

**AZƏRBAYCAN RESPUBLİKASI TƏHSİL NAZİRLİYİ**

**AZƏRBAYCAN DÖVLƏT NEFT VƏ SƏNAYE  
UNİVERSİTETİ**

**QULİYEVA S.N.**

**NEFT KİMYA SİSTEMLƏRİNDƏ KİBERNETİKA  
METODLARI FƏNNİNƏ AİD**

**(metodik vəsait)**

**PİROLİZ QAZINDAN İZOBUTİLENİN AYRILMASI  
PROSESİNİN ƏSASINDA RİYAZİ MODELİN  
QURULMASI VƏ TƏHLİLİ**

**Tallinn – 2022**

**AZƏRBAYCAN RESPUBLİKASI TƏHSİL NAZİRLİYİ**

**AZƏRBAYCAN DÖVLƏT NEFT VƏ SƏNAYE**

**UNİVERSİTETİ**

**QULİYEVA S.N.**

**NEFT KİMYA SİSTEMLƏRİNDƏ KİBERNETİKA  
METODLARI FƏNNİNƏ AİD**

**(metodik vəsait)**

**PİROLİZ QAZINDAN İZOBUTİLENİN AYRILMASI  
PROSESİNİN ƏSASINDA RİYAZİ MODELİN  
QURULMASI VƏ TƏHLİLİ**

**Azərbaycan Dövlət Neft və Sənaye  
Universiteti təsdiq etmişdir.**

**Əmr № 01-I/18 “07”İyul- 2022**

**Tallinn- 2022**

## **UOT 66.092(07)**

**Tərtib edən:** t.ü.f.d, dosent Quliyeva Sevinc Nizami qızı.  
“Neft kimya sistemlərində kibernetika metodları fənninə aid  
“Piroliz qazından izobutilenin ayrılması prosesinin əsasında  
riyazi modelin qurulması və təhlili” fənnindən məşğələ dərsləri  
üçün rəhbərlik. Bakı, ADNSU-nin nəşri, 2022, 101 səh.

**Redaktor:** Rövşen Guliyev Türkiyə Ardahan Universiteti  
“Ətraf mühit Mühəndisliyi” kafedrasının müdiri, Doc.Dr.

### **Rəy verənlər:**

BQU-nin “Yüksəkmolekullu birləşmələr kimyası”  
kafedrasının müdiri, kimya elmlər doktoru Rasim Alosmanov  
Mirəli.

ADNSU-nin Neft-kimya texnologiyası və sənaye  
ekologiyası kafedrasının dosenti E.Ə.Məmmədov

Metodik vəsait ADNSU-nin Azİİ e Kitab Evi-nin  
bibliyoqrafi Həsənli Könül İmamverdi qızı tərəfindən korrekte  
olunmuşdur.

“Neft -kimya sistemlərində kibernetika metodları” fənninə  
dair- “Piroliz qazından izobutilenin ayrılması prosesinin  
kibernetikası” metodik vəsaiti mövcud tədris planına uyğun  
olaraq 060641- Neft kimya proseslərinin kibernetikası ixtisası  
üzrə magistratura təhsil səviyyəsi üçün hazırlanmışdır. Metodik  
vəsait “Neft kimya sistemlərində kibernetika metodları fənninə  
aid “Piroliz qazından izobutilenin ayrılması prosesinin əsasında  
riyazi modelin qurulması və təhlili” fənni neft-kimya texnologi-  
yası sahəsində konkret mühəndis məsələlərinin həll edilməsini,

texnoloji prosesləri və onların qarşılıqlı əlaqələrini, texnoloji proseslərin tipik qanunauyğunluqlarını öyrədir. Mühəndislik elmləri içərisində xüsusi əhəmiyyəti olan “Neft kimya sistemlərində kibernetika metodları fənninə dair “Piroliz qazından izobutilenin ayrılması prosesinin əsasında riyazi modelin qurulması və təhlili” fənni yeni texnoloji proseslərin yaradılmasında, mövcud texnoloji proseslərin daha da təkmilləşdirilməsində, layihələndirmə işlərinin hesablama hissəsinin yerinə yetirilməsində tətbiq oluna biləcək bir materialdır. Bu cür hesablamaların məqsədi istehsalın optimal parametrlərinin və kinetik sabitlərin təyin edilməsi və ya reaksiya həcmələrinin və kimyəvi reaktorların əsas ölçülərinin hesablanması, proseslərin maddi hesabının əsasları, sərf əmsalları, texnoloji proseslərin istilik hesabı, texnoloji proseslərin kinetikasi, temperaturun reaksiya sürətinə təsiri, kinetik parametrlərin hesabı, optimal temperaturun təyini, reaktorların əsas riyazi modelləri və s. özündə birləşdirməklə müasir mühəndislik elminin öyrənilməsində xüsusi əhəmiyyət kəsb edir.

Təqdim edilən metodik vəsaitinin 060641 - Neft kimya proseslərinin kibernetikasi ixtisası üzrə magistra-tura təhsil səviyyəsində mühəndislik vərdişlərinin aşılmasında müstəsna vasitə olması imkanları vardır. Vəsaitdən uyğun ixtisaslarda təhsil alan tələbələr, mühəndislər, layihə işlərini yerinə yetirən mütəxəssislər istifadə edə bilər.

# MÜNDƏRİCAT

Səh.

<b>GİRİŞ</b> .....	6
1. Piroliz fraksiyasından izobutilenin ayrılması prosesinin riyazi modeli.....	11
2. Prosesin kinetikasi .....	34
3. Sənaye qurğusunun parametrlərinin analizi və hesablanmış model parametrlərinin nəticələri ilə müqayisəsi....	40
4. İzobutilsulfat turşusunun parçalanması reaksiyasının mexanizmi və kinetikasi.....	61
5. Qaynar n-parafinlərdə izobutil-sulfat turşusunun parçalanma bloku proseslərinin riyazi modeli.....	75
6. Təcrübə nəticələrin və hesablama məlumatlarının analizi.....	86
<b>ƏDƏBİYYAT</b> .....	96

## GİRİŞ

Müasir kimya istehsalı çoxlu miqdarda qarşılıqlı əlaqədə olan aparat və prosesləri özündə birləşdirir. Kimya reaktorlarında eyni zamanda kimyəvi çevrilmələr, istilik, kütlə mübadiləsi, hidrodinamiki və mexaniki proseslər gedir. Onların layihələndirilməsi və optimal idarə edilməsini elmi əsaslarla həyata keçirməyi təmin etmək üçün kimya kibernetikası prinsiplərindən istifadə etmək bacarığı hazırki dövrdə kimya texnologiyası sahəsində ixtisaslaşan mütəxəssislərin öhdəsinə düşür.

Kibernetika informasiyanı qavramaq qabiliyyətinə malik olan, onu yadda saxlayan, emal edən və ixtiyari təbiətli sistemləri idarə etmək məqsədi ilə onları öyrənən elmdir. Kibernetikanın tərkibi informasiyanın toplanmasını təmin edən, onları yadda saxlayan, analiz və emal edən, sistemlərin idarə edilməsi məsələlərini həll edən bölmələrdən ibarətdir. Kibernetikanın əsas metodu idarə edilən sistemlərin riyazi modelləşdirilməsidir, əsas vəsaiti isə elektron hesablama maşınları şəbəkəsidir.

Müasir kimya texnologiyası kimya sistemlərini öyrənən və onları yaradan elmdir. Hazırki dövrdə o, kibernetikanın metodlarından istifadə etmədən inkişaf edə bilməz. Kimya texnologiyasının əsas məsələlərindən biri proseslərin optimal rejimlərinin və qurğuların optimal konstruksiyasının tapılması və proseslərin optimal idarə edilməsi olduğu üçün, kimya kibernetikasının tərkib hissəsi hesab edilir.

Kibernetikanın əsas metodu olan riyazi modelləşdirmənin istifadə qaydaları:

- Əgər yeni proseslərin tədqiqatı zamanı onun haqqında materialın bir hissəsi təcrübi yolla alınarsa, qalan böyük əksəriyyəti modeldən istifadə edilməklə hesablamalar yolu ilə əldə edilir;

- Proseslərin layihələndirilməsi zamanı layihə göstəricilərinin çevik dəyişdirilməsi lazım gəldikdə o, riyazi

model vasitəsilə həyata keçirilir;

– Proses tətbiq edildikdən sonra onu optimal idarə etmək məqsədi ilə elektron hesablama şəbəkəsinin yaddaşına verilmiş riyazi modeldən istifadə edilir;

– Laboratoriya şəraitində tədqiqi başa çatdırılmış yeni prosesləri zavod səviyyəsinə qədər miqyaslaşdırmaq üçün fiziki və riyazi modelləşdirmə üsullarından istifadə edilir.

Neft xammalının pirolizi doymamış karbohidrogen lərin: etilen, propilen, butilenlər, butadien və s. alınmasının daha mühüm mənbələrdən biri hesab edilir ki, bunun əsasında da üzvi sintezin müxtəlif məhsullarının, kütlə və kauçukların istehsalı üçün böyük sənaye qurğuları işləyir. Kimya sənayesinin inkişafı sintetik liflərin plastik kütlələrin, kauçukun, yuyucu vasitələrin kəskin artması ilə müşayiət olunur ki, bunların da alınması üçün bir çox xammallardan istifadə olunur, bunlardan ən çox təmiz izobutilenlər götürülür. Xalq təsərrüfatının təmiz izobutilenə artan tələbatı onların alınmasının yeni effektiv metodlarının işlənməsini tələb edir. Təmiz izobutilen kimya sənayesində geniş istifadə edilir. Onlar fenolun, stiroulun, plastik kütlələrin və s. məhsulların istehsalında istifadəsi getdikcə genişlənir. Bu məhsulun alınmasında həmin maddələrin istifadə edilməsinin əsas problemi ondan ibarətdir ki, bu maddələrin yüksək təmizliyə malik olma tələb olunur. Məsələn, izobutilenin tərkibində hətta az miqdarda qarışıq olduqda o polimerləşir və keyfiyyətini itirir. Piroliz qazlarından izobutileni sənaye üsulu ilə alınmasına aid materialların toplanması və analizi aparılıb, piroliz qazından yüksək səviyyəli təmiz izobutilenin ayrılması üçün üsullar işlənilib hazırlanmış və sənaye qurğusunun texnoloji sxeminin modifikasiyasının prinsiplial texnoloji sxemi təklif edilmişdir, piroliz qazının izobutilenin ayrılması proseslərinin riyazi modeli işlənilib hazırlanmışdır, təmiz izobutilenin alınmasının əsas reaksiyalarının kinetik tədqiqatları aparılmışdır. Reaktorun riyazi modeli tərtib edilən zaman nəzərə alınmışdır, əsas və yan

reaksiyaların kinetik tənlikləri, turşu damcılarının ölçülərinin prosesin selektivliyinə təsiri və istilikötürmə şəraiti [1].

Riyazi modellər kimyəvi proseslərin optimallaşdırılması və miqyaslaşdırılması məsələlərinin həllinin uğurlu olmasını təmin edir ki, bu da reaksiyanın laboratoriya şəraitindən sənaye miqyasına qədər keçirilməsinə imkan yaradır.

Vəsaitdə görüldüyü kimi “Piroliz qazından izobutilenin ayrılması prosesinin əsasında riyazi modelin qurulması və təhlili” fənni neft-kimya texnologiyası sahəsində konkret mühəndis məsələlərinin həll edilməsini, texnoloji prosesləri və onların qarşılıqlı əlaqələrini, texnoloji proseslərin tipik qanunauyğunluqlarını öyrədir. Mühəndislik elmləri içərisində xüsusi əhəmiyyəti olan “Piroliz qazından izobutilenin ayrılması prosesinin əsasında riyazi modelin qurulması və təhlili” fənni yeni texnoloji proseslərin yaradılmasında, mövcud texnoloji proseslərin daha da təkmilləşdirilməsində, layihələndirmə işlərinin hesablama hissəsinin yerinə yetirilməsində tətbiq oluna biləcək bir materialdır.

Onu da qeyd etmək istərdim ki, bu proseslərin hesablanması istənilən kimya istehsalının layihə edilməsində daha çox zəhmət tələb edən hissəni təşkil edir və eyni zamanda texnoloji proseslərin hesablanması laboratoriya tədqiqatının yekun mərhələsi olmaqla mövcud qurğuların tədqiq edilməsində də istifadə oluna bilər. Və ən əsası bu cür hesablamaların məqsədi istehsalın optimal parametrlərinin və kinetik sabitlərin təyin edilməsi və ya reaksiya həcmələrinin və kimyəvi reaktorların əsas ölçülərinin hesablanması kimi məsələlərdən ibarətdir. [2]

İqtisadiyyat baxımından isə qeyd etmək lazımdır ki, müasir inkişaf mərhələsində buraxılan məhsulların keyfiyyətinin yüksəldilməsi və növlərinin çoxaldılması, ətraf mühiti qorumaq üçün tullantısız texnoloji proseslərin yaradılması, sənayeyə mütərəqqi texnoloji proseslərin tətbiq edilməsi, zavod avadanlığının etibarlılığının artırılması, mövcud proseslərin intensivləşdirilməsi, həmçinin texniki göstəricilərinin yaxşılaş-



dırılması, eyni zamanda sosial-iqtisadi əhəmiyyətə malik olan məsələlərin həll edilməsində hazırkı vəsaitin xüsusi rolu vardır. Bununla əlaqədar olaraq kimya, neft emalı və neft-kimya sənayesinin yüksək ixtisaslı mühəndis-texniki kadrların yetişdirilməsində vəsaitin müstəsna əhəmiyyəti olacaqdır.

Olefinlərin, xüsusilə, butilen-butadien fraksiyalarının (BBF) emalının böyük təcrübəsi yerli müəssisələrdə toplanır. Çoxməqsədli tədqiqatlar aparılmışdır ki, bunların da əsas məqsədi BBF-in təmizlənməsi və emalının elmi əsaslarının yaradılması, istehsalın texniki-iqtisadi göstəricilərinin xeyli yaxşılaşdırılmasını təmin edən və bunun əsasında texnoloji prosesin ayrı-ayrı mərhələlərinin təkmilləşdirilməsi, həmçinin monomer-butadien və yüksək keyfiyyətli izobutilen almaq üçün yeni texnoloji üsulların və aparatlarının işlənilməsi olmuşdur.

Zərərli mikroqarışıqların maksimal ayrılması üçün gətirilmiş və yerli BBF-in hazırlanması üsulları xüsusilə ətraflı tədqiq edilmiş, polimerləşmə təmizliyi ilə izobutilen ayrılmasının yeni, daha müasir üsulları, həmçinin butil-kauçuk istehsalı üçün bu monomerin keyfiyyətinin stabilləşmə üsulları təklif edilmiş, tərkibində cüzi miqdarda qarışıqlar olan olefin fraksiyaları almağa imkan verən piroqazın adsorbsiyalı təmizləmə üsullarının daha iqtisadi və ekoloji münasib üsulları qiymətləndirilmişdir.

BBF-in mikroqarışıqlardan təmizlənməsi üsullarının tədqiqi həmçinin butadien keyfiyyətinin stabilləşməsinin həm xüsusi, həm də digər müəssisələrdə işlənilmiş sxemlərinin yaradılması üçün əsas olur ki, bu da nitril lateklərinin fasiləsiz istehsalı üsulunun işlənməsi və tətbiqini təmin edir.

Mövcud fəsil BBF-dən izobutilenlərin ayrılmasının kimyası və texnologiyasının tədqiqi və təkmilləşdirilməsinə həsr edilmişdir.

Qazvari və maye karbohidrogen fraksiyalarının sulfat turşusu məhlulları ilə qarşılıqlı təsiri proseslərinin kinetika və mexanizmlərinin, həmçinin hidrodinamiki proseslərinin tədqiqi

nəticələri təsvir edilmiş və izobutilenin ayrılmasının reaktor qovşağının konstruksiya prinsipləri işlənilib hazırlanmışdır.

Maye n-parafinlərin iştirakı ilə izobutilsulfat ekstraktının ayrılmasını yeni, perspektivli üsulları tədqiq edilmiş və sulfat turşusunu durulaşdırmadan ekstraktın ayrılması üçün aparatın konstruksiya prinsipləri, həmçinin prosesin ətraflı texnoloji sxemi işlənilib hazırlanmışdır.

Polimerləşmə təmizliyi ilə izobutilenin ayrılması şəraitinin tədqiqat nəticələri göstərilmişdir: izobutilendə qarışıqlar və istehsal mərhələləri üzrə onların paylanması, həmçinin BBF-dən izobutilenin sulfat turşulu ekstrasiya prosesində hərəkəti, izobutilsulfat ekstraktının deqazasiya və hidrolizi, xam-izobutilenin yuyulması və onun rektifikasiyası öyrənilmişdir.

Aparılmış tədqiqatlar əsasında texnoloji sxem və bu mərhələlərdə rejimlər tövsiyə edilmiş və həyata keçirilmiş, dimerlərin köməyiylə qarışıqların ekstraksiyası ilə izobutadienin uyğunlaşmış rektifikasiyasının orijinal üsulları, həmçinin izobutilenin azeotrop qurutma mərhələsində dimetil efirinin üfürülməsi sistemi təklif edilmişdir.

İzobutan, izobutilen, aromatik karbohidrogenlər kimya və neft-kimya sənayesi üçün ən mühüm xammal mənbəyidir. Bu məhsulların təmizliyi onların əsasında başqa məhsulların istehsalında tələb olunur. Məsələn, butil rezin istehsalında izobutilenin yüksək saflığı tələb olunur və ya benzol əsasında rezin, plastik, poliester qatranları, sürtkü yağları üçün əlavələr və əsas miqdarda benzol istehsalı üçün ara məhsullar istehsal olunur. Stirol, fenol, sikloheksan və s. istehsalında sərf olunur.

İzobutilen, izobutan, n-butilenlər, aromatik karbohidrogenlərin istehsalı və istehlakı durmadan artır ki, bu da öz növbəsində qaz və maye piroliz məhsullarının emalı üzrə mövcud texnologiyaların davamlı olaraq təkmilləş-dirilməsini tələb edir.

## **1. PİROQAZ FRAKSİYASINDAN İZOBUTİLENİN AYRILMASI PROSESİNİN RİYAZİ MODELİ**

İstilik və kütlə ötürülməsi prosesləri əsasında, habelə müasir hesablama vasitələri ilə birlikdə fiziki və kimyəvi çevrilmələri nəzərə alaraq tədqiq olunan prosesin tam riyazi modelinin qurulması material xərclərini əhəmiyyətli dərəcədə aşağı salmağa imkan verir. Texnoloji və texniki-iqtisadi göstəriciləri əhəmiyyətli dərəcədə yaxşılaşdırma bilən prosesin aparatlarının dizaynının müxtəlif variantlarını hesablamaq və optimal rejimləri müəyyən etmək mümkündür [4].

Son illərdə neft-kimya proseslərinin öyrənilməsində məlumat əldə etmək üçün kompleks yanaşmaya doğru artan tendensiya müşahidə olunur. İnformasiyanın əldə edilməsi prosesi iki mərhələyə bölünür: birinci mərhələdə bütün mümkün reaksiyaların sürətinin konsentrasiyalar-dan, temperaturdan, təzyiqdən və s.-dən kəmiyyət asılılıqları tədqiq edilir ki, bu parametrlərdə kifayət qədər geniş diapazonda dəyişiklik edilir. prosesin kinetikasi diqqətlə öyrənilir. İkinci mərhələdə makroskopik amillərin kimyəvi reaksiyaların sürətinə təsiri öyrənilir, makroskopik kinetik və ya makrokinetik adlanır. Neft-kimya proseslərinin modelləşdirilməsi və optimallaşdırılmasında kinetikanın aktual problemlərindən biri mürəkkəb kimyəvi reaksiyanın mexanizminin müəyyən edilməsi problemidir.

Mürəkkəb neft-kimya proseslərinin kinetik modelini qurmaq üçün eksperimental və riyazi metodların bütün spektrini, o cümlədən aşağıdakı aspektləri cəlb etmək lazımdır: rəqabət aparan mexanizmlərin sistemlərinin qurulması və mürəkkəb kimyəvi reaksiya üçün kinetik tənliklərin alınması; kinetik sabitləri qiymətləndirmək üçün eksperimentin aparılması; mövcud eksperimental məlumatları adekvat şəkildə təsvir edən bir-biri ilə rəqabət aparan kinetik modellər toplusundan seçim.

Horiuchi və Nikamuri stasionarlıq şərtlərini ifadə etmək üçün Bodenşteynin stasionar konsentrasiyalar metodundan daha əlverişli üsul təklif etdilər. Bu üsul Termkinin əsərlərində daha da inkişaf etdirilmişdir ki, onun mahiyyəti stoxiometrik ədədlərin xətti kombinasiyasını təyin etməkdir. Horiuchi qaydasına görə, əsas marşrutların sayı aşağıdakı kimi müəyyən edilir.

50-ci illərin əvvəllərində kinetik parametrlərin qiymətləndirilməsi üçün ən çox yayılmış üsul eksperimental məlumatların mürəkkəb riyazi emalı tələb etməyən üsullar idi. Məsələn, yarımparçalanma dövrü metodu, artıq kəsr metodu, qrafik inteqrasiya və diferensiasiya üsulu, reagentlərin ekvimolyar nisbəti üsulu Guggengein və Rosveri Mangelsdorff metodu və s. Bununla belə, kinetik sabitləri qiymətləndirmək üçün yuxarıda göstərilən üsullar yalnız kinetik tənliklərdən əvvəl tətbiq olunur.

Tənliklər sistemləri ilə təsvir edilən modellərdə parametrlərin, o cümlədən aralıq məhsulların, adsorbsiya edilmiş komplekslərin konsentrasiyalarının tənliklərdən analitik olaraq xaric edilə bilməyəcəyini qiymətləndirmək üçün istifadə edilmişdir.

Bütün qeyri-xətti ən kiçik kvadratlar üsulları Taylor seriyasında reaksiya sürəti tənliklərinin genişləndirilməsinə və sabitlərin hərtərəfli yaxınlaşmasından sonra dəyərlərin hesablanmasına əsaslanır. Teylor silsiləsində reaksiya sürəti tənliklərinin genişlənməsində iterativ prosesin yaxınlaşmasının sübutu [5]-də verilmişdir.

Qeyri-xətti ən kiçik kvadratlar üsullarının hesablayarkən addım ölçüsünə nəzarət etmək vacibdir.

Alqoritmin sürətli yaxınlaşması parametrlərin qiymətləndirilməsi üçün səmərəli üsul - kvazi xəttləşdirmə üsulu ilə təmin edilir. Buna görə də bir çox tədqiqatçılar kinetik tənliklərin parametrlərini qiymətləndirmək üçün kvazi xəttləşdirmə metodunun müxtəlif modifikasiyalarından istifadə etmişlər [6].

Fibonaççi metodu qeyri-müəyyənlik intervalını azaltmaq üçün ən yaxşı üsullardan biridir ki, bu da məqsəd funksiyasının müəyyən sayda qiymətləndirməsi üçün minimum qeyri-müəyyənlik intervalını əldə etməyə imkan verir. Kinetik modelin parametrlərinin axtarışı üçün sıfır dərəcəli metodların birləşmələri - Fibonaççi və Gauss-Zeydel üsulları uğurla tətbiq edilmişdir ( $n = 25$ ).

Birləşdirilmiş metodun mahiyyəti ondan ibarətdir ki, Gauss-Seidelə görə hər bir koordinat enişi üçün parametr dəyərini ehtiva edən qeyri-müəyyənliklər intervalını təyin edən Fibonaççi metodundan istifadə edilmişdir. Axtarış strategiyasında bəzi dəyişikliklər edildikdə orada birinci istiqamətdə funksiyanın minimumunun axtarışı bir dəfə və ilk uğursuzluğa qədər aparıldı. Digər istiqamətlərdə axtarışlar eyni şəkildə davam etdirilir, ardınca oxların Qram -Şmidt üsulu ilə fırlanması aparılır. Bu cür dəyişikliklər minimuma endirmə prosesinin əhəmiyyətli dərəcədə sürətlənməsinə səbəb oldu. Kvadrat funksiya üçün Rosenbrock metodu superxətti yaxınlaşma dərəcəsinə malikdir. İdarəetmə maşınlarının artan populyarlığı ilə parametrləri vaxtında qiymətləndirmək üçün maşın axtarış metodlarından istifadə edən problemlər kateqoriyasına maraq artdı. Belə bir vəziyyətdə rekursiv və ya ardıcıl həllərdən istifadə etmək rahatdır. Yəni əvvəlki müşahidələri xatırlamadan "zaman nöqtəsində müşahidələri" əlavə etməklə  $t_{R+1}$  intervalda alınan qiymətləndirmələrin dəqiqləşdirilməsi üsulları . Belə ardıcıl həll filtr adlanır.  $t_1 \leq t \leq t_{R_1}$  Kinetik modellərin parametrlərinin tapılması məsələsini həll etmək üçün Kalman filtrinə əsaslanan üsuldən istifadə olunur. Bütün reaksiya komponentləri haqqında natamam eksperimental məlumat olduğu halda Bolter inteqral tənliklərinin ardıcıl yaxınlaşması və maksimum ehtimal prinsipinə əsaslanan metod təklif etmişlər.

