

**O‘ZBEKISTON RESPUBLIKASI
OLIY VA O‘RTA MAXSUS TA’LIM VAZIRLIGI**

**ISLOM KARIMOV NOMIDAGI
TOSHKENT DAVLAT TEXNIKA UNIVERSITETI**

UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA

fanidan

MISOL VA MASALALAR TO‘PLAMI

TOSHKENT – 2018

Aripova M.M. Umumiy kimyoviy texnologiya fanidan misol va masalalar to'plami.–Toshkent; ToshDTU, 2018.- 160 b.

Masalalar to'plamida umumiy kimyoviy texnologiya fanining nazariy asoslarini puxta o'zlashtirish uchun xizmat qiluvchi misollar va mustaqil yechish uchun masalalar keltirilgan bo'lib, undan ekologiya va atrof-muhit muhofazasi ta'lim yonalishi bakalavriat hamda texnika oliygohlar talabalari foydalanishlari mumkin.

Islom Karimov nomidagi ToshDTU ilmiy - uslubiy kengashining qarori bilan nashr etishga tavsiya etilgan.

Taqrizchilar:

Asamov M.K. - Mirzo Ulug'bek nomidagi O'zMU dotsenti kimyo fanlari nomzodi, dotsent.

Safaev U.A. - ToshDTU "Ekologiya va atrof-muhit muhofazasi" kafedrasi dotsenti, kimyo fanlari nomzodi, dotsent.

***Meni doimo qo‘llab-
quvvatlovchi farzand-
larimning otasi va
farzandlarimga
bag‘ishlauman***

***Meni doimo qo‘llab-
quvvatlovchi farzand-
larimning otasi va
farzandlarimga
bag‘ishlayman***

Kirish

“Umumiy kimyoviy texnologiya” fanining asosiy maqsadi ishlab chiqarish jarayonlarining umumiy, eng muhim va asosiy negizlarini o‘rganishdan iborat bo‘lib, ma‘ruzalar bilan kimyoviy texnologik jarayonlarni hisoblash bo‘yicha muayyan masalalarni yechish orqali nazariy materiallarni o‘zlashtirishga va mustahkamlashga xizmat qiluvchi amaliy mashg‘ulotlar birga o‘tkaziladi.

Mazkur uslubiy qo‘llanma “Umumiy kimyoviy texnologiya” darsligi [6] ning to‘ldiruvchisi va muallifning ishi [5] asosida yozilgan bo‘lib, “Umumiy kimyoviy texnologiya” o‘quv fanining asosiy bo‘limlari - kimyoviy jarayonlarning fizik-kimyoviy asoslari, kimyoviy jarayonlar va reaktorlar, kimyoviy texnologik tizimlarni qamrab olgan. Fanning umumiy yo‘nalishiga mos holda asosiy e‘tibor kimyoviy aylanishlar bilan bog‘liq jarayonlarni hisoblashga berilgan. Dastlab ishlab chiqarishning asosiy texnologik ko‘rsatkichlarini hisoblash tavsiya etilishi barobarinda hisoblash madaniyati - o‘lchov birliklariga rioya etish va hisoblash aniqligining ba’zi masalalariga e‘tibor qaratilgan. Keyin ketma-ket “oddiydan murakkabga” kimyoviy jarayonlarning fizik-kimyoviy qonuniyatlari, kimyoviy reaktorlar va reaktorlar tizimini hisoblash, kimyo-texnologik tizimlar (KTT) va kimyoviy ishlab chiqarishning moddiy va issiqlik balanslarini hisoblash tavsiya etilgan. Har bir bo‘limda jarayon haqida qisqacha ma‘lumotlar va asosiy hisoblash formulalari, hisoblashlarga misollar va javoblari kitobning oxirida keltirilgan mustaqil yechish uchun masalalar berilgan.

O‘ylaymizki, masalalar to‘plamida keltirilgan misollarni diqqat bilan o‘rganish va mustaqil yechish uchun masalalarni yechish talabalarning mazkur fanni puxta o‘zlashtirishlari uchun xizmat qiladi.

Fursatdan foydalanib qo‘lyozmani diqqat bilan o‘qib, qimmatli maslahatlarini ayamagan kimyo fanlari nomzodi, dotsent M.K. Asamov hamda ToshDTU “Ekologiya va atrof-muhit muhofazasi” kafedراسи dotsenti, kimyo fanlari nomzodi, dotsent U.A. Safaevga samimiy minnatdorchilik bildiraman.

Masalalar to‘plami haqidagi barcha fikr va mulohazalaringizni mamnuniyat bilan qabul qilamiz.

A. KTTlarni hisoblashda kattaliklar o'lchov birliklarining ahamiyati

KTTning tuzilishi - elementlar va ular orasidagi bog'liqliklar, elementlarining tasnifi (apparatlarning matematik modeli yoki balans munosabatlari) va ularning holati, hisoblash masalasining qo'yilishiga bog'liq bo'lgan kiruvchi va chiquvchi oqimlarning parametrlari aniqlangandan keyin KTT holatini (oqimlar parametrlarini) hisoblashga o'tish mumkin.

Hisoblashning eng muhim bosqichi yakuniy natijalarning ishonchliligiga bog'liq bo'lgan ma'lumotlarni tayyorlashdir.

Boshlang'ich ma'lumot har xil o'lchov birliklarga ega ma'lumotlar bilan turli manbalardan olingani uchun foydalanilayotgan kattaliklarning o'lchov birliklari balans tenglamalariga mos kelishi tekshirilishi kerak. Moddiy balans ko'pincha bir soatda sarflanayotgan moddalar sarfiga hisoblanadi, shu bilan birga miqdorlar kilogrammlar (kg), tonnalar (t), metr kublar (m^3), mollarda (mol) o'lchaniladi. Oqimlarning o'lchov birliklari massa kattaliklar ($kg/soat$, $g/daq.$, $t/soat$ va hokazolar) dan foydalanish moddiy balans uchun qulay. Kimyoviy reaksiya ko'rsatkichlari ananaviy - mollarda o'lchaniladi. Berilgan konsentratsiyalar, masalan, protsentlar yoki ulushlarda bo'lishi mumkin, lekin "ulush" massa, molar yoki hajmiy bo'lishi mumkin, ularning son qiymati bir-biridan farqlanadi.

O'lchov birliklardan foydalanishning to'g'riligini tekshirishning asosiy yo'li mavjud: balans tenglamasida foydalanilayotgan kattaliklar o'rniga ularning o'lchov birliklarini qo'yish kerak. Agar hammasi joyida bo'lsa, u holda tenglamaning barcha qo'shiluvchilari bir hil o'lchovli bo'lishi lozim. Aks holda tenglamaning har bir hadiga qayta hisoblash koeffitsientini kiritish kerak:

- o'nli qo'shimchalar (kilo-, detsi-, milli- va boshqalar);
- o'lchov birliklari (tonna - t , kilogramm - kg , yil , $soat$, soniya - s , bir kecha-kunduz - $b.k-k^1$ va hokazo);
- fizik va fizik-kimyoviy konstantalarning barcha turlari (zichlik ρ [g/l], molar massa M [g/mol], molar hajm $22,4$ [$l/(g \cdot mol)$], stexiometrik koeffitsient ν [mol] va boshqalar).

Ular malumotnoma adabiyotlarida bor.

¹ Masalalar to'plamida $b.k-k$ - bir kecha-kunduz - $sutka$ birligini anglatadi.

O'lchovsiz kattaliklarni ularning boshlang'ich o'lchov birligiga qo'yish lozim: $[ulush]$ o'rniga $[l/l]$ yoki $[kg/kg]$. O'lchovda faza holatini ko'rsatish kerak: $[mol/l_g \cdot harorat]$ yoki $[kg/l_s \cdot harorat]$ (g, s - indekslar mos ravishda gaz va suyuqlik fazalarga tegishli). O'lchovlarda komponentning nomini belgilash zarur: $B[mol R]$, $M_A[g/mol A]$ va hokazo. SHularga amal qilinsa hatolar ehtimoli anchagina kamayadi, o'lchov birliklarini mos kelmasligi esa hisoblashlarda ko'p uchraydigan xato.

B. Hisoblashning aniqligi

Texnologik hisoblarni hisob-kitoblari doimo hisoblashlardagi xatolar bilan amalga oshiriladi. Buning sababi bir necha: birinchidan, sonlar bilan bajarilayotgan har qanday arifmetik amal ulardagi raqamlarning tutgan o'rinlari bilan chegaralangan. Hisoblash texnikalari (kompyuter yoki kalkulyator) raqamlar soni chegaralangan sonlar ustida amallar bajaradi. Δ_i bilan i – son ko'rinishining aniq ifodasi va Δ_{ar} bilan arifmetik amallarning yakuniy aniqligini belgilaylik. U holda $\Delta_{ar} = \sum \Delta_i$ (qo'shish va ayirish amallari bajarilganida absolyut xatoliklar², ko'paytirish va bo'lishda esa nisbiy xatoliklarning³ qiymatlari jamlanadi). Ikkinchidan, ba'zi hisoblashlar tenglamalarni sonli usullar bilan yechish bilan bog'liq (masalan, nochiziqli va trantsendent tenglamalarning⁴ yechimlarini topish). Bunday yechishning algoritmi yechimning aniqligi – Δ_{alg} bilan bog'liq. Uchinchidan, hisoblash natijalari odatda yaxlitlanadi (haqiqiy songa kami bilan va ortig'i bilan o'nli yaqinlashishlar), ya'ni qandaydir aniqlik bilan belgilanadi (masalan, to'rt xonali sonlar yoki verguldan keyin ikki xona). So'ngra hosil bo'lgan natijalar navbatdagi hisoblashlar uchun xizmat qiladi (masalan, moddiy balansni hisoblashda barcha moddalar miqdorini jamlash). Δ_{yax} – yaxlitlanish

² Absolyut xatolik - x son va uning taqribiy qiymati a ning ayirmasi, ya'ni $x - a$.

³ Nisbiy xatolik - absolyut xatolikning a soniga nisbati, ya'ni $(x - a) : a$.

⁴ Transendent funksiyalar (masalan, trigonometrik yoki logarifmik funksiyalar) qatnashgan tenglama transendent tenglama deyiladi.

xatosi yuzaga keladi (u xuddi Δ_{ar} ga o'xshash). YAxlitlash xatosi ko'pincha inson omili tufayli yuzaga keladi.

Oddiy misol keltiraylik. 100 kg A modda berilgan bo'lsin. Uning uchdan ikki qismi B moddaga aylansin. Uch xona aniqlikkacha yaxlitlab $100 \cdot (2/3) \approx 66,7$ kg B moddani olamiz. Keyin B moddaning uchdan ikki qismini C moddaga aylantiramiz. YAna uch xona aniqlikda belgilab, $66,7 \cdot (2/3) \approx 44,5$ kg S moddani hosil qilamiz. YAkuniy yaxlitlash bilan bevosita hisoblash: $100 \cdot (2/3) \cdot (2/3) \approx 44,4$ C modda uchun boshqa qiymatni beradi. Birinchi natijaning aniq ko'rinishi uni yaxlitlash sababli atigi 0,05 % tashkil etsa ham (66,7 - yaxlitlangan natija va 66,6666...- aniq), oraliq natijani yaxlitlash sababli hisoblashda 0,2 % nisbiy xatolik hosil bo'ldi.

Oxirgi hisobning yakuniy xatosi

$$\Delta = \Delta_{ar} + \Delta_{alg} + \Delta_{yax}$$

Moddiy balansni hisoblash kiruvchi va chiquvchi oqimlar massalarining tengligini nazarga oladi. Hisoblashlarning xatoligi va oraliq natijalarni yaxlitlash tufayli hisob-kitob balansi bajarilmasligi mumkin.

I- BOB. KIMYOVIY JARAYONLARNING FIZIK-KIMYOVIY XUSUSIYATLARI

1- §. Qurilmaning unumdorligi, quvvati va jadalligi

Metallurgiya, energetika, mashina- va asbobsozlik qatori kimyo sanoatining rivojlanish darajasi mamlakatning iqtisodiy kuch-qudratini aniqlaydi. Xuddi shuning uchun barcha rivojlangan mamlakatlarda kimyoviy texnologiyalarni takomillashtirishga, yangi texnologik jarayonlarni ishlab chiqishga, kimyoviy mashinasozlikni rivojlantirishga, ilmiy izlanishlarni mukammallashtirishga, yangi selektiv katalizatorlar yaratishga katta e'tibor beriladi.

Kimyoviy texnologiyani takomillashtirish mehnat unumdorligini oshirish, tayyor mahsulotning sifatini yaxshilash va uning tannarhini pasaytirishga yo'naltirilgan.

KTT va maxsus qurilmalarning, odatda shu qurilmalarda xizmat qilayotgan ishchi o'rinlarni ko'paytirmasdan, quvvatlarini oshirish ularning unumdorligini ko'tarishga va mehnat sharoitlarini yaxshilashga olib keladi. Unumdorlik U vaqt τ birligida ishlab chiqarilgan mahsulot yoki qayta ishlangan homashyoning miqdori G bilan o'lchanadi:

$$U = G / \tau \quad (1.1)$$

Qurilmalarning o'lchamlarini va unumdorligini oshirish mablag' sarfini pasaytiradi va ishlab chiqarishni avtomatlashtirish imkoniyatini yengillashtiradi.

Mukammal sharoitlarda ishlab chiqarish jarayoni qurilmasi unumdorligining eng yuqori (maksimal) imkoniyati uning W – quvvati deyiladi. SHunday qilib:

$$W = U_{\max} \quad (1.2)$$

Masalan, kolchedan kuydirish pechlarining quvvati va unumdorligi $t/b.k-k$ da ifodalanadi.

Qurilmalar ishlashini jadallashtirish – o'lchamlarini kattalashtirmasdan ishlash tartibini yaxshilash hisobiga ularning unumdorligini oshirishdir. Qurilma ishlashining jadalligi J deb, uning unumdorligi U ning qurilma hajmi v yoki kesimi yuzasi S ning nisbatiga aytiladi:

$$J = \frac{U}{\tau} = \frac{G}{\tau v} \quad \text{yoki} \quad J = \frac{G}{\tau S} \quad (1.3)$$

τ vaqt ichida sanoat ishlab chiqarishining ko'tarilishi mavjud ishlab chiqarishning U unumdorligiga proporsional yuz berishi aniqlangan, ya'ni ortish tezligi

$$u = \frac{dU}{d\tau} = kU, \quad (1.4)$$

bu yerda: k - o'sish koeffitsienti - u ham doimo o'sadi. SHunga ko'ra tozalashning yangi, samaraliroq usullarini ishlab chiqish yoki ishlab chiqarishning yangi usullariga o'tishni amalga oshirish zarur.

1- misol. Agar 15 soatda 168 t oltingugurt (IV) oksidi oksidlansa, u holda sulfat kislotasi ishlab chiqarish kontakt qurilmasining unumdorligini ($kg/soatda$) hisoblang. Oltingugurt (IV) oksidining oltingugurt (VI) oksidiga aylanish darajasi 97,8 %.

Yechish: G kattalik noma'lum bo'lgan (1.1) formuladan foydalanib unumdorlikni hisoblaymiz. Uni $G = m_{SO_2} \cdot x$ formula bo'yicha hisoblash mumkin, ya'ni $G = 168000 \cdot 0,978 = 164304 kg$.

Qurilmaning unumdorligini topamiz:

$$U_{SO_2} = \frac{164304}{15} = 1095,6 kg / soat.$$

2 - misol. Agar bir yilda 317 ish kuni va qurilmaning ikki tizmasi ishlayotgan bo'lsa, u holda qurilmaning yillik unumdorligini (tonnada) aniqlang. Sulfat kislotasi ishlab chiqarish qurilmasining bitta tizmasi bir oyda 600 t 92 %li sulfat kislotasi ishlab chiqaradi.

Yechish: Bir kecha-kunduzda ishlab chiqarilgan 92 %li sulfat kislotasining massasini hisoblaymiz:

$$U_1 = \frac{6000 \cdot 2}{\left[30 - \left(\frac{365 - 317}{12} \right) \right]} = 461,54$$

bu yerda: $30 - \left(\frac{365 - 317}{12} \right)$ - bir oydagi ish kunlarining soni.

100 %li sulfat kislotasi olish uchun qurilmaning yillik unumdorligini topamiz:

$$U_2 = 461,54 \cdot 317 = 146308,18$$

92 %li sulfat kislotasiga qayta hisoblaganda esa:

$$U_3 = \frac{146308 \cdot 92}{100} = 134603,53.$$

3- misol. Agar 1 t ammiak olish uchun 2850 m^3 azot - vodorod

aralashmasi sarflansa, u holda bir kecha-kunduzda qanday hajmda (m^3) azot va vodorod zarur bo'ladi? Ammiak sintez minorasining yillik unumdorligi (335 ish kunida) 218 ming t.

Yechish: Ammiak sintezi $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3 - \Delta H$ tenglama bo'yicha boradi. 4 hajm azot-vodorod qorishmasiga bir hajm azot, 3 hajm vodorod to'g'ri keladi.

Ammiak sintez minorasining bir kecha-kunduzlik unumdorligi

$$U = \frac{218000}{335} = 650,75 \text{ t}$$

ga teng. Bir kecha-kunduzda

$$V_{N_2} = \frac{650,74 \cdot 2850}{4} = 463659,37 \text{ m}^3$$

azot,

$$V_{H_2} = \frac{650,74 \cdot 2850}{4} \cdot 3 = 1390956,75 \text{ m}^3$$

vodorod zarur.

4- misol. Agar silvinitni maydalash uchun jadalligi $3 \text{ t}/(\text{m}^3 \cdot \text{soat})$ bo'lgan o'zakli tegirmondan foydalanilsa, u holda o'zakli tegirmonning (bir kecha-kunduzdagi) unumdorligi va b.k-kda maydalangan silvinitning massasini hisoblang. Maydalash bo'limida foydali hajmi 32 m^3 bo'lgan o'zakli tegirmondan 8 tasi o'rnatilgan.

Yechish. $J = U / V\tau$ formulaga asosan, unumdorlikni jadallik orqali hisoblash uchun formula keltirib chiqaramiz: $U = JV\tau$. U holda unumdorlik $U = 3 \cdot 32 \cdot 24 = 2304 \text{ t/soat}$ bo'ladi. Maydalangan silvinitning massasi $2304 \cdot 8 = 18432 \text{ t}$ ni tashkil etadi.

1. Yilda 1 oy qurilma ishlamasligini hisobga olib, ammiak sintez minorasining yillik unumdorligi va jadalligini hisoblang. Katalizatorning ammiak sintez minorasida egallagan hajmi 3 m^3 ga teng. Minoraning unumdorligi $27,114 \text{ t/soat}$ ni tashkil etadi.

2. Agar 10 kecha-kunduzda 3 ming tonna ammiak ishlab

chiqarilgan bo'lsa, u holda diametri 140 sm, balandligi 14 m ammiak sintez minorasining faolligi va unumdorligini hisoblang.

3. Agar pechning diametri 4,2 m, balandligi 8 m, jadalligi esa $1000 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{b.k-k})$ bo'lsa, u holda changsimon kolchedan kuydirish pechining unumdorligini hisoblang.

4. Kontakt qurilmaning unumdorligi 1080 t/b.k-k monogidratni tashkil etadi. Qurilmaga kelayotgan gazda CO_2 ning hajm ulushi 0,075. CO_2 dan foydalanish koeffitsientini 98 % deb olib, 1 soatda qurilmaga berilayotgan (normal sharoitlarda) gazning hajmini aniqlang.

2- §. Kimyoviy texnologiyaning ekologik muammolari

Havo va suv havzalarini muhofazalash, tuproqni himoyalash, flora va faunani saqlash hamda qayta tiklash zamonaning muhim muammosidir. Bizning mamlakatimizda biosferani sanoat tashlanmalaridan himoyalashning bir nechta yo'nalishlari ishlab chiqilgan: homashyodan to'liq kompleks foydalanishga asoslangan chiqindisiz texnologiyalar va ishlab chiqarishning yopiq tizimini yaratish; oqovasiz ishlab chiqarishlarni yaratish yo'li bilan sanoat oqovalari hajmini kamaytirish; yoqilg'i yondirishning gazsimon tashlanmalari bilan biosferani ifloslantirishni kamaytirish bo'yicha tadbirlar o'tkazish; ishlayotgan korxonalarda ishlab chiqarish chiqindilari va tashlanmalarini utilizatsiyalash va zararsizlantirish usullarini ishlab chiqish. Gaz va oqova suvlarni tozalashning asosiy masalasi gazlar hamda oqova suvlar tarkibidagi zaharli qo'shimchalarni ruxsat etilgan konsentratsiya (*REK*) gacha olib kelish. *REK*ga yetishish mumkin bo'lmagan holda tozalash yo'li bilan, ba'zan zaharli moddalarni ko'p karra qayta-qayta eritish yoki qo'shimchalarni atmosferaning yuqori qatlamlariga olib chiqarish uchun gazlarni baland tutun mo'rilari orqali chiqarib tashlanadi. Mo'rilarning balandligi va boshqa omillarga bog'liq holda atmosferaning quyi qatlamlarida qo'shimchalarning konsentratsiyasini nazariy aniqlash atmosferada turbulent diffuziya qonunlari bilan bog'liq. Havoning Yer ustki qatlamida qo'shimchalarning bo'lishiga bog'liq mo'rining balandligi ushbu emperik formula bilan aniqlanadi:

$$H = 12,5 \sqrt{\frac{M}{P \cdot K \cdot \sqrt[3]{\frac{V \Delta T}{N}}}} \quad (2.1)$$

bu yerda: M – atmosferaga tashlanayotgan zararli moddalarning miqdori, g/s ; V – tashlanma gazlar hajmi, m^3/s ; ΔT – chiqayotgan gaz va atrof-muhit havosi haroratlari orasidagi ayirma, $^{\circ}C$; N – tashlanma gazlar chiqayotgan mo‘rilar soni. Agar formula bo‘yicha hisoblanayotgan mo‘rining balandligi juda katta bo‘lsa, u holda tashlanma gazlarni maxsus tozalash amalga oshiriladi va keyin mos balandlikdagi mo‘ri orqali atmosferaga chiqariladi. Havoning YEr ustki qatlamida qo‘shimchalarning konsentratsiyasini REK dan yuqori bo‘lmasligini ta‘minlovchi, bu moddalarning atmosferaga ruxsat etilgan tashlanmasi (RET) ushbu formula bo‘yicha taqriban hisobdanadi:

$$RET = \frac{REKH^2 \sqrt{V \Delta t}}{AF \mu} \quad (2.2)$$

bu yerda: A – havoda zararli moddalarning tik yoki gorizontal tarqalish sharoitini aniqlovchi koeffitsient; F – atmosferada zararli moddalarning **sedimentatsiyalanish**⁵ tezligini aniqlovchi koeffitsient (Cl_2, HCl, HF gazlar uchun $F = 1$); μ – gazning mo‘ri og‘zidan chiqish sharoitini hisobga oluvchi koeffitsient. μ koeffitsientni ushbu formula bo‘yicha hisoblash mumkin:

$$\mu = \frac{1,5 \cdot 10^3 v(r) d}{H^2 \Delta t} \quad (2.3)$$

bu yerda: $v(r)$ – mo‘ridan chiqayotgan gazning o‘rtacha tezligi, m/s ; d – mo‘ri diametri, m .

Sanoat oqovalari organik qo‘shimchalarining suv havzalariga va ularga tutash hududlarga zararli ta’sirlari turli-tumandir va kislorodning kimyoviy hamda biokimyoviy iste’moli (mos ravishda KKI va KBI) bilan o‘lchanadi. KKI deganda 1 mg moddani CO_2, H_2O, NO_2 larga oksidlash yoki 1 dm^3 suv tarkibidagi organik

⁵ **sedimentatsiya** - (lotincha *sedimentum* - cho‘kish, o‘tirish) - gravitatsion maydonda yoki markazdan qochma kuchlar maydonidagi suyuqlik yoki gazsimon dispers muhitda dispers faza zarrachalari (qattiq mayda donalari, suyuqlik tomchilari, gaz pufakchalari) ning cho‘kishi.

qo'shimchalarni oksidlash uchun zarur bo'lgan kislorod massasi tushuniladi. *KKI* standart usul bo'yicha aniqlanadi: oksidlovchi sifatida kaliy dixromati ($K_2Cr_2O_7$) qo'llaniladi, kumush sulfat katalizatori ishtirokida olib boriladi. *KBI* – suvning organik qo'shimchalar bilan ifloslanishi, shuningdek suv tozalashning asosiy ko'rsatkichidir. *KBI* - suv tarkibidagi turg'un bo'lmagan organik moddalarning ma'lum vaqt oralig'ida aerob biokimyoviy oksidlash (parchalash) uchun sarflangan kislorod miqdori (mg/dm^3). *KBI* aniqlangan vaqtga bog'liq holda KBI_5 (besh kecha-kunduz uchun) va nihoyat barcha biologik oksidlanuvchi moddalar parchalanganda KBI_{mol} farqlanadi.

Oqova suvlarni tozalashning mavjud usullari mexanik, fizik-kimyoviy, biologik va termikka bo'linadi. Qo'shimchalarning turli-tumanligi va ular tarkibining murakkabligi sababli odatda oqova suvlarni tozalashning kompleks usullaridan foydalaniladi.

5- misol. Havoning Yer ustki qatlamidagi oltingugurt (IV) oksidining konsentratsiyasi *REK* ($0,5 \text{ mg/m}^3$) dan oshmasligi uchun mo'rining balandligi qanday bo'lishi kerak? Oltingugurt (IV) oksidining hajmiy ulushi 0,05 % bo'lgan yoqilg'i tashlanma gazi tutun mo'risiga $130^\circ C$ haroratda $300 \text{ m}^3/\text{soat}$ tezlikda kiradi. Havoning harorati $20^\circ C$.

Yechish. Mo'rining mumkin bo'lgan minimal balandligini (2.1) formula bo'yicha hisoblaymiz. Buning uchun atmosferaga tashlanayotgan zararli modda (SO_2) miqdori

$$M_{SO_2} = \frac{300 \cdot 0,05 \cdot 64}{100 \cdot 360 \cdot 22,4} = 115,2$$

ni; tashlanayotgan gazning hajmi

$$V = \frac{300}{360} = 0,84$$

ni va chiqayotgan gaz va atrof havo haroratlari orasidagi ayirma: $130 - 20 = 110^\circ C$ ni topish zarur.

U holda mo'rining balandligi

$$H = 12,5 \sqrt{\frac{115,2}{0,5 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,84 \cdot 110}{1}}}} = 90 \text{ m}$$

bo'ladi.

6- misol. Tutun mo'risining balandligi 100 m va uning diametri $0,7\text{ m}$ bo'lganda, superfosfat zavodi hududida havoning Yer ustki qatlamidagi vodorod ftoridi konsentratsiyasining REK ($0,05\text{ mg/m}^3$) dan ortib ketmasligini ta'minlovchi vodorod ftoridining RET ni aniqlang. Gaz tashlanmasining hajmi $0,6\text{ m}^3/\text{s}$ ga teng. Havoda tarqalish koeffitsienti 160 , **sedimentatsiya** koeffitsienti 1 ga teng. Mo'ridan gaz chiqishining o'rtacha tezligi $0,4\text{ m/s}$. CHiqayotgan gaz harorati 40°C , atmosferaniki esa 23°C .

Yechish. (2.2) ifodadagi mo'ri og'zidan chiqish sharoitini hisobga oluvchi noma'lum koeffitsientni (2.3) formula bo'yicha topish mumkin:

$$\mu = \frac{1,5 \cdot 1000 \cdot 0,4^2 \cdot 0,7}{10000 \cdot 17} = 0,025.$$

U holda

$$RET = \frac{0,05 \cdot 10000 \cdot \sqrt{0,6 \cdot 17}}{160 \cdot 1 \cdot 1} = 9,93\text{ g / s}$$

7- misol. Agar aerotenk qatlamining balandligi 4 m , solishtirma yuklamasi esa 2500 g/m^3 bo'lsa, u holda KBI bo'yicha aerotenk ishining jadalligi va uning eng chegaraviy yuklamasini aniqlang. Oqova suvlarni tozalayotgan radiusi 6 m bo'lgan biofiltrning unumdorligi $8000\text{ m}^3/\text{b.k-k}$ ga teng.

Yechish. Aerotenk ishlashining jadalligini topamiz:

$$J = \frac{8000}{3,14 \cdot 6^2} = \frac{8000}{113} = 70,79$$

KBI bo'yicha chegaraviy yuklamani hisoblash uchun $V = \pi r^2 h$ formula bo'yicha filtr qatlamining hajmini aniqlash zarur. Mos qiymatlarni qo'yib, $V = 3,14 \cdot 36 \cdot 4 = 452\text{ m}^3$ ni olamiz. U holda KBI bo'yicha filtrning chegaraviy yuklamasi $452 \cdot 2500 \div 11300$ yoki $1,13 \cdot 10^6\text{ g}$ bo'ladi.

1. Sanoatlashgan shahar havosidagi uglerod (II) oksidining maksimal ruxsat etilgan konsentratsiyasi 8 soat ichida 10 mg/m^3 dan

ortib ketmasligi kerak. Konsentratsiya darajasi shunday bo'lganda o'lchami $2,5 \times 15 \times 40 \text{ m}$ bo'lgan binodagi uglerod (II) oksidining massasini aniqlang.

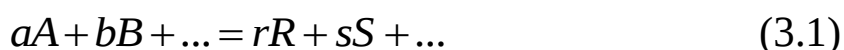
2. Atmosferaga tashlanayotgan oltingugurt (IV) oksidining bir qismi sulfat kislotasiga aylanadi. $0,5 \text{ mol } \text{SO}_2$, $1,0 \text{ mol } \text{O}_2$ va cheklanmagan miqdordagi H_2O dan qanday miqdordagi H_2SO_4 hosil bo'lishi mumkin? Qanday miqdordagi sarflanmagan oltingugurt (IV) oksidi havoda qoladi?

3. Hususan, katta shaharlar troposferasini va umuman atmosferasini muhim ifloslantiruvchilarining kimyoviy formulasini yozing. Ifloslantiruvchilarning paydo bo'lish sabablarini ko'rsating.

4. Atmosferani ifloslantiruvchi oltingugurt (IV) oksidining asosiy manbalarini va uni ushlab qolish mumkin bo'lgan turli usullarni keltiring.

3- §. Texnologik jarayonning tezligi, aylanish darajasi va sarf koeffitsienti

Reaksiyaga kirishayotgan aralashma tarkibining o'zgarishi reaksiyaning stexiometrik tenglamalariga mos holda yuz beradi. Stexiometrik tenglama reagentlarning bir-biri bilan qanday nisbatda o'zaro ta'sir etishini ko'rsatadi va ushbu



ko'rinishga ega, bu yerda: A va B – reagentlar sarfi; $R, S, \dots$ – stexiometrik koeffitsientlar a, b, r, s va hokazolarga mos hosil bo'lgan mahsulotlar. Ta'kidlaymizki, balans - stexiometrik tenglama kimyoviy aylanishlar borishining haqiqiy yo'nalaishiga mos kelmasligi mumkin.

$G_{A_b}, G_{B_b}, G_{R_b}, G_{S_b}$ – modda A, B, R, S larning boshlang'ich miqdori; G_A, G_B, G_R, G_S – vaqtning qandaydir fursatida ularning joriy miqdori bo'lsin. Stexiometrik tenglamaga mos bo'lgan stexiometrik balans munosabatlarini olamiz:

$$\frac{G_{A_b} - G_A}{a} = \frac{G_{B_b} - G_B}{b} = \frac{G_R - G_{R_b}}{r} = \frac{G_S - G_{S_b}}{s}, \quad (3.2)$$

bu yerda: $(G_{A_b} - G_A), (G_{B_b} - G_B) -$ A va B moddalarning aylangan miqdori; $(G_R - G_{R_b}), (G_S - G_{S_b}) -$ hosil bo'lgan R va S mahsulotlarning miqdori.

(3.1) tenglamani ushbu algebraik tenglama ko'rinishida ifodalash qulay:

$$\sum a_i A_i = 0 \quad (3.3)$$

bu yerda: a_i – stexiometrik koeffitsientlar, shu bilan birga boshlang'ich moddalar uchun $a_i < 0$ va mahsulotlar uchun $a_i > 0$; A_i – reaksiyaga kirishuvchi yoki reaksiya natijasida hosil bo'lgan moddalar. U holda

$$\frac{G_i - G_{i_b}}{a_i} = const, \quad (3.4)$$

bu yerda: G_i va G_{i_b} – mos ravishda i – moddaning aylanishdan keyin va aylanishgacha bo'lgan miqdori.

Agar aylanish bitta stexiometrik tenglama bilan tasniflansa, bunday reaksiya kimyoviy texnologiyada oddiy deyiladi.

Agar aylanish bir necha stexiometrik tenglamalar bilan tasniflansa va maqsadli hamda oraliq mahsulotlar hosil bo'lishi yuz bersa, bunday reaksiya murakkab deyiladi. Murakkab reaksiya quyidagi

$$a_j A + b_j B + \dots = r_j R + s_j S + \dots, j = 1, \dots, J,$$

yoki

$$\sum a_{ij} A_i = 0 \quad (3.5)$$

ko'rinishdagi stexiometrik tenglamalar bilan tasniflanuvchi bir necha xususiy reaksiyalardan tashkil topgan, bu yerda: j indeks j – xususiy reaksiyaga tegishli.

Agar (3.5) tenglamada i – modda borayotgan reaksiyada qatnashmasa, stexiometrik koeffitsient a_{ij} nolga teng bo'lishi mumkin.

Reagentlar orasidagi stexiometrik miqdoriy bog'liqlikka asosan kimyoviy aylanishdagi reaksiya aralashmaning tarkibini hisoblash mumkin. SHunday qilib stexiometrik tenglamalar moddiy balans tuzish, bu esa issiqlik balansi va asosiy texnologik ko'rsatkichlarni hisoblash uchun asos bo'lib xizmat qiladi.

Moddiy balansni hisoblash uchun faqat bog'liq bo'lmagan

stexiometrik tenglamalardan foydalanish zarur, ya'ni shunday tenglamalar tizimidanki, uning ixtiyoriy bittasi qolganlarining chiziqli kombinatsiyasi bo'lsin.

Jarayonni bir qiymatli va to'liq tasniflovchi stexiometrik tenglamalarning bazis tizimi:

oksidlanish-qaytarilish reaksiyalari uchun

$$Y - Z = L;$$

almashinish reaksiyalari uchun

$$Y = Z - L + 1,$$

bog'liq bo'lmagan stexiometrik tenglamalardan tashkil topgan bo'lishi kerak, bu yerda: Y – bazis tizimdagi tenglamalar soni; Z – (kimyoviy aylanishlarda qatnashayotgan) moddalar soni; L – moddalar tashkil topgan kimyoviy elementlar soni.

Tenglamalar soni Y moddalar soni Z dan kichik bo'lgani sababli barcha moddalarning miqdorlari orasidagi bog'liqlik yetarli bo'lmagan boshlang'ich moddalardan biri - asosiy boshlang'ich komponentning aylaninish darajasi orqali aniqlanadi. U holda bu komponentning aylanish darajasi x_j tushunchasini kiritish mumkin.

Aylanishning umumiy darajasi x aylangan A moddaning massasi $G_{A_{ay}}$ ni uning boshlang'ich aralashmadagi umumiy G_{A_b} massasiga nisbati kabi aniqlanadi:

$$x = G_{A_{ay}} / G_{A_b}, \text{ ya'ni } x = (G_{A_b} - G_A) / G_{A_b}. \quad (3.6)$$

$G_{A_{ay}}$ maqsadli D mahsulotga va oraliq mahsulotlarga (agar ular hosil bo'lsa) aylangan A moddaning massasini o'z ichiga oladi.

Aylanish darajasining (3.6) ifodasi va aylangan komponentlar miqdorlari orasidagi (3.4) nisbatdan foydalanib, oddiy reaksiya borganda reaksion aralashmadagi ixtiyoriy moddaning miqdorini *mollarda* hisoblash uchun ushbu tenglamani olamiz:

$$G_i = G_{i_b} - a_i / (a G_{A_b} x_A).$$

Moddaning konsentratsiyasi c_i molar ulushlarda,

$$c_i = G_i / \sum G_i, \quad (3.7)$$

bu yerda: $\sum G_i$ – barcha moddalarning umumiy miqdori, jumladan inertlar (reaksiyada qatnashmaganlar).

Oddiy gaz fazali reaksiyalar uchun

$$\sum G_i = \sum G_{i_b} - \Delta \nu / (a G_{A_b} x_A);$$

$$c_i = \frac{c_{i_b} + \frac{a_i}{a} c_{A_b} x_A}{1 + \frac{\Delta \nu}{a} c_{A_b} x_A}, \quad (3.8)$$

bu yerda: $\Delta \nu = \sum a_i = r + s - a - b$ – reaksiyadagi moddalar miqdorining o‘zgarishi.

(3.8) tenglamadan aylanish darajasi

$$x_A = \frac{c_{A_b} - c_A}{c_{A_b} \left(1 + \frac{\Delta \nu}{a} c_A \right)}. \quad (3.8a)$$

Agar reaksiya reaksiyon aralashmaning hajmi o‘zgarmasdan borsa, ya’ni reaksiyaga kirishayotgan moddalar umumiy miqdorining o‘zgarishi yuz bermasa yoki gaz fazali jarayonlar uchun aylanishning (konversiyaning) umumiy (haqiqiy) darajasi odatda, reaksiya sababli aralashma hajmining o‘zgarishiga tuzatish koeffitsienti β bilan boshlang‘ich moddaning reaktorga kirishda va undan chiqishda tajribada o‘lchangan hajmiy konsentratsiyalari c_{A_b} va $c_{A_{ox}}$ bo‘yicha aniqlanadi:

$$x = \frac{c_{A_b} - c_{A_{ox}}}{c_{A_b}} \quad (3.9)$$

Bundan

$$c_A = c_{A_b} (1 - x_A);$$

$$c_i = c_{i_b} - \frac{a_i}{a} c_{A_b} x_A, \quad (3.10)$$

bu yerda: c_{A_b}, c_A – mos ravishda A moddaning boshlang‘ich va joriy konsentratsiyasi; c_{i_b}, c_i – mos ravishda i – moddaning boshlang‘ich va joriy konsentratsiyasi.

(3.2) stexiometrik balans munosabatni quyidagi ko‘rinishda yozish mumkin:

$$\frac{G_{A_b} x_A}{a} = \frac{G_{B_b} x_B}{b} = \dots \quad (3.10a)$$

3.1- jadvalda reaksiyon aralashmaning miqdoriy tavsiflash uchun

konsentratsiyalarni ifodalashning turli usullari keltirilgan.

3.1-jadval. Konsentratsiyalarni ifodalashning usullari

	G	c_i	n_i	c	γ_i	g_i	γ	p_i
G	1	$c_i V$	$c_i n_i V$	$c_i n_i V$	$\gamma V / M_i$	$\gamma g_i V / M_i$	$\gamma g_i V / M_i$	$p_i V / (RT)$
c_i	G / V	1	$c_i n_i$	$c_i n_i$	γ_i / M_i	$\gamma g_i / M_i$	$\gamma g_i / M_i$	$p_i / (RT)$
n_i	G_i / G	c_i / c	1	c_i / c	γ_i / M_i $\sum \gamma_i / M_i$	γ_i / M_i $\sum g_i / M_i$	—	p_i / P
$G_i / (n_i V)$	$\sum c_i$	—	1	$\sum \gamma_i / M_i$	$\gamma / \sum g_i / M_i$	$\gamma_i / \sum g_i / m_i$	$p_i / n_i (RT)$	—
$M_i G_i / V$	$M_i c_i$	$M_i c_i n_i$	$M_i c_i n_i$	1	γg_i	γg_i	$p_i M_i / (RT)$	—
g_i	$\frac{M_i G_i}{\gamma V}$	$\frac{M_i c_i}{\sum M_i c_i}$	$\frac{M_i n_i}{\sum M_i n_i}$	—	γ_i / γ	1	γ_i / γ	$\frac{p_i M_i}{\gamma RT}$
γ	$\frac{M_i G_i}{g_i V}$	$\sum M_i c_i$	$c \sum M_i n_i$	$c \sum M_i n_i$	$\sum \gamma_i$	—	1	$\frac{p_i M_i}{g_i RT}$
p_i	$G_i P / G$	$c_i RT$	$n_i P$	$c n_i RT$	$\frac{\gamma_i RT}{M_i}$	$\frac{\gamma g_i RT}{M_i}$	$\frac{\gamma g_i RT}{M_i}$	1

Bu jadvalda: G_i – aralashma i – komponentning miqdori; n_i – i – komponentning molar ulushi; M_i – i – komponentning molar massasi; g_i – i – komponentning massa ulishi; γ_i – i – komponentning massa konsentratsiyasi (zichlik), kg/m^3 ; $\gamma = \sum \gamma_i$ – reaksiyon aralashmaning zichligi, kg/m^3 ; c_i – i – komponentning molar konsentratsiyasi, mol/m^3 ; $c = \sum c_i$ – umumiy molar konsentratsiya, mol/m^3 ; p_i – parsial bosim, Pa ; P – umumiy bosim, Pa ; V – reaksiyon aralashmaning hajmi, m^3 .

Jadvaldan foydalanishga misol keltiramiz. p_i – berilgan. g_i ni aniqlang.

Yechish. Berilgan p_i ni 3.1- jadvalning yuqori satrida topamiz. Qayta hisoblash koeffitsienti - p_i ostidagi ustun bilan g_i turgan satr kesishmasida joylashgan. Javob $g_i = \frac{p_i M_i}{\gamma RT}$.

Murakkab reaksiyani bog‘liq bo‘lmagan stexiometrik tenglamalarning shunday tizimi bilan ifodalash maqsadga muvofiqki, uning har bir tenglamasining chap tomonida bitta - asosiy boshlang‘ich modda tursin. Bunga stexiometrik tenglamalarni chiziqli almashtirish bilan erishish mumkin. Masalan, metanning bug‘li konversiyasida ikkita reaksiya boradi:



Bazis tizim ikkita stexiometrik tenglamadan tashkil topgan: $Y = Z - L = 5 - 3 = 2$. Faqat birinchi stexiometrik tenglamaga kirgan CH_4 asosiy boshlang‘ich komponent hisoblanadi. Balans hisoblashlar uchun quyidagi ikkita tenglamadan foydalanish qulay: birinchi - keltirilgan tizimdan, va ikkinchi - tizimning tenglamalarini qo‘shish bilan olingan:



Xuddi j – xususiy reaksiyadagidek har bir stexiometrik tenglama uchun asosiy boshlang‘ich komponentning aylanish darajasi - x_{A_j} kiritiladi. Murakkab reaksiya borganda reaksiyon aralashmadagi i – moddaning miqdori G_i ni

$$G_i = G_{i_b} + \sum (a_{ij} / a_j) G_{A_b} x_{A_j}$$

tenglama bo‘yicha hisoblanadi. Keyin (3.7) tenglamadan foydalanib konsentratsiyalarni hisoblash mumkin.

Oqimli reaktorda jarayonning vaqti τ reaksiyon hajmning balandligi H ni (uzunligini) reagentlar oqimi tezligi w ning nisbatiga teng, shuningdek τ - reaksiyon hajm v ning reagentlar aralashmasi sarfi V_a ning nisbati bilan ifodalanadi, ya’ni

$$\tau = H / w = v / V_a. \quad (3.13)$$

Ishlab chiqarish jarayonining tezligi mos qurilmalarning unumdorligi, o‘lchamlari va ularning sonini aniqlaydi.

Jarayonning tezligi boshlang'ich moddaning aylanish darajasi x bo'yicha, τ vaqtda mahsulotning chiqishi x_n bo'yicha yoki keyinchalik batafsil tahlil qilinadigan jarayonning tezlik konstantasi orqali aniqlanadi.

Jarayon tezligining asosiy formulalari. Kimyo texnologik jarayonning tezligi u ni turli kattaliklarning vaqt bo'yicha hosilalari bilan ifodalash mumkin. To'liq siqib chiqarishga yaqin tartibda boruvchi oddiy qaytar jarayonlar uchun, ya'ni bir o'q bo'ylab (bo'ylanma) aralashtirishda, G mahsulotning miqdori, reaksiyaga kirishuvchi aralashmadagi mahsulotning konsentratsiyasi c_{mah} , ixtiyoriy moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi c_b va aylanish darajasi x vaqt orasida o'zgaradi. Kichik $d\tau$ vaqt davomida jarayonning tezligini tavsiflovchi barcha kattaliklar mos ravishda $dG, dc_{mah}, -dc_b, dx$, ya'ni jarayonning tezligi u ni

$$u = \frac{dG}{d\tau} = \frac{dc_{mah}}{d\tau} = -\frac{dc_b}{d\tau} = \frac{dx}{d\tau} \quad (3.14)$$

ko'rinishda ifodalash mumkin.

Oqimli reaktorlarda reaksiyon aralashmaning ma'lum V_a (m^3/s) sarfida jarayonning vaqti reaktorning hajmi v ga proporsional:

$$\tau = v / V_a \quad (3.15)$$

SHuning uchun (3.14) ifodalarni quyidagicha yozish mumkin:

$$u = V_a \frac{dG}{dv} ; V_a \frac{dc_{mah}}{dv} ; -V_a \frac{dc_b}{dv} ; V_a \frac{dx}{dv} \quad (3.16)$$

Agar reagentlar oqimining chiziqli w tezligi o'zgarmas bo'lsa, u holda reaktor (odatda tik silindr) kesimining o'zgarmasligida jarayon vaqti reaksiyon hajmning H balandligiga proporsional, ya'ni

$$\tau = \frac{H}{w} \quad (3.17)$$

Bundan jarayon tezligini

$$u = w \frac{dG}{dH} = w \frac{dc_{mah}}{dH} \text{ va hokazo} \quad (3.18)$$

ko'rinishda ifodalash mumkinligi kelib chiqadi.

Ishlab chiqarishni yoki alohida reaktorni loyihalashtirishda aniqlovchi kattalik odatda reaksiyon hajm v yoki vaqt τ hisoblanadi. Bunda, tajriba ma'lumotlari asosida olingan qo'llanilayotgan hisoblash formulalarida, reaksiyon aralashma $V_{a(t,P)}$ ning asosiy ishni

bajaradigan harorati va bosimida, reaksiyon fazaning haqiqiy hajmi v_h qo'yilishi mumkinligini e'tiborga olish kerak. U holda jarayonning haqiqiy vaqti

$$\tau_h = \frac{v_h}{V_{a(t,P)}} \quad (3.19)$$

hosil bo'ladi.

Normal sharoitga keltirilgan, shartli haqiqiy vaqt quyidagicha bo'ladi:

$$\tau_{h(n.sh)} = \frac{v_h}{V_{a(n.sh)}} \quad (3.20)$$

Ko'pincha hisoblash formulalarida, haqiqiy emas, balki qurilmaning ichki qismlarini o'z ichiga oluvchi, masalan, nasadkali minoralarda nasadkaning hajmi, katalitik reaktorlarda qattiq katalizatorlarning hajmi, suyuqlikli reaktorlarda suyuqlik ustidagi bo'shliqning hajmi va shunga o'xshash umumiy yoki yuzaki reaksiyon hajm v_{um} ishlatiladi. U holda jarayonning ish vaqtidagi

$$\tau_s = \frac{v_{um}}{V_{a(t,P)}} \quad (3.21)$$

yoki normal sharoitdagi

$$\tau_{s(n.sh)} = \frac{v_{um}}{V_{a(n,sh)}} \quad (3.22)$$

yuzaki vaqt hosil bo'ladi.

Loyihalashtirishda, odatda, qiyin hisobga olinadigan omillarga vaqt zahirasi qabul qilinadi, ya'ni (3.22) ifodaga zahira koeffitsienti ξ kiritiladi. U holda

$$\tau = \xi(v / V_a) \quad (3.23)$$

Jarayon tezligi tenglamasida belgilovchi (asosiy) kattaliklar k – jarayonning tezlik konstantasi, Δc – jarayonni harakatlantiruvchi kuch, shuningdek, v – reaksiyon hajm kattaligi bo'lishi mumkin. Demak, vaqt bo'yicha mahsulot miqdorining ortishi bilan ifodalanuvchi jarayon tezligi

$$u = \frac{dG}{d\tau} = kv\Delta c \quad (3.24)$$

tenglama bo'yicha aniqlanadi. Reaksiyon hajm o'zgarmasligida

$$u = \frac{1}{v} \frac{dG}{d\tau} = k\Delta c \quad (3.25)$$

$$u = \frac{dc_{mah}}{d\tau} = k\Delta c \quad (3.26)$$

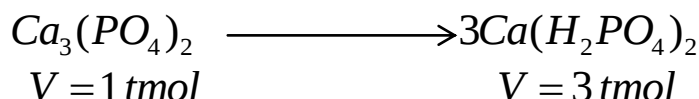
tenglama bilan ifodalangan jarayon tezligining qiymati (3.25) tenglamadagi u tezlikka teng.

$$u = \frac{dx}{d\tau} = k\Delta c \quad (3.27)$$

tenglamaga o'tganda, odatda, boshqa o'lchovlar ishlatiladi (Δc – o'lchovsiz kattalik) va shuning uchun u ning qiymatlari o'zgaradi. (3.25 – 3.27) tenglamalarda τ yoki k izlanayotgan kattaliklar: τ soniya yoki soatlarda ifodalanadi, bunda k ni s^{-1} yoki $(soat)^{-1}$ larda ifodalash tavsiya etiladi.

8- misol. Massasi 1 t va $Ca(H_2PO_4)_2$ ning massa ulushi 0,90 bo'lgan qo'shsuperfosfat olish uchun $Ca_3(PO_4)_2$ ning massa ulushi 0,80 bo'lgan fosforning sarf koeffitsientini aniqlang.

Yechish: Fosforitning sarf koeffitsienti uning massasini 1 t qo'shsuperfosfat massasining nisbatiga teng. Fosforit massasini topish uchun fosfor va qo'shsuperfosfat orasidagi stexiometrik munosabatni sxematik yozamiz:



Moddaning massasi uning molar massasi aralashmasidagi elementlarining sonini molar ulushlariga ko'paytmasiga teng. Fosfatning molar massasini aniqlaymiz:

$$M_r(Ca_3(PO_4)_2) = 3A_r(Ca) + A_r(P) + 8A_r(O) = 310;$$

$$M_r(Ca_3(PO_4)_2) = 310; M(Ca(H_2PO_4)_2) = 310 \text{ g / mol};$$

yoki $310 \cdot 10^{-6} \text{ t/mol}$. Qo'shsuperfosfatning molekular massasini aniqlaymiz:

$$M_r(Ca(H_2PO_4)_2) = A_r(Ca) + 4A_r(H) + 8A_r(O) + 2A_r(P) = 234;$$

$$M_r(Ca(H_2PO_4)_2) = 234; M(Ca(H_2PO_4)_2) = 234 \text{ g / mol}$$

yoki $234 \cdot 10^{-6} \text{ t/mol}$. Massasi 1 t bo'lgan qo'shsuperfosfat tarkibidagi $(Ca(H_2PO_4)_2)$ ning massasi $G_{Ca(H_2PO_4)_2} = 1 \cdot 0,9 = 0,9$ ga teng bo'ladi. Digidrofosfat kalsiy moddasining miqdori

$V = 0,9 / 23410^{-6} = 3846$. Sxemaga asosan kalsiy fosfatning massasi ham $G = 384631010^{-6} = 0,396$ bo'ladi. Massa ulushi 0,8 bo'lgan kalsiy fosfat tarkibidagi fosforit massasini topamiz: $G_{fosforit} = 0,396 / 0,8t$. Bundan sarf koeffitsienti $F_c = 0,495$ bo'ladi.

