

425  
685.6/7  
H50

**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY VA O'RTA MAXSUS  
TA'LIM VAZIRLIGI  
ABU RAYHON BERUNIY NOMIDAGI  
TOSHKENT DAVLAT TEXNIKA UNIVERSITETI**

**Ziyamuhamedova U.A., Eshmuhamedov M.A., Nazarov A.R.,  
Raxmatullayev A.T., Eshmamatov Z.S., Isakov A.U.**

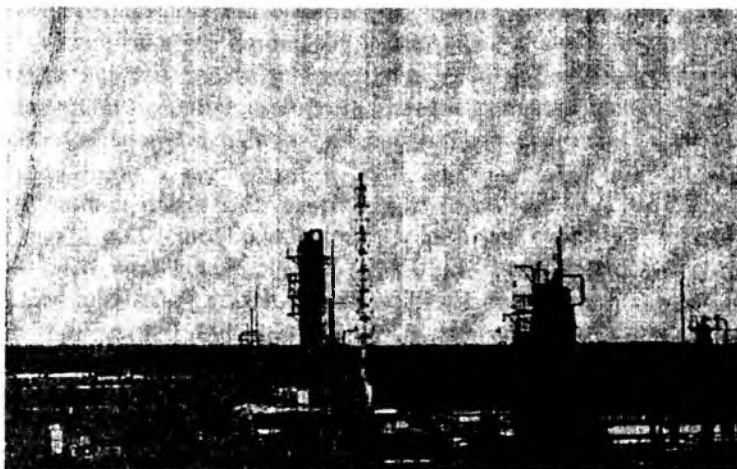


**«NEFTKIMYOSI SINTEZ TEXNOLOGIYASI»**

amaliy mashg'ulotlar uchun  
o'quv-uslubiy qo'llanma

**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY VA O'RTA MAXSUS  
TA'LIM VAZIRLIGI  
ABU RAYHON BERUNIY NOMIDAGI  
TOSHIKENT DAVLAT TEXNIKA UNIVERSITETI**

**Ziyamuhamedova U.A., Eshmuhamedov M.A., Nazarov A.R.,  
Raxmatullayev A.T., Eshmamatov Z.S., Isakov A.U.**



**«NEFTKIMYOSI SINTEZ TEXNOLOGIYASI»**

amaliy mashg'ulotlar uchun  
o'quv-uslubiy qo'llanma

Neftkimyosi sintez texnologiyasi: O'quv-uslubiy qo'llanma  
Ziyamuhamedova U.A., Eshmuhamedov M.A., Nazarov A.R.,  
Raxmatullayev A.F., Eshmamatov Z.S., Isakov A.U. T.: ToshDTU,  
2013. 138 b.

O'quv-uslubiy qo'llanmaga neftkimyoviy sintezi asosiy jihozlar va jarayonlarni hisoblashlarini amalga oshirishning o'ziga xosligi, jihozlar va jarayonlarni hisoblashga umumiy yondashuvlar neft va gazlarga xos bo'lgan ayrim fizik-kimyoviy hisoblash usullari, shu bilan birga neft va neft mahsulotlarini chuqur qayta ishlash majmuasi tuzilmasiga kirgan jarayonlar va ayrim texnologik jarayonlar qurilmalari, kurs loyihasini bajarishga uslubiy tavsiyalar kiritilgan. Bundan tashqari, o'quv-uslubiy qo'llanmada adsorbsion texnologiyalar va tabiiy energo tashuvchilar bilan bog'liq bir qancha sohalar bo'yicha materiallar keltirilgan.

5A321302 Neft va neft-gazni qayta ishlash texnologiyasi  
5A321303 Neft va gazni qayta ishlash jarayonlari va apparatlar mutaxassisliklariga hamda 5320300- Texnologik mashina va jihozlari (Neft va gaz sanoatining mashina va jihozlari) yo'nalishi bo'yicha tahsil olayotgan talabalar uchun mo'ljallangan bo'lib, aspirantlar va ushbu sohada ishlovchi mutaxassislarga foydali bo'lishi mumkin.

O'quv-uslubiy qo'llanma ToshDTU ilmiy-uslubiy kengash qaroriga ko'ra chop etildi.

Taqrizchilar:

t.f.n., dots. A.B.Jurayev (IKIT),

t.f.n., dots. Abidov B.O (ToshDTU)

## Kirish

«Neft va gazni qayta ishlash texnologiyasi» fani neftni chuqur qayta ishlash jarayonlarini o'rganishga qaratilgan bo'lib, uning muhim elementi amaliyot va seminar mashg'ulotlaridir. Talabalarga ushbu fanni o'zlashtirishlari uchun taklif etilayotgan mavzular quyida keltirilgan.

Fan yuzasidan amaliy va seminar mashg'ulotlarining mavzulari:

### **1. Uglevodorodli aralashmalarining kritik parametrlari va molyar massalarini hisoblash**

Neftni qayta ishlash jarayonlarini jadallashtirishda yangi texnologiyalar va ishchi moddalarni qo'llash apparaturalarni hisoblashning va shuningdek, moddalarning issiqlik fizikasi (TFX) tavsiflanishining samarali usulini tatbiq etishni talab qiladi. Ayniqsa, bu suyuq moddalarga juda ham taalluqlidir chunki ularning tuzilishi nisbatan sifatlidir.

Issiqlik fizikasi tavsiflanishini tajriba usullarida aniqlash qimmatli va uzoq vaqtni talab qiladi. Shuning uchun muxandislik amaliyotida issiqlik fizikasi tavsiflanishini umumlashtiruvchi hisoblashga yaqin usullardan foydalaniladi. Ularning ichida keng tarqalgani bu kritik parametrlardan foydalanishdir. Kritik parametrlarni mos keluvchi holatlar uchun to'g'ridan to'g'ri shaklda va nisbiy o'zgaruvchilar ko'rinishida qo'llash quyidagi fizik tavsiflarga oid hisoblashlarni bajarishni imkonini beradi: hajm, entalpiya, issiqlik o'tkazuvchanlik, bug' hosil bo'lishi issiqligi, sirt tarangligi, hajmiy kengayish koeffitsienti va h.k.

Neft mahsulotlari kabi murakkab aralashmalar uchun kritik parametrlar agar qat'iy aytiladigan bo'linsa, psevdokritik hisoblaandi. Biroq, neftni qayta ishlash va neft kimyosi adabiyotlarida umumiy qabul qilingan terminlardan foydalanilsa ularni kritik deb atash mumkin.

Dastlabki ma'lumotlarning kichik soni bo'yicha neft mahsulotlari uchun kritik harorat ( $T_{kr}$ ) va kritik bosimni ( $R_{kr}$ ) hisoblash usullarini ko'ramiz.

Bunday ma'lumotlar sifatida ilgari sobiq ittifoqda standart tavsiflash usuli bo'lgan suyuq neft mahsulotlarining nisbiy zichligidan ( $\rho_f$ ) va qaynash haroratlaridan foydalanamiz.

### 1.1. Kritik haroratni aniqlash

Bir komponentli suyuqliklar (organik suyuqliklarni ham) ning ko'plab guruhlari uchun qator hisoblash formulalari olingan. Ularning ayrimlari quyida keltiriladi.

Normal-parafin uglevodorodlar uchun (metandan normal-pentangacha) Guldberg-Gyui tenglamasidan foydalaniladi:

$$T_{KP} = 1,667T_{SH}$$

bu yerda,  $T_{SH}$  - normal qaynash harorati,  $^{\circ}K$ .

Oddiy va quyiroq haroratlarda qaynaydigan moddalar uchun ( $T_{SH} < 235K$ )

Meysner-Redding formulasidan foydalaniladi:

$$T_{KP} = 1,77T_{SH} - 2$$

Uglevodorodlar uchun  $T_{SH} = 235 - 600K$  dan boshlab quyidagi tenglamadan foydalaniladi:  $T_{KP} = 1,0277T_{SH} + 159$

Aromatik uglevodorodlar - benzol gomologlari uchun A.M.Mamedov formulasidan foydalaniladi:

$$T_{KP} = \frac{2,0996 - 0,95 \cdot 10^{-12} T_{SH}}{P_{15}}$$

bu yerda,  $P_{15}$  - 15 C, kg/m bo'lgandagi suyuqlik zichligi.

Bundan tashqari A.M.Mamedov tomonidan n-parafin uglevodorodlari uchun quyidagi tenglama taklif etilgan:

$$\frac{T_{KP}}{T_{SH}} = 1,79 - \frac{M - 2}{175,88 - 1,17M}$$

Aromatik uglevodorodlar uchun:

$$\frac{T_{KP}}{T_{SH}} = 2,1 - 0,001 \frac{T_{SH}}{P_{15}^{15}}$$

bu yerda,  $M$  - molyar massa;  $P_{15}^{15}$  - suyuqlikning 15 $^{\circ}C$  haroratdagi zichligi.

$T_1$  va  $T_2$ , haroratlarga mos keluvchi  $r_x$  va  $r_2$  -organik suyuqliklarning aniq zichligi qiymatlarida keltirilgan  $T_{kr}$ -kritik qaynash haroratini L.P. Fillipov formulasi bilan topish mumkin:

$$T_{kr} = -1,95P_{kr} \frac{P_1 - P_2}{T_1 - T_2}$$

bu yerda,

$$P_{KP} = 0,253 \left( P_1 - T_1 \frac{P_1 - P_2}{T_1 - T_2} \right)$$

Qutbli va qutbsiz uglevodorodlar uchun Nokaya formulasiidan foydalaniladi:

$$\lg(1,8T_{KP}) = 1,2805 + 0,2985 \lg(P_4 * 10^{-3}) + 0,6216 \lg(1,8T_{SH}),$$

bu yerda,  $P_4$  - harorat 4°C bo'lgandagi suyuqlik zichligi (20°C dagi zichlikdan foydalanish ruxsat etiladi), kg/m<sup>3</sup>.

Noorganik moddalar, qutbsiz organik birikmalar, asoslangan aromatik birikmalar va efilrilar uchun CHen-Xu formulasiidan foydalaniladi:

$$T_{KP} = T_{SH} * 10^{1,59/\sqrt{M}}$$

Shu kabi qator tavsiyalar faqat uglevodorodlar uchun ishlab chiqilgan. Masalan,

$T_{SH} > 235K$  bo'lgan suyuqliklar uchun Meysener-Redding usulidan foydalanish taklif etilgan:

$$T_{KP} = 1,725T_{SH} - 5,7$$

$$T_{KP} = 1,12T_{SH} - 131,8$$

Getesa Todos formulasi taklif etilgan:

$$T_{KP} = 1,47_{SH}^{1,03}$$

$T_{kr}$ -uglevodorodlar uchun amal umumlashgani:

$$T_{KP} = A\sqrt{T_{SH} - B},$$

bu yerda,  $A$  va  $V$  - doimiy son bo'lib, suyuqlik tabiatiga bog'liq; parafin va olefin uglevodorodlari uchun  $290 \leq T_{SH} \leq 570K$ . atsetilen uglevodorodlari uchun  $A=40$  va  $V=230$ .

Alifatik uglevodorodlar uchun quyidagi formuladan foydalanish mumkin:

$$\text{Stil va Todos tenglamasi: } T_{KP} = B/(0,564C - 1,452)$$

$$\text{Forman va Todos tenglamasi: } T_{KP} = 3000,3a/(bR)$$

bu yerda,  $V$ ,  $S$  - to'yingan bug' bosimiga bog'liq konstantalar;  $a$ ,  $b$  - Van-der-Vaals tenglamasidagi doimiyliklar;  $R$  - universal gaz doimiysi, Dj/(kmol\*K).

Nomal parafin uglevodorodlar uchun  $T_{kr}$   $M$ -molyar massa orqali ifodalanishi mumkin:

$$T_{KP} = 101,83(\lg M)^2 + 101,34 \lg M - 343 \quad (1)$$

Aromatik va naften birikmalari uchun (oltingugurt va galogen bo'lmagan) quyidagi formula taklif etilgan:

$$T_{KP} = 1,14T_{SH} + 66 - m(0,383T_{SH} - 93)$$

Bu yerda,  $m$  – benzol halqasiga kirmagan uglerod atomlari sonining molekuladagi uning umumiy soniga nisbati.

Shuningdek, atom va strukturani tashkil etuvchilarni summasiga asoslangan usullar ham ishlab chiqilgan. Ular dastlabki ma'lumotlar sifatida normal qaynash haroratini va moddalarning brutto formulalaridan foydalanishni ko'zda tutadi. Ko'pincha, Guldberga, Ridelya va Li-dersen bog'liqliklaridan foydalaniladi.

Tarkibi noaniq bo'lgan aralashmalarning kritik haroratlarini hisoblash murakkablashadi, ular uchun taxminiy bog'liqliklardan foydalaniladi. Berilgan tarkibli aralashmalardan ko'pincha binar tarkiblilarini alohida ko'rsatilib, ular uchun kengaytirilgan formulalar bilan yanada aniqroq natijalar olish mumkin. Komponentlarning aniq bo'lgan kritik haroratlarida aralashmaning qaynashini, kritik haroratini additivlik qoidasiga asoslangan Keya bog'liqligidan hisoblash mumkin:

$$T_{KP} = \sum T_{KP} y_i \quad (2)$$

bu yerda,  $y_i$  - aralashmadagi  $i$ - komponentning mol ulushi.

Tarkibi noaniq bo'lgan aralashmalar uchun (2) formuladan foydalanib bo'lmaydi. Bunday sharoitlarda  $T$  ni turli empirik bog'liqliklardan topiladi.

Uglevodorodlar va yoqilg'i fraksiyalar uchun (benzin, kerosin, gazoyl va hokazo) Iton va Porter formulasidan foydalanish mumkin:

$$T_{KP} = 355,1 + 0,97a - 0,00049a^2 \quad (3)$$

bu yerda,  $T_{KP}$  - psevdokritik harorat;

$a$  esa  $a = (1,8T_{50\%} - 359)P_{15}^{15}$  - individual koeffitsient bo'lib, neft mahsulotlarining fizik xossalarini xarakterlaydi;

$T_{50\%}$ engl - GOST 2177-82, K. bo'yicha neft mahsulotining 50% hajmining qaynash harorati.

Bir komponentli suyuqliklardan aralashmalarga o'tgan sari qaynash haroratlari tushunchasi murakkablashdi.

Aralashmalar uchun yanada uchuvchan komponentlar qaynash haroratining oshishi xarakterlidir. Hisoblashlardagi bog'liqliklarda

uning quyidagi modifikatsiyalaridan foydalaniladi:  $T_{macc}$  -o'rtacha massaviy qaynash harorati; o'rtacha hajmiy qaynash harorati-  $T_v$ , o'rtacha molyar qaynash harorati-  $T_m$ , o'rtacha kub qaynash harorati-  $T_{kp}$ , o'rtachalarining o'rtacha qaynash harorati-  $T_{cp}, uT_{50\text{OHIIT}}$ .

Fermodinamika nuqtai nazaridan, fizik ma'nosini quyiroqda yoritib beriladigan kattalikni qaynash harorati deb qabul qilish osonroqdir. Motor yoqilg'ilari uchun quyidagi formula taklif etiladi:

$$t_{KP} = 82 + 0,97Z - 0,00049Z^2 \quad (4)$$

Bu yerda,  $Z = (1,8t_{50\text{OHIIT}} - 132)P_{15}^{15}; t_{50\text{OHIIT}} - B^{\circ}C$ . ga teng.

Muhandislik amaliyotida neft fraksiyalarining kritik qaynash haroratini ( $^{\circ}C$  larda) hisoblashda quyidagi formuladan foydalaniladi:

$$t_{KP} = 1,05t_{50\text{OHIIT}} + 160 \quad (5)$$

Huddi shunday soddalashtirilgan Parker va Makking formulasi bilan neft fraksiyalarining  $t_{kr}$  qiymati hisoblanadi:

$$t_{KP} = 1,05t_{50\text{OHIIT}} + 146 \quad (6)$$

Aralashmalarning kritik haroratlarini hisoblashni tahlil qilib shuni aytish mumkinki, ular uchun qo'llanishning chegarasi ko'rsatilmaydi va hisoblashlardagi minimal va maksimal xatoliklarning qiymatlari keltirilmaydi. Bundan tashqari, bulardan aralashmalarning o'rtacha qaynash haroratlarining qiymatlari bo'lmagan vaqtda foydalanish mumkin emas. Qisqartirilgan dasturlar orqali tajribalarda fizik xossalari aniqlanadigan ishchi moddalarning soni ko'payishi natijasida aralashmalarning  $t_{kr}$  qiymatini boshqa argumentlar bilan hisoblash zaruriyati paydo bo'ladi. Ayrim aralashmalar uchun bunday argumentlar issiqlik fizikasining avtomatlashtirilgan yagona sistemasiga (AVESTA) tushirilgan. Ularning yordamida har doim ham tarkibi noma'lum bo'lgan aralashmalarning o'rtacha qaynash haroratlarini o'ziga xos to'liq natijalariga ega bo'linmaydi. Aslida normal atmosfera bosimiga ega ( $r=0,101325$  MPa) bo'lgan va suyuqliklar bug' bilan muvozanatda bo'lgan holatlar uchun  $T_m$  -harorat haqida ma'lumot keltiriladi.

$T_m$  -haroratdan TFX moddalarni hisoblash uchun foydalaniladi. Fizik ma'nosiga ko'ra u bir komponentli tizimlarning normal qaynash harorati analogi hisoblanadi. Shunday qilib, alohida holatlarda noma'lum tarkibli aralashmalar uchun  $T_{P.H.}$  -ni o'z ichiga olgan dastlabki ma'lumotlarning minimal soni bo'yicha xossalarni



keltirilgan baholashi zarur bo'ladi.

Neft mahsulotlari aralashmalarining nisbiy zichligi  $\rho_4^{20} = 0,982 - 0,915$  va normal muvozanat harorati  $T_{p,u} = 555 - 593K$  bo'lganida qaynashning kritik haroratini molyar massasi bilan aniqlash mumkin. Neft mahsulotlarining keltirilgan o'rtacha molekulyar massasi- $M$   $T_{p,u}$  va  $\rho_4^{20}$  ning tajriba ma'lumotlari asosida hisoblanadi.

Eng kichik kvadratlar usuli asosida matematik hisoblashlardan so'ng quyidagi bog'liqlik olingan:

$$T_{kp} = 281,45 + 3,02118M - 4,20655 \cdot 10^{-3} M^2$$

Bu yerda,  $M$ -  $T_m$  -harorat bilan (7) tenglama yordamida hisoblanadi.

$$P_{15}^{15} = 0,915 - 0,982uM = 70 - 260 (7)$$

Bu formula neft mahsulotlarining  $T_m$  ko'rsatkich  $T_m = 555 - 593K$  bo'lganda amal qiladi.

## 1.2. Molyar massani hisoblash

Aralashmalarining yanada aniqroq holatlarda molyar massalarini aniqlash uchun quyidagi: krioskopik, ebullioskopik va kam hollarda osmometrik analitik usullardan foydalaniladi. Ularni taxminan quyidagi usullar bilan hisoblash mumkin: tarkibi aniq aralashmalari uchun - additivlik qoidasidan foydalanib komponentlarning molyar massasi va mol ulushlari bo'yicha; neft, neft fraksiyalari va neft mahsulotlari aralashmalari uchun B.M. Voinov tenglamasidan foydalanilib hisoblash mumkin. B.M. Voinov tenglamasi quyidagi ko'rinishga ega: normal-parafin uglevodorodlari va parafin asosida bo'lgan neftning tor fraksiyalari uchun:

$$M = 52,63 - 0,246T_u + 0,001T_u^2 : (7).$$

neft fraksiyalari uchun ( A.S. Eygenon tomonidan quyidagi xarakterlovchi faktorni  $K = 1,216T_u^{0,33} / P_{15}^{15}$ ): kiritilib aniqlangan):

$$M = 7K - 21,5 + (0,76 - 0,04K)t_u + (0,0003K - 0,00245)t_u^2 (8)$$

aromatik uglevodorodlar uchun:

$$M = 8,8 + 0,06T_u + 0,00055T_u^2 (9)$$

benzin fraksiyalari uchun quyidagi formula tavsiya etilgan:

$$M = 0,4T_{50-20} - 45 (10)$$

neft mahsulotlari uchun Krega formulasidan ham foydalanish mumkin:

$$M = 44,29P_{15}^{15} / (1,03 - P_{15}^{15}) \quad (11).$$

Biroq hisoblashlar ko'rsatadiki, Krega formulasi har doim ham qoniqari natijalar beravermaydi. Tkip-Qaynash haroratlari va  $N_4^{20}$ -sindirish ko'rsatkichlari aniq bo'lganida quyidagini topamiz:

$$\lg M = 1,939436 + 0,0019764T_{km} + \lg(2,15 - n_D^{20}) \quad (12)$$

Tarkibi noaniq bo'lgan aralashmalar uchun quyidagi tenglama tavsiya etiladi:

$$\begin{aligned} M = & -12272,6 + 9,486p_{15}^{15} + (8,3741 - 5,9912p_{15}^{15})T_B + \\ & + [0,55556 - 0,42824p_{15}^{15} - 0,11433 \\ & (p_{15}^{15})^2 * (1,3437 - \frac{400,43}{T_B})10^7 / T_B + 0,1715 - 0,1387p_{15}^{15} + \\ & + 0,00387(p_{15}^{15})^2] * (1,8828 - \frac{101,1}{T_B})10^{12} / T_B \end{aligned} \quad (13)$$

Bu yerda,  $T_B$  – normal atmosfera bosimida qaynashning o'rtacha harorat diapazoni sifatida olingan normal qaynash harorati. Taxminan M- qiymatini Kistyakovskiy tenglamasi bilan hisoblash mumkin:

$$K = 19,2 + 0,01M \quad (14)$$

$$K = 8,75 + 4,5711\lg T_M \quad (15)$$

bu yerda, K – Truton qoidasiga proporsionallik koeffitsienti. (14) va (15) tenglamalardan quyidagini hosil qilamiz:

$$M = \frac{8,75 + 4,5711\lg T_M - 19,2}{0,01} \quad (16)$$

### 1.3. Kritik bosimni aniqlash.

Kritik bosimni anqlaydigan fomulalarning ko'p qismi bir komponentli aralashmalar uchun hosil qilingan. Tarkibi aniq bo'lgan aralashmalar uchun kritik bosimni quyidagi formula bilan aniqlash mumkin:

$$P_{kp} = \sum y_i P_{kpi}$$

Bu yerda,  $y_i, P_{kpi}$  - aralashmadagi *i-chi* komponentning mol ulushi va uning kritik bosimi.

Umuman olganda  $T_{kr}$ ning qiymatini hisoblashga nisbatan  $R_{kr}$  qiymatini hisoblashning formulasi juda kam bo'lib, dastlabki ma'lumotlarning minimal soniga ega bo'lgan keltirilgan formulalar

juda ham ozdir. Dastlabki ma'lumotlarning minimal soniga ega bo'lgan keltirilgan formulalardan quyidagilarni ajratib ko'rsatish mumkin: neft fraksiyalari uchun Lyuis tenglamasi ishlatiladi:

$$P_{kp} = K * 10^5 T_{kp} / M \quad (17)$$

Bu yerda,  $R_{kr}$ - Pa hisobida;

K- fraksiyaning kimyoviy tarkibiga bog'liq ravishda yoki formulalar bilan aniqlanadigan koeffitsient.

Uglevodorodlar uchun Gersogning keltirilgan (naften va aromatik uglevodorodlardan tashqari) formulasidan foydalanish mumkin:

$$P_{kp} = 21,75 * 10^2 T_{kp} / V_{kp} \quad (18)$$

Bu yerda,  $V_{kp}$ - kritik nuqtadagi moddaning mol hajmi,  $M^3 / MOLTb$  normal-parafinlar uchun Tilicheev va Tatev tenglamasidan foydalaniladi:

$$P_{kp} = 10^6 (7,022 - 0,008 T_{kp}) \quad (19)$$

Quyidagi normal qaynash haroratlariga  $T_{SM} = 236 - 600$  ega bo'lgan uglevodorodlar uchun (naften va aromatik uglevodorodlardan boshqqa) Meyssner tenglamasi tavsiya etiladi:

$$P_{kp} = \frac{20,8 * 10^5 T_{kp}}{10^3 V_{kp} - 8} \quad (20)$$

Uglevodorodlar aralashmalari uchun esa quyidagi formuladan foydalanish mumkin:

$$P_{kp} = 6895(710 - 2,07M) \quad (21)$$

S<sub>2</sub>-S<sub>5</sub> -uglevodorodlar uchun Frost tenglamasidan qo'llanish maqsadga muvofiqdir:

$$P_{kp} = 10^5 [49,2 - (T_{kp} - 300)0,95] \quad (22)$$

## 2. BUG'GAZLI UGLEVODORODLARNING ARALASHMALARINI VA GAZLARNING ENTALPIYALARINI HISOBLASHNING O'ZIGA XOS BELGILARI.

**2.1. Uch xil haroratdagi gazning entalpiya qiymatlari asosida gazlarning turli haroratlardagi entalpiyalarini aniqlash formulalaridagi A, V, S-koeffitsientlarni hisoblash.**

Gazlarning uch xil haroratlardagi entalpiya qiymatlari A.A. Kuznetsov va boshqalarning «Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности» -М.: Химия, 1974 yil nashr etilgan kitobining 219, 266, 268 va boshqa betlarida keltirilgan.

**2.1.-jadval.**

Gazlarning entalpiyalari.

Gazlarning nomi	Haroratlar, K							
	1063	873	803	743	713	673	573	308
	Entalpiya, kDj/kg							
N <sub>2</sub>	-	-	7700	6818	6374	-	-	-
SN <sub>4</sub>	-	-	1618	1383	1274	-	-	-
S <sub>2</sub> N <sub>6</sub>	-	-	1434	1223	1120	-	-	-
S <sub>2</sub> N <sub>4</sub>	2080	1452	-	-	-	-	-	57,4
S <sub>3</sub> N <sub>8</sub>	-	-	1405	1196	1098	-	-	-
S <sub>3</sub> N <sub>6</sub>	2092	1451	-	-	-	-	-	57,0
Butanlar	-	-	1400	1193	1095	-	-	-
Butilenlar	2370	1647	-	-	-	-	-	62
Pentanlar	-	-	1392	1186	1090	-	-	-
Pentenlar	2353	1368	-	-	-	-	-	62
H <sub>2</sub> S	-	1965	-	-	-	1447	1204	-
Suv bug'i (300 kPa)	-	-	-	-	3361	3278	3071	-

Gazlarning entalpiyalarini aniqlash uchun umumiy formuladan foydalaniladi:

$$q_i = A_i + B_i \cdot T + C_i \cdot T^2$$

Bu yerda,  $q_i$  - i- komponentning entalpiyasi, kDj/kg;

T – entalpiya aniqlanayotgan harorat, grad.K;  $A_i, B_i, C_i$  - koeffitsientlar.

2.1.-jadvalda keltirilgan ma'lumotlar asosida uchta noma'lum son uchun tenglamalar sistemasi tuziladi:

$$\begin{cases} q_1 = A + B \cdot T_1 + C \cdot T_1^2 & (1) \end{cases}$$

$$\begin{cases} q_2 = A + B \cdot T_2 + C \cdot T_2^2 & (2) \end{cases}$$

$$\begin{cases} q_3 = A + B \cdot T_3 + C \cdot T_3^2 & (3) \end{cases}$$

2- tenglamadan 3- tenglamani ayirib tashlab V-koeffitsientning S-koeffitsientga bog'liqligi topiladi. Ular quyidagiga teng deb olinadi:

$$T_1 - T_2 = dT_1; \quad T_1^2 - T_2^2 = dT_2;$$

$$\text{u holda, } B = \frac{q_1 - q_2 - C \cdot dT_2}{dT_1} \quad (4)$$

bu yerda,  $q_1$  va  $q_2$ - mos ravishda haroratlar  $T_1$  va  $T_2$  teng bo'lganidagi entalpiyalari, kJ/kg.

Keyin esa S koeffitsientni topish uchun (3)-tenglamadan (2)-tenglamani ayirib tashlanadi:

$$\begin{cases} q_2 = A + B \cdot T_2 + C \cdot T_2^2 \\ q_3 = A + B \cdot T_3 + C \cdot T_3^2 \end{cases}$$

$$q_2 - q_3 = B \cdot T_2 + C \cdot T_2^2 - B \cdot T_3 - C \cdot T_3^2$$

Tenglamalardagi T2 quyidagiga teng deb olinadi:  $T_2 - T_3 = dT_3$ ;

$$T_2^2 - T_3^2 = dT_4;$$

$$\text{U holda} \quad q_2 - q_3 = B \cdot dT_3 + C \cdot dT_4;$$

bo'lib, bu formuladagi S qiymati quyidagiga teng bo'ladi:

$$C = \frac{q_2 - q_3 - B \cdot dT_3}{dT_4}$$

V-koeffitsientning qiymatini hisobga olgan holda 4-tenglama orqali quyidagiga ega bo'lamiz:

$$C = \frac{q_2 - q_3 - \left( \frac{q_1 - q_2 - C \cdot dT_2}{dT_1} \right) \cdot dT_3}{dT_4}$$

Yanada ratsional bo'lganida esa:

$$C \cdot dT_4 \cdot dT_1 = q_2 \cdot dT_1 - q_3 \cdot dT_1 - q_1 \cdot dT_3 + q_2 \cdot dT_3 + C \cdot dT_2 \cdot dT_3.$$

u holda S-koeffitsientga nisbatan quyidagiga ega bo'lamiz:

$$C \cdot (dT_4 \cdot dT_1 - dT_2 \cdot dT_3) = q_2 \cdot (dT_1 + dT_3) - q_3 \cdot dT_1 - q_1 \cdot dT_3$$

Bu yerda quyidagicha ko'rinishda bo'ladi:

$$dT4 \cdot dT1 - dT2 \cdot dT3 = K;$$

$$dT1 \cdot dT3 = M.$$

umuman yakuniy holatda:

$$C = \frac{q2 \cdot M - q1 \cdot dT3 - q3 \cdot dT1}{K}; \text{ 4-tenglama bo'yicha}$$

$$B = \frac{q1 - q2 - C \cdot dT2}{dT1}; \text{ 3- tenglama bo'yicha esa:}$$

$$A = q3 - B \cdot T3 - C \cdot T3^2.$$

Neftni qayta ishlash jarayonlarida keng qo'llaniladigan amaliy misol sifatida katalitik riforming qurilmasining reaktorini gaz mahsulotlari aralashmalari komponentlarining entalpiyalarini hisoblashning tenglamalarini keltirib chiqarish keltirilgan.

## 2.2-jadval

**Gazlarning entalpiyalarini  $q_i = A_i + B_i \cdot T + C_i \cdot T^2$  tenglama yordamida aniqlash uchun koeffitsientlarning qiymatlari**

Gazning nomi	Koeffitsientlar qiymatlari		
	A	D	C
Vodorod	-4767,0	16,4200	-0,001100
Metan	351,2	-0,9504	0,003148
Etan	-837,5	2,0850	0,000926
Etilen	-404,8	1,1590	0,001100
Propan	44,21	-0,2385	0,002400
Propilen	-380,10	1,0490	0,001100
Butanlar	-155,00	0,3000	0,002000
Butilenlar	-446,00	1,2400	0,001300
Pentanlar	181,85	-0,5750	0,002600
Pentenlar	351,25	-2,0860	0,003700
Suv bug'i (300 kPa)	1942,73	1,8830	0,000200
Vodorod sulfid	17,28	1,7650	0,000530

Umumiy holatlarda berilgan haroratlar uchun komponentlarning entalpiyalarini hisoblash uchun quyidagi tenglamadan foydalaniladi:

$$q_T = A + B \times T + C \times T^2.$$

Bu yerda,  $q_T$  - T-haroratlardagi komponentning entalpiyasi, kDj/kg;

T - harorat, °K;

A, V, S - koeffitsientlar.

A, V, S-koeffitsientlarni hisoblash uchun komponentning uchta turli haroratlardagi entalpiyalarini bilish kerak. Entalpiyaning uchta haroratlardagi:  $T_1 = 803^\circ\text{K}$ ,  $T_2 = 743^\circ\text{K}$  va  $T_3 = 713^\circ\text{K}$

2.3-jadval

Katalitik riforming reaktorining gaz mahsulotlari aralashmalari komponentlarining entalpiyalari

Komponentlar	Berilgan haroratlardagi entalpiyalar qiymatlari, kJ/kg		
	$803^\circ\text{K}$	$743^\circ\text{K}$	$713^\circ\text{K}$
$\text{N}_2$	7700	6818	6374
$\text{SN}_4$	1618	1383	1274
$\text{S}_2\text{N}_6$	1434	1223	1120
$\text{S}_3\text{N}_8$	1405	1196	1098
$\text{S}_4\text{N}_{10}$	1400	1193	1095
$\text{S}_5\text{N}_{12}$	1392	1186	1090
Aromatik	1713	1504	1408
a			
Naftenlar	1704	1500	1402
Parafinlar	1703	1497	1399

Uchta noma'lum koeffitsient bilan tenglamalar sistemasini tuzamiz:

$$\begin{cases} q_1 = A + B \times T_1 + C \times (T_1)^2 & (1) \\ q_2 = A + B \times T_2 + C \times (T_2)^2 & (2) \\ q_3 = A + B \cdot T_3 + C \times (T_3)^2 & (3) \end{cases}$$

2-tenglamadan 1- tenglamani ayirib tashlaymiz va V-koeffitsientning S-koeffitsienti bilan o'zaro bog'liqligini aniqlaymiz:

$$q_1 - q_2 = B \times (T_1 - T_2) + C \times [(T_1)^2 - (T_2)^2]$$

$$X = T_1 - T_2 = 803 - 743 = 60,$$

$$Y = (T_1)^2 - (T_2)^2 = 803^2 - 743^2 = 92760. \text{ deb qabul qilamiz.}$$

u holda:

$$q_1 - q_2 = B \times X + C \times Y;$$

$$\text{va } B = \frac{q_1 - q_2 - C \times Y}{X}$$

3- tenglamadan 2- tenglamani ayiramiz va olingan ayirmasi qiymatini V-koeffitsientga qo'yib S-koeffitsientning qiymatini hosil

qilamiz:

$$q_2 - q_3 = B \times (T_2 - T_3) + C[(T_2)^2 - (T_3)^2]$$

$$d = 743 - 713 = 30;$$

$$F = (T_2)^2 - (T_3)^2 = 743^2 - 713^2 = 43680 \text{ deb hisoblaymiz.}$$

$$\text{u holda: } q_2 - q_3 = B \times d + C \times F;$$

$$C = \frac{\left[ q_2 - q_3 - \frac{(q_1 - q_2 - C \times Y)d}{X} \right]}{F}$$

$$C = \frac{[q_2(X + d) - X \times q_3 - d \times q_1]}{(F \times X - Y \times d)}$$

V va S-qiymatlarni 3- tenglamaga qo'yib A-koeffitsientning qiymatini topamiz:  $A = q_3 - B \times 713 - C \times 713^2$

Hosil qilingan tenglamalar asosida A, V, S-koeffitsientlarni topish uchun "Enthalpy" dasturida EHM da Paskal tilida dastur tuzilgan (qlovada) bo'lib, buning yordamida katalitik riforming reaktorining gaz mahsulotlari aralashmalarining har bir komponentlarini A, V, S - koeffitsientlarining qiymatlarini hisoblash mumkin ("Enthalpy" dasturiga qarang).

Komponentlarning entalpiyalarini hisoblashning natijalari, kj/kg:

$$\text{Vodorod uchun } q_{H_2} = -5349 + 16,4 \times T - 0,00111 \times T^2;$$

$$\text{Metan uchun: } q_{C_1} = 2001 - T + 0,00315 \times T^2;$$

$$\text{Etan uchun: } q_{C_2} = -352 + 2,1 \times T + 0,00093 \times T^2;$$

$$\text{Propan uchun: } q_{C_3} = 1306 - 0,2 \times T + 0,00241 \times T^2;$$

$$\text{Butanlar uchun: } q_{C_4} = 913 + 0,3 \times T + 0,00204 \times T^2;$$

$$\text{Pentanlar uchun: } q_{C_5} = 1541 - 0,6 \times T + 0,00259 \times T^2;$$

$$\text{Aromatika uchun: } q_{AR} = 2444 - 1,4 \times T + 0,00315 \times T^2;$$

$$\text{Naftenlar uchun } q_N = 634 + 1,1 \times T + 0,00148 \times T^2;$$

$$\text{Parafinlar uchun } q_P = 1022 + 0,6 \times T + 0,00185 \times T^2;$$

**2.2 Hidrokreking qurilmasi reaktorining gaz mahsulotlari aralashmalari komponentlarining fizik-kimyoviy xossalari va yuqori bosimlardagi komponentlarning entalpiyalari xatoliklarini to'g'rilash**

Gidrokreking reaktorining gaz mahsulotlari komponentlarning



entalpiyalari past bosimlarda  $N_2$  va  $S_1-S_5$  lar uchun avvalgi kativorming reaktori komponentlari uchun keltirilgan tenglama bilan aniqlanadi.

Vodorod sulfidi entalpiyasi past bosimlarda quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$q_{H_2S} = 3,4 + 0,1 \times T + 0,00021 \times T^2, \text{kJ} / \text{kg} / \text{K}^2,$$

bu yerda,  $T$  - harorat,  $^{\circ}\text{K}$ .

Bu tenglama  $H_2S$  entalpiyasining ma'lumotlari asosida hisoblab chiqarilgan.

Olingan fraksiyalarning va xom ashyoning past bosim sharoitida bug'larning entalpiyalari quyidagi tenglama byicha aniqlanadi.

$$q'' = (129,58 + 0,134 \times T + 0,00059 \times T^2)(4 - p_{15}^{15}) - 309, \text{kJ} / \text{kg} / \text{K}^2$$

bu yerda,  $T$  — harorat,  $^{\circ}\text{K}$ .

Gidrokreking reaktorining gaz mahsulotlari aralashmasining komponentlari entalpiyalari uchun yuqori bosimlar uchun to'g'rilik kiritish kerak bo'lib, bu to'g'rilik past bosimlarda aniqlangan komponentlarning entalpiyalaridan ayirish natijasida olinadi.

Oshirilgan bosimlar uchun bug'larning entalpiyalariga to'g'rilik kiritish quyidagi tenglama bilan amalga oshiriladi:

$$\Delta q = - \frac{18,44 \times P_{np} \times T}{T_{np}^3 \times M}, \text{kJ} / \text{kg} / \text{K}^2$$

bu yerda  $R_{pr}$  — keltirilgan bosim;

$T$  — bug'larning harorati,  $^{\circ}\text{K}$ ;

$T_{pr}$  — keltirilgan harorat;

$M$  — neft fraksiyasining molyar massasi.

$R_{pr}$  va  $T_{pr}$  qiymatlari quyidagicha aniqlanadi:

$$P_{np} = \frac{P}{P_{kp}}; \quad T_{np} = \frac{T}{T_{kp}};$$

Bu yerda,  $R$  va  $T$  — reaktordagi mos ravishdagi bosim va haroratlar, kPa va  $^{\circ}\text{K}$ ;

$R_{kr}$  — va  $T_{kr}$  - mos ravishda kritik bosim va kritik haroratlar, kPa va  $^{\circ}\text{K}$ .

Uglevodorodlar va vodorod sulfidining kritik parametrlarini keltirilgan tenglamalar bo'yicha aniqlash mumkin,

$$T_{kp} = 355,1 + 0,97 \times A - 0,00049 \times A^2$$

$$^{\circ}K; \quad P_{kp} = 100 \times B \times \frac{T_{kp}}{M} \quad \kappa\Pi a;$$

$$A = (1,8 \times t_{50\%} + 132) P_{15}^{15};$$

$$B = 5,53 + 0,855 \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{60},$$

Bu yerda,  $M$  – fraksiyaning molyar massasi;  $t_{10\%}, t_{50\%}, t_{70\%}$  – fraksiyalarning hajmlari mos ravishda 10%, 50%, 70% bo'lgandagi qaynash haroratlari,  $^{\circ}C$ ;  $P_{15}^{15}$  – nisbiy zichlik.

## 2.4-jadval

Gidrokreking reaktorining gaz mahsulotlari komponentlari fizik-kimyoviy xossalari va yuqori bosimlardagi entalpiyaning qiymatlari

Komponentlar	Kritik parametrlar		Mole kulyar mas sa, $M_i$	Nisbiy zichlik $\rho_{15}^{15}$	Fraksion tarkib, $^{\circ}S$			Entalpiyaga to'g'riлик kiritilishi, $\frac{kJ}{kg}$ $R=15000 \text{ kPa}, T=683^{\circ}K$
	$T_{kr}, ^{\circ}K$	$r_{kr}, \text{kPa}$			$t_{10\%}$	$T_{50\%}$	$T_{70\%}$	
Vodorod	33,2	1280	2					-8,5
Uglerod suifid	337,6	9140	34					-98,3
Metan	190,5	4710	16					-54,5
Etan	305,4	4950	30					-116,4
Propan	370	4320	44					-88,3
Izo-butan	408	3700	58					-88,4
Izo-pentan	461	3380	72					-240
Xom ashyo bug'lari (vakuum gazoyl)	807,4	1352	424	0,894	370	450	480	-550
N.k. $-82^{\circ}S$	505	3000	98	0,66	-	-	-	-260
$82-150^{\circ}S$	572	3450	101	0,724	90	116	130	-322
$150-250^{\circ}S$	660,5	2740	152	0,799	160	200	215	-412
$250-370^{\circ}S$	747,4	2040	242	0,821	260	310	335	-510
Og'ir qoldiq, gazoyl	790	1890	314	0,844	270	380	415	-495

Bundan tashqari, kritik parametrlarni ushbu ishlanmaning «Kritik parametrlar va molyar massalarni hisoblash» bobida keltirilgan

tenglamalar bilan hisoblash mumkin.