Tədqiqatlar göstərmişdir ki, [7] yaxınlaşan çoxhəddlinin sırası çox vaxt tövsiyə ediləndən yüksək olur.

Modelləşdirmə funksiyalarının köməyi ilə diferensial tənliklər sisteminin parametrlərinin qiymətləndirilməsi problemini xətti tənliklər sisteminin həllinə qədər azaldılır. Modelləşdirmə funksiyalarının ardıcıl tətbiqi ilə kinetik tənliklərin parametrlərinin təyini üsulu, çoxhədlilərdən və modelləşdirmə funksiyalarından istifadə edən üsullar /46/-də işlənib hazırlanmışdır ki, onun mahiyyəti diferensial tənliklər sisteminin xətti cəbri tənliklər sisteminə inteqral çevrilməsindən ibarətdir.

Əks reaksiyaların həllində korreksiya zamanı daha da ağırlaşır, və bu üç şərtdən ən azı birini pozulur:

- hər hansı daxil olan məlumat üçün həll mövcuddur;
- giriş məlumatlarının kiçik bir pozulması ilə bağlı həll sabitdir;
- yegənə həlldir [4].

Sorbsiya dinamikasının fenomenoloji modelində sorbsiya edilmiş maddənin təbəqədəki dənələrə xarici diffuziyası, onun hidrodinamik dispersiyası (konvektiv diffuziya) kimi kütlə ötürülməsi formaları nəzərə alınmalıdır, dənəvərvari adsorbentlər adsorbsiya daxil, olan diffuziyasıdır.

Həm izotermik, həm də qeyri- izotermik hallar üçün tənliklərdə göstərilir. Burada göstərilən üsullar fiziki olaraq sonsuz kiçik həcmdə fərdi dənələr və intergranular olan məsamələri üçün etibarlı olan mikrotransfer tənliklərinin orta hesablanmasına əsaslanır. Tədqiqatlar göstərir ki, adsorbent qranulların məsamələri həm ölçü, həm də forma baxımından əhəmiyyətli dərəcədə fərqlənə bilər. Kinetik ayrılıqların daha dəqiq və etibarlı təsviri üçün adsorbent məsamə strukturunun sorbsiya prosesinə təsirini nəzərə alaraq bidispers strukturlu sorbent dənələrində adsorbsiya kinetikasi və dinamikasının riyazi modelləri təklif edilmişdir. Bu istiqamətdə əsas işlər Zolotarev tərəfindən aparılmışdır. Sorbsiya proseslərinin dinamikasının və kinetikasının göstərilən riyazi modellərində adsorbent dənələrin bircins struktura malik olduğu və onlarda daxili diffuziyanın bir

diffuziya əmsalı ilə xarakterizə edildiyi nəzərdə tutulmuşdur. Eyni zamanda, son illərin nəzəri və eksperimental tədqiqatları göstərir ki, sənayedə geniş istifadə olunan adsorbentlərdə olan qranulların məsaməli quruluşu, hətta kobud yaxınlaşmada da dispersiya kimi qəbul edilməlidir, neft xammalının izobutan-izobutilen piroqaz fraksiyasının karbohidrogen qarışıqlarından çıxarılmasına əsaslanır [8-9].

Təmiz izobutan və izobutilen əldə etmək üsulunun seçimi təmizlik tələblərindən asılıdır. Qeyd etmək lazımdır ki, piroqaz fraksiyasının karbohidrogenlərinin qarışıqlarından izobutilenin çıxarılması üçün müxtəlif konsentrasiyalı sulfat turşusu məhlulları ilə ekstraksiya üsulu geniş istifadə olunur.

Qeyd etmək lazımdır ki, izobutan fraksiyası özü ilə 100 kq/saat həcmində izobutilen, təmizlənmiş izobutilen isə 21 kq/saat n-butilenlər daşıyır. Bu, birincisi, izobutan və izobutilenin saflığına təsir edir, ikincisi, qiymətli məhsullar itirilir. Neft məhsullarının keyfiyyəti həm də yaranan məhsullardan çirkəlin təmizlənməsi şərtlərindən asılıdır.

Piroqaz fraksiyasından izobutilenin ayrılması prosesinin riyazi modeli bu cür qurulur.

Reaktorun riyazi modeli tərtib edilən zaman nəzərə alınmışdır:

- a) əsas və yan reaksiyaların kinetik tənlikləri;
- b) turşu damcılarının ölçülərinin prosesin selektivliyinə təsiri;
- c) istilikötürmə şəraiti.

Kimya reaksiyaları bir sıra mürəkkəb effektlərlə müşayiət olunurlar. Bu, xüsusilə böyük miqyasda aparılan heterogen-katalitik proseslərə aiddir. Burada kütlə və istilik mübadiləsi prosesləri, hidrodinamik amillər, mexaniki proseslər kimya kinetikasına öz təsirini göstərir.

Əgər kütlə və istilik mübadiləsi prosesləri kifayət qədər tez baş verirsə, onda kimya kinetikasının qanunauyğunluqları «təmiz» yerinə yetirir, heç bir təhrifə məruz qalmır. Lakin əgər

kütlə və istilik mübadiləsi sürətləri müəyyən mərhələdə reaksiya sürətilə müqayisə ediləcək dərəcədə və ya ondan az olarsa, onda bu amillərin təsiri nəzərə çarpacaq dərəcədə və ya həlledici olur. Ona görə də kinetik qanunauyğunluqları analiz edərkən, böyük miqyaslı proses və qurğuların texnologiya və layihələrini işləyib hazırlayarkən mütləq ilkin maddələrin və reaksiya məhsullarının axından katalizator dənələrinin səthinə, səthdən nəqliyyat məsələlərinə, oradan aktiv mərkəzlərə, məhsulun isə həmin yollarla əks istiqamətdə nəqli məsələləri nəzərə alınmalıdır. Bu həm kütlə, həm də istilik qradiyentlərinə aiddir.

İstilik və kütlə mübadiləsi proseslərinin oxşarlığı və bir-birindən asılılığı onların kimya kinetikasına təsirinə əlaqəli baxmağı tələb edir.

Yuxarıda qeyd etdiyimiz proseslərin öyrənilməsi və analizi bir elm sahəsi və fənni kimi mühəndis kinetikasi və ya makroskopik kinetika adı altında ayrılmışdır.

Mühəndis kinetikasının qarşıya qoyduğu məsələlər bunlardır: istilikeçirmə, diffuziya, hidrodinamik proseslərin qanunlarının kimya reaksiyalarına təsirini öyrənmək. Məsələn, heterogen-katalitik reaksiya aparılarkən ümumi halda aşağıdakı proseslər qədir:

1. İlkin maddələrin katalizatorun səthinə diffuziyası (xarici diffuziya). Bu proses katalizator səthində reaqentlərin sərfi nəticəsində onların qatılıq qradiyentlərinin əmələ gəlməsi ilə baş verir;

2. İlkin maddələrin katalizator səthindən nəqliyyat məsələləri vasitəsilə aktiv mərkəzlərə doğru hərəkəti (daxili diffuziya). Burada hərəkətverici qüvvə qatılıq qradiyentidir;

3. İlkin maddənin aktiv mərkəzlərdə adsorbsiyası;

4. Aktiv mərkəzlərdə reaksiya;

5. Alınan məhsulun desorbsiyası;

6. Alınan məhsulun nəqliyyat məsələlərində katalizatorun səthinə doğru diffuziyası. Burada da hərəkətverici qüvvə reaksiya məhsulları qatılığının qradiyentidir;



7. Reaksiya məhsullarının katalizator dənələrinin xarici səthindən axınının nüvəsinə doğru diffuziyası.

Bütün bu proseslər ya eyni faza daxilində, ya da fazaları ayıran sərhəddə qatılıqlar fərqi nəticəsində baş verir. Reaksiya komponentlərinin nəqlindəki tormozlanma reaksiya prosesinin özünü ləngidir. Bu isə kinetika qanunauyğunluqlarını təhrif edir. Məsələn, diffuziyanın tormozlayıcı effekti prosesin getdiyi şəraitdən, katalizatorun quruluşundan, onun aktivliyindən, komponentlərin qatılığından və s. asılıdır. Eyni zamanda, kütlə mübadiləsinin tormozlanması nəticəsində istilikkeçirmənin tormozlanması da baş verir ki, bu da temperatur qradientinin əmələ gəlməsinə səbəb olur.

Dediklərimizlə əlaqədar olaraq reaksiyaların getmə sahəsi aşağıdakı kimi fərqləndirilir:

1. Kinetik sahə – bu halda diffuziya mərhələsi kimya mərhələlərindən daha sürətli gedir;

2. Xarici diffuziya sahəsi – bu halda xarici diffuziya bütün mərhələlərdən ləng gedir;

3. Daxili diffuziya sahəsi – yəni daxili diffuziya daha ləng gedir;

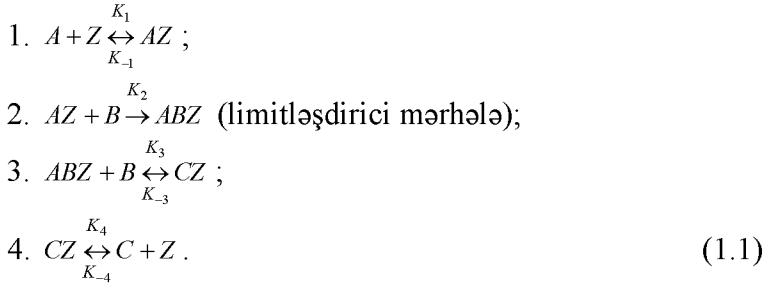
4. Keçid sahəsi – bu halda müxtəlif sahələrin xüsusiyyətləri özünü göstərir və bir rejimin o biri rejim üzərində üstünlüyü nəzərə çarpmır.

Stasionar rejimlərdə bütün ardıcıl mərhələlərin sürətləri eyni olmalıdır. Bir misalla dediklərimizə aydınlıq gətirək.

Heterogen-katalitik  $A + 2B = C$  reaksiyasının ehtimal olunan mexanizmi və limitləşdirici mərhələsi



reaksiyasının ehtimal olunan mexanizmi aşağıdakı mərhələlərdən ibarət ola bilər:



Reaksiyanın ümumi intensivliyini ləng dönməz mərhələni təşkil edən  $AZ$ -lə  $B$ -nin qarşılıqlı təsirinə sürəti təyin edir. Bu sxemə əsasən reaksiyanın təcrübədə müşahidə olunan sürəti

$$r^* = r_2 \tag{1.2}$$

olmalıdır. Burada  $r^*$  – təcrübədə müşahidə olunan reaksiya sürəti;  $r_2$  – (1.2) mexanizmindəki limitləşdirici mərhələnin sürətidir.

Limitləşdirici mərhələnin sürəti

$$r_2 = k_2 P_B \Theta_A . \tag{1.3}$$

Burada:  $P_B$  – səth kompleksi  $AZ$  ilə qarşılıqlı təsirdə olan qaz fazasındakı  $B$  maddəsinin parsial təzyiqidir;  $\Theta_A$  –  $A$  maddəsinin səthdəki qatılığıdır;  $k_2$  – 2-ci mərhələ (limitləşdirici) reaksiyasının sürət sabitidir.

1.2-yə əsasən  $A + 2B = C$  reaksiyasının sürəti

$$r^* = k_2 P_B \Theta_A \tag{1.4}$$

olmalıdır.

Reaksiyaya girən maddənin səthdəki qatılığı ilə həcmdəki

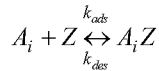
qatılığı arasında əlaqə yaratmaq üçün aşağıda şərh edilmiş 2 üsula – Ləngmür və stasionar qatılıqlar üsullarına baxaq.

Bu üsula əsaslanaraq kinetik tənlikləri dəyişmək olar, lakin o şərtlə ki, katalizatorun səthi ideal olsun, yəni səthdə eyni miqdarda və sabit adsorbsiya mərkəzlərinin olduğu qəbul olunsun. Bu şərti olaraq aşağıdakı kimi qəbul edilir:

$$\sum_i \Theta_{A_i} + \Theta_0 = 1. \quad (1.5)$$

Burada:  $\Theta_{A_i}$  –  $A_i$  maddələrinin səthdəki qatılığı;  $\Theta_0$  – tutulmamış (sərbəst) aktiv mərkəzlərin qatılığıdır.

Bir maddənin adsorbsiyası halında, yəni

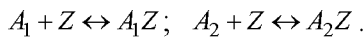


sürətlər  $r_{ads} = k_{ads} \cdot P_{A_i} \cdot \Theta_0$ ,  $r_{des} = k_{des} \cdot \Theta_{A_i}$  olur. Tarazlıq halında  $r_{ads} = r_{des}$ . Onda (1.5)-i də nəzərə alsaq nəticədə alınır:

$$\Theta_{A_i} = \frac{a_i P_{A_i}}{1 + a_i P_{A_i}}. \quad (1.6)$$

Burada:  $a_i = k_{ads} / k_{des}$  – adsorbsiyanın tarazlıq sabiti.

İki komponentin birgə adsorbsiyası halı, yəni



üçün analogi olaraq alınır:

$$\Theta_{A_1} = \frac{a_1 P_{A_1}}{1 + a_1 P_{A_1} + a_2 P_{A_2}},$$

$$\Theta_{A_2} = \frac{a_2 P_{A_2}}{1 + a_1 P_{A_1} + a_2 P_{A_2}}.$$
(1.7)

Daha mürəkkəb olan (1.1) mexanizmi üçün Ləngmür üsulundan istifadə edərək reaksiya sürəti tənliyi aşağıdakı kimi alınır. Təcrübədə müşahidə edilən sürət üçün tənlik yazılır

$$r^* = r_2 = k_2 P_B \Theta_{A_1}.$$
(1.8)

Səth çevrilmələrində AZ, ABZ, CZ kompleksləri əmələ gəlir. Lakin güman etmək olar ki, onlar ləng əmələ gəlib tez sərf olurlar. Odur ki, aktiv mərkəzlərdə müəyyən müddət qalan A və C maddələri olur. Odur ki, (1.7)-yə uyğun olaraq yaza bilərik:

$$\Theta_A = \frac{a_A P_A}{1 + a_A P_A + a_C P_C}.$$
(2.9)

(1.8)-i burada nəzərə alsaq

$$r^* = r_2 = \frac{k^* P_A P_B}{1 + a_A P_A + a_C P_C}.$$
(1.10)

Burada:  $k^* = k_2 \cdot a_A$  – sürətin effektiv sabitidir.

Ləngmür modeli parametrlərinin təyini, xüsusi planlaşdırılmış kinetik təcrübələr əsasında, əks kinetika məsələsini həll etməklə əldə edilir.

Nəzərə almaq lazımdır ki, təcrübələrlə müşahidə edilə bilən

ancaq  $P_a, P_b, P_c$  və  $r^*$ -dur. Təcrübələr aparmaqla reaksiyaya qirən A və B maddələri və alınan C maddəsinin tarazlıq halları üçün  $P_a, P_b, P_c$  qatılıqları tapılır və sadə balans hesablamaları ilə  $\Theta_a$ -nın onlardan asılılıq qrafiki (cədvəli) qurulur, yəni izoterm əyrisi alınır. Həmin göstəricilər əsasında və (1.9)-dan istifadə edərək  $a_A$  və  $a_C$  hesablanır.

Təcrübələr aparmaqla  $r^*$  ilə  $P_b$  asılılığı qeyri-tarazlıq halı üçün tapılır və sadə balans hesablamaları ilə  $\Theta_a$  və  $r^*$  asılılığı müəyyən edilir. Sonra (2.8)-dən istifadə edərək  $k_2$  hesablanır. Daha sonra  $k^* = k_2 \cdot a_A$ -dan  $k^*$  hesablanır.

Beləliklə, Ləngmürün (1.10) tənliyi vasitəsilə aparılan təcrübələr çərçivəsində  $P_a, P_b, P_c$ -nin ixtiyarı qiymətlərində (1.1) reaksiyanın limitləşdirici mərhələsinin sürətləri hesablanır və onlar yüksək səviyyəli riyazi modellərdə istifadə edilir.

Metodun əsasını Bodenşteynin heteroqen-katalitik reaksiyalara tətbiq edilən stasionar prinsipi təşkil edir. Əgər  $A \rightleftharpoons Z$  reaksiyanın aralıq məhsuludursa, onda onun səthdəki qatılığı sabitdir ( $\Theta_{A_i} = const$ ) və deməli

$$\frac{d\Theta_{A_i}}{dt} = 0. \quad (1.11)$$

Metodun tətbiqinin ən sadə misalı  $A \rightleftharpoons B$  reaksiyasıdır. Onun səth mexanizmini belə yaza bilərik:

1.  $A + Z \xrightleftharpoons[k_{-1}]{k_1} AZ$  ;
2.  $AZ \xrightarrow[k_2]{} B + Z$  (limitləşdirici mərhələ).

Müşahidə olunan sürət

$$r^* = r_2 = k_2 \Theta_{A_i}. \quad (1.12)$$

kimi ifadə edilə bilər.

Reaksiyanın mexanizminə və (1.11) şərtinə əsasən

$$\frac{d\Theta_A}{dt} = r_1 - r_{-1} - r_2 = 0$$

və ya

$$k_1 P_A \Theta_0 - k_{-1} \Theta_A - k_2 \Theta_A = 0$$

(1.5) şərtini də nəzərə alsaq, yəni  $\Theta_0 + \Theta_A = 1$ , onda alarıq:

$$\Theta_A = \frac{a_A P_A}{1 + \frac{k_2}{k_{-1}} + a_A P_A}.$$

Burada  $a_A = k_1 / k_{-1}$  – tarazlıq sabitidir.

(1.12)-ni nəzərə alsaq reaksiyanın müşahidə edilən sürəti üçün alarıq

$$r^* = \frac{k^* P_A}{1 + \frac{k_2}{k_{-1}} + a_A P_A}.$$

(1.13)

(1.1) mexanizminə malik olan  $A + 2B = C$  reaksiyasının  $AZ$ ,  $ABZ$ ,  $JZ$  kompleksləri üçün maddi balans tənlikləri stasionarlıq şərtini nəzərə almaqla belə yazılır:

$$\frac{d\Theta_A}{dt} = r_1 - r_{-1} - r_2 = 0$$

$$\frac{d\Theta_{AB}}{dt} = r_2 - r_3 + r_{-3} = 0$$

$$\frac{d\Theta_C}{dt} = r_3 - r_{-3} - r_4 + r_{-4} = 0 \quad (1.14)$$

Sürətlərin uyğun ifadələrini (1.14)-də nəzərə alsaq, alırıq:

$$\begin{aligned} k_1 P_A \Theta_0 - k_{-1} \Theta_A - k_2 P_B \Theta_A &= 0 \\ k_2 P_B \Theta_A - k_3 \Theta_{AB} P_B + k_{-3} \Theta_C &= 0 \\ k_3 \Theta_{AB} P_B - (k_{-3} + k_4) \Theta_C + k_{-4} P_C \Theta_0 &= 0 \end{aligned} \quad (1.15)$$

(1.5) şərtinə uyğun olaraq əlavə tənlik

$$\Theta_0 + \Theta_A + \Theta_{AB} + \Theta_C = 1 \quad (1.16)$$

yazılır. Bir sıra məhdudiyətlər qoymaqla və limitləşdirici mərhələ sürəti (1.8)-i nəzərə almaqla (1.15),(1.16) tənliklərindən alırıq:

$$\Theta_A = \frac{a_A P_A}{1 + a_A P_A + a_C P_C + \frac{a_C P_C}{k_{P_3} P_B}} \quad (1.17)$$

və ya

$$r^* = \frac{k^* P_A P_B}{1 + a_A P_A + a_C P_C + \frac{a_C P_C}{k_{P_3} P_B}} \quad (1.18)$$

Burada:  $k^* = k_2 \cdot a_A$  – reaksiya sürətinin effektiv sabiti,  $k_{P_3} = k_3 / k_{-3}$  3-cü mərhələnin tarazlıq sabiti,  $a_A = k_1 / k_{-1}$  – A maddəsinin

adsorbsiya əmsalı,  $a_C = k_{-4}/k_4$  – C maddəsinin adsorbsiya əmsalı.

Beləliklə, Ləngmür izotermi metodu ilə alınmış (1.10) tənliyindən fərqli olaraq (1.18) modeli məxrəc elementi olan  $a_C P_C / (k_{P_3} \cdot P_B)$  vasitəsilə aralıq məhsulu ABZ-in səth qatılığının  $A + 2B = C$  reaksiyası sürətinə təsirini nəzərə alır.

Müxtəlif həndəsi formalı katalizator dənəsində gedən proseslərin tam riyazi təsviri ayrı-ayrı komponentlər üzrə maddi, istilik balansları və reaksiya sürətləri tənlikləri əsasında formalaşır. Heterogen-katalitik reaksiya təhlil edilərkən dənələrin daxilində və xaricində gedən kütlə, istilik və hidrodinamika proseslərinə birgə baxılmalıdır.

Bu proseslər aşağıdakı tənliklərlə təsvir edilir:

1. Ayrı-ayrı komponentlər üzrə katalizator dənələrinin daxilində maddi balans tənliyi;
2. Dənələrin daxili istilik balans tənliyi;
3. Xarici diffuziya yolu ilə katalizator səthinə axın tənliyi;
4. Axından dənələrin xarici səthinə istilik axını tənliyi;
5. Axının maddi balans tənliyi və ya hidrodinamik model (ideal qarışdırma aparatı üçün).

Deyilənlərin riyazi təsvirini aşağıdakı tənliklər sistemi ilə şərh etmək olar:

$$1. \frac{\partial C_i}{\partial t} = D_i^* \cdot \left( \frac{\partial^2 C_i}{\partial r^2} + \frac{a}{r} \cdot \frac{\partial C_i}{\partial r} \right) + R_i \quad (1.29)$$

$$2. \frac{\partial T}{\partial t} = a^* \cdot \left( \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{a}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \right) - \frac{\sum_j (\Delta H P_j R_j)}{\rho c_p} \quad (1.30)$$

$$3. J = -\frac{D_{xar.}^* \cdot dC}{dx} = -\frac{D_{xar.}^* \cdot (C_n - C_0)}{\Delta} = \beta^* (C_0 - C_n) \quad (1.31)$$



$$4. q = -\frac{\lambda^* dT}{dx} = -\frac{\lambda^* (T_n - T_0)}{\Delta} = \alpha^* (T_0 - T_n) \quad (1.32)$$

$$5. \frac{dC}{dt} = \frac{v}{V_r} (C_{vx} - C) = \frac{1}{\tau} (C_{vx} - C) \quad (1.33)$$

Burada:  $C$  – qatılıq, mol/m<sup>3</sup>;  $D_i^*$  – daxili diffuziya əmsalı, m<sup>2</sup>/san.;  $r$  – radial koordinat;  $\alpha = 0, 1, 2$  ( $\alpha = 0$  - müstəvi lövhə quruluşlu katalizator dənəsi,  $\alpha = 1$  - silindr quruluşlu dənə,  $\alpha = 2$  - şar quruluşlu dənə);  $i = 1, \dots, n$  – reaksiya qarışığının komponentləri;  $R_i$  – heteroqen-katalitik reaksiyanın sürəti, mol/(m<sup>3</sup>·san.);  $T$  – temperatur, °K;  $t$  – zaman, san.;  $\Delta H P_i$  – kimya çevrilmələrinin entalpiyası, C/mol;  $j = 1, \dots, m$  – kimyavi reaksiyaların sayı;  $\rho$  – qarışığın sıxlığı, kq/m<sup>3</sup>;  $c_p$  – qarışığın istilik tutumu, C/(kq·°K);  $J$  – mollarla axın, mol/(m<sup>2</sup>·san.);  $D_{xar.}^*$  – xarici diffuziya əmsalı;  $C_n$  – dənənin xarici səthi yaxınlığında maddənin qatılığı, mol/m<sup>3</sup>;  $C_0$  – axının nüvəsində maddənin qatılığı;  $\Delta$  – dənənin səthi yaxınlığında lay, m;  $\beta^* = D_{xar.}^* / \Delta$ ;  $q$  – istilik axını, C/(san·m<sup>2</sup>);  $\lambda^*$  – molekulyar istilikkeçirmə əmsalı, C/(m·san·K°);  $\alpha^* = \lambda^* / \Delta$ ;  $v$  – axının həcmi sürəti, m<sup>3</sup>/san.;  $V_r$  – reaktorun həcmi, m<sup>3</sup>;  $\tau = V_r / v$  – reaktorda qalma zamanı, san.;  $C_{vx}$  – maddələrin girişdəki qatılığı.

Model sistemlərdə aparılan (tək katalizator dənəsində və ya bir dənə qalınlığı olan tərpənməz layda) kinetik tədqiqatların nəticəsini, real sistemlərdə gedən prosesləri hesablamaq və onlara tətbiq etmək üçün, alınan həlləri real həcmdəki qatılıqların paylanması ilə əlaqələndirmək lazımdır. Mikroobyektlərin (hissəliklərin) baxılan makrohəcmdə paylanması qanunauyğunluqları uyğun sistemlərin hidrodinamika və struktur şərtləri ilə verilir. Ayrı-ayrı hissəciklərin kinetik həllərinin makrosisteminin hidrodinamikası və strukturu ilə birləşdirilməsini (məsələn, layların hərəkəti və qarışdırılması ilə) makrokinetika məsələsinə

aid etmək və belə yanaşmaqla alınan həlləri isə makrokinetik həllər adlandırmaq olar.