9- misol. Massasi 1 t bo'lgan 70 %li sulfat kislotasi eritmasini olish uchun FeS_2 ning massa ulushi 0,84 bo'lgan temir kolchedanining sarf koeffitsientini aniqlang.

Yechish: Temir sulfid va sulfat kislotasi orasidagi stexiometrik munosabatni yozamiz:



Temir disulfid va sulfat kislotasining molar massasini aniqlaymiz.

$$M_r(FeS_2) = A_r(Fe) + 2A_r(S) = 120; M_r(FeS_2) = 120;$$

$$M(FeS_2) = 120 \text{ g / mol}$$

yoki $120 \cdot 10^{-6} \text{ t/mol}$.

$$M_r(H_2SO_4) = 2A_r(H) + A_r(S) + 4A_r(O) = 98; M_r(H_2SO_4) = 98;$$

$$M(H_2SO_4) = 98 \text{ g / mol}$$

yoki $98 \cdot 10^{-6} \text{ t/mol}$. 1 t eritma tarkibidagi sulfat kislotasi massasini hisoblaymiz: $G_{H_2SO_4} = 1 \cdot 0,7 = 0,7t$ va sulfat kislotasi moddasining miqdori: $V_{H_2SO_4} = 0,7 / 98 \cdot 10^{-6} = 7142$. Stexiometrik sxemaga asosan temir disulfid moddasining miqdori 3571 t/mol , massasi esa

$$G_{FeS_2} = 120 \cdot 3571 \cdot 10^{-6} = 0,428.$$

Yo'qotishni hisobga olib

$$G_{FeS_2} = 0,428 / 0,93 = 0,460,$$

bu yerda: 0,93 – bir va yo'qotishlarning massa ulushlari orasidagi ayirma ($1 - 0,07 = 0,93$). Tarkibida massa ulushi 0,84 temir disulfidi bo'lgan temir kolchedanining massasini topamiz: $G_{temir kolchedan} = 0,460 / 0,84 = 0,548$. Sarf koeffitsientini aniqlaymiz: $Fe = 0,548 / 1 = 0,548$.

10- misol. CaC ning massa ulushi 0,94, parchalanmay qolgan $CaCO_3$ niki 0,012 va aralashmaniki 0,048 bo'lgan so'ndirilmagan ohak olish uchun $CaCO_3$ ning massa ulushi 0,89 bo'lgan

ohaktoshning sarf koeffitsientini hisoblang.

Yechish. Ma'lumki, $F_s = 1t(\text{ohaktosh})/1t$ (so'ndirilmagan ohak).

Reaksiya tenglamasini yozamiz: $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO}_2 + \Delta H$.
 CaCO_3 va CaO larni molar massasini aniqlaymiz: agar $M_r(\text{CaCO}_3) = 100,1$ bo'lsa, u holda $M(\text{CaCO}_3) = 100,1 \text{ g/mol}$ yoki $100 \cdot 10^{-6} \text{ t/mol}$ bo'ladi. Xuddi shunday, agar $M_r(\text{CaO}) = 56$ bo'lsa, u holda $M_r(\text{CaO}) = 56,1 \text{ g/mol}$ yoki $M(\text{CaO}) = 56 \cdot 10^{-6} \text{ t/mol}$ bo'ladi. 1 t so'ndirilmagan ohak tarkibidagi kalsiy oksidi moddasining massasini hisoblaymiz: $G_{\text{CaO}} = 1 \cdot 0,94 = 0,94$. Kalsiy oksidining miqdori $v_{\text{CaO}} = 0,94 / 56 \cdot 10^{-6} = 167,86$ bo'ladi. Reaksiya tenglamasiga binoan kalsiy karbonat moddasining miqdori ham 16857 mol ga teng, uning massasi esa $G_{\text{CaCO}_3} = 16857 \cdot 100 \cdot 10^{-6} \approx 1,68$.

Misolning shartiga ko'ra ohaktoshning hammasi termik parchalanmaydi ($0,012$ massa ulushi qoladi), faqat uning $0,89 - 0,012 = 0,878$ qismi parchalanadi. Kalsiy karbonat massa ulushli ohaktoshning massasi $G_{\text{ohaktosh}} = 1,68 / 0,878 \approx 1,91$. Bundan ohaktoshning sarf koeffitsienti $F_s = 1,91$ bo'ladi.

11- misol. Agar bevosita gidratlanish usuli bilan gidrotatorga $16,5 \text{ mol}$ etilen berilsa, u holda etilenning aylanish darajasini hisoblang. Harorat 290°C va bosim $7 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ bo'lganda berilgan etilenning $13,2 \text{ mol}$ qismi gidratlanadi.

Yechish. Etilenning aylanish darajasi (4.1) formula bo'yicha hisoblanadi va $x_A = \frac{13,2}{16,5} = 0,8$ ni tashkil etadi.

12- misol. Tiosulfat kislotasidan oltingugurt olish bo'yicha tajriba qurilmasida aniqlandiki,



reaksiya bo'yicha hosil bo'ladigan oltingugurt suspenziyasining bir xil zichligiga 20°C haroratda 110 s va 30°C haroratda 45 s vaqtda erishiladi. 40°C haroratda o'sha zichlikka ega oltingugurt suspenziyasi hosil bo'lish vaqti (sekundlarda) va faollanish energiyasini (J/mol da) hisoblang.

Yechish: Faollanish energiyasini

$$E_f = 19,14 \frac{T_2 T_1}{T_2 - T_1} \lg \frac{k_2}{k_1}$$

formula bo'yicha hisoblaymiz, ya'ni

$$E_f = 19,14 \frac{303 \cdot 293}{303 - 293} \lg \frac{1/45}{1/110} = 65960.$$

Faollanish energiyasini bilib, 40 °C haroratda suspenziya hosil bo'lish vaqtini (sekundda) aniqlash mumkin:

$$\tau = 65960 = 19,14 \frac{303 \cdot 313}{313 - 303} \lg \frac{1/\tau}{1/45} = 19,5.$$

13- misol. Agar yutilish koeffitsienti $2,1 \cdot 10^{-4} Pa$, jarayonning harakatlantiruvchi kuchi $\Delta p = 773,26 Pa$, absorberning zahira koeffitsienti $\alpha = 1$, ekani ma'lum bo'lsa, u holda monogidratli absorberda oltingugurt (VI) oksidining yutilish tezligini aniqlang. Keramik poydevor sirtining yuzi $100 m^2$, absorberning balandligi $14 m$, uning diametri esa $6 m$.

Yechish. YUtilish tezligini butun poydevor sirtining yuzi F noma'lum bo'lgan $u = kF\Delta P$ formula bo'yicha topamiz. F ni topish uchun absorberning hajmini formula $V = \frac{1}{4}\pi d^2 h$ bo'yicha aniqlashimiz zarur. Berilgan qiymatlarni formulaga qo'yib,

$$V \approx \frac{1}{4} 3,14 \cdot 6^2 \cdot 14 = 395,64$$

ni olamiz. Poydevorning umumiy va uning foydali sirtini hisoblaymiz.

$$F = 395,64 \cdot 110 = 43520,4; \quad F_f = \frac{43520,4}{1,2} = 36267.$$

U holda $u = 2,1 \cdot 10^{-4} 773,26 \cdot 36267 \approx 5889,2$.

14- misol. Temir katalizator ishtirokida ammiakning sintezi hajmiy tezligi $40000 m^3 / soat$, diametri $1,4 m$ va balandligi $13 m$ bo'lgan minorada bormoqda. Katalizator minora hajmining $0,6$ qismini egallagan deb hisoblab, azotvodorod aralashmasining katalizator bilan to'qnashish vaqtini (*soatda*) va 2 soat davomida minora orqali o'tuvchi gazning hajmini ($m^3 da$) aniqlang.

Yechish. Azotvodorod aralashmasining katalizator bilan

to'qnashish vaqtini aniqlaymiz: $\tau = \frac{1}{v_h}$ yoki $\tau = \frac{1}{40000} = 4 \cdot 10^{-4}$. Bir soat davomida sintez minorasi orqali o'tuvchi aralashmaning hajmi $V_{P'} = V'_{kat} \cdot v_h$.

Katalizatorning hajmi $V'_{kat} = \frac{\pi d^2 h}{4} \cdot 0,6$, u

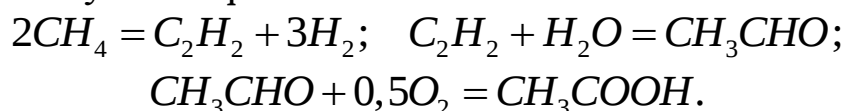
holda $V_P = \frac{\pi d^2 h}{4} \cdot 0,6 \cdot 40000$. Son qiymatlarini formulaga qo'yib,

$$V_P \approx \frac{3,14 \cdot 1,4^2 \cdot 13}{4} \cdot 0,6 \cdot 40000 = 480043,2$$

ni topamiz. 2 soat davomida minora orqali o'tuvchi aralashmaning hajmi $480043,2 \cdot 2 = 960086,4 m^3$ ga teng bo'ladi.

15- misol. Atsetaldegidan sirka kislotasi ishlab chiqarishda tarkibida metanning hajmiy ulushlari 97 % bo'lgan tabiiy gazning sarf koeffitsientini hisoblang. Metandan atsetilenni chiqishi $x_{ats} = 15$ %, atsetaldegidning chiqishi $x_{atsd} = 60$ %, atsetaldegidan sirka kislotasining chiqishi esa $x_{sir} = 90$ %. Moddalardagi molar massalar $C_2H_2 - 26$; $CH_3CHO - 44$; $CH_3COOH - 60$; $CH_4 - 16$.

Yechish. Sirka kislotasi ko'p bosqichli usul bilan ketma-ket quyidagi reaksiyalar orqali olinadi:



Brutto-reaksiyasi $2CH_4 + H_2O + 0,5O_2 = CH_3COOH + 3H_2$ bo'yicha hisoblangan 1 t sirka kislotasi uchun metanning nazariy sarfi

$$F_{CH_4naz} = \frac{G_{sir} v_{CH_4} M_{CH_4}}{v_{sir} M_{sir}} = \frac{1 \cdot 2 \cdot 16}{1 \cdot 60} = 0,534 t \text{ me tan/ } t \text{ sirka kislotasi}$$

ni tashkil etadi.

CHiqishlarning qiymatlarini hisobga olib bosqichlar bo'yicha metanning amaliy sarfini topamiz (metan K_{CH_4} bo'yicha sarf koeffitsienti):

$$F_{CH_4amal} = \frac{F_{CH_4naz}}{x_{ats} x_{atsd} x_{sir}} = \frac{0,534}{0,15 \cdot 0,6 \cdot 0,90} = 6,59 t \text{ me tan/ } t \text{ sirka kislotasi}$$

yoki

$$\frac{6,59 \cdot 1000 \cdot 22,4}{M_{CH_4}} = 9226 m^3 \text{ metan} / t \text{ sirka kislotasi}$$

Tabiiy gaz tarkibida metan bo'lishini hisobga olib tabiiy gazning sarf koeffitsientini topamiz:

$$F_{\text{tab.gaz}} = \frac{F_{CH_4 \text{amal}}}{C_{CH_4}} = \frac{6,59}{0,97} = 6,79 t \text{ tabiiy gaz} / t \text{ sirka kislotasi}$$

yoki $9511 m^3 \text{ tabiiy gaz} / t \text{ sirka kislotasi}$.

16- misol. Tahlil apatit-nefelin rudasining tarkibida massa ulush 21,35 % P_2O_5 va massa ulush 7,56 % Al_2O_3 borligini ko'rsatdi. Agar P_2O_5 apatit shaklida, Al_2O_3 esa nefelin shaklida bog'langan bo'lsa, u holda ruda tarkibidagi $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot 2CaCl_2 \cdot 2CaF_2$ apatitning va $Na_2O \cdot K_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 3SiO_2$ nefelinning massa ulushlarini alohida hisoblang. Molekular massalari: $M_{ap} = 1197$; $M_{nef} = 498$; $M_{P_2O_5} = 142$; $M_{Al_2O_3} = 102$.

Yechish. Ishlab chiqarish jarayonlarining moddiy balansini hisoblashda murakkab kimyoviy tarkib brikmasining kimyoviy formulasi ma'lum bo'lganda, qayta ishlanayotgan homashyoning foydali komponentining tarkibi boshlang'ich ma'lumot sifatida berilganida shunga o'xshash misollar ko'p uchraydi.

Kimyoviy formulaga asosan 1 mol apatitga 6 mol P_2O_5 to'g'ri keladi. SHuning uchun ruda tarkibida 21,35 % P_2O_5 bo'lishiga $21,35 \cdot M_{ap} / (6M_{P_2O_5}) = 30\%$ apatit bo'lishi mos keladi. Xuddi shunday ruda tarkibida nefelin bo'lishini topamiz: $5,76 M_{nef} / M_{Al_2O_3} = 36,9\%$.

17- misol. 1000 kg 83 %li H_2SO_4 olish uchun, H_2SO_4 bo'yicha massa ulushlari 92 % va massa ulushlari 48 % konsentratsiyali sulfat kislotasining eritmalarini qancha miqdorda aralashtirish kerak bo'ladi?

Yechish. Moddalarning barcha massasi va komponent (suv, sulfit angidrid yoki H_2SO_4 monogidrat) bo'yicha balans tuzish masadga muvofiq. Moddalarning barcha massasi bo'yicha balans: $G_{92} + G_{48} = G_{83}$. Komponent (monogidrat H_2SO_4) bo'yicha balans $G_{92} \cdot 0,92 + G_{48} \cdot 0,48 = G_{83} \cdot 0,83$. G ning indeksi kislotaning

konsentratsiyasini anglatadi. Berilgan ma'lumotlarni bu tenglamalarga qo'yib: $G_{92} = 795,5 \text{ kg}$ va $G_{48} = 204,5 \text{ kg}$ ni olamiz.

18- misol. Agar $x_A = 0,6 \text{ mol} / \text{m}^3$, $c_{A_b} = 1 \text{ mol} / \text{m}^3$, $c_{B_b} = 1,5 \text{ kmol} / \text{m}^3$ bo'lsa, u holda $A + 2B = 2R + S$ reaksiya uchun aylanish darajasi x_A va reaksiyon aralashmaning tarkibini aniqlang.

Yechish. B komponentning aylanish darajasini (3.10a) formuladan foydalanib topamiz:

$$x_B = \frac{1}{1,51} \frac{2}{1} 0,6 = 0,8.$$

Reaksiyon aralashmaning tarkibi: $c_A = c_{A_b} (1 - x_A) = 0,4 \text{ kmol} / \text{m}^3$,
 $c_B = c_{B_b} (1 - x_B) = 0,3 \text{ kmol} / \text{m}^3$, $c_R = 2c_{A_b} x_A = 1,2 \text{ kmol} / \text{m}^3$,
 $c_S = c_{A_b} x_A = 0,6 \text{ kmol} / \text{m}^3$.

19- misol. Reagentlarning mol nisbatlari $H_2 : C_6 H_6 = 1 : 0$ bo'lganida o'tkazilayotgan benzolni gidratlash reaksiyasi $C_6 H_6 + 3H_2 = C_6 H_{12}$ uchun benzolning aylanish darajasi $x_{\text{benz}} = 0,95$. Agar benzolning boshlang'ich miqdori $G_{0\text{benz}} = 10 \text{ mol}$ bo'lsa, u holda aralashmaning mol tarkibini hisoblang.

Yechish. Aralashmadagi reaksiyaga kirishmagan benzolning tarkibi

$$G_{\text{benz}} = G_{0\text{benz}} (1 - x_{\text{benz}}) = 0,5 \text{ mol}.$$

Vodorodning aylanish darajasi

$$x_{H_2} = (3/1)(1/10)0,95 = 0,285;$$

Vodorodning boshlang'ich miqdori

$$G_{H_2O} = 10G_{0\text{benz}} = 100 \text{ mol}$$

Muvozanatda bo'lgan aralashmadagi reaksiyaga kirishmagan vodorodning takibi

$$G_{H_2} = G_{H_2O} (1 - x_{H_2}) = 71,5 \text{ mol}$$

Siklogeksanning tarkibi

$$G_{H_2} = G_{0\text{benz}} x_{\text{benz}} = 9,5 \text{ mol}.$$

20- misol. Agar o'zgarmas hajmda boruvchi $2A \rightarrow R$ va $A \rightarrow 4S$ parallel reaksiyalar uchun reaksiya tugaganda moddalarning konsentratsiyalari, kmol / m^3 : $c_A = 2$; $c_R = 3$; $c_S = 4$ bo'lsa, u holda A reagentning aylanish darajasi, maqsadli mahsulot R bo'yicha chiqishi

va tanlovchanlikni aniqlang.

Yechish. Jarayon ko'rsatkichlarini hisoblash uchun A reagentning boshlang'ich konsentratsiyasini hisoblash zarur. Reaksiya stexiometriyasini hisobga olib, balans tenglamasidan $3 \text{ kmol } R$ mahsulotni hosil bo'lishi uchun $6 \text{ kmol } A$ modda, $4 \text{ kmol } S$ mahsulot hosil bo'lishi uchun $0,25 \text{ kmol } A$ modda talab qilinadi. SHunday qilib boshlang'ich konsentratsiya

$$c_{A_0} = 5 + 0,25 + 2 = 8,25 \text{ kmol/m}^3;$$

aylanish darajasi

$$x_A = (c_{A_0} - c_A) / c_{A_0} = 0,72;$$

mahsulotning chiqishi

$$G_R = \nu_A c_R / (\nu_A \cdot c_{A_0}) = 0,73;$$

tanlovchanlik

$$S_R = \nu_A c_R / [\nu_A (c_{A_0} - c_A)] = 0,96.$$

1. CaCO_3 ning massa ulushi $0,85$ bo'lgan ohaktoshni kuydirish yo'li bilan hosil qilinadigan 1 t so'ndirilmagan ohakka ohaktoshning sarf koeffitsientini hisoblang. So'ndirilmagan ohakning tarkibi (massa ulushlarda): CaCO_3 $0,95$, CaO $0,012$, aralshma $0,028$.

2. H_2SO_4 ning massa ulushi $0,92$ bo'lgan sulfat kislotasi eritmasi olish uchun oltingugurtning massa ulushi $0,48$ bo'lgan kolchedanning sarf koeffitsientini hisoblang. Ishlab chiqarish yo'qotishlarining massa ulushi $0,08$.

3. $\text{P}_2\text{O}_{5\text{umum}}$ ning massa ulushi $0,214$ bo'lgan oddiy superfosfat olish uchun yuborilayotgan ($\text{P}_2\text{O}_{5\text{umum}}$ ning massa ulushi $0,394$) fosforitning aylanish darajasini aniqlang.

4. Agar NH_3 va NO ning aylanish darajasi $0,96$, ularning absorbsiyalanish darajasi esa $0,93$ bo'lsa, u holda 1 t monogidrat uchun NH_3 va havo sarfini hisoblang. Bunda havo sarfini uning ortiqchasisiz hisobga olish kerak.

5. Deraza (silikat) oynasining kimyoviy tarkibi $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{CaO} \cdot 6\text{SiO}_2$ formula bilan ifodalanadi, ya'ni u Na_2CO_3 soda, CaO ohak, SiO_2 qumdan tashkil topgan. Agar soda tarkibida $93,8 \%$ Na_2CO_3 , ohaktosh - CaCO_3 $90,5 \%$ va qum - SiO_2 $99,0 \%$ bo'lsa, u

holda oyna ishlab chiqarishda homashyo bo'yicha nazariy koefitsientlarni hisoblang.

6. Uglerod oksidi konversiyasida trkibida 90 % Fe_2O_3 va 10 % Cr_2O_3 bo'lgan 1 t temirxrom katalizator olish uchun qancha temir sulfat $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ va xrom angidridi CrO_3 kerak bo'ladi?

7. So'ndirilmagan ohak tarkibida 94 % CaO , 1,2 % CO_2 va 4,5 % qo'shimchalar bor. U, tarkibida 89 % $CaCO_3$ bo'lgan ohaktoshni kuydirish bilan olinadi. Miqdori ohaktoshning kuydirish darajasini aniqlaydigan $CaCO_3$ karbonatlarni bo'lishi sababli so'ndirilmagan ohakda CO_2 hosil bo'ladi. Ta'kidlangan tarkibli 1 t ohakka ohaktoshning sarf koefitsienti va uning kuydirish darajasini aniqlang.

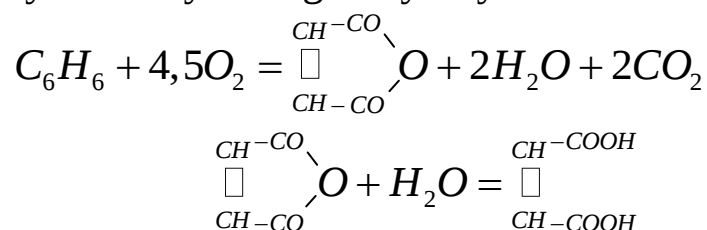
8. Agar sulfat kislotasi ishlab chiqarishda S va sulfat angidridining yo'qotilishi 3 %, absorbsiya darajasi esa 99 % ni tashkil etsa, u holda 1 t H_2SO_4 ga tarkibida 40 % S bo'lgan kolchedan sarfini hisoblang.

9. Havo yuborishda kuydirish gazlar tarkibida kislorodning bo'lishi SO_2 ning konsentratsiyasiga bog'liqligini hisoblang:

a) kolchedan FeS_2 ni kuydirish uchun; b) oltingugurtni kuydirish uchun; d) ruxsulfid ZnS ni kuydirish uchun.

10. Benzolni havo yordamida oksidlash bilan malein angidridi ishlab chiqarishning asosiy texnologik ko'rsatkichlarini hisoblang:

a) nazariy va amaliy sarf koefitsientlari; b) yetkazib berilgan va aylangan benzol mahsulotlarining chiqishi; d) benzolning umumiy va tanlovchan konversiyasi. Jarayonning kimyoviy sxemasi



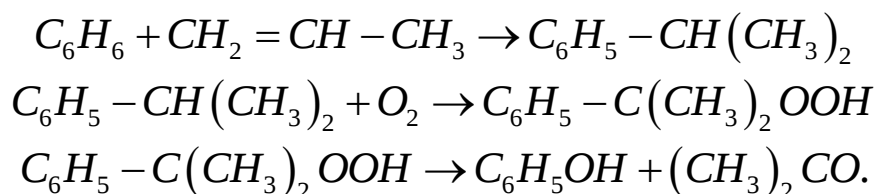
Malein angidridi ishlab chiqarishning moddiy balansi 3.1-jadvalda keltirilgan.

3.1- jadval. Malein angidridi olish jarayonining moddiy balansi.

Kirish	Sarf
--------	------

Modda	Miqdor, kg/soat	Modda	Miqdor, kg/soat
Benzol	2941,17	Malein anhidridi	3404,15
Havo	31070,88	Malein kislotasi	125,97
SHu jumladan:		Benzol	117,63
azot	23831,06	Suv	1283,63
kislorod	7339,82	Tashlanma gazlar, shu jumladan:	
		azot	23831,06
		kislorod	2027,12
		karbonat anhidrid	
		gazi	3185,54
		Angidridning yoʻqotilishi	36,95
Jami	34012,05	Jami	34012,05

11. Fenol ishlab chiqarish uchun tarkibida hajmiy ulush propilen 30 % va hajmiy ulush propan 70 % boʻlgan benzol va propan-propilen kreking gaz fraksiyalari boʻyicha sarf koefitsientni hisoblang. Benzol va propilendan fenol olish uch bosqichdan tashkil topgan:



Benzoldan izopropilbenzolning chiqishi 90 %, izopropilbenzoldan fenolning chiqishi 93 % ni tashkil etadi. Molekular massalar: benzol - 78, propilen - 42, fenol - 94.

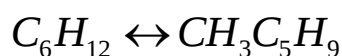
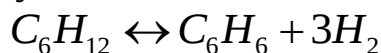
12. Texnik kalsiy karbid $CaO + 3C = CaC_2 + CO$ ishlab chiqarishda sarf koefitsientni hisoblang. Texnik kalsiy karbid quyidagi tarkibga ega: 78 % CaC_2 , 15 % CaO , 3 % C , boshqa qoʻshimchalar - 4 %. Ohak tarkibida 96,5 % CaO bor. Koks tarkibida 4 % kul, 4 % uchuvchan moddalar, 3 % namlik bor. Molekular massalari: CaC_2 - 64, CaO - 56.

13. Siklogeksanni bugʻ fazali degidrogenlash usuli bilan benzol ishlab chiqarishning asosiy texnologik koʻrsatkichlarini hisoblang:

- nazariy va amaliy sarf koefitsientlari;
- yetkazib berilgan va siklogeksanga aylangan mahsulotlarning chiqishi;

d) siklogeksanning umumiy va tanlovchan konversiyasi.

Jarayonning kimyoviy sxemasi



Benzol ishlab chiqarishning moddiy balansi 3.2- jadvalda keltirilgan.

14. Agar aldegid bo'yicha sirka kislotasining chiqishi 89,3 %ni tashkil etsa, u holda



uning reaksiya bo'yicha oksidlanish jarayonida 1 t sirka kislotasi olish uchun tarkibida 98 % atsetaldegid bo'lgan texnik atsetaldegidning sarf koeffitsientlarini hisoblang.

3.2- jadval. Benzol olishning moddiy balansi

Kirish		Sarf	
Modda	Miqdor, t/b.k-k	Modda	Miqdor, t/ b.k-k
Siklogeksan	503,16	Benzol	150
		Siklogeksan	32,113
		Vodorod	11,538
		Metiltsiklopentan	294,856
		Yo'qotishlar	14,653
Jami	503,16	Jami	503,16

15. 1 t ammoniyfosfat $(NH_4)_3PO_4$ ishlab chiqarishda homashyo bo'yicha sarf koeffitsientlarini hisoblang. Fosfat kislotasining konsentratsiyasi 58 %, ammiakning trkibida esa 2 % namlik bor.

16. 1 t izopren ishlab chiqarishda 97 % izopentanning nazariy va amaliy koeffitsientlarini hisoblang. Izopentanning katalitik degidratlash jarayoni ushbu



reaksiyalar bo'yicha amalga oshiriladi. Izoamilenning chiqishi 73 %, izoprenniki esa nazariydan 65 %ni tashkil etadi.

17. Akkumlyator kislotasini (H_2SO_4 ning konsentratsiyasi 92,5 %) uning tarkibida H_2SO_4 38 % bo'lguncha suv bilan suyultirish kerak. 180 kg suyultirilgan kislota hosil qilish uchun qancha suv

sarflanadi?

18. 2800 kg 83 %li H_2SO_4 olish uchun qancha kuporos moyi (H_2SO_4 96 %) va H_2SO_4 ning konsentratsiyasi 64 % bo'lgan sulfat kislotasi olish kerak?

19. 280 g/l konsentratsiyali 250 l eritma hosil qilish uchun konsentratsiyalari 310 va 230 g/l bo'lgan qancha osh tuzi eritmasi olish kerak?

20. Konsentratsiyasi 58 % bo'lgan nitrat kislotasini konsentratsiyasi 46 % bo'lguncha suv bilan suyultirish kerak. 2000 kg suyultirilgan kislota hosil qilish uchun qancha suv olish kerak?

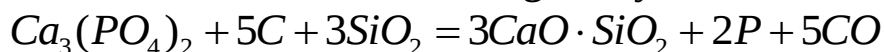
21. 150 kg toshko'mirning namligi omborxonada saqlaganda o'zgaradi: a) 8,4 dan 3,9 %gacha; b) 0,2 dan 4 %gacha. Ko'mirning massasi qanday o'zgaradi?

22. Ochiq havoda saqlaganda 200 kg oltingugurt kolchedani namligining massa ulushlari 3 dan 6 %ga o'zgaradi. Bunda kolchedanning massasi qanday o'zgaradi?

23. Ochiq havoda saqlaganda 300 kg ohak namligining massa ulushlari 2 dan 5 %gacha o'zgaradi. Bunda ohaktoshning massasi qanday o'zgaradi?

24. Tarkibida massa ulushlari, %: CaC_2 – 85, CaO – 5, C – 3, qolganlari qo'shimchalar bo'lgan texnik kalsiy karbid ishlab chiqarishda sarf koeffitsientlarni aniqlang. Ohakning tarkibida 96,5 % CaO , qolganlari qo'shimchalar. Koksning tarkibi, massa ulushlari, %: kul - 4, uchuvchan moddalar - 4, namlik - 3, uglevodorod - qolganlari. Hisob 1 t mahsulot uchun olib borilsin. Reaksiya: $CaO + 3C = CaC_2 + CO$.

25. Fosforit konsentratini parchalash bilan 1 t fosfor ishlab chiqarish sarf koeffitsientlarini hisoblang. Jarayon



tenglama bilan tasniflanadi. Konsentrat tarkibida massa ulushlari 25 % P_2O_5 , koks-uglerod massa ulushlari 94,5 %, fosforning qaytarilish darajasi 0,85.

26. Tarkibida 39 % P_2O_5 bo'lgan 100 g apatit konsentratini parchalash uchun 68 %li H_2SO_4 ni zarur hajmini hisoblang. (68 %) H_2SO_4 ning zichligi $1,5874 \text{ g/sm}^3$. Parchalanish reaksiyasi



27. Atsetilen ishlab chiqarishda texnik kalsiy karbid bo'yicha sarf koeffitsientini hisoblang. Texnik mahsulot tarkibida 83 % CaC_2 bor, ishlab chiqirishda CaC_2 ning aylanish darajasi esa 0,88 ga teng.

28. Ohaktoshni kuydirganda quyidagi tarkibli qattiq mahsulot hosil bo'ladi.

	CaO	CO_2 ballast
1- variant	92	2,4 qolganlar
2- variant	94	1,2 qolganlar

Boshlang'ich homashyo tarkibida $CaCO_3$, massa ulushda, %: 1-variant - 91; 2-variant - 89. CaO ni kuydirishdagi 1 t maqsadli mahsulot uchun ohaktosh sarfi va $CaCO_3$ ning aylanish darajasini aniqlang.

29. SO_2 ning hajmiy ulushi 8 % va O_2 ning hajmiy ulushi 12 %, qolgani azotdan tashkil topgan kuydirish gazi katalizator ishtirokida oksidlangan. SO_2 ning osidlanish darajasi 88 %. Oksidlashdan keyingi gaz tarkibini foizlarda hisoblang.

30. Agar ammiak sintezi reaktoridan chiqishda gaz tarkibida hajmiy ulushlari, %: NH_3 —17, N_2 —11, H_2 —12, bo'lsa, u holda reaktorga kirishda azotvodord aralashmasidagi H_2 va N_2 orasidagi nisbatni aniqlang.

31. Agar reaktorning birlik hajmiga gaz bo'yicha yuklama $300 \text{ m}^3/\text{soat}$ ni tashkil etsa, u holda hajmi 4 m^3 bo'lgan ammiak sintezi minorasining unumdorligini aniqlang. Stexiometrik nisbatda olingan reagentlarning muvozanat aylanish darajasi 0,26 ni tashkil etadi, ammiakning chiqishi esa - 0,78.

32. Reaktorda $A + 2B = R$, $R + B = S$, $A + B = 2T$ reaksiyalar bormoqda. Boshlang'ich konsentratsiyalar, kmol/m^3 : $c_{A_0} = 2$, $c_{B_0} = 2,3$, $c_{R_0} = c_{S_0} = c_{T_0} = 0$. Aralashmaning hajmiy sarfi $5 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$. CHiqishdagi konsentratsiyalar, kmol/m^3 : $c_R = 0,2$; $c_S = 0,4$; $c_A = 1,4$. Reaksiyalar bo'yicha B moddaning aylanish darajasi, mahsulot R bo'yicha unumdorlikni aniqlang.

33. Reaktorda $A + B = R$, $A + A = S$, $2S + B = T + D$ reaksiyalar bormoqda. Quyidagi shartlarda R va S moddalar bo'yicha

reaktorning unumdorligini aniqlang: $c_{A_b} = 2$, $c_{B_b} = 1,7$, $c_A = 0,1$; $c_B = 0,5$; $c_{T_b} = 0,15$; $c_D = 0,05 \text{ kmol/m}^3$; reaksiyon aralashmaning hajmiy sarfi $1 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$; $c_{R_b} = c_{S_b} = c_{T_b} = c_{D_b} = 0 \text{ kmol/m}^3$.

34. To'liq aralashtirish reaktorida $A + 2B = R$, $R + B = S$, $3B = 2T$, $2A + B = S + D$ reaksiyalar bormoqda. Konsentratsiyalar, kmol/m^3 , $c_{R_b} = c_{S_b} = c_{T_b} = c_{D_b} = 0$; $c_{A_b} = 1$; $c_A = 0,44$; $c_R = 0,05$; $c_S = 0,33$; $c_T = 0,14$. Boshlang'ich moddalarni kiritish tezligi $5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{soat}$. Boshlang'ich modda B va mahsulot D bo'yicha unumdorlikni aniqlang.

35. $C_2H_2 + 2CH_2O \rightarrow C_3H_4O + CH_2O \rightarrow C_4H_6O_2$ sxema bo'yicha atsetilen bilan formaldegidning o'zaro ta'siri oraliq mahsulot - propargil spirti, keyin esa butindiol - 1,4 ni beradi. Atsetilen bo'yicha aylanish darajasi 0,98, propargil spirti bo'yicha tanlovchanlik 0,66 ni tashkil etadi. Bir soatda 350 kg propargil spirtini olish uchun atsetilen va formaldegidning zaruriy miqdorini hisoblang.

36. Qaytar reaksiya $A + 2B \rightleftharpoons 2R + S$ bormoqda. Moddalarning boshlang'ich miqdori, kmol : $G_{A_b} = 10$, $G_{B_b} = 25$, $G_R = 12$. Muvozanat aralashmasida $G_A = 2,5 \text{ kmol}$. Komponent A bo'yicha R mahsulotning chiqishini aniqlang.

37. Suyuqlik fazada boruvchi reaksiya $A + 3B = 2R$ uchun aylanish darajasi x_B va $x_A = 0,45$ va 1) $c_{A_b} = 1$, $c_{B_b} = 25$; 2) $c_{A_b} = 1$, $c_{B_b} = 1 \text{ kmol/m}^3$ bo'lganda reaksiyon aralashma (c_A, c_B, c_R) ning tarkibini aniqlang.

38. Agar 1) $x_A = 0,2$; 2) $x_B = 0,2$; 3) $c_{B_b} = 5 \text{ kmol/m}^3$ bo'lsa, u holda suyuqlik fazada boruvchi $A + 3B = 2R$ reaksiya uchun jarayon oxirida reaksiyon aralashmaning tarkibini aniqlang.

39. Reaksiya $A = 3R$ bormoqda. Agar $c_{A_b} = 1 \text{ kmol/m}^3$, $x_A = 0,5$ bo'lsa, u holda reaksiyon aralashmaning tarkibini molar ulushlarda aniqlang. Reaksiyon aralashmaning hajmi o'zgarmas deb qabul qiling.

40. $A + B = 3R$ reaksiya gaz fazasida bormoqda. Agar $G_{A_b} = G_{B_b} = 1 \text{ kmol}$, $x_A = 0,9$ bo'lsa, u holda reaksiyon aralashma tarkibini molar ulushlarda aniqlang.

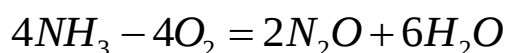
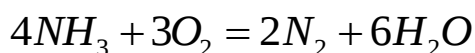
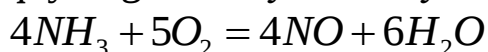
41. Reaksiya $2A + 3B = R$ berilgan. A moddadan to'liqroq

foydalanish maqsadida stexiometriya bo'yicha talabga nisbatan reaktorga modda B ikki marta ortiqcha kiritilmoqda. Agar $x_A = 0,9$ bo'lsa, u holda x_B ni aniqlang.

42. Etil spirtini degidratlash $2C_2H_5OH = (C_2H_5)_2O + H_2O$ da uning aylanish darajasi 0,8 ni tashkil etdi. Agar boshlang'ich spirtning miqdori 18 *mol* bo'lsa, u holda hosil bo'lgan aralashmaning tarkibi va mahsulotning chiqishini aniqlang.

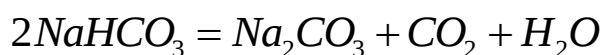
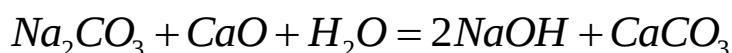
43. Etil spirtini degidratlash $2C_2H_5OH = (C_2H_5)_2O + H_2O$ reaksiyasini o'tkazish uchun miqdori 24 *mol* boshlang'ich spirt olingan, 8 *mol* efir hosil bo'lgan. Hosil bo'lgan reaksiya aralashmaning tarkibi, reagentning aylanish darajasi va mahsulotning chiqishini aniqlang.

44. Maqsadli mahsulot - azot oksidi hosil bo'lguncha ammiakni havo bilan oksidlash quyidagi reaksiyalar bo'yicha boradi:



NO bo'yicha tanlovchanlik 0,92, ammiakning oksidlanish darajasi 0,98 ga teng. Agar jarayonga ammiakning konsentratsiyasi 9 % massa ulushlarida ammiak-havo aralashmasi 1000 m^3 miqdorda berilsa, u holda qo'shimcha qancha azot hosil bo'lishini aniqlang.

45. Agar ishlab chiqarish uchun tarkibida 95 % Na_2CO_3 va 5 % $NaHCO_3$ bo'lgan 5,75 *t* soda mahsuloti olingan bo'lsa, u holda



ohakli usulda 40 %li $NaOH$ eritmasini olishda sodaning aylanish darajasi va mahsulot chiqishini aniqlang.

46. Ammiakning azot oksidiga aylanish darajasi 0,95 va azot oksidlarining absorbsiya darajasi 0,96 bo'lganda, 1 *t* 50 %li nitrat kislotasi olish uchun ammiak sarfini hisoblang.

47. Havo tarkibida massa ulushlari 6 % ammiak bo'lgan 900 m^3 ammiak-havo aralashmasini oksidlashda hosil bo'ladigan gazning miqdori va tarkibini aniqlang. Ammiakning oksidlanish darajasi 0,97, azot oksidini chiqishi 95 % ga teng. Ammiak azot oksidi va azotgacha oksidlanadi deb qabul qiling.

48. Ammiak sintezi reaktoriga yuklama 2,5 MPa bosim osti va 700 K haroratda bo'lgan stexiometrik tarkibdagi $2000 \text{ m}^3/\text{soat}$ azot-vodorod aralashmasini tashkil etadi. Reaktordan chiqayotgan gaz tarkibida 20 % hajmiy ulushlarda ammiak bor, reaksiyaning issiqlik effekti 112 kJ. Reaktordan chiqishda gaz aralashmaning tarkibi va ajralayotgan issiqlik miqdorini aniqlang.

49. Agar sex yiliga 355 kun ishlasa, azot oksidini chiqishi 0,97, azot oksidlarining absorbsiya darajasi 0,92, quruq ammiak-havo aralashmasi tarkibidagi ammiakning massa ulushlari 9,5 % ni tashkil etsa, u holda 100 t/yil 100 %li nitrat kislotasi ishlab chiqarish uchun talab etilgan ammiak miqdori va ammiak oksidlanishi uchun havoning sarfini aniqlang.

4- §. Kimyo texnologik jarayonlarda muvozanat

To'g'ri va teskari jarayonlarning tezliklari tenglashadigan, buning natijasida o'zaro ta'sir qiluvchi tizimlarda komponentlarning nisbati jarayonning borish sharoiti o'zgarmaguncha o'zgarmay qoladigan barcha qaytar jarayonlar muvozanatga intiladi. Harorat, bosim, reaksiyaga kirishuvchi moddalarning konsentratsiyasi kabi texnologik parametrlar o'zgarganda muvozanat o'zgaradi va jarayon yangi muvozanat boshlanguncha u yoki bu yo'nalishda borishi mumkin. Kimyoviy reaksiyadagi muvozanat holati miqdoran massalar ta'siri qonuni (MTQ) bilan tavsiflanadi:

o'zgarmas harorat va muvozanat mavjud bo'lganda reaksiya mahsulotlarining ta'sirlanuvchi massalari ko'paytmasining boshlang'ich moddalarning ta'sirlanuvchi massalari ko'paytmasiga nisbati o'zgarmas kattalikdir.

Bu o'zgarmas kattalik K muvozanat konstantasi deyiladi. K konstantani hisoblaganda p_i – komponentlarning parsial bosimlari, c_i – konsentratsiyalari yoki n_i – mollar sonidan foydalanish mumkin. Mos ravishda K_p, K_c, K_n kattaliklar olinadi.

Sintez reaksiyasi misolida muvozanat konstantalari uchun ifodalarni ko'raylik:



bu yerda: a, b, d – stexiometrik koeffitsientlar; ΔH – o‘zgarmas bosimda reaksiyaning issiqlik effekti. $(-\Delta H / d) = q_p$ - maqsadli mahsulotning bir *mol*iga o‘tkazilgan issiqlik. Bu xildagi reaksiyani modeldek hisoblash mumkin, chunki u SO_2 va CO ni oksidlanish; ko‘plab gazlarni (SO_3, SO_2, CO_2) suv bilan absorbsiya; NH_3 va HCl gazlarining sintez; spirtlar, yuqori molekular birikmalarni olish va shunga o‘xshash jarayonlari uchun xosdir. Agar A, B va D moddalar gazlar bo‘lsa, u holda

$$K_p = \frac{p_D^{*d}}{p_A^{*a} p_B^{*b}} = \left| \begin{array}{l} const \\ T = const \end{array} \right. \quad (4.1)$$

bu yerda: p_i^* – komponentning muvozanat parsial bosimi.

Agar ta’sir qiluvchi massa sifatida muvozanat konsentratsiyasi c_i^* olinsa, u holda

$$K_c = \frac{c_D^{*d}}{c_A^{*a} c_B^{*b}} = \left| \begin{array}{l} const \\ T = const \end{array} \right. \quad (4.1a)$$

agar n_i^* – muvozanat mollar soni olinsa, u holda

$$K_n = \frac{n_D^{*d}}{n_A^{*a} n_B^{*b}} = \left| \begin{array}{l} const \\ T = const \end{array} \right. \quad (4.1b)$$

agar N_i^* – muvozanat molar ulushlari olinsa, u holda

$$K_N = \frac{N_D^{*d}}{N_A^{*a} N_B^{*b}} = \left| \begin{array}{l} const \\ T = const \end{array} \right. \quad (4.1d)$$

K_p, K_c, K_n va K_N muvozanat konstantalari o‘zaro oddiy munosabatlar bilan bog‘langan:

$$K_p = K_n (RT)^{\Delta n}, \quad (4.2)$$

$$K_p = K_n \left(\frac{RT}{V} \right)^{\Delta n} \quad (4.2a)$$

$$K_p = K_N P^{\Delta n} \quad (4.2b)$$

bu yerda: T – absolyut harorat, $R = 8,31441$ – molar gaz doimiysi, V – gazli aralashma hajmi; P – gazli aralashmaning umumiy bosimi; Δn – reaksiyada qatnashayotgan gazsimon moddalarning mollar sonining o‘zgarishi.

Demak, reaksiya (a) uchun

$$\Delta n = d - (a + b) \quad (4.3)$$

Agar reaksiyaga kirishayotgan moddalardan biri juda ortiq ishlatilsa (masalan, gidrolizda suvning konsentratsiyasi; kuydirishda havo kislorodining parsial bosimi va shunga o‘xshash), u holda bu ortiqcha komponentning konsentratsiyasini (parsial bosimini) o‘zgarmas kattalik deb hisoblash mumkin. Bunda muvozanat konstantasi uchun ifoda, masalan, (a) model reaksiyasi uchun B komponentning ortiqchaligida

$$K'_p = K_p p_B^{*b} = \frac{p_D^{*d}}{p_A^{*a}} = \begin{cases} const \\ T = const \end{cases} \quad (4.4)$$

ko‘rinishga ega.

Muvozanat konstantasini hisoblash tajriba ma’lumotlari bo‘yicha yoki normal kimyoviy yaqinlik bo‘yicha amalga oshiriladi:

$$\Delta G_T^\circ = -RT \ln K_p \quad (4.5)$$

yoki

$$\Delta F_T^\circ = -RT \ln K_c \quad (4.6)$$

bu yerda: ΔG_T° va ΔF_T° o‘zgarmas bosim va hajmda erkin energiyalar yoki mos ravishda izobarik- va izoxorik-izotermik potentsiallar.

$$\Delta G_T^\circ = \Delta H_T^\circ - T \Delta S_T^\circ \quad (4.7)$$

bo‘lgani uchun, bu yerda: ΔS_T° – kimyoviy aylanishda tizim entropiyasining o‘zgarishi, (4.5) va (4.7) tenglamalarni birgalikda yechib, K_p uchun ushbu ifodani olamiz:

$$\lg K_p = \frac{T \Delta S_T^\circ - \Delta H_T^\circ}{19,1T} \quad (4.8)$$

bu yerda: $19,1 \approx R \cdot 2,3 = 8,31 \cdot 2,3$; $2,3 = \frac{1}{\lg e}$.

Ko'p sonli kimyoviy aylanishlar uchun standart sharoitdagi muvozanat konstantalari jadval yoki **nomogramma** ko'rinishda fizik-kimyoviy ma'lumotnomalarda keltirilgan.

K muvozanat konstantasining haroratga bog'liqligi izobar tenglama bilan ifodalanadi:

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = \frac{\Delta H^\circ}{RT^2} \quad (4.9)$$

bu yerda: ΔH° – 1 mol moddaga (mahsulotga yoki asosiy boshlang'ich moddaga) o'tkazilgan issiqlik effekti.

T_1 haroratda ma'lum K_{p_1} bo'yicha va o'zgarmas bosimda reaksiyaning ma'lum issiqlik effekti q_p da, T_2 haroratda noma'lum muvozanat konstantasi K_{p_2} ni taqriban aniqlash uchun

$$\lg \frac{K_{p_2}}{K_{p_1}} = \frac{\Delta H^\circ}{2,3R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (4.10)$$

tenglama qo'llaniladi, bu yerda: $R = 8,31 \text{ J/(mol} \cdot \text{K)}$ molar gaz doimiysi. Uning qiymatini (4.10) tenglamaga qo'yib,

$$\lg \frac{K_{p_2}}{K_{p_1}} = \frac{\Delta H^\circ (T_2 - T_1)}{19,1 T_1 T_2} \quad (4.11)$$

tenglamani olamiz. (4.10) va (4.11) tenglamalar (4.9) tenglamani ΔH° ning o'zgarmas qiymatida (T_1 haroratda) integrallab olingan va shuning uchun ΔH° ning ozgina o'zgarishiga mos kelgan haroratlar oralig'ida qo'llanilishi mumkin. Haroratni yetarlicha o'zgartirganda K_p ni hisoblash uchun

$$\lg K_p = \frac{a}{T} + bT + cT^2 + \dots + K_1 \quad (4.12)$$

ko'rinishdagi tenglama qo'llaniladi, bu yerda: a, b, c – turli reaksiyalar uchun ma'lumotnoma adabiyotlarida keltirilgan konstantalar. b, c konstantalarning qiymatlari juda kichik bo'lganidan, texnik hisoblashlar uchun ko'pincha

$$\lg K_p = \frac{a}{T} + K_1 \quad (4.13)$$

ko'rinishdagi formulalar qo'llaniladi, bu yerda: $a = \Delta H^\circ / 2,3R$.

Endi sintez reaksiyasi



misolida muvozanat konstantalari uchun ifodalarni ko'raylik.

Harorat T va bosim P da reaksiyaning borish ehtimoli izobar-izotermik potensial (Gibbs energiyasi) ΔG ning o'zgarish qonuni bilan aniqlanadi:

$\Delta G_{T,P} < 0$ bo'lganda reaksiya borishi mumkin;

$\Delta G_{T,P} > 0$ bo'lganda reaksiya borishi mumkin emas;

$\Delta G_{T,P} = 0$ bo'lganda reaksiya muvozanatda bo'ladi.

Kattalik $\Delta G_{T,P}$ ($P = 9,81 \cdot 10^4 Pa$ bo'lganda) o'rnatilgan Gibbs energiyasi ΔG_T^0 ning o'zgarishi va reaksiyaning muvozanat konstantasi K_p ga bog'liq.

$$\Delta G_{T,P} = \Delta G_T^0 + RT \ln K_p \quad (4.14)$$

O'rnatilgan Gibbs energiyasi ΔG_T^0 ning o'zgarishi ma'lumotnoma adabiyotlarida bo'lgan moddalar hosil bo'lishining o'rnatilgan Gibbs energiyasi $(\Delta G^0)_{h.b.}$ kattaliklarining o'zgarishi orqali aniqlanadi:

$$\Delta G_T^0 = \sum v_i (\Delta G^0)_{i.h.b.} \quad (4.15)$$

v_i oldidagi ishora stexiometrik tenglamaning umumiy ko'rinishi (3.3) ga moslab olinadi. Muvozanat holatida $\Delta G_{T,P} = 0$ va $\Delta G_T^0 = -RT \ln K_p$, bu reaksiyaning muvozanat konstantasini haroratga bog'liq holda hisoblashga imkon beradi:

$$K_p = e^{-\frac{\Delta G_T^0}{RT}}.$$

$\Delta G_T^0 = \Delta H_T^0 - T \Delta S_T^0$ ni hisobga olib, Vant-Goff izobar tenglamasi

$$K_p = e^{-\frac{\Delta H_T^0}{RT} + \frac{\Delta S_T^0}{R}}$$

ni olish mumkin, bu yerda: ΔH_T^0 , ΔS_T^0 – (4.15) formulaga o'xshash formula bo'yicha reaksiyaga kirishayotgan moddalarning hosil bo'lish entalpiya va entropiyalarining o'zgarishi orqali hisoblanadigan reaksiyaning mos ravishda entalpiya va entropiyalarining o'zgarishi.

Komponent hosil bo'lishining Gibbs energiyasi $(\Delta G^0)_{i.h.b.}$ har bir komponentning o'rnatilgan sharoitlari uchun aniqlanadi, ya'ni $P = 9,81 \cdot 10^4 Pa$ bo'lganda. Tarkibida har bir komponentni bo'lishi

oʻrnatilgan sharoit - $P = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Pa}$ ga toʻgʻri kelgan aralashma uchun mos ΔG_T^0 reaksiya uchun aniqlanadi. Boshqa tarkibli aralashma uchun ΔG_T^0 va $\Delta G_{T,P}$

$$\Delta G_{T,P} = \Delta G_T^0 - \ln \frac{p_R^{v_R} p_S^{v_S}}{p_A^{v_A} p_B^{v_B}} \quad (4.16)$$

munosabat bilan bogʻlangan (4.14) va (4.16) tenglamalardan muvoznat shartlari ($\Delta G_{T,P} = 0$) uchun reaksiya aralashmaning muvozanat tarkibini hisoblash

$$K_p = \frac{p_R^{v_R} p_S^{v_S}}{p_A^{v_A} p_B^{v_B}} \quad (4.17)$$

tenglamasini olamiz. (4.14) va demak, (4.17) da K_p - oʻlchovsiz kattalik, komponentlar P_i boʻlishi oʻrnatilgan holatga nisbatan aniqlanadi. Amaliyotda aralashmada moddalar boʻlishining absolyut (oʻlchovli) kattaliklari ishlatiladi va shu sababli reaksiya uchun muvozanat konstantalarini muvozanat konsentratsiyalari va komponentlarning muvozanat parsial bosimlariga bogʻliqligini ifodalovchi quyidagi tengliklar qoʻllaniladi:

$$K_c = \left(\frac{c_R^{v_R} c_S^{v_S}}{c_A^{v_A} c_B^{v_B}} \right)_m \quad (4.18)$$

$$K_p = \left(\frac{p_R^{v_R} p_S^{v_S}}{p_A^{v_A} p_B^{v_B}} \right)_m \quad (4.19)$$

K_c va K_p larning qiymatlari oʻlchovga ega, bir biridan farqli va $K_c = K_p (RT)^{\Delta v}$ munosabat bilan bogʻlangan, bu yerda:

$$\Delta v = \sum v_{mah} - \sum v_{reag}.$$

Agar reaksiyaga kirishayotgan tizimda qandaydir modda qattiq holatda (“gaz-qattiq” geterogen reaksiya) boʻlsa, uning konsentratsiyasini oʻzgarmas deb qabul qilinadi va odatda muvozanat konstantasiga kiritiladi. Masalan, qurum hosil boʻlish reaksiyasi $CO + H_2 \rightleftharpoons C_{qat} + H_2O$ da uglerod (qurum) qattiq holatda hosil

boʻladi, shuning uchun $K_p = \left(\frac{p_{H_2O}}{p_{CO} p_{H_2}} \right)_m$.

