UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA

T.A. OTAQO'ZIYEV, Q.A. AHMEROV, S.M. TUROBJONOV

# UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA

2.00

UO'K: 66(075)
KBK 35ya73
O-86

Mas'ul muharrir: ***S. To'xtayev,*** O'zRFA akademigi.

Taqrizchi: ***H. T. Sharipov, k.f.d., prof.***

**Otaqo'ziyev T.A.**

Umumiy kimyoviy texnologiya. T.A. Otaqo'ziyev, Q.A. Ahmerov, S.M. Turobjonov; O'zbekiston Respublikasi Oliy va o'rtamaxsus ta'lim vazirligi, Toshkent kimyo-texnologiya instituti.– T.: «Niso poligraf», 2013. – 600 b.

Mazkur darslik kimyoviy texnologiya jarayonlarining umumiy qonuniyatlari, kimyoviy reaktor nazariyasi, uni hisoblash va tanlash asoslari yoritilgan. Ishlab chiqarish kimyoviy texnologik tizim sifatida qaralgan bo'lib, uning sintezi va tahliliga e'tibor berilgan. Sanoat miqyosida olinadigan neft mahsulotlari, uglevodorodlar, polimerlar, o'g'itlar, ammiak, kislotalar va boshqa muhim birikmalarni ishlab chiqarish sxemalari keltirilgan. Kitobda ko'proq energotexnologik tizimlar va mavjud mahalliy resurslardan to'la foydalanish konsepsiyalari, texnika xavfsizligi hamda diagnostikasiga e'tibor berilgan.

Mazkur darslik texnika oliy o'quv yurtlarining kimyo va kimyoviy texnologiya yo'nalishlari bo'yicha ta'lim olayotgan talabalar uchun mo'ljallangan bo'lib, undan magistrantlar, aspirant va ilmiy xodimlar, kimyoviy mashinasozlik va atrof muhit muhofazasi bilan shug'ullanuvchi mutahassislar ham foydalanishlari mumkin.

**UO'K 66(075)**
**KBK 35ya73**

ISBN 978-9943-4047-8-6

© «Niso poligraf», 2013-y.

# KIRISH

Mazkur darslik O'zbekiston Respublikasi Oliy va o'rta maxsus ta'lim vazirligi tomonidan tasdiqlangan dastur asosida tuzilgan bo'lib, oliy texnika o'quv yurtlarining turli yo'nalishlarida bilim olayotgan bakalavrlarga mo'ljallab yozilgan. U talabalga bilimini oshirish, chuqurlashtirish, ayditoriyada va mustaqil ishlashlari uchun amaliy yordam dastagidir.

*Texnologiya* deganda biror sanoat tarmog'ining usul va vositalarini (ishlab chiqarishni) bayon etish tushuniladi. Masalan, metalga ishlov berish usuli va vositasi, mashina va apparatlarni tayyorlash usuli yoki vositalari mashinasozlik texnologiyasi fani asosini tashkil etadi. Mexanik texnologiya jarayonida mexanik ta'sir bilan ishlov berilayotgan moddaning tashqi ko'rinishi yoki fizik xossalari o'zgartiriladi, ammo ularning kimyoviy tarkibi o'zgarmaydi. Kimyoviy texnologiya jarayonlarida xomashyo qayta ishlanganda uning murakkab kimyoviy va fizikaviy xossalari o'zgaradi.

Zamonaviy kimyoviy texnologiya tabiiy va texnika fanlari yutuqlaridan foydalanib, fizik va kimyoviy jarayonlar, ushbu jarayonlarning unumli usullarini amalga oshirish va turli modda, mahsulot, material, buyumlarni sanoatda ishlab chiqarishni boshqarishni o'rganadi.

Kimyoviy texnologiya avvalambor fizik-kimyo, kimyoviy termodinamika va kimyoviy kinetika fanlariga asoslangandir, shu bilan bir qatorda, ushbu fanlar yirik sanoat jarayonlarida amalda qo'llaniladi va rivojlantiriladi. Shu bois kimyoviy texnologiya fanini iqtisod, fizika, matematika, kibernetika, amaliy mexanika va boshqa texnika fanlaridan alohida tasavvur qilib bo'lmaydi. Fan va sanoatning

rivojlanishi kimyo sanoati korxonalari sonining ko'payishiga olib keldi. Misol tariqasida hozirgi kunda neft asosida 80 mingdan ortiq turli mahsulotlar ishlab chiqarilayotganini aytish mumkin. Kimyoviy ishlab chiqarishning o'sishi bir tarafdan kimyo va texnika fanlarining rivojlanishi, ikkinchi tarafdan kimyoviy texnologik jarayonlarning asosini yaratish imkonini berdi. Izlanishlar tufayli chiqindisiz texnologiya ham yaratildi.

Kimyo sanoati xalq xo'jaligining yetakchi tarmoqlaridan biri bo'lib, ilmiy-texnik taraqqiyotni tezlashtirishga, ishlab chiqarish samaradorligining ortishiga, xalqning moddiy-ma'naviy ta'minot darajasining ortishiga hal qiluvchi ta'sir ko'rsatadi.

Bugungi kunga kelib kimyoviy mahsulotlar ishlab chiqarishning ortishi va xalq xo'jaligining turli sohalarida ularning ishlatilishi, yerdan unumli foydalanishni rivoylantirish, og'ir sanoatda ilmiy-texnik taraqqiyotni jadallashtirish, qurilishda industrial usullarni rivojlantirish, yengil sanoatda xomashyo bazasini kengaytirish va xalq iste'mol mollarini ishlab chiqarishda katta ahamiyat kasb etmoqda.

**Xalq xo'jaligini kimyolashtirish** ishlab chiqarish samaradorligini oshirishda asosiy omillardan biri hisoblanadi. Kimyoviy materiallarni ishlab chiqarish tabiiy xomashyolardan mahsulot olishga qaraganda mehnat va energiya sarfi 2–3 marta kam bo'ladi.

Kimyoviy texnologiya jarayonlarida turli mashina va apparatlar ishlatiladi. Ushbu jarayonlarda ishlatiladigan jihozlarning soni 12 mingdan oshib ketadi, nomi va o'lchamlari ham turlicha. Bular suyuq bir xillashmagan aralashmalarni ajratish uchun zarur bo'lgan apparat va qurilmalar (filtrlar, sentrifuga, markazdan qochma separatorlar, tindirgich va boshqalar), issiqlik va massa almashtirish apparatlari (issiqlik almashtirgichlar, bug'lantirgichlar, kristallagichlar), maydalash, sinflarga ajratish va materiallarni ulushlash tuzilmalari, aralashtirgichlar, polimerlarni qayta ishlash jihozlari, havoni ajratish uchun ishlatiladigan apparatlar, sovutgish qurilmalari, gaz tozalovchi va chang ushlagich jihozlar, kompressorlar, nasoslar va armaturalar ishlatiladi. Etilen va

propilen ishlab chiqarishda ishlatiladigan birgina qurilma 40 ta turli kolonna, 250 ta issiqlik almashtirgich, 50 ta sig'imli apparatlar, piroliz pechi, turli kommunikasiyalar, nazorat o'lchov asboblari va yagona texnologik liniya bilan bog'langan avtomatlashtirish vositalaridan iborat ekanligini aytib o'tish joizdir.

So'nggi yillarda kimyo va neft mashinasozligining tarmoqlararo korxonalarida juda ko'p miqdorda yuqori unumli jihozlar va texnologik liniyalar, kompleks va qurilmalar o'rnatildi. Mashinalar quvvatlarini oshirish ishlari amalga oshirilmoqda. Kimyo, mikrobiologiya, sellyuloza, qog'oz, neft kimyosi sanoati tarmoqlari, yoqilg'i-energetika, metallurgiya va agrosanoat komplekslari uchun ko'p tonnali liniyalar barpo qilinmoqda.

Rivojlangan mamlakatlar tajribasi sanoat ishlab chiqarishining umumiy hajmida kimyo mahsulotlari ulushining ortishi ilmiy texnikaviy ko'rsatkichlardan biri ekanligini isbotladi. Bu sharoitda birinchi galdagi vazifa kimyoviy ishlab chiqarishning ekologik tozaligi hisoblanadi. Kimyoviy texnologik jarayonlar uchun samarali mashina va apparatlar ishlab chiqarishga bag'ishlangan muammolarni yechish asosiy vazifalardan biridir.

Kimyoviy texnologiyaning yetakchi tendensiyalaridan biri uglevodorodlar va slaneslarni kimyoviy qayta ishlab, yangi turdagi mahsulotlar hamda ko'p maqsadli xomashyolarni ishlab chiqarishning yirik masshtabli korxonalarini vujudga keltirishdan iboratdir. Bunday mahsulotlar sirasiga molekulyar vodorod, ammiak, gidrazin, metanol, defoliantlar, organik o'g'itlar va o'simliklarni himoya qilish vositalari kiradi. Bu moddalar ichida alohida o'rinni vodorod egallaydi. O'ta toza va amalda tugamaydigan manba suv hisoblanadi. Suvdan vodorod olish va undan texnikada keng ko'lamda foydalanish strategik ahamiyatga molik masalalardan hisoblanadi.

**Ammiak va metanol, suyuq va gazsimon uglevodorodlar sintezi** (sun'iy suyuq yoqilg'i, metan), qattiq yoqilg'ilarni gidrogazifikatsiyalash, qora va rangli metallarni to'g'ridan-to'g'ri qaytarish, metall kukunlarini qovushtirib pishirish, aviatsiya, avtomobil va raketa yoqilg'isi, gaz turbinalari va magnitogidrodinamik gene-

ratorlar yoqilg'ilaridan, o'ta perspektiv texnologik jarayonlardan foydalanishni yuqori pog'onalarga ko'tarish ham ayni shunday vazifalardan biridir.

Arzon vodorod mavjud bo'lganda edi uglerod dioksidni tugalmas tabiiy zaxiraga ega karbonat jinslarini gidrirlash yo'li bilan metanol, metan, uglerod monoksidi, suyuq uglevodorodlar, mochevinaga aylantirish mumkin bo'lardi.

Dunyoning rivojlangan mamlakatlarida vodorod ishlab chiqarishning yirik masshtabli tejamli usullarini va vodorod texnologiyasini yaratish ustida izlanishlar olib borilmoqda. Suvdan vodorod olishning radiatsion-kimyoviy usuli, ayniqsa, yuqori haroratli termoliz bilan birgalikda mujassamlashgan texnologiyasi kelajakda katta ahamiyat kasb etishi muqarrar.

Engil tashiladigan va energiya zaxirasini cheksiz saqlaydigan vodorod va metan kabi ko'p energiyali moddalar energiyasini to'plovchi (akkumilirlovchi) yuqori samarali usullarni yaratish maqsadida kimyoviy energetikaga ahamiyat kuchaytirilmoqda. Vodorod texnologiyasidan foydalanilganda ekologik masalalar va xomashyo muammolari to'la bartaraf etiladi.

Kimyoviy texnologiya va atom energiyasining integrasiyasi ilmiy-texnikaviy taraqqiyotning tezlashishiga ulkan ta'sir ko'rsatishiga aminmiz.

Muhim muammolardan biri tiklanadigan manba hisoblanmish xomashyo biomassasidan keng foydalanish hisoblanadi.

Biosferaning 90 foiz biomassasini yer yuzidagi o'simliklar tashkil qiladi, qolgan qismi esa suv o'simliklariga va geterotrof organizmlarga to'g'ri keladi. Uning umumiy zaxirasi Yer yuzida 1836 mlrd. tonna, ya'ni 27500 mlrd. Gj energiyaga ega deb hisoblanadi, bu esa 640 mlrd. t. neftga ekvivalentdir. Daraxtlar, qishloq xo'jalik ekinlari va suv o'simliklari biomassa uchun dastlabki manba hisoblanadi. Biomassa o'zining tarkibi bo'yicha uglerodli (o'simlik materiallari, daraxt po'stlog'i, don, qog'oz, karton idishlar, o'rov qog'ozlari) yoki shakarli (qand lavlagisi, shakar qamishi, sorgo) bo'lishi mumkin. Biomassa tiklanadigan yirik energiya manbayi bo'lib, undan vodorod,

gazsimon, suyuq va qattiq holdagi uglevodorodlar, kimyoviy xomashyo olish mumkin. Dunyoda o'rmonlarning ortishi faqatgina 50 mlrd. tonnani tashkil qiladi, bir yillik fotosintez mahsuloti 57-10 tonna uglerodga yetadi, bu esa insoniyat iste'mol qiladigan energiyadan bir necha barobar ortiqdir. So'nggi yillarda biomassaning kimyoviy va biokimyoviy yoqilg'iga va organik sintez mahsulotlariga transformasiyasi bo'yicha asosiy yo'llar belgilandi.

Biosferadan samarali foydalanish va uni zararli texnogen jarayonlardan himoya qilishning ahamiyati kundan-kunga oshib bormoqda. Sanoat chiqindilarini zararli aralashmalardan tozalashning takomillashgan va yangi samarali usullarini ishlashda kimyoviy texnologiyaning ahamiyati beqiyosdir. Zamonaviy texnologiyaning muhim masalalaridan biri atmosferaga va suv havzalariga zararli chiqindilarni tashashni bartaraf etuvchi texnologik jarayonlarni ishlab chiqishdir. Ekologik muammo masalasini hal qilishning bosh yo'nalishi xomashyodan kompleks foydalanish va kam chiqindili texnologik jarayonlarni hamda chiqindisiz ishlab chiqarishlarni tezlik bilan joriy qilishdan iborat.

Hozirgi vaqtda muhim fundamental va amaliy tadqiqotlar sirasiga quyidagi yo'nalishlar kiradi, deb hisoblash mumkin:

– yangi konstruksion va funksional organik hamda noorganik materiallar (polimerlar, kompozitsion, keramik materiallar va metallar), elastomerlar, sun'iy va sintetik tolalar, shuningdek, ularni korroziya va yemirilishdan saqlash usullari;

– kimyoviy xavfsizlik va atrof-muhit himoyasi;

– yangi moddalar va materiallar yaratish maqsadida nozik organik, noorganik va element-organik sintezlar;

– yangi yuqori samarali kimyoviy-texnologik jarayonlar (shular qatorida katalik, membrana, metallurgik, elektrkimyoviy), shuningdek, yuqori energiya va kimyoviy reaksiyalarni tezlashtiruvchi fizikaviy usullarni qo'llash bilan bog'liq jarayonlar;

– mineral xomashyo, neft, gaz, qattiq yonuvchi qazilmalarni chuqur va kompleks kimyoviy qayta ishlash bo'yicha yangi jarayonlar;

– kimyoviy energetika va yangi kimyoviy tok manbalari hamda energiyaga aylantirish tizimlarini barpo etish;

– kimyoviy tahlilning instrumental yangi usullari, kimyoviy monitoring va kimyoviy jarayonlar, material va buyumlarning kimyoviy diagnostikasi;

– kimyoviy informasion texnologiya.

Yangi texnologik g'oyaning asosiy belgisi fizik-kimyoviy, fizik-matematik, muhandis-texnik, iqtisodiy, ekologik va maishiy tomonlari, ishlab chiqarishni boshqarishni yagona deb qaraydigan ilmiy tizimli yondashish hisoblanadi. Bunday yondashish kam bosqichli (idealda bir bosqichli), ishonchli, xavfsiz, kam energiya sarflab, yuqori unum bilan tejamli, muntazam ishlovchi xomashyo va mo'ljallangan mahsulotni ishlash bo'yicha oson qayta quriladigan korxonalarni barpo etishga qaratilgan bo'lishi kerak. Bunday ishlab chiqarishni barpo etish texnologik sxemalarda apparaturalarning joylashishini o'zgartirish, muhitni ajratishning o'ta yangi tamoyillari ishlanmasini yaratish, issiq va massa almashinuvini jadallashtirish, shuningdek, modellashni keng miqyosda joriy qilish hamda texnologik sxemaning reaktor qismini, shuningdek, butunlay texnologik sxemani optimallashtirish bilan uzviy bog'langan.

Mamlakatimizda kimyo sanoati tinimsiz rivojlanmoqda. Muborak gaz kondensat zavodi, Sho'rtan gaz kompleksi, Qo'ng'irot soda zavodi, Qizilqum fosforitlarni boyitish fabrikasi, Qorovulbozor, Oltiariq neftni qayta ishlash zavodi, Qo'qon, Yangiyo'l, Andijon spirt zavodlari shular jumlasidandir. Hozirgi kunda Vatanimiz kimyo sanoati yanada kengayib, rivojlanib bormoqda, xalq xo'jaligi va turmush uchun zarur bo'lgan o'nlab yangi turdagi mahsulotlar ishlab chiqarish yo'lga qo'yilmoqda.

# *I-BOB.* KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISH ASOSLARI

## 1.1. KIMYOVIY TEXNOLOGIYA

Texnologiya iborasi yunoncha «Teshnos» san'at, hunar va «logos» bilim, fan ma'nosini bildirib, xomashyoni foydali mahsulotlarga aylantirishni ko'zda tutadi. Dastlabki xomashyolarni qayta ishlash va olingan mahsulotlardan foydalanish yo'nalishlariga qarab texnologiya metallar texnologiyasi (ularning olinishi va ishlov berilishi), mashinasozlik texnologiyasi (mashinalarni va apparatlarni tayyorlash), oziq-ovqat texnologiyasi (oziq-ovqat mahsulotlari olish) va boshqalarga bo'linadi. Bundan texnologiyaning sinflarga bo'linishi sanoat sohalariga bog'liqligi ko'rinib turibdi, ammo bunda aniq chegara qo'yish biroz qiyinlashadi.

Kimyoviy texnologiyada moddalarning tarkibi, xossalari va tuzilishi butunlay o'zgaradigan kimyoviy va fizik-kimyoviy jarayonlar orqali qayta ishlash amalga oshiriladi.

Kimyoviy texnologiya – texnik, iqtisodiy va ijtimoiy jihatdan ma'qul yo'l bilan kimyoviy ishlash orqali ishlab chiqarish vositalari hamda zarur predmetlar yetkazishning usullari va jarayonlari haqidagi tabiiy amaliy fandir.

Fan sifatida kimyoviy texnologiya o'zining o'rganish predmeti kimyoviy ishlab chiqarish; o'rganish maqsadi – inson uchun zarur mahsulotlarni ishlab chiqarishning maqsadga muvofiq usulini yaratish; tadqiqot usullari – tajribaviy, modellashtirish va sistemali tahlil yo'llariga egadir. Tabiiy jamiyatshunoslik fanlaridan farqli o'laroq kimyoviy texnologiya moddiy hodisa va ob'ektlarni o'rganadi, ishlab chiqarishga suyanadi. Mazkur fan o'zida kimyoviy o'zgarishlar, fizik-kimyoviy xossa va hodisalar, fizik ko'chishlar, matematika, mexanika, iqtisodiyot va boshqa fanlardan ma'lumotlar hamda alohida

hodisalar haqidagi bilimlarni mujassamlashtiradi. Demak, kimyogar-texnolog qator ilmiy sohalardan xabardor bo'lishi talab qilinadi. Bu haqda D.I.Mendeleyevning «Usullar haqidagi...» fikrining amaliyotni bilish hodisa va narsalarning mohiyatini ilmiy tushunishda yordam berishi haqidagi so'zlarini eslab o'tish maqsadga muvofiqdir.

Kimyoviy texnologiya usullari sanoatning metallurgiya, transport, elektronika, energetika, qurilish, mashinasozlik, aviasozlik kabi va boshqa ko'plab sohalarda keng tarqalganligi ma'lum. Qishloq xo'jaligi, meditsina, farmatsevtika sohalari ham bundan mustasno emas. Bundan ko'rinib turibdiki, kimyogar-texnologning sanoatning nokimyoviy sohalarida ham roli katta ekan.

Kimyoviy texnologiya nafaqat fan sohasi bo'libgina qolmay, balki ma'lum mahsulotni olish usuli yoki ishlab chiqarish (sulfat kislota texnologiyasi, ammiak texnologiyasi, neft va gaz texnologiyasi va h.k.)ni ham ko'zda tutadi. Xomashyo olish, qayta ishlash usuli (membrana texnologiyasi – membrana yordamida aralashmalarni ajratish, plazma texnologiyasi – moddani plazma yordamida qayta ishlash yoki ishlov berish)ni amalga oshiradi.

Hozirgi vaqtda kimyoviy texnologiya yo'nalishlar bo'yicha quyidagicha sinflarga bo'linadi.

**A. Noorganik kimyoviy texnologiya:**

1. Asosiy anorganik sintez – kislotalar, ishqorlar, tuzlar va mineral mahsulotlar ishlab chiqarish.
2. Nozik organik sintez – noorganik preparatlar, reaktivlar, nodir elementlar, elektronika materiallari, dorivor preparatlar va boshqalar.
3. Yadro-kimyoviy texnologiya.
4. Metallurgiya – qora va rangli metallar ishlab chiqarish.
5. Silikat sanoati – bog'lovchi materiallar, keramik buyumlar, shisha ishlab chiqarish.

**B. Organik kimyoviy texnologiya:**

1. Neft va gazni qayta ishlash – gazsimon, suyuq va qattiq tabiiy uglevodorodlarni birlamchi qayta ishlash (birlamchi ajratish, tozalash).

2. Neft-kimyoviy sintez – gazsimon, suyuq va qattiq uglevodorodlarni qayta ishlash asosidagi organik mahsulotlar va yarim mahsulotlar.
3. Asosiy organik sintez – uglevodorod xomashyosi asosidagi organik mahsulotlarni ishlab chiqarish.
4. Biotexnologiya – oziqa achitqisi, aminokislotalar, fermentlar, antibiotik va boshqalar ishlab chiqarish.
5. Nozik organik sintez – organik preparatlar, reaktivlar, dori-darmonlar, o'simliklarni himoya qilish vositalari va boshqalarni ishlab chiqarish.
6. Yuqori molekulyar texnologiya – yuqori molekulali birikmalar olish (sintetik kauchuk, plastmassalar, kimyoviy tolalar, plyonka hosil qiluvchi moddalar).
7. O'simlik va jonivorlar xomashyosini qayta ishlash texnologiyasi.

Yuqorida keltirilgan kimyoviy texnologiyaning sinflarga bo'linishi texnologiyaning umumiy sinflarga bo'linishi singari shartli ekanligi ko'rinib turibdi. Mazkur sinflanishda xomashyoni mahsulotga aylantirish jarayonida qatnashuvchi moddalarning tarkibi, xossalari va tuzilishi butunlay o'zgarib ketadi – bunda kimyoviy yoki fizik-kimyoviy aylanish (jarayon) ro'y beradi, lekin metallurgiya, silikatlar ishlab chiqarish, biotexnologiya, o'simlik va jonivorlar xomashyosini qayta ishlash «nokimyoviy» sanoat tarmoqlari hisoblansada, unga yondashuvni eslatib o'tish zarur bo'ladi.

## 1.2. KIMYOVIY TEXNOLOGIYANING RIVOJLANISHI HAQIDA QISQACHA MA'LUMOT

Tabiat in'omlaridan hisoblangan suv, olov, minerallar, o'simlik va hayvon xomashyosi qadimdan odamlar tomonidan qayta ishlanib, o'z ehtiyojlari uchun zarur bo'lgan narsalarga aylantirish jarayoni hozirgi kimyo deb ataluvchi fanning bazasi bo'lib xizmat qildi. Nasldan-naslga o'tib keladigan hunarmandchilik sirlari vujudga keldi, bu esa o'z navbatida texnologiyaning yaratilishiga olib keldi. Dastlabki texnologiyalar hunarmandchilik – sanoat zanjirida tashkiliy shakl-

larda rivojlanib, asosiy komponentlar sifatida: xomashyo – energiya (issiqlik) – o'zaro ta'sir – ajratish (tozalash) bo'lib qoldi. Mazkur zanjirning sirli sinalmagan qismi jarayonni o'tkazish hamda o'zaro ta'sir mexanizmini bilish (ya'ni, kimyoviy reaksiya) bo'lib qoldi.

Antik davr odamlari oltingugurt, soda, sirka, yondiruvchi aralashmalar, o'simlik bo'yoqlari va moylaridan foydalanganliklari bizga ma'lum. Qadimgi Xitoyda qog'oz, bo'yoqlar, shakar olish, finikiyaliklar purpur, hindular sharbatlarni bug'latib mahsulotlar tayyorlashni bilganlar. Qadimiy hunarmandlar bugun ma'lum bo'lgan gidravlik, mexanik, issiqlik, diffuzion, kimyoviy va biokimyoviy jarayonlardan foydalanardilar. XIV asrda Evropada porox yaratildi.

Misr, xitoy, arab, yevropalik alkimyogarlar yangi mahsulotlar hisoblanmish sulfat kislota, nitrat kislota, arsenat kislota, sulema, novshadil spirt va boshqalar olishni yo'lga qo'yishdi. Ular qimmatbaho metallar va farmasevtik kimyo yo'nalishlarini vujudga keltirishga muvaffaq bo'lishdi. Qadimiy hunarmandlarning ishlari ga asoslanib sintezlar qilish, ularni tartibga solish ishlari, vaqti kelib, kimyoning fan sifatida rivojlanishiga turtki berdi. Arab alkimyogari Abu ar-Roziy o'zining «Sirlar kitobi»da (X asr) turli kimyoviy uskunalar va jarayonlarni tasvirladi, moddalarning tuproq minerali, o'simlik va hayvon xomashyolariga bo'lingan klassifikatsiyasini yaratdi, kalsinasiyalash, erish, quyultirish, filtrlash, distillash va amalgamalash jarayonlarini tushuntirib berdi.

O'rta asrlarda O'rta Osiyoda, jumladan, Vatanimizda kulolchilik, keramika, turli bo'yoqlar, sirka, sharbat, sharob, gazmol va boshqa mahsulotlarni ishlab chiqarish yo'lga qo'yilgan edi. Jobir ibn Xayyom shogirdlari Samarqand, Buxoro, Xiva va boshqa shaharlarda tajribalar o'tkazib, alkimyoning rivojiga o'z hissalarini qo'shganlari ma'lum. XIX asrda Toshkentda suvni tahlil qiluvchi laboratoriya tashkil qilinganligi ma'lum. Zargarlarimiz turli toshlar, qimmatbaho metallar va boshqa hunarmandchilik buyumlarini dunyo bozoriga olib chiqqanlarini tarixdan bilamiz.

XIX asrda dunyoning qator mamlakatlarida sifatli kimyoviy mahsulotlar ishlab chiqarila boshlandi. Fransuz kimyogari N.Leblan

tomonidan 1789 yili sintetik sodaning quyidagi yo'l bilan olinishi katta ahamiyatga ega bo'ldi:

$$Na_2SO_4 + 2C + CaCO_3 = Na_2CO_3 + 2CO_2 + CaS$$

Mazkur reaksiya sanoat uchun yetishmovchi natriy sulfatni ishlab chiqarishga sarflanadigan sulfat kislota sanoatining kengayishi va rivojlanishiga turtki bo'ldi:

$$2NaCl + H_2SO_4 = Na_2SO_4 + 2HCl$$

Hosil bo'luvchi qo'shimcha mahsulot – vodorod xloridni ishga solish orqasida xlorid kislota ishlab chiqarish sanoati vujudga keldi. Keyinroq soda ishlab chiqarishda hosil bo'luvchi qattiq va gazsimon chiqindilarni sanoat miqyosida ishlatish muammosi hal qilindi:

$$CaS + CO_2 + H_2O = CaCO_3 + H_2S$$

$$2H_2S + 3O_2 = 2H_2O + 2SO_2$$

Bunda ajraluvchi $SO_2$ gazi sulfat kislota olishga yo'naltirildi. Ushbu jarayon oltingugurt bo'yicha yopiq zanjir ($Na_2SO_4$–CaS–$H_2S$–$SO_2$–$H_2SO_4$–$Na_2SO_4$) ni tashkil etdi va chiqindi hisoblangan $CO_2$ ni ham ishga soldi.

Yerdan qishloq xo'jaligida unumli foydalanish borasidagi urinishlar mineral o'g'itlar texnologiyasining vujudga kelishiga asos bo'ldi. Avvaliga fosfatli, keyinroq kaliyli va oxirida azotli o'g'itlarning qator xillari ishlab chiqarila boshlandi. Azot asosidagi o'g'itlar zaxirasi behisob bo'lgan havo azotini ishga solishga olib keldi.

Ammiak ($NH_3$)ni Gaber-Bosh usuli bo'yicha olish texnologiyasining yaratilishi kimyoviy texnologiyaning rivojlanishida yangi bosqich bo'ldi. Stexiometrik tenglamalar ustidagi tadqiqotlar rivojlantirilib, texnologik jarayonlarni sanoatda qo'llash uchun muhim bo'lgan reaksiya tezliklarini aniqlashning termodinamik va kinetik hisoblarini bajarish amalga oshirildi. Vatanimizda kimyoviy texnologiya fani va sanoatini rivojlaantirishga O'zbekiston Respublikasi FA akademigi M.N.Nabiyev katta hissa qo'shdi. Olim shogirdlari O'zbekistonda xizmat ko'rsatgan fan va texnika arbobi, texnika fanlari doktori, professor F.M.Mirzayev,

O‘zbekiston FA akademiklari B.M. Beglov va S.T. To‘xtayev-lar yosh texnologlarimizni tarbiyalab yetishtirishda tinimsiz mehnat qilmoqdalar. Yuqorida nomlari zikr etilgan olimlarimiz XX asrda mamlakatimizda qurilgan yirik kimyo korxonalarida yangi texnologiyalarning joriy etilishi, o‘zlari yaratgan texnologiyalarni amaliyotga tatbiq etish, texnologiya fanini rivojlantirish va takomillashtirishga katta hissa qo‘shib kelmoqdalar. Ular yozgan yangi darslik, monografiya va ilmiy maqolalar yoshlarga yangi texnologik usullarni o‘rganishda qo‘l kelmoqda. Mazkur qo‘llanma ham shu yo‘ldagi urinishlardan biridir.

### 1.3. KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISH

Kimyoviy ishlab chiqarish kimyoviy texnologiyaning tadqiqot ob’ekti bo‘lib xizmat qiladi.

Kimyoviy ishlab chiqarish – mashina va uskunalar yordamida xomashyoni zarur mahsulotlarga aylantirishdagi jarayon va ope-rasiyalar majmuyidir.

Kimyoviy ishlab chiqarishga quyidagi talablar qo‘yiladi:

– ishlab chiqarishda zarur mahsulotlarni olish;

– ekologik xavfsizlik;

– ekspluatatsiya qilishdagi xavfsizlik va mustahkamlik;

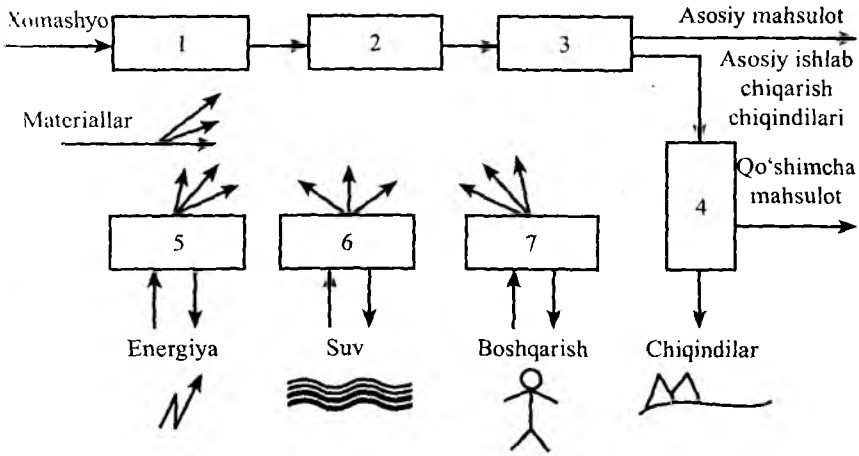
– xomashyo va energiyadan maksimal foydalanish;

– mehnat unumining maksimal bo‘lishi.

Kimyoviy ishlab chiqarishning asosiy vazifasi mahsulot olish bo‘lib, bunda kimyoviy ishlab chiqarishning ko‘p funksionalligi hisobga olinadi.

Kimyoviy ishlab chiqarish 1.1-rasmda keltirilgan funksional qismlarni o‘z ichiga oladi:

1.1-rasmdagi *1–3*-pozisiyalar – xom ashyoni mahsulotga aylan-tiruvchi kimyoviy ishlab chiqarishning o‘zi. Bu yerdagi *1*-pozisiya xomashyoni oldindan tayyorlash, ya’ni uni maydalash, aralashmalar-dan tozalash, komponentlarni aralashtirish va boshqalarni o‘z ichiga oladi. Xomashyoni tayyorlash uning xili va aylantirish sharoitiga bog‘liqdir.




*1.1-rasm.* Kimyoviy ishlab chiqarish strukturasi va funksional elementlari:
*1* – xomashyoni tayyorlash; *2* – xomashyoni qayta ishlash; *3* – mahsulotlarni ajratish; *4* – chiqindining sanitar ishlanishi va utilizatsiyasi; *5* – energetik sistema; *6* – suv va yordamchi materiallarni tayyorlash; *7* – boshqarish tizimi.

Tayyorlangan xomashyo bir necha o'zgarishlardan o'tib (*2*-pozisiya), ishlab chiqarishning zarur mahsulotiga aylanadi. *3*-pozisiyada tabiiy xom ashyolar tarkibida mavjud bo'lgan aralashmalarni asosiy mahsulotdan ajratish va ulardan tozalash ko'zda tutiladi. Xomashyodan ajratilgan chiqindi yoki nokerak mahsulotlar o'z navbatida zararli, atmosferaga chiqarib yuborilganda uni buzuvchi yoki foydali moddalarni saqlashi mumkin, ularni tashlab yubormaslik zarur bo'ladi. Shu bois kimyoviy ishlab chiqarishning muhim xususiyatlaridan biri sanitar tozalash va ishlab chiqarish chiqindilaridan foydalanish hisoblanadi.

Sanitar tozalash yoki chiqindilarni zararsizlantirish orqali zaharli tarkiblarni yo'qotish bilan atmosferani buzmaslikka erishishiladi. Ishlab chiqarish chiqindilarini ishlatish va yo'qotishda korxona joylashgan hududning va umuman atrof-muhitning ekologik vaziyatini hisobga olgan holda ish tutmoq lozim bo'ladi. Ajralayotgan chiqindi va ikkilamchi mahsulotlardan maqsadli foydalanish eng ratsional yo'l hisoblanadiki, bu bilan tashlanayotgan kimyoviy moddalar miqdori kamaytiriladi, bu esa har qanday korxona uchun ayni muddaodir.

Xomashyoni tayyor mahsulotga aylantirishda energiyaning eng ko‘p qismini kimyo sanoati ishlatadi, bunda energetik resurslarning 15 foizi sarflanadi. Shu boisdan kimyoviy ishlab chiqarishda energetik tizim muhim o‘rinni egallaydi (*5*-pozisiyaga qarang). Sarflanayotgan energiya to‘g‘ridan-to‘g‘ri mahsulot olishga emas, balki uni ishlab chiqarishga sarflanadi. Ba’zi jarayonlar energiya ajralishi bilan boradi (ekzotermik reaksiyalarda), shuning uchun ham energiyani ishlab chiqarish bosqichlariga zarur miqdorda sarflagan holda undan xomashyoni ishlashda qaytadan foydalanish mumkinligini o‘ylash kerak. Energiya bilan bir qatorda kimyoviy ishlab chiqarishda yordamchi materiallar ham ishlatiladi. Bularga mahsulotlarni ajratish va tozalashda zarur bo‘lgan sorbentlar, reaksiya muhitini yumshatuvchi neytral reagentlar (intergazlar va boshqalar) kiradi. Bunday moddalar ichida suv asosiy o‘rinlardan birini egallaydi, chunki u texnologik tizimlardagi oqimni sovutishda, bug‘ ishlab chiqarishda, ularni eritish va suyultirishda ko‘plab qo‘llanadi. Rasmdagi *6*-pozisiyadan yordamchi materiallarni va ayniqsa, ishlatiladigan suvni tayyorlash kimyoviy ishlab chiqarishning muhim va murakkab qismlaridan ekanligi ko‘rinib turibdi. Murakkab kimyoviy ishlab chiqarishni boshqarish ham zarurdir (rasmning *7*-pozisiyasiga nazar soling). Bunda ishlab chiqarishni nazorat qilib turish, jarayonni ko‘zda tutilgan sharoitda ushlab turish, noxush hodisa (avariya)lardan asrash va zarurat tug‘ilganda murakkab tizimni to‘xtatish amalga oshiriladi. Bu texnologik jarayonni boshqarish tizimini avtomatlashtirishdir. Endi kimyoviy ishlab chiqarishning komponentlariga to‘xtab o‘tsak bo‘ladi.

**O‘zgaruvchan komponentlar** doimiy yoki ishlab chiqarishda hosil bo‘ladi. Bularga: qayta ishlashga mo‘ljallagan xomashyo; yordamchi materiallar; asosiy va qo‘shimcha materiallar; ishlab chiqarish chiqindilari; ishlab chiqarish harakatini ta’minlovchi energiya kiradi.

**Doimiy komponentlar** ishlab chiqarishga doimiy qilib o‘rnatiladi (jihozlar, konstruksiyalar va uning ishida qatnashuvchi ishchi-xizmatchilarni o‘z ichiga oladi). Bularga yana quyidagilar ham kiradi:

uskunalar (mashinalar, apparatlar, idishlar, quvurlar, armatura);
– nazorat va boshqarish jihozlari;
– qurilish konstruksiyalari (binolar, inshootlar);
– xizmatchilar (ishchilar, apparatchilar, muhandislar va ishlab chiqarishning boshqa ishchilari).

Ishlab chiqarishning ishdagi birligini ta'minlovchi **kimyoviy korxona tarkibini** ko'rib chiqamiz. Bularga quyidagilar kiradi:
– kimyoviy ishlab chiqarishning o'zi;
– xomashyo zaxirasi, tayyor mahsulot va boshqa materiallar omborxonasi;
– xomashyo, mahsulotlar, oraliq moddalar, chiqindilarni transportirovka qilish;
ishlab chiqarish bo'limlari xizmatchilari;
boshqarish, ta'minot va xavfsizlik ta'minoti.

Omborxonalar mavjud bo'lishi zarurdir. Ishlab chiqarishda uzilishlar bo'lmasligi, korxonaning uzluksiz ishlab turishi omborxona zaxirasiga bog'liq. Ba'zan ombor va omborxonalar murakkab inshootlar sifatida qurilishni talab etadi. Masalan: nitrat kislota sanoatida xomashyo bo'lgan ammiak suyuq holatda 1 2 MPa bosimda saqlanadi (uning gaz holidagi hajmi yetti-sakkiz ming baravar yuqoridir). Suyuq ammiakning bug'lanishini ham hisobga olishga to'g'ri keladi, chunki u omborni yorib yuborishi ham mumkin. Shuningdek, omborxonada ma'lum haroratni saqlagan holda bug'langan ammiakni suyuqlikka aylantirib, o'z joyiga qaytarib turish taqozo etiladi. Hatto o'g'itlarni saqlashda ham ma'lum qoidalarga rioya qilish kerak.

Agar omborxonalar nam yoki talablarga javob bermaydigan holatda bo'lsa, unda o'g'itlar kesaklar ko'rinishida yopishib qolishi, ishdan chiqishi yoki bosilib ketsa, noxush hodisalarga olib kelishi mumkin. Yonuvchi yoki zaharli mahsulotlarni esa maxsus omborxonalarda saqlash talab etiladi (masalan, ishqoriy metallar, ishqoriy-yer metallari va hokazolar). Bunday omborxonalarga texnika xavfsizligi, mexanizasiyalash va jarayonlarni avtomatlashtirish bo'yicha katta hamda mas'uliyatli talablar qo'yiladi.

Ishchi-xizmatchilar xavfsizligi ma'muriyat tomonidan tasdiqlangan normativ hujjatlar asosida ta'minlanadi.

### 1.4. KIMYOVIY-TEXNOLOGIK JARAYON

Xomashyo va materiallarni mahsulotga aylantirish jihatlari hamda jarayonlari yig'indisi texnologik jarayon asosini tashkil etadi.

*Kimyoviy-texnologik jarayon* – dastlabki ashyolarni maqsadli ravishda mahsulotga ketma-ket aylantirish jarayoni bo'lib, kimyoviy va fizik-kimyoviy jarayonlarning mujassamlashuvidir.

Buni azot bilan vodoroddan ammiakni sintez qilish orqali tushuntiramiz. Ammiak $N_2+3H_2=2NH_3$ reaksiyasi amalga oshishi natijasida hosil bo'ladi. Jarayon 700–850 K va 30 MPa bosimda olib boriladi. Bunda fizik-kimyoviy bosqich bo'lgan kondensasiya, ya'ni hosil bo'lgan ammiakni ajratib olish zarur bo'ladi. Reaksiyaga kirishmay qolgan azot bilan vodorod reaktorga qaytariladi. Bosimni oshirish va gazlar sirkulyasiyasi uchun ularni siqish mexanik jarayon hisoblanadi. Bunda amalga oshiriluvchi oqimni isitish va sovutish esa issiqlik almashinish jarayoniga kiradi. Azot bilan vodoroddan ko'rsatilgan bosqichlarni ketma-ket amalga oshirish orqali ammiak olish yo'li ammiak sintezining kimyoviy-texnologik jarayonidir.

Azot va vodorod olish uchun, avvalo, suv va tabiiy gazdan vodorodni sintez qilish kerak, azot esa havodan olinadi. Tabiiy gaz, suv va havoni ammiakka aylantirishdagi bosqich hamda jarayonlar yig'indisi tabiiy materialardan ammiak ishlashning kimyoviy-texnologik jarayonidir. U o'zining bir qismi sifatida ammiak sintezining kimyoviy-texnologiyasi jarayonini biriktiradi. Kimyoviy ishlab chiqarishning funksional elementlari sifatida kimyoviy-texnologik jarayonlarga 1–4 bosqichlarni kiritish mumkin, bunda asosan xom ashyo mahsulotga qayta ishlanadi.

To'la holdagi kimyoviy-texnologik jarayonni asosiy bajariladigan ishga qarab turib bir necha turga bo'lish qabul qilingan.

**Mexanik va gidromexanik jarayonlar** – materiallarni ko'chirish, ular shaklini va katta-kichikligini o'zgartirish, qisish va kengaytirish, oqimlarni aralashtirish va bo'lishdan iborat. Bular ishlanayotgan

materialning kimyoviy va fazaviy tarkibi o'zgarmagan holda amalga oshiriladi. Buning uchun korxonalarda transportyorlardan, tosh maydalagich, dispergatorlar, qoliplar, kompressor, nasos, aralashtirgich va filtrlardan foydalaniladi.

**Issiqlik almashinuv jarayonlari** – isitish, sovutish va fazoviy holatni o'zgartirishdir. Bunda «kimyoviy va fazaviy tarkib o'zgarmaydi. Mazkur jarayonlar issiqlik almashtirgichlar, qaynatgichlar, kondensator, eritgich va sublimatorlarda amalga oshiriladi.

**Massa almashinuv jarayonlari** – kontaktlashuvchi fazalarning komponent tarkibi o'zgargan holda kimyoviy tarkib tubdan o'zgarmay qoladigan fazalararo jarayon. Bular erish, kristallanish, quritish, distillash, rektifikatsiya, absorbsiya, ekstraksiya, desorbsiyalash jarayonlari bo'lib, tegishlicha apparatlari bo'lgan quritgichlar, distillyator, rektifikator, adsorber, ekstraktor va desorberlarda olib boriladi.

**Kimyoviy jarayonlar** – kimyoviy reaktorlarda kimyoviy tarkibning tubdan o'zgarishi.

Bulardan tashqari kimyoviy jarayonlarda ishlatiluvchi turbina, generator va motorlardagi **energetik jarayonlar** (issiqlik, mexanik, elektr kabi)da turli energiya turlarining bir-biriga aylanishi hamda **boshqarish jarayonlari** (oqimlar va moddalar holati) bularning tarkibi o'zgarishi haqidagi axborotni bilish va uzatish ham muhim ahamiyat kasb etadi. Boshqarish jihozlariga datchiklar, signal va axborot tizimlari, klapan, zadvijkalar, ventillar, avtomatik boshqarish tizimlari va hokazolar kiradi.

Kimyoviy-texnologik jarayonning alohida jarayonlarini va ular majmuasini kuzatish korxona kimyogar-texnologining asosiy kasbiy xizmat vazifasi hisoblanadi.

## 1.5. KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISH VA KIMYOVIY-TEXNOLOGIK JARAYON KO'RSATKICHLARI

Korxonaning texnik ko'rsatkichlari kimyoviy-texnologik jarayon sifatini belgilaydi. Ishlab chiqarishning foydali va samarali ekanligini, texnologik jarayonning zamon talabidaligini aniqlash uchun zarur ko'rsatkichlar bir necha guruhga ajratiladi.

**Ishlab chiqarish unumi (quvvati)** – olinayotgan mahsulot yoki qayta ishlanayotgan xomashyoning vaqt birligidagi miqdoridir:

$$U = \frac{M}{t},$$

bu yerda: $U$ – unum; $M$ – olinayotgan yoki qayta ishlanayotgan xomashyoning $t$ vaqtdagi miqdori.

Odatda unumni 1 soat yoki 1 sutkada ishlab chiqarilgan mahsulot miqdori bilan ifodalanadi, bunda ishlab chiqarishning to'xtamasdan ishlash rejimidagi maksimal imkoniga qaraladi. Uzoq vaqt ish davri, masalan, yillik unumda ishlab chiqarish reja asosida to'xtashlari hisobga olinadi. Shularni hisobga olib, kimyoviy ishlab chiqarish uchun yillik unum soat yoki sutkaga, ya'ni 8000 soat yoki 330 sutka qilib belgilanadi.

«U»ning kattaligi har bir ishlab chiqarishga bog'liqdir. Katta korxona yiliga o'nlab yoki yuzlab tonna mahsulot chiqaradi. Masalan, sulfat kislota sanoatida yiliga o'rtacha 360–500 ming tonna (sutkasiga 1080–1500 tonna), ammiak sanoatida 450 ming tonnagacha (sutkasiga 1360 tonna) mahsulot ishlab chiqariladi. Neftni birlamchi ishlash uskunasi yiliga 2 million tonnagacha bo'lgan xomashyoni ishlatadi. Kam tonnajli ishlab chiqarishda esa (reaktivlar, tarqoq metallar, organik sintez mahsulotlari) unum soatiga kilogramm va hatto grammlarda o'lchanadi.

**Sarflash koeffitsiyenti** mahsulot birligini ishlab chiqarish uchun sarflangan xomashyo, materiallar yoki energiyani anglatadi. Uning kattaligi [xomashyo kilogrammi/mahsulot tonnada], [$m^3$ xomashyo/kilogrammdagi mahsulot], [kal/t mahsulot] va h.k.larda aniqlaniladi. Sarflash koeffitsiyenti mahsulot ishlab chiqarishga ketgan xarajat miqdorini ko'rsatadi, *ammo* sarflanayotgan komponentlarni ishlatish samaraliligini hisobga olmaydi. Bu quyidagi ko'rsatkich bilan aniqlanadi.

**Mahsulot chiqishi** – ishlatilgan xomashyodan olingan real mahsulot miqdorining mazkur xomashyodan maksima nazariy miqdorda olinishi mumkin bo'lgan miqdoriga nisbatidir.

Masalan, bir tonna nitrat kislotasi **ICHYUZ** olish uchun real sharoitda 296 kg ammiak ($HNO_3$) sarflanadi. Agar ammiak to'la

ravishda nitrat kislotasiga aylantirilsa, ammiakning 270 kilogrammi yetarli bo'lardi. Mahsulot chiqishi 91–93 foizdir. Mahsulotning to'la chiqmasligiga sabab aylanishning to'la emasligi, yo'qotish, aralashmalar borligidandir.

**Jarayon intensivligi** – apparat hajm birligida qayta ishlangan xom ashyo yoki hosil bo'layotgan mahsulot miqdoridir. Mazkur ko'rsatkich texnologik apparatda jarayon borishining intensivligini xarakterlaydi va jarayonning takomillashganligini belgilaydi.

**Solishtirma kapital xarajatlar** – korxona jihozi sarfining unum birligidagi hisobidir. Korxonani ishga tushirishdan oldin bir vaqtning o'zida apparatlar, mashinalar, quvurlar, inshoot va boshqalar uchun sarf-xarajatlar qilinadi, bular kapital xarajatlar hisoblanadi. Unum birligiga hisoblangan solishtirma kapital harajatlar alohida apparatlar va butun korxonada jarayonning samarali tashkil qilinishi hamda konstruksiyalardan foydalanishning takomillashganligini belgilaydi. Mazkur ko'rsatkich tabiiy ko'rsatkichlarda, masalan, sutkasiga tonna metallar/1000 t. mahsulot yoki pul bilan ifodalanadi.

Mahsulot sifati uning talabgorlik xususiyati va tovar sifatidagi qimmati bilan belgilanadi. Har bir mahsulot o'ziga xos ko'rsatkichga egadir. U aralashma miqdori (tarkibi va miqdori), fizik va kimyoviy ko'rsatkichlar, tashqi ko'rinish va katta-kichikligi, rangi, hidi va boshqalarni o'z ichiga oladi. Normativ hujjatlar (GOST – Davlat soha standarti, texnik sharoit, sifat sertifikati) bilan aniqlanadi.

**Iqtisodiy ko'rsatkichlar** korxonaning iqtisodiy samaradorligini belgilaydi. Mahsulot tannarxi – mahsulot birligi uchun sarflangan xarajatlar. Tannarx xomashyo, energiya, qo'shimcha materiallar; jihozga bir vaqtda sarflangan sarf-xarajatlar, kapital xarajatlar; ishchilar mehnati uchun to'lanadigan sarfni o'z ichiga oladi. Tannarxning umumiy strukturasi $T$ teng:

$$T=(\Sigma B_i M_{ni}+kK_h+M_t)/M_m,$$

bu yerda: $B_i$ va $M_{ni}$ – $M_m$ miqdoridagi mahsulot ishlab chiqarishga sarflangan xomashyo, energiya va materiallar bahosi bilan miqdori; $K_h$ – kapital xarajatlar; kapital xarajatlarni qoplash koeffitsiyenti (uning ulushi, mahsulot miqdorining ($M_m$) korxona mavjud bo'lish vaqtiga bog'liqligi); kimyo korxonasi uchun $k=0,15$ olinadi (o'rta hisobda $M_m$ ning yillik unumiga qarab); $M_t$ – mehnat to'lovi.

Tannarx pulda ifodalanadi.

**Mehnat unumi** – vaqt birligida (odatda bir yilda) bir ishchiga hisob qilingandagi mahsulot miqdori bo'lib, korxona mehnat sarfining samaraliligi ko'rsatkichidir.

Iqtisodiy ko'rsatkichlar texnik ko'rsatkichlar asosida hisoblanadi. Bulardan ba'zilari (unum, sarf-xarajatlar koeffitsiyentlari, solishtirma kapital xarajatlar) pul hisobida yuritilishi mumkin. Bular va iqtisodiy ko'rsatkichlar texnik-iqtisodiy ko'rsatkichlar deb yuritiladi.

**Ekspluatatsion ko'rsatkichlar** kimyoviy-texnologik jarayonlarda va korxonada ularni ekspluatatsiya qilishda yuzaga keladigan (reglament sharoitlari va holatdan farqlanuvchi) o'zgarishlarni xarakterlaydi. Jarayon ko'rsatkichlarini o'zgartirishga ta'sir etish va jarayonni boshqarish imkoniyatlari ekspluatatsion ko'rsatkichlar orqali aniqlanadi.

**Ishonchlilik** ma'lum vaqt ichida jihozlar yoki korxonaning o'zida avariyasiz yoki to'xtovlarsiz ishlashning o'rtacha vaqti bilan xarakterlanadi. Mazkur ko'rsatkich ishlatilayotgan jihozlar sifati va ularni to'g'ri ekspluatasiya qilishga bog'liqdir.

**Ishlashdagi xavfsizlik** – korxona xodimlari, jihozlar, atrof-muhit va aholiga zarar yetkazish ehtimolidir.

**Sezgirlik** – ekspluatasiya sharoitlari va rejimning buzilishi bo'lib, jarayon ko'rsatkichlarining shularga nisbati bilan aniqlanadi.

**Boshqarilish va yo'lga solish** – jarayon ko'rsatkichlarini zarur chegalarda ushlab turish, jarayon sharoitlari o'zgarish kattaligi, boshqarish parametrlari va ularning o'zaro ta'sir doiralarini aniqlashdir (boshqarish murakkabligi).

**Sotsial ko'rsatkichlar** mazkur korxona ish sharoiti va uning atrof-muhitga ta'sirini belgilaydi.

**Xizmatning zararsizligi** – ishlayotgan kishilar sanitar-gigienik sharoitlarining gazlanganlik, changlanganlik, shovqin darajasi borasida normalarga hamohangligi.

**Avtomatlashtirish va mexanizasiyalash darajasi** korxonani ekspluatasiya qilishdagi qo'l va og'ir mehnat ulushi bilan aniqlanadi.

**Ekologik xavfsizlik** – korxonaning atrof-muhit va regiondagi ekologik vaziyatga ta'sir darajasi.

Kimyoviy ishlab chiqarishning asosiy ko'rsatkichlariga nazar tashlar ekanmiz, uning loyihalanishi, qurilishi va ishlashiga bo'lgan talab katta ekanligiga yana bir bor amin bo'lamiz. Bunday talablarning juda yaxshi ishlab chiqilishiga qaramay, ayrim holatlarda ularning bir-biriga zid yoki bir-biriga xalaqit berishi ham kuzatiladi. Demak, keng qamrovli yechimlardan foydalanishimiz kerak bo'ladi. Ko'ryapsizki, texnolog nafaqat chuqur, keng qamrovli bilimga ega bo'lishi, balki yuqori zakovat, madaniyat va mehribon qalb sohibi bo'lishi ham talab etiladi.

### 1.6. «UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA» PREDMETI

Texnologiya umumiy fanlar asosiga tayanadi. Mexanik, issiqlik va massa almashinuv jarayonlarini tadqiq qilish moddalar tarkibidagi komponentlarning to'la o'zgarishi bilan shug'ullanmaydi. Bu bilimlar tabiiy-ilmiy o'quv fanlarining fizik siklini tashkil etadi. Kimyoviy-texnologik jarayonni o'rganish ilgari ham aytib o'tilganidek, ko'pincha kimyoviy va fizik-kimyoviy bilimlarga tayanadi. Shuni hisobga olib, «Umumiy kimyoviy texnologiya» fani kimyoviy fanlar sikliga tayangan holda o'z ichiga quyidagi bo'limlarni oladi: reaksion jarayonlar (2-bob – «Kimyoviy jarayonlar va reaktorlar»); kimyoviy texnologik jarayonlar (3-bob – «Kimyoviy-texnologik tizim»); kimyoviy texnologiyaning ekologik muammolari (4-bob – «Sanoat ekologiyasi asoslari»).

Oliy o'quv yurti yo'nalishlarini hisobga olgan holda mazkur fan bitta yoki bir nechta kursga ajratib o'qitilishi mumkin. Shu bois kurs materiali «Umumiy kimyoviy texnologiya» predmetining mumkin bo'lgan variantlarini o'qitishga moslab tuzilgan.

# 2-BOB. KIMYOVIY JARAYONLAR VA REAKTORLAR

## 2.1. KIRISH

### 2.1.1. Kimyoviy reaktor (umumiy tushuncha)

*Kimyoviy reaktor* – kimyoviy o'zgarishlar (kimyoviy reaksiyalar) amalga oshiriladigan uskuna, apparatdir. Ishlatilishi, amaliyotdagi roli yoki tashqi ko'rinishiga ko'ra kimyoviy reaktorlar turli nomlar– reaktor, kolonna, minora, avtoklav, kamera, kontakt apparati, polimerizator, gidrogenizator, oksidlovchi va h.k. deb ataladi. Ba'zilarining umumiy sxemalari 2.1-rasmda keltirilgan.

Reaktor (*1*) – hajmiy. Reagentlar (ko'pincha suyuqlik, suspenziya) ish siklidan oldin solinadi. Aralashtirgich reagentlarni aralashtirib turadi. Temperatura rejimi issiqlik almashtirgichdagi tashigich hisobiga ushlab turiladi. Reaksiya o'tkazib bo'lingach mahsulot olinadi, reaktor tozalanadi va sikl qaytariladi. Jarayon davriy hisoblanadi.

Reaktor (*2*) – hajmiy, oqimli. Reagentlar (ko'pincha gaz, suyuqlik, suspenziya) uzluksiz reaktordan o'tib turadi. Gaz suyuqlik orqali barbotajlanadi.

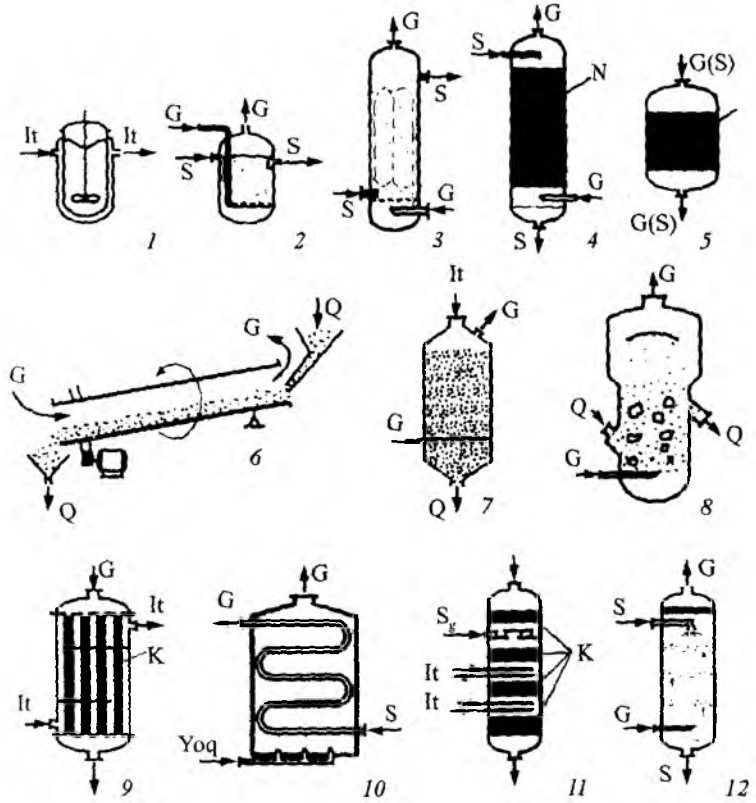
Reaktor (*3*)–kolonna. Sanoat kolonna-reaktorlari uchun xarakterli bo'lgan balandlikning diametriga nisbati 4–6 atrofidadir (hajmiy reaktorlarda bu nisbat 1 atrofida bo'ladi). Gaz bilan suyuqlikning ta'siri reaktor *2* dagi kabidir.

Reaktor (*4*) –nasadkali. Gaz bilan suyuqlik ta'sirlashadi. Gaz nasadka elementlari orasida harakatlanadi.

Reaktor (*5–8*) larda asosan gazning qattiq reagent bilan ta'sirlashuvi amalga oshadi.

Reaktor *5* da qattiq reagent qimirlamaydi, gaz holidagi (yoki suyuq) reagent reaktordan uzluksiz o'tib turadi. Jarayon qattiq modda bo'yicha davriydir.

Reaktor *6–8* larda jarayon qattiq reagentlar bo'yicha uzluksiz davom etadi. Qattiq reagent engashtirilgan holda joylashgan




*2.1-rasm.* Kimyoviy reaktorlar sxemalari: *G* – gaz, suyuqlik; *It* – issiqlik tashigich; *N* – nasadka, *Q* – qattiq reagent; *K* – katalizator, $S_g$ – sovuq gaz.

aylanuvchi dumaloq reaktor *6* bo'ylab suriladi yoki reaktor *7* orqali tushiriladi (qum soatiga o'xshash). Reaktor *8* da gaz pastdan beriladi, gaz oqimi tezligi yuqoriligi hisobiga qattiq zarrachalar muallaq holatda bo'ladi. Bu psevdosuyultirilgan yoki «qaynovchi» qavat bo'lib, suyuqlikning ba'zi xossalarini o'zida namoyon qiladi.

Apparat orqali qattiq materialning uzluksiz oqimini amalga oshirish mumkin.

Reaktorlar *5*, *9* ham jarayonni qattiq katalizatorlar ishtirokida olib borishga mo'ljallangan.

Reaktor (*9*) – quvursimon. Ko'rinishi bo'yicha qobiqsimon issiqlik almashtirgichni eslatadi. 1-reaksiya borayotgan quvur orqali gazsimon yoki suyuq reagentlar o'tadi. Quvurlarga odatda katalizator solinadi. Temperatura rejimi quvurlararo maydondagi issiqlik tashigich sirkulyasiyasi hisobiga ushlab turiladi.

Quvursimon reaktor (*10*) ko'pincha yuqori haroratli gomogen reaksiyalarni o'tkazishda qo'llaniladi (shu jumladan, yopishqoq suyuqliklardan foydalanishda og'ir uglevodorodlar pirolizida). Reaktorlar ko'pincha pechlar deb yuritiladi.

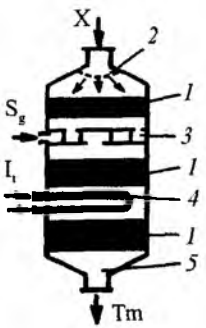
Reaktor *11* – reaksiyaga kirishuvchi aralashmalarni orada sovitish (isitish)ga mo'ljallangan ko'p qavatli reaktor (bir necha qavatli, masalan katalizator uchun). Rasmda sovitish birinchi qavatdan keyin sovuq gaz kiritish va isitish ikkinchi va uchinchi qavatlardan keyin issiqlik almashtirgichlar yordamida olib borilishi tasvirlangan.

Reaktor (*12*) gaz-suyuqlik jarayonlari uchun ko'p qavatli qilib ishlangan.

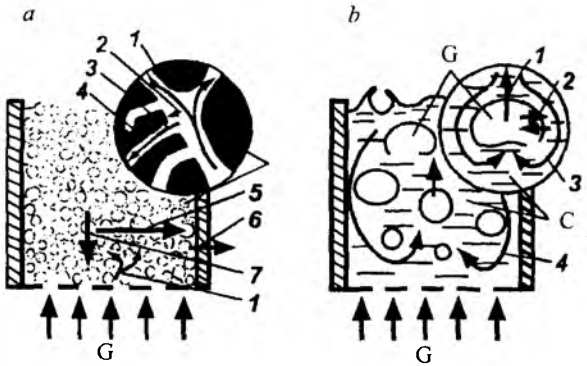
Sanoatda reaktor xillari juda ko'pligi bilan xarakterlanadi. Reaktorlar xilma-xilligini tadqiq qilish maqsadida, reaktorlar konstruksiyalarini ularda o'tayotgan jarayonlarga qarab tizimga solamiz.

2.2-rasmda 2.1-rasmda ifodalangan reaktor *11* ga o'xshash reaktor sxemasi keltirilgan. Barcha reaktorlar uchun xarakterli bo'lgan tuzilish elementlarini ajratamiz.

Reaksiya o'tayotgan reaktorga bir necha qavat katalizator solingan. Bu reaksion zona *1* bo'lib, barcha reaktorlarda mavjud. Reaksion aralashma xomashyosi yuqorigi shtuser orqali kiritiladi. Reaksion zona orqali gazning bir xil o'tishini ta'minlash uchun oqimni tarqatgich o'rnatilgan. Bu **kiritish moslamasi** *2* dir. 2.1-rasmdagi




***2.2-rasm.*** Reaktorning strukturaviy elementlari: *1* – reaksion zona; *2* – reaksion aralashma kirishi uchun moslama; *3* – aralashtirgich; *4* – issiqlik aralashtirgich; *5* – chiqish moslamasi; $S_g$ – sovuq gaz; $I_t$ – issiqlik tashigich; *X* va *Tm* – tegishlicha xomashyo va tayyor mahsulotlar.




*2.3-rasm.* Kimyoviy reaktorda amalga oshiriluvchi katalitik (*a*) va gaz – suyuqlik (*b*) jarayonlari strukturasi.

reaktor *2* da gaz taqsimlagich vazifasini barbotyor bajaradi. Aralashtirgichga reagentni bir xil kontaktni ta'minlashdek alohida talab qo'yiladi. Birinchi (yuqoridan) va ikkinchi qavatlar orasidagi **aralashtirgich** *3* (2.2-rasm)da ikkita oqim aralashadi – birinchi qavatdan keyin va qo'shiluvchi sovuq gaz, ikkinchi qavatdan keyin **issiqlik almashtirgich** *4* joylashtirilgan. Mahsulotlar **chiqish moslamasi** *5* dan chiqariladi. Oqimlarni ajratish moslamalaridan ham foydalanish mumkin.

Kirish, chiqish, aralashtirish, ajratish, oqimlarni bo'lish moslamalarida va issiqlik almashtirgichlarda fizik jarayonlar amalga oshadi. Shu bois keyingi tadqiqotlar ob'ekti sifatida asosan kimyoviy jarayonlar o'tadigan zonalar olinadi. Reaksion zonada o'tadigan jarayon ko'pgina alohida jarayonlardan tashkil topadi, bular 2.3-rasmda ikkita katalitik va gaz-suyuqlik jarayonlari uchun ko'rsatilgan.

2.3 rasm, *a* da qimirlama qavatli katalizator va unda boruvchi jarayonlar ko'rsatilgan bo'lib, bu umumiy jarayonning tarkibiy qismidir. Reagentlar umumiy oqimi (*1*) konvektiv bo'lib, katalizator donalari orasidan o'tadi. Oqimdan reagentlar donalar (*2*) yuzasiga va katalizator g'ovaklariga va katalizator g'ovaklari (*3*) ga kiradi, ularning ichki yuzasida reaksiya (*4*) amalga oshadi. Mahsulotlar teskari yo'l bilan oqimga tushiriladi. Ajraluvchi issiqlik qavat

(*5*) bo'ylab, keyin qavatdan devor orqali xladagent (*6*) ga yotadi. Reaksiya borishi natijasida yuzaga keluvchi konsentratsiya va temperatura gradientlari modda va issiqlik (*7*) oqimini yuzaga keltiradi, bu reagentlarning asosiy konvektiv harakatiga qo'shimcha bo'ladi.

2.3-rasm, *b* da ichidan gaz barbotirlovchi suyuqlik qavatidagi jarayon ko'rsatilgan. Gaz (*1*) pufak ko'rinishida o'tadi. Gaz bilan suyuqlik orasida massa tashish (*2*) amalga oshadi. Suyuqlik jim turmaydi – uning harakatini pufak (*3*) oldida va qavat (*4*) bo'ylab sirkulyasiyasida aniqlash mumkin. Birinchi holat turbulent diffuziyadagi singari konsentratsiya gradientini, ikkinchi holat suyuqlikning reaksion zona bo'ylab sirkulyasion konvektiv harakatini eslatadi.

Reaksion zonada o'tuvchi jarayon murakkab ekanligini shu ikki misol ko'rsatib turibdi. Agar reaktorlar sxemasi va konstruksiyalari ko'pligini hisobga olsak, ularda kechadigan jarayonlarning qanchalik murakkabligini ko'z oldimizga keltirishimiz mumkin. Shu bois ham mana shu murakkablikni soddalashtirish, hodisalar yotish qonuniyatlari tizimini tuzish va bular orasidagi bog'liqlikni hal qilish, boshqacha qilib aytganda kimyoviy jarayon va reaktorlarning nazariyasini yaratish zarurati kelib chiqadi.

### 2.1.2. Kimyoviy jarayonlar va reaktorlarni tadqiq qilish usulining matematik modellashtirilishi

Modellash – modelda ob'ektni ko'rsatish bo'lib, fan va texnikaning turli sohalarida qo'llanilib keladi. Buning mohiyati ob'ektning o'rniga uning modeli tadqiq qilinishidir. Modelda olingan xossalar modellashtirilayotgan ob'ekt xossalariga o'tkaziladi.

*Model* – ixtiyoriy tabiatli maxsus jihatdan tadqiq qilinayotganga qaraganda bir muncha oddiyligi bilan ajralgan holda ob'ekt haqida yangi ma'lumotlar olishga imkon berish tadqiq qilinayotgan ob'ekt o'rnida u haqda yangi ma'lumotlar olishga imkon berish.

Modellashning ma'lum misoli sifatida havoda uchayotgan samolyotning suyriligini, uning modelini aerodinamik trubada o'tka-

zilishini ko'rib chiqamiz. Mazkur holatda samolyot modeli uning o'xshash geometrik nusxasidir. Bunda faqat samolyot korpusining havo oqimidagi suyriligi modellashtiriladi (tadqiq qilinadi). Samolyotning boshqa xossalari, masalan, qulaylik va passajirlarning kreslodagi xavfsizligi tadqiq qilinmaydi. Bundan ko'rinadiki, modellash faqat ayrim hodisalar uning jarayonlar parametr (qanotlar va korpus konfigurasiyasi yoki kreslo konfigiruasiyasi va h.k.) larini hisobga olgan holda amalga oshiriladi. Modelda hisobga olinuvchi hodisalarni model tarkiblari deb atash qabul qilingan.

Maqsadga erishish uchun model xossalarini o'rganayotganda unga ta'sir etuvchi omillar ob'ektning xossalariga ham shunday ta'sir etishiga erishish zarur bo'ladi. Model tuzishdagi ilmiy va ijodiy yondashishning asosi o'rganilayotgan xossalarga ta'sir etuvchi hodisalarni ko'ra olishdir.

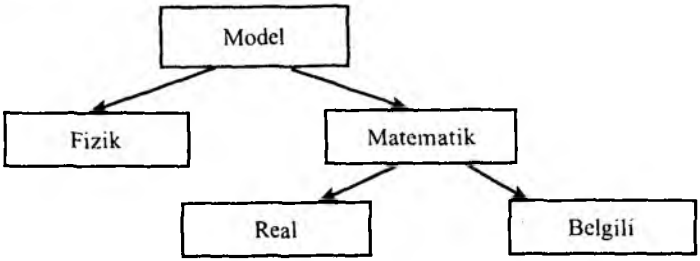
O'rganilayotgan xossa-xususiyatlarga barcha tarkiblar va parametrlar baravar ta'sir etadi, deb bo'lmaydi. Ba'zi parametrlarning o'zgarish va u yoki bu tarkiblarning mavjudligi bu xossalarga unchalik sezilarli ta'sir ko'rsatmaydi. Bunday tarkiblar va parametrlar birmuncha ahamiyatsiz bo'lib, modelda ularni hisobga olmasa ham bo'ladi. Tegishlicha, oddiy model faqat ayrim tarkiblargagina ega bo'ladi. Shu bois oddiy modelni tashqi ko'rinishi bo'yicha oddiy deb bo'lmaydi (masalan, strukturasi bo'yicha murakkab bo'lmagan konstruksiya). Lekin agar ta'sir etuvchi barcha tarkiblar kiritilmasa, u to'la bo'lmagan hisoblanadi, uni tadqiq qilish natijalari ob'ekt xossalariga to'g'ri kelmasligi mumkin.

Modelning ob'ektning noma'lum xossalarini oldindan aytib berishi va u haqda yangi axborot berishini belgilashga ahamiyat berish zarur bo'ladi. Bu, birinchidan, model oddiy bo'lib, uni tadqiq qilish, o'rganish mumkin bo'lgan taqdirda va ikkinchidan, o'rganilayotgan xossalarning ochilishiga imkon bergandagina amalga oshishi mumkin.

Modellash dastlab ilmiy fikrni aniqlash uchun aero- va gidrodinamikada qo'llanildi. O'xshashlik nazariyasidan foydalanib, kichik uskunalar (modellar)da olingan eksperimental natijalarni

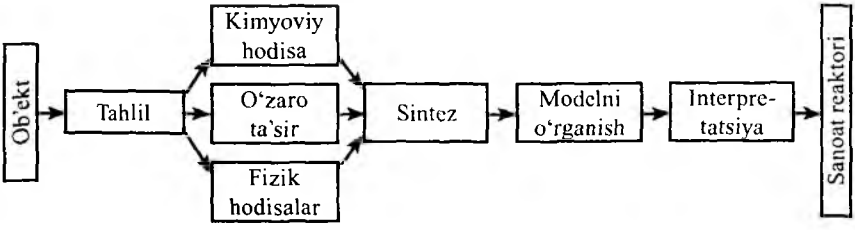
katta masshtabdagi real ob'ektlarga ko'chirish amalga oshirildi. Bunday kuzatuvlar asosi sifatida **fizik modellash** xizmat qiladi, bunda model va ob'ekt tabiati bir xil bo'ladi. Fizik modellash va o'xshashlik nazariyasi kimyoviy texnologiyaning issiqlik va diffuzion jarayonlarida qo'llanila boshladi. Lekin uning bu sohadagi qo'llanilishi fizik va kimyoviy tarkiblarning bir-biriga mos kelmay qolishi tufayli keng rivoj topmadi. Masalan, reagentlarning boshqa mahsulotlarga aylanish darajasi ularning reaktorda bo'lish vaqti bilan bog'liq bo'lsa (bu oqim tezligi bilan reaktor kattaligi nisbatidan olinadi), issiqlik bilan massa ko'chishi Reynolds kriteriysi bo'lgan reaktor o'lchamining oqim tezligi ko'paytmasi bilan o'lchanadi. Turli kattalikdagi apparatlarda nisbat bilan ikki kattalik ko'paytmalarini bir xil qilish mumkin bo'lmaydi. Kichik apparatda ajralayotgan issiqlik oson yo'qoladi va modda aylanishiga unchalik ta'sir qilmaydi. Katta apparatlarda ajraluvchi issiqlik uning ichida «berkinib» oladi, natijada haroratga, reaksiya tezligi va boshqa omillarga ta'sir qiladi. Demak, fizik tarkiblarning reaksion jarayonga ta'siri katta apparatlarda sezilarli ahamiyatga egadir.

Reaksion jarayonlarda masshtabli o'tishlardagi qiyinchilik **matematik modellashdan** foydalanib amalga oshiriladi, bunda model bilan ob'ekt turli fizik tabiatga, ammo bir xil xossalarga ega bo'ladi. Moslama uchun mexanik mayatnik bilan yopiq elektrik konturdan iborat kondensator va induktivlik g'altagi turli fizik tabiatga ega, lekin mexanik tebranish va elektr xossalari tegishlicha bir xil bo'ladi. Bu moslamalar uchun shunday parametrlar tanlash mumkinki, unda chastota bo'yicha tebranish bir xil bo'ladi. Bunda elektr tebranish konturi mayatnik modeli hisoblanadi. Bunda ikkala moslama xossasi – tebranishlar shu va shunga o'xshash tenglamalar bilan ifodalanadi. Bundan modellash nomi – matematik modellash kelib chiqqan. Mazkur holatda tebranish tenglamasi mexanik mayatnikning ham, elektrik konturning ham matematik modelidir. Matematik modellar tegishlicha qandaydir fizik moslama sifatida **real**, matematik tenglamalar sifatida **belgililarga** bo'linadi. Modellar klassifikatsiyasi 2.4-rasmda keltirilgan.



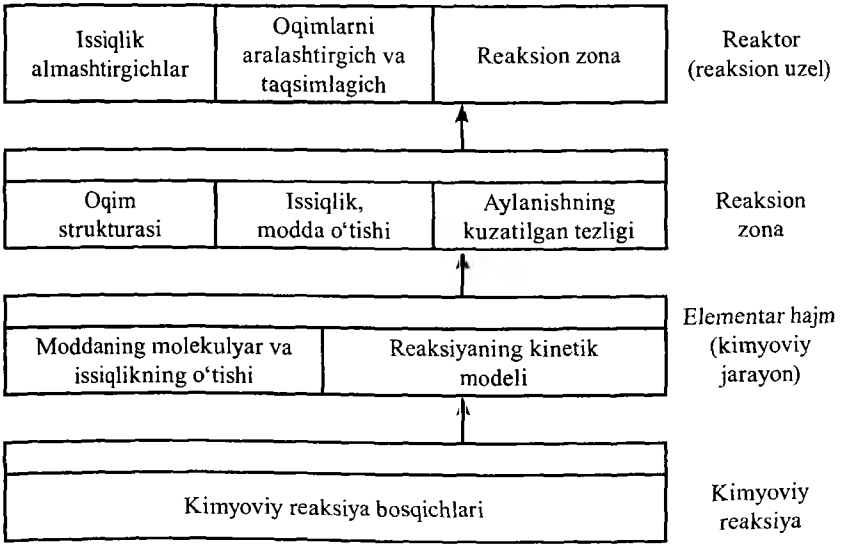

*2.4-rasm.* Modellar klassifikatsiyasi.

Real matematik modelni tuzish uchun, tabiiyki, avvalo belgilini tuzish kerak bo'ladi. Shu bois, qoidaga binoan, matematik modellashni faqat ob'ektni ifodalovchi tenglamaga o'xshatishadi, boshqacha qilib aytganda belgili matematik modelga tenglashtiradilar: bu tenglamalar xossasini tadqiq qilishni matematik modellash deb ataydilar. Elektron hisoblash mashinasi (EHM) universal real matematik modeldir. Ob'ektni ifodalovchi tenglamalar bo'yicha EHMni «tuzishadi» (programmalashtiriladi) va uning «xulqi» mana shu tenglamalar bilan ifodalanadi. Modomiki, reaksion jarayonga fizik va kimyoviy tarkiblar ta'siri masshtab bilan bog'liq ekan, ularni ajratish kimyoviy jarayon va reaktorlarni matematik modellashdagi eng muhim bosqichlardan hisoblanadi. Reaktorlarni matematik modellashning umumiy sxemasi 2.5-rasmda ko'rsatilgan. Mas'ul bosqich kimyoviy reaktorda amalga oshuvchi jarayonning tahlili hisoblanadi; tahlil jarayon tarkiblari va ularning o'zaro ta'sir doiralarini ochib beradi. Keyin ularning kimyoviy aylanishlarining kinetik va termodinamik qonuniyatlari, massa ko'chish hodisalari va boshqalar aniqlanadi. Mazkur bosqichda eksperimental tadqiqotlar ma'lumotlari ishlatiladi. Matematik modellash tajribadan voz kechmaydi, balki undan faol foydalanadi, ammo tajriba presizion, reaktordagi tajribadan aniqroqligi bilan ajraladi. Tahlil natijalari jarayon va uning tarkibini jarayon matematik modeli – uni ifodalovchi tenglama sifatida beradi. Bunda hisoblash tajribasi o'tkaziladi. Modelning olingan xossalari o'rganilayotgan ob'ekt xossalari sifatida interpretatsiyalanadi (mazkur holatda kimyoviy reaktor uchun).




*2.5-rasm.* Reaktorlar va kimyoviy jarayonlarni matematik modellash sxemasi.

Murakkab jarayonlarda ajratilgan tarkiblar (dekompozisiya) invariantlik shartiga moslashishi zarur, bunda masshtabga nisbatan olingan tenglamalar matematik modeli parametrlari va chegara sharoitlari ta'siri hisobga olinadi. Model tuzishda ierarxik yo'ldan foydalanilganda invariantlik talabi qondiriladi. Buning uchun jarayon dekompozisiyasi nafaqat tarkiblar bo'yicha, balki masshtab bo'yicha ham o'tkaziladi. Reaktorlardagi jarayonlar matematik modellarning o'ziga xosligi, ularning ierarxik tuzilishidir. Bu 2.6-rasmdan ko'rinadi.




*2.6-rasm.* Kimyoviy reaktordagi jarayon matematik modelining ierarxik strukturasi.

Elementar bosqichlardan iborat kimyoviy reaksiya molekulyar masshtabda o‘tadi. Uning xossalari (masalan, tezlik) reaktor masshtabiga bog‘liq bo‘lmaydi, ya’ni reaksiya tezligi sharoitlar qanday yaratilganligiga bog‘liq bo‘lmagan holda faqat o‘tish sharoitiga mos ravishda o‘taveradi. Tadqiqotlarning bu darajadagi natijasi kinetik model – reaksiya tezligining sharoitiga bog‘liqligi bo‘ladi.

Keyingi masshtabli daraja kimyoviy jarayon bo‘lib, u reaksiya va ko‘chish hodisalari bo‘lgan, diffuziya, issiqlik o‘tkazish va boshqalarning yig‘indisini o‘z ichiga oladi. Reaksiyaning kinetik modeli tarkib sifatida olinadi. Kimyoviy jarayon o‘tayotgan hajm shunday tanlanadiki, unda jarayon qonuniyatlari reaktor katta-kichikligiga bog‘liq bo‘lmaydi. Masalan, bu katalizator donalari bo‘lishi mumkin. Moddaning aylanish tezligi unda dona katta-kichikligi va xarakteristikasiga hamda sharoitga bog‘liq bo‘lib (konsentratsiya va temperatura), sharoitlar qanday qilib yaratilganiga bog‘liq bo‘lmaydi. Kimyoviy jarayon modeli keyingi masshtabli darajada – reaksion zonaga tarkibning biri sifatida kiradi. Boshqa tarkiblar – ko‘chish hodisalari shunday masshtabda olinadi. Reaktor masshtabida tarkib sifatida reaksion zona, o‘rin olish uzellari, issiqlik almashinish va h.k. kiritiladi. Shunday qilib, reaktordagi jarayon modeli matematik modellarning turli masshtabi tizimi bilan belgilanadi.

Jarayonning reaktordagi matematik modeli ierarxik strukturasi quyidagilarni amalga oshirishga imkon beradi:

– turli masshtabdagi asosiy jarayonlarni mukammal tekshirib, jarayon xossalarini to‘la ifodalash;

– murakkab jarayonlarni qismlar bo‘yicha o‘rganib, ularning har biri uchun alohida, presizion usullarni qo‘llagan holda, natijalar aniqligi va ishonchliligiga erishiladi;

– alohida qismlar orasidagi bog‘lanishlarni aniqlash va reaktor ishlashida ular rolini topish;

– jarayonni yuqori darajada o‘rganishga yordam beradi, chunki jarayon quyi darajada o‘rganish orqali yuqoriroq darajada axborot olish;

– masshtabli o‘tish masalalarini hal etish.

Kimyoviy reaktorda jarayonni o‘rganishning yuqorida aytilgan matematik modellash usuliga to‘xtalamiz.

## 2.2. KIMYOVIY JARAYONLARNING FIZIK-KIMYOVIY ASOSLARI

### 2.2.1. Kimyoviy o‘zgarishlar stexiometriyasi

**Stexiometrik tenglamalar.** Moddalar ma’lum nisbatlarda ta’sirlashadi, bu kimyoviy tenglamalarda o‘z ifodasini topadi. Bulardan reaksiya o‘tayotganda ta’sirlashuvchi aralashma tarkibi o‘zgarishi aniqlanadi.

Stexiometrik tenglamalar moddalar qanday nisbatlarda birikishini ko‘rsatadi. Stexiometrik tenglamalarning umumiy ko‘rinishi:

$$\nu_A A + \nu_B B + \ldots = \nu_R R + \nu_S S + \ldots \qquad (2.1)$$

bu yerda: $A$, $B$... – dastlabki moddalar; $R$, $S$... – mahsulotlar; $\nu_A$, $\nu_B$, ..., $\nu_R$, $\nu_S$ – ctexiometrik koeffitsiyentlar.

Stexiometrik tenglamada kimyoviy elementlar balansi saqlanadi. Har bir elementning dastlabki modda va mahsulotlardagi miqdori o‘zaro teng bo‘ladi. Shu bois stexiometrik tenglamalarni algebraik deb hisoblab, quyidagicha yozish mumkin bo‘ladi:

$$\Sigma_i \nu_i A_i = 0, \qquad (2.2)$$

bu yerda: $A_i$ – moddalar nomi ($A_i = A$, $B$, $R$, $S$... 2.1-tenglamadagi); $\nu_i$ – stexiometrik koeffitsiyent (1-moddaniki).

(2.2) formulada sarflanadigan xomashyo moddalari uchun $\nu_i < 0$ deb: hosil bo‘luvchi mahsulotlar uchun esa $\nu_i > 0$ deb qabul qilinadi.

(2.2) tenglamaga $\nu_i$ nolga teng bo‘lgan ($\nu_i = 0$) modda-inert (o‘zgarishda ishtirok etmaydigan)ni kiritish mumkin.

Stexiometrik tenglama mohiyatidan quyidagini yozish mumkin:

$$(N_1 - N_0)/\nu_i = (N_2 - N_{20})/\nu_2 = \ldots (N_i - N_{10})/\nu_i = \text{const}, \qquad (2.3)$$

bu yerda: $N_{10}$, $N_{20}$, ..... $N_{10}$ – komponentlarning dastlabki miqdorlari; $N_1$, $N_2$... ... .., $N_i$ –komponentlarning aylanishdan keyingi miqdorlari; $\nu_1$, $\nu_2$....., $\nu_i$ – tegishlicha stexiometrik koeffitsiyentlar.

Stexiometrik tenglamalar faqat ta'sirlashuvchi moddalar miqdorining nisbatini ko'rsatishini, lekin haqiqiy o'zaro ta'sirlarni ifodalamasligini eslatib o'tamiz.

**Oddiy va murakkab aylanishlar**. Agar aylanishlar bir necha yo'nalishlarda borayotgan bo'lsa, (2.1) va (2.2) kabi stexiometrik tenglamalar bir nechta bo'lishi mumkin. *Oddiy reaksiya* bitta, murakkab reaksiya esa bir nechta stexiometrik tenglamalar bilan ifodalanadi.

Oltingugurt dioksidning oksidlanishi oddiy reaksiya misoli bo'la oladi:

$$SO_2 + 0{,}5O_2 = SO_3$$

murakkabiga metanolning formaldegidgacha oksidlanishini ko'rsatsa bo'ladi:

$$2CH_3OH + O_2 = 2CH_2O + 2H_2O$$

$$2CH_3OH + 3O_2 = 2CO_2 + 4H_2O$$

Bu yerda oddiy yoki murakkab reaksiya aylanishning yo'nalishlari bo'yicha aniqlanadi (yoki aylanish sxemasi deyish mumkin). Mexanizmning o'tishi bo'yicha ham reaksiyalar oddiy yoki murakkab bo'lishi mumkin. Bu jihatdan $SO_2$ ning oksidlanishi – ko'p bosqichli reaksiya mexanizmi bo'yicha murakkab hisoblanadi.

**Stexiometrik tenglamalar soni**. Stexiometrik tenglamalar bir necha usullarda ifodalanishi mumkin. Ammiak sintezi reaksiyasi quyidagi stexiometrik tenglama bilan yoziladi:

$$N_2 + 3H_2 = 2NH_3 \quad \text{yoki} \quad 0{,}5\,N_2 + 1{,}5\,H_2 = NH_3$$

Metanning bug'dagi konversiyasi ikki bosqichda o'tadi:

$$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$$
$$CO + H_2O = CO_2 + H_2$$

Quyidagi stexiometrik tenglamani ham yozish mumkin:

$$CH_4 + 2H_2O = CO_2 + 4H_2$$

Tenglamalar soni moddalar sonidan ko'pligi ma'lum. Shu bois tenglamalar majmuasi aniq bo'lishi talab etiladi.

Aytaylik, o'zgarishlarda B moddalar ishtirok etayapti, ular sonini o'zgarishlardan so'ng aniqlash lozim bo'ladi. Buning uchun B ga teng tenglamalar kerak bo'ladi. Lekin moddalar E ga teng kimyoviy elementlardan tashkil topadi, har bir tenglamada elementlar balansi saqlanadi. Shu bois ta'sirlashgan moddalar tarkibini aniqlashda quyidagi miqdordagi tenglamalar kerak bo'ladi:

$$U = B - (E - 1) \qquad (2.4)$$

Oksidlanish – qaytarilish reaksiyalarida nafaqat har bir element bo'yicha, balki elektoronlar bo'yicha ham balans saqlanadi. Bu holda har bir element bo'yicha balansga reaksiyada ishtirok etuvchi modda zaryadlarini ham qo'shish kerak bo'ladi, shunda tenglamalar quyidagi miqdorda bo'lishi kerak:

$$U = B - E \qquad (2.5)$$

O'rin almashinish reaksiyalari uchun bo'lgan (2.4) tenglama va oksidlanish-qaytarilish reaksiyasi uchun bo'lgan (2.5) tenglama stexiometrik tenglamalar sonini bildiradi, bular ta'sirlashgan aralashmalarni hisoblashga imkon beradi. Shunday bo'lsa, bu tenglamalardan ehtiyotroq bo'lib foydalanish taklif etiladi. Buni quyidagi gidrodealkillash reaksiyasida ko'ramiz:

$$C_4H_8 + H_2 = C_3H_6 + CH_4$$

Ushbu reaksiya bitta tenglamada ifodalangan, (2.5) tenglamadan tenglamalar ikkita bo'lishi ko'rinadi (4 ta modda va 2 ta element bor). Buni quyidagi bilan bog'langanligini tushuntiramiz. Butilen va propilen $H_2C=CH-CH_2-CH_3$ va $H_2C=CH-CH_3$ ni tegishlicha struktura formulalari bilan ko'rsatamiz. $H_2C=CH-$ guruhi ikkala moddada saqlanyapti va C bilan H dan boshqa uchinchi element rolini o'ynayapti (butilendagi $-CH_2-$ va $CH_3-$guruhlar saqlanmayapti: birinchisi propilenning $CH_2-$ guruhiga, ikkinchisi $CH_4$ ga aylanayapti). Shu bois $E=3$ deb qabul qilib, (2.5) formuladan $U=1$ deb olamiz. (2.4) va (2.5)larni stexiometrik jihatdan mustaqil bo'lgan tenglamalarni topishga qo'llab, nafaqat E ga kimyoviy elementlarni, balki barqaror guruhlarni ham qo'shish kerak bo'ladi.

**Stexiometrik mustaqil tenglamalar**. Tenglamaga kiruvchi algebraik tenglamalar sistemasi chiziqli bog'liqlikka ega bo'lmagan hollarida yechimga ega bo'ladilar, ya'ni ularning birortasini ham boshqalarini chiziqli kombinasiyalash orqali olib bo'lmaydi. Kimyoviy *tenglamalar sistemasiga* bu qoidani qo'llab aytishi mumkin: stexiometrik mustaqil tenglamalarni qo'llab, ta'sirlashayotgan aralashma tarkibini aniqlasa bo'ladi, *boshqacha qilib aytganda*, ularning birortasini boshqa tenglamalarni chiziqli kombinasiyalash orqali olib bo'lmaydi.

Tanlangan tenglamalar sistemasida stexiometrik bog'liqlik mavjudligini bilish uchun mohiyati quyidagicha algoritmdan foydalanish mumkin. *n* ta moddalar bo'lgan $A_1$, $A_2$, $A_3$....$A_n$ lar ta'sirlashadi. Ularning o'zaro ta'siri (2.2) bo'yicha *t* ta tenglamalar bilan ifodalanadi, ularni matrisa shaklida ko'rsatamiz:

$$\begin{vmatrix} \nu_{11} & \nu_{21} & \nu_{31} \ldots\ldots & \nu_{n1} \\ \nu_{12} & \nu_{22} & \nu_{32} \ldots\ldots & \nu_{n2} \\ \nu_{13} & \nu_{23} & \nu_{33} \ldots\ldots & \nu_{n3} \\ \ldots & \ldots & \ldots & \ldots \\ \nu_{1m} & \nu_{2m} & \nu_{3m} \ldots\ldots & \nu_{nm} \end{vmatrix} \times \begin{vmatrix} A_1 \\ A_2 \\ A_3 \\ \ldots \\ A_n \end{vmatrix} = 0$$

Bu yerda Uu-r-sonli stexiometrik tenglamadagi birinchi moddaning stexiometrik koeffitsiyenti. Agar biror modda tenglamalardan biriga kirmasa, unda tegishlicha bo'ladi. Koeffitsiyentlar matrisasi quyidagi ko'rinishga keltiriladi:

$$\begin{vmatrix} 1 & \alpha_{21} & \alpha_{31} \ldots\ldots & \alpha_{n1} \\ 0 & 1 & \alpha_{32} \ldots\ldots & \alpha_{n2} \\ 0 & 0 & \ldots\ldots & \alpha_{n3} \\ 0 & 0 & \ldots\ldots & \\ \ldots & \ldots & \ldots\ldots & \ldots \\ 0 & 0 & \ldots\ldots & \alpha_{nm} \end{vmatrix} \qquad (2.6)$$

bunda matrisa elementlarini yuqorida ko'rsatilgandek uch burchak va diagonal bo'yicha birlamchi elementlar sifatida ajratiladi. Algebrada

ma'lum bo'lgan bu bajariladigan ishni quyidagi oddiy misolda namoyish qilamiz.

Ammiakning oksidlanishini tenglamalarda ifodalaymiz.

$$\begin{gathered} 4NH_3+5O_2=4NO+6H_2O \\ 4NH_3+3O_2=2N_2+6H_2O \\ 2NO=N_2+O_2 \end{gathered} \qquad (2.7)$$

yoki algebraik ko'rinishda:

$$\begin{gathered} -4NH_3-5O_2+4NO+6H_2O=0 \\ -4NH_3-3O_2+2N_2+6H_2O=0 \\ -O_2+2NO-N_2=0 \end{gathered}$$

Tenglamalar shunday yozilganki, ustunlarda bir xil moddalar ifodalandi. Stexiometrik koeffitsiyentlar matritsa ko'rinishida beriladi (2.8 *a*).

$$\underbrace{\begin{vmatrix} -4 & -5 & 4 & 0 & 6 \\ -4 & -3 & 0 & 2 & 6 \\ 0 & 1 & -2 & 1 & 0 \end{vmatrix}}_{a} \rightarrow \underbrace{\begin{vmatrix} 1 & 1{,}25 & -1 & 0 & -1{,}5 \\ 1 & 0{,}75 & 0 & -0{,}5 & -1{,}5 \\ 0 & 1 & -2 & 1 & 0 \end{vmatrix}}_{b} \rightarrow \underbrace{\begin{vmatrix} 1 & 1{,}25 & -1 & 0 & -1{,}5 \\ 0 & -0{,}5 & 1 & -0{,}5 & 0 \\ 0 & 1 & -2 & 1 & 0 \end{vmatrix}}_{d} \qquad (2.8)$$

Matrisaning nolli elementlari mazkur tenglamaga kirmaydigan moddalarga tegishlidir.

Birinchi ustun elementlarini birlamchi qilib olamiz, buning uchun har qatorning barcha elementlarini undagi birinchi element qiymatiga bo'lamiz. Keyin birinchi qatordagidan boshqa qatorning birinchi elementlarini nollik qilib olamiz.

Buning uchun ikkinchi qatordan boshlab har bir qatordan birinchini ayiramiz (uchinchi qator uchun bunday qilishning ahamiyati yo'q). Matritsa (2.8 *b*) ko'rinishga ega bo'ladi.

Bu ikki ishni (2.8 *d*) matritsaning punktir bilan ajratilgan bir qismi uchun qaytaramiz, uning birinchi elementlarini birlamchi deb qabul qilamiz. (2.8′ *e*), undan keyin uchinchi qatorning ikkinchi elementini nollik qilamiz (2.8′ *f*):

$$\underbrace{\begin{pmatrix} 1 & 1{,}25 & -1 & -1{,}5 \\ 0 & 1 & -2 & 0 \\ 0 & 1 & -2 & 0 \end{pmatrix}}_{e} \rightarrow \underbrace{\begin{pmatrix} 1 & 1{,}25 & -1 & 0 & -1{,}5 \\ 0 & 1 & 0{,}5 & 0{,}25 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{pmatrix}}_{f} \qquad (2.8')$$

Uchinchi qator nollikka aylandi. Mazkur tenglama stexiometrik bog'liqdir. Bu tenglamalarning dastlabki sistemasi (2.7) dan ma'lum edi, ya'ni uchinchi tenglama kombinasiyasidan olinadi. Birinchi tenglamani – 0,5 ga, ikkinchisini + 0,5 ga ko'paytiramiz va qo'shamiz – uchinchi tenglama chiqadi.