Yuqorida keltirilgan tenglamalar va 2.4-jadvalda keltirilgan ma'lumotlar asosida bug'larning yuqori bosimlardagi 15000 kPa va  $410^{\circ}\text{C}$  ( $683^{\circ}\text{K}$ ) haroratlardagi entalpiyalari qiymatlari aniqlangan.

Shuni aytish joizki, entalpiyaga bosim oshirilgan holat uchun to'g'ri kiritilishidan albatta xom ashyo issiqlik almashtirgichlarini va gidrokreking jarayonida (ayniqsa yuqori bosimlarda) reaktordan avvalgi quvurli pechning issiqlik quvvatini hisoblashda foydalanilishi kerakdir.

### 3. OG'IRLASHTIRILGAN XOM ASHYONING PIROLIZLANISH JARAYONINI HISOBLASHNING O'ZIGA XOS AYRIM BELGILARI

#### 3.1 Hidrotozalangan vakuum gazoylining (GVGO) pirolizlanish jarayoni reaksiyasi issiqligini hisoblash

Standart sharoitlarda reaksiya issiqligi ( $25^{\circ}\text{C}$ , 101 kPa) quyidagi tenglama bilan (Гуревич Н.Л. Технология переработки нефти и газа. Часть 1. – М.: Химия, 1972.-С.78. kitobiga qaralsin) hisoblanadi:

$$Q_p = \sum (Q_p^R)_{\text{прис}} - \sum (Q_p^R)_{\text{исх}} \quad (1)$$

U yerda,  $Q_p$  - reaksiya issiqligi, kJ/kg;

$(Q_p^R)_{\text{исх}}$  - xom ashyoning dastlabki komponentlarining yuquri yonish issiqliklari, kDj/kg;

$(Q_p^R)_{\text{прис}}$  (xom ashyo) olingan mahsulotning yuquri yonish issiqliklari, kDj/kg;

Individual uglevodorodlarning yonish issiqliklari ma'lumotnomalarda keltirilgan qiymatlarda keltirilgan.

3.1- jadval

Komponentlar zichliklari.

Komponent	Nisbiy zichlik	
	$20^{\circ}\text{S}$ va $\rho_4^{20}$ sharoitda	$15^{\circ}\text{S}$ va $\rho_3^{15}$ sharoitda
GVGO	0,8906	0,894
Pirobenzin	0,776	0,780
TJT	1,042	1,044

Komponentlarning yuqori yonish issiqliklari quyidagi tenglamalar bilan aniqlanadi:  $Q_p^h = (8100C + 30000H) \cdot 4,19$

$$H = \frac{26 - 15 \cdot P_{15}^{15}}{100}$$

Bu yerda,  $Q_p^h$  - Komponentlarning yuqori yonish issiqliklari, kJ/kg; S, N -- skomponentlarda mos ravishda uglerod va vodorodlarning miqdorlari, massa ulushida;  $P_{15}^{15}$  - komponentning nisbiy zichligi.

Komponentlar tarkibida oltingugurt, suv va kislorodlarning mavjudligi nol deb olinadi.

Pirolizlanish haroratida reaksiya issiqligi aniq bo'lgan tenglama bilan aniqlanadi:

$$Q_{\text{pato}} = H_H + Q_p + H_K \quad (2)$$

bu yerda,  $Q_{\text{pato}}$  - ishchi haroratdagi reaksiya issiqligi, kJ/kg;

$Q_p$  - standart sharoitlardagi reaksiya issiqligi, kJ/kg;

$N_n$  - pirolizlanishda ilonsimon (zmeevik) quvurchalarga kiritilishidagi haroratda GVGO ning entalpiyasi, kDj/kg, kiritish harorati 600°C deb qabul qilingan;

$N_k$  - zmeevikdan chiqishi haroratidagi piroliz mahsulotlarining entalpiyasi, kDj/kg, zmeevikdan chiqish harorati 820°C deb qabul qilingan.

3.2-jadvali va 1-tenglamalar asosida GVGO ni piroliz jarayonining issiqlik effekti standart sharoitlarda quyidagiga teng:

$$Q_p = 50706 - 44573 = 6133 \text{ kDj} / \text{kg}$$

Berilgan haroratlar uchun GVGO ning pirolizi jarayonini issiqligini aniqlash uchun komponentlarning entalpiyalarini hisobiyulashlari keltiriladi.

Komponentlarning hisoblab topilgan entalpiyalari qiymatini 3.3-jadvalga kiritiladi.

Pirolizlashning zmeeviklariga GVGO 600°C haroratda kiritilmoqda deb olinadi.

3.2-jadval

GVGO ning va pirolizlanish mahsulotlarining yuqori yonish issiqliklari

 $(Q_p^H)$ :

Komponentlar	$Q_p^H$ , kJ/kg	Xom ashyoga nisbatan unum, mass. ulushi, $X_i$	Yonish issiqligi ulushi, $Q_p^H \cdot x_i$ , kJ/kg
GVGO	44573	1,000	44573
Jami	-	-	44573
Vodorod	146022	0,0171	2497,0
Metan	55811	0,1478	8137,0
$\Sigma S_2(S_2N_4)$	50414	0,2800	14116,0
$\Sigma S_3(S_3N_6)$	49107	0,0778	3820,0
$\Sigma S_4(S_4N_{10})$	48487	0,0413	2002,0
Pirobenzin	47062	0,3050	14354,0
TJT	43425	0,1331	5780,0
Jami	-	1,000	50706

3.3- jadval

Pirolizlash zmeevklarining issiqlik balansi.

Kirim	Ishchi harorati, 0 S	Entalpiya, kDJ/kg		Jami kDJ/kg
		600 0 S	25 0 S	
GVGO	600	1851	45,5	1806,0
Standart sharoitda piroliz jarayonining issiqlik effekti	-	-	-	6133,0
Jami				7939,0

3.3- jadval va 2-tenglama asosida standart sharoitladagi GVGO ning pirolizi jarayonining issiqlik effekti harorat 820°C da quyidagiga teng:

$$X = 7939 - (199 + 403 + 588 + 177 + 98 + 822 + 383)5269 \text{ kJ/kg} / \text{kg}$$

Chiqim	Massalar chiqish, ulushi, Xi	Entalpiya, kDj/kg		Komponentlar ulushi, kDj/kg		Jami, kDj/kg
		Pri 820°C $q_i^{820}$	Pri 25°C $q_i^{25}$	Pri 820°C $q_i^{820} \cdot x_i$	Pri 25°C $q_i^{25} \cdot x_i$	
Vodorod	0,0171	11980	358,0	205	6,12	199
Metan	0,1458	2820	57,4	411	8,40	403
$\sum C_2(C_2H_4)$						
$\sum C_3(C_3H_8)$	0,2800	2139	41,0	599	11,00	588
$\sum C_4(C_4H_{10})$						
Pirobenzin	0,0778	2313	43,0	180	3,0	177
TJT						
Ishchi	0,0413	2436	44	100	2,00	98
sharoitda	0,3050	2688	49	837	15,00	822
reaksiya	0,1331	2885	10	384	1,00	383
issiqligi	-	-	-	-	-	X
Jami	1,0000					7939,0

### 3.2 Gidrotozalangan vakuum gazoylning (GVGO) reaksiyon zmeevigida bo'lish vaqti va yuza qizdirilishining hisobi

Dastlabki ma'lumotlar:

Pechning GVGO bo'yicha ishlab chiqaruvchanligi,	12500 kg/ch
Aralashtirish uchun suv bug'ining sarfi	10000 kg/s xom ashyo bilan
GVGOzichligi:	
20°C da	0,8906
15°C da	0,8940
Bug'gazli aralashmaning harorati:	
Zmeevikka kiritilishida	600°C
Zmeevikdan chiqishida	820°C
Reaksiyon zmeevikning qizdirilish yuzasi:	

$$F = \frac{Q_p}{q_p}$$

Bu yerda,  $F$  - qizdirilayotgan sirt yuzasi,  $m^2$ ;

$Q_p$  - radiant issiqligi miqdori, kVt;

$q_p$  - qizdirilayotgan zmeevikning sirti yuzasining (ekranli quvurlari) o'rtacha issiqlik bilan ta'minlanishi, kVt/m.

$q_p = 80 \kappa BT / M^2$  teng deb olamiz. KTI (Kinetics Technology International) GK5 pechi zmeeviki sirt yuzasi 120 m bo'lganida 9,6 MVt radiatsiya issiqligiga teng bo'ladi.

$$q_p = \frac{9600}{120} = 80 \kappa BT / M^2.$$

$$Q_p = Q_R + Q_1,$$

Bu yerda,  $Q_R$  - piroliz reaksiyasiga issiqlikning sarfi, kVt;

$Q_1$  - bug'gazli aralashmani  $t_{II} = 600^\circ C$  dan (GVGO va suv bug'i)  $t_{II} = 820^\circ C$  gacha (pirogaz va suv bug'i) qizirish uchun sarflangan issiqlik miqdori.

Avvalgi bo'limda aniqlangani kabi GVGO reaksiyasining  $q_R$ - issiqligi deb 5269 kDj/kg GVGO deb olinadi.

$$Q_R = G \cdot q_R = 12500 \cdot 5269 = 65862500 \kappa D J / \text{ch} / \text{ch} = 18295 \kappa BT,$$

bu yerda, G—zmeevikka GVGO ning sarfi, kg/ch.

U holda  $Q_1$ - quyidagiga teng:

$$Q_1 = (G + z) \cdot (q_{820} - q_{600}) = (12500 + 10000) \cdot (3290 - 2653) = 14220000 \kappa D J / \text{ch} / \text{ch} = 3889 \kappa BT$$

bu yerda, Z- suv bug'ining sarfi, kg/ch;

$q_{820}$  — zmeevikdan chiquvchi pirogaz va suv bug'i aralashmasining entalpiyasi, kJ/kg;

$q_{600}$  — GVGO va suv bug'i aralashmasining zmeevika kiritilishidagi entalpiyasi, kJ/kg;

$q_{820}$  va  $q_{600}$  - lar 5.4-jadvaldan olingan.

Radiant kameraga o'tkazilishi uchun kerakli issiqlik miqdori:

$$Q_p = 18295 + 3889 = 22184 \kappa Bm$$

Reaksiyon zmeevikning isitilish yuzasi (ekranli quvurlarini):

$$F = \frac{22184}{80} = 277 M^2$$

Hozirgi vaqtda etilenning unumini oshirish, koks hosil bo'lishini kamaytirish uchun isitish devorlarini va oqim bo'lish vaqtidagi

zmeevikning quvuridagi haroratni pasaytirish uchun ushbu oqim bo'lish vaqtini 0,3–0,4 sekunddan oshirilmaydi. Bunga esa zmeevikdagi solishtirma sirtni ya'ni quvurning hajm birligi bo'yicha yuzasini oshirish bilan erishilib, bunda kuvurning kichik diametrli o'lchamligini ishlalash talab qilinadi.

### 3.4 –jadval

Harorat 600°C va 820°C bo'lganida komponentlarning entalpiyalari

Komponent	t=600° C			t=820° C		
	Entalpiya $\frac{\kappa\text{J}\omega}{\text{кг}}, q_i$	$x_i$ mass. ulushi	$q_i \cdot x_i$ $\frac{\kappa\text{J}\omega}{\text{кг.смеси}}$	Entalpiya, $\frac{\kappa\text{J}\omega}{\text{кг}}, q_i^*$	$x_i$ mass. ulushi	$q_i^* \cdot x_i$ $\frac{\kappa\text{J}\omega}{\text{кг.смеси}}$
GVGO	1851	0,56	1036	-	-	-
Suv bugi	3687	0,44	1622	4156	0,44	1829
$H_2$	-	-	-	11978	0,0095	114
$CH_4$	-	-	-	2820	0,0815	230
$\sum C_2(C_2H_4)$ (chiqish $C_2H_4$ ГВГОга.25,8%)	-	-	-	2139	0,1567	335
$\sum C_3(C_3H_6)$ ( $C_3H_6$ <0,5%)	-	-	-	2313	0,0435	100
$\sum C_4(C_4H_8)$	-	-	-	2436	0,0230	56
Pirobenzin	-	-	-	2688	0,1707	459
ТТТ	-	-	-	2885	0,0751	216
Jami		1,00	2658		1,00	3290

Bunday sharoitda bug'gazli aralashmani tez va bir xilda qizdirilishiga erishiladi.

$$A = \frac{F_T}{V_T} = \frac{\pi \cdot d_H \cdot L}{\frac{\pi \cdot d_{BH}^2}{4} \cdot L} = \frac{4 \cdot d_H}{d_{BH}^2}$$

Bu yerda,  $A$  — zmeevikning solishtirma sirt yuzasi, m/m ;

$F_T$  - quvurning sirt yuzasi, m<sup>2</sup>;

$V_T$  -quvurning hajmi, m<sup>3</sup>;



$L$  - quvur uzunligi, m.

Masalan,  $d_H = 57\text{MM}(d_{\text{on}} = 44\text{MM})$  va

$d_H = 90\text{MM}(d_{\text{on}} = 76\text{MM})$  bo'lgan quvur uchun solishtirma sirt yuzasi quyidagiga teng bo'ladi:

$$A_{44} = \frac{4 \cdot 57}{44^2} = 0,11 \frac{\text{M}^2}{\text{M}^3}$$

$$A_{44} = \frac{4 \cdot 90}{76^2} = 0,062 \frac{\text{M}^2}{\text{M}^3}$$

Ayni hisoblashda reaksiyon zmeevik uchun quvurning qizdirilish uzunligi 10,6 metr va o'lchami 44x6,5 va 76x7 mm bo'lgan quvurlar tanlanadi.

KTI firmasining OAO "Polimir" ning 44x6,5 mm o'lchamli quvurli pechlaridagi reaksiyon zmeeviklarining 55% qismi qizdiriladigan sirt yuzasini tashkil etadi.

Hisobdagi 277 m ga teng qizdiriladigan sirt yuzasini hosil qilish va quvurning 10,6 m uzunligini isitilishini ta'minlash uchun 44x6,5 mm o'lchamli quvurlar qabul qilinadi va bulardan iborat zmeevikning qizdirilish sirt yuzasi 65,5% ni tashkil etadi, ya'ni,  $277 \cdot 0,655 = 182 \text{ m}^2$ .

U holda zmeevikning 4 ta oqimidagi 44x6,5 mm li o'lchamli quvurlarining 32 tasidan kiritilishida qizdiriladigan quvurlarning soni quyidagiga tengdir:

$$n_1 = \frac{F_1}{3,14 \cdot d_H \cdot L_{\text{ob}} \cdot m} = \frac{182}{3,14 \cdot 0,057 \cdot 10,6 \cdot 32} = 3,$$

bu yerda,  $F_1 - d_{\text{on}} = 0,057$  m mli quvurning qizdirilayotgan sirt yuzasi,  $\text{m}^2$

$d_H$  - quvurning tashqi diametri, m;

$L_{\text{ob}}$  - quvurning qizdirilayotgan uzunligi, m;

$m$  - zmeevikning 4 ta oqimiga bug'gazli aralashmaning

kiritilish soni.

44x6,5 mm o'lchamli ikkita quvur Zmeevika bitta 76x7 mm o'lchamli quvur bilan birlashtiriladi va oxirida bug'gazli aralashmaning 16 ta oqimini hosil qiladi. Bunday sharoitda 156 ta oqimning har biri uzunligi 10,6 m va o'lchami 76x7 mm bo'lgan qizdiriluvchan quvurlardan quyidagi tenglama bilan topiladigan miqdorda ( $n_2$ ) tashkil

topgan bo'lishi kerak:

$$n_2 = \frac{F - F_1}{3,14 \cdot d_H \cdot L_{ob} \cdot m} = \frac{277 - 182}{3,14 \cdot 0,090 \cdot 10,6 \cdot 16} = 2,$$

Bu yerda:  $F$ - reaksiyon zmeevikning qizdiriladigan sirt yuzasi,  $m^2$ ;  
 $F_1$ - 44x6,5 mm li quvurli reaksiyon zmeevikning qizdirilish sirt yuzasi,  $m^2$ ;  
 $d_H$ - quvurning sirt diametri, m;  
 $L_{ob}$ -quvurning qizdiriladigan uzunligi, m;  
 $m$ - oqim soni.

Bug'gazli aralashmasinig 4 ta oqimi uchun oralig'ida uchta qatorli quvurli zmeeviklarni ikki qatorlisi qabul qilinadi U holda, zmeevikning qizdirish uchun kerakli quvurning uzunligi 12,5 metrni va uning umumiy uzunligi esa 13 metrni tashkil etadi. Quvurlarning qatorlari aro masofa esa 3 ta quvurning diametridek qilib olinadi. KTI firmasi ma'lumotlarga ko'ra isitiladigan kenglik o'lchami 2,6 metr deb olinadi. Reaksiyon zmeevika keluvchi bug'gazli aralashmaning kiritilish vaqti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$h = \frac{L_p}{W_{cp}} \cdot (3) \quad (3)$$

Bu yerda,  $h$ - reaksiyon zonada bo'lish vaqti, sekund;  
 $L_p$ - bir oqimdagi quvurning umumiy uzunligi, m;  
 $W_{cp}$ - reaksiyon zmeevikdagi aralashmaning o'rtacha tezligi, m/s;

$$L_p = 1,03 \cdot L_{ob} \cdot (n_1 + n_2) = 1,03 \cdot 10,6 \cdot (3 + 2) = 54,6m$$

Bu yerda,  $L_{ob}$ - quvurning isitilayotgan uzunligi, m;  
 $n_1$ - oqimdagi ( $d_{VN}=,044$  m) quvurlarning soni;  
 $n_2$ - oqimdagi ( $d_{VN}=,076$  m) quvurlarning soni;  
bu yerda 1,03 – zmeevikni yuqori qismiga o'ratilishi uchun va aralashmani ZIA ga chiqarish uchun uning uzunligining uzayishini hisobga oladigan koeffitsient.

Aralashmaning o'rtacha tezligi:

$$W_{cp} = \frac{W_H + W_K}{2},$$

Bu yerda,  $W_H$  - zmeevikka kiruvchi bug'gazli aralashmaning tezligi, m/s;

$W_K$  - zmeevikkadan chiquvchi bug'gazli aralashmaning tezligi, m/s.

$$W_H = \frac{y}{P_H^{600}}, \quad (4)$$

$$W_H = \frac{y}{P_H^{820}}, \quad (5)$$

Bu yerda,  $u$  — zmeevikka berilayotgan bug'gazli aralashmaning massaviy uzatilish tezligi, kg/(m·s):

$\rho_{\text{H}}$  - zmeevikka kirayotgan bug'gazli aralashmaning zichligi, kg/m<sup>3</sup>.

$$y = \frac{4(G+z)}{3600 \cdot \pi \cdot d_{BH}^2 \cdot m} = \frac{4(12500 + 10000)}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,044^2 \cdot 32} = 135 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

Bu yerda,  $G$  - GVGO ning zmeevik orqali sarflanishi, kg/s:

$Z$  - zmeevik orqali suv bug'ining sarfi, kg/soat;

$d_{\text{BH}}$  - quvurning ichki diametri, m;

$m$  - quvurlar soni.

KTI – firmasining dalillariga ko'ra, benzinda massaviy tezlik ~100 kg/(m·s) ni tashkil etadi.

Og'ir xom ashyo uchun massaviy tezlik ko'pincha benzinnikida: 20-35% ga yuqoridir, ya'ni, hisoblangan kattaligi 135 kg/(m<sup>2</sup>·sek) bo'lib, tasiya etiladi.

Ma'lumotlarga asosan zmeevikka kiritilish bosimi 400 kPa va zmeevikkadan chiqish bosimi 250 kPa deb qabul qilinadi.

Zmeevikka kiritishdagi bug'gazli aralashmasining zichligi:

$$P_H = \frac{M_{\text{cv}} \cdot 273 \cdot P}{22,4 \cdot (t_H + 273) \cdot 98,1} = \frac{38,5 \cdot 273 \cdot 400}{22,4 \cdot (600 + 273) \cdot 98,1} = 2,193 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}, \text{ bo'lib,}$$

bu yerda,  $M_{\text{sm}}$  - bug'gazli aralashmasining molyar massasi, kg/kmol;

$R$  — zmeevikka kiruvchi aralashmaning bosimi, kPa;

$t_{\text{H}}$  — zmeevikka kiruvchi aralashmaning harorati, °C.

GVGO molyar massasi MNPZ ma'lumotiga bo'yicha qabul qilingan (Krega formulasi quyi molyar massani beradi).

Aralashmaning molyar massasi 3.5-jadval ma'lumotlari va quyidagi

tenglama bilan aniqlanadi:

$$M_{\text{cm}} = \sum M_i \cdot X_i = 384,0,056 + 18 \cdot 0,944 = 385 \text{ kg/kmol}$$

Bu yerda,  $M_i$ —aralashmadagi  $i$ - komponentning molyar massasi kg/kmol;  $X_i$  - $i$ - komponentning molyar ulushi.

### 3.5 —jadval

Bug'gazli aralashma komponentlarining molyar ulushi

Komponentlar	Sarfi, kg/soat	Molyar og'irligi kg/kmol, $M_i$	Soni kmol/soat	Molyar ulushi $X_i$
GVGO	12500	384	32,6	0,056
Suv bug'i	10000	18	555,6	0,944
Jami	22500	-	588,2	1,000

Zmeevikdan chiqishdagi bug'gazli aralashmasining zichligi:

$$\rho_k = \frac{M_{\text{KSM}} \cdot 273 \cdot P_k}{22,4 \cdot (t_k + 273) \cdot 98,1} = \frac{19 \cdot 273 \cdot 250}{22,4 \cdot (820 + 273) \cdot 98,1} = 0,544 \text{ kg/m}^3$$

Bu yerda,  $M_{\text{KSM}}$ —zmeevikdan chiquvchi bug'gazli aralashmasining molyar massasi, kg/kmol;

$P_k$  - zmeevikdan chiqish bosimi, kPa;

$t_k$  -bug'gazli aralashmaning zmeevikdan chiqish harorati, °C.

Bug'gazli aralashmasining molyar massasi 5.4-jadval ma'lumotlari asosida va quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$M_{\text{KSM}} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{M_i}} = \frac{1}{\frac{0,44}{18} + \frac{0,095}{2} + \frac{0,0815}{16} + \frac{0,1567}{28} + \frac{0,0435}{42} + \frac{0,023}{56} + \frac{0,1707}{95} + \frac{0,0751}{400}} = 19 \text{ kg/kmol}$$

Bu yerda,  $X_i$  - Bug'gazli aralashmadagi  $i$ - komponentning massa ulushi;

$M_i$  -  $i$ - komponentning molyar massasi, kg/kmol.

Gazsimon mahsulotlar uchun molchr massalarni to'yinmagan uglevodorodlar bo'yicha qabul qilinadi.

Pirobenzinning molyar massasi ( $M_{\text{H6}}$ ) quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

$$M_{III} = -8,8 + 0,06 \cdot T + 0,00055 \cdot T^2 = -8,8 + 0,06(110 + 273) + 0,00055(110 + 273)^2 = 95,$$

Bu yerda,  $T$  – pirobenzinning o‘rtacha qaynash harorati,  $^{\circ}\text{K}$ .

Umumlashtirilgan adabiyotlardagi ma’lumotlar asosida pirolizlanishning smolasi molyar massasi 400 kg/kmol deb qabul qilingan.

(4) tenglamaga asosan bug‘gazli aralashmaning zmeevikka kiritilish tezligi quyidagiga teng:

$$W_H = \frac{135}{2,193} 61,5 \text{ M/c}$$

(5) tenglama bo‘yicha bug‘gazli aralashmaning zmeevikdan chiqishi tezligi quyidagiga teng:

$$W_K = \frac{135}{0,544} = 248 \text{ M/c}$$

O‘rtacha tezlik:

$$W_C = \frac{W_H + W_K}{2} = \frac{61,5 + 248}{2} = 155 \text{ M/c}$$

U holda, (3) tenglamaga muvofiq, reaksiyon zmeevikda bug‘gazli aralashmaning bo‘lish vaqti quyidagiga teng:

$$h = \frac{54,6 \text{ M}}{155 \text{ M/c}} = 0,35 \text{ soniyalar}$$

Olingan kattalik zamonaviy piroliz pechlari uchun qabul qilingan qiymatlardan oshmaydi.

#### 4. Millisekund (MSCC – UOP firmasi) katalitik krekinglash qurilmasining reaktori hisobi

##### 4.1. Dastlabki ma’lumotlarni tayyorlash

MSCC – qurilmasining loyihasi asosida MNQIZ uchun reaktorning quyidagi ishlab chiqaruvchanligi qabul qilinadi:

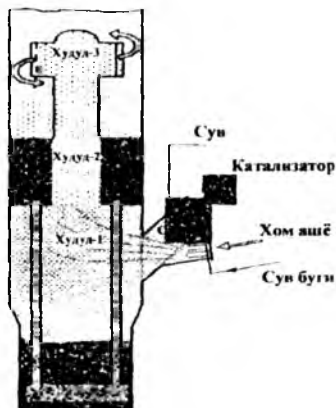
Xom ashyo bo‘yicha (GVGO ning mazut bilan aralashmasi)– 250000 kg/soat;

$15^{\circ}\text{C}$ da xom ashyo zichligi	– 915 kg/m <sup>3</sup> .
Xom ashyoning molyar massasi	– 429 kg/mol;
Xom ashyodagi oltingugurt miqdori	– 0,2% mass.; harorat:
Katalizator hududiga kirib keluvchi xom ashyo,	190 <sup>o</sup> C;

Xom ashyoni sohib berish uchun suv bug'ining harorati	190 <sup>0</sup> C;
Kislotali suvni berishdan avval katalizator hududi,	670 <sup>0</sup> C;
Reaktor hududiga kirishdagi kislotali suv harorati,	40 <sup>0</sup> C;
Reaktor joylashgan hudud bosimi,	300 kPa.

MSCC- qurilmasidagi reaktorning prinsipial sxemasi

4.1. rasmda keltirilgan.



4.1. Rasm. Reaktorda katalizatorni, xom ashyoni va reaksiyon hududining joylashish sxemasi.

#### 4.2. Davriy-aylanma harakatlanuvchi katalizatorlar soni hisob-kitobi

Katalitik kreking qurilmasida katalizator quyidagi vazifani bajaradi:

- uglevodorodlarning kreking reaksiyasini tezlashtiradi;
- bug'lantirish uchun va mahsulotning bug'larini kerakli reaksiya haroratigacha kutarib berish uchun kerakli miqdorda issiqlikni reaktorga olib kiradi;
- kreking reaksiyasi borishi uchun kerakli issiqlikni hosil qiladi;
- reaktorni yuqorisida hosil bo'lgan koksni regeneratorga olib chiqadi.

Issiqlik manbai sifatida avval biz davriy aylanma harakatlanuvchi katalizator sonini hisoblab olamiz.

Reaktordagi borayotgan jarayonning o'rnini yanada chuqurroq tushunish uchun 1- rasmda ko'rsatilganidek uning ish prinsipial sxemasini tuzib olamiz.

## Katalizator stoyakining issiqlik balansi.

## 4.1- jadval

Oqimlar	Miqdor kg/soat	Issiqlik sig'imi, kJ/(kg. <sup>0</sup> C	Harora t, <sup>0</sup> C	Bugla- nish harorati, kJ/kg	Entalp -iya, kJ/kg	Issiqlik miqdori, kVt
Issiqlikning katalizator bilan kiritilishi	X	1,68	670	-	-	$(1,68 \times 670) \cdot X - 0,3127$ 3600
Kislotali suv bilan kiritilishi	12500	4,19	40	-	-	$(12500 \times 4,19 \times 40) - 582$ 3600
Suyuq xom ashyo bilan kiruvchi	250000	-	190	-	-400	$(250000 \cdot 400) - 27778$ 3600
Xom ashyoni sochib beruvchi suv bug'i bilan kiruvchi issiqlik	2500	2,1	190	-	-	$(2500 \cdot 2,1 \cdot 190) - 277$ 3600
<b>JAMI</b>						0,3127 · X + 28637
Issiqlik sarfi						
Katalizator bilan	X	1,68	540	-	-	$(907 \cdot X) = 0,252 \cdot X$ 3600
Kislotali suvni qaynash haroratigacha issitish uchun	12500	4,19	133-40 (93)	-	-	$(12500 \cdot 4,19 \cdot 93) - 1353$ 3600
Kislotali suvni buglatish uchun	12500	-	-	2166	-	$(1250000 - 2166) - 7521$ 3600
Kislotali suv bug'ini qizdirish uchun	12500	2,1	540-133 (407)	-	-	$(12500 \cdot 2,1 \cdot 407) - 2968$ 3600
Xom ashyoni sochib beruvchisining suv bug'ini qizdirish uchun	2500	2,1	540-190 (350)	-	-	$(2500 \cdot 2,1 \cdot 350) - 510$ 3600
Xom ashyoni bug'latish va qizdirish uchun	250000	-	190 dan 540 gacha	-	1630- 400 (1230)	$(250000 - 1230) - 85417$ 3600
Krekinglash reaksiyasi uchun issiqlik	250000	Reaksiya issiqligi 289 kDj/kg				$(250000 \cdot 289) - 200699$ 3600
<b>JAMI</b>						0,252 · X + 117838

Keraklixa issiqlikni katalizator reaktorga olib kirish quyidagi tenglama orqali hisoblanadi:

$$GK \cdot CK - (TK - 540) = QC + QBP + QBO + QR \quad (1)$$

Bu yerda GK, CK- Davriy-aylanma harakatlanuvchi katalizatorlar sarfi, kg/soat va uni issiqlik hajmi, kDj/(kg<sup>0</sup>C);  
SK=1,68 kDj/(kg<sup>0</sup>C) (Manual SSCC firma UOP, VIII-22);  
TK-Regeneratordan stoyakka borayotgan katalizator harorati,  
TK=670<sup>0</sup>C (deb qabul etamiz)

540- stoyakdan reaktorga o'tayotgan oqimning harorati (xom ashyo bugi, katalizatorni, va suv bugini), S reaksiyadagi issiqlik sarfi hisobiga reaktorda harorat kamayishi qabul qilingan.

QC, QVP, QBO, QR- reaksiya issiqligiga va bug'ga aylangan stoyakdagi suv, xom ashyoni qizdirishda sarflangan, suv bug'i (purkagich), kDj/soat (kVt).

Katalizator reaktorga olib kiruvchi issiqlik miqdori stoyakning issiqlik balansi asosida aniqlanadi. Reaktordan chiqishda reaksiya mahsulotlarining harorati 527<sup>0</sup>C teng deb olamiz. Reaksiya ketishiga issiqlikning sarfi hisobiga reaktor balandligi bo'yicha harorat pasayishi hisobga olinganda reaktordan chiquvchi xom ashyoning bug'lari aralashmasining, stoyakdagi katalizator va suv bug'ining haroratlarini 540<sup>0</sup>C deb qabul qilamiz. 4.1- rasmni hisobga olgandagi 4.1- jadvalda keltirilgan stoyakning issiqlik balansi asosida sirkulyatsion katalizatorning sarfi aniqlanadi.

Katalizator stoyakining issiqlik balansini tuzishda xom ashyoning va sohib beriluvchi bug'ning harorati, suv bug'i va koksning issiqlik sig'imi UOP firmasining SSCC Manual kitobidan olingan (VIII-14,22,23,27 betlar).

300 kPa dagi suvning qaynash harorati va kislotali suvning bug' hosil qilishi issiqliklari Xoroshko S.I. va Xoroshko A.N. larning Neft va gazning kimyosi va texnologiyasidan masalalar to'plami kitobidan orlingan, 19-ilova. Suyuq va bug'simon xom ashyoning entalpiyalari Kreg tenglamasi bilan aniqlangan.

1-jadvalda keltirilgan katalizator stoyakining issiqlik balansi asosida quyidagi tenglama tuziladi:

$$0,3127 \times X + 28637 = 0,252 \times X + 117838$$

X-sirkulyatsiyalanuvchan katalizator sarfi bo'lib, quyidagicha aniqlanadi:



$$X = \frac{117838 - 28637}{0,3127 - 0,252} = 1469500 \text{ кг/коам}$$

U holda katalizator sirkulyatsiyasining ketma-ketligi quyidagicha bo'ladi:  $\frac{1469500}{250000} \approx 5,88$  bo'lib, me'yoriy hisoblansa bo'ladi (UOP firmasining SSCC Manual kitobidan olingan (VIII-24 b.))

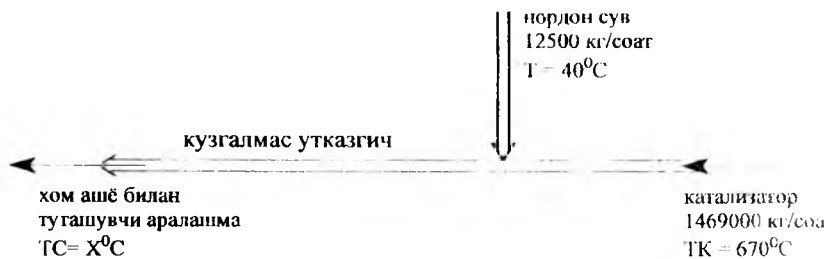
Bundan tashqari, sirkulyatsion katalizatorning sarfi shunday bo'lishi kerakki, bunda katalizator yuzasida hosil bo'layotgan koksning miqdori 1% dan oshmasligi kerak (UOP firmasining SSCC Manual kitobidan olingan (VIII-24 b.)). UOP firmasi ma'lumotlariga ko'ra GVGO aralashmasini krekinglashda mazut bilan birga 4,8% dan kam bo'lmagan koks ham \*(xom ashyoga nisbatan) hosil bo'ladi

Bizning sharoitimizda esa katalizator sirtida hosil bo'ladigan koks miqdori quyidagini tashkil etadi:

$$\frac{4,8 \cdot 250000}{1469500} = 0,817\%$$

Xom ashyoning stoyakda kislotali suv bilan to'qnashuvida hosil bo'ladigan suv bug'i va katalizator aralashmasining haroratini hisoblash.

Bu harorat ko'rsatkichini bilish xom ashyoni qizdirish vaqtini va katalizator zichligini hisoblash uchun kerak. Uning qiymatini suvning katalizator bilan ta'sirlashuvi jarayonining issiqlik balansi asosida hisoblanadi (4.1- rasmga qarang):

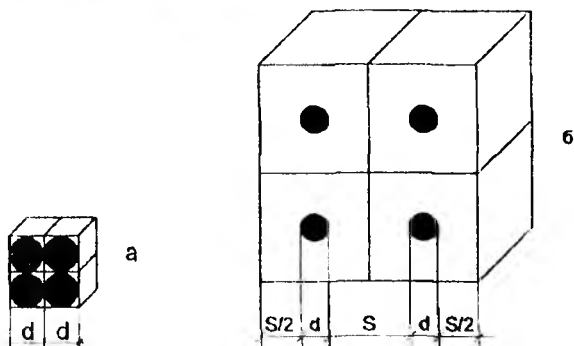


Suv bug'ini ishlab chiqarish jarayonining issiqlik balansi 4.2. jadvalda keltirilgan. Issiqlik balansiga ko'ra tenglama tuziladi:

$$460095 = 7904 + 693 \cdot TS.$$

Buning asosida esa katalizatorning suv bilan aralashmasining haroratini (TS) uning xom ashyo bilan ta'sirlashishidan avval aniqlanadi:

$$TC = \frac{160095 - 7904}{693} = 652^{\circ}C$$



#### 4.2- rasm. Katalizator zarrachalarining joylashish sxemasi.

a - katalizator o'tkazgichida harakat vaqtida;

b - kislotali suvdan olingan suv bug'i bilan mustahkamlangan moslamada harakat qilganida.

UOP - firmasi ma'lumotlariga ko'ra tarqatib beruvchi qurilmasi katalizator qo'zg'almas moslamasiga beriladigan xom ashyo zarrachalarini 80 mikron o'lchamda berilishini ta'minlay oladi.

Xom ashyoning zarrachalarining bunday o'lchamida katalizatorning zarrachalari yuzlari orasidagi masofasi deyarli 100 mikron ( $S=100$  mikron, 4.2.b, rasmga qarang) deb qabul qilinsa bo'ladi.

O'lchamning bunday ko'rsatkichlarida katalizator zarrachasi bilan suv bug'i kub hajmini egallaydi va quyidagiga teng bo'ladi:

$$d + 2 \cdot \left(\frac{S}{2}\right) = 100 + 100 = 200 \text{ mikron}$$

Katalizator zarrachasi egallagan hajm esa quyidagiga teng bo'ladi:  $VP = 200 \cdot 200 \cdot 200 \approx 8 \cdot 10^6 \text{ микрон}^3$

Bu ma'lumot shuni bildiradiki, katalizator oqmmi zichligini deyarli kamida 8 martaga kamaytirish kera bo'ladi.

Biz qabul qilgan sharoitlarga ko'ra olingan suv bug'i bilan suyultirilishi natijasida hosil qilingan katalizator zichligi (Xoroshko S.I. Neft a gaz kimyosi va texnologiyasidan masalalar to'plami. -b.10. ga qaralsin) quyidagicha bo'ladi:

$$PK = \frac{1469500 + 12500}{1469500 + 12500} = 80 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{1400}{0,711}$$

4.2-jadval

Katalizatorning qo'zg'almas o'tkazgichida kislotali suvning suv bug'iga aylanishi jarayonining issiqlik balansi.

Oqimlar	Sarf ko'rsatkichi, kg/s oat	Harorat, °S	Issiqlik sig'imi, kDj/kg · °S	Issiqlik miqdori, kVt	Izox
Issiqlikning kelishi: Kislotali suv bilan katalizator bilan	12500 1469500	40 670	4,19 1,69	582 459513	1- jadvalga qarang. 0,3127 · 1469500
JAMI				460095	
Issiqlik sarfi: - kislotali suvning 300 kPa bosimda qaynash haroratigacha qizdirish uchun;	12500	133-40 (93)	-	1353	1- jadvalga qarang
Kislotali suvning bug'lantirish uchun;	12500	133	-	7521	1- jadvalga qarang
Suv bug'ini katalizatorni kislotali suvidan qizdirish uchun;	12500	TS-133	2,1	$\frac{12500 \cdot 2,1 (70 - 133)}{3600}$	
Suv bug'ini olinganidan keyin uni qizdirish uchun;	1469500	TS	1,68	$\frac{1469500 \cdot 1,68 \cdot 70}{3600}$	
Jami				7904 + 693 · TS	

bu yerda, RK- katalizator oqimining suv bugi bilan birgalikdagi zichligi, kg/m<sup>3</sup>; 1400 – katalizator zarrachalari zichligi, kg/m<sup>3</sup>; 0,711 (PV) – suv bug'i zichligi, kg/m<sup>3</sup>;

$$PV = \frac{18}{224} \cdot \frac{273}{273+625} \cdot \frac{300}{100} = 0,711 \text{ kg/m}^3;$$

Bu yerda, 652 – katalizatorning suv bug‘i bilan oqimi harorati, ° C;  
300 – katalizatorning qo‘zg‘almas moslamadagi bosimi, kPa.

Lift-reaktorda katalizatorning bunday kichik zichlikdagi oqimini hosil qilish mumkin emas, chunki suv bug‘ini uzatishni oshirilishi o‘z vaqtida lift-reaktorning diametrini kattalashishiga olib keladi va bunday holda uni MSCC-qurilmasida qo‘llaniladigan reaktorga almashtirish kerak bo‘ladi. Lift-reaktorda katalizatorning katta zichlikdagi oqimini yuzaga kelishi (400-500 kg/m<sup>3</sup>) ayni vaqtda katalizatorning o‘z faolligini namoyon qilishiga salbiy ta‘sir etadi hamda uni og‘ir xom ashyoni krekinglash uchun foydalanishga to‘sqinlik qiladi.

Katalizatorning sochma zichligi o‘rtacha 720 kg/m<sup>3</sup> bo‘lib, katalizator qo‘zg‘almas moslamasiga suvni berilishi katalizator oqimi zichligining kamayishiga imkon berib, u 720/80= 9 marta kamayishini ta‘minlaydi hamda zarrachalari orasidagi masofani 100 mikron bo‘lishiga olib keladi..