Muvozanat konstantasining vaqtga bogʻliqligi

$$K_p = K_{p_b} e^{-\frac{\Delta H_T^0}{RT}} = K_{p_b} e^{\frac{Q_r}{RT}} \quad (4.20)$$

koʻrinishida ifodalanadi, bu yerda: Q_r – reaksiyaning issiqlik effekti.

Reaksiyaga kirishayotgan aralashmaning muvozanat tarkibini hisoblash quyidagicha amalga oshirilishi mumkin.

Oddiy reaksiya. Berilgan: P_{i_b} (yoki c_{i_b}) – aralashmaning boshlangʻich tarkibi va harorat. Muvozanat tarkib $P_{i,m}$ ($c_{i,m}$) ni aniqlash talab etiladi.

(4.20) tenglama boʻyicha muvozanat konstantasini qiymatini hisoblaymiz. Hisoblash uchun maʼlumotlarni maʼlumotnomalardan olamiz. K_p ning oʻlchovi foydalanilayotgan konsentratsiyalarning oʻlchoviga bogʻliq.

Barcha komponentlarning konsentratsiyasini asosiy moddaning aylanish darajasi orqali ifodalaymiz [3- §, (3.8) yoki (3.9) tenglamaga qarang]. (4.17) yoki (4.19) formulalarga konsentratsiyalar uchun ifodalarni qoʻyamiz va tenglama $K_p = f(x_A)$ ni olamiz. Bu tenglamani yechib muvozanat aylanish darajasi $x_{m,A}$ ni topamiz va keyin (3.8) yoki (3.9) tenglama boʻyicha barcha moddalarning muvozanat konsentratsiyalarini hisoblaymiz.

Murakkab reaksiya. Berilgan: B – aralashmadagi moddalar miqdori, P_{i_b} (yoki c_{i_b}) – aralashmaning boshlangʻich tarkibi va T – harorat. $P_{i,m}$ ($c_{i,m}$) – muvozanat tarkibni topish talab etiladi.

Bogʻliq boʻlmagan stexiometrik tenglamalar soni Y ni aniqlaymiz va ularning j - tenglamasi uchun muvozanat konstantalari $K_{p,j}$ ni hisoblaymiz. Barcha komponentlarning konsentratsiyalarini asosiy moddaning aylanish darajasi orqali ifodalaymiz [3- §, (3.8) yoki (3.7) tenglamaga qarang]. Barcha reaksiyalar uchun muvozanat tenglamasi (4.18) ga konsentratsiyalar uchun ifodalarni qoʻyamiz, tenglamalar tizimi $K_{p,j} = f(x_{A,j})$, $j = 1, \dots, Y$, ni hosil qilamiz va uning yechimidan $x_{A,j}$ va aralashmaning muvozanat tarkibini hisoblaymiz.

Quyidagiga eʼtibor beramiz. Muvozanat (tenglama (4.17)) va aralashmaning tarkibini (tenglama (3.8)) hisoblash uchun

stexiometrik tenglamalar tizimlari ustma-ust tushmasligi mumkin. Buni metanning konversiyasi misolida ko'rsatamiz. U muvozanat konstantalari ma'lum bo'lgan (3.10) reaksiyalar bilan ifodalanadi. Aralashma tarkibini hisoblash uchun ancha qulay bo'lgan stexiometrik tenglamalar tizimi (3.11) dan foydalanamiz. Bu tizimning birinchi va ikkinchi tenglamasi bo'yicha 3-§da (formula 3.13) tasniflangandek barcha komponentlarning konsentratsiyalarini metanning aylanaish darajalari x_1 va x_2 lardan bog'liqliklarni olamiz. Konsentratsiyalarni reaksiyaning muvozanat tenglamasi (3.18) ga qo'yamiz. Muvozanat aralashmada x_1 va x_2 qiymatlarni hisoblab yana stexiometrik tenglama (3.11) dan foydalanib, uning tarkibini aniqlash mumkin.

21- misol. Stexiometrik miqdorga nisbatan H_2 ni 10 % ortig'i bilan amalga oshirilayotgan vodorod xlorid sintezida qurilmadan chiqayotgan gaz tarkibida 80 % HCl bor. Berilgan shartlarda K_c kattalikni hisoblang.

Yechish. HCl suvli eritmaning elektrolizida hosil bo'ladigan xlor va vodoroddan vodorod xlorid sintezi amalga oshiriladi.

Vodorod ekzotermik reaksiya bo'yicha xlorda yonib ketadi.



Sintez, boshlang'ich aralashmada jarayonning havfsizligini va xlorning to'liq ishlatilishini ta'minlovchi vodorodning 5-10 %dan ortiq bo'lganda, 2300 – 2400 °C haroratda pechda amalga oshiriladi.

SHartga asosan 1 *mol* xlorga 1,1 *mol* vodorod to'g'ri keladi. Jarayon hajmining o'zgarishsiz borayotgani uchun, muvozanat holatidagi aralashmaning hajmi 2,1 *mol*ni tashkil etadi. Muvozanatli aralashmaning tarkibi

$$\begin{array}{l} HCl \dots\dots\dots 2,1 \cdot 0,8 = 1,68 \\ Cl_2 \dots\dots\dots 1 - \frac{1,68}{2} = 0,16 \\ H_2 \dots\dots\dots 1,1 - \frac{1,68}{2} = 0,26 \end{array}$$

$$K_c = \frac{[HCl]^2}{[H_2][Cl_2]} = \frac{\left[\frac{1,68}{2,1}\right]^2}{\left[\frac{0,16}{2,1}\right]\left[\frac{0,26}{2,1}\right]} \approx 69.$$

22- misol. Agar $\lg \frac{p_{H_2O}}{p_{CO}p_{H_2}}$ mos ravishda 1,67 va 0,13 bo'lsa,

toshko'mirni suv bug'i bilan $t_1 = 500^\circ C$ va $t_2 = 700^\circ C$ haroratlarda gazlashtirish jarayonida uglerod (II oksidining muvozanatdagi chiqishini aniqlang. $P = 10,1 \cdot 10^4 Pa$ (1 at).

Yechish. Toshko'mirning (har qanday qattik yoqilg'ining) gazlashtirish – kislorod yoki suv bug'i bilan butunlay oksidlanmagan ko'mirning organik qismi yonuvchi gazga aylanuvchi yuqori haroratli geterogen jarayondir.

Toshko'mirning suv bug'i bilan gazlashtirish jarayonining tenglamasini



ko'rinishda ifodalash mumkun.

Aralashmadagi uglerod oksidining muvozanatdagi tarkibini X_m bilan belgilaylik. U holda

$$K_p = \frac{p_{CO}p_{H_2}}{p_{H_2O}} = \frac{X_m^2}{1 - 2X_m}$$

500°C haroratda

$$\lg K'_p = 1,67, \quad K'_p = 46,7, \quad K_p = \frac{1}{46,7} = 0,0214;$$

$$\frac{X_m^2}{1 - 2X_m} = 0,0214.$$

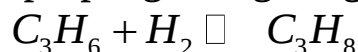
$$X_m^2 + 0,0428X_m - 0,0214 = 0; \quad X_m^{500} = 0,126.$$

700°C haroratda

$$\lg K'_p = -0,13, \quad K'_p = 0,74, \quad K_p = \frac{1}{0,74} = 1,35;$$

$$X_m^2 + 2,7X_m - 1,35 = 0; \quad X_m^{700} = 0,42.$$

23- misol. Propilenni propangacha gidrogenlash



reaksiyasining muvozanat konstantasini 327 °C haroratda toping.

Yechish. ΔH° bilan $P = 1,01 \cdot 10^5 Pa$ bosimda va absolyut nol haroratda boruvchi standart reaksiya uchun entalpiyaning o'zgarishini ΔH_0° bilan belgilaylik. U holda

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ - \Delta H_0^\circ + \Delta H_0^\circ \quad \text{yoki} \quad \frac{\Delta G^\circ}{T} = \Delta \left(\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T} \right) + \frac{\Delta H_0^\circ}{T}$$

Bu tenglamadan muvozanatni hisoblashda barcha reagentlar uchun $\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T}$ kattalik va absolyut nolda reaksiyaning issiqlik effekti ΔH_0° ni berish zarur.

$\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T}$ ning qiymati spektroskopik ma'lumotlar, ΔH_0° esa kalorimetrik ma'lumotlar asosida aniqlanadi. Bundan tashqari bu kattaliklar uchun hisob tenglamalariga egamiz. Bu tenglamalar asosida jadvallar tuzilgan.

Moddalar hosil bo'lishining standart issiqliklarining jadvaldagi ma'lumotlaridan foydalanib, Gess tenglamasi bo'yicha quyidagilarni topamiz:

$$\begin{aligned} \Delta H_0^\circ &= (\Delta H_0^\circ)_{C_3H_8} - \left[(\Delta H_0^\circ)_{C_3H_6} + (\Delta H_0^\circ)_{H_2} \right] = \\ &= 81600 - (35100 + 0) = -116700 kJ. \end{aligned}$$

600K da

$$\begin{aligned} \Delta \left(\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T} \right) &= \left(\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T} \right)_{C_3H_8} - \left[\left(\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T} \right)_{C_3H_6} + \left(\frac{G^\circ - H_0^\circ}{T} \right)_{H_2} \right] = \\ &= -264 - [(-266) + (-122)] = 124 \\ R \ln K_p &= - \left[124 + \left(\frac{-116700}{600} \right) \right] = 70,5 \\ \lg K_p &= + \frac{70,5}{2,3 \cdot 8,31} = 3,69 \end{aligned}$$

Tajriba ma'lumotlariga asosan $\lg K_p = 3,69$, bu hisoblangan kattalik $K_p = 4897,79 = 4,9 \cdot 10^3$ ga to'g'ri keladi.

24- misol. Agar butanning butilenga aylanish reaksiyasi $C_4H_{10} \rightleftharpoons C_4H_8 + H_2$ ning $1100K$ haroratda muvozanat konstantasi $1,67 \cdot 10^5 Pa$, reaksiya entalpiyasi $\Delta H^\circ = -44451,4 J/mol$ ga teng bo'lsa, u holda $1000K$ haroratda va $1,01 \cdot 10^5 Pa$ bosimda butanning butilenga aylanishida muvozanat darajasini aniqlang.

Yechish:

$$\lg \frac{K_{p_1}}{K_{p_2}} = \frac{\Delta H^\circ (T_2 - T_1)}{19,1 T_1 T_2}$$

formulaga asosan $1000K$ haroratda K_{p_1} va muvozanatda chiqishi x_m orasidagi bog'liqlikni aniqlovchi formulani keltirib chiqaramiz.

Faraz qilaylik muvozanat boshida C_4H_{10} $1 mol$ ni tashkil etsin. SHartga asosan, $x_m mol$ butan reaksiyaga kirishdi hamda shuncha butilen va vodorod hosil bo'ladi. $1 - x_m$ butan qoldi, aralashmaning hammasi esa $1 - x_m + 2x_m = 1 + x_m mol$.

Har bir reaksiyaning parsial bosimi:

$$p_{C_4H_{10}} = \frac{1 - x_m}{1 + x_m} P; \quad p_{C_4H_8} = \frac{x_m}{1 + x_m} P; \quad p_{H_2} = \frac{x_m}{1 + x_m} P.$$

U holda

$$K_p = \frac{p_{H_2} p_{C_4H_8}}{p_{C_4H_{10}}} = \frac{x_m^2}{(1 + x_m)(1 - x_m)}$$

yoki

$$K_p = \frac{x_m^2}{1 - x_m^2}$$

Bundan

$$0,344 \cdot 10^5 = \frac{x_m^2}{1 - x_m^2} 1,01 \cdot 10^5$$

yoki $0,344(1 - x_m^2) = 1,01x_m^2$, $x_m = 0,504$.

25- misol. Agar H_2 uchun parsial bosim $74252,9 Pa$, N_2 uchun

esa 53385,1 Pa bo'lsa, qanday parsial bosimda 500 °C haroratda NH_3 , N_2 va H_2 bilan muvozanat holatda bo'ladi? 500 °C da



reaksiya uchun muvozanat konstantasi $K_p = 1,45 \cdot 10^{-5}$.

Yechish:
$$K_p = \frac{p_{NH_3}^2}{p_{N_2} \cdot p_{H_2}^3} = 1,45 \cdot 10^{-5}.$$

K_p , p_{N_2} va p_{H_2} larning qiymatlari berilgani uchun muvozanat konstantasining ifodasidan p_{NH_3} ning qiymati:

$$\begin{aligned} p_{NH_3}^2 &= K_p \cdot p_{N_2} \cdot p_{H_2}^3 = \\ &= (1,45 \cdot 10^{-5}) \cdot (53385,1) \cdot (74252,9)^3 = 3,169 \cdot 10^{14}, \end{aligned}$$

yoki

$$p_{NH_3} = \sqrt{3,169 \cdot 10^{14}} = 1,78 \cdot 10^7$$

ni topish mumkin.

26- misol. Etanol sintezi qaytar reaksiyasi $C_2H_4 + H_2O \rightleftharpoons C_2H_5OH$ bshlang'ich aralashmadagi suv bug'i ortiqchaligining etilen muvozanat aylanish darajasiga ta'sirini aniqlang. Boshlang'ich aralashmada bosim $P = 3MPa$, muvozanat konstantasi $K_p = 0,068MPa^{-1}$, mol nisbati $\lambda = H_2O : C_2H_4$ 1; 4; 9 ni tashkil etadi.

Yechish. Tenglamani umumiy ko'rinishda $A + B \rightleftharpoons R$ ifodalash qulay, bu yerda: $A - C_2H_4$, $B - H_2O$ va $R - C_2H_5OH$. Reaksiyaning muvozanat konstantasi $K_p = p'_R$ (p_A yoki $K_p = c_R / (c_A c_B P)$). Bunda p_R , p_A , p_B va c_R , c_A , c_B — reaksiya komponentlarining parsial bosimlari va molar ulushlarda konsentratsiyalari, P — jarayonning umumiy bosimi. Reaksiyada moddalarning umumiy miqdori o'zgargani sababli, konsentratsiyalarni hisoblash uchun (3.8) tenglamadan foydalanish kerak:

$$c_A = \frac{c_{A_0}(1 - x_r)}{1 - c_{A_0}x_r}; \quad c_B = \frac{c_{A_0}(1 - x_m)}{1 - c_{A_0}x_m}; \quad c_R = \frac{c_{A_0}x_r}{1 - c_{A_0}x_r}.$$

Muvozanat konstantasini [(4.19) tenglamaga qarang] x_r orqali ifodalaymiz:

$$K_p = \frac{x_r(1 - c_{A_b} x_r)}{c_{A_b} P(1 - x_r)(\lambda - x_m)}$$

Bu tenglamalarda c_{A_b} – hisoblash variantlari uchun mos ravishda 0,5; 0,2 va 0,1 etilenning boshlang‘ich konsentratsiyasining molar ulushlari. Oxirgi tenglamaning (u x_r ga nisbatan ikkinchi darajali) yechimlari c_{A_b} va λ ni bu tenglamalarga qo‘yib: $\lambda = 1$ uchun $x_r = 0,08$, $\lambda = 4$ uchun $x_r = 0,17$ va $\lambda = 9$ uchun $x_r = 0,35$ qiymatlarni topamiz.

27- misol. Tarkibida hajmiy ulushlarda, %: $O_2 - 32,4$; $HCl - 67,6$ bo‘lgan aralashma vodorod xloridni oksidlash reaksiyasi $4HCl + O_2 \rightleftharpoons 2Cl_2 + 2H_2O$ uchun foydalaniladi. Reaksiya $P = 0,1MPa$ bosimda bormoqda. Muvozanat fursatida gaz tarkibida hajmiy ulushi 31,4 % xlor bor. Kislorodning muvozanat aylanish darajasi, muvozanatdagi aralashmaning tarkibi va muvozanat konstantasining qiymatlarini hisoblang.

Yechish. Reaksiya hajm yoki modda miqdorining o‘zgarishi bilan boradi, shuning uchun moddalarning muvozanat konstantasini hisoblashda (3.8) tenglamadan foydalanamiz. Xlor konsentratsiyasining molar ulushi $c_{Cl_2} = 0,314$ ma’lum bo‘lganda kislorodning muvozanat aylanish darajasi x_m ni topamiz:

$$c_{Cl_2} = \frac{\frac{v_{Cl_2}}{v_{O_2}} c_{O_2 0} x_r}{1 + \frac{\Delta v}{v_{O_2}} c_{O_2 0} x_r},$$

bundan

$$x_r = \frac{c_{Cl_2}}{\frac{c_{O_2 b}}{v_{O_2}} (v_{Cl_2} - c_{Cl_2} \Delta v)} = \frac{0,314}{\frac{0,324}{22,4} [44,8 - 0,314(0,314 - 0,676)]} = 0,48.$$

Qolgan komponentlarning muvozanat konstantalarini huddi shunday aniqlaymiz: $c_{O_2} = 0,22$, $c_{HCl} = 0,152$ va $c_{H_2O} = 0,314$. Muvozanat konstantasini (4.19) tenglama bo'yicha topamiz:

$$K_p = \left(\frac{p_{Cl_2}^2 p_{H_2O}^2}{p_{HCl}^4 p_{O_2}} \right)_m = 832 MPa^{-1}.$$

28- misol. Gaz fazali qaytar reaksiya $A \rightleftharpoons R$ bormoqda. Boshlang'ich holatda komponent R qatnashmayapti, A komponentning parsial bosimi esa $1,275 \cdot 10^4 Pa$. 10 daqiqadan keyin A moddaning parsial bosimi $5,2 \cdot 10^3 Pa$, komponent R niki esa $7,55 \cdot 10^3 Pa$ bo'ldi. Agar nisbat $k_1 / k_{-1} = 3$ bo'lsa, u holda A komponentning parsial bosimining qiymatini 20 va 40 daqiqadan keyin hisoblang.

Yechish. Gaz fazali qaytar reaksiyaning tezligi yoki A komponentning aylanish tezligini $r = -u_A = \frac{-dp_A}{dt} = k_1 p_A - k_{-1} p_R$ ko'rinishda ifodalash mumkin. p_A va p_R joriy parsial bosimlarni aylanish darajasi va p_{A_0} orqali ifodalab $\frac{dx_A}{dt} = k_1 \left(1 - x_A - \frac{x_A}{K_p} \right)$ ni topamiz. Differentsial tenglamani integrallash k_1 ni hisoblashga imkon beruvchi

$$\left(\frac{K_p}{K_p + 1} \right) \ln \left(1 - x_A - \frac{x_A}{K_p} \right) = -k_1 t$$

ifodani beradi. Bundan $k_1 = 0,115 c^{-1}$. Hosil bo'lgan ifodadan foydalanib $p_{A(20)} = 3,63 \cdot 10^3 Pa$ va $p_{A(40)} = 3,24 \cdot 10^3 Pa$ ni topamiz.

1. Agar karbonat angidridi uchun kattalik $\Delta G^0 = -394572 J/mol$ va uglerod monooksidi uchun $\Delta G^0 = -137334 J/mol$ ma'lum bo'lsa, u holda $CO_2 + C \rightleftharpoons CO$ reaksiya uchun muvozanat konstantasini hisoblang.

2. Agar $\Delta G_{500}^0 = -20,2$ va $\Delta G_{2000}^0 = 25,3 \text{ kJ/mol}$ bo'lsa, u holda $H_2O + CO \rightleftharpoons H_2 + CO_2$ reaksiya uchun 500 K va 2000 K haroratlarda muvozanat konstantalarini toping.

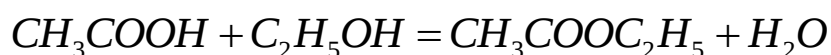
3. Agar ammiakning chiqishi $0,15$ bo'lsa, u holda ammiak sintezi muvozanat konstantasini hisoblang. Sintez $3 \cdot 10^7 \text{ Pa}$ bosim ostida olib borilmoqda. Azot-vodorod aralashmasi sintezga $1:3$ nisbatda kiradi.

4. Agar xlor bo'yicha aylanishning muvozanat darajasi $0,65$ bo'lsa, u holda vodorod va xlordan vodorod xloridi sintezining muvozanat konstantasini hisoblang. Sintez $3 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ bosim ostida olib borilmoqda. Reaksiya aralashma stexiometrik nisbatda olingan.

5. Agar aralashmada kislorod stexiometriya bo'yicha talab qilingandan ikki marta ko'p bo'lsa, u holda oltingugurt (IV) oksidini vanadiyli katalizatorida oksidlashning muvozanat konstantasi va muvozanat konsentratsiyalarini hisoblang. Oltingugurt (IV) oksidining aylanish darajasi $0,99$. Jarayon atmosfera bosimi ostida olib borilmoqda. SO_2 ning boshlang'ich konsentratsiyasi hajmiy ulushning 10% ni tashkil etadi.

6. Agar uglerod (IV) oksidining aylanish darajasi $0,96$ bo'lsa, u holda uglerod (IV) oksidining grafitda qaytarilish reaksiyasi muvozanat konstantasi va muvozanat konsentratsiyalarini hisoblang. Jarayon atmosfera bosimi ostida olib boriladi.

7. Ushbu



reaksiyaning muvozanat konstantasi to'rtga teng. Agar reaksiya uchun 1 mol kislota va $1,5 \text{ mol}$ spirt olingan bo'lsa, u holda reaksiya aralashmaning muvozanat tarkibini hisoblang.

8. Agar $\Delta H_{573}^0 = -24,5 \text{ kJ/mol}$, $\Delta S_{573}^0 = -58 \text{ kJ/(kmol} \cdot \text{grad)}$, $c_{A_0} = 2 \text{ kmol/m}^3$, $c_{B_0} = 2 \text{ kmol/m}^3$, $c_{R_0} = 0$ bo'lsa, u holda suyuqlik fazadagi reaksiya $A + B = 2R$ uchun 573 K haroratda muvozanat konstantasi, muvozanat aylanish darajasi x_{rA} va aralashmaning muvozanat tarkibini hisoblang.

9. Gaz fazasida reaksiya $A \rightleftharpoons 2R$ bormoqda. Agar $K_r = 2,05 \text{ MPa}^{-1}$ bo'lsa, u holda $P = 5 \text{ MPa}$ bosimda A komponentning muvozanat aylanish darajasini hisoblang.

10. $A + B \rightleftharpoons 2R$ qaytar reaksiya 298K haroratda bormoqda va $\Delta S_{298}^0 = -30000 \text{ kJ/kmol}$ issiqlik effekti bilan hamda solishtirma entropiya $\Delta S_{298}^0 = -80 \text{ kJ/(kmol} \cdot K)$ o'zgarishi bilan tavsiflanadi. Agar reagentlarning boshlang'ich konsentratsiyalarining nisbati $c_{A_0} : c_{B_0} = 0,5$ dan 0,25 gacha o'zgarsa, u holda muvozanat aylanish darajasi necha marta o'zgarishini aniqlang.

11. Qaytar reaksiya $2A \rightleftharpoons R + S$ uchun $\Delta G_{298}^0 = -5620 \text{ kJ/kmol}$. Agar $c_{A_0} = 0,2 \text{ kmol/m}^3$, $c_{R_0} = c_{S_0} = 0$ bo'lsa, u holda 298K haroratda aralashmaning muvozanat tarkibini aniqlang.

12. Reagentlarning boshlang'ich mol nisbatlari $H_2 : C_6H_6 = 10:1$ bo'lganda o'tkazilayotgan benzolni gidratlash reaksiyasi $C_6H_6 + 3H_2 \rightleftharpoons C_6H_{12}$ uchun benzolning muvozanat aylanish darajasi 0,95 ga teng. Muvozanat aralashmaning tarkibini hisoblang.

13. 0,5 MPa bosimda o'tayotgan gaz fazali reaksiya $CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$ da uglerod oksidining muvozanat aylanish darajasi x_m ni hisoblang. Boshlang'ich reagentlar stexiometrik nisbatlarda olingan. Reaksiyaning muvozanat konstantasi $k = 8$. Shuningdek x_m ni oshirish uchun zarur bo'lgan mol nisbat $H_2O : CO$ ni toping.

14. $FeO + CO \rightleftharpoons Fe + CO_2$ reaksiya bo'yicha temirgacha qaytariladigan, tarkibida hajmiy ulushlari 20 % CO va hajmiy ulushlari 89 % N_2 gaz aralashmasini 1273K haroratda va 0,1MPa bosimda temir oksidi ustidan o'tkaziladi. Agar muvozanat konstantasi 0,403 bo'lsa, u holda aralashmaning muvozanat tarkibi, hajmiy ulushlari, %, va hosil bo'lgan Fe ning miqdorini kg da toping. Hisob 1000 m^3 boshlang'ich gaz uchun olib borilsin.

15. 723K haroratda va 0,1MPa bosimda reaksiya $SO_2 + 0,5O_2 \rightleftharpoons SO_3$ uchun muvozanat konstantasi $K_p = 431,7 \text{ MPa}^{-0,5}$. Berilgan shartlar uchun K_c ni toping.

16. Issiqlik effekti $\Delta H^0 = -30,5$ $\Delta S_{298}^0 = -30000 \text{ kJ/mol}$ va entropiyasi $\Delta S^0 = -80 \text{ kJ/(kmol} \cdot \text{grad.)}$ bo'lgan qaytar reaksiya $A + B \rightleftharpoons 2R$ 298K haroratda bormoqda. Agar A va B reagentlarning boshlang'ich konsentratsiyalarining nisbatlari 0,5 dan

0,25 gacha kamaytirilsa, u holda A moddaning muvozanat aylanish darajasining qiymati necha marta o'zgaradi?

5- §. Mahsulotning chiqishi va jarayonning tanlovchanligi

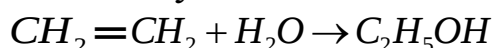
Aylanish darajasi asosiy boshlang'ich modda bo'yicha aniqlanadi. Boshlang'ich aralashmada **stexiometriyaga** qarshi kam miqdorda ishtirok etgan, odatda moddalar ichida eng qimmat, u bo'yicha hisob olib boriluvchi modda **asosiy boshlang'ich modda** deyiladi. Model



reaksiya uchun (masalan, oltingugurt (IV) oksidini



reaksiya bo'yicha oksidlanishi yoki



(10- bobga qarang) etilenni gidratatsiyasi uchun asosiy boshlang'ich moddalar, albatta, SO_2 va $CH_2=CH_2$ bo'ladi, arzon havo kislorodi va suv esa odatda juda ortig'i bilan ishtirok etadi).

Aylanishining umumiy darajasi x aylangan A moddaning $G_{A_{ay}}$ massasini uning boshlang'ich aralashmadagi umumiy G_{A_b} massasiga nisbati kabi aniqlanadi:

$$x = G_{A_{ay}} / G_{A_b},$$

$G_{A_{ay}}$ maqsadli D mahsulotga va oraliq mahsulotlarga (agar ular hosil bo'lsa) aylangan A moddaning massasini o'z ichiga oladi. Gaz fazali jarayonlar uchun aylanishning (konversiyaning) umumiy (haqiqiy) darajasi

$$x = \frac{C_{A_b} - C_{A_{ox}}}{C_{A_b}}$$

odatda, reaksiya sababli aralashma hajmining o'zgarishiga tuzatish koefitsienti β bilan boshlang'ich moddaningreaktorga kirishda va undan chiqishda tajribada o'lchangan hajmiy konsentratsiyalari C_{A_b} va $C_{A_{ox}}$ bo'yicha aniqlanadi.

Organik sintezning ko'pgina jarayonlari, masalan, butadien ishlab chiqarish, metanol sintezi, shuningdek nitrat kislotasi ishlab chiqarishda ammiakning oksidlanishi va boshqa jarayonlar, ko'p yo'nalishli hisoblanadi, ya'ni oraliq mahsulotlar olish bilan, bir vaqtda bir necha parallel yoki ketma-ket reaksiyalar bo'yicha boradi. Bunday jarayonlar uchun jarayonning tanlovchanlik xususiyati katta ahamiyatga ega.

Mahsulotning chiqishi va jarayonning tanlovchanlik xususiyati kimyoviy jarayonning o'ziga xos ko'rsatkichlari hisoblanadi.

Jarayonning tanlovchanlik xususiyati (selektivligi) deb, maqsadli mahsulotga aylangan asosiy boshlang'ich modda miqdorini aylangan moddalar umumiy miqdorining nisbatiga aytiladi.

Maqsadli D mahsulotdan boshqa bir yoki bir necha N oraliq mahsulotlar hosil bo'luvchi kimyoviy jarayonlarni balans tenglamasi

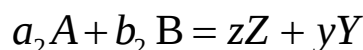
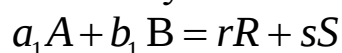


bilan ifodalab, tanlovchanlik xususiyatining

$$S = \frac{G_{A \rightarrow D}}{G_{A \rightarrow D} + G_{A \rightarrow N}} \quad (5.1)$$

ifodasini olamiz, bu yerda: $G_{A \rightarrow D}$ maqsadli D mahsulotga aylangan asosiy boshlang'ich A moddaning miqdori, $G_{A \rightarrow N}$ – oraliq mahsulotga (yoki ishlab chiqarish chiqindilariga) aylangan A moddaning miqdori.

Masalan, ikkita parallel reaksiyalar uchun:



mahsulot R bo'yicha tanlovchanlik xususiyati ($G_{R_b} = 0$ bo'lganda)

$$S_R = (a_1 / r) G_R / (G_{A_b} - G_A).$$

Ikkita ketma-ket



reaksiyalar uchun mahsulot R bo'yicha tanlovchanlik xususiyati ($G_{R_b} = 0$ bo'lganda)

$$S_R = (a / r) G_R / (G_{A_b} - G_A).$$

Tanlovchanlik xususiyatini A moddaning aylanish darajasi orqali ham aniqlash mumkin:

$$S = x_{A \rightarrow D} / x_A, \quad (5.2)$$

bu yerda: $x_{A \rightarrow D}$ – A moddaning maqsadli D mahsulotga aylanish darajasi; x_A – A moddaning umumiy aylanish darajasi:

$$x_A = \frac{G_{A \rightarrow D} + G_{A \rightarrow N}}{G_{A_0}}. \quad (5.3)$$

Reaksiya to'liq o'tganda olingan mahsulot miqdorining hosil bo'lishi mumkin bo'lgan modda miqdoriga nisbati mahsulotning chiqishi deyiladi. Hisoblashda mahsulot chiqishining uch ko'rinishi qo'llaniladi: x_{mah} umumiy, x_m muvozanat va x_n nazariy chiqishi.

Mahsulotning umumiy chiqishi x_{mah} olingan maqsadli mahsulotning G_D miqdorini (a) yoki (b) reaksiya bo'yicha boshlang'ich A mahsulotni maqsadli D mahsulotga to'liq aylanganda maksimal chiqadigan mahsulot miqdori G_m ning nisbati

$$x_{mah} = \frac{G_D}{G_m} \quad (5.4)$$

kabi hisoblanadi.

Qaytar reaksiyalar uchun mahsulotning muvozanatdagi chiqishi

$$x_m = \frac{G_D^*}{G_m} \quad (5.5)$$

formula bo'yicha aniqlanadi, bu yerda: G_D^* – muvozanat holatda olingan mahsulotning miqdori. Qaytmas jarayonlar uchun $x_m = 1$; qaytar uchun $x_{mah} \leq x_m \leq 1$.

Qaytar jarayonlarni to'liqroq baholash uchun, amalda olingan mahsulot miqdori G_D ni muvozanat holatida olish mumkin bo'lgan mahsulot miqdori G_D^* ning nisbatiga teng nazariy chiqish (muvozanatdan chiqish) x_n dan foydalaniladi:

$$x_n = \frac{G_D}{G_D^*} = \frac{G_D}{G_m x_m} \quad (5.6)$$

Mahsulot R uchun

$$x_R = (a/r)(G_R - G_{R_b}) / G_{A_b}.$$

Oddiy reaktich uchun $x_R = x_A$.

Murakkab reaksiya uchun boshlang'ich moddaning aylanishi bir necha yo'nalishda yuz berganda $x_R \neq x_A$, va maqsadli reaksiyani tasniflash uchun tanlovchanlik xususiyati tushunchasi kiritiladi.

Aylanish darajasi va mahsulotning chiqishi ko'p parametrlarga bog'liq, ya'ni qator aniqlovchi o'zgaruvchilarning nohiziqli funksiyasi $x = f(T, P, c_A, c_B, c_D, \dots)$ bo'ladi.

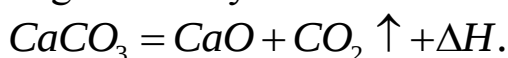
Agar ishlab chiqarish jarayoni bir necha bosqichlardan tashkil topgan va ularning har biri ma'lum chiqishga mos kelsa, u holda butun jarayon bo'yicha tayyori mahsulotning umumiy chiqishi

$$\Sigma_x = \left(\frac{x_1}{100} + \frac{x_2}{100} + \dots + \frac{x_n}{100} \right) \cdot 100 \quad (5.7)$$

tenglama bilan ifodalanadi, bu yerda: $x_1, x_2, \dots, x_n$ - ishlab chiqarish jarayonining ayrim bosqichlari bo'yicha mahsulotning chiqishi.

29- misol. $CaCO_3$ ning massa ulushi 0,90 bo'lgan 100 kg ohaktoshdan qanday massadagi CaO olish mumkin?

Yechish. Reaksiya tenglamasini yozamiz:



100 kg ohaktosh tarkibida bo'lgan kalsiy karbonat massasini hisoblaymiz:

$$G_{CaCO_3} = \frac{100 \cdot 90}{100} = 90.$$

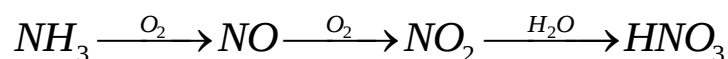
90 kg $CaCO_3$ dan hosil qilish mumkin bo'lgan CaO ning massasini aniqlaymiz:

$$G_{CaO} = \frac{90 \cdot 56}{100} = 50,4.$$

bu yerda: 100 va 56 - mos ravishda $CaCO_3$ va CaO larning nisbiy molar massalari.

30- misol. Ammiakni oksidlab, HNO_3 ning massa ulushi 0,65 bo'lgan 1 t nitrat kislotasi ishlab chiqarish uchun 186,2 kg NH_3 sarflanadi. HNO_3 ning chiqishi va ammiak bo'yicha sarf koeffitsientini aniqlang.

Yechish: 1 t 65 %li nitrat kislotasi tarkibida 650 kg HNO_3 bo'ladi. Nitrat kislotasi massasini hisoblashni ushbu sxema



bo'yicha olib boramiz.

Nazariy jihatdan 17 kg NH_3 dan 63 kg HNO_3 olinishi kerak, amalda massasi 186,2 kg sarflangan NH_3 dan esa suvsiz HNO_3

$$G_{HNO_3} = \frac{186,2 \cdot 63}{17} = 690$$

hosil bo'ladi, ya'ni 65 %li HNO_3 :

$$G_1 = \frac{690 \cdot 100}{65} = 1060.$$

Demak, nitrat kislotasining chiqishi

$$x_{mah} = \frac{650 \cdot 100}{690} = 94,2$$

ni tashkil etadi.

Ammiak bo'yicha sarf koeffitsienti

$$F_s = \frac{186,2}{650} = 0,286.$$

CHiqish amalda har doim 100 %dan kam, chunki ishlab chiqarish jarayonida reaksiyaning to'liq bormasligi tufayli va har xil turdagi tozalash amallari natijasida foydali komponentning yo'qotilishi yuz beradi. Ishlab chiqarish jarayoni qancha mukammal bo'lsa, chiqish shuncha 100 %ga yaqin va tayyorlanayotgan mahsulot birligiga homashyo sarfi kam bo'ladi.

31- misol. Agar CaO ning massa ulushi 0,85 bo'lgan massasi 1 t ohak olish uchun $CaCO_3$ ning massa ulushi 0,94 bo'lgan massasi 1,7 t ohaktosh sarflangan bo'lsa, u holda mahsulot chiqishini (foizlarda) hisoblang.

Yechish: Reaksiya tenglamasini yozamiz:
 $CaCO_3 = CaO + CO_2 + \Delta H$. 1 t ohak tarkibidagi CaO ning massasini hisoblaymiz: $G_{CaO} = 1 \times 0,85 = 0,850$.

0,850 t CaO olish uchun zarur bo'lgan kalsiy korbanat massasini aniqlaymiz:

$$G_{CaCO_3} = 0,850 \frac{100}{56} = 1,518.$$

$CaCO_3$ hisoblangan massasiga mos ohaktoshning massasini topamiz:

$$G_{ohaktosh} = \frac{1,518}{0,94} = 1,614.$$

Mahsulotning chiqishi

$$x_{mah} = \frac{100 \cdot 1,614}{1,700} = 95$$

ni tashkil etadi.

32- misol. Formaldegid olish uchun metil spirtini kumush katalizatorida oksidlash zarur: $CH_3OH + 0,5O_2 = HCHO + H_2O$. Bu asosiy reaksiyadan tashqari chumoli kislotasi, uglerod (IV) oksidi, metan va boshqa mahsulotlar hosil qiluvchi qo'shimcha reaksiyalar ham boradi. Faraz qilaylik, oksidlanish uchun $3,2 \text{ kmol}$ formaldegid, $0,8$ - (jami) qo'shimcha mahsulot hosil bo'ldi va $0,6 \text{ kmol}$ oksidlanmagan metil spirti qoldi. Metil spirtining aylanish darajasi x_{CH_3OH} , formaldegid chiqishi (x_{HCHO}) va formaldegid bo'yicha jarayonning tanlovchanligi S_{HCHO} ni topish zarur.

Yechish. Aylanish darajasini aniqlaymiz. Buning uchun reaksiyadan keyin qolgan $0,6 \text{ kmol}$ reaksiyaga kirishmagan spirtning miqdorini uning boshlang'ich miqdori $3,2 \text{ kmol}$ dan ayirish zarur. Berilgan qiymatlarni (5.3) formulaga qo'ysak

$$x_{CH_3OH} = \frac{3,2 - 0,6}{3,2} = 0,81$$

bo'ladi.

Formaldegidning chiqishini hisoblaymiz. Agar metil spirtining hammasi $HCHO$ ga aylansa, u holda formaldegidning maksimal miqdori hosil bo'ladi. Reaksiya tenglamasiga binoan 1 mol spirtidan 1 mol formaldegid hosil bo'ladi. SHuning uchun formaldegidning mumkin bo'lgan maksimal miqdori $3,2 \text{ kmol}$, amalda esa $1,8 \text{ kmol}$ hosil bo'ladi. Demak

$$x_{HCHO} = \frac{1,8}{3,2} = 0,56 \cdot 100 = 56\%.$$

Formaldegid bo'yicha tanlovchanlikni topamiz. Hosil bo'lgan mahsulotlarning umumiy miqdori formaldegid miqdori $1,8 \text{ kmol}$ va qo'shimcha mahsulotlar miqdori $0,8$ ning yig'indisiga teng. U holda formaldegid bo'yicha tanlovchanlik

$$S_{HCHO} = \frac{1,8}{1,8 + 0,8} \approx 0,69$$

bo'ladi.

33- misol. O'zgarmas haroratda tezlik konstantalari $k_1 = 10^{-3} c^{-1}$ va $k_2 = 10^{-2} c^{-1}$ bo'lgan parallel reaksiya $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ bormoqda. Reaksiya boshlanishidan oldin $c_{A_0} = 3 \text{ kmol} / m^3$, $c_{R_0} = c_{S_0} = 0$. 30 soniyaga teng vaqt fursatida A reagentning tezligi va aylanish darajasi, shuningdek mahsulot R bo'yicha tanlovchanlikni aniqlang.

Yechish. Masalani yechish uchun ushbu

$$\frac{dc_i}{dt} = u_i(c)$$

formuladan foydalanimiz. Reagent A ning aylanish tezligi

$$-u_A = -\frac{dc_A}{dt} = (k_1 + k_2)c_A = (k_1 + k_2)c_{A_0} e^{-(k_1+k_2)t} = 0,024 \text{ kmol}/(m^3 \cdot s).$$

A reagentning aylanish darajasi

$$x_A = \frac{c_{A_0} - c_A}{c_{A_0}} = 1 - e^{-(k_1+k_2)t} = 0,28.$$

R bo'yicha tanlovchanlik

$$S_R = \frac{k_1[1 - e^{-(k_1+k_2)t}]}{(k_1 + k_2)x_A} = 0,091.$$

34- misol. Agar konsentratsiya $c_{A_0} = 1,5 \text{ kmol}/m^3$ bilan kirayotgan reaksiya aralashma qayta ishlanayotgan bo'lsa, u holda reaksiyaning tezlik konstantalari $k_1 = 7,2 \cdot 10^{-3} c^{-1}$ va $k_2 = 4,7 \cdot 10^{-3} c^{-1}$ bo'lgan birinchi tartibli ketma-ket reaksiya $A \rightarrow R \rightarrow S$ uchun mahsulot R bo'yicha maksimal unumdorlikni hisoblang. Bunda oraliq mahsulot bo'yicha tanlovchanlik qanday bo'ladi?

Yechish. Mahsulot R bo'yicha maksimal unumdorlikka oraliq mahsulotning maksimal konsentratsiyasi $c_{R_{\max}}$ ni olishga mos kelgan reaksiyaning davomiyligida erishiladi, ushbu

$$t_{\max} = \frac{\ln \frac{k_1}{k_2}}{k_1 - k_2}; \quad c_{R_{\max}} = c_{A_0} \left(\frac{k_2}{k_1} \right)^{\frac{k_2}{k_1 - k_2}}$$

formulalarga asosan $t_{\max} = 523c$ va $c_{R\max} = 1,27 \text{ kmol/m}^3$ ni topamiz. Maksimal unumdorlik $G_{R\max} = 1,2 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/s}$, tanlovchanlik

$$S_{R\max} \frac{c_{R\max}}{c_{A_0} - c_A} = 0,186.$$

1. Agar benzin rektifikatsiyasining chiqishi massa ulushi 0,25 bo'lgan sof benzol bersa, u holda 50 t benzol olish uchun qanday massadagi bevosita haydash benzini kerak bo'ladi?

2. Agar oltingugurt to'liq yonib bitsa, u holda S ning massa ulushi 0,45 bo'lgan kolchedanni kuydirishda hosil bo'lgan qurumning massasini aniqlang.

3. 1 t a) chiqishning massa ulushi 0,96 bo'lgan 60 %li; b) chiqishning massa ulushi 0,90 bo'lgan 45 %li va d) chiqishning massa ulushi 0,95 bo'lgan 55 %li $H N \zeta$ olish uchun NH_3 ning sarf koeffitsientini hisoblang.

4. Agar sulfat kislotasi olish uchun S ning massa ulushi 0,49 ga teng oltingugurt kolchedani olingan bo'lsa, u holda 1 t oltingugurt kolchedanidan 0,952 t 76 %li sulfat kislotasi hosil bo'lgan deb, sulfat kislotasi chiqishini aniqlang.

5. Alyuminiy ishlab chiqarishda har bir tonnasi uchun Al_2O_3 ning massa ulushi 0,945 bo'lgan 2 t ga yaqin giltuproq (alyuminiy oksidi) sarflanganda alyuminiy chiqishini hisoblang. Alyuminiy tarkibida qo'shimchalar bo'lmasligini hisobga olish kerak.

6- §. Jarayon tezligini oshirish usullari

Jarayon tezligini oshirish uchun belgilovchi $\Delta c, k$ va $F(v)$ kattaliklarini oshirish usullarini topish kerak.

Bosimning ortishi reagentlarning konsentratsiyalarini ko'tarilishiga olib keladi. Bosimning ta'siri kinetik tenglamalar bilan aniqlanadi. (3.26) tenglama bilan o'xshash gaz fazasidagi gomogen jarayon tezligini

$$u = \frac{dp_p}{d\tau} = k\Delta p \quad (6.1)$$

formula bilan ifodalash mumkin, bu yerda: p_p – gaz aralashmasidagi mahsulotning parsial bosimi; Δp – jarayonning harakatlantiruvchi kuchi. Model reaksiya



qaytmas yoki muvozanat holatidan uzoqda borsa, u holda

$$\Delta p = p_A^{a_1} p_B^{b_1}, \quad (6.2)$$

har bir komponentning parsial bosimi umumiy P bosimiga va shu komponentlarning aralashmadagi N_i molar ulushiga proporsionaldir:

$$p_A = N_A P \quad \text{va} \quad p_B = N_B P. \text{ Bundan}$$

$$u = \frac{dp_p}{d\tau} = \beta P^n \quad (6.3)$$

kelib chiqadi, bu yerda: β – reaksiyaning tezlik konstantasi va jarayonning harakatlantiruvchi kuchiga bog‘liq koeffitsient; P – o‘lchovsiz bosim, ya’ni haqiqiy bosimning normalga nisbati; $n = a_1 + b_1$ – reaksiyaning umumiy tartibi.

Lekin bosimning ortishi reaksiya tartibi n ning o‘zgarishi va k ning kamayishiga olib kelishi mumkin. Gaz komponentining qattiq yoki suyuqlik fazaga adsorbsiyalanishi, absorbsiyalanishi, kondensatlanishi va boshqa o‘tish jarayonlari uchun

$$u = \frac{dG}{d\tau} = kF \Delta p \quad (6.4)$$

Muvozanat holatiga yaqinda boruvchi, gaz fazasidagi, qaytar jarayonlar uchun ((r) model reaksiyaga moslab) (6.2) tenglamadagi harakatlantiruvchi kuch

$$\Delta p = (p_A - p_A^*)^{a_1} (p_B - p_B^*)^{b_1} \quad (6.5)$$

formula bilan ifodalanadi.

Komponentlarning muvozanat parsial p_A^* va p_B^* bosimlari (konsentratsiyalari)ning qiymatlari gazli aralashmaning berilgan tarkibi uchun ma’lum muvozanat konstantalari bo‘yicha hisoblanadi. Molar ulushlarda ifodalangan muvozanat konstantasining bosimga bog‘liqligi (4.2b) formulaga asosan ushbu tenglama

$$K_N = K_p P^{-\Delta n}$$

bo‘yicha aniqlanadi, bu yerda: Δn – reaksiya gaz komponentlari mollar sonining o‘zgarishi.

Absorbsiyalanish, adsorbsiyalanish, kondensantlanish jarayonlarining harakatlantiruvchi kuchi $\Delta c = c - c^*$ kabi ifodalanadi. Suyuqlik fazaning haroratini pasaytirib, uning ustidagi gaz (bugʻ) komponenti bugʻlarining parsial bosimi pasaytiriladi, yaʼni c^* kichiklashadi, mos ravishda harakatlantiruvchi kuch Δc va jarayonning umumiy tezligi u ortadi. Desorbtsiyalanish va bugʻlanish jarayonlarining harakatlantiruvchi kuchi $\Delta c = c^* - c$ kabi ifodalanadi.

Reaksiya mahsulotlarini reaksiyon sohadan chiqarish qaytar reaksiyaning umumiy tezligi $u = \overset{\rightarrow}{u_1} - \overset{\leftarrow}{u_2}$ ni $\overset{\leftarrow}{u_2}$ ning kamayishi hisobiga oshiradi yoki c^* kattalikning kichiklashishi yoki butunlay yoʻqotilishi hisobiga geterogen jarayonning harakatlantiruvchi kuchi $\Delta c = c - c^*$ ni oshiradi.

Jarayonning tezlik konstantasini oshirishga oʻzaro taʼsir qilayotgan tizimning haroratini koʻtarish; katalizatorlarni qoʻllash; reaksiyaga kirishuvchi massalarning aralashtirilishini kuchaytirish (tizimni turbulentlash) bilan erishish mumkin.

Harorat koʻtarilganda jarayonning umumiy tezligi biror chegaragacha ortadi. Bunda teskari yoki oraliq reaksiyalarning tezliklari katta ahamiyatga ega boʻladi, aniqrogʻi tezlik konstantalar k_2, k'_{ox}, k''_{ox} kattalashadi. Kinetik sohada boruvchi koʻplab jarayonlar uchun reaksiyaga kirishuvchi massalar haroratini reaksiyaning tezlik konstantasiga taʼsiri ushbu

$$k = k_0 e^{-\frac{E}{RT}} \quad (6.6)$$

Arrenius formulasi bilan aniqlanadi, undan hisoblashlarda foydalanish uchun uni logarifmlanadi va odatda

$$2,3 \lg \frac{k_2}{k_1} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (6.7)$$

koʻrinishiga keltiriladi, bu yerda: k_0, k_1, k_2 – mos ravishda eksponensial oldidagi koʻpaytma va mos absolyut T_1 va T_2 haroratlardagi reaksiyaning tezlik konstantalari, e – natural logarifm asosi; E – reaksiyaga kirishuvchi moddalarning faollanish energiyasi, J/mol ;

$R = 8,31441$ – molar gaz doimiysi, $J/(mol \cdot K)$; $2,3 \approx \frac{1}{\lg e}$.

Faollanish energiyasi E ni ko'p talab qiluvchi bir bosqichli jarayonni, e_1, e_2 va hokazo faollanish energiyalari E dan anchagina kichik bo'lgan, ikki yoki undan ortiq bosqichli jarayon bilan almashtirish natijasida, katalizatorlar kimyoviy reaksiyalarni tezlashtiradi.

Katalitik reaksiyalarning faollanish energiyasi E_k ni (6.7) Arrenius tenglamasidan foydalanib hisoblash mumkin.

35- misol. 400°C haroratda kimyoviy reaksiyaning tezligi 450°C haroratdagidan 10 marta kichik. Agar harorat o'zgarishi bilan harakatlantiruvchi kuch o'zgarmasa, jarayonning faollanish energiyasi qanday bo'ladi?

Yechish: Jarayonning tezligi

$$u = k\Delta c$$

tenglama bilan aniqlanadi.

Harorat o'zgarganda tezlik konstantasi k

$$k = k_0 e^{-E/RT}$$

tenglama bo'yicha o'zgaradi:

400°C haroratda

$$u_1 = k_1 \Delta c$$

450°C haroratda

$$u_2 = k_2 \Delta c$$

$$\frac{u_2}{u_1} = \frac{k_2}{k_1} = \frac{k_0 e^{-E/RT_2}}{k_0 e^{-E/RT_1}} = e^{E/R \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)}$$

Bundan

$$\begin{aligned} \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \lg e &= \lg 10 \\ \frac{E}{8,31} \left(\frac{1}{400} - \frac{1}{450} \right) \lg e &= 1 \\ E &= 68807 \text{ kJ / mol.} \end{aligned}$$

36- misol. Boshlang'ich konsentratsiyasi $25,4 \text{ mol/l}$ bo'lgan vodorod peroksidi katalitik parchalanadi. 10 daqiqadan keyin eritmada H_2O_2 $13,4 \text{ mol/l}$, 20 daqiqadan keyin $7,08 \text{ mol/l}$, 30 daqiqadan keyin

esa 3,8 mol/l qoladi. Reaksiya tartibi va reaksiyaning tezlik konstantasini aniqlang.