**Aylanish darajasi**. (2.3) tenglamadagi nisbat barcha reagentlarning o'zaro miqdorlari $H_i$ ni bog'laydi. Barcha reagentlar konsentratsiyasi bilan miqdorlarini belgilovchi ko'rsatkichni kiritish maqsadga muvofiqligi ko'rinadi, albatta. Bunday ko'rsatkich bo'lib qandaydir dastlabki moddaning aylanish darajasi $x$ xizmat qiladi, u moddaning qanday qismi o'zgarganligini bildiradi. Masalan, bu ko'rsatkich A modda uchun teng bo'ladi:

$$x_A = (N_{A0} - N_A)/N_{A0}. \qquad (2.9)$$

(2.3) va (2.9) tenglamalardan foydalanib ta'sirlashayotgan aralashmadagi ixtiyoriy moddaning miqdorini aniqlash mumkin bo'ladi:

$$N_i = N_{i0} - (\nu_i/\nu_A)N_{A0}x_A \qquad (2.10)$$

Aylanish darajasi ixtiyoriy xom ashyo (dastlabki modda) uchun aniqlanishi mumkin bo'lib, buni $x_B = (N_{B0} - N_B)/N_{B0}$ misolida bajarish mumkin. (2.3) tenglamadan hamda $x_A$ va $x_B$ larga tegishli ma'lumotlardan foydalangan holda yozishimiz mumkin:

$$x_B = x_A \frac{\nu_A N_{A0}}{\nu_B N_{B0}}. \qquad (2.11)$$

Agar dastlabki reaksion aralashma noekvimolyar tarkibga ega bo'lsa, unda reaksion aralashmaning tarkibini yetishmayotgan moddaning aylanish darajasi bilan ifodalash qulay bo'ladi. U *tayanch komponent* deyiladi. Tayanch komponent to'la aylanib bo'lganda ham boshqa dastlabki moddalar qolgan bo'ladi.

Agar A komponent bir necha reaksiyada ishtirok etayotgan bo'lsa, unda uning reaksiyadagi aylanish darajasi $x_{Aj}$ ni topamiz; (2.10) tenglama quyidagi ko'rinishga o'tadi:

$$N_i = N_{i0} - \frac{\sum \nu_{ij}}{\nu_{Aj}} N_{A0} x_{Aj}. \qquad (2.12)$$

**Reaksion aralashmadagi komponentlar konsentratsiyasi.** Reaksion aralashmadagi komponent konsentratsiyasi

$$C_i = N_i / \sum_i N_i$$

Reaksion aralashmaning umumiy miqdorini (2.10) tenglama ma'lumotlari yig'indisidan topamiz:

$$\sum N_i = \sum_i N_{i0} - x_A \sum_i (\nu_i / \nu_A). \qquad (2.13)$$

$\sum_i \nu_i = \Delta\nu$ kattaligi – reaksiyada mollar sonining o'zgarishidir. $C_i$ ni topishda qo'llanilganidek boshlang'ich konsentratsiya $C_{i0} = N_{i0} / \sum_i N_{i0}$ va (2.13) tenglamadan foydalanib, quyidagi kattalikni aniqlaymiz:

$$C_i = \frac{C_{i0} - (\nu_i / \nu_A) C_{A0} x_A}{1 - (\Delta\nu / \nu_A) C_{A0} x_A} \qquad (2.14)$$

(2.14) tenglamaning surati moddalar aylanishi orqasida konsentratsiya o'zgarishini, mahraji esa reaksion aralashmaning hajmi o'zgarishini belgilaydi. Ammiak sintezi reaksiyasi uchun

$$C_1 = \frac{C_{10}(1-x)}{1-2C_{10}x}; \quad C_2 = \frac{C_{20} - 3C_{10}x}{1-2C_{10}x}; \quad C_3 = \frac{C_{30} + 2C_{10}x}{1-2C_{10}x}, \qquad (2.15)$$

bu yerda: $C_1$, $C_2$, $C_3 - N_2$, $H_2$, $NH_3$ lar konsentratsiyalari; $C_{10}$, $C_{20}$, $C_{30}$ – mazkur komponentlarning dastlabki konsentratsiyalari; $x - N_2$ ning aylanish darajasi.

(2.15) tenglamaning mahraji birdan kichik va konsentratsiya, masalan, ammiakniki reaksion aralashmaning hajmi kamayishi hisobiga ortgandek tuyuladi ($\Delta\nu = -2$).

Murakkab reaksiyaning har biri uchun qandaydir dastlabki moddaning aylanish darajasini kiritish mumkin. Bir moddaning o'zi, ayniqsa, tayanch moddaning o'zi kirgan tenglamalarga ega bo'lishi qulaydir. Unda aylanish darajasi (2.12) tenglamani qo'llab reaksion aralashma tarkibini aniqlash soddalashadi.

Lekin stexiometrik tenglamalar majmuasi doimo shunday bo'lavermaydi. Chiziqli qayta o'zgartishlar xohishdagi tenglamalarni olishga imkon beradi.

Metanning suv bug'i bilan konversiyasi quyidagi tenglamalar bilan ifodalanadi:

$$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2 \qquad (2.16\ a)$$

$$CO + H_2O = CO_2 + H_2 \qquad (2.16\ b)$$

Tayanch komponent hisoblangan metan yetishmaydi, uning aylanish darajasidan birinchi tenglamada foydalanish bu borada qo'l keladi. Ikkinchi tenglamada tayanch komponent CO hisoblanadi, lekin uning boshlang'ich konsentratsiyasi nolga tengligi sababli uni qo'shib, reaksiya tenglamasini yozganimizda

$$CH_4 + 2H_2O = CO_2 + 4H_2 \qquad (2.16\ d)$$

metanning ikki yo'nalishdagi aylanishini ifodalovchi (2.16 *a*) va (2.16 *d*) kabi tenglamalar majmuasini beradi. Metanning shu ikki tenglamalar bo'yicha aylanish darajalari $X_1$ va $X_2$ larni aniqlaymiz. Dastlabki aralashma metan bilan suvning 10 va 20 molini saqlaydi. Ta'sirlanuvchi aralashmada $CH_4$, $H_2O$, $H_2$, CO (1, 2 tegishlicha) miqdori:

$$N_1 = N_{10} - N_{10}(x_1 + x_2);\ N_4 = N_{10}x_1;$$
$$N_2 = N_{20} - N_{10}x_1 - 2N_{10}x_2;\ N_5 = N_{10}x_2$$
$$N_2 = 3N_{10}x_1 + 4N_{10}x_2;$$

Keyin barcha $N_i$ larni qo'shib, umumiy mollar soni $\sum_i N_i$ ni topamiz, $C_i = N_i / \sum_i N_i$ esa har bir komponent konsentratsiyasidir.

**Jarayon selektivligi va mahsulot chiqishi**. Murakkab reaksiyada dastlabki modda aylanishi turli yo'nalishlarda boradi. Xohishdagi mahsulot barcha reaksiyalarda ham hosil bo'lavermaydi, shu bois murakkab reaksiyalarda aylanish darajasidan tashqari jarayonning quyidagi omillari hisobga olinadi.

Jarayon selektivligi dastlabki moddaning qancha qismi maqsadli birikmaga aylanganligini ko'rsatishi bilan xarakterlanadi. Dastlabki modda A aylanishi bir necha tenglamada ifodalangan bo'lsin deylik. Mahsulot hosil bo'lishi bitta tenglamada ifodalangan. *A* va *R* uchun stexiometrik koeffitsiyentlar – $\nu_A$ va $\nu_R$ shu tenglama uchun deb olinadi. *A* va *R* ning aylanish selektivligi aniqlanadi:

$$S_R = \frac{\nu_A (N_R - N_{R0})}{\nu_R (N_A - N_{A0})}. \quad (2.17)$$

*Mahsulot chiqishi* bor moddaning qancha qismi maqsadli mahsulotga aylanganligini bildiradi. Yuqorida keltirilgan ifodalardan foydalanib, *R* mahsulotning chiqishi $E_R$ ni aniqlaymiz:

$$E_R = \nu_A (N_R - N_{R0}) / (-\nu_R N_{A0}) \quad (2.18)$$

Aylanish darajasi mohiyatini (2.9) va (2.17); (2.18) ifodalardan topamiz

$$E_R = S_R x_A. \quad (2.19)$$

Oddiy reaksiya uchun $S_R = 1$ va $E_R = x_A$ ga teng bo'ladi.

Jarayon selektivligi va mahsulot chiqishi kerakli mahsulot olishda kimyoviy jarayonning xomashyoni ishlatish samaradorligini xarakterlaydigan ko'rsatkichdir.

### 2.2.2. Kimyoviy aylanishlar termodinamikasi

**Reaksiyaning yo'naluvchanligi**. Agar kimyoviy reaksiya kimyoviy potensialning kamayishi bilan borsa, u prinsipial amalga oshadi, bu izobar potensial, ya'ni Gibbs energiyasi bo'lib, reaksiyaning o'tish imkoni quyidagi tengsizlik bilan ifodalanadi:

$$\Delta G_{P,T} < 0, \quad (2.20)$$

bu yerda: $\Delta G_{P,T}$ – dastlabki moddaning mahsulotga aylanishidagi Gibbs energiyasining o'zgarishi.

$\Delta G_{P,T}$ ni hisoblash uchun quyidagi ma'lumotlar va nisbatlardan foydalaniladi. Standart Gibbs energiyasi kattaligi ($\Delta G_{298}$) = h.b. termodinamika ma'lumotlarida keltiriladi (298 Kda). Reaksiya uchun

$$\Delta G^0_{298} = \sum_i \nu_i (\Delta G^0_{298})_i \text{ h.b.} \quad (2.21)$$

Gibbs energiyasining temperatura bilan bog'liqligi:

$$\Delta G^0_T = H^0_T - T\Delta S, \quad (2.22)$$

bu yerda: $\Delta H^0_T$, $\Delta S$ – entalpiya va entropiya o'zgarishlari bo'lib, (2.21) formulaga o'xshash hisoblanadi.

Gibbs energiyasining reaksion aralashma tarkibi bilan bog'liqligi (gazlar aralashmasi uchun):

$$\Delta G_{P,T} = \Delta G_T^0 + RT\ln\prod p_i^{\nu_i}, \qquad (2.23)$$

bu yerda: $P$ – ko'paytma belgisi; $p_i$ – komponentlar parsial bosimi.

(2.20) tengsizlik jarayonda kerakli mahsulotni olish imkoni borligini aniqlashga yordam beradi, ishlab chiqarishning yangi usulini yaratishni shundan boshlaydilar.

(2.20) tengsizlikning ishlatilishi ikkilamchi noxush mahsulotlar hosil bo'lishining oldini oluvchi sharoitlarni topishdir. Quyidagi misolni keltiramiz. Metanni suv bug'i bilan konversiyasida qurum hosil bo'lishi mumkin. Bo'lishi mumkin reaksiyalardan biri:

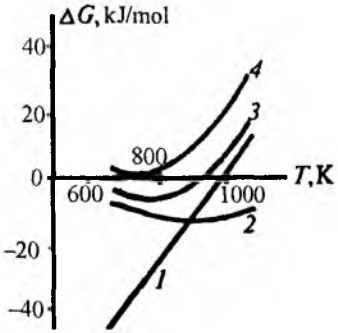
$$CO + H_2 = C + H_2O \qquad (2.24)$$

(2.21) va (2.22) tenglamalardan mazkur reaksiya uchun aniqlandi:

$$\Delta G^0_t = -132 + 0{,}133\ T\ (\text{kJ/mol})$$

Sanoat reaktorida metan konversiyasi muvozanat yaqinida amalga oshadi. Bug': metan=2:1 nisbatda olingan dastlabki aralashmada qurum (ulgerod) hosil bo'lishiga olib keluvchi komponentlarning tegishlicha miqdori quyidagichadir: $C_{CO}=0{,}071$, $C_{H_2}=0{,}53$, $C_{H_2O}=0{,}24$. Bunday ma'lumotlarni boshqa temperatura va dastlabki tarkiblarga olish mumkin va ular uchun $\Delta G_{R,T}$ ni (2.23) formula bilan hisoblash mumkin. Natijalar 2.7-rasmda keltirilgandir.

Bug': gaz=1:1 bo'lgan dastlabki tarkibda butun temperatura intervalida $\Delta G_{P,T} > 0$ va shu bois qurumni ajratish mumkin. Boshlang'ich aralashma bug': gaz=2:1 uchun reaktor qismida (900 K dan pastroq temperaturada) qurum hosil bo'lishi mumkin. Va faqat suv bug'ining to'rt karrali mo'lligida qurum hosil bo'lmaydi ($\Delta C_{R,T} > 0$). Reaksiya o'tishining termodinamik mumkinligi hali reaksiyaning albatta o'tishini bildirmaydi. Bu reaksiya tezligiga bog'liq. Lekin asosiy omil – sharoitlargina buni taqozo etsa, shundagina reaksiya amalga oshmaydi.




***2.7-rasm.***

Metan konversiyasi (*1*) da temperatura $T$ ning Gibbs energiyasi $\Delta G$ va metan konvertoridagi metanning dastlabki bug': gaz=1:1 (*2*), 2:1 (*3*) va 4:1 (*4*) nisbatining bog'liqligi.

**Reaksiyaning issiqlik effekti**. *Issiqlik effekti* $Q_p$ yoki reaksiyada entalpiyaning o'zgarishi $\Delta H$ texnologik tadqiqotlarda muhim o'rin tutadigan termodinamik kattalik hisoblanadi. Bular belgisi jihatidan bir-biriga teskaridir: $Q_p = -\Delta H$. Entalpiya o'zgarishi reaksiyada ishtirok etayotgan moddalar entalpiyasi orqali hisoblanadi yoki ularning belgisiga qarab reaksiyalar ikkiga ajratiladi:

$\Delta H < 0$; $Q_p > 0$ ekzotermik reaksiya;
$\Delta H > 0$; $Q_p < 0$ endotermik reaksiya.

Bundan buyon $Q_p$ kattalikni mohiyat mazmuniga qarab ishlatish maqsadlidir. Agar reaksiya ekzotermik bo'lsa, unda issiqlik ajraladi va $Q_p > 0$ bo'ladi.

Reaksiyaning issiqlik effekti yozilganda termokimyoviy tenglamaga kiritiladi:

$$\nu_A A + \nu_B B + \ldots\ldots = \nu_R R + \nu_S S + \ldots\ldots + Q_p. \qquad (2.25)$$

(2.25) tenglamadagi $Q_p$ kattalik kimyoviy tenglamadagi yozuvga bog'liq bo'ladi. Masalan, $Q_p$ qiymatlari $N_2 + 3H_2 = 2NH_3$ va $0{,}5N_2 + 1{,}5H_2 = NH_3$ tenglamalaridagi kattaligi ikki baravar farqlanadi, bu stexiometrik koeffitsiyentlar farqlanishiga o'xshaydi. Ma'lumotnomalarda $Q_p$ to'g'ridan-to'g'ri tenglamalarda ko'rsatilaveradi (2.25), tenglamadagi singari yoki 1 mol modda o'zgarishidagi entalpiya o'zgarishi bilan belgilab qo'yiladi.

Reaksiyaning issiqlik effekti texnologik jarayonlardagi issiqlik hodisalarini aniqlash uchun zarurdir. Ajragan (yoki yutilgan) issiqlik miqdori qandaydir modda yoki mahsulotga aylangan miqdoriga bog'liq bo'ladi. Agar (2.25) tenglamada yozilgandek bo'lsa, unda

$$q = Q_p \Delta N_A / \nu_A$$

**Muvozanat.** Kimyoviy texnologiyadagi dastlabki hisoblardan biri termodinamik jihatlar bo'ldi. Bunda kimyoviy ta'sirlashayotgan sistemalar muvozanati hisobga olinmaydi: bu hanuz dolzarb masalalardan biri bo'lib qolmoqda.

*Aralashmaning muvozanatdagi tarkibi.* Ta'sirlashayotgan modda (2.1) tenglamaga muvofiq muvozanat konsantasi $K$ bilan bog'liqdir:

$$K_m = \left( \frac{C_R^{\nu R} C_S^{\nu S} \cdots}{C_A^{\nu A} C_B^{\nu B} \cdots} \right)_M = \prod_i (C_i^{\nu_i})_m, \qquad (2.26)$$

bu yerda: $\nu_i$ – (2.1) tenglamadagi stexiometrik koeffitsiyentlar.

(2.26) tenglamadagi $C_i$ konsentratsiyalar muvozanatda deb olinadi. Agar ta'sirlashayotgan aralashma bir necha stexiometrik tenglamalarda ifodalansa (murakkab reaksiya), unda bunday aralashmadagi muvozanat (2.26) dagi singari shuncha sondagi tenglama bilan yoziladi.

Muvozanat konstantasi $K_m$ – termodinamik funksiya bo'lib, u faqat temperaturaga bog'liq bo'ladi.

$$\Delta G_T^0 = \Delta H_T^0 - T\Delta S_T = -RT \ln K_M; \quad (2.27)$$

Agar reaksion aralashma ideal bo'lsa (yuqori bo'lmagan bosim va temperatura, suyultirilgan eritmalar), unda $S_T$ ning ma'lumotlardagi kattaligidan foydalanib, $K_m$ni (2.27) tenglamadan hisoblab topish mumkin bo'ladi. Ko'pgina real aralashmalar ideal hisoblanmaydi va $K_m$ ni hisoblashda quyidagi ko'rinishga ega formulalardan:

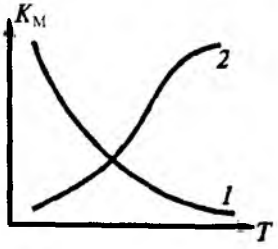
$$K_m = K_{m0} e^{-\Delta H/RT} = K_{m0} e^{Q_m/RT} \qquad (2.28)$$

yoki boshqa murakkab omillardan, shu jumladan, bosimdan ham foydalaniladi. (2.27) va (2.28) tenglamalardan endotermik reaksiyalarda $K_m$ temperatura ortishi bilan ko'payadi ($Q_m < 0$) va ekzotermik reaksiyalar uchun pasayadi ($Q_m > 0$) (2.8-rasm).

Gaz fazasida ta'sirlashuvchi aralashma uchun (2.26) tenglamada $p_t$ komponentlarning muvozanatdagi parsial bosimini qo'llashadi:

$$K_m = \prod_i (p_i^{\nu i})_{muv} \qquad (2.29)$$

Agar ta'sirlashayotgan sistemada qandaydir komponent qattiq holda bo'lsa, unda uning konsentratsiyasi shu bilan bog'liqligi ma'lum bo'ladi. Bu doimiy




***2.8-rasm.*** Temperatura T bilan muvozanat konstantasi $K_m$ ning ekzotermik (*1*) va endotermik (*2*) reaksiyalar uchun o'zgarishi.

kattalikni odatda muvozanat konstantasiga kiritishadi. Bunda (2.29) ifodaga faqat gaz holatda bo'lgan komponentlarning muvozanatdagi parsial bosimlari kiradi. Yuqorida ko'rsatilgan reaksiyada $CO+H_2=C_{qat.}+H_2O$ qattiq qurum $C_{qat.}$ hosil bo'ladi va tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$K_m=\left(\frac{p_{H_2O}}{p_{CO}p_{H_2}}\right)_{muv.}.$$

Shunga o'xshash, reaksiya o'tishida faqat gaz holatdagi komponentlarning parsial bosimidan (2.23) tenglamada Gibbs energiyasini hisoblash uchun foydalanildi.

**Muvozanatdagi tarkibni hisoblash.** Ta'sirlashayotgan aralashmadagi barcha komponentlar konsentratsiyalari o'zaro stexiometrik tenglama bilan bog'liq bo'lib, ularni tayanch komponentning dastlabki tarkib va aylanish darajasi bilan aniqlash mumkin bo'ladi. Muvoazanatda aylanishning muvozanat darajasi $x_m$ ga erishiladi, bu paytda (2.26) yoki (2.29) quyidagi ko'rishga ega bo'ladi.

$$K_m=f(x_m)$$

$x_m$ ni aniqlab, keyin barcha komponentlarning muvozanatdagi konsentratsiyalari topiladi.

1. Quyidagi oddiy qaytar reaksiya: A=R ni misol qilib olamiz. A komponentning boshlang'ich konsentratsiyasi $C_{A0}$ bo'ladi, $R$ komponent yo'q. Muvozanatda $C_{Amuv.}=C_{A0}(1-x_m)$ va $C_{R\ muv.}=C_{A0}\,x_m$ bo'ladi. (2.26) tenglamadan topamiz:

$$K_m=\left(\frac{C_R}{C_A}\right)_{muv.}=\frac{1-x_m}{x_m}\ \text{ va }\ x_m=\frac{K_m}{1+K_m}. \qquad (2.30)$$

Ekzotermik va endotermik reaksiyalar uchun $K_m$ $(T)$ bog'lanishni hisobga olib (2.8-rasmga qarang), bu reaksiyalar uchun $x_m$ $(T)$ bog'lanishni chizish mumkin (2.9-rasm). $x_m$ ning temperatura bilan o'zgarish xarakteri istalgan ekzotermik va endotermik reaksiyalar uchun tegishlicha shunday bo'ladi.

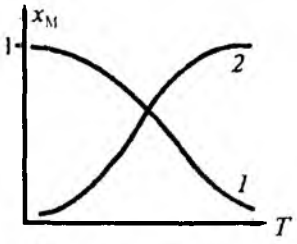
2. Ikkinchi misolni ko'raylik. Uglerod monoksid CO suv bug'i bilan konversiya qilinayapti:

$$CO + H_2O = CO_2 + H_2$$

Mazkur reaksiya uchun

$$K_M = \left( \frac{p_{CO} p_{H_2}}{p_{CO} p_{H_2O}} \right)_{muv.},$$

bu yerda komponentlar parsial bosimi $p_i = PC_i$; $P$ – umumiy bosim.




*2.9-rasm.* Muvozanatdagi aylanish darajasi $x_m$ ning qaytar ekzotermik (*1*) va endotermik (*2*) reaksiyalar uchun temperatura $T$ bilan o'zgarishi.

CO, $H_2O$, $CO_2$, $H_2$ larning boshlang'ich aralashmadagi konsentratsiyalari $C_{10}$, $C_{20}$, $C_{30}$, $C_{40}$ ga, muvozanatda esa tegishlicha – $C_{1m}$, $C_{2m}$, $C_{3m}$, $C_{4m}$ larga teng bo'ladi. $C_{im}$ ni muvozanatdagi aylanich darajasini $x_m$ orqali ifodalaymiz:

$C_1m = C_{10}(1-x_m)$; $C_2m = C_{20} - C_{10}x_m$; $C_3m = C_{30} + C_{10}x_m$; $C_4m = C_{40} + C_{10}x_m$; unda (2.29) tenglamadan $x_m$ ga nisbatan kvadrat tenglama olamiz:

$$K_m = \frac{(C_{30}+C_{10}x_m)(C_{40}+C_{10}x_m)}{C_{10}(1-x_m)(C_{20}-C_{10}x_m)}.$$

Uning yechimi: $x_m = a \pm \sqrt{a^2 - b^2}$,

bu yerda $a = K_m/[2C_{10}(K_m-1)]$; $b = (C_{20}/C_{10})[K_m - C_{30}C_{40}/(C_{10}C_{20})]$.

«+» yoki « – » belgisi $x_m$ kattaligi fizik mazmunga ega ekanligi bilan tanlanadi ($0 < x_m < 1$). Mazkur holda belgi «minus» qilib olinadi.

3. $x_m$ uchun ko'pincha analitik ifodani olib bo'lmaydi. $SO_2 + 0{,}5O_2 = SO_3$ reaksiyasi hajm o'zgarishi bilan boradi. Boshlang'ich konsentrasipyalari $SO_2$ va $O_2$ ning tegishlicha $C_{10}$ va $C_{20}$ ga teng. Komponentlarning parsial bosimini $p_i = PC_i$ ($P$ – umumiy bosim)dan olamiz. (2.14) tenglamadan foydalanib, komponentlar konsentratsiyalarini $SO_2$ ning aylanish darajasi – $x$ orqali ifodalaymiz:

$$C_1 = \frac{C_{10}(1-x)}{1+0{,}5C_{10}x}; \quad C_2 = \frac{C_{20} - 0{,}5C_{10}x}{1-0{,}5C_{10}x}; \quad C_3 = \frac{C_{10}x}{1+0{,}5C_{10}x}$$

Muvozanatda (2.29) tenglama quyidagi ko'rishishga o'tadi:

$$x_m = K_m \left[ K_m + \sqrt{\frac{1-0{,}5C_{10}x_m}{P(C_{20}-0{,}5C_{10})x_m}} \right]^{-1}. \qquad (2.31)$$

**Kimyoviy muvozanat o'zgarishi tashqi sharoit o'zgarishi** bilan amalga oshadi. Ta'sir Le-Shatele nomi bilan ataluvchi prinsip qoidasiga binoan amalga oshadi. Bunda kimyoviy muvozanatda turgan sistemaga ta'sir etilsa, unda sistema shu ta'sirni kamaytirish holatiga qarab o'zgaradi.

Kimyoviy jarayonni boshqarish shu qoidaga mos usullarga tayanadi.

Muvozanatga ta'sir etuvchi omillarga to'xtalamiz.

1. *Temperatura.* Temperaturani oshirish qo'shimcha issiqlik keltiradi. Agar endotermik reaksiya to'g'ri yo'nalishda, ekzotermik reaksiya esa teskari yo'nalishda borsa, bu effektni kamaytirishga erishish mumkin bo'ladi. Tegishlicha, muvozanatdagi aylanish darajasi endotermik reaksiya uchun oshadi, ekzotermik reaksiya uchun esa kamayadi. $x_m$ $(T)$ning bunday o'zgarishi 2.9-rasmda ko'rsatilgan. Bundan $x_M$ ning oshirish usuli kelib chiqadi – endotermik reaksiya uchun temperatura oshiriladi, ekzotermik reaksiya uchun esa kamaytiriladi.

2. *Bosim.* Le Shatele prinsipiga ko'ra, bosim $P$ ni oshirishga muvozanat surilishi qarshilik qilishi kerak, bu bosimning pasayishi, ya'ni reaksion aralashma hajmining kamayishiga olib keladi. Agar reaksiya hajm kamayishi bilan borsa, unda bosim $P$ ning ko'payishi yuqori aylanish ($x_M$ ning ortishi)ga olib keladi. Va aksincha, reaksiyada hajm oshuvchi sistemada muvozanat $x_m$ ning kamayish tomoniga siljiydi. Mana bu bog'lanish $p_i = PC$; bilan tenglamadan foydalanib, gaz fazasidagi reaksiyalar uchun quyidagi tenglamani yozish imkoni yaratiladi:

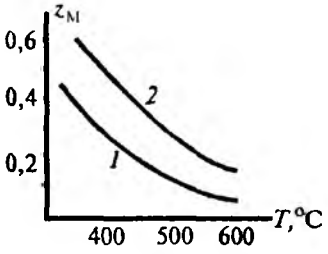
$$K_m = P^{\Delta Y}\left(\frac{C_R^{YR} C_{S.....}^{Ys}}{C_A^{YA} C_{B.....}^{YB}}\right)_m, \qquad (2.32)$$

bu yerda $\Delta\nu = (\nu_R + \nu_S + ...) - (\nu_A + \nu_B + ...)$ – reaksiyada mollar sonining o'zgarishi.

Agar reaksiya hajm oshuvi bilan borsa ($\Delta\nu > 0$), unda $P$ (va $P^{\Delta Y}$ ning ham) oshuvi, 2.32 tengligidan ko'rinadiki, P, C mahsulotlarning konsentratsiyasi kamayishiga olib keladi. Agar $\Delta\nu < 0$ bo'lsa, unda $P$ ning ortishi ($P^{\Delta r}$ ning kamayishi) mahsulotlar konsentratsiyasi

va aylanish darajasining o'suvi bilan kompensatsiyalanadi.

Ammiak sintezi hajm kamayishi bilan boradi. Bosim $P=1$ atm ($\approx 0{,}1$ MPa) bo'lganda 1,0 foiz ammiak hosil bo'ladi. Lekin $x_m$ ning temperatura pasayishi bilan ortishi kuchli sovutishni talab qiladi, bunda aylanish tezligi amalda nolga tengdir. Amaliyotda bosim oshiriladi, reaksiya 300 atm (30 MPa) bosim ostida o'tkaziladi. Dastlabki aralashmaning stexiometrik nisbati $H_2:N_2=3$ ga teng bo'lib, reaksiya oxirigacha shunday saqlanadi. Ammiakning muvozanatdagi konsentratsiyasini $C_M$ bilan belgilaymiz. Bunda $1-C_M$ azot bilan vodorodning muvozanatdagi konsentratsiyalari yig'indisi bo'lib, tegishlicha $C_{1m}=0{,}25\ (1-C_m)$ va $C_{2m}=0{,}75\ (1-C_m)$ ga teng bo'ladilar, (2.32) tenglama quyidagi ko'rinishga o'tadi:




***2.10-rasm.*** Ammiakning muvozanatdagi konsentratsiyasi $z_m$ ning 10 MPa (*1*) va 30 MPa (*2*) da temperatura $T$ ga bog'liqligi.

$$K_m=\frac{4^4}{3^3P^2}\cdot\frac{C_m^2}{(1-C_m)^4},$$

Katta bosimda reaksion aralashma ideal gaz bo'lmagani bois empirik bog'lanish $K_m$ ($T$, $P$) ni taxminiy formula bilan ifodalaymiz:

$$K_m=4{,}65\cdot 10^{-11}P^{0{,}4}\exp(12720/T),$$

bu yerda P ning kattaligi – (MPa).

$C_m$ ($P$, $T$) ning hisoblab topilgan miqdorlari 2.10-rasmda keltirilgan.

Geterogen reaksiyalar uchun ham xuddi shunday xulosalar qilinadi – bosimning muvozanatni siljitishi reaksiyadagi aralashma hajmi o'zgarishi bilan bog'liqdir. Bosimni oshirish qurum hosil qilish reaksiyasida uglerod hosil bo'lish vaziyatini vujudga keltiradi (2.24). Paydo bo'lish vaziyati yuzaga keladi (2.24).

Suyuq va kondensirlangan muhitda (suyuq va qattiq) bosim muvozanatdagi tarkibga ta'sir qilmaydi.

3. *Reaksion aralashmani suyultirish* – inert moddani qo'shish, bosimni kamaytirish bilan barobardir. Buni butanni butilengacha degidrirlash reaksiyasida ko'rsatamiz:

$$C_4H_{10} = C_4H_8 + H_2$$

Mazkur jarayon reaksion aralashma hajmi ortishi bilan boradi. Butanning dastlabki miqdori $C_{10}$. Butanning muvozanatdagi aylanish darajasi $x_m$, bunda (2.29) tenglamasi quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi.

$$K_m = P\frac{C_{10}}{1 + xC_{10}x_m} \cdot \frac{x_m^2}{1 - x_m}.$$

Ko'rinadiki, suyultirish, boshqacha aytganda $C_{10}$ ning kamayishi butan aylanishining muvozanatdagi darajasi – $x_m$ ning o'sishi bilan kompensasiyalanadi. Shu bois sanoatda butanni degidrirlash suv bug'i ishtirokida o'tkaziladi.

4. *Mo'llik va reagentlarni chiqarish.* Ta'sirlashayotgan aralashma muvozanati quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$K_m = \left( \frac{C_R^{\nu R} C_S^{\nu S} \ldots}{C_A^{\nu A} C_B^{\nu B} \ldots} \right)_{muv.} \qquad (2.33)$$

Deylik, dastlabki xomashyolardan biri, masalan, *B* ning miqdori oshirildi (mo'llikda olindi). Bunda (2.33) tenglikning amalda bo'lishi uchun dastlabki komponentlar konsentratsiyasi kamayadi, mahsulotlarniki esa ($C_R$, $C_S$) ko'payadi, ya'ni *A* komponentlarning aylanish darajasi o'sadi. Buni xomashyoning qimmatli komponentlarini to'la ishlatish maqsadida hisobga olinadi.

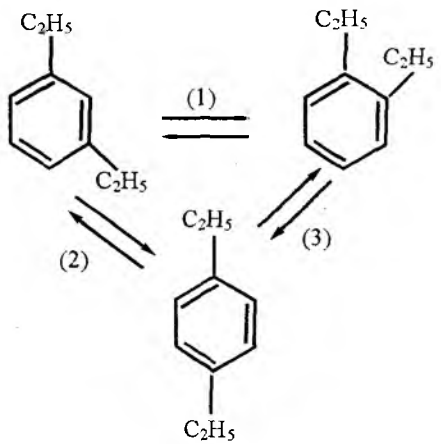
Metanning darajasi uning suv bug'i bilan reaksiyasida (bug' : metan = 2:1 ga teng boshlang'ich nisbatda) 0,54 ni tashkil etadi ($P$=4 MPa, $T$=1100 K). Sanoatda qo'llaniluvchi suv bug'ining mo'lligi bug' : metan = 4 : 1 nisbatda metanning maksimal aylanishi 0,74 gacha yetkazishga imkon beradi.

Reaksiya zonasidan biror mahsulotni chiqarish boshqa mahsulotlarning muvozanatdagi chiqishini oshirishga imkon beradi. Bu uchuvchan mahsulotni haydash orqali amalga oshiriladi va bu reaksion – rektifikasion jarayonlar asosini tashkil qiladi.

Reaksion aralashmaning termodinamik tahlili sharoitni (dastlabki tarkib, temperatura, bosim) reagentlarning muvozanatdagi nisbatini, ya'ni kimyoviy aylanish to'la tamomlangandagi aralashma tarkibiga ta'sirini aniqlaydi. Olingan ma'lumotlarga asoslanib jarayonni, aylanishning mumkin qadar to'laligi, mahsulot chiqishini maqsadga yetkazish sharoitlari haqida xulosa chiqariladi.

Misollardan biri – ammiakning muvozanatini tahlil qilishdir (2.10-rasmga qarang). Undan ko'rinadiki, katalizator ishlatilayotgan 450–550°C temperatura oralig'ida ammiakning sanoatdagi chiqishi (konsentratsiya 20 % dan yuqori) bosim 20 MPa bo'lganda erishiladi.

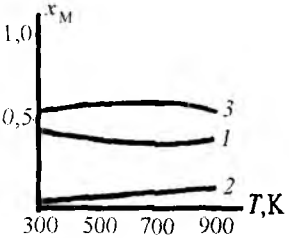
Yana boshqa misol. Dietilbenzol (DEB) izomerizasiyasida mahsulot chiqishi (yadrodagi etil gruppalari holatining o'zgarishi)ni tahlil qilaylik:




Mazkur sxemada uchta izomer aylanishdan ikkitasi – stexiometrik mustaqildir. (1) va (2) reaksiyalarning muvozanat konstantalari teng:

$$K_{m_1} = 1{,}74 \exp(-100)/T;\ K_{m_2} = 0{,}86 \exp(-860)/T.$$

Muvozanatda $K_{m_1} = P_m/P_o$ va $K_{m_2} = P_p/P_o$, bu yerda $P_o$, $P_m$, $P_p$ – tegishlicha orto, meta- va para-izomerlarning muvozanatdagi parsial bosimi. Dastlabki aralashmada o-dietilbenzol mavjud. Uning meta va paraizomerlarga aylanish darajasi tegishlicha $x_M$ va $x_p$. Ular shu izomerlar miqdori bilan mos keladi. Muvozanatdagi sharoitlar:




*2.11-rasm.* Dietilbenzol izomerlari muvozanatdagi miqdorlarining temperaturaga bog'liqligi (*1-m-*, *2-p-*, *3-o-dietilbenzol*).

$$K_{m1} = \frac{x_m}{1 - x_m - x_n}; \quad K_{m2} = \frac{x_n}{1 - x_m - x_n}.$$

bundan kelib chiqadi:

$$x_m = \frac{K_{m1}}{1 + K_{m1} + K_{m2}}, \quad x_n = \frac{K_{m2}}{1 + K_{m1} + K_{m2}}.$$

Barcha izomerlar miqdori 2.11-rasmda keltirilgan. Bulardan *p*-dietilbenzol katta qiziqish tug'diradi. Uning maksimal chiqishi 600 K atrofida bo'lib, lekin temperatura bilan kam o'zgaradi. Aralashma nisbatan ko'p bo'lib, 35% gacha boradi, bunda temperatura o'sishi bilan kam foydali ortoizomer miqdori ko'payadi. Endi boshqa texnologik xulosalar ham qilish mumkin bo'ladi.

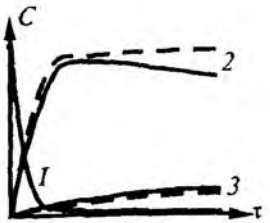
Keltirilgan misollar taxminiy bo'lib, ularda mantiq va termodinamik tahlilning imkonlari ko'rsatildi.

### 2.2.3. Kimyoviy reaksiyalar kinetikasi

**Aylanish sxemasi**. Kinetika modda qanday va qay tezlikda boshqasiga aylanishini ifodalaydi. Hosil bo'lgan va qolgan komponentlar miqdorini aytib berish uchun stexiometrik tenglamalarga ega bo'lishi kerak, bular soni ularning mustaqilligi sharoitidan kelib chiqadi. Ammiak *oksidlanishining stexiometriyasi* ikki tenglama bilan ifodalanadi:

$$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O; \; 4NH_3 + 3O_2 = 2N_2 + 6H_2O \qquad (2.34)$$

Agar ammiak oksidlanishida faqat NO bilan $N_2$ hosil bo'lishidan iborat parallel bo'lganida unda jarayon 2.12-rasmda ko'rsatilganidek,



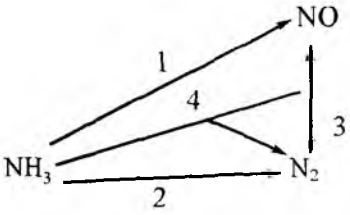

*2.12-rasm.* Vaqt τ bilan ammiak oksidlanishida $NH_3$ (*1*), NO (*2*) va $N_2$ (*3*) konsentratsiyalarining o'zgarishi. Punktir – (2.34) tenglamaga mos ravishda, qalin chiziq – eksperimentda va (2.36) tenglamadagi aylanish sxemasiga mos kelishi tasvirlangan.

punktir chiziqlar bilan ifodalangan bo'lardi, ammiak to'la oksidlanib bo'lgach, NO bilan $N_2$ miqdori o'zgarmaydi. 2.12-rasmda NO bilan $N_2$ konsentratsiyalarining real o'zgarishi qalin chiziqlar bilan chizilgan. Rasmdan ko'rinadiki, NO ning miqdori avvaliga o'sayapti, keyin kamayapti. Demak, O bilan bir qatorda (2.34) tenglamaga muvofiq uning aylanishi davom etyapti. (2.34) tenglamada ko'rsatilgan reaksiyalardan tashqari boshqa aylanishlar ham amalga oshyapti:

$$2NO = N_2 + O_2;\ 6NO + 4NH_3 = 5N_2 + 6H_2O \qquad (2.35)$$

Aylanish sxemasidan ta'sirlashuvchi sistemada real birikish (aylanish yo'llari)lar borligini anglash mumkin.

Sxema (2.34)–(2.35) tenglamalarga o'xshash kimyoviy (kinetik) ko'rinishda yoki grafik holatda ifodalanishi mumkin:




(2.36)

Aylanish sxemasi **xususiy reaksiyalar** yoki **bosqichlardan** tashkil topgan. Stexiometrik tenglamalardan farqli o'laroq, kinetik tenglamalarni istalgancha yozib bo'lm aydi va ular soni komponentlarning real aylanish yo'llariga mos kelishi kerak.

**Aylanish tezligi va reaksiya tezligi.** Reagentlarning bosqichlar bo'yicha qay holatda o'zgarishi moddaning aylanish tezligiga bog'liq bo'ladi. Bu tezlikni $w_i$ bilan belgilaymiz, bu $i$ yerda modda nomi, tabiiy sharoitni qabul qilamiz: $w_i < 0$, bunda modda (dastlabki) sarflanadi va $w_i < 0$, modda (mahsulot) hosil bo'ladi.

*Aylanish tezligi* $w_i$ moddaning vaqt birligida reaksiya kengligi birligida aylanayotgan miqdorini ko'rsatadi. Agar reaksiya biror idishda ketayotgan bo'lsa, unda reaksiya kengligi birligi qilib hajm birligi, agar yuzada borayotgan bo'lsa, yuza birligi olinadi.

Reaksiyaning kinetik tenglamasidan

$$\nu_A A + \nu_B B + ... = \nu_R R + \nu_S S + ... \quad \text{yoki} \quad \sum_i \nu_i A_i = 0$$

va miqdor $\Delta N_{Ai}$ bilan aylangan modda nisbati $\Delta N_A^i/\nu_i = \text{const}$ ligidan $w_i/\nu_i = \text{const}$ kelib chiqadi.

Bu nisbatni *reaksiya tezligi* $r = w_i/\nu_i$ deyiladi. Aylanish tezligining belgisi $w_i$ modda sarflanayotgani yoki hosil bo'layotganligini anglatadi. Reaksiya tezligi $r$ doimo musbat qiymatga ega bo'ladi. Moddalarning aylanish tezligi reaksiya tezligi orqali hisoblanadi:

$$w_i = \nu_i r. \tag{2.37}$$

Agar reaksiya murakkab bo'lsa va modda bir necha alohida reaksiyada ishtirok etayotgan bo'lsa, unda:

$$w_i = \sum_j \nu_{ij} r_j, \tag{2.38}$$

bu yerda: $r_j$ – $j$ reaksiyaning tezligi (murakkab reaksiya bosqichi); $\nu_{ij}$ – $i$ moddaning $j$ reaksiyadagi stexiometrik koeffitsiyenti.

Reaksiya tezligi $r = dC/dt$ ko'rinishda ham aniqlanadi, bunda konsentratsiyaning vaqt bo'yicha o'zgarishi yopiq idishda o'tkazilgan reaksiya uchun foydalaniladi, $A$ reaksion idishga uzluksiz dastlabki modda kiritib turilsa va tegishli miqdordagi mahsulot chiqarib turilsa, unda konsentratsiya vaqt bo'yicha o'zgarmay qoladi, ya'ni $dC/dt = 0$ teng bo'ladi. Lekin reaksiya o'taveradi. $r = dC/dt$ tenglama faqat yopiq idishdagi reaksiya tezligini ifodalashga yordam beradi, lekin uning ifodasi (belgisi) bo'la olmaydi.

**Reaksiyaning kinetik modeli**. Reaksiya tezligi uning o'tkazilish sharoitlariga bog'liq bo'ladi, asosan temperatura va komponentlar konsentratsiyasi (parsial bosimlar) katta o'rin tutadi. Katalitik jarayonlarda reaksiya tezligiga yana katalizator konsentratsiyasi, fotokimyoviy reaksiyalarda esa nurlanish intensivligi va boshqalar ta'sir etadi.

Aylanish tezligi yoki reaksiya o'tishining sharoitga bog'liqligi **kinetik tenglama** yoki **reaksiyaning kinetik modeli** deyiladi.

Kinetik tenglamalar shakli har xilligi bilan ajraladi. Kinetik moddellar tuzish usullari va uning parametrlarini aniqlash usullari fizik kimyoning maxsus bo'limini tashkil etadi.

Elementar reaksiya $A+\nu B=R+...$ uchun kinetik tenglama ta'sir etuvchi massalar qonuni asosida tuziladi («Kimyoviy reaksiya tezligi ta'sirlashayotgan moddalar konsentratsiyalari ko'paytmasiga proporsionaldir»):

$$r=kC_A C_B^{\nu},$$

bu yerda $\nu$ kimyoviy ta'sirda $B$ ning necha molekulasi ishtirok etayotganligini bildiradi.

Ko'pgina reaksiyalar mexanizmi murakkab bo'lib, bir necha ketma-ket o'zaro ta'sirlar (bosqichlar)dan tashkil topadi. Kinetik modellar murakkab ifodalar bo'lib, ularning reaksiya mexanizmi asosida yozish mumkin bo'ladi. Kinetik modelning ko'rinishi quyidagicha ifodalanadi:

$$r=\frac{KC_1^n C_2^m \ldots}{(1+\sum a_i C_i)^p},$$

bu yerda: $K$, $a_i$, $n$, $m$, $p$ – model parametrlari, tezlik konstantalari va elementar bosqichlarning kombinatsiyalaridir.

Gomogen katalitik reaksiya kinetik tenglamasiga katalizator konsentratsiyasi $C_k$ kiradi.

Fizik ta'sirdagi reaksiya tezligi (elektr kimyoviy, fotokimyoviy va h.k.lar) mazkur ta'sir intensivligiga bog'liq bo'ladi. Fotokimyoviy reaksiya tezligi nurlanish intensivligi $J_0$ ga proporsionaldir: $r=kJ_0C$. Elektrkimyoviy reaksiyada hosil bo'lgan modda miqdori Faradey qonuniga binoan elektrolitdan o'tgan elektr toki miqdoriga proporsionaldir:

$$g=\alpha Q=\alpha it,$$

bu yerda: $\alpha$ – mazkur moddaning elektr kimyoviy ekvivalenti, $i$ – tok kuchi, $t$ – vaqt.

Konsentratsiyalarning qandaydir oralig'ida kinetik tenglamani oddiyroq formula bilan approksimatsiyalash mumkin, masalan:

$$r=kC^n.$$

Kinetik tenglamaning bunday ko'rinishini keyinroq – kimyoviy jarayonlarning xossalarini kuzatganimizda ishlatamiz.

Kinetik tenglamadagi $k$ – **tezlik konstantasi** bo'lib, Arrenius tenglamasida temperatura bilan quyidagicha bog'liqdir:

$$k = k_{0c} - E/RT, \qquad (2.39)$$

bu yerda $E$ – aktivlash energiyasi. $E$ qancha katta bo'lsa, $k$ temperatura bilan shunchalik ortib boradi.

Konsentratsiyaning daraja ko'rsatkichi $n$ **reaksiya tartibi** deyiladi.

Oddiy qaytar reaksiya $A = R$ amalda murakkab hisoblanadi, unda ikkita reaksiya amalga oshadi: $A$ modda $K$ moddaga aylanadi (to'g'ri reaksiya) va $R$ modda $A$ ga aylanadi (teskari reaksiya). Aylanish tezligi, ya'ni reaksiya tezligi to'g'ri $r_1$ va teskari reaksiya $r_2$ ning farqiga teng bo'ladi: $r = r_1 - r_2$. Ikkala reaksiya birinchi tartibli deylik: $r_1 = k_1 C_A$, $r_2 = kC_R$.

Unda:

$$r = k_1 C_A - k_2 C_R = k_1 C_A \left[ 1 - \frac{k_2 C_R}{k_1 C_A} \right]$$

Muvozanatda $r = 0$, $C_A$ va $C_R$ – muvozanatdagi aylanish darajalari.

Kvadrat qavsdagi ifoda nolga teng bo'lsa, bu mumkin bo'ladi. Lekin mazkur qaytar reaksiya uchun $(C_R/C_A)_{muv.} = K_m$, ya'ni

$$k_1/k_2 = K_m \qquad (2.40)$$

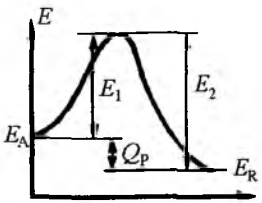
$k_1$, $k_2$, $K_m$ lar temperaturaga bog'liq bo'lib, quyidagi ko'rinishga egadir:

$$k_1 = k_{1\,0} e^{-E_1/RT};\ k_2 = k_{2\,0} e^{-E_2/RT};\ K_m = K_{m\,0} e^{Q_M/RT}.$$

Bularni (2.40) tenglamaga qo'yib, olamiz:

$$Q_m = E_2 - E_1, \qquad (2.41)$$

ya'ni qaytar reaksiyaning issiqlik effekti teskari va to'g'ri reaksiyalar aktivlanish energiyalari farqiga tengdir. Bu fundamental «reaksiya yo'li – ta'sirlashayotgan sistema potensiali» diagrammasidan kelib chiqadi (2.13-rasm).



Reaksiya yo'li

*2.13-rasm.*

Ta'sirlashayotgan aralashma energiyasi $E$ ning reaksiya o'tishi bilan o'zgarishi (reaksiya

yo'lida). Diagrammadagi $E_A$ va $E_R$ lar – dastlabki modda $A$ bilan $R$ mahsulotning tegishlicha potensiallari. Ularning farqi $Q_m$ – aylanish natijasida ajralgan energiya. $A$ ni $R$ ga aylantirish uchun energetik qarshilik $E_1$ (to'g'ri reaksiyaning aktivlanish energiyasi)ni yengish kerak bo'ladi. Aks yo'nalishda potensial qarshilik potensiali $E_2$ ga teng bo'ladi. Bular orasidagi farq issiqlik effekti Qp ni tashkil etadi.

Ekzotermik reaksiya uchun $Q_m > 0$ va $E_2 > E_1$ dir.

Endotermik reaksiya uchun esa $Q_m < 0$ va $E_2 < E_1$. Ixtiyoriy qaytar reaksiya tezligini quyidagicha ifodalash mumkin:

$$r = r_1\left[1 - \frac{1}{1-K_m}\prod_i C_1^{\nu_i}\right], \qquad (2.42)$$

bu yerda $r_1$ – to'g'ri yo'nalishdagi reaksiya tezligi; $\prod_i C_1^{\nu_i}$ – massalar ta'siri qonunining (2.26) tenglamadagi singari ifodasi, lekin konsentratsiyalar muvozanatdagidek emas, balki odatdagidek olinadi.

### 2.2.4. Kimyoviy jarayonlarning sinflanishi

Sinflash (sinflarga bo'lish)dan maqsad – jarayonni tashkil qiluvchi tarkiblaridan muhimlarining u yoki bu xossalari kombinatsiyalanganda uning qonuniyat va o'ziga xos tomonlarini aniqlab olishdir.

Kimyoviy jarayon o'zaro bog'langan hodisalar majmuasi ekanligini e'tiborga olib, sinflash turli belgilarga qarab olib boriladi. Sinflash tarmoqlangan tuzilishga egadir.

Kimyoviy jarayonlarning sinflanishi:

A. Fizik-kimyoviy belgilar

| | |
|---|---|
| Kimyoviy reaksiyalar tiplari | Kimyoviy ta'sir ostida kimyoviy birikish (katalitik reaksiya) |
| Termodinamik ko'rsatkichlar | fizik ta'sir bilan issiqlik effekti |
| | ekzotermik jarayon |
| | endotermik jarayon |
| | qaytarligi |
| | qaytmas reaksiya |
| | qaytar reaksiya |

| | |
|---|---|
| Kinetik xarakteristika | aylanish sxemasi<br>oddiy reaksiya<br>murakkab reaksiya<br>parallel sxema<br>ketma-ket sxema<br>umumiy holat<br>kinetik model |
| B. Fizik belgilar | |
| Reagentlarning fazaviy reagentlar bilan tarkibi | bir fazali jarayon<br>ko‘p fazali jarayon<br>fazalar holati:<br>gaz<br>suyuqlik<br>qattiq |

Kimyoviy jarayonda kimyoviy reaksiya amalga oshadi va fazalararo ko‘chish hodisalari amalga oshadi, bunda reagentlar ta’sirlashuv joyiga yetkazib beriladi. Shu bois sinflash ikki guruhli belgisiga qarab ajratiladi – bular fizik-kimyoviy o‘tayotgan reaksiyani xarakterlovchi va fizik muhitning reagentlar bilan fazaviy tarkibini xarakterlovchidir.

Sinflashning fizik-kimyoviy belgilari.

Kimyoviy aylanish ro‘y berishi uchun zarur ta’sir o‘tkazish – kimyoviy reaksiya xili bo‘yicha sinflash belgisidir. Agar faqat reagent uchrashishlari yetarli bo‘lsa, ya’ni molekulalar energiyasi ular aylanishiga yetarli bo‘lganda bu to‘g‘ridan-to‘g‘ri kimyoviy ta’sir bo‘ladi. «Kimyoviy ta’sir» doirasidagi reaksiyalar katalizatorlar ishtirokida boradi. Katalizator nafaqat reaksiya tezligini oshiradi, balki reaksiya uchun yangi yo‘llar ham ochib beradi. «Fizik ta’sir» ostidagi reaksiyalar elektr toki, nurlanishi, foto, radiatsion va mexanik-kimyoviy ta’sirlar ostida boradi.

Termodinamik belgilar energetik jarayon (issiqlik effekti) bilan reaksiyaning qaytarligini hisobga oladi. Reaksiya energetikasi nafaqat jarayondagi hodisalar issiqlik effektini, balki muvozanatdagi

holatlarni ham aniqlab beradi. Reaksiyaning qaytarlishi reagentlar aylanishining prinsipial qanchalik to'la bo'lishini aniqlaydi.

Kinetik belgilar reaksiya dinamikasining o'suvchi va aylanishlar yo'nalishini hamda reaksiya o'tishiga sharoit (konsentratsiya, temperatura) ta'sirini xarakterlaydi. Sinflashning fizik belgilari kimyoviy jarayonning fazaviy tarkibini o'z ichiga oladi. Fazalar soni bo'yicha gomogen (bir fazali) va geterogen (ko'p fazali) jarayonlar mavjud.

Geterogen jarayonda reagentlar turli fazalarda bo'ladi, bunda reaksiya fazalarning birida o'tishi ham mumkin, ya'ni reaksiyaning o'zi gomogen bo'lishi ham ehtimoldan xoli emas. Reagentlarni reaksiya o'tish joyiga yetkazish ham jarayonning o'ziga xos jihatlaridan hisoblanadi. Moddalar ko'chishi ta'sirlashayotgan fazalar agregat holatiga bog'liq bo'lishi tabiiy, albatta.

Turli belgilarning mujassamlashuvi jarayonning o'ziga xos xususiyatlari va xossalarida ko'rinadi. Kimyoviy jarayonni tadqiq qilish va o'rganish maqsadi undagi aylanish tezligi va aylanish tezligiga ta'sir etuvchi sharoit ta'siri hamda reaksiya turini bilishga taqaladi, bular olingan turli belgilar tasniflarini kombinasiyalash orqali sinflanishdan kelib chiqadi.

## 2.3. GOMOGEN KIMYOVIY JARAYONLAR

Gomogen kimyoviy reaksiyalar odatda bir fazada o'tadi, bular ko'proq gaz yoki suyuq fazalar bo'lib, tanlangan hajmda reaksiyaning o'tish sharoitlari tenglashadi. Bu yerda ko'chish hodisalarining ahamiyati katta bo'lmagani uchun gomogen kimyoviy jarayon qonuniyatlari kimyoviy reaksiya qonuniyatlari bilan mos tushadi.

### 2.3.1. Oddiy reaksiya

**Qaytmas reaksiya** $A=R$ quyidagi kinetik tenglama bilan ifodalanadi.

$$r=kC^n. \qquad (2.43)$$

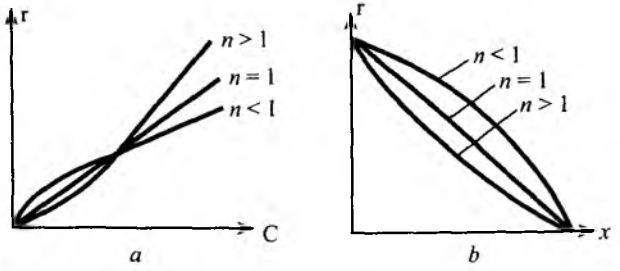
Reaksiya tezligining konsentratsiyaga bog'liqligi 2.14-rasm, *a* da ko'rsatilgan. Aylanish darajasi $x=(C_0-C)/C_0$ ga o'tib, olamiz

$$r = kC_0^n(1-x)^n. \qquad (2.44)$$

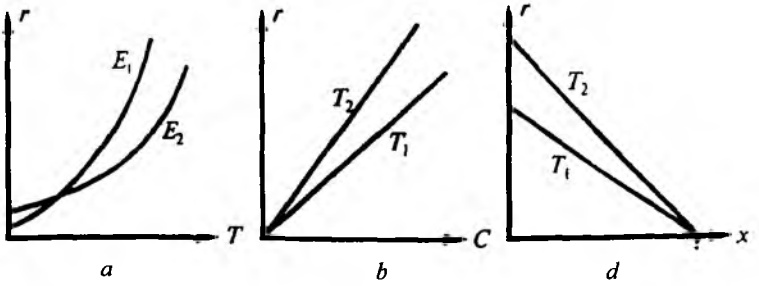
($x$) bog'lanish 2.14-rasm, *b* da keltirilgan.

Reaksiya tartibi $n$ tezlik tempining konsentratsiyaga qarab o'zgarishini belgilaydi – u yuqoriroq tartibli reaksiya uchun yuqori bo'ladi.

Tezlik konstantasi $k$ temperatura bilan Arrenius tenglamasi (2.39) orqali bog'lanadi. $r(T)$ ning o'zgarish xarakteri $k(T)$ nikiga o'xshashdir (2.15, *a*-rasmga qarang). Aktivlanish energiyalari turlicha bo'lgan ($E_1$ va $E_2$) ikki reaksiya uchun tezlikning temperatura bilan o'sishi aktivlanish energiyasi yuqorinikida ro'y beradi. (2.15, *a*-rasmda $E_1 > E_2$ ligi ko'rinib turibdi). Temperaturaning oshuvi, $r(C)$ va $r(x)$ bog'lanishlarni o'zgartiradi. Reaksiya tezligining (2.15, *b*) rasmdagi konsentratsion va (2.15, *d*) rasmdagi konversion egri chiziqlari $T_1$ va $T_2$ temperaturalar uchun ko'rsatilgan bo'lib, bunda $T_1 > T_2$ dir.




***2.14-rasm.*** Oddiy qaytmas reaksiya tezligi $r$ ning dastlabki reagent konsentratsiyasi $C$ (*a*) va aylanish darajasi $x$ (*b*)ga bog'liqligi; $n$-reaksiya tartibi.




***2.15-rasm.*** Temperatura $T$ ning oddiy qaytmas reaksiya $r$ ning tezligiga ta'siri. ($T$) (*a*) energiya aktivatsiyalari $E_1$ va $E_2$ ($E_1 > E_2$) bo'lgan reaksiyalar uchun; $rC(b)$ va $r(x)$ (*d*) $T_1$ va $T_2$ ($T_2 > T_1$) temperaturalarda.

$T_2$ yuqoriroq temperaturada jarayon tezligi ham yuqoriroq bo'ladi – $T$ ko'tarilishi bilan reaksiyaning tezlik konstantasi $k$ o'sadi, buni (2.43) va (2.44) tenglamalaridan reaksiya tezligi ko'tarilishi ham isbotlab turibdi. (2.44) tenglamadan ko'rinadiki, boshlang'ich konsentratsiya $C_0$ ning $r(x)$ ga bog'liqligi temperatura ta'siriga yaqin bo'ladi: $C_0$ ning oshuvi aylanishning mazkur darajasida tezlikning oshuviga olib keladi.

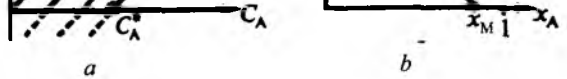
Temperaturaning oshuvi qaytmas reaksiya jarayonini intensifikatsiyalaydi. Agar maksimal intensifikatsiyalash zarur bo'lsa (buni optimal sharoit deb olinsa), unda temperatura ixtiyoriy konsentratsiya (aylanish darajasi)da mumkin qadar yuqori bo'lishi kerak. Temperaturani cheklash noxush reaksiyalarga, jumladan, o'zidan-o'zi alangalanish, apparatura materiallarga salbiy ta'sir ko'rsatish yoki boshqalarga olib kelishi mumkin.

**Qaytar reaksiya** $A=R$ ikki yo'nalishda quyidagi birinchi tartibli kinetik tenglama bilan ifodalanadi:

$$r=k_1C_A-kC_R. \qquad (2.45)$$

Modomiki, reaksiya tezligi ikki komponent konsentratsiyasiga bog'liq ekan, unda $r(C_A)$ bog'lanish $C_R$ ning turli kattaliklarida olingan egri chiziqlar seriyasi bilan ko'rsatiladi (2.16-rasm, *a* ga qarang).

Qaytar reaksiyadagi ($r=0$ ga tengligida) muvozanat ma'lum nisbatda $C_R/C_A=K_m$ bo'ladi. ($C_R$) ning bir qiymati 2.16-rasm, *a* da




***2.16-rasm.*** Qaytar reaksiya $r$ ning dastlabki komponent $C_A$ konsentratsiyasiga, mahsulot $C_R$ (*a*) konsentratsiyasi va aylanish darajasi $x_A$ (*b*) ning turli kattaliklaridagi bog'liqligi.

$r(C_A)$ egri chizig'ining abssissa o'qi bilan uchrashuvidagi $C^*_A$ konsentratsiyadagi $C_A$ va $C_R$ ning muvozanatiga mos keladi. Agar $C_A < C^*_A$ bo'lsa, unda tezlik manfiy qiymatga (2.16-rasmdagi punktlar chiziqlari) ega bo'ladi, bunda reaksiya teskari yo'nalishda ketadi.

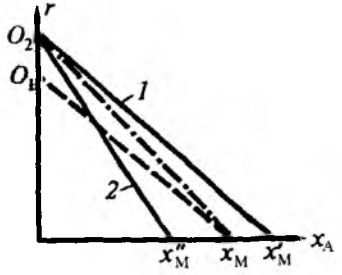
Reaksiya tezligi uchun bir funksionalli bog'lanish olish maqsadida $A$ komponentning aylanish darajasi $x$ ga o'tamiz:

$$C_A = C_{A0}(1-x) : C_R = C_{A0}x$$

va

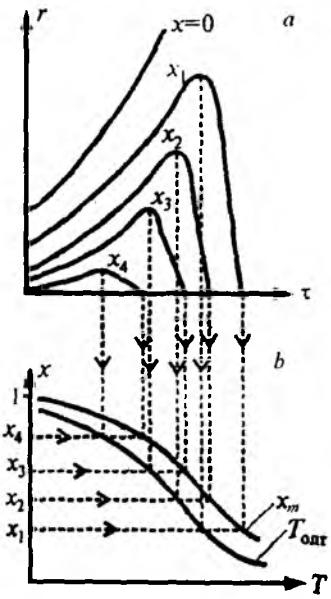
$$r = k_1 C_{A0}(1-x) - k_2 C_{A0} x = k_1 C_{A0} - (k_1 + k_2) C_{A0} x. \qquad (2,46)$$

$r(x)$ – chizig'i to'g'ri chiziqda pasayadi (2.16,*b*-rasmga qarang) $x = k_1/(k_1 + k_2)$ ning ma'lum bir qiymatlarida $r = 0$ ga erishiladi. Ilgari olinganidek: $k_1/k_2 = K_m$, (2.40) tenglamaga qarang va $x_m = K_m(1 + K_m)$ (2.30) tenglama qarang. Bu ifodalardan (2.46) tenglamada foydalanib, $r = 0$ tengligi muvozanatdagi holatda bo'lishi tabiiyligini ko'ramiz. Kinetik tenglamada ikkita konstanta temperatura $T$ ga bog'liqligi ko'rinadiki, bular – $k_1$ va $k_2$ lardir. Ikkala konstanta temperatura ko'tarilishi bilan ortadi, lekin ularning r ga ta'siri har xildir: $k_1$ ning ko'tarilishi reaksiyaning tezligini oshiradi, $k_2$ esa pasaytiradi. Ularning birgalikdagi ta'siri konstantalardan qaysi birining temperatura ta'sirida tezroq o'sishi, to'g'ri va teskari reaksiyalar akitivlanish energiyalari nisbatiga bog'liq bo'ladi. To'g'ri va teskari reaksiyalar aktivlanish energiyalari nisbati ekzo- va endotermik reaksiyalar uchun har xilligini eslatib o'tamiz.




*2.17-rasm.* Birinchi tartibli qaytar reaksiya $r$ ning $X_A$ ning temperatura $T_1$ (punktir) va $T_2 > T_1$ (to'liq chiziqlar) ga bog'liqligi: *1* – endotermik reaksiya; *2* – ekzotermik reaksiya; shtrix-punktirli chiziq – boshlang'ich konsentratsiya oshirilishi va temperatura $T_1$ da.

$r(x)$ bog'lanish $r = k_1 C_A 0$ ning $x = 0$ va $r = 0$ lar oralig'idagi $x_m$ ning muvozanatdagi darajasi pasayish chizig'idir. Temperatura ortishi bilan



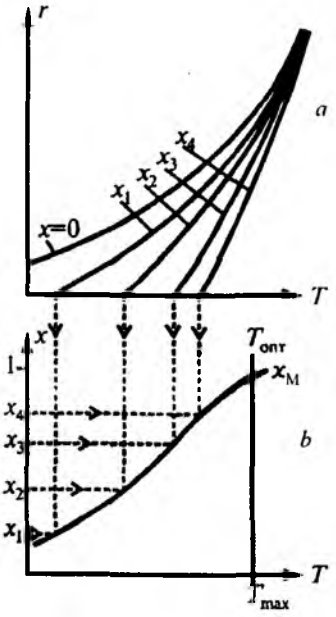

***2.18-rasm.*** Qaytar ekzotermik reaksiya tezligi $r$ ning temperatura $T$ (*a*) bilan bog'liqligi va grafik $T$–$x$ (*b*): $x_m$– aylanishning muvozanatdagi darajasi; Topt.–optimal temperaturalar.

boshlang'ich ($x=0$ bo'lganda) tezlik ortadi. Muvozanat qanday reaksiya – ekzo- yoki endotermikligiga qarab o'zgaradi. Endotermik reaksiyada $x_m$ o'sadi va reaksiya tezligi $x=0$ dan $x=x_m$ oralig'idagi o'zgarish intervali $x$ bo'ylab ortadi (2.17-rasmdagi *1* egri chizig'i). Muvozanat ekzotermik reaksiyada chapga suriladi. Temperaturaning ko'tarilishi $x$ ning uncha katta bo'lmagan qiymatlarida reaksiya tezligining oshuviga olib keladi. $x$ ning ma'lum qiymatlaridan boshlab reaksiya tezligi temperatura ancha yuqori bo'lishiga qaramay kamayib qoladi (2.17-rasmdagi *2* egri chiziq).

Gazning ma'lum bir tarkibdagi reaksiya tezligiga temperatura ta'sirini tahlil qilish maqsadida $T-r$ va $T-x$ koordinatalaridagi grafiklarni solishtirib chiqamiz.

Ekzotermik qaytar reaksiyani qarab chiqamiz (2.18, *a*-rasm). $T-x$ diagrammadagi berilgan $x$ da reaksiya tezligining punktir chiziq (masalan, $x_1$ bo'ylab o'zgarishini kuzatamiz (2.18, *b*-rasm).

Past temperaturalarda, muvozanatdan uzoqda bo'linganda teskari reaksiya ta'siri kam bo'ladi. Teskari reaksiya tezligi to'g'ri reaksiyaning teng va temperatura bilan o'suvi 2.18-rasm, *a* dan ko'rinadi. Temperatura $T$ ortishi bilan teskari reaksiya tezligi to'g'risinikiga qaraganda tezroq o'sib boradi, bunda ekzotermik reaksiya uchun $E_2>E_1$ bo'ladi. Teskari reaksiyaning aylanishning umumiy tezligidagi hissasi borgan sayin ko'payib boradi. Ma'lum bir temperaturada bu reaksiya ortib ketadi, tezlik maksimumdan o'tib,




*2.19-rasm.* Qaytar endotermik reaksiya r ning temperatura $T$ (*a*) ga bog'liqligi va $T$–$x$ grafigi. Belgilar 2.18-rasmdagi singaridir.

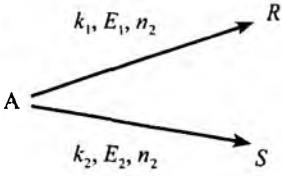
keyin temperatura bilan kamaya boradi.

$x_1$ ning berilgan qiymati muvozanatdagi temperaturaga yetgach (muvozanatdagi temperatura), reaksiya tezligi nolga teng bo'lib qoladi. $r\,(T)$ (optimal temperatura $T_{opt.}$ qo'ng'iroqsimon egri chiziq ko'rinishda bo'ladi.) $r\,(T)$ ning bog'liqligi boshqa aylanish $x$ ortishi bilan reaksiya tezligi kam bo'ladi, past temperaturalarda maksimal tezlikka erishiladi va muvozanat qaror topadi – $r\,(T)$ uchun $x_2 > x_1$, $x_3 > x_2$ va h.k. qiymatlariga qarang. Agar reaksiyaning maksimal tezligidagi temperaturalarining barcha qiymatlari birlashtirilsa, unda $T-x$ grafigida 2.18-rasm, *b* dagi *optimal temperaturalar chizig'i* $T_{opt}$ kelib chiqadi. U har bir aylanish darajasi uchun reaksiya tezligi maksimal bo'lishini ko'rsatadi. Reaksiya o'tishi bilan temperaturaning pasayishi ($x$ ning ortishi) jarayonning maksimal intensivligini bildiradi. 2.19-rasmda $T-r$ va $T-x$ grafiklari endotermik reaksiya uchun ko'rsatilgan. Agar $x < x_M$ bo'lsa, unda reaksiya to'g'ri yo'nalishda boradi, bu 2.19-rasm, *b* dagi $x-T$ ko'lamining $x_m$ $(T)$ egri chizig'idan pastdaligiga mos keladi. $x$ ning har bir qiymati uchun reaksion aralashmaning muvozanatdagi va $r=0$ bo'lgan temperaturasi bordir. Mana shu muvozanatdagi temperaturadan boshlab $r\,(T)$ bog'lanishi o'suvchi egri chiziq ko'rinishiga ega bo'ladi. Qaytar endotermik reaksiyaning optimal temperaturasi qaytmas reaksiyalar uchun maksimal bo'lishi mumkin bo'lganga tenglashadi.

## 2.3.2. Murakkab reaksiyalar

Murakkab reaksiyalar bosqichlardan yoki xususiy reaksiyalardan tashkil topadi. Ular tezligining konsentratsiya va temperaturaga bog'liqligi oddiy reaksiyalarniki singaridir. Murakkab reaksiyalarda mahsulotlar turli xususiy reaksiyalarda hosil bo'ladi, bunday mahsulotlarning hosil bo'lish tezligi nisbati jarayonni xarakterlaydi.

**Aylanishning parallel sxemasi:**




*Differensial selektivlik* dastlabki moddaning ma'lum mahsulotga aylanish tezligining uning umumiy aylanish tezligiga nisbati bilan aniqlanadi. Dastlabki moddaning biror mahsulotga aylangan qismi selektivlik bo'lib, jarayonni xarakterlaydi va *integral selektivlik* deb ataladi.

Bu yerda tezlik konstantalari ($k_1$, $k_2$), aktivlanish energiyalari ($E_1$, $E_2$) va xususiy reaksiyalar tartiblari ($n_1$, $n_2$) ko'rsatilgan. $R$ bo'yicha differensial selektivlik:

$$S'_R = \frac{w_R}{w_R + w_S} = \frac{k_1 C_A^{n1}}{k_1 C_A^{n1} + k_2 C_A^{n2}}, \qquad (2.47)$$

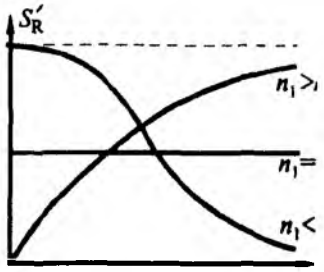
bu yerda: $w_R$ va $w_s$ – $R$ va $S$ mahsulotlarning hosil bo'lish tezligi.

Agar xususiy reaksiyalar tartibi bir xil bo'lsa ($n_1 = n_2$), unda $S_R = k_1/(k_1 + k_2)$ va $S'_R$ lar konsentratsiyaga bog'liq bo'lmaydi.

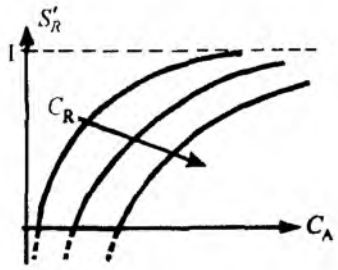
Agar ($n_1 > n_2$) bo'lsa, unda $S'_R = k_1 C_A^{n_1 - n_2}/(k_1 C_A^{n_1 - n_2} + k_2)$ va unda $C_A$ kattalashuvi bilan asimptotik ravishda o'sib, $S'_r = 1$ ga yaqinlashadi. Darhaqiqat, $C_A$ o'sishi bilan $A \rightarrow R$ reaksiya tezligi $A \rightarrow S$ nikidan ortiqligi ko'rinadi, bunda dastlabki moddaning umumiy aylanish tezligida birinchi bosqich ulushi ko'payishi ma'lum bo'ladi.

Agar $n_1 < n_2$ bo'lsa, unda $S'_R = k_1/(k_1 + k_2 C_A^{n_2 - n_1})$ va $C_A$ ko'payishi bilan kamayadiki, bunda $R$ ning hosil bo'lishi tezligi tezroq o'sadi.

$S'_R$ ($C_A$) bog'lanishlar ko'rinishi 2.20-rasmda ko'rsatilgan.




*2.20-rasm.* Differensial selektivlik $S'_r$-ning aylanishning parallel sxemasi ($n$-reaksiya tartibi) uchun konsentratsiya $S_A$ ga bog'liqligi.




*2.21-rasm.* Differensial selektivlik $S'_R$ning $C_A$ va $C_R$ konsentratsiyalarning ketma-ket aylanish sxemasiga bog'liqligi. Strelka bilan $C_R$ning ortishi – oraliq mahsulot $R$ konsentratsiyasi ko'rsatilgan.

Olingan ma'lumotlardan parallel aylanishlar o'tkazish jarayonining qulay rejimi haqida quyidagicha xulosalar chiqarish mumkin.

Agar olinadigan maqsadli mahsulotning hosil bo'lish tartibi boshqa mahsulotlar hosil bo'lishinikidan yuqori bo'lsa, jarayonning dastlabki mahsulotlar konsentratsiyalari yuqori bo'lgani ma'qulki, bunda jarayonning selektivligi ham, insensivligi ham yuqori bo'ladi.

Xususiy reaksiyalar tartibi teng bo'lgan holda konsentratsiya selektivlikka ta'sir ko'rsatmaydi va konsentratsiyani oshirish reaksiya tezligini oshirish uchun maqsadli bo'ladi.

Agar qo'shimcha mahsulot hosil bo'lish reaksiyasi tartibi yuqori bo'lsa, unda selektivlik konsentratsiyaning kamayishi bilan ortadi. Lekin aylanish tezligi kamayib boradi.

Agar $R$ ning hosil bo'lish tezligi $S$ ning hosil bo'lish tezligidan yuqori bo'lsa, unda temperaturaning oshirilishi differensial selektivlikning ortishiga olib keladi. Bu $E_1>E_2$ holatdagina amalga osha oladi. Aktivlash energiyasining teskari nisbatida ($E_1<E_2$) selektivlikni oshirishga, intensivlikning pasayishiga qaramasdan, temperaturani kamaytirishigina yordam qiladi.

**Aylanishning ketma-ket sxemasi:**

$$A \xrightarrow{k_1, E_1, n_1} R \xrightarrow{k_2, E_2, n_2} S$$

Birinchi va ikkinchi bosqich tezliklari quyidagicha ifodalanadi: $r_1 = k_1 C_A$ va $r_2 = k_2 C_R$. Maqsadli mahsulot $R$ ning hosil bo'lish tezligi esa quyidagichadir:

$$R: w_R = k_1 C_A - k_2 C_R$$

Dastlabki moddaning umumiy aylanish tezligi $w_A = k_1 C_A$. Differensial selektivlik ikki reagent

$$S'_R = \frac{k_1 C_A - k_2 C_R}{k_1 C_A} = 1 - \frac{k_2 C_R}{k_1 C_A} \qquad (2.48)$$

konsentratsiyasiga bog'liqdir. $C_R$ ning turli $S'_r$ $(C_A)$ egri chiziqlarning qator guruhini tuzish mumkin (2.21-rasm).

$C_R$ bilan $C_A$ ning ma'lum nisbatida, jumladan, $C_R/C_A = k_1/k_2$ bo'lganda, $R$ ning $A$ dan hosil bo'lish va $R$ ning $S$ ga aylanish tezligi teng bo'ladi, bunda $S'_R = 0$ dir. Agar $C_R/C_A$ nisbati bu qiymatdan katta bo'lsa, differensial selektivlik manfiy bo'lib qoladi. Integral selektivlikning doimo musbat kattalik bo'lishini eslatib o'tamiz.

$C_A$ va $C_R$ larning berilgan konsentratsiyalarida temperatura ta'sirini kuzatamiz. Agar $E_1 > E_2$ bo'lsa, unda temperaturaning ko'tarilishi $k_1$ uchun $k_2$ ga qaraganda ko'proq ortadi va (2.48) tenglamadan differensial selektivlik $S'_R$ ning ortishi ko'rinadi. Xususiy reaksiyalar aktivlanish energiyalari teskari nisbatida $(E_1 < E_2)$ temperatura selektivlikka salbiy ta'sir etadi.

## 2.4. GETEROGEN KIMYOVIY JARAYONLAR

### 2.4.1. Asosiy tushunchalar

Geterogen kimyoviy jarayonda dastlabki moddalar va mahsulotlar turli fazalarda bo'ladi. Geterogen sistemada reaksiyalar bir muncha murakkab o'tadi, mexanizm ham ko'p bosqichlarga bo'linadi.

*Geterogen sistema deb ikki va undan ortiq qismlardan tashkil topib, bir-birlaridan fizik yoki kimyoviy xossalari bilan farqlanuvchi hamda bir-biridan yuza qismi bilan ajralgan sistemaga aytiladi.* Geterogen sistemaning alohida bo'lgan bir xil qismlari uning fazalari deb ataladi. Masalan, muz (qor), suv va uning ustida bo'lgan bug'i

uch fazali geterogen sistemani tashkil etadi, bular qattiq (muz), suyuq (suv) va gaz holatida (suv bug'i)dir. Biror kislota va unga tushirib qo'yilgan metall sim ikki fazali sistemadir. Geterogen sistemada diffuziya hodisasi katta rol o'ynaydigan omillardan biridir. Diffuziyani sun'iy kuchaytirib, reaksiya tezligini ancha oshirish mumkin. Bunga aralashtirish, silkitish, porshenlar harakati yoki boshqa mexanik yo'llar bilan erishish mumkin. Gradientsiz reaktorlardan foydalanish geterogen sistemalarni tadqiq qilish va o'rganishda qo'l keladi.

Jarayonda ishtirok etayotgan fazalar xili (ko'rinishi) bo'yicha geterogen reaksiyalar quyidagilarga bo'linadi:

a) «gaz–qattiq» (jarayonlarning bu xiliga gazlar adsorbsiyasi va desorbsiyasi, quruq haydalish, rudalarni kuydirish, metallarni oksidlash, qattiq oksidlarni qaytarish, qattiq yoqilg'ilarning yonishi kiradi).

b) «suyuqlik–qattiq» (suyuqlikdagi adsorbsiya, desorbsiya, eritish, ishqorlash, kristallash);

d) «gaz–suyuqlik» (suyuqlikdagi adsorbsiya, desorbsiya, erituvchini bug'latib eritmalarni konsentrlash, kondensatlash, suyuq aralashmalarni haydash – distillash, rektifikatsiyalash);

e) aralashmovchi «suyuqlik-suyuqlik» sistemasi (ekstraksiya, emulgirlash);

f) «qattiq–qattiq (pishirish, sement va keramik buyumlar olish, yuqori temperaturali noorganik materiallar sintezi);

g) ko'p fazali «gaz–suyuqlik–qattiq», «aralashmaydigan suyuqliklar–gaz yoki qattiq» sistemalar. Geterogen *jarayonni o'tkazish sharoiti* har bir faza holati va ularning bir-biri bilan ta'sirlashish parametrlarining xizmatidir.

Fazalar kontaktida reaktantlar reaksiya o'tish joyiga yetkaziladi – bu reaksiya sharoitlari bo'lib, hosil qilingan tashqi sharoitdan farqlanadi; temperatura ham farqlanishi mumkin.

Modda va issiqlik ko'chish fazalari o'zaro ta'sirlashuvi sharoitlariga bog'liq bo'ladi (oqimlar tezligi va yo'nalishi, yuzalar konfigurasiyasi) va transport qilish xossalari (diffuziya, issiqlik

o‘tkazish va yopishqoqlik koeffitsiyentlari)ga bog‘liq bo‘ladi. Reaksiya sharoiti bir vaqtning o‘zida reaksiya o‘tishi va ko‘chish hodisasining ro‘y berishida konsentratsiya va temperaturaning qayta tarqalishi natijasidir, ya’ni geterogen jarayon ko‘p bosqichli ekanligidan darak beradi. Reaksiya sharoitlarini jarayon sharoitlari bilan ifodalash mumkin bo‘lib, ular berilgan yoki ma’lum, ularni o‘lchash yoki «kuzatish» mumkin.

Geterogen kimyoviy jarayonda aylanish tezligining jarayon sharoiti orqali ifodalanishi *aylanishning kuzatiladigan tezligi* $W_k$. hisoblanadi.

Agar aylanish tezligi reaksiya o‘tish joyida konsentratsiya $C'$ va temperatura $T'$ ga bog‘liq, ya’ni $w(C', T')$ bo‘lsa, unda $C'$ va $T'$ jarayon sharoitlari bilan aniqlanadi, shu bois kuzatiladigan aylanish tezligi uning parametrlari (masalan, oqim tezligi)ga bog‘liq bo‘ladi:

$$w(C', T') = W_k(C, T, u, \ldots)$$

Geterogen kimyoviy jarayonning asosiy vazifasi $W_k$ $(C, T, u, \ldots)$ bog‘liqligini aniqlash hisoblanadi.

Ko‘p bosqichli jarayonda uni tashkil etuvchilar turlicha bo‘lishi mumkin. Bunda *chegaralovchi bosqich* tushunchasi kiritiladi, jarayon rejimi mazkur bosqich aniqlanuvchi jarayon tezligini cheklab turadi. Bu tushunchalardan keyinroq konkret sistemalarda foydalanamiz.

Qattiq jismlardagi ko‘chish mexanizmi suyuqlik va gazlardagidan tubdan farqlanadi. Gaz va suyuqlik – oquvchan fazalar bo‘lib, harakatchan yuzaga ega bo‘ladi. Bularda ko‘chirishning konvektiv tarkibi hissasi katta bo‘lib, qattiq jismning harakatsiz ichki strukturasi va tashqi konfigurasiya bu holat yo‘qligi bilan farqlanadi. Mazkur holat kimyoviy jarayon uchun yuqorida ko‘rsatilgan geterogen sistemalarning ko‘p ko‘rinishlari modellarini 2 xilda tuzishga imkon beradi:

«Gaz (suyuqlik)–qattiq» – oquvchan va qattiq fazaning o‘zaro ta’sirlashuvi;

«gaz (suyuqlik)–suyuqlik» – oquvchan fazalarning bir-biri bilan ta’sirlashuvi.

### 2.4.2. «Gaz (suyuqlik) – qattiq» sistemasi

Jarayonni o'rganishda qattiq reagentni shar ko'rinishdagi zarracha deb olamiz. Zarracha yuzasi bir xil – komponentlar ko'chishi butun yuza bo'ylab oqimda baravar tarqaladi. Qattiq zarracha o'lchami jarayonda yonish, erish, ko'chish hisobiga o'zgarishi mumkin yoki o'zgarmasligi ham mumkin. Zarracha va oqim temperaturasi bir xil deb olamiz.

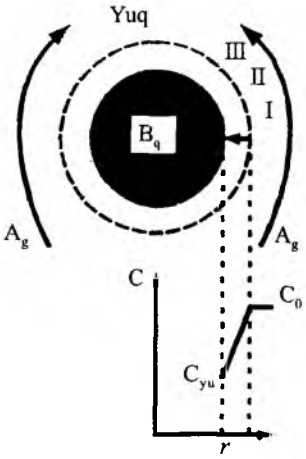
**Qattiq zarracha o'lchami o'zgaruvchi jarayon.** Ushbu jarayonda gaz bilan qattiq zarrachaning o'zaro ta'sirlashuv mahsuloti gaz holatida bo'ladi:

$$A_g + B_q = R_g, \qquad (2.49)$$

«g» va «q» indekslar komponent qanday fazadaligini ko'rsatadi.

Bunday jarayonlarga misol qilib ko'mirning yonishi ($C + O_2 = CO_2$), ko'mirning gazifikatsiyasi ($C + H_2O = CO + H_2$) va erishini ko'rsatish mumkin. Bu jarayonlarda qattiq materialning o'lchami deaksiya o'tishi bilan kamayadi, ba'zan yo'qolib ketishgacha boradi.

**Jarayon sxemasi** 2.22-rasmda keltirilgan. Zarracha atrofidan o'tuvchi oqim idish hajmida yaxshi aralashgan bo'lib, A komponent konsentratsiyasi oqimda («oqim yadrosi» degan ibora ham ma'lum) doimiy va $S_0$ ga tengdir. Zarracha yuzasida chegara qatlam vujudga keladi (rasmda punktir chiziq bilan chegaralangan). U orqali A komponent zarracha yuzasiga kiradi, shu yerda reaksiya amalga oshadi. Gazsimon mahsulotlar teskari yo'l bilan oqim orqali chiqarib yuboriladi.




*2.22-rasm.* Geterogen jarayon reaksiyasining $A_g + B_q = R_g$ sxemasi («siqiluvchi sistema»).

Modda chegara qavat qalinligi $\delta$ da diffuziya orqali ko'chadi (diffuziya koeffitsiyenti D) va massa almashinuvi koeffisent $\beta = D/\delta$ bilan xarakterlanadi.

Ko'chish mexanizmi bundanda murakkab bo'lishi mumkin, lekin ixtiyoriy

holatda uni massa almashinuvi koeffitsiyenti $\beta$ bilan xarakterlanadi. $\beta$ ni hisoblash uchun kriterial tenglamalardan foydalaniladi. Masalan, diametri $d$ bo'lgan yakka silliq zarracha quyidagicha ifodalanadi:

$$Nu = 2 + 0{,}93\ Re^{0.5} Sc^{1/3}, \qquad (2.50\ a)$$

bu yerda Nusselt kriteriysi $Nu = \beta d/D$; Reynolds kriteriysi $Re = ud/v$; Shmidt kriteriysi $Sc = v/D$; $u$ – oqim tezligi; $v$ – gazning yopishqoqligi.

Qo'zg'almas donador qatlamda yonlab harakatlanuvchi zarracha uchun olamiz:

$$Nu_e = 0{,}395\ Re_e^{0{,}64}\ Sc^{1/3};\ Re_e > 30, \qquad (2.50,\ b)$$

bu yerda $Nu = \beta\ d_e/D$; $Re_e = ud_e/\varepsilon v$; $d_e = 4\varepsilon/a$ – zarrachaning ekvivalent diametri; $\varepsilon$ – qatlam farqi; $a$ – zarrachaning solishtirma yuzasi.

**Jarayon strukturasi** quyidagi bosqichlar bilan belgilanadi. Gaz fazasida:

1) reagent A ning oqimdan yuzaga ko'chishi (2.2. 2-rasmda I bosqich); buning uchun A ning konsentratsiyasi yuza $S_{yu}$da oqim-*dagidan kam bo'lishi kerak; konsentratsiyaning* bo'linishi rasmning ostki qismida ko'rsatilgan;

2) A ning qattiq B bilan reaksiyasi (II bosqich) zarrachaning tashqi yuzasida ro'y beradi;

3) reaksiya mahsuloti $R$ ning ko'chishi yuzadan oqimga qarab boradi; bunda reaksiya tezligi $K$ ning konsentratsiyasiga bog'liq bo'lmaydi va yuzadan chiqarilishi jarayonga ta'sir ko'rsatmaydi, deb qabul qilamiz.

Qattiq fazada:

1) B ning gaz holdagi A komponenti bilan yuzadagi reaksiyasi (II bosqich);

2) zarracha o'lchamining o'zgarishi (kamayishi) (III bosqich): dastlab zarracha radiusi $R_0$ ga teng edi.

Qattiq reagent bilan zarracha o'lchami o'zgaruvchi bunday geterogen sxema *«siqiluvchi sfera»* deyiladi.

Matematik model gaz holidagi reagentlar A va qattiq holdagi B larning xususiyatlarini ifodalashni o'z ichiga oladi. Kondensirlangan

fazadagi moddaning hajmiy miqdori – qattiq zarrachada gazdagiga qaraganda yuzlab baravar kattadir. Zarracha o'lchami kamayishi chegara qatlamda konsentratsiyaning taralishiga qaraganda ancha sekin boradi, shu bois gaz fazadagi jarayonlarni vaqtning har bir momentida stasionardir, deb hisoblash mumkin. Stasionar rejimda A moddaning yuzaga oqimi ($W_I$ – I bosqich) va A ning undagi reaksiyasi tezligi ($W_{II}$–II bosqich) tengdir:

$$W_I = W_{II} \tag{2.51}$$

A komponentning oqimi zarracha yuzasi $S_r$ ga proporsional va A ning oqim $C_0$ dagi konsentratsiyalari hamda $C_{yu}$ yuzasidagi farq

$$W_I = -\beta S_r (C_0 - C_{yu}) \tag{2.52}$$

Yuzada birinchi tartibli reaksiya amalga oshadi va A ning aylanish tezligi zarrachaning tashqi yuzasiga proporsionaldir:

$$W_{II} = -kC_{yu}C_r \tag{2.53}$$

(2.52) bilan (2.53) ni (2.50) tenglamaga qo'yib, olamiz

$$\beta(C_0 - C_{yu}) = kS_{yu}.$$

Endi A ning yuzadagi konsentratsiyasini:

$$C_{yu} = \frac{C_0}{1+k/\beta}. \tag{2.54}$$

va aylanishning kuzatiladigan tezligini aniqlaymiz:

$$W_k = -kC_{yu} = -\frac{kC_0}{1+k/\beta} \tag{2.55}$$

k va $\beta$ parametrlari kombinasiyasini $K_k$ – *tezlikning kuzatiladigan konstantasi* (kuzatiladigan reaksiya tezligiga o'xshash) bilan belgilaymiz:

$$K_k = \frac{k}{1+k/\beta} \tag{2.56}$$

va keyin

$$W_k = K_k C_0. \tag{2.57}$$

Bundan, $W_k$ birinchi tartibli reaksiya sifatida berilganligi ko'rinadi, lekin $K_k$ fizik mazmunga ega emaski, jarayon sharoitlarining bog'liq parametrdir. Agar reaksiya birinchi tartibli bo'l-

masa, unda $W_k$ uchun yoziluvchi ifoda kinetik tenglama ko'rinishidan farqlanishini sezish mumkin. Masalan, agar yuzadagi reaksiya ikkinchi tartibda ($W_A = -kC^2$) borayotgan bo'lsa, unda $W_k = -\beta^2/4k[\sqrt{(1+4_k C_o/\beta)-1}]^2$ $W_k(C_0)$ uchun ifodalash shakli kinetik tenglamadan ancha farqlanadi.

Qattiq komponent $N$ miqdorining vaqt birligidagi o'zgarishi uning tashqi yuzasidagi aylanish tezligiga teng bo'ladi:

$$dN/dt = w_B Sr. \qquad (2.58)$$

Moddalarning aylanish tezliklari stexiometrik nisbat $w_V/v_V = w_A/v_B$ bilan bog'langan. Qaralayotgan reaksiyada (2.49) $v_B = v_A$ va $w_B = w_A = -kC_{yu} = -K_k C_0$.

Qattiq komponent hajm birligidagi miqdorini $n_0$ bilan belgilaymiz (agar zarracha – molekulyar massasi $M$ ga teng g'ovakmas modda bo'lsa va zichligi $\rho$ deb olinsa va zichligi bo'lsa, unda $n_0 = \rho/M$). dt vaqt ichida reagent B dan $dN = n_0 S_r dr$ cha bo'lgan dr qalinlikdagi yupqa yuza qavat ta'sirlashadi. (2.58) tenglamani quyidagi ko'rinishga o'tkazamiz

$$n_0 S_r (dr/dt) = -K_k C_0 S_r$$

va keyin

$$dr/dt = -K_k (C_0/n_0). \qquad (2.59)$$

(2.59) tenglamani boshlang'ich moment $1 = 0$ dan to $t$ moment-gacha integrallab (zarracha o'lchami – dastlabki, ya'ni $R_0$) olamiz (bunda zarracha o'lchami $r$ gacha kichiklashadi).

$$R_0 - r = K_k (C_0/n_0)t. \qquad (2.60)$$

Ma'lum vaqt $t_k$ dan keyin qattiq zarracha to'la ta'sirlashadi («k» indeksi reaksiya tamomlanganligini bildiradi), ya'ni bu momentda $r = 0$. To'la aylanish vaqtini (2.60) tenglamadan topamiz:

$$t_k = R_0 n_0/(K_k C_0) \qquad (2.61)$$

O'lchamsiz radius $\rho = r/R_0$ ni kiritib va (2.61) tenglamadan foydalanib, (2.60) tenglamani o'lchamsiz ko'rinishga o'tkazamiz:

$$\rho = 1 - t/t_k. \quad (2.62)$$

Amaliyotda aylanishni qattiq: $x_B = (N_0 - N)/N_0$ ning aylanish darajasi bilan ifodalash qulaydir. Dastlabki zarrachadagi qattiq miqdori $N_0 = \left(\frac{4}{3}\right)\pi R_0^4 n_0$ va shu momentda $N = \left(\frac{4}{3}\right)\pi R_3^3 n_0$ ga teng, bundan quyidagi chiqadi:

$$x_B = 1 - \rho^3 \text{ va } \rho = (1 - x_B)^{1/3}. \quad (2.63)$$

Aylanish darajasining vaqt bilan o'zgarishi:

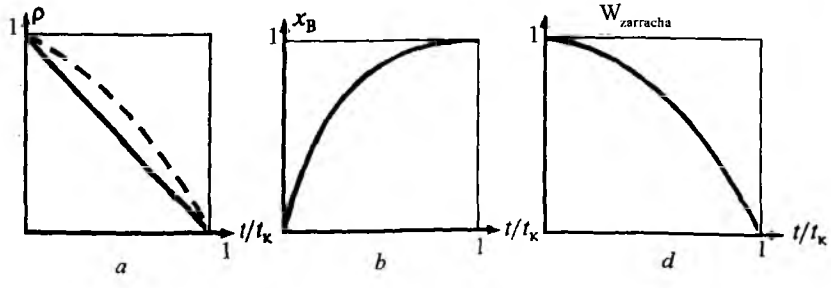
$$x_B = 1 - (1 - t/t_k)^{1/3}. \quad (2.64)$$

Vaqt o'tishi bilan kuzatiladigan aylanish tezligining bitta zarracha uchun qiymatini topish mumkin bo'ladi:

$$W_{k(zarracha)} = W_k S_r = W_k \cdot 4\pi r^2 = -4\pi R_0^2 K_k C_0 (1 - t/t_k)^2 \quad (2.65)$$

**«Siqiluvchi sfera» geterogen jarayon tahlili**

2.23-rasmda massa almashinuv koeffitsiyenti $\beta$ ko'rsatilgan jarayonda o'zgarmas deb olinib, $\rho(t/t_k)$, $x_B(t/t_k)$, $W_{zarracha}$ $(t/t_k)$ larning bog'liqligi ko'rsatilgan. Bu holda $W_k$ (yuza birligiga hisoblanganda) doimiy va har bir vaqt oralig'i (intervali) da bitta qavat bir xil qalinlikda «siqiladi» – $\rho$ vaqt o'tishi bilan chiziqli ravishda o'zgaradi (2.23-rasm, *a* ga qarang).




***2.23-rasm.*** Vaqt *t* ning radiussiz zarracha $\rho$ (*a*), qattiq reagent $x_B$ (*b*) va zarracha $W_{zarracha}$ (*d*) aylanish tezligining geterogen «siqiluvchi sfera» jarayoni uchun o'zgarishi. $t_K$ – to'la aylanish vaqti. Punktir chiziq – $\rho$ ning zarracha o'lchamining o'zgarishini massa almashinuv koeffitsiyenti $\beta$ ta'siridagi o'zgarishi.