### 4.3.Xom ashyoni reaksiya haroratigacha isitishga, bug‘latishga va hosil bo‘lgan bug‘larini qizdirishga sarflanadigan katalizatorning ta‘sir vaqtini hisoblash

Katalizatorni reaktorga kirgunicha xom ashyo bilan ta‘sirlashuvivaqtini quyidagi tenglama (A.A.Gureyevning «Производства высокооктановых бензинов» -1981 kitobining 139 betiga qarang) bilan aniqlanadi:

$$H = \frac{3600 \cdot (GK \cdot CK + GV \cdot CV) \cdot (TC - TR) \cdot R \cdot PG}{3 \cdot A \cdot (GC + GD) \cdot DT}; \quad (2)$$

bu yerda, N- ta‘sirlashish vaqti, sek.;

GK – katalizator sarfi, kg/soat, GK=1469000 kg/soat;

TC – katalizator harorati, ° C, TS= 652° C;

TR –xom ashyo harorati, ° C, TR= 540° C;

R – katalizator zarrachalarining o‘rtacha radiusi, mm;

PG –katalizator zarrachasi zichligi, kg/m<sup>3</sup>, PG = 1400 kg/m<sup>3</sup>;

CK – katalizator issiqlik sig‘imi, kDj/(kg · ° C), SK = 1,68 kDj/(kg ° C);

GC – xom ashyo sarfi, kg/soat, GC = 250000 kg/soat;

DT – katalizator va xom ashyolarning issiqlik oqimlarining o‘rtacha logarifmining harorat oqimi, ° C;

GV – kislotali suvni bug'latishda olinadigan suv bug'ining sarfi, kg/soat,

$$GV = 12500 \text{ kg/soat};$$

GD- bug'ni sochib beruvchisi sarfi, kg/soat,  $GD = 2500 \text{ kg/soat};$

CV – suv bug'i issiqlik sig'imi,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ,  $CV = 2,1 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;

A- xom ashyo bug'lariga katalizatoridan issiqlik uzatilish koeffitsienti,

$$\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{soat} \cdot ^\circ\text{C})$$
;  $A = 1670 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{soat} \cdot ^\circ\text{C})$ .

Harorat napori –  $\Delta T$  quyidagi sxemaga asosan to'g'ridan to'g'ri oqimda aniqlanadi:

$$\xrightarrow{652^\circ\text{C}} \xrightarrow{\text{KATALIZATOR}} \xrightarrow{541^\circ\text{C}}$$

$$\xrightarrow{190^\circ\text{C}} \xrightarrow{\text{xom-ashyo}} \xrightarrow{540^\circ\text{C}}$$

$462^\circ\text{C} \qquad 1^\circ\text{C}$

Xom ashyo va katalizator harorati  $1 \cdot 10^{-5}$  darajasida tenglashadi (A.A. Gureyev kitobiga qarang):

$$\Delta T = \frac{462 - 1}{2,3 \cdot \lg \frac{4,62}{1}} = 75^\circ\text{C}$$

#### 4.4. Katalizator zarrachasining o'rtacha radiusi

Zarrachaning o'rtacha radiusi katalizatorning granulometrik taxlili natijasida aniqlanadi.

Misol tariqasida Grace-firmasi ma'lumotlarini olamiz (4.3. jadvalga karang):

4.3-jadval

Katalizatorning granulometrik tarkibi.

Zarracha o'lchami, mikron	Zarrachaning o'rtacha o'lchami, mikron	Massa ulushi
20-40	30	0,12
40-80	60	0,60
80-105	93	0,21
105-150	127	0,07
<b>JAMI</b>		<b>1,00</b>

Katalizatorning o'rtacha diametri (Skoblo A.I. va boshq. Neftni qayta ishlash va neftkir yoviy sanoat apparatlari va jarayonlar kitobi. -

1982 y. 398 b.) quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$d = \frac{1}{\frac{0,12}{30} + \frac{0,6}{60} + \frac{0,21}{93} + \frac{0,07}{127}} = 60 \text{ mikron.}$$

U holda katalizatorning o'rtacha radiusi 30 mikronni yoki  $30 \cdot 10^{-6}$  m ni tashkil etadi.

2 tenglamaga mos ravishda xom ashyo bilan katalizatorning reaksiyaga kirishish haroratigacha qizdirilganida ta'sirlashish vaqti quyidan iborat bo'ladi:

$$H = \frac{3600 \cdot (1469000 \cdot 1,68 + 2,1 \cdot 12500) \cdot (652 - 540) \cdot 30 \cdot 10^6 \cdot 1400}{3 \cdot 1670 \cdot (250000 + 2500) \cdot 75} = 0,445 \text{ soniya} = 445 \text{ millisekund.}$$

Bu ikki tenglamadan ko'rinib turibdiki, katalizatorning xom ashyo bilan ta'sirlashishi vaqtini kamaytirish uchun uni qizdirishga issiqlik sig'imi va zarrachasi zichligi kichik bo'lgan katalizator ishlatish kerak. Demak, katalizator zarrachalari ularning diametrlarini oshirish bilan g'ovaklari ham ko'p bo'lishi kerak.

UOP - firmasi issiqlik balansini hisoblash uchun issiqlik sig'imi 1,68 kDj/(kg · °C) bo'lgan katalizatorni qo'lamoqdalar. Bundan tashqari, Rossiyada issiqlik sig'imi 1,05 – 1.13 kDj/(kg · °C) ga teng bo'lgan katalizator mavjud.

Haroratni pasaytirish esa xom ashyo bilan katalizatorning ta'sirlashishida kokslanishni extimolligini kamaytiradi va katalizatorning aktivligi saqlanadi natijada benzin unumi oshib koksning unumi kamayadi.

#### 4.5. Katalizatorning qo'zg'almas quvurli moslamasining diametrini hisoblash

Reaktorga bosim ostida va og'irlik kuchi ta'sirida kiritiladigan katalizator uchun ushbu qurilmaning diametri quyidagicha aniqlanadi:

$$d = \sqrt{\frac{VK}{0,785 \cdot W}};$$

bu yerda, VK- katalizatorning hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/s;

W-katalizator oqimining tezligi, m/s;

W=0,6 m/s;

$$U \text{ holda: } d = \sqrt{\frac{146900}{36000 \cdot 0,785 \cdot 0,6 \cdot 720}} = 1,1m$$

bu yerda, 720- katalizatorning minimal sochiluvchanlik zichligi,  $\text{kg/m}^3$ .

Katalizator oqimiga xom ashyo berishda uning devorlarida eroziyalanish sodir bo'ladi. Bu oldini olish uchun uning devorlarini 100 mm qalinlikda futerovka qilinadi.

Texnologik sharoitlarda Rossiya firmalari katalizatorlarida uning sochiluvchanlik zichligi 720 kam emasligi ko'rsatiladi.

Katalizator oqimiga xom ashyo berilganida qo'zg'almas katalizator qurilmasi devorlari eroziyasi boshlanadi. Buning oldini olish uchun katalizator turadigan moslamani futerovka bilan deyarli 100 mm qalinlikda qoplanadi. Shuni hisobga olib katalizator joylashtiriladigan moslamani diametrini 1,3 deb qabul qilamiz.

Katalizator joylashtiriladigan moslamani diametri xom ashyo va suv bug'larini hisobga olmaagan holda hisoblanadi., chunki ular reaktor bilan ulanganida moslamani oxirida hosil bo'lgani uchun katalizator oqimiga sezilarli qarshilik ko'rsatmaydi.

#### **4.6.Reaktorning birinchi reaksiyon hududi hisobi.**

MSCC - turdagi qurilma reaktoring reaksiyon hajmi uchta hududdan iborat bo'lib, ular bir-biridan o'zining hajmi va reaksiyon aralashmaning oqim tezligi bilan farq qiladi (1- va 2- rasmga qarang).

Bunday hududlarning bo'lishi sabab shuki, birinchidan, reaktorning quyi qismi katalizatoridagi uglevodorodlarni bo'glatish uchun stripping bo'lib xizmat qilib, bu oqimning kichik tezlikda bo'lishini hamda reaktor diametrini katta bo'lishini talab etadi.

Ikkinchidan, reaktordan reaksiyon aralashmaning chiqishida undan qayta kreking va siklonni yuklanib to'lib qolishini oldini olish uchun darhol katalizatorni ajratishni talab etiladi.

Katalizatorni ajratish esa oqimning yuqori bo'lishi (20-25 m/s) hisobiga hosil bo'ladigan markazdan qochma va inersion kuchlari bo'lgani uchun maxsus qurilmadan foydalanilib amalga oshiriladi va bunda reaktor diametrini kamaytirish talab etiladi (4.1. rasmga qarang).

Reaksiyon aralashmadan ishlatilgan katalizatorni ajratib oluvchi qurilma reaktorning reaksiyon hududining yuqori quvvur qismiga o'rnatiladi (4.2- rasmga qarang).

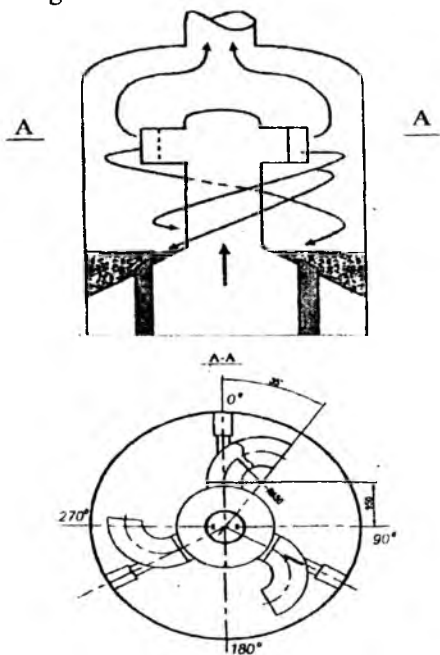
Ushbu quvumi (reaktorning uchinchi hududi) reaktoring asosiy qismiga (reaktorning birinchi hududi) ulash aylanma konussimon moslama bilan (reaktorning ikkinchi hududi) amalga oshirilib, natijada reaktorda tiqinlar hosil bo'lishi oldi olinadi.

Oxir oqibatda reaktorda uchta reaksiyon hudud hosil bo'ladi va ularning hajmi reaktoring barcha hajmiga nisbatan o'rtacha: 72,5%-birinchi hudud uchun; 21%-ikkinchi hudud uchun va 6,5% - uchinchi hudud uchun tashkil etadi.

Bu raqamlar keyinchalik ba'zi to'g'riliklar kiritilib, reaktoring har bir hududidagi krekinglashning chuqurligini aniqlashda foydalaniladi.

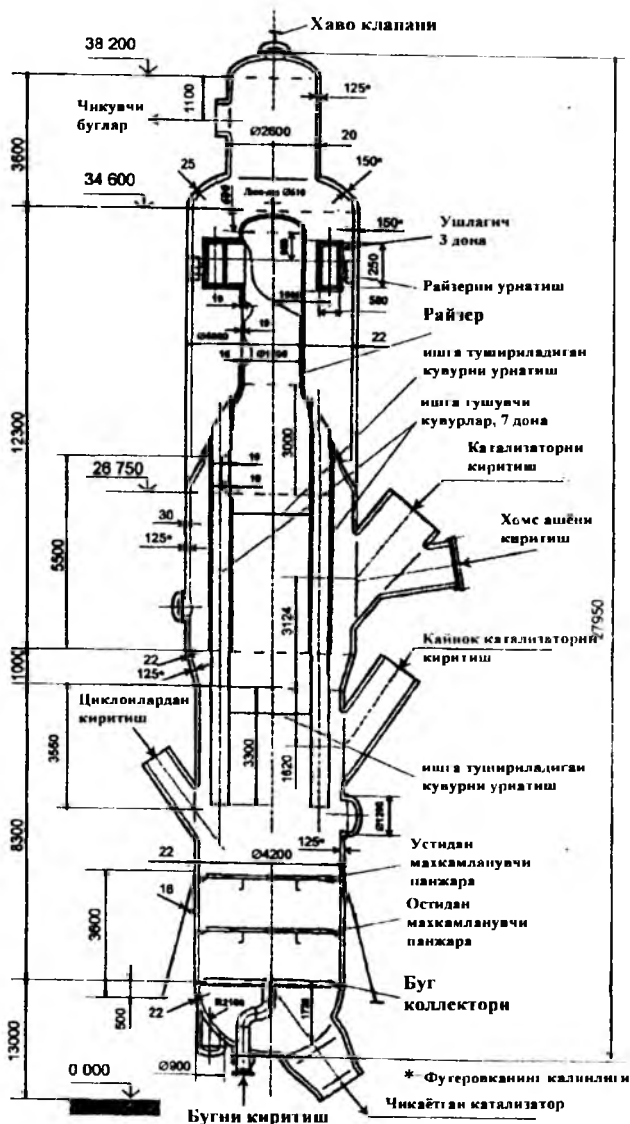
Mozirsk NQIZ dagi MS CC –qurilmasi reaktori tuzilishi

4.3- rasmda keltirilgan:



**4.3- rasm. Reaktoring reaksiyon hududidan mahsulotlar chiqaverishiga o'rnatilgan vixrli (ajratib beruvchi) separator sistemasining sxemasi.**





4.4-rasm. MSCC qurilmasi reaktori.

#### 4.7. Katalitik kreking jarayonidagi mahsulotlar chiqishi

Mazut va GVGO aralashmasini krekinglash jarayonida mahsulotlar chiqishini 4.4- jadvalda keltirilgan ma'lumotlarni qabul qilamiz.

4.4-jadval

Jarayonning material balansi

Oqimlar	Miqdor, kg/soat	Reaktorga yuklash uchun, % mass.
Kiritish:		
Xom ashyo – mazut bilan GVGO aralashmasi	250000	100,00
<b>jami:</b>	<b>250000</b>	<b>100,00</b>
Sarf:		
Gaz (S <sub>1</sub> -S <sub>2</sub> )	7475	2,99
Prepan-propilen	13500	5,40
fraksiya	23500	9,40
Butan-butilen	122000	48,80
fraksiya	41125	16,45
Benzin	30400	12,16
Engil gazoyl	12000	4,80
Og'ir gazoyl	250000	100,00
Koks		
Jami:		

Ushbu material balans uchun krekinglash chuqurligi quyidagiga teng:

$$GK=G+B+K= 17,79 + 48,80 + 4,80 = 71,60 \%$$

Bu yerda, G, B, K – mos ravishda xom ashyoga nisbatan gaz, benzin va koksning unumi, % miqdorda.

#### Gazsimon fraksiyalar tarkibi

Gazsimon fraksiyalar tarkibi va ularning xom ashyoga nisbatan komponentlari unumi 4.5- jadval bo'yicha qabul qilinadi.

#### Yog'simon mahsulotlarning xossalari.

Benzin 20 °C haroratdagi zichligi,  $\rho_4^{20} = 0,744 \text{ g/sm}^3$ ;

Molyar massasi  $MB = 103 = 69 + 0,18 \cdot 105^\circ \text{C} + 0,0014 \cdot 105^2$ .

Xarakteristik faktori (K-faktor):

$$K = 1,216 \cdot \frac{\sqrt[3]{378}}{0,748} = 11,73$$

Bu yerda,  $105^\circ \text{C} (378^\circ \text{K})$ - 50% benzinning qaynash harorati, °S (K).

## Gazsimon fraksiyaning tarkibi.

Komponentlar	Xom ashyoga nisbatan unum, % mass.	Fraksiya dagi komponentning massa ulushi	Mi	X <sub>i</sub> /M <sub>i</sub>	Fraksiyaning Molyar massasi
Quruq gaz					
N <sub>2</sub> S	0,19	0,063	34	0,00185	$M_{cp} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{M_i}}$
H <sub>2</sub>	0,12	0,041	2	0,02050	
SN <sub>4</sub>	1,00	0,334	16	0,02087	$M_{cp} = \frac{1}{0,0626}$
= C <sub>2</sub>	0,81	0,271	28	0,00968	
C <sub>2</sub>	0,81	0,291	30	0,00970	M <sub>cp</sub> = 16
Jami	2,99	1,000	-	0,06260	M <sub>cp} = \frac{1}{0,0236}</sub>
Propan-propilen fraksiyasi					
=S <sub>3</sub>	4,5	0,833	42	0,0198	M <sub>cp} = 42,4</sub>
Sz	0,9	0,167	44	0,0038	
Jami	5,4	1,000	-	0,0236	
Butan-butilen fraksiyasi					
= i-C <sub>4</sub>	1,8	0,191	56	0,0034	$M_{cp} = \frac{1}{0,0177}$
C <sub>4</sub>	4,9	0,521	56	0,0093	
Butilсны	2,0	0,213	58 58	0,0037	M <sub>cp} = 56,5</sub>
i-C <sub>4</sub>		0,075		0,0013	
n-C <sub>4</sub>					
Jami	9,4	1,000	---	0,0177	

Benzinning 15° C haroratdagi zichligi – 0,748;

0,748=0,744+0,0042 ( Gurevich I.L. TPNG CH.1. str 39. qaralsin).

Diqqatni vodorod sulfidi chiqishiga ham qaratish kerak vash uni nazarda tutish kerakki, katalitik krekninglashda vodorod sulfidning unumi xom ashyodagi oltingugurt miqdoriga nisbatan ≈38% ni tashkil etadi (0,19/0,5), bu yerda 0,5- xom ashyodagi oltingugurt miqdori.

**Yengil gazoyl.**

20° C haroratdagi zichligi:  $\rho_4^{20} = 0,931$

15° C haroratdagi zichligi:  $\rho_4^{15} = 0,931 + 0,00297 = 0,933$

K-faktor:  $K = 1,216 \cdot \frac{\sqrt{543}}{0,933} = 10,63$

MLG molyar massasi:  $MLG=57+0,24 \cdot 270^{\circ} C + 0,0009 \cdot 270^2=187$ .

Bu yerda,  $270^{\circ} C$  ( $543^{\circ} K$ ) – 50% li engil gazoylning qaynash harorati

### Og'ir gazoyl

$20^{\circ} C$  haroratdagi zichligi:  $\rho_4^{20} = 1,02$

$15^{\circ} C$  haroratdagi zichligi:  $\rho_{15}^{15} = 1,02 + 0,00257 = 1,022$

K-faktor:  $K = 1,216 \cdot \frac{\sqrt[3]{690}}{1,022} = 10,5$

MTG molyar massasi:  $MLG=57+0,24 \cdot 417^{\circ} S + 0,0009 \cdot 417^2=313$

Bu yerda,  $417^{\circ} S$  ( $690^{\circ} K$ ) – 50% li og'ir gazoylning qaynash harorati (I.I. Gurevich TPNG CH.1. str.39; Manual MSCC. Str. VIII-8).

Gazsimon mahsulotlar entalpiyasining issiqlik balansini ularning molyar massalari asosida hisoblaganda katriforming reaktorini hisoblaganda aniqlangan entalpiyaning harorat bilan bog'liqlik holati metan, propan va butan uchun qabul qilingan.

Suyuq mahsulotlar va xom ashyo bug'lari uchun entalpiyalar Voinov B.P. tenglamasi bilan aniqlangan. Mahsulotlarning entalpiyalarini aniqlash tenglamasi EXM ning «PERZONA» dasturida keltirilgan.

### Reaktorning birinchi reaksiyon zonasini hisoblash

Mashg'ulot avvalida aytib o'tilganidek, birinchi hudud hajmi reaktor umumiy reaksiyon hajmining 72,5% ulushiga teng va aytish mumkinki, bu hajmda krekinglashning chuqurligi mumkin bo'lganiga (71,6%) nisbatan 72,5% dan oshadi. Birinchi hududda xom ashyo bug'lari yangi tayyorlangan (regenerirlangan) katalizator bilan to'qnashadi, ikkinchi va uchinchi reaksiyon hududlarda xom ashyoning bug'lari qisman kokslangan katalizator bilan, ya'ni faolligi kamaygan katalizator bilan ta'sirlashadi, Shuning uchun birinchi hududda krekinglash chuqurligini boshqa hududlardagiga nisbatan 30% ko'p deb qabul qilamiz, ya'ni krekinglashning umumiy chuqurligiga nisbatan  $72,5 \times 1,3 = 94,2\%$  ga teng.

Demak, birinchi hududda krekinglash chuqurligi quyidagiga tengdir:  $71,6 \times 0,942 = 67,48\%$ .

Hisoblash uchun 67% deb olamiz. Krekinglashning bunday chuqurligi uchun (67%) reaksiyon aralashmaning o'rtacha harorati benzinning maksimal unumda chiqishi uchun  $520-525^{\circ} C$  dan kam bo'lmasligi kerak.

Keyinchalik ushbu harorat shu hududning issiqlik balansini hisoblash uchun bir xil ushlab turiladi.

#### **4.8. Birinchi hududdan reaksiyon aralashmaning chiqish harorati**

Bu harorat reaktorning birinchi hududi issiqlik balansida o'ratiladi (4.6- jadvalga qarang). Birinchi reaksiyon hududdan 97% sirkulyatsion katalizator o'tadi deb qabul qilinadi, ya'ni:

$$1469000 \times 0,97 = 1425000 \text{ kg/soat.}$$

Bu yerda, 1469000 – sirkulyatsion katalizator massasi, aniqrog'i xom ashyo bug'lari bilan katalizatorning o'mashgan yeridan chiqishidagi massasi, kg/soat; 3%-katalizator yo'qotilishi bo'lib, u reaktorning devorlariga zarrachalari harakati tezligi tufayli urilib cho'kadi.

Kreking reaksiyasi issiqligi UOP firmasi ma'lumotlariga asosan 289 kDj/kg xom ashyo deb olingan.

Birinchi reaksiyon hududga kislotali suvdan olinayotgan (12500 kg/soat) va xom ashyoni disperslashga (2500 kg/soat) sarflanayotgan suv bug'i reaktorning bug'lantirish hududidan yuboriladi.

Birinchi hududga sarflanayotgan suv bug'i sarfini 3 kg/tonna sirkulyatsion katalizatorga nisbatan deb olamiz, yoki:

$$3 \cdot 1469000/1000 = 4407 \text{ kg/soat.}$$

Birinchi hududga sarflanayotgan umumiy suv bug'i quyidagiga teng:

$$12500 + 2500 + 4407 = 19407 \text{ kg/soat.}$$

Reaktorning birinchi hududidan chiquvchi reaksiyon aralashmaning haroratini hisoblashni yaqinlashish metodini ishlatgan holda issiqlik balansida amalga oshiriladi. Buni hisoblash o'ta qiyin va murakkab bo'lgani uchun «Paskal» tilida «PERZONA» dasturi tuzilgan (ilovaga qarang).

Bu dasturda qaytar «repeat» operatori qabul qilingan bo'lib, harorat 775 °C dan boshlab 0,5 °K intervalida va birinchi hududga issiqlik kirishi va chiqishi tenglashganida oxirgi qushimcha until qo'llanilgan (SSE>=EN).

Birinchi hududdan reaksiyon aralashmaning chiqish harorati 791 °K (482 °C) ga teng haroratda bo'lganida jarayon uchun yetarli desa ham bo'ladi, lekin UOP firmasi ma'lumotlariga ko'ra reaktorning uchinchi hududidan chiquvchi ushbu xom ashyo uchun 800 °K (527 °C)

haroratni ko'rsatgan.

4.6- jadval

Reaktordagi birinchi reaksiyon hududning issiqlik balansi.

Oqimlar	Sarflaish, kg/soat	Harorat, °K	Entalpiya, kDj/kg	Issiqlik miqdori, kVt
Birinchi hududga kiritish				
Kirish:				
Xom ashyo bug'i	250000	813 (540 °C)	1580	109113
Suv bug'i	19407	813	540 °C · 2.1	6113
Katalizator	1425000	813	540 °C · 1.68	359100
<b>Jami</b>	<b>1694407</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>474935</b>
Birinchi hududdan chiqarish				
Sarflanish:				
Quruq gaz	0,67 · 7475 = 5008	796 (523 °C)	1587	2208
Propan-prpilen fraksiya	0,67 · 13500 = 9045	796	1196	3005
Butan-butilen fraksiya	0,67 · 23500 = 15745	796	1372	6004
Benzin	0,67	796	1673	37997
Engil gazoyl	122000 = 84740	796	1561	11945
Og'ir gazoyyol	0,67 · 41125 = 27554	796	1506	8523
O'zgarishga uchramagan xom ashyo	0,67 · 30400 = 20368	796(523 °C)	1577	36143
Koks	(i-0,67) · 250000 = 82500			
Suv bug'i	0,67 · 12000 = 8040	796	1,68 · 526 °C	1958
Katalizator	19407	796	2,1 · 526 °C	5909
	1425000	796	1,68 · 526 °C	347130
Reaksiya issiqligi	qR	289 · (250000 - 82500)		13400
		3600		
Yo'qotilgan issiqlik	(een ga nisbatan 0,2% deb qabul qilingan)			950
<b>jami</b>	<b>1694407</b>	<b>796(523 °C)</b>	<b>-</b>	<b>475220(SSE)</b>

4.9.Reaktorning birinchi reaksiyon hududidagi diametri

Reaktorning birinchi hududi uchun diametr o'lchami quyidagi tenglama yordamida topiladi:

$$(1) \quad dR = \sqrt{\frac{S}{0,785}}; \text{ bu yerda,}$$

S-reaktor kesimi, m<sup>2</sup>.

$$S = \frac{V}{W} + SS;$$

bu yerda, SS- katalizator stoyaklari egallagan reaktor kesimi, m<sup>2</sup>;

V- katalizator stoyakidan reaktorga kiritilayotgan katalizator, suv bug'i va xom ashyo bug'lari aralashmasining sarf hajmi, m<sup>3</sup>/soat;

W- aralashmaning psevdooqizdirilgan qavatdan bug'lantirish hududigacha bo'lgan hajmiy tezligi;

W= 0,6 m/s deb qabul qilingan.

Xom ashyo bug'lari, suv bug'i va katalizatorning hajmiy sarfi quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$V = \frac{\left[ \frac{GK}{PK} + \left( \frac{GC}{MC} + \frac{VII}{18} \right) \cdot \frac{22,4 \cdot TE}{273} \cdot \frac{100}{P} \right]}{3600}$$

Bu yerda: GK- sirkulyatsion katalizator sarfi, kg/soat;

PK- katalizator zarrachalari zichligi, kg, RK= 1400 kg/m<sup>3</sup>;

GC- xom ashyo bug'lari sarfi, kg/soat, GC=250000 kg/soat.

MS – xom ashyoning molyar massasi, MS=429;

VP- suv bug'ining sarfi, kg/soat, VP=19407 kg/soat;

TE- reaktorga kiritilayotgan aralashmaning harorati, K, TE=8130K, K=540° C;

R- birinchi hududdagi bosim, kPa, R=300 kPa.

Demak,

$$V = \frac{\left[ \frac{1469000}{1400} + 22,4 \cdot \left( \frac{250000}{429} + \frac{19407}{18} \right) \cdot \frac{TE \cdot 100}{273 \cdot 100} \right]}{3600}$$

$$V=10,55\% \text{ m}^3/\text{s}.$$

Aralashmaning bunday sarflanishi bo'lganida birinchi hudud reaktorida tinch oqishi (erkin) quyidagicha bo'lishi kerak:

$$S = \frac{10,55}{0,6} = 17,58 \text{ m}^2$$

Reaktor oqimining bir qismi maydonchasi tindirgichlar bilan band bo'lib, buning yordamida ajratgich qurilmadan ajratib olingan kokslangan katalizator reaktoring bug'latish hududiga o'tadi.

Tindirgichlarning oqim maydoni quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$SS = \frac{VK}{W},$$

Bu yerda VK- tindirgich orqali o'tuvchi katalizatorning hajmiy

sarfi, m<sup>3</sup>/s;

W- tindirgichda katalizator oqimining harakat tezligi, m/s.

Reaktordan chiquvchi katalizator ajratgichdan 90% ajraladi, deb qabul qilamiz, ya'ni:

$$1425000 \cdot 0,9 = 1282500 \text{ kg/soat ( 4.6.-jadvalga qarang).}$$

W=0,4 m/s (Суханов В.Р. Каталитические процессы в нефтестереботке. 1973. –с.106).

U holda:

$$SS = \frac{1282500}{3600 \cdot 720 \cdot 0,4} = 1,42 \text{ m}^2.$$

$$SS = 1282500 / 3600 \cdot 720 \cdot 0,4 = 1,42 \text{ m}^2.$$

Bu yerda, 720- katalizatorning qabul qilingan sochiluvchan zichligi, kg/m<sup>3</sup>.

UOP firmasi ma'lumotiga ko'ra sochiluvchan zichlik 880 kg/m<sup>3</sup> gacha etishi mumkin.

Demak, reaktoring xaqiqiy kesishgan maydoni quyidagiga teng:

$$SR = S + SS = 17,58 + 1,42 = 19 \text{ m}^2.$$

Reaksiya mahsulotlaridan ajralib chiquvchi ishlatilgan katalizatorning oqib o'tishi uchun ularning reaktordan chiqarilishi uchun (separator) ajratgich qurilmasiga 4 ta tirgak (ustun) qabulqilamiz

U holda tirgak diametri quyidagiga teng:

$$dS = \sqrt{\frac{1,42}{4 \cdot 0,785}} = 0,67 \text{ m}$$

Bu yerda, 1,42 – to'rttala tirgak (tindirgich) kesimi, m<sup>2</sup>;

4 – tindirgichlar miqdori.

1-tenglamaga asosan birinchi reaksiyon hududning reaktorini diametri quyidagiga tengdir:

$$dR = \sqrt{\frac{19}{0,785}} = 4,9 \text{ m}.$$

#### **4.10. Reaktoring birinchi reaksiyon hududining hajmi va balandligi**

Reaktoring reaksiyon hududi xom ashyoni katalizator bilan ta'sirlashuvini 5-8 sekund tengligida ta'minlashi kerak. Birinchi reaksiyon hududning hajmi quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$VZ1 = TR \cdot VC,$$

Bu yerda, VZ1 – birinchi hududning hajmi, m<sup>3</sup>



TR- to'qnashuv vaqti, soniyalar; TR= 5,5 soniya deb qabul qilamiz; VC – birinchi hudud bo'yicha mahsulotlarning o'rtacha hajmiy sarfi,

$$VC = \frac{(VE + V)}{2} m^3 / soniya,$$

bu yerda, VE= birinchi hududdan chiqishda mahsulotlarning hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/soniya:

V- hududgi kiritilishidagi mahsulotlarning hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/soniya;

$$VE = 22,4 \cdot \frac{TX}{273} \cdot \frac{100}{290} \cdot \sum \frac{G_i}{M_i} + \frac{GK}{1400 \cdot 3600},$$

Bu yerda TX – hududdan mahsulotlarning chiqish harorati, K;

TX = 796 K (3-jadvalga qaralsin);

G<sub>i</sub> – kreking mahsulotlari unumi, kg/soat, (3-jadvalga qaralsin);

M<sub>i</sub> – kreking mahsulotlari molyar masasi;

290 – birinchi hududdan aralashmaning chiqish bosimi, kPa;

1400 – katalizator zarrachalari zichligi, kg/m<sup>3</sup>;

GK – hudud orqali katalizatorning sarfi, kg/soat.

$$VE = 22,4 \cdot \frac{796 \cdot 100}{3600 \cdot 273 \cdot 290} \left( \frac{5008}{16} + \frac{9045}{42,4} + \frac{15475}{56,5} + \frac{81740}{103} + \frac{27554}{187} + \frac{20368}{313} + \frac{82500}{429} + \frac{19407}{18} \right) + \frac{1425000}{1400 \cdot 3600} = 19,5 m^3 / c$$

Demak, reaktor birinchi hududining hajmi quyidagiga teng:

$$VZI = 5,5 \cdot \frac{(19,5 + 10,55)}{2} = 82,5 m^3$$

Birinchi hududning balandligi quyidagi tenglamadan topiladi:

$$HZ = \frac{82,5 m^3}{17,58 m^3} = 4,69 m$$

Bu yerda, S- birinchi hududda reaktorning amaldagi kesimi maydoni, m<sup>2</sup>,

S= 17,58 m<sup>2</sup>. (birinchi hududning kesimini hisobiga qarang)

Reaktorning birinchi reaksiion hududining hisoblashlarining yakuniy natijasi:

Sarflanish:

Xom ashyo, kg/soat	- 250000
Sirkulyatsion katalizator, kg/soat	- 142500
Umumiy unumiga nisbatan birinchi hududda olingan benzinning ulushi - 0,67	
Harorat, T O S:	
Kiritilishda	- 540 (813 K);
Chiqishida	- 523 (796 K);
Reaksiya vaqti, soniya (sekund)	- 5,5;
Hududning balandligi, m	- 4,69;
Birinchi hududdagi reaktorning diametri, m	- 4,9;
Bosim, kPa	- 290.

#### 4.11. Reaktorning ikkinchi reaksiyon hududini hisoblash

Yuqorida aytib o'tilganidek, ikkinchi reaksiyon hududning hajmi reaktorning umumiy hajmining 21% iga tengdir, ya'ni, birinchi hududdan  $72,5/21=3,45$  marta kichik. Shuning asosida ikkinchi hududdagi kreking chuqurligini (S) quyidagicha qiymatli deb olamiz:

$$S = 67/3,45 = 19,4\% \text{ mass.}$$

Hisoblash uchun ikkinchi hududdan chiqishidagi krekingning chuqurligini quyidagicha qabul qilamiz:

$$S_2 = 67 + 19,3 = 86,3\%.$$

#### 4.12. Reaktorning ikkinchi hududidan kreking jarayoni mahsulotlarining chiqish harorati

Bu harorat reaktorning ikkinchi reaksiyon hududining issiqlik balansini asosida aniqlanadi. Ikkinchi hududgi kirib keluvchi issiqlik birinchi hududning issiqlik balansidan olinadi, ya'ni birinchi hududdan chiquvchi issiqlikdan olinadi (SSE ning ikkinchi qismini hisoblanishini 4.6.-jadvaldan qarang). Biroq SSE ning bunday issiqlik miqdoridan reaksiyaning  $QR=13440$  kVt issiqligini va 950 kVt yo'qotilayotgan issiqlikni olish kerak, chunki birinchi hududda reaksiya ketgan va issiqlikning yo'qotilishi birinchi reaksiyon hududda sodir bo'lgan. U holda ikkinchi reaksiyon hududga kiritilayotgan issiqlik quyidagini tashkil etadi:

$$SEN = SSE(1) - QR - SP + 475220 + 13400 + 950 = 460830 \text{ kJ/m}$$

(3chi jadvalga karaymiz)

Ikkinchi reaksiyon hududning issiqlik balansini 4.7-jadvalda keltirilgan. Ikkinchi hududdan mahsulotlar chiqishidagi haroratning

hisoblanishi dasturi asosida keltirilgan, hamda ularni mahsulotlar chiqishi bu hududda 0,86 bo'lishi unumga asosan olingan.

4.7-jadval

Reaktorning ikkinchi hududining issiqlik balansi

Oqimlar	Sarflanish, kg/soat	Harorat, K	Entalpiya, kj/kg	Issiqlik miqdori, kVt
2-Hududga kirish				
Kiritish:				
Reaksiyon aralashma	1694407	796 (523 <sup>0</sup> C)	-	460830
Jami	1694407	-	-	460830
2-hududdan chiqish				
Sarflanish:				
Quruq gaz	0,863·7475-6450	791,5 (518,5 <sup>0</sup> C)	1571	2814
Propan-propilenli fraksiya	0,863·13500-11650	791,5 (518,5 <sup>0</sup> C)	1183	3830
Butan-butilenli fraksiya	0,863·23500-20280	791,5	1359	7654
Benzin	0,863·122000-105283	791,5	1659	48535
Yengil gazoyl	0,863·41125-35490	791,5	1548	15257
Og'ir gazoyl	0,863·30400-26235	791,5	1494	10885
O'zgarishga uchramagan xom ashyo	(1-0,863)·250000-34250	791,5	1564	14879
Koks	0,863·12000-10356	791,5	1,68·519 <sup>0</sup> C	2503
Suv bug'i	19407	791,5	2,1·519 <sup>0</sup> C	5864
Katalizator	1425000	791,5	1,68·519 <sup>0</sup> C	344470
Reaksiya issiqligi	$QR = \frac{(0,86 - 0,67) \cdot 289 \cdot 250000}{3600}$			3873
Issiqlikning yo'qotilishi	cen da~0,09% qabul qilingan			400
Jami	1694407	791,5	-	460697 (SSF)

Hisoblash natijalari:

Ikkinchi hududgi kiritishdagi GPS ning harorati

$$T_E = 523^{\circ} \text{C} = 796^{\circ} \text{K}.$$

Ikkinchi hududan chiqishdagi GPS ning harorati

$$T_E = 518,5^{\circ} \text{C} = 791,5^{\circ} \text{K}.$$

Reaktorning ikkinchi reaksiyon hududning issiqlik balansida bu hududdan reaksiyon aralashmaning chiqish harorati 791,50K ni (518<sup>o</sup> C) tashkil etadi.

Ikkinchi hududdan chiqishda reaksiyon aralashmaning hajmiy sarfi:

$$V_2 = \frac{GK}{3600PK} + 22,4 + \frac{TX \cdot 100}{273 \cdot P_2 \cdot 3600} \sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{1425000}{3600 \cdot 1400} + 22,4 \cdot \frac{791,5 \cdot 100}{273 \cdot 280 \cdot 3600} \times \left( \frac{6450}{16} + \frac{11650}{424} + \frac{20280}{565} + \frac{105286}{103} + \frac{35490}{187} + \frac{26235}{313} + \frac{34250}{429} + \frac{19407}{18} \right) = 22,6 \text{ m}^3/\text{c}$$

Bu yerda, RK –katalizator zarrachalarining zichligi, kg/m<sup>3</sup>.;  
RK=1400 kg/ m<sup>3</sup>.;

TX-ikkinchi hududdan chiqish harorati, K: TX= 791,5<sup>o</sup>K;

R2=ikkinchi hudud bosimi, kPa, r2= 280 kPa;

G<sub>i</sub> – i- komponentning reaksiyon aralashmadagi miqdori, kg/soat, (4.7.-jadvalga qarang);

M<sub>i</sub> – I komponentning molyar massasi, kg/mol, (4.5.-jadval va mahsulotlarning xossalari qarang).

Ikkinchi hududdagi reaksiyon komponentlarning o‘rtacha hajmiy sarflanishi:

$$V_C = \frac{V_E + V_2}{2} + \frac{19,5 + 22,6}{2} = 21 \text{ m}^3/\text{c}$$

Bu yerda, V<sub>E</sub>- ikkinchi hududga kiritilishida komponentlarning hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/s;

V<sub>2</sub>- ikkinchi hududdan chiqishdagi komponentlarning hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/s;

V<sub>E</sub>= 19,5 m<sup>3</sup>/s (biirinchi hududning hisobiga qarang).

V<sub>2</sub>- ikkinchi hududdan chiqishda komponentlarning hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/s; V<sub>2</sub>= 22,6 m<sup>3</sup>/s.

Reaksiyon aralashmaning ikkinchi hududda katalizator bilan ta'sirlashish vaqti (NK) ushbu hududda yalpi mahsulotning chiqishini birinchi hududda mahsulot chiqishiga nisbatini hisobga olgan holda qabul qilinadi:

$$HK = \frac{5,5 \cdot (0,863 - 0,670)}{0,67} = 1,6c$$

Bu yerda, 5,5 – reaktorning birinchi hududida reaksiyon aralashmaning ta'sirlashish vaqti, sekund;

0,67; 0,863 – 4,4, 4,6., 4.7-jadvallarda qabul qilinganidek, yalpi mahsulotlarning chiqish ulushi.

Reaktorning ikkinchi hududining o'lchamlarini hisoblash uchun ta'sirlashish vaqti (NK) deb 1,2 sekund (72 millisekund) ni tanlab olamiz, ya'ni, ikkinchi hududda krekning past chukurlikka ega va katalizator/o'zgarishga uchramagan xom ashyoning yuqori nisbatiga ega:

$\left( \frac{1425000}{82500} \approx 17 \right)$ , biroq katalizatorning faolligi birinchi hududga qaraganda pastroqdir, chunki uning tarkibida birinchi hududda olingan koks mavjuddir.

Ta'sirlashish vaqti 1,2 sekund bo'lganida ikkinchi reaksiyon hududning hajmi quyidagiga teng:

$$V_{72} = VC_2 \cdot YR = 21 \cdot 1,2 = 25 \text{ m}^3.$$

VC<sub>2</sub>- ikkinchi hudud orqali o'tuvchi reaksiyon aralashmaning o'rtacha hajmiy sarfi, m<sup>3</sup>/s;

$$VC_2 = 21 \text{ m}^3/\text{s};$$

HK – to'qnashish vaqti, sekund, NK = 1,2 s.

Ikkinchi reaksiyon hudud hajmi – bu kesik konus shaklida bo'lib (VYK) uning hajmi quyidagicha topiladi:

$$VYK_1 = 0,262 \cdot h \cdot (dr^2 + dr \cdot ds + ds^2) \quad (2)$$

Bu yerda, h- kesik konusning balandligi (ikkinchi reaksiyon hududning balandligi), metr;

dr – kesik konusning asosi (birinchi reaksiyon hududdagi reaktorning

diametri), metr  $dr = 4,9$  m;

$ds$ - kesik konusning yuqori asosining diametri (uchinchi reaksiyon hududdagi reaktorning diametri), m.

Biroq, kesik konusning hajmi 2-formula bilan hisoblangan hajmdan yuqori bo'lishi kerak, chunki uning bir qism hajmi 4 ta tindirgich tashkil etadi. Bular orqali esa o'z vaqtida separatsion qurilma bilan reaksiyon aralashmadan ajratib olingan katalizator to'kiladi.