Yechish: Faraz qilamiz reaksiya birinchi tartib bo'yicha borayotgan bo'lsin. Reaksiyaning tezligi

$$\frac{dX_m}{d\tau} = k(a - X_m),$$

bundan

$$k = \frac{2,3}{\tau} \lg \frac{a}{a - X_m}$$

Vaqtning har xil fursatlari uchun k ning qiymatlarini topamiz:

$$k_1 = \frac{2,3}{10} \lg \frac{25,4}{13,4} = 0,0634 \text{ daq}^{-1}$$

$$k_2 = \frac{2,3}{20} \lg \frac{25,4}{7,08} = 0,0638 \text{ daq}^{-1}$$

$$k_3 = \frac{2,3}{30} \lg \frac{25,4}{3,81} = 0,0633 \text{ daq}^{-1}$$

Hisoblashga ko'ra k o'zgarmas kattalik bo'lib qoladi. SHuning uchun, $k = 0,0625$ o'rtacha qiymatida vodorod peroksidining parchalanish jarayoni birinchi tartibli

$$\frac{dX_m}{d\tau} = 0,0635(a - X_m)$$

tenglama bilan ifodalanadi.

37- misol. 60 °C haroratda 10 daqiqa ichida benzoil peroksidi dietil efirga aylanishi (birinchi tartibli reaksiya) 75,2 % bo'ladi. Reaksiyaning tezlik konstantasini hisoblang.

Yechish:

$$u = \frac{dX_m}{d\tau} = k(a - X_m),$$

tenglamaga asosan

$$k = \frac{2,3}{\tau} \lg \frac{a}{a - X_m} = \frac{2,3}{10} \lg \frac{100}{24,8} = 0,14 \text{ daq}^{-1}.$$

1. A moddaning konsentratsiyasi 10 %ga kamayganda $A(r) + B(r) + C(r) = D(r)$ kimyoviy reaksiyaning tezligi boshlang'ich

paytdagi tezlikka nisbatan necha marta o'zgaradi (kamayadi yoki ortadi)? Moddalarning boshlang'ich konsentratsiyasi quyidagiga teng: $[A]=1, [B]=2, [C]=0,8 \text{ kmol/m}^3$.

2. Ikki gazsimon moddalarning aralashmasi hajm bo'yicha A moddaning 40 %ni va B moddaning 60 %ni o'z ichiga oladi. Agar gaz aralashmasining bosimi 2 marta ortsa, $A(r)+B(r)=C(r)$ kimyoviy reaksiyaning tezligi qanday o'zgaradi?

3. Agar gazning sarfi $V_{um}=15500 \text{ m}^3/\text{soat}$, zahira koeffitsienti $\alpha=1,3$, kontaktlanish vaqti $\tau=0,12 \text{ s}$ bo'lsa, u holda vannadiyli katalizatorida SO_2 ning SO_3 ga oksidlanishida reaktoring foydali hajmini aniqlang.

4. Agar kontakt vaqti $0,25 \text{ s}$ bo'lsa, u holda SO_2 ning SO_3 ga oksidlash uchun katalizator hajmini aniqlang. Gazning sarfi $10280 \text{ m}^3/\text{soat}$.

5. Reaktorda suyuqlik fazada reaksiya o'tkazilganda quyidagi tajriba natijalari olindi:

$t, \text{ daq}$	10	30	60	80	100
x	0,31	0,674	0,874	0,95	0,977

Reaksiyaning tartibini aniqlang.

6. $2A+3B=S+4R+2F$ reaksiya berilgan. Agar A komponentning yo'qolish tezligi birlik hajmga birlik vaqtda 5 mol ni tashkil etsa, u holda B komponentning sarflanish tezligi va reaksiya mahsulotlarining hosil bo'lish tezligini aniqlang.

7. Reaksiyaning tezlik konstantasi $0,025 \text{ c}^{-1}$ ga teng. Reagentning boshlang'ich konsentratsiyasi 1 kmol/m^3 ni tashkil etadi. YOpiq hajmda borayotgan reaksiyaning tezligini 10, 20, 30, 40, 50 s dan keyin aniqlang.

8. 273 va 293K haroratlarda mos ravishda 2,46 va $47,5 \text{ c}^{-1}$ qiymatlarga teng bo'lgan reaksiyani tezlik konstantalari uchun faollanish energiyasi va Arrenius tenglamasidagi eksponensial ko'paytuvchini aniqlang.

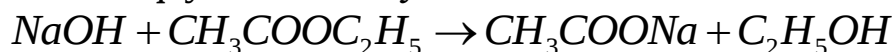
9. Agar harorat 723 dan 773K gacha o'zgarsa, reaksiyaning tezligi 2,73 marta ortsa, u holda reaksiyaning faollanish energiyasini aniqlang.

10. 748K haroratda reaksiyaning tezligi $3,2 \cdot 10^5 \text{ soat}^{-1}$. Agar reaksiyaning faollanish energiyasi $87,9 \text{ kJ/mol}$ ga teng bo'lsa, u holda 793K haroratda tezlik konstantasini aniqlang.

11. Gaz fazasida o'zgaras bosim ostida boruvchi qaytar reaksiya $2A \rightleftharpoons R$ uchun moddalarning aylanish darajasi o'zgarishi $\frac{dx_A}{dt}$ ni aylanish darajasi x_A ning funksiyasi ko'rinishida ifodalang. To'g'ri reaksiya ikkinchi tartibli, teskarisi – birinchi tartibli.

12. Qaytar reaksiya $A \rightleftharpoons 2R$ ning tezligini aylanish darajasining funksiyasi ko'rinishida ifodalang. Reaksiya o'zgaras bosimda gaz fazasida boradi.

13. Natriy gidroksidini etilatsetat bilan o'zaro ta'siri gomogen reaksiyasi uchun qaytmas reaksiya



tezligini boshlang'ich moddalar aylanish darajasining funksiyasi ko'rinishida ifodalang.

14. Qaytar reaksiya $H_2 + J_2 \rightleftharpoons 2HJ$ berilgan. Agar boshlang'ich aralashma 2 mol vodorod va 1 mol yoddan tashkil topgan bo'lsa, u holda $500^\circ C$ haroratda 1 l sig'imli reaktorda 1 mol HJ ni hosil qilish uchun zarur vaqtni aniqlang. Berilgan haroratda to'g'ri reaksiyaning tezlik konstantasi $1,25 \cdot 10^{-4} \text{ l/(mol} \cdot \text{s)}$ ga teng, teskari reaksiyaning tezlik konstantasi esa $-0,25 \cdot 10^{-4} \text{ l/(mol} \cdot \text{s)}$.

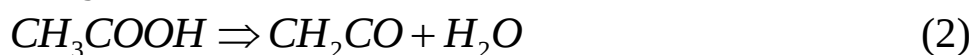
15. Konsentratsiyasi 56,5 % massa ulushli etil spirtini konsentratsiyasi 0,07 mol/l bo'lgan chumoli kislotasi yordamida eterifikatsiyalash qaytar reaksiyasi uchun $k_1 = 1,85 \cdot 10^{-3} \text{ c}^{-1}$ va $k_{-1} = 1,85 \cdot 10^{-3} \text{ c}^{-1}$. Chumoli kislotasining muvozanat konstantasi va eterifikatsiya 90 % borishi uchun zarur bo'lgan vaqtni aniqlang.

16. Qaytar reaksiya $A \rightleftharpoons R$ uchun vaqtning boshlang'ich fursatida A reagentning parsial bosimi $1,275 \cdot 10^4 \text{ Pa}$ ni tashkil etadi, R moddaniki esa 0. 10 daqiqadan keyin A reagentning parsial bosimi $5,2 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ ga yetdi, R moddaniki esa $7,554 \cdot 10^3 \text{ Pa}$. Agar nisbat $k_1 : k_{-1} = 3$ bo'lsa, u holda A reagentning parsial bosimini 20 va 40 daqiqadan keyin hisoblang.

17. Gaz fazasida boruvchi parallel reaksiya $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R \rightleftharpoons_{3S}$ uchun tezlik

konstantalari $k_1 = 2 \cdot 10^{-2} c^{-1}$ va $k_2 = 3,2 \cdot 10^{-3} c^{-1}$. Mahsulotlar tarkibida R modda $2,8 \text{ kmol/m}^3$ va S modda $1,5 \text{ kmol/m}^3$ bo'lgan vaqtini aniqlang. Reaksiya boshlanishidan oldin A moddaning konsentratsiyasi $5,4 \text{ kmol/m}^3$ bo'lgan, R va S moddalar qatnashmagan.

18. YUqori haroratda sirka kislotasi ikki yo'nalish bo'yicha parchalanadi:



(1) reaksiyaning tezlik konstantasi va faollanish energiyasi $1189 K$ haroratda mos ravishda $3,74 c^{-1}$ va 155000 J/mol ; reaksiya (2) uchun mos ravishda $4,65 c^{-1}$ va 184000 J/mol . Sirka kislotasi 99 % reaksiyaga kirishishi uchun zarur vaqt va ketenning maksimal chiqishini hisoblang.

19. Ketma-ket reaksiya $A \rightarrow R \rightarrow S$ da maqsadli mahsulotning maksimal konsentratsiyasiga yetish vaqtini aniqlang. Tezlik konstantalari $k_1 = 2 c^{-1}$ va $k_2 = 5 c^{-1}$, reaksiya boshida $c_{A_0} = 1 \text{ kmol/m}^3$, $c_{R_0} = c_{S_0} = 0$. Bunda A moddaning aylanish darajasi va mahsulot R bo'yicha tanlovchanlik qanday bo'ladi?

20. Birichi tartibli ketma-ket reaksiya $A \rightarrow R \rightarrow S$ bormoqda. 170 daqiqadan keyin oraliq mahsulotning konsentratsiyasi maksimal qiymatga yetadi. Agar $x_A = 0,4$ bo'lsa, u holda bu reaksiyalarinig tezlik konstantalarini hisoblang.

21. Agar 1) $k_1 \neq k_2$; 2) $k_1 = k_2$; 3) $k_1 \neq k_2$ bo'lsa, u holda birinchi tartibli ketma-ket reaksiya $A \rightarrow R \rightarrow S$ uchun $c_{R_{\max}}$ ni hisoblang.

22. Parallel reaksiya $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R \rightleftharpoons_{3S}$ izotermik o'tkazilganda reaksiyalarining tezlik konstantalari mos ravishda $k_1 = 0,175 \text{ daq}^{-1}$; $k_2 = 0,025 \text{ daq}^{-1}$. Agar reagentning boshlang'ich konsentratsiyasi $1,75 \text{ mol/l}$ ga teng bo'lsa, u holda reaksiya boshlangach 10 daqiqadan keyin reaksion aralashmaning tarkibi va maqsadli mahsulot S bo'yicha tanlovchanlikni hisoblang.

II- bob. GETEROGEN-KATALITIK JARAYONLAR VA REAKTORLAR

7- §. Katalitik jarayon va uning turlari

Reagentlar va katalizatorning faza holati bo'yicha katalitik jarayonlar ikki asosiy guruxga bo'linadi: **gomogen va geterogen**.

Gomogen katalizda katalizator ham, reagentlar ham bitta fazada - gaz yoki suyuqlik fazada bo'ladi. Geterogen katalizda katalizator va reagentlar yoki reaksiya mahsulotlari har xil fazada bo'ladi; odatda qattiq katalizatorlar qo'llaniladi.

Katalizatorlarning ta'siri, harakatlantiruvchi kuch Δc ni o'zgartirmasdan, reaksiyaning tezlik konstantasi k ni istagancha kattalashtirishdan iborat.

Katalizator ishtiroki bilan reaksiya yo'l o'zgarganda reaksiya, katalizatorsiz bevosita reaksiyaga nisbatan faollashtirish energiyasini kam talab qiluvchi, qator elementar bosqichlar orqali boradi. Reaksiya tezligi qancha katta bo'lsa, faollanish energiyasi E

shuncha kichik bo‘ladi va natijada hatto faollanish energiyasi kam pasayganda eksponensial

$$k = k_0 e^{-E/RT} \quad (7.1)$$

bog‘liqligi sababli reaksiya tezligi anchagina o‘sadi. Katalitik reaksiyalarning ba’zi turlarida E ning kamayishi bilan bir vaqtda (7.1) tenglamada eksponensial oldidagi koeffitsient k_0 kichiklashadi. Buning natijasida katalizatorlarni qo‘llash bilan konstantaning va mos ravishda reaksiya tezligining ortishi, E ni kamayishi hisobiga, mo‘ljallanganga nisbatan bir necha marta kamayadi. Nokatalitik reaksiyalarga nisbatan k_0 o‘zgarmaydigan katalitik reaksiyalar uchun katalizatorli va katalizatorsiz reaksiyalarning tezlik konstantalari k_{kat} va k ning nisbati bilan aniqlanuvchi, katalizatorning tezlashtiruvchi ta’siri uning faolligi F bilan o‘lchanadi:

$$F = \frac{k_{kat}}{k} = \frac{e^{-(E_{kat}/RT)}}{e^{-(E/RT)}} = e^{\Delta E/RT} \quad (7.2)$$

bu yerda: ΔE – katalitik reaksiyaning nokatalitikka nisbatan faollanish energiyasining pasayishi:

$$\Delta E = E - E_{kat}$$

Sanoat katalizatorlarining o‘zini tutishi ularning asosiy texnologik tavsiflari: faolligi, **zajiganie** (alangalanish) harorati, tanlovchanligi, chidamliligi, issiqbardoshliligi zaharlanishliligi va shunga o‘xshashlar bilan bog‘liq. Katalizatorlarning asosiy tavsifi ularning faolligi F , ya’ni berilgan reaksiyaga nisbatan katalizator harakatini tezlatuvchi o‘lchov hisoblanadi.

Kimyoviy reaksiyaning harakatlantiruvchi kuchi o‘zgarmas bo‘lganda katalizatorning faolligi (7.2) tenglama bo‘yicha yoki

$$F = u_{kat} - u(1 - \varphi_{kat}) \quad (7.3)$$

formula bo‘yicha aniqlanadi, bu yerda: u_{kat} va u - katalizator ishtirokida va ishtirokisiz kimyoviy reaksiyaning tezligi; φ_{kat} - katalizator bilan band qilingan reaksiya fazoning hajm ulushi.

Har xil sharoitlarda, qandaydir kimyoviy reaksiya katalizatorining faolligini taqqoslash uchun, faollikni katalitik jarayonning jadalligi orqali ifodalash mumkin, ya’ni

$$F = G_m / v\tau, \quad (7.4)$$

bu yerda: G_m - τ vaqt orasida olingan mahsulotning massasi; v - qurilmaning hajmi.

Katalizatorlar diffuziyani tezlashtirmaydi, shuning uchun, kimyoviy va diffuzion bosqichlar tezligini solishtirib bo'ladigan katalitik jarayonlarda, katalizatorning faolligi nafaqat kimyoviy reaksiyaning tezligi bilan, balki oqim yadrosidan katalizator sirtiga va katalizator g'ovaklari ichiga diffuziya koeffitsientlari bilan ham aniqlanadi. Katalizatorning faolligi umumiy holda texnologik tartibning ko'p **parametrlari** va katalizatorning fizik xossalariining funksiyasi bo'lishi mumkin.

$$F = f(c_{kat}, c_f, c_b, c_{mah}, c_{ar}, T, P, S_{sol}, \bar{d}_d, r_e, w, M_b, M_{mah}, \dots) \quad (7.5)$$

bu yerda: $c_{kat}, c_f, c_b, c_{mah}, c_{ar}$ - mos ravishda katalizator, faollashtiruvchi, boshlang'ich reagentlar, mahsulot, aralashmalarning konsentratsiyalari; T - harorat; P - bosim; S_{sol} - katalizatorning solishtirma sirti; $\bar{d}_d$ - katalizator donachalarining o'rtacha o'lchami (diametri); r_e - katalizator g'ovaklarining ekvivalent radiusi; w - jarayonning tezligiga ta'sir qiluvchi, lekin diffuzion sohadan tashqarida boruvchi, reagentlar oqimining chiziqli tezligi; M_b, M_{mah} - boshlang'ich reagentlarning va reaksiya mahsulotlarining molar massasi.

Katalizator ta'sirining tanlovchanligini

$$S_{kat} = \frac{G_m}{G} = \frac{G_m}{G_m + G_{or}}, \quad (7.6)$$

munosabat bilan ifodalash mumkin, bu yerda: G_m - maqsadli mahsulotga aylangan asosiy boshlang'ich modda miqdori, *mol* yoki *kg*; G_{or} - oraliq reaksiyaga kirishgan boshlang'ich modda miqdori, *mol* yoki *kg*; G - aylangan asosiy boshlang'ich moddaning umumiy miqdori, *mol* yoki *kg*. Har xil tanlovchan katalizatorlarni qo'llab, xuddi o'sha boshlang'ich moddalardan turli-tuman mahsulotlar olish mumkin.

Gomogen va geterogen kataliz. Kinetik tenglama asosiy texnologik parametrlarning katalitik jarayon tezligiga ta'sirini hisobga olishi kerak. Gazsimon reagentlar uchun

$$u = k_0 e^{-E/RT} \Delta p P^n \beta_0, \quad (7.7)$$

bu yerda: Δp - reagentlarning $P \approx 0,1 \text{ MPa}$ (1at) parsial bosimlarda ifodalangan jarayonning harakatlantiruvchi kuchi; P - o'lchovsiz bosim, ya'ni ichki bosimning normal atmosfera bosimiga nisbati; n - reaksiyaning umumiy tartibi; β_0 - normal bosimga va normal haroratga qayta hisoblash koeffitsienti.

G'ovaksiz katalizator sirtida jarayon. Geterogen-katalitik jarayonlarda reagent A katalizator sirti oldidagi oqimdan hosil bo'lgan diffuzion chegara qatlam orqali gaz oqimida shimiladi va shu sirtida "siquvchi sfera" jarayoniga o'xshash reaksiyaga kirishadi. Mahsulotlar xuddi shu yo'l bilan katalizator sirtidan oqimga ajratiladi.

Izotermik jarayon turg'un tartibda moddiy balans tenglamasi

$$\beta(c_A - c_{A_b}) = u(c_A) \quad (7.8)$$

bilan tavsiflanadi.

Kuzatilayotgan aylanish tezligi u_k , ya'ni aylanish tezligining oqimdagi o'lchanayotgan, kuzatilayotgan konsentratsiyasi bilan bog'liqligi (7.8) tenglama bo'yicha aniqlanadi. Buning uchun bu tenglamadan bog'liqlik $c_A(c_{A_b})$ ni hosil qilish va $u(c_A)$ ning ifodasiga qo'yish kerak.

Birinchi tartibli reaksiya holda, ya'ni $u(c_A) = -kc_A$ bo'lganda

$$c_A = \frac{c_{A_b}}{1 - k / \beta}; \quad u_k(c) = \frac{kc_{A_b}}{1 - k / \beta}$$

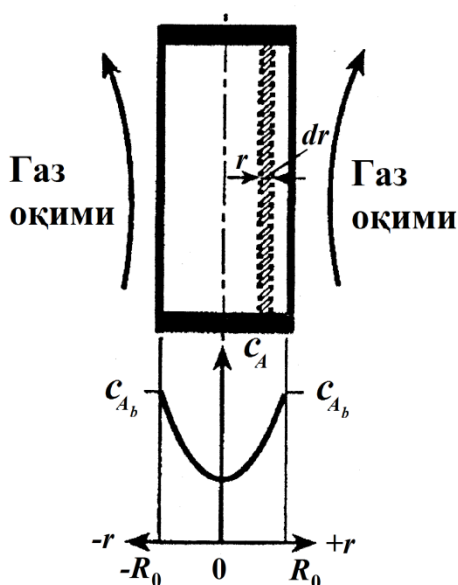
larni olamiz.

CHegaranayotgan bosqichlarning xususiy holari:

kinetik $k \ll \beta$, $c_A = c_{A_b}$, $u_k(c) = u_k(c_{A_b})$;

tashqi diffuzion $k \ll \beta$, $c_A \ll c_{A_b}$, $u_k(c) = -\beta c_{A_b}$;

qolgan hollarda - o'tish trtibi.



Katalizatorning g'ovakli donachalarida jarayon. A moddani oqimdan katalizator sirtiga o'tkazish yetarlicha jadal, ya'ni reagentlarning konsentratsiyasi oqimda va katalizator sirti oldida bir xil. Jarayonning fizik sxemasi quyidagicha. Boshlang'ich modda katalizator bug'lari bo'yicha g'ovakli donachalar ichiga shimiladi. Bir

vaqtda g'ovaklar devorlarida aylanish (katalitik reaksiya boradi) yuz beradi. G'ovaklarning o'lchami katalizator donachalarining o'lchamidan ancha kichik bo'lgani uchun kimyoviy aylanishni kvazigomogen diffuzion-o'tkazuvchan jismday ta'savvur qilish va A moddaning katalizator donachasidagi diffuziyaning samaradorlik koeffitsienti D_{sam} deb tavsiflash mumkin, reaksiyaning tezligi esa katalizator donachasining hajm birligiga bog'liq.

Faraz qilaylik katalizator donachasi - yon yoqlari yopiq qalinligi $2R_0$ bo'lgan yassi jism bo'lsin. U holda diffuziya qarama-qarshi yoqlar orasida faqat bir yo'nalishda boradi (7.1- rasm).

Jarayon katalizator donachasining qalinligi bo'yicha koordinata R ning boshlang'ich nuqtasi joylashgan simmetriya tekisligiga nisbatan simmetrik bo'lganligi sababli, donacha yarmining biri uchun yozilgan modda manbaili differentsial tenglama bilan tasniflanadi:

$$D_{sam} \frac{d^2 c_A}{dR^2} + u(c_A) = 0, \quad (7.9)$$

chegaraviy shartlar:

$$R = 0 \text{ bo'lganda } \frac{dc_A}{dR} = 0; \quad R = R_0 \text{ bo'lganda } c_A = c_{A_b}.$$

Birinchi tartibli reaksiya ko'rilganda (7.9) tenglamani c_A ga nisbatan analitik yechish mumkin:

$$c_A = \frac{e^{\frac{\varphi R}{R_0}} + e^{-\frac{\varphi R}{R_0}}}{e^{\varphi} - e^{-\varphi}} c_{A_b}.$$

Donachaning hajm birligiga kiritilgan kuzatilayotgan aylanish tezligini g'ovakli donachadagi aylanishning o'rtacha integral tezligi kabi aniqlash mumkin:

$$u_k = \frac{1}{R_0} \int_0^{R_0} u_k(c) dR = \frac{kc_{A_b} (e^{\varphi} - e^{-\varphi})}{\varphi (e^{\varphi} + e^{-\varphi})} = -\frac{kc_{A_b} th\varphi}{\varphi},$$

7.1- rasm. Yassi g'ovakli katalizator donachalarida jarayon sxemasi va gaz komponenti konsentratsiyasining taqsimlanishi.

bu yerda: $th\varphi = \frac{e^{\varphi} - e^{-\varphi}}{e^{\varphi} + e^{-\varphi}}$; $\varphi = R_0 \sqrt{\frac{k}{D_{sam}}}$ - (Zeldovich-Tille moduli) aiqlovchi parametr. Katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasi η - konsentratsiya

c_{A_b} bo'lganida kuzatilayotgan aylanish tezligining aniqlangan aylanish tezligiga nisbatidir:

$$\eta = \frac{u_k(c_A)}{u(c_A)} = \frac{th\varphi}{\varphi} \quad (7.10)$$

Aniq hisoblashlar ko'rsatadiki, agar parametr φ da R_0 ning o'rniga donacha hajmini uning tashqi sirti nisbatiga teng kattalikdan foydalanilsa, u holda (7.10) tenglama amaliy jihatdan yetaralicha aniqlikda katalizatorning boshqa geometrik shaklga ega (yassi plastinkadan farqli) donachalari uchun qo'llanilishi mumkin.

38- misol. Plastinkaning qalinligi 6 mm bo'lgan g'ovakli plastinkasimon katalizatorida $A \rightarrow R$ turdagi reaksiya o'tkazilayotganda g'ovakli katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasining o'zgarishi va kuzatilayotgan aylanish darajasini aniqlang. Katalizatorida A komponentning diffuziya koeffitsienti harotatga bog'liq emas va $0,6 \text{ sm}^2/\text{s}$ ga teng. Harorat 733 dan 753K gacha o'zgartirildi, 683K haroratda esa reaksiyaning tezlik konstantasi $0,82\text{c}^{-1}$. Berilgan reaksiyaning faollanish energiyasi 44800 J/mol ni tashkil etadi. Boshlang'ich oqimda (reaksion sohada) A komponentning konsentratsiyasi o'zgarmaydi va $0,035 \text{ mol/l}$ ga teng.

Yechish. 733 K haroratda tezlik konstantasini

$$\ln \frac{k_1}{k_2} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

tenglamadan aniqlaymiz, ya'ni

$$\ln \frac{k_{733}}{0,82} = \frac{44800}{8,31} \left(\frac{1}{683} - \frac{1}{733} \right) = 0,5384$$

bundan $k_{733} = 1,4\text{c}^{-1}$.

Modul φ qiymatini topamiz:

$$\varphi = R_0 \sqrt{\frac{k}{D}} = 0,3 \sqrt{\frac{1,4}{0,6}} = 0,4582$$

753K haroratda katalizatoning ichki sirtidan foydalanish darajasi qiymatini hisoblaymiz:

$$\eta = \frac{th\varphi}{\varphi} = \frac{0,4286}{0,4582} = 0,9354.$$

733K haroratda jarayonning kuzatilayotgan tezligi aniqlaymiz.

$$u_k(c) = \eta k c_{A0} = 0,9354 \cdot 1,4 \cdot 0,035 = 0,046 \text{ mol/(l}\cdot\text{s)}$$

753K haroratda tezlik konstantasini topamiz:

$$\ln \frac{k_{753}}{0,82} = \frac{44800}{8,31} \left(\frac{1}{683} - \frac{1}{753} \right) = 0,753.$$

Bundan $k_{753} = 1,7 \text{ c}^{-1}$.

Modul φ qiymatini hisoblaymiz:

$$\varphi = 0,3 \sqrt{\frac{1,7}{0,6}} = 0,559.$$

753K haroratda katalizatoning ichki sirtidan foydalanish darajasi qiymatini aniqlaymiz:

$$\eta = \frac{0,4692}{0,5059} = 0,9274.$$

753K haroratda jarayonning kuzatilayotgan tezligini topamiz:

$$u_k(c) = 0,9274 \cdot 1,7 \cdot 0,035 = 0,055 \text{ mol/(l}\cdot\text{s)}$$

Xulosa. Jarayon harorati 20 grad ko'tarilganda katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasi kamayadi, jarayonning kuzatilayotgan tezligi o'rtadi.

39- misol. Agar diametri 12 mm bo'lgan sferik g'ovakli katalizatorni qalinligi 2 mm plastinkasimon katalizator bilan almashtirilsa, u holda $A \rightarrow R$ turdagi reaksiya o'tkazilayotganda g'ovakli katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasining o'zgarishi va kuzatilayotgan aylanish darajasini aniqlang. A komponentning diffuziya koeffitsienti $0,4 \text{ sm}^2/\text{s}$. Reaksiya 745K haroratda o'tkazilmoqda, reaksiyanig tezlik konstantasi esa, c^{-1} ,

$k = 3,2 \cdot 10^5 e^{-\frac{8600}{T}}$ tenglama bilan tasniflanadi. Boshlang'ich oqimda (reaksion sohada) A komponentning konsentratsiyasi o'zgarmaydi va $0,025 \text{ mol/l}$ ga teng.

Yechish. 745K haroratda tezlik konstantasini aniqlaymiz:

$$k = 3,2 \cdot 10^5 e^{-\frac{8600}{745}} = 3,1 \text{ c}^{-1}$$

Sferik katalizator uchun **keltirilgan radiusni** hisoblaymiz:

$$R_{kel} = \frac{V}{S} = \frac{(4/3)\pi R^3}{0,4582} = \frac{R}{3} = \frac{6}{3} = 2 \text{ mm}$$

Modul φ ni topamiz:

sferik katalizator uchun

$$\varphi = R_{kel} \sqrt{\frac{k}{D_{ef}}} = 0,2 \sqrt{\frac{3,1}{0,4}} = 0,5567;$$

plastinkasimon katalizator uchun

$$\varphi = R_{kel} \sqrt{\frac{k}{D_{ef}}} = 0,1 \sqrt{\frac{3,1}{0,4}} = 0,2783.$$

Katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasining o'zgarishini hisoblaymiz:

$$\frac{\eta_{sf}}{\eta_{pl}} = \frac{th\varphi_{sf} / \varphi_{sf}}{th\varphi_{pl} / \varphi_{pl}} = \frac{0,5055 / 0,5567}{0,2713 / 0,2783} = 0,908 / 0,9749 = 0,93.$$

Berilgan o'lchamlarda plastinkasimon katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasi sferiknikidan katta. Sferik katalizatorida jarayonning kuzatilayotgan tezligini aniqlaymiz:

$$u_k(c) = \eta k c_A = 0,908 \cdot 3,1 \cdot 0,025 = 0,07 \text{ mol}/(l \cdot s).$$

Plastinkasimon katalizatorida jarayonning kuzatilayotgan tezligini topamiz:

$$u_k(c) = \eta k c_A = 0,9749 \cdot 3,1 \cdot 0,025 = 0,0755 \text{ mol}/(l \cdot s).$$

Plastinkasimon katalizatorida jarayonning kuzatilayotgan tezligi sferiknikidan yuqori.

40- misol. Agar diametri 5 mm sferik katalizator olinsa, u holda plastinkaning qalinligi 4 mm bo'lgan g'ovakli plastinkasimon katalizatorida $A \rightarrow R$ turdagi reaksiya o'tkazilayotganda g'ovakli katalizatorning ichki sirtidan foydalanish darajasi va kuzatilayotgan aylanish darajasi qanlay o'zgaradi? Katalazatorida A komponentning diffuziya koeffitsienti shaklga bog'liq emas va $0,6 \text{ sm}^2/\text{s}$ ga teng. Reaksiya 433 K haroratda o'tkazilmoqda, 683 K haroratda esa reaksiyaning tezlik konstantasi $1,82 \text{ c}^{-1}$. Berilgan reaksiyaning faollanish energiyasi 44800 J/mol ni tashkil etadi. Boshlang'ich oqimda (reaksion sohada) A komponentning konsentratsiyasi o'zgarmaydi va $0,015 \text{ mol/l}$ ga teng.

Yechish. Arrenius tenglamaschiga muvofiq $433K$ haroratda tezlik konstoantasini aniqlaymiz, ya'ni har xil haroratlar uchun ikkita Arrenius tenglamasini yozamiz:

$$1,82 = k_0 e^{-\frac{44800}{8,314 \cdot 480}};$$

$$k_{433} = k_0 e^{-\frac{44800}{8,314 \cdot 433}}.$$

Bu tenglamalarni yechib, $k_0 = 1,82$ va $433K$ haroratda tezlik konstantasini topamiz: $k_{433} = 0,536 c^{-1}$.

Katalizatorning sferik zarrachasi uchun keltirilgan radiusni topamiz:

$$R_{kel} = \frac{V}{S} = \frac{(4/3)\pi R^3}{4\pi R^2} = \frac{R}{3} = \frac{1}{3} \cdot 2,5 = 0,83 \text{ mm}.$$

Zeldovich-Tille moduli qiymatini va turli shakldagi katalizator donachalari ichki sirtidan foydalanish darajasini aniqlaymiz:

$$\varphi_{kel} = R_0 \sqrt{\frac{k}{D_{ef}}} = 0,2 \sqrt{\frac{0,538}{0,07}} = 0,557;$$

$$\eta_{pl} = \frac{th\varphi}{\varphi} = \frac{0,52}{0,557} = 0,934;$$

$$\varphi_{sf} = R_0 \sqrt{\frac{k}{D_{ef}}} = 0,083 \sqrt{\frac{0,538}{0,07}} = 0,23;$$

$$\eta_{sf} = \frac{th\varphi}{\varphi} = \frac{0,226}{0,23} = 0,983.$$

Katalizator donachalarining ichki sirtidan foydalanish darajasining o'zgarishini hisoblaymiz:

$$\frac{\eta_{sf}}{\eta_{pl}} = \frac{0,983}{0,934} = 1,05.$$

Sferik shakldagi katalizatorning ichki sirtidan foydaanish darajasi yuqorida keltirilgan. Har hil shakldagi katalizatorlarda A komponent aylanishining kuzatilayotgan tezligini topamiz:

$$\frac{u_{k\ sf}}{u_{k\ pl}} = \frac{kc_A \eta_{sf}}{kc_A \eta_{pl}} = \frac{\eta_{sf}}{\eta_{pl}} = \frac{0,983}{0,934} = 1,05.$$

Kuzatilayotgan tezlik o'sadi va kinetik tartibda borayotgan jarayonning tezligiga yaqinlashadi.

1. Katalizator donachalarining ichki sirtidan foydalanish darajasi 0,7 ga teng. Katalizatorning plastinkasimon donachasining o'lchami 6 mm ni tashkil etadi. Tezlik konstantasi $0,12 c^{-1}$ bo'lgan $A \rightarrow R$ turdagi katalitik reaksiya o'tkazilayotganda diffuziyaning samaradorlik ko'effitsienti va jarayonning o'tish sohasini aniqlang.

2. $A \rightarrow R$ turdagi katalitik reaksiya o'lchami 3 mm bo'lgan plastinkasimon donador katalizator bormoqda. Tezlik konstantasi $1,85 c^{-1}$. Diffuziyaning samaradorlik ko'effitsienti $0,06 \text{ sm}^2/\text{s}$ ni tashkil etadi. Katalizator ichki sirtidan foydalanish darajasi va jarayonning borish sohasini aniqlang.

3. Agar harorat 560K dan 500K gacha pasaytirilsa, u holda katalitik jarayonning tezligi va o'lchami $2R_0 = 5 \text{ mm}$ bo'lgan plastinka ko'rinishdagi g'ovakli katalizator ichki sirtidan foydalanish darajasi qanday o'zgaradi? Tezlik konstantasi, c^{-1} , $k = 3,5 \cdot 10^6 e^{-\frac{7600}{T}}$ tenglama bilan aniqlangan reaksiya - birinchi tartibli. Diffuziyaning samaradorlik ko'effitsienti o'zgaras va $0,7 \text{ sm}^2/\text{s}$ ga teng.

4. Agar harorat 559K dan 653K gacha o'zgartirilsa, u holda katalitik jarayonning kuzatilayotgan tezligi va radiusi 8 mm bo'lgan sferik katalizator ichki sirtidan foydalanish darajasi qanday o'zgaradi? Reaksiya birinchi tartibli. Tezlik konstantasi, c^{-1} , $k = 4,2 \cdot 10^6 e^{-\frac{8200}{T}}$ tenglama bilan aniqlangan. Diffuziyaning samaradorlik ko'effitsienti $0,6 \text{ sm}^2/\text{s}$ ga teng va haroratga bog'liq emas.

5. Agar diametri 6 mm bo'lgan sferik katalizator plastinkasining o'lchami $2R_0 = 4 \text{ mm}$ bo'lgan plastinkasimon katalizator bilan almashrilsa, u holda $A \rightarrow R$ turdagi birinchi tartibli reaksiya o'tkazilganda g'ovakli katalizatorni ichki sirtidan foydalanish darajasini o'zgarishi va reaksiyaning tezligini aniqlang. Diffuziyaning samaradorlik ko'effitsienti $0,3 \text{ sm}^2/\text{s}$, 700K haroratda reaksiyaning tezlik konstantasi $0,82 c^{-1}$ ni tashkil etadi.

6. Gaz komponent A ning parchalanishi qattiq katalizatorida $2A \rightarrow R + S$ sxema bo'yicha boradi. Agar hajmi $0,1 \text{ m}^3$ katalizatorida

473K harorat va $8 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ bosimda sof komponent A $10 \text{ m}^3/\text{soat}$ berilganda aylanish darajasi 0,6 ga yetsa, u holda tarkibida 70 % komponent A va 30 % inert gaz, 473K harorat va $15 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ bosimda aylanish darajasi 0,9 bo'lgan $250 \text{ m}^3/\text{soat}$ boshlang'ich aralashmani qayta ishlash uchun zarur katalizatorning hajmini hisoblang.

8- §. Kimyoviy reaktorlar

Kimyoviy reaktorda izotermik jarayonlar. O'zgarmas haroratda boruvchi jarayonlar **izotermik** deyiladi. Kimyoviy reaktorda izotermik jarayonlarni hisoblaganda massalarning balans tenglamalaridan foydalaniladi.

To'liq aralashtirish oqimli reaktori (TAOR). Oqimli reaktorda boshlang'ich modda reaktorga doimo kiritilib, mahsulotlar esa undan chiqarib turiladi. Jarayon turg'un holatda boradi. To'liq aralashtirish tartibida reaksiyon massa xossalarini tavsiflovchi kimyoviy tarkib, harorat, bosim va boshqa parametrlar reaktorning barcha nuqtalarida bir hil qiymatga ega. Aralashmaning A komponenti uchun moddiy balans tenglamasi ushbu

$$V_0 c_A - V_0 c_{A_b} = u_A(c) v_r$$

yoki

$$\frac{V_0 c_A - V_0 c_{A_b}}{v_r} = u_A(c) \quad (8.1)$$

ko'rinishga ega.

Agar reaksiyon aralashmaning hajmi reaksiya o'tishi natijasida o'zgarmasa, u holda (8.1) tenglama

$$\frac{c_A - c_{A_b}}{\tau} = u_A(c)$$

yoki

$$c_{A_b} \frac{x_A}{\tau} = -u_A(c) \quad (8.2)$$

ko'rinishga o'zgaradi, bu yerda: c_A – aralashmadagi A komponentning konsentratsiyasi; τ – reaksiya sohasida bo'lishning shartli vaqti. Reaksiya sohasida bo'lishning shartli vaqti

$$\tau = v_r / V_0 \quad (8.3)$$

Bu yerda normal sharoitlarda aralashmaning hajmi V_0 dan foydalaniladi, chunki bo'lishning o'rtacha vaqti, (8.3) ga o'xshash tenglama bilan aniqlanadigan reaksiyaning shartli vaqti bo'lishning o'rtacha vaqti bilan ustma-ust tushmaydi, lekin oqimning hajmi ish sharoitlarida olinadi. 8.1- jadvalda to'liq aralashtirish tartibida ishlovchi uzluksiz harakatlanuvchi reaktor uchun, unda oddiy qaytar va qaytmas, shuningdek aralashmaning massa zichligi o'zgarmas bo'lgan murakkab kimyoviy reaksiyalar ($u_A(c)$ bog'liqliklarning turli ko'rinishlari) o'tkazilganda hisoblash tenglamalari keltirilgan.

8.1- jadval. Uzluksiz ishlovchi to'liq aralashtirish reaktorlari uchun hisoblash tenglamalari

Reaksiyalar	$r(c)$ ning kinetik modeli	Hisoblash tenglamalari
$A \rightarrow R$	kc_A	$\tau = \frac{c_{A_b} - c_A}{kc_A} = \frac{x_A}{k(1 - x_A)};$ $c_A = \frac{c_{A_b}}{1 + k\tau}; \quad x_A = \frac{k\tau}{1 + k\tau}$
$A \rightarrow R$	$kc_A^n \ (n \neq 1)$	$\tau = \frac{c_{A_b} - c_A}{kc_A^n} = \frac{x_A}{kc_{A_b}^{n-1}(1 - x_A)^n};$
$A + B \rightarrow R$	$kc_A c_B,$ $\left(\frac{c_{B_b}}{c_{A_b}} = b, c_{A_b} \neq c_{B_b} \right)$	$\tau = \frac{c_{A_b} - c_A}{kc_A(c_{B_b} - c_{A_b} + c_A)};$ $\tau = \frac{x_A}{kc_{A_b}(1 - x_A)(b - x_A)}$
$A \rightleftharpoons R$	$kc_A - k'c_R,$ $(c_{R_b} = 0)$	$\tau = \frac{c_{A_b} - c_A}{kc_A - k'(c_{A_b} - c_A)};$ $\tau = \frac{x_A}{k - (k - k')x_A};$ $x_A = \frac{k\tau}{1 + (k + k')\tau}$

$A \rightarrow R \rightarrow S$	$k_1 c_A,$ $k_1 c_A - k_2 c_R,$ $k_2 c_R$	$\tau = \frac{c_{A_b} - c_A}{k c_A} = \frac{x_A}{k(1 - x_A)};$ $c_A = \frac{c_{A_b}}{1 + k\tau};$ $x_A = \frac{k\tau}{1 + k\tau};$ $c_R = \frac{k_1 \tau c_{A_b}}{(1 + k_1 \tau)(1 + k_2 \tau)};$ $c_S = \frac{k_1 \tau^2 c_{A_b}}{(1 + k_1 \tau)(1 + k_2 \tau)};$ $\tau_{R_{\max}} = \frac{1}{\sqrt{k_1 k_2}}$
$A \rightarrow R$ $A \rightarrow S$	$(k_1 + k_2) c_A$	$c_A = \frac{c_{A_b} - c_A}{(k_1 + k_2) c_A} = \frac{x_A}{(k_1 + k_2)(1 - x_A)};$ $c_A = \frac{c_{A_b}}{1 + (k_1 + k_2)\tau};$ $x_A = \frac{(k_1 + k_2)\tau}{1 + (k_1 + k_2)\tau};$ $c_R = \frac{k_1 \tau c_{A_b}}{1 + (k_1 + k_2)\tau};$ $c_S = \frac{k_2 \tau c_{A_b}}{1 + (k_1 + k_2)\tau}.$

Boshqa kinetik bog‘liqliklarda (8.2) tenglamani grafik usulda yoki EHM dan foydalanib yechish mumkin.

To‘liq siqib chiqarish reaktori (TSCHR). Agar aralashma barcha elementlarining tezliklari reaktoring ixtiyoriy kesimida o‘zaro teng (**porshen**li tartib), ya’ni o‘q bo‘yicha siljish mavjud emas, radial aralashtirish to‘liq bo‘lsa, u holda reaksiya aralashma to‘liq siqib chiqarish tartibida harakatlanadi.

To‘liq siqib chiqarish modeli uchun moddiy balans tenglamasi

$$\frac{dG_A}{dv_r} = u_A, \quad v_r = 0 \quad \text{bo'lganda } c_A = c_{A_0}.$$

ko'rinishga ega.

Agar reaksiyon aralashmaning hajmiy sarfi V_0 o'zgarmas kattalik bo'lsa, u hola (8.3) tenglamani quyidagi ifodaga o'zgartirish mumkin

$$\frac{du_A}{d\tau} = G_A, \quad (8.4)$$

$$\tau = 0 \text{ bo'lganda } G_A = G_{A_0}. \quad (8.5)$$

Oddiy kimyoviy reaksiyalarning ba'zi turlari uchun (8.5) boshlang'ich shartli (8.4) differentsial tenglama analitik yechimga ega.

8.2- jadvalda to'liq siqib chiqarish tartibida ishlovchi reaktor uchun, unda jarayon reaksiyasidagi reaksiyon hajm o'zgarmas bo'lgan qaytmas kimyoviy reaksiya o'tkazilganda, (8.4) differentsial tenglamaning yechimlari hisoblash formulalaridek keltirilgan.

8.2- jadval. To'liq siqib chiqarish reaktori uchun hisoblash tenglamalari

Reaksiyalar	$r(c)$ ning kinetik modeli	Hisoblash tenglamalari
$A \rightarrow R$	kc_A	$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{c_{A_0}}{c_A} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x_A};$ $c_A = c_{A_0} e^{-k\tau}; \quad x_A = 1 - e^{-k\tau}$
$A \rightarrow R$	$kc_A^n \ (n \neq 1)$	$\tau = \frac{c_A^{1-n} - c_{A_0}^{1-n}}{k(n-1)};$ $\tau = \frac{c_{A_0}^{1-n}}{k(n-1)} [(1-x_A)^{1-n} - 1];$
$A + B \rightarrow R$	$kc_A c_B,$ $\left(\frac{c_{B_0}}{c_{A_0}} = b, c_{A_0} \neq c_{B_0} \right)$	$\tau = \frac{1}{k(c_{B_0} - c_{A_0})} \ln \frac{c_B c_{A_0}}{c_A c_{B_0}};$ $\tau = \frac{1}{kc_{A_0}(b-1)} \ln \frac{b-x_A}{b(1-x_A)};$

$A \rightleftharpoons R$	$k c_A - k' c_R, (c_{R_b} = 0)$	$c_A = \frac{k_1}{k_1 + k'} c_{A_b} \left[\frac{k_1}{k'} + e^{-(k_1 + k')\tau} \right];$ $x_A = \frac{k_1}{k + k'} \left[1 - e^{-(k_1 + k')\tau} \right]$
$A \rightarrow R \rightarrow S$	$k_1 c_A,$ $k_1 c_A - k_2 c_R,$ $k_2 c_R$	$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{c_{A_b}}{c_A} = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1 - x_A};$ $c_A = c_{A_b} e^{-k\tau}; x_A = 1 - e^{-k\tau};$ $c_R = \frac{k_1}{k_2 - k_1} c_{A_b} (e^{-k_1\tau} - e^{-k_2\tau});$ $\tau_{R_{\max}} = \frac{\ln \frac{k_1}{k_2}}{k_1 - k_2}$
$A \rightarrow R$ $A \rightarrow S$	$(k_1 + k_2) c_A$	$\tau = \frac{1}{k_1 + k_2} \ln \frac{c_{A_b}}{c_A} = \frac{1}{k_1 + k_2} \ln \frac{1}{1 - x_A};$ $c_A = c_{A_b} e^{-(k_1 + k_2)\tau}; x_A = 1 - e^{-(k_1 + k_2)\tau};$ $c_R = \frac{k_1}{k_1 + k_2} c_{A_b} (1 - e^{-(k_1 + k_2)\tau});$ $c_S = \frac{k_2}{k_1 + k_2} c_{A_b} (1 - e^{-(k_1 + k_2)\tau})$

Davriy harakatlanuvchi to'liq aralashtirish reaktori (DHTAR). Bu turdagi reaktorlar vaqtning ma'lum davrida aralashmaning komponentlari yaxshi aralashishi va o'zaro reaksiyaga kirishishi mumkin bo'lgan rezervuar va qorgich qurilmasidan tashkil topgan. Unda borayotgan jarayon turg'un emasligi ravshan va moddiy balans tenglamasi ushbu

$$\frac{1}{v_r} \frac{dG_A}{dt} = u_A, \quad t = 0 \text{ bo'lganda } G_A = G_{A_b} \quad (8.6)$$

ko'rinishga ega.

Agar reaksiya aralashmaning hajmi reaksiya jarayonida o'zgarmasa, u holda (8.6) tenglama quyidagi ko'rinishga o'zgaradi

$$\frac{dc_A}{dt} = u_A, \quad t = 0 \text{ bo'lganda } c_A = c_{A_b}.$$

8.2- jadvalda reagentlarning bo'lish vaqti τ ni t vaqtga almashtirganda, bu jadvaldan davriy ishlovchi reaktorlarni hisoblaganda ham foydalanish mumkin.

Kimyoviy reaktorda izotermik bo'lmagan jarayon. Izotermik bo'lmagan tartibda reaksiya issiqligining ajralishi (yutilishi) va begona issiqlik tashuvchi bilan issiqlik almashinishi sababli reaktorda harorat o'zgaradi. Izotermik bo'lmagan tartib uchun kimyoviy reaktorda jarayonni hisoblaganda massa va issiqlik balanslari tenglamalaridan foydalaniladi.

To'liq aralashtirish oqimli reaktori. To'liq aralashtirish oqimli reaktorida jarayon ushbu tenglamalar tizimi bilan tasniflanadi:

$$\frac{c_A - c_{A_0}}{\tau} = u_A(c, T); \quad (8.7)$$

$$\frac{T - T_0}{\tau} = \frac{Q_r}{\bar{c}} r(c_A, T) - \frac{K_T F_T}{\bar{c} v_r} (T - T_x) \quad (8.8)$$

(8.8) tenglamaning o'ng qismidagi birinchi qo'shiluvchi reaksiya issiqligi ajralishining jarayon haroratiga t'sirini, ikkinchi qo'shiluvchi harorati T_x bo'lgan begona issiqlik tashuvchi bilan sirt F_T orqali issiqlik almashinishni tasniflaydi. (8.7) va (8.8) tenglamalar kontsentratsiya c_A va harorat T ga nisbatan chiziqli bo'lmagan bog'liqlikka ega va mazkur tenglamalar tizimini sonli usullar bilan yechish zarur. Reaktorda jarayonni adiabatik borishida harorat va aylanish darajasi orasida bog'liqlik mavjud:

$$T - T_0 = \frac{c_{A_0} Q_r}{\bar{c}} x_A. \quad (8.9)$$

To'liq siqib chiqarish reaktori. Issiqlik almashinishni hisobga olish bilan to'liq siqib chiqarish tartibida ishlovchi reaktorda kimyoviy jarayonni ko'raylik. Bu jarayonni tasniflovchi tenglama - birinchi tartibli oddiy differentsial tenglama:

$$\frac{dc_A}{d\tau} = u_A(c, T); \quad (8.10)$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{Q_r}{\bar{c}} r(c_A, T) - \frac{K_T F_T}{\bar{c} v_r} (T - T_x); \quad (8.11)$$

$$\tau = 0 \text{ bo'lganda } c_A = c_{A_0}, T = T_0.$$

(8.10) va (8.11) tenglamalar chiziqli bo'lmagan differentsial tenglamalar hisoblanadi va umumiy ko'rinishda analitik yechilmaydi. Agar jarayon adiabatik borsa, u holda harorat va aylanish darajasi chiziqli funksiya (8.9) bilan bog'langan.

Davriy ishlovchi to'liq aralashtirish reaktori. Agar (8.10) va (8.11) tenglamalarda reagentlar to'qnashishining shartli vaqtini jarayon vaqti t ga almashtirilsa, u holda davriy ishlovchi kimyoviy reaktordagi izotermik jarayonni tasniflovchi tenglamalar ular bilan ustma-ust tushadi.

Kimyoviy reaktorlarda o'rnatilgan tartiblarning turg'unligi. Agar o'zgarishni qo'zg'atuvchi sabablar yo'qotilgandan keyin vaqtning biror fursatida kimyoviy jarayonning parametri (konsentratsiya, harorat, bosim va boshqalar)ni ozgina o'zgarishi asta sekin yo'qolsa va o'rnatilgan ish tartibi tiklansa, u holda reaktor ishlashining o'rnatilgan tartibi **turg'un** deyiladi. Agar reaktorning ishlashi o'rnatilgan tartibdan chetlashsa, u holda bu tartib turg'un emas.