Fərz edək ki, adsorbent adsorberə lay-lay dolur və alınan izotermi qabarıq şəkillidir. Bu hal üçün D.P. Timofeyev tək sterik adsorbsiya dənəsi üçün adsorbsiyanın kinetik tənliyini almışdır:

$$\eta^m = 3\alpha - 3\alpha^2 + \alpha^3. \quad (1.24)$$

Burada:  $\eta = a/a^*$  – nisbi adsorbsiya miqdarı;  $a = \frac{4}{3}\pi\theta[R^3 - (R-x)^3]$  –  $\tau$  zamanı ərzində adsorbsiya miqdarı;  $\alpha = x/R$ ;  $x$  – dənənin işləmə dərinliyi;  $R$  – dənənin radiusu;  $\theta$  – adsorbentın vahid həcmnin adsorbsiya tutumu;  $a^* = \frac{4}{3}\pi\theta R^3$  – qaz axınındakı sabit qatılıq  $C_0$ -la tarazlıqda olan adsorbsiya miqdarının  $x = R$ -dəki qiyməti.

(2.24) tənliyi adsorbent dənəsinin işləmə kinetikasını əks etdirir. Əgər dənə daxilində adsorbsiyanın hərəkət «frontu» sabit olarsa, onda

$$\alpha \approx \frac{\tau}{\tau^*}. \quad (1.25)$$

Burada:  $\tau^*$  – adsorbsiyanın tarazlığı ( $a^*$ ) zamanı.

Xarici kütlə mübadiləsi böyük sürətlə gedirsə, onda (1.24)-də  $m = 2$ , xarici və daxili kütlə mübadiləsi sürətləri eynidirsə, onda  $m = 1$  olur. Həmin tənlikdən istifadə etməklə işləyən layın hündürlüyü adsorbentın qaynar və hərəkətdə olan layı üçün alınmışdır.

$n$  boşqablı və qaynar laylı adsorbsiya aparatında adsorbsiya aşağıdakı şərtlər daxilində aparılır:

1. boşqablarda layların hündürlüyü eynidir,
2. hər bir pillədə qatılığın düşməsi eynidir,
3. adsorbsiyanın izoterm əyrisi qabarıqdır,
4. pillələrin sayı « $n$ »-dən çox deyil,
5. adsorbent dənələri hər bir layda ideal qarışdırılır.

Nəticədə adsorbent layının ümumi hündürlüyü üçün aşağıdakı ifadə alınır:

$$H \approx 0,06 \cdot \frac{ud_r^2}{(1-\varepsilon)D_i} \cdot n^{2-m}. \quad (1.26)$$

Burada:  $u$  – buxar-qaz qarışığının hərəkət sürəti;  $D_i$  – daxili diffuziya əmsalı;  $d$  – adsorbent hissəciklərinin diametri.

Analoji olaraq hərəkət edən lay üçün, əgər qatılıq xətti qanunla dəyişirsə, onda işləyən layın hündürlüyü üçün yazıla bilər:

$$H_{dv} = k \cdot \frac{ud_r^2}{(1-\varepsilon)D_i}. \quad (1.27)$$

« $k$ » parametri,  $m$  kimi, limitləşdirici müqavimətlərin nisbətindən asılıdır və Bio meyarından asılı olaraq aşağıdakı qiymətləri alır:

Bio 0,6-2 qiymətlərini alanda,  $k = 0,24$  olur; 1.30 arasında olanda  $k = 0,17$  və 30-50 arasında olanda  $k = 0,1$  olur. Kinetik tənliyi alarkən adsorbentin laylarla işləməsi mexanizmi və adsorbsiyanın sürətinin daxili diffuziya keçiriciliyi ilə təyin edilməsi qəbul edilir. Onda hər hansı  $d\tau$  zamanı adsorbsiya olunmuş maddənin miqdarını aşağıdakı tənliklərlə ifadə etmək olar:

$$dM = G_q(C_0 - C_1)d\tau, \quad (1.28)$$

$$dM = FD_i \left( \frac{\partial C}{\partial r} \right)_{r=R-x} d\tau, \quad (1.29)$$

$$dM = a^* dV. \quad (1.30)$$

Burada: (1.28) – maddi balans tənliyi; (1.29) – Fik qanunu; (1.30) – adsorbentın laylarla işləməsi;  $C_1$  – maddənin bir dənə qalınlıqlı lay çıxımındakı qaz axınında qatılığı;  $F = 4\pi n \cdot (R-x)^2$  – dənənin daxilində adsorbsiya frontunun cəm səthi;  $r$  – dənənin dəyişən radiusu;  $G_q$  – buxar-qaz qarışığının sərfi;  $a$  – adsorbsiyanın tarazlıq qiyməti;  $dV = 4\pi n \cdot (R-x)^2 dx$  zamanında işlənmiş dənə həcmının  $d\tau$  artımı.

Dənə daxilində maddə qatılığının xətti olaraq düşməsinə fərz etsək, onda

$$\left( \frac{\partial C}{\partial r} \right)_r = \frac{C'}{x}, \quad (R-x \leq r \leq R \text{ halı üçün}). \quad (1.31)$$

Burada:  $C$  – adsorbentın səthi yaxınlığındakı kiçik qaz layında maddənin qatılığı.

(1.31)-i nəzərə alsaq, (1.29)-dan alarıq:

$$dM = 4\pi n \cdot (R-x)^2 D_i \frac{C'}{x} d\tau. \quad (1.32)$$

Nəzərə alsaq ki, qaz axınının yüksək sürətlərində maddə qatılığını bir dənə qalınlıqlı layın giriş və çıxışında eyni götürmək olar, yəni  $C' \approx C_0 \approx C_1$ , onda (1.32) belə yazıla bilər:

$$dM = 4\pi n \cdot (R-x)^2 D_i \frac{C_0}{x} d\tau . \quad (1.33)$$

(1.30) və (1.33) tənliklərinin birgə həlli və inteqrallanması, adsorbent dənəsinin işlənməsinin kinetik əyrisini verir:

$$\tau = \frac{a^* x^2}{2 \cdot D_i C_0} . \quad (1.34)$$

Aşkıdır ki, dənənin tam işlənməsi zamanı

$$\tau = \frac{a^* R^2}{2 \cdot D_i C_0} \quad (1.35)$$

olmalıdır. Tək dənələrdəki adsorbsiya proseslərinin qanunauyğunluqları hərəkətdə olan və qaynar laylı aparatlarda adsorbsiya proseslərinin analitik həllini almağa imkan verir.

Qaynar laylı, kəsilməz işləyən birpilləli aparatda bərk faza hissəciklərinin aktiv qarışdırılmaması onların layda olması zamanının qeyri-bərabər olmasına səbəb olur. İdeal qarışdırma halında hissəciklərin aparatda qalmasının zamana görə paylanma sıxlığı aşağıdakı tənliklə təsvir edilir:

$$\rho(\tau) = \frac{1}{\tau_{or}} \exp \left[ -\frac{\tau}{\tau_{or}} \right] . \quad (1.36)$$

Adsorbent layının çıxışında adsorbentin orta işləmə dərəcəsi aşağıdakı tənliklə ifadə edilir:

$$\tau = \frac{M}{V_{lay} \cdot a^*} . \quad (1.37)$$

Burada:

$$M = M_{akt} + M_{otr} = M_{akt} + V_{lay} \cdot a^* \cdot \exp \left[ -\frac{\tau}{\tau_{or}} \right] . \quad (1.38)$$

$M$  – adsorbent layı tərəfindən udulan maddənin ümumi miqdarı;  
 $M_{akt}$  – adsorbentin aktiv həcmi tərəfindən udulan maddə miqdarı;  
 $M_{otr}$  – adsorbentin tam işləmiş həcmi tərəfindən udulmuş maddənin miqdarı;  $V_{lay}$  – adsorbent layının həcmi.

Hissəciklərin qaynar layda intensiv qarışdırılması halında onlar demək olar ki, sabit orta qaz qatılığı ilə təmasda olurlar, bu isə aşağıdakı tənliklə yazıla bilər:

$$C_{or} = \frac{C_0 - C_b}{2,31 \cdot \lg \frac{C_0}{C_b}} . \quad (1.39)$$

Əgər layın girəcəyində işləmə dərəcəsini  $\eta = 0$  qəbul etsək, qaynar layda adsorbentin işləməsinin kinetik tənliyi belə yazıla bilər:

$$\tau = \frac{a^* x^2}{2 \cdot D_i C_{or}} \quad (1.40)$$

və

$$\tau^* = \frac{a^* R^2}{2 \cdot D_i C_{or}} . \quad (1.41)$$

Layın çıxışında adsorbentin orta doyma dərəcəsini hesablamaq üçün aşağıdakı tənlikdən istifadə etmək olar:

$$\frac{a}{a^*} = \eta_b = 529 \cdot \gamma \cdot \left[ 1 - \exp\left(-\frac{1}{\gamma^2}\right) \right] \times \\ \times \left\{ (1 + 0,5\gamma^2) \cdot \Phi\left(\frac{1,41}{\gamma}\right) - 0,28\gamma \cdot \left[ 2 - \exp\left(-\frac{2}{\gamma^2}\right) \right] \right\} + \exp\left(-\frac{1}{\gamma^2}\right) \quad (1.42)$$

Burada:

$$\gamma = \sqrt{\frac{\tau_{cp}}{\tau^*}} .$$

Udulan komponentin nisbətən kiçik qatılığında və böyük adsorbent dənəvərliyi ( $R > 10^{-3} m$ ) işlədiləndə və  $\tau^*/\tau_{or} > 4$  olanda, (1.42) tənliyini sadələşdirmək olar:

$$\frac{a}{a^*} = \eta_b = 2,65 \cdot (1 + 0,5\gamma^2 - 1,13\gamma) . \quad (1.43)$$

(1.42) və (1.43) tənlikləri kəsilməz hərəkət edən birpilləli aparatlarda adsorbsiya prosesini hesablamağa imkan verir.

Ümumi şəkildə belə bir məsələnin həllinə baxaq. Fərz edək ki, şar şəkilli dənələri olan adsorbent layı aparatda yuxarıdan aşağıya hərəkət edir. Aşağıdan isə  $G_q$  miqdarında  $C_0$  qatılıqlı buxar-qaz qarışığı verilir. Adsorbentin sərfi –  $L$ , ydulan maddənin adsorbentdəki başlanğıc qatılığı –  $a_0$ -dır. Tələb olunur ki, adsorbent layının elə  $H$  hündürlüyünü tapmaq lazımdır ki, adsorbent  $a_b$ -yə qədər doysun və qaz axınında maddənin qatılıqlı  $C_b$ -yə qədər azalsın.

Adsorbentin sərfi  $L$  bütün aparat üçün yazılan maddi balans

tənliyindən təyin edilir:

$$C = \frac{L}{G_q} a + \left( C_0 - \frac{L}{G_q} a_b \right). \quad (1.44)$$

Adsorbentin  $a_v$ -yə qədər doyma zamanını təyin etmək üçün prosesə aparatın  $dh$  elementar hündürlüyüdə baxaq.

Deyək ki, adsorbent hissəcikləri  $dh$  sahəsinə çatana qədər aparatda  $\tau$  zamanı olmuşlar. Bu müddətdə adsorbsiyanın ön xətti dənələrin xarici səthindən  $x$  məsafəsinə qədər mərkəzə doğru hərəkət etmişdir.  $a = 0$  olan halda belə ixtiyari sahə üçün maddi balans tənliyindən aşağıdakını almaq olar:

$$C = \frac{L}{G_q} a + C_b. \quad (1.45)$$

Adsorbentin sferik dənəsinin səthindən  $x$  dərinliyinə qədər doyması halı üçün alırıq:

$$C = \frac{L}{G_q} a^* \cdot \left[ 1 - \frac{(R-x)^3}{R^3} \right] + C_b. \quad (1.46)$$

(1.32) tənliyində  $C'$  əvəzinə  $C$  qoysaq və onu (30) tənliyi ilə birgə həll etsək, alarıq:

$$d\tau = \frac{R^3 G_q dx}{D_i L (3R^2 - 3Rx + x^2) + \frac{C_b \cdot x}{a^* \cdot D_i R^3 G_q}}. \quad (1.47)$$



(1.47) tənliyini  $x_1$ -dən  $x_2$ -yə qədər inteqrallaşaq ( $x_1$  və  $x_2$  layın, uyğun olaraq, giriş və çıxışında dənələrin doyma dərinliyidir) dənələrin  $a_b$  kəmiyyətinə qədər doyması üçün onların buxar-hava qarışığı ilə kontakt zamanını tapmış olarıq.

## 2. PROSESİN KİNETİK MODELİ

Prosesin kinetik modeli əsas və yan reaksiya məhsullarının əmələ gəlməsini təsvir edən tənliklərin cəmindən ibarətdir:

$$\frac{-dy_i}{d\tau} = k_3^0 \cdot \exp \left[ b_2 \cdot (c_k - 40) - \frac{E_{ef}}{RT} \right] \cdot \frac{v_{tur}}{v_{k/h}} \cdot y_i \quad (2.1)$$

$$\frac{-dy_n}{d\tau} = k_4 \cdot \exp \left[ a_2 \cdot (c_k - 40) - \frac{E_{ef}}{RT} \right] \cdot \frac{v_{tur}}{v_{k/h}} \cdot y_n \quad (2.2)$$

$$\frac{-dy_n}{d\tau} = k_n \cdot \exp \left[ a_1 \cdot (c_k - 40) - \frac{E_{ef}}{RT} \right] \quad (2.3)$$

Sulfat turşusu ilə dispersləşmiş damcının koagulyasiya dərəcəsi üçün riyazi modelə 0,8-ə bərabər olan  $\mu$  əmsalı daxil edilmişdir.

İzobutilenə görə maddi balans tənliyi aşağıdakı şəkildə olur:

$$v_y^{gir} y_i^{gir} - v_y^{çix} y_i^{çix} = k_3 \mu v_k k_i^{çix} + k_n v_k \quad (2.4)$$

Burada:  $v_y^{gir}$ ;  $v_y^{çix}$  - uyğun olaraq, reaktorun girişində və çıxışında karbohidrogenlərin həcmidir,  $\text{dm}^3/\text{saat}$ ;

$y_i^{gir}$ ;  $y_i^{çix}$  – reaktorun girişində və çıxışında fraksiyalara görə izobutilenin qatılığıdır;

$v_k$ - reaktorda daxil olan həcmidir,  $\text{dm}^3/\text{saat}$ ;

$k_3$ - izobutilenin udulması sürəti sabitdir[10].

$$k_3 = 1,266 \cdot 10^7 \exp \left[ 0,117 \cdot (c_k - 40) - \frac{9230}{RT} \right] \quad (2.5)$$

$k_n$  – izobutilenin polimerləşmə sürəti sabitdir;  
Dövr etdirilən turşunu nəzərə almaqla turşunun həcmi aşağıdakı tənlikdən tapılır:

$$k_4 = 4,015 \cdot 10^{22} \exp \left[ 0,117 \cdot (c_k - 40) - \frac{38514}{RT} \right] \quad (2.6)$$

$$V_k = (v_k^{gir} + v_k^{dov}) \cdot \tau_{\text{çök}} \quad (2.7)$$

Burada:  $v_k^{gir}; v_k^{dov}$  – uyğun olaraq təzə və injektor qurğusundan dövr etdirilən turşunun həcmidir,  $\text{dm}^3/\text{saat}$ ;  
 $\tau_{\text{çök}}$  – turşu damcısının çökmə vaxtıdır, saat [11].

$$\tau_{\text{çök}} = \frac{H}{\omega_{\text{çök}}}$$

Burada, H- reaktorun hündürlüyüdür, m;  
 $\omega_{\text{çök}} - 72$  m/saata bərabər olan turşu damcılarının koagulyasiya sürətidir.

Sonradan izobutilenlərin, n-butilenlərin udulmasının əsas və əlavə proseslərinin və dimerləşmənin kinetik tənliklərini nəzərə almaqla hesabatlarda istifadə edilən ekstrakt və rafinatların tərkibinin müəyyən edilməsi üçün tənliklər tərtib edilmişdir [11].

İstilik balansı aşağıdakı tənliklə hesablanır:

$$Q = (v_k^{gir} + v_k^{döv}) \cdot p_k \cdot c'_k \cdot (t_k^{çlx} - t_k^{gir}) + p_y c'_y [v_y^{gir} \cdot (t_y^{çlx} - t_y^{gir}) + v_y^{döv} (t_y^{çlx} - t_y^{gir})] \quad (2.8)$$

Fərz edək ki, karbohidrogenlər və turşu eyni temperatura malikdir, hesablamalar aşağıdakı şəraitdə aparılır:

$$Q=Q_p$$

Burada: Q- udulma prosesinin həyata keçirilməsi üçün reaksiyaya girən maddələrə verilməsi üçün lazım olan istiliyin ümumi miqdarıdır, kkal/saat;

$Q_p$  – izobutilen və sulfat turşusu arasında baş verən kimyəvi reaksiya nəticəsində ayrılan istilidir, kkal/saat

$p_k$  – sulfat turşusu məhlulunun sıxlığıdır, q/sm<sup>3</sup>;

$c'_k$  – sulfat turşusu məhlulunun istilik tutumudur, kal/q,dər.;

$t_k^{çlx}, t_k^{gir}$  – reaktorun girişində və çıxışında turşunun temperaturudur, °C;

$p_y$  – C<sub>4</sub> karbohidrogenlərin sıxlığıdır;

$c'_y$  – C<sub>4</sub> – karbohidrogenlərin istilik tutumudur, kal/q. dər.;

$t_y^{çlx}, t_y^{gir}$  – reaktorun girişində və çıxışında C<sub>4</sub> karbohidrogenlərin temperaturudur, °C.

Nəzərə alsaq ki, butilenlərin turşu ilə qarşılıqlı təsiri zamanı istilik ayrılır, onda:

$$Q = k_3 \mu v_k y_i^{çlx} q + k_4 v_k y_n^{çlx} q \quad (2.9)$$

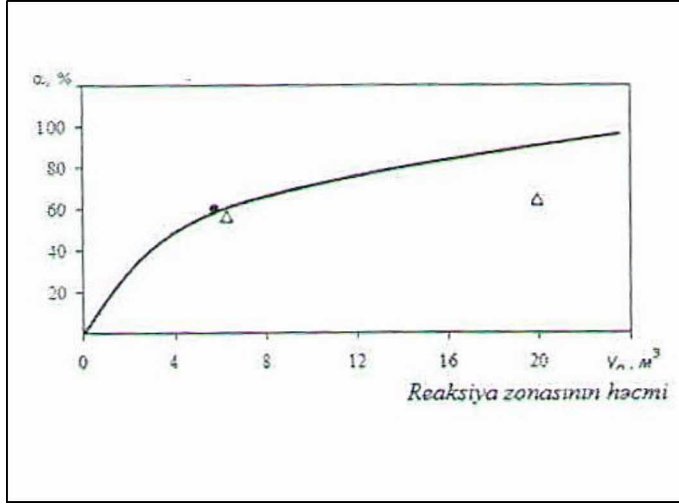
Burada:  $q=300$  kkal/kq-a bərabər olan reaksiyanın istilik effektidir.

Yuxarıda qeyd olunan izobutilenin udulmasının reaktor prosesinin riyazi modelinin tənlikləri üzrə maşın təcrübələri həyata keçirilişdir ki, burada da aşağıdakı parametrlər dəyişdirilmişdir [12-15]:

1. Reaktorun həcmi-1-dən  $20 \text{ m}^3$  -ə qədər;
2. Bütün reaktorların ümumi həcmi  $20 \text{ m}^3$  -dən çox olmayan qarışma reaktorlarının sayı 1-dən 6-ya qədər;
3. Reaktorun girişində karbohidrogen fazasında izobutilenin qatılığı-2,5-dən  $5 \text{ mol/dm}^3$ -ə qədər;
4. Reaksiya temperaturu – 36-dan  $54^0 \text{ C}$ -yə qədər;
5. Turşu və karbohidrogen fazasının nisbəti-0,2-dən 0,7-yə qədər;
6. Sulfat turşusunun qatılığı – 52-dən 60 % (küt)-dək.

Reaktor qovşağının tərtibatının müxtəlif variantlarının EHM-də hesablanması aşağıdakı nəticələrə imkan verir:

1. Qarışma reaktorunda izobutilenin ayrılma dərəcəsi  $10 \text{ m}^3$  intervalında reaksiya zonasının həcmindən əhəmiyyətli dərəcədə asılıdır. Reaktorun həcmi  $10 \text{ m}^3$ -dən çox olduqda ayrılma dərəcəsi cüzi dəyişir (şəkil 1).



Şəkil 2.1. Ayrılma dərəcəsinin reaksiya zonasının həcmindən asılılığı

Həcmi 5-6 m<sup>3</sup> olan üfüqi tipli sənaye reaktorunda izobutilen orta statistik ayrılma dərəcəsi 66-70 % təşkil edir ki, bu da göstərilən riyazi model əsasında hesabat zamanı alınan nəticələrlə uyğun gəlir.

2. İzobutilenin ayrılma dərəcəsi və reaksiyanın selektivliyi (n-butilenlərə görə) ardıcıl işləyən qarışma reaktorlarının sayından asılıdır (şəkil 2), lakin 2-dən çox kontakt pilləsindən istifadə etmək məqsəduyğun deyil, belə ki, bu izobutilenin ayrılma dərəcəsinin əhəmiyyətli artımına çıxarmır.

3. Turşunun reaktora verilməsinin artması ilə, daha doğrusu

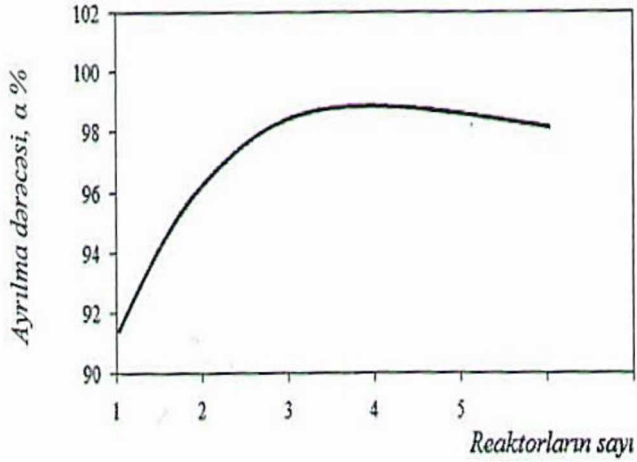
$$\beta = \frac{\partial_{tur}}{\partial_{\frac{k}{h}}}$$

nisbətinin 0,2-dən 0,7-yə qədər artması ilə 2-pilləli qarışma reaktorunda ayrılma dərəcəsi 82-dən 98 %-dək artır.

4. İlkin xammalda izobutilenin qatılığının 2,5-dən 5,0 mol/dm<sup>3</sup>-a qədər artması ilə 2-pilləli qarışma reaktorunda ayrılma dərəcəsi 57,7%-dən 97 %-dək artır.

5. Reaksiya temperaturunun 36-dan 54<sup>0</sup>C-dək artması ilə ayrılma dərəcəsi 76,4-dən 93,6%-dək artır.

6. Sulfat turşusunun qatılığının 52-dən 60 %-dək artması ilə ayrılma dərəcəsi 71-dən 93 %-dək artır [16-19].



Şəkil 2.2. Ayrıma dərəcəsinin ardıcıl işləyən reaktorların sayından asılılığı

Lakin izobutilenin polimerləşməsinin yan reaksiyasının baş verməsinin qanunauyğunluqlarının tədqiqi göstərir ki, polimerin əmələ gəlmə sürəti temperaturun və turşunun qatılığının artması ilə əhəmiyyətli dərəcədə artır.

Ona görə də izobutilenin udulma prosesinin 40 <sup>0</sup>C-dən yuxarı temperaturda aparılması və turşunun qatılığının 55 %-dən yuxarı istifadə edilməsi məqsəduyğun deyil.

### 3. SƏNAYE QURĞUSUNUN PARAMETRLƏRİNİN ANALİZİ VƏ HESABLANMIŞ MODEL PARAMETRLƏRİNİN NƏTİCƏLƏRİ İLƏ MÜQAYİSƏSİ

Aparılmış hesablamalar sənaye reallaşması üçün əlverişli reaktor variantının seçilməsinə imkan verir.

Yuxarıda qeyd olunan tələbləri nəzərə almaqla sənaye reaktorunun yaradılması üçün ümumi hündürlüyü-11 m, diametri-2,2 m olan, 1,0 Mpa təzyiqə hesablanmış üfüqi aparat seçilmişdir. Yuxarıda qeyd olunduğu kimi, izobutilenin ayrılmasının maksimal dərəcəsini təmin etmək üçün 2 pilləli kontakt lazımdır.

Reaktor qurğusunun optimallaşdırılması zamanı 2 variantlı qurğu nəzərdən keçirilmişdir. Reaktor qurğusunun optimallaşdırılması zamanı 2 variantlı qurğu nəzərdən keçirilmişdir: İkişöbəli reaktor, aşağı hissəsi “natamam” qarışma reaktoru hesab edilir, yuxarı hissə isə ideal sıxışdırma rejimi ilə işləyən reaktordur [20-25].