U holda konusdan o'tuvchi tindirgichlarning hajmi quyidagini tashkil etadi:

$$VST = 4 \cdot 1,5 \cdot 0,672 \cdot 0,785 = 2,11 \text{ m}^3.$$

Bu yerda 4 – tindirgichlar soni.

1,5 va 0,67 – tindirgichning balandligi va diametri, m.

Ikkinchi reaksiyon hudud hajmini va to'rtta tindirgichning hajmini hisobga olganda kesik konusning hajmi quyidagiga teng:

$$VYKI = 25 + 2,11 = 27,11 \text{ m}^3.$$

2- tenglama bo'yicha kesik konusning balandligi topiladi (reaktorning ikkinchi reaksiyon hududi):

$$h = \frac{3,82 \cdot VYKI}{(dr^2 + dr \cdot ds + ds^2)}$$

Kesik konusning yuqori asosi uchindi reaksiyon hududga kiritilishida reaksiyon aralashmasining harakat tezligi taxminlanadigan sharoitdan, ya'ni 10 m/s tengligidan aniqlanadi:

$$ds = \sqrt{\frac{V2}{0,75 \cdot W2}} = \sqrt{\frac{22,6}{0,785 \cdot 10}} = 1,7 \text{ m}$$

bu yerda,  $V2$ - ikkinchi hududdan chiqishdagi reaksiyon aralashmaning hajmiy sarfi,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  $V2 = 22,6 \text{ m}^3/\text{s}$ ;

$W2$ - reaktorning uchinchi hududiga reaksiyon aralashmasining kirishining qabul qilingan tezligi,  $\text{m/s}$ ;  $W2 = 10 \text{ m/s}$ ;

U holda kesik konusning balandligi quyidagini (reaktorning ikkinchi reaksiyon hududi balandligi) tashkil etadi:

$$h = \frac{3,82 \cdot 27,71}{(4,9^2 + 4,9 \cdot 1,7 + 1,7^2)} = 2,94 \text{ m}$$

Reaktorning ikkinchi reaksiyon hududining hisoblash natijalari:

Harorat, S:

Hududga kiritilishda 523

Hududdan chiqishda 518,5

Benzinning uning umumiy chiqishiga nisbatan ulushi:

Ikkinchi hududda olingan	0,193
Uning reaktorni birinchi hududidan olinganligini olganda ikkinchi hududdan chiqishida	hisobga 0,863
Reaksiyaning vaqti, sek	1,20
Hudud balandligi, m	2,94
Hududning diametri, m:	
Yuqori qismida	1,74
Quyida qismida	4,90
Ikkinchi reaksiyon hududning hajmi, m <sup>3</sup>	27,11
Bosim, kPa	280.

Reaktorning uchinchi reaksiyon hududini hisoblash

Uchinchi reaksiyon hududda kreking jarayoni oxiriga yetadi va benzinning belgilangan unumiga erishiladi (4.5-jadvalga qarang). Bu hududda umumiy unumiga nisbatan 13,7% mass. benzin (1 – 0,863) hosil bo'ladi (4.7-jadvalga qarang).

#### **4.13. Reaktorning uchinchi hududidan krekinglash jarayoni mahsulotlarining chiqish harorati**

Uchinchi hududning issiqlik balansi asosida uchinchi hududdan chiquvchi mahsulotlarning chiqish harorati aniqlanadi. Uchinchi hududga kirib keluvchi issiqlik miqdori reaksiyaning issiqligidan va uning yo'qotilishidan tashqari ikkinchi reaksiyon hududdan chiqishdagi issiqlik miqdoriga teng. Uchinchi hududda issiqlikning yo'qotirishi yo'q deb olamiz, chunki hududning korpusi katalizatorning cho'ktiriladigan oqimida joylashgandir. U holda uchinchi hududga issiqlikning kiritilishi quyidagiga teng:

$$Q_{\text{in}} = 460967 - 3873 \cdot 400 = 456694 \text{ kVt.}$$

Uchinchi reaksiyon hududning issiqlik balansi 4.8-jadvalda keltirilgan. Bu issiqlik balansi kompyuterning «trizona» dasturidan foydalanilib hisoblangan va uning ma'lumotlari 5-javvalda keltirilgan. Uchinchi reaksiyon hududning issiqlik balansi asosida uchinchi hududdan chiquvchi krekinglash mahsulotlarining harorati reaktordan chiqishda olingan bo'lib, u 516 0 C (7890K) ga teng.

## Reaktorning uchinchi reaksiyon hududining issiqlik balansi

Oqimlar	Sarflanish, kg/soat	Harorat, K	Entalpiya, kJ/kg	Issiqlik miqdori, kVt
5-hududga kirish Kiritish: Reaksiyon aralashma	1694407	791,5 (523 <sup>0</sup> C)	-	456694 (cen)
<b>Jami</b>	<b>1694407</b>	<b>791,5</b>	<b>-</b>	<b>456694 (cen)</b>
7-hududdan chiqish Sarflanish:				
Quruq gaz	7475	789(516 0 C)	1560	3240
Propan-propilenli fraksiya	13500	789	1176	4409
Butan-butilen fraksiya	23500	789	1350	8812
Benzin	122000	789	1650	55947
Yengil gazoyl	41125	789	1539	17585
Og'ir gazoyl	30400	789	1485	12546
Koks	12000	789	1,68·516	2886
Suv bug'i	19407	789	2,1·516	5835
Katalizator	1425000	789	1,68·516	342807
Reaksiya issiqligi	$QR = (1 - 0,863) \cdot 289 \cdot 250000$			
		3600		
Jami	1694404	789	-	456820

Hisoblashning yakuni:

Uchinchi hududga kiritilishdagi harorat

TE=791,5 K = 518 0 C;

Uchinchi hududdan chiqish harorati

TX= 789 K = 516 0 C;

#### 4.14. Reaktorning uchinchi reaksiyon hududidagi ta'sirlashish vaqti

Uchinchi hududdan chiqishda reaksiyon aralashmasining sarfi. Uchinchi hududdan reaksiyon aralashmasining chiqish sarfini hisoblash uchun xudi birinchi va ikkinchi reaksiyon hududiga nisbatan hisoblashlar kabi tenglamalardan foydalaniladi.

Uchinchi reaksiyon hududdan chiqishdagi reaksiyon aralashmasining hajmiy sarflanishi quyidagiga teng:

$$V_3 = \frac{1425000}{3600 \cdot 1400} + 22,4 \frac{789 - 100}{273 \cdot 270 \cdot 3600} \times$$



$$\times \left( \frac{7475}{16} + \frac{13500}{42,4} + \frac{23500}{56,5} + \frac{122000}{103} + \frac{41125}{187} + \frac{30400}{313} + \frac{19407}{18} \right) = 25,3 \text{ m}^3/\text{s}$$

Mahsulotlar chiqishi 4.8-jadval asosida qabul qilangan. Uchinchi reaksiyon hududning bosimini 270 kPa deb qabul qilangan.

Uchinchi reaksiyon hududdagi komponentlarning o'rtacha hajmiy sarfi quyidagini tashkil etadi:

$$VC3 = \frac{22,6 + 25,3}{2} \approx 24 \text{ m}^3/\text{c}$$

Bu yerda, 22,6 – komponentlarning uchinchi reaksiyon hududga kirishidagi va undan chiqishidagi hajmiy sarflanishi, m<sup>3</sup>/soniya.

Reaksiyon aralashmasining katalizator bilan ta'sirlashish vaqtini (NKZ) bu hududda undan ikkinchi reaksiyon hududdan chiqishga nisbatan yalpi mahsulotlarning chiqishini hisobga olganda quyidagiga teng deb olamiz:

$$HK3 = \frac{1,2 \cdot (1 - 0,863)}{0,863 - 0,67} \approx 0,85c \approx 43 \text{ millisekund}$$

Bu yerda, 0,67 va 0,863 – mos ravishda birinchi va ikkinchi reaksiyon hududdan yalpi mahsulotlarning chiqishini umumiy uunung; nisbatan olgandagi ulushi (4.6- va 4.8-jadvallarga qarang);

1,2 – ikkinchi reaksiyon hududdagi ta'sirlashish vaqti, soniya.

Uchinchi reaksiyon hududda katalizator/ta'sirlashmagan xom ashyo nisbatini yuqoriligini hisobga olganda ta'sirlashish vaqtini 0,6 soniya (36 millisekund) deb olamiz. U holda uchinchi reaksiyon hududning hajmi quyidagini tashkil etadi:

$$VZ3 = VC3 \cdot HK3 = 24 \cdot 0,6 = 14,5 \text{ m}^3.$$

Uchinchi reaksiyon hududning diametri hajmi ikkinchi reaksiyon hududni tashkil etadigan kesik konusning yuqori qismining diametriga teng, ya'ni  $d3 = 1,74$  metr. Demak, uchinchi reaksiyon hududning balandligi quyidagini tashkil etadi:

$$h3 = \frac{VZ3}{0,785 \cdot d3^2} = \frac{14,5}{0,785 \cdot 1,74^2} \approx 6 \text{ m}$$

Uchinchi reaksiyon hududni hisoblaning yakuniy natijalari:

Harorat, °C:

Hududga kirishda

518,5 (791,5 K);

Hududdan chiqishida	516,5(789K);
Xom ashyoga nisbatan benzinning chiqishi, %mass.	48,80;
Benzinnig umumiy chiqishiga nisbatan ulushi:	
Uchinchi hududda olingan	0,137;
Reaksiya vaqti, soniya	0,85 (43 millisekund);
Hududning balandligi, m	6,00;
Hududning diametri, m	1,74;
Ikkinchi reaksiyon hududning hajmi, m <sup>3</sup> .	14,50;
Bosim, kPa	270,00

#### 4.15. Reaktorning reaksiyon hududidan chiqishida separatsion (ajratgich) sistemasining tirqishlari soni va o'lchami

To'siqlarsiz o'tuvchanlikni ta'minlash uchun va albatta separatlash samarasini oshirish uchun gazsimon oqimning tezligi  $15 \div 25$  m/s bo'lishi kerak. Separatsion qurilmaning tirqishlaridan gazmahsulotli aralashmaning oqimining tezligini 21 m/s deb qabul qilinadi (WS).

Uchta tirqish bor deb qabul qilinadi. Uchta tirqishning oqim maydoni quyidagicha tashkil etadi:

$$FS = \frac{VS}{WS} = \frac{25,3}{21} = 1,2M^2$$

Tirqishlarning o'lchamini quyidagicha deb olinadi:

Uzunligi 0,940 metr;

Eni 0,430 m.

Bita tirkishning umumiy maydoni quyidagicha tashkil etadi:

$$SO = 0,94 \cdot 0,43 = 0,4 \text{ m}^3.$$

#### 4.16. Reaktorning bug'lantiradigan hududining diametri va balandligi

Birinchi reaksiyon hududdan pastroqda bug'lantiradigan hudud joylashgan. Bug'lantiradigan hududning balandligi shunday bo'lishi kerakki, bunda:

- avariya holatlarda regeneratordan reaktorga havoning kirishini oldini oladigan gidravlik zatvori bo'lishi;

- regeneratordan avval tindirgichga ishlatilgan katalizatorning oqib tushish harakatini tezligini ta'minlovchi;

- koklangan katalizatorning zarrachalari g'ovaklaridan bug'ga aylangan uglevodorodlarning o'tuvchanligini ta'minlay oladigan bo'lishi kerak.

Gidravlik zatvor bosimning 40 kPa tengligida tushirilishini ta'xminlaydigan bo'lishi kerak. Bosimning tushib ketishini ( $\Delta R$ ) quyidagi tenglama bilan topiladi:

$$\Delta R = N \cdot RS. \quad (1)$$

Bu yerda,  $N$  – bug'latish hududining balandligi, m;

$RS$  – katalizator oqimining zichligi,  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

$$PC = \frac{1469000 + 3 \cdot 1469}{1469000 + 3 \cdot 1469} = 369 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Bu yerda, 1469000 – sirkulyatsion katalizatorning sarfi,  $\text{kg}/\text{soat}$ ;

1469 - sirkulyatsion katalizatorning sarfi, tonna/soat;

3 – suv bug'ining bug'latish uchun sarfi,  $\text{kg}/\text{tonna}$ .

1,497 – suv bug'ining zichligi,  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

Katalizator g'ovaklaridan uglevodorodlarning bug'latilishiga suv bug'ining sarfi quyidagiga teng:

$$VSM = \frac{3 \cdot 1469000}{1000} = 4407 \frac{\text{kg}}{\text{y}}$$

Uglevodorodlarni bug'lantirish uchun kiritilayotgan suv bug'ining zichligi:

$$PO = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273}{273 + 240} \cdot \frac{350}{100} = 1,497 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Bu yerda, 240 – bug'lantirish uchun kiritilayotgan suv bug'ining harorati,  $^{\circ}\text{C}$ ;

350 – suv buug'ini berishda bug'lantirish seksiyasining pastki qismidagi (stripping) bosimi, kPa.

(1) tenglama asosida bug'lantirish hududining balandligi quyidagiga teng bo'ladi:

$$H = \frac{\Delta P}{PC} = \frac{40000 \text{ Pa}}{369 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = \frac{40000 \frac{\text{H}}{\text{m}^2}}{9,81 \cdot 369 \frac{\text{H}}{\text{m}^2}} = 11,1 \text{ m}$$

Katalizator g'ovaklari oqimida suv bug'ining bir maromda tarqalishi uchun tarelkalari orasidagi masofasi 1,5 m bo'lgan holda tirqishlari o'lchami 30x30 dan 50x50 mm gacha bo'lgan ikkita to'rsimon tarelkalarni o'rnatiladi, strippingga (eng pastki qavatga) suv bug'ini berish matochnik orqali amalga oshiriladi.<sup>o</sup>

#### 4.17. Reaktor bug‘lantirish hududining diametri

Reaktor bug‘lantirish hududining diametri 102000 kg/soat tengligidagi katalizatorni oqimini bug‘latish seksiyasida 1 m<sup>2</sup> ga oqishini tezligini ta‘minlashi kerak, bu esa uglevodoodlarni bug‘lantirishni yuqori darajada bo‘lishini va suv bug‘ining kam sarflanishini talab etishi kerak bo‘ladi (Бондаренко Б.И. Установка каталитического крекинга. -1958 г., стр 152 ga qarang). Natijada bug‘latish seksiyasidagi oqim quyidagiga teng bo‘ladi:

$$S = \sqrt{\frac{1469000 \frac{\text{kg}^2}{\text{ч}} \cdot \text{м}^2}{102000 \frac{\text{kg}^2}{\text{ч}}}} = 14,4 \text{ м}^2$$

Bundan bug‘lantirish seksiyasining diamterini topamiz:

$$d = \sqrt{\frac{14,4}{0,785}} = 4,3 \text{ м}$$

#### 4.18. Reaktorning summar issiqlik balansi (RSB)

(RSB) – reaktorning bug‘lantiradigan hududining ishlashini hisobga oladigan holda reaktorning uchinchi reaksiyon hududidan reaksiyon aralashmasining chiqish haroratini tekshirish maqsadida tuziladi.

Suv bug‘i bilan katalizator g‘ovaklaridan uglevodoodlarni bug‘lantirishda issiqlik chiqadi (adsorbsiyalanish issiqligi). Suv bug‘ining adsorbsiyalanish issiqligini suv bug‘ga nisbatan 3654 kJ/kg deb olish qabul qilingan.

Suv bug‘ining bir qismi katalizator g‘ovaklarida adsorbsiyalanadi va ular bilan biga regeneratorga chiqariladi. Katalizatorada adsorbsiyalangan suv bug‘ining miqdorini katalizatorning massasiga nisbatan 0,25% deb olamiz, ya‘ni 1469000 kg/soat • 0,0025 = 3673 kg/soat.

## 5. RIFORMING REKTORINI HISOBLASHNING BESHTA ASOSIY ELEMENTLARI

Benzinni katalitik riforminglash qurilmasi reaktorlarini hisoblash uchun dastlabki ma‘lumotlarni tayyorlash.

Benzin fraksiyalarini Pt-katalizatorlarida katalitik riforminglashni birinchi sanoat qurilmasini 60 yil avval ishga tushirilgan (1948 yil, AQSH. UOP-firmasining platforming qurilmasi).

Bu qurilmalar neftni qayta ishlash sanoatida katta ahamiyatga ega

bo'ldi, chunki uning yordamida neftdan yuqori sifatli benzin, dizel va reaktiv yoqilg'ilarini kam sarflar bilan olish imkoni paydo bo'lgan edi.

Katalitik riforming qurilmasi AT qurilmasi va yoqilg'ilarni tozalash qurilmasi bilan birga neftni qayta ishlash zavodlarining ajralmas arkibiy qismlari bo'lib qoldi.

Shuni aytib o'tish joizki, katalitik riforming qurilmalari katalitik kreking va gidrokreking jarayonlari rivojlanishini sekinlashtirgan edi. Bunday neftni qayta ishlash zavodlari (AT+gidrotozalash+katalitik riforming) neftni qayta ishlash chuqurligi kichik edi, lekin bu o'sha vaqtlar uchun iqtisodiy qulay edi, chunki butun mamlakatlarda neftni qazib olish surati oshishi va elektroenergiya ishlab chiqarishi oshgani uchun toshko'mirga ehtiyoj kamayib o'choqlar yoqilg'isi ulushi oshgan edi.

Masalan sobiq ittifoqda 50-60 yillar oxirida neftni qazib olish 100 mlndan 640 mln (t/yil) ga oshdi. Muhandislar amaliyotida yangi reaktorlarni hisoblashni bilish va uni ishlab chiqarishdagi muammolarni hal qilishni va ayniqsa agar siz rahbar bo'lsangiz – juda ham zarurdir.

Hisoblab olingan natijalar orqali reaktor ishini tahlil qilish va xulosalar qilish mumkin bo'lib, reaktorning ishini yaxshilash metodlarini topishga imkon yaratiladi.

### 5.1. Asosiy reaksiyalar

Katalitik riforming jarayonida platina-reniy katalizatorlar ishtirokida deyarli 100 xil turli reaksiyalar ketadi. Hisoblash uchun reaksiyaning to'rt turidan foydalaniladi:

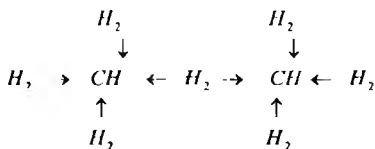
- Naftenlarni aromatik uglevodorodlarga aylanishi;
- parafin uglevodorodlarini naftenlarga aylanishi;
- naftenlar gidrokrekini;
- parafinlar igdrokrekini.

Boshqa ketuvchi reaksiyalari katalizatorning faolligiga kam ta'sir etgani uchun ularni hisobga olinmaydi. SHuni aytish kerakki, asosiy ketuvchi reaksiyalar ayni haroratlarda katalizator va vodorod ishtirokida ketib, bu (ikala komponentlar) reaksiyon muxitga vodorodni berilishi katalizator faolligini saqlash maqsadida amalga oshiriladi.

Xom ashyo – vodorod aralashmasining molyar nisbati ( $N/SN$ ) ( $H/CH$ ) bu reaksiyalar uchun 4 (4-7) bo'lib, reaksiyon aralashmada vodorodni parsial bosimi to'yinmagan uglevodorodlarni hosil

bo'lishini oldini olish maqsadida 50% dan oshmaydi.

Bunga esa VSG ni sirkulyatsiyasi bilan erishiladi. Chunki uning natijasida har bir uglevodorod molekulasini 4 va undan ortiq  $N_2$  - molekulasini bilan qurshalgan bo'ladi.



Bizning hisobimiz uchun  $(H/CH)$  nisbat = 5,5 ga teng.  $H/CH = 5.5$

Xom ashyoning nisbiy zichligi  $P_4^{20} = 0,736$  (MNPZ) da deb olinadi, uning mol massasi,  $M = 112$  kg/kmol. 1 kmol xom ashyoga 100%  $N_2$  sarfi:  $5,5 \cdot 22,4 = 123_{HM} H_2$

1 kmol xom ashyo hajmi:  $\frac{M_c}{P_4^{20}} = \frac{112 \text{ kg}}{736 \frac{\text{kg}}{M^3}} = 0,152 M^3$ , ga teng.

Bu yerda,  $M_c$  - xom ashyoning molyar massasi.

1  $m^3$  xom ashyo uchun 100%  $N_2$  sarfi:

$$\frac{123_{HM} H_2}{0,152 M^3 \text{ xom. ashyo}} = 810,5_{HM} H_2 / M^3 \text{ xom. ashyo} \text{ ga teng.}$$

Hajmiy ulushi 80% ga teng  $H_2$  tarkibli VSG deb, sirkulyatsion VSG sarfi topiladi:  $\frac{810,5}{0,8} = 1013_{HM} H_2 / M^3 \text{ xom. ashyo}$

Reaktor hisobi uchun VSG sarfini quyidagicha deb olamiz:

$$n = 1000_{HM} VSG / M^3 \text{ xom. ashyo}$$

## 5.2. Asosiy reaksiyalarning tezlik konstantalari

Arrenius tenglamasi yordamida grafiklarni algebraik tenglamaga aylantiramiz:  $K = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$  (1)

aylantiramiz:  $K = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$  (1)

Bu yerda,  $E$  - aktivlanish energiyasi, kDj/kmol;

$R$  — universal gaz doimiysi,  $R = 8,31 \text{ kDj} / \text{kmol} \cdot K$ ;

$T$  - harorat, grad. K;

K – reaksiyaning tezlik konstantasi.

Qo‘llanilayotgan jadvalga qarab:

$$K = \frac{\text{kmol}}{\text{soat} \cdot \text{Pa} \cdot \text{kg} \cdot \text{katalizator}} \text{ yoki } K = \frac{\text{kmol}}{\text{soat} \cdot \text{kPa}^2 \cdot \text{kg} \cdot \text{katalizator}}$$

$K_0$  — reaksiya tezlik konstantasi o‘lchamini bildiruvchi koeffitsient, (K).

(1) tenglamada ikkita noma‘lum  $K_0$  va  $E$  o‘zgaruvchi bor. Ularni topish uchun ikkita tenglama tuziladi va ularga harakat va reaksiya tezlik konstantalarini grafik asosida topib, qiymatlari qo‘yiladi.

Tenglamalar amaliy mashg‘ulotlarda tuziladi, ularni uyda echib kelinadi.

### 5.3. Naftenlarni degidriqlash – naften uglevodorodlarini aromatik uglevodorodlarga aylantirishning reaksiya tezligi konstantasini aniqlashning tenglamasini tuzish.

Quyidagilarni topib olamiz:

Harorat, K	Konstanta. tezligi $\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kPa} \cdot \text{kg} \cdot \text{katalizat}}$
803 (530 <sup>o</sup> C)	314,5 · 10 <sup>-6</sup>
793 (520 <sup>o</sup> C)	290,5 · 10 <sup>-6</sup>

U holda;

$$\begin{cases} 314,5 \cdot 10^{-6} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{8,31 \cdot 803}\right) \\ 290,5 \cdot 10^{-6} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{8,31 \cdot 793}\right) \end{cases}$$

Yoki,

$$\begin{cases} 314,5 \cdot 10^{-6} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6673}\right) \\ 290,5 \cdot 10^{-6} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6590}\right) \end{cases}$$

Bundan  $K_0$  qiymati quyidagicha topiladi:

$$K_0 = \frac{314,5 \cdot 10^{-6}}{\exp\left(-\frac{E}{6673}\right)}$$

Ikkinchi tenglamaga  $K_0$  qiymati qo'yiladi:

$$290,5 \cdot 10^{-6} = \frac{314,5 \cdot 10^{-6} \cdot \exp\left(-\frac{E}{6590}\right)}{\exp\left(-\frac{E}{6673}\right)}$$

Tenglamani logarifmlaymiz:

$$\ln 290,5 - \ln 314,5 = \frac{E}{6673} - \frac{E}{6590}$$

$$6673 \cdot 6590 \cdot (5,75) = 6590 \cdot E - 6673 \cdot E = -83E$$

$$3,517915 = 83E$$

$$E = 42384 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\text{va } E/R = \frac{42384}{8,31} = 5100$$

$K_0$ - qiymatini topish uchun  $E$  qiymatini birinchi tenglamaga

$$\text{qo'yamiz: } 314,5 \cdot 10^{-6} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{42384,5}{6673}\right) = K_0 \cdot \exp(-6,35)$$

$$K_0 = \frac{314,5 \cdot 10^{-6}}{\exp(-6,35)} = \frac{314,5 \cdot 10^{-6}}{0,001747} = 180048 \cdot 10^{-6} = 180 \cdot 10^{-3}$$

Shunday qilib, naftenlarni aromatik birikmalargacha o'zgartirishning reaksiyasi tezlik konstantasini aniqlaymiz:



$$KI = 180048 \cdot 10^{-6} \cdot \exp\left(-\frac{5100}{T}\right) \text{ kmol/s} \cdot \text{kPa} \cdot \text{kg} \cdot \text{kat}$$

Tenglamani tekshiramiz: K1-ga teng bo'lganida harorat 793 K ga teng bo'lsin

$$KI = 180 \cdot 10^{-3} \cdot \exp\left(-\frac{5100}{793}\right) = 180 \cdot 10^{-3} \cdot \exp(-6,43) = 180 \cdot 10^{-3} \cdot 0,001612 =$$

$$= 0,2902 \cdot 10^{-3} = 290 \cdot 10^{-6}$$

Ekanligini hisoblab topildi.

3.13-ramdagi grafikdan  $KI = 290,5 \cdot 10^{-6}$ , ga teng qiymatli ekanligi ma'lum bo'lgani uchun tenglamani K1 qiymatini hisoblab topish uchun qo'llasa bo'ladi.

#### 5.4. Parafin uglevodorodlarini naftenlarga (o'zgartirish) aylantirishni reaksiya tezligi konstantasini aniqlash tenglamasini keltirib chiqarish

Kuznetsova A.A. kitobidan (254-betdagi 3.14-rasm hamda 260-bet):

Harorat, K	Konstanta...reaksiya tezligi... $\text{kmol/s} \cdot \text{kPa}^2 \cdot \text{kg} \cdot \text{katalizator}$
803(530°C)	$2,398 \cdot 10^{-9}$
793(520°C)	$2,2 \cdot 10^{-9}$

Tenglamalar sistemasini tuziladi:

$$\begin{cases} 2,2 \cdot 10^{-9} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{8,31 \cdot 793}\right) = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6590}\right) \\ 2,398 \cdot 10^{-9} = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{8,31 \cdot 803}\right) = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6673}\right) \end{cases}$$

Bundan  $K_0$  qiymati:

$$K_0 = \frac{2,2 \cdot 10^{-9}}{\exp\left(-\frac{E}{6590}\right)}$$

$K_0$ -qiymatini ikkinchi tenglamaga qo'yamiz:

$$2,398 \cdot 10^{-9} = \frac{2,2 \cdot 10^{-9}}{\exp\left(-\frac{E}{6590}\right)} \cdot \exp\left(-\frac{E}{6673}\right)$$

Logarifmlaymiz:  $\ln 2,398 = \ln 2,2 + \frac{E}{6590} - \frac{E}{6673}$

Shundan so'ng, ularning yig'indisini topamiz:

$$6590 \cdot 6673 \cdot (\ln 2,398 - \ln 2,2) = 6673E - 6590E$$

$$43973936 \cdot (0,8746 - 0,7884) = 83E$$

$$E = 4790553 / 83 = 45669 \text{ kDj/kmol}$$

Shuningdek,  $\frac{E}{R} = \frac{45669}{8,31} = 5496$

U holda:  $K_0 = \frac{2,2 \cdot 10^{-9}}{\exp\left(-\frac{45669}{6590}\right)} = \frac{2,2 \cdot 10^{-9}}{\exp(-6,93)} = \frac{2,2 \cdot 10^{-9}}{0,000978} = 2,25 \cdot 10^{-6}$

Parafin uglevodorodlarini naften uglevodoodlariga o'zgarish reaksiyalarining tezlik konstantasini hisobla uchun oxirgi tenglamani hosil qilib,  $K_2$  topiladi:

$$K_2 = 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot \exp\left(-\frac{45669}{RT}\right) =$$

$$= 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot \exp\left(-\frac{5496}{T}\right) \text{ kmol/s} \cdot \text{kPa}^2 \cdot \text{kg} \cdot \text{kat}$$

$K_2$  qiymatini  $T = 803^0 \text{ K}$  harorat uchun tekshiramiz:

$$K_2 = 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot \exp\left(-\frac{5496}{803}\right) = 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot \exp(-6,844) =$$

$$= 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot 0,001065 = 2,398 \cdot 10^{-9} \text{ kmol/s} \cdot \text{kPa}^2 \cdot \text{kg} \cdot \text{kat}$$

$K_2 = 2,398 \cdot 10^{-9}$ , qiymatining hosil bo'lishi tenglamaning to'g'ri ekanligini ko'rsatadi.

Ikki xil harorat uchun Kuznetsov A.A va boshq. («Raschet protsessov i apparatov neftepererabaty va yushey promyshlennosti» 1974 y. kitobining 257 bet 3.15-rasm, 261 va 276 betlar) kitobidan konstantalarni topamiz va ikki noaniqlik uchun tenglamalar sistemasini

tuzamiz:

Harorat, K	Gidrokreking. reaksiya tezligi. konstanta $\text{kmol}/\text{s} \cdot \text{kg} \cdot \text{katalizator}$
793(520°C)	0,0714
803(530°C)	0,1000

Tenglamalar sistemasini tuzamiz:

$$\begin{cases} 0,0714 = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) = K_0 \cdot \exp\left(\frac{E}{8,31 \cdot 793}\right) = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6590}\right) \\ 0,1 = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{8,31 \cdot 803}\right) = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6673}\right) \end{cases}$$

Bu yerdan  $K_0$  qiymatini topamiz:  $K_0 = \frac{0,1}{\exp\left(-\frac{E}{6673}\right)}$

$K_0$  – qiymatini ikkinchi tenglamaga qo‘yamiz:

$$0,0714 = \frac{0,1 \cdot \exp\left(-\frac{E}{6590}\right)}{\exp\left(-\frac{E}{6673}\right)}$$

Logarifmlaymiz:

$$\ln 0,0714 = \ln 0,1 + \frac{E}{6673} - \frac{E}{6590}$$

Shundan so‘ng:

$$6673 \cdot 6590 \cdot (\ln 0,0714 - \ln 0,1) = 6590E - 6673E$$

$$43973936 \cdot (-2,639 + 2,302) = -83E$$

$$E = 178544 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\frac{E}{R} = \frac{178544}{8,3} = 21485$$

U holda

$$K_0 = \frac{0,1}{\exp\left(-\frac{178544}{6673}\right)} = \frac{0,1}{\exp(-26,75)} = \frac{0,1}{2,41 \cdot 10^{-12}} = 4,17 \cdot 10^{10} \text{ kmol}/\text{s} \cdot \text{kg} \cdot \text{kat}$$

naftenlar va parafinlarni gidrokrekinglash reaksiyasining tezlik konstantasini hisoblash tenglamasi quyidagicha bo'ldi:

$$K_3 = 4,17 \cdot 10^{10} \cdot \exp\left(-\frac{21485}{T}\right) \text{ kmol}/\text{s} \cdot \text{kg} \cdot \text{katalizator}$$

$T = 803 \text{ K}$  haroratda KZ tekshiriladi:

$$K_3 = 4,17 \cdot 10^{10} \cdot \exp\left(-\frac{21485}{803}\right) = 4,17 \cdot 10^{10} \cdot \exp(-26,75) = 4,17 \cdot 10^{10} \cdot 2,41 \cdot 10^{-12} = 0,1$$

Buni 3.15-rasmdan ham aniqlangan edi.

### 5.5. Katriforming qurilmasi uchun xom ashyo

Xom ashyoning fizik-kimyoviy xossasi Muborak neftni qayta ishlash zavodi ma'lumotlari asosida olamiz (5.2-jadvalga qarang):

Xom ashyo zichligi -  $P_4^{20} = 0,736$

Uglevodorodlar miqdoriy tarkibi, % mass.

Aromatik uglevodorodlar - 8,7

naften uglevodorodlar - 31,0

parafin uglevodorodlar - 60,3

5.1- jadval

Xom ashyoning fraksiyaviy tarkibi.

Xaydalish harorati,  $K (^{\circ}S)$

И.К	10%	50%	90%	К.К
357(84)	372(96)	392(119)	428(155)	450(177)

Ushbu metodikaga asosan xom ashyo uch xil uglevodorod bilan shartli keltiriladi (P,N,A). bu uglevodorodlarni o'rtacha uglerod sonini hisobga olgan holda uglevodorodlarning kimyoviy tuzilishi va xom ashyoning kimyoviy tarkibi bilan molyar massasi asosida aniqlanadi. Uglevodorodning kimyoviy formulasi aniqlanishga asos bo'lgan uglerod sonini hisoblashda kubsimon tenglamalar hosil bo'ldi. Biz uglerod sonini hisoblashni EXM dasturining Paskal tilini taklif etamiz.

MNQIZ ning katriforming qurilmasining xom ashyo va mahsulotlarining sifati ko'rsatkichlari.

Ko'rsatkichlar	Oddiy usulda xaydalgan benzin, 62-180° C	Qarorli gidrogenizat	Qarorli katalizat
Zichlik, $\rho_4^{20}$	0,736 - 0,742	0,739 - 0,744	0,775 - 0,789
Fraksiyaviy tarkiblarning boshlang'ich qaynash harorati, °S:			
10%	79-86	80 - 89	40- 47
50%	93- 100	96 - 101	62 - 74
90%	115 - 122	113 - 124	113 - 121
90%	152 - 162	131 - 160	165 - 169
Oxirgi qaynash harorati:			
Unum, % hajmiy:	173 - 180	174 - 180	200 - 210
	98	98	98
Kimyoviy tarkibi, % mass.			
Aromatik uglevodorolar:	7,4 - 9,2	7,8 - 10,1	60,4 - 66,0
Naftenlar:	33,6 - 38,2	25,4 - 37,0	2,9 - 6,0
Parfinlar:	51,3 - 58,7	55 - 66,5	25,4 - 33,5
To'yinmagan uglevodorodlar:	0,2 - 0,25	0,06 - 0,1	1,6 - 2,6
Oltinugurt miqdori, rnm-	220 - 380	0,1 - 0,33	-
Suv miqdori, rnm-	11 - 65	9,3 - 22	-
Xlarning miqdori, rnm.			
Umumiy -	40 - 90	3,2 - 5,3	6,3 - 7,2
Noorganik birikmali-			
Organik birikmali	28 - 79	0,4 - 0,9	0,5 - 1,6
	12 - 30	2,9 - 4,6	5,4 - 6,3
Oktan soni			
MOCH	-	-	85,5 - 88,4
IOCH	-	-	95,4 - 98,7

Ma'lumki, katalitik riforming qurilmasi xom ashyosida uglerod soni  $S_6 - S_{11}$  bo'lgan uglevodorodlar ishtirok etishi mumkin. Bu esa siklik jarayonni Until shartida tamomlashni qo'llash bilan Repeat qaytar operatoridan foydalanish bilan tashkil etishga imkon beradi. Siklni

tamomlash sharti shunda aniq bo'ladiki, bunda aniq uglerod sonida, masalan, 0,01 bo'lganida hisoblanayotgan molyar massa qymati xom ashyo molyar massasi qiymatiga teng yoki katta bo'ladi:

[Mm hisoblangan  $\geq$  Mm xom ashyo] Bu dastur Paskal tilida (Cnombr) ilovasida keltirilgan dasturga yuqoridagi qiymatlar kiritilib, quyidagi hisoblash natijalari olinadi:

Xom ashyoning molyar massasi: MS = 111,8 kg/kmol;

Xom ashyodagi aromatikaning molyar massasi: MA = 105,4 kg/kmol;

Xom ashyodagi naftenlarning molyar massasi: MN = 111,4 kg/kmol;

Xom ashyodagi parafinlarning molyar massasi: MR = 113,4 kg/kmol;

Xom ashyoning uglerod soni: S = 7,96.

Xom ashyo komponentlarining molyar ulushini hisoblaymiz.

### 5.3 —jadval

Xom ashyo komponentlarining molyar ulushi

Komponentlar	Molyar massa, Mi	Xom ashyo tarkibi		Komponent miqdori, kmol/soat, Ni
		Massaviy ulush $Y_i$	Mol ulushi $Y_M = Y_i \frac{MC}{M}$	
Aromatik uglevodorolar:	105,4	0,087	0,092	NA= 98,7
Naftenlar:	111,4	0,310	0,311	NN=333,3
Parfinlar:	113,4	0,603	0,597	NP= 640,6
jami	-	1,000	1,000	1073

Qurilmaning ishlab chiqaruvchanligini – 120 t/sota (GC) yoki

$$\frac{120000}{736} = 165 \frac{M^3}{s(VC)}, \text{ deb olamiz.}$$

Bu degani, 7 mln. tonna neftni/yiliga qayta ishlaganda  $\approx$  1 mln. tonna/yil mahsulot hosil bo'ladi deganidir.

Bu  $\sim$ 1 mla. t/yil 'QAYTA ishlanganda 7 mln. t neft/yil. Xom ashyoning miqdori, kmol/soat (3.2-jadvalga qarang):

$$NC = \frac{120000 \frac{kg}{s}}{111,8 \frac{kg}{kmol}} = 1073 \frac{kmol}{s}$$

VSG – sarfi:

$$VH = \frac{G_c \cdot n}{P_c} = \frac{120000 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 1000 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ xom. ashyo}}}{736 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 163000 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$MG = \frac{163000 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{22,4 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}}} = 7276 \frac{\text{kmol}}{\text{s}}$$

Yoki:

$G_c, n, \rho_s$  – avval keltirilgan.

Sirkulyatsion VSG tarkibi MNQIZ ma'lumotlari bo'yicha qabul qilinadi.

VSG komponentlari miqdorining hisobi 5.4-jadvalda keltirilgan:

5.4-jadval

VSG komponentlari tarkibi va miqdori.

Komponentlar	Molyar massa, Mi	VSG tarkibidagi komponent miqdori, mol ulushida, yi	M <sub>i</sub> , yi	Komponent miqdori, NK <sub>i</sub> = MG · yi
H <sub>2</sub>	2	0,800	1,6	NH = 5820,9
CH <sub>4</sub>	16	0,070	1,12	C1 = 509,4
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0,060	1,80	C2 = 436,8
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0,045	1,98	C3 = 327,5
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0,019	1,102	C4 = 137,6
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	0,006	0,432	C5 = 43,8
Сумма	-	1,000	7,03 MB ≈ 7kg / kmol	7276 kmol / s

Sirkulyatsion gazdagi parafin uglevodorodlari tarkibi va miqdori:

$$NPC = 7276 - 5820,9(H_2) = 1456 \text{ kmol/s}$$

Aromatik uglevodorodlar unumi xom ashyo aralashmasini komponentlarning parsial bosimlariga bog'liq. MNQIZ ma'lumotlariga ko'ra, gaz xom ashyosi aralashmasining umumiy chiqish bosimi q'iyidagicha deb olamiz:

Birinchi reaktorga – 1800 kPa; ( $\pi$ )

Ikkinchi reaktordan – 1700 kPa;

Uchinchi reaktorga – 1600 kPa.

Birinchi reaktorga gaz xom ashyo aralashmasining (GSS) komponentlarini parsial bosimini hisoblari 5.5 –jadvalda keltirilgan.

### 5.5- jadval

Birinchi reaktorga kiruvchi gaz-xom ashyo aralashmasi (GSS) komponentlarining parsial bosimi:

Komponent	Modda miqdori, kmol/soat,	Komponent tarkibi,	Parsial bosim, kPa,
Aromatik uglevodorodlar:(NA)	98,7	0,0118	21,24
Naften uglevodorodlari: (NN)	333,7	0,0400	72,00
Xom ashyo parafinlari: (NP)	640,6	0,0767	138,06
N <sub>2</sub> (RN2)	5820,9	0,6971	1254,78
VSG parafinlari (NPC)	1456,0	0,1744	(69,7%) 313,92
Jami	8350	1,000	1800 kPa

Xom ashyodagi vodorod/uglevodorod (N/SN) molyar nisbati quyidagiga

$$5,42 = \frac{5820,9 \text{ kmol/s}}{1073 \text{ kmol/s}}$$

teng:

bo'lib, jarayon uchun yetarli hisoblash mumkin.

Shu nisbatda katriforming qurilmasi katalizatorni regeneratsiyalmasdan deyarli 2 yildan ko'p ishlaydi. Avval esa N/SN nisbat =5,5 hisoblangan bo'lib, bu mantiqqa to'g'ri kelgan edi.

Reaktorlardagi xom ashyoni uzatishning o'rtacha tezligini  $W = 1,112^{-1}$  deb qabul qilamiz (MNQIZ ga asosan).

U holda uchchala reaktordagi katalizator hajmi quyidagiga teng:

$$WK = \frac{VC}{W} = \frac{165 \text{ M}^3/\text{s}}{1,112^{-1}} = 146 \text{ M}^3$$



bu yerda  $V_C$  - xom ashyoning hajmiy sarfi, avval aniqlangan,  $m^3/q$ .

Uchta reaktorlardagi katalizatorning massasi:

$$MK = 146 m^3 \cdot 660 kg/m^3 = 96360 kg.$$

Bu yerda,  $660 kg/m^3$  - katalizatorning sochiluvchan zichligi.