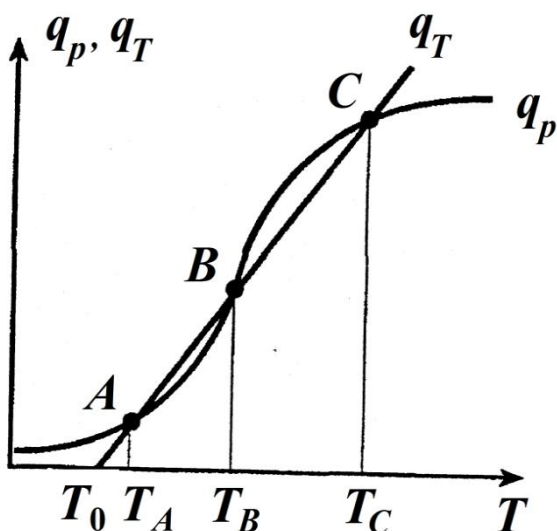
8.1- rasm. *Issiqlik ajralishi q_r va issiqlik yutilishi q_T ning harorat T ga bog'liqligi: A va S turg'un tartib, B – turg'un bo'lmagan tartib.*

o'zgaradi:

To'liq aralashtirish oqimli reaktorida o'rnatilgan adiabatik jarayonning turg'unligini ko'raylik. Bu holda begona issiqlik tashuvchi bilan issiqlik almashinish bo'lmaydi, va tenglama (8.7) va (8.8) quydagicha

$$C_{A0}x_A = \tau r(x_A, T); \quad (8.12)$$

$$T - T_0 = \frac{Q_r}{\bar{C}} \tau r(x_A, T). \quad (8.13)$$



$x_A(T)$ – (8.12) tenglamaning **fiksirlangan** τ da T ning fuksiyasi bo'lgan x_A ni ifodalovchi yechimi bo'lsin. Bunda umumiy holda (8.13) tenglamaning o'ng tomoni harorat T bilan bog'liqligi egri chiziq q_r ko'rinishiga ega bo'ladi (8.1- rasm). (8.13) tenglamaning

chap tomoni - to'g'ri chiziq q_T va q_r bilan q_T chiziqlarning kesishgan nuqtalari A, B, C uchta o'rnatilgan tartibni aniqlaydi. Fizik jihatdan bu - (8.13) tenglamaning chap tomoni bilan ifodalangan reaksiyaga kirishayotgan aralashmaning T_0 haroratdan T haroratgacha qizdirganda, reaksiya natijasida ((8.13) tenglamaning o'ng tomoni) issiqlik ajralish tezligi q_r issiqlik yutilish tezligi q_T ga teng, ya'ni $q_r = q_T$ bo'lishini anglatadi.

Past haroratli tartib A va yuqori haroratli tartib C turg'un hisoblanadi, oraliq tartib B esa turg'un emas. 8.1- rasmdan o'rnatilgan tartibning turg'un bo'lishi uchun kesishish nuqtasida q_T to'g'ri chiziqning og'ishi q_r egri chiziqning og'ishidan katta bo'lishi kerak, ya'ni issiqlikni yutilish tezligi issiqlik ajralish tezligidan yuqori bo'lishi kerak.

41- misol. Tezlik konstantasi $0,45 \text{ daq}^{-1}$ ga teng birinchi tartibli suyuqlik fazada reaksiya $A \rightarrow R$ o'tmoqda. Reagentlarning hajmiy sarfi 30 l/daq ni tashkil etadi. Har birining hajmi 150 l bo'lgan aralashtirish va siqib chiqarish reaktorida erishilgan A moddaning aylanish darajalarini taqqoslang.

Yechish. Uzluksiz harakatlanadigan aralashtirish reaktoridagi birinchi tartibli reaksiya uchun boshlang'ich moddaning aylanish darajasi $x_A = k\tau / (1 + kt)$ formula (8.1- jadvalga qarang), siqib chiqarish reaktorida esa $x_A = 1 - e^{-k\tau}$ (8.2- jadvalga qarang) bilan aniqlanadi. Bo'lish vaqtini reaktor hajmining reagent sarf hajmiga nisbati kabi hisoblaymiz. Chunki aralashtirish va siqib chiqarish reaktorlarining hajmlari teng, ikkala reaktorlarda bo'lish vaqti bir xil bo'ladi:

$$\tau = \frac{V_r}{V_0} = 150 / 30 = 5 \text{ daq}$$

Aralashtirish reaktorida aylanish darajasini aniqlaymiz:

$$x_A = \frac{k\tau}{1 + kt} = \frac{0,45 \cdot 5}{1 + 0,45 \cdot 5} = 0,69.$$

Siqib chiqarish reaktorida aylanish darajasini aniqlaymiz:

$$x = 1 - e^{-0,45 \cdot 5} = 0,89.$$

Bundan hajmlari teng aralashtirish reaktori va siqib chiqarish reaktorida oddiy reaksiya o'tkazilganda, siqib chiqarish reaktorida aylanish darajasi aralashtirish reaktoridagidan katta. Demak, siqib chiqarish reaktori afzalroq.

42- misol. Tezlik konstantasi $0,12 \text{ daq}^{-1}$ bo'lgan suyuqlik fazada jarayon birinchi tartibli reaksiya $A \rightarrow R$ bilan tasniflanadi. Boshlang'ich oqimda A moddaning konsentratsiyasi 3 kmol/m^3 , A moddaning talab etilgan aylanish darajasi $0,85$. Hajmi $0,8 \text{ m}^3$ to'liq aralashtirish reaktorida 1 soatda qanday miqdordagi A moddani qayta ishlash mumkinligini aniqlang.

Yechish. SHunga o'xshash misollarni taklif etilgan algoritim bo'yicha yechish maqsadga muvofiq.

1) Misolda qo'yilgan savolga javob berish mumkin bo'lgan formulani yozamiz,

$$G_{A_b} = V_0 c_{A_b}$$

va nima ma'lumu, nimani topish zarurligini oydinlashtiramiz. Berilgan misolda c_{A_b} ma'lum, V_0 ni topish kerak.

2) ((8.3) tenglamadagi) V_0 ni hisoblash mumkin bo'lgan

$$V_0 = \frac{V_r}{\tau}$$

formulani yozamiz va yana nima ma'lumu, nimani topish zarurligini oydinlashtiramiz. Misolning sharti bo'yicha v_r ma'lum, τ ni topish kerak.

3) Aralashtirish reaktori uchun reaktordagi konsentratsiyaning o'zgarishi, bo'lish vaqti va reaksiyaning kinetik tenglamasini bog'laydigan baza tenglamasini yozamiz:

$$\frac{c_A - c_{A_b}}{\tau} = u_A(c, T).$$

4) Reaksiyaning kinetik tenglamasini yozamiz:

$$u_A(c, T) = -kc_A$$

5) c_{A_b} va aylanish darajasi orqali ifodalangan c_A ning qiymatini yozamiz: $c_A = c_{A_b} (1 - x_A)$.

Hisoblash algoritmini yozganimizdan keyin barcha kattaliklarning son qiymatini 5) dan 1) gacha hisoblaymiz: $c_A = 3(1 - 0,85) = 0,45 \text{ kmol/m}^3$. 3) dagi tenglamani τ ga nisbatan yechamiz:

$$\tau = \frac{x_A}{k(1-x_A)} = \frac{0,85}{0,12(1-0,85)} = 47,22 \text{ daq};$$

$$V_0 = \frac{v_r}{\tau} = \frac{0,8}{47,22} = 0,0169 \text{ m}^3 / \text{daq} = 1,014 \text{ m}^3 / \text{soat};$$

$$G_{A_b} = V_0 c_{A_b} = 1,016 \cdot 3 = 3,048 \text{ kmol} / \text{soat}.$$

43- misol. Suyuqlik fazada ikkinchi tartibli qaytar reaksiya $2A \rightleftharpoons R + S$ uchun to'g'ri reaksiyaning tezlik konstantasi $2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{s})$ va muvozanat konstantasi $K_c = 9$. $c_{A_b} = 1,5 \text{ kmol/m}^3$ konsentratsiyali A moddaning hajmiy sarfi $4,8 \text{ m}^3/\text{soat}$. A moddaning talab qilingan aylanish darajasi muvozanatning 80 %ini tashkil etadi. Berilgan jarayonni o'tkazish uchun to'liq siqib chiqarish reaktorining zarur hajmini aniqlang.

Yechish. Yechishning algoritmini yozamiz. Reaktorning hajmini (8.3) formula bo'yicha aniqlaymiz:

$$v_r = V_0 \tau$$

Bo'lishning shartli vaqti τ ni aralashtirish reaktori uchun baza tenglamasidan topamiz: $\frac{c_A - c_{A_b}}{\tau} = u_A(c, T)$.

Aylanish darajasining kinetik tenglamasini stexiometrik tenglamaga muvofiq yozamiz:

$$u_A(c, T) = -kc_{A_b}^2(1-x_A)^2 + k_{-1}c_Rc_S$$

$$R \text{ va } S \text{ mahsulotlar konsentratsiyasini } c_R = c_S = \frac{1}{2}c_{A_b}x_A$$

tenglamaga asosan aniqlaymiz.

YUqorida bayon etilganlarni hisobga olib, oqimli to'liq siqib chiqarish reaktori uchun baza hisoblash tenglamasidan τ ni ifodalaymiz:

$$\tau = \frac{x_A}{k_1c_{A_b}(1-x_A)^2 - \frac{1}{4}k_{-1}c_{A_b}x_A^2}.$$

Teskari reaksiyaning tezlik konstantasini muvozanat konstantasi K_c va to'g'ri reaksiya bo'yicha A moddaning aylanish tezlik konstantasi orqali ifodalaymiz:

$$k_{-1} = \frac{k_1}{K_c} = 0,22 \cdot 10^{-3}.$$

A moddaning aylanish darajasini misolning shartiga asosan aniqlaymiz: $x_A = 0,8x_{m,A}$.

(4.18) tenglamaga asosan muvozanat konstantasini ifodalaymiz:

$$K_c = \frac{c_{m,R}c_{m,S}}{(c_{m,A})^2} = \frac{\left(\frac{1}{2}c_{A_b}x_{m,A}\right)^2}{\left(c_{A_b}(1-x_A)\right)^2} = \frac{(x_{m,A})^2}{4(1-x_{m,A})^2}.$$

Oxirgi tenglamani $x_{m,A}$ ga nisbatan yechamiz:

$$x_{m,A} = 0,85; \quad x_A = 0,8x_{m,A} = 0,68;$$

$$\tau = \frac{0,68}{2 \cdot 10^{-3} \cdot 1,5(1-0,68)^2 - 0,22 \cdot 10^{-3} \cdot 1,5 \cdot 0,68^2 \cdot \frac{1}{4}} = 0,7 \text{ soat};$$

$$v_r = V_0 \tau = 4,8 \cdot 0,7 = 3,36 m^3$$

44- misol. Tezlik konstantasi $2,3 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ bo'lgan $2A \rightleftharpoons R$ turdagi ikkinchi tartibli qaytar reaksiya bilan tasniflanadigan suyuqlik fazada jarayon hajmi $0,4 m^3$ bo'lgan to'liq siqib chiqarish reaktorida bormoqda. Reagentning konsentratsiyasi $c_{A_b} = 0,5 \text{ kmol}/m^3$ bo'lgan boshlang'ich aralashmaning hajmiy sarfi $3,6 m^3/\text{soat}$. Mahsulot R bo'yicha reaktorning unumdorligini aniqlang va hosil bo'lgan unumdorlik uchun to'liq siqib chiqarish reaktorining hajmini hisoblang.

Yechish. Aralashtirish reaktorida bo'lish vaqtini aniqlaymiz:

$$\tau_{ar} = \frac{v_r}{V_0} = \frac{0,4}{3,6} \cdot 60 = 6,7 \text{ daq}$$

Aralashtirish reaktori uchun baza tenglamasidan

$$\frac{c_A - c_{A_b}}{\tau} = u_A(c, T),$$

bu yerda: $u_A(c, T) = -kc_A^2$, $c_A = 0,15 \text{ kmol}/m^3$ qiymatni topamiz.

A moddaning aylanish darajasini hisoblaymiz:

$$x_A = \frac{c_{A_b} - c_A}{c_{A_b}} = \frac{0,5 - 0,15}{0,5} = 0,7.$$

Mahsulot R bo'yicha aralashtirish reaktorining unumdorligini topamiz:

$$G_R = \frac{V_0 c_{A_b} x_A}{v_A} = \frac{3,6 \cdot 0,5 \cdot 0,7}{2} = 0,63 \text{ kmol/soat.}$$

Aylanish darajasi to'liq siqib chiqarish reaktoridagidek bo'lishiga erishish uchun to'liq siqib chiqarish reaktorida (8.2- jadvalga qarang) bo'lish vaqtini formula bo'yicha (8.1- jadvalga qarang) hisoblaymiz:

$$\tau_{b-k.s.chr} = \frac{x_A}{k c_{A_b} (1 - x_A)} = \frac{0,7}{2,3 \cdot 0,5 \cdot (1 - 0,7)} = 3,03 \text{ daq}$$

Siqib chiqarish reaktorining hajmini formula bo'yicha aniqlaymiz:

$$v_{b-k.s.chr} = V_0 \tau_{b-k.s.chr} = (3,6 \cdot 2,03) \cdot \frac{1000}{60} = 121,8 \text{ l.}$$

45- misol. Tezlik konstantalari $k_1 = 0,175 \text{ daq}^{-1}$; $k_2 = 0,025 \text{ daq}^{-1}$ bo'lgan jarayon parallel reaksiya $A \xrightarrow[k_2]{k_1} \begin{matrix} R \\ S \end{matrix}$ bilan tasniflanadi. Konsentratsiyasi $1,6 \text{ mol/m}^3$ bo'lgan A moddaning hajmiy oqimi 100 l/daq . R mahsulotning unumdorligi $4,8 \text{ kmol/soat}$ ni tashkil etganda aralashtirish reaktorining hajmi va A modda erishadigan aylanish darajasini aniqlang.

Yechish. Mahsulot R bo'yicha unumdorlik $4,8 \text{ kmol/soat}$ yoki 80 mol/daq ni tashkil etadi. Bundan, R moddaning konsentratsiyasi chiqish oqimida R bo'yicha unumdorlikni reaksiya aralashmaning oqim hajmining nisbatiga teng bo'ladi: $c_R = 80 / 100 = 0,8 \text{ mol/l}$.

Aralashtirish reaktorida modda R konsentratsiyasining o'zgarish darajasi

$$c_R / \tau = k_1 c_A^2 \text{ yoki } c_A^2 = c_R / (k_1 \tau).$$

Aralashtirish reaktori uchun baza tenglamasidan

$$\frac{c_A - c_{A_b}}{\tau} = u_A(c, T),$$

bu yerda: $u_A(c, T) = -(k_1 + k_2)c_A^2$, va c_A^2 uchun olingan ifodani hisobga olib yozamiz:

$$c_A - c_{A_b} = -(k_1 + k_2)\tau c_A^2 / (\tau k_1) \text{ yoki } c_A - c_{A_b} = -(k_1 + k_2)c_A^2 / k_1.$$

Bundan,

$$c_A = c_{A_0} - (k_1 + k_2)c_A^2 / k_1 = 1,5 - (0,28 + 0,12) \cdot 0,28 = 0,48 \text{ mol/l};$$

$$x_A = (c_{A_0} - c_A) / c_{A_0} = (1,6 - 0,46) / 1,6 = 0,7.$$

Aylanish reaktori uchun baza tenglamasini τ ga nisbatan yechamiz:

$$\tau = \frac{c_A - c_{A_0}}{-(k_1 + k_2)c_A^2} = \frac{0,46 - 1,6}{-(0,28 + 0,12) \cdot 0,46^2} = 13,5 \text{ daq}.$$

Reaktorning hajmini aniqlaymiz:

$$V_r = V_0 \tau = 100 \cdot 13,5 = 1350 \text{ l}$$

46- misol. Og‘ma quvurli reaktorda FeS_2 ni kuydirish amalga oshirilmoqda. Reaktorda qattiq moddalarning zarrachalari 8 sm/s tezlikda harakatlanmoqda. Berilgan shartlarda FeS_2 ning aylanish darajasi 1 daqiqada 75 %ni tashkil etishi ma’lum. Agar kuydirish tashqi diffuzion sohada o‘tkazilayotgan bo‘lsa, u holda boshlang‘ich homashyoning aylanish darajasi 95 % bo‘lishini ta’minlovchi reaktorning uzunligini hisoblang.

Yechish. Aylanish darajasi berilgan qiymatni qanoatlantirganda reaktorning uzunligi $L = ut$ – zarrachalarning harakat tezligini reaktorda bo‘lish vaqtiga ko‘paytmasi kabi aniqlanadi. $t = t_{t,a} x_{q,m}$ bo‘lganda tashqi diffuzion sohada geterogen jarayonlarni o‘tkazish uchun $t = f(x_{q,m})$ bog‘liqlikdan foydalanib, tajriba ma’lumtlari uchun t_{bv} va reaktor uchun t ni aniqlaymiz:

$$t_{t,a} = \frac{t}{x_{q,m}} = \frac{60}{0,75} = 80 \text{ c};$$

$$t = t_{t,a} x_{q,m} = 80 \cdot 0,95 = 76 \text{ c},$$

bu yerda: $t_{t,a}$ – zarrachalarning to‘liq aylanish vaqti.

Reaktorning uzunligi $L = 8 \cdot 76 = 608 \text{ cm} = 6,08 \text{ m}$.

47- misol. Donadorlashtirilgan kolchedan kuydirish pechiga kolchedanning harakatlanuvchi qatlami bilan berilmoqda. Kolchedanning fraksion tarkibi quyidagicha: $R_0 = 3 \text{ mm}$ li zarrachalarning massa ulushlari 7 % , $R_0 = 4 \text{ mm}$ li zarrachalar -10 % , $R_0 = 6 \text{ mm}$ li zarrachalar - 83 %. Zarrachalarning reaksiya sohasida bo‘lishining o‘rtacha vaqti 6 daq ga teng, moddalarning to‘liq yonish vaqti mos ravishda 4 daq, 6 va 10 daq. Agar jarayon kinetik soha

bilan cheklansa, u holda kolchedanning o'rtacha aylanish darajasini aniqlang.

Yechish. Kolchedanning aylanishi additiv va

$$x_{q.m} = \beta_1 x_{q.m1} + \beta_2 x_{q.m2} + \beta_3 x_{q.m3}$$

tenglamaga asosan aniqlanadi. Turli o'lchamdagi zarrachalarning aylanish darajasini $t = t_{t.a} [1 - (1 - x_{q.m})^{1/3}]$ tenglmadan (8.2- jadvalga qarang) topamiz. O'lchami 3 mm zarrachalar uchun kolchedanning reaksiya sohasida bo'lishining o'rtacha vaqti to'liq aylanish darajasidan katta va, demak, bunday o'lchamdagi zarrachalar to'liq reaksiyaga kirishadi va ularning aylanish darajasi birga teng: $x_{q.m1} = 1$. O'lchami 4 mm zarrachalar uchun to'liq aylanish vaqti kolchedanning reaksiya sohasida bo'lishining o'rtacha vaqtiga teng va, demak, bu zarrachalar ham to'liq reaksiyaga kirishadi: $x_{q.m2} = 1$. O'lchami 6 mm zarrachaning aylanish darajasini aniqlaymiz:

$$x_{q.m3} = 1 - \left(1 - \frac{t}{t_{t.a}}\right)^3 = 1 - \left(1 - \frac{6}{10}\right)^3 = 0,936.$$

Bundan, kolchedanning o'rtacha aylanish darajasi

$$x_{q.m} = 0,07 \cdot 1 + 0,10 \cdot 1 + 0,83 \cdot 0,936 = 0,94.$$

48- misol. O'lchami 6 mm bo'lgan qattiq zarrachalar gaz sohasida 460 s da 70 %i reaksiyaga kirishadi. Jarayon kinetik sohada bormoqda. Agar qattiq moddaning donalashtirilgan tarkibi quyidagicha: o'lchami 2 mm zarrachalar 20 %, o'lchami 4 mm zarrachalar 70 % va o'lchami 6 mm zarrachalar 10 % bo'lsa, u holda aylanish darajasi 95 %ga yetishi uchun moddaning shunday sharoitlarda bo'lishiga qancha vaqt kerak bo'ladi?

Yechish. O'lchami 6 mm bo'lgan zarrachalarning to'liq aylanish vaqtini $t = t_{t.a} [1 - (1 - x_{q.m})^{1/3}]$ tenglamadan aniqlaymiz:

$$t_{t.a} = \frac{t}{1 - (1 - x_{q.m})^{1/3}} = \frac{460}{1 - (1 - 0,7)^{1/3}} = 1392 \text{ c}$$

Turli o'lchamdagi kolchedan zarrachalarining to'liq aylanish vaqtini $t_{t.a1} / t_{t.a2} = R_1 / R_2$ nisbatdan aniqlash mumkin. SHunday qilib, zarrachalar uchun to'liq aylanish vaqti:

$$3 \text{ mm o'lchamli } t_{t.a1} = t_{t.a0} R_1 / R_0 = 1392 \cdot 2 / 6 = 464 \text{ c};$$

$$4 \text{ mm o'lchamli } t_{t.a2} = t_{t.a0} R_2 / R_0 = 1392 \cdot 4 / 6 = 928 \text{ c};$$

6 mm o'lchamli $t_{t.a3} = t_{t.a0} R_3 / R_0 = 1392 \cdot 6 / 6 = 1392$ c;.

Misolning shartiga ko'ra aylanish darajasi 95 % bo'lishi kerak, bundan o'lchami 2 va 4 mm bo'lgan zarrachalar to'liq reaksiyaga kirishishi kerak. O'lchami 6 mm bo'lgan zarrachalarning umumiy aylanish darajasiga hissa

$$\beta_3 x_{q.m3} = x_{q.m} - \beta_1 \cdot 1 - \beta_2 \cdot 1 = 0,95 - 0,2 - 0,7 = 0,05$$

ni tashkil etadi. Bu zarrachalarning aylanish darajasi $x_{q.m3} = 0,05 / 0,1 = 0,5$ va qattiq moddaning reaktorda bo'lish vaqti

$$t = t_{t.a} [1 - (1 - x_{q.m})^{1/3}] = 1393 [1 - (1 - 0,5)^{1/3}] = 1218 \text{ c}$$

49- misol. Hajmi $0,3 \text{ m}^3$ bo'lgan to'liq aralashtirish reaktorida birinchi tartibli ekzotermik reaksiya $A \rightarrow R + Q_r$ o'tkazilmoqda.

Reaksiyaning tezlik konstantasi, daq^{-1} , $k = 103e^{-\frac{20000}{RT}}$ tenglama bilan tasniflanadi. Reaksiyaning issiqlik effekti 9637 kJ/kmol ni tashkil etadi. Reaksion aralashmaning zichligi aylanish darajasiga bog'liq emas va 420 kg/m^3 ga teng. Eritmaning solishtirma issilik sig'imi $3,98 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot \text{K})$. Konsentratsiyasi 6 kmol/m^3 bo'lgan A reagentning eritmasi $0,6 \text{ m}^3/\text{soat}$ miqdorda berilmoqda. Reaktorda harorat 60°C dan ko'tarilmasligi uchun adiabatik tartibda ishlovchi reaktorga A komponentning boshlang'ich eritmasini qanday haroratda kiritish kerakligini hisoblang.

Yechish. Berilgan 333 K haroratda reaksiyaning tezlik konstantasini topamiz:

$$k = 103e^{-\frac{20000}{8,31 \cdot 333}} = 0,075 (\text{daq})^{-1}$$

(8.9) tenglamaga asosan boshlang'ich eritmaning haroratini aniqlash mumkin:

$$T_0 = T - \frac{c_{A_b} Q_r}{c_r} x_A.$$

x_A ni topish uchun

$$x_A = \frac{k\tau}{1 + k\tau}$$

formuladan foydalanamiz. τ ni reaktor hajmining reaksiyon aralashmaninig sarf hajmiga nisbati kabi aniqlaymiz:

$$\tau = 0,3 / 0,6 = 0,5 \text{ soat} = 30 \text{ daq}$$

va

$$x_A = \frac{0,075 \cdot 30}{1 + 0,075 \cdot 30} = 0,692$$

ni topamiz. Adiabatik qizdirish haroratini aniqlaymiz:

$$\Delta T_{ad} = \frac{Q_r c}{c_r} = \frac{9637 \cdot 6}{0,692 \cdot 420} = 198,95 \text{ grad.}$$

Boshlang'ich aralashmaning haroratini aniqlaymiz:

$$T_0 = T - \Delta_{ad} x_A = 333 - 198,95 \cdot 0,692 = 195,33 \text{ K.}$$

1. Suyuqlik yoqilg'ini yonishi tashqi diffuzion sohada bormoqda. YOqilg'i yonish kamerasiga diametri 0,1 mm bo'lgan tomchilar tashkil etib, 1,5 m/s tezlikda sachratilmoqda. Diametri 0,3 mm bo'lgan yoqilg'i tomchisi shunday tezlikdagi oqimda 2 s da to'liq yonishi ma'lum. YOqilg'i to'liq yongan alanga maydonining uzunligi qanday?

2. Donadorlashtirilgan kolchedan kolchedanning harakatlanuvchi qatlami bilan kuydirish pechiga berilmoqda. Kolchedanning fraksion tarkibi quyidagicha: $R_0 = 3 \text{ mm}$ li zarrachalarning massa ulushlari - 10 %, $R_0 = 4 \text{ mm}$ li zarrachalar - 20 %, $R_0 = 6 \text{ mm}$ li zarrachalar - 70 %. Zarrachalarning reaksiya sohasida bo'lishining o'rtacha vaqti 6 daq ga teng, moddalarning to'liq yonish vaqti mos ravishda 3,5 daq, 5 va 8 daq. Agar jarayon: 1) kimyoviy reaksiya bilan; 2) tashqi diffuziya bilan; 3) ichki diffuziya bilan chegaralansa, u holda kolchedanning o'rtacha aylanish darajasini aniqlang.

3. Og'ma aylanuvchi quvurli reaktorda ZnS ni kuydirish amalga oshirilmoqda. Qattiq moddalarning zarrachalari reaktorda 10 sm/s tezlikda harakatlanmoqda. Berilgan shartlarda ZnS ning aylanish darajasi 1 daq da 70 %ni tashkil etishi ma'lum. Agar kuydirish kinetik sohada o'tkazilayotgan bo'lsa, u holda boshlang'ich homashyoning aylanish darajasini 95 % bo'lishini ta'minlovchi reaktorning uzunligini hisoblang.

4. Gaz oqimida o'lchami 10 mm bo'lgan qattiq zarrachalar sxema $A_g + B_g = R_{qm} + S_g$ bo'yicha 600 s da 80 %i reaksiyaga kirishadi. Jarayon tashqi diffuzion sohada bormoqda. Agar qattiq aralashmaning donalashtirilgan tarkibi quyidagicha: o'lchami 5 mm zarracha - 10 %, o'lchami 6 mm zarracha - 15 %, o'lchami 8 mm zarracha - 75 %

bo'lsa, u holda qattiq modda bo'yicha aylanish darajasi 95 % ga etishi uchun moddaning ishtirok etish vaqti qanday bo'lishi kerak?

5. O'lchami 6 mm qattiq zarrachalar 10 daq da 95 %i reaksiyaga kirishgan geterogen jarayon reaksiya $A_g + B_{qm} \rightarrow R_g + S_{qm}$ bilan tasniflanadi. Jarayon tashqi diffuziya bilan chegaralangan. O'lchami 10 mm zarracha uchun xuddi shunday aylanish darajasiga etish uchun vaqtni aniqlang.

6. O'lchami 6 mm qattiq zarrachalar gaz oqimida 400 s da 90 %i sxema $A_g + B_q = R_{qm} + S_g$ bo'yicha reaksiyaga kirishadi. Jarayon kinetik sohada bormoqda. Agar qattiq aralashmaning donalashtirilgan tarkibi quyidagicha: o'lchami 2 mm zarracha - 15 %, o'lchami 3 mm zarracha - 60 %, o'lchami 4 mm zarracha - 25 % bo'lsa, u holda 360 s da qattiq moddaning o'rtacha aylanish darajasini aniqlang.

7. O'lchami 12 mm qattiq zarrachalar 20 daq da ichki diffuziya bilan chegaralanayotgan bosqichda 75 %i reaksiyaga kirishadigan geterogen jarayon reaksiya $A_g + B_{qm} = R_g + S_{qm}$ bilan tasniflanadi. Agar zarrachaning o'lchami 2 marta kamaytirilsa, u holda xuddi shu aylanish darajasinig reaksiya sohasida bo'lish vaqti qanchaga qamayadi?

8. O'lchami 6 mm qattiq zarrachalar gaz oqimida 400 s da 80 %i sxema $A_g + B_q = R_{qm} + S_g$ bo'yicha reaksiyaga kirishadi. Jarayon tashqi diffuzion sohada boradi. Agar qattiq aralashmaning donalashtirilgan tarkibi quyidagicha: o'lchami 2 mm zarracha - 40 %, o'lchami 4 mm zarracha - 50 %, o'lchami 6 mm zarracha - 10 % bo'lsa, u holda aylanish darajasini 90 % ga yetishi uchun xuddi shunday sharoitda moddaning ishtirok etish vaqti qanday bo'lishi kerak?

9. Reaktorda o'lchami 8 mm donador uglerodda uglerod (IV) oksidining qaytarilish jarayoni yuz bermoqda. Reaksiyaning tezlik konstantasi - 0,2 sm/s, massa uzatish koeffitsienti esa - 0,03 sm/daq. Bunda uglerodning aylanish darajasi 0,9 ga yetadi. Qattiq fazaning birlik hajmiga tegishli uglerod (IV) oksidining aylanish darajasini aniqlang.

10. Suyuqlik fazada birinchi tartibli reaksiya $A \rightarrow R$ o'tkazilmoqda. Reaksiyaning tezlik konstantasi 0,45 daq⁻¹. Reagentning hajmiy sarfi 30 l/daq ni tashkil etadi. Har birining hajmi

150 l bo'lgan oqimli to'liq aralashtirish reaktori va to'liq siqib chiqarish reaktorlarida A moddaning aylanish darajasini aniqlang.

11. Hajmi $2,6 \text{ m}^3$ bo'lgan oqimli to'liq aralashtirish reaktorida suyuqlik fazada qaytar reaksiya $2A \rightleftharpoons R$ o'tkazilmoqda. To'g'ri reaksiyaning tezlik konstantasi $k_1 = 3,14 \text{ m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{daq})$, teskariniki $k_{-1} = 2 \text{ daq}^{-1}$. Boshlang'ich moddaning konsentratsiyasi $0,6 \text{ mol/l}$. Talab etilgan aylanish darajasi $x_A = 0,8$. Mahsulot R bo'yicha reaktorning unumdorligini aniqlang.

12. Reaktorda reaksiyaning tezlik konstantasi $2,8 \cdot 10^{-1} \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{s})$ bo'lgan ikkinchi tartibli reaksiya $2A \rightleftharpoons R$ bormoqda. Reaktorga kirishda A moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi $0,85 \text{ mol/l}$, A moddanig aylanish darajasi $0,9$. Hajmi 2 m^3 oqimli to'liq aralashtirish reaktori va hajmi $0,6 \text{ m}^3$ to'liq siqib chiqarish reaktorida qanday miqdordagi A moddani qayta ishlash mumkinligini aniqlang.

13. Hajmi 40 l to'liq aralashtirish reaktorida suyuqlik fazada ikkinchi tartibli qaytar reaksiya $A + B \rightleftharpoons R + S$ o'tkazilmoqda. To'g'ri reaksiyaning tezlik konstantasi $k_1 = 1,8 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$, teskariniki $k_{-1} = 0,8 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$. A va B moddalar stexiometrik nisbatda alohida kiritiladi. Alohida oqimlarda moddalarning konsentratsiyalari $0,5 \text{ mol/l}$. Agar A moddaning aylanish darajasi muvozanatdagidan $0,85$ ni tashkil etsa, u holda 1 soatda qanday miqdordagi A va B moddalar qayta ishlanishini aniqlang.

14. Suyuqlik fazadagi jarayonda reaksiyanig tezlik konstantasi $2,3 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ bo'lgan ikkinchi tartibli reaksiya $2A \rightarrow R$ bormoqda. Boshlang'ich reagentning konsentratsiyasi $c_{A_0} = 0,5 \text{ kmol}/\text{m}^3$ bo'lgan aralashmaning hajmiy sarfi $3,6 \text{ m}^3/\text{soat}$. Mahsulot R bo'yicha hajmi $0,4 \text{ m}^3$ bo'lgan oqimli to'liq aralashtirish reaktorining unumdorligini aniqlang. Hosil bo'lgan unumdorlik uchun to'liq siqib chiqarish reaktorining hajmini hisoblang.

15. Davriy ishlovchi reaktorda reaksiya o'tkazilganda quyidagi natijalar olindi:

Vaqt, s	20	40	80	120	180
x_A	0,1	0,2	0,4	0,6	0,9

Berilgan natijalardan foydalanib aylanish darajasi $0,8$ uchun to'liq siqib chiqarish va oqimli to'liq aralashtirish reaktorlarining samaradorliklarini taqqoslang.

16. Birinchi tartibli reaksiya $A \rightarrow R$ bilan tasniflanuvchi suyuqlik fazadagi jarayon reaktorda bo'lish vaqti 360 s tashkil etadigan to'liq aralashtirish reaktorida o'tkazilmoqda. Boshlang'ich moddaning hajmiy sarfi $4 \text{ m}^3/\text{soat}$. A moddaning konsentratsiyasi $c_A = 2 \text{ kmol/m}^3$. Agar davriy ishlovchi reaktorda 120 s ichida boshlang'ich moddaning 40 %i mahsulotga aylansa, u holda mahsulot R bo'yicha unumdorlikni aniqlang.

17. Reaksiyaning tezlik konstantasi $0,45 \text{ daq}^{-1}$ bo'lgan birinchi tartibli oddiy reaksiya $A \rightarrow R$ suyuqlik fazadagi jarayonni tasniflaydi. A mahsulotning hajmiy sarfi 30 l/daq ni tashkil etadi. Hajmlari 145 l bo'lgan oqimli to'liq aralashtirish reaktori va to'liq siqib chiqarish reaktorida A mahsulotning aylanish darajalarini aniqlang.

18. Davriy ishlovchi reaktor 8 soat ishlaganida $4,75 \text{ kmol}$ mahsulot ishlab chiqaradi. Reaktorga yuklash va reaksiya haroratigacha qizdirish uchun $0,2 \text{ soat}$, mahsulotni tushirish va reaktorni navbatdagi *sikl*ga tayyorilash uchun esa $0,8 \text{ soat}$ talab etiladi. Agar reaktorga kirayotgan konsentrtsiyasi 8 mol/l boshlang'ich reagentning 90 %i aylansa va reaksiyaning tezlik konstantasi $k = 0,003 \text{ daq}^{-1}$ bo'lsa, u holda reaktorning zaruriy hajmini aniqlang.

19. Uzluksiz aralashtirish reaktorida reaksiya $A + B \rightarrow R$ suyuqlik fazada o'tkazilmoqda. Reaksiyaning tezlik konstantasi $k = 0,005 \text{ m}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$. Oqimlari teng bo'lgan hajmiy tezliklar bilan A va B moddalar reaktorga ayrim kiritilmoqda. Alohida oqimlarda moddalarning konsentratsiyasi mos ravishda $c_A = 2,4 \text{ mol/l}$, $c_B = 3,6 \text{ mol/l}$. A moddaning zaruriy aylanish darajasi 80 %. Bir soatda A va B moddalarning sarf bo'lish miqdorini aniqlang.

20. Suyuqlik fazada boruvchi reaksiya $2A \rightarrow R + S$ ning tezlik konstantasi: $0,38 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$. $c_A = 0,4 \text{ mol/l}$ konsentratsiyali boshlang'ich A moddaning hajmiy sarfi 40 l/daq ni tashkil etadi. Jarayon aylanish darajasi 0,3; 0,5; 0,7; 0,9 gacha o'tkazilganda, oqimli to'liq aralashtirish reaktori va to'liq siqib chiqarish reaktorining hajmlarini hisoblang.

21. Suyuqlik fazada boruvchi birinchi tartibli qaytmas reaksiya davriy ishlovchi aralashtirish reaktorida reaksiyaga kirishuvchi moddalarning massa zichligi o'zgarmasdan olib borilmoqda.

Boshlang'ich eritmada reaksiya mahsulotlari qatnashmaydi. $t = 120c$ vaqt orasida boshlang'ich moddaning 20 %i maqsadli mahsulotga aylanmoqda. Uzlüksiz aralashtirish reaktorida bo'lish vaqti 360 *daq* bo'lganda aylanish darajasini aniqlang.

22. Suyuklik fazada boruvchi qaytmas birinchi tartibli reaksiya $k = 0,45daq^{-1}$ - tezlik konstantasiga ega. Konsentratsiyasi $c_A = 1,6 mol/l$ bo'lgan A reagentning hajmiy sarfi 3,6 $m^3/soat$ ni tashkil etadi. Agar to'liq aralashtirish va to'liq siqib chiqarish reaktorlarining hajmi 145 l bo'lsa, u holda mahsulot R bo'yicha unumdorlikni aniqlang.

23. To'liq aralashtirish uzluksiz reaktorida kema-ket reaksiya $A \xrightarrow{k_1} R \xrightarrow{k_2} S$ bilan tasniflanuvchi suyuqlik fazada boruvchi jarayon amalga oshirilmoqda. Reaksiyalarning tezlik konstantalari $k_1 = 0,6soat^{-1}$ va $k_2 = 0,8soat^{-1}$. Reaksion aralashmaning hajmiy sarfi 2,5 $m^3/soat$. Boshlang'ich moddalarning konsentratsiyalari mos ravishda $c_{A_0} = 5 mol/l$, $c_{R_0} = c_{S_0} = 0$. Maqsadli mahsulot R ning chiqishini maksimal olish uchun reaktorning zaruriy hajmi, A boshlang'ich moddaning aylanish darajasi, maqsadli mahsulot bo'yicha tanlovchanlik va chiqish, mahsulot R bo'yicha bir kecha-kuduzdagi unumdorligini aniqlang.

24. To'liq siqib chiqarish oqimli reaktorida reaksiya $A + B \xrightarrow{k} R$ olib borilmoqda. Lekin A va B moddlar $2A \xrightarrow{k_2} S$ va $2B \xrightarrow{k_3} D$ tenglamalar bilan tasniflanuvchi polimerlanishga moyil. Maqsadli mahsulot R ning chiqishini maksimal olish uchun reaktorda A va B moddalarni eng maqbul nisbatini aniqlang.

25. Suyuqlik fazada boruvchi jarayon murakkab parallel reaksiya $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$ bilan tasniflanadi. Konsentratsiyasi $c_{A_0} = 0,8 kmol/m^3$ bo'lgan A moddaning hajmiy sarfi 2,4 l/daq . Talab etilgan aylanish darajasi $x_A = 0,85$. Agar 1) $k_1 = 1,5daq^{-1}$; $k_2 = 4daq^{-1}$; 2) $k_1 = 4daq^{-1}$; $k_2 = 1,5daq^{-1}$ bo'lsa, u holda reaktor turini tanlang, uning hajmi, maqsadli mahsulot R bo'yicha integral tanlovchanlik va unumdorlikni hisoblang.

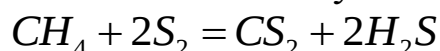
26. Suyuqlik fazada boruvchi jarayon murakkab ketma-ket reaksiya $A \xrightarrow{k_1} R \xrightarrow{k_2} S$ bilan tasniflanadi. Reaksiyalarning tezlik konstantalari $k_1 = 2c^{-1}$, $k_2 = 0,8c^{-1}$. A moddaning boshlang'ich

konsentratsiyasi $1,8 \text{ mol/l}$. Hajmiy sarf $V_0 = 1,2 \text{ m}^3/\text{soat}$. $c_{R,\max}$ ni olish uchun to'liq aralashtirish reaktorining hajmi, mahsulot R bo'yicha tanlovchanlik va unumdorlikni aniqlang.

27. Oddiy kaytmas birinchi tartibli reaksiya $2A \rightarrow 3R + S$ bilan tasniflanuvchi gaz fazada boruvchi jarayon 457°C harorat va $9,81 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ bosimda o'tkazilmoqda. Tezlik konstantasi $1,25 \cdot 10^{-3} \text{ c}^{-1}$, boshlag'ich reagentning kirish tezligi $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/s}$, talab etilgan aylanish darajasi $0,9$. Berilgan jarayonni o'tkazish uchun to'liq siqib chiqarish reaktorining hajmini aniqlang.

28. Gaz fazada boruvchi reaksiya $A \rightarrow S$ to'liq siqib chiqarish reaktorida aylanish darajasi $0,9$ bo'lguncha amalga oshiriladi. Reaksiyaning tezlik konstantasi $k = 2,3 \cdot 10^{-2} \text{ c}^{-1}$. Reaktorga boshlang'ich reagent A 227°C harorat va $9,8 \cdot 10^4 \text{ Pa}$ bosimda $2 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/s}$ miqdorda beriladi. Reaktorning talab etilgan hajmini hisoblang.

29. Oltingugurtning metan bilan reaksiyasi



873K harorat va atmosfera bosimida to'liq siqib chiqarish reaktorida olib boriladi. Reaktorga berilayotgan gazning umumiy miqdorida oltingugurtning sarfi metan sarfidan ikki marta ko'p. Reaksiyaning tezlik konstantasi $k = 11,9 \text{ m}^3/\text{mol} \cdot \text{soat}$. Metanning aylanish darajasi $0,7$ ga yetishi uchun reaksiya aralashmaning reaktorda bo'lish vaqtini aniqlang.

30. Tezlik konstantalari $k_1 = 2 \text{ c}^{-1}$, $k_2 = 0,7 \text{ c}^{-1}$ bo'lgan $A \xrightleftharpoons[k_2]{k_1} R$

reaksiya uchun quyidagilarni: 1) agar to'liq siqib chiqarish va to'liq aralashtirish reaktorlarida boshlang'ich reagentning aylanish darajasi bir xil - $0,95$ bo'lsa, u holda ular uchun kiritilgan $A \text{ mol}$ reagentdan hosil bo'lgan R va S mahsulotlarning mollar miqdorini aniqlang; 2) har bir tur reaktorida ko'rsatilgan aylanish darajasiga yetish uchun zarur bo'lish vaqtini aniqlang.

31. Suyuqlik fazada boruvchi reaksiya $A \rightarrow 2R$ ning tezlik konstantasi $0,12 \text{ daq}^{-1}$. A moddaning konsentratsiyasi $3,0 \text{ mol/l}$. Reaksiya hajmi $0,3 \text{ m}^3$ bo'lgan siqib chiqarish reaktorida amalga oshiriladi. A moddaning berilgan aylanish darajasi $0,88$ ni tashkil etadi. Mahsulot R bo'yicha unumdorlikni hisoblang.

32. Suyuqlik fazada boruvchi reaksiya $2A \rightarrow R + S$ ning tezlik konstantasi $0,38 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$. Konsentratsiyasi $c_A = 0,4 \text{ mol/l}$ bo'lgan boshlang'ich A moddaning hajmiy sarfi $40 \text{ l}/\text{daq}$. Jarayon A moddaning aylanish darajasi $0,9$ yetguniga qadar o'tkazilganda aralashtirish va siqib chiqarish reaktorlarining hajmlarini aniqlang.

33. Jarayon tezlik konstantasi $2,3 \cdot 10^{-3} \text{ c}^{-1}$ bo'lgan birinchi tartibli reaksiya $A \rightarrow 2R$ bilan tasniflanadi. A moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi $1,6 \text{ mol/l}$, hajmiy sarfi $3,6 \text{ m}^3/\text{soat}$ ni tashkil etadi. Modda A bo'yicha berilgan aylanish darajasi $0,86$. Mahsulot R bo'yicha siqib chiqarish reaktorining unumdorligi va uning hajmini aniqlang.

34. Jarayon tezlik konstantasi $0,64 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ bo'lgan reaksiya $A \rightarrow 2R$ bilan tasniflanadi. A moddaning berilgan aylanish darajasi $0,8$, boshlang'ich konsentratsiyasi $1,8 \text{ kmol}/\text{m}^3$, mahsulot R bo'yicha reaktorning unumdorligi $3,8 \text{ kmol}/\text{soat}$ ni tashkil etadi. Aralashtirish reaktorining talab etilgan hajmini hisoblang.

35. Jarayon tezlik konstantasi $0,54 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq}^{-1})$ bo'lgan reaksiya $A + B \rightarrow R$ bilan tasniflanadi. Konsentratsiyasi $1,8 \text{ mol/l}$ bo'lgan A modda va konsentratsiyasi $2,8 \text{ mol/l}$ bo'lgan B moddaning hajmiy oqimlari mos ravishda 100 va $80 \text{ l}/\text{daq}$. Reaktorning modda R bo'yicha unumdorligi $8,64 \text{ kmol}/\text{soat}$, chiqishda R mahsulotning konsentratsiyasi $0,8 \text{ mol/l}$ ni tashkil etadi. Aralashtirish reaktorining talab etilgan hajmini aniqlang.

36. Jarayon tezlik konstantalari $k_1 = 2,8 \cdot 10^{-1} \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ va $k_2 = 0,12 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ bo'lgan parallel reaksiya $A \xrightarrow[k_2]{k_1} \begin{matrix} R \\ S \end{matrix}$ bilan tasniflanadi. Konsentratsiyasi $1,6 \text{ mol/l}$ bo'lgan A moddaning hajmiy oqimi $100 \text{ l}/\text{daq}$, aralashtirish reaktorining hajmi $1,2 \text{ m}^3$. Reaktorning unumdorligini va mahsulot R bo'yicha jarayonning tanlovchanligini aniqlang.

37. Jarayon tezlik konstantalari $k_1 = 1,8 \cdot 10^{-1} \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ va $k_2 = 0,06 \text{ l}/(\text{mol} \cdot \text{daq})$ bo'lgan ketma-ket reaksiya $A \rightarrow R \rightarrow S$ bilan tasniflanadi. A moddaning hajmiy oqimi $40 \text{ l}/\text{daq}$. Jarayon hajmi 60 l bo'lgan aralashtirish reaktorida o'tkaziladi. Reaktorga kirishda A moddaning konsentratsiyasi $2,4 \text{ mol/l}$. Reaktordan chiqishda moddalar konsentratsiyalarini aniqlang.

38. Suyuqlik fazada boruvchi jarayon tezlik konstantalari $k_1 = 2c^{-1}$ va $k_2 = 0,8c^{-1}$ bo'lgan murakkab ketma-ket reaksiya $A \rightarrow R \rightarrow S$ bilan tasniflanadi. A moddaning boshlang'ich konsentratsiyasi $1,8 \text{ mol/l}$, hajmiy sarfi $18 \text{ m}^3/\text{soat}$. Modda R miqdorini maksimal olish uchun siqib chiqarish reaktorining hajmi, mahsulot R bo'yicha tanlovchanlik va unumdorlikni hisoblang.

39. Suyuqlik fazada boruvchi reaksiya $A \rightarrow 2R$ ning tezlik konstantasi $3,8(\text{coat})^{-1}$. Konsentratsiyasi $0,8 \text{ mol/l}$ bo'lgan boshlang'ich moddaning hajmiy sarfi $14,5 \text{ m}^3/\text{soat}$ ni tashkil etadi. Hajmi 4 m^3 bo'lgan aralashtirish reaktori uchun mahsulot R bo'yicha bir kecha-kunduzdagi unumdorlikni hisoblang.

40. To'liq aralashtirish reaktorida birinchi tartibli qaytar ekzotermik reaksiya o'tkazilmoqda. Maksimal aylanish darajasiga erishish mumkin bo'lgan vaqt ushbu

$$T = \frac{E_1}{R \ln[\tau k(E_2 / (E_1 - 1))]}$$

formula bilan aniqlanishini isbotlang. Reaksiyaning tezlik konstantasi, faollanish energiyasi va aralashmaning reaktorda bo'lish vaqtini berilgan deb hisoblang.

41. Parallel reaksiya $A \xrightarrow[k_2]{k_1} R$ bilan tasniflanuvchi jarayon $573K$ dan $773K$ haroratlar orasida o'tmoqda. Agar tezlik konstantalari, c^{-1} , tenglamalar $k_1 = 10^{15} e^{-\frac{20000}{RT}}$, $k_2 = 10^{14} e^{-\frac{10000}{RT}}$ bilan tasniflansa, u holda to'liq siqib chiqarish va uzluksiz harakatlanuvchi to'liq aralashtirish reaktorlarida mahsulot R ning mollar soni maksimal hosil bo'lishini ta'minlash uchun jarayonni qanday haroratda o'tkazish zarur?

III- bob. TEXNOLOGIK HISOBLAR

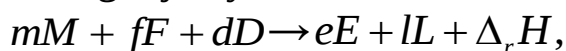
9- §. Moddiy va energetik balans

Moddiy va energetik balans tuzishni yangi ishlab chiqarishlarni loyihalashtirishda, shuningdek mavjudlarining ishini tahlil qilishda amalga oshiriladi. Moddiy balans modda massasining saqlash qonunini ifodalaydi:

har qanday tutash tizimda reaksiyaga kirishuvchi moddalarning massasi reaksiya natijasida hosil bo'lgan moddalarning massasiga teng.

Bu ixtiyoriy texnologik jarayonning moddiy balansiga muvofiq holda texnologik amalga kiruvchi moddaning massasi - kirish, uning natijasida hosil bo'lgan moddalar massasiga - chiqishiga teng. Moddiy balans - texnologik jarayonning ko'zgusidir. Jarayon qanchalik batafsil o'rganilgan bo'lsa, moddiy balansni shuncha to'liqroq tuzish mumkin. Moddiy balans - parallel va oraliq reaksiyalarni hisobga olgan holda asosiy umumiy reaksiya tenglamasi bo'yicha tuziladi. CHunonchi, amaliyotda sof moddalar bilan emas balki murakkab kimyoviy va mexanik tarkibli homashyo bilan ishlashga to'g'ri kelgani uchun moddiy balans tuzishda komponentlar massasini hisobga olishga to'g'ri keladi. Buning uchun tahlil natijalaridan foydalaniladi.

Faraz qilaylik texnologik jarayon:



sxema (balans tenglamasi) bo'yicha boruvchi kimyoviy reaksiyaga asoslangan bo'lsin, bu yerda: M, F, D - boshlang'ich homashyo; E, L - asosiy va oraliq mahsulotlar; m, f, d, e, l - stexiometrik koeffitsientlar; $\Delta_r H$ - kimyoviy reaksiyaning issiqlik effekti.

Moddiy balans ko'proq tayyor (asosiy) mahsulotning massa birligiga tuziladi. Bu G_E kg asosiy mahsulotni olish uchun G_M, G_F va G_D kg homashyo ishlatish zarurligini bildiradi. Bunda G_L kg oraliq mahsulot hosil bo'lishi muqarrar. U holda moddiy balans tenglamasi

$$G_M + G_F + G_D = G_E + G_L + G_{yo'q} \quad (9.1)$$

bo'ladi, bu yerda: $G_{yo'q}$ - kimyoviy aylanishlarning to'liqmasligi, shunidek homashyo va tayyor mahsulotni tashish, saqlashdagi mexanik yo'qotishlar sababli yuzaga kelgan homashyo, tayyor mahsulotlarning unumsiz sarflari.

G_E va G_L larni hisoblash uchun (3.24) – (3.27) turdagi kinetik tenglamalar qo'llaniladi. Odatda barcha moddiy hisoblar umumiy jadvalda keltiriladi.

Reaksiya borayotgan tizimda yuz berayotgan moddiy oqimlar tarkibining o'zgarishi stexiometrik hisoblashlarni aks ettiradi, va

shuning uchun moddiy hamda issiqlik balanslarini tuzish uchun asosiy hisoblanadi.

Kimyoviy aylanishda reaksiyaga kirishayotgan tizimning entalpiyasi o'zgaradi:

$$aA + bB + \dots = rR + sS + \dots - \Delta H. \quad (9.2)$$

(9.2) tenglama na faqat o'zaro ta'sirga kirishgan moddalar miqdorlari orasidagi munosabatni, balki, bunda ajralayotgan (yoki yutilayotgan) issiqlik miqdorini ham ko'rsatadigan termokimyoviy tenglama ham deyiladi. Agar entalpiya kichiklashsa, u holda issiqlik ajraladi. Texnikada reaksiya issiqligi Q_r tushunchasi ko'p ishlatiladi, bunda $Q_r = -\Delta H$, demak

$$aA + bB + \dots = rR + sS + \dots + Q_r \quad (9.3)$$

Agar $Q_r > 0$ bo'lsa, reaksiya ekzotermik, agar $Q_r < 0$ - reaksiya endotermik. Ma'lumotnomalarda issiqlik effekti ikki ko'rinishda taqdim etilishi mumkin:

– (9.3) tenglamaga asosan $a \text{ mol}$ modda A (yoki $b \text{ mol}$ modda B , yoki hosil bo'lgan $r \text{ mol}$ modda R) reaksiyaga kirishganda qancha issiqlik ajralishini (yutilishini) ko'rsatadigan umumiy issiqlik miqdori;

– 1 mol modda A aylanganda ajralgan issiqlik miqdori, ($\text{kJ/mol } A$).