Lekin reaksiyaga kirishgan qattiq reagent miqdori zarracha yuzasiga proporsional bo'lib, bu o'z navbatida $\rho^2$ ga proporsional va vaqt o'tishi bilan kamayadi. Shu bois $x_B$ boshida tez, keyin sekinroq ortib boradi (2.23-rasm, *b*). Zarracha $W_{k(zarracha)}$ ning ta'sirlashuv tezligi vaqt o'tishi bilan zarracha kamayishi – ta'sirlashuv yuzasi kamayishiga bog'liq holda pasayadi.

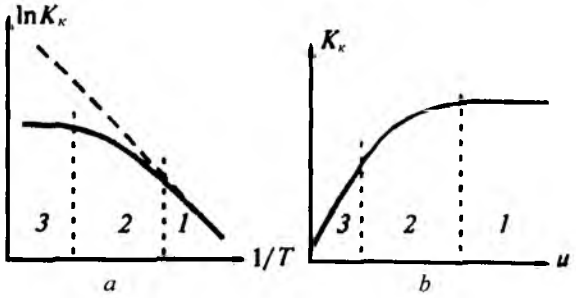
Massa almashinuv koeffitsiyenti $\beta$ umumiy holda oqimdagi zarracha o'lchamiga bog'liq bo'ladiki, (2.50) formuladan o'lcham kattalashuvi bilan ortishi ko'rinadi. Bu effektni hisobga olish ko'rilayotgan bog'lanishlarning ta'siri borligidan darak beradi. $\beta$ o'zgarishi maksimal ta'sirining zarracha o'lchamiga bog'liqligi 2.23-rasm, *a* da punktir chiziq bilan ko'rsatilgan.

**Limitlovchi bosqich va jarayon rejimlari**

Alohida jarayonning tezligi (reaksiyalar, massa ko'chishi, uning parametrlari – kattaligi, tezlik konstantalari, massa almashinuvi) va harakat kuchi (reaksiya uchun olingan konsentratsiyalar, massa ko'chishi konsentratsiyalar farqi bilan aniqlanadi. Jarayon parametri – uning intensivligi xarakteristikasidir. Ko'p bosqichli jarayonda uning bosqichlari nisbatlari har xil bo'lishi mumkin. Ko'rilayotgan jarayonda kuzatilgan reaksiya tezligi $W_k$ va tegishlicha $K_k$ reaksiya tezligi konstantasi $k$ va massa almashinuv koeefisienti $\beta$ ga bog'liq bo'ladi.

Agar $k \ll \beta$ bo'lsa, ya'ni reaksiya past intensivli bo'lsa, unda (2.54) tenglamadan $C_{yu} \approx C_0$ ni olamiz, reaksiya shu sharoitda bo'lishi mumkin bo'lgan konsentratsiyada o'tadi (reaksiya maksimal harakatlanish kuchiga ega). Kuzatilgan aylanish tezligi reaksiya tezligiga teng ($W_k = -kC_0$) va ko'chish parametrlariga bog'liq bo'lmaydi. Jarayon **kinetik rejimda** o'tadi, reaksiya esa **limitlovchi bosqich** hisoblanadi.

$k \gg \beta$ bo'lgan holda massa almashinuv intensivligi kamdir; (2.54) tenglamadan $C_{yu} \ll C_0$ ni olamiz, 2.55 dan esa $W_k = -\beta C_0$ – massa ko'chishi maksimal harakatlanish kuchi $C_0 - C_{yu} \approx C_0$ da amalga oshadi. Aylanish tezligi reaksiya parametrlariga bog'liq bo'lmaydi. Bu **diffuzion rejim** bo'lib, massa ko'chishi **limitlovchi bosqichdir**. Limitlovchi bosqich – ko'p bosqichli jarayon bo'lib, maksimal harakatlantiruvchi kuch bilan xarakterlanadi.




***2.24-rasm.*** «Siqiluvchi sfera» geterogen jarayonida aylanish tezligi kuzatilgan konstanta $K_k$ ning temperatura $T$ (*a*) va zarra (*b*)ni aylanib o'tish tezligiga bog'liqligi. Jarayon rejimlari: *1* – kinetik; *2* – o'tuvchi; *3* – diffuzion.

Rejim (yoki jarayonning o'tishi sohasi) va limitlovchi bosqich – ko'p bosqichli jarayonga tegishli tushuncha va xarakteristikalardir.

Limitlovchi bosqichning ikkinchi belgisini barcha bosqichlar harakatlanish kuchi konsentratsiya bo'yicha bir tartibli bo'lgandagina qo'llash mumkin. Qaralayotgan jarayonda reaksiyaning harakatlantirish kuchi va massa ko'chishi – konsentratsiya bo'yicha birinchi tartiblidir. Massa ko'chishi koeffitsiyenti $r$ va ikkinchi tartibli reaksiya tezligi konstantasi $k$ larni turlicha kattalikda $k$ uchun solishtirib bo'lmaydi. Adabiyotda limitlovchi bosqich eng sekin bosqich deyiladi. Lekin stasionar rejimda barcha bosqichlar tezligi baravar bo'lib, ular tengligi (2.51) tenglamadan $W = W$ ko'rinadi va doimo saqlanadi.

Limitlovchi bosqich aniqlovchi (hal qiluvchi) bosqich deb ham ataladi. Bu iborani quyidagicha tushunmoq kerak. Agar jarayonning biror bosqichi limitlovchi bo'lsa, unda tegishli rejim va shu bosqich qonuniyatlari mos keladi. Masalan, kinetik rejimda aylanishning kuzatiladigan tezligi reaksiya tezligi singari temperaturaga bog'liq bo'ladi. Diffuzion rejimda $w_k$ bilan massa ko'chishi mos keladi. Limitlovchi bosqich bilan aniqlovchi bosqich doim ham bir-biriga mos kelmasligini eslatib o'tamiz.

**Jarayon sharoitlarining aylanish tezligiga ta'sirini ko'rib chiqamiz.**

**1. Temperatura ta'siri.** U $K_k$ (2.56 tenglamaga qarang) ning kattaligiga ta'sir ko'rsatadi. Bu bog'lanishni Arrenius

koordinatalarida «ln$K_k$–1/t» ifodalaymiz (2.24-rasm, *a*). Rasmda punktir bilan $k$ ($T$) bog'lanishi ko'rsatilgan. Uncha yuqori bo'lmagan temperaturalarda (grafikning o'ng qismi) reaksiya tezligi konstantasi kichikdir ($k<<\beta$), bu kinetik rejimda. Bu sohada $K_k$ $k$ bilan mos keladi. Yuqori temperaturalarda (grafikning chap qismi) $k>>\beta$, bu diffuzion rejimda; $K_k=\beta$ va temperaturaga deyarli bog'liq bo'lmaydi. Darhaqiqat, massa almashinuv koeffitsiyenti diffuziya koeffitsiyentiga proporsionaldir. Temperaturani 10°C ga ko'tarish reaksiya tezligini taxminan ikki baravarga, diffuziya tezligini esa bir necha foizga oshiradi.

**2. Oqim tezligi ta'siri.** $\beta$ bunga bog'liqdir (2.50 tenglama). Oqim $i$ ning kichik tezligida $\beta<<k$ deb taxmin qilish mumkin, bunda rejim diffuziya holatida bo'ladi; $K_k=\beta$ bo'lganda oqim tezligi bilan ortadi. Oqim tez bo'lganda $\beta$ ortuvi bilan jarayon rejimi kinetik holatga o'tadi va $i$ ga bog'liq bo'lmay qoladi. $K_k(i)$ ning o'zgarishi 2.24-rasm, *b* da ko'rsatilgan.

**Jarayon intensifikatsiyasi**. Bu to'la aylanish vaqti $t_k$ ning kamayishi orqali aniqlanadi. Uni (2.61) va (2.56) tenglamalardan aniqlaymiz:

$$t_k = \left(\frac{1}{k}+\frac{1}{\beta}\right)\frac{R_0 n_0}{C_0}.$$

Mazkur tenglama ko'rinishidan $t_k$ ning kamayish yo'llari va jarayonni intensifikatsiyalash aniqlanadi: gazdagi komponent konsentratsiyasi $C_0$ ning oshuvi; zarrachalarning maydalanishi – $R_0$ ning kamayishi; temperaturani ko'tarish orqali tezlik konstantasi $k$ ni oshirish (kinetik holatda); massa almashinuv koeffitsiyenti $b$ ni oqimni turbilizasiyalash orqali oshirish, bunda zarracha aylanib o'tish tezligini oshirishga ham erishiladi (ayniqsa: diffuzion sharoitda).

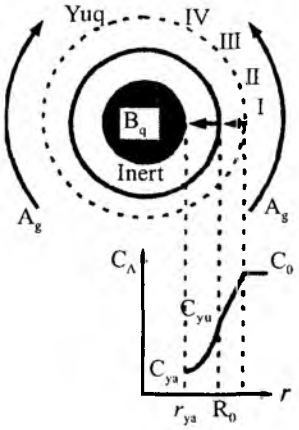
$T$ bilan $i$ ning jarayonni intensifikatsiyalashdagi ta'siri birmuncha chegaralangandir.

**Qattiq zarracha o'lchami o'zgarmaydigan jarayon**. Gazning qattiq zarracha bilan ta'sirlashuv mahsulotlaridan biri – qattiq modda:

$$A_g+B_q=R_g+S_q \qquad (2.66)$$

Reaksiya xomashyo va masulotning qattiq fazasi ajralish chegarasida o'tadi va *topokimyoviy reaksiya* deyiladi. Jarayon sanoatda keng tarqalgan bo'lib, bularga misol qilib tabiiy gazni ruxoksidi yutgichida oltingugurtdan tozalash ($H_2S+ZnO=H_2O+ZnS$), oltingugurtli rudalarni yondirish ($4FeS_2+11O_2=8SO_2+2Fe_2O_3$), metallar oksidlarini qaytarish, metallarni oksidlash va boshqalarni ko'rsatish mumkin. Bularga qattiq ko'p komponentli birikmalar tarkibidagi bir qisim moddalarning yonishi (kulli ko'mirlar); ishqorlash (bir qism komponentlarning erishi), xemosorbsiyaning ba'zi jarayonlari, katalizatorlarning qaytarilishi va zaharlanishi (bularda jarayon qattiq zarrachaning ichki qismiga frontal yo'naladi).

Jarayon sxemasi 2.25-rasmda keltirilgan. $K_0$ radiusli zarracha reagent konsentratsiyasi $C_0$ bo'lgan gaz oqimi ichidadir. Zarrachani chegara qavati o'rab turadi, u orqali zarracha yuzasi va oqim yadrosi massa almashinuvi amalga oshadi. Reaksiya yuzada boshlanadi va zarracha ichida frontal ravishda tarqaladi. Ma'lum vaqtdan keyin zarracha $g_{ya}$ radiusli yadrodan iborat bo'ladi, bunda ta'sirlashmagan modda B va mahsulotning tashqi qavati yoki reaksiyaga kirmaydigan, ya'ni o'tayotgan reaksiyaga befarq bo'lgan komponentlar uchraydi. Reaksiya qattiq fazalar chegarasi – yadro yuzasida o'tadi, natijada yadro kamayadi, lekin zarracha o'lchami ($K_0$ saqlanadi. Jarayonning bunday sxemasi «siqiluvchi yadro» deyiladi.




***2.25-rasm.*** Reaksiyasi geterogen bo'lgan $A_g+B_q=R_g+S_q$ («siqiluvchi yadro») jarayon sxemasi.

Jarayon quyidagi bosqich (bosqichlar)ni o'z ichiga oladi. Gaz holdagi komponentlar uchun:

A komponentlarni oqimdan zarracha yuzasiga ko'chirish (2.25-rasmdagi I bosqich);

inert qavatidan reagentni yadro yuzasiga ko'chirish (II bosqich);

odatda, inert g'ovak material va komponent ko'chishi g'ovaklar orqali diffuziya bilan amalga oshadi;

$A_g$ ning $B_g$ bilan yadro yuzasidagi reaksiyasi orqali (III bosqich).

Gaz holdagi mahsulotlar teskari tartibda chiqarib yuboriladi. Bular aylanish tezligiga ta'sir etmaydi deb hisoblaymiz. Qattiq komponentlar uchun:

qattiq B ning $A_g$ bilan yadro yuzasidagi reaksiyasi (III bosqich);

yadro o'lchami o'zgarishi (IV bosqich).

A konsentratsiyasining tarqalishi 2.25-rasmning octki qismida ko'rsatilgan.

**Matematik model**. Ushbu jarayon yuqorida ko'rib o'tilganga o'xshaydi. $C_{yu}$ va $C_R$ lar bilan $A$ zarrachasining tashqi yuzasi va yadro oldidagi konsentratsiyalarini belgilaymiz. $D-A$ ning inert qavatidagi diffuziya koeffitsiyenti: $W_1$, $W_2$, $W_3$ – $A$ komponent oqimlari o'qi $A$ ning jarayonning tegishlicha bosqichlaridagi aylanish tezligi. Statsionar rejimda

$$W_I = W_{II} = W_{III} \tag{2.67}$$

$A$ komponentning Yao radiusli zarracha yuzasiga oqimi topiladi

$$W_I = -4\pi R^2{}_0 \beta (C_0 - C_{yu}) \tag{2.68}$$

Komponent $A$ ning inert qatlami orqali ko'chishi $4\pi r^2 r$ tenglamasi bilan ifodalanuvchi diffuzion jarayondir. $A$ ning radiusli inert qavatli sferik yuzasi orqali oqimi ($r_2 < r < R_0$):

$$W_{II} = -4\pi r^2 D(dC/dr). \tag{2.68 a}$$

Reagentlarning ko'chish yuzasi $4\pi r^2$ $r$ ga bog'liq, lekin oqim kattaligi $W_{II}$ stasionar holatda o'zgarmasdir, shu bois o'qi

$$\frac{d}{dC}\left(-D \cdot 4\pi r^2 \frac{dC}{dr}\right) = 0$$

Chegara shartlari: bunda $r = R_0$ $C = C_{yu}$; $r = R_{ya}$ $C = C_{ya}$.

O'lchamsiz radius $\rho = r/R_0$ kiritamiz. So'ngi tenglamaga $r = \rho R_0$ ni qo'yib va doimiy kattaliklarni qisqartirib, uni aylantiramiz (o'zgartiramiz):

$$\frac{d}{d\rho}(\rho^2 \frac{dC}{dr}) = 0 \ . \tag{2.69}$$

Chegara shartlari:

$$C(1) = C_{yu};\ C(\rho_{ya}) = C_{ya} \tag{2.69, a}$$

bu yerda $\rho_{ya} = r_{ya}/R_0$.

(2.69 *a*) tenglamani ikki marta integrallaymiz:
birinchi integrallash:

$$\rho^2 dC/d\rho = A, \text{ yoki } dC/d\rho = A/\rho^2; \qquad (2.70)$$

ikkinchi integrallash:

$$C = -A/\rho + B.$$

Integrallash konstantalari bo'lgan $A$ va $B$ larni chegara sharoitlari (2.69 *a*) tenglamadan topamiz:

$C(1) = -A + B = C_{yu}$; $C(\rho_{ya}) = -A/\rho_{ya} + B = C_{ya}$. Keyingi ikki tenglamadan topamiz

$$A = \frac{\rho_{ya}}{1-\rho_{ya}}(C_{yu} - C_{ya}).$$

Endi (2.68 *a*) tenglamani o'zgartirib, buning uchun oqim $W_{II}$ ni $\rho = \rho_{ya}$ deb olamiz va o'lchamsiz radius $\rho_{ya}$ ga o'tamiz. $W_{II}$ uchun keltirilgan tenglamada $\rho = \rho_{ya}$ qilib (2.70) tenglamadan $dS|d\rho$ ni qo'yamiz, bunda $A$ uchun bo'lgan ifodadan foydalanamiz. Bunda olamiz

$$W_{II} = -4\pi R_0 D \frac{\rho_{ya}}{1-\rho_{ya}}(C_{yu} - C_{ya}) \qquad (2.71)$$

$A$ bilan $B$ reaksiyani birinchi tartibli deb qabul qilamiz. $W_{III}$ aylanish tezligi yadro yuzasiga proporsionaldir:

$$W_{III} = -4\pi^2 r^2_{ya} k C_{ya} = -4\pi R^2_0 k \rho^2_{ya} C_{ya}. \qquad (2.72)$$

(2.68), (2.71) va (2.72) tenglamalarni (2.67) tenglamaga qo'yib, olamiz:

$$4\pi R^2_0 \beta(C_0 - C_{yu}) = -4\pi R_0 D \frac{\rho_{ya}}{1-\rho_{ya}}(C_{yu} - C_{ya}) =$$
$$= -4\pi R^2_0 k \rho^2_{ya} C_{ya} = W_{zarracha}. \qquad (2.73)$$

$W_{III}$ ning yadrodagi aylanish tezligi $A$ ning $W$ zarrachadagi aylanish tezligining xuddi o'zginasidir. Ikkilama tenglikning har bir ifodasi (2.73 da) $W$ zarrachaga tengdir. Kuzatilgan aylanish tezligi $W_k$ ni qattiq zarracha hajm birligining 4/3 $\pi R_0^3$ ga tenglashtirilganligiga taqqoslaymiz:

$$\frac{-3/R_0\beta(C_0 - C_{yu})}{a} = \frac{-3/R_0^2 D\rho_{ya}/(1-\rho_{ya})(C_{yu} - C_{ya})}{b} = \frac{-3/R_0 k\rho^2_{ya} C_{ya} \equiv W_t}{c}. \qquad (2.74)$$

Mazkur ikkalama tenglik ikki tenglamaning majmuyidir ($a=b$ va $b=c$), bundan $C_{yu}$ bilan $C_{ya}$ «kuzatilmaydigan» konsentratsiyalarni va keyin $W_k$ ni topish mumkin:

$$W_k = \frac{(3/R_0)k\rho_{ya}^2 C_0}{1+(k/D)R_0\rho_{ya}(1-\rho_{ya})+(k/\beta)\rho_{ya}^2}. \qquad (2.75)$$

yadro $\rho_{ya}$ o'lchami o'zgarishini (2.58) tenglamaga o'xshashdan aniqlaymiz:

$$dN/dt = w_B \pi r_{ya}^2 \qquad (2.76)$$

Qattiq dN ning dt vaqtda yadro yuzasida o'zgaradigan miqdori $dN=4\pi r_{ya}^2 dr_{ya} n_0$ ga teng bo'ladi. Qattiq yadroning B komponenti aylanish tezligi $A$ ning zarrachadagi aylanish tezligi: $w_B 4\pi r_{ya}^2 = W_k \cdot (4/3)\pi R_0^3$ ga teng bo'ladi. Bu nisbatlar va yadroning o'lchamsiz radiusidan foydalanib, (2.74)ni o'zgartiramiz:

$$d\rho_{ya}/dt = w_k/(3n_0\rho_{ya}^2). \qquad (2.77)$$

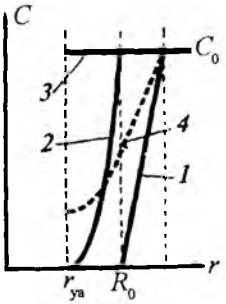
(2.73) ni (2.75) tenglamaga qo'yib, jarayonning yadro radiusi o'zgarishi va boshqa ko'rsatkichlarini topish mumkin bo'ladi.

**Jarayon tahlilini** limitlovchi bosqichlarni har xil rejimlarda ko'rib chiqamiz.

A. Tashqi diffuzion rejim. Limitlovchi bosqich– zarrachani o'rab olgan gaz qavatidan komponentining ko'chishidir. Limitlovchi bosqich tushunchasidan ko'rilayotgan rejimdagi tashqi ko'chish bosqichidagi maksimal harakatlantiruvchi kuch $C_{yu} \ll C_0$ yoki $C_0 - C_{yu} \approx C_0$ bo'ladi. Konsentratsiyalar taqsimlanishi 2.26-rasmda 1 chiziq bilan ko'rsatilgan. (2.74) tenglamadagi $a$ iborasidan foydalanib, $W_k$ uchun (2.77)dan olamiz.

$$-d\rho_{ya}/dt = \beta C_0/(R_0 n_0 \rho_{ya}^2)$$

Mazkur tenglamani integrallaymiz:




***2.26-rasm.*** Gazsimon komponent $A$ konsentratsiyasining «siqiluvchi yadro» geterogen jarayonida quyidagi rejimlarda bo'linishi: *1*–tashqi diffuzion; *2*–ichki diffuzion; *3*–kinetik; *4*–o'tkinchi.

$$-\int_0^{\rho_я} \rho_я^2 d\rho_я = \frac{\beta C_0}{kn_0} \int_0^1 dt;$$

va olamiz $1-\rho_{ya}^3 = \frac{\beta C_0}{kn_0} t.$

To'la aylanish vaqti ($\rho_{ya}=0$ bo'lganda) teng bo'ladi:

$$t_k = R_0 n_0/(3\beta C_0). \quad (2.78)$$

Qattiq moddaning aylanish darajasi $x_B = 1-\rho_{ya}^3$ dir. Endi *a* ifodasidan (2.74) $\rho_{ya}$, $x_B$ va $W_k$lar uchun so'nggi ifodalarni olish mumkin bo'ladi:

$$\rho_{ya} = \left(1-\frac{t}{t_k}\right)^{1/3}; \quad x_B = \frac{t}{t_k}; \quad W_k = -\frac{3}{R_0}\beta C_0 \quad (2.79)$$

Tegishlicha bog'lanishlar 2.27-rasmda berilgan. Zarracha o'lchami va massa almashinuv sharoitlari vaqt ichida o'zgarmaydi va jarayon tezligi $W_k$ ham doimiydir.

Shu bois $x_B$ chiziqli o'sadi, $\rho_{ya}$ esa avvaliga sekin o'zgaradi, keyin yadro kichiklasha borishi bilan tez o'sadi.

B. Ichki diffuzion rejim.

Limitlovchi bosqich – zarracha ichidagi diffuzion tashish bo'lib, inert qavatdan o'tishdir. Maksimal harakatlanuvchi kuch mana shu bosqichda bo'ladi, bunda $C_0 \approx C_{yu}$, $C_{ya} << C_{yu}$ va $C_{yu}-C_{ya} \approx C_0$ deb qabul qilish mumkin.

Konsentratsiyaning tegishlicha bo'linishi 2.26-rasmdagi *2* chiziq bilan ko'rsatilgan. (2.74) tenglamadagi *b* ifodani (2.77) tenglamaga qo'yamiz.

$$-\frac{d\rho_{ya}}{dt} = \frac{DC}{R_0^2 n_0} \rho_{ya}(1-\rho_{ya}).$$

Ushbu tenglamani integrallaymiz:

$$t = \frac{R_0^2 n_0}{6DC_0}(1-3\rho^2{}_{ya}+\rho^3{}_{ya}).$$

To'la aylanish vaqti

$$t_k = R^2{}_0 n_0/(6DC_0) \quad (2.80)$$

Bu yerda $\rho_{ya}$ (*t*) va $x_v$(t;) lar bog'lanishini aniq olib bo'lmaydi.

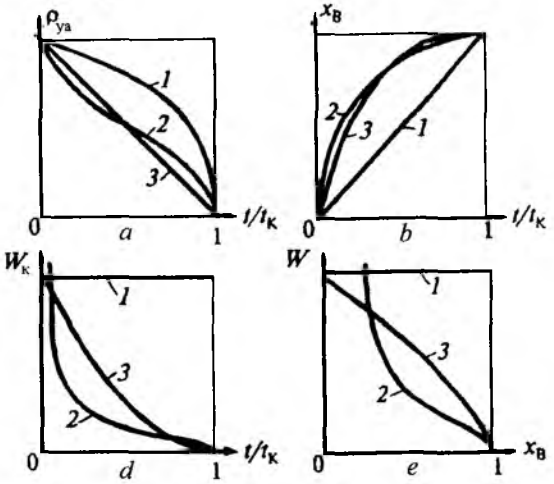
$$t/t_k = 1-3\rho^2{}_{ya}+\rho^3{}_{ya}; \quad t/t_k = 1-3(1-x_B)^{2/3}+2(1-x_B). \quad (2.81, a)$$

Ayllanishning kuzatilgan tezligi (2.74) tenglamadagi $b$ ifodasidan kelib chiqadi:

$$W_k = \frac{3D}{R_0^2} \frac{\rho_{ya}}{1-\rho_{ya}} C_0, \qquad W_k = -\frac{3D}{R_0^2} \frac{(1-x_B)^{1/3}}{(1-x_B)^{1/3}} C_0, \qquad (2.81, b)$$

Tegishlicha bog'lanishlar 2.27-rasmda 2 chiziqlar orqali ko'rsatilgan. Vaqt o'tishi bilan aylanish sekinlashadi, bunda inertning qavati qalinlashadi, sekinlashadi, bunda jarayonni limitlovchi diffuziya inertning qalinlashuvchi qavati orqali amalga oshadi. $\rho_{ya} \to 1$ yoki $x_B \to 0$ bo'lganda jarayon boshlanishdayoq $W_k$ ning cheksizlikka intilishiga ahamiyat beraylik. Boshda inert qavati yupqa bo'lib, jarayonning limitlovchi bosqichi – undan massaning ko'chishi, kam asoslangandek va ichki diffuzion rejim 2.81 dagi tenglama modelini qo'llab bo'lmaydigandek ko'rinadi. Buning natijasi $x_B \to 0$ da $W_k \to \infty$ bo'ladi, bu model xossasi hisoblanib, jarayonga tegishli bo'lmaydi.

**B. Kinetik rejim**. Limitlovchi bosqich – konsentratsiya maksimal, ya'ni $C_0 \sim C_{yu} \sim C_{ya}$ bo'lganda kimyoviy reaksiya o'tishidir. Kon-




*2.27-rasm.* $t$ vaqt ichida yadro $\rho_{ya}(a)$ kattaligi, qattiq reagentning $x_B(b)$ aylanish darajasi, kuzatilgan aylanish tezligi $W_k(d)$ning o'zgarishi va $W_k(x_B)$ning «siqiluvchi yadro» geterogen jarayonga bog'liqligi.

Rejimlar: *1* – tashqi diffuzion; *2* – ichki diffuzion; *3* – kinetik.

sentratsiyalarning tarqalishi 2.26-rasmdagi 3 chiziq bilan ifodalangan. (2.74) tenglamadagi *b* ifodani (2.77) tenglamaga qo'yamiz:

$$d\rho_{ya}/dt = -3kC_0/(R_0 n_0)$$

Bu tenglamani integrallaymiz:

$$t = \frac{R_0 n_0}{kC_0}(1-\rho_{ya}) \qquad (2.82)$$

To'la aylanish vaqti ($\rho_{ya}=0$)

$$t_k = R_0 C_0/(kC_0),$$

va $\rho_{ya}$, $x_B$ va $W_k$ ifodalar uchun (2.74) tenglamadagi *b* ifodadan quyidagilar kelib chiqadi:

$$\rho_{ya} = 1 - t/t_k;\ x_B = 1-(t/t_k)^3; \qquad (2.83\ a)$$

$$W_k = (-3_k/R_0)(1-t/t_k)^3 C_0;$$

$$W_k = (-3_k/R_0)(1-x_B)^{2/3} C_0. \qquad (2.83\ b)$$

Tegishlicha bog'lanishlar 2.26-rasmdagi 3 chiziqdir. Zarrachadagi aylanish tezligi vaqt bo'ylab pasayadi, bunda reaksiya o'tkazish joyi – yadro yuzasi kamayadi. Yuza birligiga bo'lingan reaksiya tezligi o'zgarmaydi, reaksiya doimiy konsentratsiya $C_0$ da o'tadi, yadro o'lchami bir xil maromda kamayib boradi.

Jarayon sharoitlarining aylanish tezligiga ta'siri yozilgan rejimlar uchun har xildir. Buni vaqt bo'yicha to'la aylanish $t_k$ [(2.78), (2.80), (2.82)] tenglamalari va kuzatilgan tezlik konstantasi $K_k$ bo'yicha kuzatamiz. Uni (2.75) tenglamadan $C_0$ ning oldidagi ko'paytmasi sifatida olib, quyidagi holga keltiriladi:

$$K_K = 3\left(\frac{R_0}{k\rho_{ya}^2} + \frac{R_0^2}{D}\frac{1-\rho_{ya}^2}{\rho_a} + \frac{R_0}{\beta}\right)^{-1}. \qquad (2.84)$$

Qavsdagi iboralarning har biri jarayonning tegishlicha bosqichiga «javob» beradi. Kuzatilgan tezlik konstantasi jarayon bosqichlari parametrlari ($k$, $D$, $\beta$), zarracha o'lchami ($R_0$) va yadro zaryad ($\rho_{ya}$) lariga bog'liqdir, ya'ni u jarayonda o'zgaradi. Mazkur konstanta qattiq zarracha aylana borgan sayin bir rejimdan ikkinchi rejimga o'tishga olib kelishi mumkin. Tashqi diffuzion rejimda boshlangan rejim ichki diffuzionga yoki kinetikka o'tadi, chunki $\rho_{ya}$ kamayishi bilan (2.84) tenglamadagi jarayonning bu holatda o'tishiga «javobgar» bo'lgan birinchi va ikkinchi «iboralar» o'sadi.

O'tkazilgan hisoblar va tajribalar zarracha atrofidan o'tayotgan oqim tezligi massa almashinuv koeffitsiyenti $\beta$ ga, ya'ni tashqi diffuzion rejim jarayoniga ta'sir etishini ko'rsatdi. Bu yerda oqim tezligi chegaralanganligi ham bilinadi.

Zarrachani maydalash ($R_0$ ning kichrayishi) jarayonni intensivlashda ijobiy rol o'ynaydi, ayniqsa, ichki diffuzion maydonda bu juda seziladi, chunki bunda $t_k$ ning $K_0$ ga bog'liqligi kvadratga ko'tariladi (2.82 tenglamaga qarang). Bu rejimda jarayonga ta'sir etishning boshqa iloji yo'q bo'lib, bunda D – hosil bo'luvchi inert materialning individual parametridir.

### 2.4.3. «Gaz (suyuqlik) – suyuqlik» sistemasi

«Gaz (suyuqlik) – suyuqlik» sistemasidagi o'zaro ta'sir sanoatda fazalar kontakti usuli bo'yicha bir necha ko'rinishlarga bo'linadi:

– barbotaj (dispergirlangan gaz pufaklar sifatida suyuqlik bo'ylab ko'tariladi);

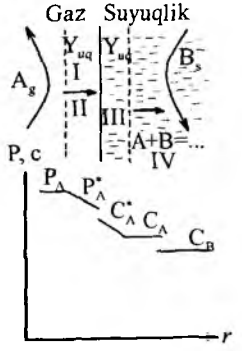
– sug'orish (tomchilar sifatidagi suyuqlik gaz orqali chiqadi);

– plyonkasimon oqim (suyuqlik yuza bo'ylab plenka ko'rinishda oqadi, gaz oqimi esa u bo'ylab o'tadi);

– nasadkali kolonnada kontakt orqali (plyonkasimon oqimga yaqin, suyuqlik nasadkadan notekisroq holatda o'tadi, gaz erkin bo'shliqdan o'tadi);

– gaz – suyuqlik oqimi (gaz va suyuqlikning qo'zg'algan oqimi bir yo'nalishda xarakterlanadi).

**Jarayon sxemasi** 2.28-rasmda keltirilgan bo'lib, gazning suyuqlik bilan o'zaro ta'sirlashuvi quyidagicha ko'rinishda bo'lishi mumkin: gaz bilan suyuqlik oqimi uchrashadi; fazalar bo'linishi chegarasi mavjud; komponentlar fazalar bo'linishi chegarasidagi yuzadan ko'chadi; reaksiya fazalardan birida yoki ikkalasida amalga oshadi. Ajratilgan elementda komponentlar konsentratsiyasi har bir fazada bir xildir. Shunday element sifatida: ma'lum hajmli atrofi suyuqlik bo'lgan gaz pufagi; gaz hajmidagi tomchi yoki plyonkasimon gaz-suyuqlik oqimining elementar qismini ajratish mumkin.




*2.28-rasm.* «Gaz – suyuqlik» geterogen jarayoni sxemasi.

Agar ko'chish bir muhitdan ikkinchisiga o'tishida bir necha ketma-ket bosqichlarda borsa, unda uning intensivligi gaz bilan suyuqlik orasidagi massa ko'chish umumiy koeffitsiyenti $\beta$ bilan aniqlanadi:

$$1/\beta = K_a/\beta_g + 1/\beta_c. \quad (2.94)$$

Oquvchan muhitdan tashkil topgan harakatchan sistemada fazalar bo'linishi chegarasi ham harakatchan bo'ladi. Fazalar orasidagi massa ko'chuvchi sharoitlari bilan koeffitsiyent $\beta$ va yuza kontakti $S_{sol.}$ hajm bo'yicha o'rtachalashtiriladi. Masalan, suyuqliklarda massa ko'chish koeffitsiyenti $\beta_o$ suyuqlik hajmining birligiga nisbat qilib olinadi:

$$\beta_o = \beta S_{sol.} \quad (2.95)$$

$\beta_o$ kattaligi konsentratsiya bilan vaqtning nisbati kattaligiga mos kelishini [mol [mol/m$^3$· s]da tekshirib ko'rish mumkin.

Massa ko'chishining bunday «hajmiy» koeffitsiyenti jarayon hisobi uchun qulaydir – uning kattaligi birinchi tartibli tezlik konstantasi kattaligi bilan mos tushadi. Bundan tashqari eksperimental tadqiqotlarda beriladigan tarkib fazalari orasidagi modda oqimi o'lchanadi, shu bois massa ko'chishining hajmiy koeffitsiyenti $\beta$ ni topiladi. (2.94) va (2.95) tenglamalardan foydalanib, A komponentning suyuq fazadagi konsentratsiyasini (2.93) quyidagi ko'rinishda ifodalaymiz:

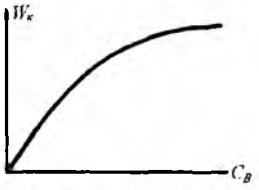
$$C_A = \frac{K_a P_A}{1+(k/\beta_o)C_B}. \quad (2.96)$$

Aylanishning kuzatilgan tezligi $W_k$ ni $C_A$ uchun topilgan ifodani (2.96) tenglamadagidan kinetik tenglama (2.85)ga qo'ygan holda topamiz:

$$W_k = \frac{kK_a P_A C_B}{1+(k/\beta_o)C_B}. \quad (2.97)$$

**«Gaz – suyuqlik» jarayoni tahlili.** Bunda $W_k$ uchun yozilgan ifodaning kinetik tenglamaga nisbatan o'zgacharoq ekanligi ko'zga tashlanadai. Agar reaksiya tezligi A va B komponentlari uchun birinchi tartibli bo'lsa, unda kuzatiladigan tezlik komponentlardan biri reaksiyani sekinlashtirishga xarakterli bo'ladi. Mazkur holatda B ning konsentratsiyasi ortishi bilan reaksiya B ning miqdoriga bog'liq bo'lmagan sohaga o'tadi – bu komponent bo'yicha nolinchi tartibga ega bo'ladi, buni (2.97) tenglama ham ko'rsatadi. Bu 2.29-rasmda

keltirilgan bog'lanish bilan ifodalanadi. Reaksiya tezligining «tormozlanish» sababi suyuqlikda A komponentning yetishmasligidir. B ning konsentratsiyasi ortishi bilan suyuqlikka tushuvchi A komponent ko'proq sarflana boshlaydi va uning konsentratsiyasi kamayadi. $C_B$ ning yanada ko'payishi suyuqlikka o'tuvchi A komponentning barcha miqdori shu zahoti reaksiyaga kirishadi, u yetishmaydi, reaksiya tezligi $C_B$ ga bog'liq bo'lmay qoladi.




*2.29-rasm.* Aylanishning kuzatilgan tezligi Wk «gaz-suyuqlik» geterogen jarayonda $C_B$ suyuqlikning B konsentratsiyasiga bog'liqligi.

**Jarayon rejimi**. Kinetik rejimda maksimal harakatlanuvchi kuch reaksiyada bo'ladi. Mazkur holatda agar suyuqlik komponent A bilan to'yingan bo'lsa amalda, ya'ni $C_A = K_A P_A$ shart bajarilganda amalga oshadi. Bu $k/\beta_o$ $C_B << 1$ bo'lganda bajariladi (2.96) va unda:

$$W_k = -kK_a P_A C_B, \qquad (2.98)$$

demak, aylanish tezligi kinetik konstanta k ga bog'liq ekan.

Diffuzion rejimda limitlovchi bosqich – moddaning gazdan suyuqlikka ko'chishi hisoblanadi.

Mazkur holatda $C_A$ nolga yaqin bo'ladi, chunki bu $kC_B/\beta_o >> 1$ bo'lganda amalga oshadi:

$$W_k = \beta_o K_a P_A, \qquad (2.99)$$

bu A komponentning toza, suyuqlikda A bo'lmagan holdagi ko'chish tezligiga teng bo'ladi va massa ko'chish koeffitsiyenti $\beta_o$ ga bog'liq bo'ladi.

**Jarayonni intensifikatsiyalash**. Kinetik zonada asosiy ta'sir temperatura orqali boradi, bunda reaksiya tezligi konstantasi k unga bog'liq bo'ladi (2.98), diffuzion rejim esa massa ko'chish koeffitsiyenti $\beta_o$ (2.99 tenglamaga qarang)ga bog'liq bo'lgan oqimlar tezligi va ularning turbulizasiyasiga bog'liq bo'ladi. $\beta_o$ ga fazalar kontakti yuzasi ta'sir etadi. Shu bois oqimlarning dispergirlanishi (pufaklar yoki tomchilarning kichrayishi) doimo ijobiy ta'sir ko'rsatadi. Bu yerda chegaralanishlar ham vujudga keladi. Barbo-

tajda pufaklar harakati, ularning suyuqlik qavatidan yuzaga chiqishi gravitasiya bilan aniqlanadi, bu hodisani esa boshqarib bo'lmaydi. Ko'tarilayotganda mayda pufakchalar birlashadi: yiriklari maydalashadi. Real holatda hajmiy koeffitsiyent kattaligini $\beta_0 = 0{,}2 \div 0{,}3\ s^{-1}$ gacha yetkazish mumkin. Fazalar kontakt yuzasi nasadka yordamida majburiy ravishda oshirilishi mumkin. Bu ishning ham chegarasi bor. Keng yuzali mayda nasadka qavatida gaz va suyuqlik oqimlari uchun bo'shliq cheklangandir. Massa o'tishining hajmiy koeffitsiyentini 0,5–0,6 $s^{-1}$ ga yetkazish mumkin.

Ixtiyoriy gaz – suyuqlik rejimidagi jarayonni intensifikatsiyalashning yana bir usuli bo'lib, bu gazning suyuqlikda erishini yaxshilashdir: absorbsiya konstantasi $K_a$ [(2.88) tenglamaga qarang] ning ortishi bilan ayblanishning kuzatilgan tezligi o'sadi (2.97).

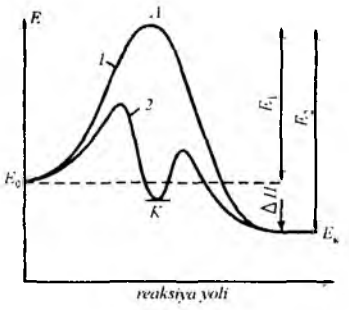
## 2.5. KATALITIK KIMYOVIY JARAYON

### 2.5.1. Kataliz va katalizatorlar

Qator kimyoviy jarayonlar o'tishini tezlatish uchun ularni initsirlash talab qilinadi. Bunday initsiatorlar bo'lib kimyoviy moddalar hisoblanmish katalizatorlar xizmat qiladi. Bular ishtirokida boruvchi jarayonlar **katalitik jarayonlar** deyiladi. Maxsus moddalar – katalizatorlar kimyoviy reaksiyalarni qo'zg'atish hodisasi *kataliz* asosini tashkil etadi. *Katalizator* reaksiya davomida moddalar bilan oraliq birikmalar hosil qiladi va keyin oxirida o'zining dastlabki holatiga qaytadi.

Katalitik ta'sir mohiyati quyidagidan iboratdir. Kimyoviy aylanish ortiqcha energiyaga ega bo'lgan aktiv kompleks hosil bo'lishi orqali boradi. Bu komponentlarning aylanishi qayta guruhlanish yoki o'zgarish va yangi kimyoviy bog'lar hosil bo'lishi uchun yetarli bo'lgan moddalar bo'lgan reaksiya mahsulotlariga olib keladi. Kimyoviy o'zaro ta'sirda sistema energiyasi o'zgarishi 2.30-rasmdagi egri chiziqda o'z aksini topgan.

Lekin barcha molekulalar ham aktiv kompleks hosil qilishga yetarli energiyaga ega bo'lavermaydilar, aktivlanish energiyasi bo'l-




***2.30-rasm.*** Sistema energiyasi $E$ ning bevosita kimyoviy ta'sirlashuv ($1$) va katalizator ($2$) ishtirokida reaksiya o'tishi bilan o'zgarishi (reaksiya yo'lida) $A$ – aktiv kompleks; $K$ – katalizator bilan hosil bo'lgan oraliq modda; $E_0$, $E_k$ – dastlabki xom ashyo va mahsulotlar energiyasi; $E_1$, $E_2$ – to'g'ri va teskari yo'nalishdagi aktivlanish energiyalari; $\Delta H$ – aylanish natijasidagi energiya o'zgarishi (issiqlik effekti).

gan $E_1$ nikidan kattalarigina buni amalga oshira oladi (2.30-rasmga qarang).

Agar zarur energiya $E_1$ katta bo'lsa, unda reaksiya amalda bormaydi. Katalizator yangi reaksiya yo'lini ochadi, buning boisi usiz hosil bo'lishi mumkin bo'lgan aktiv kompleksga qaraganda kimyoviy ta'sirlashuvda kam energiya sarflanadi.

Ikkinchi bosqich (bosqich)dan keyin reaksiyada katalizator o'zining kimyoviy tarkibini o'z holiga qaytaradi va uning komponentlari mahsulot tarkibiga kirmaydi. Reaksiya yo'li uzaysada, bosqichli o'tadi, aktiv kompleks energiyasi kamayishi reaksiyaning tezligini oshirishga olib keladi. Katalitik reaksiyada sistema energiyasining o'zgarishi 2.30-rasmdagi 2 egri chizig'i bilan ko'rsatilgan.

Ta'sirlashayotgan sistemaning boshlang'ich va so'nggi holati, shu jumladan, Gibbsning erkin energiyasi ham, katalizatorli rejimda ham, katalizatorsiz rejimda ham bir xil bo'ladi – katalizator aylanishdan keyin o'z holatini qayta tiklaydi, o'zgarmaydi. Shu bois katalizator sistema muvozanatini o'zgartiramasada, aylanish tezligiga ta'sir ko'rsatadi.

Katalizatorning reagentlar bilan hosil qilgan oraliq moddasi termodinamik mumkin bo'lgan yo'nalishlarda aylanishi mumkin. Shu yo'lda katalizator aylanishlarda yangi yo'llar ochadi, ya'ni selektiv ta'sir ko'rsatadi. Kataliz nafaqat reaksiya tezligini oshirish usuli, balki u yoki bu aylanishning yo'naltirilgan yo'li bo'lib, jumladan, yo'q moddalarni olishni ham o'z ichiga qamraydi (bunga

tabiatda uchramaydigan ammiak va qator polimerlar sintezini misol qilsak bo'ladi). Boshqa bir misolni ko'raylik. Naftalin oksidlangan (yongan)da to'la ravishda destruksiyalanib, uglerod dioksid va suvga aylanadi. Lekin katalizator ishtirokida esa naftalin chala (parsial) oksidlanib, ftal angidridni hosil qiladi, bu yerda katalizatorning roli yaqqol ko'rinadi. Katalizatorni o'zgartirish va o'tkaziladigan reaksiyaga tanlash orqali olinadigan mahsulotlar sonini oshirish imkoni tug'iladi.

Katalizator sifatida elementar moddalar (metallar, aktivlangan ko'mir), kimyoviy birikmalar (oksidlar, sulfidlar, xloridlar), murakkab komplekslar, ko'p atomli molekulalar va ularning aralashmalari qo'llaniladi. Katalizatorning o'ziga xos xususiyatlari, tarkibi va tuzilishi bilan bir qatorda kimyoviy reaksiyaning turi ham katta rol o'ynaydi.

Kataliz tabiatdagi va sanoatdagi kimyoviy aylanishlarda muhim ahamiyat kasb etadi. Hozir sanoatda olinuvchi mahsulotlarning 30% dan ortig'ida katalizatorlar qo'llaniladi. Eng muhim kimyoviy mahsulotlar olishning u yoki bu bosqichida katalizatorlar ishlatilishi ma'lum (70% dan ortig'ida).

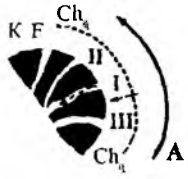
Katalitik reaksiyalar turli belgilariga qarab sinflanadi. Oddiy sinflash fazaviy belgilariga qarab qilinadi va gomogen, geterogen va mikrogeterogen katalitik reaksiyalarni o'z ichiga oladi.

Gomogen katalitik reaksiyada (yoki gomogen katalizda) ta'sirlashuvchi moddalar va katalizator bitta fazani tashkil etadi (masalan, suyuq yoki gazli).

Geterogen katalizda ta'sirlashuvchi moddalar va katalizator turli fazalarda bo'ladi (masalan, katalizator qattiq, ta'sirlashuv moddalar gaz fazada).

Mikrogeterogen kataliz gomogen va geterogen kataliz orasida bo'ladi. Bunda katalizator bo'lib katta polimer malekulalari xizmat qiladi. Bularda o'zaro ta'sirlashayotgan uncha katta bo'lmagan molekulalar geterogen zarralarga o'xshaydi, ammo ular reagentlar bilan bitta fizik fazani tashkil etadi. Bu guruhga fermentativ reaksiyalar kiradi, bunda katalizator (ferment) – yirik murakkab

*2.31-rasm.* Geterogen katalitik kimyoviy jarayon sxemasi va strukturasi. *K* – katalizator; *F* – katalizator g'ovaklari; $Ch_q$ – chegara qavat; I, II, III – jarayon bosqichlari.




tarkibli va tuzilishli oqsil molekulalaridir. Shu sababli mikrogeterogen kataliz fermentativ kataliz deb ham ataladi.

Gomogen va mikrogeterogen kataliz bir fazali jarayonlar bo'lib, yuqorida aytilgan gomogen va gaz-suyuqlik kimyoviy jarayonlarga tegishli qonuniyatlar qo'llanilishi mumkin. Faqat kinetik tenglamada katalizator konsentratsiyasini hisobga olish kerak bo'ladi. Bundan buyon geterogen-katalitik jarayonga to'xtalamiz.

Bunday reaksiyaning o'tish joyi – qattiq katalizator yuzasidir. Uni ko'paytirish uchun g'ovakli katalizatordan foydalaniladi. Ular yuzasi (ichki) bir kub santimetrda o'nlab va yuzlab kvadrat metrga yetadi. Jismning tashqi yuzasi bunday hajmda, $10^3 m^2$ atrofida, ya'ni ichki yuza tashqarisidan $10^3$–$10^5$ marta kattadir va buni aylanishning umumiy tezligida hisobga olmasa ham bo'ladi.

Jarayon sxemasi 2.31-rasmda keltirilgan. Reagentlar avvaliga gaz hajmidan chegara qavat orqali zarracha – katalizatorning tashqi yuzasiga diffuziyalanadi (2.31-rasmdagi I bosqich), keyin-g'ovaklar bo'ylab ichkariga kiradi (II bosqich). G'ovaklar bo'ylab harakat paytida ular yuzasida bir vaqtning o'zida reaksiya ham boradi (III bosqich). Mahsulotlar teskari yo'l bilan olib chiqiladi.

### 2.5.2. Katalizatorning g'ovakli donasi

Katalizatorlar komponentlarni eritmalardan cho'ktirish yoki birgalikda cho'ktirish orqali tayyorlanadi. Olingan massa quritiladi, qizdiriladi. Natijada mayda zarralar yopishib qolgan struktura hosil bo'ladi. Bular orasidagi faza – g'ovaklardir, bulardan reagentlar diffuziyalanadi. Bular – cho'ktirilgan yoki aralash katalizatorlar hisoblanadi. Xuddi shu yo'l bilan g'ovakli inert materialdan tashitgichlar tayyorlanadi. Unga aktiv komponentlar o'tkaziladi, bu eritmadan yutqizish orqali amalga oshiriladi (o'tkazilgan

katalizatorlar). O'zga usullar ham murakkab shaklli kapillyarlar tarmog'ini hosil qilishga olib keladi. Mana shunday yo'l bilan qattiq sorbentlar – adeorbeniylar tayyorlanishini ham eslatib o'tamiz. Olingan g'ovakli materialni silindrik, halqasimon, sharsimon yoki boshqa shaklga, shu jumladan, geometrik shaklsiz holga ham keltiradilar. Sanoat katalizatorlari donalari (o'lchamlari) bir necha millimetr (3–6 mm)da tayyorlanib, kengroq tarqalganlari shu xildadir. Shunday qilib katalizator ichki yuzasi keng bo'lgan g'ovakli donalardir.

G'ovakli struktura, ma'lum yo'llar orqali o'lchash bilan, quyidagi parametrlar bilan xarakterlanadi:

– $S_{sol.}$[$M^2/2$] yoki [$m^2/sm^3$] – solishtirma ichki yuza; $S_{sol.}$ kattaligi – katalizator zarrachasining bir kub santimetrida birdan yuzlargacha va undan ortiq kvadrat metr yuza mavjud bo'ladi;

ε – bo'shliq – erkin hajm, g'ovaklar (katalizator donasi umumiy hajmi qismi), bunda reagentlar transport qilinadi;

$r_{g'}$ – g'ovaklarning o'rtacha radiusi; uning kattaligi $10^6$–$10^9$ m oralig'idadir.

Katalizator donasidagi g'ovak strukturani hosil qiluvchi zarrachalar yoki alohida hosilalar soni $10^6$–$10^9$ ga teng bo'lib, bu yerda undagi jarayon modelini tuzishning statistik yo'lini topishga imkon beradi. Katalizatorning g'ovak donasiga bir xil massa sifatida qaraladi. Unda komponentlarning ko'chishi effektivlik koeffitsiyenti $D_{ef.}$ bo'lgan diffuziya sifatida ko'riladi. Reaksiya butun hajm bo'ylab o'tadi. Bunday bir xil muhitda aylanish tezligi w deb olinadi.

Aylanishning haqiqiy tezligi g'ovaklar yuzasidan $W_{sol.}$ (yuza birligida hisoblanganda) w bilan quyidagi nisbatda bog'langan bo'ladi:

$$w = w_{sol.} S_{sol.}. \qquad (2.100).$$

Diffuziyaning effektivlik koeffitsiyenti $D_{ef.}$ ko'chish butun muhit bo'ylab ekanligini xarakterlaydi. Amalda diffuziya donaning faqat erkin hajmidagi g'ovakning o'rtacha radiusi $r_{yu}$ da o'tadi. Bunday kattalikdagi kapillyarniki singari g'ovakning diffuziya

koeffitsiyenti $D_r$ bilan ifodalanadi. G'ovakdagi ko'chish bir qator omillar – g'ovaklarnish egri-bugriligi, ularning kesishishlari va tarmoqlanganligi, ular kesimining o'zgaruvchanligi bilan murakkablashadi. $D_{cf}$ va $D_r$ larni o'tkazuvchanlikning empirik koeffitsiyenti bilan ifodalash mumkin:

$$D_{cf} = O' D_r \qquad (2.101)$$

G'ovakli katalizatorlar, ular uchun tashigich va adsorbentlar yuzlab xilining $D_{cf}$ ini o'lchashdan olingan ma'lumotlarni tahlil qilish shuni ko'rsatdiki, o'tkazuvchanlik koeffitsiyentining kattaligi tor chegarada, ya'ni: $O' = 0{,}1 \div 0{,}2$ atrofida yotadi.

Ingichka, o'lchami molekulaning erkin harakati $\lambda$ dan kichik (atmosfera bosimida – $10^{-8}$ m dan kichik) kapillyarlarda molekulalar asosan devor bilan uchrashadilar, bunda ular bir-biri bilan uchrashmaydilar. Bularda modda ko'chishi Knudsen diffuziyasi bilan aniqlanadi. Knudsen diffuziyasi koeffitsiyenti $D_k$ quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$Dk = 9700 r_g \sqrt{T/M}\,, \qquad (2.102)$$

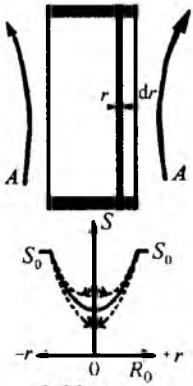
bu yerda M – komponentning molekulyar massasi; 9700 koeffitsiyenti – Knudsen formulasiga kiruvchi fizik konstantalardan olingan bo'lib, o'lchamlari $D_k$[sm²/s], $r_g$[m], va T [K] dir.

Agar g'ovaklar kattaligini $\lambda$ kattaligi bilan solishtirsak, unda diffuziya Knudsen va molekulyar diffuziyalar oralig'ida bo'ladi va kapillyardagi diffuziya koeffitsiyenti quyidagi formuladan topiladi:

$$1/D_r = 1/D_k + 1/D. \qquad (2.103)$$

Yuqorida ko'rsatilgan O' ning kattaligi va (2.102) hamda (2.103) formulalar to'g'ridan-to'g'ri o'lchovlar bo'lmaganda $D_{cf}$ ning kattaligini bir muncha aniqlik bilan topishga imkon beradi.

**Matematik model.** Katalizatorning g'ovakli strukturasini uzluksiz (kvazigomogen) muhit deb qarash mumkinligi g'ovakli katalizator donasida jarayonning matematik modelini yaratishga imkon beradi. Tashqi ko'chish intensiv bo'lgan va buni hisobga olmasa ham bo'ladigan jarayonni ko'rib chiqamiz. Avvaliga




*2.32-rasm.*
Katalizatorning tekis donasi.

katalizatorning donasi oddiy shaklga – qalinligi $2R_0$ bo'lgan plastinkada, $C_0$ konsentratsiyali komponent ikki qarama-qarshi tomonidan o'tuvchi jarayonning o'ziga xos tomonlarini qaraymiz (2.32-rasm). Plastinkaning ko'ndalang qismi «yopishtirilgan», bu yerda reagent katalizator ichiga faqat yon qirralari maydoni S dan kiradi. Jarayon tekislikka nisbatan simmetrik o'tadi, u yuvib o'tiladigan qirralar oralig'idadir. (Simmetriya tekisligi 2.32-rasmda shtrix-punktir orqali ko'rsatilgan.)

Reagentlar g'ovak plastinka ichiga diffuziyalanadi va u yerda ta'sirlashadilar. Ularning markazga qarab konsentratsiyalari kamayadi, bu 2.32-rasmdan ko'rinib turibdi. Jarayon simmetrikligini hisobga olib, uning matematik modelini yassi donning birinchi yarmisi uchun tuzamiz.

Simmetriya tekisligidan r masofada qalinligi dr bo'lgan qavat ajratamiz. Simmetriya tekisligiga parallel bo'lgan kesimdan o'tuvchi moddaning diffuzion oqimi $D_{ef}SdS/dr$ ga teng bo'ladi. Mana shu ajratilgan qavatdan o'tuvchi oqimni o'zgartirish reaksiyasi natijasi A moddaning shu qavatda paydo bo'lishi (yo'qolishi) bilan bog'liqdir. A ning hosil bo'lish tezligi W(C)Sdr (bu yerda Sdr – ajratilgan tekis qavatdagi katalizator hajmi)ga teng bo'ladi. Stasionar rejimda

$$d[-D_{ef}S(dC/dr)] = w(C)Sdr.$$

Mazkur tenglamani o'zgartiramiz:

$$D_{ef.}\frac{d}{dr}\left(\frac{dC}{dr}\right) + w(C) = 0,$$

yoki

$$D_{ef}\frac{d^2C}{dr^2} + w(C) = 0. \qquad (2.104)$$

(2.104) tenglama – ikkinchi tartibli differensial tenglamadir. U integrallanganida integrallashning ikki noaniq konstantalari vujudga keladi. Yechim bir xil bo'lishi uchun integrallash konstantasini

topishga yana ikki tenglama zarur bo'ladi. Chegara shartlari uchun zarur differensial tenglamalar tenglamalarning yopiq sistemasi deyiladi.

Bu yerda bir shart aniq bo'lib, plastinka – katalizatorning tashqi yuzasida reagent konsentratsiyasi $C_0$ ga teng bo'ladi:
bunda

$$r=R_0 \quad C=C_0 \qquad (2.104\ a)$$

Koordinatorlar boshida boshqa shartni ham ifodalaymiz:

$$r=0 \text{ bo'lganda } dC/dr=0 \qquad (2.104\ b)$$

va buni muhokama qilamiz. Simmetriya tekisligi orqali o'tuvchi oqim $-D_{cf.}S(dC/dr)=0$ ga teng bo'ladi. Aytaylik, konsentratsiyalar gradienti nolga teng emas – masalan, $dC/dr>0$, 2.32-rasmda punktir bilan ko'rsatilgan. Bu simmetriya tekisligi o'ng tomoniga qandaydir oqim keladi, demakdir. Simmetriya sharoitdan simmetriya tekisligi chap tomonidan ham shunday oqim keladi (rasmda strelkalar bilan ifodalangan). Bittasi ham chiqib ketmaydi, bu mumkin bo'lmagan holdir. Shunga o'xshash, $dC/dr < 0$ bo'lganda simmetriya tekisligining chap va o'ng tomonidan ikkita oqim chiqadi va kiradiganlari bo'lmaydi. Simmetriya tekisligidan o'tuvchi oqimning bo'lmasligi fizik jihatdan aniqlanilgan shart bo'la oladi: $-D_{cf.}S_B dC/dr=0$. Bundan chegara sharti (2.104 *b*) simmetriya shartining o'zi ekanligi kelib chiqadi.

**Sifat analizini** birinchi tartibli reaksiya uchun katalizatorning g'ovakli donasida o'tkazamiz, bunda $w(C)=-kC$ dir. O'lchamsiz radius $\rho=r/R_0$ ($r=\rho R_0$) va nisbiy konsentratsiya $y=C/C_0$ ($C_0=yC_0$) ni kiritamiz. (2.104) tenglama va (2.104 *b*) shartlarni quyidagi ko'rinishga keltiramiz:

$$d^2y/d\rho^2=\varphi^2 y; \qquad (2.105)$$

$$dy/d\rho|_0=y'(0)=0;\ y(1)=1 \qquad (2.105\ a)$$

(2.105) tenglamada jarayon sharoitlari o'lchamsiz parametrga jamlangan:

$$\varphi = R_0\sqrt{k/D_{эф.}} \qquad (2.106)$$

Bunday masalani birinchi bo'lib Ya.B. Zeldovich bilan E. Tileler bajarganliklari bois $\varphi$ parametri Zeldovich-Tile moduli deb ataladi.

(2.105) tenglama quyidagi tipda ifodalanuvchi doimiy koeffitsiyentli chiziqli differensial tenglamadir.

$$ay'' + by' + cy = 0,$$

bu yerda $y''$ va $y'$ – $y$ ning $\rho$ bo'yicha ikkinchi va birinchi hosilalari.

Uning umumiy yechimi:

$$y = Ae^{\mu_1 \rho} + Be^{\mu_2 \rho},$$

bu yerda: A, B – integrallash konstantalari; $\mu_1$ $\mu_2$ – xarakteristik tenglama ildizlari.

$$a\mu_2 + b\mu + c = 0.$$

tenglama uchun $\mu_{1,2} = \pm\varphi$, va umumiy yechim quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$y = Ae^{\varphi\rho} + Be^{-\varphi\rho}.$$

Chegara shartlari (2.105 a) dan A va B larni aniqlaymiz. Bularning birinchisi

$$y'(0) = A\varphi e^{\varphi\rho} - Be^{-\varphi\rho}|_{\rho=0} = A\varphi - B\varphi = 0,$$

bundan A = B. Ikkinchi shart (2.105 a) tenglamadan A = B hisobga olinganda:

$$y(1) = Ae^{\varphi\rho} - Be^{-\varphi\rho}|_{\rho=1} = A^{\varphi} - B^{-\varphi} = 1,$$

bundan $A = 1/(e^{\varphi} - e^{-\varphi})$. Masalaning to'la yechimi (2.105) – (2.105 a) – donaning ichkarisi bo'ylab konsentratsiyaning tarqalishidir:

$$y = (e^{\varphi\rho} - e^{-\varphi\rho})/(e^{\varphi} - e^{-\varphi}). \qquad (2.106\ a)$$

$y(\rho)$ bog'lanishi 2.32-rasmning ostki qismidagi konsentratsiyaning tarqalishi C(r) yaxlit chizig'i ko'rinishida ifodalanadi. Aylanishning kuzatilgan tezligi plastinka bo'ylab o'rta integral qiymatga ega bo'ladi:

$$W_k = \frac{1}{R_0 S}\int_0^{R_0} w[C(r)]Sdr = -\frac{1}{R_0}\int_0^{R_0} kC(r)dr.$$

O'lchamsiz o'zgaruvchilar $y$ va $p$ larga o'tgan holda (2.106 *a*) tenglamadan foydalanib quyidagini olamiz.

$$W_k = -kC_0 \int_0^1 y(\rho)d\rho = -\frac{kC_0}{e^{\varphi}+e^{-\varphi}} \int_0^1 (e^{\varphi\rho} - e^{-\varphi\rho})d\rho = -\frac{kC_0}{\varphi} \frac{e^{\varphi}-e^{-\varphi}}{e^{\varphi}+e^{-\varphi}}. \quad (2.107)$$

endi giperbolik funksiya – sinus, kosinus va tangensni qo'llab, tegishlicha giperbolik ma'lumotlar topiladi:

$$sh\varphi = (e^{\varphi}-e^{-\varphi})/2;\ ch\varphi = (e^{\varphi}-e^{-\varphi})/2;\ th\varphi = sh\varphi/ch\varphi. \quad (2.108)$$

Bular bilan olib borilgan operasiyalar (differensiyalash, integrallash) tegishlicha trigonometrik funksiyalar operasiyalariga o'xshashdir. (2.107) ifodasi quyidagi ko'rinishga keltiriladi

$$W_к = -\frac{\sqrt{kD_{эф}}}{R_0} th\varphi \cdot C_0. \quad (2.109)$$

Aylanishning kuzatilgan tezligi konsentratsiya bo'yicha birinchi tartibda qoladi va $C_0$ oldidagi ifodaning bir qismi tezlikning kuzatilgan konstantasi deb ataladi:

$$K_к = -\frac{1}{R_0}\sqrt{kD_{эф}}th\varphi. \quad (2.110)$$

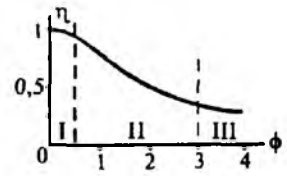
Komponent konsentratsiyasi katalizator donasi ichkarisiga qarab kamayib boradi, shu bois $W_kC_0$ ning «kuzatilgan» konsentratsiyasidagi tezligidan kichik bo'ladi. Uning darajasi kamayishi ham jarayon xarakteristikasidir.

*Katalizator donasidagi aylanishning kuzatilgan tezligi* $W_k$ ning yuza shartlaridagi tezlik $w(C_0)$ga **nisbati ichki yuzaning ishlatilish darajasi** $\eta$ deyiladi:

$$\eta = \frac{W_k}{wC_0} = \frac{\sqrt{kD_{ef}}}{R_0} \frac{th\varphi \cdot C_0}{-kC_0} = \frac{th\varphi}{\varphi}. \quad (2.111)$$

Ushbu kattalik g'ovak donada jarayondagi ko'chirishning aylanish tezligiga ta'sir effektini ko'rsatadi va faqat parametr $f$ ga bog'liq bo'ladi. $\eta(\varphi)$ grafigi 2.33-rasmda keltirilgan.

**Katalizatorning g'ovak donasidagi jarayon tahlili. Jarayon rejimi.** (2.110) tenglamadan (2.108) ni hisobga olgan holda $\varphi \to 0$ $\eta \to 1$ ni olish mumkin. Haqiqatan $\varphi$ plastinka yupqa bo'lganda




*2.33-rasm.* Katalizator ichki yuzasining ishlatilish darajasi $\eta$ ning $\varphi$ parametrga bog'liqligi. Punktirlar – rejimlarning tahminiy chegaralari: I–kinetik; II–o'tkinchi; III – ichki diffuzion.

kichik bo'lishi mumkin ($R_0$ kichik bo'lganda). Reagentlar uning o'rtasiga oson yetib boradi, donaning ichki qismida reagentlar konsentratsiyasi kam o'zgaradi, reaksiya uning ichkarisida yuzadagi konsentratsiyaga yaqin holda boradi.

Bu (2.106) tenglamadan kelib chiqadi: bunda $\rho=0$ va $\varphi \to 0$ bo'lganda $y(0)\approx 1$ ga ega bo'lamiz, ya'ni konsentratsiya markazda yuzadagi singari ekanligi ko'rinadi. 2.34-rasmdagi I chiziq konsentratsiyaning shunday tarqalganligini ko'rsatadi. Bunday holda $W_n w(C_0)$ga yaqin va $\eta \approx 1$. Bundan tashqari $y(0) \approx 1$ sharti reaksiyaning maksimal harakatlantiruvchi kuchini ko'rsatadi va quyidagi shartga aniqlik kiritadi: limitlovchi bosqich – reaksiya, rejim-kinetikdir. Agar $\eta$ 1 dan 10% gacha farq qiladi deb hisoblasak, unda kinetik rejim $\varphi$ <0,5 bo'ladi. Bu kinetik rejimning chegarasi bo'lib, u 2.33-rasmda ko'rsatilgan.

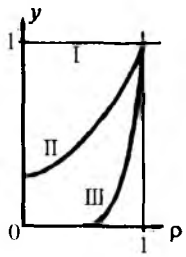
Agar $\varphi$ katta bo'lsa (qalin plastinka), unda reagentlar plastinka o'rtasiga yetib borishi qiyinlashadi. (2.106) tenglamadan f katta bo'lganda dona markazida $y(0)\approx 0$ ga yaqin bo'ladi. 2.34-rasmda konsentratsiyalar tarqalishiga III chiziq javob beradi. Unda $\varphi$ ortishi bilan $\eta \to 1$ va

$$\eta = 1/\varphi. \qquad (2.112)$$

Ko'chish jarayonida maksimal harakatlanuvchi kuch aniqlanadi: limitlovchi bosqich – diffuziya, rejim – ichki diffuziondir. Ichki diffuzion rejim $\varphi>3$ bo'lishini amaliy jihatdan aniq deb qabul qilish mumkinki, bu 2.33-rasmdan ko'rinib turibdi.

Kinetik va ichki diffuzion rejimlar orasida o'tkinchi rejimlar o'lkasi yotadi.

*Dona shakli.* Real holatga yaqin bo'lgan shar shaklidagi katalizator donasini ko'rib chiqamiz. Mazkur shakl markaziy simmetriyaga egadir. Modelni tekis donaga olgandek tuzamiz. Sferik yuzadan o'tuvchi diffuzion oqim $[D_{ef} \cdot 4\pi r^2 dC/dr]$ ga teng bo'ladi.




*2.34-rasm.* Nisbiy konsentratsiya u ning katalizator qavati $\rho$ da kinetik (I), o'tuvchan (II) va ichki diffuzion rejimlarda konsentratsiyaning tarqalishi III chiziqda ifodalangan.

Sferik qavatda aylanish tezligi $w(C)\cdot 4\pi r^2 dr$ dir. Stasionar rejimda

$$d(-D_{cf}\cdot 4\pi r^2 dC/dr) = w(C)\cdot 4\pi r^2 dr.$$

Ushbu tenglamani odatda qo'llaniluvchi ikki shaklga keltiramiz:

$$\frac{D_{эф.}}{r^2}\frac{d}{dr}\left(r^2\frac{dC}{dr}\right)+w(C)=0 \qquad (2.113)$$

yoki

$$D_{cf.}=\left(\frac{d^2C}{dr^2}+\frac{2}{r}\frac{dC}{dr}\right)+w(C)=0. \qquad (2.113\ a)$$

(2.104 a) va (2.104 b) larga o'xshash chegara shartlari zarracha – shar yuzasida $R_0$ radius bilan va uning markazida deb belgilangan.

Yechimni birinchi tartibli jarayon reaksiyasi uchun olamiz. O'lchamsiz bo'lgan $\rho = r/R_0$ va $y = C/C_0$ lardan foydalanamiz. (213 a) dan va (2.104 a) hamda (2.104 b) lardagi chegara shartlaridan olamiz:

$$\frac{d^2y}{d\rho^2}+\frac{2}{\rho}\frac{dy}{d\rho}=\varphi^2 y; \qquad (2.114)$$

$$y'(0)=0;\ y(1)=1 \qquad (2.114\ a)$$

Xuddi jarayon modelidagi singari tekis donadagi parametr $\varphi$ teng bo'ladi $\varphi = R_0\sqrt{k/D_{cf}}$. O'zgaruvchi $z = y_\rho$ ni kiritamiz va $y = z/\rho$ ni (2.114) tenglamaga qo'yamiz: $d^2_z/d\rho = \varphi^2 z$.

Bunday tenglamaning yechimi yuqorida olingan edi:

$$z = Ae^{\varphi\cdot Z}+Be^{-\varphi\cdot Z} \text{ yoki } u=(Ae^{\varphi\rho}+Be^{-\varphi\rho})/\rho^2.$$

(2.114 a)dan chegara shartlarini qo'llab, donaning chuqurligi bo'yicha konsentratsiya o'zgarishi uchun so'nggi yechimni topamiz:

$$y=\frac{1}{\rho}\frac{e^{\varphi\rho}-e^{-\varphi\rho}}{e^{\varphi}-e^{-\varphi}}=\frac{1}{\rho}\frac{sh\varphi\rho}{sh\varphi} \qquad (2.115)$$

Aylanishning kuzatilgan tezligini o'zga usul bilan aniqlash mumkin. Stasionar rejimda dona ichiga kiruvchi komponent – to'la ta'sirlashadi. Shu bois komponentning tashqi yuzasidagi diffuzion oqimi $J=-D_{cf.}x4\pi\ R_0^2(dC/dp)_{r=R_0}$ mazkur komponentning butun donadagi aylanish tezligiga teng bo'ladi. Uni dona hajmi $v_d=(4/3)\pi R^3_0$ birligiga taqsimlab, aylanishning kuzatilgan tezligini olamiz:

$$W_K=\frac{J}{v_d}=-\frac{4\pi R_0^3 D_{эф.}}{(4/3)\pi R_0^3}\left(\frac{dC}{dr}\right)_{r=R_0}=-\frac{3D_{эф.}C_0}{R_0^2}(dy/d\rho)_{\rho=1}.$$

(2.115) tenglamadan olamiz

$$\frac{dy}{d\rho}=\frac{1}{\rho}\frac{ch\varphi\rho}{sh\varphi}-\frac{1}{\rho^2}\frac{sh\varphi\rho}{sh\varphi}$$

va keyin

$$W_k=-\frac{3kC_0}{\varphi}(cth\varphi-1/\varphi).$$

Ichki yuzadan foydalanish darajasi:

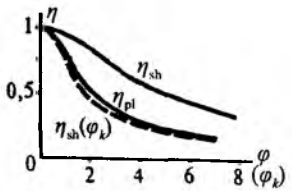
$$\eta=\frac{W_k}{w(C_0)}=\frac{W_k}{-kC_0}=\frac{3}{\varphi}\left[cth\varphi-\frac{1}{\varphi}\right]. \qquad (2.116)$$

Mana shu bog'liqlik $\eta(\varphi)$ solishtirish uchun 2.35-rasmda ko'rsatilgan (belgilanishi: shar uchun – $\eta_{sh}$, plastinka uchun $\eta_{pl}$). Ular har xilligiga sabab dona shakli $\eta$ ning ta'siri borligidadir. Ikkala bog'lanishni mujassamlashtirishga harakat qilamiz. Donaning keltirilgan o'lchami $R_{kel}=v_d/S_d$ ni kiritamiz, uning hajmi $w_d$ ning tashqi yuza $S_d$ ga nisbati:

plastinka uchun $R_{kel}=2R_0S|\ 2S=R_0$ (S – yonaki yuza);

$$\text{shar uchun } R_{kel.}=\frac{4}{3}\frac{\pi R_0^3}{4\pi R_0^2}=\frac{R_0}{3}.$$

Modifikatsiyalangan parametrni kiritamiz:




*2.35-rasm.* Plastinka ko'rinishidagi ($\eta_{pl.}$) katalizator ichki yuzasi η va sharning ($\eta_{sh}$) ishlatilish darajasining parametr φ va keltirilgan parametr $\varphi_{kel.}$ ga bog'liqligi. Punktir – $\eta_{sh}(\varphi_{kel.})$.

$$\varphi_m = \frac{v_d}{S_d}\sqrt{\frac{k}{D_{ef}}} \qquad (2.117)$$

(plastinka uchun $\varphi_m = \varphi$, shar uchun $\varphi_m = \varphi/3$) va (2.115)ni o'zgartiramiz.

$$\eta_{sh} = \frac{1}{\varphi_m}\left(\text{cth}3\varphi_m - \frac{1}{3\varphi_m}\right). \qquad (2.118)$$

$\eta_{pl}(\varphi_m)$ va $\eta_{sh}$ $(\varphi_m)$lar uchun asimptotalar $\varphi_m \to 0$ va $\varphi_m \to \infty$ birbiriga mos tushadi va tegishlicha 1 va $1/\varphi_m$ ga tengdir.

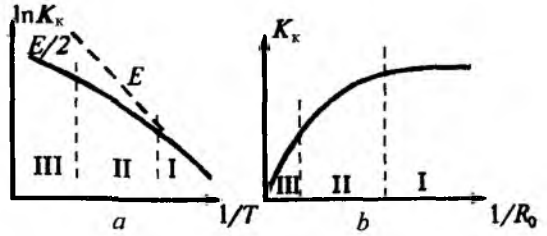
Shar uchun $\eta_{sh}$ $(\varphi_m)$ 2.35-rasmda punktirda ko'rsatilgan.

$\eta_{sh}$ bilan $\eta_{pl}$ orasidagi maksimal farq o'tish chegarasida 10% dan biroz oshadi. $(\varphi_m)$ bo'yicha katalizator donasining turli shakllari uchun o'tkazilgan hisoblar $\varphi_m$ parametri (2.117) ko'rinishida universalligini ko'rsatdi va $\eta$ ni (2.111) yoki (2.118) formulalari bo'yicha katalizator donasining ixtiyoriy shakllari uchun qo'llanilishi mumkinligiga asos bo'ldi.

**Aylanishning kuzatilgan tezligiga temperatura ta'sirini** (2.109) tenglamadan aniqlaymiz. Reaksiyaning tezlik konstantasi temperaturaga bog'liqdir: $k = k_0 \exp(-E/RT)$. U bilan solishtirilganda $D_{ef}$ temperaturaga bog'liq bo'lmaydi, deb qabul qilish mumkin. Ichki diffuzion zonada ($\varphi$ katta, th $\varphi \approx 1$).

$$W_k = -\frac{1}{R_0}\sqrt{k_0 D_{ef}}\, e^{-E/2R'} C_0.$$

$C_0$ oldidagi ifodaning bir qismi tezlikning kuzatilgan konstantasi $K_k$dir. U $K_k$ ning temperaturaga eksponensial, arreniuscha




*2.36-rasm.* Reaksiya tezlik konstantasi *k* (punktir) va aylanishning kuzatilgan tezligi $K_k$ larning g'ovakli katalizator donasida temperatura *T* ga (*a*) va katalizator donasi o'lchami $R_0$ ga bog'liqligi (*b*). Punktirlar rejimlar holatini ajratadi: *I* – kinetik; *II* – o'tkinchi; *III* – ichki diffuzion.

bog'liqligini, ammo aktivlanish energiyasi $E/2$ bilan reaksiya tezlik konstantasi $k$ ga qaraganda ikki baravar kamligini saqlaydi. $K_k$ (T) ning bog'liqligi umumiy ko'rinishi 2.36-rasm, $a$ da ko'rsatilgan. Past haroratli temperaturalarda $k$, demak $\varphi$ ham kichikdir, jarayon kinetik zonada boradi va $K_k$ $k$ bilan mos tushadi (grafikning o'ng tomoni). Yuqori haroratda diffuzion rejimda $K_k$ (T) ham eksponensial bog'lanishdadir, lekin aktivlanish energiyasidan ikki baravar kam holda va diffuziya koeffitsiyentining temperaturaga mos kelmasligi bilan xarakterlanadi. Rasmda temperatura rejimlari ajratilgan.

Ko'rinadiki, rejim diffuzion holda, lekin jarayon xossalari (temperaturaga bog'liqligi) limitlovchi bosqichga javob bermaydi ($D_{cf}$ temperaturaga kam bog'liqdir). Bu limitlovchi bosqichning aniqlovchi bosqich deb atalishi doimo ham to'g'ri kelavermasligini isbotlaydi.

**Dona o'lchami**. Kinetik sohada (kichik o'lchamli dona $R_0$) $W_k$ tabiiyki, $R_0$ ga bog'liq bo'lmaydi. Ichki diffuzion zonada ($R_0$ katta) (2.109) kelib chiqadi:

$$W_k = -\frac{1}{R_0}\sqrt{kD_{ef}C_0},$$

ya'ni, $W_k$ $R_0$ ga teskari proporsionaldir. $W_k$ $(1/R_0)$ bog'lanishi 2.36-rasm, $b$ da ko'rsatilgan. Bu yerda jarayon rejimlari ajratilgan.

### 2.5.3. Katalizatorning g'ovakmas donasi

Barcha katalizatorlar ham g'ovakli strukturaga ega bo'lavermaydi. Agar reaksiya tez borsa, ichki yuzani kattalashtirish befoydadir. Masalan, ammiakni oksidlash sim ko'rinishdagi to'qilgan to'r platina katizatorida boradi. To'la oksidlash uchun to'rning bir necha qavati yetarlidir. G'ovaksiz katalizatorda reaksiya tashqi yuzada boradi, bu yerda komponentlar atrofdan aylanib o'tuvchi gaz oqimlarida ta'sirlashadi. Reagentlar chegara qavatdan qattiq jism–katalizator yuzasiga kirishi kerak bo'ladi. Jarayon sxemasi «gaz–qattiq» sistemasi singaridir (2.4.2-bo'limga, «siqiluvchi model» ga qarang), bu yerda bitta istisno bor bo'lib, qattiq jism reaksiya mahsulotiga aylanmaydi, jarayonda o'zgarmay qoladi, III bosqich yo'qoladi.

Geterogen jarayondagi «gaz – qattiq» sistemada gaz fazasidagi komponent aylanishini ifodalash yetarli bo'ladi.

Jarayonning matematik modeli:

$$\beta(C_{yu} - C_0) = w(C_{yu}). \qquad (2.119)$$

Birinchi tartibli reaksiya uchun dona yuzasidagi konsentratsiya quyidagichadir:

$$C_{yu} = C_0/(1 + k/\beta).$$

Aylanishning kuzatilgan tezligi:

$$W_k = kC_0/(1 + k/\beta)$$

Jarayon sharoitlari (konsentratsiya, temperatura, oqimlar tezligi), rejimlar va limitlovchi bosqichlar – «siqiluvchi sfera» jarayoni singaridir (2.24-rasmga qarang).

Bu yerda jarayon g'ovaksiz katalizator donasida ko'rilgan bo'lsada, uning ifodasini g'ovakli katalizatorga ham qo'llash mumkin, faqat (2.119) tenglamada aylanishning kuzatilgan tezligini qo'llash kerak bo'ladi.

### 2.5.4. Issiqlik hodisalari. Stasionar rejimlar soni va ularning barqarorligi

Kimyoviy reaksiyalar issiqlik yutilishi yoki ajralishi bilan boradi, bunda temperatura gradientlari (farqi) vujudga kelishi mumkin bo'lib, bu aylanish tezligiga ta'sir ko'rsatishi mumkin.

Katalizatorning g'ovakli donasi. Moddaning ko'chishi va aylanishi (2.104) tenglama bilan ifodalanadi:

$$D_{ef.} \frac{d^2C}{dr^2} + w(C,T) = 0 \qquad (2.120)$$

(bu yerda reaksiya tezligining konsentratsiya $C$ va temperatura $T$ ga bog'liqligi hisobga olingan).

Chegara shartlari:

$$r = 0 \text{ da } dC/dr = 0; \; r = R_0 \text{ bo'lganda } C = C_0. \qquad (2.120\ a)$$

Issiqlik ajralishi donada temperatura gradientini keltirib chiqaradi: dona bo'ylab issiqlik ko'chishi uning issiqlik o'tkazish koeffitsiyenti $\lambda_d$ bilan aniqlanadi. Donadagi issiqlik hodisalari (2.120)

dagiga o'xshashdir: issiqlik oqimining o'zgarishi $\lambda_d dT/dr$ reaksiyada issiqlik ajratishi $Q_{r\nu}(S, T)$ bilan bog'liqdir:

$$\lambda_d \frac{d^2T}{dr^2} + Q_p r(C,T) = 0 \qquad (2.121)$$

Chegara shartlari ham (2.120 a)nikiga o'xshashdir:

$$r=0 \text{ bo'lganda } dT/dr=0 \quad r=R_0 \text{ da esa } T=T_0. \qquad (2.121\ a)$$

Bittagina reaksiya uchun $w(C)=-r(C, T)$. (2.120) va (2.121) larni quyidagi ko'rinishga keltiramiz:

$$D_{ef.} \frac{d^2C}{dr^2} = r(C,T); \quad -\frac{\lambda_d}{Q_p} \frac{d^2T}{dr^2} = r(C,T).$$

Mazkur tenglamalarning o'ng tomonlari teng, shu bois

$$\frac{d^2T}{dr^2} = -\frac{Q_p D_{ef.}}{\lambda d} \frac{d^2C}{dr^2}.$$

Birinchi integrallashdan keyin, (2.120 *a*) va (2.121 *a*) larning chegara shartlaridan $r=0$ bo'lganda, olamiz:

$$\frac{dT}{dr} = -\frac{Q_p D_{ef.}}{\lambda d} \frac{dC}{dr}.$$

Shartlardagi $r=R_0$ bo'lgandagi S va T larning shu paytdagi qiymatida ikkinchi integrallashdan olamiz:

$$T-T_0 = Q_p D_{cf.}/\lambda_d (C_0-C).$$

Aylanish darajasi $x=(C_0-C)/C_0$ ga o'tamiz va ta'sirlashuvchi aralashma issiqlik sig'imi $c_p$ ga o'tamiz:

$$T-T_0 = -\frac{Q_p C_0}{c_p} \frac{D_{cf} c_p}{\lambda_d} x \qquad (2.122)$$

$Q_p C_0/c_p$ parametr quyidagini bildiradi. Agar $Q_p$ – bir mol modda aylanishida hosil bo'luvchi issiqlik miqdori bo'lsa, unda $Q_p C_0$ – reaksion aralashmadagi hajm birligida shu moddaning to'la aylanishida ajralgan issiqlik miqdori. Modda miqdori birligini $\Delta T$ ga isitish uchun $C_p \Delta T$ issiqlik zarur bo'ladi. Agar aralashmani isitish uchun reaksiyaning barcha issiqligi ($c_p \Delta T = Q_p C_0$) sarflansa, unda aralashma $T=Q_p C_0/c_p$ ga isiydi.

**Adiabatik isitish** $\Delta T_{ad}=Q_p C_0/c_p$ reaksiya oxirigacha adiabatik holatda borganda reaksion aralashma qancha gradusga ko'tarilishini ko'rsatadi.

$\Delta T_{ad}$ kattaligi kimyoviy jarayonning muhim xarakteristikasi bo'lib, u analiz qilinganda bir necha bor uchraydi. Xarakterli kattalik hisoblanuvchi $T_{ad}$ ko'pgina sanoat reaksiyalari uchun bir necha yuz graduslarni tashkil etadi.

Diffuziyaning effektiv koeffitsiyenti $D_{ef}=O'D_r$ yuqorida topilgan edi (2.101 tenglamaga qarang). Agar diffuziyaning g'ovaklardan o'tishi ko'rinishini hisobga olsak, unda D g'ovaklarda diffuziya V ning molekulyar koeffitsiyentidan kichikligi ko'rinadi [(2.103) tenglama]. $D_{ef}=0,1$ D deb qabul qilaylik. G'ovakli katalizatorning issiqlik o'tkazishi ko'pgina ilmiy tadqiqotlardan $\lambda_d \approx 10\lambda$ ga tengligi ma'lum bo'ladi, bu yerda $\lambda$–g'ovaklarni to'ldiruvchi gaz issiqlik o'tkazuvchanligi. Bunday natija g'ovakli katalizator strukturasi yopishib qolgan mikrozarrachalarning yiriklashgan ko'rinishidan iboratligidadir. Kontakt nuqtalari katta qarshilik ko'rsatadi, gaz qavati mikrozarrachalarning kontakt nuqtalari tegadigan joyida issiqlik o'tishiga bog'liqligi borligi bilinadi. Bu g'ovakli jism issiqlik o'tkazishi, asosan, uni to'ldiruvchi gaz issiqlik o'tkazuvchanligiga bog'liqligi, material issiqligiga bog'liqligi va material issiqlik o'tkazuvchanligiga kam bog'liqligi bilan tushyntiriladi. $\pi/cp=a$ nisbati temperatura o'tkazuvchanlikdir; gazlar uchun $\alpha \approx D$. Keltirilgan ma'lumotlardan (2.122) tenglamadagi parametr $D_{ef}c_p/\lambda_d=0,01$ ekanligi ma'lum bo'ladi va donadagi temperatura farqi $\Delta T=0,01\ T_{ad}$ x ga tengligi bilinadi. Maksimal qizish dona markazida ichki diffuziya holatida ro'y beradi, bu yerda aylanish to'la amalga oshadi $(x-1)$ va bir necha gradusdan oshmaydi. Agar reaksiya endotermik bo'lsa ($Q_p < 0$ va shu bois $T_{ad} < 0$ bo'lganda), unda dona markazida, tabiiyki, yuzadagidan kam bo'ladi. O'tkinchi rejimlarda (dona markazida $x<1$) temperatura farqi dona bo'ylab yana ham kamdir.

G'ovakli katalizator donasidagi jarayonni izotermik deb hisoblash mumkin. Dona ichidagi kam qizishlik issiqlik bilan moddadagi ko'chishning intensivligi turlicha farqqa (ikki tartibli) egaligi tufaylidir.

**Katalizatorning g'ovaksiz donasi**. Katalizator yuzasi chegara qavatidan nafaqat massaning ko'chishi, balki issiqlikni chiqarish (kiritish) ham amalga oshadi. Dona yuzasi bilan oqim oralig'idagi issig'lik almashinishi koeffitsiyenti – $\alpha_d$, issiqlik almashinish tezligi – $\alpha_d (T_{yu}-T_o)$, bu yerda $T_{yu}$, $T_0$ oqimning yuza va hajmdagi tegishlicha temperaturalari. Issiqlik ajralishi yuzada reaksiya borishi tufayli teng bo'ladi – $Q_r r(C_{yu}, T_{yu})$. Stasionar rejimda (2.119) tenglamani issiqlik hodisalari tenglamasi bilan to'ldiramiz:

$$\alpha_d(T_{yu}-T_0)=Q_r r\,(C_{yu}, T_{yu}) \qquad (2.123)$$

Yuza bilan oqim oralig'idagi massa va issiqlik almashinuv mexanizmi bir xildir: diffuziya bilan chegara qavatdan molekulyar massa ko'chishi o'zaro yaqinligi bilan xarakterlanadi. Shu bois d va ad larni hisoblash tenglamalari o'xshashdir.

Massa almashinish uchun (2.50 b) tenglamaga qarang:

$$Nu_D=ARe^n{}_cSc^m;$$

issiqlik almashinishi uchun

$$Nu_T=ARe^n{}_cPr^m.$$

Ikkala formuladagi A, n, m koeffitsiyentlar bir xildir. $Nu_D=\beta_d d_d/D$ va $Nu_T=a_d d_d/\lambda$ – Nusseltning diffuzion va issiqlik kriteriylari ($d_d$ – dona o'lchami).

$S_s=\nu/D$ va $Pr=\nu c_r/\lambda$–Shmidt va Prandtl kriteriylari bo'lib, birinchisini Prandtlning diffuzion kriteriysi deb yuritadi. Gazlar uchun $S_c$ va Pr lar bir-biriga yaqin bo'lib, temperatura o'tkazuvchanlik $a=\lambda/s_r$ va diffuziya koeffitsiyenti D kattaliklari ham yaqindir. Bu yerda $P_r=S_c$ bo'lganidan $\beta_d=a_d/c_r$.

Oddiy reaksiya uchun $w(C_{yu}, T_{yu})=-r(C_{yu}, T_{yu})$ va (2.123) ning (2.119) ga nisbatidan $\alpha_d (T_{yu}-T_0)=Q_p(C_0-C_{yu})$ni olamiz. Yuzadagi aylanish darajasi $x_{yu}=(C_0-C_{yu})/C_0$ ni kiritamiz va $T_{ad}$ iborasini ishlatib, $\beta_d$ ning $\alpha_d$ ga nisbatidan katalizator yuzasidagi qizishni olamiz:

$$T_{yu}-T_0=T_{ad}\,x_{yu}, \qquad (2.124)$$

bu o'rnatilgan aylanish darajasi $x_{yu}$ ning adiabatik qizishiga tengdir.

Birinchi tartibli reaksiya uchun $r(C, T)=k(T)C$ ga teng; yuqorida olingan nisbatlarni hisobga olgan holda (2.119) va (2.123) tenglamalarni o'zgartiramiz:

$$x_{yu}=k/\beta\, d\,(1-x_{yu});\ T_{yu}-T_0=\Delta T_{ad}\, k/\beta d\,(1-x_{yu}).$$

Mazkur sistemaning birinchi tenglamasidan $x_{yu}=1/(1+k/\beta_d)$ ni olamiz va ikkinchisiga qo'yamiz:

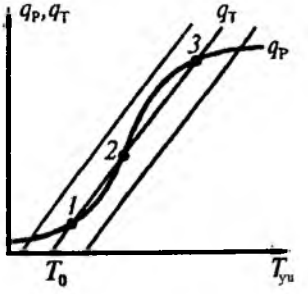
$$\frac{T_{yu}-T_0}{q_T}=\Delta T_{ad}\,\frac{k/\beta_d}{1+k/\beta_d} \qquad (2.125)$$
$$q_p$$

Eksponensial bog'lanish $k(T_{yu})=k_0 exr(-E/RT_{yu})$ (2.125) tenglamadan $T_{yu}$ ning aniq kattaligini olishga imkon bermaydi. Yuzadan olib chiqariluvchi issiqlik $\alpha_d(T_{yu}-T_o)$ga teng bo'lib, (2.125) tenglamaning chap qismi $\alpha_d$ koeffitsiyent aniqligigacha issiqlik chiqarishdan iborat, u bilan belgilangandir. Ushbu tenglikning o'ng qismi shu koeffitsiyent $\alpha_d=\beta_d\, c_r$ aniqligida – issiqlik ajralishi $q_r$ dir. 2.37-rasmdagi $q_T(T_{yu})$ va $q_r(T_{yu})$ egri chiziq grafiklar uchrashuvi (2.125) tenglamaning yechimi bo'ladi.

$q_r\ (T_{yu})$ bog'lanish *S*-simon egri chiziqdir. Past temperaturada $k/\beta_d<<1$, $q_r(T_{yu})$ singari eksponensial funksiya hisoblanadi. Yuqori temperaturada, ya'ni $k/\beta_d>>1$, $q_r=\Delta T_{ad}$ bo'lganda, $q_r=\Delta T_{ad}$ bo'ladi va $T_{yu}$ ga bog'liq bo'lmaydi. $q_T\ (T_{yu})$ grafigi – to'g'ri chiziqdir.

2.37-rasmdan ko'rinadiki, $T_0$ ning kattaligiga qarab turib, $q_T(T_{yu})$ va $q_p\ (T_{yu})$ bitta yoki uchta kesishish nuqtasi shunga asosan (2.125) tenglamaning bitta yoki uchta yechimi bo'lishi mumkin.

Uchta yechimning mavjudligi jarayondagi bir xil sharoitlarda uch xil stasionar rejim bo'lishi mumkinligini ko'rsatadi, ya'ni stasionar rejimlarning bir xil emasligi seziladi.

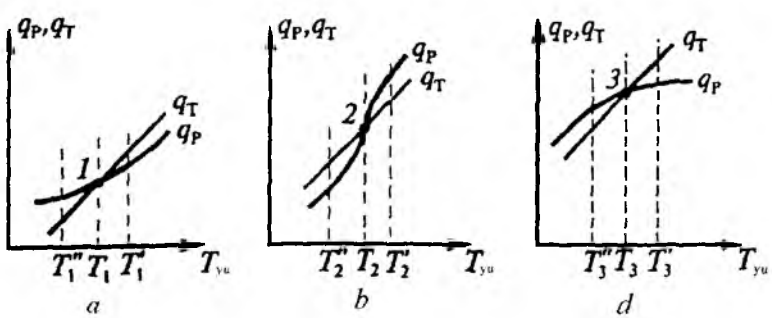



***2.37-rasm.*** Katalizator tashqi yuzasidagi jarayonda $q_p\ (T_{yu})$ va $q_T\ (T_{yu})$ larning bog'liqligi; 1,2,3 larning kesish nuqtasi – stasionar rejimlar; $q_T\ (T_{yu})$ to'g'ri chiziqlar – turli $T_0$ lar uchun.

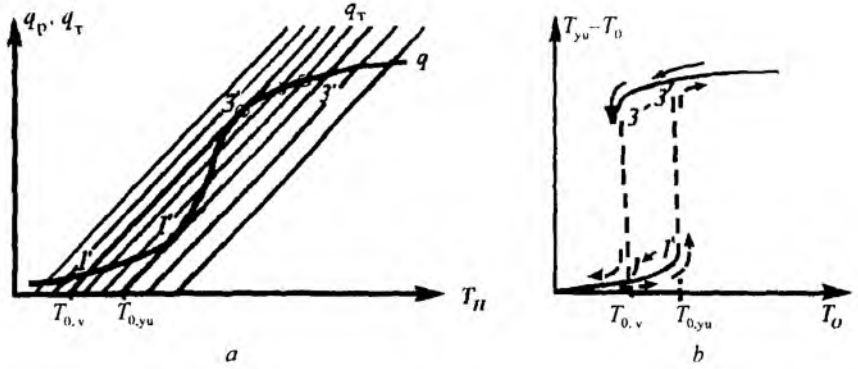
2.37-rasmdan uch stasionarlik rejimdan bittasida yuza temperaturasi $T_{yu}$ gaz (2.37-rasmdagi 1-nuqta). 3-rejimda yuzaning isishi adiabatikka – yuqori temperaturanikiga yaqindir. 2-holat oraliq hisoblanadi. Bu stasionar holatlardan qaysi birining amalga oshuvi jarayon boshlanishiga bog'liq bo'ladi. Agar boshida katalizator temperaturasi gaz temperaturasi $T_0$ nikiga yaqin bo'lsa, unda quyi temperaturali rejim 1 amalga oshadi (2.37-rasmga qarang). Agar boshida katalizator qattiq qizitilgan bo'lsa, unda yuqori temperaturali 3-rejim amalga oshadi.

**Stasionar rejimlar barqarorligi**. Jarayonning stasionari rejimdan o'zgargan holatini ko'rib chiqamiz. Shu maqsadda 2.38-rasmda uchta stasionar holat 2.37-rasmning fragmentlari sifatida keltirilgan. Jarayon stasionar rejim 1 da bo'lsin, deylik (2.38-rasm, *a* ga qarang). Yuza temperaturasi $T_1$. Agar qandaydir sabablar tufayli yuza temperatura $T_1$ gacha ko'tarilsa, unda issiqlik ajralish $q_r$ ham va issiqlik olib chiqish ham ko'payadi, bu yerda so'nggi masala issiqlik ajralishga qaraganda yuqoriroq o'rinda bo'ladi. Agar qo'zg'olish manbayi yo'qotilgan bo'lsa, unda issiqlik olib chiqilishining ko'pligi yuza temperaturasining pasayishiga olib keladi, rejim o'zidan-o'zi temperatura $T_1$ bo'lgandagi dastlabki holatga qaytadi. Agar yuza temperaturasi $T_1$ gacha pasaysa, unda $q_r$ dan yuqori bo'ladi va yuza temperaturasi o'sadi, avvalgi $T_1$ temperatura vujudga keladi.