MNQIZ ma'lumotiga asosan reaktorlararo katalizatorning taqsimlanib berilishini nisbatini 1:2,9:7,3 deb olamiz.

U holda har bir reaktordagi katalizator miqdori 5.6-jadvalda keltirilgan qiymatlarga ega bo'ladi.

5.6- jadval

Reaktorlar bo'yicha katalizatorlarning taqsimlanishi

Reaktor raqami	Katalizator miqdori	
	Uning hajmi, $m^3$ , VKi.	Massasi, kg, GKi
1	1300 (VK1)	8610 (GK1)
2	38,00 (VK2)	24950 (GK2)
3	95 (VK3)	62800 (GK3)
Jami	146	96360

### 5.6. Jadval ma'lumotlariga asosan uglevodorodlar entalpiyalarini hisoblash uchun tenglamalarni tuzish

Issiqlik balansni hisoblash uchun gaz xom ashyo aralashamasini va gaz- mahsulot komponentlarining entalpiyalarini bilish kerak.

Komponentlar entalpiyalarining turli haroratlardagi qiymatini jadval shaklida keltirilgan bo'lib, uni EHM dasturlari tuzib hisoblashlarda foydalanishda qiyinlashtiradi.

Gazlar entalpiyalari harorat va bosimga bog'liq bo'lib, umumiy holda quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$q = A + B \cdot T + C \cdot T^2 kDj / kg \quad (2),$$

Bu yerda, A, B, C - koeffitsientlar;

q - entalpiya, kDj/kg; T — harorat,  $^{\circ}K$ .

Bosimga to'g'ri kiritishni hisobga olmasa ham bo'ladi, chunki, bu o'zgarish hech qanday amaliy ahamiyatga ega emas, negaki, uni qo'llanilsa issiqlik farqi reaktorga kirish va chiqish vaqtidagi yo'qotilgan issiqlikdan bir muncha kichikdir.

(2) tenglamadagi A, B, C - koeffitsientlarni ma'lum uglevodorodlar va vodorod uchun agar ayni komponentning uch xil haroratdagi

entalpiyasi ma'lum bo'lsagina aniqlash mumkin.

Entalpiyaning bu qiymatlarini Kuznetsov A.A. kitobidan olish mumkin.

Misol uchun, etanning entalpiyasini aniqlash tenglamasini tuzamiz. Boshqa komponentlar uchun tenglama tuzish uy vazifasi qilib beriladi.

Jadvallar asosida etanning uch xil harorat uchun entalpiyasi aniqlanadi:  $q_{C^2}^{530} = 1434 \text{ kDj/kg}$  ( $530^\circ\text{C}, 803\text{K}$ )

$$q_{C^2}^{470} = 1223 \text{ kDj/kg} \quad (470^\circ\text{C}, 743\text{K})$$

$$q_{C^2}^{440} = 1120 \text{ kDj/kg} \quad (440^\circ\text{C}, 713\text{K})$$

Uchta noma'lum o'zgaruvchi bilan tenglamalar sistemasini tuziladi:

$$\begin{cases} 1120 = A + B \cdot 713 + C \cdot 713^2 \\ 1223 = A + B \cdot 743 + C \cdot 743^2 \\ 1434 = A + B \cdot 803 + C \cdot 803^2 \end{cases} \quad (3)$$

$$\begin{cases} 1120 = A + 713 \cdot B + 508369 \cdot C \\ 1223 = A + 743 \cdot B + 552049 \cdot C \\ 1434 = A + 803 \cdot B + 644809 \cdot C \end{cases}$$

$$103 = 30 \cdot B + 436803 \cdot C$$

$$B = \frac{-43680 \cdot C + 103}{30}$$

$$\begin{cases} 1434 = A + 803 \cdot B + 644809 \cdot C \\ 1223 = A + 743 \cdot B + 552049 \cdot C \end{cases}$$

$$211 = 60 \cdot B + 92760 \cdot C$$

$$B = \frac{-43680 \cdot C + 103}{30}$$

$$\begin{cases} 1434 = A + 803 \cdot B + 644809 \cdot C \\ 1223 = A + 743 \cdot B + 552049 \cdot C \end{cases}$$

$$211 = 60 \cdot B + 92760 \cdot C$$

$$B = \frac{211 - 92760 \cdot C}{60} \quad (4)$$

U holda:

$$B = \frac{211 - 92760 \cdot C}{60}$$

$$B = \frac{-43680 \cdot C + 103}{30}$$

$$0 = \frac{211 - 92760 \cdot C}{60} - \frac{43680 \cdot C + 103}{30} = 3,52 - 1546 \cdot C = 3,43 + 1456 \cdot C = 0,09 - 90 \cdot C$$

$$C = \frac{0,09}{90} = 0,001$$

Keyin tenglamadan V ko'effitsient aniqlanadi.

$$B = \frac{-43680 \cdot 0,001 + 103}{30} = \frac{103 - 43,68}{30} = 1,98$$

Uchta noma'lum o'zgaruvchili tenglama sistemasidagi uchinchi tenglamadan A-ko'effitsient aniqlanadi:

$$1434 = A + 803 \cdot 1,98 + 664809 \cdot 0,001$$

bu yerda:

$$A = 1434 - 1588 - 664,81 = -799$$

Shunday qilib, haroratning 713-803<sup>0</sup> K oralig'ida etan entalpiyasi quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$q_{C2} = -799 + 1,98 \cdot T + 0,001 \cdot T^2 \frac{kJ}{kg}$$

Bosqichning 743<sup>0</sup>K (440°C) dagi entalpiyasini quyidagi tenglamadan foydalanib tekshiriladi: s primeneniem uravneniya:

$$q_{c2}^{713} = -799 + 1,98 \cdot 713 + 0,001 \cdot 713^2 =$$

$$= -799 + 1411 + 508,4 = 1120 \frac{kJ}{kg}$$

Jadval bo'yicha:  $q_{c2}^{713} = 1120 \frac{kJ}{kg}$  bo'lib, u tenglamaga mos keladi.

### **Katalitik riforming qurilmasining birinchi reaktorini material va issiqlik balansini hisoblash**

Birinchi reaktor balansini hisoblash avvalgi darslarda o'tilgan ma'lumotlarga asoslanadi.

#### **5.7. Aromatik birikmalarga aylangan naftenlar miqdorini hisoblash**

Aromatlanishga uchragan naftenlar ulushi:

$$NN = \left( K1 \times PPN - \frac{K1}{KPI} PPA \times PPH^3 \right) \frac{GK1}{NC}$$

Bu yerda,  $K1$  - naftenlarning aromatlanish reaksiyasi tezlik konstantasi,  $\frac{kmol}{s \cdot kPa \cdot kg \cdot kat}$ .

$PPN, PPA, PPH$  -aromtiklarni, naftenlarni va vodorodning parsial bosimlari, kPa (5.4. -jadvalga qarang);

$$PPN = 72 kPa; PPA = 21,24 kPa; PPH = 1254,8 kPa$$

$GK1$  - birinchi reaktordagi katalizator miqdori, kg;

$GK1 = 8610$  kg (3.5. -jadvalga qarang);

$NC$  - reaktorga kiritilayotgan xom ashyo miqdori, kmol/soat;

$NC = 1073$  kmol/soat (avval topilgan);

$KR1$  - kimyoviy muvozanat konstantasi:

$$K1 = 180 \cdot 10^3 \cdot \exp\left(-\frac{5100}{769}\right) = 237,6 \cdot 10^{-6} \frac{kmol}{s \cdot kPa \cdot kg \cdot kat}$$

$K1$  uchun tenglamaga qarang.

$$KPI = 9,83^3 \cdot 10^{12} \cdot \exp\left(46,15 - \frac{21600}{769}\right) = 3,63 \cdot 10^{11} kPa^3$$

U holda:

$$NN1 = \left( 237,6 \cdot 10^{-6} \cdot 72 - \frac{237,6 \cdot 10^{-6} \cdot 21,24 \cdot 1254,5^3}{3,63 \cdot 10^{11}} \right) \frac{8610}{1073} = 0,136$$

Reaksiyadan so'ng qolgan naftenlar miqdori:

$$NN1 = (yMN - NN1) \cdot NC = (0,311 - 0,136) \cdot 1073 = 187 \text{ kmol/s}$$

Bu yerda, yMN- xom ashyodagi naftenlarning molyar ulushi (52 jadvalga qarang).Mo

**Aromatikaga aylangan naftenlar miqdori.**

$$NCA = 333,3 - 187 = 146,3 \text{ kmol/s} \quad (\text{tabl. 5.2})$$

Bu yerda. 333,3 — xom ashyodagi naftenlar miqdori, kmol/soat.

### 5.8. Parafinlarni o'zgarishga uchratib naftenlar miqdorini oshirish

$$NP = \left( K2 \times PPN \times PPH - \frac{K2 \times PPP}{KP2} \right) \frac{GK1}{NC}$$

Bu yerda, K2 – parafinlarni naftenlarga aylanish reaksiyasi tezlik konstantasi, kmol//ch-kPa<sup>2</sup>·kg kat.'

KR2 – muvozanat konstantasi, kPa<sup>n1</sup>; PPN, PPH, PPP – naftenlar, vodorod va parafinlarning parsial bosimlari, kPa (5.6.-jadvalga avval aniqlangan).

GK1- birinchi reaktordagi katalizator massasi (5.5-jadvalga qarang);

NC – xom ashyo sarfi, kmol/soat (avval aniqlangan, 5.2-jadvalga qarang);

NP- o'zgarishga uchragan parafinlarning mol ulushi.

$$K2 = 2,25 \cdot 10^{-6} \cdot \exp\left(-\frac{5496}{769}\right) = 1,77 \cdot 10^{-9} \text{ kmol/s} \cdot \text{kPa} \cdot \text{kg} \cdot \text{kat}'$$

bu yerda, 796 – reaktorga kiritilish harorati, °K (K2 tenglamasi uchun ma'lumotlarni tayyorlashga qarang);

$$KP2 = \frac{1}{98,1} \cdot \exp\left(\frac{4450}{769} - 7,12\right) = 2,67 \cdot 10^{-3} \frac{1}{\text{kPa}}$$

bu yerda, 796 – reaktorgi kiritish harorati, °K.

$$NP = \left( 1,77 \cdot 10^{-9} \cdot 72 \cdot 1254,78 - \frac{1,77 \cdot 10^{-9} \cdot 138,06}{2,67 \cdot 10^{-3}} \right) \frac{8610}{1073} = 0,00547,$$

Birinchi va ikkinchi reaksiyalardan so'ng qolgan naftenlar miqdori:

$$N12 = (yMN - NN1 + NP)NC = (0,311 - 0,136 + 0,00547)1073 = 192 \text{ kmol/s},$$

bu yerda:

$y_{MN}$  – xom ashyodagi naftenlarning mol ulushi;  
 $NNI$  - aromatlanishga uchragan naftenlar ulushi (yuqoriroqqarang);  
 $NC$  - xom ashyo miqdori, kmol/soat.  
 $y_{MN}$  -naftenlarni xom-ashyodagi molyar ulushi  
 $NNI$  -aromatlashga yunaltirilgan naftenlar ulushi  
 $NC$  - xom-ashyo miqdori kmol/s

Naftenlarga aylangan parafinlar miqdori:

$$DCN = N_{12} - N_{NA1} = 192 - 187 = 5 \text{ kmol/s}$$

Naftenlar ulushi gidrokrekinglashga uchratiladi.

$$NN13 = K_3 \frac{PPN}{P_1} \cdot \frac{GK1}{NC} = 0,0309 \times 72 \times \frac{8610}{1073} = 0,00991$$

Bu yerda,  $K_3$  –gidrokrekinglash reaksiyasining tezlik konstantasi;

$PPN$  – naftenlarning parsial bosimi, kPa;

$P_1$  - birinchi reaktor bosimi, kPa;

$GK1$  - birinchi reaktordagi katalizator massasi, kg;

$NC$  - xom ashyo sarfi, kmol/soat.

$$K_3 = 4,17 \cdot 10^{10} \times \exp\left(\frac{21485}{769}\right) = 0,0309 \text{ kmol/s} \cdot \text{kg} \cdot \text{kat}$$

(avval qilingan hisoblashlarga qarang).

Uchta reaksiyadan so'ng qolgan naftenlar qoldig'i:

$$NN13 = (y_{MN} - N_{N1} + N_P - NN13)NC =$$

$$= (0,311 - 0,136 + 0,00547 - 0,00991)1073 = 182 \text{ kmol/s}$$

(ularning qiymatlari yuqorida keltirilgan edi).

Gidrokrekinglashga uchratilgan naftenlar miqdori:

$$N_{HC} = N_{12} - N_{13} = 192 - 182 = 10 \text{ kmol/s}$$

(avval keltirilgan hisoblashlardan ularning qiymatlarini izlang).

Gidrokrekinglashga uchratilgan parfinlar ulushi:

$$NN14 = K_3 \frac{PPN}{P_1} \cdot \frac{GK1}{NC} = 0,0309 \times \frac{138}{1800} \times \frac{8610}{1073} = 0,019$$

$K_3, PPP, P_1, GK1, NC$  —qiymatlari avvalgi hisoblashlarda keltirilgan.

Xom ashyoni gidrokrekinglashdan so'ng qolgan parafinlar miqdori:

$$OP14 = (y_{MO} - NP14)NC = (0,547 - 0,019)1073 = 620 \text{ kmol/s}$$

Bu yerda,  $yMO$  — xom ashyodagi parafinlarning molyar ulushi (avval keltirilgan molyar tarkibiga qarang).

Gidrokrekingga uchratilgan parafinlarni va ularning gazga aylangan miqdori:  $NPH1 = NP - OP14 = 640,6 - 620 = 20,6 \text{ kmol/s}$

Bu yerda, 640,6 — dastlabki xom ashyo tarkibidagi parafinlar miqdori, kmol/ch (5.2. jadvalga qarang).

Gidrokrekingga uchratilgan uglevodorodlar miqdori dastlab aniqlangan:

naftenlar - 10 kmol/ ch ( $NHC$ );

parafinlar - 20,6 kmol/ch ( $NPH1$ );

Reaksiya har bir  $S_1$ - $S_5$  komponentlarning hosil bo'lishi extimolligi bilan sodir bo'ladi, ya'ni:  $C_8 \rightarrow CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}$

Ushbu ehtimollikni e'tiborga olinganida gazsimon uglevodorodlarning unumi quyidagiga teng:

$$(10 + 20,6) \frac{8}{15} (C_1 + C_2 + C_3 + C_4 + C_5) = 16,32 \text{ kmol/s}$$

Bu yerda, 15 -  $S_1$ - $S_5$  aralashmasidagi uglerod atomlarining summasi;

Keltirilgan kimyoviy reaksiya va gazsimon xom ashyo aralashmasi tarkibiga asosan birinchi reaktor uchun material balans tuziladi.

Debalans 2% dan kam bo'lib, qoniqarli deyish mumkin, chunki hisoblash uchun foydalanilayotgan tenglamada xom ashyo tarkibi 2% atrofida xatolik bilan aniqlanadi.

Birinchi reaktordan chiquvchi aromatlarni, naftenlarni va parafinlarning molyar massasi quyida keltirilgan hisoblashlar asosida aniqlangan.

Reaktordan chiquvchi VSG ning molyar massasini hisoblash 5.7. jadvaldagi ma'lumotlarni hisobga olingan holda 5.8.-jadvalda keltirilgan.

## Birinchi reaktorning material balansi.

Komponent	Kiritilish			Sarflanish		
	Mi	Kmol/s	Kg/s	Mi	Kmol/s	Kg/s
Aromatika	105,4	98,7	10403	102	$98,7+146,7-245,4$	25030
Naftenlar	11,4	333,7	37174	108	$333,7-146,7-10=182$	19656
Parafinlar	113,4	640,6	72644	110	$640,6-5-20=615,6$	67716
Summa		1073	12022 1		1043	112402
Sirkulyatsion VSG						
H <sub>2</sub>	2	5820	11640	2	$5820+146,7 \cdot 3+5-$ $-20 \frac{8-3}{3} = 6205$	12410
CH <sub>4</sub>	16	509,4	8150	16	$509,4+16,32=525$ $,7$	8411
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	436,8	1310 4	30	$436,8+16,32=453$	13590
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	327,5	1441 0	44	$327,5+16,32=344$	15136
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	137,6	7980	58	$137,6+16,32=154$	8932
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	43,8	3154	72	$43,8+16,32=60$	4320
Summa	-	7276	5843 8	-	7742	62799
Jami	-	8350	1786 59	-	8785	17520 1



Reaktordan chiquvchi boyitilgan VSG ig molyar massasi.

Komponentlar	Molyar massa, $M_i$	Miqdor, kmol/soat, $N_i$ .	Mol ulush, $y_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$M_i \times y_i$
H <sub>2</sub>	2	6205	0,8014	1,603
CH <sub>4</sub>	16	525,72	0,0679	1,086
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	453,0	0,0585	1,755
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	344,0	0,0444	1,953
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	154,0	0,0198	1,148
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	60	0,0077	0,554
Jami	-	7742	1,000	≈ 8,10 Kmol/kg

Birinchi reaktordan boyitilgan VSG miqdori:  
 $GHC = 7742 \cdot 8,1 = 62710.kg/s$

Uglevodorodlarning (C<sub>2</sub>) birinchi reaktordan chiqayotgan miqdori:

$$GCE = 175 \cdot 201 - 62710 = 112481.kg/s$$

Ushbu uglevodorodlarning uglerod soni (S) quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$112491 = 245,4(14 \cdot C - 6) + 182 \cdot 14 \cdot C + 615,6(14 \cdot C + 2).$$

Bu yerda, 245,4; 182; 615,6 – birinchi reaktordan chiqishdagi aromatlarni, naftenlarni va parafinlarning miqdori, kmol/soat (5.7-jadvalga qarang). Ushbu tenglamani S ga nisbatan hisoblaymiz, u holda  $S = 7,68$ .

Birinchi reaktordan chiquvchi uglevodorodlarning molyar massasini hisoblash uchun  $S=7,7$  deb olamiz.

Uglerodning bu qiymati xom ashyo uchun aniqlangan uglerod qiymatidan ( $S=8$ ) amalda farq qilmaydi.

U holda birinchi reaktordan chiquvchi uglevodorodlar aralashmasining molyar massasi quyidagini tashkil etadi:

$$\text{Aromatiklar MA} = 14 \cdot S - 6 = 14 \cdot 7,7 - 6 = 102;$$

$$\text{Naftenlar MN} = 14 \cdot S = 14 \cdot 7,7 = 108;$$

$$\text{Parafinlar MR} = 14 \cdot S + 2 = 14 \cdot 7,7 + 2 = 110;$$

Ushbu uglevodorodlarning molyar massalari qiymatlari 5.7-jadvalda keltirilgan.

Bundan ko'rinib turibdiki, birinchi reaktordan aromatiklar quyidagicha olingan:

$$25030 - 10403 = 14627 \text{ kg/soat va } 100\% \text{ vodorod, } 12410 - 11640 = 770 \text{ kg/soat yoki xom ashyoga nisbatan: } \frac{770 \times 100}{120221} = 0,64\% \text{mass.}$$

$$\text{Yoki xomashyodan } (6205 - 5820) \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \times \frac{22,4 \frac{\text{HM}^3}{\text{kmol}}}{165 \frac{\text{M}^3}{\text{s}}} = 52 \frac{\text{HM}^3}{\text{M}^3}$$

bo'lgani uchun birinchi reaktordan so'ng, aromatikaning qoniqarli unumda va 100% vodorod chiqadi deyish mumkin.

Katalizatorning harakatlanuvchan qavati bo'lgan va pasaytirilgan bosimda ishlaydigan uchchala reaktorda katalizatorning to'xtovsiz regeneratsiyasi bilan ishlaydigan katriforming qurilmasida xom ashyodan  $200 \text{ nm}^3/\text{m}^3$  bo'lganida vodorod 100% da hosil bo'lishiga erishiladi.

Shundan keyin birinchi reaktor uchun reaktordan chiquvchi gazsimon mahsulotning haroratini (GPS) bilish hamda ikkinchi reaktorga GPS ni kiritishda pechning issiqlik quvvatini hisoblash uchun issiqlik balans tuziladi.

Biirnchi reaktorning issiqlik balansi :

$$ES = ER + DS + TD \text{ kVt.}$$

Bu yerda, ES- biirnchi reaktorga xom ashyo bilan keluvchi issiqlik, kVt;

ER- reaksiya uchun issiqlik sarfi, kVt;

ED- atrof muhitga sarflanayotgan yo'qotilayotgan issiqlik, kVt.

### 5.9. Reaksiya ushchun issiqlik sarfi

Naftenlarni aromatizatsiyalashning issiqlik effekti:  $DN = -214347 \text{ kDj/kmol}$ . Parafinlarning naftenlarga aylanishning issiqlik effekti:

$$DP = -41870 \text{ kDj/kmol.}$$

Parfinlar va naftenlarning gidrokrekinglanish reaksiyasining issiqlik effekti:  $HD = +56106 \text{ kDj/kmol}$

U hofda birinchi reaktorga sarflanadigan issiqlik sarfi quyidagiga

$$\text{teng: } ES = \frac{[146,7 \times 214348 + 5 \times 41870 - (10 + 20,6)56106]}{3600} = 8316 \text{ kVt}$$

bu yerda, 146,7 — aromatikaag aylangan naftenlar miqdori, kmol/ch;

5 – naftenlarga aylangan parafinlar miqdori, kmol/ch;

10 + 20,6 — gidrokrekinglanishga uchragan parfinlar va naftenlar miqdori, kmol/ch. (3.7-jadvaldagi keltirilgan hisoblanishlarga qarang).

Birinchi reaktorga kiritilayotgan issiqlikka nisbatan atrof-muhitga chiqib yo'qotilayotgan issiqlikni 1% deb, ya'ni  $ED=0,01 \cdot ES$  olinadi.

GSS va GPS komponentlari entalpiyalarini hisoblash uchun avval keltirib chiqarilgan tenglamalardan foydalanilgan.

### 5.9 – jadval

Birinchi reaktorning issiqlik balansi.

Oqimlar	Harorat, °C	Miqdor, kg/soat	Entalpiya, kDj/kg	Issiqlik miqdori, kVt
Kiritish: VSG va xom ashyo issiqligi	769	178659	2790	138460
Sarflanish: Reaksiyaga issiqlik	-	-	250	8516
GPS chiqishidagi issiqlik	712	175300	2647	128812
Issiqlik yo'qotilishi	Qabul qilinadi		-	1384
Summa	-	175200	-	138513

Kiritilish va sarflanishda issiqlikning yo'qotilishi mumkin bo'lgan holatdir, chunki hisoblanishlar ma'lum haroratlarda 0,3 K aniqligida amalga oshirilgan.

Katalizatorning harakatdagi qavati bo'lgan va uning doimiy regeneratsiyalanishi dasturlangan katriforming qurilmasida reaktorga kiritilish haroratini 530 °C gacha oshirish mumkin bo'lib, buning natijasida katalizatorni reaktorga joylashtirish bosimini kamaytirishi va aromataning ko'p hosil bo'lishini imkonini berishi mumkin.

Katalizator qavati balandligi bo'yicha haroratning pasayishini hisobga olgan holda katalitik riforming reaktorida aromatikaga aylangan naftenlarning mol ulushini hisoblash

Platinareniyli katalizatorlarda naftenlarning aromatikasi aylanishida ko'p miqdorda issiqlikning btilishi sodir bo'lib, buning natijasida katalizator qavatida haroratning pasayishi sodir bo'ladi.

Haroratning pasayishi esa reaksiya tezligini va shuning bilan birga aromatizatsiyalashadigan naftenlarning ulushini kamaytiradi.

Bundan tashqari uning pasayishi vodorodning va aromatikaning parsial bosimi oshishi hisobiga ham kuzatilib, naftenlarni o'zgarishini kamaytirishini quyidagi tenglamadan ko'rish mumkin:

$$-\frac{dN}{dV} = K \cdot PN - \frac{K}{KP} \cdot PA \cdot PH^3 \quad (5)$$

Bu yerda,  $dN$  - aromatizatsiyalanishga uchragan naftenlar miqdori, kmol/ch;  $dV$  - katalizatorlar soni,  $\frac{kg \cdot katalizator}{kmol / s.xom - ashyo}$ ;

$K$  - naftenlarning aromatizatsiyalanishi reaksiyasining tezlik konstantasi, kmol/ch · kPa · kg katalizat.;

$PN, PA, PH$  - mos ravishda naftenlarni, aromatikaning va vodorodning parsial bosimlari, kPa;

$KR$  - muvozanat konstantasi,  $kPa^3$ .

Yuqorida reaktorga GSS ning  $T=496^\circ C$  haroratda kiritilishining material balansining hisoblashlari kimyoviy o'zgarishlar reaksiyasi vaqtida haroratning pasayishi hisobga olinmagan holatda keltirilgan.

Keyinroq esa reaktorga GSS ning kiritilish vaqtida harakat mobaynida haroratning pasayishi hisobga olingan holda naften uglevodorodlarining aromatikasi aylanishidagi ulushini hisoblash namunasi keltirilgan.

- Qurilmaning ishlab chiqaruvchanligi, 120 t/soat yoki 1073 kmol/soat;

- Reaktoordagi katalizator miqdori ( $RG - 582$  firmi "Prokataliz" (Fransiya)

8610 kg (sochiluvchan zichligi  $666 \text{ kg/m}^3$ );

- Reaktordagi bosimi - 1800 kPa;

- Parsial bosimi:

a) reaktorga kirayotgan vodorod bosimi - 1254 kPa;

b) reaktorga kirayotgan naftenlar bosimi - 72 kPa;

v) reaktorga kirayotgan aromatiklar bosimi - 21,2 kPa;

g) reaktorga kirayotgan parafinlar bosimi - 138 kPa;

xom ashyo tarkibi, mol. ulushlari:

naftenlar – 0B311;

aromatiklar – 0,092;

parafinlar – 0,597.

Aromatizatsiyalanishga uchragan naftenlarning mol ulushi faqatgina haroratgagina bog'liq bo'lmasdan, balki qurilma ishlab chiqaruvchanligiga, reaktordagi katalizator miqdoriga ham bog'liqligi 5-tenglamadan ko'rinib turibdi.

Xom ashyo naftenlarining aromatizatsiyalanishga uchragan mol ulushini reaktorga GSS kiritilishidagi haroratni pasayishiga bog'liqligini aniqlash uchun biz reaktordagi katalizator qavatini shartli ravishda uchta zonaga bo'lib olamiz. Biz endi shuni bilamizki, naftenlarning aromatizatsiyachlanishning mol ulushi kamayadi va reaktordan chiquvchi GS ning harorati hisoblanganidan yuqori bo'ladi (713K yoki 440°C).

## 6. AJRATISHNING ADSORBSIYALASH TEXNOLOGIYASI

**Adsorbsiya** deb, g'ovakli qattiq jismdan iborat faza sirtida – adsorbentda moddalarning konsentratsiyalashuvi (to'planishi va h.k.) jarayoniga aytiladi. Asosiy sanoat adsorbentlari jumlasiga faol ko'mir, silikagellar, alyuminiy va seolitlarning faol oksidlari kiritilgan. Ularning xossalari, tuzilishi, ishlatilish sohalari hamda adsorbsiyalanish texnikasi haqidagi ma'lumotlarni qator ishlarda ko'rish mumkin [1–3].

Ma'lumki, **adsorbsiya** – bu qattiq adsorbentning sirti va uning g'ovaklarida gazsimon va suyuq komponentlarning tanlanuvchan yutilishiga asoslangan ajratish usulidir.

Bu usul juda ko'p hollarda samarali bo'libgina qolmay, hattoki, ajratish texnologiyasining boshqa usullari masalan, haydash, adsorbsion yoki membranali sistemalarni qo'llash bilan ajratish samarasiz bo'lganda ham yuqori samaradorlikka egadir. Ajablanarli emaski, adsorbsiya ko'pgina innovatsion texnologiyalarni yaratishda va atrof-muhitni himoyalash zaruriyati oshib borayotgan vaqtda juda ahamiyatlidir. Bundan tashqari, adsorbsion usullarning o'zini mukammallashtirishning o'zi ularning yangidan-yangi qo'llanilish imkoniyatlarini ochmoqda.

Har bir aniq holatlar uchun adsorbentni to'g'ri tanlashning o'zi adsorbsion qurilmalarning samarali ishlashining garovidir. Shuning

uchun ko'pgina mamlakatlarda yangi adsorbentlar yaratish yo'nalishidagi tadqiqot ishlari doimo olib boriladi. Yangi adsorbentlar yaratish ishlari bo'yicha tadqiqotlar olib borish bilan birga adsorbsiyalanishning mexanizmlarini o'rganish bo'yicha ham tadqiqotlar olib borilmoqda. Olingan natijalar esa aniq adsorbsion jarayonlarni ishlab chiqishni imkonini beradi va o'z navbatida adsorbsion hodisalarni izolirlangan holatda o'rganishni imkonini berishini o'zi tadqiqotchiga bir qancha parametrlarni inobatga olinishini kerakligini kamaytiradi. Tez ishlaydigan kompyuterlarni qo'llash orqali model tenglamalarni echimini topish katta qiyinchiliklarni tug'dirmaydi.

Ko'pincha adsorbsion jarayonlarni adsorbentning qo'zg'almas qavatidan foydalanilgan holda amalga oshiriladi. Ayni vaqtidagi texnologik sxemada adsorbsion qavatning ikki parallel qavatini hisoblash uchun ularning biri ishlayotgan holatidan, boshqasini esa regeneratsiyalanayotgan holatidan foydalaniladi.

Adsorbentlarning asosiy xarakteristikalari bu ularning adsorbsion sig'imi, selektivligi, regeneratsiyalanishga moyilligi, kinetik parametrlari, ishga yaroqliligi va tannarxidir. Shu bilish zarurki, qaysi turdagi adsorbent hamma parametrlari bo'yicha optimal hisoblanadi.

Birinchi va eng zarur parametr bu – adsorbsion sig'imdir. Bu kattalik ma'lum massa va hajm birligiga ega bo'lgan adsorbentga adsorbsiyalanayotgan modda miqdori bilan aniqlanadi. Bu qiymatning ko'rsatkichi ahamiyatli bo'lib, ayshi shu kattalik kapital mablag'larning sarflanishining xal qiluvchi bosqichini belgilaydi, chunki uning bilan adsorbentning kerakli miqdori aniqlanadi, Shuningdek, adsorbsion kolonnalarning o'lchamlari ham aniqlanadi.

Xohlagan adsorbent uchun uning adsorbsion sig'imi avvalam bor gaz yoki suyuq fazadagi modda konsentratsiyasiga, uning parsial bosimiga, haroratiga va adsorbentning o'zini dastlabki holatiga bog'liq,

Amaliyotda ko'pincha adsorbsion sig'imi harorat qiymatlarini belgilashlardan hosil bo'lgan izoterma egrisi bilan aniqlanadi. Bunday izoterma (quyiroqda bu tushuncha to'liq ko'rib o'tiladi) berilgan haroratda oqim orqali kirib kelayotgan adsorbsiyalanayotgan moda konsentratsiyasining adsorbsion sig'im bilan bog'liqligini belgilaydi.

Adsorbsion sig'imni ko'rsatib berish uchun boshqa grafik usullar ham bor. Masalan, adsorbsiyaning izosterasi ma'lum adsorbsion sig'im kattaligidagi parsial bosimning kondensatlanish harorati yoki

konsentratsiyaning boshqa biron ko'rsatkichiga bog'liqligini ko'rsatadi. Adsorbsiyalanishning izobarasi adsorbsion sig'imning ham belgilangan parsial bosimdagi harorat funksiyasini yoki berilgan kattalikdagi konsentratsiyaning boshqa parametrini ko'rsatadi.

Bu ikki xil grafiklarning bir biridan farqi shundaki, ma'lum sharoitlarga ular chiziqli bog'liqlikni ko'rsatadi va bu o'z navbatida interpolyatsiyalash va ekstrapolyatsiyalash metodlari bilan hisoblashlarni yengillashtiradi.

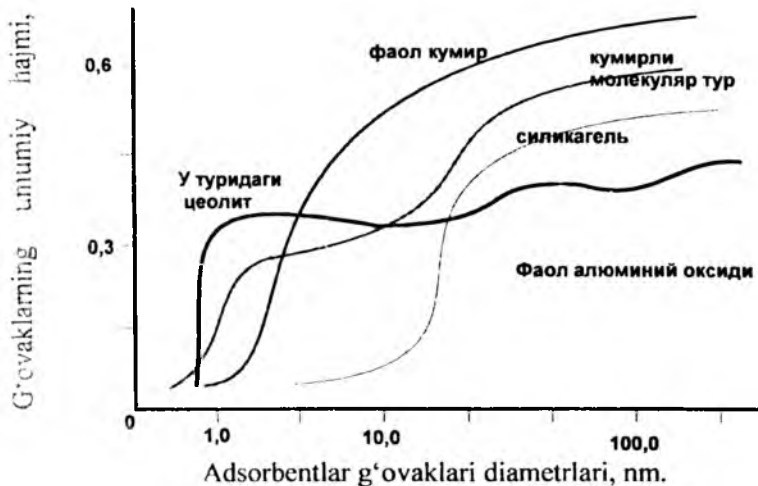
Adsorbsion sig'imni turli raqamli parametrlar bilan ham, masalan sirt maydoni, g'ovaklar o'lchamlarining bir xilligi, yod soni va melass soni kabilar bilan baholash mumkin. Oxirgi ikkita indekslar (quyroqda bu tushuncha to'liq ko'rib o'tiladi) adsorbent sifatida ffaol ko'mir qo'llanilganida ishlatiladi.

Sirt maydoni nisbiy kattalikdir. Ko'pincha u adsorbent sirtini molekulasi o'lchami aniq bo'lgan va zichligi ma'lum bo'lgan moda bilan birqavatli qoplanishi maydoni bilan o'lchanadi (masalan, normal sharoitlarda qaynash haroratlariga yaqin haroratlarda azot bilan qoplanish). Uning kattaligi qoidaga asosan, adsorbsion sigim qiymatlariga mos tushadi va turli adsorbentlar uchun uning qiymati keng diapazonda masalan, 5 dan 3000 m<sup>2</sup>/ gramm diapazonida o'zgarishi mumkin. Qupincha qo'llanilib kelinadigan adsorbentlar uchun sirt maydoni intervalalri o'zgarishi quyidagi jadvalda keltirilgan.

### **6.1. G'ovaklar o'lchamlarining teng taqsimlanganligi**

– zarrachaning ichki qismida mikrog'ovaklar bilan ( $dP < 2,0$  nm), mezag'ovaklari ( $2,0 \leq dP < 50,0$  nm) va makrog'ovaklari ( $dP \geq 50,0$  nm) bilan egallangan bo'ladi. G'ovaklar o'lchamlari kattaliklari adsorbsion sig'im kattaliklari bilan mos tushishi bilan birga ularning kinetik parametrlari ham mos bo'lishi kerak, biroq bu bog'liqliklar yyetarli darajada murakkabdir.

6.1- rasmda ko'pincha ishlatiladigan adsorbentlar uchun g'ovaklar o'lchamlarining taqsimlanishi ko'rsatilgan. G'ovak o'lchamlarining qator molekullalar o'lchamlari bilan nisbatlarini 6.1- jadvalda kuzatish mumkin.



### 6.1-rasm. Ishlatiladigan turli adsorbentlar uchun g'ovalarning o'lchami bo'yicha taqsimlanishi

Yod soni – moddalarning katta bo'lmagan molekullarni adsorbsiyalashinig mumkin bo'lgan o'lchovi bo'lib, sirtning yuzasi maydoni kattaligiga bog'liq.

Melass soni – avvallarni faqat shakarqamishdan olingan shakarni oqartirishni nazorat qilish uchun ishlatilgan bo'lib, suyuq fazadan yirik molekullarni adsorbsiyalanishini harakterlash uchun ishlatiladi.

Bir komponentning adsorsion sigimining berilgan haroratda boshqa komponentning adsorbsion sig'imiga nisbati – selektivlikdir.

Konsentratsiyani nolgacha kamaytirishda bu bog'liqlik ayrim doimiy kattalikka yaqinlashadi. Ideal holatda ikki komponentli oqimda asosiy komponent sezilarli darajada adsorbsiyalanmaydi ( va u inert hisoblanishi mumkin) va natijada yuqori selektivlikka erishish mumkin.

Matematik hisoblashlarni soddalashtirish uchun ayrim mutaxassislar chegaralangan selektivlikni parametrini ishlatishni maqul ko'radilar (bu qiymat 0 dan 1 gacha o'zgaradigan bo'lsa). Shuning uchun adsorbsion jarayonlarni taxlil qilinganida darhol ko'rsatkichni aniqlash kerak, yoki adsorbsiyaning «yuqori» yoki «quyi» degan harakteristikalaridan voz kechib uning o'rniga «yaxshi» yoki «yomon» terminidan foydalanish kerak.



Molekula va adsorbentlar g'ovaklarining kritik diametrlari.

Moddalar	Molekulalarning kritik diametrlari, nm	Adsorbentlar	Mikrog'ovaklarning diametrlari, nm
Geliy	0,2	Seolit 3A	0,3
Suv	0,27	Seolit 4A	0,4
Vodorod	0,24	Seolit 5 A	0,5
Azot	0,37	Seolit SaY	0,78
Kislorod	0,34	Seolit NaX	0,8
Atsetilen	0,24	Seolit Modernit	0,7
Uglerod dioksidi	0,31	Faol $Al_2O_3$	0,8 dan ko'p
Ammiak	0,36	Ko'mirli molekulyar to'r	CHamasi 0,3
metan	0,37	Faol ko'mir	0,6 dan ko'p
Propan	0,49	Silikagel	1,0 dan ko'p
n-Butan	0,49		
n-Geksan	0,49		
Benzol	0,6		
Siklogeksan	0,61		
izo-Butan	0,56		
triperftorbutilamin	1,15		
trifenilmetanol	1,41		

Adsorbsiyani bosim o'zgarishi yoki turli haroratlarda amalga oshirilsa yuqori adsorbsion sigim yaxshigina selektivlikka nisbatan kam ahamiyatli bo'lishi mumkin. Bu shu bilan bog'liqdirki, yuqori adsorbsion sig'imga ega bo'lgan adsorbentlar qoidaga asosan regeneratsiyalanishga kamnamodir.

Xohlagan turdagi adsorbentlarni ishlatilganida ularning osongina regeneratsiyalanishga uchrashi adsorbentning xohlagan siklida bir xil effektivlikka ega bo'lishi kerak. Bu degani, ham bir komponent kamroq adsorbsiyalanuvchan bo'lishi kerak bo'lib aniqrog'i fizik adsorbsiyalanishga oson kirishuvchan bo'lishi va xemosorbsiyalanuvchan bo'lmasligi kerak.

Regeneratsiyalanish uchun kerakli energiya ulchovi - quyiroqda alohida taxil qilinadigan paramet – adsorbsiya issiqligi bo'lishi kerak.

Bosim yoki haroratni o'zgartirib turib regeneratsiyalashni bajarish

mumkin, yoki kimyoviy usul – ajratib olish, elyuent tanlash orqali yoki yuqori kritik ekstraksiyalash kerak. Ko‘pincha ushbu usullar kombinatsiyasidan foydalaniladi. Ajratib olish metodi asosan – avval adsorbsiyalangan moddadan ko‘ra kuchliroq adsorsiyalanadigan «regenerant» moddani kiritilib amalga oshiriladi. Elyuent orqali ajratish – bu adsorbentda kuchsiz adsorsiyalanadigan yoki umuman adsorbsiyalanmaydigan erituvchi bilan adsorbsiyalangan moddani eritib olishdan iborat. Barcha holatlarda imyoviy metodlarni qo‘llash jarayonda regenerirlovchi moddani chiqarib olish uchun qimmatli operatsiyalardan iborat bo‘lishi mumkin bo‘lgan qo‘shimcha bosqichni kiritishni talab qiladi.

Bundan tashqari regenerirlanuvchan moddalarni purkash uchun maxsus moslamalardan foydalanish zaruriyati tug‘iladi.

Adsorbsiya sodir bo‘lishi mumkin bo‘lgan oqimli gaz fazasi bilan kontaktda adsorbent regenerirlanishi mumkin.

Ko‘pincha bir qancha birinchi sikllarda ishchi adsorbsion sig‘imning qisqa vaqtli pasayishi sodir bo‘ladi. Bunday pasayishdan so‘ng bir qancha yuzlab sikllardan so‘ng, adsorbentning ishlash vaqtiga ta’sir qiluvchi va regeneratsiyalanishga bog‘liqligi bo‘lmagan adsorbentning eskirishi va zaharlanishi natijasida ushbu parametrlarning kamayishi doimiy ravishda kuzatiladi.