Uni Q_{rA} bilan belgilaylik. $Q_r = aQ_{rA}$ ekani ravshan.

Ajralgan issiqlik miqdori Q_r aylangan modda miqdori ΔG_A bilan aniqlanadi:

$$Q_r = Q_{rA} \Delta G_A$$

yoki

$$Q_r = Q_{rA} G_{A_b} x_A.$$

Murakkab reaksiya borganda barcha xususiy reaksiyalarda ajralgan issiqliklarni jamlash kerak:

$$Q_r = \sum Q_{rA_j} G_{A_b} x_{A_j}.$$

Reaksiyaga kirishayotgan aralashma haroratining o'zgarishi ΔT ushbu $Q_r = V \bar{c} \Delta T$ tenglamadan aniqlanadi, bu yerda: $\bar{c}$ – solishtirma issiqlik sig'imi: molar, $\text{J/mol} \cdot \text{K}$; massa, $\text{J/kg} \cdot \text{K}$; hajmiy, $\text{J/m}^3 \cdot \text{K}$.

Energetik balans energiyaning saqlanish qonuni asosida tuziladi:

tutash tizimida barcha turdagi energiyalarning yig'indisi o'zgarmasdir.

Odatda kimyo-texnologik jarayonlarda issiqlik balansi tuziladi. Issiqlik balansiga muvofiq holda energiya saqlanish qonunini quyidagicha bayon qilish mumkin:

ishlab chiqarishning berilgan sikliga issiqlikning kirishi, shu siklning o'zida uning sarfiga aynan teng bo'ladi.

Bunda qurilmaga berilayotgan va kimyoviy reaksiya yoki fizik o'zgarish natijasida ajralib chiqayotgan (yutilayotgan) butun issiqlik; jarayon yoki qurilmaga kiritiluvchi va undan chiquvchi har bir komponent bilan berilayotgan issiqlik, shunindek atrof-muhit bilan issiqlik almashish ham hisobga olinishi kerak.

Xuddi moddiy balansga o'xshab, issiqlik balansi formulalar va jadvallar, diagrammalar ko'rinishida ifodalaniladi. Issiqlik balansi tenglamasiga quyidagi kattaliklar kiradi:

- 1) Q_f – jarayonga yoki qurilmaga kiruvchi moddaning fizik issiqligi;
- 2) Q_r – kimyoviy reaksiya natijasida ajralib chiqayotgan issiqlik;
- 3) $Q_{f.o'}$ – moddaning fizik o'zgarish (fizik absorbsiya, kristallizatsiya va shunga o'xshash) natijasida ajralib chiqayotgan issiqlik;
- 4) Q_q – qurilmaga (yoki jarayonga) tashqaridan beriladigan issiqlik, masalan, qizdirish.

Qayd qilingan kattaliklar kirayotgan manbalarni tashkil etadi.

Issiqlik sarfini quyidagi kattaliklar tashkil etadi:

- 1) Q'_f – qurilma yoki jarayondan chiqayotgan mahsulotlarning fizik issiqligi;
- 2) Q'_r – endotermik reaksiyaga sarflanadigan issiqlik;
- 3) $Q'_{f.o'}$ – fizik o'zgarish (suyultirish, bug'latish, desorbtsiya va hokazo) natijasida yutiluvchi issiqlik;
- 4) Q_y – atrof-muhitga yo'qotilgan issiqlik.

SHunday qilib issiqlikning $(Q_r, Q_{f.o'})$ ajralib chiqishi va $(Q'_f, Q'_{f.o'})$ yutilishi bilan jarayonlarning bir vaqtda borishi uchun tuzilgan issiqlik balansining to'liq tenglamasi:

$$Q_f + Q_r + Q_{f.o'} + Q_q = Q'_f + Q'_r + Q'_{f.o'} + Q_y \quad (9.4)$$

ko‘rinishini oladi.

(9.4) tenglamadagi har bir kattalikni aniqlash texnologik jarayonni hisoblashda va kimyoviy qurilmani loyihalashda asosiy vazifalardan biri hisoblanadi.

Modda bilan berilayotgan issiqlik, odatda,

$$Q_f = G\bar{c}T \quad (9.5)$$

tenglama bo‘yicha hisoblanadi, bu yerda: G - modda massasi, $\bar{c}$ - moddaning o‘rtacha solishtirma issiqlik sig‘imi, T - harorat.

Berilgan $t^\circ C$ (yoki $T K$) harorat uchun jarayonda ishtirok etayotgan, ba’zi gazsimon komponentlarning issiqlik sig‘imini

$$c_p = a + bT + cT^2 + \dots \quad (9.6)$$

formula bo‘yicha hisoblash mumkin, bu yerda: a, b, c - mos ma’lumotnoma adabiyotlarida keltirilgan koeffitsientlar.

Gess qonuni bo‘yicha o‘rnatilgan sharoitda avval keltirilgan reaksiyaning issiqlik effektini reaksiya barcha mahsulotlarining entalpiya hosilalari ($\Delta_f H_i^\circ$) bilan barcha boshlang‘ich moddalarning entalpiya hosilalari orasidagi ayirma kabi aniqlash mumkin:

$$\begin{aligned} (\Delta_r H^\circ)_{298} = \sum_{i=1}^k (n_i \Delta_f H_i^\circ)_{ox} - \sum_{i=1}^m (n_i \Delta_f H_i^\circ)_b = e \Delta_f H_E^\circ + \\ + l \Delta_f H_L^\circ - (m \Delta_f H_M^\circ + f \Delta_f H_F^\circ + d \Delta_f H_D^\circ) \end{aligned} \quad (9.7)$$

Berilgan haroratda reaksiyaning issiqlik effektini aniqlash uchun odatda, Kirxgof tenglamasidan foydalaniladi va u integrallangan shaklda

$$(\Delta_r H^\circ)_T = (\Delta_r H^\circ)_{298} + \int_{298}^T \Delta_r c_p(T) dT \quad (9.8)$$

ko‘rinishga ega, bu yerda:

$$\Delta_r c_p(T) = \Delta_r a + \Delta_r bT + \Delta_r c'T^2 + \dots \quad (9.9)$$

kimyoviy reaksiya borishida tizim issiqlik sig‘imining o‘zgarishi.

(9.7) va (9.8) tenglamalarni birgalikda yechib, berilgan haroratda reaksiya issiqlik effekti hisoblanadi:

$$\begin{aligned} (\Delta_r H^\circ)_T = (\Delta_r H^\circ)_{298} + \Delta_r a(T - 298) + \\ + \frac{1}{2} \Delta_r b(T^2 - 298^2) + \frac{1}{3} \Delta_r c'(T^3 - 298^3) + \dots \end{aligned} \quad (9.10)$$

Agar avval keltirilgan reaksiya bo'yicha boruvchi jarayonlar uchun energetik balans reaksiya asosiy E mahsulotining 1 tsiga tuzilgan bo'lsa, u holda:

$$Q_p = \frac{(\Delta_r H^\circ)_T}{e} \cdot \frac{10^3}{M_E} \quad (9.11)$$

bu yerda: M_E – E moddaning molar massasi, kg .

Qurilmaga Q_q issiqlik kiritish (qizdirish) issiqlik tashuvchining issiqlik yo'qotishi bo'yicha hisobga olinishi mumkin, masalan, isituvchi suv uchun

$$Q_q = Gc(T_b - T_{ox}), \quad (9.12)$$

bug' uchun

$$Q_q = Gr, \quad (9.13)$$

yoki isituvchi sirt orqali issiqlik o'tkazish formulasi bo'yicha

$$Q_q = k_\tau F(T_q - T_s)\tau, \quad (9.14)$$

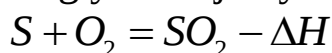
bu yerda: T_b va T_{ox} – mos ravishda suvning boshlang'ich va oxirgi harorati; r – o'zgarishning solishtirma issiqligi; k_τ – issiqlik o'tkazishning umumiy koeffitsienti; F – issiqlik o'tkazish amalga oshiriluvchi sirt; T_q – **isitayotgan** moddaning harorati; T_s – qizdirilayotgan (sovuq) moddaning harorati; τ – issiqlik uzatish vaqti.

Atrof-muhitga yo'qotilgan issiqlik (9.14) tenglama bo'yicha hisoblanadi.

9.1. Kimyo - texnologik jarayonlarning moddiy balansi

50- misol. Oltingugurt yondirilganda uning unumdorligi 60 $t/b.k-k$ bo'lsa, u holda pechning unumdorligini ($kg/soat-da$) aniqlang va moddiy balans tuzing. Oltingugurtning aylanish darajasi 0,95 (qolgan oltingugurt haydab chiqariladi va pechdan tashqarida yondiriladi). Havoning ortiqlik koeffitsienti $\alpha = 1,5$.

Yechish: Oltingugurtning yonish jarayoni ushbu



reaksiya tenglamasi bilan tasniflanadi. Pechning unumdorligi $U = 60 : 24 = 2,5 \text{ t/ b.k-k}$ ga teng, ya'ni $U = 2500 \text{ kg/ b.k-k}$. SO_2 gacha oksidlangan oltingugurtning massasi $2500 \cdot 0,95 = 2375 \text{ kg}$ ni tashkil

etadi. Bug‘ ko‘rinishidagi oksidlanmay qolgan oltingugurt: 2500-2375=125 kg. Oksidlash uchun sarflangan kislorodning hajmi

$$V_{O_2} = \frac{2375 \cdot 22,4}{32} = 1662,5m^3,$$

havoning keragidan ortiqlik koeffitsientini hisobga olganda esa

$$V_{O_2} = 1662,5 \cdot 1,5 = 2493,75m^3 \quad \text{yoki}$$

$$G_{O_2} = \frac{2493,75 \cdot 32}{22,4} = 3562,5kg.$$

Kislorod bilan azot ham kiradi:

$$V_{N_2} = \frac{2493,75 \cdot 79}{21} = 9381,25m^3 \quad \text{yoki}$$

$$G_{N_2} = \frac{9381,25 \cdot 28}{22,4} = 11726,56kg$$

Reaksiya natijasida oltingugurt (IV) oksidi hosil bo‘ladi:

$$G_{SO_2} = \frac{2375 \cdot 64}{32} = 4750kg \quad \text{yoki} \quad V_{SO_2} = \frac{4750 \cdot 22,4}{64} = 1662,5m^3$$

Sarflanmagan kislorod

$$V_{O_2} = 1662,5 \cdot 0,5 = 831,25m^3 \quad \text{yoki} \quad G_{O_2} = \frac{831,25 \cdot 32}{22,4} = 1187,5kg$$

qoladi.

Olingan natijalar asosida moddiy balans tuzamiz:

Kirish			Sarf		
boshlang‘ich moddalar	kg	m ³	mahsulot	kg	m ³
S	2500	–	S	125	–
O ₂	3562,5	2493,75	O ₂	1187,5	831,25
N ₂	11726,56	9381,25	N ₂	11726,56	9381,25
			SO ₂	4750	1662,5
Jami	17789,06	11875,0	Jami	17789,06	11875,0

Ta‘kidlaymizki, agar moddiy balansni hisoblaganda boshlang‘ich moddalarning massasi oxirgilarining massasiga teng bo‘lmasa ($G_{kir} \neq G_{sarf}$), u holda balans nomuvofiqligi (N_b) hisoblanadi. U kirayotgan va sarflanayotgan moddalar massalari ayirmasi

$(G_{kir} - G_{sarf})$ ning kirayotgan modda massasi (G_{kir}) ga nisbati kabi aniqlanadi va foizlarda ifodalanadi. Agar balansning nomuvofiqligi 0,5 % dan ortib ketsa, u holda hisobni tekshirish kerak. Quyidagi misol uchun balansning nomuvofiqligi $N_b = 8 \times 10^{-5}$.

51- misol. Agar suyuqlik mahsulotlarining (massa ulushlardagi) tarkibi quyidagicha: benzol 0,05, xlorbenzol 0,32, dixlorbenzol 0,025, uchxlorbenzol 0,005 bo'lsa, 1 t xlorbenzol ishlab chiqarishda xloratorning moddiy balansini hisoblang. Texnik benzolda C_6H_6 ning massa ulushi 0,975, texnik xlorda esa Cl_2 niki 0,98.

Yechish: Temir (III) xloridi ishtirokida suyuqlik benzolga xlor qo'shib xlor - benzol olinadi. $C_6H_6 + Cl_2 \rightarrow C_6H_5Cl + HCl$ - xlorbenzoldan tashqari $C_6H_5Cl + Cl_2 \rightarrow C_6H_4Cl_2 + HCl$ - dixlorbenzol va $C_6H_4Cl_2 + Cl_2 \rightarrow C_6H_3Cl_3 + HCl$ - uchxlorbenzol hosil bo'ladi. Reaksiya aralashmada massa ulushi 0,68-0,65 bo'lgan benzol qolganda, polixloridlarning ko'p massasi hosil bo'lishini oldini olish uchun xlorlashni to'xtatish lozim. Nisbiy molekular massalar: C_6H_6 - 78, C_6H_5Cl - 112,5, $C_6H_4Cl_2$ - 147, $C_6H_3Cl_3$ - 181,5, Cl_2 - 71, HCl - 36,5. Reaksiyalarda qatnashayotgan suyuqlik mahsulotlarining berilgan tarkibiga asosan tayyor mahsulotning (suyuqlik) aralashmasida C_6H_5Cl 1000 kg bo'ladi.

$$G_{C_6H_4Cl_2} = \frac{1000 \cdot 0,025}{0,32} = 78 kg;$$

$$G_{C_6H_3Cl_3} = \frac{1000 \cdot 0,005}{0,32} = 15,6 kg.$$

Reaksiya mahsulotlari tarkibiga hosil bo'lgan vodorod xlorid ham kiradi:

$$G_1 = \frac{1000 \cdot 36,5}{112,5} = 324 kg;$$

$$G_2 = \frac{112,5 \cdot 36,5}{147} = 28 kg;$$

$$G_3 = \frac{147 \cdot 36,5}{181,5} = 29,56 kg,$$

tayyor mahsulot aralashmasida vodorod xloridning yig'indisi esa $324 + 28 + 29,56 = 381,56 kg$ ni tashkil etadi.

Massasi 1000 kg xlorbenzol olish uchun sarflangan sof benzol massasini hisoblaymiz:

$$G_{C_6H_5Cl} = \frac{1000 \cdot 78}{112,5} = 693kg.$$

Boshqa xlorli hosilalarning massasi:

$$G_{C_6H_4Cl_2} = \frac{78 \cdot 78}{147} = 41kg;$$

$$G_{C_6H_3Cl_3} = \frac{15,6 \cdot 78}{181,5} = 6,7kg,$$

reaksiyaga kirishmagan benzol esa

$$G = \frac{1000 \cdot 0,05}{0,32} = 156,25kg.$$

Hammasi bo'lib 2771,7 kg benzol, texnik benzol esa

$$693 + 41 + 6,7 + 156,25 = 896,95 : 0,975 = 919,95kg$$

sarf bo'ladi.

Xlor sarfi: C_6H_5Cl hosil qilish uchun:

$$\frac{1000 \cdot 71}{112,5} = 631,1kg.$$

$C_6H_4Cl_2$ hosil qilish uchun:

$$\frac{78 \cdot 2 \cdot 71}{147} = 75,3kg.$$

$C_6H_3Cl_3$ hosil qilish uchun:

$$\frac{15,6 \cdot 3 \cdot 71}{181,5} = 18,3kg.$$

Hammasi bo'lib 724,7 kg xlor, texnik xlor esa

$$G_{Cl_2} = \frac{724,7}{0,98} = 739,4kg$$

sarflanadi.

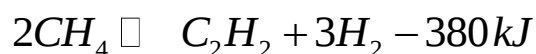
Benzol xloratorining moddiy balansini tuzamiz:

Kirish	kg	CHiqish	Kg
texnik benzol, shu jumladan:		C_6H_5Cl	1000
C_6H_6	896,95	$C_6H_4Cl_2$	78
		$C_6H_3Cl_3$	15,6

Aralashmalar	71,1	C_6H_6 HCl C_6H_6 dagi aralashmalar Cl_2 dagi aralashmalar	156,25 372,4 71,1 14,7
texnik xlor shu jumladan: Cl_2	724,7		
Aralashmalar	14,7		
Jami	1707,45		1707,95

52- misol. Tarkibida 98 % (um.) CH_4 va 2 % (um.) N_2 bo'lgan tabiiy gazning elektrokrekingida qurilmadan chiqayotgan gaz tarkibida 15 % atsetilen bor. Qo'shimcha reaksiyalarni hisobga olmasdan 1000 m^3 boshlang'ich tabiiy gaz uchun jarayonning moddiy balansini tuzing.

Yechish. Gazsimon uglevodorodlardan (asosan metandan) atsetilen olish $1200 - 1600^\circ C$ haroratda amalga oshiriladi:



Jarayon elektr yoy pechlarida $1600^\circ C$ haroratda va gazning 1000 m/s chiziqli tezligida yuz beradi. 1000 m^3 boshlang'ich gaz tarkibida: $CH_4 - 980\text{ m}^3$, $N_2 - 20\text{ m}^3$ bo'ladi. Jarayon hajm o'zgarishi bilan boradi. Metanning atsetilenga to'liq aylanishida va mahsulot aralashmasi tarkibida 25 % atsetilen bo'lishi kerak (reaksiya tenglamasiga qarang). SHartga asosan reaksiya mahsulotlari tarkibida 15 % atsetilen bo'lgani uchun, demak, metan to'liq parchalanmaydi. Aylangan metanning miqdorini (m^3 da) x bilan belgilaymiz. U holda pechdan chiqayotgan aralashmaning tarkibini quyidagicha ifodalash mumkin:

$$CH_4 \dots\dots\dots 980 - x$$

$$C_2H_2 \dots\dots\dots \frac{x}{2}$$

$$\begin{array}{r} H_2 \dots\dots\dots \frac{3}{2}x \\ N_2 \dots\dots\dots 20 \\ \hline \text{Jami } (1000 + x) m^3 \end{array}$$

SHartga ko‘ra pechdan chiqayotgan gazdagi atsetilenning miqdori 15 % ni tashkil etadi, ya’ni

$$\begin{array}{r} \frac{x}{2} \dots\dots\dots 15 \% \\ (1000 + x) \dots\dots 100 \% . \end{array}$$

Bundan ushbu

$$\frac{\frac{x}{2} \cdot 100}{1000 + x} = 15$$

tenglamani yechib, $x = 430 m^3$ topamiz va krekingdan so‘ng gazning tarkibi quyidagicha bo‘ladi:

$$\begin{array}{r} C_2H_2 \dots\dots\dots \frac{x}{2} = 215 m^3 \\ CH_4 \dots\dots\dots 980 - x = 980 - 430 = 550 m^3 \\ H_2 \dots\dots\dots \frac{3}{2}x = 645 m^3 \\ N_2 \dots\dots\dots 20 m^3 \end{array}$$

Hisoblash natijalarini jadvalga joylashtiramiz:

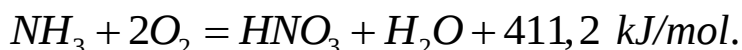
Kreking pechining moddiy balansi ($1000 m^3$ tabiiy gazga)

Kirish				CHiqish			
Boshlang‘ich moddalar	m^3	kg	%	Mahsulot	m^3	kg	%
CH_4	980	695	98	C_2H_2	215	248	15,0
N_2	20	25	2	CH_4	550	388	38,5
				H_2	645	58	45,0
				N_2	20	25	1,5
Jami	1000	720	100	Jami	1430	719	100

53- misol. 1 t nitrat kislotasi uchun ammiakni oksidlash bo‘limining moddiy balansini tuzing. NH_3 ni NO gacha oksidlash

darajasi 0,97 va N_2 gacha esa 0,03; NO ni NO_2 gacha oksidlash darajasi 1,0 va adsorbsiya darajasi 0,32. Quruq ammiak – havo aralashma tarkibidagi ammiak miqdori 7,13 % (massada). $30^\circ C$ haroratda havo suv bug‘i bilan to‘yingan. Nisbiy namlik 80 %.

Yechish. Havo kislorodi bilan ammiakni oksidlab, hosil bo‘lgan azot oksidlarini qayta ishlab, nitrat kislotasi olinadi. Ammiakdan nitrat kislotasi ishlab chiqarishning balans tenglamasini quyidagi ko‘rinishda ifodalash mumkin:



Ammiakni azot oksidigacha oksidlash platinali yoki xrom oksidli katalizatorida amalga oshiriladi. Keyin azot (II) oksidi azot (IV) oksidigacha oksidlanadi va hosil bo‘lgan azot (IV) oksidi suv yoki nitrat kislotasiga yuttiriladi.

Balans tenglamasiga ko‘ra 1 $kmol$ NH_3 dan 1 $kmol$ HNO_3 hosil bo‘ladi. 1 t HNO_3 ishlab chiqarish uchun zarur bo‘lgan ammiak miqdori

$$\frac{1 \cdot 17}{63 \cdot 0,97 \cdot 0,92} = 0,302t = 302 \text{ kg}$$

ni tashkil etadi, bu yerda: mol massa: HNO_3 – 63, NH_3 – 17 yoki

$$\frac{302 \cdot 22,4}{17} = 398 m^3$$

1 t HNO_3 uchun havo sarfi

$$\frac{302(100 - 7,13)}{7,13} = 3934 \text{ kg}$$

yoki

$$\frac{3934 \cdot 22,4}{29,0} = 3039 m^3$$

ni tashkil etadi, bu yerda: 29,0 – 1 mol havoning massasi. SHu jumladan:
kislorod

$$\frac{3039 \cdot 21}{100} = 638 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{638 \cdot 32}{22,4} = 911 \text{ kg};$$

azot

$$\frac{3039 \cdot 79}{100} = 2401 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{2401 \cdot 28}{22,4} = 3001 kg.$$

3039 m³ quruq havo kiradi. 30 °C haroratda va 80 % nisbiy namlikda suv bugʻining parsial bosimi

$$0,8 \cdot 4,22 \cdot 10^3 = 3,37 \cdot 10^3 Pa$$

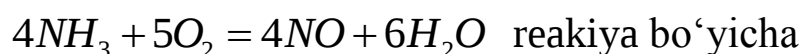
ni tashkil etadi, bu yerda: 4,22 · 10³ Pa toʻyingan suv bugʻining 30 °C haroratdagi bosimi.

Gaz bilan

$$\frac{3039 \cdot 3,37 \cdot 10^3}{(101 - 3,37) \cdot 10^3} = 105 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{105 \cdot 18}{22,4} = 84,5 kg$$

suv kiradi.

Nitroza gazlari tarkibining hisobi



$$398 \cdot 0,97 = 386 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{386 \cdot 30}{22,4} = 517 kg$$

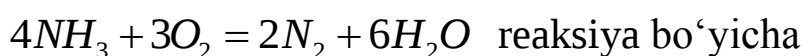
azot (II) oksidi,

$$\frac{386 \cdot 6}{4} = 579 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{579 \cdot 18}{22,4} = 465 kg$$

suv hosil boʻladi.

$$386 \cdot \frac{5}{4} = 483 m^3 \quad \text{yoki} \quad 483 \cdot \frac{32}{22,4} = 690 kg$$

kislorod sarflanadi.



$$\frac{398 \cdot 0,03 \cdot 2}{4} = 6 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{6 \cdot 28}{22,4} = 7,5 kg$$

azot,

$$\frac{398 \cdot 0,03 \cdot 6}{4} = 18 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{18 \cdot 18}{22,4} = 14,5 kg$$

suv hosil boʻladi.

$$\frac{398 \cdot 0,03 \cdot 3}{4} = 9 m^3 \quad \text{yoki} \quad \frac{9 \cdot 32}{22,4} = 12,7 kg$$

kislorod sarflanadi.

Nitroza gazlar tarkibi:

(um.)	kg	m^3	%
NO	517,0	386	10,3
O ₂	911-690-12,7=208,3	146	4,1
N ₂	3001+7,5=3008,5	2407	66,6
H ₂ O	14,5+465+84,5=564	702	19,1

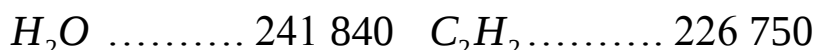
Bajarilgan hisoblar natijasi quyidagi jadvalda keltirilgan:

1 t HNO₃ ga moddiy balans

Kirish			CHiqish		
boshlang'ich modda	kg	m^3	Mahsulot	kg	m^3
Ammiak havo aralashmasi			Nitroza gazlari		
NH ₃	302	398	NO	517	386
O ₂	911	638	O ₂	208,3	146
N ₂	3001	2401	N ₂	3008,5	2407
H ₂ O	84,5	105	H ₂ O	564	702
Jami	4298,5	3542	Jami	4297,8	3641

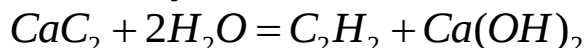
9.2. Kimyo - texnologik jarayonlarda issiqlik balansi

54- misol. Agar kalsiy karbiddan 100 l atsetilen olishda issiqlik ajralishi $kJ/kmol$ da



ni tashkil etsa, ajralgan issiqlik miqdorini (kJ da) hisoblang.

Yechish. Atsetilen reaksiya



bo'yicha hosil bo'ladi.

$$Q = 635100 - 226750 - 62700 - 241840 = 635100 - 531290 = 103810$$

$kJ/kmol$ 100 l atsetilen hosil bo'lishida ajralgan issiqlik miqdori

$$\frac{103750 \cdot 100}{22,4 \cdot 1000} = 463,17 kJ (110,5 kkal)$$

55- misol. Agar 1 m^3 va 1 kg etanning normal sharoitda

yonishida issiqlik 1559880 kJ/kmol bo'lsa, ajralgan issiqlik miqdorini aniqlang.

Yechish. 1 m^3 da

$$\frac{1559880}{22,4} = 69637,5 \text{ kJ} / \text{m}^3 (16650 \text{ kkal} / \text{m}^3)$$

1 kg da

$$\frac{1559880}{30} \approx 52000 \text{ kJ} / \text{kg} (12420 \text{ kkal} / \text{kg})$$

bu yerda: 30 – etanning molekular massasi.

56- misol. Kolchedan tarkibida oltingugurt (% massada) bo'lishiga bog'liq holda uning issiqlik ajratish qobiliyati uchun umumiy formulani keltirib chiqaring. Reaksiya reagentlari va mahsulotlarining issiqlik hosil qilishi: $\text{Fe}_2\text{O}_3 - 821,3 \text{ kJ/mol}$, $\text{SO}_2 - 296,90 \text{ kJ/mol}$, $\text{FeS}_2 - 177,4 \text{ kJ/mol}$ ni tashkil etadi.

Yechish. Ushbu $4\text{FeS}_2 + 11\text{O}_2 \rightarrow 2\text{Fe}_2\text{O}_3 + 8\text{SO}_2 + Q$ reaksiya bo'yicha sof kolchedanni yonishida reaksiyaning issiqlik effekti **hisoblanadi**:

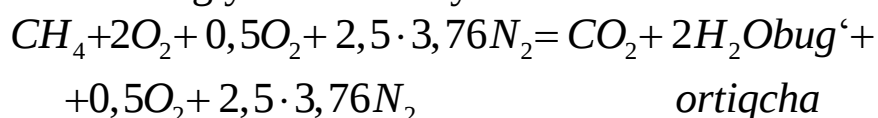
$$q = (2821,3 + 8296,9) - 4177,4 = 3308 \text{ kJ}.$$

$1 \text{ kg Fe}_2\text{S}$ ni yondirganda $\frac{3308}{4 \cdot 120} \cdot 1000 = 6891,7 \text{ kJ} / \text{kg}$ issiqlik ajraladi. Lekin issiqlik effekti kolchedan tarkibidagi oltingugurt miqdoriga bog'liq ($2M_s = 64 \text{ g}$ - 2 atom S ning molar massasi):

$$\begin{array}{ccc} 120 & - & 100 \\ 64 & - & x \end{array} \quad x = \frac{64 \cdot 100}{120} = 53,3 \quad q = \frac{6891,7}{53,3} = 129,3 \text{ kJ} / \text{kg}.$$

57- misol. Havo 25 % dan ortiq bo'lganda (ortiqcha havo koeffitsienti $\alpha = 1,25$) tabiiy gaz (metan) yonishining nazariy haroratini hisoblang (yonish issiqligi 890300 kJ/mol).

Yechish: Metanning yonish reaksiyasi:



Metan va havoning boshlang'ich harorati 0°C bo'lganda hamda yonish harorati berilganda issiqlik balansi quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$Q = 890310 \cdot (c_{\text{CO}_2} + 2c_{\text{H}_2\text{O}} + 0,5c_{\text{O}_2} + 2,5 \cdot 3,76c_{\text{N}_2}) \cdot t.$$

Gaz va bugʻning $kJ/(kmol \cdot 0^{\circ}C)$ dagi 1 mol moddaning oʻrtacha solishtirma issiqlik sigʻimi $\bar{c}$:

	1800 °C	1900 °C
O_2	34,9	35,1
CO_2	53,9	54,2
N_2	33,1	33,2
H_2O (bugʻ)....	42,8	43,2

Bundan, 1800 °C haroratda

$$Q' = (53,9 + 2 \cdot 42,8 + 0,5 \cdot 34,9 + 2,5 \cdot 3,76 \cdot 33,1) \cdot 1800 =$$

$$= (53,9 + 85,6 + 17,45 + 311)1800 = 457,93 \cdot 1800 = 842000 kJ$$

$$Q' = 842000 kJ \leq Q = 890310 kJ$$

boʻladi.

1900 °C haroratda

$$Q'' = (54,2 + 2 \cdot 43,2 + 0,5 \cdot 35,1 + 2,5 \cdot 3,76 \cdot 33,2) \cdot 1900 =$$

$$= (54,2 + 86,4 + 17,55 + 312,45)1900 = 470,6 \cdot 1900 = 906000 kJ$$

$$Q'' = 906000 \geq Q = 890310$$

$$\Delta t_i = 1900 - 1800 = 100^{\circ}C$$

$$Q'' - Q = 906000 - 890310 = 15690 kJ$$

$$Q - Q' = 890310 - 842000 = 58310 kJ$$

$$\Delta t = t - 1800$$

$$\Delta t = \frac{15690 \cdot 100}{58310} = 26,8^{\circ}C$$

$$t = 1800 + 26,8 = 1826,8^{\circ}C$$

boʻladi.

58- misol. Agar gazli aralashmaning (hajm ulushlarda) tarkibi: SO_2 - 0,09; O_2 - 0,11; N_2 - 0,80, aylanish darajasi 0,88 boʻlsa, SO_2 ni qisman oksidlash uchun unumdorligi $25000 m^3/soat$ boʻlgan kontakt qurilmaning issiqlik balansini aniqlang. Kiruvchi gazning harorati $733K$, chiquvchikini $853K$; aralashmaning oʻrtacha issiqlik sigʻimi (shartli ravishda oʻzgarmas deb hisoblaymiz) $\bar{c} = 2,052 kJ / m^3K$. Atrof-muhitga yoʻqolgan issiqlik berilgan issiqlikning 5 % ni tashkil etadi deb qabul qilamiz. Qurilmaning sovushi hisobiga undan ajralib chiqayotgan issiqlikni hisoblang.

Yechish: Jarayonning reaksiya tenglamasini yozamiz:



Gazning tarkibi, moddiy balans jadvalda keltiriladi:

Kirish	m^3	Chiqish	m^3
SO_2	$25000 \cdot 0,09 = 2250$	SO_3	$2250 \cdot 0,88 = 1980$
N_2	$25000 \cdot 0,80 = 20000$	SO_2	$2250 - 1980 = 270$
		N_2	20000
O_2	$25000 \cdot 0,11 = 2750$	O_2	$2750 - 1980 : 2 =$ $= 1760$
Jami	25000		24010

Kirayotgan issiqlikni hisoblaymiz (kilojoullda). Gazning fizik harorati

$$Q_1 = 25000 \cdot 2,052 \cdot 733 = 37602900.$$

Reaksiya issiqligi: $Q_2 = 94207 \cdot \frac{2250}{22,4} \cdot 0,88 = 8327225,7.$

Demak, $\sum Q_{\text{kirish}} = 45930126 \text{ kJ}.$

Issiqlik sarfini aniqlaymiz. Tashlanma gazlar bilan chiqib ketayotgan issiqlik $Q_3 = 24010 \cdot 2,052 \cdot 853 = 42026048;$

$$Q_{\text{yo'q}} = 45930126 \cdot 0,05 = 2296506,3;$$

$$\sum Q_{\text{sarf}} = 44322554.$$

Bundan,

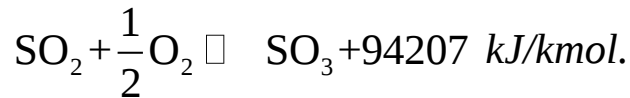
$$\sum Q_{\text{kirish}} - \sum Q_{\text{sarf}} = 45930126 - 44322554 = 1607572$$

issiqlik ajralishi zarur.

59- misol. Agar gazli aralashmaning tarkibi SO_2 – 9 % (hajm); O_2 – 11 % (hajm); N_2 – 80 % (hajm) bo'lsa, SO_2 ni qisman oksidlash uchun unumdorligi $25000 \text{ m}^3/\text{soat}$ bo'lgan kontakt qurilmaning issiqlik balansini hisoblang. Oksidlanish darajasi 88 %. Kiruvchi gazning harorati 450°C ; chiquvchiniki – 580°C . Aralashmaning o'rtacha issiqlik sig'imi (shartli ravishda uni o'zgarmas deb olamiz) $\bar{c}_{o'r} = 2,052 \text{ kJ} / \text{m}^3$. Kirayotgan issiqlikning atrof-muhitga

yo‘qotilayotgani 5 % deb qabul qilamiz.

Yechish: Jarayonning reaksiya tenglamasi



Gazning tarkibi ushbu jadvalda keltirilgan:

Boshlang‘ich		Qurilmadan so‘ng		
Gaz	m^3	Gaz	Kg	m^3
SO_2	2250	SO_2	$2250 \cdot 0,88 = 1980$ $2250 - 1980 = 270$	270
SO_3	-	SO_3		1980
N_2	20000	N_2		20000
O_2	2750	O_2	$2750 - \frac{1980}{2} = 1760$	1760
Jami	25000		17796,82	24010

Issiqlikning kelishi:

gazning fizik issiqligi

$$Q_1 = 25000 \cdot 2,052 \cdot 460 = 23598000 \text{ kJ.}$$

reaksiya issiqligi

$$Q_2 = 94207 \cdot \frac{2250}{22,4} \cdot 0,83 = 8290216 \text{ kJ.}$$

$$\text{Jami: } \sum Q_{kir} = 31888216 \text{ kJ.}$$

Issiqlik sarfi: Tashlanma gazlar bilan chiqib ketadigan issiqlik

$$Q_3 = 24010 \cdot 2,052 \cdot 580 = 28564000 \text{ kJ}$$

$$Q_{yo'q} = 31888 \cdot 10^3 \cdot 0,05 = 1594400 \text{ kJ}$$

$$\sum Q_{sarf} = 30158400 \text{ kJ.}$$

Demak

$$\sum Q_{kir} - \sum Q_{sarf} = 31888216 - 30158400 = 1729816 \text{ kJ}$$

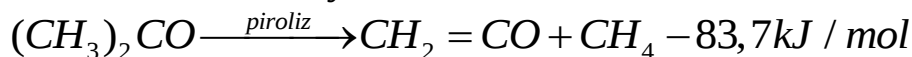
issiqlikni qaytarish zarur.

Issiqlik balansining ma'lumotlari jadvalda keltirilgan:

Kirish	Sarf
--------	------

boshlang'ich ma'lumotlar	<i>kJ</i>	%	oxirgi ma'lumotlar	<i>kJ</i>	%
Q_1	23598000	73,9	Q_3	28564000	89,6
Q_2	8290216	26,1	$Q_{yo`q}$ Q_{qay}	1594400 1729816	5,0 5,0
Jami	31888216	100	Jami	31888216	99,6

60- misol. Atsetondan sirka angidridi ishlab chiqarishning piroliz bosqichi uchun issiqlik balansi tuzing (1 soat uchun). Boshlang'ich ma'lumotlar atsetondan sirka angidridi ishlab chiqarishning bosqichlari ushbu reaksiyalar bilan tasniflanadi:



Sirka angidridi bo'yicha unumdorlik 24 t/b.k-k, piroliz harorati 800 °C. Bir o'tishda atsetonning $CH_2 = CO$ ketenga aylanish darajasi $x = 0,25$. Atsetonning bug'lanish issiqligi 553,5 kJ/kg (**qarang: [12] 859b.**). Issiqlik sig'imi: 20 °C haroratda atsetonni 2,09 kJ/kg, 800 °C haroratda reaksiyon aralashmaniki 2,26 kJ/kg. Tarkibida $CH_4 - 98 \%$, $N_2 - 2 \%$ bo'lgan, sof metan uchun issiqlik berish qobiliyati 890310 kJ/kmol bo'lgan tabiiy gaz miqdorini hisoblang.

Yechish: $(CH_3)_2CO \rightleftharpoons CH_2 = CO \rightarrow (CH_3CO)_2O$
reaksiyaga mos holda atseton sarfi

$$G = \frac{58 \cdot 1000}{102} = 568 \text{ kg} / \text{soat}.$$

Aylanish darajasini hisobga olgan holda

$$G = \frac{568}{0,25} = 2272 \text{ kg} / \text{soat}$$

Issiqlikning kirishi:

$$Q_1 = 2,09 \cdot 2272 \cdot 20 = 94969,6 \text{ kJ}$$

Atseton bilan issiqlik sarfi:

$$Q_2 = 2272 \cdot 553,5 = 1257552 \text{ kJ}$$

$$Q_{sarf} = \frac{568}{58} \cdot 20 \cdot 10^3 = 818560 \text{ kJ}$$

Tashlanma gazlar bilan

$$Q_3 = 2,26 \cdot 2272 \cdot 800 = 4107776 \text{ kJ}$$

$$\sum Q_{sarf} = 1257552 + 818560 + 4107776 = 6183888 \text{ kJ}$$

Bundan reaksiya sohasida yondirish uchun zarur bo'lgan metanning miqdori

$$\frac{6183888 - 94969}{890310} = 6,84 \text{ mol}$$

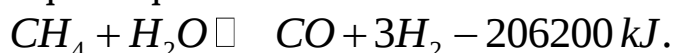
yoki tabiiy gazga qayta hisoblaganda

$$\frac{6,84 \cdot 22,4}{0,98} = 156,5 \text{ m}^3$$

Atseton pirolizi qurilmasining issiqlik balansi ushbu jadvalda keltirilgan:

Kirish	<i>kJ</i>	%	Sarf	<i>kJ</i>	%
Q_1	94969,6	1,53	Q_2	1257552	20,1
Q	6088919	98,47	Q_{sarf}	818560	13,1
			Q_3	4107776	66,8
Jami	6183888	100	Jami	6183888	100

61- misol. Metanni katalitik konversiyalab vodorod olish uchun reaktorning issiqlik balansini hisoblang. Hisob $1000 \text{ m}^3 \text{ H}_2$ bo'yicha olib borilsin. Atrof-muhitga issiqlikning yo'qotilishi kelayotgan issiqlikdan 6 % deb qabul qilamiz. Hisob



reaksiya bo'yicha olib boriladi. Boshlang'ich ma'lumotlar: $\text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O} = 1:2$; reaktorga kirayotgan reagentlarning harorati 105°C ; reaksiya sohasidagi harorat 900°C . Issiqlik sig'imi $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ da:

	CH_4	H_2O	CO	H_2
100°C	36,72	33,29	28,97	29,10
900°C	-	38,14	31,36	29,90

Yechish: Misolning shartiga ko'ra ($\text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O} = 1:2$) $1000 \text{ m}^3 \text{ H}_2$ ga boshlang'ich reagentlarning va hosil bo'lgan mahsulotlarning hajmi quyidagini tashkil etadi:

Kirish		Sarf	
boshlang'ich moddalar	m^3	Mahsulot	m^3
CH_4	333	CO	333
H_2O	667	H_2O	334
		H_2	1000
Jami	1000	Jami	1667

Kirayotgan issiqlik

$$Q_{fizCH_4} = \frac{333}{22,4} \cdot 36,72 \cdot 105 = 57318 kJ$$

$$Q_{fizH_2O} = \frac{667}{22,4} \cdot 33,29 \cdot 105 = 104083 kJ$$

$$\sum Q_{fiz} = 161401 kJ$$

Issiqlik sarfi: $900^\circ C$ haroratda mahsulotlarning reaktordan olib chiqib ketayotgan issiqligi:

$$Q_{CO} = \frac{333}{22,4} \cdot 37,36 \cdot 900 = 499857 kJ$$

$$Q_{H_2O} = \frac{334}{22,4} \cdot 38,14 \cdot 900 = 511825 kJ$$

$$Q_{H_2} = \frac{1000}{22,4} \cdot 29,90 \cdot 900 = 1201339 kJ$$

$$\sum Q_{fiz.ol.ch.ket.} = 2213382 kJ$$

$$Q_{sarf} = \frac{333}{22,4} \cdot 206200 = 3065384 kJ$$

$$\text{Jami: } 5278766 kJ$$

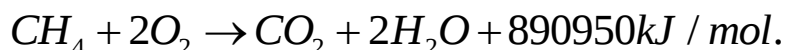
$$Q_m = 161401 \cdot 0,06 = 9684 kJ$$

Metan konversiyasining (o'zgartirishning) issiqlik balansi quyidagi jadvalda keltirilgan:

Kirish	kJ	Sarf	kJ
Q_{CH_4}	57318	Q_{CO}	499857
Q_{H_2O}	104083	Q_{H_2}	1201339

		Q_{H_2O}	511825
		Q_m	9684
		Q_{sarf}	3065384
Jami	161401	Jami	5288089

Reaksiya sohasiga issiqlikni yetkazish tabiiy gaz (98 % CH_4 ; 2 % N_2) metanini yondirish hisobiga amalga oshiriladi:



Vujudga kelgan ΔQ issiqlik yetishmovchiligini qoplash uchun

$$\frac{5288089}{890950} = 5,94 kmol$$

yoki $5,94 \cdot 22,4 = 133 m^3$ metan CH_4 , ya'ni $135,7 m^3$ tabiiy gazni yondirish zarur.

9.3. Moddiy va issiqlik balanslarining umumiy shartlari

Kimyoviy aylanishdan keyin moddalardan birining miqdorini bilib, aralashma barcha komponentlarining miqdorini aniqlash mumkin. Masalan, agar boshlang'ich modda A ning qolgan miqdori G_A bo'lsa, u holda barcha komponentlarining miqdori

$$G_i = G_{i_b} \pm (v_i / v_A)(G_{A_b} - G_A); \quad (9.15a)$$

agar aylanishdan keyin R mahsulotning miqdori G_R bo'lsa, u holda

$$G_i = G_{i_b} \pm (v_i / v_R)(G_R - G_{R_b}). \quad (9.15b)$$

Bu yerda “+” ishora reaksiya mahsuloti uchun, “–” ishora boshlang'ich modda uchun.

A moddaning aylanish darajasi

$$x_A = \frac{G_{A_b} - G_A}{G_{A_b}}$$

dan foydalanib ixtiyoriy komponentning miqdorini aniqlash mumkin:

$$G_i = G_{i_b} \pm \frac{a_i}{a} G_{A_b} x_A, \quad (9.16)$$

bu yerda: “+” - ishora reaksiya mahsuloti uchun; “–” - ishora boshlang‘ich modda uchun.

Reaksion aralashmadagi komponentning molar ulushi

$$c_i = \frac{G_i}{\sum G_i} = \frac{c_{i_b} \pm \frac{a_i}{a} c_{A_b} x_A}{1 + \frac{\Delta n}{n_A} c_{A_b} x_A}, \quad (9.16a)$$

bu yerda: Δn – reaksiyadagi mollar sonining o‘zgarishi (boshlang‘ich moddalar mollariga nisbatan mahsulotlarning mollari ko‘p xosil bo‘lgan reaksiya uchun $\Delta n > 0$).

Reaksion aralashmaning hajmi o‘zgarmasdan boruvchi yuqorida aniqlangan reaksiyalar uchun

$$c_i = c_{i_b} \pm \frac{a_i}{a} c_{A_b} x_A. \quad (9.16b).$$

Reaktordan chiqishda hech bo‘lmaganda bitta komponentning miqdori yoki boshlang‘ich komponentning aylanish darajasini bilib, (9.15a-b), (9.16), (9.16a-b) tenglamalar bo‘yicha chiquvchi oqimning holati - barcha moddalarning miqdori va konsentratsiyasini aniqlash mumkin.

Murakkab reaksiya (3.1) tenglamaga o‘xshash bir nechta stexiometrik tenglamalar bilan ifodalanishi mumkin.

Murakkab reaksiyalarni tasniflash uchun stexiometrik tenglamalar soni va ko‘rinishini aniqlash [7] adabiyotda batafsil keltirilgan.

Murakkab reaksiyalarda ulardan biri foydali mahsulot, masalan R ni hosil bo‘lishiga olib keladi. Boshqa - qo‘shimcha reaksiyalar kerakli mahsulotni hosil qilmasdan boradi. Murakkab reaksiyaning tavsifini soddaroq bayon qilish uchun uni: 1) chap tomonida bir xil boshlang‘ich modda A qatnashgan; 2) o‘ng tomonida faqat bitta foydali mahsulot R qatnashgan stexiometrik tenglamalar tizimi bilan ifodalaymiz. Masalan,

$$\begin{cases} A + B = R \\ A + C = S \end{cases} \begin{matrix} x_1 \\ x = x_1 + x_2 \\ x_2 \end{matrix} \quad (9.17)$$

Har bir stexiometrik tenglamada boshlang‘ich moddaning aylanish darajasi kiritiladi. Misolda har bir reaksiya uchun A

moddaning aylanish darajasi x_1 va x_2 hamda uning umumiy aylanish darajasi x keltirilgan.

Har bir stexiometrik tenglamada A moddaning aylanish darajasi x_{A_j} ma'lum bo'lsa, barcha komponentlarning miqdorini aniqlaymiz:

$$G_i = G_{i_b} \pm \sum_j^N \frac{a_{ij}}{a_j} G_{A_b} x_{A_j},$$

bu yerda: a_{ij} – j - reaksiyadagi i - moddaning stexiometrik koeffitsienti; N – stexiometrik tenglamalar soni.

Komponentlar miqdori G_i ni bilgan holda ularning molar ulushlarini hisoblaymiz:

$$c_i = \frac{G_i}{\overline{N}}, \quad (9.18a)$$

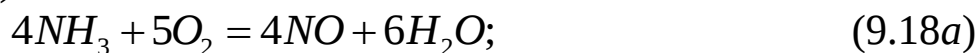
bu yerda: $\overline{N}$ – oqimdagi komponentlar soni.

Reksion aralashma hajmi o'zgarmay borayotgan reaksiya uchun

$$c_i = c_{i_b} \pm \sum_j^N \frac{a_{ij}}{a_j} c_{A_b} x_{A_j} \quad (9.18b)$$

Ko'p bosqichli aylanishlar. Ko'pgina hollarda ketma-ket qator aylanishlar o'tadigan qism tizimlar va hatto umuman KTT ning moddiy balansini tuzish zarur. Misol uchun moddiy balans tuzish kerak bo'lgan nitrat kislotasi ishlab chiqarishni ko'raylik. Kimyo texnologik jarayonda quyidagi reaksiyalar boradi:

ammiakning oksilanishi (NH_3 to'liq NO gacha oksidlanadi deb qabul qilamiz)



azot (II) oksidining oksidlanishi

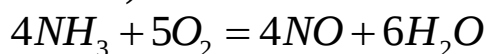


azot (IV) oksidining xemosorbtsiyasi



Absorbsion minoraga kislorod berilganda hosil bo'lgan azot (II) oksidi (9.18b) reaksiya bo'yicha NO_2 gacha qayta oksidlanadi. SHunday qilib, nitrat kislotasining hosil bo'lishi stexiometrik tenglamalar - (9.18a-d) bilan ifodalanadi. Ularning birinchisini 1ga,

ikkinchisini 3 ga, uchinchisini 2 ga ko‘paytiramiz va ularni qo‘shamiz. Natijada nitrat kislotasini hosil qilishning umumiy stexiometrik tenglamasi (tenglama-**brutto**)



ni hosil qilamiz.

Albatta bunday reaksiya noma'lum, lekin bu stexiometrik tenglama jarayon bosqichlari bo'yicha aylanishlarni tafsilotlarisiz, ishlab chiqarilgan barcha nitrat kislotasi bo'yicha moddiy balansni olishga imkon beradi.

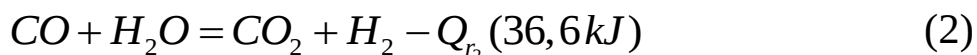
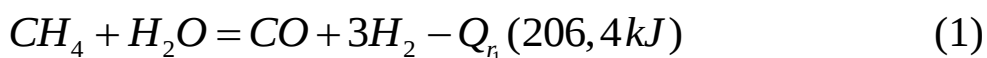
Muvozanatli kimyoviy aylanishlar. Balans hisoblashlari uchun reaksiya muvozanatgacha boradi deb qabul qilish mumkin. U holda bunday muvozanatdagi aralashma uchun harorat beriladi. Bundan moddalarning muvozanat konsentratsiyalari bilan bog‘langan muvozanat konstantasi K_c ning tenglamasi

$$K_c = \left(\frac{C_R^{v_R} C_S^{v_S}}{C_A^{v_A} C_B^{v_B}} \right)_{movz} \quad (9.19)$$

ma'lum.

(9.18a) yoki (9.18b) tenglamadan foydalanib komponentlarning konsentratsiyasini ularning aylanish darajasiga bog‘liqligi ko‘rinishida yozish mumkin bo‘ladi. Ularni (9.19) tenglamaga qo‘yib, muvozanat aylanish darajasi x_m ning qiymatlarini va keyin ularni o‘sha (9.18a) yoki (9.18b) tenglamaga qo‘yib, barcha komponentlarning muvozanat konsentratsiyalarini topamiz.

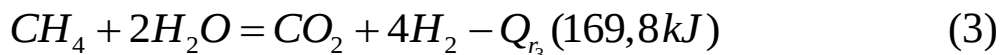
62- misol. Ushbu



tenglamalar bilan tasniflangan metanni suv bug‘i bilan konversiyalab vodorod olish jarayonining moddiy balansini tuzing va berilgan issiqlik miqdorini aniqlang. Suv bug‘i miqdori *kmollarda* metanga nisbatan 6 marta ko‘p kiradi, metanning aylanish darajasi $x = 0,98$, uglerod oksidining chiqishi $E_{CO} = 0,96$. Hisob $1000 m^3/soat$ vodorodga olib borilsin.

Yechish. Berilgan tizimda stexiometrik tenglamalarning ikkala

tenglamasi o‘zaro bog‘liq emas ($Y = 5 - 3 = 2$). Lekin hisoblashlarni osonlashtirish uchun (2) reaksiyani, (1) va (2) reaksiyalarni qo‘shishdan hosil bo‘lgan quyidagi reaksiya-brutto (3) bilan almashtirish mumkin:



(1) va (3) reaksiyalar metanning aylanishi xususiy aylanish darajalari x_1 va x_2 bilan ikki yo‘nalish bo‘yicha boradigan, bog‘liq bo‘lmagan tenglamalar tizimini ham ifodalaydi.