Shunday holat yuqori temperaturali stasionar holat 3 da ham qaytariladi (2.38-rasm, *d* ga qarang).




***2.38-rasm.*** Stasionar rejimlar barqarorligini aniqlash.




*2.39-rasm.* G'ovaksiz katalizator donasidagi noizotermik jarayonning stasionar rejimlari. $q_p$, $q_t$ ($T_{yu}$) (*a*) diagrammasi va yuza temperaturasi $T_{yu}$ ning oqim temperaturasi $T_0$ (*b*) bilan o'zgarishi.

Bunday stasionar holatlar barqaror deyiladi va bularda quyidagi shart bajariladi

$$dq_p/dT_{yu} < dq_T/dT_p. \qquad (2.126)$$

O'rta temperaturali rejim 2 da (2.38-rasm, *b* ga qarang) katalizator temperaturasining $T_2$ dan $T_2'$ gacha ko'tarilishi issiqlik ajralishi $q_r$ ni issiqlikni olib chiqish $q_t$ ga qaraganda bir qadar ko'paytiradi. Katalizator temperaturasi yuqori temperaturali stasionar holat o'rnatilgunga qadar ko'tariladi. Ilgarigi o'rta temperaturali rejim o'z-o'zidan qaytmaydi. Temperaturaning $T_2''$ gacha pasayishi katalizatorning yuqori temperaturali holatigacha sovib borishiga olib keladi. Bu $T_{yu}$ ning ixtiyoriy kichik o'zgarishlarida ham amalga oshaveradi, dastlabki stasionar rejim o'z-o'zidan qaytmaydi. Bunday rejim beqaror deyiladi. Uning uchun

$$dq_p/dT_{yu} > dq_T/dt_p.$$

**Bapqaror stasionar holat quyidagicha tavsiflanadi:** agar stasionar holat qo'zg'otilsa va keyin qo'zg'otish manbayi olib tashlansa (jarayon sharoitlari qaytarilsa), unda dastlabki holat o'zidan-o'zi qaytariladi. *Beqaror stasionar holat* unga o'zgartishlar kiritilganda o'z-o'zidan qaytarilmaydi.

Donadagi jarayon holati o'zgarishi yuza temperaturasi $T_{yu}$ (yoki yuzaning qizishi $T_{yu}-T_0$)ning oqim temperaturasi $T_0$ ning asta-sekin ko'tarilishini kuzatamiz. Bir qator ketma-ket stasionar rejimlarni to'g'ri chiziqlar seriyasi uchrashishlari $q_t$ bilan $T_0$ uchun issiqlik ajralishi egri chiziqlari $q_p$ yordamida aniqlash mumkin (2.39-rasm, *a*). $T_0$ ni asta-sekin ko'tarish $T_{yu}$ ning asta-sekin ko'tarilishiga olib keladi – bu rejimlar 2.39-rasm, *a* da nuqtalar bilan va bularga pastki egri chiziq (2.39-rasm, *b*) mos keladi. $T_{0,yu}$ ga erishilganda past temperaturali rejimlar amaldan to'xtaydi (so'nggi rejimni 1′ bilan belgilaymiz) va yuqori temperaturali rejimlar tomon sakrash yuz beradi, bu 3' holatdan boshlanadi.

$T_{0,v}$ ni «yonish temperaturasi» deb ataymiz. 2.39-rasm, *b* da $T_{yu}$ yo'nalishi o'zgarishi bilan $T_0$ ning ortishi strelkalar orqali ko'rsatilgan, stasionar rejimlar esa 2.39-rasm, *a* da aylanachalar bilan belgilangan. Yuqori temperaturali rejimlar 3′ holatgacha qaytariladilar. $T_0$ ning kamayib borishi $T_0$, n gacha yuqori temperaturali rejimlar saqlaydi, undan keyin 3" «holatdan 1″ poygadagi singari sakrash orqali amalga oshadi. Temperatura $T_{0,k}$ ni «so'nish temperaturasi» deb ataymiz. Keyin $T_0$ ko'tarilganda olingan rejimlar saqlanadi. Bunday **stasionar rejimlar gisterezisi** eksperimental yo'l bilan ham olinganligi ma'lum.

«Yonish» jarayoni sharoitlarini ishlatish mumkin. Yuqori temperaturali, intensiv rejim uncha yuqori bo'lmagan temperatura sharoitida olib boriladi. Katalizator va reagentlar oqimini isitmay bunday rejimga o'tish reagent konsentratsiyasini qisqa vaqt ichida oshiradi va chiqishda kerakli temperaturadagi konsentratsiyani belgilanganga qaytaradi. Bunday ishni katalizator tabletkasida ham o'tkazish mumkin. Bunda aktiv katalizatorda «yoqish» qo'shni donalarda amalga osha boshlaydi. Tarqaluvchi to'lqin butun qavatni isitadi.

Katalizatorning tashqi yuzasidagi jarayon «gaz–qattiq» geterogen jarayoniga o'xshash ekan, unda «yonish» va «o'chish» jarayonlari bo'lib turadi, rejimlar gisterezisi amalga oshadi. Bunga misol qilib qattiq yonuvchi materiallarni ko'rsatish mumkin.

## 2.6. KIMYOVIY REAKTORDAGI JARAYONLAR

### 2.6.1. Kimyoviy reaktordagi jarayonning matematik modeli

Kimyoviy reaktordagi matematik modelni tuzishning umumiy sxemasiga mos ravishda reaksion zonadagi jarayonni qarab chiqamiz (2.5-rasmga qarang). Jarayon modelini tuzish ketma-ketligini quyidagicha ifodalash mumkin.

Reaksion zonadagi oqim makrostrukturasini aniqlash. Bu ijodiy bosqich bo'lib, pretsizion o'lchovlar va aqliy yondashuvni talab qiladi. Bu yerda oqimning oddiy strukturasini qarab, kimyoviy reaktordagi jarayonning dastlabki ko'rinishini aniqlashga harakat qilamiz.

Yuqorida aniqlangani singari kimyoviy jarayon ketayotgan elementar hajmni ajratib olamiz. Ajratilgan hajm reaksion zonada ko'p marta qaytariladi, unda kimyoviy jarayon o'tish qonuniyatlari masshtabiga bog'liq bo'lmaydi, jarayon o'tish sharoitlari reaktor masshtabidagi oqimlar orqali vujudga keladi.

Elementar hajm uchun aylanishning kuzatilgan tezligi $W_k(C, T)$ olinishi zarur bo'ladiki, bu ilgarigi bo'limlarda bajarilgandi.

Elementar hajmlar orasidagi ko'chish hodisasini aniqlab, jarayon o'tishi uchun ularda sharoit yaratilishi va ularning o'zaro ta'siri o'rganiladi. Model temperatura va konsetratsiyalar tarqalishini oldindan aniqlaydi deb hisoblaymiz va bu tegishlicha dastlabki xomashyoning mahsulotga aylanishini bilishimizga imkon beradi.

Jarayon struktura va sxemasi haqida ma'lumotlarga ega bo'lib, umumiy ko'rinishdagi matematik modelni tuzish kerak:

$$dN/dt = \Sigma N_{kir} + \Sigma N_m; \qquad (2.127)$$

$$dq/dt = \Sigma Q_{kir} + \Sigma Q_m. \qquad (2.128)$$

Bu yerda dN/dt va dq/dt – ajratilgan elementar hajmdagi modda va issiqlik yig'ilishi $T_m$ – manba.

$N_{kir}$ va $Q_{kir}$ – material va issiqlik oqimlari bo'lib, ajratilgan hajmga kiradi; kiruvchi oqimlar konvektiv (reagentlar oqimi) ham, diffuzion xarakterda ham bo'lishi mumkin.

N manba va Q manba – ajratilgan hajm ichidagi modda va issiqlik manbalari. Modda manbayi bo'lib kimyoviy reaksiya, issiqlik manbayi bo'lib kimyoviy reaksiya va fazali o'tishlar hamda aylanishlar xizmat qiladi.

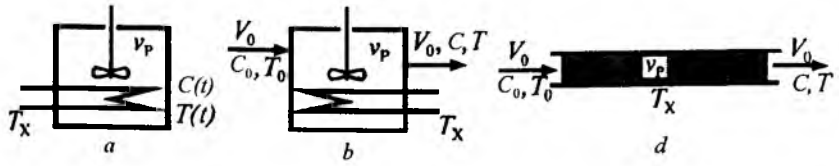
(2.127) ko'rinishdagi tenglamalar jarayonda qatnashayotgan barcha moddalar uchun tuziladi. Amaliyotda ularning kamroq sonidan foydalanish mumkin, bunda modda va ta'sirlashuvchi moddalarning steximetrik nisbatlari umumiy massasi hisobga olinishi kerak bo'ladi.

Ko'p fazali jarayonlar uchun (2.127) va (2.128) tenglamalar har bir faza uchun tuziladi va ular orasidagi issiqlik va massa almashinuvni hisobga oladi.

(2.127) va (2.128) tenglamalar aniq yechimga ega bo'lishi uchun, boshqacha aytganda, yopiq bo'lishlari uchun ularni boshlang'ich va chegara shartlari bilan to'ldirish zarur bo'ladi. Ular reaktorda jarayonni amalga oshirish sharoitlari va oqimlarning o'rganilayotgan soha chegarasi – reaksion zona asosida tuziladi.

Bunday vazifani amalga oshirishni 2.1-rasmda ko'rsatilgan reaktorlardagi jarayonlarning matematik modellarida ko'rib chiqamiz.

2.1-rasmdagi 1-reaktordagi davriy jarayonlar. Barcha komponentlar unga joylashtiriladi. Reaksiya intensiv aralashtirishda amalga oshiriladi, bunda konsentratsiya bilan temperaturani vaqtning har bir daqiqasida butun hajm bo'ylab bir xil deb hisoblash mumkin. Temperaturasi $T_x$ bo'lgan issiqlik tashitgich bilan issiqlik almashinish mumkin bo'ladi. Issiqlik almashinish yuzasi $F_t$ va issiqlik almashinish koeffitsiyenti $K_t$. Bunday reaktordagi jarayon sxemasi 2.40-rasm, *a* da keltirilgan.




***2.40-rasm.*** Reaktorlar sxemasi: *a* – ideal aralashish rejimidagi davriyligi (IA-d); *b* – ideal aralashishning oqimliligi (uzluksiz) (IF-u); *d* – ideal siqib chiqaruvchi (ISCh).

Jarayon – nostasionar. Reaktorda kiradigan va chiqadigan oqimlar yo'q va $\Sigma N_{kir}=0$. (2 127) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi (i-modda uchun):

$$dN_i/dt = W_i(C, T)\, v_p$$

Reaktordagi modda miqdori $N_i = v_p C_i$ va oldingi tenglama quyidagi ko'rinishga o'tadi (ta'sirlashuvchi aralashma hajmi $v_r$ ga teng bo'lib, o'zgarmaydi deb hisoblaymiz):

$$dC_i/dt = W_i(C, T) \qquad (2.129\ a)$$

Issiqlik manbayi – kimyoviy aylanishda entalpiya o'zgarishi (yagona reaksiya $[\Sigma Q_M = Q_p r(C, T)v_p$ uchun] va issiqlik almashtirgich-dagi issiqlik almashinuvi $K_t F_t(T_x - T)$. (2.128) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$dq/dt = Q_p r\,(C, T)\,\gamma_p + K_t F_t(T_x - T).$$

Reaktordagi issiqlik miqdorining o'zgarishi dq undagi temperatura o'zgarishiga bog'liq bo'ladi: $dq = c_p v_p dT$ (issiqlik sig'imi $c_p$ ni) o'zgarmas deb qabul qilamiz). Issiqlik almashinuvi solishtirma yuzasi $F_{sol.} = F_t/v_r$ ni aniqlaymiz va quyidagini olamiz:

$$dT/dt = Q_p r\,(C, T) - K_t\, F_{sol.}\,(T - T_x). \qquad (2.129\ b)$$

Jarayon $C_{i0}$ konsentratsiyada va $T_0$ temperaturada boshlanadi. (2.129 *a*) va (2.129 *b*) lar uchun boshlang'ich sharoitlarni jarayon boshlanishida beramiz:

$$t = 0 \text{ bo'lganda } C = C_{i0},\ T = T_0 \qquad (2.129\ d)$$

Bunday jarayon va uni ifodalovchi tenglamalar **ideal aralashish rejimi (modeli) ning davriyligi** – IA-d-deyiladi.

**2, 3, 8 xildagi reaktorlarda va 12 reaktor reaksion zonasidagi jarayonlar 2.1-rasmda ko'rsatilgan**. Jarayon sxemasi esa 2.40-rasm, *b* da ko'rsatilgan. Intensiv ravishda aralashtiriluvchi bir fazani ko'ramiz. Reaktor oqimli xilda bo'lib, reaksiya uzluksiz davom etadi. Vaqt birligida $V_0$ hajmli reagentlar oqimi va bu bilan birga miqdori $v$ $C_{i0}$ bo'lgan har bir komponent reaktorga kiradi. Kirayotganda oqim temperaturasi $T_0$ ga teng. Reaksion aralashma hajmi o'zgarmaydi

deb qabul qilamiz, reaktordan temperaturasi T bo'lgan $V_0$ li oqim va har bir komponent $V_0C_0$ chiqadi. Bu yerda $C_i$, T – komponentlar konsentratsiyasi va reaktordagi temperatura, chiqayotgan oqimniki ham shunday «*Moddalar manbai – kimyoviy aylanish, ya'ni* $\Sigma N_i$, manba $= W_i$ (C, T)$v_r$. Jarayon statsionar holatda boradi: $dN_i/dt = 0$ va $d/dt = 0$. (2.127) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$0 = V_0 C_{i0} - V_0 C_i + W_i (C, T)\, v_\rho. \qquad (2.130)$$

Reaksiyaning shartli vaqti bo'lgan va nomi uning o'lchamidan kelib chiqqan nisbat $v_\rho/V_0 = \tau$ ni aniqlaymiz (agar $V_0$ [$m^3/s$] va $v_\rho$[$m^3$] bo'lsa), unda $\tau$ [c] bo'ladi. Bu yerda $\tau$ – ikki kattalik nisbati fizik mohiyatga ega bo'lmaydi. Ifoda ko'rinishidan $\tau$ oqimning hajmda bo'lishining o'rtacha vaqtdagi aniqligi bo'lib, odatda $V_0$ ni normal sharoitda o'lchaydilar, reaktordagi temperatura va reaksion aralashma hajmda unda normal sharoitdagidan farqlanadi. (2.130) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$(C_i - C_{i0})/\tau = W_i (C, T). \qquad (2.131\ a)$$

Reaktordagi issiqlik manbayi-kimyoviy aylanish $Q_\rho r(C,T)v_\rho$ va issiqlik almashinuv $K_t F_t (T_x - T)$. Reaksion aralashma issilik sig'imi $c_\rho$ jarayonda o'zgarmaydi. (2.128) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$0 = V_0 c_p T_0 - V_0 c_p T + Q_p r (C, T) v_p + K_T F_T (T_x - T)$$

Reaksiya shartli vaqtining tuchunchasi $\tau$ va icciqlik almashinuvi solichtipma yuzasi $F_{col.} = Ft/v_\rho$ dan foydalangan holda olamiz:

$$c_p (T - T_0)/\tau = Q_\rho r (C, T) - K_T F_T (T - T_x) \qquad (2.131\ b)$$

Boshlang'ich sharoitlardagi konsentratsiya $C_o$ va temperatura $T_o$ (2.131, *a, b*) tenglamalarga kiradi. Bunday jarayon va uni ifodalovchi tenglamalarni **ideal aralashish rejimi (modeli) ning uzluksizi** – IA-u – deyiladi.

2.1-rasmdagi 4–7 va 9–11 reaktordagi jarayonlar uzluksizdir. Reaktordan o'tuvchi oqimning aralashmaydigan rejimini ko'rib chiqamiz. Kesim bo'yicha tezlik profili tekislikda yotadi. Buni chetga chiqishlar masshtabi reaksion zona masshtabidan ancha kichik

bo'lganda qabul qilish mumkinki, mazkur holat ko'pgina reaktorlarda amalga oshadi. Oqimning bunday rejimi porshenli yoki ideal siqib chiqarish, deb ataladi.

Reaktorni S kesimli trubka sifatida qabul qilamiz, undan kattaligi $V_0$ bo'lgan oqim (2.40-rasm, *d* ga qarang.) Oqim yo'nalishi bo'yicha koordinata – l. Reaksion aralashma oqimi o'ta borishida kimyoviy aylanishlar tufayli komponentlar konsentratsiyalari $C_i$ va umumiy holatda oqim temperaturasi T o'zgaradi. Bir vaqtning o'zida devor orqali issiqlik tashitgich bilan issiq almashinishi mumkin. Bu holda elementar hajm – dl qalinlikdagi qism va $dv_\rho = Sdl$ hajmga teng bo'ladi. Unga oqim bilan i komponent $V_0C_i$ miqdorida kiradi va $V_0 (C_i + dC_i)$ miqdorda chiqadi. Ajratilgan hajmda modda manbayi – kimyoviy aylanish $\Sigma N$ manba, $i = W_i (C, T)\, dv_\rho$ hisoblanadi. Jarayon stasionar holda o'tadi ($dN_i/dt = 0$), reaksion aralashma hajmi o'zgarmaydi va (2.127) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$0 = V_0C_i - V_0 (C_i + dC_i) + W_i (C, T)dv_\rho.$$

Yuqorida keltirilgan $\tau$ ifoda va tegishlicha $d\tau = dv_\rho/V_0$ dan foydalanib, quyidagi tenglamani olamiz:

$$dC_i/d\tau = W_i (C, T). \qquad (2.132\ a)$$

Reaktorning butun kesimi $u = V_0/S$ dagi tezlik; *l* kesimgacha reaktor hajmi $v_p = lS$ va reaksiyaning shartli vaqtini oqim tezligi bilan quyidagicha bog'lash mumkin: $\tau = v_p/V_0 = l/u$.

Issiqlik tenglamasi (2.128) uchun $dq/dt = 0$ jarayon statsionardir; $V_0c_pT$ – elementar hajmga kiruvchi issiqlik oqimi, va $V_0c_p (T+dT)$ – undan chiqadigan oqim:

$$Q_pr(C, T)\, dv_p + K_t dF_t(T_x - T)$$

issiqlik manbayi (ajratilgan hajmdagi yoki toza dFt da boruvchi peaksiya va uning almashinuvi). Keyin:

$$0 = V_0c_p\, T - V_0c_p\, (T + dT) + Q_pr(C, T)dv_p + K_t dF_t(T_x - T);$$

$dF_T/dv_p = F_{sol.}$ – issiqlik alamashinishning solishtirma yuzasi; diametri $D_{tr}$ bo'lgan trubka uchun:

$$D_{tr} : F_{sol.} = \pi D_{tr}\, l(0{,}25\ \pi D^2_{tr}\, l) = 4/D_{tr}.$$

O'zgarishlardan so'ng quyidagini olamiz:

$$c_p \frac{dT}{d\tau} = Q_p r(C, T) - K_T F_{sol.}(T - T_x). \qquad (2.132\ b)$$

Ikki differensial tenglamalar (2.132 a) va 2.132 b) ni tutashtirib sharoitlar beriladi, bular reaktorga kirishdagi konsentratsiya $C_{i\,0}$ va temperatura $T_0$ dir:

$$\tau = 0 \text{ bo'lganda } C = C_{i\,0} \text{ va } T = T_0. \qquad (2.132\ d)$$

Bunday jarayon va uni ifodalovchi tenglamalar *ideal siqib chiqarish rejimi* (modeli) – ISCh deyiladi.

**Reaktordagi ikki fazadagi oqim jarayoni.** Matematik model jarayonning har bir fazasi ifodasini o'z ichiga oladi. Modelni tuzish ilgarigi berilganga o'xshab o'tkaziladi, faqat fazalar orasidagi massa va issiqlik almashinuvlar qo'shiladi. Ular moddalar manbalari va fazadagi issiqlik sifatida, masalan, ifodalar sifatida berilishi mumkin.

$$\beta S_{sol.}(C_2 - C_1); \qquad (2.133\ a)$$

$$\alpha S_{sol.}(T_2 - T_1), \qquad (2.133\ b)$$

bu yerda: $\alpha$, $\beta$ – fazalararo almashinuv koeffitsiyentlari; $S_{sol.}$ – fazalar kontakti yuzasi, bu fazalar hajm birligida olinadi; $C_1$, $C_2$ – kontaktlashuvchi fazalardagi konsentratsiyalar; $T_2$, $T_1$ – shu fazalar temperaturalari.

Ifodalardan birinchisining turli agregat holatlardagi fazalar sistemasida qo'llanilishiga, masalan, «gaz–suyuqlik»ka ahamiyat beramiz. Turli fazalardagi komponent konsentratsiyalarini hisoblash to'g'ri bo'lmaydi – ularda o'lchamlar har xildir: [mol/m$^3$ gaz] va [mol/m$^3$ suyuqlik]. Gaz fazada konsentratsiya o'rniga uning keltirilgan kattaligi $C_i = K_A P_i$, bu yerda $K_A$ – absorbsiya konstantasi, $P_i$ esa – komponentning parsial bosimi (2.4.3 bo'limga qarang). Bir fazada kiruvchi komponentlar va boshqasi bilan ta'sirlanuvchilar uchun (2.133 *a*) dagidan boshqa ifodani ham aylanishning kuzatilgan tezligiga qo'llaydilar. Endi (2.129 *a, b, d*) va (2.132 *a, b, d*) tenglamalar bilan ifodalanuvchi jarayonlarni ko'ramiz. Bular reaktordagi jarayon xossalari haqida ma'lumotlar berishi kerak. Bunday modellar ba'zan «ideal reaktorlar» deb ataladi.

Shunga qaramay bunday modellar ko'pgina real sanoat reaktorlar ko'rsatkichlarini oldindan bilib olishga imkon bermoqda.

### 2.6.2. Kimyoviy reaktorlar va ular matematik modellarining klassifikatsiyasi

Tuzilishi va tarkibi bo'yicha murakkab hisoblangan reaktorlar bir necha belgilariga qarab klassifikatsiyalanadi. Mana shu o'quv kursi doirasiga kiruvchi kimyoviy reaktorlarda o'tuvchi jarayonlarni o'rganish bilangina cheklanamiz.

Kimyoviy reaktorlar klassifikatsiyasi

A. Material oqimlarni tashkil etish:

1. Material oqimlarni tashkil etish:

Reagentlar fazalari miqdori: bir fazali
ko'p fazali

2. Oqimlarning reaktor orqali harakati:
oqar
oqmas
yarim oqar

3. Reaksion zonadagi oqimlar harakat rejimi:
ideal siqib chiqarish
ideal aralashish
noideal

B. Issiqlik oqimini tashkil etish:

1 .Reaktordagi issiqlik rejimi:
izotermik
adiabatik
issiqlik bilan
almashinuv avtotermik

2. Issiqlik almashinuv usuli:
reaksion zonada
reaksion zonadan
tashqarida

Reaktorda boruvchi kimyoviy jarayonlar o'tish sharoitlari umuman olganda reagentlar harakatini (material oqimlarga) va reaktorda issiqlik rejimini tashkil qilish (issiqlik oqimlarini) bilan bog'liqdir.

Kimyoviy jarayon tipi, turli fazaviy holatlardagi oqimlar kontaktining zarurati reaktorlarni bir va ko'p fazalilarga ajratishni taqozo etadi. Ideal aralashish va siqib chiqarishdagi olingan matematik modellar ham reaktordagi jarayon xarakteriga oqimlar harakati ta'siri har xilligini tasdiqlaydi. Umuman olganda yuqorida aytilgan ikki rejim (oqar va oqmas sxemalar)dan boshqa oqmas rejim ham bo'lishi mumkin – bunda komponentlarning bir qismi jarayon boshida, ikkinchi qismi esa reaktorga jarayon davomida solinadi. Oqimlarning ikki xili ham yuqorida aytildi (aralashish va siqib chiqarish). Real sharoitlarda ulardan chetga chiqish – oqim harakatining noidealligi tufayli ro'y berishi mumkin.

Issiqlik rejimini tashkil etishda issiqlik rejimining o'zini va issiqlik almashinish usulini ajratib olamiz. Adiabatik rejimda reaksiyaning barcha issiqligi reaksion aralashmani isitishga (yoki sovitishga) sarflanadi. Issiqlik almashinish rejimida chetdagi issiqlik tashitgichga uzatiladi. Izotermik rejimda temperatura butun reaktor bo'ylab bir xil saqlanadi. Bunday rejim sun'iydek ko'rinsada, u reaktordagi jarayonning ko'pgina xossalarini tushunishda muhim o'rin tutadi. «Ichki issiqlik almashinish» avtotermik reaktor ajratilgan. Bunda jarayon tashqi issiqlik tashitgichsiz boradi. Unda oqim harakati tufayli oqimning turli qismlari orasida issiqlik almashinuvi amalga oshadi (reaktor kiruvchi va undan chiquvchi orasida). Issiqlik almashinuvining turli usullari orasidan ikkitasi: reaksion zonada issiqlik almashinish yuzasi orqali (bir vaqtning o'zida reaksiya ham amalga oshadigan) – bu 2.1-rasmdagi 1,9,10 reaktorlardagi kabi va ko'p qavatli reaktor 11 dagi oraliq issiqlik almashinuvi (2.1 -rasmdagi) usulini qo'llash bilan boradiganlari ajratiladi. Bu reaksion zona va issiqlik almashinish zonasi ajratilgan holatdir. Kimyoviy reaktordagi jarayonni chuqur o'rganish kerak bo'lganda (masalan, konstruksiyalash va hokazolarda) to'g'ri kelishi mumkinligini eslatib o'tamiz.

**Matematik modellar klassifikatsiyasi olingan tenglamalar** tipi bo'yicha o'tkaziladi.

Kimyoviy reaktorlardagi jarayonning matematik modellarini tuzishda oqimning ikki turi–ideal aralashish va siqib chiqarish

qaralgandi. Reaktantlarning reaktor orqali o'tishidagi harakatini tashkil qilishning ikki usuli – oqar va oqmas sxemalarda ko'rilib, uchta matematik model ajratilgan:

| IA-d | IA-u | IS-ch |
|---|---|---|
| $dC/dt = W(C)$ | $(C-C_0)/\tau = W(C)$ | $dC/d\tau = W(C)$ |
| (*a*) | (*b*) | (*c*) |

(bu yerda tenglamalar faqat bir komponent uchun yozilgan).

Reaktorlardagi jarayonlarni ifodalovchi matematik modellar miqdori reaktorlarnikidan ancha kamligi bilan xarakterlanadi. Bu reaktorlarning turli tiplardagi umumiy xossalarini topish va umumlashtirishga imkon beradi. Reaktordagi jarayonlar xossalarini ularning matematik modellaridan topamiz, ya'ni tenglamalar xossalarini o'rganamiz va ularni reaktor xossalariga o'tkazamiz. Agar (2.134) tenglamaga diqqat qilsak, unda davriy ideal aralashtirish (*a*) va ideal siqib chiqarish (*c*) reaktorlaridagi tenglamalar matematik jihatdan bir xilligi ko'rinadi. Tabiiyki, bu modellarning xossalari ham bir xildir. Lekin ular tomonidan ifodalanayotgan jarayonlar prinsipial har xil davriy nostatsionar va uzluksiz statsionarlar. Modellari bir xil xossali reaktorlardagi jarayonlarning xossalari har xilligi model xossalarini jarayon xossalariga interpretatsiyalanganda farqlanishi aniqlangan.

Shunday qilib, ko'rilayotgan kimyoviy reaktorlarning xilma-xilligi bir muncha cheklangan matematik modellarning xossalarini o'rganishga mo'ljallanadi [mazkur holda faqat ikkitasi differensial tenglamalar (2/234 a) algebraik tenglamalar (2.134 c)] yoki algebraik tenglamalar (2.134 b)].

### 2.6.3. Kimyoviy reaktordagi jarayonlar tahlili

**Kimyoviy reaktordagi jarayon tahlili** – jarayon sharoitlari va xarakteristikalari (xossalari) tarkibiy qismlarining reaktor ishi ko'rsatkichlariga ta'siri hamda jarayon va rejimning o'ziga xoslik tomonlarini tadqiq qilishdir.

**Jarayon sharoitlari** – dastlabki reaksion aralashma tarkibi (reagentlarning boshlang'ich konsentratsiyalari), kirayotgan oqim

kattaligi (reaktor yuklamasi), kiruvchi oqimlar temperaturasi, xladagent (issiqlik olib chiqiladigan jarayon uchun) yoki reaktordagi temperatura (izotermik jarayon uchun).

**Jarayon tarkiblari xossalari** – kimyoviy jarayon xarakteristikalari: aylanish sxemasi va reaksiyalar tipi (kinetik tenglamalar ko'rinishi), aktivlanish energiyasi, issiqlik effekti; noizotermik jarayonlar uchun – issiqlikni olib chiqish parametrlari (issiqlik uzatish koeffitsiyentlari, issiqlik almashinish yuzasi, reaktantlarning issiqlik-fizikaviy xossalari).

**Jarayon ko'rsatkichlari** – aylanish darajasi x, selektivlik S, mahsulot chiqishi E hamda reaktordagi konsentratsiyalar, aylanish darajasi va temperatura profillari, bularning vaqt bo'ylab o'zgarishlari. Ushbu ko'rsatkichlarni bilib, keyin boshqa ko'rsatkichlar – reaktorning konstruktiv parametrlari, energetik sarflar, iqtisodiy xarakteristikalar va boshqalarni aniqlash mumkin bo'ladi.

**Jarayon va rejimning o'ziga xos xususiyatlari**–jarayon xossalari va sharoitlarning ko'rsatkichlari ta'siri, jarayonni boshqarish (kutilgan ko'rsatkichlarga erishish uchun xossalar va sharoitlarni o'zgartirish), kritik rejimlar (masalan, ularning mavjud bo'lishi, beqarorlik).

Jarayonni tahlil qilish uchun matematik modellashtirish usulidan foydalanamiz. Kimyoviy reaktorda jarayon tahlilida quyidagi ketmaketlikni qo'llash mumkin.

1. Jarayon matematik modelini asoslash va tuzish. Yuqorida ko'rsatilganidek, bitta matematik model turli reaktordagi jarayonlarni ifodalashi mumkin.

Matematik model tenglamasini keyingi tadqiqotlarga moslab o'zgartirish:

Tahlilga tegishli bog'lanishlarning matematik model tenglamasini yechish. Keyin analitik yechim olish qulay bo'lgan modellardan foydalanish maqsadga muvofiqdir. Bu ularni sifatlash, tahlil qilishga imkon yaratadi, tenglamalarning asosiy xossalarini aniqlashga yordam beradi. Ba'zan tenglamalarni yechishning grafik usulidan ham foydalanish mumkin bo'ladi. Amaliyotda hisobli eksperimentdan kengroq foydalaniladi.

Umumiy tahlil uchun qulay bo'lgan va tenglamalarni yechishdagi natijalarni grafik ko'rinishdagi holda berish.

Tadqiq qilinayotgan jarayonga interpretasiyalash, ya'ni tenglamalar o'zgaruvchilari va koeffitsiyentlari, jarayon fizik xarakteristikalari va parametrlari orasidagi bog'lanishlarni tenglamalar (modellar) xossalarini reaktorga o'tkazishga kerakligini ajratish.

Jarayon va modelning haqiqiy tahlili, bunda matematik model xossalarini tenglamalar parametrlarini o'zgartirish bilan yechimga o'tish va model xossalarini reaktordagi jarayonga ko'chirish.

Turli tipdagi reaktordagi jarayonlarni solishtirish.

Jarayonning keyingi tahlili – matematik model tenglamalarining o'ziga xos tomonlarini topish va bu orqali rejimlarni o'rnatish.

Kimyoviy reaktorlardagi jarayonlarni tahlil qilishda ularning murakkablashib borishlariga ahamiyat beriladi, jarayonda soni ko'payib boruvchi hodisalar hisobga olinadi. Avvaliga izotermik jarayonlar, keyin issiqlik ko'chishi bilan boradigan jarayonlar ko'riladi (noizotermiklar).

## 2.7. KIMYOVIY REAKTORDAGI IZOTERMIK JARAYON

### 2.7.1. Davriy ideal aralashish va ideal siqib chiqarish rejimlari

Davriy ideal aralashish va siqib chiqarish rejimlarida ishlaydigan reaktorlardagi jarayonlar (IA-d va ISCh) quyidagi tenglamalar bilan ifodalanadi:

| IA-d | ISCh |
|---|---|
| $dc/dt = W(C)$ | $dC/d\tau = W(C)$ |
| $t = 0$ da $C = C_0$ | $\tau = 0$ da $C = C_0$ |

Matematik jihatdan bu ikki tenglama o'xshashdir. Ular farqi mustaqil o'zgaruvchi hisoblanmish t yoki ch lardir. Fizik jihatdan bu o'zgaruvchilar prinsipial jihatdan turlichadir: astronomik vaqt $\tau = l/u$ – chiziqli kattalik hisoblangan reaktor uzunligi proporsional bo'lgan o'zgaruvchan kattalikdir. Modelni tahlil qilayotganimiz sababli bundan buyon quyidagi ko'rinishdagi tenglamadan foydalanamiz:

$$dC/d\tau = W(C);\ \tau = 0 \text{ da } C = C_0, \qquad (2.135)$$

bunda $\tau = \tau$, t ni jarayon modeliga bog'liq deb hisoblaymiz. Tahlilni turli tipdagi reaksiyalar o'tish holatlariga moslab o'tkazamiz.

**Oddiy qaytmas reaksiya** A = R. Aylanish tezligi W (C) birinchi tartibli reaksiya uchun

$$W(C) = -kC, \qquad (2.136)$$

yoki aylanish darajasiga o'tib, yozamiz:

$$W(C) = -kC_0(1-x). \qquad (2.136\ a)$$

(2.126) ni (2.135)ga qo'yamiz:

$$dC/d\tau = -kC;\ \tau = 0 \text{ bo'lganda } C - C_0. \qquad (2.137)$$

(2.137) tenglamadagi C va $\tau$ o'zgaruvchan miqdorlarga bo'linadi (ajraladi). Bu tenglamani integrallaymiz:

$$\int_{C_0}^{C} dC/C = k\int_{0}^{\tau} d\tau \quad \text{yoki} \quad \ln C/C_0 = -k\tau.$$

Yechimni ikkita bog'lanish ko'rinishida ifodalaymiz:

$$\tau = \frac{1}{k}\ln\frac{C_0}{C};\ \ C = C_0 e^{-k\tau}. \qquad (2.138)$$

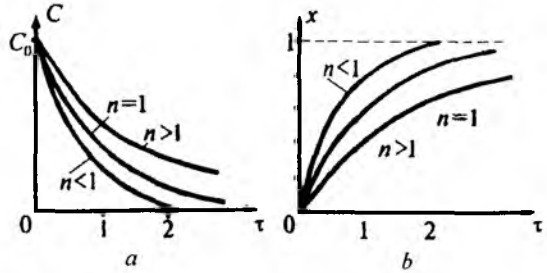
Agar aylanish darajasi x ni ishlatsak, unda (2.135) tenglama quyidagi ko'rinishga o'tadi:

$$dx/d\tau = k(1-x);\ \tau = 0 \text{ da } x = 0 \qquad (2.139)$$

va uning yechimi quyidagicha bo'ladi.

$$\tau = \frac{1}{k}\ln\frac{1}{1-x} \quad \text{va} \quad x = 1 - e^{-k\tau}. \qquad (2.140)$$

(2.138) tenglamadagi $C(\tau)$ ning va (2. 140) tenglamadagi $x(\tau)$ ning grafik ko'rinishlari 2.41-rasmda ko'rsatilgan (n = 1). Bu bog'lanishlar $C(\tau)$ uchun eksponensial suratda va $x(\tau)$ uchun uning ko'zgudagi ko'rinishi – assimptotik ravishda $\tau \to \infty$ da C = 0 ga yoki x = 1 ga tegishlicha intiladi. Qaytmas reaksiya uchun dastlabki modda asta-sekin o'zining to'la aylanishiga sarflanib boradi.




*2.41-rasm.* C(τ) (*a*) va x(τ) (*b*) ning turli tartibli *n* oddiy qaytmas reaksiyalar bilan bog'liqligi.

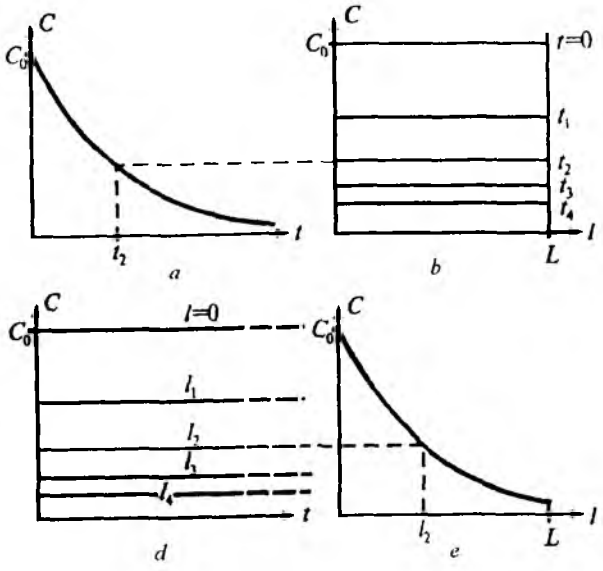
(2.138) tenglamasi yechimining interpretasiyasi (2.137) matematik modelining tenglamasi ideal aralashish va ideal siqib chiqarish jarayonlari uchun quyidagicha bo'ladi. IS-d jarayoni nostasionar o'tadi, $\tau \equiv t$ bo'lib, vaqt t o'tishi bilan dastlabki modda C ning konsentratsiyasi 2.42-rasm, *a* dagidek (2.138) tenglamasi bog'lanishida kamayib boradi. Lekin vaqtning har bir momentida reaktorning barcha nuqtalarida konsentratsiya bir xil bo'ladi. Agar reaktor hajmi ichida ixtiyoriy chiziqli o'lcham l ni olsak, unda vaqtning turli lahzalaridagi bog'lanishlar C (l) 2.42-rasm, *b* da ko'rsatilganidek ko'rinishga ega bo'ladi – bularning har birida c (l)=consf dir. ISCh rejimida jarayon stasionar holatda o'tadi. C ning konsentratsiyasi reaktor uzunligi l bo'yicha o'zgaradi, bu $\tau$ ($l = \tau u$) ga proporsionalligi 2.42-rasmdan ko'rinadi. Lekin reaktordagi l ning har bir kesimi C(τ)=const dir (2.42-rasm, *b*). Shunday qilib, C(τ) yoki x(τ) bog'lanishlar IA rejimda vaqt ichida jarayon sharoitlarining C(τ) yoki x(τ) larga ta'sirini ko'rsatadi va C va X ning ISCh rejimda reaktor uzunligi bo'yicha tarqalishini bildiradi.

**Reaksiya tartibining ta'siri.** *n*-tartibli reaksiya tezligi $W(C) = kC^n$ ifodasi bilan yoziladi, (2.135) tenglama quyidagi ko'rinishga o'tkaziladi:

$$dC/d\tau = -kC^n \text{ yoki } dx/d\tau = kC_0^{n-1}(1-x)^n. \qquad (2.141)$$

(2.141) tenglamadagi C va τ o'zgaruvchilarga bo'linadi va integrallashdan keyin quyidagini olamiz:

$$\frac{1}{n-1}(C^{1-n} - C_0^{1-n}) = -k\tau; \qquad \frac{1}{1-n}\left[1-(1-x)^{1-n}\right] = kC_0^{n-1}\tau \qquad (2.142)$$




***2.42-rasm.*** Konsentratsiya C ning vaqt *t* (*a, b*) bilan va reaktor uzunligi *l* (*d, e*) bilan davriy ideal aralashish (*a, b*) reaktorida va oddiy oqimli ideal siqib chiqarish reaktoridagi (*d, e*) o'zgarishi.

(2.142) tenglamadan C(τ) bog'lanishni olamiz:

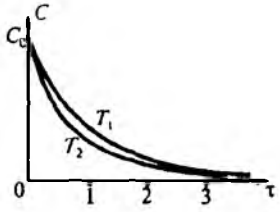
$$C = \left[C_0^{1-n} - (1-n)k\tau\right]^{1/(1-n)}. \qquad (2.143)$$

(2.143) tenglamadan τ ning ortishi bilan konsentratsiya C sarflanadi. Tegishlicha, $x=(C_0-C)/C_0$ o'sadi. $n<1$ va $n>2$ uchun C(τ) ning o'zgarishi turlicha bo'ladi. Agar $n<1$ bo'lsa, unda (2.143) tenglamadan reaksiya oxirigacha borishi ko'rinadi, ya'ni $\tau = C_0^{1-n}/k(1-n)$ ning so'nggi qiymatida C=0 (yoki $x=1$) ga ega bo'lamiz. $n>1$ bo'lgandagi holat uchun (2.143) tenglamani quyidagi ko'rinishga o'tkazamiz:

$$C = 1/[C_0^{1-n} + (n-1)\,k\tau]^{1/(n-1)},$$

bundan $r\to\infty$ bo'lganda $C\to 0$ bo'ladi, ya'ni r ortishi, bilan konsentratsiya C asimptomik ravishda birinchi tartibli reaksiya uchun nolga intiladi. Tegishlicha bog'lanishlar C(τ) va $x(\tau)$ $n<1$ va $n>1$ lar uchun 2.41-rasmda ko'rsatilgan.

**Temperatura ta'siri**. (2.137) yoki (2.141) modelida faqat tezlik konstantasi k temperatura T ga bog'liq bo'ladi: $k=k_0\exp(-E/RT)$ nisbatdan u temperatura bilan kattalashadi. Jarayon yuqori temperaturada o'tkazilganida reaksiya tezligi yuqori bo'lishini o'ylash tabiiydir va konsentratsiya C vaqt bo'ylab (τ) tezroq kamayadi. Haqiqatan C(τ)ni (2.138) va (2.143) bog'lanishlarda kuzatish mumkin: τ ning bir miqdorida va k ko'payganda, ya'ni yuqoriroq temperaturada C kamayadi. C(τ) bog'lanishning jarayonda $T_1$ dan $T_2$ gacha o'zgarishi 2.43-rasmda ko'rsatilgan.

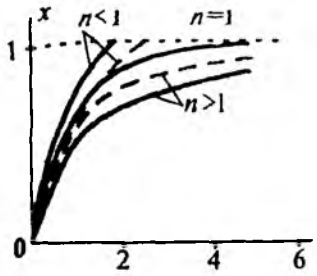


*2.43-rasm.* Temperatura T ning C(τ) ($T_2>T_1$) ga bog'liqligi.

Oddiy qaytmas reaksiyaning o'tishida temperaturaning oshirilishi doimo reaktordagi jarayon intensivligiga ijobiy ta'sir ko'rsatadi – aylanish darajasining berilgan me'yoriga yetishi uchun g kamayadi (oqar rejimda reaktor hajmi yoki davriy reaktordagi jarayon vaqti). Jarayonni iloji boricha maksimal temperaturada o'tkazish maqsadga muvofiqdir.

**Boshlang'ich konsentratsiya $C_0$ ning reaktordagi jarayonga ta'sirini** ikki ko'rsatkich bo'yicha baholaymiz. Bularning biri – jarayon intensivligi, ya'ni reaktorda aylanishga berilayotgan moddaning miqdori. Reaksiya tezligi konsentratsiya ko'payishi bilan ortadi ($r=kC^n$ ko'rinishida – bu yerda qaralayotgan kinetik tenglamalar uchun). C (va $C_0$) ortishi bilan aylanayotgan modda miqdori, jarayon intensivligi ortib boradi.

Ta'sir etuvchi ikkinchi ko'rsatkich $C_0$ – aniq yuklamada aylanish darajasining reaktorga ta'sir etadigan o'zgarishidir. Konsentratsiya ortishi bilan reaksiya tezligi ko'payadi, yana aylanishi kerak bo'lgan modda miqdori ham ortadi. (2.140) tenglamadan birinchi tartibli reaksiya jarayoni $x(\tau)$ bog'lanishga ta'sir etmasligi ko'rinadi. Agar reaksiya birinchi tartibli bo'lmasa, reaktorda boshlang'ich konsentratsiya aylanish darajasiga ta'sir ko'rsatmaydi, bu 2.44-rasmda o'z aksini topgan. Bu holda $C_0$ jarayon modeli (2.141) ga koeffitsiyent sifatida $kC_0^{n-1}$ kiradi. Agar $n>1$ bo'lsa, unda $C_0$ ning $x(\tau)$ ga ta'siri




*2.44-rasm.* $C_0$ ning x(τ)ga *n* tartibli reaksiya uchun ta'siri. Uzluksiz chiziq $C_{01}$da, punktir – $C_{02}>C_{01}$ bo'lganda.

temperatura T niki singari bo'ladi: $C_0$ ham, T ham (ya'ni k) τ ning kamayishiga (belgilangan τ da reaktordagi aylanish darajasining oshuviga) olib keladi. $n>1$ bo'lganda reaksiya tezligi aylanayotgan modda miqdoridan tezroq o'sadi.

Agar $n<1$ bo'lsa, unda $C_0$ ning ta'siri temperaturanikiga teskari bo'ladi: reaktordagi aylanish to'xtay boshlaydi (reaksiya tezligi konsentratsiya ortishi bilan reaksion aralashmadagi modda miqdoriga qaraganda kamroq o'sadi).

**Oddiy qaytar reaksiya A ⇄ R.** Reaksiya tezligi

$$r(C)=k_1C_A-k_2C_R$$

Ikki reagent konsentratsiyasiga bog'liq bo'lib, umumiy holatda jarayonni ifodalash uchun (2.135)ga o'xshash ikki tenglamadan – har ikki reagent uchun foydalaniladi. Bitta o'zgaruvchi bilan – A reagentning aylanish darajasi x ni olgan holda ishlash qulayroq hisoblanadi, bunda $C_A=C_0(1-x)$; $C_R=C_0x$ ($C_0$ – A ning boshlang'ich konsentratsiyasi). Jarayon modeli quyidagicha bo'ladi.

$$dx/dr=k_1(1-x)-k_2x;\ \tau=0 \text{ bo'lganda } x=0 \qquad (2.144)$$

$dx/d\tau=k_1-(k_1+k_2)x$ ko'rinishga o'tib, mazkur tenglamani integrallaymiz:

$$-\frac{\ln[k_1-(k_1+k_2)x]-\ln k_1}{k_1+k_2}=\tau$$

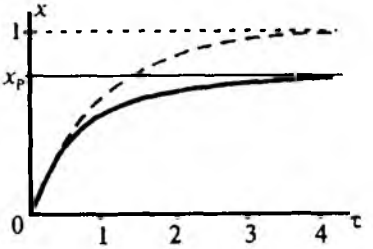
yoki

$$x=\frac{k_1}{k_1+k_2}\left[1-e^{-(k_1+k_2)}\right]. \qquad (2.145)$$

τ ortishi bilan aylanish darajasi, tabiiyki, ortadi va $\tau\to\infty$ da (2.145) tenglamadan olamiz: $x\to k_1\leftarrow 1/(k_1+k_2)$. 2.2.2 va 2.2.3 bo'limlardan qaytar reaksiya $K_M=k_1/k_2$ uchun muvozanat konstantasi va aylanishning muvozanatdagi darajasi $x_M=K_M/(1+K_M)$. Bundan *x* ning reaktorda erishadigan to'la qiymati $x_M$ ga teng bo'ladi. Reaksiya muvozanatgacha o'tishi tabiiy. $x(\tau)$ bog'lanish 2.45-rasmda keltirilgan.

Bu yerda solishtirish uchun punktir bilan qaytar reaksiya uchun $x(\tau)$ bog'lanish keltirilgan.

Ko'rilayotgan reaksiya to'g'ri va teskari yo'nalishda birinchi tartibga ega va boshlang'ich konsentratsiya aylanish darajasiga ta'sir ko'rsatmaydi.

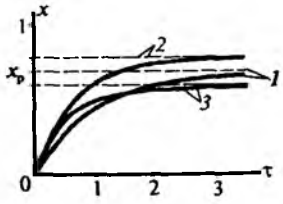



*2.45-rasm.* Oddiy qaytar reaksiya uchun aylanish darajasi x ning τ ga bog'liqligi (punktir – qaytmas reaksiya uchun).

**Temperaturaning ta'siri**. Unga konstantalar $k_1$ va $k_2$ bog'liq bo'lib, bularning har biri temperatura bilan ortadi. Konstantalarning o'zgarishi reaksiya tezligiga turlicha ta'sir etadi: $k_1$ tezlikni oshiradi, $k_2$ esa kamaytiradi. Yig'indi effekt esa $k_1$ va $k_2$ larning temperatura bilan intensiv o'zgarishiga bog'liqdir. Bu ekzo- va endotermik reaksiyalar uchun har xildir. 2.2.3-bo'limda $Q_M = E_2 - E_1$ (2.40 tenglamaga qarang). Ekzotermik reaksiya uchun ($Q_M > 0$, $E_2 > E_1$] va $k_2$ (teskari reaksiya tezligi ham) temperatura bilan $k_1$ ga qaraganda (to'g'ri reaksiya tezligi ham) tezroq o'sadi. Ekzotermik reaksiya uchun bu nisbat teskari bo'ladi: $x_M$ kamayadi.

Qaytar reaksiya uchun $x(\tau)$ bog'lanish o'zgarishi T ga qarab quyidagicha talqin qilinadi.

Bog'lanish $x(\tau)$ $x = 0$ ($\tau = 0$ da) dan $x_M$ gacha bir xil o'sib boruvchi funksiya bo'lib xizmat qiladi ($\tau \to \infty$ holatda). T ortishi bilan avvaliga x nolga yaqin bo'lganida reaksiya tezligi ortadi – teskari reaksiya ahamiyati (bu yerda $x \approx 0$) deyarli hisobga olinmasa bo'ladi. Reaksiya bir muncha intensiv boradi (2.46-rasmda grafikning chap qismi). τ ortishi bilan aylanish darajasi x asimptotik ravishda muvozanatdagi $x_M$ ga yaqinlashadi. Le-Shatele prinsipiga ko'ra temperaturaning

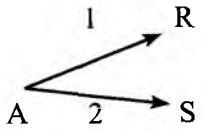



*2.46-rasm.* $T_1$ (1) va $T_2 > T_1$ (*2, 3*) temperaturalarda $x(\tau)$ ning bog'lanishi. Reaksiyalar: endotermik (*2*) va ekzotermik (*3*). Punktir – $x_M$ ning mazkur sharoitlar uchun aylanishining muvozanat darajalari.

ortishi bilan endotermik reaksiyada muvozanat mahsulot hosil bo'lish tomoniga suriladi, ya'ni $x_m$ o'sadi. Endotermik reaksiya intensivroq o'tadi – bu 2.46-rasmdagi 2-egri chizidan ko'rinadi.

Bu holatda $k_1$ temperaturaning ortishi bilan $k_2$ ga qaraganda tezroq o'sadi va to'g'ri reaksiya aylanishining umumiy tezligiga hissasi $x$ ning barchisida oshganligi ko'rinadi. Ekzotermik reaksiya uchun temperaturaning muvozanatga ta'siri teskaridir: bunda $x_m$ kamayadi. Reaktordagi T ning ortishi bilan intensiv boruvchi jarayon, keyin o'z intensivligini pasaytiradi – bu 2.46-rasmdagi 3-egri chiziqdan ko'rinadi. Bu holda $k_2$ temperatura bilan $k_1$ ga qaraganda ko'proq o'sdi va teskari reaksiya aylanishining umumiy tezligidagi hissasi $x_m$ ga yaqin bo'lganda ko'paydi.

**Murakkab reaksiya, aylanishning parallel sxemasi**




Ikkala reaksiya birinchi tartibli. Bunday reaksiya komponentlari A, R va S lar (2.38) tenglamaga binoan quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$W_A = -k_1 C_A - k_2 C_A = -(k_1 + k_2) C_A;\ W_R = k_1 C_A;\ W_S = k_2 C_A.$$

Metamatik jihatdan jarayon quyidagi tenglamalar bilan ifodalanadi:

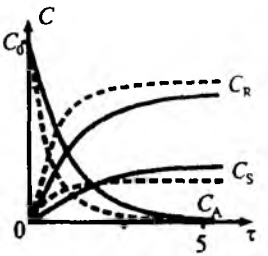
$$\left.\begin{aligned} dC_A/d\tau &= -(k_1 + k_2)C_A; \\ dC_R/d\tau &= k_1 C_A; \\ dC_S/d\tau &= k_2 C_A. \end{aligned}\right\} \qquad (2.146)$$

$\tau = 0$ bo'lganda $C_A = C_0$, $C_R = C_S = 0$.

(2. 146) sistemasi birinchi tenglamasining yechimi (2.135) tenglamasiga o'xshashdir:

$$C_A = C_0 e^{-(k_1 + k_2)\tau}. \qquad (2.147\ a)$$

(2.147a) ni (2.146) sistemasining ikkinchi tenglamasiga qo'yamiz: $dC_R/d\tau = k_1 C_0 \exp[-(k_1 + k_2)\tau]$, uni integrallaymiz:




*2.47-rasm.* ISCh reaktorida murakkab parallel reaksiyada reagentlar konsentratsiyasining o'zgarishi. Uzluksiz chiziqlar – $T_1$ temperaturada, punktirdagilar – $T_2 > T_1$ va $E_1 > E_2$ bo'lganda.

$$C_R = \frac{k_1}{k_1 + k_2} C_0 [1 - e^{-(k_1 + k_2)\tau}]. \qquad (2.147\ b)$$

Shunga o'xshash $C_S$ uchun olamiz:

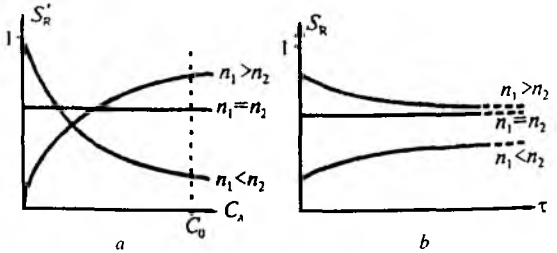
$$C_S = \frac{k_2}{k_1 + k_2} C[1 - e^{-(k_1 + k_2)\tau}]. \qquad (2.147\ d)$$

Reagentlar konsentratsiyalarining τ ga bog'liqligi 2.47-rasmda ko'rsatilgan. Ikkala xususiy reaksiyalar birinchi tartibli. $C'_R$ ning differensial selektivligi R mahsuloti bo'yicha $C_A$ ning konsentratsiyasiga bog'liq emas va teng $S'_R = k_1/(k_1 + k_2)$. Bunda $n_1 = n_2 = 1$ va $n_1 = n_2$ (2.47-tenglama va 2.48-rasm, *a* ga qarang) chiziqdir. Shu bois integral tanlanganlik.

$$S_R = C_R/(C_R + C_S) = k_1/(k_1 + k_2)$$

$C_A$ ga bog'liq bo'lmaydi, jarayon o'tishi bilan o'zgarmaydi (τ ortishi bilan). Bu 2.48-rasm, *b* da $n_1 = n_2$ chizig'i bilan ko'rsatilgan.

2.48-rasm, *a* da $S'_R$ ning $C_A$ ga qarab o'zgarishi xususiy reaksiyalar $n_1$ va $n_2$ larning turli nisbatlarida berilgan. Reaktordagi dastlabki komponent A ning $C_A$ konsentratsiyasi $C_0$ dan boshlab kamayadi. Reaktordagi jarayonning borishida τ ning ortishi va $C_A$ ning kamayishi bilan integral selektivlik o'rta integral kattalik $S'_R$ sifatida o'zgaradi, bu 2.48-rasm, *b* da ko'rsatilganidek, $C_0$ va $C_A$ ning mazkur qiymati oralig'ida bo'ladi.




*2.48-rasm.* Differensial selektivlik $S'_R$ ning parallel reaksiyalarda konsentratsiya $C_A$ (*a*) va integral selektivlik $C'_R$ ning *r*(*b*) ga ISCh reaktorida (yoki IA-yu) xususiy reaksiyalar $n_1$ va $n_2$ ning turli nisbatlaridagi bog'liqligi.

Reaktordagi temperatura ortishi bilan jarayon, tabiiyki, intensivlashadi. R va S mahsulotlarning intensiv sur'atda hosil bo'lishi xususiy reaksiyalarning aktivlanish energiyalari bo'lgan $E_1$ va $E_2$ larning nisbatlariga bog'liq bo'ladi. 2.47-rasmda punktir chiziq bilan temperatura oshirilganda konsentratsiyalar profillari $S(\tau)$ va $E_1>E_2$ shartida o'zgarishi ko'rsatilgan. Bu holda $C_R$ va $C_S$ konsentratsiyalari nisbati R ning foydasiga bo'ladi.

Mana shu natijalardan amaliy xulosalar ham kelib chiqadi. Reaksiyalar tartibi teng bo'lganda parallel aylanish sxemasi ($n_1=n_2$) reaktorlap erishiladigan aylanish darajasi jarayon selektivligiga ta'sir etmaydi. Agar ($n_1>n_2$) bo'lsa, unda aylanishning yuqori darajasiga erishish R mahsuloti bo'yicha selektivlikning kamayishi sababli ijobiy emasdir. Agar $n_1<n_2$ bo'lsa, unda aylanish darajasining ortishi R mahsuloti bo'yicha selektivlikka ijobiy ta'sir ko'rsatadi. Temperaturaning ortishi $E_1>E_2$ bo'lganda intensivlikka ham, selektivlikka ham ijobiy ta'sir ko'rsatadi. Aks holda ($E_1<E_2$) temperaturaning pasayishi intensivlikka salbiy ta'sir etgan holda selektivlikni oshiradi.

**Murakkab reaksiya, aylanishning ketma-ket sxemasi:**

$$A \rightarrow R \rightarrow S$$

Ikkala xususiy reaksiya birinchi tartibli va jarayon matematik jihatdan tenglamalar sistemasi bilan ifodalanadi:

$$\left.\begin{aligned} &dC_A/d\tau=-k_1C_A;\\ &dC_R/d\tau=k_1C_A-k_2C_R;\\ &dC_S/d\tau=k_2C_R; \end{aligned}\right\} \qquad (2.148)$$

$\tau=0$ bo'lganda

$C_A=C_0,\ C_R=C_S=0$

(2.148) sistemadagi birinchi tenglamaning yechimi ilgari olingandi:

$$C_A=Ce^{-k_1\tau} \qquad (2.149)$$

(2.149) ni ikkinchi tenglamaga qo'yamiz:

$$dC_R/d\tau=k_1\,C_0e_1^{-k1\tau}-k_2C_R. \qquad (2.149\ a)$$

Bu o'ng qismi quyidagi ko'rinishga ega chiziqli differensial tenglamadir:

$$y'_x + P(x)u = Q(x),$$

uning umumiy yechimi ma'lumotnoma adabiyotlarida mavjud:

$$y = e^{-\int P(x)dx}[\int Q(x)e^{\int P(x)dx}dx + A],$$

bu yerda A – integrallash konstantasi.

(2.149 a) tenglama uchun:

$$P(x) \equiv k_2;\ Q(x) = k_1 C_0 e^{-k_1\tau};$$

$$e^{-\int P(x)dx} \equiv e^{-\int k_2 d\tau} = e^{-k_2\tau};$$

$$\int Q(x)e^{\int P(x)dx}dx \equiv \int k_1 C_0 e^{-k_1\tau}e^{k_2\tau}d\tau = \frac{k_1}{k_1 - k_2}C_0 e^{(k_2-k_1)\tau}$$

Ushbu ifodalarni umumiy yechimga qo'yib va boshlang'ich shart $C_R(0)=0$ dan integrallash konstantasi A ni aniqlash uchun foydalangan holda olamiz:

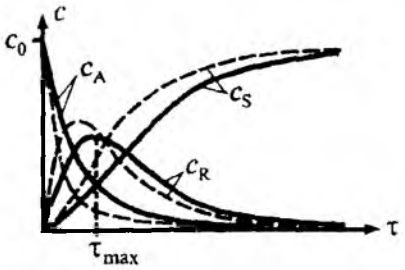
$$C_R = -\frac{k_1}{k_1 - k_2}C_0\left[e^{-k_1\tau} - e^{-k_2\tau}\right]. \qquad (2.149\ b)$$

(2.149 *b*) ni (2.148) sistemasining uchinchi tenglamasiga qo'yamiz va integrallaymiz:

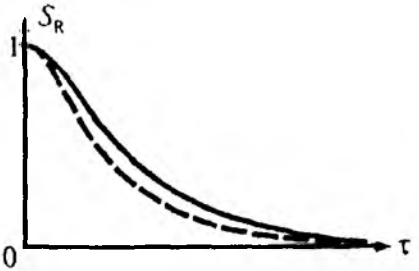
$$C_S = C_0\left[1 - \frac{k_2\exp(-k_1\tau) - k_1\exp(-k_2\tau)}{k_2 - k_1}\right]. \qquad (2.149\ d)$$

(2.149 *a-b*) ning bog'lanishlari grafik ko'rinishda 2.49-rasmda ko'rsatilgan. Jarayonda A komponent sarflanadi, uning konsentratsiyasi $C_A$ kamayadi. $C_R$ ning konsentratsiyasi avvaliga o'sadi – R intensiv ravishda A dan hosil bo'ladi.

Reaksiya o'ta borishi bilan $C_A$ va R ning hosil bo'lishi kamayadi. Bir vaqtning o'zida R ning yig'ilishi uning keyingi aylanishini tezlashtiradi. Qandaydir momentlarda ($\tau$ max ga qarang, 2.49-rasm) R ning hosil bo'lish va sarflanish tezligi tenglashadi va keyin R, asosan, S ning hosil bo'lishiga ketadi – bunda $C_R$ konsentratsiyasi maksimumdan o'tib, kamayadi. S ning hosil bo'lish tezligi avvaliga kamroq – S ni hosil qiluvchi R komponenti kamdir. Keyin S ning




*2.49-rasm.* ISCh reaktori yoki (IA-d) reaktorida ketma-ket reaksiya o'tishidagi reagentlar konsentratsiyalarining o'zgarishi. Uzluksiz chiziqlar – $T_1$ temperaturada, punktirda – $T_2 > T_1$ va $E_1 > E_2$ bo'lganda.




*2.50-rasm.* Integral selektivlik $S_R$ τ ga bog'liqligi (ketma-ket reaksiyada). Uzluksiz chiziq – $T_1$ temperaturada, punktir – $T_2 > T_1$ va $E_1 > E_2$ bo'lganda.

hosil bo'lish intensivligi o'sadi va oxirida bitta so'nggi mahsulot S qoladi. Oraliq mahsulot R bo'yicha integral selektivlik aylanish chuqurlashuvi bilan kamayadi (2.50-rasm).

Temperatura ortishi bilan barcha jarayonlar intensiv o'tadi. Agar bunda birinchi xususiy reaksiya tezligi ikkinchi ($E_1 > E_2$) nikiga qaraganda tezroq o'ssa, R ning maksimum chiqishiga ($C_R$ konsentratsiya) oldinroq erishiladi, balki kattaligi bo'yicha ham yuqori bo'ladi. Jarayon selektivligi ham yuqori bo'ladi. Bu 2.49 va 2.50-rasmlarda punktirda ko'rsatilgandir. Bu yerda $E_1 > E_2$ bo'lsa, temperaturani oshirish maqsadga muvofiq, bunda intensivlik va R ning chiqishi va selektivlik ortadi. So'nggi mahsulotni (S) oshirish uchun esa umumiy aylanishni oshirish maqsadga muvofiqdir.

### 2.7.2. Oqar reaktorda ideal aralashish rejimi

Ideal aralashish oqar reaktordagi izotermik jarayon bo'lib, quyidagi tenglama bilan ifodalanadi (2.131 *a*):

$$(C - C_0)/\tau = W(C) \qquad (2.150)$$

**Oddiy qaytmas reaksiya** A=R. Birinchi tartibli reaksiya $W(C) = -kC$ o'tganda (2.150) tenglama quyidagi ko'rinishga o'tadi:

$$(C_0 - C)/\tau = kC \qquad (2.151\ a)$$

yoki aylanish darajasi $x=(C_0-C)/C_0$ ga o'tilganida,

$$x/\tau=k(1-x). \qquad (2.151\ b).$$

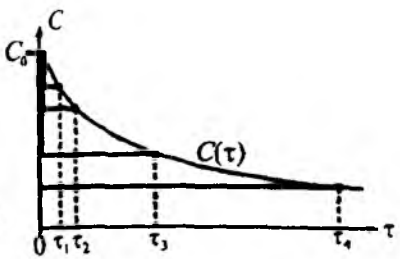
(2.151 *a, b*) tenglamalarni yechib, reaktordagi konsentratsiya va aylanish darajasini topamiz:

$$C=C_0(1+k\tau);\ x=k\tau/(1-k\tau). \qquad (2.152)$$

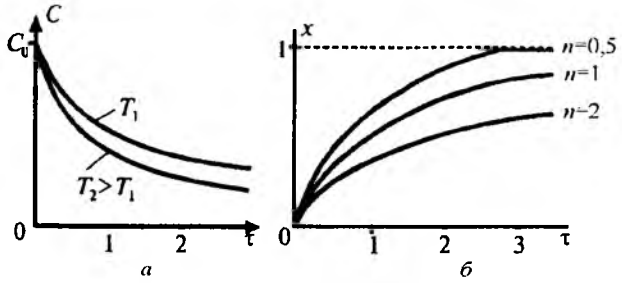
(2.150) tenglamaning C ga nisbatan birinchi tartibli bo'lmagan reaksiya uchun (nafaqat $n=0,5$ yoki 2 bo'lganda) analitik yechimi cheklangandir. $\tau=W(C)/(C-C_0)$ ni aniqlash qulayroq hisoblanadi.

Olingan yechimni interpretasiya qilamiz. Ideal aralashish oqar reaktorida $\tau=v_M/V_0$ – mazkur reaktor uchun belgilangan kattalik reagentlarning konsentratsiyasi uning barcha nuqtalarida bir xil va C ga teng, kirishda esa – $C_0$ dir. Bu kirishda konsentratsiya $C_0$ dan C sakrashni anglatadi ($C_0$ dan C ga o'tish amalda kichik bo'lganligidan uni hisobga olmasa ham bo'ladi). Bunday ko'rinishda konsentratsiyalarning $C-\tau$ koordinatlarida bo'linishi pillapoyasimon chiziqdir. 2.51-rasmda shunday bog'lanish turli kattaliklarda berilgan, ya'ni turli hajmdagi $v_p$ yoki bitta reaktorda turli yuklama $V_0$ da keltirilgandir. Siniq chiziqlarning oxirgi nuqtalarini biriktirib, 2.51-rasmda ko'rsatilganidek, *(2.152) ning grafik ifodasi sifatida* $C(\tau)$ ning egri chizig'ini olamiz [yoki 2.150 umumiy holatda]. Shuning uchun $C(\tau)$ bog'lanishni turli reaktorlar rejimlari yig'masi sifatida ko'rsatish, lekin ideal siqib chiqarish yoki davriy reaktordagi singari bitta konsentratsiya o'zgarishidek deb olib bo'lmaydi.

Misol sifatida 2.52-rasm, *a* da temperatura ta'siri, 2.52-rasm, *b* da reaksiya tartibining $C(\tau)$ bog'lanishga ta'siri ko'rsatilgan.




***2.51-rasm.*** Konsentratsiya C ning turli τ larda ideal aralashuv oqar reaktorida tarqalishi.




*2.52-rasm.* C(τ) ning $T_1$ va $T_2>T_1$ (*a*) va x (τ) (*b*) temperaturalarda turli *n* tartibli reaksiyalarda va ideal aralashuv reaktoridagi bog'liqligi.

**Oddiy qaytar reaksiya** $A \leftrightarrow R$ (2.150) jarayonning modeli aylanish darajasi qo'llanilganda quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$x/\tau = k(1-x) - k_2 x,$$

yoki

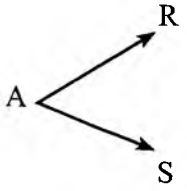
$$x = \frac{k_1 \tau}{1+(k_1+k_2)\tau} \qquad (2.153)$$

bo'lganda x ning yuqori qiymati teng bo'ladi. $x = k_1/(k_1+k_2)$ 2.7.1 bo'limda ko'rsatilganidek, u aylanishning muvozanatdagi darajasiga to'g'ri keladi.

x(τ) bog'lanish ko'rinishi va unga temperaturaning ta'siri ISCh rejimi singari bo'ladi.

**Murakkab reaksiyalar**

Jarayon ifodasi va model tenglamasi yechimini keltiramiz (birinchi tartibli xususiy reaksiyalar). Aylanishning parallel sxemasi:




$$(C_0 - C_A)/\tau = -(k_1+k_2)C_A \quad | \quad C_A = C_0/[1+(k_1+k_2)\tau]$$
$$C_R/\tau = k_1 C_A \quad | \quad C_R = k_1 \tau C_0/[1+(k_1+k_2)\tau]$$
$$C_S/\tau = k_2 C_A \quad | \quad C_S = k_2 \tau C_0/[1+(k_1+k_2)\tau]$$

**Aylanishning ketma-ket sxemasi** $A \rightarrow R \rightarrow S$

| | |
|---|---|
| $(C_0-C_A)/\tau=-k_1C_A$ | $C_A=C_0/(1+k_1\tau)$ |
| $C_R/\tau=k_1C_A-k_2C_R$ | $C_R=k_1\tau C_0/[(1+k_1\tau)(1+k_2\tau)]$ |
| $C_S/\tau=k_2C_R$ | $C_S=k_1k_2\tau^2C_0/[(1+k_1\tau)(1+k_2\tau)]$ |

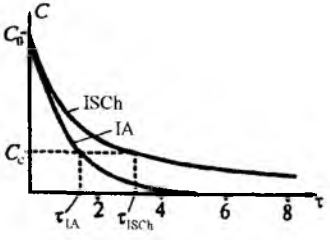
C(τ) bog'lanishning sifat xarakteri, unga temperaturaning ta'siri hamda τ ning o'zgarishi bilan selektivlikning o'zgarishi ideal siqib chiqarishniki singari bo'ladi (2.47–2.50-rasmlarga qarang). Bunga o'quvchining o'zi iqror bo'lishi taklif etiladi.

### 2.7.3. Uzluksiz jarayonlarda ideal aralashuv va ideal siqib chiqarishni solishtirish

Oqar reaktorlarni ideal aralashuv va ideal siqib chiqarish rejimlarida taqqoslaymiz. C(τ) va x(τ) bog'lanishlarni sifat xarakteri hamda jarayon parametrlarining ularga ta'siri mos keladi. Ko'rsatilgan jarayonlarni miqdoriy taqqoslaymiz.

Bular insentivligi bo'yicha taqqoslaymiz: qaysi rejimda o'zga sharoitlar tengligida aylanish darajasi bir xilligiga reaktor hajmi kamligida erishiladi ($V_0$, $C_0$, T). 2.53-rasmda bir xil masshtabda C(τ) bog'lanish IA-u va ISCh rejimlarida birinchi tartibli reaksiya uchun tezlik konstantasi k = 1 bo'ladi.

Grafiklardan bir xil aylanish darajasiga erishish uchun yoki bir xil so'nggi konsentratsiya $C_0$ ideal siqib chiqarish rejimida τ ISCh ideal siqib chiqarish rejimidagi τ IA kattalikdan kichikligi ko'rinadi, ya'ni $\tau_{ISCh}<\tau_{IA}$. Tegishlicha reaktorlar hajmlari ham shunday nisbatda olinadi, ya'ni ISCh rejimida jarayon IA rejimidagidan intensivroq bo'ladi. Boshqa reaksiyalarda ham mazkur natijalarni tasdiqlash uchun (2.135) va (2.150) jarayonlarning matematik modellarini grafik usulda yechamiz. Bularni tegishlicha quyidagi ko'rinishda ifodalaymiz.




*2.53-rasm.* C(τ)ning ideal siqib chiqarish (ISCh) va ideal aralashish (IA) oqar reaktorlaridagi bog'lanishi.

$$\tau_{ISCh} = \int_{C_c}^{C_0} \frac{dC}{r(C)} \quad (2.154\ a) \qquad \text{va} \qquad \tau_{ISCh} = \frac{C_0 - C_T}{r(C_T)} \quad (2.154\ b)$$

Bu yerda W(C)=–r(C) dan foydalanilgan.

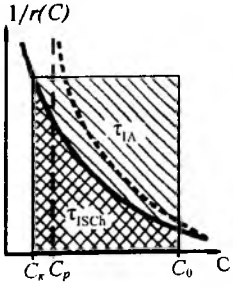
Reaksiya tezligining teskari ko'rinishi 1/r konsentratsiya C bo'yicha 2.54-rasmda egik egri chizig'i bilan berilgan. r(C) ko'pincha konsentratsiya C bilan monotonda o'sib boruvchi funksiyaligi bois, kamayuvchi funksiya hisoblanadi. $C \to Or^{-1}(C) \to \infty$ bo'lganda $r^{-1}(C)$ qaytar reaksiya uchun $r^{-1}(C) \to \infty$ bo'ladi $C \to C_M$ da, bu 2.54-rasmda punktirda ko'rsatilgan.

Egri chiziq maydoni integrallangan funksiya $r^{-1}(C)$ Cc va $C_0$ oralig'ida bu funksiyaning integraliga teng bo'ladi, $\tau_{ICCh}$ ga teng – (2.154 *a*) tenglamaga qarang va 2.54-rasmdagi tegishli shtrixlangan maydonchaga qarang.

IA rejimidagi shartli vaqt $\tau_{IA}$ reaksiya tezligi kattaligi teskari qiymatining so'nggi konsentratsiya $r^{-1}$ ($C_c$) va konsentratsiyalar farqi $C_0 - C_c$ ning ko'paytmasiga tengdir. $C - r^{-1}$ koordinatalarida bu ko'paytma tomonlari $C_0 - C_k$ va $r^{-1}(C_k)$ bo'lgan to'g'ri to'rtburchak maydoni bo'lib, bu 2.54-rasmda ko'rsatilgan.

Kamayuvchi barcha bog'lanishlar uchun $\tau^{-1}$ (C) doimo $\tau_{ISCh} < \tau_{IA}$ dir. ISCH va IA larni son jihatdan solishtirishni birinchi tartibli reaksiya o'tganida quyida keltirilgan ma'lumotlardan foydalanib amalga oshirish mumkin (kτ ning qiymati keltirilgan bo'lib, jarayon modelida bu parametrni doimo ajratish mumkin bo'ladi):

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| x ..... | 0,05 | 0,1 | 0,2 | 0,5 | 0,8 | 0,9 | 0,95 | 0,99 |
| $k\tau_{ISCh}$..... | 0,051 | 0,105 | 0,22 | 0,69 | 1,61 | 2,3 | 3,0 | 4,6 |
| $k_{IA}$..... | 0,053 | 0,111 | 0,25 | 1,00 | 4,00 | 9,0 | 19 | 99 |




Keltirilgan ma'lumotlardan $x < 0,1$ bo'lganda ideal aralashish va siqib chiqarish rejimidagi

***2.54-rasm.*** Reaksiya tezligi teskari kattaligining konsentratsiya C ga bog'liqligi va ideal aralashish ($\tau_{IA}$) va ideal siqib chiqarish ($\tau_{ISCh}$) reaktorlaridagi shartli vaqtni aniqlash. Punktir chizig'i – qaytar reaksiya – 1/r (C) uchun.

jarayonlar intensivligi bir xilligi ko‘rinadi (farq 5% dan kam). x kattalashuvi bilan farq tez o‘sadi.

x=0,9 bo‘lganda ISCh rejimi IA ga qaraganda 4 baravar yuqoridir va x=0,99 ga yetganda 20 baravardan ortiqdir.

Tegishlicha reaktorlar hajmlari ham farqlanadi. Reaktorlarni nafaqat intensivlik bo‘yicha, balki jarayon selektivligi bo‘yicha ham solishtiriladi.

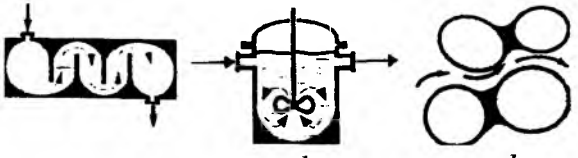
### 2.7.4. Reaktorlardagi noideal rejimlar

Ideal rejim-aralashish va siqib chiqarishni tashkil etish amalda ancha qiyinchilik tug‘diradi. Real hayotda ideal rejimdan chetga chiqishlar bo‘lib turadiki, buning o‘z sabablari bor.

**Ideal rejimdan chetga chiqish sabablari.** Bularga quyidagilar kiradi.

Turg‘unlik zonalari reaksion zona konfigurasiyasi barcha qismlarda bir xil bo‘lmaganda vujudga keladi. 2.55-rasmda turg‘unlik zonalari ko‘rsatilgan (bular shtrixlangan) bo‘lib, ular apparatura geometriyasi (shakl-shamoyili) bilan bog‘liq (*a, b*) va donador qavatda vujudga keladi (*d*). Bularda reaksiyaga kiruvchi aralashma ushlanib qoladi, moddaning asosiy hajm bilan (issiqlik bilan ham) almashinuvi cheklangan, aylanish bu sharoitda o‘zga sharoitlarda amalga oshadi.

Bu umumiy aylanishga ta’sir etishi va hatto avariyalarga olib kelishi mumkin. Katalitik jarayonlarda 2.55-rasm, *a* da ko‘rsatilaganidek, turg‘un zonalarda katalitik komplekslar yig‘ilib qoladi. Nordon oksidlovchi muhit vujudga kelib, reaktor devori kimyoviy korroziyaga uchraydi, devorlar darz ketib, avariyalarga olib keluvchi hodisalar bo‘lib turadi.

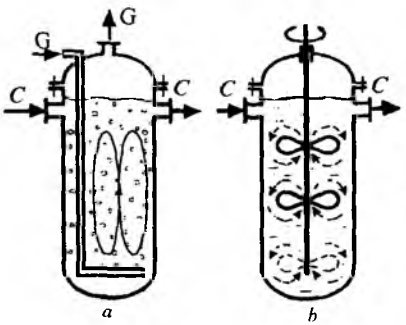



***2.55-rasm.*** Reaktorlarda turg‘unlik zonalari hosil bo‘lish variantlari (qoralangan, *a*, *b*) va donador qavatda (*d*).

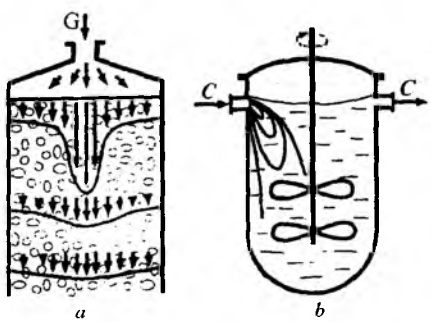
**Sirkulyatsion oqimlar** aralashtiriluvchi reaktorlarda oxirgi intensiv aralashuv hisobiga vujudga keladi. Bu kolonnali barbotaj apparatlarida balandlik H ning diametr $D_{an}$ ga nisbati uchdan yuqori bo'lganda ko'rinadi ($H/D_{an}>3$). (2.56-rasm, *a*). Gazning ko'tariluvchi pufakchalari suyuqlikning birmuncha yuqori sirkulyasiyasini va aralashuvini ta'minalaydi. $H/D_{an}\approx 1$ bo'lganda hajmiy reaktorlarda deyarli ideal aralashuv amalga oshadi, lekin kolonnali apparatlarda (bularda odatda $H/D_{an}=5\div6$ ga teng bo'ladi) sirkulyasiya vaqti reaksiya o'tish vaqtiga tenglashadi va ideal aralashuv modelini qo'llash jarayonni ifodalash uchun asos bo'lolmaydi.

Bir necha sirkulyasion zonalarning vujudga kelishi ham ehtimoldan xoli emas, masalan, bu ko'p pillapoyali aralashtirgichga ega kolonnali apparatda amalga oshishi mumkin (2.56-rasm, *b*).

Oqim tarqalishining bir jinsli emasligi odatda reaktorga kirayotgan reaksion aralashma sharoitlarining har xilligi bilan tushuntiriladi. Misol 2.57-rasm, *a* da ko'rsatilgan reaktorga kirayotgan reaksion aralashmaning donador qavatga (katalizatorga) egaligi. Kirish patrubkasida, gaz yo'lidagi singari, oqim tezligi 10–20 m/s, reaktorda esa ko'pincha 1 m/s atrofidadir. Kiruvchi sochmaning dinamik bosimi oqimni donador qavatga haydaydi.» Gaz tezligi qavat chekkasida kichikdir. Faqat donador qavatning biroz ichkarisida oqim kesim bo'ylab tarqaladi. 2.57-rasm, *b* da ko'rsatilganidek,




***2.56-rasm.*** Kolonnali reaktorlardagi sirkulyatsion oqimlar.

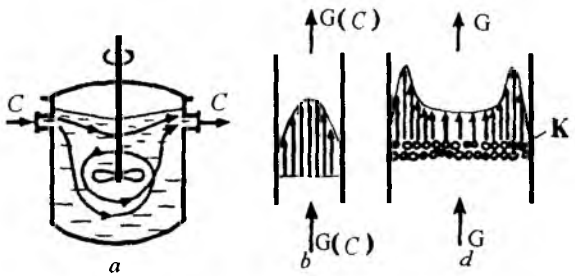



***2.57-rasm.*** Reaktorga oqim kirishida uning bir jinsli tarqalmasligi donador qavatda (*a*) va aralashtiriluvchi suyuqlik reaktorida (*b*) ko'rinishi.

hatto intensiv aralashtiruvchi reaktorda ham kiritilayotgan reaksion aralashma uning masalasi bilan tezgina aralashib ketmaydi. Agar reaksiya bir muncha intensiv bo'lsada, aralashish zonasida esa u hajmdagiga qaraganda o'zgacharoq o'tadi. Masalan, bu apatitning reaktorda kislotadagi parchalanishida amalga oshuvi mumkin.

Bunday jarayonda kislota konsentratsiyasini saqlab turish talab qilinadi, normadan oshib ketganda kalsiy sulfatning cho'kishini ko'paytirib yuboradi. Har xil voqealar oldi olinmasa (cho'kma yuzani berkitib qo'yishi, erishni to'xtatib qo'yishi mumkin), fosforni ajratish kamayib ketishi mumkin.

Reaksion aralashmaning bo'lish vaqtini tarqatish aralashtiriluvchi reaktorlarda doimo uchrab turadi (2.58-rasm, *a*). Kiruvchi oqimning qandaydir qismi tezgina chiqishga ulguradi. Moddaning aylanishiga vaqt kam bo'ladi. Oqimning bir qismi reaksion zonada ko'proq vaqt qolib ketadi. Chiqishda oqimning barcha qismlari aralashib ketadi. Agar reaksion arlashmaning har bir porsiyasi kimyoviy aktga uchrasa, unda bo'lish vaqtining tarqalishi umumiy aylanishga katta ta'sir ko'rsatmaydi. Lekin uzundan-uzun, ko'p bosqichli aylanishlar ham sodir bo'lishi ehtimoldan xoli emas. Polimerlanish jarayoni shunday jarayonlardan hisoblanadi. Polimer zanjiri uzunligi reaksiyani o'tkazish vaqtiga bog'liq bo'ladi. Polimer molekulalari uzunligi har xil bo'lib qolishi molekulyar-massa tarkibiga sifat jihatidan salbiy ta'sir ko'rsatishi aniqlangan.




***2.58-rasm.*** Aralashtiruvchi reaktorda (*a*) modda harakatining bo'lishi mumkin bo'lgan trayektoriyalari va oqimning teshik trubali reaktor (*b*) va donador qavat (*d*) kesimi bo'yicha oqim tezligining tarqalishi.

Trubkali reaktorda oqim trubka o'qi va devor bo'ylab har xil tezlik bilan harakatlanadi (2.58-rasm, *b*). Donador nasadkali reaktorda (masalan, katalizatorlida) kesim bo'yicha tezlik baravarlashadi (nasadka hisobiga). Baribir, devor yonida gaz ko'proq o'tadi (2.58-rasm, *d*).

Markaziy qismdagi qavatda va chetda moddaning turli vaqtda bo'lishi turli aylanishlarga sabab bo'ladi, qavat kesimi bo'yicha konsentratsiya gradientlari vujudga keladi. Bu kesim bo'yicha diffuzion ko'chishlarga sabab bo'ladi. Agar bu hodisa intensiv bo'lsa, unda konsentratsiya kesim bo'yicha tenglashadi, jarayonni ideal siqib chiqarish modeli bilan ifodalash mumkin bo'ladi.

Oqim reaktorida doimo diffuzion ko'chish ro'y berib turishi orqasida uzunlik bo'yicha konsentratsiya gradienti ro'y berib turadi. Bunday ko'chish mexanizmi nafaqat molekulyar bo'lib, balki modda oqimi $D_e$ dC/d*l* ni diffuziyaning qandaydir effektiv koeffitsiyenti $D_e$ bilan ham aniqlanilishi mumkinligi ma'lum. Bu oqimni konvektiv bilan solishtirilsa, unda buni modelni tuzishda hisobga olish kerak bo'ladi.

**Reaktordagi oqimning noidealligini hisobga olish** bir qator bosqichlarni o'z ichiga oladi. Birinchi bosqich – reaktor hajmidagi oqimlar tezligi maydonini aniqlash (masalan, diffuzion oqimniki). Bunda tezlik vektorlarini eksperiment yordamida o'lchash yoki aero- yoki gidrodinamik sinovlardan foydalanish. Ikkinchi bosqich oqim strukturasi va ko'chish hodisasini to'la aks ettiruvchi modelni tuzish. Uchinchi bosqich – jarayon ko'rsatkichlaridagi oqimning ideallikdan chetga chiquvini olingan model yordamida tahlil qilish. Bunday tahlil asosiy oqim bo'yicha diffuzion ko'chishini agar $Lu/D_e>50$ (bu yerda L – reaktor uzunligi) amalda hisobga olinmasligi mumkinligini ko'rsatdi.

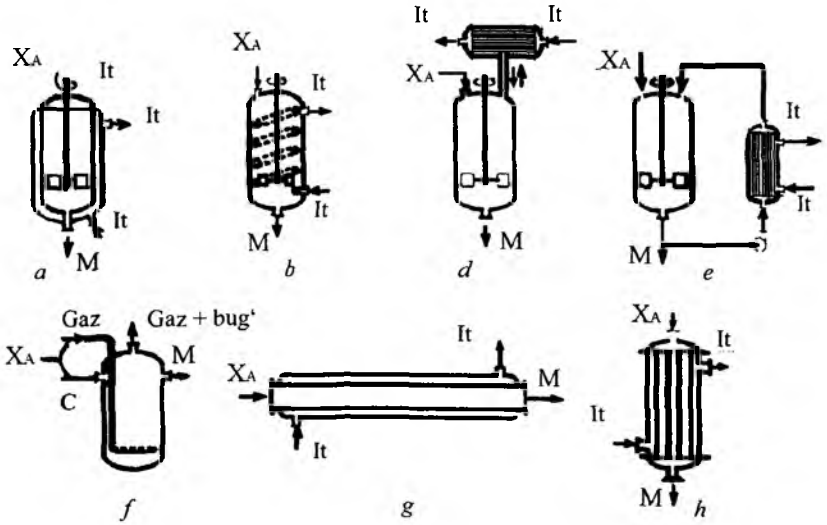
## 2.8. KIMYOVIY REAKTORDAGI NOIZOTERMIK JARAYON

### 2.8.1. Reaktorda issiqlik almashinishini tashkil etish va temperatura rejimlari

Kimyoviy aylanish doimo reagentlar entalpiyasi o'zgarishi bilan boradi, bunda issiqlik ajraladi yoki yutiladi, natijada ta'sirlashuvchi aralashma temperaturasi ko'tariladi, atrof bilan issiqlik almashinuvi

ham kiradi, uning yordamida reaksiya, yotish zonasida kerak temperatura sharoitlari yaratiladi.

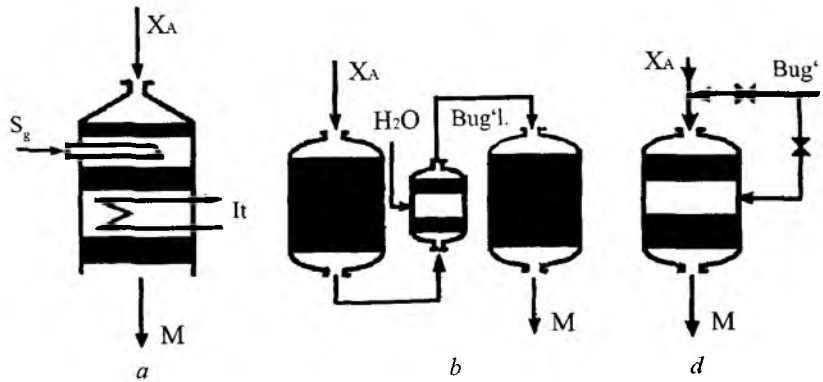
2.6.2-bo'limda kimyoviy reaktorlarning issiqlik rejimlari bo'yicha klassifikatsiyasi berilgan. Reaksion zona bilan issiqlik almashinishining texnik yechimlari umumiy ko'rinishi 2.59-rasm *a, b, g, h* da ko'rsatilgan. Sxemalarda issiqlik olib ketilishi issiqlik almashinish yuzasi orqali reaksion zonaning o'zidan issiqlik tashitgich orqali amalga oshiriladi. *d, e,* sxemalarda issiqlik almashinish yuzasi reaksion zonadan chiqarilgan. Cxema *d* da issiqlik reaksion aralashmaning bir qismi bug'lanishi hisobiga chiqariladi, u kondensatsiyalanadi va reaktorga qaytariladi, *e* sxemada reaksion aralashma reaksion zona bilan issiqlik almashtirgich oralig'ida aylanadi, shu joyda issiqlik almashinish ro'y beradi. Sxemada issiqlik faqat suyuqlik bug'lanishi, odatda barbotirlovchi komponent bo'lgan erituvchi hisobiga chiqariladi. Gaz komponentni «siqqan» holda, ya'ni reaktordagi bosimni o'zgartirib, gaz oqimidagi olib ketilayotgan bug' miqdorini o'zgartirish mumkin va bug' bilan olib ketilayotgan issiqlik miqdorini o'zgartirish mumkin.




***2.59-rasm.*** Kimyoviy reaktorlardagi reaksion zonada issiqlik almashinishini tashkil etish. $X_A$ – xomashyo; M – mahsulot; It – issiqlik tashitgich.

Ko'p qavatli reaktorda yoki ketma-ket qo'yilgan reaktorlarda issiqlik qavatlararo bo'shliqdan (yoki reaktorlar oralig'idan) yuza issiqlik almashtirgichlar yordamida chiqariladi, bunda sovuq (qaynoq) reaksion aralashma yoki uning komponentlarini kiritishdan ham foydalaniladi.

Sxemalar 2.60-rasmda keltirilgan. $SO_2$ ni oksidlash reaktorida katalizatorning ikkinchi qavatidan keyin (*a* sxema) va keyingilaridan issiqlik issiqlik almashtirgich yuzalari orqali chiqariladi, birinchi qavatdan keyin esa sovuq reaksion aralashma kiritish bilan amalga oshiriladi. Buning uchun xomashyoning ma'lum qismi kerakli temperaturagacha isitiladi va birinchi qavatga yo'naltiriladi, qolgan qismi isitilmagan holda, birinchi qavatdan keyingi issiq oqimga sovutilgan holda qo'shiladi. Ammiak ishlab chiqarishdagi (*b* sxema) CO ning bug' konversiyasida reaksion aralashma birinchi qavatdan keyin reagentlardan biri – suyuq holdagi suvni sochish hisobiga sovitiladi. Sovish suvning bug'lanishi hisobiga amalga oshadi. Sintetik kauchuk monomerlari ishlab chiqarish reaktorlarida (*d* sxema) ekzotermik degidrirlash reaksiyalari amalga oshadi. Bunda butan, butilen, etilbenzol va boshqalardan foydalaniladi. Inert suyultiruvchi sifatida suv bug'idan foydalaniladi. Birinchi qavatdan keyin reaksion aralashma temperaturasi yuqori temperaturali o'tkir bug' kiritish bilan ko'tariladi.




*a* *b* *d*

***2.60-rasm.*** Ko'p qavatli reaktorlarda va ketma-ket reaktorlarda oraliq issiqlik almashinishini tashkil etish. $X_A$, M, It – 2.59-rasmdagidek. $S_g$–sovuq gaz, Bug'l. – bug'latgich.

Ko'p qavatli reaktorlar va reaktorlar sistemasi kimyo texnologiyasi sistemasi qismi sifatida keyinroq ko'riladi. Bu yerda bitta reaksion zonadagi jarayonni qaraymiz. Xuddi izotermik jarayonniki singari jarayon analizi issiqlik almashinish reaktorida olingan modellar chegarasida o'tkaziladi.

### 2.8.2. Davriy ideal aralashuv va ideal siqib chiqarish oqimili issiqlik almashinuv rejimlari

Ilgari oqimsiz ideal aralashuv va ideal siqib chiqarish reaktorlaridagi jarayonlar matematik modellari o'xshashligi ko'rsatib o'tilgandi. Ideal siqib chiqarish jarayoni ifodasidan foydalanamiz (2.132 *a-d*):

$$\left.\begin{aligned} &\frac{dC}{d} = W(C,T); \\ &C_{<}\frac{dT}{d\tau} = Q_{<}(CT) - K_T F_{A>}(T - T_E) \\ &\tau = 0 \text{ bo'lganda } C = C_k,\ T = T_k. \end{aligned}\right\} \qquad (2.155)$$

Ideal aralashuv reaktoridagi davriy jarayon uchun shartli vaqt $\tau$, astronomik vaqt $t \equiv \tau$ dir. Oddiy reaksiya o'tganda $W(C, T) = -\tau(C, T)$ga teng bo'ladi. Aylanish darajasiga o'tib $x = (C_0 - C)/C_0$, (2.155) sistemani quyidagi ko'rinishga o'tkazamiz:

$$\left.\begin{aligned} &\frac{dx}{d\tau} = \frac{r(C,T)}{C_0}; \\ &\frac{dT}{d\tau} = \frac{Q_M C_0}{c_M}\frac{r(C,T)}{C_0} - \frac{K_T F_{CO\text{я}}}{c_M}(T - T_x); \\ &\tau = 0 \text{ bo'lganda } x = x_k,\ T = T_k, \end{aligned}\right\} \qquad (2.156)$$

Bu yerda ishlatilgan ifodalar: $C_0$ – ta'sirlashmagan aralashmadagi dastlabki komponentning reaktorga kiraverishidagi boshlang'ich konsentratsiyasi; $C_k$ – mazkur komponentning reaktorga kiraverishdagi konsentratsiyasi, u $C_0$ dan farqlanishi mumkin, agar reaktorga qisman ta'sirlashgan aralashma berilsa (unda $x_k \neq 0$).

$Q_M Q_0/c_M = \Delta T_{ad}$ ifodasi – **adiabatik isitish,** u ilgari uchragandi (2.5.4 bo'limda). Reaksiya tezligi r (C, T) ning dastlabki konsentratsiya

$C_0$ ga nisbatini aylanish darajasi x bilan ifodalaymiz va belgilaymiz: $r(C, T)/C_0 = r(X, T)$.