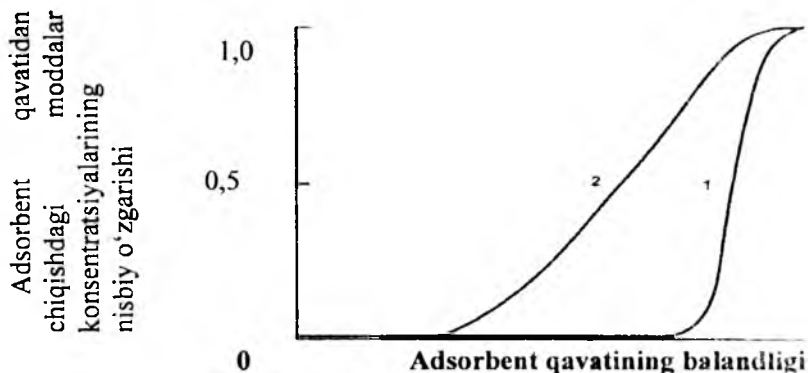
Bu yerda shunday holatlar ko‘rilmogdaki, ishlatilgan adsorbentni boshqa apparatlarga yuklanmasdan regenerirlanadi. Bunday usul hozirgi zamonaviy adsorbsion texnologiyalarda qo‘llaniladi. Boshqa apparatlarga qayta yuklash yoki o‘rnatish faqat faollashtirilgan ko‘mirdan iborat adsorbentni regeneratsiyalash uchun qo‘llaniladi.

Massani uzatishning kinetik parametrlari zarracha ichidagi massani kiritishdagi qarshilik bilan bog‘langan. Ushbu parametrlarning qiymati yetarlicha yuqoridir, chunki aynan shu bilan qo‘zg‘amas adsorbent qavatini ishlatilganida adsorbsion texnologiyasining ishchi siklining davomiyligi bilan aniqlanadi.

Adsorbsion jarayonlar tez sodir bo‘lganida, kolonnadan chiquvchi adsorbsiyalanuvchan moddalarning konsentratsiyasining vaqt birligi ichida o‘zgarishi ba’zi doimiy tenglikka mos kelishiga adsorbent to‘liq to‘yinmagunicha mos keladi, hamda keyin ushbu tenglik tezda yuqoriga ko‘tariladi.

Bunday bog‘liqlik amaliyotda qisqa sakrashning egrisi deb ataladi (6.2- rasmning 2-egrisi).

Oxirgi holatda bunday holatni qo‘shimcha adsorbent qo‘shish bilan yoki siklning davomiyligini oshirish bilan to‘g‘rilash mumkin. Ikkinchi variant ham adsorbent miqdorini oshirishni talab qiladi. Sekinlik bilan ketuvchi adsorbsiyalanishni kompensatsiyalash uchun bundan tashqari, yanada maydaroq zarrachali adsorbentni ishlatish mumkin, biroq bunday vaqtda bosim tushib ketishi kuzatiladi.



Adsorbent qavatidan chiqishdagi moddalar konsentratsiyalarining nisbiy o‘zgarishi

Adsorbent qavatining balandligi

**6.2- rasm. Adsorbent qavatida adsorbsiyalanayotgan modda-ning hosil bo‘lish egrilari: 1-tor sakrash bilan hosil bo‘luvchi egri chiziq; 2- keng sakrash bilan hosil bo‘ldigan egri chiziq.**

Kinetik parametrlar ko‘pincha ajratishning adsorbtsion metodi asosida topiladi. Masalan, ayrim sistemalarda bosim o‘zgaruvchan bo‘lganida havodan azotni ajratishda ko‘mirdan tayyorlangan molekulyar to‘rsimon adsorbentlardan foydalanilib, ularda kislorodning adsorbsiyalanish tezligi azotga nisbatan yuqoriroqdir. Biroq bunday metodning kamchiligi shundaki, adsorbatning (adsorbsiyalanayotgan moddaning) sekinlik bilan diffeziyalanishidir.

U yoki bu turdagi adsorbentning ishga yaroqliligini baholashda adsorbentga kimyoviy va fizik ta’sirlarni natijasini hisobga olish kerakdir, chunki buning natijasida bunday ta’sirlar natijasida

adsorbentning loyihadagi belgilangan ishga yaroqlik muddatini qisqartirishi mumkin. Bunday ta'sirlar misolida adsorbentning yuzasini edirilishini va uning biologik ifloslanishini aytish mumkin. Adsorbentda mavjud bo'lgan biriktiruvchi moddalar yoki uning yuzasidagi molekulasida faol funksional guruhlar tutgan modifikatorlari xom ashyo va regeneratsion oqimga nisbatan inert bo'lishi kerak. Shu bilan birga ular adsorbentning ishlatilish chog'ida masalan, oqim tezligi ta'sirida, harorat, bosim yoki jihozlarning tebranishi ta'sirlarida adsorbentning xossasiga ta'sir etmasligi kerak.

Adsorbentlarning ishga yaroqliligiga doimo diqqatni qaratish ukerak, chunki ularni yaroqliligi doimiy bo'lavermaydi. Masalan, oqimlarda ketonlar bo'lganida faol ko'mirdan iborat adsorbent qavatdan o'tayotganida ko'mimi oksidlanishiga sababchi bo'lishi mumkin. Darhaqiqat, bunday sharoitlarda oksidlanishga bardoshli yangi adsorbentlar ishlab chiqilgandir.

Adsorbentning sig'im, selektivligi, regenerirlanuvchanligi, kinetik parametrlari, yaroqliligi va tannarxi to'g'risida ma'lumotlar olish uchun quyida keltirilgan xoxlagan to'rtta usullarning biridan foydalanish mumkin:

Birinchi navbatda uni yetkazib beruvchi bilan aloqadan foydalanish mumkin. Agarda etkazib berilgan adsorbent oddiy ishlatilib kelinayotganidan bo'lsa siz albatta uning haqida kerakli ma'lumotni olasiz.

Ikkinchi usul esa, kerakli adsorbent haqida ma'lumot topishdan iboratdir.

Masalaga uchinchi tomondan yondashishi esa, albatta mos keluvchi jihozlari bo'lganida mutaxassislar o'z firmalaridagi laboratoriyalarida tadqiqot olib borishlari mumkin.

To'rtinchi usul esa laboratoriyada mos keluvchi tadqiqot olib borilganidan so'ng unga bog'liq bo'lmagan holda firmaning talabnomaga asosan kerakli ma'lumotlarni olish bilan bog'liq.

## 6.2. Adsorbentlarning asosiy turlari

**Noorganik materiallar.** Minerallarning ko'pchiligi va ko'plab olinadigan sintetik noorganik materiallar adsorbent bo'la olishi mumkin. Ularning ayrimlari sifatsiz va arzon adsorbent bo'lishiga qaramay ushbu maqsadlarda ishlatilib kelinadi. Bundan tashqari ularning ichida adsorbentlik samaradorligi yetarli bo'lganlari ham

uchraydi.

Adsorbent deb hisoblangan noorganik materiallar faqatgina adsorbent sifatidagina ishlatilmaydilar. Ularning faqatgina sirtlarigagina emas hatto zarrachalari hajmiga ham suyuqliklar singib kiradi. Bunday moddalarga kalsiy xlorid, kalsiy oksidi, magniy oksidi, rux oksidi, kalsiy sulfat, magniy silikati, dolomitli tuproq natriy bikarbonat kabilari kiradi. Ularni ishlatish sohasi kattadir, quritish jarayonlaridan tortib to polixlorlangan bifenillarni ajratib olishgacha ishlatiladi. Ularning ayrimlaridan tarkib topgan materiallari suvsiz, qolganlari gidratlangan holatlarida ishlatiladi.

Ko'pgina noorganik adsorbentlardan masalan, granullangan tuproqlar, mezog'ovakli adsorbentlar va alyumoforsfatlar shu vaqtgacha bozorda o'z nomlari haqida ma'lumotlarga yetarlicha ega emas. Lekin sanoatlarda yetarlicha sinovlardan o'tgan adsorbentlar ham bo'lib, ular xizmati keraklicha o'rganilgan. Ularni alfavit tartibida keltiramiz:

**FAOL ALYUMINIY OKSIDI** - gidratlangan alyuminiy oksididan  $Al_2O_3 \cdot nH_2O$  nazorat qilinib turiladigan sharoitda qizdirib tayyorlanib (bu yerda n bir yoki uchga teng), bu usulda formulaga mos keladigan, ya'ni  $n=0,5$  ga to'g'ri keladigan modda hosil bo'ladi. Bu modda oq yoki sarg'ish rangli peshtaxtaga yozadigan oddiy melga o'xshashdir. Turli ishlab chiqaruvchilar tomonidan ushbu adsorbent – alyuminiy oksidini kristallik tuzilishi farq qiladigan turli modifikatsiyalari ishlab chiqiladi. Qarorli kristallik shaklga ega bo'lganlari adsorbentlarga kiritilmaydi, chunki ularning sirt yuzasi maydoni kattaligi kichikdir. Masalan, gamma- yoki beta-alyuminiy oksidining o'tar shakllarida nuqsonli oktaedrik kristallari shakliga ega bo'lib, ularning sirtida kislotali qoldiqlar konsentratsiyasi yuqoridir. Bunday adsorbentlar uchun samarali sirt yuzasi 200-400 m<sup>2</sup>/gramm intervalida aniqlanadi. SHunga o'xshash modifikatsiyalar diametri 1 dan 8 mm gacha bo'lgan sharsimon zarrachalar, granulalar, diametri 2 dan 4 mm gacha bo'lgan ekstruditlar (yirikroq) yoki kukun holida bo'ladi.

Faol alyuminiy oksididan adsorbent sifatida masalan, uglevodorod aralashmalaridan oksidlanish mahsulotlarini va merkaptanlarni ajratib olishda, suvdan frotid ionlarni yo'qotishda, neftni qayta ishlash zavodlarida katalitik riforming jarayonida hosil bo'ladigan vodorodni vodorod xlorididan ajratib olish kabilarda ishlatiladi. Uni gaz fazasida

ajratish uchun ishlti qoidaga asosan adsorbentni 250 °C gacha dastlabki qizdirishga uchratishni talab qiladi. Biroq, bu modda ko'pincha adsorbent emas balki katalizator sifatida yoki boshqa katalizator tashuvchisi sifatida hamda qurituvchi sifatida ishlatiladi.

**Silikageli (SiO<sub>2</sub>)-** adsorbentlar – bir necha shakllarda ishlatilib, ularning tarkibida silikagelning g'ovakli borsilikatli shisha yoki aerogelli (solishtirilganida yangi materiallar bo'lib, yuqori g'ovakli bo'ladi) turlaridan iborat silikagel bo'ladi.

Bunday gel kristallik bo'lmagan qattiq tuzilishga ega bo'lib, kremniy dioksidining sferik shakldagi kolloid mikrozarachalaridan tuzilgan. Bu adsorbent o'zining g'ovakli tuzilishi va ochiq yacheykalari soni bilan harakterlanadi. Sirt maydonining samarali kattaligi turlichi bo'lib, zichligiga qarab 300 dan 900 m<sup>2</sup>/g gacha bo'ladi. Bunday materiallarning yanada yuqoriroq zichlikka ega bo'lganlari g'ovaklari mayda bo'lib, mos ravishda yanada yuqoriroq sirt maydoniga ega.

Oddiy sharoitda kremniy dioksidining zarachalari rangsiz yoki kuchsiz rangli, yaltiroq yoki yarim yaltirok bo'ladi. Silikagelning ayrim mrkalari alyuminiy oksidi bilan aralashma holida ishlab chiqiladi va Shuning uchun yaltiroq bo'lmagan ko'rinishga ega yoki sarg'ish kukunlar holida bo'ladi.

Silikagel va g'ovakli shisha edirilishga qarorli bo'lib, changsimon zarachalarni hosil qilmaydi. Ular asosan diametri 1 – 3 mm bo'lgan sferik shaklda hamda, diametri 2 –4 mm bo'lgan ekstrudit granulari ko'rinishida yoki kukun shaklida tayyorlanadi.

Adsorbent sifatida silikageldan uglevodorodlarni ajratishda, tabiiy gazning kondensatsiyalanish haroratini pasaytirishda, suyuq uglevodorodlarni quritishda qo'llaniladi. Gaz fazasidagi komponentlarni adsorbsiyalash uchun ishlatilganida ularni dastlabki ishlov berish uchun ularni taxminan 20 ° C gacha qizdiriladi.

**Seolitlar** – alyumisilikatlar bo'lib, kremniy dioksidi va alyuminiy oksidining stexiometrik aralashmasidan iborat. Ularning ko'pchiligini rangi oq bo'lib, yaltiroq emas va tashqi ko'rinishiga ko'ra melga o'xshashdir. Ularning tarkibida alyuminiy oksidining miqdori ko'p bo'lsa ular gidrofil xossani namoyon qiladi, agar kremniy dioksidi miqdori ko'p bo'lsa – gidrofoblikni namoyon qiladi.

Seolitlarning ichki tuzilishi kristallik bo'lib, kristallarining ichki qismida juda ham ko'p mikrog'ovaklar bor va ularning o'lchamlari

amalda bir xilda bo'лади. Bu mikrog'ovaklar kattaligi bilan shunchalik kichik va bir hildirki, ular bilan hattoki o'lchamlari o'xshash molekkulalarni ham «farqlash» mumkin (Shuning uchun ular uchun «molekulyar to'ra»-degan umumiy nom mavjud).

Ko'pincha kristallar tarkibiga gidratlangan suv ham kiradi. Kristallik reshetkasining nuqsonlari bo'lgani uchun ularning tuzilishida elektr zaryadlar hosil bo'lishi mumkin, Shuning uchun ularni balanslash uchun kationlar alyuminiy oksidi bilan assotsilanadi. asosan valentligi  $n$  bo'lgan  $M$  kation tutgan seolitning empirik formulasi quyidagicha bo'лади:  $M_2/n Al_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$ , bu yerda,  $x$ - kremniy dioksidi/alyuminiy oksidining (asosan 1 dan katta) molekulyar nisbatidir;  $u$ -gidratlangan molekulalarning soni.

Sotuvga beriladigan barcha seolitli adsorbentlar asosan kompozitsion materiallar bo'lib, ular bir biri bilan bog'lovchi moddalar bilan bog'langan juda mayda kristallardan iborat. Bog'lovchi materiallarning o'zi esa yaxshigina adsorbtsion sig'imga egadir. Mikrog'ovakli tuzilish bilan bog'liq bo'lgan seolitlarning adsorbtsion sig'imi shunchalik kichikki, ularni samarali sirt maydonni ta'riflashning o'ziga xojat ham qolmaydi. Ayrim kamchilik seolitlarga yaxshigina qo'llanishi bo'yicha qiziqishga ega (masalan, A, X, Y, ZSM-5 kabi belgilarga ega bo'lganlari va Shuningdek mordenit, silikat kabilar). Ular asosan zarrachalari turli ko'rinishga va o'lchamlarga ega bo'lgan turlicha «ionalmashinuvchan» shakllarda (masalan, kalsiyli yoki natriyli) tayyorlanadi. Turli tuman seolitlarning ayrim markadagi vakillari 6.2. jadvalda keltirilgan. Ularning modifikatsiyalari: zarrachalarining diametri 1-6 mm bo'lgan va diametri 0,5 – 3 mm o'lchamli shar shakldagi ekstrudatlari, hamda o'lchami 20x40 dan 6x12 mesh granula shakldagilari, Shuningdek, kukunsimon shakldagilari mavjuddir.

Seolitlar adsorbent sifatida havodagi kislorodni, benzin-ligroin fraksiyadan normal tuzilishdagi parafinlarni, ksilol izomerlaridan paraksilolni ajratish uchun qo'llaniladi. Seolitlarni gaz fazada ajratishda qo'llanilayotganida silikagel yoki alyuminiy oksidi ishlatilganiga ko'ra juda qattiq sharoitlar zarrurdir. Masalan, ularni chuqur vakuumda yoki inert gaz bilan purkash bilan dastlabki  $300^{\circ}C$  haroratda ushlab turishni talab qilinadi.

## Ko'p tarqalgan seolitlarning tavsiflari.

Seolit turi	Kation shakli	G'ovaklarining me'yoriy diametri, nm	Si/Al nisbati
3A	K	0,3	1
4A	Na	0,4	1
5A	Ca	0,59	1
10X	Ca	0,78	1,2
13X	Na	0,8	1,2
Y	K	0,8	2,4
mordenit	Na	0,7	5
ZSM-5	Na	0,5-0,56	>300
silikalit	-	0,6	-

## 6.3. Organik adsorbentlar

**Faol ko'mirlar** (aktivirovannaya ugol) – turli shakllarda foydalaniladi. Bu adsorbentlar ko'pgina materiallarning asosi hisoblanadi. Bulardan eng ko'plari quyidagilardir: neft koksi, yog'och ko'miri (pista ko'mir), torf, koksning ko'mirlangan po'stlog'i, vinil polimerlari va regenerirlangan avtokameralardan olingan materiallar.

Ko'mirni faollashtirish – ko'mirning tarkibidagi uglevodorodlarni piroliz metodi bilan yo'qotish bilan amalga oshiriladi. Bunday sharoitlarda ko'mirda juda ham ko'plab mikrog'ovaklar hosil bo'lib, buning natijasida ushbu faol ko'mirning sirtidagi adsorbtsion sig'imi kattalashadi. faollashtirishning turli sharoitlaridan foydalanish natijasida ko'mirning ichki sirtida turli tuzilishlarni hosil bo'lishiga olib keladi.

Adsorbtsion sig'imga, selektivligiga (tanlanuvchanligiga), regenerirlanuvchanligiga, kinetik parametrlariga, yaroqliligiga va tannarxiga adsorbentlarning o'lchamlari bo'yicha g'ovaklarning taqsimlanganligi va sirt maydoni kattaligi, tashqi sirtining hossalari va kimyoviy tarkibi alohida ta'sir qiladi. Ularning samarali sirt maydoni katta ahamiyatga ega bo'lib, ayni ushbu kattalik bilan (boshqa



parametrlar mos kelgan shartda) adsorbsion sig'imi aniqlanadi. Oddiy holatda sirt maydoni 300 dan 1500 m<sup>2</sup>/g lar atrofida bo'lib, ayrim adsorbentlarda masalan neft koksi asosidagi adsorbentlarda bu qiymat 3000 m<sup>2</sup>/g dan oshadi.

Adsorbentlar uchun yana bir o'ziga xos belgisi bu dastlabki materialning tabiatidan kelib chiqadigan bo'lsa, ularning zolligidir. Ularning qiymati 2 dan 25% oralig'ida bo'lib, o'rtacha qiymati 7% ga teng. Agarda yuqori zolliligiga zarurat bo'lmasa, ishqoriy zolni uning sirtidan yoki sirtga yaqin joydan kislotalar bilan yuvish orqali yo'qotish mumkin.

Adsorbent sifatida faol ko'mir oddiy holatlarda zarrachasi diametrining o'lchami 1 dan 3 mm gacha bo'lgan sharsimon holatida, granula holatida, diametri 2 dan 4 mm gacha bo'lgan ekstrudat holatida yoki kukun ko'rinishda ishlatiladi.

#### **Ushbu adsorbentning eng ko'p ishlatiladigan sohalari:**

-ichimlik yoki oqova suvlarini tozalash maqsadida ularni toksik organik birikmalarni yo'qotishda yoki suvga yoqimli ta'm va maza beruvchi moddalarni qayta ishlashda;

-gazlarni uchuvchan organik moddalardan tozalashda (alohida holatlarda, regenerirlanayotgan erituvchilar bug'laridan tozalashda);

-quduqdan chiqarib olinayotgan sifatsiz tabiiy gazni tozalab metanni sifatini oshirishda;

-oziq-ovqat mahsulotlarini rang beruvchi moddalardan tozalashda, dorivor moddalar va farmatsevtika mahsulotlarini tozalashda va h.k.

Faol ko'mirlarni turli moddalar bilan to'yintirish bilan gaz va suv muhitlardagi o'ziga xos ifloslanishlarni ushlab qoluvchan xususiyatlarga ega bo'lgan adsorbentlar olish mumkin. To'yintirish uchun sulfat kislotasidan (ammiak va simobni yo'qotish uchun), temir oksididan (vodorod sulfidini yoki merkaptanlarni bog'lab olish uchun), rux oksididan (sianid kislotasini bog'lab olishi uchun), og'ir metallar aralashmalaridan (fosfenni, arsinni va asabni palajlantiradigan gazlarni ushlab qolish uchun) foydalaniladi.

Agarda gaz fazasida ajratish uchun foydalaniladigan bo'linganida ushbu adsorbentlarni dastlabki qayta ishlash quyidagicha amalga oshiriladi: 200 ° C gacha qizdiriladi hamda bu ishni ularni ishlab chiqarishning oxirgi bosqichida amalga oshiriladi. Chunki, texnologik qurilmalarga qoidaga asosan faol ko'mirni juda ko'p miqdorda yuklanadi va shunday sharoitlarda reaktorning yoki qurilmaning o'zida

adsorbentni dastlabki ishlov berilishi amalda mumkin emas.

«Ko'mirli molekulyar to'rlar» deb nom olgan moddalar - nisbatan yangi mahsulotlar bo'lib, ular seolitli molekulyar to'rlarning analoglaridir. biroq, agarda seolitlarda kristallari sirtidagi mikrog'ovaklari bo'rtiqlari aylanma shaklga ega bo'lsalar, u holda ular uchun ko'mirning mikrog'ovaklari grafitning qavatlar orasida uchraydigan kesimlar ko'rinishida bo'lishi harakterlidir. Mikrog'ovaklarning bunday shaklda bo'lishi ma'lum texnologik sharoitlarda selektivlikni oshiradi.

Hozirgi vaqtda ularni amalda qo'llaniladigan yagona soha - havodan azotni ajratishning adsorbsion texnologiyasidir. Bunday holatda o'zgaruvchan bosimdagi adsorbsiya texnologiyasidan foydalaniladi, ularning ajratish usuli esa kislorod (0,368 nm) va azotning (0,343 nm) turli o'lchamlari bilan bog'liqdir.

#### **6.4. Polimer adsorbentlar.**

Polimer adsorbentlar turli shakllarda ishlatiladi. Bunday polimer adsorbentlarning ichida eng uzoq tarixiy ahamiyatli bo'lgani g'ovaklari hajmi katta bo'lgan, zarrachalari shakli sferik bo'lgan polistirol va divinilbenzollarning inert sopolimerlaridir. Bu materiallar ionalmashinuvchan smolalar tayyorlashda xom ashyo sifatida ishlatiladi.

Stirol-divinilbenzol sopolimerlaridan tashqari, polimetakrilat asosidagi, divinilbenzol-etilvinilbenzol sopolimerlari yoki polivinilpiridindan tayyorlangan adsorbentlar, Shuningdek, ularning sulfolangan va xlorometillangan modifikatsiyalaridan foydalaniladi. Ularning ayrimlari yuqori gidrofillikka ega, hattoki quritgichlar sifatida ishlatish uchun ham yaroqlidir. Qolganlari esa girofob materiallar jumlasiga kiradi.

Polimer materiallarning ichki tuzilishi «mikrosferik» bo'lib, ko'plab bir-biri bilan tegib turuvchi nuuqtalariga ega va bularning ta'sirida makrog'ovaklar hosil bo'lgan. Bunday «mikrosfera»larda asosan gelsimon tuzilish bo'lib, ular shuningdek g'ovaksimon ham bo'ladilar. Bundan tashqari, ayrim polimer adsorbentlar faol ko'mirni «faollashtirish» jarayoni kabi piroliz metodi bilan faollashtiriladi.

Oddiy sharoitlarda polimer adsorbentlar yaltiroq emas, ularning rangi polimer rangi bilan aniqlanadi. Ularning ko'pchiligi oq yoki sriqsimon, lekin ularning jigarrangli, zarg'aldoq va qora ranglilari ham

bor.

Polimer adsorbentlarning samarali sirt maydonlari kattaligi faoi ko'mirnikiga qaraganda nisbatan kam bo'lib, uning qiymati mos ravishlarda 5 dan 800 m<sup>2</sup>/g ga tengdir. G'ovaklari diametri 2,0 dan 200,0 nm gacha, faollashtirilganidan so'ngra esa 0,3 dan 200,0 nm gacha bo'ladi.

Hozirgi vaqtda polimer adsorbentlarni modifikatsiyalarining chegaralangan miqdori ishlab chiqilmoqda. Ularning ko'rinishi sharsimon zarrachalar bo'lib, ularning o'lchamlari uncha farq qilmaydi va diametri 0,3 dan 1 mm ni tashkil etadi. Bunday materiallarning aniq kamchiliklari bo'lib ular quyidagilardir: ularni siklik jarayonlarda qo'llanilganida hajmi kamayishi mumkin va yoki Shuning aksi ya'ni bo'kishi mumkin. Ularni gaz fazasida ajratish uchun ishlatilgnida ularni dastlabkki konditsionirlashni talab qilishi mumkin, masalan, ketma-ket quritish bilan ajratilayotgan aralashmani suv bilan yoki boshqa erituvchilar bilan yuvish kabi va h.k.

Ko'pgina polimer adsorbentlarning annarxi sotiladigan oddiy adsorbent materiallar narxidan o'nlab marta yuqoridir, Shuning uchun ulardan faqatgina ayrim holatlarda, masalan, odiy adsorbentlar bilan yuqori samaradorlikka umuman erisha olinmaydigan holatlarda foydalaniladi. Hozirgi vaqtda ulardan antibiotiklardan va vitaminlardan qo'shimchalarni ajratish va tozalashda, rangsizlantirishda, dekofeinlashda, qonni tozalashda, suvli muhitlardan quyimolekulyar galogen tarkibli organik aralashmalarni ajratishda, Shuningdek, sanoat chiqindilari bo'lgan suvlardan fenol tarkibli moddalarni va chiquvchi gazlardagi uchuvchan organik moddalarni ajratishda foydalaniladi.

Boshqa turlardagi organik materiallar ham adsorbentlar sifatida ishlatilishi mumkin. Masalan, bunday materiallarga sellyuloza (eng ko'p tarqalgan biopolimer), xitin (tarqalishi bo'yicha ikkinchi o'rinda turadi), kollagen, sherst, kraxmal-poliamidli gellar (xona haroratida suvni o'z molkulyar massalariga nisbatan juda ko'plab miqdorlarda adsorbsiyalaydilar va ozgida qizdirilganida osongina desorbsiyalanadilar), makkajo'xoridan olinadigan polisaharidlar, va turli bilmassalar misol bo'ladi. Ularning ayrimlari aloxida maqsadlar uchun ishlatiladi, lekin bu materiallarning xech birini umumiy maqsadlar uchun ishlatiladigan adsorbent deb bo'lmaydi.

## 6.5. Adsorbsion qurilmalarni loyihalashtirishning asosiy jihatlari

Adsorbsion sitemalarni loyihalashtirishda va ishlab chiqishda juda ko'p faktorlarni hisobga olish talab etiladi. Adsorbentni to'g'ri tanlashda albatta, adsorbsion muvozanatni, issiqlik effektini va adsorbent qavatining dinamik hossasini hisobga olish zarur.

### Issiqlik effektlari, muvozanati

Adsorbsion sig'imning, selektivlikning va regenerirlanuvchanlikning yuqori kattaliklari ko'p hollardamuvozanat sharoitlari bilan aniqlanadi. Adsorbent samaradorligining ushbu uchta kattaligini tajribada aniqlashda ularni to'g'ri tanlash kerak bo'ladi va muvozanatdagi o'zaro ta'sirlashuv holatini tushunish foydalidir.

Yuqorida aytib o'tilganidek, adsorbsion sig'imning ahamiyati konsentratsiya va haroratga juda bog'liqdir, Shuning uchun ko'p holatlarda ularni izoterma holatida keltiriladi. Amalda juda ham ko'plab izotermik tenglamalar bo'lib, ularning kerakligini tanlab olish ma'lum chegaralanishni talab qiladi.

Selektivlik turli almashinuvchilar tutgan matematik formulalar orqali karakterlanadigan ko'p komponentli muvozanat natijalarida aniqlanadi. biroq hisoblashlar uchun quyidagi formulalardan foydalanish qulaydir:

$$a_{ij} = (y_i/y_j)/(x_i/x_j),$$

Bu yerda,  $a_{ij}$  - j-oddaga nisbatan i-moddaning nisbiy selektivligini bildiradi;  $x_i$  va  $x_j$  - ushbu moddalarning mos ravishda suyuq va gaz fazalardagi mol ulushlari;

Birinchi parametрни osongina o'lchash mumkin, lekin aniqlash juda qiyindir. Avvalgining ekvivalenti hisoblangan alternativ tenglamasi quyidagi ko'rinishga ega:

$$a_{ij} = K_i/K_j.$$

Bu yerda,  $K_i$  va  $K_j$  - i va j-komponentlar uchun Genri qonunidagi koeffitsientlar. Bunday tenglik maqsadga muvofiqdir, chunki u berilgan haroratdagi qiymatlarida o'zgarmaydi va undan hisoblashlarda foydalanish qulaydir.

Regenerirlanuvchanlikka kelsak, qanday formula bilan aniq muvozanat holat munosabatlari yoziladi va foydalanilayotgan regenerirlash metodiga bog'liqmi degan savol tug'iladi. Masalan,

o'zgaruvchan haroratlardan iborat adsorbsion sikllar uchun ularning adsorbsiya bosqichlariga mos keluvchi izotermalardan va regeneratsiyalanish bosqichi izotermalardan kelib chiqqan parametrlarni olish mumkin. Ushbu ikki izotermalarni solishtirish orqali adsorbsion sig'imning o'zgarishini baholash mumkin. Regeneratsiyachlashning kimyoviy usullaridan (masalan, ajratib chiqarish yoki elyuirlash) yoki o'zgaruvchan bosimli sikllarni hisoblashda ushbu metodlarga taalluqli bo'lgan adsorbsion sig'im ma'lumotlaridan foydalaniladi.

Adiabatik sharoitlarda ketuvchi adsorbsion jarayonlar natijasida haroratning qanday oshishi adsorbsiyalanishning issiqlik kattaligi hisoblanadi degan ko'rsatkich muxim hisoblanadi.

Aynan shu kattalik gaz yoki bug' fazada regeneratsiyalanish uchun kerakli bo'lgan energiya o'lchovidir. SHuni aytish joizki, ushbu kattalikning kichik qiymatligi maqsadga muvofiqroqdir.

Adsorbsiyalanishning issiqligini turli usullar yordamida izoxlash mumkin. Bizning maqsadimiz bo'yicha adsorbsiyalanishning izosterik issiqligidan foydalanish qulayroqdir, chunki u bir qancha adsorbsion qavatlar orqali kiritish yo'nalishidan gaz oqimini to'xtovsiz o'tkaziladigan (yoki gaz-tashuvchi oqimini) jarayonlarni izohlash uchun yaroqlidir. Berilgan adsorbsion sig'imda ushbu issiqlik quyidagi formula bilan yoziladi:

$$Q_{st} = -R[\partial(np) / \partial(1/T)]_n.$$

Bu yerda, **R**- gaz doimiysi; **p** va **n** – toza gazni o'tkazish holatidagi umumiy bosim va adsorbsion sig'im (ko'pincha issiqlik effektini aniqlashda foydalaniladi) yoki aralashmalarni tozalashdagi parsial bosim va komponentlarning adsorbsion sig'imi. Bu formula bug'lanish issiqligini aniqlashdagi formulaga mosdir, bundan tashqari bu formula haroratga kuchsiz bog'liqlilikni aks ettiradi.

U holda adsorbent bilan adsorbsiyalanuvchi modda qanday ta'sirlashishi adsorbsiyalanishning izotermik issiqligi bilan adsorbsion sig'imning bog'liqligi bilan namoyon bo'ladi. Hosil bo'lgan egri chiziqning asta og'ishi shuni ko'rsatadiki, adsorbsiyalanish kichik konsentratsiyalarda katta qiymatlidir, balki bu holat sirtning bir xilda emasligi natijasida adsorbsion ta'sirga oson uchraydigan qismlari moddalar bilan to'lib qolib regeneratsiyalanishini qiyinlashtirishi sababchidir. Qiymatlarni astalik bilan oshirish aksincha, regeneratsiyalanishning oson bo'lishini ko'rsatadi, va ayniqsa bu

adsorbsiyalanishning kichik qiymatlarida namoyon bo'ladi. Aarda ushbu grafikning egrisi chizilgan ekan, u holda adsorbsiyalanishning issiqligi jarayonga ta'sir etmaydi.

### **Izotermalarni hisoblash**

Adsorbsion qurilmalar uchun kapital sarflar adsorbsion sig'im qiymati bilan aniqlanar ekan, adsorbsion sig'imni kiritilayotgan oqimni kimyoviy tarkibi funksiyasi sifatida izoxlash uchun yaxshi izoterma hosil qilishga erishish adsorbsion texnologiyalarni ishlab chiqishda xal qilinishi kerak bo'lgan muxim vazifalar jumlasiga kiradi. Mavjud bo'lgan vositalar bilan xalicha adsorbsion sig'im kattaligini hisoblash imkoni yo'q, chunki buning uchun doimo tajriba natijalari kerakdir.

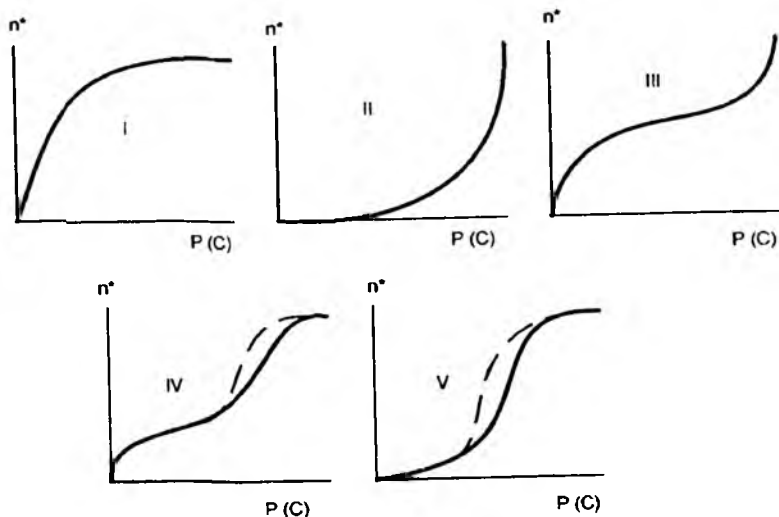
### ***O'lchashlarni amalga oshirish***

Kerakli ma'lumotlarni hajmiy taxlillar yordamida yoki gravimetrik va xromatografik taxlil usullari bilan olish mumkin. Oxirgi ikki metod (gravimetrik va xromatografik) bilan hajmiy taxlil maqsadga muvofiqroqdir: ular yetarli darajada aniqligi, narxi pastligi va oson yondoshuvchanligi bilan farqlanadi. Bunday talila adsorbent solingan idishdan foydalaniladi va uni ketma-ket suyuq fazasidagi kkonsentratsiyasining o'zgarishini o'lchanadi. Hosil qilingan oxirgi konsentratsiya ko'rsatkichi bilan massalar farqini hisoblanai va keyin esa adsorbsiyalangan modda miqdorini hisoblanadi.

Gravimetrik metoddan asosan gaz fazasidagi adsorbsiyalanishni o'lchanadi. Gravimetrik o'lchash usuli juda aniq va oson bo'lib, deyarli murakkab jihozlarni talab qiladi (masalan, kvars prujinali tarozilar mavjudligi) va kuplab vaqt talab etadi (alohida hollarda ko'p martalab germetiklash va adsorbentli kolonkalarni tarozida torish ishlari).

Uchinchi metoda – xromatografiya usulidan foydalanilganida esa adsorbentni maydalanadi va xromatografik kolonnaga joylanadi, keyin injektor orqali gaz-tashuvchi oqimiga tadqiq qilinayotgan moddadan kiritiladi. Bu asosan skrining metodi bo'lib, ko'pincha undan gazlarni tadqiq qilishda foydalaniladi.

Olingan grafik ma'lumotlari esa 6.3- rasmda ko'rsatilgandek shaklga ega bo'lishi mumkin.



### 6.3-rasm. Adsorbsiyalanishning turli ko‘rinishdagi izotermalari (matnda belgilanishi bo‘yicha).

I-egri chiziq shishib chiqqan holda bo‘lib (pastdan yuqoriga qarab egilgan) «ko‘ngildagidek» iotermaga mansubdir. Umuman bunga qarama-qarshi bo‘lgan ko‘rinishdagi egri chiziq II-turida bo‘lib, «ko‘ngildagidek emas» izoterma turiga kiradi. Adsorbsion sitemalar egri chiziqlarining sakrashi bilan tavsiflanib, buni ushbu soha mutaxasislari adsorbsiyalanishdagi o‘z-o‘zidan torayish deb ataydilar. III, IV va V-tuuridagi egri chiziqlar esa ketma-ket keluvchi bukchaygan va og‘ishgan maydonlariga ega bo‘lib, mos ravishda ular ikkila turdagi sistemaning egri chiziqlari hosil bo‘lishiga to‘g‘ri keladi.

Jarayonlarda IV va V-turidagi egrilar bilan tavsiflanadigan holatlarda gisterezis kuzatilishi mumkin bo‘lib, u jarayonning kinetik parametrlariga va regenerirlanuvchanlikka ta‘sir etishi mumkin. Gisterezisda adsorbsiyalanish izotermasidan farq qiladigan izotermaga mos ravishda desorbsiyalanish sodir bo‘ladi. Bu holat asosan adsorbent ayrim g‘ovaklarining suyuqlik bilan to‘lib qolib u yerdan chiqib keta olmagan holatida namoyon bo‘ladi.

#### Izoterma tenglamasi:

O‘lchash natijalari grafikka kiritilgach, ushbu grafikni tavsiflay oladigan matematik tenglamani topish savoli turadi. Buning uchun turli murakkabliklardagi empirik va ko‘proq nazariy usullar mavjuddir.

Ularning eng asosiylari 6.3- jadvalda keltirilgan.

Jadvalda keltirilgan tenglamalarning ko'pchiligida S-konsentrsiyaning suyuq fazadagi hoxlangan shakllaridan foydalanish mumkin: masalan, mollar soni kub/metrda, grammlar soni kub/santimetrda, parsial bosimlar kattaligi yoki million ulushlar soni (ppm) larda va h.k. xudi shunday,  $n$ -adsorbsion sig'imning xoxlangan o'lchov birliklari qabul qilinadi, Shuningdek, alohida qavat uchun  $n_M$ -qattalik (A-E tenglama) yoki maksimal adsorbsion sig'im (F-N tenglama). A, B va D parametrlar bu tenglamalarda empirik hisoblanadi.

### 6.3- jadval

Toza komponentlar uchun izotermik tenglamalar	
A. Genri qonuni	$n^* = Kn_M C$
V. Lengmyur	$n^* = Kn_M C / (1 + KC)$
S. Freyndlix	$n^* = AC^B$
D. Braunauer- I'mmett-Tellur (BET)	$n^* = Kn_M Cr / [1 + (R-1)C_r]^* [1 - C_r]$
E. VDDT	$n^* = \frac{Kn_a Cr [1 + m(g-1)Cr^{m-1} + gCr^{m-1} - (2g-1)Cr^m]}{(1-Cr)^* \{1 + [K-1]Cr + K[Cr + K(g-1)Cr^m - Cr^{m+1}]\}}$
F. Ikkilamchi <sup>T</sup>	$n^* = K_1 n_a C / (1 + K_1 C) + K_2 C$
G. Redlix- Peterson	$n^* = Kn_a C / (1 + KC^B)$
H. Lengmyur- Freyndlix	$n^* = An_a C^B / (1 + AC^B)$
I. Sips	$n^* = n_a \sum AC / (1 + AC)^B$
J. Tot <sup>2</sup>	$n^* = KC / (1 + C^B / A)^{1/B}$
K. YUnilan <sup>3</sup>	$n^* = n_a / 2B \cdot \ln^* \frac{D + C \exp(B)}{D + C \exp(-B)}$
L. Dubinin- Radushkevich <sup>4</sup>	$n^* = n_a \exp^* \{2[(K_0 e / b_0)^2]\}$
M. Dubinin- Astaxov <sup>4</sup>	$n^* = n_a \exp^* \{ - [(K_0 e / b_0)^n] \}$
N. Dubinin-	$n^* = n_{a1} \exp^* \{ - [(K_{01} e / b_{01})^2] \} + n_{a2} \exp^* \{ - [(K_{02} e / b_{02})^2] \}$



Stoyakli <sup>4,5</sup>	Ogohlantirishlar.
Belgilar (matnga hani qarang): $n^*$ - adsorbsion sig'im; $n_M$ -monqavat sig'imi (A-E tenglama) yoki maksimal adsorbsion sig'im (F-N tenglama); K-Genri qonuni ko'effitsienti; C-konsentratsiya; $C_{sat}$ -to'yinganlik ko'effitsienti; $C_r$ - $C/C_{sat}$ ga teng bo'lgan reduksion konsentratsiya; A,B,D-empirik parametrlar; E-adsorbsion potensial; $k_0$ -shakllar parametrlari; $v_0$ - affinlik ko'effitsienti; n-g'ovak turini tavsiflovchi ko'effitsient; $M_1$ , $M_2$ -g'ovak o'lchamlarining turlicha taqsimlanishining chiziq osti indeksi	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. G' tenglamadagi K ko'effitsient <math>K_1+K_2</math> yig'indiga mos keladi;</li> <li>2. J tenglamadagi <math>n_M</math>- parametr <math>KA^{1/V}</math> ga mos keladi;</li> <li>3. K tenglamadagi K ko'effitsient <math>n_M \sinh(B)/BD</math> ga mos keladi;</li> <li>4. L, M, N- tenglamalardagi <math>n^*</math> va <math>n_M</math>- parametrlari adsorbsiyalangan massa birligi hajmida yoki adsorbent hajmida keltiriladi;</li> <li>5. N tenglamadagi <math>n_M</math>-parametr <math>n_{M1} + n_{M2}</math> summasiga mos keladi.</li> </ol>

Oddiy matematik tenglamaga muvozanat belgisini kiritish mumkin, adsorbsiyalanish darajasi esa suyuq fazada konsentratsiyaga proporsionaldir. Bu jadvaldagi A-tenglamaga mos kelib, Genri qonuniga olib keladi.