Aylanish darajasi x_1 uglerod oksidini chiqishiga mos keladi, aylanish darajasi x_2 ni metanning umumiy aylanishi x va x_1 orasidagi ayirma kabi aniqlash mumkin: $x_2 = 0,02$ ni topamiz. Hususiy aylanish darajalarini bilib, (3.2) yoki (3.10a) formula bo‘yicha reaksiyaga kirishuvchi moddalarning miqdorini hisoblashga o‘tish mumkin.

Metanning boshlang‘ich miqdori

$$V_{0CH_4} = V_{H_2} / (3x_1 + 4x_2) = 1000 / (2,88 + 0,08) = 337,8 \text{ m}^3/\text{soat} \text{ yoki } 241,3 \text{ kg}/\text{soat}.$$

Suv bug‘ining boshlang‘ich miqdori

$$V_{0H_2O} = 6V_{0CH_4} = 2026,8 \text{ m}^3/\text{soat} \text{ yoki } 1628,7 \text{ kg}/\text{soat}.$$

Hosil bo‘lgan uglerod monooksidining miqdori

$$V_{VO} = V_{0CH_4} x_1 = 324,3 \text{ m}^3/\text{soat} \text{ yoki } 405,4 \text{ kg}/\text{soat}.$$

Hosil bo‘lgan uglerod dioksidining miqdori

$$V_{VO_2} = V_{0CH_4} x_2 = 6,8 \text{ m}^3/\text{soat} \text{ yoki } 13,3 \text{ kg}/\text{soat}$$

Qolgan suv bug‘ining miqdori

$$V_{H_2O} = V_{0H_2O} - V_{0CH_4} (x_1 + x_2) = 2026,8 - 337,8(0,96 + 0,04) = 1689 \text{ m}^3 / \text{soat} \text{ yoki } 1869,8 \text{ kg} / \text{soat}.$$

Moddiy balansning hisoblash ma’lumotlarini 9.3- jadvalga keltiramiz.

9.3- jadval. Metanni bug‘li aylanishining moddiy balansi

Kirish			Sarf		
Modda	Miqdor		Modda	Miqdor	
	kg/soat	m ³ /soat		kg/soat	m ³ /soat

CH_4	241,3	337,8	H_2	89,3	1000
H_2O	1628,7	2026,8	CO	405,4	324,3
			CO_2	13,3	6,8
			CH_4	4,8	6,8
			H_2O	1357	1689
Jami	1870	2364,6	Jami	1869,8	3026,9

$$\sum q^{haq} = Q_{r_1} V_{0CH_4} x_1 \cdot 10^3 / (22,4 \cdot 3600) + \\ + Q_{r_2} V_{0CH_4} x_2 \cdot 10^3 / (3600 \cdot 22,4) = -826,96 \text{ kVt}$$

63- misol. Atseton pirolizi bilan keten ishlab chiqarishning issiqlik balansini tuzing va jarayonning issiqlik tartibini saqlab turish uchun zarur bo'lgan yoqilg'i - tabiiy gaz (metanning hajmiy ulushi 98 %, azotning hajmiy ulushi 2 %) miqdorini hisoblang. Keten bo'yicha unumdorlik 1000 kg/soat, piroliz harorati 800 °C, atsetonning ketenga aylanish darajasi $x = 0,25$. Issiqlik yo'qotishlarni hisobga olmang. Keten olishning kimyoviy reaksiyasi



Atseton jarayonga suyuqlik holatida $T_{kir} = 20^\circ \text{C}$ haroratda kiradi. Atsetonning bug'lanish issiqligi $Q_{bug} = 553,5 \text{ kJ/kg}$, harorat 20°C bo'lganida atsetonning solishtirma issiqlik sig'imi $\bar{c}_{ats} = 2,26 \text{ kJ / kg} \cdot \text{grad}$, $t_r = 800^\circ \text{C}$ haroratda reaksiya aralashmaning issiqlik sig'imi $c_r^{ar} = 2,2 \text{ kJ/kg} \cdot \text{grad}$, metanning issiqlik berish qobiliyati $Q_T = 890 \text{ MJ/kmol}$. Molekular massalar: $M_{ats} = 58$ – atseton, $M_{ket} = 42$ – keten.

Yechish. Aylanish darajasini hisobga olganda atsetonning jarayonga kirayotgan miqori: $G_{ats} = M_{ats} \cdot 1000 / (M_{ket} x) = 5523,8 \text{ kg/soat}$. **Suyuq** atseton oqimi bilan issiqlikning kelishi:

$$q^{kir} = G_{ats} \bar{c}_{ats} t_{kir} = 231 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/soat},$$

issiqlik sarfi:

atsetonning bug'lanishiga

$$q^{bug} = G_{ats} Q_{bug} = 3057 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/soat};$$

tashlanma gazlar bilan

$$q^{chiq} = G_{ats} c_r^{ar} t_r = 9987 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/soat};$$

endotermik reaksiyada

$$q^{haq} = G_{ats} Q_r \cdot 10^3 / M_{ats} = 20 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/soat}.$$

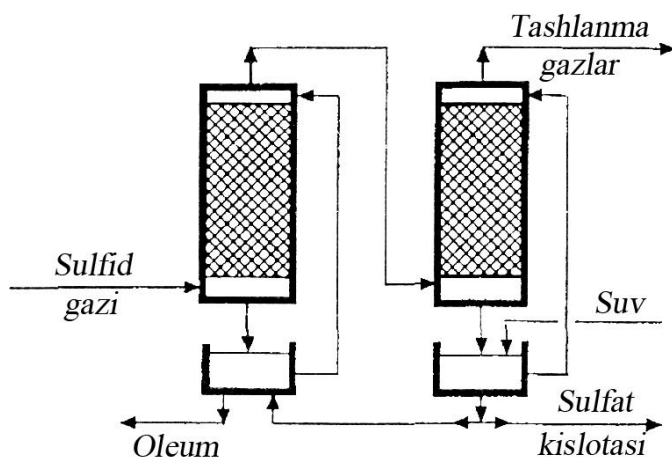
Issiqlikning umumiy sarfi $q_{sarf} = 13064 \cdot 10^3 \text{ kJ/soat}$, issiklikning tanqisligi $q_{tanq} = 12833 \cdot 10^3 \text{ kJ/soat}$, reaksiya sohasida yondirish uchun zarur bo'lgan tabiiy gaz miqdori $G = q_{tanq} / Q_T = 14,4 \text{ kmol/soat}$ yoki tabiiy gazga qayta hisoblaganda $G_{CH_4} \cdot 22,4 / 0,98 = 329 \text{ m}^3/\text{soat}$.

Issiqlik balansining hisoblash ma'lumotlarini 9.4- jadvalda keltiramiz.

9.4- jadval. Piroliz jarayonining issiqlik balansi

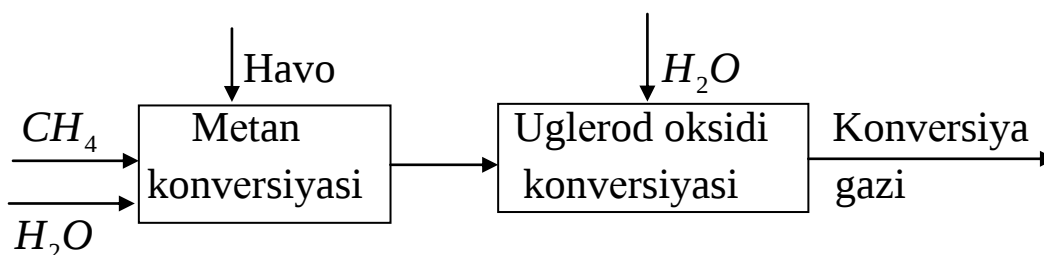
Kirish, kJ/soat		Sarf, kJ/soat	
Suyuq atseton bilan Tabiiy gazning yonish issiqligi	$231 \cdot 10^{-3}$	Atsetonning bug'lanishiga	$3057 \cdot 10^{-3}$
	$12433 \cdot 10^{-3}$	Tashlanma gazlar bilan Kimyoviy reaksiyaga	$9987 \cdot 10^{-3}$
			$20 \cdot 10^{-3}$
Jami	$13064 \cdot 10^{-3}$	Jami	$13064 \cdot 10^{-3}$

1. Absorbsion qurilmaga (9.1- rasm) SO_2 ning hajmiy ulushi 7,5 % bo'lgan $10000 \text{ m}^3/\text{soat}$ gaz berilmoqda. Oleum absorbsiyasi natijasida tarkibida 15 % erkin SO_3 va sulfat kislotasining massa ulushlari 93 % bo'lgan 2000 kg/soat oleum olinmoqda. Absorbsiyaning umumiy darajasi 0,995 %. Qurilmaning moddiy balansi va birinchi absorberda absorbsiya darajasini hisoblang.



9.1- rasm. Sulfat kislotasi ishlab chiqarishda absorbsion bo'limning moddiy oqimlar sxemasi.

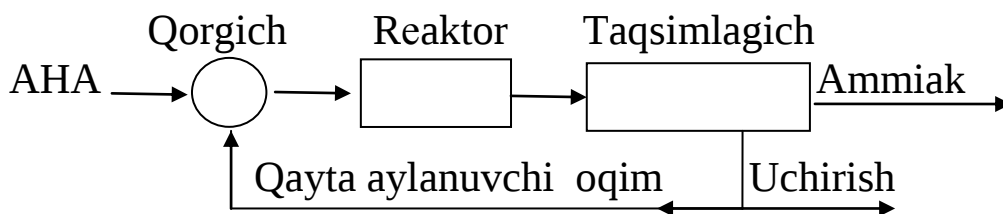
2. Metanning suv bug‘i bilan konversiya qurilmasiga (9.2- rasmga qarang) $20000 \text{ m}^3/\text{soat}$ metan berilmoqda. Metanning konversiya darajasi 0,98. Metanning konversiyasi natijasida hosil bo‘ladigan uglerod oksidi keyingi reaktorda suv bug‘i bilan konversiyalanadi va uning konversiya dvrajasi 0,96 ni tashkil etadi. Azotning vodorodga nisbati 1:3,1 bo‘lgan azot vodorod aralashmasi ishlab chiqarish qurilmasining moddiy balansini hisoblang.



9.2- rasm. Metanning suv bug‘i bilan konversiyasi jarayonida reagent oqimlarining sxemasi.

3. Tarkibida ammiakning hajmiy ulushlari 9 % bo‘lgan $10 \text{ m}^3/\text{soat}$ sarf bilan ammiak havo aralashmasi kiritilayotgan ammiakni oksidlash reaktorining modiy balansini tuzing. Faqat azot oraliq mahsulot deb olinsin.

4. Tarkibida CH_4 ning hajm ulushlari 0,5 % bo‘lgan ammiak havo aralshmasi (AHA) dan ammiakning unumdorligi $10000 \text{ kg}/\text{soat}$ bo‘lgan ammiak sintezi KTT ning (9.3- rasmga qarang) moddiy balansini hisoblang. Reaktorda AHA ning aylanish darajasi 0,18. Retsirkulyatsion gazning tarkibi: CH_4 – 6,0 %, NH_3 – 3 %, qolganlari – AHA.



9.3- rasm. Ammiak sintezi qurilmasida reagentlar oqimlarining sxemasi

5. Tarkibida SO_2 ning hajmiy ulushi 8,3 % bo‘lgan $15000 \text{ m}^3/\text{soat}$ gaz absorbsion qurilmaga (9.1- rasmga qarang) berilmoqda.

Absorbsiya natijasida tarkibida 20 % erkin SO_2 va 98 %li sulfat kislotasi bo'lgan oleum olinmoqda. Oleumli absorberda absorbsiya darajasi 0,2, absorbsiyaning umumiy darajasi esa 0,99 %. Qurilmaning moddiy balansini hisoblang.

6. Unumdorligi 65 t / b.k-k bo'lgan oltingugurt kuydirish pechining moddiy balansini tuzing. Oltingugurtning oksidlanish darajasi 0,93 (qolgan oltingugurt haydab chiqariladi va pech tashqarisida kuyib ketadi). Havonig ortiqchalik koeffitsienti 1,25. Hisoblash kilogramm soatda kuydiriladigan oltingugurt bo'yicha pechning unumdorligiga olib borilsin.

7. Havo bilan etilenni bevosita katalitik oksidlash bilan etilen oksidi ishlab chiqarishning moddiy balansini tuzing. Boshlang'ich gaz aralashmasining tarkibi - havoda etilenning hajmiy ulushi 3 %. Etilenning oksidlanish darajasi 0,5. Hisoblash 1 t etilen oksidiga olib borilsin. Jarayon kimyoviy tenglama $2CH_2 = CH_2 + O_2 = 2(CH_2)_2O$ bilan tasniflanadi.

8. 1 t xlorbenzol ishlab chiqarishda xloratorning moddiy balansini tuzing. Mahsulotlar tarkibining massa ulushlari, %: benzol - 65,0; xlorbenzol - 32,0; dixlorbenzol - 2,5; uchxlorbenzol - 0,5. Texnik benzol tarkibida C_6H_6 ning massa ulushi 97,5 %, texnik xlor tarkibida Cl_2 ning massa ulushi 98 %.

9. 1 soatda unumdorligi 20 t, namligining massa ulushi 5 % bo'lgan ammiakli selitra NH_4NO_3 olish uchun qurilmaning moddiy balansini tuzing. Ishlab chiqarishda 47 %li nitrat kislotasi va 100 %li gazsimon ammiak ishlatiladi. Ishlab chiqarishda nitrat kislotasi va ammiakning yo'qotishlari unumdorlikning 1 %ini tashkil etadi. Ammiakli selitra neytralizatordan suvda 60 %li NH_4NO_3 eritma ko'rinishda chiqadi. Ekzotermik neytrallash reaksiyasi $HNO_3 + NH_3 = NH_4NO_3$ natijasida bug'lanib ketgan namlikni miqdorini aniqlang.

10. Atsetilen olish uchun metanning termooksidlash krekingida gazlar aralashmasi quyidagi tarkibga ega (hajmiy ulush, %): C_2H_2 – 8,5; H_2 – 57; CO – 25,3; CO_2 – 3,7; C_2H_2 – 0,5; CH_4 – 4,0; Ar – 1,0. Atsetilen ajralgandan keyin kreking chiqindilaridan 1 t metanol: $CO + 2H_2 = CH_3OH$ olish uchun krekinglash kerak bo'lgan metaning miqdorini aniqlang. 1 t boshlang'ich metandan atsetilen ajralgandan

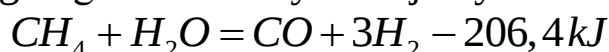
keyin 1160 kg gaz aralashmasi hosil bo‘ladi.

11. Ammiakni oksidlashda azot oksidining chiqishi 97 %ni tashkil etishi shartida 61 %li nitrat kislotasi ishlab chiqarishning moddiy balansini hisoblang. Oksidlashning oraliq mahsuloti - faqat azot. Azot dioksidining absorbsiya darajasi 99 %. Oksidlash reaktori oldidan ammiak-havo aralashmasining 9 %i ammiakni tashkil etadi. Ishlab chiqarishga berilayotgan havo 47 % nisbiy namlikka ega.

12. Havoning harorati 21°C deb qabul qilib, 11- misolning shartlari bo‘yicha ammiakni oksidlash reaktorining issiqlik balansini tuzing. Ammiakni oksidlash 850°C haroratda olib borilmoqda. Atrof muhitga issiqlikning yo‘qotilishlari issiqlik umumiy miqdarining 5 %ini tashkil etadi.

13. Tarkibida hajmiy ulushi 10 % ammiak bo‘lgan $60000\text{ m}^3/\text{soat}$ sarflanayotgan ammiak-havo aralashmasi kirayotgan ammiakni oksidlash reaktorining moddiy balansini tuzing. Ammiakni to‘liq aylanishida azot oksidi bo‘yicha tanlovchanlik 0,95 ni tashkil etadi. YAgona oraliq mahsulot sifatida azot hosil bo‘ladi deb hisoblang.

14. Metanning bug‘li konversiyalash jarayoni



ning moddiy balansini tuzing va agar CH_4 ning aylanish darajasi 0,95, mol nisbati $\text{H}_2\text{O}:\text{CH}_4 = 3:1$ bo‘lsa, u holda foydalaniladigan issiqlik miqdorini hisoblang. Hisob 1000 m^3 boshlang‘ich bug‘-gaz aralashmasiga nisbatan olib borilsin.

15. 1000 kg kolchedanni kuydirishda havo stexiometrik berilganda:

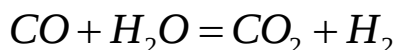
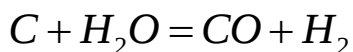


SO_2 ni chiqishi va ajralgan issiqlik miqdorini hisoblang, moddiy balans tuzing. Kolchedan tarkibida pirit FeS_2 va kuymaydigan qo‘shimchalar bor. Kolchedanda oltingugurtning tarkibi 41 %, qurumda esa 0,5 %.

16. Tarkibida massa ulushi 25 % ammiak bo‘lgan ammiakli suvni, tarkibida massa ulushi 58 % HNO_3 bo‘lgan nitrat kislotasi bilan 105°C haroratda neytrallash bilan olinadigan $1500\text{ kg}/\text{soat}$ ammiakli selitra ishlab chiqarishning moddiy balansini tuzing. Ammiakli selitranning suvli eritmasi suvini yo‘qotish uchun vakuum qurilmaga, erigan selitrani esa bug‘lashdan keyin donadorlashtrishga beriladi.

Nitrat kislotasi va ammiak bo'yicha aylanish darajasi 100 %. Selitra ishlab chiqarishda ammiakni yo'qotishlar massa ulushlarning 3 %ini tashkil etadi.

17. Tarkibida, massa ulushlari, %: $C - 96,5$; $H_2O - 3,5$ bo'lgan koksni suv bug'i bilan gazlashtirish



reaksiyalar bo'yicha amalga oshiriladi. Uglerodning aylanish darajasi 0,93, CO bo'yicha tanlovchanlik 0,88 ga teng. Hosil bo'lgan gaz tarkibini hisoblang va berilgan tarkibdagi koksni gazlashtirish jarayonining moddiy balansini tuzing.

18. Ushbu



reaksiyalar bo'yicha 1 t koksni gazlashtirish jarayonining moddiy balansini tuzing. Koks tarkibida massa ulushlari 4 %i kul qo'shimchalar, bug': koks massa nisbati 1:8, koksda uglerodning aylanish darajasi 0,90, uglerod oksidini chiqishi 0,85 ga teng. SHuningdek kiritilgan issiqlikning umumiy miqdorini aniqlang.

19. Massasi 14 kg kalsiy oksidi massasi 35 kg HNO_3 bilan ishlov berildi. Quyidagi sxema bo'yicha moddiy balans tuzing:

Kirish	kg	Sarf	kg
kalsiy oksidi		kalsiy nitrat	
nitrat kislotasi		Suv	
Jami		Jami	

20. Massasi 130 t temir (III) oksidini (normal sharoitda) $0,031 m^3$ hajmli uglerod (II) oksidi **tokda** qizdirildi. Temir (III) oksidini qaytarilish moddiy balansini quyidagi sxema bo'yicha tuzing:

Kirish	g	Sarf	g
temir (III) oksidi		Temir	
uglerod (II) oksidi		uglerod (IV) oksidi uglerod (II) oksidi	
Jami		Jami	

21. Qizdirilgan trubkada joylashgan massasi 50 g mis oksidi ustidan hajmi $0,011m^3$ vodorod o'tkazildi. Reaksiya natijasida massasi 8,8 g suv hosil bo'ldi. Quyidagi sxema bo'yicha moddiy balans tuzing:

Kirish	<i>g</i>	Sarf	<i>g</i>
mis oksidi		mis	
vodorod		mis oksidi suv vodorod	
Jami		Jami	

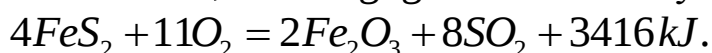
22. Moddiy balans asosida sulfat kislotasi ishlab chiqarish bo'limining issiqlik balansini tuzing. Kontakt qurilmaga kirayotgan kuydirilgan gazning harorati 313K; bo'limdan chiqayotgan gazning harorati 473K; xuddi shunday sharoitlarda SO_2 ning molar issiqlik sig'imi SO_3 ning molar issiqlik sig'imiga, ya'ni $43,5 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot K)$ ga teng; $c_{O_2} = 30,1 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot K)$; $c_{N_2} = 29,0 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot K)$. 313K haroratda azotning molar issiqlik sig'imi 41,2 ga va kislorodniki $-29,4 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot K)$ ga teng.

23. Suv bug'i bilan metanning uglerod oksidi va vodorodga konversiyasi stexiometrik reaksiyaga 206 kJ issiqlik yutilishi bilan birgalikda yuz beradi. Reaktorga 3:1 ga teng mol nisbatda bug': metan reaksiya aralashmasi kiradi. Agar reaktordan chiqishda uglerod oksidining hajmiy ulushi 10 % bo'lsa, u holda metan va suv bug'ining aylanish darajasi, $10 \text{ m}^3/\text{s}$ boshlang'ich aralashmani qayta ishlashda yutilgan issiqlikning umumiy miqdorini aniqlang.

24. Reaksiya $CH_4 + H_2O = CO + 3H_2 - 206 \text{ kJ}$ bo'yicha metanni katalitik konversiya bilan vodorod olish uchun zarur issiqlik miqdorini aniqlang. Boshlang'ich bug'-gaz aralashmasidagi metanning aylanish darajasi 0,92, hajmiy nisbat $CH_4 : H_2O = 1 : 2,8$ ni tashkil etadi. Reaksiya sohasidagi harorat $980^\circ C$, reaktorga kirayotgan reagentlarning harorati $130^\circ C$. Atrof muhitga yo'qotilayotgan issiqlik kirayotganning 5 %ini tashkil etadi. Hisoblash hosil bo'lgan 1000 m^3 vodorodga nisbatan olib borilsin. Gazlarning molar issiqlik sig'imi, $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{grad})$: $CH_4 - 36,8$; $H_2O - 36,0$; $CO - 30,5$; $H_2 - 29,5$.

25. Agar CH_4 ning aylanish darajasi 0,95, molar nisbati $H_2O:CH_4 = 3$ bo'lsa, u holda metanning bug' konversiya jarayoni $CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$ ning moddiy balansini tuzing. Hisoblash $1000\ m^3$ boshlang'ich bug'-gaz aralashmasi uchun olib borilsin.

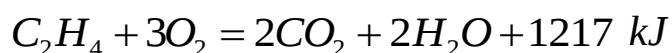
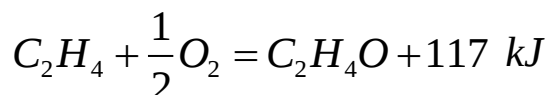
26. Trakibida massa ulushlari 41 % oltingugurt, massa ulushlari 7,4 % namlik bo'lgan $1000\ kg$ oltingugurt kolchedanini kuydirganda SO_2 ning chiqishi va ajralgan issiqlik miqdorini hisoblang. Kuyindi tarkibida massa ulushlari 0,5 % oltingugurt bor. Reaksiya:



27. Havodagi massa ulushlari 10% SO_2 dan tashkil topgan $1000\ m^3$ sulfit gazini qayta ishlaganda ajralib chiqqan issiqlik miqdorini hisoblang. SO_2 ning aylanish darajasi 90 % ga teng. Bunda reaktordan chiqishda aralashmaning tarkibi qanday bo'ladi (hajm ulushlari % da

berilsin)? Reaksiya: $SO_2 + 0,5O_2 = SO_3 + 92000\ J$. Tarkibida havodagi massa ulushlari 10% SO_2 bo'lgan $10000\ m^3/soat$ sulfit gazini qayta ishlab SO_3 ga oksidlashda reaktorning moddiy balansini tuzing.

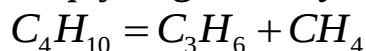
28. Etilen oksidi etilenni

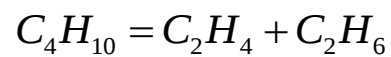


reaksiyalar bo'yicha oksidlash bilan olinadi. Agar etilen oksidi bo'yicha tanlovchanlik 0,65 ni tashkil etsa, etilenning aylanish darajasi esa 0,98 ga teng bo'lsa, u holda $250\ m^3/soat$ etilen oksidini olish uchun boshlang'ich aralashmaning (hajmiy ulushlarining 8 %i etilen, hajmiy ulushlarining 19,32 %i kislorod, qolganlari - azot) hajmiy sarfni hisoblang. Bunda ajralayotgan issiqlikning umumiy miqdorini aniqlang.

29. Gaz fazali reaksiya $A + 3B \rightarrow R$ o'zgarmas bosimda o'tmoqda. A, B va R moddalarning boshlang'ich konsentratsiyalari mos ravishda 0,4; 0,5 va 0,1 molar ulushlarga teng. Mahsulot tarkibida molar ulushi 0,7 mahsulot R bor. Boshqa moddalarning konsentratsiyasi va B moddaning aylanish darajasini aniqlang.

30. Butanning pirolizi quyidagi reaksiyalar orqali boradi:





Agar butanning oxirgi aralashmadagi konsentratsiyasi molar ulushlarining 0,1 ini tashkil etsa, u holda butanning aylanish darajasini hisoblang.

IV- bob. ASOSIY KIMYOVIY ISHLAB CHIQRISHLAR

10- §. Kimyo sanoatining homashyo bazasi

Har qanday kimyoviy ishlab chiqarishning kimyo texnologik tizimlar tuzilishida homashyo bilan ta'minlash mustaqil qism tizimini tashkil etadi. Korxonani turli-tuman, arzon va hammabop homashyo bilan ta'minlash masalasi dolzarbdir, chunki u yoki bu mahsulotning ma'lum darajada texnologiyasi, uning tannarhi va sifatini aniqlovchi asosiy elementlardan biri homashyodir. Homashyo deb, sanoat mollarini ishlab chiqarishda foydalaniladigan tabiiy moddalarga va yarim mahsulotlarga aytiladi. Qator kimyoviy moddalar tayyorlash uchun boshqa korxonalarning chiqindilari ishlatiladi. Kimyo sanoatida birmuncha miqdorda qishloq xo'jaligi homashyolaridan foydalaniladi, lekin uning hajmi doimiy kamaymoqda. Masalan, spirtlar, organik kislotalar, glitserinlar, yuvish vositalari hozir asosan qazib olinadigan va yog'och-o'simlik homashyosiga tayanadi. Kimyo sanoatiga ko'mir, tabiiy gaz, neft, slanetslar hamda yog'och-o'simlik homashyolari va dunyo okeanining homashyo manbalari borgan sari ko'proq jalb etilmoqda.

Foydali komponentlar bilan boyitilgan, konsentrlangan homashyodan foydalanish, homashyoni samarali qayta ishlashda muhim texnik-iqtisodiy ahamiyatga ega.

Qattiq homashyolar uchun ko'pincha boyitishning mexanik usullari - sochish (g'alvirlash), gravitatsion ajratish, elektromagnit va elektrostatik separatsiya hamda fizik-kimyoviy usul - flotatsiya qo'llaniladi.

64- misol. Homashyoni boyitish fabrikasida silvinitning asosiy flotatsiyasida ikki karra qayta tozalanadigan KCl ning massa ulushi 0,72 li xomaki konsentrat hosil bo'ladi. Natijada KCl ning massa ulushi 0,92 li oxirgi mahsulot hosil bo'ladi. Agar KCl ning massa ulushi 0,30 li massasi 2 t bo'lgan ruda olingan bo'lsa; xomaki konsentrat esa 690 kg hosil bo'lgan bo'lsa, u holda silvinitning ajratib olish darajasi (foizda) va konsentratsiyasi hamda konsentratning chiqishini aniqlang.

Yechish: Ushbu formulaga asosan konsentratning chiqishi aniqlanadi:

$$x_k = \frac{G_{ok}}{G_r} \cdot 100,$$

bu yerda: G_{ok} - olingan konsentrat, G_r - olingan rudaning massasi (foizlarda), ya'ni

$$x_k = \frac{690 \cdot 100}{2000} = 34,5$$

Rudadagi kaliy xlorid massasini aniqlaymiz $G = 2000 \cdot 0,3 = 600$ va konsentratdagisi $G' = 690 \cdot 0,72 = 496,8$. Bundan KCl ajratib olish darajasi

$$n_{aj.ol.} = \frac{496,8 \cdot 100}{600} = 82,8.$$

Konsentratsiya darajasi

$$n = \frac{0,72}{0,30} = 2,4.$$

Qayta tozalashni hisobga olgan holda esa

$$n = \frac{0,92}{0,30} = 3,06.$$

Qayta tozalash natijasida hosil bo'lgan mahsulot

$$G = \frac{690 \cdot 0,72}{0,92} = 540.$$

65- misol. Silvinitni boyitishda maydalash va ajratish siklidan keluvchi loyli shlamlarni chiqarib tashlash uchun pulpa karboksimetilsellyulozaning (KMC) natriyli tuzining 2 %li suvli eritmasi bilan qayta ishlanadi: 1 t rudaga 640 g eritmadan foydalaniladi. Massasi 1725 kg bo'lgan rudani qayta ishlash uchun shunday tuz eritmasini tayyorlashda qanday massali suv zarur (gramlarda).

Yechish: massasi 1 t bo'lgan rudaga ishlov berish uchun zarur bo'lgan eritma massasini topamiz: $G_{erit} = 640:0,02 = 32000$. Suvning massasi $32000 - 640 = 31360$ ni tashkil etadi. KMC eritmasini tayyorilash uchun zarur bo'lgan suv massasini topamiz:

$$G_{H_2O} = \frac{31360 \cdot 1725}{1000} = 54096.$$

66- misol. Agar nazariy jihatdan mumkin bo'lgan amalda chiqish 98 %ni tashkil etsa, u holda Al_2O_3 ning massa ulushi 0,6 bo'lgan massasi 1 t boksitdan qanday massali alyuminiy olish mumkin.

Yechish: Alyuminiy oksidining massasini aniqlaymiz:
 $G_{Al_2O_3} = 1000 \cdot 0,60 = 600$. Nazariy chiqishda massasi 600 kg bo'lgan alyuminiy oksididan olish mumkin bo'lgan alyuminiy massasini hisoblaymiz:

$$G_{Al} = \frac{600 \cdot (27 \cdot 2)}{102} = 317.$$

U holda amaldagi chiqishda alyuminiyning massasi $G'_{Al} = 317 \cdot 0,98 = 311,24$ bo'ladi. Bundan massasi 1 t bo'lgan boksitdan massasi 311,24 kg alyuminiy olish mumkin.

1. Agar ruxning massa ulushi 3 % bo'lgan massasi 5 t ruxli rudaning flotatsiyasida ruxning massa ulushi 22 % bo'lgan massasi 340 kg konsentrat hosil bo'lsa, u holda konsentratning chiqishi, ruxning ajralish darajasi va konsentratsiyasini aniqlang. Moddiy balansini tuzing.

2. Agar tarkibida 1,5 % mis bo'lgan massasi 1,5 t mis rudasini boyitishda tarkibida 30 % mis bo'lgan 200 kg konsentrat hosil bo'lsa, u holda konsentratning chiqishi, misning ajralish darajasi va konsentratsiyasini aniqlang. Moddiy balansini tuzing.

3. Apatitning massa ulushi 0,44, nefelinniki 0,46 va diametri 0,5 - 1 sm ~ 10 %li 20 - 30 sm o'lchamli zarracha bo'laklari ko'rinishida mayda qo'shimcha boshqa minerallar bo'lgan apatit-nefelin rudasini qayta ishlashga tayyorlashning texnologik sxemasini tuzing. Sxema g'alvirlash, uch bosqichda maydalash (har bir bosqichdan keyin qayta g'alvirlash va maydalanmagan qismni qayta maydalashga qaytarish), apatitli konsentratni (97 % apatit) olish uchun flotatsiya, nefelinli konsentrat (97 % nefelin) hosil bo'lish bilan "qoldiq"larning qayta flotatsiyasini o'z ichiga olishi kerak. Sxemada apatitlarni to'g'ri to'rtburchak shaklida tasvirlang, yo'nalgan chiziqlar bilan birlashtiring, ularning nomini ustiga yozib qo'ying hamda homashyo va uni qayta ishlash mahsulotlarining o'rinlari o'zgarishini ko'rsating.

4. Agar massasi 1 t rudadan massasi 410 kg apatitli va massasi 392

kg nefelinli konsentrat olinsa, u holda avvalgi 3- misol ma'lumotlari bo'yicha konsentrat chiqishi, boyitish va ajratib olish darajasini aniqlang. Flotatsiya turini toping.

5. Tarkibida KCl 25 % va $NaCl$ 68,5 %, loy va qumli qo'shimchalar bo'lgan, bir-biri bilan birlashib ketgan silvin KCl va galit $NaCl$ kristallaridan tashkil topgan silvinit rudasining ikki bosqichli maydalashning texnologik sxemasini tuzing. Maydalashda zarrachalarning o'lchami 5-20 smdan 1 mm gacha kichiklashishi kerak. G'alvirlash maydalashning har bir bosqichidan keyin amalga oshiriladi.

6. Agar misning massa ulushi 0,015 bo'lgan, massasi 10 t mis sulfidli rudani boyitishda misning massa ulushi 0,30, massasi 400 kg konsentrat hosil bo'lsa, u holda misni ajratib olish darajasi va konsentratsiyasini aniqlang. Moddiy balansini tuzing.

7. Agar ruxning massa ulushi 0,037 bo'lgan massasi 15 t ruxli rudani flotatsiyasida ruxning massa ulushi 0,21 massasi 473 kg konsentrat chiqsa, u holda konsentrat chiqishi, ruxni ajratib olish darajasi va konsentratsiyasini aniqlang. Moddiy balansini tuzing.

11- §. Ammiak ishlab chiqarish texnologiyasi

Sintetik ammiak ishlab chiqarishga oid misollarda ko'pincha ammiak hosil bo'lish reaksiyasi, katalizatorning umumdorligi, uning hajmi va gazning hajmiy tezligi hisobiga gazli aralashma hajmining kamayishi topiladi.

Katalizatorning umumdorligi U_k ushbu formula bo'yicha aniqlanadi:

$$U_k = 0,771 - \chi_{ox} v_{haj} \Delta V \quad (11.1)$$

bu yerda: 0,771- normal sharoitda gazsimon NH_3 ning zichligi, kg/m^3 ; χ_{ox} - katalizdan so'ng NH_3 ning gazdagi oxirgi tarkibi, %; ΔV - reaksiya natijasida gaz hajmining kamayishi; v_{haj} - gazning minoraga kirishdagi hajmiy tezligi, $soat^{-1}$.

NH_3 ning gazdagi oxirgi tarkibi

$$\chi_{ox} = \frac{\chi_2 - \chi_1}{100 - \chi_1} \quad (11.2)$$

bu yerda: χ_1 - sintez minora kirishida azot vodorod aralashmasi (AVA) dagi ammiakning tarkibi; χ_2 - minoradan chiqishda AVAdagi NH_3 ning tarkibi. Minoradagi katalizatorning zarur hajmi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$V_k = V_s \cdot \tau \alpha \quad (11.3)$$

bu yerda: V_s - gaz sarfi, m^3/s ; α - 1,3-1,5 ga teng bo'lgan zahira koeffitsienti.

Ammiak ishlab chiqarish KTTi azot-vodorod aralashmasi olish, uni tozalash, ammiakning o'zini sintezi, ammiakni reaksiyaga kirishmagan azot-vodorod aralashmasidan ajratish va shunga o'xshash bir necha qism tizimlardan tashkil topgan. Har bir qism tizim va umuman KTTning muvaffaqiyatli ishlashi ko'p omillarga bog'liq.

67- misol. Vodorod va azotdan iborat ammiak sintezida hajmi $500 m^3$ bo'lgan ammiak olish uchun vodorod hajmini toping.

Yechish. Ammiak sintezi reaksiya $3H_2 + N_2 \rightarrow 2NH_3 - \Delta H$ bo'yicha boradi. Vodorod va azot hajmlarining stexiometrik nisbati $V_{H_2} : V_{NH_3} = 3 : 2$. Vodorod hajmini topamiz:

$$V_{H_2} = 500 \cdot \frac{3}{2} = 750 m^3$$

68- misol. Agar 8 soatda NH_3 ning massa ulushlari 99 % bo'lgan massasi 60 t ammiak ishlab chiqarilsa, u holda sintez minora NH_3 ning massa ulushlari 0,1 bo'lgan qanday massadagi ammiak ishlab chiqaradi (t/yil)?

Yechish: Bir kecha-kunduzda 99 %li ammiak tayyorlanadi.

$$\begin{array}{l} 8 \quad - \quad 60 \\ 24 \quad - \quad U_{NH_3} \end{array} \quad U_{NH_3} = \frac{60 \cdot 24}{8} = 180.$$

Bir yilda $180 \cdot 365 = 65700 t$ 99 %li ammiak tayyorlanadi, yillik unumdorlik (100 %li ammiakga mo'ljallanganda)

$$U'_{NH_3} = \frac{65700 \cdot 99}{100} = 65043 t$$

69- misol. NH_3 molar ulushi 0,15 bo'lgan azot-vodorod aralashmasi minoradan chiqishda suvli sovitqichga va separatorga kiradi. Bu yerda kondensirlangan ammiakning katta qismi ajraladi va uning gazdagi tarkibi 0,05 molar ulushga kamayadi. Ammiakning

qanday ulushi kamaygan?

Yechish: 100 mol gazning boshlang'ich tarkibiga 15 mol ammiak kiradi. Suyultirilgan ammiak ulushini x_s bilan belgilaymiz. U holda suyultirilgan ammiak miqdori $15-15x_s$ ni yoki $15(1-x_s)$ ni tashkil etadi. Proporsiya tuzamiz:

$$85 + 15(1 - x_s) = 100\%$$

$$15(1 - x_s) = 15$$

va ushbu tenglamani yozamiz:

$$\frac{15(1 - x_s)100}{85 + 15(1 - x_s)} = 5.$$

Bundan

$$15(1 - x_s)100 = 5(85 + 15(1 - x_s))$$

$$1500 - 1500x_s = 425 + 75 - 15x_s$$

$$1425x_s = 1000; \quad x_s = 0,701 \quad \text{yoki} \quad 70,1 \%$$

70- misol. Ammiak sintez minorasidagi gazli aralashma namunasini suyultirilgan sulfat kislotasi orqali o'tkazganda aralashmaning hajmi 20 %ga kamayadi. Minoraga kirgan gazli aralashma tarkibiga vodorod va azot reaksiya tenglamasi bo'yicha talab qilingan nisbatda kiritilgan deb, bu aralashmadagi azot miqdorini (hajmiy ulushlarda) aniqlang.

Yechish: Ammiak sintez minorasidagi gazli aralashmani suyultirilgan sulfat kislotasi orqali o'tkazganda hajmining kamayishi uning tarkibida 20 % ammiak borligini anglatadi. Tarkibida azot va vodorod 1 0 0 2 ni tashkil etadi. Bu aralashmada azot va vodorod 1:3 nisbatda bor.

N_2 va H_2 gazlar yig'indisi va azot hajmlarining stexiometrik nisbatini tuzamiz:

$$\frac{V_{N_2+3H_2}}{V_{N_2}} = \frac{4}{1}$$

Bu nisbatga berilganlarni qo'yib, azotning hajmiy ulushini aniqlaymiz:

$$\phi_{N_2} = 80 \cdot \frac{1}{4} = 20 \quad \text{yoki} \quad 0,20.$$

1. Agar ammiak sintez minorasining unumdorligi 200 t/b.k-k

bo'lsa, u holda bir kecha - kunduzda qanday hajmdagi ammiak sintezlanadi va qanday hajmdagi vodorod va azot reaksiyaga kirishmaydi? Sintez 450°C haroratda va $3 \cdot 10^7 \text{ Pa}$ bosimda amalga oshiriladi. Bunday sharoitda gaz aralashmasida ammiakning hajm ulushi 0,358 bo'ladi.

2. Agar sintez minora orqali azot-vodorodli aralashma $6800 \text{ m}^3/\text{soat}$ tezlikda o'tsa, u holda ammiak sintezida w - hajmiy tezlikni va katalizatorning unumdorligini hisoblang. Sintez minorasida NH_3 ning hajmiy ulushi 0,22 bo'lgan gazli aralashma hosil bo'ladi. Minorada joylashgan katalizatorning hajmi $1,28 \text{ m}^3$ ni tashkil etadi.

3. Agar azot va vodoroddan ammiak sintezida 600 m^3 vodorod reaksiyaga kirishgan bo'lsa, u holda hosil bo'lgan ammiak hajmini aniqlang.

4. Sexda har bir minoraning o'rtacha unumdorligi 140 t/b.k-k bo'lgan 6 ta sintez minora o'rnatilgan. Bir kecha-kunduzda sexda ishlab chiqarilgan ammiak massasi va ammiak ishlab chiqarish uchun zarur bo'lgan azot massasini aniqlang.

12- §. Nitrat kislotasi olish texnologiyasi

Suyultirilgan nitrat kislotasi ishlab chiqarish uch bosqichdan tashkil topgan: ammiakni azot (II) oksidiga katalitik oksidlash; azot (II) oksidini azot (IV) oksidiga oksidlash; kislota hosil bo'lish bilan azot (IV) oksidini suv bilan absorbsiyalash.

Birinchi bosqichni o'tkazishda τ - kontaktlanish vaqti, g_k - katalizatorning **zo'riqishi**, u - ammiakning oksidlanish tezligi va kontakt sharoitida $v_{haj.}$ - hajmiy tezlikni hisoblash muhim.

Kontaktlanish vaqti diffuzion sohada boruvchi ammiak oksidlanish jarayonining kinetik tenglamasidan **aniqlanadi**:

$$u = \frac{dp_{\text{NH}_3}}{d\tau} = kp_{\text{NH}_3}$$

bundan

$$\tau = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x} \quad (12.1)$$

Katalizatorning **zo'riqishi** bir kecha-kunduzda uning 1 m^2 faol sirtida oksidlangan ammiak massasi bilan o'lchanadi va ushbu

formula bo'yicha hisoblanadi:

$$g_k = (G_{NH_3} \cdot 24) F_t \quad (12.2)$$

bu yerda: G_{NH_3} – 1 soat ichida sarflanayotgan ammiak massasi, $kg/soat$; F_t – katalizator to'ri sirtining faol yuzi, m^2 .

Platinali to'ri uchun F_t ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$F_t = 2\pi d \sqrt{n} \quad (12.3)$$

bu yerda: d - to'ri simining diametri, sm ; n – 1 sm^2 to'ri yuzasidagi kataklar soni. (Amaliyotda simning diametri 0,025-0,1 mm , kataklar soni 1000 - 4000 bo'lgan to'rlar qo'llaniladi).

Kontakt sharoitida gazning hajmiy tezligi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$v_{haj.}(G) = \frac{v_{haj.} / T_k P}{p_{k.q.} \cdot 273} \quad (12.4)$$

bu yerda: $v_{haj.}$ - normal sharoitda gazning hajmiy tezligi, $soat^{-1}$; T_k - kontakt harorati, K ; $p_{k.q.}$, P - mos ravishda kontakt qurilmadagi va atmosferadagi bosim, Pa .

Katalizatorning erkin hajmi

$$V_{er.} = v_{haj.}(r) \tau \quad (12.5)$$

va NO ni NO_2 ga oksidlanish tezligini

$$u = \frac{dp_{NO_2}}{d\tau} = k_1 p_{NO_2} p_{O_2} \quad (12.6)$$

formulalar bo'yicha aniqlash mumkin.

Kislota hosil bo'lish jarayon tezligi τ vaqt ichida olingan nitrat kislotasining massasi bilan ifodalanadi:

$$u = \frac{dG_{HNO_3}}{d\tau}$$

yoki

$$u = k_m F (p_{NO_2} - p_{NO_2}^*) \quad (12.7)$$

bu yerda: k_m - massa uzatish koeffitsienti; F - fazalarning kontaktlanish sirti, m^2 ; $(p_{NO_2} - p_{NO_2}^*)$ – azot (IV) oksidi va uning muvozanat parsial bosimlari orasidagi ayirma, Pa .

71- misol. Agar kontakt qurilmada oksidlash mahsulotining chiqishi 98 %ga yetsa, yutish minoralarida kislota chiqishi 94 %ni tashkil etsa, u holda massasi 1 t ammiakdan qanday massali (tonnada) 55 %li nitrat kislota hosil bo'ladi?

Yechish: Nitrat kislota olish sxemasini yozamiz: $NH_3 \rightarrow HNO_3$.
1 t ammiakdan olinadigan nitrat kislota massasini topamiz:

$$\begin{array}{rcl} 17 & - & 63 \\ 1 & - & G_{HNO_3} \end{array} \quad G_{HNO_3} = \frac{1 \cdot 63}{17} = 3,7$$

Nazariy jihatdan 1 t ammiakdan 3,7 t nitrat kislota hosil bo'ladi.
Amalda HNO_3 ning chiqishi $3,7 \cdot 0,98 \cdot 0,94 = 3,4$ ga teng, 55 %li kislota chiqishi esa

$$G'_{HNO_3} = \frac{3,4 \cdot 100}{55} = 6,2$$

bo'ladi.

72- misol. Agar konsentrlangan (98 %li) nitrat kislota ishlab chiqarishda uning har bir tonnasiga massasi 0,29 t bo'lgan NH_3 sarflansa, u holda nazariy mumkin bo'lganga nisbatan nitrat kislota chiqishini (%da) aniqlang.

Yechish. Ammiakdan nitrat kislota olish sxemasini yozamiz: $NH_3 \rightarrow HNO_3$. Massasi 0,29 t bo'lgan ammiakdan olish mumkin bo'lgan nitrat kislotasining massasini (kg da) hisoblaymiz:

$$\begin{array}{rcl} 17 & - & 63 \\ 290 & - & G_{HNO_3} \end{array} \quad G_{HNO_3} = \frac{290 \cdot 63}{17} = 1074$$

yoki 98 %li HNO_3

$$\begin{array}{rcl} 98 & - & 100 \\ 1074 & - & G'_{HNO_3} \end{array} \quad G'_{HNO_3} = \frac{1074 \cdot 100}{98} = 1096$$

bu yerda: 17 va 63 mos ravishda NH_3 va HNO_3 larning nisbiy molekular massalari.

Kislota chiqishi ushbuga teng bo'ladi:

$$x_{ch} = \frac{G_{am}}{G_{naz}} \cdot 100 \quad x_{HNO_3} = \frac{1000 \cdot 100}{1096} = 91 kg$$

73- misol. Ammiak-havo aralashmasining katalizator qatlami orqali o'tishidagi hajmiy tezligini ($m^3 / m^3 \cdot s$ da) aniqlang. Ammiak platinarodiyli katalizatorida $2 \cdot 10^{-4}$ s da oksidlanadi. Katalizator

qatlamida iplar orasidagi oraliqlar hajmi (V_{erkin}) $6 \cdot 10^{-4} m^3$ ga teng.

Yechish: Ushbu

$$V_{er} = v_{hajm}(g)\tau$$

formulaga asosan aralashmaning hajmiy tezligi tenglamasini keltirib chiqaramiz: $v_{hajm} = V_{er} / \tau$. Bunga son qiymatlarini qo'yib, ushbuni topamiz:

$$v_{hajm} = \frac{6 \cdot 10^{-4}}{2 \cdot 10^{-4}} = 3 m^3 / m^3 \cdot s$$

74- misol. Agar ammiak - havo aralashmasi katalizator qatlami orqali 72 soat⁻¹ hajmiy tezlikda o'tsa, u holda ammiak platinarodiyli katalizatorida necha sekunda oksidlanadi. Katalizator qatlamida iplar orasidagi oraliqlar hajmi $250 sm^3$.

Yechish: $V_{er} = v_{hajm}(r)\tau$ bo'lganidan, $\tau = V_{er} / v_{hajm}(r)$ bo'ladi. Katalizatorning santimetr kubda ifodalangan erkin hajmining son qiymatini metr kubga o'tkazamiz: $V_{er} = 250 sm^3 = 2,5 \cdot 10^{-4} m^3$.

Hajmiy tezlikni hisoblaymiz:

$$v_{hajm} = \frac{72}{60} = 1,2 m^3 / (m^3 \cdot sek).$$

u holda,

$$\tau = \frac{2,5 \cdot 10^{-4}}{1,2} = 2 \cdot 10^{-4}$$

75- misol. Oksidlanish to'liq deb faraz qilib, ammiak oksidlanishining ($1 t NH_3$ ga) moddiy balansini tuzing (kilogramda). Ta'kidlaymizki, azotgacha faqat 2 % NH_3 oksidlanadi. Havo aralashmasidagi ammiakning hajmiy ulushi 0,11 ga teng.

Yechish: Ammiak-havo aralashmasining tarkibini hisoblaymiz: $\phi_{NH_3} = 11\%$, $\phi_{O_2+N_2} = 89\%$, jumladan $\phi_{O_2} = 8,9 \cdot 0,2 = 0,9$ $\phi_{N_2} = 8,9 - 0,9 = 8,0$ 1 t NH_3 ning hajmi

$$V_{NH_3} = \frac{1000 \cdot 22,4}{17} = 1320 m^3$$

ga teng.

1 t ammiakli aralashmadagi kislorod va azotning hajmi va massasini hisoblaymiz:

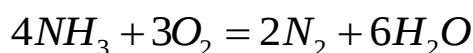
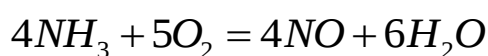
$$V_{O_2} = \frac{18,6 \cdot 1320}{11} = 2230 m^3;$$

$$G_{O_2} = \frac{2230 \cdot 32}{22,4} = 3185,7;$$

$$V_{N_2} = \frac{70,4 \cdot 1320}{11} = 8450 m^3;$$

$$G_{N_2} = \frac{8450 \cdot 28}{22,4} = 10562,5 kg.$$

Quyidagi reaksiyalar borishida sarf qilinadigan kislorod miqdorini topamiz:



$$v_{NH_3} = \frac{1000}{17} = 58,8.$$

Birinchi tenglamaga asosan kislorodning massasi

$$G_{O_2} = \frac{58,8 \cdot 5 \cdot 32 \cdot 0,98}{4} = 2304$$

ga teng, ikkinchi tenglamaga asosan

$$G'_{O_2} = \frac{58,8 \cdot 3 \cdot 32 \cdot 0,02}{4} = 28.$$

Kislorodning massasi jami $2304 + 28 = 2332$ ni tashkil etadi, uning ortiqchasi $G_{O_2} = 3188 - 2332 = 856$. SHu reaksiyalar bo'yicha hosil bo'lgan mahsulotlarning massasini (kilogrammda) aniqlaymiz:

$$G_{NO} = 58,8 \cdot 30 \cdot 0,98 = 1730;$$

$$G_{N_2} = \frac{58,8 \cdot 28 \cdot 0,02}{2} = 16;$$

$$G_{H_2O} = \frac{58,8 \cdot 18 \cdot 6}{4} = 1590.$$

Moddiy balans tuzamiz:

Kirish	kg	Sarf	kg
Ammiak	1000	NO	1730
havo $\begin{cases} O_2 \\ N_2 \end{cases}$	3185,7	H_2O (bug')	1590
		O_2 (ortiqcha)	856

	10562,5	N_2 (reaksiya bo'yicha) N_2 (havoning)	16 10562,5
Jami	14748,2	Jami	14754,5

1. 1 t 80 %li nitrat kislotasi eritmasini olish uchun qancha **natriy nitrat** zarur?

2. 1 t 70 %li nitrat kislotasi eritmasini olish uchun (normal sharoitda) qanday hajmdagi ammiak zarur?

3. Suv qo'shmasdan ammiakni oksidlab hosil qilingan nitrat kislotasi eritmasining nazariy mumkin bo'lgan eng yuqori konsentratsiyasini hisoblang.

4. Agar HNO_3 ni ishlab chiqarishda ammiak yo'qotilishi 2,8 %ni tashkil etsa, u holda massasi 5 t 60 %li nitrat kislotasi olish uchun zarur bo'lgan ammiak massasini aniqlang.