1. İkişöbəli reaktor, hansı ki, ikinci şöbəli ideal qarışma rejimi ilə işləyən reaktor hesab edilir.
2. Şöbəni təşkil etmək üçün üfüqi aparat “bütöv” boşqabların köməyi ilə 2 hissəyə ayrılmışdır.

Aparatın hündürlüyü boyu “bütöv” boşqabların yerləşməsi riyazi model üzrə hesablamalar əsasında seçilmişdir.

Hesablamaların göstərdiyi kimi, əgər reaktorun 2 şöbəsinin hündürlüyü nisbəti 2-yə bərabər olarsa, onda izobutilenin maksimal ayrılma dərəcəsi əldə edilir, belə ki, müxtəlif həcmli şöbələrin yerləşmə ardıcılığı izobutilenin ayrılma dərəcəsinə əhəmiyyətli təsir göstərmir (cədvəl 3.1).

Hər iki göstərilən variant üzrə ikişöbəli reaktorun riyazi modelinin qurulmasının ətraflı izahı böyük həcmə görə göstərilməmişdir.



Reaktor şöbələrinin nisbətinin izobutilenin ayrılma dərəcəsinə təsirinin hesablanmış qiymətləri

Şöbələrin hündürlüyü (m).	Tərkib, % kütlə								İzobutilenin ayrılma dərəcəsi, %	
	Ekstrakt (karbohidrogen hissə)				Rafinat					
H <sub>1</sub>	5	3	6	6	5	5	5	5	H <sub>2</sub>	
	99,7	99,7	99,7	99,7	99,7	99,7	99,7	99,7	i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	
	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	α-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	
	0,23	0,24	0,24	0,23	0,23	0,23	0,23	0,23	β-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	
	5,17	6,1	6,1	5,17	5,17	5,17	5,17	5,17	i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	
	30,1	29,8	29,8	30,1	30,1	30,1	30,1	30,1	α-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	
	24,0	23,7	23,7	24,0	24,0	24,0	24,0	24,0	β-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	
	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	Diametləri	
	0,45	0,45	0,45	0,45	0,45	0,45	0,45	0,45	C <sub>s</sub>	
	53,0	34,4	34,4	48	48	48	48	48	1 şöbədən sonra	
	81,1	82,4	82,4	84,9	84,9	84,9	84,9	84,9	2 şöbədən sonra	

İlkin şərait:  
 $t_n^{gir} = 50^{\circ}\text{C}$ ;  $y_i^{gir} = 1,4 \text{ mol/d m}^3$   
konversiya I -80,26%  
 $U_y = 4$   
 $H_1 = 6\text{m}$ ;  $H_2 = 3\text{m}$   
 $(v_y^{gir})^1 = 38000 \text{ d m}^3/\text{saat}$   
konversiya II -96,7%  
 $U_y = 2$

## İzobutilenin ayrılma prosesinin göstəriciləri

Komponentlər	Turşu faza		Karbonhidrogen fazası	
	Tərkib, %			
	I şöbə	II şöbə	I şöbə	II şöbə
İzobutilen	97,1	97,8	10,36	1,94
$\alpha$ -butilen	1,1	0,25	27,55	31,0
$\beta$ -butilen	1,75	1,94	21,68	24,2
Polimerlər			2,35	0,01
$\Sigma C_3$			0,49	0,55
İzobutan			5,21	5,86
Butan			30,4	34,22
Divinil			1,55	1,74
$\Sigma C_5$			0,42	0,48
<p>İlkin şərait:</p> $t_n^{gir} = 55^{\circ}\text{C};$ $y_i^{gir} = 1,4 \text{ mol/d m}^3$ <p>konversiya I -61,44%</p> $H_1 = 6m; H_2 = 3m$ $(v_y^{gir})^1 = 38000 \text{ d m}^3/\text{saat}$ <p>konversiya II -94,4%</p> $U_k = 2 \quad U_k = 2$				

Cədvəl 3.2 –nin davamı

Komponentlər	Turşu faza		Karbohidrogen fazası	
	Tərkib, %			
	I şöbə	II şöbə	I şöbə	II şöbə
İzobutilen	98,3	98,7	18,52	1,94
$\alpha$ -butilen	0,6	0,15	25,44	30,6
B-butilen	1,09	1,2	20,0	24,13
Polimerlər			1,3	0,03
$\Sigma C_3$			0,45	0,54
İzobutan			4,76	5,71
Butan			27,8	38,53
Divinil			1,4	1,7
$\Sigma C_5$			0,4	0,47
<p>İlkin şərait:</p> $t_n^{gir} = 45^{\circ}\text{C}$ $y_i^{gir} = 1,4 \text{ mol/d m}^3$ <p>konversiya I -53,4%</p> $H_1 = 6\text{m}; H_2 = 3\text{m}$ $(v_y^{gir})^1 = 38000 \text{ d m}^3 / \text{saat}$ <p>konversiya II -93,3%</p> $U_y = 2$ $U_k = 1$				

Cədvəl 3.2 –nin davamı

Komponentlər	Turşu faza		Karbhidrogen fazası	
	Tərkib, %			
	I şöbə	II şöbə	I şöbə	II şöbə
İzobutilen	98,44	98,9	21,7	3,82
$\alpha$ -butilen	0,56	0,13	24,72	30,46
$\beta$ -butilen	1,00	0,99	19,65	24,01
Polimerlər			0,17	0,04
$\Sigma C_3$			0,44	0,54
İzobutan			4,62	5,7
Butan			26,98	33,28
Divinil			1,37	1,69
$\Sigma C_5$			0,37	0,46
<p>İlkin şərait:</p> $t_n^{gir} = 50^{\circ}\text{C}$ $y_i^{gir} = 1,4 \text{ mol/d m}^3$ <p>konversiya I -77,67%</p> $t_k^{gir} = 40^{\circ}\text{C}$ $(v_y^{gir})^1 = 76000 \text{ d m}^3/\text{saat}$ <p>konversiya II -96,7%</p> $U_y = 4$ $U_k = 2$				

Cədvəl 3.2 –nin davamı

Komponentlər	Turşu faza		Karbonhidrogen fazası	
	Tərkib, %			
	I şöbə	II şöbə	I şöbə	II şöbə
İzobutilen	7,15	97,83	11,74	1,95
$\alpha$ -butilen	1,11	0,25	27,56	30,97
$\beta$ -butilen	1,74	1,92	21,73	24,22
Polimerlər			0,89	0,01
$\Sigma C_3$			0,49	0,55
İzobutan			5,21	5,86
Butan			30,4	34,21
Divinil			1,55	1,74
$\Sigma C_5$			0,42	0,48
<p>İlkin şərait:</p> $t_n^{gir} = 50^{\circ}\text{C}$ $(v_y^{gir})^1 = 76000 d m^3 / \text{saat}$ <p>konversiya I -77,6%</p> $t_k^{gir} = 30^{\circ}\text{C}$ $U_k = 2$ <p>konversiya II -95,1%</p> $U_y = 4$				

Cədvəl 3.2 –nin davamı.

Komponentlər	Turşu faza		Karbonhidrogen fazası	
	Tərkib, %			
	I şöbə	II şöbə	I şöbə	II şöbə
İzobutilen	97,26	98,5	11,74	2,95
α-butilen	1,11	0,11	27,56	30,67
β –butilen	1,63	1,32	21,23	24,02
Polimerlər			0,9	0,00
ΣC <sub>3</sub>			0,5	0,55
İzobutan			5,21	5,80
Butan			30,41	33,86
Divinil			1,55	1,72
ΣC <sub>5</sub>			0,42	0,47
<p>İlkin şərait:</p> $t_n^{gir} = 50^{\circ}\text{C}$ $(v_y^{gir})^1 = 76000 \text{ d m}^3 / \text{saat}$ <p>konversiya I -77,7%</p> $t_k^{gir} = 20^{\circ}\text{C}$ $U_k = 2$ <p>konversiya II -92,9%</p> $U_y = 4$				

Cədvəl 3.2 –nin davamı

Komponentlər	Turşu faza		Karbhidrogen fazası	
	Tərkib, %			
	I şöbə	II şöbə	I şöbə	II şöbə
İzobutilen	97,3	98,97	11,74	4,1
$\alpha$ -butilen	1,13	0,12	27,5	30,27
$\beta$ –butilen	1,57	0,92	21,7	23,79
Polimerlər			0,89	0,0
$\Sigma C_3$			0,50	0,54
İzobutan			5,21	5,72
Butan			30,4	33,42
Divinil			1,55	1,7
$\Sigma C_5$			0,42	0,46

Təşkil edilmiş model əsasında hesablamalar göstərir ki, reaktorun I variant üzrə qurğusu zamanı 2-ci yuxarı şöbədə istilik partlamasına yaxın yerli qızma mümkündür. Reaktorun yuxarı şöbəsinin ideal qarışma rejimində işləməsi zamanı reaktorun bütün həcmi boyu bərabər istilik çıxarılması zamanı izobutilenin kifayət qədər tam ayrılması təmin edilir.

Hesablamalar zamanı reaktorda daxil olan  $C_4$  fraksiyalarının sabit tərkibi qəbul edilmişdir (% küt.): izobutilen -37.0; izobutan -3.7; butilen -20.0; butilen -16.0; butan- 21.6; butadien -1.05;  $C_3$ - 0.35;  $C_5$ -0.3. Hesabatlar reaksiyanın aparılma şəraitinin, reaktorun şöbələrinin həcmnin, dövr etdirilən turşunun həcmnin dəyişdirilməsi ilə EHM-də aparılmışdır. Hesabatların bəzi nəticələri cədvəl 3.2 də göstərilmişdir [26].

Hesablamalar zamanı alınan məlumatların analizi bəzi əsas vəziyyətləri formalaşdırmağa imkan verir ki, buna da reaktor blokunun işlənməsi və layihələndirilməsi zamanı əməl etmək lazımdır:

1. Uğurlu aparat həlli zamanı izobutilenin sulfat turşusu ilə udulması prosesi kütlə mübadiləsi sürəti ilə deyil, kimyəvi reaksiyanın sürəti ilə limitləşəcəkdir.
2. Polimerlərin sürətli əmələ gəlməsi ilə əlaqədar olaraq reaktorda temperatur  $35^{\circ}\text{C}$ -dən yuxarı olmamalıdır, turşunun qatılığı da eyni səbəbdən 60%-dən çox olmamalıdır.
3. Maksimal konversiyanı təmin edən turşunun karbohidrogenlərlə kontakt müddəti, temperatur, turşunun qayılığı və xammalda izobutilenin qatılığından əhəmiyyətli dərəcədə, turşunun doyma dərəcəsiindən cüzi asılıdır, lakin bütün hallarda onlarla dəqiqə təşkil edir (10-40 dəq.).
4. Reaksiya karbohidrogen fazası və emulsiya şəklində karbohidrogen həcmidə dispersləşmiş turşu arasında baş verir. Çökdürücü zonada izobutilenin sulfat turşusunda udulması reaksiyası baş vermir, lakin yan reaksiya izobulsulfat turşusundan diametrlərin əmələ gəlməsi baş verir.
5. Emulsiyalaşmış turşu damcıları ölçüsünə görə böyük olmamalıdır (2-3mm-dən çox olmamalı), belə ki, onların iriləşməsi zamanı udulmanın yekun sürətivə prosesin selektivliyi xeyli azaldı.
6. Tullantı axınında  $\beta$  –butilenlərin qatılığı ciddi nizama salınmamışdır, belə ki onlar rektifikasiya mərhələsində ayrıla bilər.  $\alpha$  –butilenlərin udulma dərəcəsi minimal olmalıdır, belə ki, o, izobutiləndən rektifikasiya ilə ayrılır.
7. Əgər reaksiya zonasında “karbohidrogendə turşu” emulsiyasının “turşuda karbohidrogen”



vəziyyətinə keçid baş verərsə, onda prosesin selektivliyi kəskin azalır və udulan  $\alpha$  –butilenlərin miqdarı artır.

Emulsiya çevrilməsinin baş verməməsi üçün lazımdır:

- a) komponentlərin elə nisbətini təmin etmək lazımdır ki, emulsiyada turşunun miqdarı 30-35% (həcm)-dən çox olmasın;
  - b) dispersiya mühitinin dispersləşmə qovşaqlarında karbohidrogenlər olmalıdır.
8. Başqa oxşar şəraitlərdə ekstrakda turşunun izobutilenlərlə doyma dərəcəsinin artması məqsədəuyğundur ki, bu da onun ümumi
  9. İzobutilsulfat turşusunda izobutilenin dərin konversiyası üçün olduqca böyük həcmli reaktor istifadə etmək lazımdır, hansı ki, əgər kontaktlaşma 2 və daha çox pillədə aparılırsa, azaldıla bilər. Reaktorun konstruksiyası ona əsasən seçilir ki, optimal rejim izobutilenin əsas hissəsi qarışma reaktorunda udulan, tullantı fraksiyaların “yenidən təmizlənməsi” isə rejimi ideal qarışma rejiminə yaxın rejimdə olan “partlacıda”-reaktorda əldə olunur.

Karbohidrogenlər reaktorun aşağı hissəsinə verilir, buradan qarışmadan keçir, çökdürücü zonaya daxil olur və reaktorun yuxarisından xaric olur. Dispersləşmiş turşu reaktor - “dozalayıcının”(II şöbə) yuxarı hissəsində daxil olur, xırda damcılar şəklində çökür, II şöbənin çökdürücü zonasında toplanır, sonra isə bütöv boşqablarda yerləşən axarlı qol borusu vasitəsilə reaktorun I şöbəsinə daxil olur.

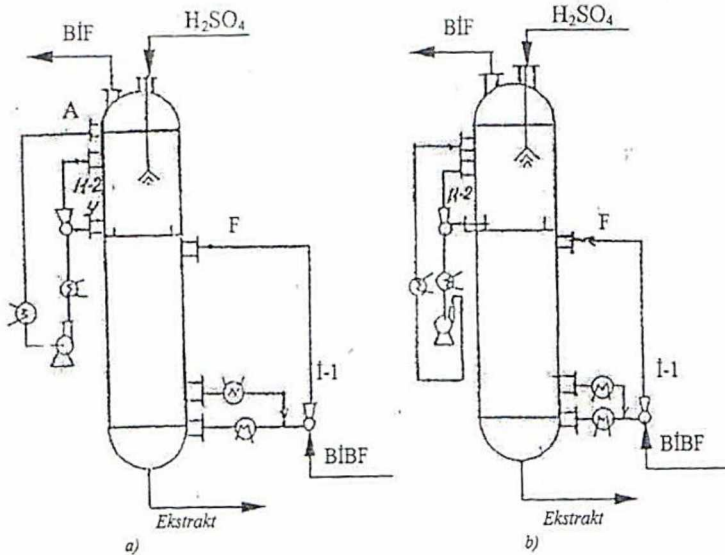
Reaktor hündürlüyü 11 m və diametri 2,2 m olan şaquli silindrik aparatdır [27].

Reaktorun şöbələrə ayrılması arakəsməli qol boruları ilə bütöv boşqabın köməyilə həyata keçirilir. Riyazi modelləşdirmə üzrə hesablamalar göstərir ki, I və II şöbələrinin reaksiya

həcmlərinin optimal nisbəti 2:1-ə bərabərdir. Uyğun olaraq, arakəsmə kalonun dibindən 7 metr məsafədə quraşdırılır.

Reaktorun yuxarı şöbəsi (II şöbə) 3 hissədən ibarətdir: hündürlüyü 3 m olan həqiqi reaksiya zonası, hündürlüyü 0,5 m olan turşunun çökdürülməsi üçün zona, hündürlüyü 1 m olan karbohidrogenlərin çökmə zonası (şəkil 3.1). Birinci şöbədə həqiqi reaktor zonası 6 metr hündürlüyü tutur, aşağı hissədə hündürlüyü 1 metr olan turşunun çökməsi zonası nəzərdə tutulmuşdur.

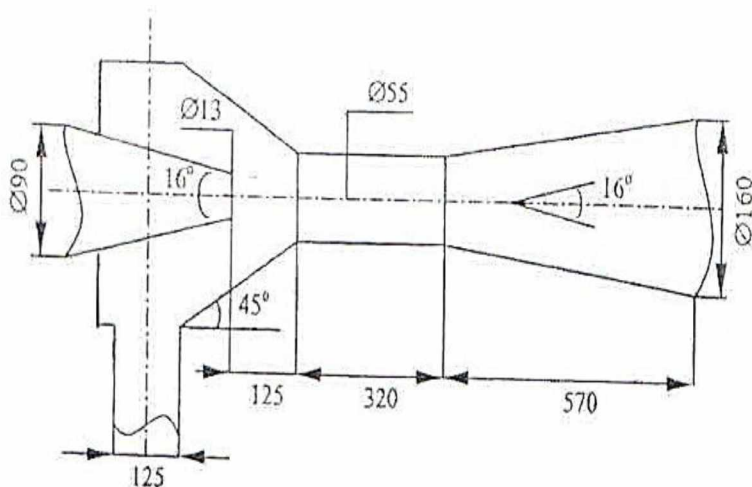
Hesablama göstərir ki, bu çökdürücü zonada ekstraktın qalma müddəti təxminən 20 dəqiqə təşkil edir. Bu, karbohidrogen fazasının turşudan ayrılması üçün kifayətdir. Daha çox çökmə müddəti arzuolunmazdır, belə ki, bu zaman onda əmələ gələn diizobutilenin miqdarı artır.



Şəkil 3.1. İzobutilenin sulfat turşusu ilə ayrılmasının şaquli 2 şöbəli reaktorunun sxemi: a) I variant; b) II variant

Reaktorun II şöbəsində hündürlüyü 0,5 m olan turşu üçün çökdürücü zona kifayət edir. Belə ki, I şöbəyə turşunun bir hissəsinin düşməsi zamanı nəticələrin pisləşməsi baş vermir. Elə bu səbəbdən də I şöbədə karbohidrogen fazası üçün çökdürücü zona nəzərdə tutulmamışdır. Təzə turşu reaktorun yuxarı hissəsinə bilavasitə karbohidrogenlərin çökdürülməsi zonasının altına verilir. Turşu mərkəzdənqaçma forsunkalarının köməyi ilə karbohidrogen mühitinə tozlandırılır (şəkil 3.3). Yüksək keyfiyyətli tozlanma üçün lazım olan təzyiqliq düşgüsü 2-3 atm təşkil edir.

Tozlanmış təzə turşu tullantı karbohidrogenlərində olan izobutilen qatılığına malik karbohidrogen fraksiyası ilə görüşür.

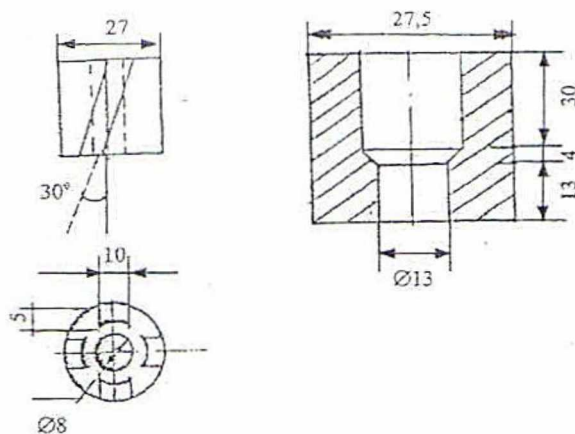


Şəkil 3.2. İnjektorun sxemi və həndəsi ölçüləri.

Dövr etdirilən konturlara xüsusi diqqət ayrılmalıdır: həm reaktorda minimal temperatur düşgüsünə malik olmaq üçün, həm də turşunun karbohidrogenlərdə lazımi qatılıqda emulsiyasını almaq üçün yüksək dövretmə sayı tələb olunur.

Mühitin aqressivliyini və elektrik enerjisi sərfinin azaldılma zərurətini nəzərə alaraq dövretmə üçün injektorlu qurğudan istifadə etmək səmərəlidir, hansı ki, konturun kiçik hidravliki müqavimətində 5-10-a qədər çox yüksək injeksiya əmsalını əldə etmək olar. Ona görə də injektorlu, istilikmübadiləsi qurğusunu və hətta sarğı üçün istifadə olunan boru kəmərlərində hidrodinamiki axınları nəzərə alaraq dövr etdirilən kontura tam həcmdə baxmaq lazımdır (şəkil 3.2).

Aparılmış hesablamalar göstərir ki, təklif edilən ölçüdə injektorlar (bax şəkil 2.4) sistemin müqaviməti  $3 \cdot 10^{-2}$  Mpa olduqda injeksiya əmsalını – 4 təmin edir [15-25]. “Natamam” qarışma reaktorunun I şöbəsində dövr etdirilən kontura baxaq. İnjektorun girişinə reaktorunu aşağı hissəsindən 2 axın var verilir: birincisi turşunun çökdürücü zonasının sərhəddinin aşağısından (ekstrakt), ikincisi – çökdürücü zona sərhəddinin yuxarisından (karbohidrogen) götürülür.

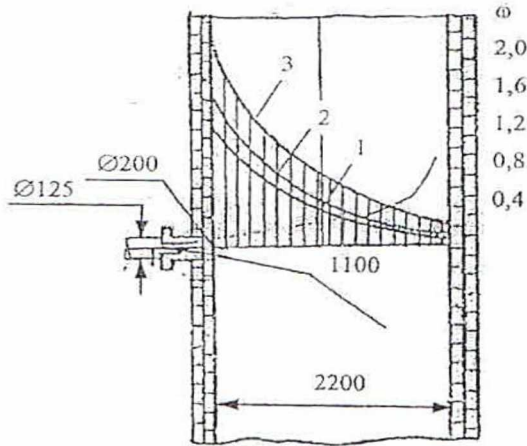


Şəkil 3.3. Mərkəzdənqaçma reaktiv forsunkanın konstruksiyası

İşçi mühit kimi nasosla 10 atm təzyiq altında 20 m<sup>3</sup>/saat miqdarında vurulan təzə butan-izobutilen fraksiyasından istifadə olunur.

Reaktorda 0,4 Mpa işçi təzyiqdə 0,6 Mpa təzyiq düşgüsündə diametri 13 mm olan ucluqdan axan axının kinetik enerjisi maye fazanın 80 m<sup>3</sup>/saat sorulmasını təmin edir. İnjektorun çıxışında emulsiya çevrilməsi təhlükəsinin olmaması üçün turşunun həcmi payı 30 % (həcm)-dən çox olmamalıdır [28].

Buna görə də, injektorun girişinə 30 m<sup>3</sup> turşu və 50 m<sup>3</sup> karbohidrogen fazası vermək lazımdır. Turşu fazası az mütəhərrikdir, yüksək özlülüyə malikdir və istidəyişdiricinin borularında onun hidravlik müqaviməti olduqca böyükdür. Ona görə də axını 2 paralel axına ayırmaq məqsədəuyğundur, onların hər birində izobutilenin udulması zamanı əmələ gələn istiliyin çıxarılması üçün istidəyişdiricinin bir şöbəsi qurulur. Karbohidrogen axınında duzlu su ilə soyudulan bir istidəyişdiriciyə malik olmaq kifayətdir.

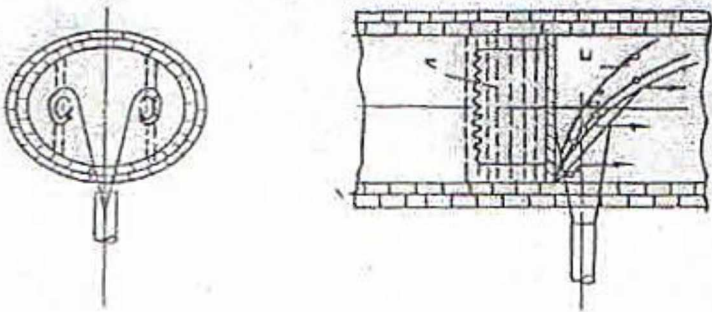


Şəkil 3.4. F ştuserinə daxil olan emulsiya axınlarının sürət epürü

İnjektorun çıxışında kifayət qədər böyük diametri (~125mm) boru kəməri lazımdır ki, bu da emulsiyada turşu damcılarının koagulyasiyası hesabına onların iriləşmə mümkünlüyünü istisna edən hidrodinamik rejimin yaranmasına səbəb olacaqdır. Lazımdır ki, bu boru kəmərinin uzunluğu minimal olsun, döngələr isə xeyli sərbəst hazırlansın (şəkil 3.6-3.8).

Emulsiyanın reaktora daxil edilməsi qurğusu əhəmiyyətli hesab edilir. F ştuseri (şəkil 3.4) 250 mm diametrdə nəzərdə tutulmuşdur. Bu, ona, 250 mm daxili diametrdən 200-230 mm daxili diametrə keçidi təmin edən, təbəqəli qurğusunun və ya digər paslanmayan materialdan 15-20<sup>0</sup> bucaqlı boru ağızlı konus qoymağa imkan verir.