V-tenglamadagi Lengmyur izotermasidagi adsorbsiyalanayotgan modda bilan adsorbentning sirtini qoplanashini matematik yozilishi uchun bo'lib, buni ifodalashda adsorbsiya-desorbsiya jarayonida sodir bo'ladigan bog'lanish va ozod bo'lishning nisbiy tezliklarini solishtirish metodidan foydalaniladi. Negaki, adsorbsiyalanish -- yutilish sirtning erkin bo'lish ulushiga bog'liq bo'lsa, sirdan ozod bo'lish esa-desorbsiyalanish uning sirdagi egallangan ulushi bilan proporsionaldir. Ushbu jarayonlar tezliklarining muvozanat konstantalari Genri qonunidan kelib chiqadigan K-ko'effitsienti hisoblanadi. Bu tenglama ayniqsa kimyogar-texnologlar tomonidan ko'p foydalaniladi.

Agarda olingan natijalar chiziqli koordinatalarga to'g'ri kelmasa u holda S – tenglamasidagi (jadvalga qarang) Freyndlix izotermasiga o'tish mantiqqa to'g'ri keladi. Termodinamika nuqtai nazaridan kamchiliklarga qaramasdan ushbu tenglama qolgan holatlar uchun ko'proq mutaxassis-texnologlar tomonidan foydalaniladi.

Adsorbent g'ovaklarining adsorbsiyalangan moddaning oddiy monoqavat bilan emas balki bir necha qavatlar bilan to'lishi kengroq ravishda Brunauer-Emmet-Tellur (BET) va Brunauer, Deming, Deming-Teller (BDDT) izotermalari bilan real ravishda hisobga olinadi, bu jadvaldagi mos ravishda D va E tenglamalardir. Ularda redutsirlangan konsentratsiyalarga oid parametrlardan foydalanilib ( $C_r$ -parametri), u  $S/S_{sat}$  nisbat bo'lib, g'ovaklar to'lishi natijasida uning qiymati birga yaqin bo'ladi. BDDT-izotermasi o'zining qulayligiga ega (jamlanganligi tufayli) bo'lib, ularda aniq holda m-qavatlar soni va Shuningdek, g-adsorbsiyalanish issiqligi parametri e'tiborga olinadi. BET-izotermalari texnologik ishlanmaning borishini emas balki asosan adsorbentning sitr maydonini baholash uchun qo'llaniladi.

F- tenglamadagi ikkilamchi izoterma Lengmyur zotermasi va Genri qonuni kombinatsiyasi hisoblanadi. Tenglamadagi Lengmyurning G-K izotermasi esa chiziqlikdan chetlashishlarni ilg'ab qolish mushkul bo'lgan farqlarni hisobga oluvchi parametrlar bilan to'ldirilgan va uning eksponensial matematik shakli ishlatilgan.

6.3- jadvaldagi oxirgi uchta tenglamalar adsorbsiyalanish va kondensatsiyalanish orasidagi analoglari bo'yicha keltirib chiqarilgan. Ularda i-komponentning adsorbsion potensialini belgilovchi  $E_i$ -parametr qo'llaniladi. Ushbu parametr toza suyuqlikning uchuvchanligi va muvozanat holatdagi uchuvchanligi orqali ifodalanadi (yoki parsial bosimlar bilan yoinki suyuq faza bo'lganida konsentratsiyalar orqali), lekin barcha variantlarda  $E_i$ -parametr qiymati mos keluvchi harorat qiymatlari bilan aniqlanadi. Bug'larda (uchuvchanlikni hisobga olmaganda) adsorbsion potensial adsorbsiyalanuvchan komponentni parsial bosim tengligidan uning bug'lari bosimi tengligigacha siqish uchun kerakli ishga ekvivalentdir.

Agarda bir-biriga o'xshash moddalarning adsorbsion potenciallari teng bo'lsa, bita adsorbent bilan ushu moddalarning teng hajmdagi miqdorigina adsorbsiyalanadi. SHunday qilib, adsorbsiyalanish hajmining adsorbsion potensial kattaligi bilan bog'liqligi grafigi qo'llanilayotgan moddalar guruhi uchun va ayni adsorbent uchun o'ziga xos egi chiziqdan iboratdir.

Adsorbsion potensialni parametrini hisobga oluvchi izotermik tenglamalarda adsorbsion potensial turli darajalarda kiritilib, u yoki bu turdagi g'ovakli adsorbent *zarrachalaridagi o'ziga xosligiga empirik mos keladi.*

Masalan, L-tenglamada (Dubinin-Radushkevich izotermasi) 2 daraja ko'rsatkichidan foydalanilib, aniqlanishicha bu qiymat mikrog'ovakli adsorbentlardan foydalanilganida yaroqli hisoblanadi.

M tenglama (Dubinin-Astaxova izotermasi) daraja ko'rsatkichini o'zgartirishga imkon beradi, N – tenglamada (Dubinin-Stoekli izotermasi) faqatgina oddiy g'ovak o'lchamigina hisobga olinmasdan balki ko'pgina adsorbentlar uchun xos bo'lgan ikki xil o'lchamli g'ovaklar joylashuvini ham

hisobga oladi. Bu tenglamani yanada kengaytirish mumkin va adsorbentdagi hattoki katta o'lchamlardagi g'ovaklarini xech bo'lmaganda amalda uni uchta maksimal tarqalishiini hisobga olganda amalda qo'llanilsa hamki hisobga olish mumkin.

L, M va N tenglamalardagi  $K_0$ -parametri grafikdagi  $n^*-E$  bog'liqlikni hisobga oladiyu.  $V_0$  parametr esa «affinost koeffitsienti» nomini olgan bo'lib, u «o'ylab topilgan faktor» hisoblanadi, buning yordamida esa ayni izotermada muxandisni qiziqitiruvchi bog'langnalik ayni izotermada yaxshi aksini topadi. N-tenglamadagi  $M_1$  va  $M_2$  indekslar g'ovaklar o'lchamlarining ikki xilda tarqalganligiini belgilaydi.

### **Tenglamani tanlash:**

6.3- jadvaldagi keltirilgan izotermik tenglamalardan mutaxasi o'ziga xoxlaganini tanlab olishi mumkin. Lekin, kerakli bo'lgan tenglamani tanlab olishning aniq bir qoidasi mavjud emas.

Tenglamani tanlashda ko'pincha «qanchalik soda bo'lsa shunchalik oson» prinsipiga amal qilinadi. Ayniqsa bu usulni agarda tenglamada turli ma'lumotlarning katta sonidan foydalanilsa qo'llaniladi. Biroq, unchalik sezilarli bo'lmagan izotermalar parametrlarining birligida kirib kelayotgan oqim va adsorbent o'rtasida o'zaro ta'sir unchalik katta emasligit mavjdsdligidan dalolat beradi, bu esa adsorbsion kolonnalarning ishlashida kuzatilishi mumkin. Shuning uchun, jiddiy qisqartirishlarni qabul qilinganida avvalam bor birinchi navbatda ko'rinadigan parametrlarni qisqartirishdan saqlanish kerak. Ideal sharoitlardan yoki ma'lum holatlar bo'lgan hodisalarni hisobga oluvchi oddiy tenglamalardan foydalanish yaxshi yondoshish hisobladi.

### **Aralashmalar bilan ishlash:**

Adsorbsion kolonnaga kirib keluvchi oqimlar ko'pincha bittagina adsorbsiyalanadigan komponenti bo'lmay balki bir necha

komponentlardan iborat bo'lad. Bunday sistemalar bilan ishlash uchun beshta asosiy prinsip mavjud.

**Birinchi yondoshishda** – adsorbsiyalanuvchan komponentlardagi kerak byuo'lmagan aralashmalar oddi usulda ajratiladi va buning natijasida ularni adsorbsion ajratishda mutlaqo ishga yaroqsiz natijalarga olib kelishi mumkin. Bunday usul faqatgina agarda ayni shu aralashmalar asosiy komponentlarga nisbatan juda ham yomon adsorbsiyalanadigan bo'lganidagina qo'llanilishi mumkin,

**Ikkinchi yondoshishi** – bunda har bir komponent adsorbsiyalanishi boshqalariga bog'liq bo'lmagan holatda kurib chiqiladi, agar adsorbsiyalanmaydigan tashuvchida juda kichik konsentratsiyalarda ifloslantiruvchi moddalar bo'lsagina bu foydali va aniq natijalar beradi. Bunday holatlarda hisoblashlarni faqatgina toza komponentlar izotermalaridan foydalanib amalga oshiriladi.

**Uchinchi variantda** – «komponentlarni guruhlash» nomi bilan ma'lum bo'lib, bu qoida Nyu-York Sirakuza universiteti kimyo texnologiyasi fakulteti xodimlari bilan professor CHi Ten tomonidan ishlab chiqilgan bo'lib, bir necha aralashmalardan iborat kirib kelayotgan alarlashmani ikki yoki uchta komponentlardan iborat deb qaraladi. Masalaga bunday yondoshish agarda faqatgina qo'pol natijalar olnadigan bo'lsa vaqtdan yutishga, mablag'dan tejashga imkon beradi. Bu metod toza komponentlarning izotermalarini ayrim parametrlarini bilishni talab qiladi.

**To'rtinchi yondashish** – bunda 6.4.jadvaldagi bir necha empirik izotermalarning biridan foydalanish ko'zda tutiladi. Bunda adsorbsiyalanishga uchraydigan komponentlarning «raqobatli» adsorbsiyasini hisobga olinadi. Bu esa toza komponentlar va aralashmalar izotermalaridan foydalanishni talab qiladi. Qanday tenglama tanlab olinganligiga qarab, matematik tenglamani taxlil qilish toza komponentlardagi holatga nisbatan yanada qiyin bo'lishi mumkin.

**Beshinchi prinsip** – mutaxassis bitta model aralashmaan foydalanib adsorbsiyalanayotgan moddaning o'zaro ta'sirini hisobga olgan holda bug'-suyuqlik muvozanatini e'tiborga oladi. Bu yondashish murakkab matematik shakllantirishni talab qilsa hamki, ko'pincha uning faqat bir o'zi yetarli darajada aniq bir natija olishni ta'minlashga qodirdir.

Bir necha komponentlar uchun izoterma tenglamalari.

Bir necha komponentlar uchun izoterma tenglamalar	
A. Genri qonuni	$n_i^* = K_{i, nM} C_i$
B. Markham-Benton	$n_i^* = K_{i, nM} C_i / (1 + SK_i C_i)$
C. SHey	$n_i^* = (K_{i, nM} C_i / h_i) / [(1 + S(K_{i, nM} C_i / h_i))]$
D. YAn-Tyumok	$n_i^* = nM_i (K_i C_i)^{1/n} / [1 + (K_i C_i)^{1/n}]$
E. Sips- YU-Neretniks	$n_i^* = nM_i K_i (K_i C_i)^{1/n-1} / [1 + (K_i C_i)^{1/n}]^n$
F. Redlix-Peterson-Sidel	$n_i^* = A_i C_i / [1 + B_i C_i^{D_i} \text{ref} C_i^{D_i - D_i} (A_i C_i)^{D_i}]$
<p>Belgilar:</p> <p><math>n^*</math>- adsorbsion sig'im;  <math>n_M</math>- monoqavatli yoki maksimal adsorbsion sig'im;            K- Genri qonuni koeffitsienti;            C- konsentratsiya;            A,B,D- empirik parametrlar; n- o'zaro ta'sirlashish parametri;</p>	<p>Chiziq osti indekslar:</p> <p>i- qiziqtirilayotgan komponentga tegishli qiymat (masalan, kiritilayotganda adsorbsiyalanuvchi komponent uchun);            j- kiritilish oqimi tarkibidagi boshqa komponentlar uchun taalluqli;            ij- kiritish oqimidagi qiziqtirilayotgan va boshqa komponentlarning o'zaro ta'siriga bog'liq</p>

### 6.3. Adsorbsiya dinamikasi

Adsorbent tanlashda diqqatni adsorbsion qavatda transport hodisalarini uchchala holatlarini e'tiborga olish kerak: bular, zarrachalarning o'zini ichidagi diffeziyalanish, fazalardagi massauztish va qalin qavatlarda bosimning tushib ketishidir.

#### Zarracha ichidagi diffuziya:

Adsorbsion jarayonlarda har bir vaqt oralig'da zarrayacha ichidagi diffuziya tezligi alohida zarrachalar o'lchamlariga (zarrachalar shakli

sferik yoki silindrik bo'lganida ular l-radiulari kattaligi bilan xarakterlanishi mumkin), ayni sistemada  $D_{\text{eff}}$ – diffuziya boshlanishi momentidan boshlab diffuziyalanishning effektiv koeffitsientigicha bo'lgan vaqtga bog'liq.  $D_{\text{eff}}$ –parametri  $D_{\text{AV}}E_R/r$ – ga ekvivalent bo'lib, bu yerda  $D_{\text{AV}}$ –ayni suyuqlikda erigan moddaning diffuziyalanish koeffitsienti,  $E_R$ – zarracha g'ovaklari ichida bo'shliq ulushi, r-ularning qiyshiqligi.

$D_{\text{eff}}/l$  – zarrachaning ichkki qismidagi qancha modda adsorbsion jarayonda qanchalik oson ishtirok etayotganini bildiruvchi ko'rsatkich. Shunday qilib, effektiv (tezlik bilan) adsorbsiyalanish diffuziyalanishning yuqori koeffitsienti bilan yoki zarrachaning kichik diametrliligiga bog'liq yoki ushbu faktorning ikkisi ham birga yaxshi natija berishiga sababchidir. Biroq, quyida ko'rsatilganidek, bosimning pasayib ketishi bilan bog'liq bo'lgan tushuncha zarrachaning maydaligi bilan bog'liq barcha argumentlarni e'tiborga olishni talab qiladi.

### Qabul qilish fazasidagi massa uzatish

Matematik korrelyatsiya ma'lum bo'lib (shunday shart bo'lsinki, bunda sistemada adsorbentning qo'zg'almas qavati ishlatilmoqda):

$$j_D = 1,17 \text{Re}^{-0,415} \quad 10 < \text{Re} < 2500,$$

Bu yerda, **Re**- ayni sistemaga tegishli Reynolds soni ( $(\rho v_s d_p)/\mu$ , bu yerdani to'rtta parametrlar mos ravishda belgilanadi: suyuqlik zichligi, zarracha diametr iva suyuqlik qovushqoqligi),  $j_D - j$ - Kolburna-Xilton faktorii. Oxirgi son quyidagiga teng:  $(k/v_s) \text{Sc}^{0,667}$ , bu yerda k-suyuqlik – zarracha sistemasi uchun massauzatish koeffitsienti, **Sc** - SHmidta soni bo'lib u  $m/pD_{\text{AB}}$  ga teng.

Ushbu ko'rinishdagi tenglamada qabul qiluvchi fazaning massauzatishi k-parametr bilan harakterlanadi. K-kattalik esa asosan suyuqlik hossasi bilan, sirt tezligi bilan, Shuningdek adsorbentning biron parametri masalan – zarracha o'lchami  $d_p$  bilan aniqlandi.

k-kattaligining  $d_p$ -kattalikka nisbatan teskari holatda 0,415 gacha o'zgaradi. Shuning uchun ayni oqimning tezligida ma'lum suyuqlik uchun zarrachaning o'lchamini o'n kara kamaytirish natijasi massauzatish koeffitsientini taxminan uch marta oshishiga sabab bo'lishi mumkin edi. Bunday korrelyatsiyadan shuni ko'rish mumkinki, massa uzatish koeffitsientining hattoki to'rt marotalab

ko'payishi ham tezlikning o'n kara kko'payishiga olib kelishi mumkin edi. Lekin, k-qiymatni oshirishga tezlikni oshirish bilan erishish aqlga sig'maydi, chunki, adsorbsion qavatning suyuqlik bilan kontakt vaqti tezlik kattaligiga teskari proporsional bo'lib, adsorbent qavatidan suyuqlik tez o'tishi oshgan sari adsorbsiyalash jarayonida adsorbent ishtiroki kamayishi mumkindir.

### 6.7. Adsorbentning qalin qavatlarida bosimning pasayib ketishi

Ko'pgina adsorbsion qurilmalar nisbatan uncha katta bo'lmagan bosimning pasayishi bilan ishlaydi. SHunday holatni saqlash maqsadida yirikroq o'lchamli adsorbent zarrachalardan foydalanishga harakat qilinadi. bosimning tushib ketishini ta'minlaydigan boshqa faktor suyuqlikni katta bo'lmagan tezligida ishlatish hisoblanadi, o'z vaqtida bu suyuqlik va adsorbent o'rtasida muvozanatni tiklashga turtki bo'ladi. Suyuqlikning tezligi kichik bo'lishini ta'minlash uchun adsorbentni yupqa kavatlisini uzunasiga emas balki katta diametrlri qisqa-qisqa qalin qavatlarga taxlanadi.

Bunday texnologik sharoitda quvur tamoqlari, klapanlar va shtutserlar balki adsorbent qavati kabi bosimning tushib ketishi kabi ta'sirga uchraydi. Eng yaxshisi ikki martalab tekshirish yaxshi gatiya beradi. Bunday tekshirish uchun adsorbentning qisqa qavatlarini orqali past tezlikda o'tuvchi oqimlar uchun qo'llanilishi mumkin bo'lgan Ergun tenglamasidan foydalaniladi:

$$P/L = \{150[(1-E)/Re] + 1,75\} \{(\rho f v^2, 1-E)/(g_c d_p E^3)\}$$

Formulada keltirilgan Reynolds soni yuqorida yozilgan aniqlikka mos keladi; L-adsorbent qavatlarini o'tayotganida o'zaro joylashayotgan oqimning oraliq masofasi; E- qavatning g'ovakliligi bo'lib, adsorbsion qavatdagi bo'shliqning ulushi (zarracha ichidagi bo'shliq emas).

Adsorbsion sistemalarning hisoblanishlari kko'p qirralidir va u qo'yilgan masalaga bog'liq. Ushbu yo'nalish bo'yicha yetarlicha ma'lumotlar [2]-adabiyotlar manbaida mavjuddir. Biz esa adabiyotlarda keltirilmagan va ma'sus bog'liqliklarni bilish talab qilinadigan oddiy hisoblashlardan foydalanishni ko'rib chiqamiz.

## 6.8. Adsorbsion qurilmalarni baholovchi hisoblashlar

Bu hisoblashlar orqali qurilmaning asosiy apparatlari o'lchamlarini aniqlash imkonini, uning tarkibini turli variantlarda moslashtirilishini imkonini beradi va uning iqtisodiy tomndan maqsadga muvofiqligini avvaldan baholashga imkon beradi. Qoidaga asosan, hisoblashlarning aniqligi oxirgi hisoblashlardan atigi  $\pm 10\%$  dan ko'p emas.

Adsorberlash o'lchamlarini aniqlash uchun avvalambor ularning ichki diametrlarini aniqlash zarurdir. U esa asosan xom ashyoning va yordamchi oqimlarning sarflanish kattaligiga, yuklanayotgan adsorbent miqdoriga va qavatning gidrodinamik qarshiligiga bog'liqdir.

Adsorbentning kerakli miqdorini esa adsorbsiyalanish izotermasi orqali aniqlanadi. Bunda esa qoidaga asosan adsorber kamida bir yil ekspluatatsiyada bo'lishi kerak va bu vaqtda adsorbentning adsorbsion xossasi kamayishi mumkin bo'lib, uning ko'payib ketishi jarayonlarga ta'sir etib texnologik oqimlarni tozalash va quritishni (normal-alkanlarni ajratish, vodorodni konsentralash va h.k.) 30% miqdorda oshirib yuboradi, qisqa siklli jarayonlarda esa deyarli bu holat 2 yoki 3 marta oshadi. Bu holat esa aniq adsorbent uchun adsorbsiyalanish izotermasini bilishni talab etadi.

Arim holatlarda bunday yondoshishni soddalashtirish mumkin, lekin bunday hollarda malum qonuniyatlar va bog'liqliklar aniq bo'lishi kerak. Ular qoidaga asosan ularni sanoat miqyosida ayirboshlovchi va texnologiyalarini ishlab chiquvchi firmalar materiallarida keltirilgan bo'ladi.

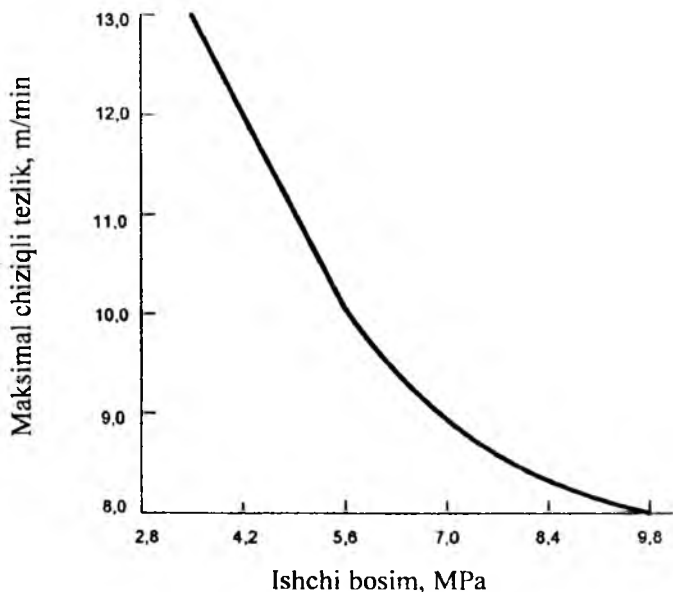
6.4-rasmda oqimning tavsiya etilgan oqimning maksimal tezligining (yuqoridan pastga qarab yo'nalishda) seolitlar yordamida gaz muxitini quritishda adsorberning ishchi bosimi o'rtasidagi bog'liqlik keltirilgan..

Adsorbyerdagi chiziqli tezlik deb apparat orqali gazning erkin o'tish tezligi qabul qilinadi. YUqori tezliklarda yoki adsorbent buzilishni boshlayodi, yoki adsorbsiya sharoiti tezda yomonlashadi.

Maksimal chiziqli tezlik va minimal diametr (yoki adsorberning ko'ndalang kesimi maydoni bilan) o'rtasida qartarma bog'liqlik bor. Asosan ruxsat etilgan chiziqli maksimal tezlikdan minimal diametрни topish orqali berilgan miqdordagi adsorbent uchun qavat balandligini



topiladi. Paski qismida tayanchli tarelkasi bo'lgan adsorberlar uchun uning diametri 7,6 metrdan oshib ketmasligi kerak [4]. Aks holatlarda ayni turdagi adsorberlarda oraliq tayanchlar o'rnatilishi ko'zda tutilishi kerak bo'ladi, lekin bu esa adsorbent ichidagi gidrodinamikasiga, massa- va issiqlik almashinishiga kuchli ta'sir qiladi.

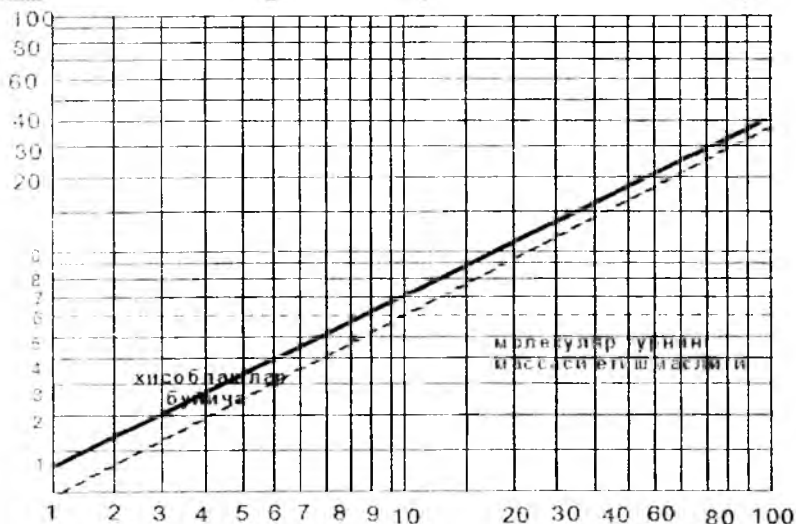


#### **6.4-rasm. Adsorberning ishchi bosimi bilan oqimning maksimal chiziqli tezligi orasidagi bog'liqlik grafigi.**

Agarda hisoblashda diametring minimal o'lchamida ham adsorbent qavatining qalinligi 7,6 metrdan ko'p bo'lsa diametрни shunday tanlanadiki, bunda balandlikda chegaralanish bajarilishi kerakdir. Qavatni qalinligining quyi chegarasi uchun uart shuki, u adsorberning diametriga teng yoki unan kata bo'lishi kerak va bunda uning o'lchami 1,8 metrdan oshmasligi kerak [4]. Agarda hisoblashda kerakli natija olinmasa u holda adsorbsiyalanish davomiyliligini ko'paytiriladi. Qavatning quyi chegaralangan balandligi massa almashini hududini shakllantirish bilan bog'liqdir.

Agar qurilma faqatgina gazni quritish uchungina moslashrtirilgan

bo'lsa, u holda seolitning kerakli miqdorini 6.5-rasm bilan aniqlanadi:

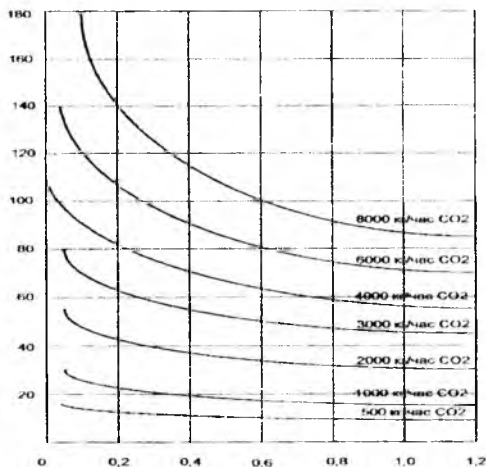


Qurilayotgan gazdagi suvning tarkibi, kg/ning, m<sup>3</sup>..

**6.5-rasm. Adsorbsiyalanish bosqichi davomiyligi 24 soat bo'lgandagi gaz oqimini (sutkasisga 28 ming m<sup>3</sup>) adsorbyerda quritish uchun kerakli seolitning (molekulyar to'r) miqdori**

6.6.-rasmdan gazlardagi suv va uglerod dioksidini birgalikda yo'qotish uchun kerakli bo'lgan seolitning taqribiy miqdorini topish mumkin. Bu bog'liqlik SO<sub>2</sub> ning konsentratsiyasi 0,03 da 1,2% hajmiy ulushda bo'lganida, bosim 4,0–7,0 MPa va adsorbsiyalanish bosqichidagi harorat 20–50<sup>0</sup>S orliqlarida bo'lganda qo'llaniladi.

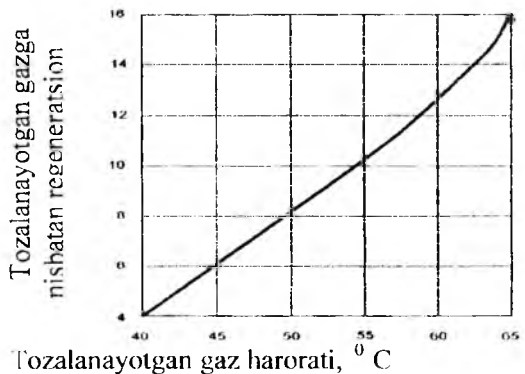
kerakli seolit miqdori, tonna



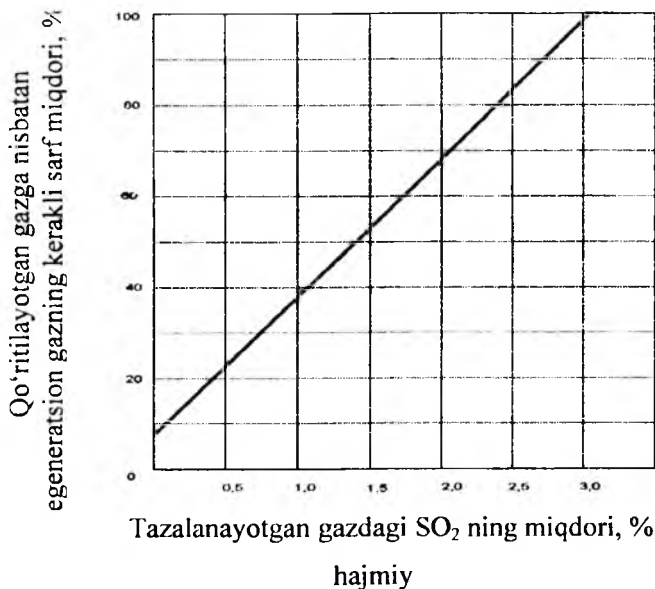
Tozalanayotgan gazdagi SO<sub>2</sub> miqdori, % hajmiy.

### 6.6-rasm. Uglevodorodli gazni bir vaqtning o'zida suvdan quritish va SO<sub>2</sub> dan tozalash uchun kerakli bo'lgan seolitning miqdori.

Adsorberlar o'lchamlarini aniqlanganidan so'ng, desorbsiyalanish bosqichiga kerakli gaz sarfini hisoblash kerak va texnologik oqimga kerakli energetik sarflanishlarni aniqlash kerak. Agarda quritish uchun qurilma hisoblanayotgan bo'lsa yoki gaz oqimidan suvni uglerod dioksidi bilan birgalikda yo'qotish qurilmasi hisoblanayotgan bo'lsa u holda desorbsiyalanish uchun kerakli gazning sarfini aniqlash uchun 6.7 va 6.8. rasmlarda keltirilgan grafiklardan foydalanish mumkin.



**6.7–rasm.** Regeneratsion gazning bir vaqtning o'zida uglevodorodli gazni quritish va tozalash uchun kerakli sarfi ko'rsatkichi (shart-sharoit: adsorbsiyadagi kabi bosimda regeneratsiya bajarilmoqda, qizdirish vaqti adsorbsiyalash vaqtining  $5/8$  qismiga teng, regeneratsiyalash gazining harorati  $350^{\circ}\text{S}$  ga teng).



**6.8–rasm.** Uglevodorodli gazni bir vaqtning o'zida SO<sub>2</sub> dan tozalash va quritish uchun regeneratsion gazning sarfi (shart-sharoit: adsorbsiyadagi kabi bosimda regeneratsiyalash ham amalga oshirilmoqda; qizdirish vaqti adsorbsiyalash vaqtiga teng, regeneratsion gaz harorati  $350^{\circ}\text{C}$ ; ishchi bosimni hisobga olish uchun  $0,87e R \cdot 0,000536$  formula bilan qayta hisoblashni amalga oshirish kerak.

Ularning biri desorbentning harorati  $350^{\circ}\text{C}$  bo'lgan va adsorbsiyalanish-desorbssiyalanish boskichida bir xil bosim bo'lganida gazlarni quritish uchun foydalaniladi. Bundan tashqari qavatning qizdirilish (desorbsiyalantirish) va sovutish davri adsorbsiyalash bosqichining davomiyligiga nisbatan mos ravishda  $5/8$  va  $3/8$  larni tashkil etadi. 6.8–Rasm orqali seolitlardan uning harorati  $350^{\circ}\text{C}$ ,

bosimi adsorbsiyalash bosqichi bosimiga va adsorbsiyalash, qizdirish va sovutish bosqichlari davomiyligining teng bo'lganida gazlardan suv va uglerod dioksidini desorbsiyalanishiga sarflanadigan gazni miqdorini aniqlashga imkon beradi. Qo'shaloq adsorberli qurilmani hisoblaganda desorbsiyalanish uchun gaz sarfi adsorbsiyalanish davomiyligining qizdirish davomiyligiga nisbatiga teng koeffitsientga ko'paytirilishi kerak.

Misol tariqasida suyultirishga uzatilayotgan tabiiy gazdan suv va uglerod dioksidini yo'qotish qurilmasining hisoblanishlarini ko'rib chiqamiz. Bunga quyidagi talablar qo'yiladi:

Suvning miqdori-ko'pi bilan 1 ppm ( $10^{-4}\%$ ),  $SO_2$ -miqdori-ko'pi bilan 50 ppm. Adsorberning chamalangan o'lchamlarini aniqlashdan tashqari qurilmaning sxemasini tanlanadi keyin unga ishlatiladigan adsorberlar miqdori (soni) aniqlanadi, hamda oqimlarning isistilishiga enegriyaning ta'minlanishi baholanadi.

### **Tabiiy gazni suyultirish qurilmasining hisobi.**

Dastlabki ma'lumotlar:

Gazning molyar massasi – 20,2

Suyultirilgan gaz bo'yicha ishlab chiqaruvchanlik -17500  $nm^3$ /soat.

Gazning solishtirma issiqlik sig'imi – 1,467 kDj/kg.grad.

Temperatura – 30°C

Bosim – 5,7 MPa (abs.)

Zararli qo'shimchalar tarkibi:

Suv – 41 kg/soat (suyultirilayotgan gazga)

Uglerod dioksidi – 0,7% hajmiy.

Tabiiy gazni tayyorlashning prinsipial blok-sxemasi 6.9-rasmda ko'rsatilgan. Seolitlardan suv va uglerod dioksidini yo'qotish uchun desorbsiyalanish bosqichida tozalangan gazning bir qismidan foydalanamiz. Shuning uchun adsorbsiyalanish bosqichida tozalanishga suyultiriladigan gaz-xom ashyosi bilan desorbsiyalanish bosqichida ishlatiladigan gaz miqdori uchratiladi.



**6.9-рasm. Табиий газни tayyorlashning blok-sxeması.**

Seolitdan uglerod dioksidi va suvning desorbsiyalanishi uchun adsorberga berilishi kerak bo'lgan gaz sarfini aniqlatsmiz. Gazning bunday sarf miqdorini uglerod dioksidining konsentratsiyasi 0,7% teng bo'lganida va adsorberga berilayotgan gazning umumiy sarfini hisobga olganda 6.8-rasmdagi grafikdan aniqlash mumkin. Grafikdan desorbsiyalanish uchun gazning sarfini 28% ga tengligini topamiz, bosimga to'g'rilik kiritilishini hisobga olganda esa 37,4% ga teng qiymatni hosil qilamiz. U holda desorbsiyalash uchug gazning sarfi quyidagiga teng:

$$Gg = 0,374(G_{сж} + Gg),$$

Bu yerda,  $Gg$ - desorbsiyalanish uchun gaz sarfi;  $G_{сж}$ -suyultirilishga uchratiluvchi gaz sarfi.

Ushbu tenglamani eilgania quyidagiga ega bo'lamiz:  
 $Gg = 10450 \text{ м}^3/\text{coam}$

Adsorbyerdan o'tuvchi gazning summar sarf miqdori quyidagini tashkil qiladi:  $G_{сж} + Gg = 17500 + 10450 = 27950 \text{ м}^3/\text{coam}$

6.4-rasm yordamida minimal diametrni topish mumkin.

Ishchi bosim 5,7 MPa bo'lganida ma'lum zahirasi bilan maksimal chiziqli tezlik 10,3 m/minutni tashkil qiladi.

Shu tezlikka mos keluvchi ko'ndalang kesim quyidagiga teng:

$$S = \frac{(G_{сж} + Gg)P_o T}{P T_o 60V_o} = \frac{27950 \cdot 0,1 \cdot 303}{5,7 \cdot 273 \cdot 60 \cdot 10,3} = 0,88 \text{ м}^2.$$

U holda ruxsat etilgan minimal diametr quyidagiga teng bo'ladi:

$$S = (D^2) / 4 \text{ yoki } D = 1,06 \text{ m.}$$

Suvning adsorbsiyalanishi bilan birga yutilayotgan uglerod dioksidining miqdori quyidagiga teng:

$$C_{CO_2} = \frac{(G_{cc} + G_g)0,7(\%)M_{CO_2}}{100(\%)22,4} = \frac{27950 \cdot 0,7 \cdot 44}{100 \cdot 22,4} = 384,3 \text{ kg/coam}$$

6.6-rasm yordamida bir soat davomida adsorbsiyalanish uchun seolitning kerakli miqdorini topamiz.  $G_u = 5900 \text{ kg}$

Seolitning  $730 \text{ kg/m}$  ga teng zichligidan kelib chiqib, bir soat davomida adsorbsiyani olib borish uchun kerakli umumiy hajmini topamiz:

$$V_u = G_u / P_u = 5900 \text{ kg} / 730 \text{ kg/m}^3 = 8,1 \text{ m}^3$$

Bunday turdagi adsorberlar uchun maksimal balandlik  $7,6 \text{ metr}$ dan [4] oshmasligini e'tiborga olib, uning ko'ndalang kesimini (S) aniqlab olamiz:

$$S' = 8,1 / 7,6 = 1,07.$$

Bunday ko'ndalang kesim maydoni bizni qoniqtiradi, chunki bunda gazning chiziqli tezligi ruxsat etilgan maksimal qiymatidan kam bo'ladi. Bunday maydonga teng bo'lgan diametr quyidagiga tengdir:

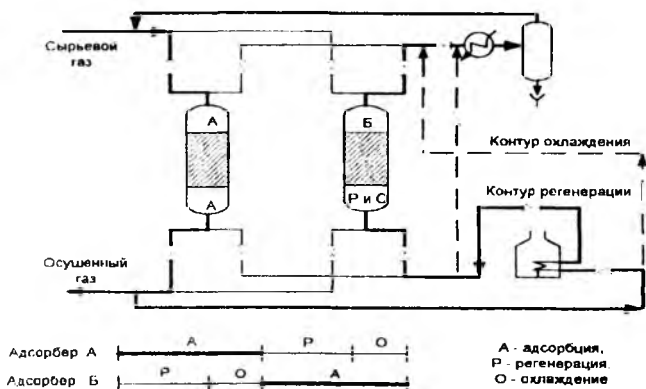
$$D = \sqrt{4 \cdot S' / 3,14} = 1,17 \text{ m.}$$

Standart diametr deb  $1,2 \text{ m.}$  ni qabul qilamiz.

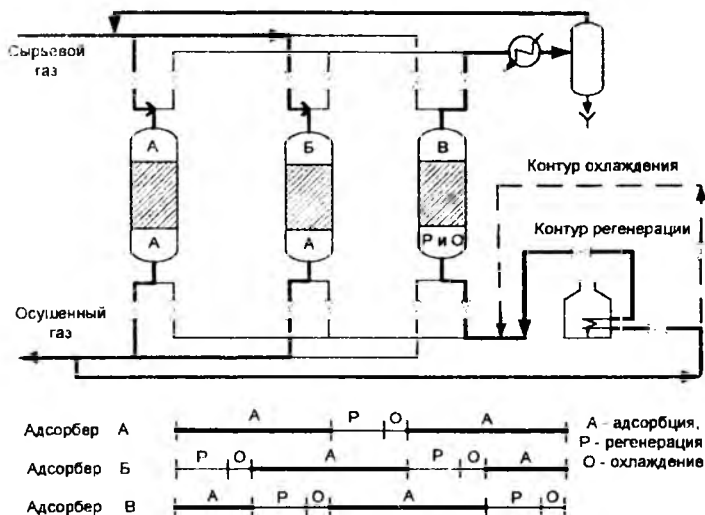
U holda adsorberning ko'ndalang kesim maydoni  $S = 3,14 \cdot 1,2^2 / 4 = 1,13 \text{ m}^2$  ga teng bo'ladi, seolitning balandligi esa

$$N_s = 8,1 / 1,13 = 7,17 \text{ m. ga teng bo'ladi.}$$

Keyin esa adsorber miqdori va ish jaaryoni siklining tuzilishi tanlanadi. Asosan amaldagi turdagi adsorber qurilmalarining ish jarayonlarini muntazam bo'lishi uchun ularda 2 yoki 3 ta adsorberlardan iborat bo'lishi kerak. Ularning sxemalari va sikllarining tuzilishi 6.10 va 6.11 rasmlarda keltirilgan.



**6.10-рasm. Ikkita adsorberli qurilmaning tuzilishi va prinsipial sxemasi.**



**6.11-рasm. Uchta adsorberli qurilmaning tuzilishi va prinsipial sxemasi.**

1. uchta adsorberli qurilma uchun (6.11-rasm) adsorbsiyalash bosqichining vaqt davomiyligi seolitning sovutilishi va qizdirilishi



uchun kerakli vaqtdan ikki marta ko'p bo'ladi. Adsorbsiyalashning har bir bosqichi davomiyligi bir soatni tashkil etadi. Bunday holatda adsorberlar hisobi yuqoridagilarga o'xshashdir. Shunday qilib, har birining ichki diamentri 1,2 metr va seolitning qavatni balandligi 7,17 metr bo'lganida  $27950 \text{ nm}^3/\text{soat}$  gazni tozalash uchun uchta adsorbentga yuklash uchun  $5900 \times 3 = 17700 \text{ kg}$  adsorbent kerak bo'ladi,

Bunday holatlarda faqat desorbsiyalash vaqtidagi gazni qizdirishga kerakli bo'lgan issiqlik miqdorini (Q) aniqlash kerak. Uni esa quyidagi tenglamadan foydalanib topiladi:  $Q = [GgMCp(Td - Ta)]/Vm,$

Bu yerda, Gg –desorbsiyalash uchun gaz sarfi,  $\text{nm}^3/\text{soat}$ .