Quyidagi nisbat

$$K_T F_{sol.}/c_M = B \qquad (2.157)$$

**issiqlikni chiqarish parametridir.**

Mazkur belgilashlar tufayli (2.156) sistema yaxshiroq ko'rinishga ega bo'ladi:

$$\left.\begin{aligned} &dx/d\tau = r(x,T);\\ &dT/d\tau = \Delta T_{ad}(x,T) - B(T - Tx);\\ &\tau = 0 \text{ bo'lganda } x = x_k,\ T = T_k. \end{aligned}\right\} \qquad (2.158)$$

Ushbu sistemada faqat uchta parametr: $\Delta T_{ad}$, B va $T_x$ reaktordagi issiqlik hodisalarini xarakterlaydi. Agar sxemasi murakkab bo'lgan reaksiya amalga oshsa, unda (2.158) sistemasining differensial tenglamasining o'ng qismidagi birinchi qo'shiluvchilar bunday ko'rinishga ega bo'ladi:

$$\sum_j r_j(x,T) \quad \text{va} \quad \sum_j \Delta T_{ad_j} r_j(x,T),$$

bu yerda j indeksi j xildagi xususiy reaksiyaga tegishlidir.

**Jarayon analizi.**

Umumiy ko'rinishda analitik yechimni olish qiyin bo'lsada, jarayon analizini o'tkazishga harakat qilamiz.

Adiabatik rejimda atrof bilan issiqlik almashinmaydi, ya'ni $B = 0$ va (2.158) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$\left.\begin{aligned} &dx/d\tau = r(x,T);\\ &dT/d\tau = \Delta T_{ad} r(x,T);\\ &\tau = 0 \text{ bo'lganda } x = x_k,\ T = T_k. \end{aligned}\right\} \qquad (2.159)$$

Ushbu sistemaning ikkinchi tenglamasini birinchiga bo'lamiz va $dT/dx = \Delta T_{ad}$ ni olamiz. Uni $x_k$ bilan x va $T_k$ bilan T oralig'ida integrallaymiz. Reaksion aralashma isitilishi $(T - T_k)$ni aylanish darajasi x ga yetguncha olamiz:

$$T - T_k = \Delta T_{ad}(x - x_k). \qquad (2.160)$$

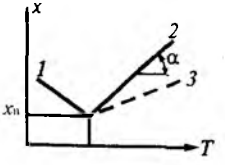
Agar boshlang'ich reaksion aralashma faqat xomashyodan iborat bo'lsa ($x_k = 0$) va reaksiya oxirigacha o'tkazilsa ($x = 1$ gacha), unda reaksion aralashma $T - T_k = {}_{\Lambda}T_{ad}$ ga isiydi (adiabatik isitish kattaligiga), bu $T_{ad}$ iborasi mohiyatiga javob beradi.

(2.160) tenglamada x va T ning chiziqli bog'liqligi ko'rinadi, bunda kinetik bog'lanish ko'rinishining ahamiyati yo'q. Jarayon natijasi (oxirgi temperatura T) kimyoviy ta'sirlashuvchi sistema (aylanish darajasi x) ga bog'liq bo'ladi, lekin aylanish yo'liga bog'liq bo'lmaydi, qanday o'tishida kinetikaning roli bo'lmaydi. Diagramma «T–x» (2.61-rasm)dan va reaktordagi jarayon analizidan foydalanamiz, adiabatik jarayonda x(T) bog'liqligi – qayrilgan to'g'ri chiziqdan iborat bo'lib (aniqrog'i qiyshayish burchagi tangensi x bilan), adiabatik isish kattaligi teskarisiga teng bo'ladi: $tg\alpha = 1/\Delta T_{ad}$. Ekzotermik reaksiya uchun qiyshayish ijobiydir ($Q_M > 0$ va $T_{ad} > 0$), endotermik reaksiya uchun manfiydir ($Q_M < 0$ va $T_{ad} < 0$). $\Delta T_{ad}$ qanchalik katta bo'lsa (masalan, dastlabki reagent $C_0$ konsentratsiyasi oshirilganda), to'g'ri chiziq qiyshayishining nisbatan qiyaligi reaksion aralashma tezroq isishi yoki sovishini bildiradi (2.61-rasmdagi ekzotermik reaksiya uchun ko'rsatilgan punktir chiziq).

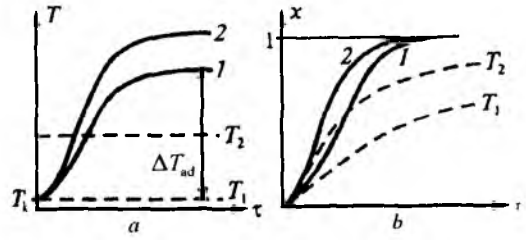
$\tau$ ga bog'liq ravishda T va x ning o'zgarishi 2.62- va 2.63-rasmlarda ko'rsatilgan. Reaksiya o'tishi bilan ($\tau$ o'sishi bilan), tabiiyki, proporsional ravishda temperatura T o'sadi (yoki endotermik reaksiya uchun kamayadi). Maksimal isish $x \to 1$ intilganda amalga oshadi va $\Delta T_{ad}$ ga teng bo'ladi. Boshlang'ich konsentratsiyaning va tegishlicha ${}_{\Delta}T_{ad}$ ning oshuvi temperaturaning ko'p o'suvi va aylanishning tezlashuviga olib keladi (2.62-rasmdagi 2-egri chiziq).

**Izotermik jarayon bilan solishtirish.**

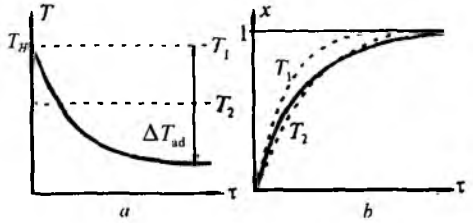
Natija izotermik jarayon temperaturasiga bog'liqdir. Izotermik jarayon $T_0 = T_k$ temperaturada amalga oshirilayapti, deylik. U




*2.61-rasm.* Adiabatik jarayon uchun «T–x» grafigi: *1* – endotermik reaksiya; *2* – ekzotermik reaksiya $\Delta T_{ad}$ bo'lganda; *3* – $\Delta T'_{ad} > \Delta T_{ad}$ holat uchun shuning o'zi.




***2.62-rasm.*** Temperatura T (*a*) va aylanish darajasi x (*b*) ning ISCh rejimidagi profillari. *Uzluksiz chiziqlar – $T_{ad}$ (1) va $_{\Delta}T'_{ad}>T_{ad}$ (2) bo'lganda ekzotermik adiabatik jarayon;* punktir chiziqlar – $T_1$ va $T_2$ temperaturalardagi izotermik jarayon.

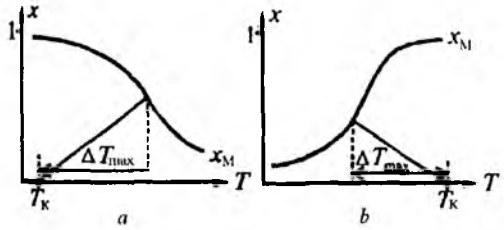



***2.63-rasm.*** Temperatura (*a*) va aylanish darajasi x(*b*) ning ISCh rejimidagi profillari. Tutash chiziqlar – ekzotermik adiabatik jarayon; punktir chiziqlar – $T_1$ va $T_2$ temperaturalardagi izotermik jarayon.

adiabatik izotermik jarayonning o'zgaruvchi temperaturasidan pastda va endotermik jarayonda esa yuqorida o'tadi. Birinchi holda izotermik jarayon kamroq intensiv, ikkinchi holda aylanish tezroq o'tadi (2.62 va 263-rasmlardagi 1-punktir chiziqlar). Agar $T_0>T_k$ bo'lsa, unda izotermik rejimda avvaliga jarayon adiabatik ekzotermikdan intensivroq bo'ladi. Temperatura adiabatik jarayonda $T_0$ ning qiymatiga yetganida u ancha intensivlashadi (2.62-rasmdagi 2-punktir chiziq).

Ekzotermik jarayonda $T_0<T_k$ bo'lganda aks holatni ko'ramiz (2.63-rasmdagi 2-punktir chiziq). Agar reaksiya qaytar bo'lsa, unda «x–τ» va «T–τ» bog'lanishlarning umumiy xarakteri saqlanadi, lekin jarayon faqat muvozanatgacha davom etadi. Maksimal isish $T-T_k=\Delta T_{ad}[x_m(T)-x_k]$ ga teng bo'ladi.

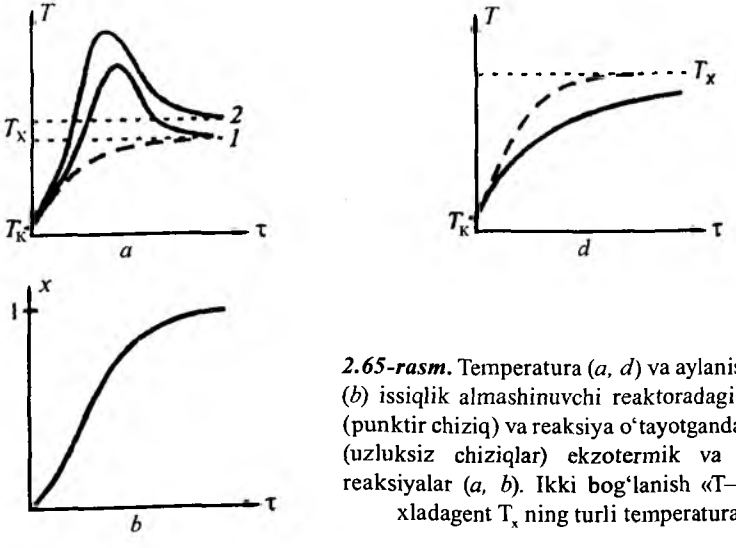
Uni 2.64-rasmdagi «T–x» grafigidan aniqlash mumkin, bunda $x_m(T)$ va to'g'ri chiziq x(T) bog'lanishlari (2.160) tenglama bilan




***2.64-rasm.*** Maksimal adiabatik isish $\Delta T_{max}$ ni qaytar ekzotermik (*a*) va endotermik (*b*) reaksiyalarda aniqlashga doir: $x_m$ – muvozanatdagi aylanish darajasi; to'g'ri chiziqlar – ISCh rejimidagi adiabatlar.

ifodalanuvchi adiabatik jarayon uchun berilganligini e'tiborga olish kerak bo'ladi. Bu bog'lanishlarning kesishuvidan $T_{max}$ ni qavatdan shu grafikda ko'rsatilgandek topiladi.

Issiqlikni reaktordan olib chiqish jarayonini ko'rib chiqamiz. (2.158) sistemasidagi tenglamalarni kompyuter yordamida yechish mumkin. «T–τ» bog'lanishi ekzotermik jarayon uchun 2.65-rasm, *a* da ko'rsatilgan. Kiruvchi reaksion aralashma temperaturasi odatda xladagent $T_x$ nikidan pastda bo'ladi. Avvaliga reaksiya o'tmayapti, bunda oqim isiyapti va temperatura asta-sekin




***2.65-rasm.*** Temperatura (*a, d*) va aylanish darajasi *x* (*b*) issiqlik almashinuvchi reaktoradagi reaksiyasiz (punktir chiziq) va reaksiya o'tayotgandagi profillari (uzluksiz chiziqlar) ekzotermik va endotermik reaksiyalar (*a, b*). Ikki bog'lanish «T–τ» (*1* va *2*) xladagent $T_x$ ning turli temperaturalarida.

$T_x$ ga yaqinlashayapti, deb qabul qilamiz. (2.65-rasm, *a* dagi punktir chiziq). Agar reaksiya o'tayotgan bo'lsa, unda temperatura reaksiya issiqligi hisobiga o'sadi. $T_o$ ga yetganda temperatura yanada o'sadi. $T_x$ ga yetganda harorat yanada ko'tariladi.

Lekin jarayon intensivligi dastlabki reagentlar sarfi tufayli pasayadi, issiqlikni chiqarish esa uning xarakatlantiruvchi kuchi (temperaturalar farqi $T - T_x$) tufayli o'sadi. Issiqlik ajralishi va olib chiqilishi tenglashganda temperatura maksimal qiymatga ega bo'ladi, keyin u reaksiya tamomlanishida $T_x$ ga tushib qoladi. Aralashma endotermik reaksiya ketganda reaksiya bormagandan ko'ra sekinroq isiydi (2.65-rasm, *d* da).

Reaktor ichidagi temperatura ekzotermik reaksiya o'tayotganida katta ahamiyatga ega bo'ladi va uni nazorat qilish reaktor rejimini boshqarishda muhim rol o'ynaydi. Bu kesim xavfli bo'lib, «qaynoq nuqta» nomini olgan. Birinchidan, uning temperaturasi $T_{qn}$ jarayonda keragidan ortiqcha bo'lmasligi kerak, uning kamayishi umumiy temperaturani pasaytiradi va jarayonning intensivligini ham pasaytiradi. Shu bois $T_{qn}$ ni ruxsat etilgan doirada saqlash maqsadga muvofiqdir. Ikkinchidan, $T_{qn}$ holati reaktorni ekspluatasiya qilish borasida o'zgaradi, temperatura (jarayon)ni nazorat qilish qiyinlashadi. Uchinchidan, sharoitning o'zgarishi $T_{qn}$ kattaligiga ta'sir ko'rsatadi, hatto ozgina o'zgarish ham maksimal ruxsat etilgan temperaturadan ortib ketishi mumkin. $T_x$ o'zgarishining temperaturalar profiliga ta'siri 2.65-rasm, *a* da ko'rsatilgan.

**Real ob'ekt – reaktor uchun modelni tadqiq qilish natijalari interpretasiyasi.** Tadqiq qilingan model jarayonni ideal siqib chiqarish va davriy ideal aralashuv reaktorlarini ifodalaydi. Birinchi rejim uchun $x(\tau)$ va $T(\tau)$ bog'lanishlari aylanish darajasi va temperaturani reaktor uzunligi bo'yicha ko'rsatadi, lekin bular vaqt bo'yicha doimiydir; ikkinchi rejim uchun $x$ va $T$ lar vaqt bo'yicha o'zgaradi, lekin reaktor hajmi vaqtning har momentida bir xildir. Konsentratsiyalar tarqalish (aylanish darajasi) va temperatura reaktorlar hajmi bo'yicha va vaqt bo'yicha izotermik jarayonniki singaridir.

## 2.8.3. Ideal aralashuv oqim reaktorida temperatura rejimlari

**Jarayon analizi**. Ideal aralashuv oqim reaktorida jarayon matematik (231 *a, b*) tenglamalari bilan ifodalanadi. Kiritilgan parametrlar $\Delta T_{ad}$ va B lardan foydalanib, ifodasi (x, T) ni ishga solib, jarayonni sistema qilib ifodalaymiz:

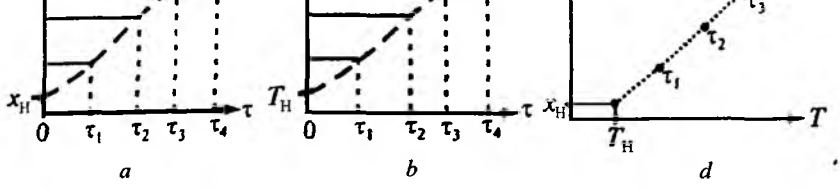
$$\left.\begin{aligned} x/\tau &= r(x,T) \\ T/\tau &=_{\Delta} T_{ad} r(x,T) - B(T - T_x) \end{aligned}\right\} \qquad (2.161)$$

Adiabatik rejimda (issiqlik chiqarish parametri B = 0):

$$\left.\begin{aligned} (x - x_k)/\tau &= r(x,T) \\ (T - T_k)/\tau &= \Delta T_{ad} r(x,T) \end{aligned}\right\} \qquad (2.162)$$

Ikkinchi tenglamani birinchisiga bo'lib, x bilan T orasidagi chiziqli bog'lanishni olamiz: $T - T_k =_{\Delta} T_{ad}(x - x_k)$, u ideal siqib chiqarish rejimi mos keluvchi (2.160) tenglamasiga mos keladi. Har ikkala rejimda isitish kattaligi bir xil aylanish darajasida mos keladi, ya'ni so'nggi natija jarayon yo'liga bog'liq bo'lmaydi.

Temperatura va aylanish darajasining reaktordagi profili izotermik rejim singari pillapoyasimon tarqalishga ega bo'ladi (2.7.2-bo'limga qarang) – bu 2.66-rasm, *a*, *b* dan ko'rinadi. «*T–x*» grafigida reaktordagi rejim ikki nuqta bilan belgilangan – $x_k$, $T_k$ bo'lganda boshlang'ich va reaktorda berilgan g bilan olinuvchi $x$ va $T$ lar orqali (2.66-rasm, *d*). $r$ lar har xil bo'lganda nuqtalar guruhi $T(\tau)$ va




***2.66-rasm.*** Aylanish darajasi $x(\tau)$ (*a*) va temperatura $T(\tau)$ (*b*) profillari, «*T–x*» (*d*), shartli vaqt–$\tau_i$ (ekzotermik reaksiya)ning IA reaktorlarida turli kattaliklari uchun grafigi.

(τ) egri chiziqlarda yotadi, (2.162) sistemasida ifodalanadi va «*T–x*» koordinatasida $T=T_k+T_{ad}(x-x_k)$ to'g'ri chiziqda yotadi, bu 2.66-rasm, *d* da punktir chiziqda ko'rsatilgan.

Birinchi tartibli reaksiya bo'lganda va $x_k=0$ holatda (2.162) sistemasi yechimini ko'rib chiqamiz:

$$\left.\begin{aligned} x/\tau &= k(T)(1-x) \\ (T-T_K)/\tau &= \Delta T_{ad}k(T)(1-x) \end{aligned}\right\} \qquad (2.163)$$

Mazkur sistemada reaksiyaning tezlik konstantasi k (T) temperatura T ga bog'liqligi ko'rsatilgan. (2.163) sistemadagi ikki tenglamadan bittaga o'tamiz, buning uchun (2.163) sistemaning birinchi tenglamasidan x ni T ning funksiyasi sifatida qabul qilamiz:

$$x=\frac{k(T)\tau}{1+k(T)\tau}$$

va ikkinchi tenglamaga qo'yamiz:

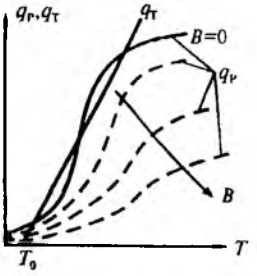
$$T-T_0=\Delta T_{ad}\frac{k(T)\tau}{1+k(T)\tau}. \qquad (2.164)$$

Shunga o'xshash tenglama (2.125) 2.5.4-bo'limda tahlil qilingan edi (katalizatorning g'ovaksiz donasidagi issiqlik hodisalari). Agar $k(T)\tau$ ni $k/\beta_d$ ko'rinishida belgilasak, unda (2.125) va 2.164 tenglamalar to'la ravishda mos keladi. (2.125) tenglama analizidan tenglamaning bitta yoki uchta yechimi bo'lishi mumkinligi aniqlandi. Demak, bir xil sharoitda ideal aralashuv reaktorida jarayon uchun bitta yoki uchta rejim bo'lishi ko'rinadi. Uchta rejimdan ikkitasi barqaror va bittasi beqaror.

2.5.4-bo'limda stasionar rejimga ta'rif berilgandi, barqarorlik sharti olingan edi, oqim temperaturasi o'zgarganda stasionar rejimlar uchun gisterezis ko'rsatildi. Bu barcha xulosalar va ular interpretasiyalarini bu yerda adiabatik jarayonlar uchun ideal aralashuv reaktorlarida qo'llasa bo'ladi.

**Issiqlikni chiqarish bilan boruvchi jarayon**. Issiqlikni chiqarishning statsionar rejimlar soniga ta'sirini ko'rib chiqamiz. Birinchi tartibli reaksiya o'tayotganda (2.161) sistemani (2.164) tenglamani olishdagidek o'zgartiramiz:

*2.67-rasm.* Oqimli reaktorning IA adiabatik rejimida (uzluksiz chiziqlar) va issiqlikni olib chiqish B parametrida stasionar rejimlar sonini aniqlash. (Strelka B ning kattaligi ortish yo'nalishini ko'rsatadi).




$$-T-\frac{\frac{T_0+B\tau\ T_x}{1+B\tau}}{q_T}=\frac{\frac{\Delta T_{ad}}{1+B\tau}\ \frac{k(T)\tau}{1+k(T)\tau}}{q_p}. \qquad (2.165)$$

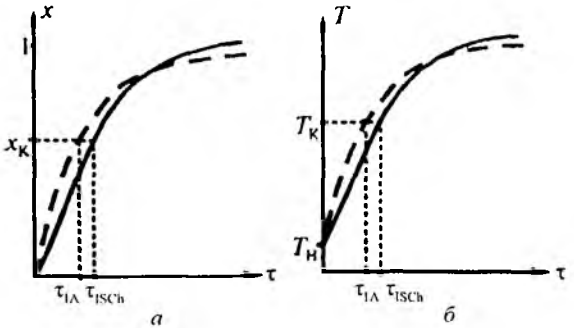
(2.125) dagi singari tenglamaning chap qismi $q_t$ bilan issiqlikni chiqarish, o'ng qismi esa issiqlik ajralish $q_\rho$ sifatida belgilangan. 2.67-rasmda uzuluksiz chiziqlar $q_r$ (T) va $q_t$ (T) ning bog'liqligi adiabatik rejim uchun (B=0), punktir chiziq bilan esa issiqlikni olib chiqish rejimi ($B\neq 0$) ko'rsatilgan. Issiqlikni olib chiqish sharoitida doimiy koeffitsiyent $c_p$ da $\Delta T_{ad}/(1+B\tau)$ – adibatik rejimdagidan kichik va S-shaklli egri chiziq qiyaroqdir.

Issiqlikni olib chiqish orqasida reaktorda maksimal isish adiabatikdagidan kam bo'ladi va $T_{ad}/(1+B\tau)$ga teng bo'ladi. Parametr B ning ayrim qiymatida bitta statsionar rejim bo'lishi mumkin. $T_0$ va $T_x$ larni tanlab [parametr qiymati $(T_0+B\tau T_x)/(1+B\tau)$ da to'g'ri chiziq $q_t(T)$ abssissa o'qini kesib o'tadi], bunday reaktorda ixtiyoriy berilgan aylanishni barqaror holda olish mumkin.

Statsionar rejimlarning bir xil emasligi va nobarqarorligi laboratoriya tadqiqotlaridan reaktorga masshtabli tarzda o'tkazilganda seziladi. Laboratoriyada tanlangan temperatura ma'lum sabablarga ko'ra sanoat miqyosida to'g'ri kelmay qolishi mumkin.

**Ideal aralashuv va siqib chiqarish oqimili rejimlarni adiabatik jarayonda solishtirish.**

IA rejimida turli aylanish darajalari amalga oshadi, deb faraz qilamiz. Bu rejimlardagi jarayon intensivligini solishtiramiz, ya'ni «*x*–*g*» ning bog'liqligi jarayonlarning bir xil parametr va sharoitlarida olib borildi. Avvaliga ekzotermik jarayonni qarab chiqamiz. Tegishlicha bog'lanishlar 2.68-rasmda keltirilgan. Ideal aralashuv rejimida jarayon so'nggi sharoit (temperatura va konsentratsiya)da o'tadi, ideal siqib chiqarish rejimida esa jarayonning o'tish sharoitlari




***2.68-rasm.*** x(τ) (*a*) va T(τ) (*b*)larning oqim reaktorida ISCh (yaxlit chiziqlar) va IA ning adibatik reaktorlarda (punktir) bog'liqligi.

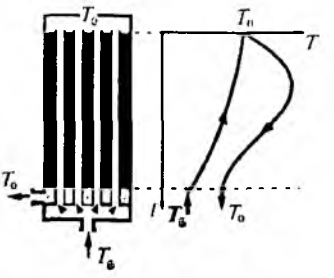
boshidan oxirigacha o'zgarib turadi. Shu bois ISCh rejimida xomashyoning o'rtacha konsentratsiyasi yuqori, o'rtacha temperatura esa kamdir. Aylanish tezligiga temperatura ijobiy ta'sir ko'rsatadi va konsentratsiyaning salbiy ta'siridan kuchliroq bo'ladi. Mana solishtiraylik: aytaylik, $T_k=500$ K; $\Delta T_{ad}=200$ grad; $x=0,5$ bo'lsin. ISCh rejimida jarayonning o'rtacha o'tish sharoitlari $x=0,25$; $T=T_k$ $T_{ad}x \approx 550$K ga teng. IA rejimida: $x=0,5$; T=600 K ga teng. IA rejimida: $x=0,5$; T=600K. Reaksiya tezligi $1-x$ ga proporsional; ISCh rejimida IA dagiga qaraganda 1,5 baravar yuqoridir. Lekin temperaturaning 50 gradus farqi IA rejimida reaksiya tezligi bo'yicha 4 barovar yutiladi, bu «konsentrasion» yo'qotishlardan yuqoridir. Ideal aralashuv rejimi ideal siqib chiqarishga qaraganda bir muncha intensiv, ya'ni aylanishning bir xil darajasiga erishuv borasida IA reaktorida sarflanadigan shartli vaqt kamdir.

IA rejimida jarayon faqat aylanish darajasi yuqori bo'lgan taqdirdagina, ya'ni konsentratsion faktor ta'siri kuchli bo'lgandagina kamroq intensivlikka ega bo'ladi. Bu 2.68-rasmdan ko'rinib turibdi. Endotermik jarayonda ISCh rejimi IA rejimiga qaraganda doimo intensivroqdir.

### 2.8.4. Avtotermik reaktor

Reaksion zonadan issiqlikni olib chiqadigan trubali reaktor varianti 2.69-rasmda ko'rsatilgan. Issiqlik tashigich bo'lib reaksion xomashyoning o'zi xizmat qiladi. Xomashyo reaktor trubkalariga

uzatiladi, u yerda ekzotermik reaksiya issiqliqligi bilan isitiladi. Trubkachalardan o'tgan oqim trubalararo bo'shliqqa yo'naltiriladi, shu yerda reaksiya amalga oshiriladi (katalizatorda). Ajralayotgan issiqlik devor orqali «sovutgichga», ya'ni yangi reaksion aralashmaga beriladi. Reaktorning shunday sxemasini ammiak sintezida ko'rish mumkin. Katalizatorning trubkada emas, balki trubalararo bo'shliqda joylashtirilishi rejim uchun ahamiyatli bo'lmasdan, balki konstruktiv tomonlardan hisobga olinadi.




***2.69-rasm.*** Avtotermik reaktor sxemasi va undagi temperaturalar profili.

Matematik jihatdan jarayon (2.155) reaksion aralashmani isitish tenglamasi bilan to'ldirilgan tenglamalar sistemasida ifodalanadi.

Mazkur tenglama (2.155) sistemaning ikkinchi tenglamasiga o'xshaydi. Unda o'ng tomonda birinchi ko'paytma yo'q – reaksiya yangi reaksion aralashma isitilganda o'tmaydi. Chap qismida «minus» ishorasi turibdi – katalizator qavatida isitilayotgan oqim uning harakatiga teskaridir. Pastdagi x indekslar mazkur kattalikning «sovutgichga» nisbatini anglatadi. Shartli vaqt $x=v_x/V_0$, issiqlik almashinuvi solishtirma yuzasi $F_{sol}x=F_t/v_x$. Agar $r=v_r/V_0$ va $F_{sol}=$ $=F_t/v_r$ ifoda reaksion bo'shliqqa qo'llanilsa, unda (2.166) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$-c_M(dT_x/d\tau_x)=-K_t F_{sol.x}(T_x-T) \qquad (2.166)$$

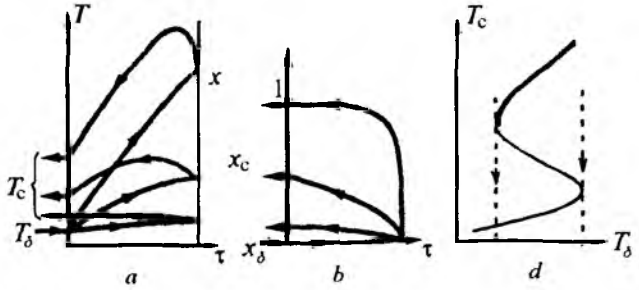
va (2.158) bilan birgalikda shunday reaktordagi jarayonni ifodalaydi:

$$\left.\begin{aligned} &dx/d\tau=r(x, T);\\ &dT/d\tau=\Delta T_{ad}r(x, T)-B(T-T_x);\\ &dT_x/d\tau=-B(T-T_x);\\ &\tau=0 \text{ bo'lganda } T=T_x \ (x=x_b);\\ &\tau=\tau_o \text{ bo'lganda } T_x=T_o \ (x=x_b). \end{aligned}\right\} \qquad (2.167)$$

Dastlabki chegara sharti $T=T_x$ trubkalardan chiqqan $T_x$ temperaturali oqim shu yerning o'zida katalizator qavatiga yo'naltiriladi,

ikkinchi chegara sharti – oqimning reaktorga kirishdagi holati r=0 bo'ladi. Trubkalarda aylanish ro'y bermaganligi sababli $x=x_k$ dir. Ikkinchi chegara sharti trubkaga kiruvchi oqim temperaturasi $T_k$ ni aniqlaydi. (2.167) sistemada chegara shartlari qavatning turli chegaralarida berilgan. Bunday sistemani sonli integrallash uchun «otish» usulini qo'llashadi: $\tau=0$ bo'lganda $T_0$ temperaturaning qiymati tanlanadi, ya'ni chegara shartlaridan foydalaniladi: r=0 bo'lganda $T=T_x=T_0$; $x=x_k$ integrallash so'ngida $\tau=\tau_k$ tengligida $T_x=T_k$ sharti bajarilishi amalga oshadi. Reaksion donada temperaturalar profili issiqlikni olib chiqish reaktorlarida ekstrimal bog'lanish ko'rinishida bo'ladi. Xladagent temperaturasi (yangi reaksion aralashmaniki) trubkalar bo'ylab o'sib boradi. 2.69-rasmning o'ng tomonida temperaturalar profillari ko'rsatilgan. Reaksion zonada jarayon issiqlikni chiqarish bilan, reaktorda esa adiabatik rejimda boradi, chunki tashqi issiqlik tashitgichdan foydalanilmaydi. Shu bois kirish va chiqish oqimlarida oqimlar temperatura farqi adiabatik isitish $\Delta T_{ad}$ x ga teng bo'ladi. Bunday rejim va reaktor *avtotermik* deb yuritiladi.

Yuqorida berilgan usul bilan (2.167) sistemani $T_0$ ning turli kattaliklarida $T_b$ ning bir xil boshlang'ich sharoitlarida yechimini olish mumkin. Bu 2.70-rasm, *a, b* larda ko'rsatilgan. Bitta stasionar rejim past haroratli, kamroq aylanish bilan; boshqasi – to'la aylanish va reaktor ichida katta isish bilan boradi. Isish adiabatik isishnikidan bir necha baravar yuqori bo'lishi mumkin. Uchinchi rejim bular oralig'ida o'rtacha bo'ladi. U beqaror va shu bois amalga oshirib bo'lmaydi. $T_b$ ni o'zgartirib, S-simon bog'liqlikni olamiz (2.70-rasm, *d*).




***2.70-rasm.*** Avtotermik reaktordagi statsionar rejimlar.

$T_k$ ning ma'lum miqdoridagi o'zgarishlarida uchta rejim mavjud bo'lsa (rasmda quyuq qilib berilgan) va boshlang'ich temperatura $T_1$ gacha pasaysa, unda jarayon «o'chadi» – temperatura qaytmas holda strelka bo'ylab pasayadi. Ilgarigi rejimga chiqish uchun reaktorni maxsus isitish zarur bo'ladi. Ammiak sintezi reaktorida bunday hodisalar haqiqatan uchrab turadi.

## 2.9. SANOAT KIMYOVIY REAKTORLARI

### 2.9.1. Kimyoviy reaktorlarni hisoblash haqida umumiy fikrlar

Kimyoviy jarayon va reaktorlar matematik modellari keltirilgan o'zgaruvchan parametrlar (aylanish darajasi, shartli vaqt, nisbiy o'lchami)ni va konstanta, parametr va jarayon sharoitlarining kombinasiyalangan koeffitsiyentlarini o'z ichiga oladi. Jarayon ko'rsatkichlari va sharoitlari, reaktor ishi o'lchanuvchi kattaliklar–bular unum, yuklama, konsentratsiya, temperatura, reaktor o'lchami va hajmi bilan aniqlanadi. Jarayon ko'rsatkichlaridan model parametrlari va o'zgaruvchilariga o'tilganda qanchalik aniqlik bilan ish ko'rilsa, hisoblar ham shunchalik aniq bo'ladi. Modellar parametrlari va o'zgaruvchilari tenglamalar keltirilgan ma'lumotlar asosida topiladi. Bunda quyidagilarga ahamiyat berish lozim bo'ladi.

Parametrlarga kiruvchi kattaliklar o'lchamlari. Bularni shunday tanlash kerakki, unda fizik kattaliklar parametrlar va model o'zgaruvchilari o'rniga qo'yilganda tenglamaning barcha a'zolari o'lchamlari bir xil bo'lsin. Buni misolda tushuntiramiz. $\nu_A A + \nu_v B = \nu_R R$ reaksiya uchun kinetik tadqiqotlar o'tkazildi va kinetik tenglamasi $r = kC_A$ olindi. Reaksiya tezligi mahsulot unumi bo'yicha o'lchandi [r R/l·min)]. A konsentratsiyasi molda olingan, o'lchami A mol/aralashma moli. Reaktor uchun dastlabki ma'lumotlar quyidagichadir: hajm $\nu_p$[$m^3$]; reaktorga $\nu_0$[$m^3$/soat] miqdorida reaksion aralashma uzatiladi. Reaktordagi jarayon ideal aralashuv modeli bilan ifodalanadi:

$$\frac{C_A - C_0}{\tau} = W(C_A) \quad \text{yoki} \quad \frac{C_0 - C_A}{\tau} = k(C_A) \quad \text{yoki} \quad \frac{x}{\tau} = k(1-x). \quad (2.168)$$

Bu uchchala tenglama bir-biriga teng maromdadir. Hisoblash uchun oddiyroq bo'lgan uchinchi tenglamadan ko'proq foydalaniladi. (2.168) tenglamaning oxirgisida o'ng va chap tomondagi o'lchamlar bir-biriga mos kelmaydi. Xato qilmaslik maqsadida quyidagi yo'llardan foydalaniladi:

1. Qayta hisoblash koeffitsiyentlarini kiritish:

– o'nlik qo'shimchalar (kilo-, detsi-, milli- va boshqalardan foydalanish; o'lchov birliklari (joul-kaloriya, tonna-kilogramm, soat-sekund va boshqalarni) dan foydalanish;

– fizik va fizik-kimyoviy konstantalar (zichlik $\rho$[g/l], molekulyar massa M [g/mol], molekulyar hajm 22,4 [l/g-mol], stexiometrik koeffitsiyent $\nu$[mol] va boshqalarga o'rin berish)dan foydalanish.

Bu koeffitsiyentlar ma'lumotnoma adabiyotlarida mavjuddir.

2. O'lchamsiz kattaliklarni ularning dastlabki o'lchamlariga qo'yish: masalan, [ulush]-o'rniga [l/l] yoki [kg/kg] qo'yish.

3. O'lchamga faza holatini ko'rsatish: [J/$l_g$-grad] yoki [J/$l_s$-grad] («g», «s» indekslari gaz va suyuq fazalarga oiddir).

4. O'lchamlarda komponent nomini belgilash: $\nu$ [mol K] M [g/mol A] va h.k. Natijada o'lchamlar mos tushmasligi tufayli xatolar ancha kamayadi.

Ko'rilgan misolda reaksiya tezligi r ning o'lchangan kattaliklari komponent $W_A$ ning aylanish tezligi orqali ifodalanadi:

$$(r/M_R)\cdot(\nu_A/\nu_R) = W_A$$

$$\left[\frac{g}{l\cdot min.}\right] \Big/ \left[\frac{mol\ R}{g\ R}\right] \left[\frac{mol\ A}{mol\ R}\right] = \left[\frac{mol\ A}{l\cdot min.}\right]$$

Qayta hisoblash koeffitsiyentlarini kiritgan holda ular o'lchamlarini shu yerdayoq tenglama ostida yozgan ma'qul bo'ladi – bunda xatoga yo'l qo'yilmaydi. Konsentratsiya $C_A$ ni mol sifatida qaraymiz:

$$C_A/22{,}4 = C_A.$$

$$\left[\frac{l\ \text{A}}{l\cdot\text{sm}}\right]/\left[\frac{\text{mol A}}{l\ \text{A}}\right]=\left[\frac{\text{mol A}}{l\cdot\text{sm}}\right]$$

ning o'lchamiga kiruvchi vaqt r va $V_0$ (va t) bir xil birlikda, masalan, minutlarda yozilishi kerak.

**Jarayon sharoitlari va model parametrlari** ko'pincha har xil formada beriladi. Reaktor uchun belgilangan ma'lumotlar ichida ko'proq unum, yuklama, mahsulot chiqishi, hajm, geometrik o'lcham va boshqalar uchraydi. Reaktordagi jarayonni hisoblashda ishlatiladigan matematik modellar tenglamalarida odatda aylanish darajasini, reaksiyaning shartli vaqti va parmetrlarini fizik kattaliklarning kombinasiyasi sifatida adiabatik isitish $T_{ad}$, issiqlikni chiqarish parametri B, aralashma hajmi o'zgarish koeffitsiyenti va boshqalarga qo'llagan holda foydalaniladi. Bular orasida o'tish talab qilinadi.

Masalan, reaktorning unumi U va xomashyo tarkibi berilgan (asosiy reagent $C_0$ miqdori). Aylanishning berilgan darajali $x$ da reaktor hajmi $v_r$ (yoki mahsulot chiqishi E) ni topish kerak. Reaktor hisobi uning modeli bo'yicha bajariladi, bunda reaksiyaning shartli vaqti r, $C_0$ va boshqa parametrlar tegishlicha o'lchamlarda hisobga olinadi. Unum U reaktor yuklamasi $V_0$ bilan, boshlang'ich konsentratsiyasi $C_0$, aylanish darajasi x va stexiometrik koeffitsiyentlar $\nu_A$ va $\nu_R$ bilan ushbu nisbat orqali bog'liqdir: $U=V_0C_0x\nu_A/\nu_R$ (agar yana selektivlik S berilgan bo'lsa, unda ($U=V_0C_0xS\nu_A/\nu_R$) dir, bu xolda reaktorga tushuvchi yuklamani aniqlash mumkin: $V_0=U/V_0C_0\nu_A/\nu_R$. Bunda $\nu_0$ ni hisoblaganda o'lchamlarga ahamiyat berish kerak va qayta hisoblashda zarur koeffitsiyentlarni kiritish kerak.

$C_0$ va x ni bilgan holda kontaktning shartli vaqti hisoblanadi. Yuklama $\nu_0$ oldin hisoblab qo'yiladi va reaktorning kerakli hajmi $\nu_p=V_0\tau$ dir.

Ko'rsatilgan qoidalarga qunt bilan qarash va hisoblarda ehtiyot bo'lish talab etiladi.

### 2.9.2. Kimyoviy jarayon va reaktorlarni optimallash

Optimal deganda «eng yaxshi» ma'nosini tushunish kerak bo'ladi. «Optimal rejim», «optimal reaktor» deyilganda qaysi holatda eng yaxshi, qaysi ko'rsatkich eng katta ahamiyatli ekanligini bilish talab etiladi. Bunday ko'rsatkichlar sifatida reaktor hajmi, aylanish darajasi, mahsulot chiqishi, jarayon selektivligi va boshqalar bo'lishi mumkinligi tufayli optimal rejimni aniqlash vazifalari ham bir nechta bo'lishi tabiiy (qaysi ko'rsatkich optimallashtirilayotganligiga ham bog'liq). Optimallashtirish vazifasi jarayon va reaktorni tayyorlashning deyarli har bir bosqichida kelib chiqadi. Masalan, katalizator ishlab chiqarishda yoki tanlashda optimal g'ovak struktura aniqlanadi, bunda katalizator donasida maksimal aylanish tezligi hisobga olinadi. Reaktor tanlab, optimal konsentratsiya va temperatura aniqlanadi, bunda maksimal aylanish yoki unda mahsulot chiqishi shunday bo'lsin. Reaktor uchun minimal xarajatlar qilingan holda optimal konstruktiv o'lchamlar topiladi. Kimyoviy jarayon va reaktorlarni optimallashtirish ko'p variantli vazifalardan ekanligini eslatib o'tamiz.

Optimallashtirish – biror qandaydir funksiyaning optimallashtirish kriteriysi ma'lum miqdorda o'zgaruvchanligiga yo'l beradigan ekstremal kattaligi (minimal yoki maksimal)ni tenglamalar yoki tengsizlik bilan aniqlashdir.

Optimallashtirish vazifasi – to'la ravishda matematik amaldir. Jarayon bo'yicha tajribalar yoki hisoblar o'tkazib, mana bu variant optimal, deb bo'lmaydi. Tanlangan variant qandaydir talablarga javob beradi (ko'pincha intuitiv holatda) yoki ishlab chiqaruvchining xohishini qondiradi. Buni hali optimallashtirish deb bo'lmaydi.

Optimallashtirish matematik amal sifatida vazifaning qo'yilishi (formulirovkasi) va uning yechimini o'z ichiga oladi.

**Optimallashtirish vazifasining qo'yilishi** quyidagilarni ko'zda tutadi.

1. Optimallashtirish kriteriysi F ni baholab, uning ekstremal kattaligini topish kerak bo'ladi. Yuqorida aytilganidek, tadqiqot yoki ishlanma bosqichlariga bog'liq ravishda *turlicha kriteriylar* tanlanishi

mumkin. Bu jarayonning maksimal yoki minimal miqdordagi biror ko'rsatkichi, ya'ni yaxshisi bo'lishi mumkin. Birgina kriteriyni tanlash maqsadlidir, aks holda ko'p kriteriylar bo'lsa moslashish bo'lmaydi. Bir vaqtning o'zida maksimal aylanish bilan reaktorning hajmi minimal bo'lishi (optimallashtirishning ikki kriteriysi) mumkin emas. Birinchi shart uchun katta reaktor, ikkinchisi uchun esa kichik darajadagi aylanish zarur bo'ladi.

2. Shunday o'zgaruvchilarni tanlash kerakki, unda kriteriy F ekstrimal qiymatga ega bo'lsin. Bu jarayon sharoitlari yoki uning parametrlari bo'lib, ularni almashtirish mumkin. Ular boshqaruvchi parametrlar deb ataladi va u harfi bilan ifodalanadi.

3. Optimallashtirish kriteriysi F ning boshqarish parametrlari u bilan matematik bog'lanishini, ya'ni F(u) ning bog'liqligini aniqlash. Optimallashtirish kriteriysi funksional bog'lanish F(x,u)orqali beriladi.

Shunday qilib optimallashtirish vazifasi quyidagi ko'rinishda ifodalanadi:

$$F(x, u) = extr(u); \qquad (2.169)$$

$$f(x) = 0. \qquad (2.169\ a)$$

4. O'zgaruvchilarga qo'yiladigan cheklanishlarni aniqlash. Masalan, temperatura issiqlikka chidamlilik borasida material turiga bog'liqligi, konsentratsiya uning o'zidan-o'zi o't olish chegarasidan past bo'lishi, selektivlik berilgandan past bo'lmasligi kabi va boshqa talablarga qaraladi. Shu bois optimallashtirish vazifasi tengsizliklar bilan to'ldirildi:

$$u_{min} \le u \le u_{max}; \; x_{min} \le x \le x_{max}. \qquad (2.169\ b)$$

Masalan, $T \le T_{max}$; $C_{aq} \ge C \ge C_{ayu}$ ($C_{aq}$, $C_{ayu}$–quyi va yuqori alangalanish chegaralari); $S > S_{min}$ va h.k.

(2.169) – (2.169 *b*) tenglamalar optimallashtirish umumiy vazifasining qo'yilishidir.

**Optimallashtirish vazifasining yechimi** (2.169) shartlarining qo'shimcha bog'larda (2.169 *b*) va cheklanishlarda (2.169, *b*) u ning qiymatini aniqlashdir. Umumiy holda funksiya ekstremumini aniqlash orqali yechim bajariladi:

$$\partial F(x, u)/\partial u = 0$$

Mazkur tenglama bilan haqiqiy yechimni topish har doim ham amalga oshavermaydi. Endi kimyoviy reaktordagi jarayonni chuqurroq analiz qilishning bir necha vazifasini ko'rib chiqamiz.

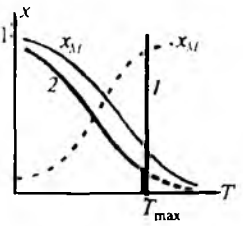
**Nazariy optimallashtirish**. Kimyoviy jarayon ifodalangach (asosan, kinetik model), nazariy optimallashtirish o'tkaziladi. Aylanish tezligi reagentlar konsentratsiyasi bilan temperaturaga bog'liq bo'ladi. Aylanish paytida reaksion aralashma tarkibi o'zgaradi, savol kelib chiqadi: reaksiya o'ta borishi bilan temperaturani qanday o'zgartirish kerakki, berilgan aylanish maksimal intensivlik bilan o'tkazilsin. Optimallashtirish kriteriysi deb r olinadi, boshqaruvchi parametr esa T dir:

$$F(u) \equiv \tau(T) = \int_0^x dx/r(x, T);\ T \le T_{max}. \qquad (2.170)$$

**Oddiy qaytmas va qaytar reaksiyalar**. Oddiy reaksiya o'tuvchi jarayonda barcha komponentlar konsentratsiyalari reaksiya stexiometriyasiga qarab o'zgaradi va reaksion aralashma tarkibi birgina mustaqil o'zgaruvchi – asosiy komponentning aylanish darajasi *x*, bu boshqa o'zgaruvchilarga bog'liq emas. Bunday jarayonni *bog'lanmagan jarayon* deb ataydilar. Jarayonning maksimal intensivligi (minimal $\tau$ aylanish tezligi *x* ning har bir qiymatida maksimal bo'lgandagina erishiladi.

Oddiy qaytmas va qaytar endotermik reaksiyalar tezligi temperatura bilan o'sadi (2.15 *a* va 2.19-rasm, *a* larga qarang). Uning maksimal qiymatiga maksimal bo'luvchi temperatura $T_{max.}$ da erishiladi. Mana shu jarayonning optimal temperaturasidir: $T_{opt.} = T_{max.}$ (*x* ning ixtiyoriy qiymatida). Tegishlicha bog'lanish $T_{opt.}(x)$ bu reaksiyalar uchun 2.71-rasmdagi 1 to'g'ri chiziq bilan ko'rsatilgan. x maksimal temperaturada muvozanatdagi qiymatdan yuqori bo'la olmaydi, bu mazkur rasmdagi $T_{max.}$ $x_r$ bilan kesishidan topiladi. *x* ning bu qiymatlari uchun yechim yo'qdir. Qaytar ekzotermik reaksiya tezligi temperaturaga ekstrimal bog'liqdir (2.18-rasm, *a* ga qarang).

$T_{opt.}$ qiymatlari maksimal reaksiya tezligida *x* ko'payishi bilan kamayadi, bu 2.18-rasm, *b* da va 2.71-rasmda qaytarilgan (2 egri

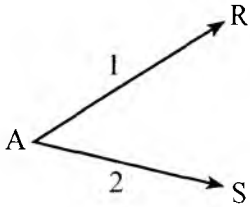



*2.71-rasm.* Oddiy reaksiyalar uchun optimal temperaturalar: *1* – qaytar ekzotermik va qaytmas; *2* – qaytar va endotermik (punktir); $x_M$ – reaksiyalar uchun muvozanatdagi aylanish darajasi.

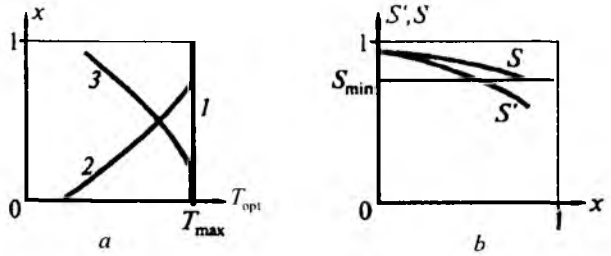
chiziq). $T \leq T_{max.}$ bo'lib cheklanilganda avvaliga $T_{opt.} = T_{max.}$ bo'ladi va keyin kamayadi.

Aylanishning murakkab sxemasi uchun maksimal intensivlikni aniqlashda jarayon selektivligining komponent bo'yicha cheklanishini qo'shish kerak bo'ladi, u R bilan belgilanadi: $S \geq S_{min.}$ Bu yerda selektivlikka bo'lgan cheklanish bajarilmasligi mumkin. *Bog'langan jarayon* – uning ikki ko'rsatkichi ($x$ va S) jarayonda o'zaro bog'liqdir. Optimallashtirishning bu vazifasini aniqroq bajarish uchun maxsus matematik apparat zarur bo'ladi. Bu yerda faqat natijani keltiramiz va aylanishning kattaligi optimal temperatura bilan o'zgarish xarakterini tushuntiramiz.

Aylanishning parallel sxemasi:




Agar xususiy reaksiyalar aktivlanish reaksiyalari $E_1$ va $E_2$ lar bir-biri bilan $E_1 > E_2$ nisbatda bog'langan bo'lsa, unda temperatura ortishi bilan intensivlik ham, jarayon selektivligi ham yaxshilanadi, ya'ni $T_{opt.} = T_{max.}$ (2.72-rasm, *a* dagi 1-to'g'ri chiziq). Agar $E_1 < E_2$ bo'lsa, unda T ning ortishi jarayonning intensivligiga olib keladiyu, selektivligiga salbiy ta'sir ko'rsatadi. Bu holda, avvaliga konsentratsiya va shu bois aylanish tezligi yuqoriligida intensivlik kamayishi hisobiga selektivlikdan yutish mumkin. Aylanish vaqtida (x ortganda) aylanish tezligi pasaya borishi hisobiga temperatura oshiriladi, bu selektivlikdan yutqazish hisobiga boradi. S ning




*2.72-rasm.* Optimal temperatura $T_{opt.}$ (*a*)ning parallel (1,2) va ketma-ket (1,3) aylanish sxemalari uchun ($1-E_1>E_2$; 2, $3-E_1<E_2$) va integral S va differensial S′ selektivliklar (*b*) jarayondaligining parallel sxemasi uchun ko'rsatilgan.

integral qiymati $S_{min.}$ dan kam bo'lmaydi. Optimal temperatura $T_{opt.}$ – o'sib boradi (2.72-rasm, *a* dagi 2-egri chiziq. Differensial S va integral selektivlik S larning o'zgarishi 2.72-rasm, *b* da ko'rsatilgan).

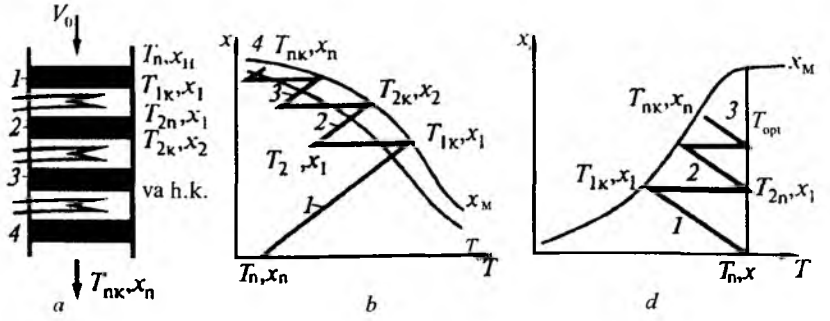
**Aylanishning ketma-ket sxemasi:** $A \xrightarrow{1} R \xrightarrow{2} S$.

Agar $E_1>E_2$ bo'lsa, unda optimal temperatura parallel sxemaniki singari maksimalga teng bo'ladi: $T_{opt.}=T_{max.}$ (2.72-rasmdagi 1 to'g'ri chiziq). Ketma-ket sxemada oraliq mahsulot R bo'yicha jarayonda reaksiya o'tgan sari kamaya borishi tufayli (2.50-rasmga qarang), unda aylanish darajasi $S \geq S_{min.}$ shartining bajarilishi 2.72, *b*-rasmda ko'rsatilganidek, cheklangandir. Agar $E_1<E_2$ bo'lsa, unda jarayonni minimal temperaturada boshlash mumkin bo'ladi. Aylanish tezligi maksimal bo'ladi. Aylanish selektivligi hali oraliq komponent R yig'ilmaganligi bois birga yaqin bo'ladi. U yig'ilgan sari temperatura kamaytirib boriladi. Jarayon intensivligi pasayishi R ning S ga aylanishining to'xtashi bilan boradi ($E_1>E_1$), ya'ni selektivlikda yutiladi. Jarayon oxiridagi intensivlikning pasayishi boshidagi yuqoriligi bilan kompensasiyalanadi. Jarayonda $T_{opt.}$, S va S' larning o'zgarishi 2.72-rasmda ko'rsatilgan. Nazariy optimallashtirish reaktor tipini tanlashda prinsipial masalalarni hal qilishga yordam qilishini eslatib o'tamiz. Masalan, $SO_2$ ning $SO_3$ gacha oksidlanishi – bu qaytar ekzotermik katalitik reaksiyadir.

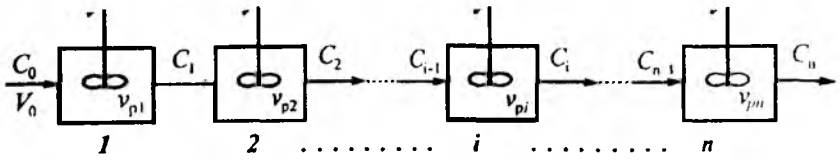
Optimal temperatura aylanish darajasi ortishi bilan kamayib boradi (2.71-rasmdagi 2-egri chiziq). Reaksiya o'tishi bilan reaktordagi temperatura ham kamayib borishi kuzatiladi. Bunga faqat

oraliq holda sovutish bilan ishlaydigan ko'p qavatli reaktorlardagina erishiladi. Reaktor sxemasi 2.73-rasm, *a* da ko'rsatilgan. «*T–x*» grafikda qavatdagi adiabatik jarayonda qiya holdagi to'g'ri chiziqdir (2.61-rasm va 2.160 tenglamaga qarang). Issiqlik almashtirgichdagi qavatlar orasida temperatura pasayadi, aylanish bo'lmaydi – *x* o'zgarmaydi. «*T–x*» koordinatalarida issiqlik almashtirgichdagi jarayon gorizontal chiziq bilan ifodalanadi. Jarayon rejimi ko'p qavatli reaktorda – grafikdagi siniq chiziqdir (2.73-rasm, *b*). U Topt egri chizig'i atrofida joylashadi va temperatura qavatdan-qavatga sari pasayadi. Shunday apparat tipini endotermik jarayon uchun ham qo'llash mumkin (sintetik kauchuk sanoatida monomerlarni uglevodorodlardan degidrirlab olishda), qavatlar oralig'idagi oqim isitiladi va temperatura maksimal bo'lishi kerak (2.73-rasm, *d*).

**Reaktorlarni optimallashtirish**. Reaktorda issiqlik almashinish sharoitlari, reagentlarni uzatish uning konstruksiyasiga qarab aniqlanadi, bunda jarayon ko'rsatkichlarini yaxshilovchi rejimlarni tanlash lozim bo'ladi. Jarayonning matematik ifodasiga ega bo'la turib va optimallashtirish usullarini ishga solib, buni amalga oshirish mumkin bo'ladi. Optimal rejimni tahlil qilish mumkin bo'lgan ba'zi misollarni ko'rib o'tamiz.




*2.73-rasm.* Reaktor tanlash va uning rejimini optimallashtirishga doir: oraliq issiqlik almashtirgichlarga ega ko'p qavatli reaktor (*a*); «*T–x*» grafiklari qaytar ekzotermik (*b*) va endotermik (*d*) reaksiyalar uchun; $x_м$ – aylanishning muvozanatdagi darajalari; $T_{opt.}$ – optimal temperaturalar.




*2.74-rasm.* Ideal aralashuv reaktorlari kaskadi.

**Bir xil temperaturali ideal aralashuv reaktorlari kaskadi.** Sxema va kerakli belgilar 2.74-rasmda ko'rsatilgan. Bunday sxema suyuq fazali reaktorlar ketma-ketligi yoki katalizatorning psevdosuyuqlangan ko'p qavatli reaktorlari uchun xarakterlidir. Reaktorlarni tanlaganda ular hajmi kichikroq bo'lishiga erishish kerak, ya'ni $\Sigma v r_i = \min$. Yuklama $v_0$, boshlang'ich $C_0$ va oxirgi $C_o$ konsentratsiyalar berilgan. $v_p = v_{0\tau}$ bo'lganligidan optimallashtirish kriteriysi $\sum_i v_{ri}$ ni $\sum_i \tau_i = \min$ ga almashtirish mumkin. Boshqaruvchi o'zgaruvchilar sifatida har bir reaktordan keyingi konsentratsiyalar bo'lgan $C_1$, $C_2$, $C_3$.....$C_{n-1}$ ($C_n = C_0$ – berilgan)larni tanlaymiz. Temperatura barcha reaktorlarda bir xil bo'lib, tezlik konstantalari k ham teng deb olinadi, shu bois:

$$(C_1 - C_0)/\tau_1 = -kC_1;$$

$$(C_2 - C_1)/\tau_2 = -kC_2;$$

.....

$$(C_i - C_{i-1})/\tau_i = -kC_i;$$

Sistemadan $-k\tau_i = (C_i - C_i)/C_i$ ni olamiz. Optimallash kriteriysi $\sum_i \tau_i$ dan ekvivalent kriteriyga o'tamiz:

$$\sum_i k\tau_i = \sum_i \frac{C_{i-1} - C_i}{C_i} = \sum_i \left( \frac{C_{i-1}}{C_i} - 1 \right) = \min C_i (i = 1, 2, ....., n-1) \quad (2.171)$$

Shunday qilib, masalani yechish uchun $n-1$ noma'lumni topish kerak. (2.171) funksiya ekstremumiga quyidagi sistema javob beradi:

$$\frac{\partial}{\partial C_i} \sum k \ \tau_i = \frac{\partial}{\partial C_i} \sum \left( \frac{C_{i-1}}{C_i} - 1 \right) = 0; \quad i = 1, 2, ....., n-1 \quad (2.172)$$

Har bir $C_i$ da i dagi τ va (i+1)dagi reaktor bog'liqligi bilan xarakterlanadi, ya'ni ikkita ko'paytma yig'indi belgisi sifatida olinadi. Bu (2.172) yechimini yengillashtiradi:

$$\frac{\partial}{\partial C_i}\sum\left[\left(\frac{C_{i-1}}{C_i}-1\right)+\left(\frac{C_i}{C_{i+1}}-1\right)\right]=-\frac{C_{i-1}}{C_i^2}+\frac{1}{C_{i+1}}=0$$

so'nggi tenglamadan esa:

$$\frac{C_{i-1}}{C_i}=\frac{C_i}{C_{i+1}} \text{ yoki } \frac{C_{i-1}}{C_i}-1=\frac{C_i}{C_{i+1}}-1, \text{ yoki } k\tau_i=r\tau_i+1 \qquad (2.173)$$

hamda nisbat kelib chiqadi:

$$Ci+1=C_i^2/C_{i-1};\ i=1, 2, 3, \ldots, n-1 \qquad (2.174)$$

Tahlil natijasi quyidagichadir. (2.173) dan barcha reaktorlar tengligi ko'rinadi; $v_{p1}=v_{p2}=\ldots=v_{pn}$. Bu faqat birinchi tartibli reaksiyalar uchundir. Aylanish kinetikasi o'zgacharoq bo'lsa, unda optimal bo'lib, reaktorlar hajmining har xilligi hisobga olinadi: reaksiya tartibi birinchidan yuqori bo'lganda ortib boruvchi ($v_{p1}<v_{p2}<v_{p3}\ldots$), tartibi birinchidan kam bo'lsa, unda kamayuvchi ($v_{p1}>v_{p2}>v_{p3}\ldots$) hisoblanadi.

**Oraliq issiqlik almashtirgichli adiabatik reaktorlar kaskadi**. Bunday turdagilarga oltingugurt dioksidining oksidi, ammiak sintezi, uglerod oksidi konversiyasi va reaktorlar kiradi, ularda qaytar ekzotermik reaksiya amalga oshadi. Reaktor sxemasi va «*T–x*» grafigi rejimi 2.73-rasm, *a*, *b* da ko'rsatilgan.

$v_0$ hajmli reaksion aralashma katalizatorning birinchi qavatiga kiradi. Boshlang'ich temperatura kattaligi $T_{1b}$ va aylanish darajasi x dir. Qavatdan chiqishda T va *x* qiymatlari teng. Issiqlik almashtirgichdan keyin temperatura kamayadi va ikkinchi qavat oldida $T_2$ b ga teng bo'ladi, aylanish darajasi tabiiyki, o'zgarmaydi. Keyin bunday «reaksiya – issiqlik almashinuv» ketma-ketligi qaytariladi. Reaktor n qavatdan iborat. Jarayonning maksimal intensivlik sharti (optimallik kriteriysi F) barcha qavatlarda katalizator hajmi minimal bo'ladi:

$$F=\sum_i \tau_i=\min \qquad (2.175)$$

bu $x_c$ reaktorda berilgan aylanishga erishish demakdir.

Boshqarish parametrlari qilib $x_i (i=1, 2, n-1)$ larni olamiz – har bir qavatdagi jarayonni shunday aylanish darajasida olib borish kerak bo'ladi (chiqishda oxirgi qavatda $x_{nc}=x_c$ deb shart berilgan) va temperatura $T_i$ har bir qavat oldida ($i=2,.....n$; kiraverishda temperaturada $T_{ib}$ odatda beriladi). Adiabatik jarayonning qavatdagi ifodasidan [(2.159) va (2.160) tenglamalarga qarang] quyidagilar kelib chiqadi.

$$\tau_i = \int_{x_{i-1}}^{x_i} \frac{dx}{r(x,T)} = \int_{x_{i-1}}^{x_i} f(x,T)dx; \qquad (2.176)$$

$$T = T_{ib} + \Delta T_{ad.}\,(x - x_{ib}), \qquad (2.177)$$

bu yerda $f(x, T) = 1r/(x, T)$ – reaksiya tezligining teskari qiymati.

Shunday qilib, vazifa $2(n-1)$ o'zgaruvchilari $x_i (i=1,2,3,... n-1)$ va $T_{1b}$ $(i=2,3,....., n)$ ni optimallash kriteriysining minimum qiymatini topishga kelib taqaladi (2.175). Vazifa ancha og'ir bo'lib, boshqarishning parametrlari ko'p va kriteriy ham integral ifodadir. Tayyorgarlik tahliliga to'xtalamiz. Optimal rejimda:

$$\frac{\partial \sum \tau_i}{\partial T_{i6}} = 0; \quad i=2, ....., n \qquad (2.178\ a)$$

$$\frac{\partial \sum \tau_i}{\partial x_i} = 0; \quad i=1,2, ....., n-1 \qquad (2.178\ b)$$

$T_{ib}$ qavatdagi boshlang'ich temperaturaga faqat shu qavatning $\tau_i$ si bog'liq bo'ladi, bu $T_i$ b ning integralosti funksiyasiga kirishidadir [(2.176) va (2.177) larga qarang]. (2.178, *a*) ning shartini quyidagi ko'rinishga keltiramiz:

$$\frac{\partial \sum \tau_i}{\partial T_{i6}} = \frac{\partial \tau_i}{\partial T_{i6}} = \frac{\partial}{\partial T_{i6}} \int_{x_{i-1}}^{x_i} f(x,T)\ dx = 0. \qquad (2.179)$$

Parametr α bo'yicha aniq integralni integrallash qoidasini esga solamiz:

$$\frac{\partial}{\partial \alpha} \int_{a(\alpha)}^{b(\alpha)} f(x,\alpha)dx = f(b)\frac{db}{d\alpha} - f(\alpha)\frac{da}{d\alpha} + \int_{a(\alpha)}^{b(\alpha)} \frac{\partial f(x,\alpha)}{\partial \alpha} dx. \qquad (2.180)$$

$T_{ib}$ ga o'zgaruvchi $T$ bog'liq bo'ladi, u integralosti funksiya $f(x, T)$ ga kiradi, uni $T_{ib}$ bo'yicha murakkabligi uchun integrallaymiz. Unda (2.179) tenglama quyidagicha ko'rinishga ega bo'ladi:

$$\frac{\partial}{\partial T_{ib}}\int_{x_{i-1}}^{x_i} f(x,T)dx = \int_{x_i-1}^{x_i}\frac{\partial f}{\partial T}\frac{dT}{dT_{ib}}dx = \int_{x_i-1}^{x_i} f\Gamma(x,T)dx = 0, \qquad (2.181)$$

bu yerda (2.17)dan $\partial T/\partial_t/dT_{ib}=1$ olindi, $F_t(x\ T)=\partial f(x,\ T)/\partial T$ ligini ham hisobga olamiz.

(2.181) shartining bajarilishi mumkinligi qaytar ekzotermik reaksiyaning temperaturaga bog'liqligidan kelib chiqadi. Bu 2.75-rasm, *a* dan ko'rinadi. Funksiya $f_t$ ni integrallash «*T–x*» grafigida adiabatik to'g'ri chiziq bo'yicha olib boriladi.

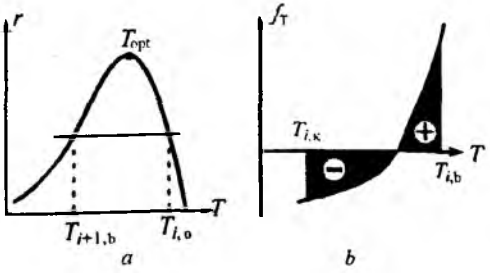
Chiziq bo'ylab tezlik ortib boradi, unga teskari bo'lgan kattalik $f(x,\ T)$ kamayadi, ya'ni $f_t<0$ bo'ladi. Optimal temperaturaga yetgach reaksiya tezligi sekin kamayadi, $f_t>0$ bo'ladi, shu yo'sinda integralning nolga teng qiymatiga erishish mumkin bo'ladi (2.181). Lekin buning uchun jarayon albatta optimal temperaturalar chizig'ining chapidan boshlanishi, tamomlanishi esa o'ng tomondandir. Shu bois (2.178 *b*) tenglamadan kelib chiqadi:

$$\frac{\partial\sum\tau_i}{\partial x_i}=\frac{\partial\tau_i}{\partial x_i}+\frac{\partial\tau_{i+1}}{\partial x_i}=\frac{\partial}{\partial x_i}\int_{x_{i-1}}^{x_i} f(x,T)dx+\frac{\partial}{\partial x_i}\int_{x_i}^{x_{i+1}} f(x,T)dx=0.$$

Ushbu ifoda $(i+1)$ qavatdagi temperatura $x_i$: $T=T_{i+1b}+\Delta T_{ad}(x-x_i)$ ga bog'liq bo'ladi. Differensiallash qoidasidan foydalanib, so'nggi ifodani o'zgartiramiz:

$$f(x_i,T_{ic})-f(x_i,T_{i+1,6})+\int_{x_i}^{x_{i+1}}\frac{\partial f}{\partial T}\frac{dT}{dx_i}dx=0.$$

Bu yerda $dT/dx_i=\Delta T_{ad}$ va $\int_{x_i}^{x_{i+1}} f_T dx=0$ bo'lgani uchun so'nggi ifodadagi uchinchi ko'paytma nolga teng bo'ladi, shu bois quyidagini olamiz:




***2.75-rasm.*** Qaytar ekzotermik reaksiya tezligi r (*a*) ning funksiya $f_t$ (*b*) ga bog'liqligi.

$$f(x_i, T_{ib}) = f(x_i, T_{i+1,b}) \text{ yoki } r(x_i, T_{ix}) = r(x_i, T_{i+1,b}) \qquad (2.182)$$

bundan oxirgisidan oldingi va boshidagidan keyingi qavatlardagi reaksiya tezliklari tengligi ko'rinadi. Bu ham r ning T ga ekstremal ravishda bog'liqligidan kelib chiqadi (2.75-rasm, *a* ga qarang). i qavatda tamomlanuvchi jarayon $T_{ib}$ da optimal temperaturaning o'ng tomonida bo'lib, $T_{i+1}$ bo'lganda boshlanishi undan chapda bo'lishi kerak. Reaktordagi optimal rejim optimal temperaturalar chizig'i atrofida joylashishi ko'rinadi, bu tabiiy natijadir.

Trubkasimon reaktor. Trubkasimon reaktordagi optimallash unchalik qiyin ish emas. Bu yerdagi birgina boshqariluvchi parametr – bu xladagent temperaturasi $T_x$ dir. Gaz tarkibi va kirishdagi temperatura odatda beriladi. Ko'pgina amaliy holatlarda $T_x$ ni qavatdagi maksimal temperatura ruxsat etiladigan temperaturadan oshib ketmaydigan qilib tanlanadi.

Rejimni optimallashtirish bilan bir qatorda reaktorning asosiy konstruktiv o'lchamlari – diametri va balandligi, katalizator donalari o'lchami va boshqalarni optimallashtirish vazifasi ham kelib chiqadi. Lekin bular reaktorni loyihalash masalalaridir.

### 2.9.3. Kimyoviy reaktorlarning konstruktiv elementlari

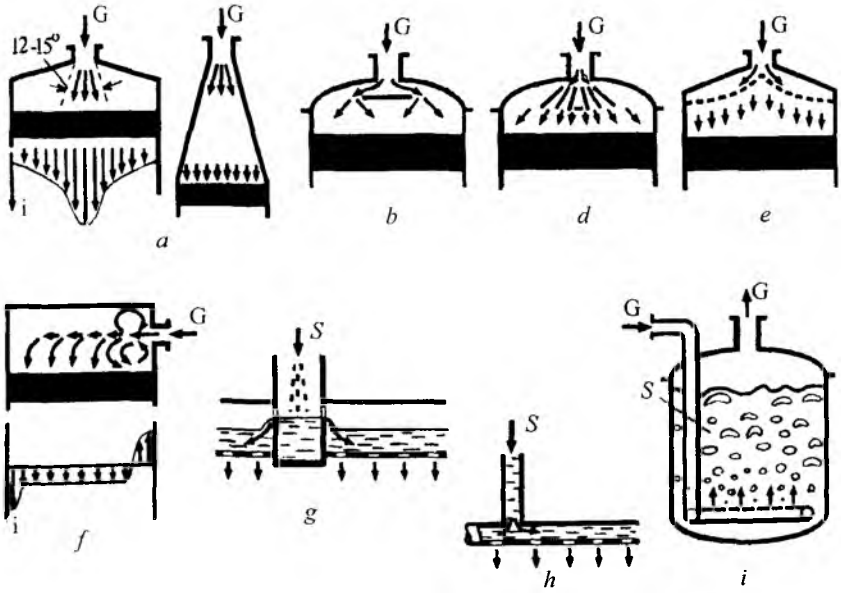
Kimyoviy reaktorlarni loyihalash unda o'tadigan jarayonlar uchun zarur sharoitlarni yaratishni ko'zda tutadi. Rejimni tanlash va jarayonning tashkil etilishini aniqlash ilgari muhokama etilgan edi. Reaktor konstruksiyasi mana shu rejimlarni amalga oshirishni ta'minlashi zarur. Real apparatda jarayon uchun tanlangan sharoitlardan tashqari chiqish ham sodir bo'ladi. Chetga chiqishlarning ikki xili ko'proq uchraydi. Birinchisi – jarayon sharoitlarining o'zgarib turishi, oqimlar soni, dastlabki xomashyo tarkibi, bosim va temperaturadir. Berilayotgan rejimni ta'minlash sanoatni avtomatlashtirish bilan bog'liq bo'lgan jarayon sharoitlarini boshqarish vazifasidir. Ikkinchi xil chetga chiqish (buni fazoviy deb nomlaymiz) reaktorning konstruktiv o'ziga xosliklari bilan bog'liqdir.

**Reaktor kesimi bo'yicha oqim taqsimotining bir xilmasligi.** Bular haqida 2.7.4-bo'limda bir oz gapirilgandi. Kirayotgan oqim

kesim bo'yicha baravar tarqalmaydi va reaksion zonaning ayrim qismlari bir xil bo'lmagan sharoitda ishlaydi.

Bunday holatdan maxsus tarqatmalar (bularning ayrimlari 2.76-rasmda keltirilgan) qo'yish bilan chiqish mumkin.

Trubadan chiqayotgan sochma ochilish burchagi 12° ga tengligi ma'lum. Moddaning reaktor kesimi bo'yicha baravar tarqalishiga erishish uchun kirish patrubkasidan juda uzun konussimon o'tish joyi qilish kerak (2.76-rasm, *a*). Uning uzunligini apparat diametri va kirish patrubkasi nisbatini 5 ga va undan ortiq qilib olib hisoblash mumkin bo'ladi. Shu bois kiruvchi oqimni bo'ladigan «qaytaruvchi» plastina (2.76-rasm, *b*) yoki bo'lmasa oqimni kesim bo'yicha tarqatuvchi konuslar sistemasi (2.76-rasm, *d*) yoki profillangan to'r (2.76-rasm, *e*) dan foydalaniladiki, bunda oqim reaktor kesimi bo'yicha tekis tarqaladi. Hatto yonaki kiritgich ham baravar tarqalishni kafolatlay olmaydi (2.76-rasm, *f*). Oqimlar uzilishini yengillashtirish uskunalaridan foydalanish ham foydadan xoli bo'lmaydi. Bunday uskunalar aerogidrodinamik modellash

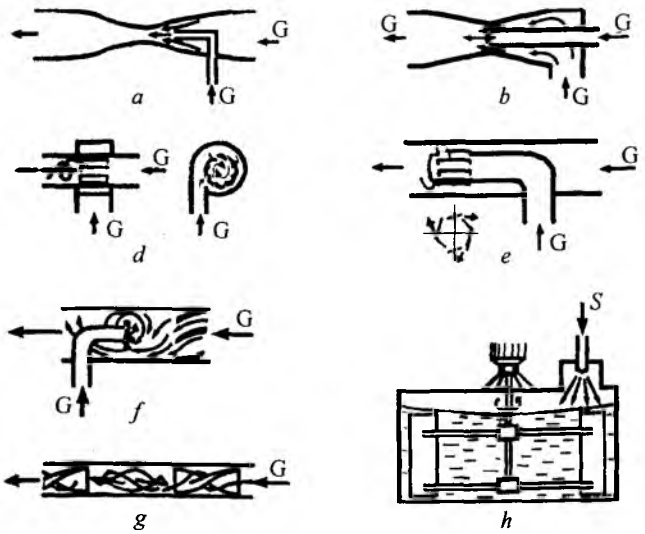



***2.76-rasm.*** Kimyoviy reaktorlardagi oqimlar tarqatgichlarining ko'rinishi.

(sovuq fizik modellarda – ya'ni reaksiyasiz sharoitda) usullari bilan amaliyotga kiritiladi.

**Oqimlarning aralashuvi** bir qaraganda oddiy vazifaga o'xshaydi. Lekin ikki oqim bir trubaga yo'naltirilganda turbulent oqim bilan 12, balki 20 kalibr (diametr)gacha suriladi. Bu, avvalambor, katta xarajatlar bilan bog'liq.

Mana qarang, $SO_2$ ni oksidlashda katalizator qavatlari orasida reaksion aralashma sovuq gaz bilan sovutiladi. Reaktor diametri 12 metr. Oqimlar aralashishi uchun 150 metrdan ortiq masofa zarur bo'lishini hisoblash mumkin. Ikkinchidan, qo'shilayotgan moddalar portlovchi aralashma hosil qilishi ham mumkin (nitrat kislota ishlab chiqarishda ammiak havo bilan, organik sintezda uglevodorodlar havo bilan h.k). Oqimning qaysidir qismlarida ham portlovchi aralashmalar hosil bo'lib qolishi tasodifiy hol emas, albatta. Uchinchidan, oqimlarning to'la aralashib ketishiga qadar joylarda noxush reaksiyalar amalga oshishi mumkin. Issiq bug'ning uglevodorodlar degidrirlanishi vaqtida joylardagi isib ketish hollari uchrab turadi.




***2.77-rasm.*** Oqimlar va reaktorlar aralashtirgichlari.

Oqimlar aralashuvini (misollar 2.77-rasmda ko‘rsatilgan) gaz yo‘llarini profillash orqali (oqim kirishi oldida) amalga oshirish mumkin. Buning uchun Venturi trubasidan (2.77, *a*-rasm), bitta tez oqimni ikkinchisiga injeksiyalash (2.77, *b*-rasm) maxsus uskuna qo‘yish (2.77-rasm, *d, e*) va uchrashuvchi oqimlar berish (2.77, *f*-rasm)dan foydalanish mumkin. Statik aralashtirgichlarni ham qo‘llash yaxshi natijalar beradi. So‘nggi misolda trubada qator vintsimon qo‘shimchalar qo‘yiladi. Bularning har biri oqimni turli tomonga navbatma-navbat burib turadi. Bunday uskunalarda hatto aralashib ketuvchi fazalar ham qavatlanmaydi, reaksion aralashma aralashtirgichli reaktorga uzatilganda ham joylarda konsentrasion bir xillikka erishilmaydi.

Forsunka orqali suyuqlikning sochilishi (2.77-rasm, *h*) reagentni ko‘p nuqtaga bo‘lib kiritishga sharoit yaratadi va uning apparatda asosiy massa bilan intensiv aralashuviga erishadi. Bunday aralashtirishlarda ham aerogidrodinamik modellashdan foydalaniladi.

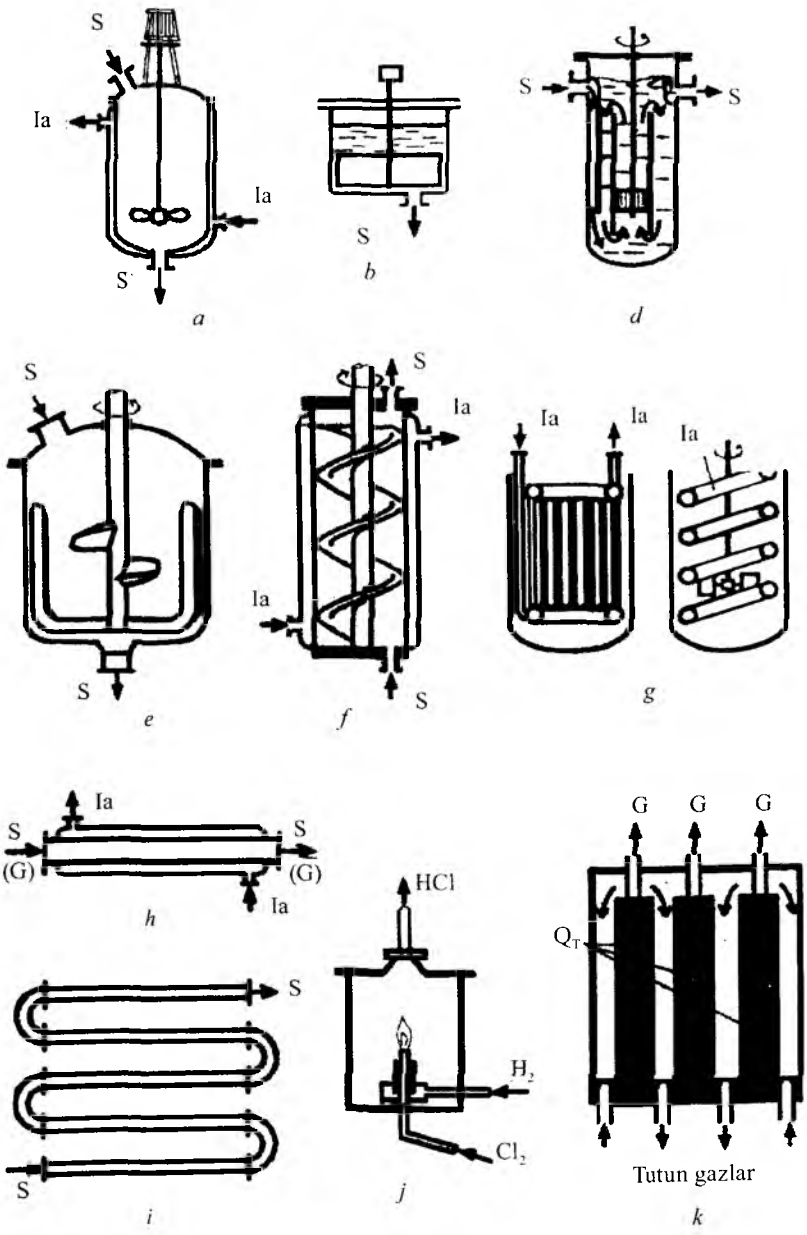
### 2.9.4. Sanoat kimyoviy reaktorlarining sxema va konstruksiyalari

Sanoat reaktorlarini avvalo ishlatish sohasi, jarayon xarakteri, ko‘rinishi, modeli, konsentratsiya va temperatura tarqalishi kabi jihatidan qarashga to‘g‘ri keladi.

**Gomogen jarayonlar uchun qo‘llaniladigan reaktor**–hajmiy (2.78-rasm, *a-e*, *i*, *k*) yoki trubkasimon (2.78-rasm, *j*, *z*) larga bo‘linadi. Hajmiy apparatlar (davriy va oqimli) turli konstruksiyalarga ega bo‘lib, aralashtirgichlar bilan jihozlanadi, bular propellerli (2.78-rasm, *a*), parrakli (2.78-rasm, *b*), turbinali bo‘lib, intensiv aralashtiradi (2.78-rasm, *d*).

Yopishqoq suyuqliklar uchun alohida tipdagi aralashtirgichlar ishlatiladi (2.78-rasm, *a*, *d*).

Reaktorlar temperaturasi qoplama orqali ushlab turiladi (2.78-rasm, *a*, *d*), bular issiqlik almashtirgichlar bo‘lib, zmeevik yoki «belich g‘ildiraklari» ko‘rinishidadir. 2.78-rasm, *a* va *d* lardagi reaktorlar organik sintez jarayonlarida, 2.78-rasm, *b* dagisi bo‘yoq sanoatida,




***2.78-rasm.*** Gomogen jarayonlar reaktorlarining sxemasi.

2.78-rasm, *e* va *f* dagilari polimerlar ishlab chiqarishda qo'llaniladi. 2.78-rasm, *a*, *b*, *e* dagi reaktorlar davriy jarayonlar uchun mo'ljallangan. 2.78-rasm, *d*, *g* da sxemasi keltirilgan.

2.78-rasm, *h* dagi trubkasimon reaktorda issiqlik almashtirgich qoplamada aylanadi. 2.78-rasm, *j* va *i* dagi reaktorlar 3-xorpren (2.78-rasm, *h*) ishlab chiqarishda, glikollar sintezida (2.78-rasm, *i*) qo'llaniladi. Trubkasimon reaktorlar neftni qayta ishlash sanoatida terming krekingida ishlatiladi. Zmeevik ko'rinishidagi reaktor yonish kamerasiga joylashtiriladi, ular trubkasimon pechlar deb yuritiladi.

Xlor va vodoroddan xlorid kislota (HCl) sintezi alanga reaktorida (2.78-rasm, *j*) o'tkaziladi. Kokslash pechi (2.78-rasm, *k*)ni gomogen qattiq fazali reaktor xiliga kiritiladi. Bunda xomashyo (ko'mir) kokslash kamerasiga solinadi, u vertikal holdagi isitish kanallari bo'ylab harakatlanuvchi tutun gazlari bilan tashqaridan isitiladi. Gazsimon mahsulot uzluksiz tashqariga chiqarib turiladi.

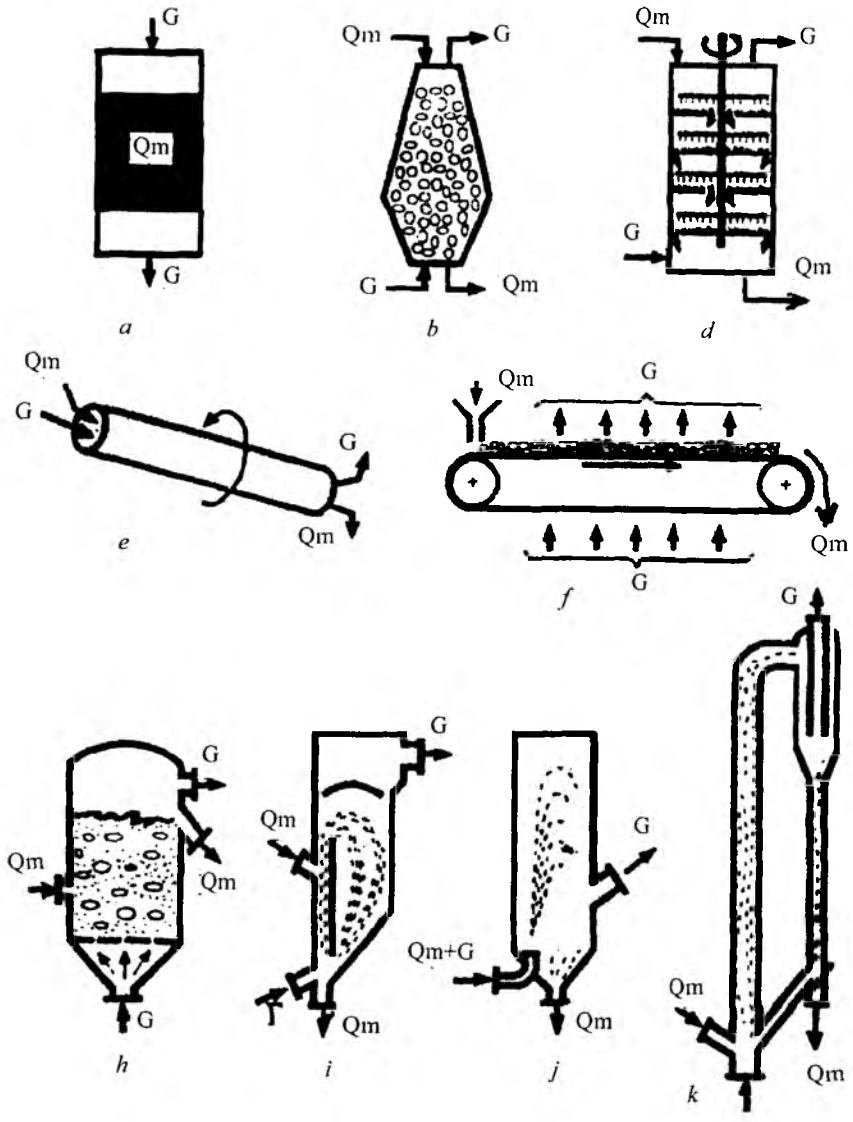
**Qattiq fazali geterogen jarayonlar uchun reaktorlar** (2.79-rasm).

Oddiy xildagi reaktor (2.79-rasm, *a*) ga qattiq modda solinadi, gaz esa sokin qavat orqali sirkulyasiyalanadi. Bunday reaktorlarda gaz va suyuqliklarning ko'pgina adsorbsion jarayonlari, jumladan, tabiiy gaz oltingugurtli birikmalar («oltingugurt»dan) tozalanadi. Avvalo u vodorod sulfid ($H_2S$) gacha qaytariladi, keyin rux oksidi bilan yutiladi:

$$ZnO + H_2S = ZnS + H_2O$$

$H_2S$ ning yutilishi qavatning tor qismida, qavatma-qavat amalga oshadi. Dastlabki qavatlardagi sorbentlar ishlab bo'lgach, reaksiya zonasi davom etadi (2.80-rasm). $H_2S$ «o'tib ketishi» boshlangach (sorbent uni to'la yuta olmay qolganidan keyin) yutgich yangilanadi.

Bunday jarayonning kamchiligi – uning davriyligidir. Ba'zan qattiq materiyaning reaksiyada bo'lish vaqtini baravarlashtirish maqsadida mexanik usullardan ham foydalanishga to'g'ri keladi. 2.79-rasm, *d* dagi reaktorda yo'naltiruvchi kurakli so'rg'ichlar yordamida material bir tokchadan ikkinchi tokchaga suriladi (to'kiladi). Oltingugurt kolcheganini kuydirish reaktori shunday




***2.79-rasm.*** Qattiq fazali geterogen jarayonlar reaktorlarining sxemasi.

tuzilishga ega. Material transporter orqali ham uzatiladi (2.79-rasm, *e*). Material uzluksiz harakatda bo'lgan yonlama (burchak ostidagi) aylanma truba (2.79-rasm, *f*) dan keng foydalaniladi. Bunday reaktorning klassik misoli qilib sement klinkeri olinadigan pechni ko'rsatish mumkin. Ikkilamchi superfosfat o'g'iti olishda ishlatiladigan ammiak neytralizatori ham shu xildagi reaktor hisoblanadi.

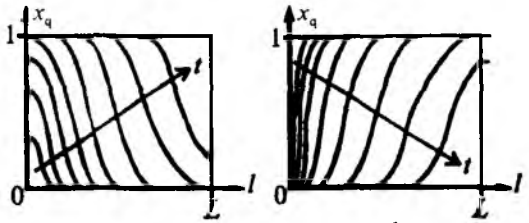
«Gaz – qattiq modda» xilidagi kimyoviy jarayonlar qattiq reagent maydalanganda intensiv borishi ma'lum. Ko'rsatilgan reaktorlarda bu vazifani amalga oshirish qiyin. Bunda zarracha kichrayishi bilan qator muammolar kelib chiqadi (gidravlik qarshilik ortadi, yopishish va to'planib qolish kabi). Bundan xalos bo'lish yo'li psevdosuyultirilgan (2.79-rasm, *g*) yoki fontan (favvora)lanuvchi (2.79-rasm, *h*) qavatlardan qattiq materialni maxsus forsunka orqali changlatib, injektirlashdan foydalanishdir. Pnevmotransport rejimi (2.79-rasm, *j*) qo'llaniladi. Bu usulning umumiy kamchiligi, apparat devorining korroziyasi, zarrachalarning yanada maydalashuvi, chang chiqib gaz oqimini ifloslantirishi hisoblanadi. Apatitni kislota bilan parchalashda gomogen jarayonida ishlatiladaigan (2.78-rasm, *b*) aralashtirgichli reaktordan ham foydalanish samara beradi.

2.79-rasm, *a* dagi reaktorda tabiiy gazni oltingugurtdan tozalashning qattiq $x_q$ va gaz holidagi x reagentlarni yutishi (aylanishi)ning o'zgarish dinamikasi ko'rsatilgan (2.80-rasm).

**Gaz – suyuqlik geterogen jarayonlari uchun reaktorlar** (2.81-rasm). Gaz bilan suyuqlikning o'zaro ta'siri, asosan, uch yo'l bilan amalga oshiriladi. Gaz va suyuqlik to'g'ri yoki qarama-qarshi oqimlari; gazning suyuqlik orqali barbotaji (gaz suyuqlik hajmida dispergirlangan) va suv gazda sochiladi (suyuqlik gaz hajmida dispergirlangan).

Trubkasimon reaktorda (2.81-rasm, *a*) suyuqlik trubalar devoridan oqib tushadi va gazning u bilan uchrashuvi yoki yo'lovchi gaz oqimi bilan kontaktda bo'ladi. Bu yaxshi tashkil etilgan jarayon hisoblanadi, bunda trubalar yuzasiga teng bo'lgan fazalar kontakt yuzasi qat'iy saqlanib turadi. Oqimlar yaxshi bo'lingan holda bo'ladi.

Issiqlik rejimi trubalar haroratini boshqarish orqali olib boriladi. Bunday reaktorlardan rejim bir xil ushlanishi va tezda boshqarish mumkin bo'lgan ishlab chiqarish korxonalarida foydalaniladi. Odatda bu kam tonnajli organik va noorganik sintezda qo'llaniladi.

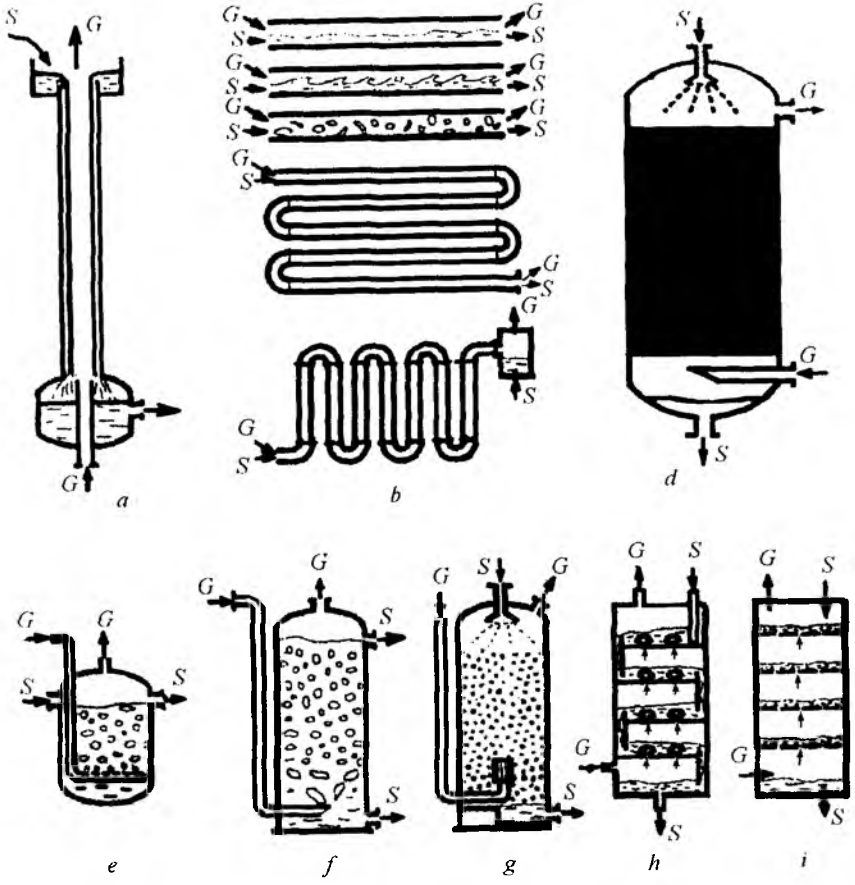



***2.80-rasm.*** 2.79-rasm, *a* dagi reaktorda ko'rsatilgan tabiiy gazni oltingugurt vodoroddan tozalash reaktorida qattiq $x_q$ va gaz xolatidagi x reagentlarning qavat uzunligi *l* va yutish darajasining o'zgarishi.

Fazalarning intensiv ta'siriga gaz – suyuqlikning qo'shma (bir yo'nalishda harakatlanuvchi) oqimida erishiladi (2.81-rasm, *b*). Oqimlar tezligiga qarab turib rejimlar turlicha borishi mumkin. Sxemada fazalarning to'la qavatlanishi; fazalar kontakt yuzalari ko'pchigan holda alohida o'tishi; yaxshi aralashgan gaz oqimida o'tishi ko'rsatilgan. Ko'rsatilgan rejimlar oqimlar tezligi ketma-ket ortib borishi, ayniqsa, gaznikida seziladi. Gaz – suyuqlikning tezlashgan oqimidagi tezligi sekundiga bir necha metrni tashkil etishi mumkin.

Bunday reaktorlar reaksiya uchun ko'p vaqt talab qilsada, kompaktligi bilan xarakterlanadi, bular vertikal yoki gorizontal zmeevik sifatida yasaladi (2.81-rasm, *b*). Bularda yuqori hajmli massa almashinuv koeffitsiyentiga erishiladi, bu son 1,2 $s^{-1}$ gacha boradi. Bunday xil reaktor polietilen va etilenni sirka aldegidigacha oksidlash sanoatida qo'llaniladi.

Nasadkali reaktorlar ham bir muncha tarqalganlardan hisoblanadi (2.81-rasm, *d*). Apparatga yuza qismidan suv oqadigan maydaroq elementlar bo'lgan nasadka (shisha, keramika, metall va boshqalar) solinadi, bular oralig'idan esa qarshi oqimda gaz o'tadi. Nasadkalar shakli turlicha bo'lib, ko'proq sharchalar, naychalar sifatida yasaladi,




*2.81-rasm.* Gaz – suvlik jarayonlar uchun reaktorlar sxemasi (*G* – gaz, *S* – suyuqlik).