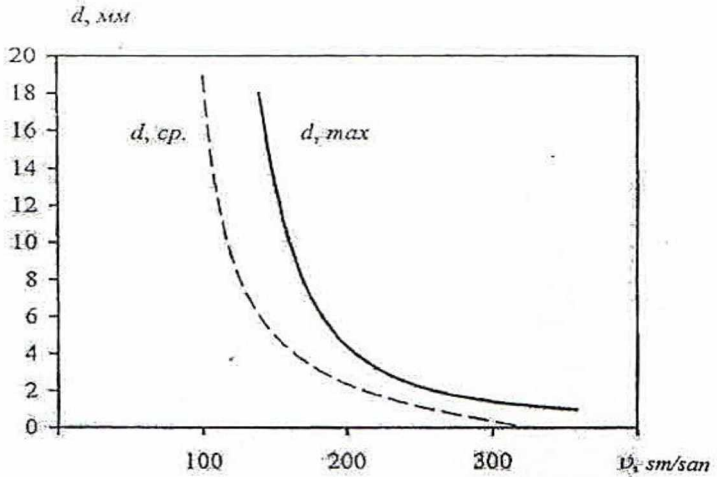
Belə qurğu ona görə lazımdır ki, reaktora yüksək sürətlə daxil olan axın reaktorun əks divarına çatmadan sürətini itirməyə müvəffəq olsun və onda dispersləşən damcılar reaktor həcmində bərabər paylansın (şəkil 3.5). F ştuseri reaktoru 2 şöbəyə ayıran arakəsmədən təxminən 200 mm məsafədə yerləşməlidir.



Şəkil 3.5. Reaktor daxilində axının axma sxemi və damcının hərəkət trayektoriyası

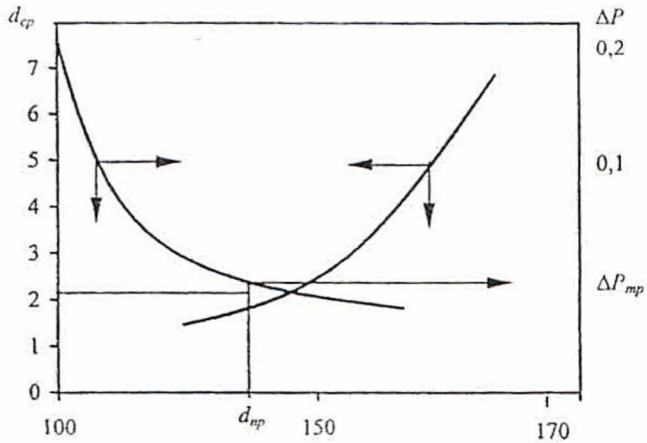
Əgər dövr etdirilən axının giriş nöqtəsini aşağı endirsək, onda onun altında bütün sahə reaksiya zonasından düşür və faydasız olur, belə ki, onda turşu damcıları olacaqdır ki, burada da həqiqi reaksiya baş verir.

Aparılmış hesablamalar göstərir ki, əgər damcının çökmə sürəti 0,02 m/san təşkil edərsə [9], onda reaksiya hissəsində emulsiya (turşunun qatılığı 10 % həcm.) olacaqdır, hansı ki, orada emulsiyalaşmış vəziyyətdə, daha doğrusu, xırda çökdürülmüş damcı şəklində təxminən  $2 \text{ m}^3$  turşu olacaqdır.



Şəkil 3.6. Damcıların orta və maksimal ölçüsünün emulsiya axınının sürətindən asılılığı

Həcmdə turşunun payı nisbətən böyük deyil, bu da turşu damcılarının reaksiya həcmində yuxarıdan aşağıya hərəkəti zamanı onların xeyli koagulyasının olmamasının nəzərdə tutulmasına imkan verir [29].



Şəkil 3.7. Damcının orta ölçüsü və təzyiqinin boru kəmərinin diametrindən asılılığı

Reaktorun II şöbəsinin dövr etdirilən konturuna baxaq. Burada məsələ sadələşir, belə ki, burada dövr etdirilən mərkəzdənqaçma nasosundan istifadə edə, beləliklə, injektora xidmət edən kontur kənarında istidəyişdiricini quraşdırma bilərik. İstidəyişdiricinin bir şöbəsini karbohidrogen axınının girişində nasosa quraşdırmaq lazımdır ki, nasos soyuq karbohidrogenlərdə işləsin. İkinci şöbə I-2 injektoruna qədər nasosun çıxışında quraşdırılır.

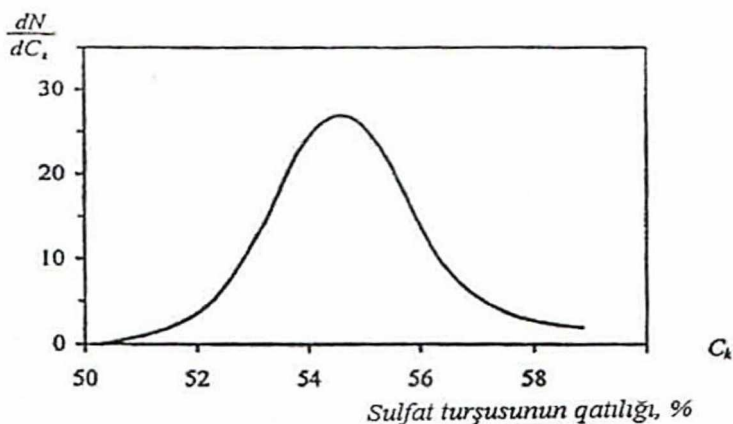
Birinci injeksiya konturunun hesablanması olduğu kimi, injektorun girişinə II çökdürücü zonadan  $30 \text{ m}^3$  turşu və  $50 \text{ m}^3$  karbohidrogen qəbul etmək lazımdır.

Emulsiya axınının daxil edilməsi qurğusu və sarğısı üçün boru kəmərlərinin ölçülərinə qoyulan tələblər reaktorun I şöbəsi üçün olduğu kimidir. Dövr etdirilən axının giriş nöqtəsi reaktorun yuxarisından 1200 mm məsafədə yerləşməlidir, bu da karbohidrogenlərin çökmə zonasının lazımi həcmi və bu zaman bütün reaksiya sahəsinin tam istifadəsini təmin edir. Təzə turşu



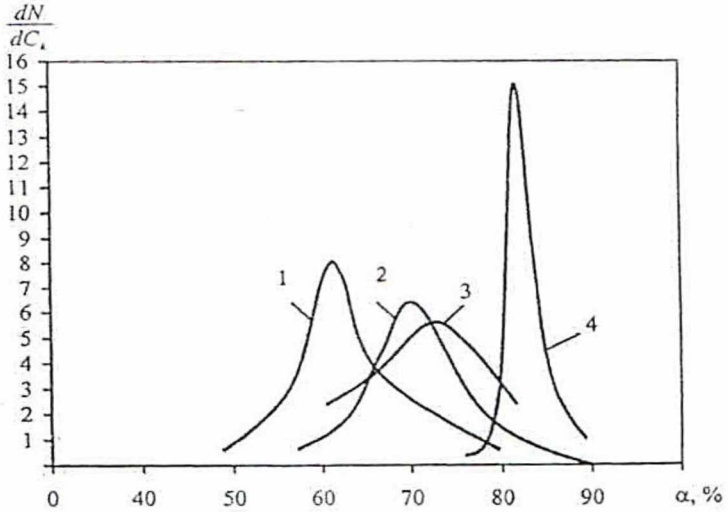
reaktorun yuxarisından onun oxu üzrə təxminən 1000 mm məsafədə yerləşən mərkəzdənqaçma axınlı forsunkaları vasitəsilə reaktora verilir. Sumqayıt SK zavodunda köhnə və təkmilləşdirilmiş variantlı reaktorların istismarı zamanı alınan məlumatların işlənməsi zamanı nəzərə alınmışdır ki, əsas rejim parametrləri (sulfat turşusunun qatılığı, temperatur, turşu və karbohidrogen fazalarının nisbəti, ilkin butan-butilen fraksiyasında izobutilenin qatılığı) istismar prosesində sabit qalmır [25-30].

Mövcud konstruksiyalı reaktoru xarakterizə edən orta ayrılma dərəcəsinin müəyyən edilməsi üçün müxtəlif dövrlərdə reaktorun işinin müayinəsi zamanı alınan nəticələrin statistik işlənməsi aparılmışdır. Göstərilmişdir ki, əsas rejim parametrlərinin pozulması, həmçinin reaktor bloku üzrə izobutilenin orta ayrılma dərəcəsi normal paylanma qanununa tabedir.



Şəkil 3.8. Sulfat turşusu qatılığının dəyişməsinin paylanması (100 təcrübi nöqtənin emal nəticələri)

Statistik analizə, bir qayda olaraq, sənaye qurğusunda alınan 30-dan 100-ə qədər təcrubi nöqtələr məruz edilmişdir. Üfuqi reaktorların işinin müayinəsinin nəticələri göstərir ki, orta ayrılma dərəcəsi 65-68 % təşkil edir. Rejim parametrlərinin orta qiymətində riyazi model üzrə hesablatlar təcrübə tapılmış qiymətlərlə yaxşı üst-üstə düşür (şəkil 3.9).



Şəkil 3.9. Müxtəlif konstruksiyalı reaktorlarda izobutilenin ayrılma dərəcəsi üzrə paylanması statistik ayrılırları: 1-üfuqi birpilləli reaktor; 2-şaquqlu birpilləli reaktor; 3-şaquqlu birpilləli reaktorun təkmilləşdirilmiş variantı; 4-şaquqlu ikipilləli reaktor.

Parametrlərin əlverişsiz dəyişməsi zamanı ayrılma dərəcəsi məhz sənaye qurğusunun istismarı zamanı müşahidə olunan hədlərdə dəyişməlidir, bu da hazırlanmış modelin köməyli sənaye qurğusunun işini əvvəlcədən söyləmək imkanını təsdiqləyir. Üfuqi reaktorda nəsbətən xeyli böyük həcmə malik

kalon tipli birpilləli reaktor üçün, 1 il ərzində istismar məlumatlarının emalı göstərir ki, ayrılma dərəcəsinin orta qiyməti 72 % təşkil edir, bu da hesablama qiymətindən (94 %) aşağıdır (şəkil 9, əyri 2).

Reaksiya həcminin natamam istifadəsi və uyğun olaraq, ayrılma dərəcəsinin azalması səbəbləri: reaksiya zonasında turşunun qeyri-qənaətbəxş qalma müddəti, karbohidrogen fazasında turşunun pis dispersləşməsi, bu da reaksiyanın baş verməsi zamanı diffuziya tormozlanmasının yaranmasına, üfuqi şöbələşmiş torşəkilli boşqablarda reaksiya zonasında iri turşu damcılarının, yaxşı isladılmış turşuların (hətta yüksək turbuləntlik zonasında əmələ gələn zərif emulsiya boşqab ilə toqquşma zamanı dağılır, turşu bütöv faza əmələ gətirir və hesablamanın göstərdiyi kimi, iri damcılar şəklində aparatın aşağı hissəsinə axır) əmələ gəlməsinə səbəb olur.

Mövcud işin tövsiyələrinin bir hissəsini nəzərə almaqla (reaktorda emulsiyanın giriş nöqtəsindən birinci şöbələyici boşqaba qədər olan məsafənin artması) reaktorun sargısının dəyişməsi zamanı izobutilenin ayrılma dərəcəsi qismən artır (şəkil 9, əyri 3). Sonra yeni ikipilləli izobutilenin ayrılma reaktoru sınılanmış və istifadə edilmişdir, hansı ki, izobutilenin orta ayrılma dərəcəsinin artmasının ( $82 \pm 4,5\%$ ) müayinəsi nəticələri əsasında (şəkil 9, əyri 4), həmçinin işin böyük stabilliyi paylanma əyrisində dispersləşmənin xeyli azalmasına səbəb olur.

İkipilləli şaquli reaktorun hazırlanması və montajı zamanı mövcud işin tövsiyələrinin yalnız bir hissəsi həyata keçirilmişdir, bununla əlaqədar olaraq tam hesabat göstəriciləri əldə edilməmişdir: belə ki, konstruktiv mülahizələr və material çatışmazlığına görə reaktor sargısının layihə sargısından kənara çıxması aşkar edildi, turşunun dispersləşməsi və onun karbohidrogenlərlə qarışması üçün təxminən 1-ə bərabər olan (tövsiyə edilən 4 əvəzinə) aşağı injeksiya əmsallı injektorlar hazırlanmışdır, reaktorda lazımi ştuserlərin olmamasına görə turşunun səviyyəsi modelə uyğun tələb olunandan xeyli yüksək

olmuşdur, bu da yüksəldilmiş polimer əmələ gəlməsinə gətirib çıxarır, aşağı məhsuldarlıq hesabına dövr etdirilən nasos lazımı qədər effektiv işləmir və s.

Tamamilə aydındır ki, iki dövr etdirilən konturla ikipilləli reaktorların istifadəsi olduqca perspektiv hesab edilir, belə ki, hətta bütün göstərilən çatışmazlıqlarla belə reaktorların sənayedə istifadəsi təkcə ayrılma dərəcəsini artırmağa deyil, həmçinin izobutilenin keyfiyyətinin artırılmasına imkan verir.

#### **4. İZOBUTİLSULFAT TURŞUSUNUN PARÇALANMASI REAKSİYASININ MEXANİZMİ VƏ KİNETİKASI**

İkinci pillə texnoloji proses üzrə butilen-izobutilen fraksiyasından izobutilen istehsalında təyinedi-ci texniki-iqtisadi göstərici izobutilsulfat ekstraktının parçalanması qovşağı hesab edilir.

Bir çox fəaliyyətdə olan istehsalatlarda ekstraktın parçalanması qaz şəkilli izobutilen və duru sulfat turşusunun əmələ gəlməsi ilə 75-90°C temperaturda sonuncunun “iti” buxarla hidrolizi yolu ilə həyata keçirilir. Zəif 4-45 %-li turşunun alınması və onun utilizasiya zərurəti, və ya ekstraksiya qovşağına qaytarmaq üçün 60-65%-dək buxarlanması bu prosesin əsas çatışmazlıqları hesab edilir.

Bundan başqa, izobutilenin əsas hissəsi trimetilkarbinol (TMK) şəklində ayrılır ki, bu da spirt-karbohidrogen-su qarışığının müntəzəm ayrılmasını, TMK dövriyyəsinin təşkilini və izobutilenin kondisiyaya uyğun təmizliyə qədər çətdirilməsi tələb edir. Bununla əlaqədar olaraq, sulfat turşusunu durulaşdırmadan ekstraktın parçalanmasının sənaye prosesinin işlənməsi böyük maraq kəsb edir.

Bu problemə həsr edilən patent və digər texniki informasiyaların analizi durulaşdırma olmadan izobutilenin regenerasiya prosesinin aparılması üçün təklif edilən bəzi əsas üsulları ayırmağa imkan verir. Bunlara aiddir:

1. Aparatın divarı vasitəsilə ekstraktın qızdırılması;
2. Kalon tipli aparatda sulfat turşusunun qaynaması zamanı əmələ gələn su buxarı ilə qızdırılması;
3. Ekstraktın buxarşəkilli doymuş karbohidrogenlər və ya digər qazlarla kontaktlaşdırılması.

60-65% izobutilenlər doymuş turşunun “bütöv” qızdırılması vasitəsilə regenerasiyası zamanı 70%-ə qədər

izobutilen polimerləri əmələ gəlir ki, bu da məqsədli məhsulun çıxımını kəskin azaldır.

Bu zaman yüksək temperaturlarda orta qatılıqlı sulfat turşusu mühitində işləyən xüsusi qızdırıcılardan istifadə etmək tələb olunur.

İşdə buxarlanma mərhələsinin istisna edilməsi məqsədilə vakuum altında izobutilsulfat ekstraktının parçalanması prosesi öyrənilmişdir.

Karbohidrogen mühitində ekstraktın parçalanması kubda qaynayan karbohidrogen buxarları, məsələn, heksan, tsikloheksan, nafta və s. ilə saxlanılan temperaturda kalonda həyata keçirilə bilər. Həmçinin işdən məlumdur ki, burada izobutilsulfat turşusunun parçalanması əvvəlcə laboratoriya, sonra isə pilot qurğularda üzvi mayelərin (tsikloheksan, n-heksan, yüngül benzin) buxarlarının köməyi ilə tədqiq edilmişdir.

Turşunun durulaşdırılması olmayan bir çox digər hidroliz variantları kimi bütün bu proseslər kifayət qədər dərin öyrənilmişdir və bir sıra texnoloji və aparat çətinliklərinə görə praktiki tətbiq tapmamışdır. Təsvir edilən üsullarda ekstraktın parçalanması parçalanma məhsullarının mühitində həyata keçirilir ki, bu da ayrılma zamanı çətinliklərə gətirib çıxarır [31].

Həmçinin həm karbohidrogenlərin, həm də sulfat turşusunun xeyli itkisi müşahidə olunur ki, bu da mürəkkəb ayrılma və neytrallaşma qovşağının təşkilini tələb edir. Beləliklə, sulfat ekstraktından izobutilenin ayrılmasının məlum üsulları əmtəə izobutilen alınması sxeminin xeyli mürəkkəbliyini xarakterizə edir. Fraksiyadan izobutilenin ayrılmasının təkmilləşdirilmiş prosesinin işlənməsi göstərir ki, sulfat ekstraktının qaynama temperaturu ekstraktının parçalanma temperaturdan xeyli fərqlənən karbohidrogen istilikdaşıyıcısı, məsələn, tərkibində sulfolaşmış komponentlər olmayan 190-240°C qaynama həddi olan C<sub>10</sub>-C<sub>14</sub> parafin karbohidrogenləri mühitində aparılması məqsədəuyğundur (bax cədvəl 4.1).

## n-parafin fraksiyalarının xarakteristikası

Komponentlər	% küt.
N-dekan	0,6
N-undekan	27,4
N-dodekan	35,0
N-tridekan	27,4
N-tetradekan	9,3
N-pentadekan	0,3
Su	Yoxdur
Aromatik karbohidrogenlər	0,01-dən az

İşlənmiş üsul əhəmiyyətli üstünlüklərə malikdir:

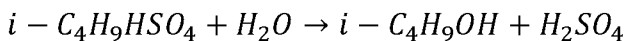
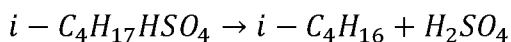
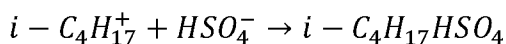
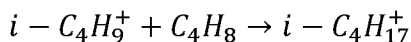
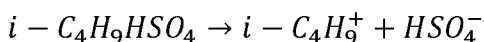
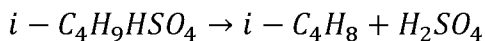
1. İzobutilen axınının tərkibində parafin karbohidrogenləri 3-4% miqdarında olur və asanlıqla neytrallaşma kalonunda ayrılabilir.

2. Ekstraktın parçalanma kalonundan turşu itkisi olduqca azdır.

3. Sulfat turşusunun durulaşmadan ekstraktın parçalanması izobutilenlərin ayrılmasının mövcud sxeminin əhəmiyyətli yenidən təchiz edilməsini tələb etmir.

Üsulun işlənməsi zamanı müxtəlif şəraitlərdə izobutilsulfat ekstraktının parçalanmasının kinetika və mexanizmi ətraflı tədqiq edilmiş, bunun əsasında bu qovşağın texnoloji sxeminin qurulmasının əsas prinsipləri formalaşdırılmışdır.

İzobutilsulfat turşusunun parçalanma reaksiyasının baş vermə yollarının analizi bir sıra əsas və əlavə proses mərhələlərini ayırmağa imkan verir:



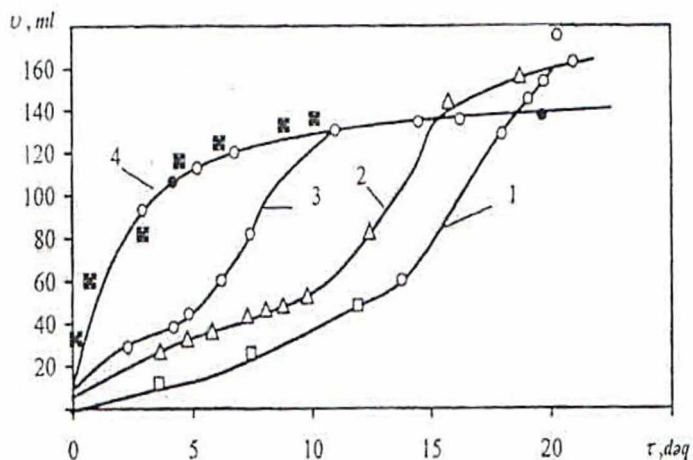
Beləliklə, izobutilsulfat turşusunun parçalanması zamanı izobutilenlə yanaşı, izobutilenin oliqomerləri və TMK əmələ gələ bilər.

İzobutilsulfat turşusunun parçalanma reaksiyasının sürətinə təsir edən amillərin analizi zamanı gözləmək olardı ki, daxili diffuziya kinetik sabitlərə əhəmiyyətli təsir göstərmir, belə ki, əsas reaksiya monomolekulyar hesab edilir.

Lakin “Ördək” tipli, aşağıda qeyd olunan, reaktorda izobutilsulfat ekstraktının parçalanma sürətinin öyrənilməsi üzrə təcrübələrin aparılması zamanı biz ayrılan qazların həcmnin



kontakt müddətindən asılılıq əyrisində induksiya dövrünün mövcudluğunu müşahidə etmişik (şəkil 4.1).



Şəkil 4.1. Doğranmış şüşənin həcmnin izobutilenin ayrılma sürətinə təsiri:

1 – şüşəsiz; 2 –  $1 \text{ sm}^3$  şüşə əlavə edildikdə; 3 –  $3 \text{ sm}^3$ ; 4 –  $7 \text{ sm}^3$  ( ),  $V_k$  ■ = 0,1 ml olduqda (○)

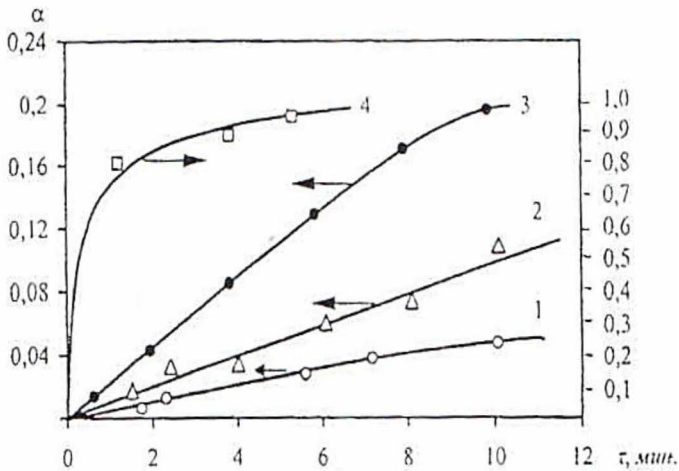
Turşu damcısının həcmnin 10 dəfə azalması zamanı (əyri 4) induksiya dövrü müşahidə edilmir. Bu faktın izahı üçün biz reaksiya qarışığına əlavə edilən doğranmış şüşənin müxtəlif miqdarında bir sıra təcrübələr aparmışıq.

Şəkildən görüldüyü kimi, doğranmış şüşənin həcmnin artması ilə ayrılan qazların həcmnin kontakt müddətindən asılılıq əyrisi sola tərəf yerdəyişir və  $7 \text{ sm}^3$  həcmdə 4 əyrisi ilə tamamilə üst-üstə düşür. Mümkündür ki, induksiya dövrünün mövcudluğu parafin-turşu ayırıcı səthinin əmələ gəlməsi ilə əlaqədardır, bu isə şüşə əlavə edildikdə artır.

Faza ayırıcı sərhəddə baş verən fiziki-kimyəvi hadisələr barədə tam təsvir üçün bir sıra təcrübələr aparılmış və burada

ekstraktın izobutilenə parçalanması prosesi mikroskop-katetometrde müşahidə edilmişdir.

İzobutilsulfat turşusu-hava, izobutilsulfat turşusu-parafin sərhəddində izobutilen qabarcıqlarının aradan qaldırılması üçün müşahidələr aparılmışdır. Müəyyən edilmişdir ki, izobutilen qabarcıqlarının qopması parafinlə sərhədləşməş səthə nisbətən, hava ilə sərhədləşmiş izobutilsulfat turşusu səthində daha sürətli baş verir. Əgər havalaşdırma zamanı-həcmdə əmələ gələn qaz qabarcıqları səthdən sürətlə kənar edilərsə, onda parafinlə sərhəddə səthi gərilmə qüvvələri onları səthdə saxlayır, onlar daimi koaqulyasiya edir, sonra səthi gərilməni aradan qaldırmaq üçün kifayət edən qabarcıq ölçüsündə qopur və parafin həcminə daşınır. Təcrübi tədqiqatlar göstərir ki, izobutilsulfat turşusunun parafinlərdə parçalanma dərəcəsi parafinlərin olmamasından daha aşağıdır (şəkil 4.2, əyri 1-3).



Şəkil 4.2. Parafinlərin həcmindən asılı olaraq izobutilsulfat turşusunun parçalanma dərəcəsinin dəyişməsi:

1 – 5 ml; 2 – 3 ml; 3 – 4-10 ml

Lakin əgər izobutilsulfat turşusunun parçalanmasını turşunun parafində əsaslı dispersləşməsi zamanı aparsaq, onda onun parçalanma sürəti kəskin artır (şəkil 4.2, əyri 4). İzobutilsulfat turşusunun parçalanması reaksiyasının kinetik qanunauyğunluqlarının tədqiqi zamanı turşu damcısına istilik gətirilməsi əhəmiyyətli ola bilər.