M -gazning molekulyar massasi (20,2)

Vm - bir kmol gazning hajmi ( $22,4 \text{ m}^3$ )

Cp -gazning solishtirma issiqlik sig'imi,  $\text{kJ/kg grad}$  (1,467)

Td, Ta - mos ravishda desorbsiyalash va adsorbsiyalashning haroratlari, °C (350 va 30)-Bu yerdagi (Q):

$$Q = 10450 * 20,2 * 1,467 * (350 - 30) / 22,4 = 4423843,3 \text{ kJ} = 1,23 \text{ MBm} \text{ ga teng.}$$

2. Ikkincha adsorberli qurilma (6.10-rasm) uchun adsorbsiyalanish davomiyligini ikki soat deb olamiz. Bu shunday shart bilan qilindiki, boshqa adsorbyuyerda bizga shu vaqt ichida adsorbsion qavatni 350 gacha qizdirish va keyin tesa uni sovutish kerak. Bunday ishlarni juda qisqa vaqtlarda amalga oshirish juda mushkuldir. Qizdirish (desorbsiyalanish) bosqichining davomiyligini adsorbsiyalanishga nisbatan 5/8 deb, adsorbsiyalanishga nisbatan sovutish davomiyligini esa – 3/8 deb olamiz. Shunday qilib, jarayondagi butun sikl 2 soat adsorbsiyalashdan, 1 soatu 15 minut qizdirishdan va 45 minut sovutishdan iborat bo'ladi.

Qizdirish davomiyligi adsorbsiyalash davomiyligi bilan teng emas ekan, bunday holat uchun desorbsiyalashga kerakli gazning miqdorini aniqlashtirib olish kerak:

$$Gg = 0,374(Gcc + Gg)(2/1,25)$$

Bu tenglamani ishlagach, quyidagini hosil qilamiz:  
 $Gg = 26100 \text{ nm}^3 / \text{soat}$

Shunday qilib, ikkitalik adsorberli qurilmaga gazning sarfi quyidagiga teng:  $17500 + 26100 = 43600 \text{ nm}^3/\text{chas.}$

Chiziqli tezlik chegaralanishini hisobga olinganida adsorberning

minimal kesim maydoni va diametri quyidagiga teng bo'ladi:

$$S = (43600 \cdot 0,1 \cdot 303) / (60 \cdot 5,7 \cdot 273 \cdot 10,3) = 1,37 \text{ m}^2$$

$$d = \sqrt{4 \cdot 1,37 / 3,14} = 1,32 \text{ m}$$

U holda yutilayotgan uglerod dioksidining miqdori

$$G_{CO_2} = (43600 \cdot 0,7 \cdot 44) / (100 \cdot 22,4) = 599,5 \text{ kg} / \text{coam ga teng bo'ladi.}$$

6.6-Ram yordamida seolitning kerakli miqdorini topamiz:

Uning qiymati bir soat uchun 9100 kg ga ikki soat uchun 18200 kg ga teng bo'ladi.

Seolitning hajmi esa:  $V_y = 18200 / 7,6 = 24,93 \text{ m}^3$  ga teng.

Balandlik maksimal 7,6 metr bo'lganida qavatning ko'ndalang kesimi quyidagiga teng:  $S = 24,93 / 7,6 = 3,28 \text{ m}^2$

U holda, diametrning aniq qiymati quyidagiga tengdir:

$$d = \sqrt{4 \cdot 3,28 / 3,14} = 2,0 \text{ m}$$

Standart diametr 2,0 metr bo'lganida qavatning balandligi:  $N_s = 24,93 / 3,28 = 7,6$  ga tengdir.

Desorbsiya bosqichida qizdirish uchun kerakli issiqlik miqdori:

$$Q = 26100 \cdot 20,2 \cdot 1,467 \cdot (350 - 30) = 11049025 \text{ kJ} / \text{coam} = 3,07 \text{ MBm}$$

Qurilmadagi ikala variantning texnik ko'rsatkichlarini solishtiramiz (6.5-jadval)/

Shunday qilib, shunday xulosa qilish mumkin, uchta adsorberli qurilma ikkita adsorberli qurilmaga nisbatan iqtisodiy jihatidan maqsadga muvofiqroqdir.

### 6.5-jadval

Tabiiy gazni adsorbsion tozalashning ikki va uchta adsorberli qurilmalarini ishlashini solishtirilgan ko'rsatkichlari.

Ko'rsatkichlar nomi	2 talik adsorber qurilmasida	Uchtalik adsorber qurilmasida
Suyultirish uchun gazning umumiy sarfi, $17500 \text{ nm}^3 / \text{soat}, (\text{nm}^3 / \text{s})$	43600	27950
Adsorberdagi seolit miqdori, (kg)	18200	5900
Qurilmadagi seolitning miqdori, (kg)	36400	27700
Adsorber diametri, (m)	2,0	1,2
Adsorber qavati balandligi, (m)	7,6	7,17
Desorbsiyalash uchun gaz	26100	10450

sarfi, (nm <sup>3</sup> /soat)		
Desorbsiya gazini qizdirish uchun kerakli issiqlik miqdori, MVt	3.07	1,23
Siklning davomiyligi, Shuningdek (soat):	4	3
-adsorbsiyalash, (soat)	2	1
-qizdirish (desorbiyalash), (soat)	1.25	1
-sovutish, (soat)	0.75	1

## **7. NEFT VA GAZ HAMDA TOSHKO‘MIRNI QAZIB OLISH VA QAYTA ISHLASH JARAYONLARIDA YUQORI KRITIK EKSTRAKSIYALASH**

Erituvchilar bilan yuqori kritik holatlarda ekstraksiyalash – yangi texnologik jarayon bo‘lib, kritik sharoitlardagi harorat, bosimlarga yaqin sharoitlarda moddalarning yuqori eruvchanligi hodisasi ushbu holatning asosini tashkil etadi. Bu texnologiya turli sanoat tarmoqlarida keng qo‘llanila boshlangan.

Ba‘zi hollarda bu usul quyidagi afzalliklarga ega:

- qatlamlardan neftni ko‘proq chiqarib olish mumkin;
- atrof-muhitni yuqori zararli moddalardan tozalash muammolarini xal qilishga yordam beradi;

Chiqindisiz yuqori samarali texnologiyalarning ilmiy asoslarini ishlab chiqishda muxim ahamiyatga ega.

Bunga qiziqish uning keng imkoniyatlaridan kelib chiqqani uchun bir qancha sanoat tarmoqlarida katta ahamiyatga egadir. Masalan: Neft kimyo-, ko‘mir-, energetika-, ekologiya sohaslariga oid-, separatsiyaga asoslangan jarayonlar, xromatografiya kabi sanoat va ilmiy-tadqiqot ob‘ektlarini o‘z ichiga oladi.

Bu jarayonlardan foydalanish ayniqsa sun‘iy yoqilg‘ilar olishda, minerallarni ajratib olishda, suvni tuzsizlantirishda, polimer materiallar ishlab chiqarishda va hokazolarda muhim ahamiyatga ega.

Yuqori kritik ekstraksiya usuli suyuqlik, gazli ekstraksiyalarga nisbatan energetik samarali bo‘lib, bunda ozgina bosimni va haroratni o‘zgartirib eruvchanlikni boshqarish mumkin.

Erituvchini regeneratsiyalashni uning zichligini ozgina o‘zgartirib

osongina amalga oshirish mumkin va bunda yanada toza moddalarni ajratishga erishiladi. Erituvchining erituvchanlik xossasi deyarli uning zichligiga, temperatura va bosimiga bog'liqdir (7.1 rasmg qarang).

Yuqori kritik ekstraksiyasini fazaviy diagrammasini 7.1.-rasmda keltirilgan moda  $T_K$ - kritik haroratidan pastroq haroratlarda, masalan, keltirilgan  $T_r = T/T_K = 0,95$  bo'lganida erituvchilik xossasini namoyon qilishi mumkin (A, V va S nuqtalar).  $T > T_K$ , haroratda, masalan,  $T_r = 1,06$  bo'lganida bosimni ozginagina o'zgartirishning o'zi erituvchining zichligini hech qanday faza hosil qilmasdan oshishiga sabab bo'ladi.

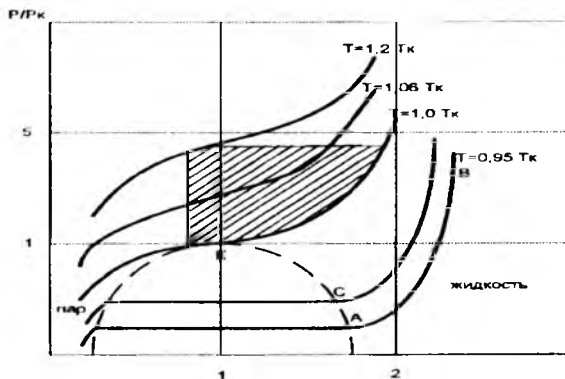
Kritik nuqtada  $K(\partial p / \partial p)_{R \rightarrow \infty}$  bo'ladi.

Doimiy bosimda eng yaxshi eruvchanlik xossa  $T_K$ - haroratga qarab yaqin haroratlarga to'g'ri keladi. Amalda haroratni o'zgartirmasdan bosimni o'zgartirib turib erituvchanlikni xossasini boshqarish imkoni katta ahamiyatga ega.

Yuqori kritik hudud – ekstraksion jarayonlar uchun xos bo'lib, (punktir chiziqlar) u keltirilgan bosim bilan aniqlanadi:

$$1 \leq P_r \leq 5 \text{ (byepda } P_r = P / P_k) \text{ va } 1,0 < T_r < 1,2$$

Ushbu qiymatlar suyuqlik va gaz o'rtasidagi erituvchining oraliq holatiga to'g'ri keladi. Erituvchini regeneratsiyalab jarayonga qaytarish uchun bosimni izotermik  $P_r = 0,5$  qiymatigacha pasaytirish kifoyadir, lekin uning erituvchilik xossasi birdan kamayadi.



Modda zichligini uning kritik sharoitlaridagi zichliklariga bog'liqligi grafigi:

**7.1- rasm. Faza holati diagrammasi** (chiziqli belgilangan maydoni yuqori kritik ekstraksiya jarayonlar uchun xosdir)

Yuqori kritik ekstraksiya texnologiyasini ishlab chiqishda asosiy muammo erituvchini tanlashdir. Jarayon samaradorligi shunga bog'liq. Erituvchi tanlashda fizik-kimyoviy xossalari bilan ekstraksiyalashga ta'sir omillarni hisobga olish ham ahamiyatlidir.

Erituvchi uchun eng muhim ko'rsatkich – selektivlik (tanlanuvchanlik) bo'lib, aralashmalardan kerakli komponentni tanlab ajratib olishdir.

Selektivlikni tanlangach, - temperatura va bosimni belgilangan me'yorda ushlab ekstraksiya jarayonini boshqarish mumkin. Erituvchi tanlanganida uning regeneratsiyalanuvchanligini hisobga olish kerak. Buning natijasida kam energiya sarflanib, ko'p oxirgi moddani ekstraksiyalash mumkin. Imkoni boricha erituvchining kritik qiymatlari uncha yuqori bo'lmasligi kerak (7.1.-jadval).

**7.1-jadval**

Qator moddalarni kritik parametrlari.

Erituvchi	Kritik parametrlar		
	Harorat, °K	Bosim, MPa	Zichlik, kg/m <sup>3</sup> .
Metan	191	4,60	162
Ksenon	281	5,80	1100
Etilen	282	5,03	213
Xlortri- ftormetan	302	3,92	579
Uglerod dioksidi	304	7,38	468
Etan	305	4,88	203
Azot oksidi	310	7,30	450
Oltiflorli oltingugurt	319	3,70	740
Propilen	365	4,62	233
Propan	370	4,34	217
Ammiak	406	11,3	235
Oltingugurt dioksidi	431	7,80	524
Dietilli efir	467	3,64	265
N-Pentan	470	3,37	237
Atseton	508	4,70	278
Metanol	513	3,04	778

Benzol	562	4,84	302
Toluol	592	4,11	293
Piridin	620	5,63	312
Suv	647	22,0	322

Ko'pincha, oziq-ovqat sanoatida erituvchi sifatida uglerod dioksidi ishlatiladi. Bunga uning quyidagi xossalari sababchidir:

- Kritik harorati pastligi ( $T_k \approx 304K$ );
- oson uchuvchan bo'lib, osongina regeneratsiyalanadi;
- qovushqoqligi kam va diffuziya koeffitsienti yuqori;
- toksik emasligi;
- atrof-muhitga bezararligi;
- yonmasligi;
- arzon va ko'pligidir.

Neft va gazni qazib olish va qayta ishlashda yuqori kritik ekstraksiyani qo'llash.

Qatlamdagi neftni chiqarib olishni oshirish – dolzarb va murakkab jarayondir. Issiqlik va fizik-kimviy jadallashtirish usuli (qaynoq suvni yoki bug'ni so'rib olish, qatlam ichidagi yonish jaaryoni, sirt faol moddalarni qo'llash) doimo kam samarali, qimmat va ekologik xavfli bo'lib kelgan.

Yuqori kritik texnologiyani ishlab chiqish shu kabi muammolarni echimini topishni imkonini beradi, Shuningdek, neftni fraksiyalashni chiqindisiz yuqori samarali texnologiyasini yaratishni muammosini hamda og'ir neft qoldiqlarini deasfaltizatsiyalab zarur uglevodorodli komponentlar bilan qimmatbaho metallarni olish muammolarini xal qilish mumkin.

Yuqori eruvchanlikyuqori kritik sharoitlarda yuzaga kelishi qatlamlardagi neftni maksimal ajratib olishga imkon beradi.

Ma'lumki, neftni uchlamchi ajratib olishda neft qatlamlariga engil uglevodorodlar ( $S_1-S_4$ ) yuboriladi. Erituvchi sifatida alternativ sifatida  $SO_2$  ni yuqori kritik holatda qo'llaniladi. Uni qatlamlarga past bosimlarda kiritiladi. Neftning dunyo zaxirasining chegarasi bo'lgani uchun o'zida asfaltenlar va smolalari ko'p bo'lgan og'ir neftlarni qayta ishlashga diqqat e'tibor qaratilgandir.

Ayni jarayon uchun energiya sarfi oddiy ekstraksiyaga nisbatan

kam bo'lib, erituvchi-neft nisbatiga katta talab kerak bo'lmaydi.

Kritik holatni tadqiq etish neftni g'ovakli muhitdan ajratib olish jarayonlarini fizik modellashtirishda muxim ahamiyatga ega. Suyuqliklar holati parametrlari kritik nuqtaga yaqindir, masalan, fazalararo taranglik va mavjud fazalarning zichliklari farqi ayni jarayonga yaxshigina ta'sir etadi. Ushbu parametrlarning zarur qiymatlariga aralashmaning harorati a konsentratsiyasini o'zgartirib turib erishish mumkin.

Ana shunday hollarda neftli rezervuarlarda kritik sharoitlarga yaqin holatlarni hosil bo'lishida sirt faol moddalar (SFM lar) qo'llash katta ahamiyatga ega. Kritik nuqtaga yaqin bo'lganidagina fazalararo taranglik  $\sigma$ - va  $\Delta\rho$ -mos ravishdagi fazalarni nisbiy zichliklari quyidagi oddiy darajali bog'liqliklar bilan yoziladi:

$$\sigma = \sigma_0 t^\mu \quad (1)$$

$$\Delta\rho = B_0 t^\beta \quad (2)$$

Bu yerda,  $\sigma_0$  - dastlabki sharoitlardagi fazalararo taranglik;  
 $t$  - harorat, °S;

$V_0$  -kritik amplituda;  $\mu = 1,26$  va  $\beta = 0,325$  kritik qiymatlar.

Fazalararo taranglik qatlamning ichki oqimi va nisbiy kirituvchanlik tabiati bilan aniqlanadi.

Bir oqim turidan ikkinchi oqim turiga o'tish  $\sigma$ -qiymatni katta qiymatidan kichik qiymatga o'zgarishidan kuzatiladi. Shuning uchun, kritik sharoitlarga yaqin holatlarda neftni ajralib chiqishi uchun oqim jarayoni va  $\sigma$ -ta'sirini boshqarilishini chuqur o'rganilishi kerak.

Kritik sharoitlarda neftni ajralib chiqish jarayoni fazalar chegarasida Meniskning holati o'zgarishi bilan nazorat qilinadi hamda kritik nuqtada yuz beruvchi o'zgarishlar bilan chambarchas bog'liqdir. Shuning uchun kapillyarli, gravitatsion va qovushqoqlik kuchlararo nisbatlari katta qiziqishga ega. Oqim tabiatiga xo'llanuvchanlik hodisasi ta'sir etib, bunda ikki o'zaro aralashmaydigan (neft-suv) suyuqlik g'ovakli qattiq bza bilan ta'sirlashadi. Bu holat esa suyuqlikning kritik aralashishi nuqtasida sodir bo'ladi. Bunday vaqtda kritik fazalardan biri qattiq fazani yaxshigina xo'llaydi. Anna shu hodisa oquvchanlik jarayonini belgilaydi.

Kapillyar va gravitatsion kuchlarni tabiatini solishtirilishi Bondning  $N_B$  - o'lchovsiz soni bilan aniqlanadi:  $N_B$  :

$$N_B = g\Delta\rho R^2 / \sigma \quad (3)$$

Bu yerda,  $g$  – og‘irlik kuchi tezlanishi;  $R$  – uzunlik masshtabi.  
va (2) ifodalar hisobga olinsa (3) tenglama quyidagi ko‘rinishga ega bo‘ladi:

$$N_B = g \frac{B_0 R^2}{\sigma_0} t^{\beta - \mu}$$

Ko‘rinib turibdiki,  $t \rightarrow 0$  nuqtani kritik nuqtasi yaqinida  $N_B$  cheksizlikka ( $\beta - \mu < 0$ ) intiladi.

Berilgan bunday sharoitlarda turki beruvchi kapillyar kuchlar natijasida oqim rejimidan gravitatsion kuchlar ta‘siridagi oqim rejimiga o‘tish sodir bo‘lib, bu xossa hamma suyuqliklar uchun xosdir. Kapillyar va qovushqoqlik kuchlari gisbati  $N_K$  – o‘lchovsiz kapillyar soni bilan aniqlanadi:

$$N_K = \mu v / \sigma$$

Bu yerda,  $\eta$  – chiqib keluvchi faza qovushqoqligi;

$v$  – Darsi tezligi.

Darajaviy bog‘liqliklar hisobga olinsa;

$$\eta = \eta_0 t^\psi$$

U holda (1) tenglama quyidagi ko‘rinishga ega bo‘ladi:

$$N_K = \frac{\eta_0 v}{\sigma_0 t^{\psi - \mu}}$$

Bu yerda,  $\psi$  – kritik ko‘rsatkich.

Kritik nuqtaga yaqin real sistemalar holatining o‘ziga xosligini o‘rganish sifat natijasi tengligida o‘ta yuqori cruvchanligini tekshirishni va olingan natijalarni neft va gazni qazib olish jaranlarini jadallashtririshga imkon beradi.

## 8. NAZORAT UCHUN SAVOLLAR.

1. AVT qurilmasi yordamida neftdan quyidagi fraksiyalarni olinadi (%mass.)

Qaynash harorati  $80^{\circ} \text{C}$  bo‘lgan qism – 5%;

Qaynash harorati  $80-180^{\circ} \text{C}$  bo‘lgan qism – 10%;

Qaynash harorati  $180-360^{\circ} \text{C}$  bo‘lgan qism – 26%;

Qaynash harorati  $360-550^{\circ} \text{C}$  bo‘lgan qism – 39%;

Gudron – 20%

Neftni qayta ishlash zavodida katriforming, katkreking, kokslash



(xom ashyo-gudron) jarayonlaridan foydalanilganida olinadigan amaliy ma'lumotlarning o'rtachi qiymatiga asosan neftdan olinuvchi avtomobil benzinlari konponentlarini (%mass.) hisoblang. Benzinni ishlab chiqarishning oqimli sxemasini tuzing. Olinayotgan mahsulotni tavsiflang.

2. AVT qurilmasi yordamida neftdan quyidagi fraksiyalarni olinadi (%mass.)

Qaynash harorati  $180^{\circ}\text{C}$  bo'lgan qism – 15%;

Qaynash harorati  $180-360^{\circ}\text{C}$  bo'lgan qism – 25% (oltingugurt=1%);

Qaynash harorati  $360-550^{\circ}\text{C}$  bo'lgan qism – 39%;

Gudron – 21%. Nefni qayta ishlash zavodida gidrotozalash, katkreking, visbreking (xom ashyo-gudron) jarayonlaridan foydalanilganida olinadigan amaliy ma'lumotlarning o'rtachi qiymatiga asosan neftdan olinuvchi dizel yoqilg'ileri konponentlarini (%mass.) hisoblang. Dizel yoqilg'sini ishlab chiqarishning oqimli sxemasini tuzing. Olinayotgan mahsulotni tavsiflang.

3. Vakuum gazoylni ( $360-540^{\circ}\text{C}$  fraksiyasi) katalitik krekinglash qurilmasida quyidagi moddalar olingan (% mass.):

gazlar – 15; benzin – 52;

engil gazoyl ( $180-360^{\circ}\text{C}$ ) – 15;

og'ir gazoyl ( $360^{\circ}\text{C}$  dan yuqori) – 14;

koks – 4.

Krekinglashning chuqurligini aniqlang. Qanday faktorlar hisobiga uni oshirish mumkin.

4. Butan-butilen fraksiya tarkibi quyidagidan iborat (%mass.):

Propilen – 1,5; propan – 1,1; izobutilen – 5,5; normal-butilen 26,6; izobutan – 40,0; normal-butan – 25,3.

Sulfat kislotasi ishtirokida alkilash natijasida alkillangan mahsulotning unumini aniqlang (xom ashyoga nisbatan %mass).

5. Propan-propilen fraksiyasi tarkibi quyidagidan iborat (%mass.):

Etilen-1; etan-1; propilen-45; propan-40; butilenlar-7; butanlar-6. polimerbenzinning unumini hisoblang (xom ashyoga nisbatan % mass.).

6. AVT qurilmasi yordamida neftdan quyidagi fraksiyalarni olinadi (%mass.)

Qaynash harorati 180 0 C bo'lgan qism - 15%;

Qaynash harorati 180-360 0 C

bo'lgan qism -- 25% (oltingugurt=1%);

Qaynash harorati 360-550 0 C bo'lgan qism -- 39%;

Gudron - 21%

Neftni qayta ishlash zavodida gidrotozalash, yuqori bosimli gidrokreking, visbreking (xom ashyo-gudron) jarayonlaridan foydalanilganida olinadigan amaliy ma'lumotlarning o'rtachi qiymatiga asosan neftdan olinuvchi dizel yoqilg'ilari komponentlarini (%mass.) hisoblang. Dizel yoqilg'sini ishlab chiqarishning oqimli sxemasini tuzing. Olinayotgan mahsulotni tavsiflang.

7. AVT qurilmasi yordamida neftdan quyidagi fraksiyalarni olinadi (%mass.)

Qaynash harorati 180 0 C bo'lgan qism - 15%;

Qaynash harorati 180-360 0C bo'lgan qism -- 25% (oltingugurt=1%);

Qaynash harorati 360-550 0 C bo'lgan qism -- 39%;

Gudron - 21%

Neftni qayta ishlash zavodida gidrotozalash, yumshoq sharoitda gidrokrekinglash, kokslash (xom ashyo-gudron) jarayonlaridan foydalanilganida olinadigan amaliy ma'lumotlarning o'rtacha qiymatiga asosan neftdan olinuvchi dizel yoqilg'ilari komponentlarini (%mass.) hisoblang. Dizel yoqilg'isini ishlab chiqarishning oqimli sxemasini tuzing. Olinayotgan mahsulotni tavsiflang.

8. AVT qurilmasi yordamida neftdan quyidagi fraksiyalar olinadi (%mass.)

Gazlar - 2%

Qaynash harorati 70 0 C bo'lgan qism - 5%;

Qaynash harorati 70-180 0 C bo'lgan qism - 10%;

Qaynash harorati 180-360 0 C bo'lgan qism - 26%;

Qaynash harorati 360-550 0 C bo'lgan qism -- 37%;

Gudron - 20%

Neftni qayta ishlash zavodida izomerizatsiyalash, katalitik riforming, gidrotozalash, katalitik kreking, visbreking (xom ashyo-gudron) jarayonlaridan foydalanilganida olinadigan amaliy

ma'lumotlarning o'rtachi qiymatiga asosan nefidan olinuvchi uglevodorodli gazlar komponentlarini (%mass.) hisoblang.

9.Tarkibida 1,0% oltinugurt bo'lgan dizel fraksiyasini gidrotozalash (yiliga 1 million tonna quvvatli) qurilmasida oltinugurtning 0,5% qoldiq tarkibi bilan dizel yoqilg'isini olinmoqda. Vodorod sulfidining unumini hisoblang.

10.Katalitik rirfming qurilmasining reaktoriga quyidagi miqdorda katalizator joylangan bo'lsa: 1- reaktorga –  $10\text{ m}^3$ , 2- reaktorga- $20\text{ m}^3$ , 3- reaktorga –  $40\text{ m}^3$ , ushbu qurilmaning xom ashyoga (zichligi  $20^{\circ}\text{C}$  da  $750\text{ kg/ m}^3$ ) nisbatan xom ashyoning jarayonga reaktorga tezligi  $2\text{ soat}^{-1}$  bo'lgandagi maksimal ishlab chiqaruvchanlikni aniqlang.

11.Agarda neftni qayta ishlash zavodida gudronni kokslash qurilmasi birlashtirilgan bo'lsa ma'lumotlarni o'rtachasini olganda neftni qayta ishlash chuqurligi ( bundan avval gudronni krekning-qoldiq bilan aralashmasini issiqlik qizini yoqilg'isi ishlab chiqarish uchun foydalanilgan) qanday o'zgaradi. Gudron unumi neftga nisbatan 25% ni tashkil etadi.

12.Neftni qayta ishlash zavodini modernizatsiyalashdan avval rangsiz tiniq neft mahsulotlarining unumi 55% ni tashkil etgan edi. Agarda ayni neftni qayta ishlash zavodida olingan o'rtacha ma'lumotlarga ko'ra gudronni kokslash qurilmasini tatbiq etilsa unum qanday o'zgaradi. Neftga nisbatan gudronning unumi 25% ga teng.

13.Butan-butilen fraksiyasining massaviy %- ulushi quyidagidan iborat:

Propilen – 1,5; propan – 1,1; izobutilen – 15,5; normal-butilen – 26,6; izobutan – 30,0%; normal-butan – 25,3%. Ushbu fraksiyadan MTBE ning xom ashyoga nisbatan eng yuqori unumini aniqlang.

14.Katalitik krekning jarayonida (xom ashyoga nisbatan qurilmaning ishlab chiqaruvchanligi hajmi  $250\text{ t/soatga}$  teng) o'zgarish chuqurligi 81% ga etgan, ana shunday holatda xom ashyoga nisbatan benzinning va engil gazoylning massaviy ulushi 0,63 ni tashkil etgan. Gazning unumini aniqlang (t/soat).

15. Agarda xom ashyoning hajmiy uzatilish tezligi  $2,5 \text{ soat}^{-1}$  ni qurilmaning xom ashyoga nisbatan ishlab chiqaruvchanligi 1 milloin tonna/yilga teng ekanligi aniq bo'lsa, dizel fraksiyasini (zichligi  $820 \text{ kg/m}^3$ ) gidrotozalash reaktorining o'lchamlarini hisoblang.

16. Yiliga 300 ming tonna/yil ishlab chiqaruvchanlikka ega bo'lgan benzin fraksiyalarini (xom ashyo zichligi  $750 \text{ kg/m}^3$ ) riforminlash qurilmasining uchta reaktoriga mos ravishda 1:2:4 nisbatlarda joylangan. Xom ashyoni uzatishning o'rtacha hajmiy tezligi  $2 \text{ soat}^{-1}$  ni tashkil qiladi. Barcha reaktorlarning o'lchamlarini toping.

17. Agarda Rayzerning diametri 1,0 m, katalizator sarfi 650000 kg/soat, uning haqiqiy zichligi  $1850 \text{ kg/m}^3$ , reaktoring katalizator harakatlanadigan lift yo'nalishida stoyakda harorat  $650^{\circ}\text{C}$ , bosim esa 200 kPa ga teng bo'lsa katalitik krekinglash qurilmasining lift stoyak qismida katalizator 1,5 m/sekund tezlikda harakatlanadigan bo'lsa shu erga suv bug'ining sarf miqdorini (kg/soat) hisoblang.

18. Agarda katalizatorning sarfi 1500 t/soatni, bosim 250 kPa ni harorat  $710^{\circ}\text{C}$  ni tashkil etsa katalizator stoyakida  $150 \text{ kg/m}^3$  ga teng zichlikdagi oqimni hosil qilish uchun suv bug'i sarfini hisoblang. Katalizatorning haqiqiy zichligi-  $1850 \text{ kg/m}^3$  ga teng.

19...Katalitik riforming qurilmasidan oktan soni 98 (IOCH) ga teng 2000 tonna aralashish faktorii 1,1 bo'lgan katalizat, izomerizatsiyalash qurilmasidan esa oktan soni 89 (IOCH) bo'lgan va aralashish faktorii 0,98 bo'lgan 150 tonna izomerizat olingan. Tadqiqot metodlari bo'yicha (IOCH) aralashmaning oktan sonini hisoblang.

20. Agarda reaktorga  $40 \text{ m}^3$  miqdorida katalizator yuklangan bo'lsa, reaktorga xom ashyoni ruxsat etilgan o'rtacha hajmiy uzatish tezligi 1 soat<sup>1</sup> ga teng bo'lganida dizel fraksiyasini katalitik deparafinlash qurilmasining xom ashyoga nisbatan maksimal ishlab chiqaruvchanligini (unumdorlik) aniqlang.

1. СТП НПИ 18.07-85. Дипломный проект. Общие требования к содержанию и оформлению. – Новополюк, 1985.
2. Нефти СССР. Справочники. Т.1-4. – М.: Химия, 1971.
3. Рудин М.Г. Карманный справочник нефтепереработчика. – Л.: Химия, 1989.
4. Топлива, смазочные материалы, технические жидкости. Ассортимент и применение. Спр. /Н.Г.Анисимов и др.; под ред. В.М.Школьниковца./ Изд. 2-е. – М.: Техинформ, 1999. – 596 с.
5. Переверзев А.Н. и др. Производство парафинов. – М.: Химия, 1973.
6. Грудников И.Б. Производство нефтяных битумов. – М.: Химия, 1983.
7. Конь М.Я. и др. Современные состояния и перспективы развития нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности США. Тем. обзор. Серия: Переработка нефти. ЦНИИТЭнефтехим. – М., 1987.
8. Гуревич Н.Л. Технология переработки нефти и газа. Часть 1. – М.: Химия, 1972.
9. Доклады ФИНа. Симпозиум по гидрокрекингу. – Ленинград, 1989.
10. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа. Ч.2. – М.: Химия, 1980.
11. Левинтер М.Е., Ахметов С.А. Глубокая переработка нефти. – М.: Химия, 1992.
12. Проспект фирмы "Келлог" по процессу АРТ. Перевод №5, ВНИИ НП. – Москва, 1985.
13. Справочник нефтепереработчика. Под ред. Ластовкина Г.А. – Л.: Химия, 1986.
14. Аспель Н.Б. и др. К вопросу о выборе метода гидроочистки вторичных бензинов. П.Т.С. Нефтепереработка и нефтехимия. №1. – М.: ЦНИИТЭнефтехим, 1971.
15. Мухина Т.В. и др. Пиролиз углеводородного сырья. – М.: Химия, 1987.
16. Batslev A. Mozyr Oil Refinery "Experience with IFP Dualformer" 1st European catalyst technology conference. 2000.
17. Сулимов А.Д. Каталитический риформинг бензинов. – М.:

Химия, 1973.

18. Turpin L.E. Cut benzene out of reformat. Jour. Hydrocarbon Processing. June 1992. P.81-92.

19. Гетцман З., Циммерман Х. Способ гидрирования "Гидроконвертор" фирмы "Линде" – прогрессивный способ переработки тяжелых нефтяных фракций. Перевод 037-1618, ВНИИПИНефть, ЛНТИ. – М., 1985.

20. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа. – Под ред. Б.Н.Бондаренко. – М.: Химия, 1983.

21. Handbook of petroleum refining processes / Robert A. Meyers, editor in chief. 2nd.ed. 1996. Printed in the USA.

22. Танатаров М.А. и др. Технологические расчеты установок переработки нефти. – М.: Химия, 1987. – 352 с.

23. Сарданашвили А.Г., Львова А.П. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. – М.: Химия, 1980. – 256 с.

24. Гуреев А.А. и др. Производство высокооктановых бензинов. – М.: Химия, 1986. – 240 с.

25. Суханов В.П. Каталитические процессы в нефтепереработке. – М.: Химия, 1979. – 343 с.

26. Хорошко С.И., Хорошко А.Н. Сборник задач по химии и технологии нефти и газа. – Минск.: Выш. шк., 1989.

27. Корж А.Ф. Технологический расчет реакторов процесса каталитического риформинга бензиновых фракций. – Мет. указ. по курсу "Технология переработки нефти и газа" для студентов спец. 2504. – Новополоцк, НПИ, 1992.

28. Корж А.Ф. Расчет реактора установки гидрокрекинга с применением ЭВМ. Мет. указ. по курсу "Технология переработки нефти и газа" для студентов спец. 2504. – Новополоцк, НПИ, 1993.

29. Корж А.Ф. Технологический расчет лифт-реактора установки каталитического крекинга с применением ЭВМ. – Мет. указ. для курсового и дипломного проектирования по курсу "Технология переработки нефти и газа" для студентов спец. 2504. – Новополоцк, ПГУ, 1994.

30. Скобло А.И. и др. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – М.: Химия, 1982.

31. Joachimsman G. Теплообменники "Пакинокс" и "Тексас Тауэр" на НПЗ фирмы "Шелл Франсез". Переработка нефти и

нефтехимия. Экспрессинформация. – М.: ЦНИИТЭнефтехимия, 1989. - №35. – С.40-44.

32. Кузнецов А.А. и др. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – М.: Химия, 1974.

33. Эмирджанов Р.Т., Демберанский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии. – М.: Химия, 1989.

34. Ткачев С.М. Тенденции развития процесса каталитического крекинга. Учебно-методическое пособие для студентов спец. 2504. – Новополоцк, НПИ, 1992.

35. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М.: Химия, 1965.

36. Карпатовский И.П. Охрана природы. Спр. для работников нефтепереработки. – М.: Химия, 1980.

## MUNDARIJA

	Kirish.....	3
1.	<b>Uglevodorodli aralashmalarning kritik parametrlari va molyar massalarini hisoblash.....</b>	<b>3</b>
1.1.	Kritik haroratni aniqlash.....	4
1.2.	Molyar massani hisoblash.....	8
1.3.	Kritik bosimni aniqlash.....	9
2.	<b>Bug gazli uglevodorodlarning aralashmalarini va gazlarning entalpiyalarini hisoblashning uziga xos belgilari.....</b>	<b>11</b>
2.1.	Uch xil haroratdagi gazning entalpiya qiymatlari asosida gazlarning turli haroratlardagi entalpiyalarini aniqlash formulalaridagi A, V, S-koeffitsientlarni hisoblash.....	11
2.2.	Gidrokreking qurilmasi reaktorining gaz mahsulotlari aralashmalari komponentlarining fizik-kimyoviy xossalari va yuqori bosimlardagi komponentlarning entalpiyalari xatoliklarini to'g'rilash.....	15
3.	<b>Og'irlashtirilgan xom ashyoning pirolizlanish jarayonini hisoblashning o'ziga xos ayrim belgilari.....</b>	<b>18</b>
3.1.	Gidrotozalangan vakuum gazoylining (GVGO) pirolizlanish jarayoni reaksiyasining issiqligini hisoblash.....	18
3.2.	Gidrotozalangan vakuum gazoylni (GVGO) reaksiyon zmeevigida bo'lish vaqti va yuza qizdirilishining hisobi....	21
4.	<b>Millisekund (MSCC – UOP firmasi) katalitik krekinglash qurilmasining reaktorini hisobi.....</b>	<b>28</b>
4.1.	Dastlabki ma'lumotlarni tayyorlash.....	28
4.2.	Davriy-aylanma harakatlanuvchi katalizatorlar soni hisob-kitobi.....	29
4.3.	Xom ashyoni reaksiya haroratigacha isitishga, bug'latishga va hosil bo'lgan bug'larini qizdirishga sarflanadigan katalizatorning ta'sir vaqtini hisoblash.....	35
4.4.	Katalizator zarrachasining o'rtacha radiusi.....	36
4.5.	Katalizatorning qo'zg'almas quvurli moslamasining	



	diametrini hisoblash.....	37
4.6.	Reaktorning birinchi reaksiyon hududi hisobi.....	38
4.7.	Katalitik kreking jaryonidagi mahsulotlar chiqishi.....	41
4.8.	Birinchi hududdan reaksiyon aralashmasining chiqish harorati.....	44
4.9.	Reaktorning birinchi reaksiyon hududidagi diametri.....	45
4.10.	Reaktorning birinchi reaksiyon hududining hajmi va balandligi.....	47
4.11.	Reaktorning ikkinchi reaksiyon hududini hisoblash.....	49
4.12.	Reaktorning ikkinchi hududidan kreking jaryoni mahsulotlarining chiqish harorati.....	49
4.13.	Reaktorning uchinchi hududidan krekinglash jaryoni mahsulotlarining chiqish harorati.....	54
4.14.	Reaktorning uchinchi reaksiyon hududidagi ta'sirlashish vaqti.....	55
4.15.	Reaktorning reaksiyon hududidan chiqishida separatsion (ajratgich) sistemasining tirqishlari soni va o'lchami.....	57
4.16.	Reaktorning bug'lantiradigan hududining diametri va balandligi.....	57
4.17.	Reaktor bug'lantirish hududining diametri.....	59
4.18.	Reaktorning umumiy issiqlik balansi (RSB).....	59
<b>5.</b>	<b>Riforming reaktorini hisoblashning beshta asosiy elementlari.....</b>	<b>59</b>
5.1.	Asosiy reaksiyalar.....	60
5.2.	Asosiy reaksiyalarning tezlik konstantalari.....	61
5.3.	Naftenlarni degidirlash – naften uglevodorodlarini aromatik uglevodorodlarga aylantirishning reaksiya tezligini konstantasini aniqlashning tenglamasini tuzish.....	62
5.4.	Parafin uglevodorodlarini naftenlarga (o'zgartirish) aylantirishni reaksiya tezligi konstantasini aniqlash tenglamasini keltirib chiqarish.....	64
5.5.	Katriming qurilmasi uchun xom ashyo.....	67
5.6.	Jadval ma'lumotlariga asosan uglevodorodlar entalpiyalarini hisoblash uchun tenglamalarni tuzish.....	72

5.7.	Aromatik birikmalarga aylangan naftenlar miqdorini hisoblash.....	75
5.8.	Parafinlarni o'zgarishga uchratib naftenlar miqdorini oshirish.....	76
5.9.	Reaksiya ushuni issiqlik sarfi.....	81
6.	Ajrashishning adsorbsiyalash texnologiyasi.....	84
6.1.	G'ovaklar o'ichamlarining teng taqsimlanganligi.....	86
6.2.	Adsorbentlarning asosiy turlari.....	91
6.3.	Organik adsorbentlar.....	95
6.4.	Polimer adsorbentlar.....	97
6.5.	Adsorbsion qurilmalarni loyihalashtirishning asosiy jihatlari.....	99
6.6.	Adsorbsiya dinamikasi.....	108
6.7.	Adsorbentning qalin qavatlarida bosimning pasayib ketishi.	110
6.8.	Adsorbsion qurilmalarni baholovchi hisoblashlar.....	111
7.	<b>Neft va gaz hamda toshko'mirni qazib olish va qayta ishlash jarayonlarida yuqori kritik ekstraksiyalash.....</b>	122
8.	<b>Nazorat uchun savollar.....</b>	127
9	<b>Adabiyotlar.....</b>	132

**Ziyamuhamedova U.A., Nazarov A.R., Raxmatullayev A.T.,  
Eshmamatov Z.S., Isakov A.U.**

## **«NEFTKIMYOSI SINTEZ TEXNOLOGIYASI»**

**amaliy mashg'ulotlar uchun  
o'quv-metodik q'o'llanma**

**Muharrir Sidiqova K.A.  
Muqova dizayni Maksudov M.Z.**

---

Bosishga ruhsat etildi 12.06.2013 y. Bichimi 60x84 1/16.  
Shartli bosma tabog'i 8,2. Nusxasi 50 dona. Buyurtma № 219.

---

TDTU bosmaxonasida chop etildi. Toshkent sh,  
Talabalar ko'chasi 54. tel: 246-63-84.