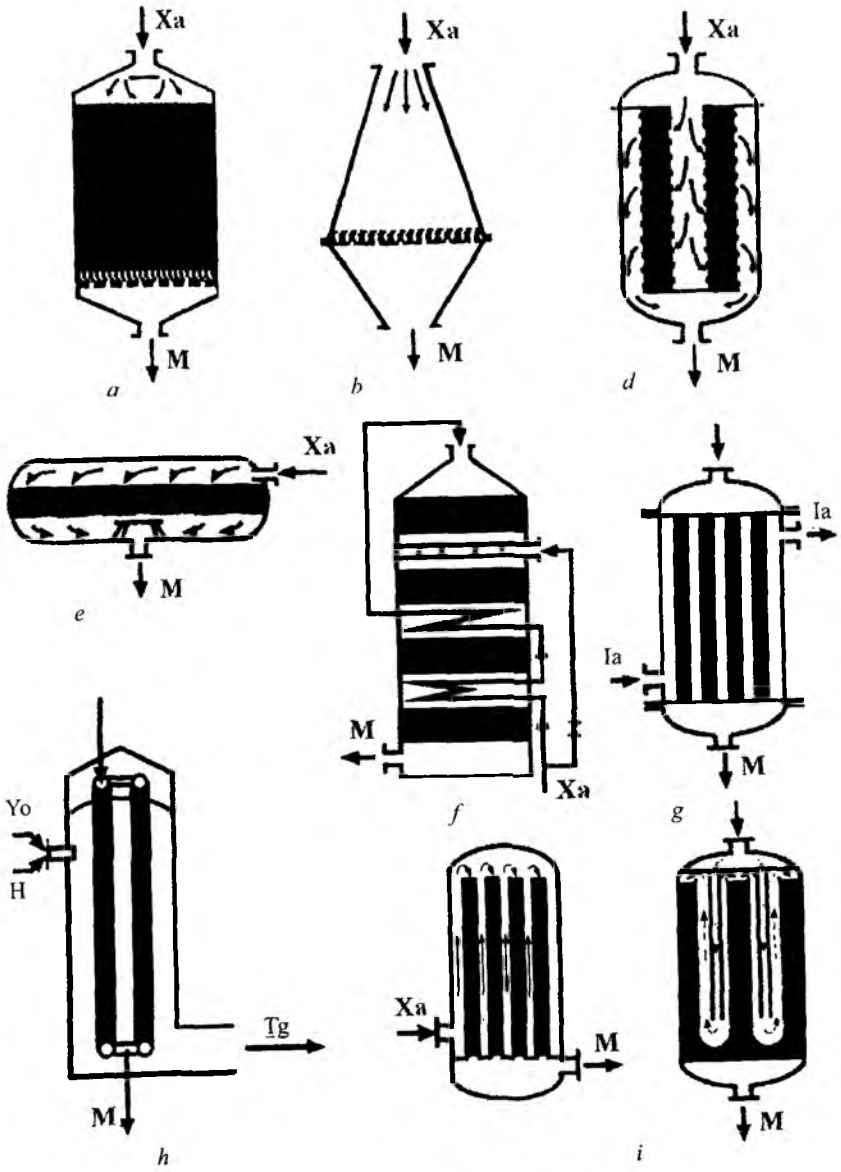
kattaligi 10–50 mm atrofida bo'ladi. Qavatning har kubometrida fazalar kontakt yuzasi yuzlab kvadrat metrni tashkil etadi, fazalar ta'siri shu bois intensiv boradi. Hajmiy massa almashinuv koeffitsiyenti 0,5 $s^{-1}$ ga yetadi. Suyuqlik o'z og'irligi tufayli oqishi oqibatida u biroz cheklangan bo'ladi. Gaz oqimi kuchli bo'lganda suyuqlik uning tomonidan tez olib ketiladi. Bu «botib qolish» rejimi bo'lib, odatda massa almashinuvi odatdagidan ko'p bo'lishi bilan ajralib turadi.

Suyuqlik bilan gazning o'zaro ta'sirlashuvi gazning suyuqlikdan barbotaj qilishi (2.81-rasm, *e*, *f*) va suyuqlikning gazda sochilishi (2.81-rasm, *g*)dir. Ta'sirlashuvning intensivligi barbotajdagi pufakchalarning suzib chiqish tezligi va o'lchamiga bog'liq bo'ladi. Suzib chiqish tezligi gravitatsion kuchlar bilan chegaralanganligi tufayli bir muncha cheklangan. Pufakchalar kattaligi ham barbotajda qiyinroq boshqariladi. Erkin barbotajda massa almashinuvi hajmiy koeffitsiyent qiymati, odatda, 0,3 $s^{-1}$ dan oshmaydi. Mayda pufakchalar qiyinchilik bilan saqlanadi. Bu ish elaksimon taqsimlagichlar-tarelkalar (2.81-rasm, *i*) va qayta quyush jihozlari yordamida amalga oshiriladi (2.81-rasm, *h*). Sochmali reaktor (2.81-rasm, *g*)da mayda tomchilar barqaror saqlanadi, ular pastga tushuvchi gravitasiya kuchlari bilan hamda gaz oqimi orqali aniqlaniladi. Forsunkalardan foydalanilganda fazalar orqasidagi massa almashinuvini intensivlash mumkin bo'ladi.

**Geterogen katalitik jarayonlar uchun reaktorlar.** Bular orasida sokin qavatli katalizator solinadigan reaktorlar kengroq tarqalgan (2.82-rasm). Adiabatik rejim uchun turli shaklga ega zarrachalar reaktorlarga solinadi (2.82-rasm, *a*). Zarrachalar uchun xarakterli o'lcham 3–8 mm atrofidadir. Qavat mustahkam asosdagi to'rga joylashtiriladi.

Solingan katalizator massasi tonnagacha borishi mumkin, yirik ishlab chiqarish korxonalarida esa bu miqdor o'n tonnalargacha yetkazilishi mumkin (masalan, sulfat kislota va ammiak sanoatida). Tez boruvchi jarayonlarda katalizator balandligi uncha yuqori bo'lmaydi. Metanolni formaldagidgacha oksidlashda qo'llaniladigan kumush katalizator qalinligi bir necha santimetrni tashkil etsa, ammiakni oksidlab nitrat kislota olishda ishlatiladigan platina katalizator to'rlari bir necha qavat (10–15)dan iborat bo'ladi (2.82-rasm, *b*). Bunday reaktorlarda gazni tarqatishga alohida ahamiyat beriladi.

Katta hajmli ishlab chiqarishda qavat qalinligi katta bo'lganidan gidravlik qarshilik ham yuqori bo'ladi. Buni hisobga olib, gaz radial holatda o'tishini ta'minlaydigan katalizator qavatining silindr shaklida (2.82-rasm, *d*) yoki 2.82-rasm, *e* dagidek joylashtiriladi. Uncha katta qalinlikda bo'lmagan va apparatning ko'ndalang kesimi



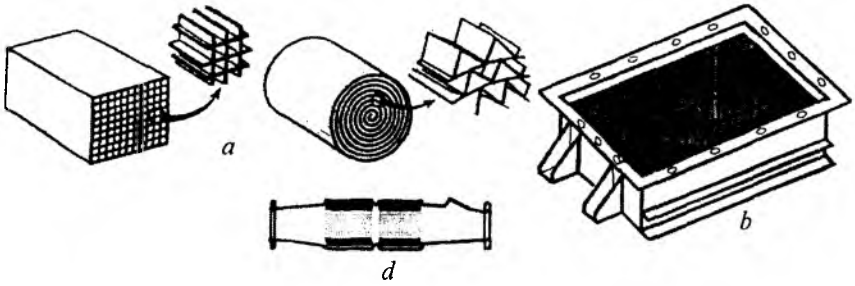

***2.82-rasm.*** Qimirlamaydigan qavatli katalizatorlarning jarayonlar uchun reaktorlar sxemasi (Xa – xomashyo, Ia – issiqlik almashtirgich, Yo – yoqilg'i, H – havo, Tg – tutun gazlar).

bo'yicha cho'zib joylashtirilish energetik sarflarni bir necha baravar kamaytiradi, bu gazning aksial harakatiga ega apparatlarga solishtirib aniqlaniladi (2.82-rasm, *a*).

Adiabatik qavatlar ketma-ketligidan ko'p qavatli reaktorlarda foydalaniladi (2.82-rasm, *f*). Jarayon reaktorda adiabatik rejimda boradi, issiqlik o'zga tashitgichga uzatilmaydi, lekin reaktor ichidagi issiqlik almashinish jarayon uchun zarur bo'lgan harorat rejimni yaratadi. Bunday adiabatik rejim $\Delta T_{ad}$ bilan aniqlanuvchi maksimal isitish mazkur jarayon uchun ruxsat etiladigan chegaradan oshib ketmaydigan taqdirdagina ishlatiladi. Katalitik tozalash (tashlandiq gazlarni zararsizlantirish, texnologik gazlarni tozalash)dan foydalanish zamon talabi bo'lib qoldi. Ayniqsa, $SO_2$ ni oksidlash, ammiak sintezi, sintetik kauchuk monomerlari sintezi, olishdagi degidrirlash jarayonlari kabi endotermik reaksiya uchun muhim amaliy ahamiyat kasb etadi. Ushbu jarayonlarda to'la aylanishlarga erishish maqsadida ko'p qavatli reaktorlardan foydalaniladi.

Parallel kanallar sistemasi oqim uchun kam bo'lgan qarshilik bilan bir qatorda changlangan gazlarni qayta ishlashga imkon beradi. Bunday bloklar maxsus tinitgichdan yoki maxsus gofrirlangan metallik plastinalardan ularga faol komponentlarni qoplash orqali (ko'pincha platinali) tayyorlanadi. Bunday bloklardan tutun gazlarini tozalashda va avtomobillar neytralizatorlarida ham foydalaniladi.

Reaktorlarning boshqa guruhi muallaq qavatli katalizatorlilari – psevdosuyuqlangan (qaynovchi) yoki ko'tariluvchi nomi bilan ma'lum

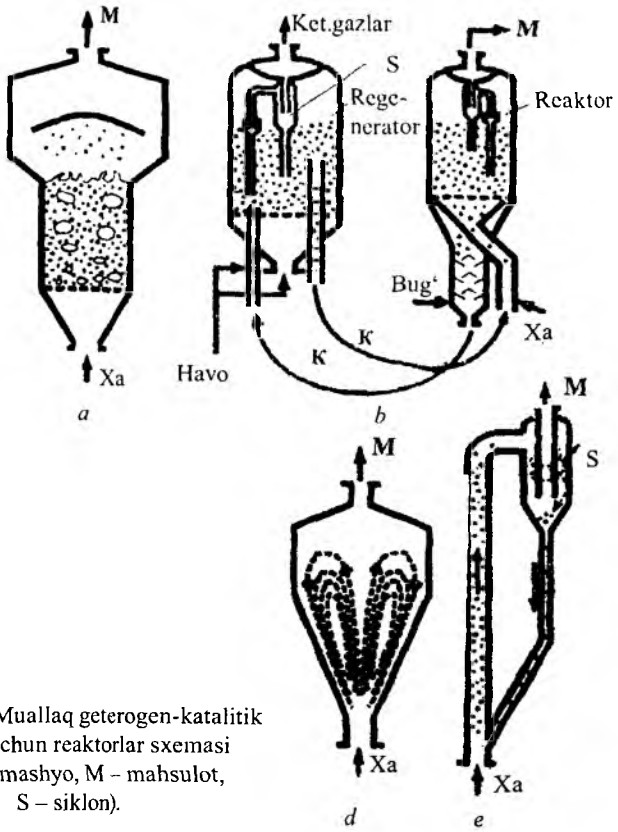



***2.83-rasm.*** Blokli katalizatorlar (*a*) va ular uchun reaktorlar (*b* – tutun gazlarni tozalovchi reaktor, *d* – avtomobil yondirgich).

(2.84-rasm). Reaksion aralashma katta tezligida pastdan berilganda (qavatda) qattiq zarrachalar oqimda uchib yuradi, u bilan tashqari chiqib ketmaydi (2.84-rasm, *a*). Bunday holda zarrachalar 1 mm.dan katta bo'lmaydi. Bu ularning ichki yuzasini to'la ishlatish imkonini beradi. Sirkulyasiyalanuvchi zarrachalar temperaturani qavatda baravarlashtiradi, unda jarayon to'la ravishda ekzotermik rejimda boradi.

Zarrachalarning intensiv harakati issiqlikni chiqarib yuborishni ta'minlaydi, qaynovchi qatlamning issiqlik berish koeffitsiyenti sokin qavatnikiga qaraganda bir tartibga yuqoriligi bilan xarakterlanadi. Zarrachalarning xarakatchanligi qattiq materialning reaktordan o'tish oqimini tashkil etish imkonini beradi, bu katalizator faolligi o'zgaruvchi sharoitda muhim o'rin tutadi. Neft mahsulotlarining katalitik kreking jarayonida katalizator tez orada «kokslanadi», o'z aktivligini yo'qotadi. U uzluksiz ravishda reaktordan regeneratorga chiqarib turiladi (2.84-rasm, *b*), bu yerda koks «yondiriladi» va katalizator o'z aktivligini tiklaydi. U shundan keyin reaktorga qaytariladi, bu jarayon uzluksizligini ta'minlaydi. Buni «reaktor – regenerator» sistemasi deyiladi.

Psevdosuyuq qavatdagi reaksion aralashma aralashuvi ideal aralashuv rejimiga yaqinlashadi. Bundan tashqari gaz tezligi psevdosuyuqlanish boshlanish tezligidan yuqori bo'lganda gazning ma'lum bir qismi qavatdan pufak ko'rinishida o'tadi. Pufaklar bilan qavatning qolgan qismi orasidagi massa almashinuv hajmiy koeffitsiyenti uncha katta bo'lmaydi, ya'ni 0,5 $s^{-1}$ dan oshmaydi. Pufakdagi gaz reaksion aralashma uchun baypasning o'zidir. Bu ikkala hodisa jarayon uchun yuqori samarani yaratmaydi. Massa almashinuvni pufaklar maydalanganda oshirish mumkin. Bu maxsus ravishdagi massa almashinuv nasadkasi orqali amalga oshiriladi (spiral sim orqali). Ular qavat hajmining 2–5 % ini tashkil etadi. Nasadka pufaklarni maydalaydi, massa almashinuv koeffitsiyentini 3 $s^{-1}$ gacha oshiradi, hajmdagi reaksion aralashma qo'shilib ketishiga to'sqinlik qiladi, rejimni siqishga yaqinlashtiradi. Pufaklarni «ishlatishning» ikkinchi usuli – katalizatorga uning mayda fraksiyasini qo'shish hisoblanadi. Bunday «chang» pufaklarga qisman reaksiya o'tkazilgan joyda qo'shiladi.




*2.84-rasm.* Muallaq geterogen-katalitik jarayon uchun reaktorlar sxemasi (Xa – homashyo, M – mahsulot, S – siklon).

Psevdosuyuq qavatda katalizator zarrachalari sirkulyasiyasi tufayli yediriladi. Gazni changdan tozalash uchun reaktordan keyin siklon o'rnatiladi. Katalitik kreking jarayonidagi yirik reaktor (d – 12 m va h – 16 m)larda siklonlar uning korpusi ichiga joylashtiradilar (284-rasm, *b* ga qarang).

Agar reaktor konfigurasiyasi o'zgartirilsa (konussimon qilinsa), gaz oqimi katalizatorni yo'naltirilgan tomonga sirkulyasiyalaydi (2.84-rasm, *d*). Bu favvoralovchi qavat bo'lib, qaynovchi variant hisoblanadi.

Agar gaz oqimi tezligi qattiq zarrachalarni o'ziga ergashtira oladigan darajada bo'lsa (oqim tezligi olib ketish tezligidan yuqori), unda pnevmotransport rejimi yuzaga keladi (2.84-rasm, *e*) va jarayon

katalizator oqimi yuqorisida bo'ladi. Jarayonni bunday holda tashkil qilish tez o'tuvchi reaksiyalar uchun samarali hisoblanadi – reaksion aralashmaning tor uzun reaktordan o'tish vaqti katta bo'lmaydi. Reaksiya issiqligi nafaqat reaksion aralashmasini isitish (sovitish) ga, balki u bilan u uchib yurgan katalizatorni isitish (sovitish)ga sarflanib, issiqlik sig'imi gaz issiqlik sig'imidan 300–600 marta yuqoriligi bilan xarakterlanadi. Jarayon deyarli izotermik rejimda o'tadi. Siklonda katalizator ajratilib, alohida apparatda isitilishi yoki sovitilishi va reaktorga qaytarilishi mumkin. Jarayonni bunday yo'lda tashkil etish yangi seolit katalizatorlar gidrokrekingda qo'llash samarali ekanligi aniqlangan.

Reaktorlarda jarayonlarning asosiy usullarini tashkil qilishda ular modellari va tahlil qilishning yo'llari, reaktorlar konstruktiv elementlari qaralmaydi. Buni oldingi materiallar asosida bajarish mumkin. Kimyogar texnologlar uchun reaktor jarayonlarini ishlash yoki tahlil qilishda asosiy vazifa jarayonni qay tarzda tashkil etish, natijalarni oldindan bilish, yutuq va kamchiliklarni ko'ra bilishdan iborat bo'ladi.

## Bobni o'rganishdan maqsad

Bobda kimyoviy reaktorlar haqida ma'lumotlar beriladi. Jarayonlarda ishlatiluvchi reaktorlarni tadqiqot qilish, reaksiyalar kinetikasi, turli sistemalar, kataliz va katalizatorlar, rejimlar va reaktorlarni hisoblash hamda tanlashga ahamiyat berilgan. Bobni o'qib chiqqan kitobxon sanoat kimyoviy reaktorlari va konstruksiyalarini bilib oladi, ularda ketadigan jarayonlarni ko'z oldiga keltiradi. Konstruktiv elementlar ishdan chiqqanda ularni almashtirishni amalga oshirishda ko'nikma hosil qiladi.

## Takrorlash uchun savollar

1. Reaktorlarning qanday turlarini bilasiz?
2. Katalizator selektivligi deganda nimani tushunasiz?
3. Kimyoviy muvozanatga qanday omillar ta'sir etadi?
4. Kimyoviy reaktorlarning konstruktiv elementlariga nimalar kiradi?
5. Reaktorlarni optimallashtirish vazifalari nimalardan iborat?

# *3-BOB.* KIMYOVIY-TEXNOLOGIK SISTEMA

## 3.1. KIMYOVIY-TEXNOLOGIK SXEMA HAQIDA UMUMIY TUSHUNCHA

### 3.1.1. Kimyoviy ishlab chiqarish – kimyoviy texnologik sistema

*Kimyoviy ishlab chiqarish* bu maxsulot olish va ishlab chiqarishning boshqa funktsiyalarini bajarishni ko'zlab o'zaro bog'langan xolda birgalikda ishlovchi gaz va bug' o'tkazgichlar hamda elektr, transport va telekommunikatsion o'zgarishlarni o'z ichiga olgan mashina, apparat hamda boshqa qurilmalar majmuasidir. Bunday obyekt ham sistema deyiladi.

*Sistema* – bir butunlikda harakatlanuvchi elementlar va bular orasidagi bog'lanishlar yig'indisidir.

Element o'z xossalari va unga kiruvchi oqimlar xossalarini o'zgartiradi. Chiquvchi oqimlar aloqalar orqali boshqa elementlarga uzatiladi, bularda ularning keyingi o'zgarishlari ro'y beradi. Elementlar sistemasi unga kiruvchi va chiquvchi oqimlarni qayta ishlab, bir butunligicha harakatlanadi. Bunday obyektlar, ularning xossa va xususiyatlari harakatidagi o'ziga xoslikni tadqiq qilish borasida *sistemalar nazariyasi yaratildi.*

Kimyoviy ishlab chiqarishda elementlar mashina va apparatlardan iborat bo'ladi, bog'lovchilar sifatida truba, gaz va bug' o'tkazgichlar xizmat qiladi. Elementlarda oqimlarning o'zgarishi amalga oshadi – ular xolati o'zgaradi – ajralish, aralashish, siqilish, isish, kimyoviy o'zgarishlar va boshqalar ro'y beradi, bog'lovchilar bo'ylab esa moddiy, issiqlik, energetik oqimlar bir elementdan boshqasiga o'tadi. Bu kimyoviy ishlab chiqarishni kimyoviy-texnologik sistema sifatida qarashga imkon beradi.

*Kimyoviy texnologik sistema* (KTS) – dastlabki modda (xomashyo)ni mahsulotga aylantirishda bir butun holda harakatlanuvchi apparatlar, mashina va boshqa uskuna (element)lar va moddiy, issiqlik, energetik hamda bular orasidagi oqim (bog'lanish)lar majmuasidir.

KTS elementi alohida apparat (reaktor, aralashtirgich, absorber, issiqlik almashtirgich, turbina va hokazolar) yoki ular majmuasi sifatida qaralishi mumkin. Masalan, issiqlik almashtirgichli va aralashtirgichli reaktorlar kaskadi orasidagi oqimlar hamda kimyoviy tarkibni o'zgartiradi va bu apparatlarga majmuasi KTS ning elementi sifatida qaralishi mumkin. Elementni detallashtirish darajasi (bitta apparat yoki ular majmuasi) olib borilayotgan tadqiqotning vazifasiga bog'liq bo'ladi.

Apparatlar majmuasiga ham kimyoviy-texnologik sistema sifatida qarash mumkin. Masalan, bir butunlikda harakatlanayotgan bir necha reaktor, issiqlik almashtirgichlar, aralashtirgichlar (elementlar) va bular orasidagi oqim (bog'lanish)larning reaksion uzeli ham sistemadir. KTSga nisbatan bu **sistemacha** katta sistemaning qismi hisoblanadi.

Tadqiqot maqsadi KTS tarkibini aniqlab beradi. Ish unumi mahsulot chiqishi va boshqa moddiy ko'rsatgichlarni aniqlashda KTS sistemasiga oqimlar tarkibini o'zgartirmaydigan issiqlik almashtirgichlar, nasoslar va boshqa jihozlarni kiritmasa ham bo'ladi. Bu holda ishlab chiqarishning texnologik sistemachasi tadqiq qilinayapti deymiz. Agar tadqiqot maqsadi ishlab chiqarishni energiya bilan ta'minlashdan iborat bo'lsa, unda KTSga uning elementi sifatida energetik jihoz qo'shiladi va energetik sistemacha sifatida qaraladi.

Aytilganlardan sistemachalar masshtab bo'yicha ham, funksional ravishda ham ajratilishi mumkin degan xulosa chiqadi. Reaksion uzel kichik masshtabli, ammo xomashyoni qayta ishlab mahsulotga aylantirish texnologik jarayonning ahamyatli sistemachasidir. Energetik sistemacha masshtabi bo'yicha butun ishlab chiqarishni qamraydi, lekin uning roli aniq bir funktsiyani bajarishga qaratiladi. Aniqrog'i, murakkab KTSni tadqiq qilish uning sistemachalarini o'rganishdan iboratdir. Kitobda bundan buyon KTS iborasi ishlab chiqarishga ham, uning qismlari, sistemachalariga ham qo'llaniladi.

Shunday qilib, kimyoviy-texnologik sistema kimyoviy ishlab chiqarish yoki kimyoviy-texnologik jarayonning modeli sifatida uning strukturasini ifodalaydi va u yoki bu hossalar hamda ko'rsatgichlarni aytib berishga imkon yaratadi.

Kimyoviy ishlab chiqarishni KTS sifatida fikrlab uni o'rganishda rivojlangan sistema nazaryasidan foydalanish maqsadga muvofiqdir.

### 3.1.2. Kimyoviy texnologik sistemaning sistemali tahlili

KTSni tadqiq qilish, aniq amalga oshirish va sistema nazariyasini qo'llash KTS ning sistemali tahlili deyiladi.

*KTSning sistemali tahlili* murakkab kimyoviy-texnologik sistemalarni o'rganishning usul va vositalari majmuasidir.

Sistemali tahlil fan, texnika va muxandislik-kimyoviy hamda ishlanmalarda qo'llanilayotgan kimyoviy ishlab chiqarishning tajriba, yaratish, ekspluatatsiya qilinayotgan obyektlarning ilg'or tajribalarini amalga oshirish natijalaridir.

KTS qo'llanilishi va tahlilida keng jihatlar qamrab olinganligi va shu tufayli ham sistemali tahlil tushunchasidagi ayrim tushunmovchiliklarni hisobga olgan holda uning bosqichlarida quyidagi ketma-ketlikka rioya qilishga to'g'ri keladi.

1. Texnologik jarayon tadqiqi va tahlilida o'tkazilayotgan bosqichning KTS xossalarini aniqlovchi elementlarni ajratish zarur.

2. Har bir element uchun kiruvchi oqim bilan chiquvchining bog'liqligini aniqlash kerak. KTS elementlarida oqimlar aylanishi amalga oshar ekan, bunda asosiy ifoda yo'li bu yerda o'tayotgan jarayonlarning fizik-kimyoviy va fizik qonuniyatlariga tayanishni hisobga olish kerak bo'ladi.

3. KTS xossalarining zarurlarini aniqlovchi elementlar orasidagi bog'lanishlarni ajratish zarurati tug'iladi.

Shunday qilib, *sistema strukturasi* (KTS)da elementlar va ularning bog'lanishlari majmuasi aniqlaniladi. Elementlarning matematik ifodasi sistema tadqiqotida miqdoriy hisoblar asosini yaratadi. Bunday bosqichlarning amalga oshirilish jarayoni bilishni va amaliy tajribaga ega bo'lishni taqozo etadi.

4. KTS tadqiqi – ko'rsatgichlar hisobi xossalarni aniqlash (o'ziga xosligini), evolyusiyani o'rganish (rivojlanish, o'zgarish), uning ko'rsatkich va xossalarini yaxshilashdir. Bu bosqichda turli fanlar kibernetika, axborot texnologiyalari, topologiya, omillar tahlili, informatika nazariyalari, o'yinlar va yechimlar usullaridan foydalaniladi.

Yuzlab element va bog'lanishlardan tashkil topgan sistemani ifodalash murakkab algebraik, differentsial va integral tenglamalarni

o‘z ichiga oladi, shu bois sistemali tahlilning asosiy vositasi qilib komp’yuterlar va elektron hisoblash mashinalari olinadi.

## 3.2. KIMYOVIY TEXNOLOGIK SISTEMA TARKIBI VA STRUKTURASI

### 3.2.1. Kimyoviy texnologik sistema sistemachalari

Kimyoviy ishlab chiqarish turli oqimlar orqali bir-biri bilan bog‘langan o‘nlab va yuzlab turli-tuman apparat hamda qurilmalardan tashkil topadi. Uning tarkibiy qismlarining har xilligiga qaramay bir butunligicha tadqiq qilish nafaqat murakkab, balki kam samarali vazifadir. Kimyoviy ishlab chiqarishni kimyoviy-texnologik sistema sifatida qarab, KTS strukturasida berilgandek qarab, ishlab chiqarishnig qismlarini sistemalashtirib chiqamiz. Bunday sistemalashtirishdan maqsad – KTS sistemachalarini tahlil uchun ajratishdir. Sistemachalar funksional va masshtab bo‘yicha ikki belgisi orqali ajratiladi.

**Funksional sistemachalar** ishlab chiqarishning funktsiyalari va uning to‘laligicha harakatlanishini ta’minlaydi.

*Texnologik sistemacha* – ishlab chiqarish qismi bo‘lib, bunda xomashyo mahsulotga aylantiriladi – bu kimyoviy-texnologik jarayon.

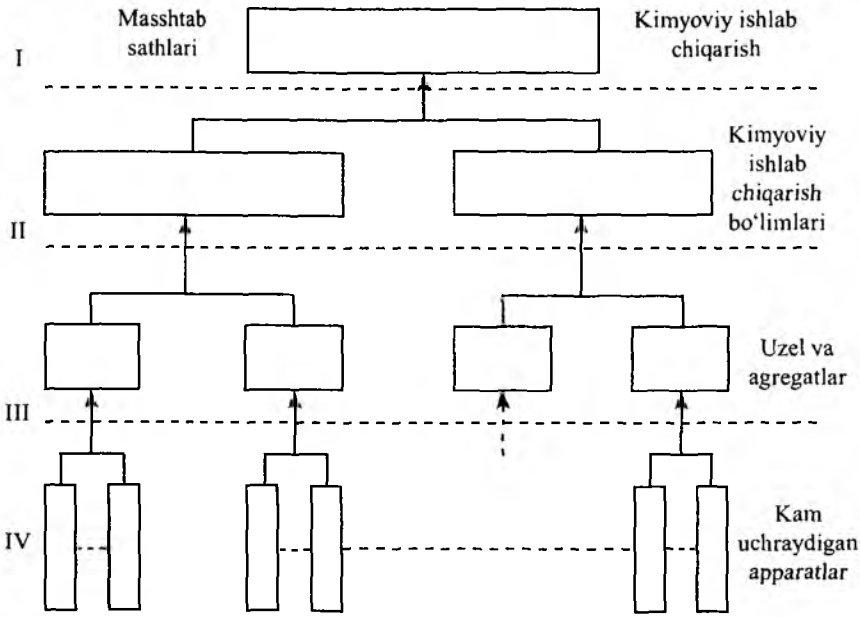
*Energetik sistemacha* – ishlab chiqarish qismi sifatida kimyoviy texnologik jarayonni energiya bilan ta’minlashga xizmat qiladi. Energiya turi (issiqlik, kuch (quvvat), elektr)ga qarab turib tegishlicha sistemacha tanlanadi.

*Boshqarish sistemachasi* – ishlab chiqarish qismi bo‘lib, uning harakati va boshqarilishi haqida axborot olib turilishidir.

Tadqiqot maqsadlarinig har biri bir necha ko‘rinishda olinishi ham ehtimoldan holi bo‘lmasligini yodda tutish lozim bo‘ladi. Funksional sistemalar majmuasi KTS tarkibini tashkil etadi.

**Masshtabli sistemachalar** kimyoviy-texnologik jarayonlarning alohida qismlari sifatida xomashyoni mahsulotga aylantirishda jarayonlar ketma-ketligining aniq funktsiyalarini bajaradi.

KTSning masshtabli sistemachalarini bularning ierarxik ketma-ketligi bo‘yicha ham sistemalashtirish mumkin. KTSning *ierarxik strukturasi* 3.1-rasmda keltirilgan.




***3.1-rasm.*** Kimyoviy-texnologik sistemaning ierarxik strukturasi

KTS strukturasida minimal masshtab elementi sifatida alohida apparat (reaktor, absorber, rektifikasion kolonna, nasos va boshqalar) olinadi. Bu quyi masshtab 1 li sathdir. Qandaydir oqimni birgalikda o'zgartirayotgan bir necha apparat birlashmasi masshtab II li sathning bir elementini tashkil etadi (reaksion uzel, ko'pkomponentli aralashmaning ajratish sistemasi va hokazolar). Elementlar ko'rinishidagi ikkinchi sath sistemachalari majmuasi ishlab chiqarishning bo'limlari yoki uchastkalari singari sath III li sistemachani hosil qiladi (sulfat kislota ishlab chiqarishda bu oltingugurtli xomashyoni qizdirish, sulfid gazini tozalash va quritish, oksidlash va absorbtsiyalashdir). Mana shu sistemachalarga suv tayyorlash, ishdan chiqqan yordamchi materiallarni regeneratsiya qilish va chiqindilardan foydalanish kiradi. Bo'limlar, uchastkalar ishlab chiqarishning bir butun KTSini tashkil etadi.

KTSning ierarxik strukturasi har etapda tadqiq qilinayotgan masala katta-kichikligini (ya'ni, bir vaqtda hisobga olinayotgan

element va jarayonlarni) qisqartirishga va bir ishlab chiqarish uchun ishlangan natijalarni boshqa korxona tadqiqodlarida ishlatishga imkon beradi. Masshtabli sistemachalarning ierarxik strukturalarni funksional sistemachalar uchun ham qo'llasa bo'ladi.

### 3.2.2. Kimyoviy texnologik sxemaning element va bog'lanishlari

Ierarxik strukturaning quyi zinapoyalarida joylashgan va oqim xolatini aniq o'zgartirishiga mo'ljallangan elementlarni ko'rib chiqamiz.

**KTS elementlarining sinflanishi** ularning ishiga qarab o'tkaziladi.

*Mexanik va gidromexanik elementlar* materiallar shakli va kattakichikligini o'zgartiradi hamda bir joydan ikkinchi joyga o'tkazadi, ularni birlashtiradi va oqimlarni ajratadi. Ushbu operatsiyalar maydalagichlar, granulyatorlar, aralashtirgichlar separatorlar, filtrlar, siklonlar, kompressorlar va nasoslar yordamida o'tkaziladi.

Issiqlik almashtirgichlar elementlari oqim harorati va issiqlik miqdorini o'zgartiradi, modda boshqa fazaviy xolatga o'tkaziladi. Bu maqsadda issiqlik almashtirgichlar, bug'latgichlar, kondensatorlar, sublimatorlar ishlatiladi.

*Massa almashtirgich elementlar* komponentlarning massa almashuvini amalga oshiradi, bunda oqimlarning komponentlar tarkibi yangi moddalar hosil bo'lmasdan o'zgaradi. Mazkur operatsiyalar distillyatorlarda, absorber, adsorber, rekitifikatsion kolonnalar, ekstraktorlar, kristallizatorlar, quritgichlarda o'tkaziladi.

*Reaksion elementlar* kimyoviy o'zgarishlarni amalga oshiradi, bunda oqim va materialning komponent tarkibi butunlay o'zgaradi. Ushbu jarayonlar kimyoviy reaktorlarda ro'y beradi.

*Energetik elementlar* energiyani qayta o'zgartiradi va energiya tashitgichlarni vujudga keltirada. Bularga turbinalar, generatorlar, mexanik energiya ishlab chiqaruvchi privodlar, energetik bug' qozon utilizatorlari kiradi.

*Nazorat va boshqaruv elementlari* oqimlar xolatini o'lchashga, apparat va mashinalar xolatini nazorat qilib turishga hamda sharoitlarni o'zgartirgan holda jarayonni boshqarishga imkon beradi. Bularga

datchiklar (harorat, bosim, sarflar, tarkib va boshqalarniki), ijro mexanizmlari (ventillar, zadvijkalar, o'chirgich va boshqalar) hamda signallarni o'zgartiruvchi asboblar, axborot va hisoblash qurilmalari kiradi. Bular amaldagi signalizatsiya qurilmalari, boshqarishning avtomatik sistemalari va kimyoviy-texnologik jarayonlarning boshqarilish avtomatik sistemalaridir.

Yuqorida qayd etilgan elcmentlarning har biriga turli xizmatlarni bajaruvchi qurilmalar kirishi hamda ularda turli-tuman jarayonlar o'tishi mumkin. Masalan, reaktorlar uzeliga undan tashqari issiqlik almashtirgich va gidromexanik apparatlar (aralashtirgichlar, oqimlar tarqatgichlari) kiradi. Shunday misolni energetik sistemachaga ham ko'rsatish mumkin, bunda reaksion uzel issiqlik almashtirgich (issiqlik manbai) sifatida kimyoviy reaksiya natijasi hisoblanishi mumkin (bu issiqlikdan foydalanishni ko'zda tutishdir).

Shunday qilib, o'rganilayotgan sistemachada bir elementning o'zi turli maqsadlarda qo'llanilishi mumkinligi ko'rinadi.

KTS elementlari bajaradigan vazifalariga qarab sinflarga ajratilgan bitta qurilmada mujassamlashishi mumkin, masalan, reaktor-rektifikator bir vaqtning o'zida kimyoviy o'zgarish (reaksion element) va aralashmaning komponentlarga ajratilishini amalga oshira oladi.

KTS elementlari belgilarining nisbiyligiga qaramay qilingan elementlar sinflanishi tadqiqotlarni ancha sistemalik ravishda o'tkazish imkonini beradi.

**Bog'lanishlar (oqimlar)ning sinflarga ajratilishi.** Apparatlarni bog'lovchi KTS oqimlari ularning mazmun miqdorlariga qarab sinflarga bo'linadi.

*Moddiy oqimlar* moddalarni truboprovod orqali tegishli transportyor va boshqa mexanik qurilmalarga o'tkazadi.

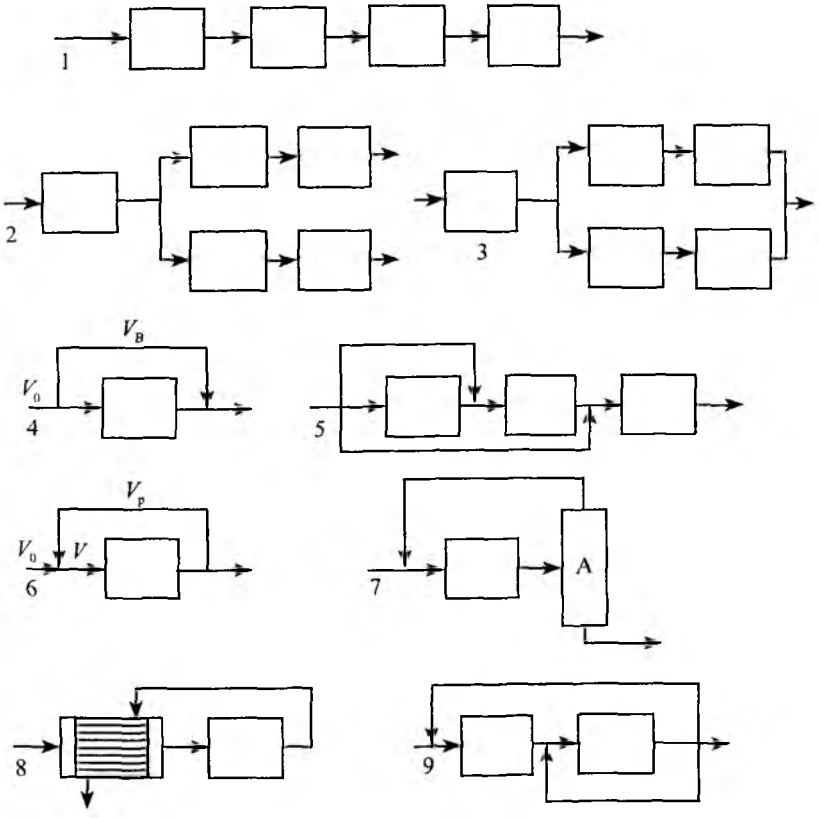
Energetik oqimlar issiqlik, quvvat, elektr, yoqilg'i energiyasini o'tkazadi. Issiqlik energiyasi va energetika elementlari uchun truboprovodlar (bug', issiq oqimlar, issiq gazlar va suyuqliklar), quvvat energiyasi ham, orqali (bosim ostidagi gazlar) yoki mexanik usulda o'tkaziladi.

Simlar, quvvat kabeli elektr energiyasini o'tkazadi.

*Informatsion oqimlar* jarayon va ishlab chiqarishni nazorat qilish sistemasida qo'llaniladi. Bu maqsadda elektr simlaridan tashqari pnevmatik sistemalarda kapillyar trubkalardan foydalaniladi.

*Bog'lanishlar strukturasi.* Oqimlarning KTS elementlari orqali ketma-ket o'tishi bog'lanishlar strukturasini aniqlaydi va sistema elementlarining muntazam ish sharoitini ta'minlaydi. Bog'lanishlar strukturalarining asosiy turlari 3.2-rasmda ko'rsatilgan bo'lib, unda to'g'ri burchaklarda elementlar, strelka chiziqlar bilan bog'lanishlar va oqimlarning yo'nalishlari ko'rsatilgan.

*Ketma-ket bog'lanish* (3.2-rasmdagi 1-sxema). Oqim navbatma-navbat apparatlardan o'tadi. Jarayonni boshqarishda har bir elementga boshqaruv bosimi bilan tasir o'tkazish ham qo'llaniladi.




***3.2-rasm.*** Kimyoviy-texnologik sistemadagi bog'lanishlar:
*1* – ketma-ket; *2* – tarmoqlangan; *3* – parallel; *4, 5* – aylanma (baypas) – oddiy (*4*) va murakkab (*5*); *6–9* – teskari (retsirkulyatsion); to'la retsikl (*6, 9*) va fraksion (*7, 8*); oddiy (*6*) va murakkab (*9*); *A* – ajratish sistemasi

*Tarmoqlangan bog'lanish* (3.2-rasmdagi 2-sxema). Ba'zi element o'tib bo'lgach oqim bo'linadi va keyin alohida oqimlar turli sxemalar ta'siriga uchratiladi. Turli mahsulotlar olishda qo'llaniladi.

*Parallel bog'lanish* (3.2-rasmdagi 3-sxema). Oqim ma'lum vaqtga bo'linadi, bu paytda uning alohida qismlari jarayonning turli bosqichlaridan o'tadi, so'ngra birlashadi. Bog'lanishning mazkur strukturasidan foydalanishning qator sabablari bo'lishi mo'mkin. Bunda bazi apparatlar quvvatining cheklanganligi, uzluksiz jarayonda davriy bosqichlardan foydalanish yoki avariya xolatlari maydonga chiqishini eslatib o'tish darkordir. Biror apparat ishdan chiqib qolganda rezervlarni ishga solish mazkur parallel bog'lanishdan kelib chiqadi. Buni «sovuq» rezervlash deyiladi («issiq» rezervlash esa jarayonning davriyligi bilan bog'liqdir).

*Aylanma bog'lanish* yoki baypas (3.2-rasmdagi 4- va 5-sxemalar). Oqimning bir qismini apparat atrofidan o'tkaziladi. Bunday sxema asosan jarayonni boshqarish uchun ishlatiladi. Masalan, issiqlik almashtirgichda vaqt o'tishi bilan uzatish sharoitlari o'zgaradi (yuzaning ifloslanishi, berilgan yukning o'zgarishi), lekin oqimlarning zarur haroratini ularni issiqlik almashtirgich yonida baypaslash yo'li bilan ushlab turiladi. Baypas $\beta$ ni apparat yonidan o'tuvchi asosiy oqim qismi sifatida aniqlaniladi: $\beta = V_B/V_0$ (oqimlar belgilari 3.2-rasmda ko'rsatilgan), Oddiy (4-sxema) va murakkab baypaslar (5-sxema) mavjuddir.

*Teskari bog'lanish* yoki *resikl* (3.2-rasmdagi 6–9-sxemalar). Bunda KTSning navbatdagi elementidan o'tgan oqimning bir qismi unga qaytadi. Recikl $V_p$ qaytaruvchi apparat orqali asosiy oqim $V_0$ ga nisbatan katta bo'lgan oqim $V$ o'tadi, bundan kelib chiqadiki: $V = V_0 + V_p$. O'sgan va asosiy oqimlar nisbati *sirkulyatsiya karraligi* deyiladi: $K_p = V/V_0$.

Agar apparatdan chiqayotgan oqim tarmoqlansa va uning bir qismi teskari bog'lanishni vujudga keltirsa (6-sxema), unda bunday bog'lanish *to'la resiklni* amalga oshiradi, yani chiquvchi va resikllanuvchi oqimlar tarkibi bir xil bo'ladi. Bunday sxema jarayonni boshqarish uchun uning o'tishiga yaxshi sharoit yaratish maqsadida ishlatiladi.

Komponentlar bir qismining qaytishi (resikl) *P* sistemasi ajratilishidan keyingina amalga oshuvi mumkin. Bu – *fraksion resikl* bo'lib (oqim fraksiyasi qaytadi), xomashyoning to'la ishlatilishi maqsadida keng foydalaniladi. Ammiak sintezida reaktorda azot vodorod aralashmasining 20% aylanadi. Mahsulot ajratilgach ta'sirlashmagan azot va vodorod reaktorga qaytariladi, shu yo'l bilan xomashyodan to'la ravishda foydalaniladi. Fraksion resikl yordamchi (qo'shimcha) materiallardan to'la foydalanish maqsadida ham qo'llaniladi. Cxema *8* ni fraksion resiklga qo'shish mumkin. Yangi aralashma issiqlik aralashtirgichda reaktordan chiquvchi oqim issiqligidan isiydi. Oqimning issiqlik fraksiyasi resirkullanadi. 6–8-sxemalar oddiy recikl, 9-sxema esa murakkabga kiradi.

Yuqorida keltirilgan bog'lanishlar turlari barcha KTS larda mavjud bo'lib, uning harakatlanishi uchun zarur sharoitlarni ta'minlaydi.

### 3.3. KIMYOVIY TEXNOLOGIK SISTEMALAR MODELI

Kimyoviy-texnologik sxema kimyoviy ishlab chiqarishning qandaydir grafik sxemasining modeli hisoblanadi. Sistema harakatlanishining miqdoriy ko'rsatgichlarini aniqlash uchun unda o'tayotgan jarayonlarning matematik ifodasi ham zarurdir. Bundagi jarayonlar va ularning orasidagi bog'lanishlar ifodasining bir necha xili ma'lum. KTS modellari ikki guruhga: yozma (formulalar, tenglamalar) va grafik (sxemalar) toifadagilarga bo'linadi. Bu guruhlarning ichidan shakli va bajariladigan ishga qarab turib modellarning bir necha xilini ajratish mumkin.

A. Yozma: kimyoviy, operatsion, matematik modellar;

B. Grafik: funksional, texnologik, strukturaviy, maxsus modellar.

**Kimyoviy model (sxema)** xomashyoni mahsulotga aylantirishning asosiy reaksiyalarini ifodalashni ko'zda tutadi.

Vodorod bilan azotdan ammiakni sintez qilish bitta kimyoviy tenglama orqali ifodalanadi.

$$3H_2 + N_2 = 2NH_3$$

Tabiiy gazdan ammiak olish esa bir necha reaksiyani amalga oshirishni taqozo etadi:

$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$ – metanni suv bug'i bilan konversiya qilish

$CO + H_2O = CO_2 + H_2$ – uglerod monoksidni konversiya qilish

$3H_2 + N_2 = 2NH_3$ – ammiak sintezi

Sulfat kislotani oltingugurtdan olish quyidagi aylanishlarni ko'zda tutadi:

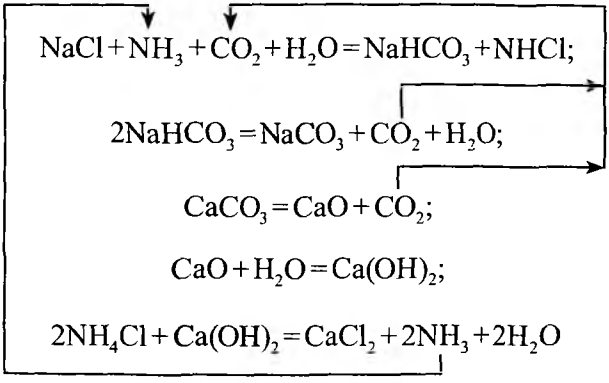
$S_2 + 2O_2 = 2SO_2$ – oltingugurtni yoqish

$2SO_2 + O_2 = 2SO_3$ – oltingugurt dioksidini oksidlash

$SO_3 + H_2O = H_2SO_4$ – xemorbsiyani amalga oshirish.

Keltirilgan kimyoviy sxemalar stexiometrik tenglamalar shaklida xomashyoni mahsulotga aylantirish sistemasidagi ketma-ket bog'lanishlarni ifodalaydi.

KTS sistemasidagi murakkabroq bog'lanishlar misoli sifatida osh tuzi NaCl bilan ohaktosh $CaCO_3$ dan soda $Na_2CO_3$ olishni ko'rsatish mumkin:




Tenglamalarning mazkur ko'rinishi kimyoviy sxema bo'lib, xomashyoni mahsulotga aylantirishning bosh yo'li hisoblanadi. Ammo kimyoviy jarayon bu aylanish (o'zgarish)lar bilangina chegaralanib qolmaydi, balki qo'shimcha bosqichlarni, yani kimyoviy qayta o'zgarish yoki buni detallashtirishlarni talab etadi. Bunga quyidagilar kiradi.

**Operatsion model** xomashyoni mahsulotga aylantirishning asosiy bosqichlari (operatsiya)ni o'z ichiga oladi. Ammiak ishlab chiqarish quyidagi operatsion model bilan ifodalanadi.

1. Tabiiy gaz oltingugurtli birikmalardan oltingugurt vodorod yordamida tozalanadi:

$$H_2S + ZnO = ZnS + H_2O$$

2. Metanni suv bug'i bilan konversiyalash. Tabiiy gaz $CH_4$ ham suv $H_2O$ ham ammiak sintezidagi komponentlardan biri bo'lgan vodorodni olishni ko'zlaydi. Bunda bir vaqtning o'zida ikki reaksiya amalga oshadi:

$$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$$
$$CO + H_2O = CO_2 + H_2.$$

3. Uglerod monoksidning suv bug'i bilan konversiyasi:

$$CO + H_2O = CO_2 + H_2$$

4. Azot $N_2$ ni ammiak sintezidagi ikkinchi xomashyo komponentni olish hozirgi sxemalarda havodan kislorodni «yoqish» orqali amalga oshirilmoqda:

$$3O_2 + 2CH_4 = 2CO + 4H_2O$$

Azotni havodan olish nafaqat oddiy yo'l , balki energiyani tejovchi usullardan hisoblanadi

5. Uglerod dioksid absorbtsiyasi – $CO_2$ yo'li. Uni monoetanolamin eritmasi bilan yutdiriladi:

$$CO_2 + 2RNH_2 + H_2O = (RNH_3)_2CO_3$$

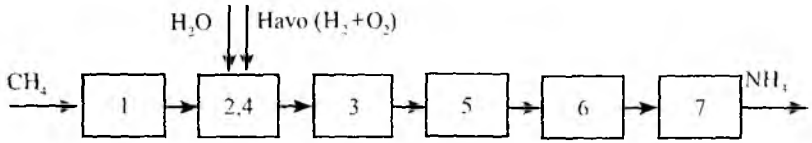
6. Konversiyadan keyin gazni uglerod monoksid CO dan tozalash. 3 bosqichda CO ning ozroq qismi qoladi, u keyingi aylanishlarga halaqit beradi. Shu bois uni zararsiz metanga aylantiriladi:

$$CO + 3H_2 = CH_4 + H_2O$$

7. Ammiak sintezi:

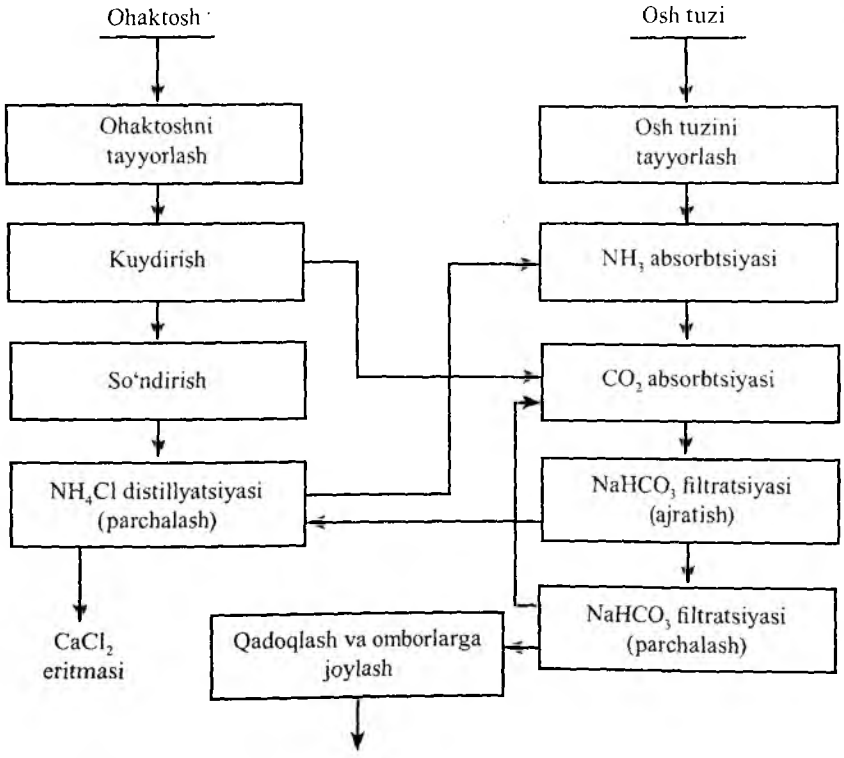
$$3H_2 + N_2 = 2NH_3$$

Kimyoviy va ifodaviy sxemalar jarayonning ishlab chiqarishi va uning strukturasi haqida umumiy tushuncha beradi. KTS ning keyingi ko'rinishlarida grafik modellardan foydalanish maqsadga muvofiq hisoblanadi.




***3.3-rasm.*** Ammiak ishlab chiqarishning funksional sxemasi. Sxemadagi sonlar operatsion model bosqichlariga mos keladi.

*Funksional model* (sxema) kimyoviy va operatsion sxemaga asoslanib kimyoviy texnologik jarayon va uning o'zaro bog'lanishlarini tasvirlaydi. Har bir bosqich to'g'ri burchaklar bilan, bog'lanishlar esa ular orasidagi chiziqlar bilan ifodalanadi. 3.3-rasmda yuqoridagi operatsion modelga mos keluvchi ammiak ishlab chiqarishning funksional sxemasini ifodalaydi. Sxemadagi sonlar operatsion modelga mosdir.




***3.4-rasm.*** Soda ishlab chiqarish funksional sxemasi

3.4-rasmda soda ishlab chiqarish funksional sxemasi ko‘rsatilgan bo‘lib, kimyoviy ifodalanishiga asoslangandir. U avvalgidan murakkabroq bo‘lib, parallel va teskari bog‘lanishlarni o‘z ichiga oladi. Ushbu sxema o‘zining qulayligi va KTS ishlanmasining tushunarliligini ta’minlaydi.

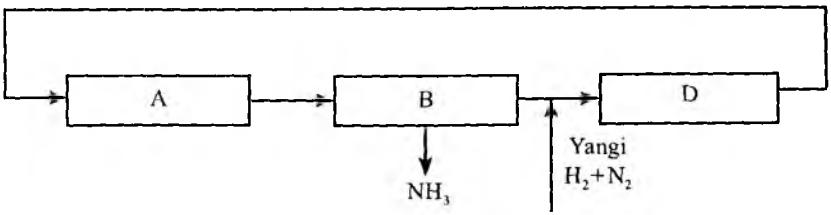
Funksional sxemani yana bir misolda – ammiak sintezida ko‘rsatamiz (7 sistemachadagi ammiak ishlab chiqarishini KTS sifatida). Vodorodning azot bilan reaksiyasida qaytar holat mavjudligi tufayli oxirigacha bormaydi, shu bois ammiak sintezi uch bosqichni o‘z ichiga oladi va quyidagi operatsion modelda ifodalanadi.

A. Ammiak sintezi $3H_2+N_2=2NH_3$.

B. Ammiakni ajratish.

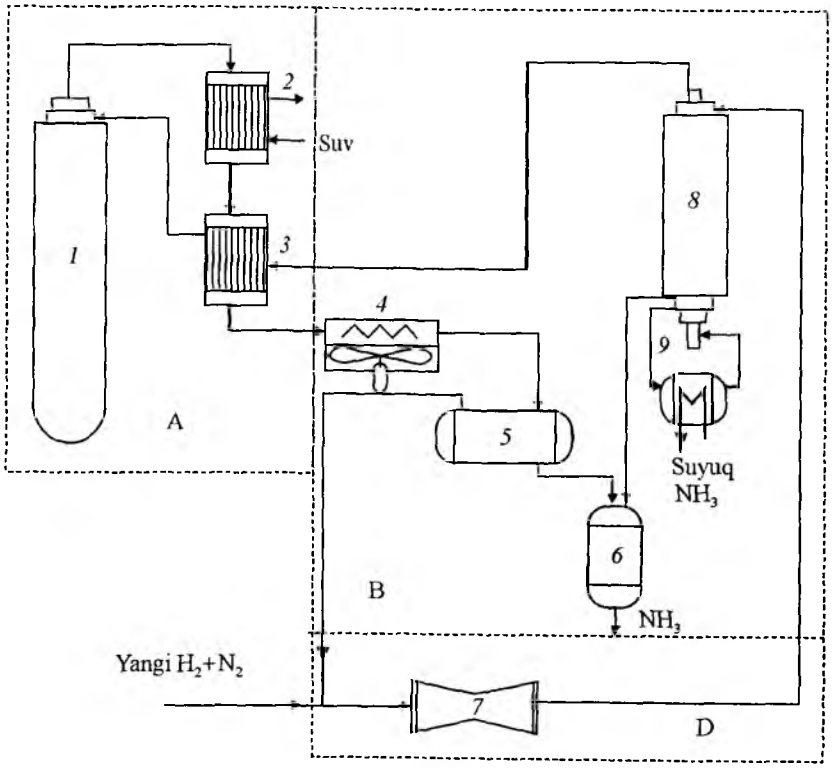
D. Reaksiyaga kirmagan vodorod bilan azotni reaktorga qaytarish (A bosqichda).

Funksional sxema 3.5-rasmda ko‘rsatilgan.




***3.5-rasm.*** Ammiak sintezi funksional sxemasi:
A – $NH_3$ sintezi; B – $NH_3$ ni ajratish; D – kompressiya va reaksiyaga kirishmagan komponentlar.

*Texnologik model (sxema)* sistema elementlari, ularning birikish tartibi va texnologik operatsiyalar ketma-ketligini ko‘rsatadi. Texnologik sxemada har bir element (agregat, apparat, mashina) umumiy qabul qilingan tashqi ko‘rinishda bo‘ladi. Bog‘lanishlar odatda strelkali chiziqlarda yoki truboprovodlar ko‘rinishida ifodalanadi, apparatlar esa sexdagi singari joylashtiriladi. Texnologik sxemada jarayon qisqacha parametrlari ham berilishi mumkin.




***3.6-rasm.*** Ammiak sintezining texnologik sxemasi:

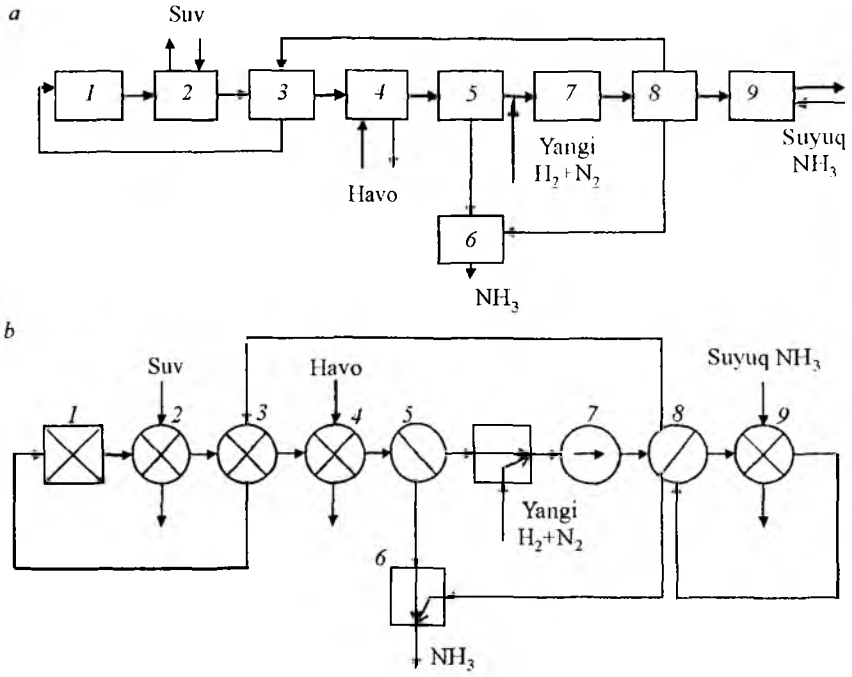
*1* – $NH_3$ sintezi kolonnasi (reaktor); *2, 3* – issiqlik almashtirgichlar; *4* – havo sovutgich; *5* – separator; *6* – $NH_3$ yig'gich; *7* – sirkulyatsion kompressor; *8* – kondensatsion kolonna; *9* – bug'latgich

3.6-rasmda ammiak sintezining texnologik sxemasi keltirilgan. Azot vodorod aralashmasi reaktor *1* ga kiritiladi. Ekzotermik reaksiya issiqligi hisobiga reaksiyaga kirgan aralashma uchta issiqlik almashtirgichda sovutiladi. Bularning birinchisidagi olingan ammiak va reaksiyaga kirishmay qolgan azot bilan vodoroddan iborat *2* dagi gaz suv bilan sovutiladi. Ikkinchi issiqlik almashtirgich *3* dagi gaz o'z issiqligini hom ashyo aralashmasini isitishga sarflaydi va reaktorga yo'naltiriladi. Oxirgi sovutish havo sovutgichi *4* da amalga oshiriladi. Bu keyin

qisman kondensatsiyalangan ammiak separator *5* da ajratiladi va yig'gich *6* da mahsulot sifatida yig'iladi. Lekin atrof muhit havosigacha sovutilganda ammiakni to'la ajratib bo'lmaydi va shu bois separatordagi gaz kondensatsion kolonna 8 ga yo'naltiriladi. Bu yerda gaz –3 ÷ –2 darajagacha sovutiladi va olingan ammiakni gazdan ajratiladi (3–5 % qoladi) va yig'gichga yo'naltiriladi. Sovutish suyuq ammiakning bug'latilishi hisobiga bug'latgich 9 da amalga oshiriladi. Qolgan sovuq gaz issiqlik almashtirgich 3 da isitiladi va sintez kolonnasi 1 ga qaytariladi. Oqim sirkulyatsiyasi kompressor *7* orqali ta'minlanadi, unga bundan oldinroq yangi azot vodorod aralashmasidan qo'shiladi. Yuqoridagi ko'rsatilgan sxemada funksional sxema elementlari shtrix chiziqlari bilan ajratilganligi ko'rinadi. Gaz sirkulyatsiyasining elementi D elementi B ga «qurilgan» bo'lib, ammiak ajratilishi sirkulyatsion nasosning oldida va ortida amalga oshiriladi.

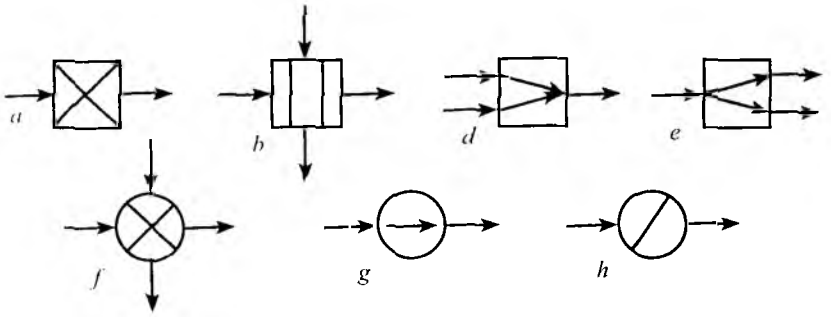
Texnologik sxemani ishlab chiqarishning mazkur usulini ilmiy ishlanmasi, sxema, uzel va apparatlarning texnologik va konstruktiv qayta ishlanishi natijasi sifatida olinadi. Texnologik sxemalarni ishlab chiqarishni ekspluatatsiya qilishda ham, uni loyihalashda ham ishlatiladi. U har bir ishlab chiqarishning loyihaviy va texnik hujjatlariga kiradi.

**Strukturaviy model (sxema)** texnologik sxemadan farqli o'laroq oddiy geometrik ko'rinishdagi figura (to'g'ri burchaklar, aylanalar) larni o'z ichiga oladi. Apparatlar ko'rinishi berilmaydi, bu o'z navbatida KTS ning umumiy struktura ko'rinishini soddalashtiradi. 3.7-rasm, *a* da ammiakning struktura sxemasi ko'rsatilgan (3.7-rasm, *a* va 3.6-rasmlarni solishtiring), bunda KTS ning umumiy strukturasi xususiyati yorqin ko'rsatilgan, oqimlarning yo'nalishlari oson seziladi. Hatto murakkab KTS ko'rinishi yorqin ko'rinadi, unda elementlar xolatini o'zgartirish ham yengil kechadi. Bog'lanishlarning yorqinligi matematik ifoda tuzishni osonlashtiradi, bu esa avtomatlashtirilgan loyihalashda ham muhimdir.




***3.7-rasm.*** Ammiak sintezining strukturaviy (*a*) va operatorlik sxemasi (*b*) (elementlarning belgilanishi 3.6-rasmdagi singari)

Maxsus sxemalar KTS tahlili va hisoblashlarda qo'llaniladi, bunda maxsus matematik apparat, hisoblash mashinalari va kompyuterlardan foydalaniladi. Bulardan biri **operator** sxemasidir. Strukturaviy sxemada barcha elementlar operator sxemasida har bir element «texnologik operator» nomi bilan ataluvchi maxsus belgilanishga mo'ljallangandir. Qabul qilingan belgilar 3.8-rasmda ko'rsatilgan. Bular sxemadan elementda qanday oqimlar o'zgarayotganini bilib olishni osonlashtiradi. Ammiak sintezining operator sxemasi 3.7-rasm, *b* da strukturaviy bilan yonma-yon ko'rsatilgan. Bunday elementlar belgilarini bilganimizda har bir element uchun ma'lum bir kichik programma (yoki blok) tegishli ekanligi ko'rinib, ish osonlashadi.




*3.8-rasm.* Texnologik operatorlar:

*a* - kimyoviy aylanish; *b* - massa almashinish; *d* – aralashish; *e* – ajratish; *f* - issiqlik almashinuvi; *g* - siqilishlar, kengayishlar; *h* – agregat holatining o'zgarishlari

**Matematik model (ifoda).** Yuqorida keltirilgan modellar (ifodalar, sxemalar) KTS haqida umumiy tushuncha beradi. Uning harakatlanishi haqida miqdoriy xulosalar qilish uchun matematik model zarur bo'ladi.

Yuqorida aniqlanganidek, sistema – *element va bog'lanishlar* majmuasi bo'lib, uning modeli ikki sistemadagi tenglamalar bilan *elementlar va bog'lanishlar orqali beriladi.*

Elementda oqimlar o'zgaradi. Elementdagi matematik model chiqish oqimlari $U_k$ ning $k$-elementi va kiruvchi $X_k$ lar orasidagi parametrlari bog'lanishlarni amalga oshiradi. Oqim ko'rsatgichlari uning kattaligi, tarkibi (konsentratsiyalar), harorat, bosim, issiqlik miqdori va boshqa parametrlardir. Chiqishda oqim xolatiga $U_k$ ning ba'zi parametrlari ta'sir ko'rsatishi mumkin, bular yordamida jarayon boshqariladi yoki ekspluatatsiya jarayonida o'zgaradi. Umumiy ko'rinishda

$$\bar{Y}_k = F_k(\bar{X}_k, \bar{U}_k) \qquad (3.1)$$

$Y_k$, $X_k$, $U_k$ lar *ustidagi chiziqlar parametrlarning* ko'pligidan darak beradi (konsentratsiyalar, harorat va boshqalar). (3.1) tenglama oqimning elementdan chiqishdagi oqim holatining oqimning kirishdagi xolatiga bog'liqligini ko'rsatadi. Reaktor, absorber, kompressor

va boshqa apparat hamda mashinalar matematik modelini ishlatsa ham bo'ladi, albatta. Lekin, bu modellar elementning ichki qismidagi o'suvchi mexanizmga bog'liq holda bir muncha murakkabligi bois oqimlarning kirish va chiqish holatidagidan tashqari KTS dagi ortiqcha hisoblar ustiga qo'shimcha axborotlar keltirib chiqaradi. KTS ning har bir elementiga xos kirish va chiqish oqimlari orasidagi massa va energiyaning saqlanish qonunlariga asoslangan boshqa modellardan foydalanish qulaydir. KTS dagi bog'lanishlar qaysi elementdan boshqasiga oqim o'tayotganini aniqlab beradi. Oqim o'tkazilganda o'zgarmaganligi bois bog'lanishlar tenglamalari umumiy ko'rinishda quydagicha ifodalanadi:

$$\bar{X}_k = \alpha_{l-\kappa} \bar{Y}_p . \qquad (3.2)$$

Bu erda $\alpha_{l\,k}$= 1 *l* elementdan chiqayotgan va *k*-elementga kirayotgan oqim uchun; agar *l* va *k* elementlar orasida bog'lanishlar bo'lmasa, unda $\alpha_{l\,k}$= «0» bo'ladi.

KTS ga kiruvchi va undan chiquvchi oqimlarni belgilashda odatda tashqi muhitni bildiruvchi «0» indeksidan foydalaniladi. (5–1)–(5–2) tenglamalar sistemasi bir muncha qo'pol bo'lib, odatda kompyuter yordamida hisoblanadi.

### NAZORAT SAVOLLARI

1. Quyidagi tushinchalarga yozma ravishda javob bering: kimyoviy ishlab chiqarish, kimyoviy texnologik jarayon va kimyoviy-texnologik sistema.
2. Kimyoviy texnologik jarayonni tadqiq qilishning sistemali tahlil usuli qanday izohlanadi?
3. Kimyoviy texnologik sistemaning ekvivalenti bo'lib nimani olish mumkin?
4. Kimyoviy texnologik sistema qanday qismlardan tashkil topadi?
5. Kimyoviy texnologik sistemada qanday sistemachalarni ajratish mumkin?
6. Kimyoviy texnologik sistemadagi bog'lanishlarni tushintirib bering.
7. Biror ishlab chiqarish misolida kimyoviy, operatsion va funksional sxemalarga izoh bering.
8. Ammiak ishlab chiqarishdagi texnologik va struktura sxemalarning farqlarini aytib bering.

## 3.4. KIMYOVIY-TEXNOLOGIK SISTEMALARNING HOLATI

### 3.4.1. Asosiy tushincha va ta'riflar

KTS xossalari, harakatlanish ko'rsatkichlari, undagi jarayonlarni boshqarishning samaradorligini bilish uchun KTS holatini bilish zarur bo'ladi. KTS holati yoki rejim oqim bog'lanishlar parametr (ko'rsatkich)lari va apparat (element)lar holati bilan aniqlaniladi.

**Oqimlar parametrlari** – oqim haqidagi kimyoviy, fizik-kimyoviy va fizik ma'lumotlardir.

Bularga quyidagilar kiradi:

- *holat parametrlari*: vaqt birligidagi elementlar aro oqimlar miqdori (sarf), fazaviy tarkib, kimyoviy tarkib, harorat, bosim, issiqlik miqdori;
- *xossa parametrlari*: issiqlik sig'imi, zichlik, yopishqoqlik va boshqalar.

Oqim xossalari parametrlari uning holat parametrlari va individual komponentlar xossalaridan kelib chiqadi. Energetik va axborot oqimlarni ifodalash uchun o'zlarining ko'rsatkichlari (tok kuchi va kuchlanishi, boshqarish signalining intensivligi, va boshqa belgilari) dan foydalaniladi.

KTS ning xili va tadqiqi har bir maqsadining aniqligi bo'yicha ma'lumotlar aniq yig'indisi talab qilinadi. Masalan, tadqiqot vazifasiga moddaning sistema bo'yicha tarqatilishi kirgan bo'lsa, unda oqimning kattaligini, uning kimyoviy tarkibini bilish kifoya qiladi, bunda KTS dagi fazaviy tarkib, bosim, energetik yo'qotish oqimlar harakat tezligi va katta- kichikligi, bosimi, zichligi, yopishqoqligi va issiqlik sig'imi bilan bog'liq bo'lishi mumkin.

**Element holati** (apparat, mashina, agregatniki) elementdagi oqim o'zgarishlariga bog'liq ma'lumotlarini o'z ichiga oladi.

Bularga:

- boshqarish ta'sirlari, masalan reaktordan issiqlikni olib chiquvchi xladagent harorati yoki bug' turbinaga bug' uzatish;
- ekspluatatsiya vaqtida apparat xarakteristikasi bilan jarayon sharoiti o'zgarishi, masalan, katalizator dezaktivatsiyasi yoki

issiqlik almashtirgich yuzasining ifloslanishi sabab bo'lishi mumkin.

Tegishlicha ma'lumotlar element ifodasi (3.1)ga kiradi va boshqarish parametrlari nomini olgandir. Ularning apparat (element) dagi jarayonga ta'siri jarayonni o'rganishda aniqlaniladi va KTS tahlilida elementga kiruvchi va chiquvchi oqimlarning o'zgaruvi samarasi sifatida ko'rinadi.

Keyin asosiy diqqat-e'tibor KTS dagi barcha texnologik oqimlarning berilgan parametrlaridagi holatiga qaratiladi (KTS ga kiruvchi oqimlarda) va har bir elementdagi oqim ma'lumotlari o'rganiladi.

*KTS hisobi* – berilgan strukturadagi KTS oqimlarining parametrlarini va elementlar berilgan holatlarining holati bilan aniqlanishidir.

Demak, KTS elementida, uning sistemachasida yoki KTS ning o'zidagi oqim holati o'zgarishida massa va energiyaning saqlanish qonuni to'la bajarilishi talab qilinadi.

Issiqlik almashtirgich, reaktor va ajratish sistemasidan iborat KTS ni ko'rib chiqamiz (3.9-rasm). Bunda shtrix chiziqlari bilan o'ralganlar: bir element reaktor – (I); issiqlik almashtirgichli reaktor sistemachasi – (II); KTS ning o'zi – (III). Har bir «qobiqcha»ga oqimlar kiradi va chiqadi va ichkarida ular qandaydir o'zgarishlarni boshdan kechiradi. Amalda har bir «qobiqcha» KTS ning sistemachasidir. Massa va energiyaning saqlanish qonunlari KTS ning har bir elementi yoki sistemachasi uchun statsionar holatda quyidagi nisbatda qaror topishi kerak bo'ladi: oqimlar uchun massaning saqlanishi:

$$\sum_j G_{\text{J KIR}} = \sum_\ell G_{\ell\,\text{CHIQ}} \tag{3.3}$$

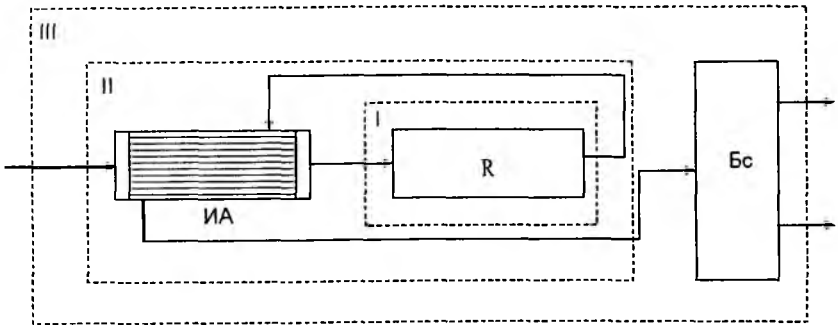
Massaning har bir *i*-komponent uchun saqlanishi:

$$\sum_j G_{ij\,\text{KIR}} + \sum G_{i\text{K, MANB,}} = \sum_\ell G_{i\ell\text{, CHIQ}} \tag{3.4}$$

Energiyaning saqlanishi:

$$\sum_j Q_{j\,KIR} + \sum_k Q_{K,\,MANB,} = \sum_i G_{i,\,CHIQ} \qquad (3.5)$$

bu erda $G_{j,KIR}$, $G_{i,\,HIQ}$ – «qobiqcha»ga kiruvchi va undan chiquvchi oqimlar; $G_{ij,KIR}$, $G_{il,CHIQ}$ – kiruvchi va chiquvchi oqimlardagi $i$ – komponentning massalari; $G_{ik,MANB}$ – kimyoviy aylanishlardagi $i$ – moddaning «qobiqcha»lari ichidagi manbayi (hosil bo'luvchi moddalar uchun – $G_{ik,\,MANB} > O$, sarflanuvchilar uchun – $G_{k,\,MANB} < 0$, reaksiyaga kirmayotgan moddalar uchun $G_{k,\,MANB,} = 0$); $Q_{j,\,KIR}$, $Q_{i,CHIQ}$ – kiruvchi va chiquvchi oqimlar issiqligi; $Q_{k,\,MANB,}$ – «qobiqcha» ichida issiqlik manbalari bo'lib, bularga kimyoviy reaksiya, fazaviy aylanishlar, oqim impulsining o'zgarishi kiradi (siqilish, kengayish).




***3.9-rasm.*** KTS da massa va issiqlik balansini aniqlashga doir:

*IA* – issiqlik almashtirgich; *R* – reaktor; *Bs* – bo'lish sistemasi.

(3.3) – (3.5) tenglamalar balanslar bo'lib, massaning tengligidan yoki KTS sistemachalari yoki har bir element oqimlarining kirish va chiqishlari orasidagi issiqlikdir. Elementlar orasidagi bog'lanish oqim holatini o'zgartirmaydi va shu bois unda massa va energiya o'zgarmaydi. Shunday qilib, KTS hisobi massa bilan energiya balansini o'rnatishdan iborat barcha elementlarning bog'lanishlaridir. Bunday hisobot balans hisob yoki balans deyilib, kimyoviy-texnologik sistema va uning qismlari uchun farqlanib, **material balans** (3.3), (3.4) va **issiqlik balansi** nomi bilan ataladi.

Texnologik apparatlarda oqimlar holati o‘zgarar ekan, avvaliga KTS elementlari kirish va chiqish oqimlarining moddiy va issiqlik balanslarini tuzishni, undan keyin KTS ning barcha elementlari va bular orasidagi balanslar hisob usullarini ko‘rib chiqamiz. Ko‘p komponentli aralashma miqdori va kimyoviy tarkib uning barcha xossalarini, har bir komponent miqdori, shu bois ish unumini, jumladan xom ashyo sarfini, chiqindi miqdori va boshqa ma’lumotlarni aniqlashga imkon beradi. Issiqlik oqimlarini hisoblash uchun yana material oqimlar tarkibi va miqdorini bilish kerak bo‘ladi. Shu boisdan ham kimyoviy-texnologik sistema hisobotini material balansni aniqlashdan boshlaymiz.

Material balans modda massasining saqlanish qonuniga asoslanganligini oldindan aytib qo‘ygan holda bo‘lajak ishimizda modda miqdori va oqimlar kattaligini odatda zarur indekslari qo‘yilgan holda belgilangan harf *G* ning massa birliklarida ifodalaymiz.

### 3.4.2. Kimyoviy-texnologik sistemadagi elementning kimyoviy o‘zgarishlari material balansi

Reaksion element (reaktor, reaktor uzeli)da o‘tayotgan o‘zgarishlar natijasida ta’sirlashayotgan aralashma kimyoviy tarkibining o‘zgarishi stexiometrik tenglamalar bilan ifodalanadi. Bular stexiometrik mustaqil bo‘lishi; ularning soni aniq bo‘lishi; tenglamaning chap qismida kerakli moddaning aniq o‘zi ifodalanishi talab etiladi.

KTS hisoblarida zarur bo‘lgan ayrim nisbatlarni esga olib o‘tamiz:

*i*-chi komponent miqdori $N_i = N_{10} + \sum_{i}^{R} (N_{10} \nu_{ij} x_j)$; (3.6)

*i*-chi komponent konsetratsiyasi $C_i = Ni \Big/ \sum_{i}^{B} N_i$; (3.7)

komponent parsial bosimi $p_i = PC_i$; (3.8)

*i*-chi mahsulot bo‘yicha selektivlik $C_i = N_{10} X_j \Big/ \sum_{i}^{R} N_{10} X_j$; (3.9)

*i*-chi mahsulot chiqishi $E_i = N_{10} x_j / N_{10}$; (3.10)

bu erda: $R$ – stexiometrik tenglamalar soni; $B$ – oqimdagi komponentlar soni; «$i$» indeksi – $i$-chi, «$j$» indeksi – $j$ ga oid stexiometrik tenglama.

Mazkur formulalar dastlabki xomashyo stexiometrik koeffitsienti $v_{ij}$= 1ga bo'lgan barcha stexiometrik tenglamalar uchun olingan tenglamalardir. Aylanish darajasi $x_j$ har bir stexiometrik tenglamalarda shu modda uchun berilgan bo'lib, (3.9) va (3.10) tenglamalar komponent-mahsulot uchun selektivlik bilan chiqish aniqlanadi degan fikr qilingan holda faqat $j$-stexiometrik tenglamadagina hosil bo'ladi (unda $E_i = x_j$). Ushbu formulalarda komponentlar miqdori mollarda o'lchanadi (N belgisi), bu an'anaviy ravishda kimyoviy fanlarda qabul qilinganligi ma'lumdir.

Material balans tuzishda qolgan parametrlar shunga qarab nisbiy olinuvchisi sifatida odatda barcha stexiometrik tenglamalarda xomashyo moddasining aylanish darajasi sifatida olinadi. Avvalgi (3.6) tenglamadan elementdan chiquvchi komponentlar miqdorlari va keyin jarayon ko'rsatgichlari (selektivlik, mahsulot chiqishi va oqim parametrlari uning miqdori, konsentratsiyalar) aniqlanadi. Bazan hisobning dastlabki sharoitlarida kimyoviy aylanishning o'zga ko'rsatgichlari, jumladan mahsulotlar miqdori, komponentlar konsentratsiyalari yoki ularning chiqishi, selektivlikka qaralishi mumkin. Bunday qilinganda material balans xulosasi oldidan ularni (3.6)–(3.10) tenglamalardan foydalangan holda aylanish darajalariga qayta hisoblanadi.

*«Massaviy» stexiometrik koefitsientli stexiometrik tenglamalar.*

Reaksiyaga kirishuvchi element material balansi hisobida kimyoviy aylanishning o'zga shakllaridan ham foydalaniladi. Kimyoviy ta'sirga beriluvchi komponentlar miqdorlarini bildiruvchi kimyoviy tenglamalardagi stexiometrik koeffitsientlarni an'anaviy mollar bilan bir qatorda massa kattaliklarida ifodalash mumkin, bunda «mol» koeffitsentlarni molekulyar massaga ko'paytiriladi. Masalan, oltingugurt dioksidni oksidlashdagi stexiometrik koeffitsentlarning «mol»dagi ifodasi quyidagicha ko'rinishda yoziladi:

$$SO_2 + {}^1/_2\, O_2 = SO_3.$$

«Massaviy» stexiometrik tenglamasi shunday ko'rinishdagi mazkur tenglamaning o'zi ($CO_2$, $O_2$, $CO_3$ larning molekulyar massalari tegishlicha – 64, 32, 80 ga teng) boshqaroq ko'rinishga ega bo'ladi:

$$64CO_2 + 16O_2 = 80CO_3$$

Bunday ifodada material balans ma'lum bo'ladi: xomashyo moddasining yig'indisi mahsulot massasiga tengdir. Hisobda «massaviy» stexiometrik koeffitsentlarga ega formulalar (3.6), (3.7), (3.8), (3.9), (3.10)dan foydalanish mumkin. Tabiiyki, bulardagi boshqa o'zgaruvchi sonlar ham massa qiymati (kattaligi) ga ega bo'lishi kerak (modda miqdori *G* dir, *N* emas, konsentratsiyalar *g*, *C* emas, va boshqalar). «Massaviy» stexiometrik koeffitsientli $\nu_{ij}$ (3.6) tenglamadan foydalanib, reaksion elementdagi massa balansini tezgina topish mumkin bo'ladi.

**Yig'indi (brutto) stexiometrik tenglama**. Kimyoviy aylanishning o'zga shakli brutto-stexiometrik tenglamalar tuzishdir, bular sistemacha va hatto KTS material balansini tuzish zarurati tug'ilganda, ayniqsa, ketma-ket boruvchi aylanishlar mavjud bo'lganda qo'l keladi.

Misol ko'rib chiqamiz. Nitrat kislota ishlab chiqarish sanoatida 1 t ammiakdan qay miqdorda $HNO_3$ hosil bo'lishini aniqlaylik. Kimyoviy-texnologik jarayonda quyidagi reaksiyalar amalga oshadi:

ammiakning oksidlanishi

$$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O \qquad (3.11)$$

(tushinishni osonlashtirish maqsadida $NH_3$ to'la ravishda NO ga aylanadi deb faraz qilamiz);

azot oksidi oksidlanadi:

$$2NO + O_2 = 2NO_2 \qquad (3.12)$$

va azot dioksidi xemosorbtsiyasi:

$$3NO_2 + H_2O = 2HNO_3 + NO \qquad (3.13)$$

Absorbtsion kolonnaga kislorod beriladi, bunda azot oksidi qaytadan (3.12) reaksiyasi bo'yicha $NO_2$ gacha oksidlanadi. Shunday qilib nitrat kislotasi hosil bo'lishi (3.11) – (3.13) stexiometrik teng-

lamalar bilan ifodalanadi. Birinchisini 1 ga, ikkinchisini 3 ga, uchinchisini 2 ga ko'paytiramiz va ularni qo'shib chiqamiz. Yig'ma stexiometrik tenglama (brutto-tenglama)ni olamiz:

$$4NH_3 + 8O_2 = 4HNO_3 + 4H_2O \qquad (3.14)$$

Albatta bunday reaksiya mavjud bo'lmaydi. Ammo bu stexiometrik tenglamadan reagentlar bir-biri bilan aylanish sxemasidan qat'iy nazar qay nisbatlarda birikishi oydin bo'ladi. Ko'rilgan misolda 1 mol $HNO_3$ bir mol ammiak bilan 2 mol kisloroddan hosil bo'ladi.

(3.14) tenglamaning stexiometrik koeffitsientlarini tegishlicha komponentlarning molekulyar massasiga ko'paytiramiz ($NH_3$ – 17, $O_2$ – 32, $HNO_3$ – 63, $H_2O$ – 18) va quyidagini olamiz:

$$68\ NH_3 + 256O_2 = 252\ HNO_3 + 72\ H_2O.$$

Shunday qilib, 252 kg $HNO_3$ ishlab chiqarish uchun 68 kg $NH_3$, 1t (1000 kg) $HNO_3$ uchun esa $68 \cdot 1000/252 = 270$ kg ammiak kerak bo'ladi.

Yig'ma (brutto-) stexiometrik tenglamaning qulayligi shundan ko'rinadi.

**Muvozanatdagi kimyoviy reaksiyalar.** Balans hisobi qaytar kimyoviy reaksiyalar uchun qo'llanilishi mumkin. Bu holda dastlabki shart-sharoitlar sifatiga yana harorat ham berilishi kerak bo'ladi. Bu aniqlanilgach muvozanat konstantasi $K_p$ ham ma'lum bo'ladi, u moddalar konsientiratsiyalari bilan ham bog'liqdir:

$$Kp = \prod_i C_i^{Vi} \quad \text{yoki} \quad Kp = \prod_i P_i^{Vi} \qquad (3.15)$$

Komponentlar konsentratsiyalarini ularning komponentlaridan biri $x$ ning aylanishi darajasiga bog'liqligi $C_i(x)$ ko'rinishida yozilishi mumkin, bunda (3.6) va (3.7) tenglamalardan foydalaniladi. $C_i(x)$ uchun olingan ifodani (3.15) tenglamaga qo'yib, quyidagicha ko'rinishga bog'liqlikni olamiz:

$$Kp = f(x).$$

Undan $x$ ning qiymatini topamiz, bunda $x_m$ ning muvozanatdagi aylanish darajasi kelib chiqadi. So'ngra (3.6) tenglamadan muvo-

zanatdagi aralashmalarning barcha komponentlari miqdorini, (3.7) tenglamadan esa muvozanatdagi konsientirattsiyalarni topamiz.

Bir necha stexiometrik tenglamalar bilan ifodalanuvchi murakkab aylanishga bir necha bog'lanishlar $K_p = f(x)$ olinadi, bular miqdori stexiometrik erkin tenglamalar bilan aniqlaniladi. Muvozanat va balans uchun ishlatiladigan tenglamalar bir-biriga mos tushmasligini ham aytib o'tish lozim.

Material balansining shunday hisobini metanning bug'dagi konversiyasi misolida, bunda muvozanat amalga oshadi degan xolatini ko'rib chiqamiz.

Ikkita reaksiya amalga oshadi:

$$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2 \quad CO + H_2O = CO_2 + H_2 \qquad (3.16)$$

bular uchun muvozanat konstantalari ma'lum bo'lib, tegishlicha, $K_{m1}$ va $K_{m2}$ lardir.

Material balansni olish uchun boshqa stexiometrik tenglamalardan, yani bularning chap qismiga asosiy modda bo'lgan metan kiruvchilardan foydalanamiz:

$$CH_4 + H_2O = CO + H_2 \quad CH_4 + 2H_2O = CO_2 + 4H_2 \qquad (3.17)$$

Bularning ikkinchisi (3.16) dagi tenglamalarning qo'shilishidan olindi. Komponentlarga indekslar qo'yib chiqamiz: «1» – $CH_4$, «2» – $H_2O$, «3» – $H_2$, «4» – CO, «5» – $CO_2$. Birinchi tenglama bo'yicha $CH_4$ ning aylanish darajasi – $x_1$; ikkinchisi bo'yicha – $x_2$. Unda metanning umumiy aylanish darajasi $x = x_1 + x_2$ ga teng bo'ladi. Dastlabki reaksion aralashma $CH_4$ bilan suvdan iborat bo'lib, $N_{10}$ va $N_{20}$ miqdorida bo'ladi. (3.6) formulaga asoslangan xolda har bir komponent miqdoriga mos ifoda olamiz, bular metanning aylanish darajalari $x_1$ va $x_2$ lar orqali ifodalanadi:

$$N_1 = N_{10} - N_{10}x_1 - N_{10}x_2 = N_{10}(1 - x_1 - x_2) \qquad (3.18)$$

$$N_2 = N_{20} - N_{10}x_1 - 2N_{10}x_2 = N_{20} - N_{10}\,(_0x_1 + 2_0x_2) \qquad (3.19)$$

$$N_3 = 3N_{10}x_1 + 4N_{10}x_2 = N_{10}(3x_1 + 4x_2) \qquad (3.20)$$

$$N_4 = N_{10}x_1 \qquad (3.21)$$

$$N_5 = N_{10}x_2 \qquad (3.22)$$

Mollar umumiy soni $\sum N_i = N_{10}(1+2x_1+2x_2)+N_{20}$.

(3.7) va (3.8) tenglamalardan komponentlarning parsial bosimini topamiz. Masalan, metan uchun

$$\rho_1 = P\frac{N_1}{\sum N_i} = P\frac{N_{10}(1-x_1-x_2)}{N_{10}(1+2x_1+2x_2)+N_{20}} = P\frac{1-x_1-x_2}{1+\lambda+2x_1+2x_2}.$$

Bu erda «bug': gaz» nisbatining dastlabki aralashmadagi qabul qilingan nisbati $\lambda = N_{20}/N_{10}$. Shunga o'xshash barcha $p_i$ lar topiladi. Muvozanat sharoitida

$$K_{\rho 1} = \frac{\rho_4\rho_3^3}{\rho_4\rho_2} = \frac{p^2x_1(3x_1+4x_2)^3}{(1-x_1-x_2)(\lambda-x_1-2x_2)(1+\lambda+2x_1+x_2)^2};$$

$$K_{\rho 2} = \frac{\rho_5\rho_3}{\rho_4\rho_2} = \frac{x_2(3x_1+4x_2)}{x_1(\lambda-x_1-2x_2)}. \qquad (3.23)$$

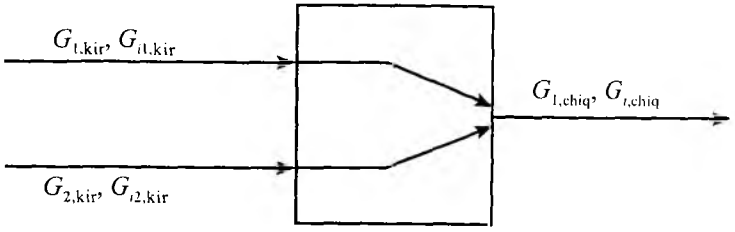
Muvozanat konstantalari (3.16) reaksiyalar uchun aniqligini, komponentlar miqdori esa boshqa stexiometrik tenglamalar (3.17) dan olinganligini qayd qilib o'tamiz. Ikki tenglamadan iborat sistema (3.23) dan $K_{p1}$ va $K_{p2}$ qiymatini aniqlovchi berilgan harorat uchun, keyin metanning muvozanatdagi aylanish darajalari $x_1$ va $x_2$ larni hisoblaymiz. Undan so'ng (3.18) – (3.22) ifodalaridan $N_i$ ning barcha komponentlari miqdorini va eng oxirida esa (3.7) dan reaksiyaga kirishgan aralashmaning muvozanatdagi tarkibini hisoblab topamiz.

### 3.4.3. Kimyoviy o'zgarishlarsiz kechuvchi kimyoviy texnologik tizim elementining moddiy balansi

Texnologik apparatlarning turli – tuman bo'lishidan qat'iy nazar, kiruvchi va chiquvchi oqimlar orasidagi moddiy balansni tuzish uchun KTS elementlarini bir nechta guruhga birlashtirish mumkin.

**Kimyoviy va faza o'zgarishlarsiz bo'lgan element** (issiqlikalmashgich, nasos, maydalagich). Tabiiyki, bunda oqimning massasi $G$ ham komponentlar massasi $G_i$ ham o'zgarmaydi: $G_{kir} = G_{chiq}$, $G_{i,kir} = G_{i,chiq}$ va faqat moddiy balans ko'rib chiqilishida bunday elementlar kiritilmasligi mumkin.

Aralshtirgich ikki oqimini birlashtiradi (3.10 rasm). Moddiy balans kiruvchi oqimlarning $G_{1,kir}$, $G_{2,kir}$ jami massasini chiquvchi oqim $G_{chiq}$ massasidagi tengligi hamda kiruvchi $G_{1,kir}$, $G_{2,kir}$ oqimlarning chiquvchi $G_{i,chiq}$ oqimidagi har qaysi *i*-komponentining jami massasi tengligi orqali aniqlanadi: $G_{i1,kir} + G_{i2,kir} = G_{i,chiq}$.




***3.10-rasm.*** KTS hisobiy elementi – aralashtirgich.

Agar barcha oqimlar bir xil faza holatida bo'lsa, u holda massaviy miqdorlar o'rniga hajmiy yoki molli kattaliklardan foydalanish mumkin.

Komponentning konsentratsiyasi uning aralashmadagi ulushi orqali aniqlanadi. *i*-komponentining massa ulushlarini aralashgan oqimdagi va aralashtirgichga kiruvchi ikki oqimlardagi muvofiq ravishda $g_i$, $g_{i1}$ va $g_{i2}$ tarzida belgilaymiz:

$$g_{i1} = \frac{G_{i1,kir}}{G_{1,kir}}; \quad g_{i2} = \frac{G_{i2,kir}}{G_{2,kir}};$$

$$g_i = \frac{G_{i,chiq}}{G_{chiq}} = \frac{G_{i1,kir} + G_{i2,kir}}{G_{1,kir} + G_{2,kir}}. \qquad (3.24)$$

Oqim tarkibini (komponentlar konsentratsiyasini) boshqa birlikda (mol yoki hajm ulushlarida va b.) qatiy hisoblash uchun moddaning massa *G*, hajmi *V* va mollar soni N kabilarning ma'lum nisbatlaridan foydalaniladi. Masalan:

$$G[\text{kg}] = M \cdot N[\text{kmol}]; \quad G_{[\text{kg}]} = \rho[\text{kg/m}^3] \cdot V[\text{m}^3];$$

gazlar uchun normal sharoitlarda $V[\text{m}^3] = 22{,}4\ N[\text{kmol}]$;

Bu erda: $M$ – moddaning molyar massasi; $\rho$ – moddaning zichligi.