Turşu damcısı qızdırılmış karbohidrogen mühitinə düşərək onunla istilik və kütlə mübadilə edir. İri damla nisbətən kiçik kontakt müddətində bütün dərinlik boyu isinməyə imkan tapmır. Nəticədə damcı mərkəzinə yaxın yerləşən ekstraktın xeyli hissəsi parçalanmır və ümumi parçalanma dərəcəsi aşağı olur. İzobutilsulfat turşusunun parçalanma kinetikasının tədqiqi zamanı alınan məlumatlar əsasında, həmçinin ətraf mühitin istilik-fiziki xassələri barədə məlumatlar əsasında damcının maksimal ölçüsünü qiymətləndirmək olar, hansı ki, karbohidrogen mühitindən daxil olan istilik tam qızdırmanı və reaksiyanın intensiv baş verməsini təmin edir [31].

İşdə istilikötürülməsi nəzəriyyəsində istifadə edilən kürəşəkilli istilik mənbəyi üçün tənlikdən istifadə edilmişdir:

$$q_v = \frac{\Delta T \sigma \lambda}{R^2} \quad (4.1)$$

Burada:  $\Delta T$ -kürə səthində və onun mərkəzində temperatur fərqi,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$R$ -damcının radiusu, m;

$\lambda$ -istilikkeçirilikdir ki, burada izobutilsulfat turşusu üçün kifayət qədər yaxınlaşma dərəcəsi ilə 0,1 kkal/m·saat dər. qəbul etmək olar;

$q_v$ -damcıya çatdırmaq üçün lazım olan istiliyin miqdarıdır.

Damcıya verilən istilik axınının tərkibində həm kimyəvi reaksiyanın baş verməsi üçün tələb olunan istilik, həm də qaz

şəklində ayrılan i-butilen buxarlanması üçün lazım olan istilik olmalıdır.

$$q = q_v + q_{bux} \quad (4.2)$$

$$q_p = r \cdot q \quad (4.3)$$

$r$  -reaksiya sürətidir:

$$q_{bux} = r \cdot q_{xüs} \quad (4.4)$$

Seçilmiş şəraitdə reaksiya sürəti  $90 \text{ mol/dm}^3 \cdot \text{saat}$  və ya  $5 \text{ kq/dm}^3 \cdot \text{saat}$  təşkil edir

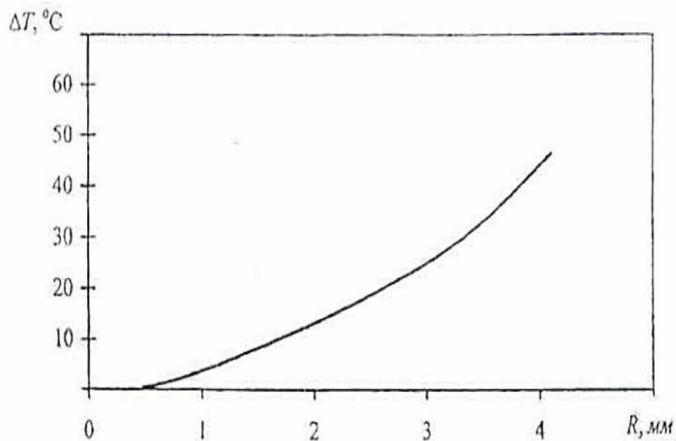
$$q_{xüs} = 70 \text{ kkal/kq}$$

$$q_p = 300 \text{ kkal/kq}$$

$$q_v = 5 \cdot (300 + 70) = \frac{1850 \text{ kkal}}{1 \cdot \text{saat}} = 1,85 \text{ kkal}/(\text{m}^2 \cdot \text{saat})$$

Hesablamaların nəticələri şəkil 4.3-də göstərilmişdir.

Alınmış məlumatlar əsasında bu nəticəyə gəlmək olar ki, hissəciyin diametri  $2 \text{ mm}$  olduqda damcının bütün həcmi boyu istilik gətirilməsi ilə problem meydana çıxmır.



Şəkil 4.3. Damcının diametri üzrə temperatur düşğüsünün turşu damcısının ölçüsündən asılılığı

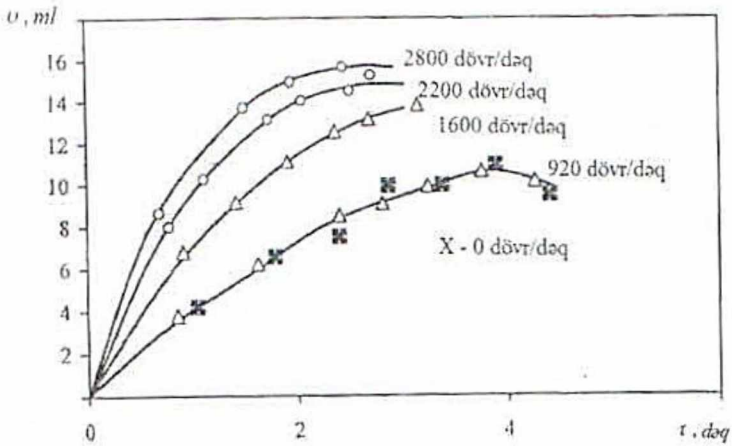
Beləliklə, turşunun dərin dispersləşməsi şəraitində izobutilsulfat turşusunun parçalanma reaksiyasının aparılması təkcə əsas reaksiyanın sürətini artırmağa deyil, həmçinin damcının həcmi üzrə minimal temperatur qradientini təmin etməyə imkan verir.

Ona görə də prosesin kinetik tədqiqatları üzrə bütün təcrübələr sürətli kaçıqada reaksiya qarışığının intensiv silkələnməsi zamanı “ördək” tipli qarışma reaktorunda həyata keçirilir. Reaktora C<sub>10</sub>-C<sub>14</sub> parafinləri doldurulur, hansı ki, təcrübə aparılma temperaturunda termostatlaşdırılmışdır.

Verilən temperaturu əldə etmək üçün silkələnmə maşını qoşulmaqla reaktora izobutilsulfat turşusu yeridilir. Qaz və maye fazanın analizi JXM-8MД xromatoqrafından həyata keçirilir, daşıyıcı ПЭГ-20M.

Analiz metodikası izobutilenin, i-butilen oliqomerlərinin, trimetilkarbinolun miqdarını hesablamağa imkan verir.

Tədqiqatların birinci mərhələsində ayrılan qazların həcmi silkələnmə məşınının yırğalanma sürətindən asılılığı öyrənilmişdir. Şəkil 4.4 -də asılılıq göstərilmişdir, onun da analizi göstərir ki, hər bir dispersləşmə dərəcəsi üçün ayrılan qazın özünün maksimal həcmi xarakterikdir.



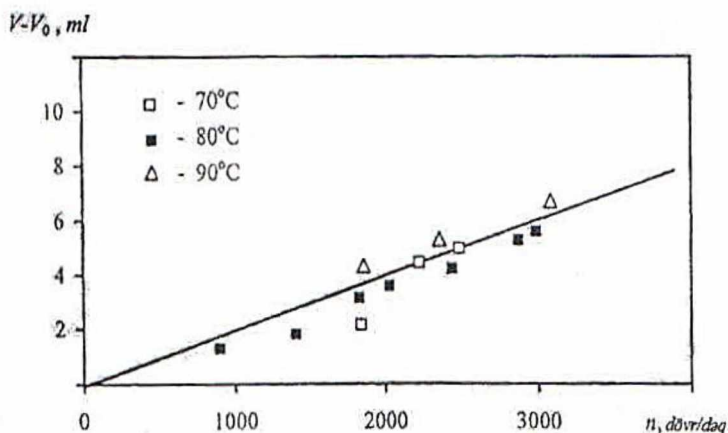
Şəkil 4.4. Yırğalanma sürətinin ayrılan izobutilenin həcminə təsiri

Sonrakı tədqiqatlar göstərir ki, bu həcm izobutilsulfat turşusunun parçalanma temperaturundan asılı deyil (şəkil 4.5). Eyni zamanda göstərilmişdir ki, yırğalanma sürətinin artması ihəll olmuş izobutilenin polimerləşməsi zamanı əmələ gələn izobutilen oliqomerlərinin qatılığı düşür (şəkil 4.6).

İzobutilsulfat turşusunun parçalanma reaksiyasının kinetik qanunauyğunluqlarının öyrənilməsi  $70-120^{\circ}\text{C}$  temperatur diapazonunda və maksimal yırğalanma sayı ilə həyata keçirilir.

Bu şəraitdə izobutilsulfat turşusunun əmələ gəlməsinin əks reaksiyası sürətini nəzərə almamaq olar. Şəkil 4.7-də ayrılan izobutilen qatılığının kontakt müddətindən asılılığı göstərilmişdir.

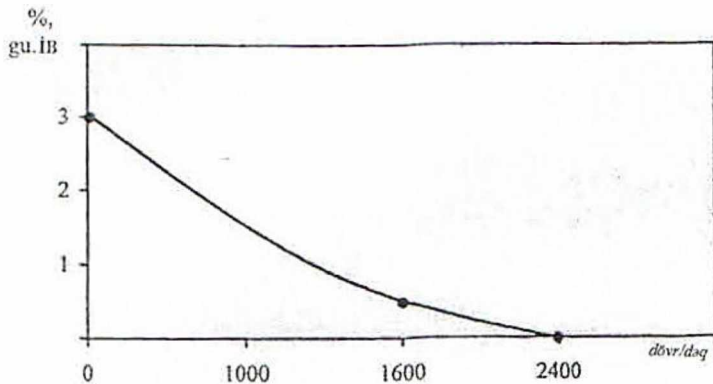
Məlumatların  $\lg(C_{\infty}-C)-\tau$  koordinatlarında emalı asılılığı düzləşdirməyə və onlardan reaksiya sürəti sabitini müəyyən etməyə imkan verir (şəkil 4.8).



Şəkil 4.5. Maksimal izobutilen həcmindən yırğalanma sürətindən asılılığı

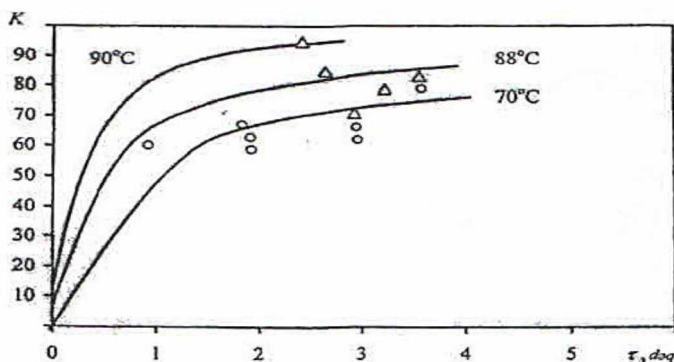
Sürət sabitinin reaksiya temperaturundan asılılığı şəkil 4.9 -da göstərilmişdir. Təcrübə məlumatlarından hesablanmış aktivləşmə enerjisi 12 kkal/mol təşkil edir.

Kontakt müddətinin artması ilə dimerlərin miqdarı artır (şəkil 4.10), lakin temperaturun artması ilə dimerlərin qatılığının temperaturdan asılılıq əyrisi maksimumdan keçir (şəkil 4.11). Reaksiya temperaturunun artması ilə trimetilkarbinolun qatılığı azalır.



Şəkil 4.6. Yırğalanma sürətinin parafindəki oliqomerlərin miqdarından asılılığı

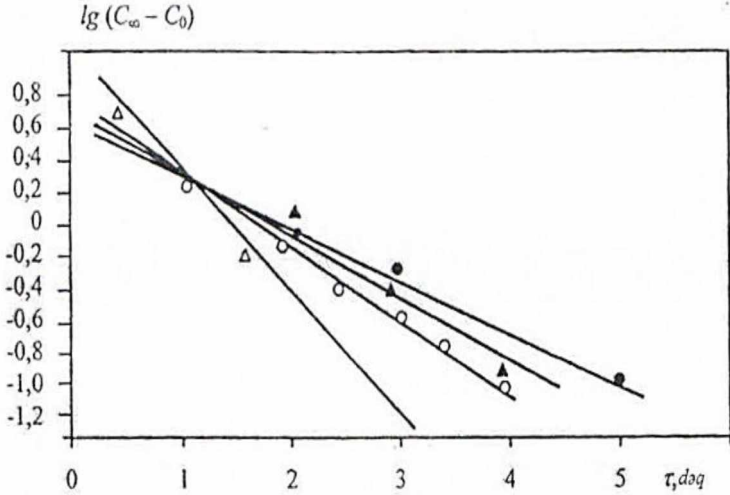
Beləliklə, təcrübi məlumatları ümumiləşdirərək belə nəticəyə gəlmək olar ki, yüksək aktivlik və selektivliklə izobutilsulfat turşusunun parçalanması reaksiyası reaksiya qarışığının maksimal dispersləşməsi zamanı 100-120°C temperatur diapazonunda baş verir.



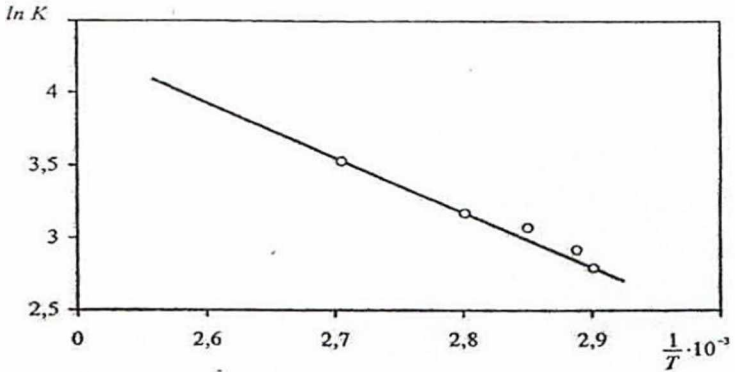
Şəkil 4.7. Müxtəlif temperaturlarda izobutilsulfat turşusunun parçalanma dərəcəsinin dəyişməsinin kinetik əyriləri



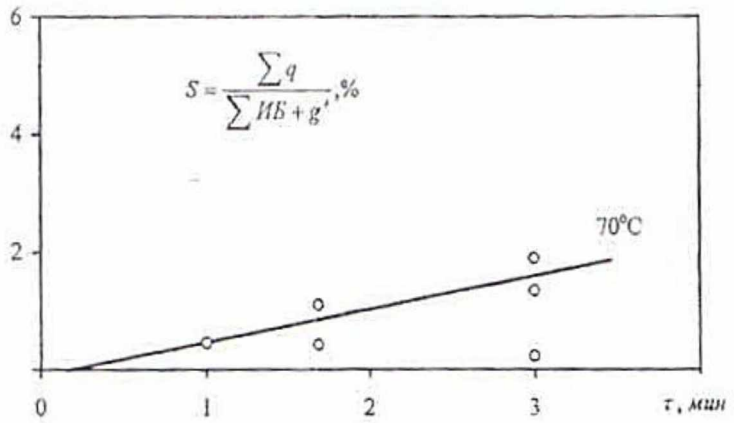
İzobutilsulfat turşusunun parçalanma reaksiyası monomolekulyar hesab edilir və izobutilsulfat turşusunun əmələ gəlməsi sürəti tənliyinə analogi tənliklə təsvir edilir.



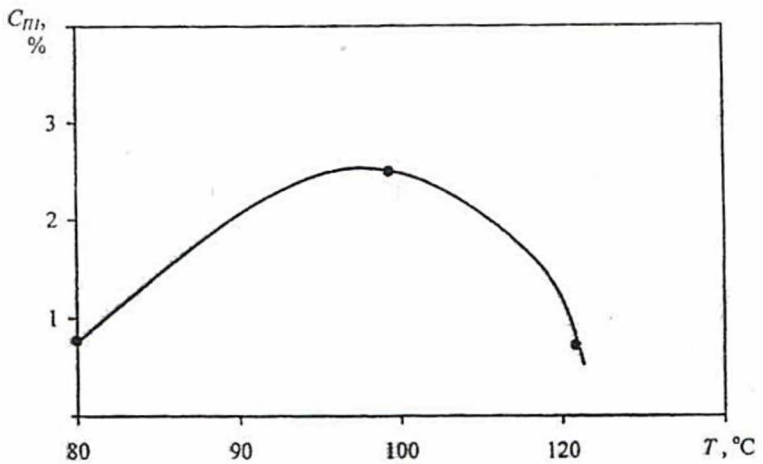
Şəkil 4.8. Yarımlöqarifmik koordinatda ayrılan izobutilenin qatılığının dəyişməsi



Şəkil 4.9. Arrenius koordinatında izobutilsulfat turşusunun parçalanma sürəti sabitinin temperaturdan asılılığı



Şəkil 4.10. Kontakt müddətinin parafində və qaz fazada dimerlərin miqdarına təsiri



Şəkil 4.11. Reaksiya temperaturunun oliqomerlərin qatılığına təsiri

## 5. QAYNAR N-PARAFİNLƏRDƏ İZOBUTİLSULFAT TURŞUSUNUN PARÇALANMA BLOKU PROSESLƏRİNİN RİYAZİ MODELİ

Riyazi modelin işlənməsi zamanı aşağıdakı ilkin şərtlər nəzərdə tutulmuşdur:

1. Parafin karbohidrogenləri və izobutil turşusu arasında yalnız istilik mübadiləsi baş verir, lakin heç bir kimyəvi qarşılıqlı təsir müşahidə olunmur;

2. Parafinlərdən alınan istilik izobutilsulfat turşusunun reaksiya temperaturuna qədər qızdırılmasını, həqiqi kimyəvi reaksiyaya və qaz fazada əmələ gələn izobutilen buxarlanmasına sərf edilir;

3. İzobutilsulfat turşusu damcıları bütün həcm boyu bərabər qızdırılmışdır;

4. Turşu damcılarının sayı reaktorun uzunluğu boyu sabit qalır, daha doğrusu, damcılarının koagulyasiya ehtimalı nəzərə alınmır [1-25].

Qaynar parafin karbohidrogenləri soyuq izobutilsulfat turşusu ilə kontakt zamanı onu reaksiya temperaturuna  $T_{dam}$  qədər qızdırır ki, bu da aşağıdakı tənlikdən hesablanıla bilər [12].

$$C_{bux} \cdot \rho_{bux} \cdot v_{bux} \cdot \frac{dT_{bux}}{d\tau} = -k_T \cdot F_{dam} \cdot n_{dam} \cdot (T_{bux} - T_{dam}) \quad (5.1)$$

burada:  $C_{bux}$  - 0,7 kkal/kq · dər –yə bərabər olan parafinlərin xüsusi istilik tutumu;

$\rho_{bux}$  – 0,695 kq/dm<sup>3</sup>-ə bərabər olan parafinlərin sıxlığıdır;

$v_{bux}$  – izobutilsulfat turşusu ilə kontakt üçün daxil olan parafinlərin həcmidir, dm<sup>3</sup>/saat;

$T_{bux}$  – parafinlərin başlanğıc temperaturudur, °K;

$k_T$  – istilikötürmə əmsəlidir, kkal/m<sup>2</sup> saat·dər;

$$k_T = 2\lambda/d_{dam}$$

$\lambda$  – hesablama üçün 0,1 kkal/ m<sup>2</sup> saat·dər qəbul edilən parafinlərin xüsusi istilikkeçiriciliyidir;

$d_{dam}$  – turşu damcısının diametridir, m;

$F_{dam}$  – turşu damcısının səthidir, m<sup>2</sup>;

$n_{dam}$  – damcıların sayıdır.

Nəzərə alsaq ki, parafinlərin istiliyi kimyəvi reaksiyaya və qaz fazad izobutilenin buxarlanmasına sərf olunur, onda istilik balansını aşağıdakı tənliklə ifadə edilir:

$$C_k \cdot \rho_k \cdot v_k \cdot n_{dam} \frac{dT}{d\tau} = -k_T \cdot F_{dam} \cdot n_{dam} \cdot (T_{bux} - T_{dam}) - (q_R + q_{bux}) \cdot k_0 \cdot e^{-\frac{E}{RT_{dam}}} \cdot N \quad (5.2)$$

$C_k$  – 52 kkal/dər – yə bərabər olan izobutilsulfat turşusu damcısının xüsusi istilik tutumudur;

$\rho_k$  – 1,2 kq/dm<sup>3</sup>-ə bərabər olan t=100<sup>0</sup>C-də 1 mol i-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> / mol H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> doymuş izobutilsulfat turşusunun sıxlığıdır;

$v_k$  – turşu damcısının həcmidir, dm<sup>3</sup>;

$q_R$  – 16,8 kkal/mol-a bərabər olan izobutilsulfat turşusunun parçalanma reaksiyasının istiliyidir;

$q_{bux}$  – izobutilen buxarlanma istiliyidir, kkal/mol.

İzobutilsulfat turşusunun parçalanması zamanı maye fazada müəyyən həcmdə izobutilen ( $v_p^m$ ) ayrılır, bu da aşağıdakı tənliklə hesablanır / 4.4-5.3/:

$$\frac{dv_p^m}{d\tau} = \gamma \cdot k_0 \cdot e^{-\frac{E}{RT_{dam}}} \cdot N \quad (5.3)$$

Qaz fazada buxarlanma zamanı əmələ gəlir

$$v_p^q = 0,82 \cdot v_p^m \cdot T_{dam} \quad (5.4)$$

burada,  $(v_p^m)$  – qaz şəklində izobutilenin həcmidir.

Parçalanma reaktorunun uzunluğu üzrə reaksiya qarışığının həcmnin dəyişməsi aşağıdakı tənliklə müəyyən edilir:

$$\frac{dl}{d\tau} = \frac{10^{-3} \cdot [(v_{bux} + v_{tur}) + v_p^q]}{S_r} \quad (5.5)$$

burada,  $v_{tur}$  – izobutilsulfat turşusunun həcmidir,  $dm^3/saat$ ;

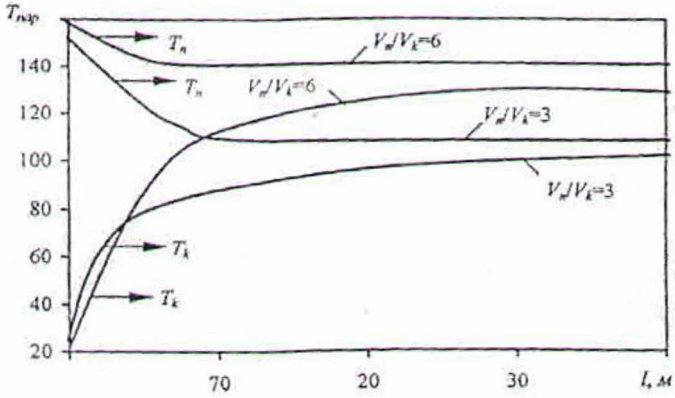
$S_r$  – forreaktorun diametridir;

$l$  – forreaktorun uzunluğudur.

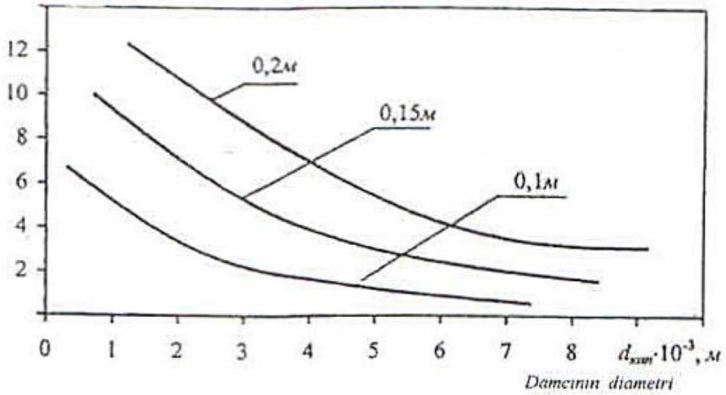
Damcıların ölçü və sayının, reaktorun diametrinin, parafinlərin başlanğıc temperaturunun, parafin – izobutilsulfat turşusu nisbətinin dəyişməsi zamanı reaktorun uzunluğu üzrə parafinlər və turşunun temperaturunun dəyişməsinin qiymətləndirməyə imkan verən müxtəlif variantlar, həmçinin ekstraktın parçalanma dərəcəsi hesablanmışdır.

Alınmış məlumatlar əsasında bu nəticəyə gəlmək olar ki, paralel qalxan maye və qaz fazası axını ilə ideal sıxışdırma reaktoru izobutilsulfat turşusunun əsaslı parçalanmasını təmin edə bilməz.

Ona görə də 2 pilləli kontaktlı reaktor bloku daha səmərəlidir: birinci pillə - forreaktor - -parafin damcılarını verilən temperatura qədər qızdıraraq onun turşuda dispersləşməsini və potensialdan 10 – 20 % çevrilməsini təmin edir, ikinci pillə - reaktor – dozalayıcı – turşu damcısının parafin mühitində qalma müddətində 3-5 dəqiqə ərzində izobutilsulfat turşusunun tam parçalanmasını təmin edir [18].