13- §. Sulfat kislotasi ishlab chiqarish

Kolchedan kuydirish **pech**idan chiqayotgan gazlar tarkibida hajmiy ulushlarda): 0,10-0,15 SO_2 va 0,005 SO_3 bor. Kolchedandagi oltingugurt to'liq yonmaydi va qurumda massasi uncha ko'p bo'lmagan parchalanmagan kolchedan qoladi. Qurum chiqishining massa ulushi:

$$\omega_{chiq} = \frac{\omega_{S_{naz.}} - (1 - \omega'_{naz.chiq.})\omega_{S_{amal.}}}{\omega_{S_{naz.}} - (1 - \omega'_{naz.chiq.})\omega_{S_{qur.}}} \quad (13.1)$$

bu yerda: $\omega_{S_{naz.}}$ – homashyodagi (asosiy mineraldagi) oltingugurtning nazariy massa ulushi, %; $\omega_{S_{amal.}}$ – quruq homashyodagi oltingugurtning amaldagi massa ulushi, %; $\omega_{S_{qur.}}$ – oltingugurtning qurumdagi massa ulushi, %; $\omega'_{naz.chiq.}$ – qurum nazariy chiqishining massa ulushi (oltingugurt to'liq yonganda).

(13.1) formulani sur'at va mahrajini $(1 - \omega'_{naz.chiq.})$ ga bo'lib va kolchedan uchun mos ravishda 53,46 va 0,67 ga teng bo'lgan $\omega_{S_{naz.}}$ va $\omega'_{naz.chiq.}$ ning son qiymatlarini qo'yib, ushbu hisoblash formulasini olamiz:

$$\omega_{chiq} = \frac{160 - \omega_{S_{amal.}}}{160 - \omega_{S_{qur.}}} \quad (13.2)$$

YOnib bitgan oltingugurtning massa ulushi (foizlarda)

$$\omega_{S_{chiq.}} = \omega_{S_{amal.}} - \omega_{chiq} \omega_{S_{qur.}} \quad (13.3)$$

formula bo'yicha hisoblanadi.

Kuydirishda oltingugurtdan foydalanish darajasi (foizlarda):

$$\eta_S = (\omega_{S_{chiq.}} / \omega_{S_{amal.}}) 100 \quad (13.4)$$

Pechga tashlangan oltingugurtga nisbatan qurum bilan oltingugurtning yo'qotilishi (foizlarda):

$$A = \omega_{chiq.} (\omega_{S_{qur.}} / \omega_{S_{amal.}}) 100 \quad (13.5)$$

1 t quruq oltingugurtli homashyoni kuydirishga pechga yuboriladigan zarur bo'lgan havoning hajmi (m^3 da) ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$V_{havo} = \left[\frac{700}{\phi_{SO_2}} + 7 / m - 1 \right] \omega_{S_{chiq.}} \quad (13.6)$$

bu yerda: m – kislorodning mollar miqdorini oltingugurt (IV) oksidi mollar (reaksiya tenglamasiga muvofiq) miqdoriga stexiometrik nisbati; ϕ_{SO_2} - kuydirish gazidagi oltingugurt (IV) oksidining berilgan hajmiy ulushi, %. Oltingugurt (IV) oksidining hajmiy ulushi ϕ_{SO_2} ni, foydalanilayotgan homashyo va pechni hisobga olib, havoning berilgan ortiqchalik koeffitsienti α bo'yicha hisoblash mumkin. α koeffitsient amalda sarflangan havo hajmini nazariy zarur bo'lganning nisbatiga teng:

$$\alpha = \frac{\phi_{O_2}}{m\phi_{SO_2}} + \frac{\phi_{O_2}(m-1)}{100} \quad (13.7)$$

bu yerda: ϕ_{O_2} - havodagi kislorodning hajmiy ulushi, %.

$m = 1,375$ bo'lganda 1 t quruq kolchedanni kuydirish uchun zarur bo'lgan havoning hajmi

$$V = \left(\frac{700}{\phi_{SO_2}} + 2,625 \right) \omega_{S_{kuy}} \quad (13.8)$$

formula bo'yicha, 1 t monogidrat olish uchun esa

$$V = \frac{22860}{\phi_{SO_2}} + 86$$

bo'yicha hisoblanadi.

Agar homashyo sifatida oltingugurt ishlatilsa, u holda kuydirish uchun zarur havoning hajmi

$$V = \frac{700}{\phi_{SO_2}} \omega_{S_{kuy}}$$

ga, 1 t monogidrat olish uchun esa

$$V = \frac{22860}{\phi_{SO_2}}$$

ga teng.

Gazda SO_3 bo'lmaganda 1 t yondirilayotgan homashyoga hosil bo'layotgan kuydirish gazining hajmi

$$V(G) = 700 \omega_{S_{kuy.}} / \phi_{SO_2} \quad (13.9)$$

gazda SO_3 bo'lganda

$$V_r = \frac{700 \omega_{S_{kuy.}}}{\phi_{SO_2} + \phi_{SO_3}}$$

formula bo'yicha hisoblanadi.

1 t H_2SO_4 ga hisoblaganda kuydirish gazining hajmi, unda SO_3 bo'lmaganda

$$V(G) = 22860 / \phi_{SO_2}$$

Qaynovchi qatlamli pechlarning jadalligini ushbu formula bo'yicha aniqlash mumkin:

$$J_p = \frac{34465 \phi_{SO_2} v}{\omega_s \eta_s T}, \quad (13.10)$$

bu yerda: ϕ_{SO_2} - gazdagi SO_2 ning hajmiy ulushi; v - ish sharoitida gazning chiziqli tezligi, m/s; ω_s - kolchedandagi oltingugurtning massa ulushi, %; η_s - oltingugurtning yonish darajasi, birlikning ulushlarida; T - gazning harorati, K.

Flotatsion kolchedan uchun amaldagi jadallik $9-10t / m^2 \cdot b.k - k$, o'rtacha maydalangan uchun $7-22t / m^2 \cdot b.k - k$, qabul qilinadi.

Qaynovchi qatlamli pechning hajmiy jadalligi ushbu formula

bo'yicha aniqlanadi:

$$J_{haj.} = \frac{34465 \phi_{SO_2}}{\omega_s \eta_s T \tau} \quad (13.11)$$

bu yerda: τ - gazning pechda bo'lish vaqti, s.

Oltingugurt (IV) oksidini oltingugurt (VI) oksidiga aylanishi kontakt qurilmalarda o'tadi. Muvozanat aylanish (o'zaro ta'sirlanish) darajasini ushbu formula bo'yicha hisoblash mumkin:

$$x_m = \frac{K_m}{K_m + \sqrt{\frac{100 - 0,5 \phi_{SO_2} x_m}{p(\phi_{O_2} - 0,5 \phi_{SO_2} x_m)}}} \quad (13.12)$$

bu yerda: K_m - reaksiyaning muvozanat konstantasi, $0,5 Pa$.

Reaksiyaning myovazanat konstantasi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$K_m = \frac{p_{SO_3}}{p_{SO_2} \cdot 318,3 \sqrt{p_{O_2}}} \quad (13.13)$$

bu yerda: $p_{SO_3}, p_{SO_2}, p_{O_2}$ - mos ravishda SO_3, SO_2 va O_2 larning muvozanat parsial bosimlari, Pa .

K_m ning qiymatini $40 \div 70$ oraliqda amalda foydalanish uchun yetarlicha aniqlikda

$$\lg K_m = \frac{4905}{T} - 7,1552 \quad (13.14)$$

tenglama bo'yicha aniqlash mumkin.

SO_2 va SO_3 ni vannadiyli katalizatorlarda oksidlanishining reaksiya tezligi ushbu tenglama bilan tasniflanadi:

$$\frac{dx}{d\tau} = \frac{pK_c}{\phi_{SO_2}} \frac{\phi_{O_2} - \phi_{SO_2} x / 2}{1 - \phi_{SO_2} x / 2} \frac{1 - x}{1 - 0,2x} \times \left\{ 1 - \left[\frac{x}{318,3 K_m (1 - x)} \right]^2 \frac{1 - \phi_{SO_2} x / 2}{\phi_{O_2} - \phi_{SO_2} x / 2} \right\} \quad (13.15)$$

bu yerda: $400^\circ C$ dan yuqori harorat uchun reaksiyaning myovazanat konstantasi K_c ni ushbu

$$K_c = k_0 e^{-E/RT}$$

Arrenius tenglamasi bo'yicha hisoblanadi.

Kontakt massaning hajmi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$V = \tilde{c}V_g\tau_0 \quad (13.16)$$

bu yerda: V_g - gaz hajmi, m^3/d ; $\tilde{c}$ - mo'ljallangan tartibdan chetlashish mumkinligi, shuningdek ishlatish jarayonida katalizatorning faolligini pasayishi uchun zahira koeffitsienti; τ_0 - gazning katalizator bilan to'qnashishining yuzaki vaqti, s.

Oltinugurt angidridi ikkita qurilmalarda - oleumli va monogidratli absorberlarda absorbsiyalanadi. Sulfat kislotasi angidridining oleum yoki monogidrat bilan yutilishida jarayonning harorat tartibiga rioya qilish zarur. Ma'lum haroratda SO_3 ning yutilishi to'xtaydi. Masalan, SO_3 ning hajmiy ulushi 0,07 bo'lgan gazni qayta ishlab, 20 %li oleum ko'rinishidagi mahsulot ishlab chiqarishni ta'minlash uchun absorberdagi harorat $70^\circ C$ dan oshmasligi zarur.

Konsentrlangan sulfat kislotasiga absorbsiyalangan SO_3 ning massasi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$G_{abs} = kF\Delta P_{o'r} \quad (13.17)$$

bu yerda: k - absorbsiyaning termik koeffitsienti; F - absorbsion minora **nasadka**sining sirti, m^2 ; $\Delta P_{o'r}$ - absorbsiyaning harakatlantiruvchi o'rtacha kuch, ya'ni gazdagi SO_3 ning parsial bosimi va kislota ustida SO_3 ning muvozanat bosimi orasidagi o'rtacha ayirma, Pa .

Absorbsiyaning tezlik koeffitsienti ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$k = k_0 v^{0,8} \quad (13.18)$$

bu yerda: $v^{0,8}$ - gazning absorberdagi yuzaki tezligi, m/s ; k_0 - gazning tezligiga tegishli va kislotaning konsentratsiyasi hamda haroratiga bog'liq koeffitsient, m/s .

76- misol. 1000 kg 83 %li H_2SO_4 olish uchun konsentratsiyalari H_2SO_4 bo'yicha massa ulushlari 92 % va 48 % bo'lgan sulfat kislotasi eritmalaridan qanday miqdorda olish kerak?

Yechish. Bu misolda moddalarning butun massasi bo'yicha va

komponentlar (suv, sulfat angidridi yoki H_2SO_4 mongidрати bo'yicha) balanslar tuzish maqsadga muvofiq.

Moddalarning butun massasi bo'yicha balans

$$G_{92} + G_{48} = G_{83}.$$

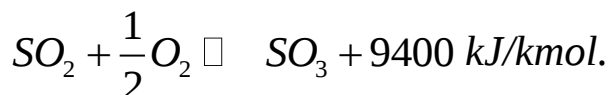
Komponet (monogidrat H_2SO_4) bo'yicha balans

$$G_{92} \cdot 0,92 + G_{48} \cdot 0,48 = G_{83} \cdot 0,83.$$

Bu tenglamalarga boshlang'ich ma'lumotlarni qo'ygandan keyin $G_{92} = 795,5 \text{ kg}$ va $G_{48} = 204,5 \text{ kg}$ ni olamiz.

77- misol. SO_2 va SO_3 ni oksidlanish darajasi mos ravishda $x_1 = 0,55$ va $x_2 = 0,92$ ni tashkil etadi. Agar tarkibida SO_2 8 %, O_2 11 % va N_2 12 % bo'lgan gazli aralashmaning o'rtacha issiqlik sig'imi shartli ravishda o'zgaras va $1,382 \text{ kJ} / (\text{m}^3 \cdot ^\circ \text{C})$ ni tashkil etadi deb olinsa, reaksiya sohasida harorat o'zgarishini hisoblang.

Yechish: Hisob 100 m^3 gazli aralashma bo'yicha olib boriladi:



U holda

$$Q_1 = \frac{8}{22,4} \cdot 0,55 \cdot 94400 = 18480 \text{ kJ}$$

$$Q_2 = \frac{8}{22,4} \cdot 0,96 \cdot 94400 = 32200 \text{ kJ}$$

$$V_1 = 100 - 8 \cdot 0,55 \cdot 0,5 = 97,8 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 100 - 8 \cdot 0,96 \cdot 0,5 = 96,16 \text{ m}^3$$

$$\Delta t_1 = \frac{18480}{1,382 \cdot 97,8} = 138 ^\circ \text{C}; \quad \Delta t_2 = \frac{32200}{1,382 \cdot 96,16} = 244 ^\circ \text{C}.$$

78- misol. Kolchedanni kuydirish uchun pechning unumdorligi 30 t/b.k-k. Kolchedan tarkibida 42,4 % oltingugurt bor. Havo nazariydan 60 % ko'p sarflanadi. Sulfid gazining chiqishi 97,4 %ni tashkil etadi.

a) FeS_2 ning kolchedandagi massa ulushini (%da); b) har soatda pechdan chiqayotgan gaz aralashmasining hajmi (m^3 da) va tarkibini; d) Fe_2O_3 qurumning massasini; s) reaksiyaga kirishmagan FeS_2 ning massasini hisoblang.

Yechish: Temir disulfidining kolchedandagi massa ulushini aniqlaymiz:

$$\omega_{FeS_2} = 42,4 \cdot 120 / 64 = 79,5.$$

Bir soatda qayta ishlanadigan kolchedan massasini hisoblaymiz:

$G_{kolch} = \frac{30}{24} = 1,25$. 1,25 t kolchedan tarkibida bo'lgan FeS_2 ning massasini (kg da) hisoblaymiz: $1250 \cdot 0,795 = 993,8$. Reaksiyaga kirishgan temir disulfidining massasini aniqlaymiz:

$$G_{FeS_2} = 993,8 \cdot 0,974 = 968,1.$$

Reaksiyaga kirishmagan temir disulfidining massasini aniqlaymiz:

$$G_{FeS_2} = 993,8 - 968,1 = 25,7.$$

Pechda qolgan qurum massasini hisoblaymiz:

$$\frac{G_{Fe_2O_3}}{G_{FeS_2}} = \frac{M_{rFe_2O_3}}{2M_{rFeS_2}} = \frac{160}{2 \cdot 120}, \quad G_{Fe_2O_3} = \frac{968,1 \cdot 160}{240} = 645,4.$$

$FeS_2 \rightarrow 2SO_2$ reaksiya natijasida hosil bo'lgan SO_2 ning hajmini (normal sharoitda) hisoblaymiz:

$$G = \frac{V_{SO_2}}{FeS_2} = \frac{2V}{M_{rFeS_2}} = \frac{2 \cdot 22,4}{120},$$

$$V_{SO_2} = 968,1 \frac{44,8}{120} = 361,6.$$

968,1 kg FeS_2 bilan $2FeS_2 + 5,5 \cdot O_2 = Fe_2S_3 + 4SO_2$ tenglama bo'yicha reaksiyaga kirishgan kislorodning hajmini hisoblaymiz:

$$\frac{V_{O_2}}{G_{FeS_2}} = \frac{5,5}{240} = 0,023; \quad V_{O_2} = 968,1 \frac{123,2}{240} = 496,9.$$

Tarkibida $496,9 \text{ m}^3 O_2$ bo'lgan havoning hajmi quyidagicha bo'ladi:

$$V_{havo} = \frac{496,9}{0,21} = 2367.$$

Pechga kirayotgan havo hajmini hisoblaymiz

$$V_{havo} = 2367 \cdot 1,6 = 3786.$$

Pechdan chiqqan gaz aralashmasining hajmini hisoblaymiz:

a) Pechga kirayotgan havo kislorodining umumiy hajmi:

$$V_{O_2} = 3768 \cdot 0,21 = 795,0;$$

b) Gaz aralashmasida qolgan kislorod hajmi:

$$V'_{O_2} = 795,0 - 496,9 = 298,1;$$

d) Azotning hajmi:

$$V_{N_2} = 3768 - 796,0 = 2991;$$

s) Gaz aralashmasining umumiy hajmi:

$$V = 361,6 + 298,1 + 2991 = 3660,7;$$

e) Gaz aralashmasining yaxlitlangan qiymatlardagi hajmiy tarkibi:

$$V_{SO_2} : V_{O_2} : V_{N_2} = 360 : 300 : 3000.$$

Gaz aralashmasining tarkibini aniqlaymiz.

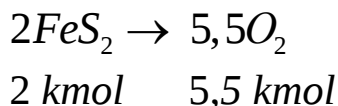
$$\varphi_{SO_2} = 100 \frac{360}{3660} = 10,2, \% \text{ yoki hajmiy ulushlarda } 0,102;$$

$$\varphi_{O_2} = 100 \frac{300}{3660} = 8,2, \% \text{ yoki hajmiy ulushlarda } 0,082;$$

$$\varphi_{N_2} = 100 \frac{3000}{3660} = 81,1, \% \text{ yoki hajmiy ulushlarda } 0,811.$$

79- misol. Massasi 700 kg temir sulfidini normal sharoitda kuydirilganda hosil bo'ladigan Fe_2S_3 ning massasi va oltingugurt (IV) oksidi, sarflanadigan kislorod hajmini hisoblang.

Yechish: Sarflanadigan kislorod hajmini reaksiya tenglamasi $2FeS_2 + 5,5 \cdot O_2 = 4SO_2 + Fe_2S_3$ bo'yicha aniqlaymiz. Temir disulfidi (FeS_2) va kislorod orasidagi stexiometrik munosabatni yozamiz:

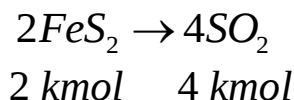


Bu munosabatni kislorodning hajmi va FeS_2 ning massasini son qiymatlari orqali ifodalaymiz: $2 \cdot 120 - 5,5 \cdot 22,4$ yoki $240 \text{ kg} - 123,2 \text{ m}^3$. Kislorod hajmini topamiz:

$$V_{O_2} = 700 \cdot \frac{123,2}{240} = 359,3.$$

Xuddi shunday oltingugurt (IV) oksidining hajmini hisoblaymiz.

Oltingugurt (IV) oksidi va FeS_2 massalarining stexiometrik munosabati

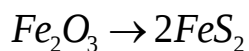


bo'ladi. Bu munosabatni oltingugurt (IV) oksidining hajmi va FeS_2 ning massasini son qiymatlari orqali ifodalaymiz: $2 \cdot 120 \text{ kg} - 4 \cdot 22,4 \text{ m}^3$ yoki $240 \text{ kg} - 89,6 \text{ m}^3$. Oltingugurt (IV) oksidi hajmini

hisoblaymiz:

$$V_{O_2} = 700 \cdot \frac{89,6}{240} = 261,3.$$

Temir (III) oksidining massasini hisoblash uchun massalarning stexiometrik munosabatini topamiz:



$$1 \text{ kmol} - 2 \text{ kmol}$$

$$\text{yoki } 160 \text{ kg} - 240 \text{ kg},$$

u holda Fe_2S_3 ning massasi

$$G_{Fe_2O_3} = 700 \cdot \frac{160}{240} = 467$$

bo'lad.

1. Sulfat kislotasi ishlab chiqarish uchun homashyo sifatida ishlatiladigan birinchi nav oltingugurtni kuydirish uchun pechga yuboriladigan zarur havoning hajmini hisoblang. Undagi massa ulushlar: S 0,996, As 0,0001, H_2O 0,002 va kul 0,0002. Kuydirish natijasida hosil bo'lgan gazdagi SO_2 ning hajmiy ulushi 0,12. Zavodning unumdorligi – 900 t/b.k-k monogidrat.

2. Sulfat kislotasi ishlab chiqaruvchi zavodning pech bo'limi qaynovchi qatlamli ikkita pechdan tashkil topgan. Har bir pechning unumdorligi bir kecha-kunduzda – 200 t kolchedan. Kuydirishga S ning massa ulushi 0,43 (quruq hisoblanganda) bo'lgan kolchedan kiradi. Pechdan S ning massa ulush 0,01 bo'lgan qurum chiqadi. Pech bo'limidan 1 soatda olib chiqiladigan qurumning massasini aniqlang.

14- §. Mineral o'g'itlar va fosfat kislotasi ishlab chiqarish

Kimyo texnologik hisoblar mineral o'g'itlarni ishlab chiqarishda almashinish, parchalanish kimyoviy reaksiyalarning yoki oksidlanish-qaytarilish nokatalitik geterogen jarayonlarning balans tenglamalariga asoslangan. Fosfat kislotasi ishlab chiqarish fosfatning sulfat kislotasi bilan parchalanish darajasi parchalanish koefitsienti bilan tavsiflanadi.

$$K_{par.} = \frac{0,7}{\omega_{CaO} / \omega_{SO_3}} 100\% \quad (14.1)$$

bu yerda: 0,7 - kalsiy sulfat $CaSO_4$ dagi $M(CaO) / M(SO_3)$ molar massalarning nisbati; ω_{CaO} va ω_{SO_3} - mos ravishda CaO va SO_3 larning fosfogipsdagi massa ulushlari.

Ajratib olish koefitsienti $K_{aj.ol.}$, ya'ni P_2O_5 ning aralashmaga o'tishi, fosfogipsdagi umumiy va suvda eriydigan P_2O_5 ning massa ulushi bo'yicha aniqlanadi:

$$K_{aj.ol.} = 100 - \frac{(\omega_{um.} - \omega_{suv})G}{\omega_f} \quad (14.2)$$

bu yerda: $\omega_{um.}, \omega_{suv}, \omega_f$ - mos ravishda P_2O_5 ning fosfogipsdagi, fosfogipsdagi suvda eriydigan P_2O_5 ning va fosfatdagi P_2O_5 ning tarkibi, massa ulushlarda (%); G - Gips soni, ya'ni fosfatning massa birligiga quruq fosfogips ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$) ning yoki fosfor yarimgidrat ($CaSO_4 \cdot 0,5H_2O$) ning chiqish miqdori.

Fosfogips yuvishning samaradorlik koefitsienti $K_{yuv.sam.}$ fosfogipsdagi suvda eriydigan P_2O_5 ning yo'qotilishlarini baholaydi va ushbu formula bo'yicha aniqlanadi:

$$K_{yuv.sam.} = 100 - \frac{\omega_{suv} G \cdot 100}{\omega_f K_{aj.ol.}} 100\%. \quad (14.3)$$

Mahsulotning chiqish koefitsienti

$$K_{mah.chiq} = \frac{K_{aj.ol.} K_{yuv.sam.}}{100} \quad (14.4)$$

Fosfatni parchalash uchun sulfat kislotasi sarfining meyor mavjud. Fosfatning 100 massa ulushiga to'g'ri kelgan H_2SO_4 eritmadagi monogidrat miqdorining massa ulushi, sulfat kislotasi sarfining meyor deyiladi. H_2SO_4 ning stexiometrik meyor fosfogipsda CaO ning umumiy miqdoriga asosan aniqlanadi:

$$\frac{98}{56} \omega_{CaO} = 1,75 \omega_{CaO} \quad (14.5)$$

bu yerda: ω_{CaO} - fosfatning 100 massa ulushida CaO ning miqdori; 98

va 56 - H_2SO_4 va CaO larning nisbiy molekular massalari.

Agar sulfat kislotali eritmasidagi H_2SO_4 ning massa ulushi ω , uning ortiqchalik koeffitsienti (ya'ni amaldagi miqdorning stexiometrikga nisbati) α bo'lsa, u holda kislota sarfining massasi

$$G_{H_2SO_4} = 1,75 \omega_{CaO} \frac{\alpha}{\omega_{S_2HO_4}} \quad (14.6)$$

bo'ladi.

Agar reaksiya oxirigacha boradi deb faraz qilsak, u holda superfosfat ishlab chiqarishda sulfat kislotalining stexiometrik meyor -



reaksiya tenglamasi bo'yicha hisoblaganda fosfor (V) oksidining 1 massa ulushiga to'g'ri kelgan H_2SO_4 eritmasidagi sulfat kislotali monogidratining miqdoridir. Sulfat kislotalining stexiometrik meyor

$$\frac{3,5M_r(H_2SO_4)}{1,5M_r(P_2O_5)} = \frac{343}{213} = 1,61$$

munosabat bilan aniqlanadi.

1 t homashyoga superfosfatning chiqishi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$x_s = \frac{\omega_f}{\omega_s} 1000 \quad (14.7)$$

bu yerda: ω_f va ω_s - mos ravishda boshlang'ich fosfatdagi va hosil bo'lgan superfosfatdagi P_2O_5 ning miqdori.

Fosfatning 100 massa ulushiga pulpaning chiqishi (massa ulushlarda) x_p ushbu formula bo'yicha aniqlanadi:

$$x_p = 100G(n+1) \quad (14.8)$$

bu yerda: n - pulpadagi massalarning nisbati $S:Q$.

Fosfatning 100 massa ulushiga P_2O_5 ning massa ulushi 10,16 bo'lgan suyultirilgan fosfat kislotali olinadigan suyultirilgan eritmaning massasi ushbu formula bo'yicha hisoblanadi:

$$G_{erit} = x_p - (100 - G_k - G_g) \quad (14.9)$$

bu yerda: G_k - fosfatning 100 massa ulushiga to'g'ri kelgan sulfat kislotalining massasi; G_g - fosfatning 100 massa ulushlari gaz

fazaga, jumladan ekstraksiyada suv bug'iga, ajraladigan moddalar massasi.

80- misol. Agar stexiometrik miqdordan kislota sarfining me'yori 98 %ga teng bo'lsa, u holda CaO ning massa ulushi 51,5 % bo'lgan apatitli konsentratni parchalash uchun 75 %li va 93 %li sulfat kislotasining sarfini (kilogrammda) aniqlang.

Yechish: H_2SO_4 ning stexiometrik me'yori fosfatdagi CaO ning umumiy miqdori bilan aniqlanadi:

$$\frac{98}{56} \omega_{CaO} = 1,75 \omega_{CaO} \quad (14.10)$$

bu yerda: ω_{CaO} - fosfatning 100 massa ulushidagi CaO ning miqdori; 98 va 56 - mos ravishda H_2SO_4 va CaO ning nisbiy molekular massasi.

100 kg apatitli konsentratni parchalash uchun 78 %li sulfat kislotasi massasini (14.6) formula bo'yicha hisoblaymiz:

$$G_{H_2SO_4} = \frac{1,75 \cdot 51,6 \cdot 0,98}{0,75} = 117,9.$$

U holda monogidrat massasi $G_M = 117,9 \cdot 0,75 = 88,3$ ga teng bo'ladi. 93 %li sulfat kislotasining sarfi $G_{2H_2SO_4} = 88,3 : 0,93 = 94,9$ ni tashkil etadi.

81- misol. Agar S-Q pulpaning massa nisbati 2,5:1, Gips soni – 1,6, gaz fazaga ajraladigan moddalarning massasi 5 kg, sulfat kislotasining sarfi esa 117,9 kg ga teng bo'lsa, u holda pulpaning chiqishi (kilogrammda), pulpaning suyuqlik fazasidagi moddalarning massasi va massasi 100 kg apatitli konsentratdan fosfat kislotasining sulfat kislotali ekstraksiyadagi suyultirilgan eritmasining massasini aniqlang.

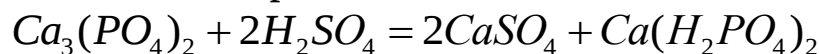
Yechish: Pulpaning chiqishini (14.8) formula bo'yicha topamiz: $x_p = 100 \cdot 1,6(2,5 + 1) = 560$. Pulpaning suyuqlik fazasidagi moddalarning massasi $G_s = 560 - 1,6 \cdot 100 = 460$ ni tashkil etadi. Fosfat kislotasining suyultirilgan eritmasining massasini (14.9) formula bo'yicha aniqlaymiz:

$$G_{erit} = 560 - (100 + 117,9 + 5) = 337,1.$$

82- misol. Massasi 234 kg oddiy kalsiy superfosfat va massasi 234

kg qo'shsuperfosfat olish uchun qo'shimchalarning massa ulushi 10 % bo'lgan zarur fosforit va apatitning massalarini hisoblang.

Yechish: Fosforitdan superfosfat olish uchun

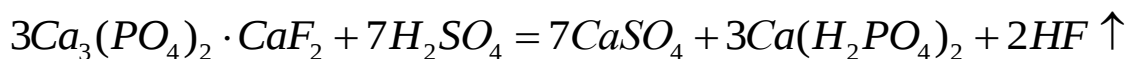


reaksiya tenglamasi bo'yicha 234 kg kalsiy digidrofosfat ishlab chiqarish uchun zarur fosforit massasini hisoblaymiz:

$$G_{F_1} = \frac{310 \cdot 234}{234} = 310,$$

10 % qo'shimchalarni hisobga olganda esa

$$G_{F_2} = \frac{310 \cdot 100}{90} = 344.$$



- reaksiya tenglamasi bo'yicha 234 kg kalsiy digidrofosfat olish uchun zarur ftorapatit massasini aniqlaymiz:

$$G_{F_3} = \frac{1008 \cdot 234}{702} = 336,$$

10 % qo'shimchalarni hisobga olganda esa

$$G_{F_4} = \frac{336 \cdot 100}{90} = 373.$$



- reaksiya tenglamasi bo'yicha qo'shsuperfosfat olish uchun zarur fosforit massasini hisoblaymiz:

$$G_{F_5} = \frac{234 \cdot 310}{702} = 103,3,$$

10 % qo'shimchalarni hisobga olganda esa

$$G_{F_6} = \frac{103,3 \cdot 100}{90} = 114,7.$$



- reaksiya tenglamasi bo'yicha 234 kg qo'shsuperfosfat olish uchun zarur ftorapatit massasini topamiz:

$$G_{F_7} = \frac{1008 \cdot 234}{2340} = 100,8$$

10 % qo'shimchalarni hisobga olganda esa

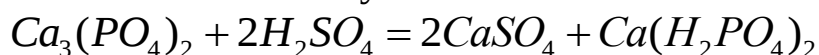
$$G_{F_8} = \frac{100,8 \cdot 100}{90} = 112.$$

83- misol. Agar flotatsion boyitishdan keyin fosforit tarkibida $Ca_3(PO_4)_2$ tuzi 92 %ni tashkil etsa, u holda oddiy superfosfat ishlab chiqarishda 125 t massali tabiiy fosforitni parchalash uchun zarur bo'lgan 68 %li H_2SO_4 ning massasini aniqlang.

Yechish: 125 t tabiiy fosforitdagi uchkalсий fosfatning massasi:

$$G = \frac{125 \cdot 92}{100} = 115.$$

Superfosfat hosil bo'lish reaksiyasi



tenglama bo'yicha boradi. Bu tenglamadan 1 t mol $Ca_3(PO_4)_2$ ga 2 t mol H_2SO_4 talab qilinishi kelib chiqadi. Bundan massasi 115 t

bo'lgan $Ca(H_2PO_4)_2$ tuzi uchun $G_{H_2SO_4} = \frac{115 \cdot 2 \cdot 98}{310} = 72,7$ sulfat

kislota zarur, bu yerda: 310 va 98 - mos ravishda $Ca_3(PO_4)_2$ va H_2SO_4 larning molecular massasi. Fosforitni parchalash uchun

68 %li H_2SO_4 $G'_{H_2SO_4} = \frac{72,7 \cdot 100}{68} = 106,9$ kerak bo'ladi.

1. Massasi 50 t 50 %li nitrat kislotasi bilan ortiqcha ammiakning o'zaro ta'siri natijasida hosil bo'lgan ammoniy nitratning massasini aniqlang.

2. Boyitilgan silvinit tuz tog'i tarkibida 20 % KCl bor. Silvinitdagi kaliy xloridning massa ulushini aniqlang.

3. Agar 1 t ammiakli selitrada massasi 9,213 kg ammiak va HNO_3 ning massa ulushi 100 % bo'lgan massasi 0,8 kg nitrat kislotasi sarflansa, u holda 150 t donador ammiakli selitra olish uchun zarur bo'lgan 49 %li ($\rho = 1,3$ nitrat kislotasining massasi va hajmini aniqlang.

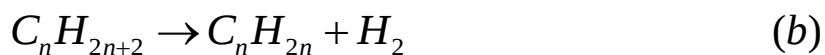
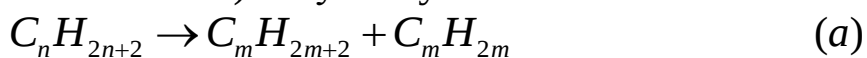
4. Agar ishlab chiqarish sharoitlarida 1 t ammoniy nitratga ammiakning yo'qotilishi 2,5 kg, HNO_3 esa 7,5 kg deb qabul qilinsa, u holda massasi 1 t ammoniy nitrat olish uchun qanday massali ammiak va 45 %li nitrat kislotasi zarur?

15- §. Neftni qayta ishlash

Neft va uni qayta ishlashda olinadigan suyuqlik mahsulotlarining eng muhimi – suyuqlik yoqilg‘ilaridir. Jahon yoqilg‘i - energetika kompleksining rivojlanishida belgilovchi o‘rin hozircha neftga tegishli. Neftdan oqilona, kompleks foydalanish, kimyo sanoati uchun gazsimon uglevodorod homashyosi va yengil toza mahsulotlar (benzin)ni maksimal chiqishi bilan, uni chuqur kimyoviy qayta ishlashga asoslangan. Hozirgi vaqtda neft mahsulotlariga bo‘lgan ehtiyojning ortib borishi munosabati bilan neftni qayta ishlash sanoatining homashyo bazasi doimo kengaymoqda, dunyo bo‘yicha neftni qazib olish o‘sib bormoqda va uning narhi ko‘tarilmoqda.

Neftni qayta ishlash usullari birlamchi va ikkilamchilarga bo‘linadi. Birlamchi – neftning ba’zi fraksiyalarining har xil harorat oraliqlarida qaynashiga asoslangan neftni ajratishning fizik usullari: bu neftni bevosita haydash. Ikkilamchi – yuqori harorat va bosim ta’siri ostida hamda katalizatorlarni qo‘llash uglevodorodlarning tuzilishini chuqur o‘zgarishi natijasida neft homashyosini to‘liq o‘zgartirishga asoslangan kimyoviy usullar: bu neft va neft mahsulotlarining krekingi va riformingining turli ko‘rinishlaridir.

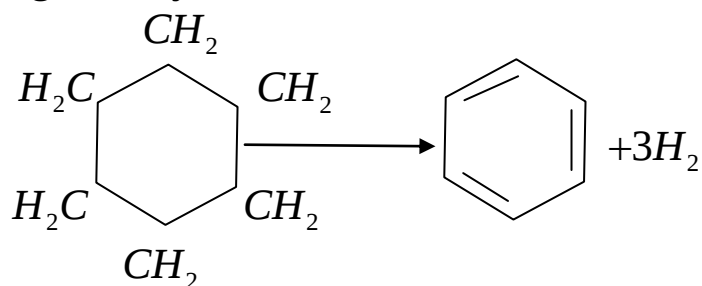
Kreking jarayonlari termik va termokatalitiklarga bo‘linadi. Termik jarayonlarda uglevodorodlarning parchalanishi (xos kreking) yuqori harorat va bosimlar ta’siri ostida yuz beradi; parchalanish bilan bir qatorda, bunday sharoitlarda turg‘unroq uglevodorodlar, shu jumladan, to‘yinmagan uglevodorodlar sintezining ikkilamchi jarayonlari yuz beradi. Termik krekingdagi barcha kimyoviy o‘zgarishlar ko‘pxilligida uglevodorodlarning parchalanishi va sintezining qonuniyatini aniqlash mumkin. Kimyoviy o‘zgarishlarning yo‘nalishi, haroratga bog‘liq holda, alohida uglevodorodlarning termodinamik tavsiflarining o‘zgarishi bo‘yicha aniqlanadi. Termik krekingning ko‘pchilik reaksiyalari, yengilroq parafinlar va olefinlarning hosil bo‘lishi bilan zanjir mexanizmi bo‘yicha boradi. Uglevodorodning radikallarga parchalanishi $C - C$ bog‘lanish (bog‘lanish energiyasi 360 kJ/mol) bo‘yicha yuz beradi:



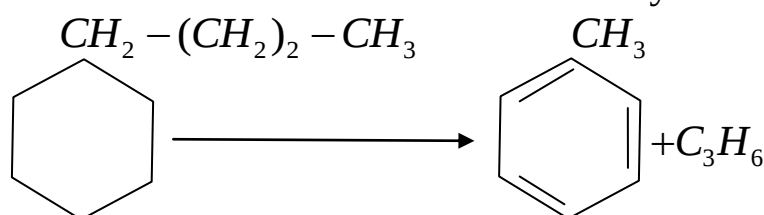
(a) va (b) reaksiyalar umumiy ko‘rinishda yozilgan, chunki ular

aslida zanjir mexanizmi bo'yicha boradi. Hosil bo'lgan uglevodorodlar keyingi o'zgartirishlarga qaytarilishi mumkin.

Naftenli uglevodorodlarning parchalanishi yon zanjirlarning uzilishi bilan (dealkillash) molekular mexanizm bo'yicha, **qat'iyroq** sharoitlarda esa halqaning uzilishi va monotsiklik naftenlar va olefinli uglevodorodlar hosil bo'lishi bilan yuz beradi. 600 °C dan yuqori haroratda monotsikllarni mos aromatik uglevodorodlarga degidrogenlash yuz beradi:



Kreking jarayonida hosil bo'lgan tarmoqlangan aromatik uglevodorodlardan olefinlar hosil bo'lishi bilan yon zanjirlar uziladi:



Krekingda hosil bo'lgan olefinlar, haroratga va bosimga bog'liq bo'lgan keyingi o'zgartirishlarga qaytariladi. Mo'tadil haroratda (500 °C gacha) va yuqori bosimda olefinning polimerlanishi hamda ularning siklik holga o'tishi sodir bo'ladi. Yuqori harorat va past bosim olefinlarning eng oddiy olefinlar, vodorod, metan hosil qilish bilan zanjir mexanizmi bo'yicha parchalanishini osonlashtiradi.

Termokatalitik jarayonlarga katalitik kreking, riforming va boshqa neftni qayta ishlash katalitik jarayonlari kiradi.

Katalitik kreking 450 – 500 °C haroratda va 0,05 – 0,1 MPa bosimda olib boriladi. Katalizatorlarda uglevodorod zanjirlari bo'linib ketishi bilan dealkillash, izomerlanish, sikllanish, gidrogenlanish, degidrogenlanish va izomerlanish reaksiyalari ham boradi.

Ikki bosqichli qurilmalarda neftni bevosita haydashning og'ir fraksiyalari, birinchi navbatda gazoyl katalitik krekingning homashyosi bo'lib xizmat qiladi. Amorf va kristall alyumosilikatlar (seolitlar) katalizatorlar hisoblanadi. Katalizatorning sferik

donachalari tarkibida, amorf alyumosilikat **matritsasi**ga kiritilgan, odatda, 15 % siolit bor.

Homashyoning tabiatiga va katalizatorning turlariga qarab benzinning chiqishi 50 %, $C_1 - C_4$ gazlar 16 – 22 %, koks 8 % va 20 %gacha kreking - qoldiqni tashkil etadi.

84- misol. Gazoylli fraksiyaning $450^\circ C$ haroratda termik krekingining reaksiya tezligi 1 **daqiqada** 0,25 % massa ulushini tashkil etadi. Agar haroratlar oralig'i uchun harorat gradienti 14,0 ga teng bo'lsa, u holda $500^\circ C$ haroratda kreking reaksiyasi tezligini aniqlang.

Yechish: Reaksiya tezligini ushbu formula bo'yicha hisoblaymiz:

$$u_2 = u_1 \cdot 2^{\frac{t_2 - t_1}{\alpha}}$$

bu yerda: α – harorat gradienti.

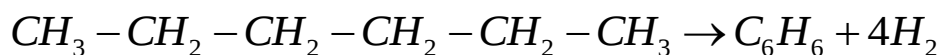
$$u_2 = 0,25 \cdot 2^{\frac{500 - 450}{14}} = 0,25 \cdot 2^{3,57},$$

$$\lg u_2 = \lg 0,25 + 3,57 \lg 2 \approx 1,4 + 3,57 \cdot 0,3 = 0,471;$$

1 **daqiqada** $u_2 = 2,96\%$ benzin yoki 1 **daqiqada** massa ulushi **0,029** benzin hosil bo'ladi.

85- misol. Bevosita haydash orqali 4 mln.t neftdan olinadigan benzinning (neftning umumiy massasidan massa ulushi 0,20 bo'lgan) massasini (tonnada) va haydalgan benzinda n – geksanning massa ulushi 0,30 bo'lgan benzolning massasini aniqlang.

Yechish: 4 mln.t neftdan olish mumkin bo'lgan bevosita haydash benzinining massasini $G_{benz} = 4 \cdot 10^6 \cdot 0,20 = 800000$, va n – geksan massasini $G_{n-geksan} = 800000 \cdot 0,30 = 240000$ hisoblaymiz.



reaksiya tenglamasi bo'yicha piroliz (harorat $600 - 700^\circ C$, katalizator platina, yuqori bosim) usulida massasi 240000 t bo'lgan n – geksan olinadigan benzolning massasini aniqlaymiz:

$$G_{benzin} = 240000 \cdot 78 : 86 \approx 217674,42$$

bu yerda: 78 va 86 mos ravishda benzol va n – geksanning nisbiy molekular massalari.

86- misol. Agar gaz aralashmasida $C_1 - C_4$ tarkibda

uglevodorodlarning hajm ulushi 0,20 bo'lsa, u holda rektifikatsiya minorasida suyultirilgan gazlarning massa ulushini aniqlanng. Gazni sovitgandan va benzinni kondensatlanganidan keyin tarkibidagi uglevodorodlar 0,02 gacha kamayadi.

Yechish: Agar tarkibidagi uglevodorodlar 0,02 gacha kamaysa, demak 0,18 hajmiy ulush suyultirilgan. Uglevodorodlarning umumiy massasidan qanday ulush suyultirilganini aniqlaymiz: $0,18 : 0,20 = 0,90$.

1. $t_1 = 450^\circ\text{C}$, haroratda benzin chiqishining massa ulushi 20 % bo'lgan gazoyl fraksiyasini termik krekingning davomiyligi 80 *daq*. $t_2 = 500^\circ\text{C}$ haroratda krekingning davomiyligi τ_2 ni hisoblang. Bunda parchalanish darajasi o'zgarmaydi. Harorat gradienti 14,0 ga teng.

2. Agar benzinning katalitik riformingi uchun yillik unumdorlik 1 *mln.t*, umumiy aralashma esa 80-85 %ni tashkil etsa, u holda qurilmaninig 1 kunlik unumdorligini aniqlang. Zavod bir yilda 335 kun ishlaydi.

3. Kreking qurilmasidan ajralib chiqayotgan kreking-qoldiq issiqligidan unga qayta ishlashga kirayotgan neftni isitish uchun foydalaniladi. Agar kreking-qoldiqning boshlang'ich harorati 300°C va oxirgi 200°C , neftniki esa 25°C va 175°C ni tashkil etsa, u holda hosil bo'layotgan kreking-qoldiq va isitilayotgan neft orasidagi haroratlarning o'rtacha ayirmasini toping.

4. Normal sharoitda massasi 1 *kg* benzinning to'liq yonishi uchun nazariy jihatdan zarur bo'lgan havoning massasini va hajmini hisoblang. Benzinning taxminiy tarkibi (massa ulushlarda): $C - 0,86$; $H_2 - 0,14$. Havodagi O_2 ning massa ulushi 0,23 ga teng.

Javoblar

1-§

1. 217998,56 t; 9,038 t/(m³·soat). 2. 300 t/b.k-k yoki 12,5 t/soat; 13,45 t/b.k-k yoki 0,56 t/soat. 3. 110,8 t/b.k-k. 4. 139500 m³.

2-§

1. 15 g CO. 2. 2 mol, sarflanmagan SO₂ 3 mol.

3-§

1. 2,03. 2. 0,68. 3. 0,543. 4. 289 kg va 4550 m³.

5-§

1. 200 t. 2. 0,719 kg. 3. a) 0,169; b) 0,135; d) 0,1477 t. 4. $x_{mah} = 90,4\%$. 5. 94 %.

6-§

1. 1,23 marta kamayadi. 2. 4 marta ortadi. 3. 0,675 m³. 4. 0,71 m³.

7-§

2. 0,82; o'tish sohasi. 3. $\eta_1 / \eta_2 = 0,9$; $u_{k1} / u_{k2} = 8$. 4. $\eta_1 / \eta_2 = 0,5$; $u_{k1} / u_{k2} = 1,1$. 5. $\eta_1 / \eta_2 = 1,1$; $u_{k1} / u_{k2} = 0,9$.

8-§

1. 1 m. 2. 1) 0,825; 2) 0,985; 3) 0,75. 3. 11,43 m. 4. 513 s. 5. 27,71daq. 6. 0,95. 7. 8,14 m. 8. 15 daq. 9. 294 s. 10. 0,0032 mol/(m²s). 11. 0,69; 0,89. 12. 87,03 kmol·R/soat. 13. 16,8 kmol·A/soat. 14. 66 kmol/soat. 15. 630 mol·R/soat; 121,68 l. 16. To'liq siqib chiqarish reaktorida samaradorlik to'liq aralashtirish reaktoridan 2,5 marta yuqori. 17. 4,84 kmol·R/soat. 18. 0,685; 0,886. 19. 220 l. 20. 0,151 kmol·A/soat. 21.

x_A	0,3	0,5	0,7	0,9
$v_{\bar{o}-k.a.p.}, M^3$	0,161	0,526	2,047	23,684
$v_{\bar{o}-k.c.u.p.}, M^3$	0,113	0,263	0,614	2,268

22. 0,976. 23. 3 kmol·R/soat; 3,89 kmol·R/soat. 24. 3,46 m³; 0,464; 0,464; 0,215; 62,04 kmol·R/ b.k-k. 25. $\sqrt{k_2 / k_3}$. 27. 0,263l; 0,613; 0,81 kmol/soat. 28. 27,54 m³. 29. 0,82 m. 30. 50,4 s. 31. B-KAR: 0,246 mol·S/mol A; 0,704 mol·R/mol·A; $\tau = 7,04c$. B-KSCHR: 0,246 mol·S/mol·A; 0,704 mol/mol·A; $\tau = 1,11c$. 32. 5,28 kmol·R/soat. 33. 23,68m ; 9,47m³. 34. 9,9 kmol·R/soat; 2,67m. 35. 1,53m³. 36. 3,33m. 37. 4,64kmol·R/soat; 0,69. 38. 1,657 kmol·A/soat; 0,6975 kmol·R/l; 0,046 mol·S/l. 39. 3,82 l; 0,69; 17,6 kmol·R/soat. 40. 284 kmol·R/b.k-k.

10-§

1. 6,8; 49,86 % va 7,3 marta. 2. 4; 80 % va 20 marta. 3. boyitish darajasi 2,2 va ~2 marta; ajratib olish darajasi 90,4 va 76,7 %; konsentrat chiqishi 41 va 39,2 %. 6. 80 % va 20 marta. 7. 3,15; 17 %; 5,67 marta.

11-§

1. NH_3 263520, H_2 354426, N_2 118142 m^3 . 2. 53125 $m^3/(m^3 \cdot soat)$; 7270,4 $kg/(m^3 \cdot soat)$. 3. 400 m^3 . 4. 840 va 739,2 t.

12-§

1. 1080 kg. 2. 249 m^3 . 3. 77,8 %. 4. 832 kg.

13-§

1. 1844400 $m^3/b.k-k$. 2. 12,26 t.

14-§

1. 15,8 t. 2. 31 %. 3. 244,9 kg va 187 m^3 . 4. 0,21 va 1,777 t.

15-§

1. 6,82 daq. 2. 1 bir kecha-kunduzda 2388 - 2537 t. 3. 104 °C va 150 °C. 4. 14,8 kg; 11,4 m^3 .

Foydalanilgan adabiyotlar

1. Аранская О.С. Сборник задач и упражнений по химической технологии и биотехнологии. -2-е изд. – Минск, Университетское, 1989.- 311с.
2. Арипова М.М. Умумий кимёвий технология. Ўқув қўлланма. II қисм -Тошкент: ТошДТУ, 2008.- 119 б.
3. Aripova M.M., Musayev M.N. Umumiy kimyoviy texnologiya. O‘quv qo‘llanma. I qism. –Toshkent: ToshDTU, 2009.- 134 b.
4. Aripova M.M. Umumiy kimyoviy texnologiya. O‘quv uslubiy qo‘llanma. II qism. -Toshkent: ToshDTU, 2011.- 108 b.
5. Aripova M.M. Umumiy kimyoviy texnologiya bo‘yicha masalalar to‘plami. - Toshkent: ToshDTU, 2013.- 92b.
6. Aripova M.M. Umumiy kimyoviy texnologiya. Darslik.- Toshkent: 2018.- 434 b.
7. Бесков В.С. Общая химическая технология. – М.: ИКЦ Академкнига, 2006.- 452 с.
8. Игнатенков В.И., Бесков В.С. Примеры и задачи по общей химической технологии.- М.:ИКЦ Академкнига, 2005.-199 с.
9. Кондауров Б.П., Александров В.И., Артёмов А.В. Общая химическая технология. – М.: Академия, 2005.- 336 с.
10. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. -М.: ИКЦ Академкнига, 2005.-528 с.
<http://www.domisolki.ru/>
11. Туболкин А.Ф., Тумаркина Е.С. и др. Расчеты химико-технологических процессов.-Л.: Химия, 1976.-304с.
12. Справочник химика / Под ред. Б.П. Никольский, Изд. 3-е, Т.1. И.Л.: Химия, 1971.-1072 с.

MUNDARIJA

Kirish.....	4
A. KTTlarni hisoblashda kattaliklar o‘lchov biliklarining ahamiyati.....	5
B. Hisoblashning aniqligi.....	6
I- BOB. KIYOVIIY JARAYONLARNING FIZIK-KIMYOVIIY XUSUSIYATLARI	
1- §. Qurilmaning unumdorligi, quvvati va jadalligi.....	8
2- §. Kimyoviy texnologiyaning ekologik muammolari.....	11
3- §. Texnologik jarayonning tezligi, aylanish darajasi va sarf koeffitsienti.....	15
4- §. Kimyo texnologik jarayonlarda muvozanat	38
5- §. Mahsulotning chiqishi va jarayonning anlovchanligi.....	53
6- §. Jarayon tezligini oshirish usullari.....	61
II- bob. GETEROGEN-KATALITIK JARAYONLAR VA REAKTORLAR	
7- §. Katalitik jarayon va uning turlari.....	69
8- §. Kimyoviy reaktorlar.....	78
III- bob. TEXNOLOGIK HISOBLAR	
9-§. Moddiy va energetik balans.....	101
9.1. Kimyo - texnologik jarayonlarning moddiy balansi	105
9.2. Kimyo - texnologik jarayonlarda issiqlik balansi.....	113
9.3. Moddiy va issiqlik balanslarining umumiy shartlari.....	121
IV- bob. ASOSIIY KIMYOVIIY ISHLAB CHIQRISHLAR	
10- §. Kimyo sanoatining homashyo bazasi	135
11- §. Ammiak ishlab chiqarish texnologiyasi	138
12- §. Nitrat kislotasi olish texnologiyasi	141
13- §. Sulfat kislotasi ishlab chiqarish	146
14- §. Mineral o‘g‘itlar va fosfat kislotasi ishlab chiqarish	154
15- §. Neftni qayta ishlash	160
Javoblar	164
Foydalanilgan adabiyotlar	166