Aralashtiruvchi oqimlar miqdorlarining nisbatini $\alpha = G_{1,\text{kir}} / G_{2,\text{kir}}$ etib belgilangan holda (3.24) ifodalardan oxirgi tenglikni hosil qilamiz:

$$g_i = \frac{G_{i1,\text{kir}}/G_{2,\text{kir}} + G_{i2,\text{kir}}/G_{2,\text{kir}}}{G_{i,\text{kir}}/G_{2,\text{kir}}} = \frac{\alpha G_{i1,\text{kir}}/G_{i,\text{kir}} + G_{i2,\text{kir}}/G_{2,\text{kir}}}{\alpha + 1}$$

va oqimlardagi i-moddaning massa konsentratsilariga bog'liqligini olamiz:

$$g_i = (\alpha g_{i1} + g_{i2})/(\alpha + 1). \qquad (3.25)$$

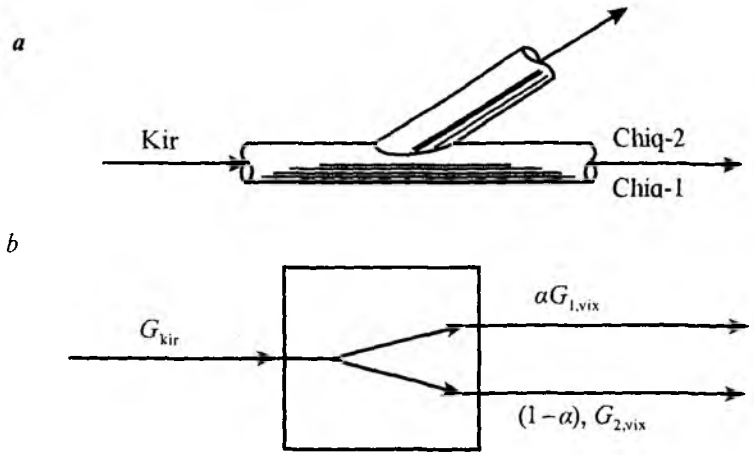
Hosil qilingan (3.25) ifoda ikki oqimning berilgan $g_i$ konsentratsiyadagi kerakli nisbatini olish imkonini beradi:

$$\alpha = (g_i - g_{i2})/(g_{i1} - g_i).$$

Oxirgi nisbatlar KTS hisoblash amaliyotida ko'pincha uchrab turuvchi masalalarni yechish imkonini beradi. Bunga tipik misol sifatida quyidagini keltirish mumkin: $g_{i1}$ komponentning $i$-konsentratsiyasiga ega bo'lgan, aniqlanishi lozim bo'lgan $G_{1,\text{kir}}$ oqim mavjud bo'lsin. Ushbu $g_i$ komponentning konsentratsiyasiga ega bo'lgan oqimni hosil qilish kerak. Shu komponentning $g_{i2}$ konsentratsiyasiga ega bo'lgan boshqa oqimning massasini topish talab etiladi va bu oqim $G_{1,\text{kir}}$ oqimga qo'shilishi lozim.

Oddiy ajratgich oqimni ikkiga ajratadi. Odatda ushbu ajratgich shaxobchalarga ajratilgan quvuro'tkazgichdan iborat bo'ladi (3.11-rasm). Ajratgichdan chiquvchi oqimlrdan biri (bu ulardan birinchisi bo'lsin) kiruvchi oqimning ma'lum $\alpha$ ulushini tashkil qiladi deb faraz qilaylik:

$$G_{1,\text{chiq}} = \alpha G_{\text{kir}}; \quad G_{2,\text{chiq}} = (1-\alpha)\, G_{\text{kir}}.$$




***3.11-rasm.*** Oqimning ajratilish sxemasi (*a*) va KTSga muvofiq hisobiy elementi – oddiy oqim ajratgich (*b*)

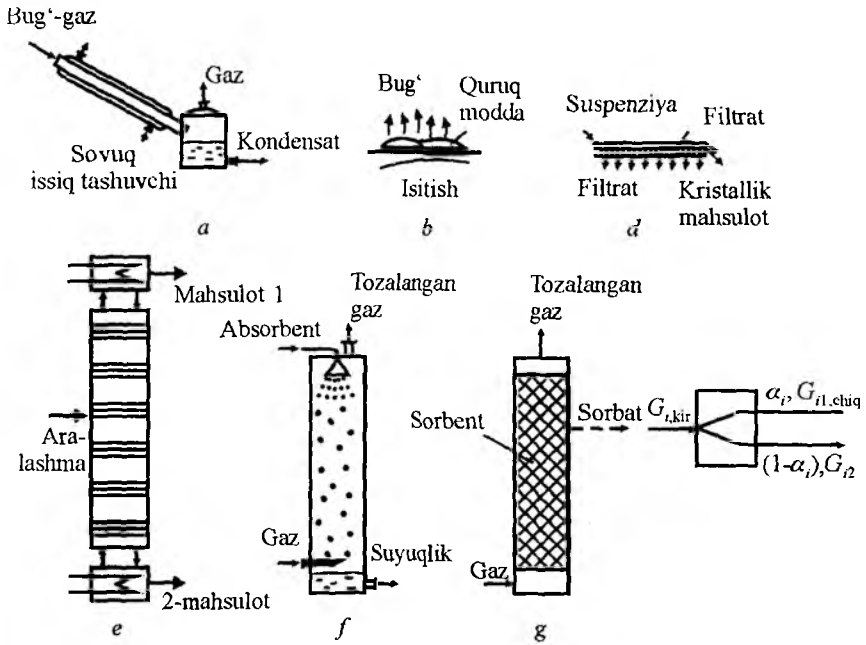
Muvofiq ravishda barcha komponentlar oqimlarga ajratiladi:

$$G_{i1,chiq} = \alpha G_{i,kir}; \quad G_{i2,chiq} = (1-\alpha)\, G_{i,kir}.$$

Kiruvchi va chiquvchi oqimlardagi komponentlar konsentratsiyalari bir xil bo'ladi.

**Murakkab ajratgich** ham kiruvchi oqimni ikki oqimga ajratadi, ammo bunda kiruvchi oqimlar orasidagi komponentlar taqsimlanishi bir xilda bo'lmaydi. KTS ning bunday hisobiy elementi massa almashgich apparatlari tarzida beriladi (kondensator, absorber, rektifikatsion kolonna, ekstraktor, quritgich, filtr).

Kondensatorning ichiga (3.12-rasm, *a*) bug'-gaz aralashmasi kiritiladi va undan kondensirlangan komponentlar (kondensat) va kiruvchi aralashmaning kondensirlanmagan qismi chiqadi. Kiruvchi oqim quritgich ichida (3.12-rasm, *b*) quritilgan moddalar va bug'langan komponentlarga ajraydi. Xuddi shunga o'xshash jarayonlar desorberda (harorat va bosimning o'zgartirilishi bilan erigan gazni suyuqlikdan chiqarib yuborish), distillyatorda (murakkab aralashma komponentlarini qisman bug'lanishi) kechadi.




***3.12-rasm.*** Oqimlarning ajratilish sxemalari: *a* – kondensatorda; *b* – quritgichda; *d* – filtrda; *e* – rektifikatsion kolonnada; *f* – absorberda; *g* – adsorberda, *h* – KTS hisobiy elementi bo'lmish murakkab ajratgich.

Filtrga joylashtiriluvchi suspenziya (3.12-rasm, *d*) qattiq cho'kma va suyuq filtratga ajraydi, murakkab aralashma ikkita oqimga bo'linadi (3.12-rasm, *e*). Absorberda (3.12-rasm, *f*) ikki tutash oqimlar reaksion aralashma komponentlari bilan almashinadi va bunda uning komponentlari chiquvchi oqimlar orasida taqsimlanadi. Xuddi shunday tarzda suyuqlik ichidan unda erimaydigan gazni o'tkazish yo'li orqali, shu suyuqlikda erigan komponentlarni desorbtsiyalash jarayonini ko'z oldiga keltirish mumkin. Cuyuqlikdan ajratilib tashlanuvchi komponentlar chiquvchi oqimlar orasida qayta taqsimlanadi. Bundan farqli o'laroq, adsorberda kechuvchi jarayonda kiruvchi oqimning komponentlari sorbentning qo'zg'almas qatlami orqali yutiladi (3.12.-rasm, *g*). Shunday bo'lsada, yutiluvchi komponent sistemadan chiqarib yuboriladi deb, yani apparat ichidan bazi komponentlarni

olib chiquvchi psevdooqim mavjud deb shartli ravishda qabul qilamiz (bu oqim 3.12-rasm, *g* da shtrix chiziqlar orqali ko‘rsatilgan).

Yuqorida sanab o‘tilgan barcha jarayonlarni KTS bir hisobiy elementida ifodalash mumkin (3.12-rasm, *g*). Bunda moddalarning nisbati o‘rin tutuvchi har qaysi jarayon uchun belgilangan, kiruvchi oqimning komponentlarga ajratiluvchi jarayon sodir bo‘ladi. Chiquvchi oqimlarning biriga o‘tuvchi komponentning *i*-ulushini $\alpha_i$ etib belgilaymiz (bu ularning biri bo‘lsin deb faraz qilaylik). Bunda murakkab aralashtirgich ichidan chiquvchi oqimlardagi komponentlar taqsimlanishini hosil qilamiz:

$$G_{i1,\text{chiq}} = \alpha_i G_{i1,\text{kir}}; \quad G_{i2,\text{chiq}} = (1-\alpha_i) G_{i2,\text{kir}}.$$

$\alpha_i$ koeffitsentlar ajratiluvchi aralashmaning fizik – kimyoviy xossalariga (masalan, fazalararo munosabati bo‘yicha ma’lumotlar), chiquvchi oqimlar xususiyatlariga (masalan, suspenziya filtrlanishida cho‘kmaning qoldiq namligiga ko‘ra), muayyan uskuna to‘g‘risidagi ma’lumotlariga ko‘ra aniqlanishi mumkin.

Ikki misolni ko‘rib chiqaylik.

Suspenziyani ajratish uchun filtr (3.13-rasm). Kiruvchi oqim $G_{qat}$ dispers (qattiq) faza va butkul $G_s$ (suyuq) fazadan tashkil topgan. Filtrda qoluvchi cho‘kma (1-oqim tarkibiga kiruvchi) $g_{nam}$ qoldiq namlik massasiga ega, yani 1 kg quruq qattiq moddaga to‘g‘ri keluvchi g kg suyuqlikni o‘zida tutadi. Qattiq faza to‘liq filtrlanadi deb, yani $\alpha_{qat} = 1$ etib hisoblaymiz va shuning uchun chiquvchi oqim quyidagi tarkibga ega bo‘ladi:

$$G_{qat1} = G_{qat}; \quad G_{suyuq1} = g_{nam} \cdot G_{qat1}.$$

Filtrat (chiquvchi ikki suyuq oqim) faqat filtrlangan suyuqlikdan (uning cho‘kmadagi miqdorini mustasno etgan holda) iborat bo‘ladi:

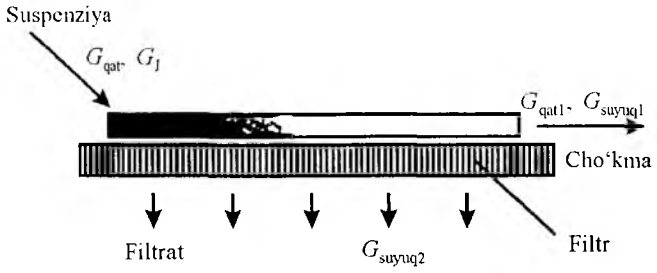
$$G_{qat2} = 0; \quad G_{suyuq2} = G_{suyuq} - g_{nam} \cdot G_{qat1}.$$

Oxirgi ifodalardan suyuqlikning chiquvchi oqimlaridagi $\alpha > k$ taqsimlanish koeffitsientini hosil qilamiz:

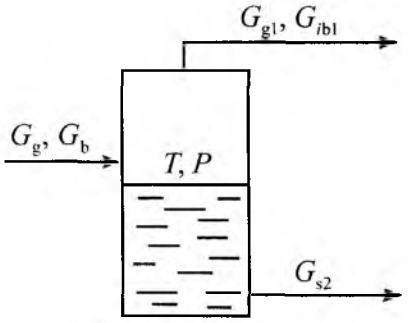
$$\alpha_{suyuq} = G_{suyuq} / G_{suyuq} = g_{nam} \cdot G_{qat1} / G_{suyuq},$$

va bunda ushbu koeffitsient cho‘kmaning namligiga va kiruvchi oqimdagi dispers va butkul fazalar nisbatiga bog‘liq bo‘ladi.

**Kondensator** (3.14-rasm). Kondensatorga beriluvchi bug‘li – gaz oqimi $G_r$ miqdordagi kondensirlanmagan gazlardan va $G_p$ miqdoridagi bug‘dan iborat bo‘ladi. Berilgan $T$ harorat va $P$ bosimda bug‘ qisman kondensatsiyalanadi.




*3.13-rasm.* Suspenziyani ajratish uchun filtr.




*3.14-rasm.* Kondensator.

Kondensatordan suyuq kondensat va kondensatsiyalanmagan komponent qoldiqlaridan tashkil topgan gazsimon oqimdan iborat bo‘lgan ikki oqim chiqadi. Bunday sistema bo‘yicha ammiak sintez qilinishida reaksiyaga kirishmagan $N_2$ va $H_2$ gazlardan $NH_3$ ajratib olinadi. Gazli, kondensirlanmagan komponentlar to‘liq ravishda chiquvchi 1-bug‘li – gaz oqimiga o‘tadi:

$$G_{rl} = G_r \tag{3.26}$$

Kondensirlanuvchi komponentlarning miqdori Dalton qonuniga ko'ra $P_{bl}=P\cdot n_{bl}$ formula bo'yicha $P$ umumiy bosim hamda komponentning $n_{bl}$ mol ulushiga bog'liq bo'luvchi uning $p_{Pl}$ bosimi orqali aniqlanadi. Oqimdagi komponentlarning massa miqdoriga o'tkazgan holda $G_{Pl}$ va $G_{rl}$, quyidagini hosil qilamiz:

$$P_{Pl} = P_{n_{Pl}} = P\frac{N_{Pl}}{N_{Pl}+N_{Gl}} = P\frac{G_{Pl}+M_P}{G_{Pl}/M_P+G_{Gl}/M} \tag{3.27}$$

(bu erda indekslari bo'lgan $N$ va $M$ – tegishlicha komponentlarning mollar soni va molyar massasi).

Ikkala faza ham muvozanatda bo'ladi va shuning uchun bug'ning 1-oqimidagi parsial bosimi uning toza suyuqlik ustidagi to'yingan bug'larning $p^*$ bosimiga teng bo'ladi va u berilgan modda uchun ma'lum bo'lgan haroratga bog'liq bo'ladi:

$$P_{bl} = p^* \tag{3.28}$$

(3.26) va (3.28) ifodalarni (3.27) ga qo'yib, bug'ning chiquvchi 1- bug'li – gaz oqimidagi massasi:

$$G_{Pl} = \frac{G_l M_P/M_G}{G/p^*-1} \tag{3.29}$$

hamda kondensatning chiquvchi suyuq 2-oqimidagi massasini aniqlaymiz:

$$G_{s2}=G_b-G_{bl}. \tag{3.30}$$

Shunday qilib, (3.26), (3.29) va (3.30) tenglamalar yordamida ko'rib chiqilayotgan kondensatorning barcha chiquvchi oqimlaridagi komponentlar oqimini aniqlash mumkin.

**Qarama–qarshi oqimli absorber** (3.15-rasm). Massa almashtirish apparatiga ikki oqim: yuqoridan $G_A$ miqdorida A absorbent, pastdan muvofiq ravishdagi $G_B$ va $G_C$ miqdorlaridagi B va C komponentlardan iborat oqim kiritiladi. Qarama-qarshi rejimda B modda sorbent orqali

yutiladi. Chiquvchi oqimlardan biri absorbent bilan to'yingan (1-oqim), ikkinchisi esa (2-oqim) B komponentning qoldiqlaridan iborat bo'ladi.

A absorbent va C modda o'zaro yutilmaydi va aralashmaydi deb hisoblangan holda ularni muvofiq indekslar orqali ifodalangan va chiquvchi oqimlardagi miqdorini aniqlaymiz:

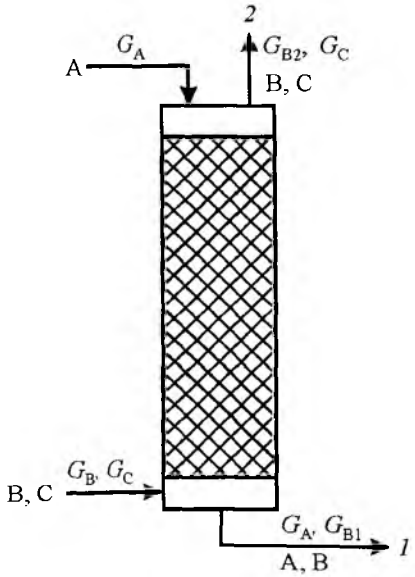
$$G_{A1}=G_A;\quad G_{A2}=0;\quad G_{C2}=G_C. \tag{3.31}$$

Absorbentning har qaysi kesimida B modda bo'yicha fazalararo muvozanat o'rnatiladi deb hisoblaymiz. Bunda uning chiqayotgan oqimdagi konsentratsiyasi B ning $lg_{B1}=G_{B1}/(G_A+G_{B1})$ kiruvchi oqimdagi konsentratsiyasi bilan muvozanatlashadi, $g_B=G_B/(G_C+G_B)$:

$$\frac{G_{B1}}{G_A+G_{B1}}=K_a\frac{G_B}{G_C+G_B},$$

bunda: $K_a$ – absorbtsiya konstantasi.

Ishlab chiqilgan tenglamadan absorbirlangan B moddaning miqdorini aniqlaymiz




***3.15-rasm.*** Qarama-qarshi oqimli absorber.

$$G_{B1}\frac{K_a G_B G_C}{G_C+(1-K_a)G_B} \tag{3.32}$$

va chiquvchi oqim bilan birga chiqib ketgan miqdorini aniqlaymiz:

$$G_{B2}=G_B-G_{B1}. \tag{3.33}$$

(3.31), (3.32) va (3.33) tenglamalar ko'rib chiqilayotgan absorberning chiquvchi oqimlaridagi komponentlarining miqdorini aniqlaydi.Yuqorida keltirilgan misollar KTS hisobiy elementlari guruhiga taalluqli bo'lgan, «murakkab ajratgich» deb yuritiluvchi apparatlarning moddiy balansining eng oddiy misolidir. Ajratish tizimlarining moddiy balansini tuzish bo'yicha yechimlar ko'rsatilib, sodda hisobiy tenglamalar hosil qilindi. Agar ajratiluvchi tizimlarning xususiyatlarini jarayonning o'tkazilish sharoitlariga, sistemaning ko'p komponentliligiga bog'liqligini hisobga olsak, hisoblash ancha murakkablashadi, hisoblash vositalaridan foydalanish zaruriyati yuzaga keladi.

Shunday qilib, moddiy balansga asoslangan apparat va agregatlar matematik modellaridan foydalanish butun KTS ning hisobini sezilarli soddalashtiradi va uning tahlilini yengillashtiradi. Shuni ta'kidlash lozimki, turli maqsadlardagi KTS elementlarini ifodalashga qaratilgan va moddiy balans asosidagi ko'rib chiqilgan urunishlar to'liq bo'lmagan apparaturaviy holatlarida ayniqsa qulaydir.

### 3.4.4. Kimyoviy texnologik sistema elementining issiqlik balansi

Elementdan kiruvchi va chiquvchi oqimlarning issiqlik energiya-sidagi farqlar ularga reaksiyaning issiqlik effekti, faza o'zgarishlari va boshqalar kabi bir qator omillarning ta'siri bilan izohlanadi. Energiyaning saqlanish qonunidan ma'lumki, sistemaga beriluvchi Q issiqlik $\Delta U$ ichki energiyani o'zgarishi uchun hamda A tashqi kuchlarga qarshilik ko'rsatish ishlari uchun sarflanadi:

$$Q=\Delta U+A \tag{3.34}$$

bunda $\Delta U = (U_2 - U_1)$ – molekulalarning ilgarilanma va aylanma harakatlari, atomlar tebranishi, elektronlar harakati va boshqalarning $U_1$ boshlang'ich va $U_2$

oxirgi holatlari energiyalarining o'zgarishi; $A$ – tashqi bosimga qarshi bo'lgan ish (boshqa tashqi ta'sirlar KTS hisoblarida hisobga olinmaydi).

$$A \int pdV. \tag{3.35}$$

bunda $V$ – sistemaning hajmi.

KTS elementning ochiq sistema bo'lib, uning uchun $P$=const, va (3.35) tenglama quyidagi tarzda intengrallanadi: $A = p(V_2 - V_1) = pV_2 - pV_1$. Endi (3.34) ifoda quyidagi ko'rinishga keladi:

$$Q = (U_2 - U_1) + (pV_2 - pV_1) = (U_2 + pV_2) - (U_1 + pV_1).$$

$H = U + pV$ sistema entalpiyasini bilganimiz holda quyidagini hosil qilamiz:

$$Q = H_2 - H_1 = \Delta H = H_{chiq} - H_{kir}$$

Kirishdagi $H_{kir}$ va chiqishdagi $H_{chiq}$ entalpiyalar barcha i komponentlarni j chi oqimlar bo'yicha $H_{ij}$ qo'shish orqali hisoblanadi:

$$H = \sum_j \sum_i H_{ji}.$$

KTS elementdagi entalpiyaning o'zgarishi shuningdek oqimlarning barcha o'zgarishlarini va ularga bo'ladigan ta'sirlarni hisobga oladi. Bunday hisoblarni KTS oqimlarining holatini aniqlashda muvaffaqiyatli foydalaniladi.

Amaliyotda oqimning issiqlik holati harorat orqali nazorat qilinadi, va shuning uchun issiqlik balansining «harorat»ga oid ravishda bayon qilamiz.

Muhit haroratining $T_1$ dan $T_2$ gacha o'zgarishi uchun sarflanuvchi va uning entalpiyasini muvofiq ravishda o'zgarishiga teng bo'lgan $Q_{isit}$ issiqlik sig'imini termodinamik aniqlanishidan $C_p = (dH/\delta T)_p$ kelib chiqadi:

$$Q_{isit} = H_{T2} - H_{T1} = \int_{T1}^{T2} c_p dT. \tag{3.36}$$

Ushbu tenglamaga kiruvchi issiqlik sig'imi haroratga bog'liq bo'lib, (masalan, $c_p = a + bT$) differentsial deb nomlanadi. Qizdirishning

integral shakli murakkab bo'lib, shu sababli o'rta integral issiqlik sig'imidan foydalaniladi:

$$\bar{c}_p = \frac{1}{T_2 - T_1} \int_{T1}^{T2} c_p dT$$

va shunda (3.36) tenglama soddalashadi:

$$Q_{isit} = \bar{c}_p (T_2 - T_1). \quad (3.37)$$

KTS elementlarida oqimlar harorati ichki manbalar ($Q_{manba}$) hisobiga o'zgaradi va ulardan biri kimyoviy o'zgarishdir. Reaksiya issiqligi $Q_r$, reaksiya muhitining kimyoviy tarkibini o'zgarishi natijasida etal'piyaning o'zgarishiga $Q_r = H_{chiq} - H_{kir}$ teng bo'lib, ma'lumotnomalarda keltirilgan bo'ladi. Agar bu issiqlik reaksiya muhitini qizdirish uchun sarflanadigan bo'lsa, uni qizdirish $q_r = Q_{isit}$ shartidan kelib chiqqan holda (3.37) tenglama orqali oson hisoblab topilishi mumkin, yani:

$$Q_p = \bar{c}_p (T_2 - T_1). \quad (3.38)$$

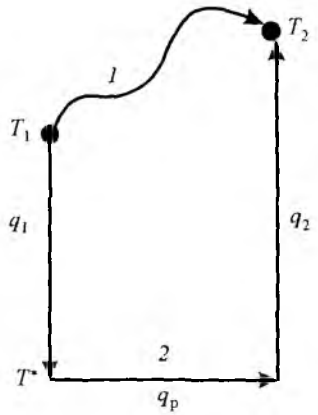
Biroq $Q_P$ ni qanday haroratda olish mumkin? Axir $T$ jarayon chog'ida murakkab tarzda o'zgaradiku! $Q_P(T)$ bog'lanish kimyoviy o'zgarish tufayli bo'lgani kabi, harorat o'zgarishi tufayli ham kelib chiquvchi entalpiya o'zgarishidir. Boshqa tomondan $c_P(T)$ bog'lanish shuningdek jarayon sharoitida $\Delta H$ o'zgarishi bilan bog'liq. Agar (3.38) tenglamada $Q_P(T)$ va $c_p(T)$ bog'lanishlar ham hisobga olinsa, jarayon chog'ida haroratning o'zgarishi bilan $\Delta H$ o'zgarishining ikki marta hisobga olinishiga olib keladi. Bu holatdan «samara usuliga bog'liq emas» degan qoidani qo'llash orqali qutilish mumkin. Tushintirish uchun jarayonning quyidagi sxemasidan foydalanamiz (3.16-rasm). Bu rasmdagi *1* egri chiziq kimyoviy o'zgarish kechuvchi va harorat $T_1$ dan $T_2$ gacha o'zgarishi sodir bo'ladigan jarayonning real yo'lini ko'rsatadi. Xuddi shu jarayon uch bosqichda amalga oshiriladigan boshqa gipotetik yo'l bo'yicha, yani: dastlabki aralashmani $q_1 = c_{P1}(T_1 - T^*)$ issiqlikni olib ketish orqali $T^*$ haroratgacha sovutish; shu harorat ostida $q_P(T^*)$ issiqlikka ega bo'lgan reaksiyani amalga oshirish; hosil qilingan

aralashmani mana shu $q_2 = q_1 + q_P$ issiqlik orqali qizdirish orqali o'tkazilishi mumkin. Pirovardida olingan natija ham shunday bo'lishi lozim, yani oxirgi harorat $T_2$ va $q_2 = c_{P2}(T_2 - T^*)$, shuning bilan birga aralashmalarning dastlabki $c_{P1}$ va oxirgi $c_{P2}$ integral issiqlik sig'imlari umumiy holda turlichadir.

Reaksiya issiqligi termokimyoviy tenglama asosida hisoblanadi:

$$\nu_A A + \nu_B B + ... = \nu_R R + \nu_S S + ... + Q_P(-\Delta H_P),$$

yuqoridagi ifoda stexiometrik tenglamadan iborat bo'lib, uning o'ng tarafiga qo'shib yozilgan va dastlabki A komponentining miqdoriy birligini to'liq aylanishida ajraluvchi issiqlik miqdorini ko'rsatuvchi $Q_P$ ifoda reaksiyaning issiqlik effektidir. Agar dastlabki komponentning o'zgarish darajasi $x_A$ bo'lsa, u holda ajraluvchi $q_P$ issiqlik $Q_P x_A$ teng bo'ladi.




***3.16-rasm.*** Jarayon chog'ida o'zgarishning real (*1*) va gipotetik (*2*) yo'li

Murakkab reaksiya uchun $q_P = \sum(Q_{pj}, x_{Aj})$, bunda ($j$ – indeks $j$-chi stexiometrik tenglamaga taalluqlidir).

Ma'lumotnomalarda moddaning miqdor birligiga taalluqli bo'lgan $c_P$ va $Q_P$ solishtirma qiymatlar kiritiladi.

$c_p = \sum_i (C_i c_{pi})$, bunda $C_i$ – komponentlar konsentratsiyasi.

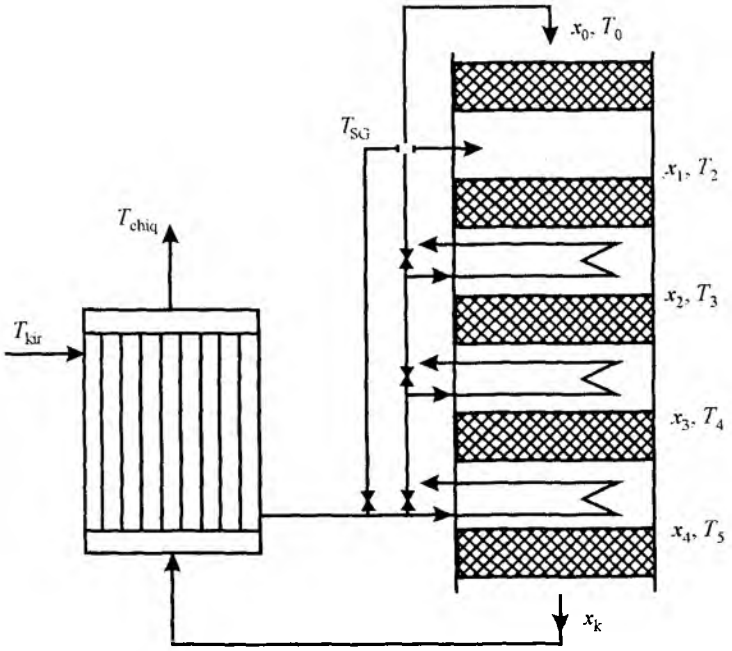
Amalga oshirilgan fikrlashlar va tanbexlardan so'ng issiqlik balansi (3.5.) tenglamasi quyidagi taxlil etuvchilarni o'z ichiga oladi:

$$Q_{kir} = G_{kir}\bar{c}_{P,kir}(T_1 - T^*);$$
$$Q_{manba} = G_{A,kir}\,\Sigma\left[Q_{Pj}(T^*)x_{Aj}\right];$$
$$Q_{chiq} = G_{chiq}\bar{c}_{P,chiq}(T_2 - T^*).$$

Hosil qilingan bog'liqliklarni soddalashtirish mumkin va bu hisobga uncha katta bo'lmagan xatolik olib kirish mumkin, masalan T ning o'zgarishi $\Delta H_P$ (va shuningdek muvofiq ravishda $Q_P$ ning ham) miqdorga juda kam ta'sir ko'rsatadi. Bu dastlabki moddalarning entalpiyasini ko'payishidagi kabi reaksiya mahsulotlarining ham entalpiyasini ortishi bilan izohlanadi va ular orasidagi tafovut $\Delta H_P$ orqali aniqlanadi [3.2.1 qism va (3.2.7) tenglamaga qaralsin]. $\Delta H_P \approx$ const deb olinishiga yo'l berilishi reaksion aralashmaning dastlabki va reaksiyaga kirishgan chog'ida issiqlik sig'imlari farqiga haroratning juda kam ta'sir ko'rsatishini ($G_{CP}$ ko'paytma) anglatadi. Misol uchun, ammiakni sintez qilishda, qaysiki komponentlarning $C_R$ issiqlik sig'imi ($H_2$ va $N_2$, $NH_3$), bir necha marta farq qilishida va ularning miqdori jarayon natijasida sezilarli o'zgarishida aralashmaning issiqlik sig'imi 10% dan kam miqdorgagina o'zgaradi. Demak issiqlik balansini hisoblash uchun $\Delta H_P$ ($Q_P$) va $C_P$ (solishtirma issiqlik sig'imi) kabilarning o'rtacha qiymatlarini qabul qilingan holda, soddalashgan tenglamalardan foydalanish mumkin:

$$Q_{kir} = G_{kir}\bar{c}_{kir}T_1;$$
$$Q_{manba} = G_{A,kir}\,\Sigma\left[Q_{Pj}x_{Aj}\right]; \qquad (3.39)$$
$$Q_{chiq} = G_{chiq}\bar{c}_P T_2.$$

(3.39) ifodalarda $T^*$ tushirib qoldirilgan, chunki $c_P$ ning o'zgarmas bo'lishida tenglama qismlari u bilan birga qisqaradi. Albatta aniq hisoblar uchun bunday yondoshishga yo'l qo'yilmaydi.




***3.17-rasm.*** Oltingugurt dioksidi oksidlanish jarayonining reaksion uzeli.

$SO_2$ oksidlanish jarayoni reaktor uzelining murakkab sxemasi chiqishidagi haroratni taxminiy hisoblash misolini keltiramiz (3.17-rasm). Oltingugurt dioksidining $C_0$ boshlang'ich konsentratsiyasiga ega bo'lgan reaksiyasi aralashma ketma-ket tarzda oksidlanish sodir bo'luvchi bir qator issiqlikalmashgichlardan va katalizator qatlamlaridan o'tadi. Oqimning bir qismi baypas orqali qatlamlar orasiga yo'naltiriladi. Har qaysi qatlamda harorat va o'zgarish darajalari ma'lum. Barcha oqimlarning harorat rejimini hisoblab chiqish juda katta vazifa bo'lgani uchun, (3.5) va (3.39) balansga oid tenglamalardan foydalangan holda faqatgina chiquvchi oqimning $T_{chiq}$ haroratini aniqlaymiz. Reaksiya reaksion aralashma hajmining kam o'zgarishi bilan kechadi (bir necha foiz), oqimlar gaz fazali, shuning uchun masalalar o'rniga ularning V hajmlaridan foydalanamiz:

$$V_{c_p} T_{kir} + Q_p V C_0 x_k = V c_p T_{chiq}.$$

Bu erda oltingugurtning kiruvchi oqimi $V_{SO_2,kir} = VC_0$ ga teng; $x_k$ – reaktordagi o'zgarishning oxirgi darajasi (katalizatorning oxirgi qatlamidan chiqishda).

O'zgartirishlardan so'ng:

$T_{chiq} = T_{kir} + (QC_0/c_p)x_k$ yoki $T_{chiq} = T_{kir} + \Delta T_{ad}\, x_k$ ifodani hosil qilamiz.

Reaksion uzelning tuzilish murakkabligiga qaramay reaksion aralashmani qizdirish adiabatik qizdirishga tengdir.

Faza o'zgarishlari uchun (bug'lanish, kondensatsiya, suyuqlanish, sublimasiya, shuningdek eritmadek erish):

$$Q_{manba} = \sum_i (\Delta G_i q_{fp}) = \Sigma(\alpha_i G_i q_{fp}),$$

bunda: $\Delta G_i$ – o'zining faza holatini o'zgartirgan; $i$-chi komponentning miqdori; $\alpha_i$ – uning $G_i$ umumiy miqdoridagi ulushi; $q_{fp}$ – faza o'zgarishining solishtirma issiqligi.

Oqimlar va o'zgarishlar parametrlarini aniqlash shartlarini tanlash to'g'risidagi umumiy tafsilotlar yuqorida ko'rib chiqilgan holatlardagi kabi bo'ladi.

Gazlarni (kompressorlarda, sovutish qurilmalari va b.) tez tarzda (adiabatik) siqilishi va kengayish harorat o'zgarishiga olib keladi va u adiabatlar tenglamasi orqali hisoblab chiqariladi:

$$T_2/T_1 = (P_2/P_1)^{(\gamma-1)/\gamma},$$

bunda: $\gamma = c_p/c_v$ – adiabat ko'rsatkichi.

Oqimlar va jarayonlarning fizik-kimyoviy va issiqlik-fizik parametrlarini hisoblash to'g'risidagi yanada to'liqroq ma'lumotlar muvofiq adabiyotlardan olinishi mumkin.

### 3.4.5. Kimyoviy texnologik sistema holatini hisoblash

KTS strukturasi aniqlangandan yani (elementlar va ular orasidagi bog'liqliklar), uning elementlari (apparatlarning matematik modellari yoki balans nisbatlar) va kirish yoki chiqish oqimlari parametrlarining o'tish bayoni olingandan so'ng KTS holatini hisoblashga (oqimlar parametrlarini) o'tish mumkin.

Ma'lumotlarni tayyorlash – hisoblashlarda eng muhim bosqich bo'lib, pirovard natijalarning ishonchliligi ularga bog'liq.

Foydalaniladigan miqdorlarning o'lchamlari, birliklari ularni balans tenglamalarda bir-biriga to'g'ri kelishi tekshirilib ko'rilishi lozim, chunki dastlabki ma'lumotlar turli manbalardan olinadi va ularning turli xil birliklar va o'lchamlarda bo'lishiga alohida ahamiyat berish lozim. Moddiy balans uchun oqimlarning massa kattaliklaridan (kg/soat, g/min, t/soat va h.k.) foydalanish qulaydir. Kimyoviy reaksiya ko'rsatkichlari an'anaviy tarzda mollarda o'lchanadi. Beriluvchi konsentratsiyalar masalan, foizlarda yoki ulushlarda ifodalanishi mumkin, ular massada, molda yoki hajmda berilishi mumkin. Son jihatdan ular farq qiladi. Issiqlik sig'imining o'lchami [Dj/(l·grad)] gaz va suyuqlik uchun turlicha bo'ladi, uning [Dj/($l_g$·grad)] va [Dj/($l_j$·grad)] orqali ifodalanishi yanada yaxshiroqdir. O'lchamlardan foydalanishning to'g'riligini tekshirishning oddiy usuli – balans tenglamada foydalanuvchi kattaliklar o'rniga ularning o'lchamlarini qo'yishdan iborat. Barcha qo'shiluvchi tenglamalar bir xildagi o'lchamda hosil qilinishi lozim. Aks holda tenglamaning har qaysi qismiga ma'lumotnomaga oid kitoblarda keltirilgan, qayta hisoblangan koeffitsientlarni kiritish zarur bo'ladi.

Tekshirishning ushbu usulini kimyoviy o'zgarishlar bilan kechuvchi elementning issiqlik balansi misolida ko'rib chiqamiz [q.(3.5) va (3.39) tenglamalar].

$$G_{kir}c_pT_1+G_{A,kir}Q_px_A=G_{chiq}c_pT_2$$

Uni tashkil etuvchilarning o'lchamlari berilgan: $G$ [kg/soat], $C_p$[kal/(mol·grad)], $Q_p$[kDj/kmol], $T$[grad], $x_{Aj}$ – o'lchamsiz kattalik. Ularni uyg'unlashtiriluvchi tenglamalarga qo'yib chiqamz:

$$G_{kir}C_pT_1+G_{A,kir}Q_px_A=G_{chiq}C_pT_2$$

$$\left[\frac{kg}{soat}\cdot\frac{kal}{mol\cdot grad}\cdot grad\right]+\left[\frac{kg}{soat}\cdot\frac{kDj}{kmol}\right]=\left[\frac{kg}{soat}\cdot\frac{kal}{mol\cdot grad}\cdot ga\right],$$

bundan ularning o'lchamlarining bir-biriga to'g'ri kelmasligi ayon bo'ladi.

Quyidagi qayta hisoblash koeffitsientlaridan foydalanamiz. Tenglamaning 1 va 3 a'zosi uchun:

0,239 [Dj/kal], 1/M [g/mol], 1000 [g/kg];

Tenglamaning 2 a'zosi uchun:

0,001 [Dj/kgDj], 1M [kg/kmol],

(bu erda M – mol massa). Tenglama quyidagi ko'rinishni oladi:

$$G_{kir}c_pT_1 \cdot 0{,}239 \cdot (1/M) \cdot 1000 + G_{A,kir}Q_p x_A \cdot 0{,}001/M = \\ = G_{chiq}C_pT_2 \cdot 0{,}239(1/M) \cdot 1000;$$

qo'shiluvchilarning o'lchamlari bilan esa:

$$\left[\frac{kg}{soat} \cdot \frac{kal}{mol \cdot grad} \cdot grad\, \frac{Dj}{kal} \cdot \frac{mol}{g} \cdot \frac{g}{kg}\right] + \left[\frac{kg}{soat} \cdot \frac{kDj}{kmol} \cdot \frac{Dj}{kDj} \cdot \frac{kmol}{kg}\right] = \\ = \left[\frac{kg}{soat} \cdot \frac{kal}{mol \cdot grad} \cdot grad\, \frac{Dj}{kal} \cdot \frac{mol}{g} \cdot \frac{g}{kg}\right].$$

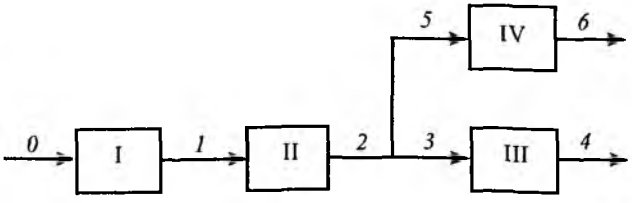
qisqartirilishdan so'ng tenglamaning barcha a'zolari uchun bir xil bo'ladi:

[Dj/soat] + [Dj/soat] = [Dj/soat]

**Hisobning ketma-ketligi** KTS strukturasiga bog'liq.

Chiziqli struktura – bunda oqim (oqimlar) 3.2-rasmda (1–5 sxemalar) ko'rsatilganidek, bir elementdan ikkinchisiga ketma – ketlik tarzda o'tadi. Bunda oqimning ajralishi, elementlarning parallel tarzida o'tishi, baypaslash istisno etilmaydi. Bunday sxemaning hisoblanish ketma-ketligi aniq va ravshandir. Buni 3.18-rasmda ko'rsatilgan chiziqli KTS misolida ko'rib chiqamiz.

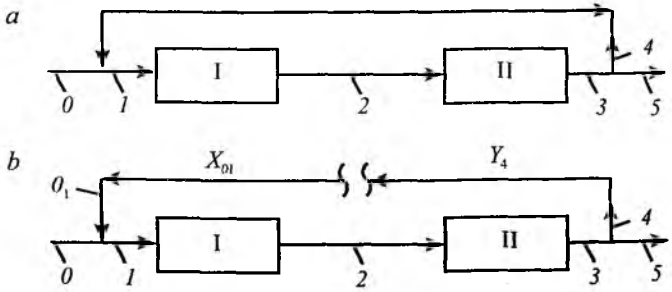
Bu rasmda apparatlar (elementlar) va oqimlar raqamlab chiqilgan. Agar O oqimning holati sistemaning 1-elementi harakati bo'yicha ma'lum




***3.18-rasm.*** KTS ning chiziqli strukturasi.

bo‘lsa, uning ichidan chiquvchi I oqimning holati hisoblab chiqiladi va u keyin II elementga kiradi. Bulardan oxirgisining bayonida 2-oqimning holati aniqlanadi, uning ajratilishidan keyin esa III elementga kirish shart-sharoitlari aniqlanadi (3-oqim) va IV element (5-oqim). Xuddi shunday hisoblar sxema pastki tarmog‘i uchun, so‘ngra yuqori tarmog‘i uchun davom ettiriladi. Shunday qilib chiziqli strukturadagi sistema holatini ketma – ketlik tarzda sistemaga kirishidan boshlab oqimni elementdan elementga o‘tgani sayin hisoblab boriladi.

Retsikl bilan bo‘luvchi struktura 3.19-rasm, *a* da sxema ko‘rinishida berilgan. Oqimning holati I-elementga kirishda *0*-kiruvchi oqim va *4*-oqim holatiga, undan keyin esa uni *3*-oqimdan tarmoqlanishiga bog‘liq bo‘ladi. Biroq *1*-elementdan boshlab, ketma-ketlikdagi hisoblarni amalga oshirish uchun uni II elementdan o‘tgan oqim to‘g‘risidagi ma’lumotga ega bo‘lishi lozim bo‘ladi, buning esa iloji yo‘q. Bunday resiklli strukturalar uchun KTS holatini hisoblashning quyidagi umumiy yondoshilishidan foydalaniladi. Avval 3.19-rasm, *a* da ko‘rsatilganidek resikl uziladi. Struktura $0_1$ kiruvchi oqimning noma’lum $X_{01}$ holati bilan chiziqli bo‘lib qoladi. So‘ngra uning holatiga qandaydir parametrlarni bergan holda va hosil qilingan chiziqli sistemaning hisoblarini amalga oshirib, chiqishdagi *4*-oqimning holati hosil qilinadi. Dastlabki sxemada 3.19-rasm, *a* bu oqim (4) *1*-elementga tomon yo‘naladi, «uzilgan» sistemada esa $0_1$ va *4*-oqimlar holatlari bir – biriga to‘g‘ri kelishi lozim, yani $Y=X_{01}$. Agar tenglikka erishilmasa, u holda $X_{01}$ ning yangi qiymatlari beriladi va hisoblar kutiluvchi moslik hosil qilinishigacha takrorlanadi.




***3.19-rasm.*** Retsiklli KTS strukturasi: dastlabkisining (*a*) va hisobiy (*b*) sxemalari.

Albatta $X_{01}$ va $Y_4$ qiymatlarning absolyut aniq tenglamaga erishishi amaliy jihatdan mumkin emas, shuning uchun ular orasidagi farqni «nomoslikni» faqatgina minimal miqdorga etkazishga harakat qilinadi $\Delta=[X_{01}-Y_4]<E$, bunda $\varepsilon$ – hisob aniqligi. $F=\Delta$ funktsiyaning minimallashtirish optimizatsiyalashtirishning tipik matematik vazifasi bo'lib, bu EHM yordamida bajariladi. Agar retsikllar bir nechta bo'lsa, ularning hammasini $F=\Sigma[\Delta]$ funktsiyani minimallashtirish yoki i indeks retsikllar tartib raqamlariga muvofiq keluvchi $F=\sqrt{\sum A^2(i)}$ kvadrat shakliga o'tkazish orqali hal etiladi. Bog'likliklarni ketma-ketlikda uzish algoritmlari mavjud bo'lib (agar ular bir nechta bo'lsa), tez moslashishga olib keluvchi optimallash usullari, boshqa hisoblash amallari mavjud va shuningdek maxsus hisoblash dasturlari ishlab chiqilgan.

*3.1-jadval*

**Tabiiy gazni 3,0 MPa bosim ostida ikki bosqichli konversiyalashning moddiy balansi**

*Birinchi bosqich – quvursimon pechda bug' orqali konversiyalash*

| Gaz aralashmasi komponentlari | Kirim | | | Konversiyalangan gazning quvursimon pechdan chiqishi | |
|---|---|---|---|---|---|
| | Tabiiy gaz, $m^3$ | Suv bug'i, $m^3$ | Jami, kg | $m^3$ | kg |
| $N_2$ | 13,8 | – | 17,25 | 13,8 | 17,25 |
| $CH_4$ | 945 | – | 675 | 321,32 | 229,51 |
| $C_2H_6$ | 30 | – | 40,18 | – | – |
| $C_3H_8$ | 10,5 | – | 20,63 | – | – |
| $CO_2$ | 0,7 | – | 1,37 | 384,21 | 754,7 |
| CO | – | – | – | 331,68 | 414,6 |
| $H_2$ | – | – | – | 2478,06 | 221,25 |
| $H_2O$ | – | 4000 | 3214,29 | 2901,31 | 2331,41 |
| Jami | 1000 | 4000 | 3968,72 | 6430,38 | 3968,72 |

**Ikkinchi bosqich – shaxtali reaktorda bug‘ va havo orqali oqimlarini konversiyalash**

| Gaz aralashmasi komponentlari | Kirim | | | Konvertirlangan gaz chiqishi | |
|---|---|---|---|---|---|
| | 1-bosqich, $m^3$ | havo, $m^3$ | Jami, kg | $m^3$ | kg |
| $N_2$ | 13,8 | 1073,6 | 1359,25 | 1087,4 | 1359,25 |
| $CH_4$ | 321,32 | – | 229,51 | 20,73 | 14,81 |
| $CO_2$ | 384,21 | – | 754,7 | 409,58 | 804,53 |
| CO | 331,68 | – | 414,6 | 606,9 | 758,62 |
| $H_2$ | 2478,06 | – | 221,25 | 2834,39 | 253,07 |
| $H_2O$ | 2901,31 | – | 2331,41 | 3146,16 | 2528,15 |
| $O_2$ | – | 285,4 | 407,71 | – | – |
| Vsego | 6430,38 | 1359 | 5718,43 | 8105,16 | 5718,43 |

**KTS holatini taqdim etish shakli** (moddiy va issiqlik balanslarini). KTS holatining yanada to‘liqroq shakli jamlovchi jadvalda ko‘rsatilgan bo‘lib, uning chap qismida barcha kirim turlari ko‘rsatilgan va so‘ng ularning yig‘indisi berilgan (kiruvchi oqimlar ko‘rsatkichlari), jadvalning o‘ng qismida esa barcha chiqim turlari ko‘rsatilib ular yig‘indisi berilgan. Bunday jadvallar alohida elementlar uchun ham, sistema va butun KTS sistemasi uchun ham bajariladi. Berilgan shaklning misol tariqasidagi timsoli 3.1 va 3.2-jadvallarda keltirilgan.

Balanslarni jadval shaklida berilishining afzalligi berilgan materialning to‘liq va aniqligi va raqamlar bilan amalda ishlashning qulayligidadir. Jadval – ishlab chiarishning texnik xujjatlariga kirishi shart bo‘lgan balans hisob – kitoblari natijalrini ko‘rsatishning asosiy shaklidir.

Balans natijalarini alohida elementlar bo‘yicha tezlikda namoyon etish uchun KTS texnalogik yoki strukturaga oid sxemasiga 3.26-rasmda ammiakni oksidlash uzeli uchun ko‘rsatilganidek

oqimlarning alohida ko'rsatkichlarini kiritib ko'rsatish ancha qulaydir. Bunday shaklni qo'llash natijalarini tezkor tarzda tahlil etish va shu bilan birga tez ma'lumotlar olish uchun qulaydir.

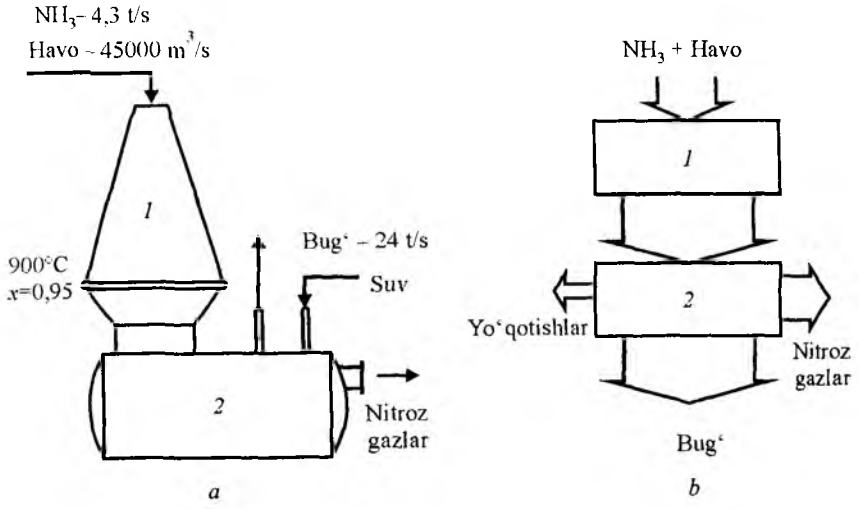
Yana bir usul mavjud bo'lib, u natijalarini diagrammalar ko'rinishida grafik shakllantirishdan iborat. Oqimlarning ma'lum ko'rsatkichlari orasidagi nisbatlarni ko'rsatuvchi va aynan shu jarayon uchun shakllantirilgan grafik ham yetarli ma'lumotlarni namoyon qiladi. Elementlar orasidagi oqimlar kengligi namoish etiluvchi ko'rsatkichlar miqdoriga taxminan mutanosibdir. Bunday diagrammalardan jarayonning miqdor taxlili uchun, kerakli maqsadlarni hosil qilishda foydalaniladi.

*3.2. jadval*

**Azot kislotasi ishlab chiqarishda ammiakni oksidlash uzelining issiqlik balansi (1 t 100% li $HNO_3$ ga)**

| Kirim | | Chiqim | |
|---|---|---|---|
| Turlari | Issiqlik miqdori, kDj | Turlari | Issiqlik miqdori, kDj |
| Amiakli havo aralashmasi bilan | 635,4 | Gazlar bilan (utilizator-qozondan chiqishda) | 1390,7 |
| Ammiakning oksidlanish reaksiyasi issiqligi | 3883,2 | Bug' ishlab chiqarishga | 3678,4 |
| NO ning $NO_2$ ga oksidlanish issiqligi (utilizatsiyalash qozonida) | 638,3 | Tashqi muhitga | 87,8 |
| Jami | 5156,9 | Jami | 5156,9 |

Alohida elementlar bo'yicha bo'lgan balans natijalarini tezkor tarzda sharxlanishi uchun KTS texnologik yoki strukturaviy sxemasiga 3.20-rasm, *a* da ammiakning oksidlanish uzeli uchun ko'rsatilganidek, oqimlarning alohida ko'rsatkichlarini chizib ko'rsatish qulaydir. Bunday shaklda berilishi natijalarni tezkor tarzda taxlil qilinishi uchun qulay bo'lib, shu bilan birga yetarlicha axborotbop hisoblanadi. Issiqlik balansi 3.2-jadvalda keltirilgan.




***3.20-rasm.*** Ammiakning oksidlanish uzeli oqimining ko‘rsatkichlari (*a*) ko‘rsatilgan texnologik sxemasi va uning issiqlik diagrammasi (*b*):
*1* – reaktor; *2* – utilizator-qozon.

Yana bir usul mavjud bo‘lib, bunda balanslar natijalari diagrammalar ko‘rinishida grafik shaklda beriladi. Oqimlarning ma’lum ko‘rsatkichlari orasidagi nisbatlarni ro‘yi-rost aks ettiradi (3.20-rasm, *a*). Elementlar orasidagi oqimlar kengligi namoyish etiluvchi ko‘rsatkichlar miqdoriga taxminan mutanosibdir. Bunday diagrammalardan ko‘pincha namoyish etish maqsadlarida foydalaniladi.

## NAZORAT SAVOLLARI VA TOPSHIRIQLAR

1. Kimyoviy texnologik sistemaning holati nima bilan tafsiflanadi? U qanday aniqlanadi va bu hisob-kitob nimaga asoslanadi?
2. Kimyoviy texnologik sistema element i va butun kimyoviy texnologik sistemaning moddiy balansi nima?
3. Kimyoviy texnologik sistema elementining moddiy balansini hisoblash uchun kimyoviy o‘zgarishlar stexiometriyasining qanday nizomlaridan (holatlaridan) foydalaniladi.
4. Butilenni degidratlash reaktori ichidan chiquvchi oqimning miqdori va tarkibini hisoblash uchun tenglama tuzing.

Berilgan:

a) kirish chog'ida butilen miqdori $V_0$[m³/soat], kirish chog'idagi bug' (suyultiruvchi):gaz (butilen) hajmiy nisbat $\lambda$, butilenning aylanish darajasi $x$;
b) shu kabi boshlang'ich shart-sharoitlar, ammo bunda reaktor ichida butilenning muvozanatga oid o'zgarishiga $x_p$ erishiladi.

5. Aralashtirgich va ajratgichning moddiy balansini hisoblash uchun tenglamani keltirib chiqaring.
6. 3.4.3. qismdagi materiallardan foydalanib, to'g'ri oqimli absorberning moddiy balansini hisoblash uchun tenglama tuzing.
7. Issiqlik balansining umumiy tenglamasini yozing, uni tashkil etuvchilarni va hisoblash tarzini tushuntiring.
8. Issiqlik balansini hisoblashda nima uchun o'rta integral issiqlik sig'imidan foydalaniladi? Bunda reaksiya issiqlik effekti miqdori qanday aniqlanadi?
9. Kimyoviy texnologik sistema balansi (hisoblash ketma-ketligi) qanday hisoblanadi?
10. Kimyoviy texnologik sistema moddiy va issiqlik balanslari ko'rsatkichlarining asosiy shaklini keltiring.

## 3.5. KIMYOVIY TEXNOLOGIK SISTEMA TAXLILI

### 3.5.1. Kimyoviy texnologik sistemani taxlil etish vazifalari

KTS taxlili uning holati to‘g‘risida, ishlash samaradorligi ko‘rsatkichlari haqida, shuningdek kimyoviy sistemaning, texnologik bog‘lanishlarning, elementlar va sistemaosti kabilarning xususiyatlari va holatining, ekspluatatsiya qilish shart-sharoitlarining bu ma’lumotlarga bo‘lgan ta’sirini o‘z ichiga oladi.

Haqiqatda, KTS taxlili vazifasiga kimyoviy ishlab chiqarish va Kimyoviy texnologik jarayonning ko‘rsatkichlarini hosil qilish kiradi va bular 2.3-qismda ko‘rib chiqilgan.

KTS taxlili yangi kimyoviy ishlab chiqarishni ishlab chiqish va loyihalashtirishda, amaldagi ishlab chiqarishni ekspluatatsiya qilishda, jarayonni amalga oshirishning turli variantlarini solishtirishda yoki ishlab chiqarishni modernizatsiyalash va qayta loyihalashda amalga oshiriladi.

KTS tahlil qilinishida birinchi qadam – uning holatini aniqlash, yani KTS hisoblash bo‘lib, bu avvalgi boblarda ko‘rib chiqilgan edi. So‘ngra, oqimlarning tarkibi va miqdorining o‘zgarishi, energetik sarflar to‘g‘risidagi ma’lumotlarga ega bo‘lgan holda boshqa hisoblarni ham amalga oshirish mumkin bo‘ladi, va bu xomashyo va energiyadan foydalanish samaradorligi, iqtisodiy ko‘rsatkichlar, bazi ijtimoiy ko‘rsatkichlardan iborat kabi ko‘rsatkichlarni hosil qilish maqsadida boshqa hisoblarni amalga oshirishi mumkindir. Ekspluatatsion ko‘rsatkichlar, asosan, jarayon chog‘ida sistema reaksiyasidan aniqlanadi (xomashyoning tarkibi va miqdorining o‘zgarishi, energetik jihatdan ta’minlanganlik, apparatlar holati, shuningdek ayrim apparat va uzellarning rejimlariga bo‘lgan ta’sirlar).

### 3.5.2. KTS ning sistema sifatida xususiyatlari

Istalgan sistema, shu jumladan KTS ham, o‘zaro bog‘langan elementlar yig‘indisini aks ettirgan holda yagona bir butun sistema tarzida ishlaydi. Bu shunga olib keladiki, birinchidan, kimyoviy

texnologik jarayon KTS faoliyatining umuman bir qator ko'rsatkichlari bilan tavsiflanadi, va ikkinchidan, sistemada bazan uning elementlari uchun xos bo'lmagan xususiyatlar paydo bo'ladi. Ulardan eng o'ziga xoslarini ko'rib chikamiz.

**Bir apparat rejimi (element)ning boshqalar rejimiga bog'liqligi.**

Hususiyat aniq va ravshan – apparatlardan birining rejimining o'zgarishi, yani uning ichidan chiquvchi va keyingisiga kiruvchi oqimlar holatining o'zgarishi ulardan oxirgisining ishlash sharoitlarini o'zgarishiga olib keladi, va bu apparatning ekspluatatsion xususiyatlarida va jarayonning samaradorligining o'zgarishida aks etgan holda uning ish rejimiga ta'sir ko'rsatadi.

Faraz qilaylik, ammiak ishlab chiqarishda metanlanish reaktorida ($CO+3H_2=CH_4+H_2O$) azot aralashmasining uglerod okisdi qoldiqlaridan tozalashda qandaydir sabablarga ko'ra CO gidratlanish darajasi bir qadar pasaygan bo'lsin. Muvofiq ravishda ammiakni sintez qilish bo'limiga tushuvchi AVC ko'proq miqdorda CO va kamaygan miqdorda $CH_4$ ga ega bo'ladi. Ammiak sintezi sistemada retsikl bilan amalga oshiriladi (3.5-rasmga q.) va shuning uchun dastlabki aralashmadagi $CH_4$ inert komponentning kamayishi uning sintez siklida to'planishining pasayishiga va demak azot va vodorodning parsial bosimining ortishiga olib keladi. Oxirgisi reaksiya tezligini oshiradi va shunga muvofiq ravishda ABC ni mahsulotda aylanish darajasi ham ortadi.

Bunda hosil bo'luvchi samara yaxshi bo'lib, metanlanishdagi bunday o'zgarishdan keyinoq namoyon bo'ladi. Ammo boshqa tomondan, CO – ammiakni sintez qilish katalizatori uchun zaxardir. CO miqdorining ortishi bilan katalizatorning dezaktivatsiyasi yanada tezroq sodir bo'ladi, bu esa katalizatorning zaharlanishi bilan jarayon samaradorligini yomonlashishiga olib keladi.

Apparatning rejimi nafaqat o'zidan oldingisidan, balki keyingi elementga ham bog'liq bo'lishi mumkin. Bu oqim «sxemaga oid»

tarzda o'zidan avvalgi apparatga uzatilishi bilan retsikl mavjud bo'lishidagina mumkin bo'libgina qolmay, oqimning yo'nalishiga nisbatan teskari yo'nalishda bo'lishida yuzaga keluvchi ta'sir fizik sabablardan bo'lishi mumkin. Asosan, bu barcha yo'nalishlar bo'ylab tarqaluvchi bosimning o'zgarishi bilan, shu jumladan oqimning qarama-qarshi harakati bilan bog'liqdir. Agar biror bir uzelning gidravlik qarshiligi ortsa, bu uzelga kirishdagi bosim ortadi (u orqali o'tkaziluvchi oqimning sarfi ushlab turilishida), va demak o'zidan avvalgi apparatda ham ortadi. Bunda avariya vaziyati yuzaga kelishi mumkin. Misol: yuqori bosim ostida ishlaydigan sistmaning bir joyida bosimning keskin tushib ketishi sodir bo'ldi. Ushbu uzeldan oldingi apparat – reaktorda donador holdagi katalizator qatlami joylashgan bo'lib, uning gidravlik qarshiligi gazni reaktor orqali tez o'tishiga yo'l bermadi va ma'lum vaqt mobaynida qatlamda bosim o'zgarishi keskin ravishda ortib ketdi. Katalizator uchun mo'ljallangan tayanch panjaralar odatda uning og'irligiga hamda normal ishlashida bosim o'zgarishlarga mo'ljallangan. Reaktordan keyin bosimning keskin pasayishi bayon etilgan vaziyatda tayanch panjaraga qisqa muddatga bo'lsada ko'p qayta yuklanish vaziyatini yuzaga keltiradi va bu panjarani buzilishiga olib kelishi mumkin.

Keltirilgan misollardan, sistemadagi elementlarning ishlash shartlarini «shtatli» rejimda bo'lgani kabi (ekspluatatsiya qilishning berilgan shart-sharoitlarida), o'zgaruvchi sharoitlarda ham ekspluatatsiya qilinishini hisobga olish zarurdir.

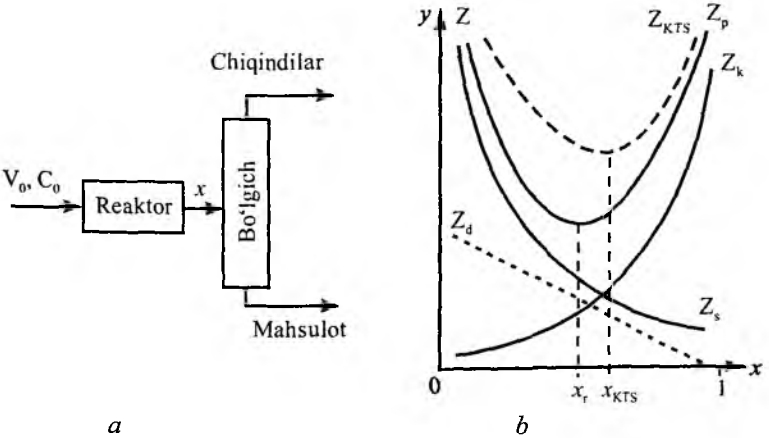
**Bir uzel (element)ning takomillashtirilishi sistemaning boshqa uzelida yutuq yuzaga kelishi hisobiga bir butun KTSda samaradorlikni oshiradi.** Bu xususiyat o'zidan avvlagisidan kelib chiqadi va KTS rejimlari orasidagi o'zaro bog'liqlik bilan sharxlanadi. Faraz qilaylik, reaktorda eski katalizatorni murakkab kimyoviy o'zgarishning selektivlik xususiyatini oshiruvchi, yani miqdori uncha katta bo'lmagan bazi oraliq mahsulotlarning chiqishini kamaytiruvchi yangi katalizatorga almashtirish amalga oshirilgan bo'lsin. Foydali mahsulotning umumiy chiqish miqdoriga bu kam ta'sir ko'rsatadi.

Bundan tashqari, yangi, yanada qimmatroq katalizator reaksiya uzelida qo'shimcha sarflarni talab etadi. Ammo tozalash sistemasida asosiy sarflar kam miqdordagi aralashmalarni yo'qotishda ko'rinadi, qaysiki ularning kamayishi ulardan tozalashga bo'gan sarflarni sezilarli kamayishiga, va natijada bir butun sistema bo'yicha sarflarni kamayishiga olib keladi.

***Alohida olingan elementning va sistemada faoliyat ko'rsatuvchi elementning optimal rejimlari bir-biridan farq qilishi mumkin.*** Reaktor va ajratish sistemasidan tashkil topgan KTS ni ko'rib chiqamiz va bunda P unumdorlik hamda asosiy komponentning $C_o$ miqdori berilgan. «Z» sarflarni o'zgarish darajasi «x» ga bog'liqligini aniqlaymiz (3.21-rasm, *a*). «Z» kattalik kapital xarjlar va xomashyoga bo'lgan sarflardan tashkil topadi:

$$Z = K_1 C_{kap} + C_C V_0 \qquad (3.1)$$

bunda: $C_{kap}$ – kapital xarjlar miqdori (uskunalarga); $C_C$ – xomashyo birligi narxi; $V_0$ – xomashyo sarfi; $K_1$ – xarajat o'rnini qoplash koeffitsienti bo'lib, bu ma'lum vaqt mobaynida mahsulot ishlab chiqarishga sarflanuvchi sarfga kiradi, odatda 1 yil mobaynida (sarflar ham shuningdek 1 yilga hisoblanadi). Uskunaning ishlash muddatini, misol uchun 5 yil deb olsak, harorat o'rnini qoplash koeffitsienti $K_1$=0,2 bo'ladi




***3.21-rasm.*** Yakka holdagi reaktor ($x_p$) va sistemadagi reaktor ($x_{KTS}$) uchun optimal o'zgarishni aniqlash.

P unumdorlik asosiy qayta ishlangan komponentning ulushi kabi aniqlanadi, $P = V_0 C_0 x$, bundan:

$$V_0 = P/C_0 x$$

*Yakka tartibdagi reaktor.* Ushbu apparatga bo'ladigan sarf-xarajatlar uning hajmiga bog'liq. Soddalashtirish uchun, birinchi tartibdagi reaksiyani aks ettiruvchi jarayon ideal aralashish rejimida amalga oshiriladi, deb faraz qilamiz. Shunda $x/\tau = k(1-x)$ matematik ifodadan

$$x/\tau = k(1-x)$$

va reaktor hajmini hosil qilamiz $\tau = x[k(1-x)]$

$$v_p = V_0 \tau = \frac{V_0 x}{k(1-x)}$$

Reaktorning narxi uning hajmiga mutanosib deb faraz qilamiz:

$$C_{kap} = \alpha v_p,$$

bunda: $\alpha$ – mutanosiblik koeffitsienti.

$V_0$ va $v_p$ uchun ifodalarni (3.1.) ifodaga qo'yib, oxirgisini $x$ ga bog'liqlikka olib kelamiz. Shunday qilib, yakka tartibdagi $Z_p$ reaktordagi jarayonga bo'ladigan sarflar ikki qo'shiluvchilar yig'indisidan tashkil topadi:

$$Z_p = \frac{A}{1-x} + \frac{B}{x} \qquad (3.2)$$

Bu erda $A$ va $B$ koeffitsientlarga barcha o'zgarmas kattaliklar kiritilgan ($k$, $\alpha$, $C_0$, $V_0$, $K_1$ va boshqalar). 3.2-tenglamadagi birinchi qo'shiluvchilar reaktorga bo'ladigan kapital sarflarni $Z_k$ o'z ichiga oladi, va u o'zgarish darajasini ortishi bilan ko'payib boradi: $x$ qancha ortiq bo'lsa, reaktor hajmi ham shuncha katta bo'lishi kerak va shunga muvofiq unga bo'ladigan sarf-xarajatlar ham shuncha yuqori bo'ladi. Ikkinchi qo'shiluvchi xomashyoga bo'lgan $Z_c$ xarflarni o'z ichiga oladi. $x$ – qancha katta bo'lsa, xomashyodan shuncha to'liq va yaxshi foydalaniladi va unga bo'lgan sarflar kam bo'ladi. $Z_k$, $Z_c$ va $Z_p$ kattaliklarni $x$ ga bog'liqligi 3.1-rasm, $b$ da yaxlit uzluksiz chiziqlar

orqali ko'rsatilgan. $x_r$ o'zgarish darajasidan yakka tartibdagi reaktorga bo'lgan sarflari minimal ekanligini ko'rish mumkin.

*Sistemadagi reaktor.* 3.22. ifodadan reaktorga bo'lgan sarflarga $Z_d$ ajralishga bo'lgan sarflar qo'shiladi. Ular mahsulotga qo'shiluvchi aralashmalar miqdoriga mutanosib deb olaylik, yani reaksiyaga kirishmay qolgan xomashyo miqdoriga $V_0C_0(1-x)$. Hisoblash formulasini murakkablashtirmagan holda, $Z_d$ ifoda uchun, eng sodda variantni qabul qilamiz: $Z_d=D(1-x)$, bunda $D$ $Z_d$ hisobida o'zgarmas kattalikni o'z ichiga oladi. Bunda sistemaga bo'lgan sarf-xarajatlar quyidagicha bo'ladi:

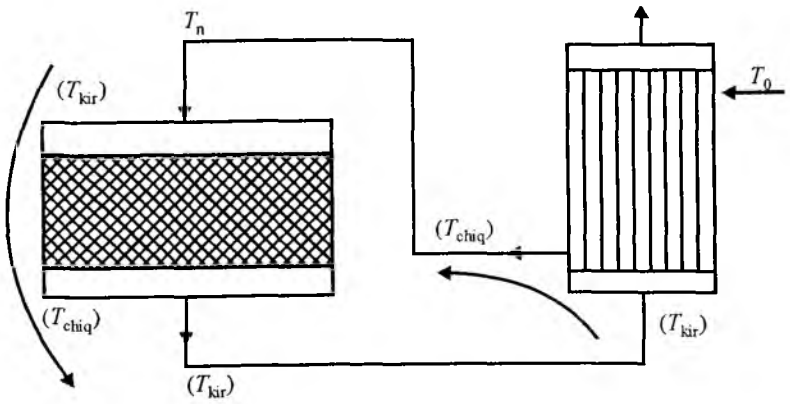
$$Z_{KTS} = \frac{A}{1-x} + \frac{B}{x} + D(1-x)$$

Reaktorga sarflanuvchi xarajatlarga ajratish uchun bo'lgan xarajatlar qo'shiladi (3.1-rasm, *b* da to'g'ri shtrix chiziq), va bunda o'zgarishning optimal darajasi $x_{KTS}>x_r$.

KTS ning ko'rib chiqilgan xususiyatlari shuningdek uning elementlarining o'zaro ta'siri bilan shartlanadi.

**Rejimlarning turli qiymatliligi va ularning barqarorligi.** Sistemada mavjud bo'lgan teskari bog'liqliklar rejimlarining bir xilda bo'lmasligiga va ulardan ba'zilarining barqaror bo'lmasligiga olib kelishi mumkin. Ilgari bu avtotermik reaktorni (4.10.3-qism) kurib chiqishda namoyon bo'lgan edi. Kimyoviy jarayonlar uchun keng tarqalgan tashqi issiqlik almashtirgichli sistemani ko'rib chiqamiz (3.22-rasm). Dastlabki reaksion aralashma issiqlik almashtirgichda qiziydi va reaktorga o'tadi. Reaktordan chiquvchi yanada issiqroq oqim (ekzotermik reaksiyali jarayonni muhokama qilyapmiz) o'zidagi issiqlikni dastlabki reaksion aralashmaga berish bilan soviydi. Bu sistemada kiruvchi va chiquvchi oqimlar orasidagi issiqlik bo'yicha teskari bog'lanish mavjud ekanligi ravshandir. Qandaydir sabablarga ko'ra reaktordan chiqishdagi harorat $T_k$ ko'tarilgan bo'lsin. Bu konsentratsiyaning ortishidan, yoki yuklanishning kamayishidan, yoki kirish haroratining $T_0$ ko'tarilishidan – istalgan tashqi sababdan sodir bo'lishi mumkin. Bunday o'zgarishlarni yuzaga keltiruvchi manba qisqa muddatli bo'lishiga va jarayon shart-sharoitlari tez tiklanishiga

qaramay $T_k$ ortishi dastlabki reaksion aralashmani qo'shimcha tarzda qizishiga olib keladi va reaktorga kirish chog'ida harorat $T_n$ ko'tariladi. Bulardan oxirgisi reaksiya tezligini oshishiga, reaktorda issiqlik ajralishiga va $T_k$ bundan keyingi ortishiga olib keladi, bu esa dastlabki aralashmani qizishini yanada ko'paytiradi. Kiruvchi va chiquvchi oqimlarning o'zaro qizishining aylana tarzidagi bunday ketma-ketligi, xattoki boshlang'ich tarzda junbishga keltiruvchi manba olib tashlangan taqdirda ham davom etishi mumkin. Agar rejimning junbishga kelishi $T_k$ haroratni pasayishiga olib kelgan bo'lsa, u holda xuddi shunga o'xshash tarzda sistemaning sovushi sodir bo'ladi.




***3.22-rasm.*** Tashqi issiqlik almashtirgichli reaktor sxemasi.

O'zaro qizishning bayon etilgan aylana tarzdagi ketma-ketligi (yoki sovushning) kiruvchi va chiquvchi oqimlarning teskari bog'liqligi bilan, yani sxemaning ichki strukturasi bilan shartlanadi, va uning xususiyati bo'lib hisoblanadi.

Muvofiq ravishda reaktorda va issiqlik almashtrigichdagi chiquvchi $T_{chiq}$ haroratni kiruvchi $T_{kir}$ haroratga bo'lgan sezuvchanligini $(dT_{chiq}/dT_{kir})_P$ aniqlaymiz. 3.22-rasmda ular qavslar ichida belgilangan va sistema elementlari orasidagi teskari issiqlik bog'lanish chizig'i bo'yicha tanlab olingan. Sezuvchanliklar ko'paytmasi $(dT_{chiq}/dT_{kir})_P \cdot (dT_{chiq}/dT_{kir})_T$ jumbishlik holatini «reaktor – issiqlik almashtirgich» chizig'i

bo‘ylab bir martalik o‘tishida haroratning ortishini ko‘rsatadi. Agar quyidagicha bo‘lsa, teskari bog‘liqlik mavjud bo‘lishida bu ko‘p marta qayta takrorlanadi:

$$(dT_{chiq}/dT_{kir})_P \cdot (dT_{chiq}/dT_{kir})_T < 1 \qquad (3.3)$$

Shart bajarilsa, yani harorat ko‘tarilishining kuchayishi sodir bo‘lmasa, jumbishlik holatining teskari bog‘liqlik chizig‘i bo‘yicha har o‘tishda u borgan sayin, toki yo‘qolib ketmaguncha kamayib boradi. Va agar jumbishga kelish holatini yuzaga keltiruvchi manba olib tashlansa, rejim dastlabki holatga qaytadi, va u jumbish holatlariga chidamli bo‘ladi. (3.3) tengsizlik bajarilmagan taqdirda, jumbish holati sekin-asta kuchayadi va sistema rejimi mustaqil ravishda dastlabki holatiga qayta olmaydi va u turg‘un bo‘lolmaydi. Rejimning jarayonning bayon etilgan holatiga muvofiq keluvchi turg‘unligini aniqlash tarzi, 4.7.2. qismda keltirilgan edi.

Oqimlar haroratlarining dastlabki belgilanishlarida

$$(dT_{chiq}/dT_{kir})_P = dT_k/dT_n \qquad (3.4)$$

Reaktordagi jarayonning bayon etilishi murakkabligi sababli, $dT_k/dT_n$ uchun analitik ifoda umumiy holda olinishiga erishilmaydi.

Ko‘rib chiqilayotgan sistemada issiqlik almashinish yuzasi $F_1$ bilan va issiqlik uzatish koeffitsientini $K_T$ bilan tavsiflanuvchi qarama-qarshi oqim tarzida ishlovchi issiqlik almashtirgichdan foydalaniladi, deb faraz qilaylik. Oqimning $V_0$ kattaligi va issiqlik sig‘imi $C_r$ reaktordan keyin o‘zgarmaydi, shuning uchun yurituvchi kuch issiqlik almashinishi uchun kiruvchi va chiquvchi oqimlar orasidagi haroratlar ayirmasiga, farqiga teng, bir oqimdan ikkinchi oqimga uzatilgan issiqlik miqdori esa $K_T F_T (T_{chiq} - T_{kir})$ ga teng. $V_0 C_p (T_{chiq} - T_0)$ – dastlabki aralashmani isitish uchun sarflanuvchi issiqlik miqdori issiqlik almashtirgichning yuzasi orqali uzatilgan issiqlik miqdoriga teng, chunki:

$$V_0 C_p (T_{chiq} - T_0) = K_T F_T (T_{chiq} - T_{kir});$$

yoki boshqacha ko‘rinishda

$$T_{chiq} - T_0 = A(T_{chiq} - T_{kir}) \qquad (3.5)$$

bunda $A = K_T F_T / V_0 C_P$ – issiqlik almashtirgich parametri.

(3.5) issiqlik balansi doimo bajarilishi sababli, ushbu tenglamaning ikkala qismini $T_{vx}$ bo'yicha differentsiyalaymiz:

$$dT_{chiq}/dT_{kir} = A(dT_{chiq}/dT_{kir} - 1)$$

yoki

$$\frac{dT_{chiq}}{dT_{kir}} = \frac{A}{1+A} \tag{3.6}$$

(3.4) va (3.5) tenglamalarni (3.3) tengsizlikka qo'yib, «reaktor – issiqlik alashtirgich» sistemasidagi statsionar rejimning turg'unligini hosil qilamiz:

$$\frac{dT_K}{dT_H} < \frac{1+A}{A} = 1 + \frac{V_0 C_P}{K_T F_T} = \frac{T_K - T_0}{T_H - T_0}. \tag{3.7}$$

Ushbu ifodaning oxirgi qismida A parametrni (3.5) tenglamadagi haroratlar bilan bo'lgan bog'liqligidan foydalanildi. Shunday ifoda boshqa turdagi issiqlik almashtirgichlar uchun, baypas mavjudligida va xatto oqim parametrlarining o'zgarishida olinishi mumkin, yani haroratga oid rejim orqali ifodalangan turg'unlik sharti, yanada universaldir.

Reaktordagi jarayon boshlang'ich haroratga qanchalik kuchliroq kirishsa ($dT_K/dT_H$ qanchalik katta bo'lsa) (3.7) tengsizlikdagi turg'unlik shartlarining bajarilmaslik ehtimoli shuncha yuqori bo'ladi. U bajarilishi uchun teskari bog'liqlikning jadalligini, A parametr miqdorini kamaytirish lozim.

Issiqlik almashtirgich orqali qanchalik kam issiqlik miqdori uzatilsa, teskari bog'liqlik shuncha kuchsiz bo'ladi [$K_T$ va $F_T$ larni kichik qiymatda bo'lishi va dastlabki oqimning bir oz ($T_H - T_0$) qizdirilishi].

Shuni ta'kidlash lozimki, issiqlik almashtirgichda chiquvchi haroratni kiruvchi $(dT_{chiq}/dT_{kir})_T$ haroratga bo'lgan sezuvchanligi doimo bir butundan kichik [(3.6) ifodadan $(dT_{chiq}/dT_{kir})_T > 1$] bo'lgani uchun, (3.3.) turg'unlik sharti bajarilmasligi, agar reaktorda $(dT_{chiq}/dT_{kir})_P > 1$ bo'lsa, mumkin bo'ladi va bu reaksiya tezligining eksponetsial bog'lanishi bilan tushuntiriladi va demak haroratning ortishi bilan

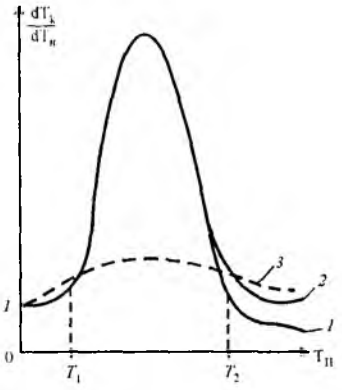
issiqlik ajralishi ham o'zgaradi. Demak, noturg'un rejimlar teskari bog'langan nochiziq sistemalarda yuzaga kelishi mumkin.

$dT_K/dT_H$ ifodaning $T_H$ ga bog'liqligi adiabatik jarayon uchun ekstremal xususiyatga ega (3.23-rasm, 1-egri chiziq). $T_H$ ning kichik qiymatlarida jarayon juda sust boradi, o'zgarishlar deyarli bo'lmaydi, reaktordagi harorat esa kirish haroratiga yaqin bo'ladi, shuning uchun $dT_K/dT_H = 1$ ga yaqin bo'ladi. $T_H$ ortishi bilan reaktordan chiquvchi harorat va shunga muvofiq ravishda $dT_K/dT_H$ ortadi. Yetarli yuqori haroratda $T_H$ reaktorda to'liq o'zgarishga (aylanish) erishiladi. Ushbu holatda qaytmas reaksiya uchun reaktordagi qizdirish adiabatik qizish $\Delta T_{AD}$ miqdoriga yaqin, va shuning uchun $T_H$ ortishi $T_K$, yani $dT_K/dT_H \approx 1$] ortishiga to'liq javob beradi. Qaytar reaksiya uchun maksimal qizdirish $\Delta T_{AD} x_P$ ga teng bo'ladi, va $x_P$ harorat bilan kamayishi sababli $dT_K/dT_H < 1$ bo'ladi (3.23-rasmdagi 2-egri chiziq).

(3.7) tengsizlikning o'ng tomondan topilgan va shtrix chiziq *3* bilan ko'rsatilgan bog'liqlikdan $(T_1 - T_2)$ boshlang'ich haroratlar intervalini aniqlash mumkin, va bunda turg'un rejimlar sohasi undan tashqarida joylashgani uchun (3.7) shart bajarilmaydi.

Bunday intervalning mavjudligini hisobga olmasdan, quyidagi beriladigan misolda namoyish etilishi mumkin bo'lgan, jarayonning boshqarib bo'lmasligi to'g'risida fikr qilish mumkin. Sulfat kislota ishlab chiqarishda $SO_2$ oksidlash reaktori katalizatorning adiabatik qatlamlari bo'lgan va oraliq issiqlik almashtirgichlari mavjud bo'lgan ko'p qatlamli apparatdan iborat va bu yerda reaksion aralashma o'zgarish sodir bo'lishi oldidan birinchi qatlamda qiziydi. «Reaktor – issiqlik almashtirgich» sistemasini katalizatorning birinchi qatlami va undan keyin joylashtirilgan issiqlik almashtirgich hosil qiladi. Bu yerda reaksiya deyarli muvozanat holatigacha kechadi, va agar jarayon $T_2$ dan yuqori boshlang'ich haroratlar sohasida sodir bo'lsa, rejim turg'un bo'ladi. $T_H$ bu chegaradan pastga tomon pasayishi haroratni boshqarib bo'lmas darajada pasayishining kuchayishiga olib keladi, va bu jarayonning tugashiga sabab bo'ladi. Ilgarigi rejimni tiklash faqatgina tashqi tomondan aralashish – yani harorat to'sig'ini yengib o'tish uchun foydalaniluvchi alangali qizdirish jihozi orqali amalga oshirilishi mumkin.

«Reaktor – issiqlik almashtirgich» sistemasidan shuningdek, gazlarni aralashmalardan tozalash reaksion sistemalarida foydalaniladi, va ularning konsentratsiyasi o'zgarishi mumkin, bu esa o'z-o'zidan sodir bo'luvchi, boshqarib bo'lmas hodisalarni yuzaga kelish xavfini keltirib chiqaradi, yoki jarayonning to'liq so'nishi, yoki haroratni keskin ko'tarilishi kabi holatlar.



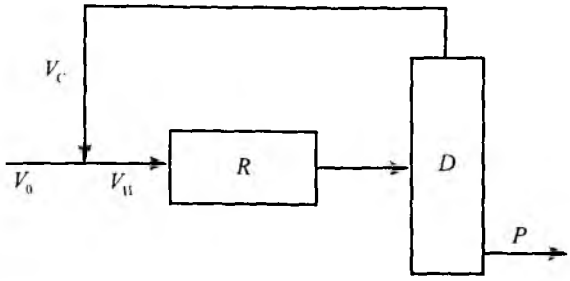

*5.23-rasm.* Tashqi issiqlik almashtirgichi bo'lgan reaktorda jarayon turg'unligini aniqlashga oid grafik

**Rejimlarning mavjud bo'lishi.** KTSdagi teskari bog'liqlik turg'un rejimlarning bazi sistemalarida amalga oshirib bo'lmaslikning sababi bo'lishi mumkin. KTSning bu xususiyati reaktor va mahsulotni ajratib chiqarish apparatidan tashkil topgan funksional retsiklli sxema uchun xosdir (3.24-rasm). Bunday sistemani to'liqroq ko'rib chiqamiz. Faraz qilaylik sistemaga $V_0$ miqdordagi faqat dastlabki modda beriladi. Ideal aralashtiriluvchi reaktorda dastlabki moddaning $x$ o'zgarish darajasiga ega bo'lgan, yani reaktorda va undan chiqishda $C=C_0(1-x)$ konsentratsiyaga ega bo'lgan birinchi tartibli reaksiya kechadi (reaksiya tezligi $r=kC$) Reaktordan chiqishdan so'ng mahsulotlar to'liq ajraladi, reaksiyaga kirishmay qolgan $V_C$ miqdordagi dastlabki modda qayta orqaga qaytariladi, moddaning umumiy miqdori reaktorga kirishda $V_H=V_0+V_C$ ni tashkil etadi. Reaktordagi jarayon quyidagi tenglama orqali ifodalanadi:

$$V_H C_0 - V_H C = kCv_p$$

Reaktorga kirishda faqat dastlabki modda berilgani uchun, yani $C_0$=1, oxirgi tenglama quyidagi ko'rinishni oladi:

$$V_H x = k(1-x)v_p \qquad (3.4)$$




*3.24-rasm.* Fraktsion retsiklli sistema (statsionar rejimlarning mavjudligini aniqlashga doir): *R* – reaktor; *D* – mahsulot ajratish sistemasi; *P* – mahsulot.

Mahsulot ajralib chiqqandan so'ng retsirkulyatsion oqim $V_C = V_H(1-x)$ va $V_H = V_0 + V_C = V_0 + V_H(1-x)$ yoki $V_H = V_0/x$. Hosil qilingan ifodani $V_N$ uchun (3.4) tenglamaga qo'yib $V_0 = k(1-x)\,v_p$ hosil qilamiz. Yangi aralashma uchun reaktordagi shartli vaqtni $\tau_0 = v_P/V_0$ etib belgilaymiz va quyidagini topamiz:

$$x = \frac{k\tau_0 - 1}{k\tau_0} \tag{3.5}$$

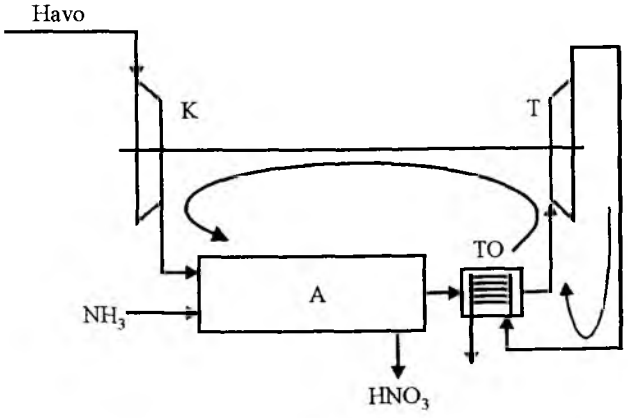
Natija ma'noga ega bo'ladi, yani $x > 0$, agar $k\tau_0 > 1$ bo'lsa. k qiymat, yoki $\tau_0(v_P$ yoki $V_0)$ ga $k\tau_0 < 1$ olib kelishi mumkin bo'lgan haroratni tanlash mumkinku, ammo unda (3.5) ifodadan o'zgarishning manfiy darajasi olinadi, bu esa bo'lishi mumkin emas. Bunday bog'lanmaslik holatini tushuntirish uchun o'sha sistemaning o'zini retsiklsiz tarzda ko'rib chiqamiz. ($k$ va $\tau_0$) berilgan shartlarida reaktorda $x$ ning ma'lum qiymatlari qaror topadi. Endi reaktorga ajratish kolonnasini qo'shamiz va reaksiyaga kirishmay qolgan komponentni reaktorga qaytaramiz, va bu reaktorda $V_H$ yuklanishning ortishiga va o'zgarish darajasining kamayishiga olib keladi.

Shunday qilib, dastlabki modda borgan sayin ko'proq reaktorga qaytadi va bundan keyingi o'zgarishlar tobora kamayib boradi. Agar $k\tau_0 > 1$ bo'lsa, (3.5) tenglamadan aniqlanuvchi $x$ qiymat o'rnatiladi (qaror topadi). Agar $k\tau_0 < 1$ bo'lsa, u holda retsikl ortib boradi, o'zgarish darajasi nolga tomon intiladi, dastlabki modda sistemada to'planib boradi (axir sistemadan faqat mahsulot ajraladi va chiqadi)

va bunda $V_H \to \infty$ bo'ladi. Statsionar rejimga erishish mumkin bo'lmaydi. Albatta $V_H$ real ravishda apparaturaning o'lchamlari va o'tkazish qobiliyati bilan cheklanadi, ammo shunday bo'lsada, amalda natija o'sha-o'sha – ko'rib chiqilayotgan KTS da statsionar rejimni amalga oshirilishi mumkin bo'lmaydi.

$k\tau_0$ ning kritik qiymati reaktor turiga va unda kechuvchi reaksiyaning kinetikasiga bog'liq. Fraktsion retsiklli sistemani unda rejimni mavjudligiga tekshirish doim maqsadga muvofiqdir.

**Tebranma rejim** ikki teskari bog'lanishi bo'lgan sistemada yuzaga kelishi mumkin, bunga misol tariqasida azot kislotasi ishlab chiqarish misol bo'lishi mumkin (3.25-rasm). Dastlabki oqimlardan biri bo'lmish havo *K* kompressor orqali siqiladi va *A* sistemaosti kabi belgilangan texnologik apparatlarga qarab yo'naladi. Uning ichidan chiqishda chiqib ketuvchi gaz *TO* (issiqlik almashtirgich)da isiydi va *T* turbinaga yo'naladi. Konstruktiv jihatdan turbina va kompressor bir val ustida o'rnatilgan va bunda turbinada ishlab chiqarilgan energiyadan sistemaga havoni siqib berish uchun foydalaniladi. Bu birinchi teskari bog'liqlikdir. Turbinadan chiquvchi issiq gazlar unga yo'naltiruvchi oqimni qizdiradi. Bu – ikkinchi teskari bog'liqlikdir.




***3.25-rasm.*** Tebranma rejimlarni (azot kislotasini ishlab chiqarishda) amalga oshirish imkoniyati bo'lgan kimyoviy texnologik tizim.

Qandaydir sabablarga ko'ra chiqib ketuvchi gazlarning oqimi ko'paydi, deb faraz qilaylik. Turbinaga yo'naluvchi gaz oqimining ortishi uning quvvatini ortishiga va sistemaga havo berilishining ortishiga olib keladi. Biroq gazlarning ko'paygan miqdori issiqlik almashtirgichda kamroq qiziydi va turbinaning quvvati kamayadi. Shunday qilib, ikki teskari bog'liqliklar (kompressor va turbinaning vali orqali va issiqlikalmashtirgich orqali) kompressorning quvvatiga qarama-qarshi yo'nalishlarda ta'sir ko'rsatadi. Bog'liqliklarni teskari ta'sir vaqti bo'yicha farq qilishni diqqat markazida tutish zarur: issiqlik aloqasi tez o'tadi (oqimning o'tish vaqti), texnologik uskunaning katta hajmini (2000 $m^3$ ga yaqin) va buning ustiga qo'shimcha gaz oqimining kirib kelishida, ko'p vaqtni talab etadi. Teskari ammo ta'sir bo'yicha bir-biriga qarama-qarshi bog'lanishlarni vaqt bo'yicha farqlanishi havo berilishida tebranishlarga olib kelishi mumkin, va bu amaliyotda kuzatiladi. Ushbu vaziyatning taxlil etilishi maxsus matematik apparatni talab etadi.

Shuni ta'kidlash joizki, ko'rib chiqilgan oxirgi uch holatlar – elementlarning murakkab sistemada o'zaro ta'sir etish natijasidir va bu KTS ning sifat jihatdan yangidan-yangi xususiyatlarini paydo bo'lishiga olib keladi.

### 3.5.3. Material resurslardan foydalanish samaradorligi

Xomashyodan foydalanishning asosiy ko'rsatkichi bo'lib (shuningdek, energiya va yordamchi materiallardan) sarf koeffitsienti hisoblanadi va u mahsulot birligini ishlab chiqarishga sarflanuvchi xomashyo miqdorini (energiya, yordamchi materiallar) ko'rsatadi.

Dastlabki moddalardan ularni mahsulotga to'liq o'tishi bilan kimyoviy reaksiyalar stexiometrik tenglamalaridan aniqlanuvchi nazariy sarf koeffitsienti hamda ishlab chiqarishda haqiqatda erishilgan amaliy koeffitsient (yoki sarf koeffitsient) mavjuddir. Ularning nisbati xomashyodan foydalanish darajasini ko'rsatadi.

$$\text{Sarf koeffitsienti} = \frac{\text{Sarflangan xomashyo miqdori}}{\text{Mahsulot miqdori}},$$

$$\text{Xomashyodan foydalanish koeffitsienti} = \frac{\text{Nazariy sarf koeffitsienti}}{\text{Sarf koeffitsienti}}$$

3.4.2. qismda ammiakni oksidlab va so‘ng hosil bo‘luvchi azot oksidlarini suv bilan absorbtsiyalash orqali $HNO_3$ olishning jami stexiometrik tenglamasi olingan edi. Massaga oid stexiometrik o‘zgarishlar koeffitsientlari bilan tenglama quyidagicha ifodalanadi:

$$68NH_3 + 256O_2 = 252HNO_3 + 72H_2O$$

Nazariy jihatdan 1 t. 100% li $HNO_3$ $1000 \times 68/252 = 269{,}8$ kg $NH_3$ dan olinishi mumkin. Bu – nazariy sarf koeffitsientidir. Agar $NH_3$ni NO gacha oksidlanishining erishilgan 0,94 ga teng tanlash xususiyatini va 0,5% ga yaqin miqdorni tashkil etuvchi yo‘qotishlarni (absorbtsiyaning to‘iq bo‘lmasligiga bo‘lgan yo‘qotishlar va h.k.) real sarf koeffitsientini, 1 t $HNO_3$ ga $269{,}8/(0{,}94 \times 0{,}995) = 288{,}4$ kg $NH_3$ hamda xomashyodan foydalanish darajasini (ammiakdan) $269{,}8/288{,}4 = 93{,}6\%$ olish mumkin bo‘ladi.

Nazariy va real sarflanish koeffitsientlari farqlanishining asosiy sababi quyidagilar orqali tushuntiriladi: dastlabki moddani mahsulotga to‘liq ravishda chiqmasligi; oraliq moddalarning hosil bo‘lishi; oraliq komponentlar va mahsulotning yo‘qotilishi; xomashyoda aralashmalar mavjudligi; xomashyoning bir qismidan yordamchi, qo‘shimcha maqsadlardan foydalanish.

1 t $H_3PO_4$ olish uchun 1,136 t $P_2O_5$ sarflanishi kerak (nazariy sarf koeffitsienti). Appatitli konsentrat $P_2O_5$ ga hisoblaganda 39% fosfor tutadi, qolganini mineral qo‘shimchalar tashkil etadi. Fosforni 98% ga teng bo‘lgan ajratib olish darajasida, real sarf koeffitsienti 1 t $H_3PO_4$ olish uchun $1{,}136/(0{,}98 \times 0{,}39) = 3$ t konsentratni tashkil etadi.

Tabiiy gazdan ammiak ishlab chiqarishni quyidagi kimyoviy sxema orqali ko‘rsatish mumkin:

$$CH_4 + 2H_2O = CO_2 + 4H_2$$

$$3H_2 + N_2 = 2NH_3$$

yoki umumiy tenglama orqali quyidagicha ifodalanadi:

$$3CH_4 + 6H_2O + 4N_2 = 3CO_2 + 8NH_3$$

Nazariy jihatdan 1 t $NH_3$ ishlab chiqarish uchun 494 $m^3$ tabiiy gaz (metan) sarflanishi lozim. Real sarf koeffitsienti 1000 $m^3$/ 1t $NH_3$ tashkil etadi. Ushbu holatda qo'shimcha sarf quyidagi sabablar orqali izohlanadi: metanning salmoqli qismi metan konversiyasining endotermik reaksiyasiga kerakli issiqlikni hosil qilishga va jarayonlarning harortga oid rejimlarini ta'minlash uchun yoqiladi; hosil bo'lgan vodorodning bir qismi tabiiy gazni qo'shimchalardan va azot-vodorodli aralashamani CO dan tozalash uchun shuningdek, tabiiy gaz tarkibidagi yuqori uglevodorodlarni $CH_4$ gacha destruktsiyalash uchun sraf qilinadi; reaksiya qaytar bo'lganligi bois metan to'liq konversiyalanmaydi;

Xomashyo va boshqa sarflanuvchi komponentlarning sarf koeffitsientlari qiymatlari (barcha turdagi energiyalar, yordamchi materiallar) ishlab chiqarish bo'yicha texnik (loyihaviy va hisobotga oid) hujjatlarga kiradi.