Şəkil 5.1. Forreaktorun uzunluğu üzrə parafin və ekstraktın temperaturunun dəyişməsi



Şəkil 5.2. Boru kəmərlərinin müxtəlif diametrlərində forreaktorda izobutilsulfat turşusu damcılarının ölçüsünün ekstraktın parçalanma dərəcəsinə təsiri

Forreaktor kimi qarışdırıcı injektordan reaktor-dozalayıcıya qədər təzyiqli xətdən istifadə etmək olar, reaktor-

dozalayıcı kimi fəaliyyətdə olan hidroliz kalonundan istifadə etmək olar [19].

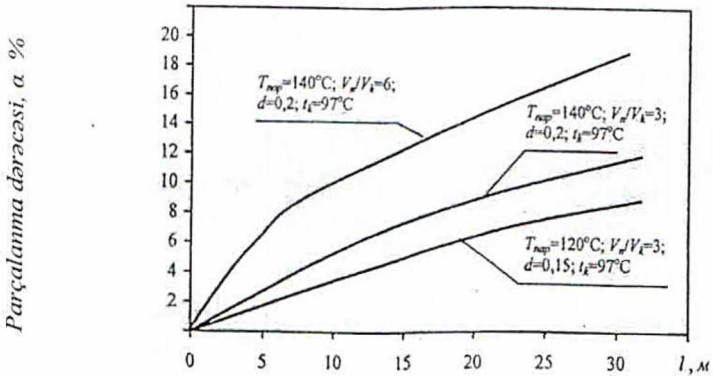
Reaktor-dozalayıcının modelinin təşkili zamanı o vəziyyət nəzərə alınmışdır ki, forreaktorda lazımı ölçüyə qədər dispersləşmiş damcı şaquli aparata daxil olur, burada kontakt müddəti aparatın hündürlüyü və turşu damcısının çökmə sürəti ilə aşağıdakı tənlik üzrə müəyyən edilir [20-22]:

$$\tau = \frac{H}{\omega_{\text{çök}}} \quad (5.6)$$

Bu zaman izobutilenin əmələ gəlmə sürəti izobutilen turşusu damcısının həcmi istifadə dərəcəsi ( $\mu$ ) ilə müəyyən edilir:

$$\left(\frac{dv_p^{eks}}{d\tau}\right) = \mu \cdot \gamma \cdot k_0 \cdot e^{-\frac{E}{RT}} \cdot N \quad (5.7)$$

Parafin və turşu arasında istilik mübadiləsi forreaktorun izahı zamanı istifadə olunan (15) tənliyinə əsasən baş verir.

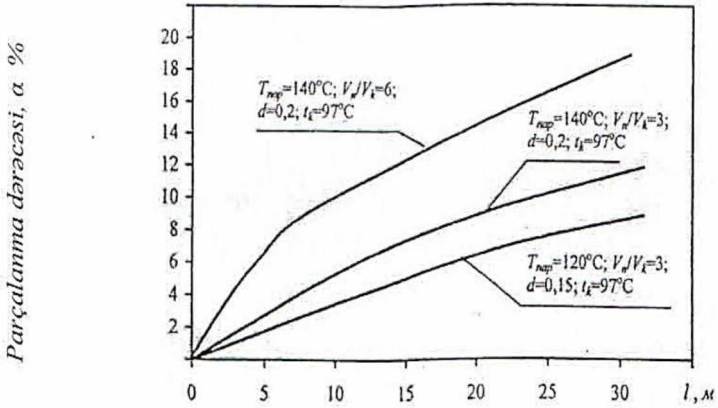


Şəkil 5.3. Parafinlərin müxtəlif başlanğıc temperaturunda boru kəmərlərinin uzunluğu boyu ekstraktın parçalanma dərəcəsinin dəyişməsi

Şəkil 5.3 -da turşu damcılarının çökməsi sürətinin müxtəlif başlanğıc qiymətlərində reaktor-dozalayıcıda izobutilsulfat turşusunun parçalanması dərəcəsinin dəyişməsi üzrə hesablama nəticələri göstərilmişdir. Hesablamalara görə, forreaktorda ekstraktın parçalanma dərəcəsi 0,15-ə bərabər qəbul edilmişdir.

Yuxarıda qeyd olunan tədqiqat proseslərində dövr etdirilən qaynar parafın mühitində izobutilsulfat turşusunun parçalanma mexanizmi və kinetikasi öyrənilmiş, parçalanma qovşağının riyazi modeli işlənmişdir.

Sonrakı işin məqsədi qaynar parafınlının dövriyyəsi ilə yarımfasiləsiz təsirli model qurğuda təklif edilən prosesin həyata keçirilməsi, həmçinin layihələndirmə üçün reqlamentin təşkili üçün prosesin bəzi parametrlərinin dəqiqləşdirilməsi hesab edilir.



Şəkil 5.4. Müxtəlif çökmə sürətlərində reaktor-dozalayıcıda izobutilsulfat turşusunun parçalanma dərəcəsinin reaktorun hündürlüyündən asılılığı



Yeni-Kuybışevsk NEZ-dan alınan normal maye parafin fraksiyası Sumqayıt “Ximprom” zavodunda seçilmişdir, burada o, sulfonal istehsalında xammal hesab edilir. Fraksiya TY 36.101797-79-a uyğun gəlir.

Bu, tərkibində 98,5 % (küt.) n-parafinlər olan, qaynama başlanğıcı təxminən 190<sup>0</sup>C və qaynama sonu 240<sup>0</sup>C olan rəngsiz mayedir.

Kimyəvi tərkibi cədvəl 4.1-də, faktiki xarakteristi-kası cədvəl 5.1-də göstərilmişdir.

Cədvəl 5.1

n-parafinlər faktiki xarakteristikası

Fraksiya tərkibi, % həcm.	TY-ya görə	Faktiki
190 <sup>0</sup> -yə qovulur, ən çoxu,	2	1,5
260 <sup>0</sup> -dən yuxarı-“ -,	6	3,0
n-alkanların miqdarı, % ən azı,	98,5	99,4
Aromatik karbohidrogenlər, %	0,4	0,22
ən çoxu,	0,01	yoxdur
Kükürd, % ən çoxu,	0,2	yoxdur
Yod ədədi I <sub>2</sub> /100 q məhsul, ən çoxu,	yoxdur	yoxdur
Damcı-çəkilməmiş su və mexaniki qarışıqlar.		

İzobutilsulfat ekstraktı 54-55%-li sulfat turşusu məhlulu ilə ekstraksiya mərhələsində istifadə zamanı deqazasiyadan sonra istehsal sexindən götürülür. Turşu sənaye şəraitində hidrolizdən sonra işlənmiş turşu və “kuponos yağının” qarışması ilə hazırlanır.

Ekstraktda  $H_2SO_4$ -ün miqdarı, həmçinin soyuq hidrolizlə doyma dərəcəsi yoxlanılmışdır. Bir qayda olaraq, 1 mol sulfat turşusuna 0,8-0,9 mol izobutilen doyma dərəcəsi olan ekstraktan istifadə edilmişdir [30]. Ayrı halda müqayisə üçün hesablanmış miqdarda sulfat turşusu və mütləq trimetilkarbinol məhlullarının qarışması ilə eyni doyma dərəcəli süni izobutilsulfat ekstraktı hazırlanmışdır.

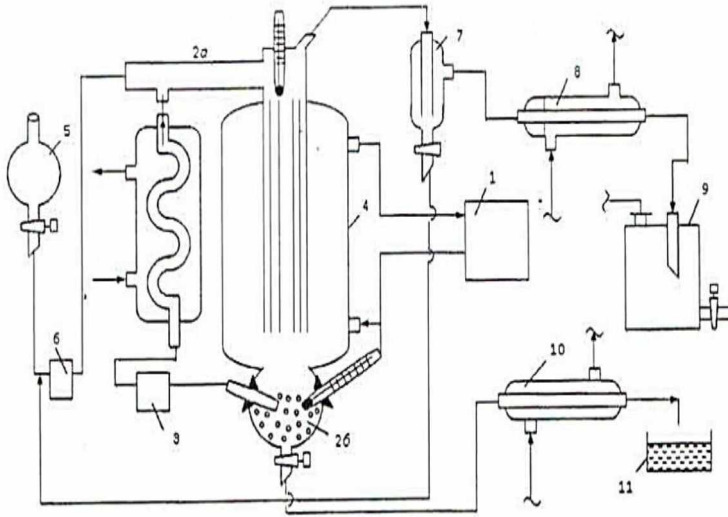
Xüsusi aparılmış təcrübələrlə göstərilmişdir ki, sənaye şəraitində 55%-li sulfat turşusunun izobutilenlə doyurulmasından alınan ekstrakt və sulfat turşusu və mütləq TMK məhlullarından alınan ekstrakt eyni  $H_2SO_4$  miqdarı və doyma dərəcəsinə hidroliz reaksiyasında (parçalanma) özlərini oxşar aparır. Şəkil 5.7-də laboratoriya qurğusunun sxemi göstərilmişdir.

Ekstraktın parçalanması 2 al=8mm və uzunluğu 55 mm olan reaktor borusu və köynəklə təchiz edilmiş nazik borularla ( $F_{dax}=20$  mm, hündürlük 590 mm) doldurulmuş şüşə kalonkada 2 həyata keçirilir.

Təcrübəyə başlamazdan öncə kalonkanın 2 b kub hissəsinə maye parafinlər doldurulur və maye parafinlərin qızdırıcının 4 ilanvari borularında dövr etdirilməsini təmin edən çoxşanlı laboratoriya nasosu (UN-304 ПКР tipli) qoşulur. Həm kalonkanın 2 köynəyinə, həm də qızdırıcının 4 köynəyinə maye termostatın I köməyilə 120-130<sup>0</sup>-yə qədər qızdırılmış qliserin verilir və temperaturla dövr etdirilən parafinlərin qızdırılma dərəcəsi tənzim edilir [12].

Kalonkada 2 verilən temperatur tənzimləndikdən sonra (aparılan təcrübələrdə 85-dən 120<sup>0</sup>C-yə qədər) tutumdan 5 çoxşanlı nasosla 6 reaktor borusuna izobutilsulfat ekstraktı verilir, burada o, qaynar parafinlə qarışır.

Ekstrakt və parafin arasında nisbət nasosların (həcmli dozalama) köməyilə 1,0:5,8±6,0 hədlərində saxlanılır.



Şəkil 5.7. Dövr etdirilən qaynar parafin mühitində İBS-ekstrakt parçalanması üzrə laboratoriya qurğusu

İzobutilsulfat turşusunun parçalanması reaktor borusunda 2 a baş verir, reaksiya qarışığının kalonkada 2 şaquli qarmaq üzrə yuxarıdan aşağıya süzülməsi zamanı qaz qabarcıqları-buxar şəklində əmələ gələn izobutilenin çökdürücü 7, soyuducu 8 və tutumdan 9 keçərək ayrılması həyata keçirilir. Qazşəkilli izobutilen tutumun çıxışında analiz edilir və lazım gəldikdə qaz sayğacından buraxılır.

Tərkibində oliqomerlər, TMK və n-parafinlər olan maye hidroliz məhsulları tutumda 9 toplanır və n-parafinlərin dövriyyəsinə daxil olur (həmçinin həcm ölçülməsi və analiz üçün götürülür).

Parçalanmış ekstrakt qaynar parafinlə birlikdə kalonkanın 2 şarşəkilli kubunda 2b toplanır, burada yuxarı təbəqə-parafinlərnasosla 3 dövriyyəyə vurulur, aşağı təbəqə turşu isə soyuducudan 1 keçərək qəbulediciyə II daxil olur, burada onun tərkibində

$H_2SO_4$  –ün və əlaqələnmiş izobutilenin miqdarı analiz edir. Kubda 2b temperatur termometrlə nəzarət edilir.

Bir qayda olaraq, tərkibində 1 mol  $H_2SO_4$ -ə 0,1 mol izobutilen olan işlənmiş turşu ayrı-ayrı təcrübələrdə süni ekstrakt hazırlanması üçün təkrarən istifadə olunur. Yuxarıda qeyd olunan qurğu sxemi və təcrübələrin metodikası ekstaktın parafinlə qarışması qovşağında, kalonkanın 2 özündə, n-parafinlərin dövr etdirilməsi sxemində və s. konstruksiyasında dəfələrlə təkrarlanan dəyişikliklərdən sonra seçilmişdir və optimal variant hesab edilir. İzobutilsulfat turşusunun parçalanması üzrə təcrübələrin aparılması zamanı təsvir olunan qurğuda qeyd olunmuşdur:

- İzobutil ekstraktının sərfi, q/dəq;
- n-parafinlərin sərfi, q/dəq;
- Təcrübələrdən öncə və sonra sistemdə n-parafinlərin miqdarı, q;
- Tutumda 9 toplanan kondensatın miqdarı, q;
- Kalonkanın 2 yuxarisında temperatur,  $^{\circ}C$  (ekstraktın n-parafinlə qarışığı);
- Kubda 2 b temperatur,  $^{\circ}C$ ;
- Qazşəkilli izobutilenin miqdarı,  $sm^3$  (ayrı-ayrı təcrübələrdə).
- Analizə məruz edilmişdir:
- İzobutilsulfat ekstraktı, %  $H_2SO_4$  küt. doyma dərəcəsi mol  $i-C_4H_8$ /mol  $H_2SO_4$ ;
- İşlənmiş ekstrakt, %  $H_2SO_4$  küt. doyma dərəcəsi mol  $i-C_4H_8$ /mol  $H_2SO_4$ ;
- Maye məhsullar (kondensat), TMK-nın miqdarı, % küt.; oliqomerlərin miqdarı, % küt.
- Qazşəkilli izobutilen, Karbohidrogen tərkibi, % küt.
- Oksigen qarışıqlarının miqdarı, küt.
- Dövriyyədən n-parafinlər,

TMK-nın miqdarı, % küt.;  
oliqomerlərin miqdarı, % küt.

İzobutilsulfat ekstraktının tərkibində ümumi  $H_2SO_4$  –ün miqdarı sonradan titrləmə ilə qaynar hidroliz yolu ilə və əlaqələnmiş izobutilenin miqdarı (doyma dərəcəsi) sonradan-Denijə görə TMK-nın və indikator-fenolftalein ilə NaOH məhlulu titrləməsi ilə  $H_2SO_4$  –ün miqdarının müəyyən edilməsilə soyuq hidroliz yolu ilə analiz edilmişdir. İşlənmiş ekstraktın analizi analoji qaydada aparılmışdır.

Hidrolizin maye məhsulları istilikkeçiricili detektorlu XJI-69 xromatoqrafında analiz edilmişdir. Uzunluğu 3,6 m olan kalonka polixrom-I üzərində ПЭГ-1500 sorbenti ilə doldurulur, kalonkada temperatur 100 °C, buxarlandırıcıda-200 °C.

Xam-izobutilen istilikkeçiricili detektorlu JIXM-72 xromatoqrafında analiz edilmişdir. Qaz-daşıyıcı helium, 35 sm<sup>3</sup>/dəq. Kalonka sorbentlə - diatomit üzərində gümüş nitratın (30%) dietilenqlikol və normal yağ turşusu ilə mürəkkəb efiri ilə doldurulur, 0,25-0,28 mm fraksiya, uzunluğu 9 m, f. 4 mm otaq temperaturunda.

Dövriyyədən n-parafinlərin analizi ЦЗЛ metodikası üzrə hazırlanmış istilikkeçiricili detektorlu JIXM-8MД xromatoqrafında həyata keçirilmişdir. Qaz-daşıyıcı helium, 35 sm<sup>3</sup>/dəq. uzunluğu 3 m olan kalonka diatomit üzərində ПЭГ-1500 (15%) sorbenti ilə doldurulur, fraksiya 0,25-0,28 mm, kalonkanın temperaturu 50-dən 150 °C-yə qədər, buxarlandırıcıda – 250 °C. N-parafinlərin həmçinin turşuluğu su və indikator – fenolftalein iştirakı ilə 0,01 N NaOH ilə titrlənmə ilə analiz edilir.

## 6. TƏCRÜBİ NƏTİCƏLƏRİNİN VƏ HESABLAMA MƏLUMATLARININ ANALİZİ

Cədvəl 3.8–də dövr etdirilən qızdırılmış maye n-parafin axınında ekstraktının ayrılması üzrə bəzi təcrübə nəticələri göstərilmişdir. Fasiləsiz rejimdə hər bir təcrübə 1-dən 2 saata qədər davam edir. Hər bir təcrübənin material balansının hesablanması təcrübə müddətində aparılan işlənmiş ekstrakt, kondensat və xam-izobutilenlərin bəzi analizləri əsasında həyata keçirilir.

Cədvəllərdə ekstrakta potensial yerləşən izobutilendən izobutilen və əlavə məhsulların – TMK və oliqomerlərin çıxımının hesablanmış nəticələri göstərilmişdir, həmçinin ekstraktın əldə edilən ayrılma dərəcəsi və dövr etdirilən n-parafin maye fazasının tərkibinin müşahidə olunan dəyişməsi göstərilmişdir. Təcrübələrdə 1-10 ekstraktın qızdırılmış parafinlə qarışdırılması kalonkadan 2 əvvəl konuisşəkili şüşə kolbada maqnitli qarışdırıcı ilə həyata keçirilir (reaktor borusu 2a əvəzinə) (bax şəkil 6.1). Kalonun 2 yuxarısının temperaturu 50-80 °C, kubda isə 2b 85-110 °C hədlərində saxlanılır. Bu seriya təcrübələrdə 3-6 və 8-10 təcrübələrdə cədvəl 10 –da göründüyü kimi, tərkibində 3-dən 18%-dək həll olmuş oliqomerlər olan əvvəlki təcrübələrin n-parafinlərin istifadə olunur [19-25].

Təcrübələrdə İ-20 qarışma reaktor borusunda 2a həyata keçirilir, kondensat isə tutumdan 9 dövriyyədən çıxarılır. Kalonun 2 yuxarısında temperatur 66-120 °C, kubda isə 100 dən 120 °C-dək təşkil edir. Praktiki olaraq bütün təcrübələrdə qismən yeni n-parafinlər həll edilmiş əvvəlki təcrübələrin n-parafinlərindən istifadə olunur. İzobutilen oliqomerinin miqdarı 3-dən 10%-dək təşkil edir. Təcrübələrdə 21-30 qarışma həmçinin reaktor borusunda 2a həyata keçirilir, lakin kondensat-hidrolizin maye məhsulları, şəkil 6.2 - də göstəriləyi kimi, uçucu n-parafinlərlə birlikdə praktiki olaraq tamamilə n-parafin dövriyyəsinə qaytarılır.

Cədvəl 6.1.

Qızdırılmış n-parafin mühitində izobutilsulfat ekstraktının ayrılması üzrə birinci seriyə təcrübələrin nəticələri

№	t, °C	Ekstrakt			İşlənmiş turşu			İlkin parafin			
	kub	yuxarı	miqdar	C <sub>k</sub> %	i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> mol/molH <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	miqdar	C <sub>k</sub> %	i-C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> mol/molH <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	miqdar	Dim %	Parafin %
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	86	48	1123,1	42,4	0,9	873,0	54,2	0,05	404,12	30,2	69,7
2	105	50	471.6	46.5	0.77	391.0	54.3	0.03	508.25	13.27	86.73
3	100	48	519.7	49.0	0.54	453.0	56.8	0.05	469.71	7.9	92.1
4	110	52	1314.0	42.3	0.71	1064.0	52.0	0.06	496.87	14.07	85.93

Cədvəl 6.1-in davamı

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
5	110	55	10840	44.4	0.87	854.0	57.6	0.03	467.78	17.55	82.45
6	113	72	537.2	43.5	0.83	424.4	54.1	0.03	408.53	2.27	97.73
7	105	72	448.6	43.3	0.95	349.6	56.0	0.06	382.74	5.68	94.32
8	106	83	484.0	41.2	1.0	376.0	54.0	0.09	366.3	4.87	95.13

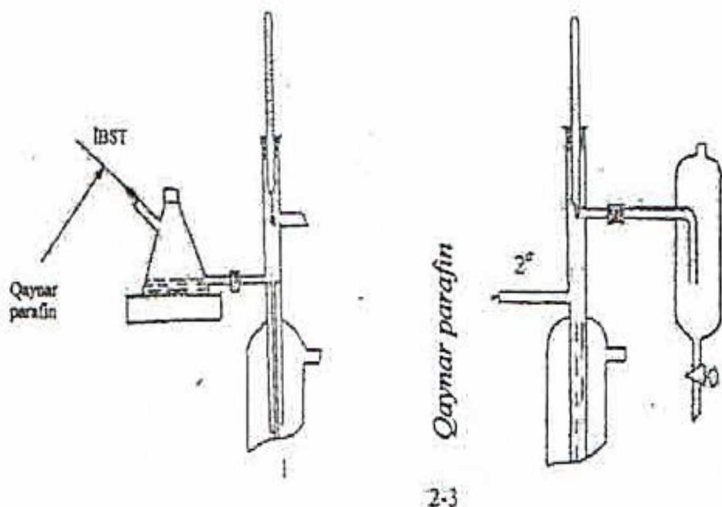
Təcrübələrdə çoxdəfəli istifadə olunan oliqomerin n-parafində miqdarı həmçinin 3-dən 10%-dək dəyişir. Kolonun 2 yuxarısının temperaturu 70-dən 80 °C-dək, kubda 2b isə 106-132 °C hədlərində saxlanılır.

Cədvəl 3.8-dən görünür ki, bu seriyanın praktiki olaraq bütün təcrübələrində izobutil sulfat ekstraktın ayrılma dərəcəsi 90 % -i ötüb keçir, işlənmiş ekstraktın doyma dərəcəsi ilkin ekstraktın doyma dərəcəsiindən asılı olaraq mol H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-ə görə 0,03-0,09 mol i-C<sub>4</sub>H<sub>8</sub> hədlərində dəyişir.

Izobutilen dimerləri və TMK-nın xeyli əmələ gəlməsi zamanı izobutilenin nisbətən aşağı çıxımı onunla izah olunur ki, izobutilsulfat ekstraktının yanar n-parafinlərlə tutumda qarışdırıcı ilə əvvəlcədən qarışma şəraitində əmələ gələn izobutilen dərhal kənar edilmir, turşu ilə təmasda olmaqda davam edir və beləliklə, dimerləşməyə malik olur.



İşdən /9/ məlumdur ki, 65 °C-dək temperaturda izobutilsulfat turşusundan dimerlərin əmələ gəlmə sürəti dehidratlaşma sürətində yüksəkdir ki, bu da həmçinin izobutilenin çıxımının aşağı olmasının səbəbi ola bilər.



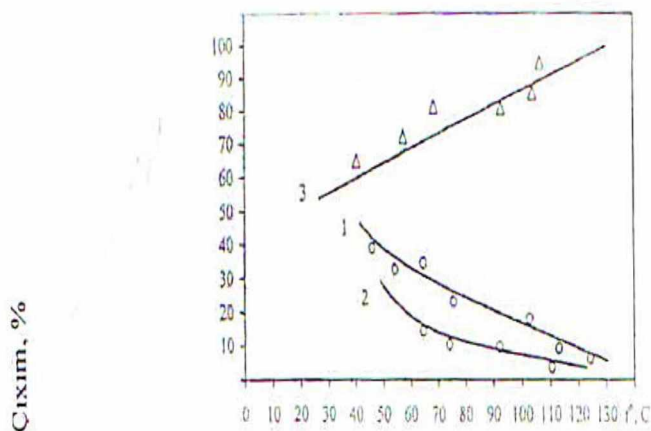
Şəkil 6.1. Forreaktorun tərtibat sxemi: 1-3 variantlar

Şəkil 6.2-də aparılmış seriya təcrübələrin nəticə-lərinin emalı zamanı alınan izobutilenin, dimerlərin və TMK-nın çıxımının kalonun 2 yuxarı hissəsinin temperaturundan asılılığı göstərilmişdir. Bu asılılıq kinetik tədqiqatların nəticələrini əhəmiyyətli dərəcədə təsdiq edir. Bu zaman aydındır ki, prosədə yüksək çıxımda izobutilen almaq üçün qarışma zobasında temperaturu ən azı 115-120 °C sazlamaq lazımdır.

Diizobutilenin nisbətən yüksək çıxımı istifadə olunan model dövrü qurğuda lazımi izobutilsulfat ekstraktının intensiv

dispersləşməsi ilə qarışmanın hidro-dinamik rejiminin yaradılmasının qeyri-mümkünlüyü ilə izah edilir.

Dövri model qurğuda bütün təcrübələrdə n-parafinlərin ekstrakta nisbəti 5,8- 6,0:1 həddində qəbul edilmişdir və nisbətən çıxıma təsiri öyrənilməmişdir. Bu onunla əlaqədardır ki, göstərilən nisbət n-parafinlərin qızdırılmasının qəbul edilən temperaturunda onun ayrılma temperaturuna qədər qızdırılması üçün ekstrakta lazımi istilik barədə məlumat vermək üçün, həmçinin endotermik ayrılma reaksiyası və əmələ gələn izobutilenin buxarlanmasına enerji sərfini kompensasiya etmək üçün minimal lazım olan qiymətə hesablanmışdır.



Şəkil 6.2.  $i\text{-C}_4\text{H}_8$  və əlavə məhsulların çıxımının temperaturdan asılılığı: 1-dimer; 2-TMK; 3-  $i\text{-C}_4\text{H}_8$

Dövriyyə texnologiyası və enerji sərfi nöqteyi-nəzərindən hesablanmış nisbət artması qeyri-rasional, azalması isə lazımi miqdarda istiliyin gətirilməsini təmin etmir.

Həmçinin qeyd etmək lazımdır ki, optimal temperaturda aparılmış təcrübələrdə ekstraktın ümumi ayrılma dərəcəsi 90-95% hədlərində saxlanılır, belə ki, kinetik tədqiqatlara əsasən, daha yüksək ayrılma dərəcəsinə əldə etmək lazım deyil, çünki doyma dərəcəsi mol  $H_2SO_4$ -ə görə 0,05-0.1 mol  $i-C_4H_8$  olan işlənmiş ekstraktın dövrüyyəsi zamanı reaktor qovşağında izobutilenin ekstraksiya sürəti artacaqdır.

Aparılan təcrübələrdə eyni bir n-parafinin çoxdəfəli istifadəsi zamanı onun üzərində müəyyən miqdarda diizobutilenin hopması müşahidə olunur, belə ki, aparılan analizlər əsasında nisbətən yüksək polimerləşmə dərəcəsi ilə oliqomerlər aşkar edilmişdir.

Əgər diizobutilen praktiki olaraq prosesi pisləşdirmirsə və qarışma zonasında uyğun temperaturu saxladıqda izobutilenlər birlikdə n-parafinlərdən qovulursa, əgər tri- və tetraizobutilen əmələ gəlsə, onda onlar müəyyən texnoloji cətinliklərə gətirib çıxara bilər.

İnert istilikdaşıyıcının xassələrinin dəyişməsi, n-parafinlərin qızdırılmasında istilik mübadiləsinin pisləşməsi (əgər divar vasitəsilə qızdırılma həyata keçirilsə). Ona görə də texnoloji sxemin mühitində ekstraktın ayrılması prosesinin aparılması üçün optimal şəraitin seçilməsi zamanı istisna edilməli və ya oliqomerləşmə ehtimalı minimuma qədər azaldılmalıdır.

Bu aspektdə forrektor və kolonlu yetişdiricidə hidro- və qazodinamiki şərait reaksiya qarışığında izobutilen qabarcıqlarını sürətli desorbsiya və ayrılmasını təmin etməlidir.

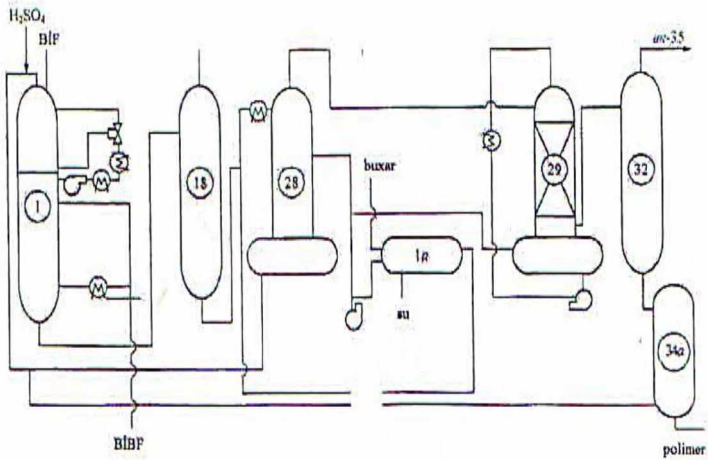
Ona görə də boş kalondan istifadə etmək variantından başqa, kalon-yetişdiricinin aktiv pərdəli desorbsiyanı təmin edən qarmaqlarla, məsələn, eyni zamanda aparatda maye səviyyəsinin azaldılması ilə kiçik diametrlü üfqi çini borularla doldurulmasının həyata keçirilməsi nəzərdə tutulmuşdur [3-9].

Parafin mühitində izobutilsulfat turşusunun ayrılması reaksiyası iki pillədə həyata keçirilir:

1. Ekstraktın qızdırılmış parafin axınında əvvəlcədən qızdırılması və aşağı konversiya ilə izobutilsulfat turşu-sunun ayrılması (forreaktor);

2. İzobutilsulfat turşusunun reaktor-yetişdiricidə tam ayrılması.

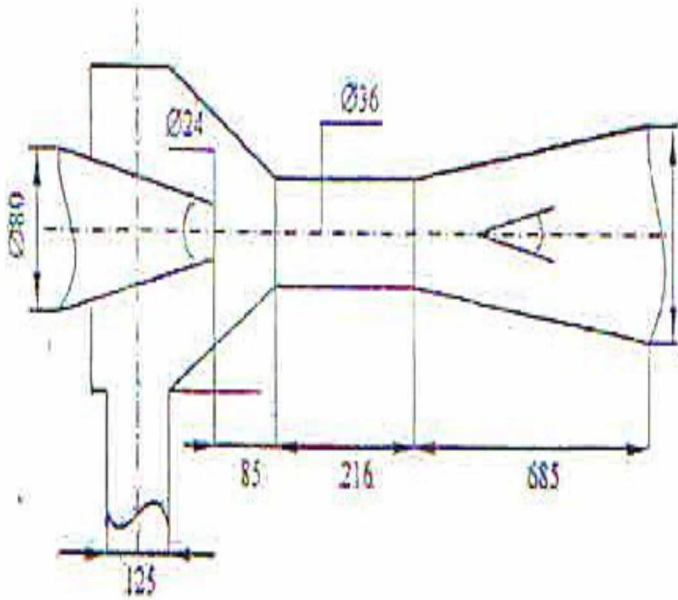
Təklif edilən texnoloji sxem şəkil 6.3-də göstərilmişdir.



Şəkil 6.3. Qızdırılmış n-parafinlər mühitində İBST-nun hidrolizi ilə izobutilen alınmasının texnoloji sxemi

Parafinlərin izobutilsulfat turşusu ilə qarışması üçün I injeksiya sayı ilə injektordan istifadə etmək lazımdır ki, bu da parafində ekstraktın yüksəkdispersli emulsiyanın əmələ gəlməsinə səbəb olur.

Məhsuldarlığı 20 min t/il olan izobutilen istehsalı üçün injektorun tövsiyə olunan ölçüləri şəkil 6.4-də göstərilmişdir.



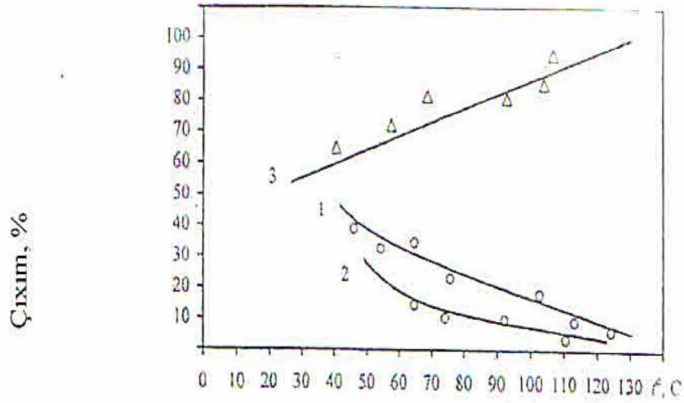
Şəkil 6.4. İnjektorun sxemi və həndəsi ölçüləri

Forreaktor diametri diametri 20 mm, ümumi uzunluğu 30 m olan boru şəklində hazırlanır, uzunluğunun 10-15 m-ni axını kalon reaktor-yetişdiriyiciyə gətirən borunun üfüqi hissəsi təşkil edir.

Forreaktor bütün uzunluğu boyu buxar köynəyinə malikdir.

Reaktor – yetişdirici kimi boşqabları çıxarılmış hidroliz kalonundan istifadə olunur. Axın forreaktordan hündürlüyü 1-1,5 m olan kalona aparatın yuxarisından daxil olur [10-14].

Səviyyə ölçmək üçün KİP montajı zamanı difmanometr istifadə etməklə sxemdən istifadə olunur, impuls xətlərinin EİF axını və ya təmiz izobutilen üfürülməsi nəzərdə tutulmuşdur.



Şəkil 6.5. İzobutilen üçün BBF-xammalda oksigenli birləşmə qarışıqlarının miqdarının dəyişməsi dinamikası: 1- etanol+metanol; 2-TMK

Qızdırıcı- I a təxminən 0,6 MPA təzyiqdə işləyir, iki şöbədə ibarətdir.

1. Həcmi  $5 \text{ m}^3$  olan kontakt şöbəsi istiliyin kondensləşən buxardan parafinə ötürülməsi üçün lazım olan zamanı təmin etmək üçün xidmət göstərir.

Kontakt şöbəsinə buxar borularla verilir, hansı ki, hər biri bir-birindən  $120^\circ$  yerləşən 5 mm diametrli 250 dəliklə burğulanmışdır. Dəliklər arasında məsafə  $l = 30 - 40$  mm-dir.

2. Həcmi  $14 \text{ m}^3$  olan çökdürücü zona parafinlərin kondensləşmiş sudan ayrılması üçün işlədilir.

İstilik itkisinin aradan qaldırılması üçün parafinlərin bütün dövrüyə konturu səliqə ilə izolə edilmişdir. Mövcud olan neytrallaşdırılmış kalonun yenidən təşkil edilməsi zamanı kubda iki üfüqi arakəsmənin qurulması nəzərdə tutulmuşdur [25-31].

Qələvi məhlulu və kalonda kondensləşmiş parafin axan kubun orta hissəsi kubun dirəyində yerləşən çökdürücü zonadan

elə ayrılmışdır ki, çökdürücü zonada karbohidrogen və su fazası arasında qarışma baş verməsin, həmçinin mərkəzdən yan zonalara parafin və qələvinin axması mümkün olsun (üfüqi arakəsmə aparatın dibinə 10 sm, yuxarıdan isə 30 sm -ə qədər daxil olmur). İzobutilen üçün BBF-də oksigen birləşmələri qarışıqlarının miqdarının dəyişmə dinamikası şəkil 32-də göstərilmişdir.

## ƏDƏBİYYƏT

1. Quliyeva S.N. Etanın termiki parçalanması reak-siyasının sürət tənlilikləri sisteminin inteqrallanması. Azərbaycan Ali Texniki Məktəblərinin Xəbərləri jurnalı Cild 22, № 4 (2020), 52-55.
2. İbrahimov Ç.Ş., Abbasov X.İ. Ekstraksiya –kəsilməz adsorbsiya qurğusunda distillat yağlarının təmizlənməsi prosesinin riyazi modelləşdirilməsi. // Azərbaycan Kimya jurnalı, Bakı, №1, 2002, s.70-73.
3. İbrahimov Ç.Ş., Novruzova F.Ə., Hacıəhməd-zadə X.Ş. Manafov M.R., Xələfov F.R. Poliizobutilenin katalitik destruksiyası prosesinin kinetik modelinin işlənilib hazırlanması. // Azərbaycan Kimya jurnalı, №3, 2006, s.89.
4. Zeynalov R.İ., Yusubov F.V., Babayev R.K., İbrahimov Ç.Ş. karbohidrogenlərin adsorbsiya üsulu ilə təmizlənməsi prosesində adsorberin hesabına dair metodik göstəriş. ADNA-nın nəşri, Bakı, 2002.
5. Ибрагимов Ч.Ш., Гулиева С.Н. Получение чистых изобутана и изобутилена в технологической системе с рециркуляционными узлами. Россия Теоретические основы хими-ческой технологии, том 54, № 3, с. 376–382 © 2020 г. Россия.
6. Боруцкий П.Н., Подклетнева Н.М. Катализаторы изомерзации и дегидрирования углеводородов для производства изокомпонентов бензинов. // Катализ в промышленности, 2003, М.: ЗАО «КАЛВИС». Электронные данные, 2/2003.
7. Ибрагимов Ч.Ш., Новрузова Ф.А. Кинетическая модель реакции модификации полиизобутилена акрило-нитрилом и винилацетатом.// Азербай-



- джанский химический журнал, Баку, 2002, №-1, с. 90-92.
8. Гулиева С.Н. Выбор адсорбентов для оптимизации процессов очистки фракций пиролизного газа изобутана и изобутилена от примесей. Нефтегазовые технологии и аналитика научно-технический и аналитический журнал. Москва 2018 стр 29-33
  9. Гулиева С.Н. Исследование динамической активности адсорбентов и использования его при управлении процессов Эко-энергетика научно-технический журнал №-1, 2019 Баку. Стр. 98-101.
  10. Гулиева С.Н. Исследование кинетической реакции изобутилена с серной кислотой. Нефтегазовые технологии и аналитика научно-технический и аналитический журнал. Москва 2019 стр. 63-66.
  11. Гулиева С.Н. Исследование процесса адсорбционного выделения изобутилена из фракции изобутана Modern science international scientific journal №3, 2019, Moscow, 32-36.
  12. Гулиева С.Н. Исследования получения изобутана и изобутилена высокой чистоты. «Нефть и газ-2015», Сборник трудов, Москва 2015, с.328-339.
  13. Гулиева С.Н. Кинетические исследования процесса алкилирования соолигомера бутадиев стирола ортокрезолем. Наука-издательский центр «Интегриния» Интеграция наук международный научно-практический журнал выпуск №5(20)-2018, Москва, стр.32-34.
  14. Гулиева С.Н. Моделирование выделения n-парафиновых углеводородов из бензиновых фракций и их изомеризации. Международный журнал “SCİTECHNOLOGY”, выпуск №15 2018 г. стр 47-50.

15. Гулиева С.Н. Моделирование и оптимизация процесса алкилирования соолигомером будадиен-стирола ортокрезолом. Эко энергетика научно-технический журнал №4 2018 Баку. Стр. 73-76.
16. Гулиева С.Н., Ибрагимов Ч.Ш., Алиев С.А. Исследование процесса извлечения тяжёлых углеводородов из лёгких фракций пиролизных газов. Известия высших технических учебных заведений Азербайджана том 16, №1, 2014, с.
17. Ибрагимов Ч.Ш., Бабаев А.И. Научные основы и практические задачи химической кибернетики типографии АГНА, Баку, 2015, 387 стр.
18. Ибрагимов Ч.Ш., Бабаев А.И., Гулиева С.Н. «Моделирование процессов системы разделения компонентов фракции пиролиза нефтяных углеводородов. //Жур. «Вестник Азербайджанской Инженерной Академии» том.5, №4 2013 стр 73-84.
19. Ибрагимов Ч.Ш., Бабаев А.И. Научные основы и практические задачи химической кибернетики. Баку. Изд. АГНА, 2012. 340 с.
20. Ибрагимов Ч.Ш., Гулиева С.Н. Разработка кинетической модели реакции термического крекинга пропана Научный журнал «Research-science» Banska Bystrica, Словакия, №-5, 2019, с.
21. Ибрагимов Ч.Ш., Гулиева С.Н., Набиев Н.И., Рамазанова Э.М., Дашдемиров Ф.А. «Кинетические исследования процесса получения чистого изобутилена из пиролизного газа нефтяного сырья.// Жур. Нефтегазовые технологии №3 2015 стр. 44-48.
22. Ибрагимов Ч.Ш., Гулиева С.Н., Садыгова Н.А. Исследование и расчёты рециркуляционных параметров процессов выделения бензола и тяжёлых

- углеводородов из пиролизного газа. Экоэнергетика Научно-технический журнал. №2, 2013, с.17-25.
23. Ибрагимов Ч.Ш., Новрузова Ф.А., Гаджихмедзаде Х.Ш., Халафов Ф.Р. Кинетика реакции модификации полиизобутилена акрило-нитрилом и винилацетатом. // журнал прикладной химии, СПб, 2006, Т.79, ВЫП.8, с. 1394.
24. Ибрагимов Ч.Ш., Новрузова Ф.А., Гаджихмедзаде Х.Ш., Халафов Ф.Р. Расчеты кинетических параметров реакции модификации полиизо-бутилена винилацетатом. // Азербайджанский химический журнал, Баку, 2004, №-3, с. 143.
25. Ибрагимов Ч.Ш., Новрузова Ф.А., Гаджи-ахмедзаде Х.Ш., Халафов Ф.Р. Расчеты кинетических параметров реакции модификации полиизобутилена акрило - нитрилом. //Азербай-джанский химический журнал, Баку, 2004, №-4, с. 81-84.
26. Ибрагимов Ч.Ш., Юсубов Ф.В., Гулиева С.Н., Дашдемиров Ф.А. «Кинетическая модель реакции разложения изобутил-серного экстракта». Актуальные вопросы научных исследований. Сборник научных трудов по материалам XII Международной научно-практической коферен-ции г. Иванова, 2017 г. Стр 13-18.
27. Каминский Э.Ф., Хавкин П.А. Глубокая переработка нефти. М: Изд-во «Техника», ООО «ТУМАГУПП», 2001, 384 с.
28. Ф.Ф. Маммедов, Н.Н. Шихкаримов Получение биогаза из сельскохозяйственных продуктов и отходов. Нефтепереработка и нефтехимия НПНХ №7, стр. 20-24, 2020 год. Россия
29. Шахтагинский Т.Н., Ибрагимов Ч.Ш., Бабаев А.И. Системный анализ процессов разделения и очистки

- продуктов нефтехимии. // Монография. Баку, Элм, 2006, 462 с.
30. Ch. Sh. Ibragimov, Guliyeva S.N. Production of High-Purity Isobutane and Isobutylene in an Engineering System with Recirculation Blocks. Theoretical Foundations of Chemical Engineering, 2020, Vol. 54, No. 3, pp. 506–512. Guliyeva S.N. Optimization of isobutene, isobutylene ad-sorption and benzene from pyrolysis gas The international wissenschaftlichen zeitschrift Nr 14 Spirit time №2 , 68-74 с., (14)2019, Berlin, Germany
31. Guliyeva S.N. The studies of n-paraffin hydrocarbons C<sub>5</sub>-C<sub>8</sub> separation. Modern science international scientific journal №4, 2018, Moscow, 43-47.

**Author: Guliyeva Sevinj Nizami**

**Methodical manual for the subject "CYBERNETICS  
METHODS IN OIL-CHEMICAL SYSTEMS".**

**Abstract**

Modern chemical production involves a large number of interacting apparatus and processes. In chemical reactors, chemical transformations, heat, mass exchange, hydrodynamic and mechanical processes take place at the same time. In order to ensure that their design and optimal management can be carried out on a scientific basis, it is necessary to have the ability to use the principles of chemical cybernetics, which is currently the responsibility of specialists in the field of chemical technology. In the example of "Mathematical model construction and analysis based on the process of separation of isobutylene from pyrolysis gas", the "Methods of Cybernetics in Petrochemical Systems" provides for solving specific engineering issues in the field of petrochemical technology, studying technological processes and their interactions, typical regularities of technological processes. A tool of special importance in engineering sciences is a methodology that can be applied in the creation of new technological processes, in the further improvement of existing technological processes, in the implementation of the calculation part of design work. The purpose of such calculations is to determine the optimal production parameters and kinetic constants or to calculate the reaction volumes and the main dimensions of chemical reactors, the basics of the material calculation of processes, consumption coefficients, the heat calculation of technological processes, the kinetics of technological processes, the effect of temperature on the reaction

rate, the calculation of kinetic parameters, optimal determination of temperature, basic mathematical models of reactors, etc. It is of special importance in the study of modern engineering science. Pyrolysis of oil raw materials produces unsaturated hydrocarbons: ethylene, propene, butylene, butadiene, etc. It is considered one of the most important sources of production, on the basis of which large industrial facilities for the production of various products of organic synthesis, plastic mass and rubber are working. The development of the chemical industry is accompanied by a sharp increase in synthetic fibers, plastic masses, rubber, and detergents, for which many raw materials are used, most of which are pure isobutylenes. The growing demand for pure isobutylene of the national economy requires the development of new effective methods of their purchase. Pure isobutylene widely used in the chemical industry. They are made of phenol, styrene, plastic masses, etc. its use in the production of products is expanding. The main problem of using these substances in the purchase of this product is that these substances are required to be of high purity. For example, if isobutylene contains even a small amount of impurities, it will polymerize and lose its quality. The collection and analysis of materials related to the industrial production of isobutylene from pyrolysis gases was carried out, methods for the separation of high-grade pure isobutylene from pyrolysis gas were developed, and the principle technological scheme of the modification of the technological scheme of the industrial plant was proposed , the mathematical model of the separation processes of pyrolysis gas and isobutylene was proposed. developed, clean Kinetic studies of the main reactions of isobutylene production were carried out . The mathematical model of the reactor was taken into account when

designing: the kinetic equations of the main and side reactions , the effect of the acid droplet sizes on the selectivity of the process and the heat transfer conditions. Resource teaches solving specific engineering problems in the field of petrochemical technology, technological processes and their interrelationships, typical regularities of technological processes based on " Mathematical model construction and analysis based on the process of separation of isobutylene from pyrolysis gas ". I would also like to note that the calculation of these processes is the most labor-intensive part of designing any chemical production, and at the same time, the calculation of technological processes can be used in the study of existing facilities, being the final stage of laboratory research. Most importantly, the purpose of such calculations is to determine optimal production parameters and kinetic constants, or to calculate reaction volumes and basic dimensions of chemical reactors.

Building a complete mathematical model of the studied process based on heat and mass transfer processes, as well as taking into account physical and chemical transformations together with modern calculation tools, allows to significantly reduce material costs. It is possible to calculate various options for the design of the process equipment and determine the optimal modes, which can significantly improve the technological and technical-economic indicators . In models described by systems of equations, parameters, including concentrations of intermediates and adsorbed complexes, cannot be analytically excluded from the equations. The fast approximation of the algorithm is provided by an efficient method for parameter estimation - the quasi-linearization method. Therefore, many researchers have used various modifications of the quasi-linearization method to

estimate the parameters of the kinetic equations. The presented methods are based on the averaging of microtransfer equations that are physically valid for infinitesimal volumes of individual grains and intergranular pores. For a more accurate and reliable description of the kinetic curves, mathematical models of adsorption kinetics and dynamics in bidisperse sorbent grains were proposed, taking into account the influence of the adsorbent pore structure on the sorption process. The main works in this direction were carried out by Zolotarev. In the presented mathematical models of the dynamics and kinetics of sorption processes, it is assumed that the adsorbent grains have a homogeneous structure and their internal diffusion is characterized by a diffusion coefficient. It should be noted that the isobutane fraction carries 100 kg/h of isobutylene, and purified isobutylene carries 21 kg/h of n-butylenes, which affects the purity of isobutane and isobutylene and loses valuable products.

The mathematical model of the process of separation of isobutylene from the pyrogas fraction is built in this way. Also, as mentioned, the mathematical model of the reactor was taken into account when designing: kinetic equations of main and side reactions;

- effect of acid droplet sizes on process selectivity; - heat transfer conditions.

Chemical reactions are accompanied by a number of complex effects. This applies especially to large-scale heterogeneous-catalytic processes. Here, mass and heat exchange processes, hydrodynamic factors, and mechanical processes affect chemical kinetics.

If the processes of mass and heat exchange occur quickly enough,



then the laws of chemical kinetics perform "cleanly" and are not subject to any distortion. However, if the rates of mass and heat transfer are comparable to or less than the rate of reaction at a certain stage, then the effect of these factors becomes significant or decisive. Therefore, when analyzing kinetic regularities, developing technologies and projects of large-scale processes and facilities, it is necessary to take into account the transport of primary substances and reaction products from the flow to the surface of the catalyst grains, from the surface to the transport pores, and from there to the active centers, and the product in the opposite direction. This applies to both mass and thermal gradients. The similarity and interdependence of heat and mass transfer processes require a related consideration of their impact on chemical kinetics.

From the point of view of the economy, it should be noted that increasing the quality and increasing the variety of products produced at the stage of modern development, creating waste-free technological processes to protect the environment, applying advanced technological processes to the industry, increasing the reliability of factory equipment, intensifying existing processes, and also improving their technical indicators, the same current funds have a special role in solving issues of socio-economic importance at the time. In this regard, the funds will be of exceptional importance in the training of highly qualified engineering and technical personnel of the chemical, oil refining and petrochemical industries. The presented methodology has the potential to be an exceptional tool for inculcating engineering skills at the graduate level. The funds can be used by students, engineers, and specialists who are engaged in project work.

©Publisher: NGO International Center for Research, Education and Training.  
MTÜ Rahvusvaheline Teadus -, Haridus - ja Koolituskeskus.  
Management Board Member: Seyfulla Isayev.  
©Publisher: NGO Azerbaijan International Diaspora Center in Georgia.  
©Editorial office: Harju maakond, Tallinn, Lasnamäe district,  
Väike-Paala tn 2, 11415.  
©Typography: NGO International Research, Education & Training Center.  
The Baltic Scientific Journals.  
Registered address: Harju maakond, Tallinn, Lasnamäe district, Väike-Paala  
tn 2, 11415.  
Telephones: +994 552 417 012; +994 518 648 894; +994 552 807 012  
Websites: <https://bsj.fisdd.org/>  
E-mails: [gulustanbssjar@gmail.com](mailto:gulustanbssjar@gmail.com), [sc.mediagroup2017@gmail.com](mailto:sc.mediagroup2017@gmail.com)  
E-ISBN: 978-9916-9769-4-4