### 3.5.4. Kimyoviy texnologik sistemaning energetik va eksergetik samaradorligi

***Issiqlikning foydalilik koeffitsienti.*** KTS energetik oqimlarining tarkibi 3.26-rasmda ko'rsatilgan. KTS ni energiya bilan ta'minlash manbalari bo'lib yoqilg'i energiyaisi $Q_{yoqil}$, elektr energiyasi $Q_{en}$, xomashyo issiqligi $Q_{xomashyo}$ va qo'shimcha materiallarning $Q_{qo'shim.mat.}$, shuningdek ekzotermik reaksiyaning $Q_{ekz}$ energiyalarini o'zida tutuvchi kiruvchi oqimlar hisoblanadi. Ular jami miqdori yoki iste'mol qilinuvchi energiya sarflari $Q_{sarf}$ orqali belgilanadi. Energiya sistemadan mahsulotlar oqimi $Q_{maxs.}$ va ishlab chiqarish chiqindilari $Q_{chiq.}$, energetik oqimlar $Q_{en}$ orqali chiqadi, endotermik reaksiyalar $Q_{end}$ o'tishiga sarflanadi hamda tabiiy ravishda yo'qotiladi $Q_{tab.yo'q.}$. Chiquvchi energetik oqimlarning $Q_{en}$ bir qismidan tashqi oqimlarni issiqlik

almashtirgich – utilizatorlarda qizdiriluvchi utilizator-qozonlar bug'i ko'rinishida, turbinalar va elektrgeneratorlar energiyasi ko'rinishida foydalaniladi. Bunday fikr yuritish bilan KTS energetik samaradorligi issiqlikning foydali ish koeffitsienti – FIK orqali tafsiflanadi.

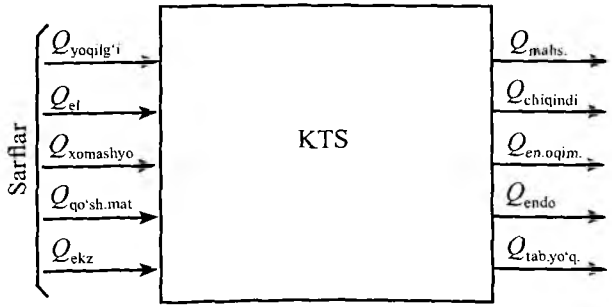
$$\eta_{issiq.1} = Q_{en}/Q_{sarf}.$$

Ushbu aniqlanish ichki qarama-qarshiliklarni o'zida tutadi. Birinchidan, agar energetik oqimlar sarflarning bir qismi orqali qoplash bilan sistemaning ichida foydalanilsa, yani $Q_{en}=0$ bo'lsa, u holda $\eta_{issiq.}=0$ bo'ladi. Ikkinchidan, agar energetik oqimlardan energiya ishlab chiqarilishi uchun to'liq foydalanilsa, u holda $\eta_{issiq.} < 100\%$ bo'ladi. Ikkisi ham mantiqsizdir.

Yanada oqilona tarzda foydali ish koeffitsienti foydali sarflangan issiqlikni uning jami miqdoriga bo'lgan nisbati bilan ifoda etilishi mumkin:

$$\eta_{issiq.} = \frac{Q_P + \alpha Q_{IERI}}{BQ_T + Q_{EKZ} + Q_{KI}} \qquad (3.6)$$

Bunda $Q_P$ – texnologik maqsadlar uchun sarflangan va KTS elementlarida o'rin tutuvchi fizik va kimyoviy jarayonlarni amalga oshirish uchun nazariy sarflar shartidan aniqlanuvchi foydali sarflangan issiqlik; $\alpha$ – KTS elementlarida generirlangan (utilizator-qozonlarda) hamda sistema tashqarisi va ichkarisiga sarflanuvchi, ikkilamchi energoresurslar issiqligining ulushi; $Q_{ver}$ – KTS energetik elementida generirlangan ikkilamchi energoresurslar issiqligi; $B$ – KTS texnologik maqsadlari uchun sarflangan issiqlik; $Q_{ekz}$ – KTS dagi kimyoviy va fizik o'zgarishlar chog'ida hosil bo'lgan issiqlik; KTS ga o'zida energiya tutuvchilar (suv bug'i, issiq suv va b.) tomonidan keltirilgan issiqlik.




***3.26-rasm.*** KTS energetik oqimlari tarkibi.

FIK ning bunday tarzda ifodalanishi mantiqliroqdir, ammo u ham kamchiliklardan holi emas. Mahsulot, undan iste'mol qilishda foydalaniluvchi qandaydir potentsialga ega. (3.6.) ifodada mahsulot potentsiali nafaqat uni hosil bo'lishi uchun bo'lgan sarflardan $Q_p$ aniqlanadi. Agar mahsulot ekzotermik reaksiyaning kechishi natijasida hosil bo'lsa, unga sarflanuvchi sarflar kamroq bo'ladi va $\eta_c$ mahsulotning iste'mol qimmatiga bog'liq bo'lmagan holda kamayadi. Natija – termik FIK endotermik reaksiyadagiga qaraganda ekzotermik reaksiya uchun doimo kam bo'ladi.

**To'liq energiyaning foydali ish koeffitsienti.**

Istalgan oqimning atrof muhitga nisbatan issiqlik potentsialini aniqlash uchun boshqacha yondashishdan, oqimning nafaqat issiqlik tavsiflariga, balki uni kimyoviy tashkil etuvchisi – oqimning kimyoviy energiyasiga $I_{kim}$ asoslangan boshqa yondashishdan foydalaniladi. Shunday qilib, to'liq energiya uchun $I$ ifoda quidagi tarzdagi ko'rinishni oladi:

$$I = I_q + I_{KIM} \tag{3.7}$$

$I$ nisbatan aniqlanuvchi, atrof muhit parametrlariga, ularda turg'un bo'lgan moddalarning kimyoviy potentsiali va uning $T_0$ harorati kiradi. Oqimning potentsiali bunday holatga nisbatan olinadi va uning to'liq energiyasini ifodalaydi. KTS ning tashqi muhitda izolyatsiyalanmaganligidan, ushbu holatda bosim hisobga olinmaydi.

To'liq energiyaning tashkil etuvchilarini ko'rib chiqamiz.

Oqimning issiqlik energiyasi moddaning $T_0$ dan oqimning $T$ haroratli holatigacha isish issiqligidir. Solishtirma issiqlik energiyasining $i_q$ hisobi umumiy holatda quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

$$i_q = \int_{T_0}^{T_{sl}} c_{p,Tqat} dT + \Delta H_{sl} + \int_{T_{sl}}^{T_q} c_{p,s} dT + \Delta H_q + \int_{T_q}^{T} c_{p,g} dT \tag{3.8}$$

Ushbu tenglamada moddaning qizishi-erishi va bug'lanishi (qaynashi) natijasida oqimda o'rin tutishi mumkin bo'lgan barcha fazaviy o'tishlari hisobga olingan. Agar $(T_0 - T)$ intervalda qandaydir

fazalarning mavjud bo'lishi mumkin bo'lmasa, u holda (3.8) tenglamadagi muvofiq qo'shiluvchilar istisno etiladi.

**Oqimning kimyoviy energiyasi** $I_{kim}$ (solishtirma $i_{kim}$) tashqi muhitning energiya jihatdan to'liq ravishda qimmatsizlangan birikmalaridan iborat sanoq moddalari deb ataluvchi texnologik oqimlar komponentlarining hosil bo'lish energiyasidir. Yerusti qatlamlarining turli qismlarida mavjud bo'luvchi moddalarni misol sifatida keltiramiz:

Atmosferada – $H_2$, $O_2$, Ar; gidrosferada – $H_2O$ va eruvchi tuzlar ko'rinishidagi deyarli barcha elementlar; litosferada – kuchsiz eruvchi yuqori oksidlar (qum, kvarcitlar va b.).

Sanoq moddalarining ro'yhati doimiy ravishda aniqlanib turiladi va hozircha mutaxassislarning asoslangan kelishuvlari doirasidadir. Kimyoviy energiya $\Delta H_{h.b.}$ oqim komponetlarining va sanoq moddalarining $\Delta H^{sm}_{h.b.}$ hosil bo'lish entalpiyasidan, sanoq moddalarining muvofiq muhitda $\Delta H_p$, cheksiz suyultirilgan eritma hosil qilishni hisobga olinishi bilan hisoblanadi:

$$i_{KIM} = \Delta H_{h.b.} - \Delta H^{sm}_{h.b.} + \Delta H_p \qquad (3.9)$$

Oqimning kimyoviy energiyasini moddalarni energetik jihatdan qimmatsizlangan birikmalarga devalvatsiyalanish energiyasi sifatida ifodalash mumkin, va bu (3.7)–(3.9) ifodalarga movofiq keladi. Bularda to'g'ri fikrlashlar orqali tashqi muhitning qabul qilingan holati ustidan xukmron bo'luvchi istalgan oqimning potensiali tashqi muhit holatiga o'ta turib, oqim berishi mumkin bo'lgan energiya (issiqlik) hisobga olinadi.

Undagi oqimlarning to'liq energiya bo'yicha jarayonlar samaradorligi – to'liq energiyaning foydali ish koeffitsienti (FIK) – foydali oqimlarning to'liq energiyasi yig'indilarini $\Sigma I_{to'l}$ sistemadan chiquvchilarga $\Sigma I_{sarf}$ bo'lgan nisbati kabi aniqlanadi:

$$\eta_{en} = \Sigma I_{to'l} / \Sigma I_{sarf}$$

bunda: $\Sigma I_{sarf} = \Sigma I_{kir} = \Sigma I_{chiq}$ – energetik balansdan kelib chiqadi.

Quyida koks batareyasi chiquvchi oqimlarining kimyoviy va issiqlik energiyalari qiymatlari keltiriladi:

| | $I_{kim}$, MVt·soat | $I_{\eta}$, MVt·soat |
|---|---|---|
| Koks | 11,05 | 0,62 |
| Koks gazi | 4,51 | 0,02 |
| Koks gazining sovushidan keyingi bug'-suvli aralashma | 0 | 0,54 |
| Koksni o'chirishdagi yo'qotishlar | 0 | 0,62 |
| Koks gazi bo'yicha yo'qotishlar | 0,42 | 0 |
| Issiqlik yo'qotishlar | 0 | 0,3 |
| Jami | 18,08 | |

Ko'rib chiqilgan misolda foydalaniluvchi oqimlar foydali mahsulot sifatidagi koks va keyin energiya ishlab chiqarish uchun foydalaniluvchi koks gazi hisoblanadi. Ularning to'liq energiyasi (foydali) $\Sigma I_{to'l} = 16,2\ MVt \cdot soat$ va $\eta_{en} = 0,9$. Agar faqatgina koks gazini yoqishda ishlab chiqiluvchi energiya hisobga olinsa $Q_{en} = 4,51 + 0,02 = 4,53\ MVt \cdot soat$, u holda hosil qilinuvchi issiqlik FIK $\eta_T \approx 0,25$ bo'ladi. Demak, ishlab chiqarishning $\eta_{en}$ bo'yicha energetik samaradorligini baholash yanada yaxshiroqdir.

***Foydali ishning eksertetik koeffitsiyenti.*** Oqimning to'liq energiyasini baholash hali undan foydalanish imkoniyatini ko'rsatmaydi. Sistemadan 100 $m^3$ hajmdagi suv oqimi 40°C harorat ostida chiqayapti deb olaylik. Uning issiqlik energiyasi $J_q = 8,4 \times 106$ kDj ga teng (T = 20°C deb qabul qilamiz). Ushbu issiqlikdan oqilona foydalanish qiyin: IES uchun suv isitish yurituvchi kuchning kamligi uchun juda katta issiqlikalmashtirgichlar bo'lish talab etadi, xonalarni isitish uchun esa texnik shartlarga muvofiq bo'lmagan oqimning harorati to'g'ri kelmaydi, faqatgina issiqxonalarni isitish uchun qo'llanilishi mumkin bo'ladi. Boshqa sistemadan 3 atm bosim ostida 130°C haroratli 18 $m^3$ miqdorda suv chiqadi. Uning issiqlik energiyasi xuddi shunday, ya'ni $J_q = 8,3 \times 106$ kDj bo'ladi, biroq uning potensialidan foydalanish variantlari berilgan holatda ko'proq: yuqori haroratli va 2 atm bosim ostidagi texnologik bug' ishlab chiqarilishi va uni turlicha maqsadlar uchun qo'llash mumkin. Ko'rib chiqilgan oqimlarning issiqliklari bir xilda bo'lishiga qaramay, ularning energetik qimmati t urlichadir. Oqim ish qobiliyatining potensiali tushunchasidan foydalanilgan

holda, oqimlarni ularning to'liq energiyasi bo'yicha baholash g'oyasini ilgari surishda davom etamiz. Bu eksergetik uslubni amalga oshirish imkonini beradi.

KTS ni ishchi jism sifatida yoki ish manbayi sifatida ko'rib chiqamiz, tashqi muhitni esa yopiq sistema kabi deb olamiz. Ishchi jismning ichki energiyasi, entropiyasi, bosimi, harorati va hajmini muvofiq ravishda boshlang'ich holatda $U_{bosh}$, $S_{bosh}$, $P_{bosh}$, $T_{bosh}$, $V_{bosh}$ etib, shu parametrlarning oxirgi holatini $U_{ox}$, $S_{ox}$, $P_{ox}$, $T_{ox}$, $V_{ox}$ etib belgilaymiz. Shu belgilanishlarning o'zini faqat past indeks «0» etib tashqi muhit parametrlari uchun olamiz. Tashqi muhitning harorati $T_0$ va bosimi $P_0$ o'zgartirilmagan.

Bunday sistemada ichki jismning holati tashqi muhit bilan muvozanat holatida bo'ladi, chunki $U_{ox}=U_{tm}=U_0$, $S_{ox}=S_{tm}=S_0$, $P_{ox}=P_0$, $T_{ox}=T_0$.

Berk sistema o'z ichki energiyasini kamaytirishi hisobiga, ya'ni ishchi jism va tashqi muhitning ichki energiyasini boshlang'ich holatdan oxirgi holatgacha o'zgartirish hisobiga A ishni bajarishi mumkin:

$$A(U_{bosh}-U_{ox})+(U_{bm}-U_{tk}) \tag{3.10}$$

Termodinamikaning birinchi qonuniga muvofiq muhit ichki energiyasining o'zgarishi $((U_{tk}-U_{bm}))$uning ustida bo'lgan $A_0$ ish hisobiga (muhit bosimiga qarama-qarshi) va uning tomonidan uzatilgan $Q_0$ issiqlik hisobiga sodir bo'ladi, yani

$$U_{tk}-U_{bm}=Q_0+A_0 \tag{3.11}$$

Tashqi muhit ustidan ishchi jism o'z bosimi va hajmini o'zgarishi hisobiga $A_0$ ishni bajaradi

$$A_0=P_{ox}V_{ox}-P_{bosh}V_{bosh}=P_0V_{ox}-P_{bosh}V_{bosh} \tag{3.12}$$

Tashqi muhitning harorati $T_0$ o'zgarmas bo'lgani sababli, muhitga berilgan issiqlik uning entropiyasini o'zgartiradi, yani:

$$Q_0=T_0(S_{0ox}-S_{0bosh})$$

Qaytar jarayon izolyatsiyalangan sistemada uning entropiyasini o'zgartirmaydi ($S+S_0=\text{const}$). Shuning uchun izolyatsiyalangan sistemada «ishchi jism (yoki tana) – tashqi muhit»

$$S_{0bosh}-S_{bosh}+S_0=S_{0ox}+S_{ox}+S_0$$

yoki

$$Q_0=T_0(S_{0ox}-S_{0bosh})=T_0(S_{bosh}-S_{ox})=Q_0=T_0(S_{bosh}-S_0) \qquad (3.13)$$

Izolyatsiyalangan sistemada maksimal ish $A_{max}$ qaytar jarayonlarning kechishida tugallanadi, qachonki uning holati muvozanatlashsa. (3.11)–(3.13) dagi ifodalarni (3.10) ga qo'yib, quyidagilarni hosil qilamiz:

$$A_{max}=(U_{bosh}-U_{ox})-(P_0V_K-P_{bosh}V_{bosh})-T_0(S_{bosh}-S_0)=$$
$$=(U_{bosh}+P_{bosh}V_{bosh})-(U_0+P_0V_{ox})-T_0(S_{bosh}-S_0)$$

Birinchi ikki qavslar ichidagi ifodalar ishchi jismning boshlang'ich $H_n$ va oxirgi $H_k=H_0$ holatlaridagi entalpiyasidir.

$$A_{max}=(H_{bosh}-H_0)-T_0(S_{bosh}-S_0)=E$$

Z.Rant taklifiga binoan 1956-yildan boshlab ushbu kattalik «eksergiya» deb nomlanadi. Uning fizik ma'nosi jism tashqi muhit holatiga o'ta turib bajarishi mumkin bo'lgan maksimal ishdir, yani eksergiya ishchi jismning (tananing) haqiqiy potensialidir. Hisob-kitoblar uchun solishtirma eksergiyadan «*e*» foydalaniladi va u kimyoviy $e_{kim}$ va fizik $e_f$ eksergiyalardan tashkil topadi.

$$e=e_{kim}+e_f \qquad (3.14)$$

Qo'shiluvchilardan birinchisini ishchi tanani sanoq moddasiga devalvatsiyalanish kimyoviy energiyasi orqali [(3.9.) tenglama] va bunda ushbu o'tishning entropiyasi o'zgarishi orqali hisoblanadi.

Fizik tashkil etuvchisida esa $e_f$ entalpiyaning o'zgarishi haroratning o'zgarishi bilan:

$$\Delta H=\bar{c}_p(T-T_0),$$

entropiyaning o'zgarishi esa – $T$ va $P$ o'zgarishi bilan sodir bo'ladi:

$$dS = c_p \frac{dT}{T} - R\frac{dR}{P};$$

$$\Delta S = S_H(T, P) - S_0(T_0, P_0) \int_{T_0}^{T} \frac{c_p}{T} dT - R \int_{P_0}^{P} \frac{dP}{P} = \bar{c}_p \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0}.$$

Eksergiyaning fizik tashkil etuvchisi quyidagi ifodaga ega bo'ladi:

$$e_f = \bar{c}_p(T - T_0) - T_0 \left( \bar{c}_p \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} \right) \quad (3.15)$$

(3.14), (3.9) va (3.15) formulalardan foydalangan holda kiruvchi $E_{kir}$ va chiquvchi $E_{chiq}$ oqimlarning energiyasini hisoblab chiqarish mumkin. Eksergetik FIK quyidagiga teng bo'ladi:

$$\eta_e = \sum E_{to\,l} / \sum E_{kir}$$

Eksergiya yo'qotishlari (maksimal bo'lishi mumkin bo'lgan ishning) kechuvchi jarayonlarning qaytmas ekanligidan. ($D$), sistemaning tashqi muhit bilan o'zaro ta'sirlashishi natijasida yuzaga keluvchi tabiiy yo'qotishlardan va oqim yo'qotishlaridan ($E_{oqim}$) sodir bo'ladi:

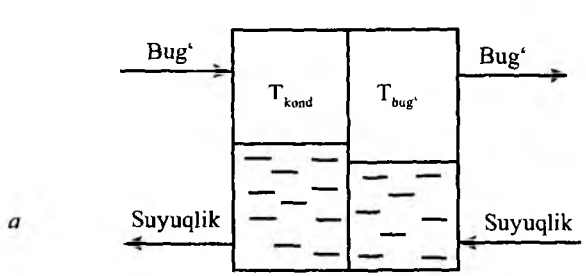
$$\eta_e = (E_{kir} - D - E_{oqim})/E_{kir}$$

KTS dagi jarayonlarning qaytmasligidan bo'lgan yo'qotishlar (ichki yo'qotishlar) oqimlarning gidravlik qarshiligi, haroratlarning oxirgi farqidagi issiqlik almashinish, konsentratsiyalarning oxirgi farqidagi massa almashininshi va boshqalar bilan bog'liqdir. Tabiiy (tashqi) yo'qotishlarga eksergiyaning issiqlik izolyatsiyasi orqali yo'qotilishi, oqimlar bilan yo'qotishlar, sistemadan yonish mahsulotlari oqimi bilan bo'lgan yo'qotishlar, havo sovutkichlardan so'nggi havo bilan, issiqlik almashtirgichlardan keyingi suv bilan, kimyoviy jarayonning oraliq mahsulotlari bilan bo'luvchi yo'qotishlar kiradi.

Quyidagi apparatlarda jarayonlarning qaytmas ekanligidan eksergiya yo'qotishlari manbalarini kengroq ko'rib chiqamiz.

*Issiqlik almashtirgich.* Hisoblarni murakkablashmaslik uchun «qaynatkich – kondensator» turidagi issiqlikalmashtirgichni olamiz (3.27- rasm), bunda issiqlik almashinuvchi yuzaning har qaysi tomonida harorat $T_{isp}$ va $T_{kond}$ o'zgarmasdir. Oqimlarning har qaysisining harorati o'zgarmaganligi sababli, yo'qotishlar faqat entropiya bilan shartlanadi. Solishtirma entropiya $ds = c_p dT/T$ ifodasidan oqim entropiyasi uchun ifodani hosil qilamiz $dS = Gc_p dT/T$.

$Gc_p = Q$ ko'paytma oqimning issiqlik sig'imini ifoda etadi.




***3.27-rasm.*** «Qaynatgich – kondensator» turidagi issiqlikalmashtirgich.

$T$=const bo'lgani uchun $\Delta S = Q(T - T_0)/T$ bo'ladi. Jarayonlarning qaytmasligidan bo'ladigan yo'qotishlar

$$D = \Delta S_{kond} - \Delta S_{bug'l.} \qquad (3.16)$$

(qaynatgichda issiqlik iste'mol qilinadi, kondensatorda esa – ajraladi). (3.16) tenglamaga $\Delta S$ uchun hosil qilingan ifodalarni qo'yib, quyidagilarni hosil qilamiz:

$$D = Q\left(\frac{T_{kond} - T_0}{T_{kond}}\right) - Q\left(\frac{T_{bug\,l} - T_0}{T_{bug\,l}}\right) = Q\left(\frac{T_0 - T_0}{T_{bug\,l}} - \frac{T_0}{T_{kond}}\right).$$

Modomiki, $T_{kond} \neq T_{bug'l.}$ bo'lar ekan, demak jarayon qaytmasdir. Yo'qotishlarni jarayonni yuqori qaynovchi suyuqliklarga qo'llash orqali (yuqori $T_{bug'l}$ va $T_{kond}$) kamaytirish mumkin. Apparatura

jihatdan, albatta bu kam foyda beradi, chunki bunday jarayonlarni amalga oshirish uchun qimmat va yuqori haroratga chidamli uskuna va yurituvchi kuchning kam bo'lganligidan $\Delta T = T_{kond} - T_{bug'l.}$ katta issiqlik almashinuvchi yuza zarur bo'ladi.

Ko'rib chiqiluvchi issiqlikalmashtirgichdagi shart-sharoitlarda issiqlik yo'qotilishlar yo'q, yani kondensatsiyaning barcha issiqligi bug'lanishga sarflanadi, shuning uchun bu sistemaning termik (issiqlik) FIK 100% ga yaqin. Keltirilgan misol FIK baholash usulining muhimligini yana bir bor ta'kidlaydi.

**Reaktor.** Izotermik shartlardan (T=const) eksergiyaning faqat kimyoviy tashkil etuvchini ko'rib chiqamiz $e_{kim} = \Delta H - T_0 \Delta S_x$.

Entropiyaning o'zgarishini $\Delta S_x$ Gibbs energiyasi tushunchasidan topamiz $\Delta G = \Delta H - T\Delta S_x$, bundan esa $\Delta S_x = (\Delta G - \Delta H)/T$ hamda

$$e_x = \Delta H - T_0 \frac{\Delta H - \Delta G}{T} = \frac{T_0}{T} \Delta G + \Delta H \left(1 - \frac{T_0}{T}\right).$$

Gibbs energiyasi sistemaning kimyoviy muvozanat holatidan chekinishni anglatadi, shuning uchun kimyoviy xarakterdagi yo'qotishlar

$$D = (T_0/T)\Delta G.$$

Ravshanki, yo'qotishlarni kamaytirish uchun, mumkin qadar muvozanat holati yaqinida (kichik $\Delta G$) kechuvchi yuqori haroratli jarayonlarni (yuqori $T$) o'tkazish foydalidir. Apparaturaga oidlik bu erda foydali bo'lmaydi deb ta'kidlash lozim bo'ladi.

**KTS ni tahlil etishda eksergetik uslubni qo'llash** o'ziga xos xususiyatlarga ega. Barcha oqimlarning potensiallari va demak ularning qimmati issiqlik birliklarida ifoda etiladi. Kimyoviy mahsulotning iste'mol qimmati, albatta o'zgacha. Oqimning iste'molga oid qimmatlari va energetik potensiali bir-biriga mos tushuvchi issiqlik almashtirgichda eksergetik uslub keng qo'llaniladi.

Kimyo texnologiyasi ishlab chiqarishlari fizik-kimyoviy cheklanishlar tufayli suyultirilgan aralashmalar qayta ishlashga duchor etiladi. Azot kislotasi ishlab chiqarishda 30% ga yaqin ammiak-havo aralashmasi sarflanadi.

Ammiak sintezida esa atigi 20 % ga yaqin azot-vodorod aralashmasi reaksiyaga kirishadi. Ko'pchilik uglevodorodlarning parsial oksidlanishida aralashmaning 90% dan ortig'i o'zgarishlarda qatnashmaydi. Shunday bo'lsada, oqimning bu qismi sistema orqali o'ta turib, qiziydi va soviydi va shu bilan eksergetik yo'qotishlarni oshiradi. Shuning uchun bunday jarayonlarning eksergetik FIK past – $NNO_3$ ishlab chiqarish uchun $\eta_e$=22 %, garchi $NH_3$ ning deyarli hammasi mahsulotga aylanadi. KTS eksergetik tahlilida natijalar absolyutlashtirilmasligi uchun bu holat inobatga olinishi lozim. Shunday bo'lsada, eksergetik tahlil kimyoviy ishlab chiqarishning tahlillarining istalgan turi kabi foydalidir.

Bazan eksergetik tahlil o'sha-o'sha xomashyoning o'zidan ma'lum mahsulot ishlab chiqarish usulini tanlashda (bir necha alternativ variantlaridan) uzil-kesil qaror qabul qilish uchun qo'llaniladi.

Usullarning birida $\eta_e$ qancha yuqori bo'lsa, xomashyoning energiya va yordamchi materiallar potencialidan foydalanish samaradorligi shuncha yaxshi bo'ladi.

### 3.5.5. Kimyoviy texnalogik sistemada jarayonni tashkil etish samaradorligi

Moddiy va issiqlik balanslaridan aniqlangan kimyoviy texnalogik sistemaning holati kimyo ishlab chiqarishning boshqa ko'rsatkichlarini ham aniqlash imkonini beradi va ular 2.3-qismda bayon etiladi. Albatta buning uchun butun ishlab chiqarishning texnologik sxemasini va unda qo'llaniluvchi uskunalarni bilish zarur. Bu ko'rsatkichlar KTS da turli alomatlar bo'yicha jarayonni tashkil etish samaradorligini tavsiflaydi. Sanoat sistemalari uchun eng muhimi – barcha sarf-xarajatlarni, mahsulot tannarxini uni sotilishidan keluvchi foyda kabi ko'rsatkichlarni o'z ichiga olgan holda ishlab chiqarishning iqtisodiy samaradrligini aniqlashdan iborat bo'lib, bular iqtisodga oid o'quv predmetlarida ko'rib chiqiladi. Bu yerda ishlab chiqarish uchun kerakli sarft-xarajatlar strukturasi bo'yicha – mahsulot tannarxi bo'yicha ma'lumotlarni keltiramiz. U 3.3-jadvalda keltirilgan tashkil etuvchilarni o'z ichiga oladi.

*3.3-jadval*

**Mahsulot tannarxini tashkil etuvchi komponentlarning nisbiy qiymatlari**

| Sarf turlari | Kimyo sanoati sohalari | | | |
|---|---|---|---|---|
| | Asosiy kimyo | Azot sanoati | Plastmas-salar | Bo'yoqlar,organik mahsulotlar |
| Xomashyo va materiallar | 55,5 | 31,2 | 71,5 | 61,4 |
| Yoqilg'i va energiya | 12,5 | 33,0 | 4,0 | 7,3 |
| Uskunalarni ekspluatatsiya qilish va ularni saqlash | 13,0 | 16,8 | 6,5 | 9,5 |
| Asosiy va qo'shimcha ish haqi | 3,8 | 3,7 | 4,3 | 4,4 |
| Sex, zavodga oid va boshqa sarflar | 15,2 | 15,3 | 13,7 | 17,4 |

Kimyoviy ishlab chiqarishlarda kapital sarflar orasidagi nisbatlar quyidagicha: mashinalar, uskuna va asboblar 30–40 %, bino va inshootlar – 50–55 %, transport vositalari – 3–4 % tashkil etadi.

Jadvaldan ma'lum bo'lishicha, sarflarning asosiy tashkil etuvchilari (xomashyo va materiallar, energiya, uskunalar) ishlab chiqarish turiga kuchli bog'liqdir. Bu sarf turlari bo'yicha sarf-xarajat miqdorlari xomashyoning konversiyalanish darajasi, jarayonlarning selektivligi va jadalligiga bog'liq bo'ladi. O'z navbatida, ushbu ko'rsatkichlar ayni berilgan KTS asosiga qo'yilgan, kimyoviy reaksiyalar termodinamikasi va kinetikasi xususiyatlari bilan bog'liqdir. Shunday qilib, jarayonni amalga oshirish uchun kerakli iqtisodiy sarflar bilan asosiy termodinamik va kinetik qonuniyatlar orasida chuqur bog'liqlik mavjudligiga ishonch hosil qilinishi mumkin.

Mahsulot tannarxining pasayishiga xomashyo va energiyaning arzonroq turlaridan foydalanish, jarayonlarning konversiyasini va selektivligini oshirish hisobiga sarf koeffitsientlarini kamaytirish, resurslarni rekuperatsiyalash hisobiga ulardan yanada to'liqroq foydalanish, yuqori unumdorlikda ishlovchi uskunalardan foydalanish va ishlab chiqarish bosqichlarini kamaytirish va h.k. yo'li orqali erishiladi. Bu masalalar, asosan, kimyoviy texnologik sistemaning sintez (tuzilishi) bosqichida hal etiladi.

## NAZORAT SAVOLLARI

1. Kimyoviy texnologik sistemani tahlil etish deganda siz nimani tushinasiz?
2. Texnologik apparatlar kimyoviy texnologik sistemaga birlashtiriliganda ularda qanday yangi xususiyatlar paydo bo'ladi?
3. Yakka tartibda ishlovchi texnologik apparat va texnologik sistemada ishlovchi texnologik apparatlarning optimal rejimlari mos tushadimi? Javobini izohlang.
4. Qanday texnologik sistemalar jarayon rejimining har turliligini, ba'zi rejimlarning cheklangan sohalardagina mavjud bo'lishini keltirib chiqarish mumkin? Jarayonlarning sxemalarini ko'rsating va bunday hodisalarning sababini tushintiring.
5. Xomashyo bo'yicha nazariy va haqiqiy sarf koeffitsientini aniqlang. Ularning farqlanish sabablari nimada?
6. Texnologik sistemaning issiqlik FIK qanday aniqlanadi? Ishlab chiqarishda issiqlik energiyasidan foydalanish samaradorligini baholashda uni aniqlash ziddiyati nimada?
7. Texnologik oqimning to'liq energiyasi nima? Uni tashkil etuvchilar nimalar va ular qanday aniqlanadi?
8. Issiqlik energiyasidan ishlab chiqarishda foydalanish samaradorligini aniqlash usullarini sistemaning issiqlik balansi (issiqlik FIK) va to'liq energiya balansi (to'liq energiya FIK) orqali solishtiring. Ushbu ikki yondoshishlarning prinspial farqlari nimada?
9. Texnologik jarayon samaradorligini baholashning eksergetik uslubining mohiyati nimada?
10. Texnologik eksergiya yo'qotishlari nima bilan bog'liq? Jarayonning issiqlik almashgich, reaktorda amalga oshishini misollar orqali tushuntiring.
11. Eksergetik tahlil asosida kimyoviy texnologik jarayon to'g'risida qanday axborot olinishi mumkin?
12. Kimyoviy ishlab chiqarish va kimyoviy texnologik jarayonning qanday ko'rsatkichlarini KTS balans hisoblari natijalaridan olish mumkin?

## 3.6. KIMYOVIY TEXNOLOGIK SISTEMA SINTEZI

### 3.6.1. Kimyoviy texnologik sistema sintezining vazifasi va uslullari

KTS sintezi yoki uning tuzilishi asosiy texnalogik operatsiyalarni aniqlash va ularning ketma – ketligi, apparatlarni tanlash va ular orasidagi bog'lanishlarni aniqlash, KTS funktsiya qilishining eng optimal shart-sharoitlarini ta'minlash uchun alohida apparat va sistemalarning texnologik rejimlari parametrlarini aniqlashda o'z aksini topadi.

Quyidagilar beriladi:

- ishlab chiqarilishi lozim bo'lgan mahsulotning turi va sifati;
- dastlabki moddalarning (xomashyo) turi, tarkibi va holati;
- xomashyoni maxsulotga aylantirish kimyoviy-texnologik jarayonlarining asosiy bosqichlari va ularning tavsiflari;
- kimyoviy texnologik jarayonni amalga oshirish uchun zarur bo'lgan apparaturaviy yechimlar.

**Quyidagilar aniqlandi:**

- xomashyoni mahsulotlarga aylantirish uchun KTS elementiga oid tarkibi (apparatlar, mashinalar, qurilmalar va h.k.);
- kimyoviy texnologik jarayon bosqichlarining ketma-ketligini va butun sistemaning ishlashini amalga oshiruvchi KTS elementlari orasidagi bog'lanish strukturasi;
- ishlab chiqarishning zarur ko'rsatkichlarini va uni samarali ishlashini ta'minlovchi alohida elementlar va butun sistemaning rejimlari.

Berilgan ta'rifuni ishlab chiqishning ilk bosqichlarida hosil qilingan va mana shu KTS da amalga oshirilishi kerak bo'lgan asosiy kimyoviy texnologik jarayon to'g'risida ma'lumotlar mavjudligini belgilaydi. Albatta, jarayonni avvaldan ishlab chiqish bo'yicha ma'lumotlarning o'zgartirilishi va ularga tuzatishlar kiritilishi va o'zgacha asosdagi KTS yaratilishi mumkin. Sistemani tuzib chiqishda alternativ – o'rnini bosuvchi xomashyodan yoki boshqa energiya manbayidan foydalanish masalalarini, jarayonning boshqacha bosqichlarini yoki

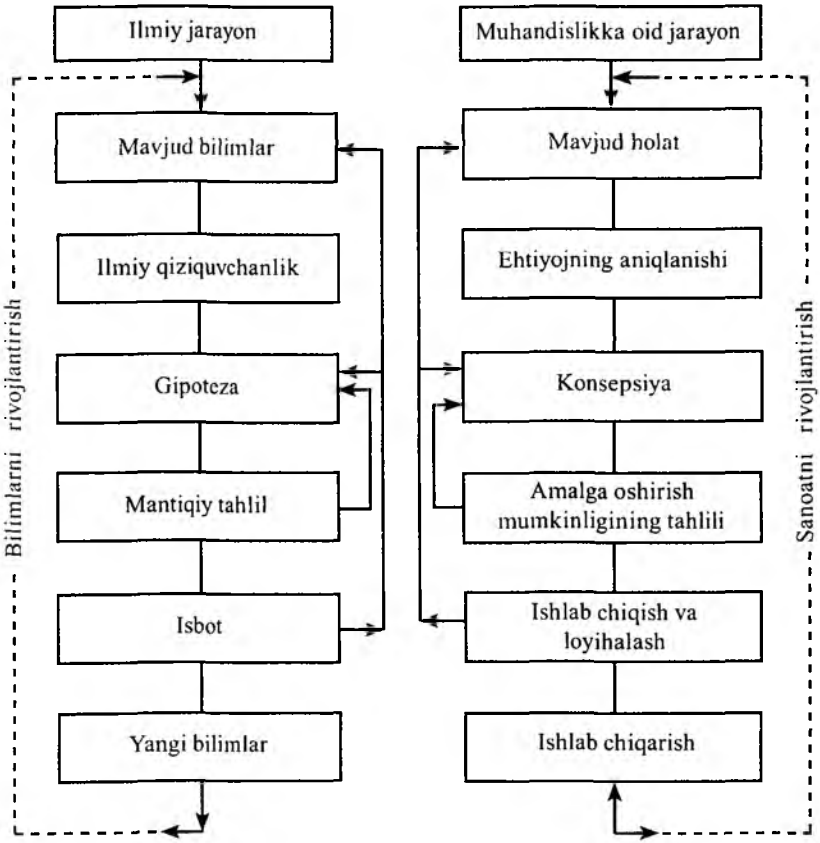
prinsip jixatdan boshqa apparatlarni taqozo etuvchi jarayonlarni ko'rib chiqish masalalarini ishlab chiqish mumkin. Boshqa tomondan KTS sintezi natijalari ishlab chiqarishni loyihalash uchun asos bo'lishi mumkin. Va bu yerda loyihalash bosqichida, uskunalar va ishlab chiqarishning boshqa tashkil etuvchilarining ishchi loyihalarini bajarishda yuzaga keluvchi talablarni qanoatlantiruvchi, boshqa KTS variantlarini ishlab chiqishni taqozo qilishi mumkin. Bu zaruriy uskunaning mavjudligi va uning narxi bilan, ishlab chiqaruvchi zavodning cheklangan yoki ularning keng imkoniyatlari bilan, uskunalarni tashish, qurilish–montaj ishlarining shart-sharoitlari, butun sistemaning ekspluatatsiya qilinishi bilan bog'liq bo'lishi mumkin.

Shunday qilib, KTS sintezi yanada yaxshiroq yechimlarni izlashni, eng yaxshi yechimlarni izlashda har bir qadamni chuqur o'ylagan holda masalaga yondoshishni talab etuvchi vazifa va jarayondir, yani KTS sintezi – ijod bilan bog'liq vazifa va jarayondir.

Quyidagi ikki jarayon – yangi bilimlar hosil qilinuvchi ilmiy va yangi ishlab chiqarishni yaratishdan iborat muhandislikka oid jarayonlarni solishtiramiz. 3.28. rasm.

Mantiqiy nuqtai nazardan qaraganda ular faqatgina bayon etilishi bilan farqli bo'lib, o'zi esa deyarli bir narsa bo'lib tuyuladi. Ikkala jarayonning yurituvchi kuchi bo'lib progress va rivojlanish hisoblanadi. Ilmiy va muhandislikka oid jarayonlarda bosqichlar o'xshash bo'lib, har qaysi bosqichda yechimlar izlash, to'g'ri yechimlar, qarorlar qabul qilish uchun bir-biriga qayta murojaat etish ular uchun xosdir. Albatta izlanish obyektlarining har qaysisining uslubiy va texnik bazalari turlicha, buning ustiga muhandislik jihatdan ishlab chiqish uchun vaqt cheklangan, qat'iy limitlangan. Ammo ikkala jarayonlarda ham yangilik ochish, yangi narsani yaratishda ilmu-fan nuqtai nazaridan yondoshish, chuqur fikrlashlar talab etiladi.

Muhandislikka oid jarayonning asosiy maqsadi – hayotiy muhim materiallarni yaratish va ularni ishlab chiqarishdan iborat. G'oyalarni asoslash va ularni ishlab chiqarishga tadbiq etish, so'zsiz, mahsulotni talabga muvofiq chiqarish va uni ishlab chiqarish samaradorligini ta'minlashni ko'zda tutibgina qolmay, balki uni ekologiya jihatdan zararsizligini va foydalanishdagi




*3.28-rasm.* KTS sintezi ijodiy jarayon.

qulayligini ko'zda tutadi. Shuning uchun ba'zi izlanishlar natijalari ma'lumotlarga ko'ra yangi jarayonni amalga oshirishning mumkinlik imkoni uni izlanish bosqichida 1–3 %, ishlab chiqarish bosqichida 10–25 %, tajriba – sanoat qurilmalarida chiqarish bosqichida 40–60% ni tashkil etadi. Jarayonni ishlab chiqarish sanoatini rassomning ijodi bilan solishtirish mumkin. Suratni chizishni rassom obyektning konturlarini tushurishdan boshlaydi. Muhandis-texnolog o'z vazifasini aynan o'xshash yechimlarni ko'rib chiqish va funksional sxemalar tuzishdan boshlaydi. Rassom obyektlarga detalar kiritib rang beradi. Muhandis-texnolog

ishlanmani miqdorlarga oid hisob – kitoblar bilan to'ldirgan holda apparaturalarga oid yechimlarni ishlab chiqadi. Rassom o'zi yaratayotgan suratga qarab, u insonlar sezgisiga, qalbiga tasir etishi to'g'risida fikrlaydi. Muhandis-texnolog ekspertiza o'tkazadi. Agar erishilgan narsa talab va ehtiyojlarni qondira olmasa – keyingi detallashtirish davom ettiriladi, aks holda boshqa yangi echimlar qidiriladi. Rassom bir detalni olib tashlab, boshqalarini qo'shadi. Muhandis-texnolog apparat va uzellarni almashtiradi. Rassom surat tuzilishini, uni bajarilish texnikasini boshqasi bilan almashtiradi. Muhandis-texnolog KTS strukturasini qayta joylashtiradi, ana'naviy bo'lmagan yechimlar izlaydi va ishlab chiqarishni yangilaydi. Ishlanmani takomillashtirish ijodiy jarayoni ish batomom tugagunicha davom etadi. Fundamental asoslarni bilgan holda va sodir bo'luvchi jarayonlarni chuqur bilgan holda yondoshish, matematik modellashtirish uslublari va muntazam ravishdagi taxlillar KTS yaratish jarayonini qisqartiradi. Adabiyotlarda qabul qilinuvchi yechim va qarorlarni muntazam ravishda yaxshilanib borishi «muhandislik uslubi» deb yuritiladi va bu ijodiy muhandislik jarayoni uchun juda mos keladi.

Sekin astalikda yechimga kelishga evolyutsion jihatdan yondoshish masalasini azot kislotasi ishlab chiqarish misolida ko'rib chiqamiz.

Xomashyo – ammiak va havo (havo kislorodi). Jarayonning borishida quyidagi o'zgarishlar sodir bo'ladi

Ammiakning oksidlanish ekzotermik reaksiyasi:

$$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O$$

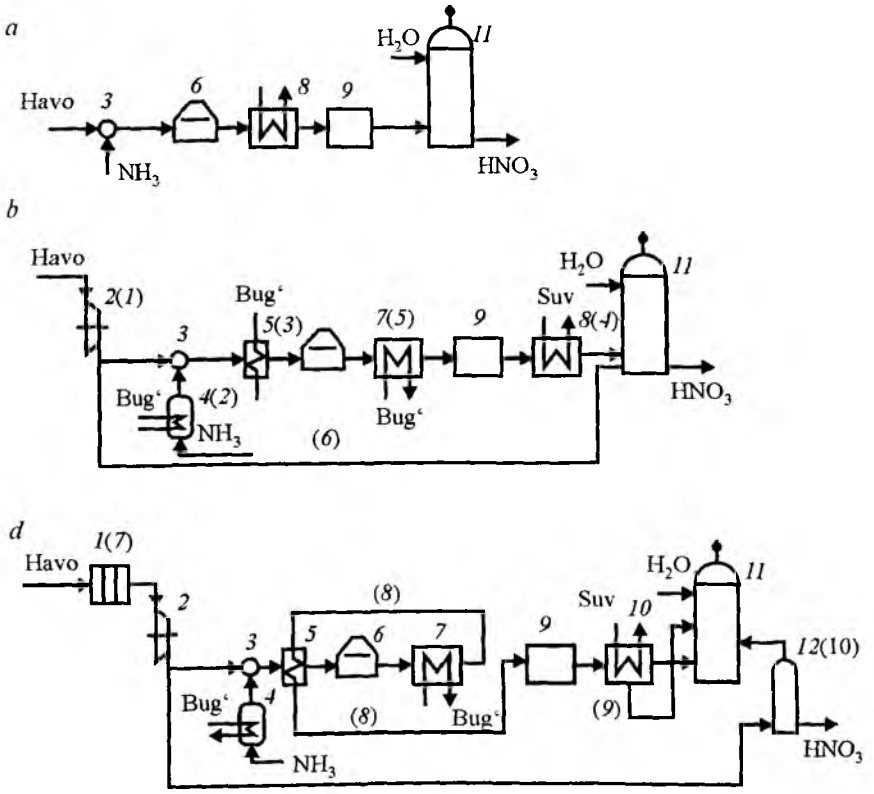
To'r sim ko'rinishidagi platina katalizatori ustidagi tashqi diffuzion sohada kechuvchi ushbu reaksiya 850–900°C haroratda, $NH_3$ – 10 % konsentratsiyada sodir bo'ladi.

Azot oksidining oksidlanishi $NO + 5O_2 = NO_2$ – ekzotermik, gazfazali, qaytar reaksiyadir.

Geterogen («gaz – suyuqlik») kimyoviy jarayon azot oksidini qushimcha tarzda oksidlanishi (absorbtsiya) bilan sodir bo'ladi.

$$2NO_2 + H_2O + 0{,}5O_2 = 2HNO_3$$

Birinchi bosqichda bayon etilgan o‘zgarishlar sodir bo‘luvchi elementlardan tashkil topgan KTSni ko‘rsatamiz (3.29-rasm, *a*). Ammiak adiabatik reaktorda oksidlanadi. Shundan so‘ng azot oksidi azot dioksidigacha to‘liqroq oksidlanishi uchun gazsimon komponentlar sovutiladi. Sxemaga bundan keyingi o‘zgarishlar sodir bo‘lishi uchun yana bir necha apparatlar kiritilgan.




***3.29-rasm.*** Azot kislotasi ishlab chiqrish bo‘yicha ishlanma tayyorlanishida KTS evolyutsiyasi (*a, b, d*):

*1* – havo filtri; *2* – kompressor; *3* – aralashtirgich; *4* – to‘g‘rilagich (o‘nglagich); *5* – issiqlik almashgich; *6* – reaktor; *7* – utilizatsiyalovchi qozon; *8* – sovutkich; *9* – oksidlovchi; *10* – sovutgich – kondensator; *11* – absorbtsion kolonna; *12* – oqlovchi kolonna.

Endi birlamchi «shtrixlar»ga yoki ishlanmaning «eskizi»ga tanqidiy nazar tashlashimiz mumkin. Olingan KTS ustida ekspertiza o'tkazamiz, va buning natjasida quyidagi tanbehlar yuzaga keladi.

1. Havo haydovchi uskunasiz havo o'zicha sistema ichiga kirmaydi.

2. Ammiak suyuq holda kiradi, past haroratda qaynovchi suyuqlikni dozirovkalash juda qiyin.

3. Ammiak – havoli aralashmani adiabatik qizdirish ~ 720°C, va jarayon haroratini 850–900°C etib ta'minlanishi uchun, reaktorga kirish chog'ida harorat kamida 130–180°C bo'lishi lozim.

4. NO oksidlanishi ekzotermik reaksiya bo'lib, gazning yuqori haroratda bo'lishi azot oksidlarining absorbtsiyasini yomonlashtiradi.

5. Ammiakni oksidlash reaktoridan so'ng chiquvchi yuqori haroratli gazlardan bug' olish bilan bog'liq ravishda bu issiqlikni utilizatsiyalash maqsadga muvofiq.

6. Ammiakni oksidlash reaktorida ammiak va kislorodning $NH_3 : O_2 = 1 : 1{,}8$ optimal nisbati o'rnatilgan, kislorodning jami sarfi bir hajm ammiakka ikki hajm kislorodni tashkil etadi [Q. Brutto – tenglamasi (3.14)], va dastlabki davrda havodagi ammiak 10 % bo'lishida kislorodning miqdori uchinchi reaksiyaning normal kechishi uchun yetarli emas.

Bu tanbehlar KTS ikkinchi variantida hisobga olingan bo'lib (3.29-rasm, *b*), sxemada birinchi variantga kiritilgan qo'shimchalar qalinroq chiziq bilan ko'rsatilgan (apparatlar va bog'lanishlar), qavslar ichida esa tanbehlar tartib raqamiga muvofiq keluvchi raqamlar qo'yilgan.

Keyingi ekspertiza yangi tanbehlarni namoyon etadi.

7. Katalizator ifloslanishlarga juda sezgir, havo esa tozalanmagan.

8. Alohida o'rnatilgan, dastlabki havoni isituvchi qurilma va nitroz gazlarni sovutuvchi qurilmani joylashtirishi ratsional emas.

9. Ammiakning oksidlanish reaksiyasi natjasida ko'p miqdorda suv hosil bo'ladi va absorbtsiya oldidan gazlar sovutilishida bu suv

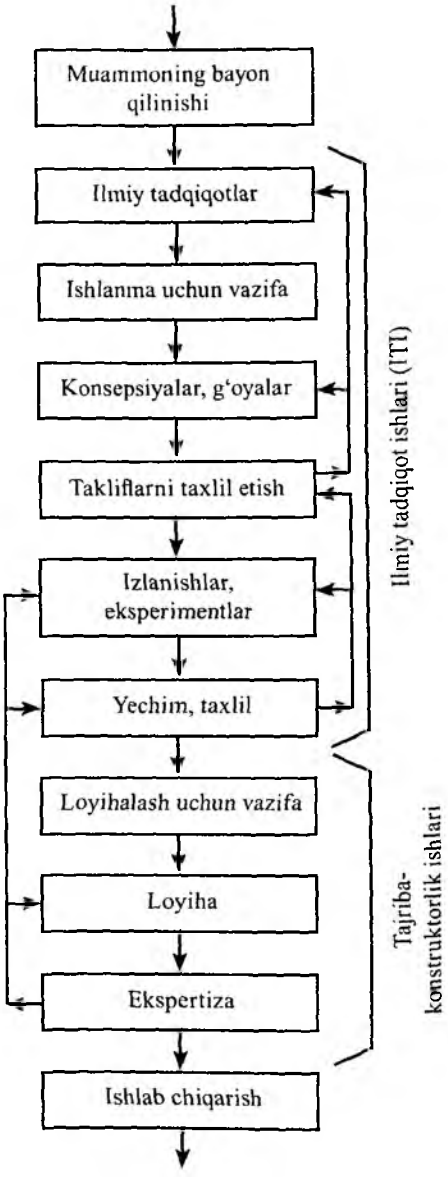
issiqlik almashgich ichida kondensirlanadi va qisman azot oksidlarini yutib nordon kondensat hosil qiladi.

10. Hosil bo'luvchi azot kislotasida azot oksidlarining ma'lum miqdori eriydi va bu uning sifatiga salbiy ta'sir ko'rsatadi Mahsulot sarg'imtir rangda bo'ladi va o'zidan azot oksidlarini ajratadi.

Uchinchi yechim (3.29-rasm, *d*) $HNO_3$ ishlab chiqarish KTS tashkil etilishini yanada yaxshilaydi. Bunday evolyutsion ishlanma barcha talablar qanoatlantirilishigacha davom etadi. Albatta ushbu misol juda sxematik tarzda bo'lib, ishlanma oxirigacha borilmagan haqiqiy reallik namoish qilinuvchi materialga qaraganda murakkabroq, ammo mantiq va ishlanmaning ishlanish san'ati ushbu misolda namoish etila olinadi.

3.30-rasmda sxema orqali keltirilgan sanoat ishlab chiqarish jarayoni ishlab chiqarish asosiy bosqichlarining umumiy yo'nalishi «muhandislikka oid uslub»ga mosdir. Bu sxema ishlarning haqqoniy, real strukturasini aks ettiradi, va ko'rsatilgan bosqichlar u yoki bu ko'rinishda jarayonni yaratish bo'yicha ish rejasiga kiradi va rejaviy farmoyishga oid hujjatlarning asosi bo'lib xizmat qiladi. Sxemaning ajratib ko'rsatilgan elementlari ikki guruhga bo'linadi: ilmiy tadqiqot ishlari (ITI) va tajriba-konstruktorlik ishlari (TKI). Sohaviy ilmiy tadqiqot va loyihalash institutlarida, yirik firma va korxonalarning muvofiq bo'linmalarida ishlarning bunday rivojlantirishi ularning tashkiliy yo'nalishi va faoliyatining asosi bo'lib xizmat qiladi.

Hisoblash texnikasi va hisoblash uslublarining hozirgi zamon darajasi KTS apparatlarining (elementlari) zaruriy ko'rsatkichlarini amalga oshirib boruvchi bog'lanishlarni tanlash muammosini yechishga qodir bo'lib ko'rinadi. Ammo bu real emas (hech bo'lmasa hozirda va yaqin kelajakda), chunki sistema uskunalar tarkibi bo'yicha (reaktorlar, absorberlar, nasoslar va h.k) juda ham xilma-xil bo'lib, oddiy tanlash variantlari juda ham ko'pdir, sistemaga qo'yiluvchi talablar va ko'plab ko'rsatkichlar ziddiyatlarga duch keladi. Muhandislik ishlanmalari asosida yaratilgan, kimyoviy texnologik jarayonlarga asoslangan va amalda tekshirib ko'rilgan qaror va yechimlardan foydalanilmasdan boshqa chora yo'qdir.




***3.30-rasm.*** Sanoat ishlab chiqarish jarayonining ishlab chiqish bosqichlari.

Bu yechim va qarorlar orqali KTS ma'lum ko'rsatkichlarning yaxshiroq qiymatlariga erishish, unga bo'lgan ma'lum talablar bajarilishi mumkin. Ular ichida xomashyo va energetik resurslardan maksimal tarzda foydalanish, chiqindilarni eng kam miqdaorga tushirish, uskunalardan samaraliroq foydalanish alohida o'rin tutadi. Bu talablar sintezning majburiy sharti bo'lgani uchun, ularni KTS yaratishning konseptsiyalari deb ataymiz. Tekshirilgan yechimlarga asoslangan amallar va algoritmlar yig'indisi yuqoridagi talablarni qondirish yuzasidan KTS sintez qilishda muvaffaqiyatli qo'llanilishi va amalga oshirilishini hisobga olgan holda buni evristikalar deb ataymiz. Ular yechimlar qidirish samaradorligini oshirishga, mavjud tajribalardan foydalanish va kelgusida tajriba to'plash imkonini beradi. Ulardan eng ko'p tarqalganlarini bundan keyingi bandlarda ko'rib chiqamiz.

### 3.6.2. Xomashyo resurslaridan to'liq foydalanish konseptsiyasi

Ko'pchilik ishlab chiqarishlarda xomashyoga bo'lgan sarf-xarajatlar mahsulot tannarxining salmoqli qismini tashkil etadi (3.3-jadval). Xomashyo resurslaridan yanada to'liq foydalanish konseptsiyasi xomashyoni foydali mahsulotga maksimal aylantirishga qaratilgan.

**Jarayonning tanlanishi** – xomashyo resurslaridan foydalanishni yaxshilashning eng muhim usulidir. Buni xlorvinil olish misolida ko'rib chiqamiz. Xlorvinil ikki bosqichda olinadi. Avval etilen xlorlanadi, so'ng hosil bo'lgan dixlor etan piroliz qilinadi:

$$CH_2=CH_2+Cl \xrightarrow{\text{katalizator}} ClCH_2CH_2Cl \xrightarrow{\text{qizdirish}} CH_2=CHCl$$

Bosqichlar har qaysisining tanlovchanligi ~95 % miqdorni tashkil etadi. Hosil bo'luvchi HCl chiqindi hisoblanadi. Etilen bo'yicha xlorvinilning chiqishi 90 %, ikkinchi dastlabki modda – xlor bo'yicha 50 %.

Bir bosqichli oksidlanishga oid gidroxlorlash sxemasiga reaksiyaga kirishuvchi material bo'lmish $Cl_2$ ni boshqasi, yani HCl bilan almashtiramiz. Bu quyidagi tenglama orqali ifodalanadi:

$$CH_2 = CH_2 + HCl + O_2 \xrightarrow{\text{katalizator}} CH_2 = CHCl + H_2O$$

Bunda tanlovchanlik 95% bo'lib, ikkala dastlabki komponentlar bo'yicha 95% mahsulot chiqishiga olib keluvchi jarayonga erishildi.

Reagentlardan birining ko'p miqdorda bo'lishi va uning ancha arzon va topilishi qulay bo'lishi, shuningdek uni jarayonga qaytarish imkoni xomashyo resurslaridan foydalanishni yaxshilash masalasini hal qiladi.

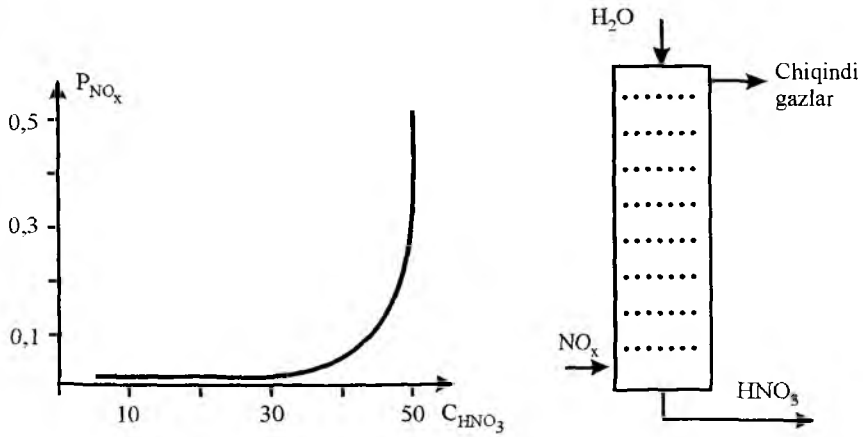
1. Termodinamik omil, qachonki bir reagentning ko'pligi boshqasining maksimal, muvozanat tarzda hosil bo'lishini ko'paytiradi. Metanning bug'li konversiyasida $CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$ reagentlarning stexometrik nisbati $CH_4 : H_2O = 1:1$. Sanoat ishlab chiqarish sharoitlarida ($R = 30$ atm, $T = 900°C$) ko'rsatilgan tarkibdagi aralashma uchun metanning o'zgarishining muvozanat darajasi 0,58. $CH_4 : H_2O = 1:4$ nisbatda bo'lishida ($H_2O$ to'rt barobar ortiqligi) $x_R = 0,92$. Mana shu nisbatdan sanoatda foydalaniladi.

2. Kinetik omil kechuvchi jarayonning mexanizmi va kinetikasining o'ziga xos xususiyatlariga bog'liq. Ammiakning oksidlanish reaksiyasida $4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O$ reagentlarning stexiometrik nisbati $O_2 : NH_3 = 1,25$. Reaksiya tashqi diffuzion sohada kechadi va ammiakni olib o'tilishi bilan limitlanadi – yuzada uning konsentratsiyasi kam. Reagentlarning stexiometrik nisbatida ammiakning havo bilan aralashmasi 14 % $NH_3$ va 17,5 % $O_2$ tashkil qiladi. Faraz qilaylik, tashqi diffuzion rejimda ammiakning o'zgarish darajasi katalizator yuzasida $x_p = 0,99$. Reagentlarning ustki yuzaki konsentratsiyalari taxminan bir xilda:

$C_{NH_3,P} = 14 \cdot (1 - 0,99) = 0,14\%$, $C_{O_2,P} = 17,5 - 12,5 \cdot (14 \cdot 0,99) = 0,17\%$ va bunday sharoitlarda $NH_3$ asosan $N_2$ gacha oksidlanadi. Ammiakni katalizator ustidan siqib chiqaruvchi kislorod miqdori ortiqcha bo'lishi zarur, shunda afzallik bilan NO gacha oksidlanish jarayoni kechadi. Agar $O_2 : NH_3 = 1,8$ nisbatdan foydalanilsa, yani ammiak – havoli aralashma 10% $NH_3$ va 18% $O_2$ iborat bo'lsa, bu holatda katalizator yuzasi ustidagi reagentlar konsentratsiyasi boshqacha bo'ladi: $C_{NH_3,P} = 10 \cdot (1 - 0,99) = 0,1\%$, $C_{O_2,P} = 18 - 1,25 \cdot (10 \cdot 0,99) = 5,6\%$. Kislo-

rod konsentratsiyasi yuza ustida ammiak konsentratsiyasidan deyarli ikki barobar yuqori bo'ladi, bu esa ammiakning tanlovchanlikka oid oksidlanishini ta'minlaydi. Aynan mana shu ammiak – havo aralashmasida $NH_3$ miqdori 10 % bo'lishini ta'minlaydi.

**Qarama-qarshi tutash fazalar** olib o'tishning maksimal *yurituvchi kuchini ta'minlovchi* mashhur yechim bo'lib, uning keng tarqalgan misoli bo'lib issiqlik almashlagich ichida issiqlik tutuvchilarning qarama-qarshi harakati tashkil etilishidan iborat. Boshqa bir misol – azot oksidlarining absorbtsiyasini ko'rib chiqamz. 3.31-rasm, *a* da azot oksidlarining $HNO_3$ eritmasi ustidagi muvozanatdagi parsial bosimlarning bog'liqligi ko'rsatilgan. Oksidlar maksimal tarzda yutilishi uchun, qaysiki bunga ularning minimal bosimiga erishiladi, suyuq faza kuchsiz nordon bo'lishi lozim. Bu fazalarning qarama-qarshi harakati asosida ishlovchi absorberda amalga oshiriladi (3.31-rasm, *b*). Absorberning suv beruvchi yuqori qismida, kislotaning konsentratsiyasi minimal va chiquvchi gazlar uncha ko'p bo'lmagan miqdorda azot oksidlariga ega bo'ladi. Bu yerda yutilish deyarli to'liq amalga oshadi. Bunday hodisadan barcha sorbsion jarayonlarda foydalaniladi.




***3.31-rasm.*** $HNO_3$ eritmasi ustidagi azot oksidlarining muvozanatda bo'lgan parsial bosim $NO_x(P_{NO_x})$ning uning konsentratsiyasi ($CH_{NO_3}$) ga (*a*) bog'liqligi va adsorbsion kolonna (*b*) sxemasi.

**Fraktsion retsikldan** dastlabki reagentlarning boshqa ko'rinishga to'liq ravishda o'tmasligida foydalaniladi. Reaktordan keyin joylashgan ajratish sistemasida, reaksiyaga kirishmay qolgan reagentlar ajraladi va qayta ishlov uchun yuboriladi. Fraktsion resikldan foydalanuvchi jarayonlarga tipik misol sifatida ammiakni sintez qilinishini keltiramiz. Bunda ammiak kondensatsiyasi va separatsiyasidan keyin qolgan azot-vodorodli aralashma qaytadan sintez reaktoriga yuboriladi (3.5, 3.6-rasmlar). Yana boshqa bir misol: neftkimyo sintezining ko'pgina jarayonlari xilma xil mahsulotlar hosil bo'lishi bilan tavsiflanadi. Ular ko'p kolonnali sistemalarda ajratib olinadi, reaksiyaga kirishmay qolgan komponentlar yangi aralashma bilan birga sistemaga qaytariladi. Jarayonni bunday tashkil qilinishida reaktordagi reagentlarning to'liq holda o'zgarmasligida sistemada dastlabki komponentning umumiy o'zgarishi to'liq bo'ladi.

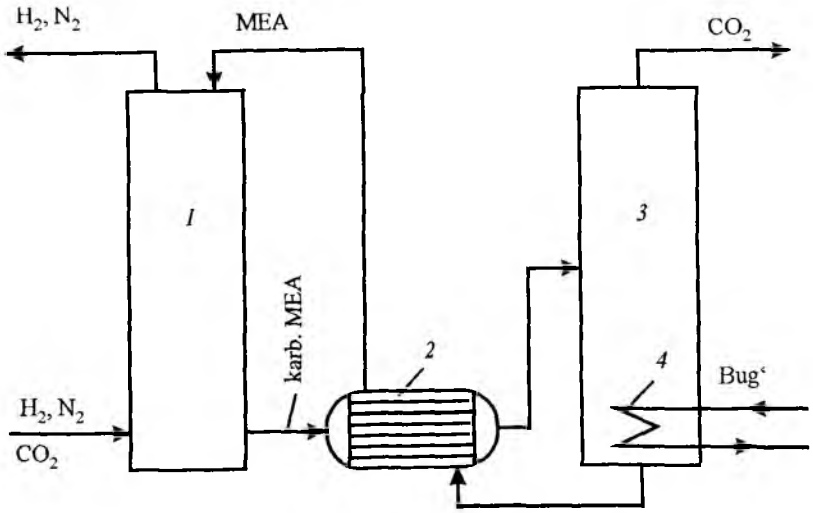
**Retsiklli regeneratsiya** yordamchi – qo'shimcha materiallarning uni jarayonga qaytarilishidan keyin regeneratsiyalanishidan iborat. Masalan, azot – vodorodli aralashmani $CO_2$ dan tozalash sxemasida ammiak ishlab chiqarishda monoetanolamin (MEA) yutuvchidan foydalaniladi. $CO_2$ ni MEA eritmasi bilan absorbtsiyalanishidan so'ng MEA qizdiriladi va desorberga yuboriladi (3.32-rasm). Undan $CO_2$ ajralib chiqadi va regeniratsiyalangan eritma absorbtsiyaga qaytariladi.

Etilbenzolni stirolga degidratlanish mahsulotlarini rektifikatsiyalash tizimida (3.33-rasm) mahsulotni haydash kolonkasiga uning polimerlanishining oldini olish uchun elementar oltingugurt qo'shiladi. Shunday bo'lsada, qisman polimerlanish sodir bo'ladi. Uning mahsulotlari oltingugurt bilan retifikatsiyaning kubli qoldiqlarida to'planadi (PKQ). Oltingugurt uglevodvrodli muhitda eritish orqali regeneratsiya qilinadi, keyinchalik esa uni 5–10°C gacha sovutish bilan kristallga o'tkaziladi. Polimer mahsulotlaridan yuqori haroratlar (400–450°C) ostida termodestruktsiyalash (mono-

merizatsiya) bilan stirol regeneratsiyalanadi. Bunday jarayonda oltingugurt va stirolning regeneratsiyalanishi 90–95 % gacha etadi.

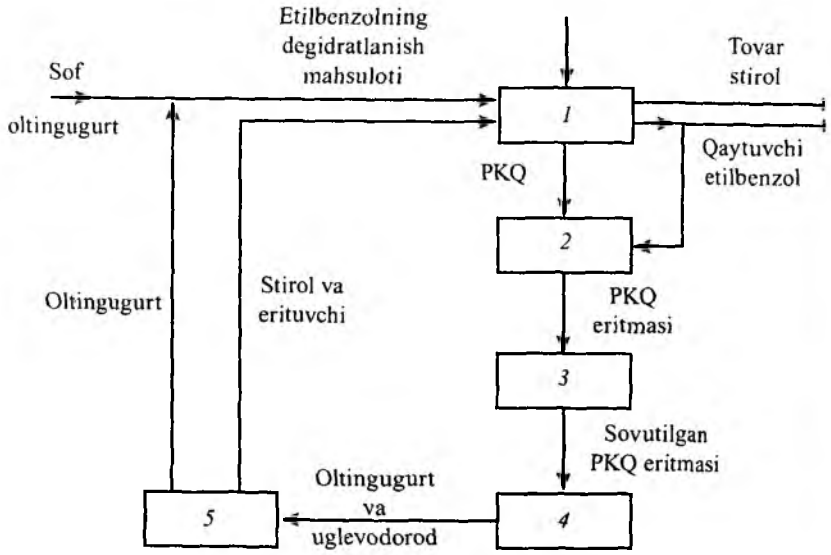
**Chiqindilarni utilizatsiyalash** qo'shimcha ravishda foydali mahsulot olishga imkon beradi, bunday mahsulotlar esa asosiy maqsaddagi mahsulot bilan doimo hosil bo'ladi, ular ko'pincha reaksiyaga kirishmay qolishidan va xomashyodagi aralashmalardan ham hosil bo'ladi.

Ammiak ishlab chiqarishda havodan azot manbayi sifatida foydalaniladi. Uning bilan birga azot-vodorodli aralashmaga havoda mavjud bo'luvchi argon ham tushib qoladi. Ammiakni sintez qilish bosqichida azot – vodorodli aralashmani fraktsion resikllash amalga oshiriladi (3.5, 3.6-rasmlar).




***3.32-rasm.*** Azot-vodorodli aralashmadan $CO_2$ ni ajratib olinish texnologik sxemasi:

*1* – absorbsion kolonna; *2* – rekuperativ issiqlik almashgich; *3* – desorbsion kolonna; *4* – isitgich; *5* – MEA – monoetanolamin; Karb. *MEA* – karbonizatsiyalangan monoetanolamin.




***3.33-rasm.*** Reagentlarni regen eratsiyalash bilan stirol ishlab chiqarish sxemasi: *1* – rektifikatsiya; *2* – etilbenzolda rektifikatsiya kubli qoldiqlarining (PKQ) erishi; *3* – oltingugurtni sovutish va kristallga o'tkazish; *4* – oltingugurtni filtrlash; *5* – PKQ ni monomerlash.

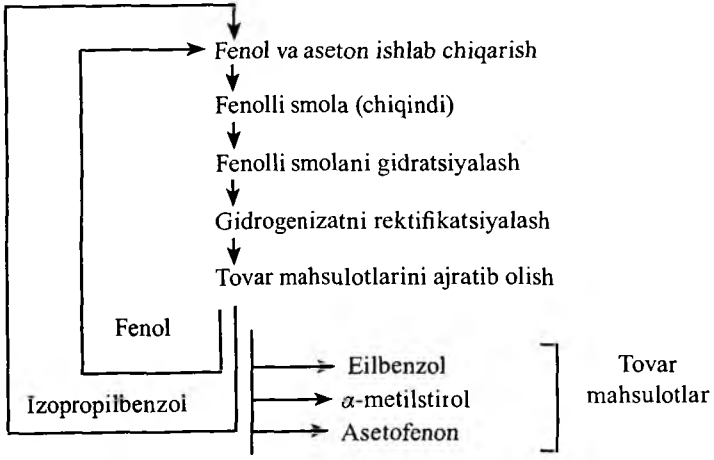
Argon ammiak bilan birga chiqmaydi va sirkulyatsiyalanuvchi oqimda to'planadi. Uning ko'payib ketishining oldini olish uchun oqimning bir qismini chiqarib tashlashga to'g'ri keladi. Chiqib ketuvchi gazdagi argonning miqdori havodagiga qaraganda ancha yuqori bo'lgani uchun qo'shimcha qimmatli mahsulot olish imkoni hosil bo'ladi.

Ekstraksion fosfor kislotasi ishlab chiqarilishida appatit mineral hosil qiluvchilardan $CaSO_4$ ko'rinishidagi fosfogips deb ataluvchi ko'p chiqindilar to'planadi. Ko'pincha bu chiqindilar juda katta maydonlarni ishg'ol qiladi. (1 t mahsulot olish uchun 2.5 t. dan appatit sarflanadi.) Tibbiy xomashyodan farqli ravishda, fosfogips birmuncha ifloslangan boshqacha kristall panjara strukturaga ega. Ushbu chiqindini qayta kristallga tushirish va bug'lash turli-tuman qurilish materiallari olish imkonini beradi, apatitning deyarli hammasi foydali mahsulotga aylantiriladi (fosfogipsni qayta ishlashsiz 38% o'rniga).

Kumol usulida fenol va aseton ishlab chiqarish izopropilbenzol, izopropilbenzol gidroperoksidi va bulardan oxirgisini fenol va asetonga kislotali parchalanish kabi ketma-ketlikdagi sintez bosqichlarini o'z ichiga oladi:

$$C_6H_6 + CH_3CH=CH_2 \xrightarrow{AlCl_3} C_6H_5-CH(CH_3)_2 \xrightarrow{O_2} C_6H_5C(CH_3)_2 \xrightarrow{H_2SO_4}$$
$$\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\quad |$$
$$\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\quad OOH$$
$$C_6H_5OH + CH_3COCH_3$$

Bu o'zgarishlar ma'lum miqdorda 1 t fenolga 100–200 kg fenolli smola hosil bo'lishi bilan sodir bo'ladi (ishlab chiqarish chiqindisi). Fenolli smola tarkibidagi qimmatli komponentlarning ko'plarini qo'shimcha tovar mahsulotiga qayta ishlanishi yoki ular asosiy texnologik jarayonda qo'llanilishi mumkin bo'ladi:




Fenolli smolani utilizatsiyalash 85 % gacha qimmatli kimyoviy mahsulotlarni ajratib olishga imkon beradi. Yuqoridagi sxemada shuningdek, izopropilbenzol bo'yicha fraktsion retsikl ham mavjud.

**Alternativ xomashyo.** Qaytadan ishlanmaydigan xomashyodan foydalanish, yanada to'liqroq foydalanish usullarini izlash bilan chegaralanib qolmay, uni boshqa turdagi xomashyo bilan

almashtirishga majbur qiladi, shuning uchun xomashyo manbalarini kengaytirish yo'nalishlaridan biri boshqa ishlab chiqarish chiqindilardan foydalanish masalalari bo'lsa, boshqasi esa birlamchi xomashyoning boshqa, o'xshash manbalarini izlab topishdan iborat.

Neft-kimyo sanoati uchun xomashyo olish, asosan, neftni qayta ishlashning ikki eng tarqalgan jarayoniga asoslanadi, ularning biri termik piroliz (etilen va boshqa quyi olefinlar), ikkinchisi katalitik riforming (benzol va boshqa aromatik uglevodorodlar). Neftni qayta ishlash shuningdek, motor yoqilg'isi (benzin, dizel' yoqilg'isi va h.k.) kabi boshqa muhim mahsulotlarni ishlab chiqarilishini ta'minlaydi. Neft zahiralarining nisbatan cheklanganligi, yangi ochiladigan neft konlaridan olinuvchi xomashyo sifatining pasayishi, ularni qazib chiqarish sarflarini ko'payishi, motor yoqilg'ilari va organik sintez mahsulotlarini olish uchun neftning strukturasini o'zgartirish va uni diversifikatsiyalash shartini qo'yadi. Bu jihatdan ko'mir kelajak istiqbolini belgilaydi.

Ko'mir eng ko'p tarqalgan, o'zida uglerod tutuvchi foydali qazilmadir. Neft o'rnini bosuvchi xomashyo manbayi bo'lgani uchun oxirgi yillarda ko'mirga bo'lgan qiziqish ortib bormoqda. Ko'mirni suyuq uglevodorod va yoqilg'iga aylantirish uslublari ma'lum. Ko'mirni gidrogenizasiyalash va uni CO va $H_2$ ga uglevodorodlarni keyingi katalitik sintez qilish bilan gaz holatiga o'tkazish katta ahamiyat kasb etadi.

Sintez – gazni qayta ishlashning ikki asosiy yo'nalishi mavjud. Birinchisi – sintez gazni etilen va boshqa uglevodorodlarga aylantirish bo'lib, ular o'z navbatida sanoat uchun muhim kimyoviy mahsulotlarga qayta ishlanishi mumkin. Ikkinchi yo'nalish – sintez gaz yoki metanolni organik sintezning ma'lum maqsaddagi mahsulotga to'g'ridan-to'g'ri aylantirishdir.

Motor yoqilg'isi va organik sintez uchun xomashyo shuningdek, bituminoz neftlar, slanetslar va tabbiy gazdan olinishi mumkin.

### 3.6.3 Kombinatsiyalashgan va balanslangan kimyoviy texnologik jarayonlar, xomashyodan kompleks foydalanish

**Kombinasiyalashgan ishlab chiqarish** (kimyoviy texnologik sistema) bir yoki bir necha mahsulotni ishlab chiqarish uchun o'zaro bog'liq texnologik jarayonlardan iboratdir. Bundan KTS uchun xos bo'lgan misol – korbamid $CO(NH_2)_2$ va ammiakni $NH_3$ birgalikda ishlab chiqarishidir. Bulardan birinchi mahsulot $NH_3$ ni $CO_2$ bilan o'zaro ta'sir ettiri olinadi:

$$CO_2 + 2NH_3 = CO(NH_2)_2 + H_2O,$$

Shuning bilan birga dastlabki xomashyolarning ikkalasi ham o'zlarining kimyoviy sxemalariga ko'ra ammiak ishlab chiqarishda hosil bo'ladi

$$CH_4 + 2H_2O = CO_2 + 4H_2$$

$$3H_2 + N_2 = 2NH_3$$

1 mol $CH_4$ dan 1 mol $CO_2$ va $^8/_3$ mol $NH_3$ hosil bo'ladi. 1 mol karbamidni hosil qilish uchun 1 mol $CO_2$ va 2 mol $NH_3$ sarflanadi.

Shunday qilib, 1 mol $CH_4$ gazidan 1 mol karbamid va $^2/_3$ mol ammiak olinishi mumkin. Texnologik jarayonlarning ikkisi ham nafaqat $CO_2$ va $NH_3$ uzatish linyalari bilan, balki boshqa yordamchi bog'lanishlar, materiallar va energetika bilan bog'liqdir. Tushunarliki, ikki alohida KTS tashkil etilishi ham mumkin, ular birining mahsuloti ikkinchisi uchun xomashyo bo'lishi mumkin. Bu yerdan kombinatsiyalashgan ishlab chiqarish bilan alohida ishlab chiqarishlarning ketma – ketligi orasidagi chegaraning shartli ekanligi kelib chiqadi.

Kombinasiyalashgan ishlab chiqrishlarni ikki turga ajratish mumkin.

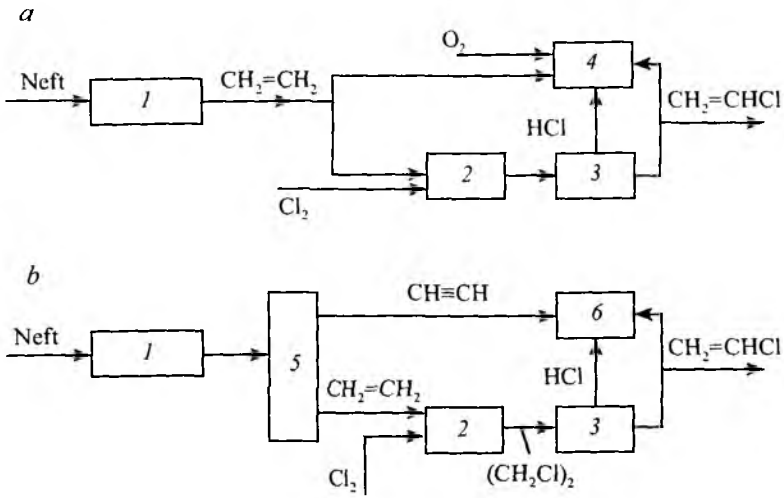
Birinchisi, yuqorida bayon etilganlarga o'xshash ikki yoki undan ortiq mahsulot ishlab chiqarish uchun bir-biri bilan bog'langan KTS dan iborat.

Ikkinchi turi – bir turdagi mahsulot ishlab chiqaruvchi turli o'zaro bog'liq kimyoviy texnologik jarayonlar yoki KTSni kombinatsiyalantirish orqali hosil qilingan. Masalan, xlorvinil ishlab chiqarishda dastlabki xomashyo etilen bo'lib, naftni pirolizlash orqali olinadi, asosiy jarayon bo'lib esa etilenni xlorlash hisoblanadi. Ishlab chiqarishni kombinatsiyalashning ikki usulini taklif etish mumkin.

Birinchi usul: etilenni ikki oqimga bo'lish va ulardan birini xlorlash kerak, bunda ajralib chiquvchi vodorod xloridni etilenni xlorvinilgacha oksidlashga oid gidroxlorlashga yuboriladi (3.34-rasm, *a*).

Ikkinchi usul: bir xil miqdorda etilen va asetilen olinishi mumkin bo'lgan piroliz sharoitlarini o'zgartirishga asoslangan. Etilen xlorvinilgacha xlorlanadi, ajralib chiquvchi HCl esa xlorvinil olishga olib keluvchi, asetilenni gidroxlorlash uchun yo'naltiriladi (3.34-rasm, *b*) Ikkala variantlarda ham komponentlarning biri bo'lmish xlorning sarfi deyarli ikki barobar kamayadi. Bir-biri bilan o'zaro bog'langan kimyoviy-texnologik jarayonlarning bunday kombinatsiyalanishida o'sha mahsulotning o'zi olinadi. Ushbu sistemalarning o'ziga xos xususiyatlari xomashyodan to'liq tarzda foydalanishni ta'minlash uchun jarayonlarni dastlabki va oraliq moddalar bo'yicha balanslash zaruriyatidan iborat. Birinchi holda (3.34-rasm, *a*) jarayonni xlor bo'yicha balanslash lozim. Bu shuning uchun qilinadiki, etilenning oksidlashga oid xlorlashda, etilenni to'g'ridan – to'g'ri xlorlanishida qancha HCl hosil bo'lsa, shuncha HCl iste'mol qilinishi ta'minlanishi lozim.

Ikkinchi holatda (3.34-rasm, *b*) naftani pirolizlashda xlor bo'yicha ham, etilen: asetilen nisbati bo'yicha ham balanslash lozim. Shunday tashkil etilgan jarayon shuningdek, balanslashtirilgan kimyo-texnologik jarayon deb aytiladi.




***3.34-rasm.*** Ikki turdagi karbonizatsiyalashgan ishlab chiqarish asosida xlorvinil olish sxemasi:

*1* – piroliz; *2* – etilenni xlorlash; *3* - dixloretan pirolizi; *4* – etilenni oksidlashga oid gidroxlorlash; *5* – ajratish; *6* – asetilenni gidroxlorlash.

Ishlab chiqrishni kombinatsiyalashning yanada yuqori darajada bo'lishini ta'minlovchi tutash, berk ishlab chiqarishdir. Bunda kelayotgan xomashyodan faqat foydali, iste'mol qilinuvchi mahsulot va boshqa ishlab chiqarishlar uchun yarim mahsulotlar hosil qilinishi mumkin bo'lar edi. Bunda yordamchi materiallar va kimyoviy texnologik jarayonlarning hosil bo'luvchi chiqindilaridan jarayonni ta'minlash uchun to'liq foydalaniladi. Biroq, tutash, berk ishlab chiqarishning talabiga to'liq javob beruvchi ishlab chiqarish hozirda amalda mavjud emas.

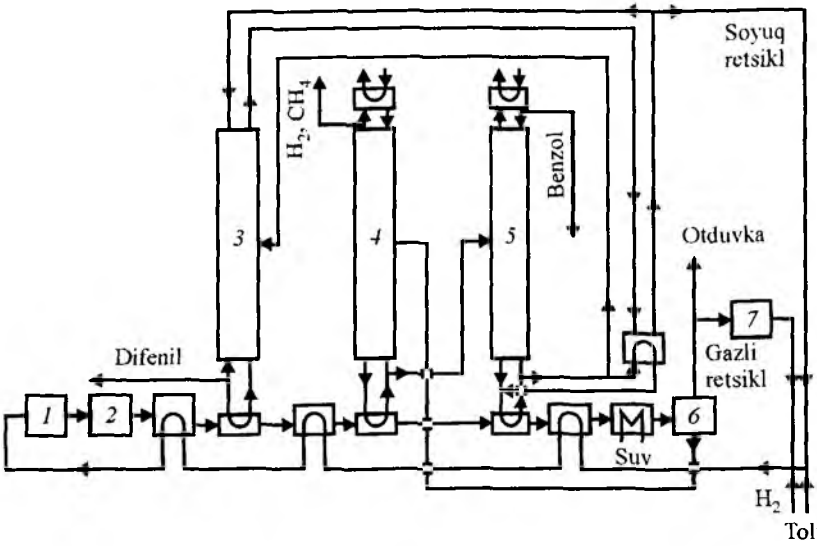
Qoidaga ko'ra, tabiiy xomashyoning asosiy manbalari kerakli komponentdan tashqari boshqa qimmatli moddalarga ham ega. Masalan, temir rudasida ko'pincha mis, titan, vanadiy, kobalt, rux, fosfor, oltingugurt, qo'rg'oshin va boshqa kam uchraydigan elemenlar ham mavjud bo'ladi. Yarim metal rudalarda 50 dan ortiq qimmatli elementlar, shu jumladan: qalay, mis, kobalt,

volfram, molibden, kumush, oltin, platina guruhi metallari mavjud bo'ladi. Ko'pincha birgalikda uchraydigan elementlar asosiysiga nisbatan kattaroq qiymatga ega bo'lgani sababli ishlab chiqarish tashkil etiladi. Tabbiy gazda azot, geliy, oltingugurt, gaz kondensati tarkibida esa – metan gomologlari mavjud bo'ladi. Neftlarda oltingugurtning turli birikmalari mavjud bo'ladi va ularga boshqa gazlar hamrohlik qiladi va bu gazlarning tarkibiga qimmatli uglevodorodlar kiradi, shuningdek qatlamlararo suvlar tarkibida yod, brom, bor elemetlari mavjud bo'ladi. Xomashyoning moddalarga oid potensialidan to'liq foydalanish bir KTS ning chegaralari tashqarisida bo'lib, sanoatning ko'p sohalari tomonidan ta'minlanuvchi xomashyo resurslarini kompleks qayta ishlanishidagina amalga oshirilishi mumkin bo'ladi.

### 3.6.4. Energetik resurslardan to'liq foydalanish konsepsiyasi

Energetik resurslardan to'liq foydalanish konsepsiyasi energetik va issiqlik resurslari sarfini mumkin qadar minimal miqdorga kamaytirish, ulardan jarayonlarda maksimal tarzda foydalanishga qaratilgan

**Issiqlik va energiyani regeneratsiyalash.** Bir qator holatlarda jarayonni o'tkazish uchun oqimni isitish, so'ngra esa uni sovutish zarur bo'ladi. Buni ratsional ravishda: kiruvchi oqimni chiquvchi oqimning issiqligi orqali isitish bilan hal etish mumkin. Bunday sxema 3.2-rasm (*8*) da sirkulyatsion ko'rinishda berilgan edi. Bunday yechimga erishishda ekzotermik reaksiyaning kechishi holatida yaxshi natijalar hosil qilinishi mumkin. Issiqlik regeneratsiyasining shunga aynan o'xshash turi sanoatda keng tarqalgan. 3.35-rasmda toluolni issiqlikni maksimal regeneratsiyalash orqali gidrodealkillash sxemasi ko'rsatilgan. Reaktordan chiquvchi issiq gazlardan ajratish kolonnalari qaynatgichlarda va reaksion aralashmani dastlabki tarzda isitishda foydalaniladi.

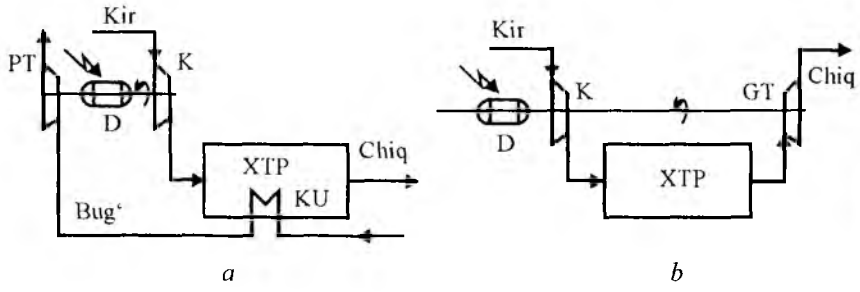



*3.35-rasm.* Toluolni issiqlikni maksimal regeneratsiyalash orqali gidrodealkillashning kimyoviy texnologik sxemasi:
*1* – pech'; *2* – reaktor; *3* – toluolli kolonna; *4* – stabilizatsiyalovchi kolonna; *5* – benzolli kolonna; *6* – fazalarni ajratuvchi qurilma; *7* – kompressor.

Bug' ko'rinishida utilizatsiyalash qozonida regeneratsiyalangan issiqlikdan shu ishlab chiqarishning bug' turbinalarini harakatga keltiruvchi qismi uchun energiya olib yuruvchi sifatida yoki shu ishlab chiqarishning o'zida texnologik maqsadlarda foydalanish mumkin (3.36-rasm, *a*).

Energiyani regeneratsiyalash bosim ostida bo'luvchi jarayonlarda amalga oshiriladi. Dastlabki gaz kompressorda siqiladi va texnologik apparatlarga yuboriladi. Siqilgan gazning qolgan qismi kompressor bilan bir valda joylashgan turbinaga yo'naltiriladi. Bunda kompressorni harakatga keltirish qismi uchun energiya sarfi sezilarli kamayadi (3.36-rasm, *b*).

**Issiqlik va energiyani utilizatsiyalash oqimi** issiqligidan (energiyadan) ushbu ishlab chiqarishdan boshqa joyda foydalanuvchi issiqlik (bug', issiq suv), elektr va boshqa energetik resurslarni ishlab chiqarishda foydalanishdan iboratdir. Kimyoviy texnologik jarayonni ta'minlash uchun foydalaniluvchi, kimyo ishlab chiqa-

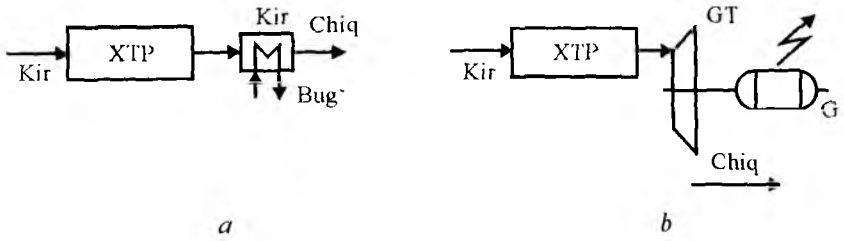



***3.36-rasm.*** Gaz va bug' turbinalaridan keluvchi issiqlik (*a*) va energiya (*b*) ni kompressorning qo'shimcha harakatga keltirish qismi uchun regeneratsiyalash sxemasi:
K – kompressor; D – asosiy elektr harakat qismi (avigatel); GT va PT – gaz va bug' turbinalari; KU – utilizatsiya qozoni; XTP – kimyoviy texnalogik jarayon (KTJ).

rish energiyasining katta qismi texnologik oqimlar energiyasi ko'rinishida qoladi, qolgan qismi endotermik jarayonlarni amalga oshirish uchun iste'mol qilinadi va tashqi muhitda yo'qoladi.

Boshqa tomondan ekzotermik jarayonlarning (reaksiyalar) kechishi chog'ida shuningdek, energiya ajralib chiqishi mumkin. Shunday qilib qolgan va ishlab chiqilgan energiyadan utilizatsiyalovchi qozonlarda bug' hosil qilish uchun (3.37-rasm, *a*), bosim energiyasidan esa elektrogenerator harakatga keltirish qismi uchun foydalanish mumkin (3.37-rasm, *b*). Bunday oqimlar ma'lum energiyaga ega bo'lib, «ikkilamchi energetik resurslar» hisoblanadi. Ular sanoat ishlab chiqarishida salmoqli rol o'ynaydi.

**Energiyaning alternativ manbalari.** Energiyaning an'anaviy foydalanish manbalaridan (bug', issiqlik tashigichlar, elektr energiyasi) tashqari, oxirgi vaqtlarda tez yangilanuvchi va yanada arzonroq, masalan atom qozonlarining issiqligi (radiofobiyaga nisbatan hozirgi zamon tendensiyalariga qaramay) quyosh energiyasi va h.k kabilar istiqbolli bo'lib bormoqda. Albatta bularning qo'llanishi juda o'ziga xos tarzda, bir qator hollarda bu ancha kamyob bo'lgan yoki qimmat yoqilg'i resurslari sarfini kamaytirishga olib kelishi mumkin.




***3.37-rasm.*** Utilizasiyalash sxemasi:
*a* – energetik bug' ishlab chiqarish orqali oqim issiqligi; *b* – generator G da energiya ishlab chiqarish bosim energiyasi
(ifodalanishi va belgilanishlar 3.36-rasmdagidek).

**Kam bosqichli jarayonga o'tishda mahsulot olishning kimyoviy sxemasining o'zgartirilishi,** qoidaga ko'ra oqimlarning qizdirish va sovutish sikllari sonini kamaytiradi va gidravlik qarshilikni yengish uchun bo'ladigan sarflarni kamaytiradi. Buni 1,3-butadiyen (divinil $CH_2=CH-CH=CH_2$) ishlab chiqarish misolida kuzatish mumkin. Ushbu monomerni olish texnologiyasida yuzaga keladigan butanni ikki bosqichli degidratatsiyalashda qo'l keladi:

$$CH_3-CH_2-CH_2-CH_3 \xrightarrow{-H_2} CH_3-CH_2-CH=CH_2 \xrightarrow{-H_2}$$

$$\xrightarrow{-H_2} CH_2=CH-CH=CH_2$$

Jarayonning ikkala bosqichida ham (butilen va divinil olish) atmosfera yoki vakuumga yaqin bosim va yuqori haroratlarda (550–600°C) hajm kattalashishi bilan kechuvchi degidratatsiyalashning endotermik va katalitik reaksiyasi kechadi.

Ikki bosqichda 1,3-butadiyen olish sxemasi (3.38-rasm, *a* da) berilgan. Ushbu uslub nisbatan yuqori chiqimli maqsadli monomer (65 %) olinishi bilan ajralib turadi, shuning bilan birga har qaysi bosqichdan keyin gaz aralashmalarini ajratib olish zaruriyati, yuqori kapital mablag'lar va energiya sarflanishi kabi kamchiliklardan holi emas.

Sanoatda 1,3-butadiyenni *n*-butanni, bir bosqichda degidratlash orqali sintez qilishning alternativ sxemasi amalga oshiriladi. Bir

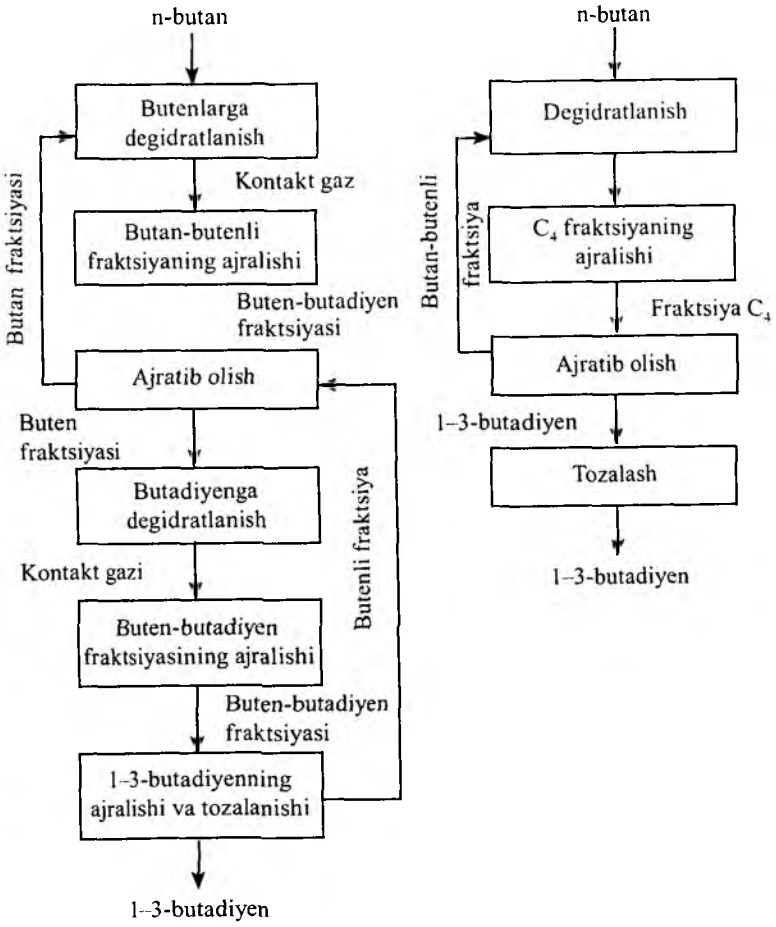
bosqichli jarayonda ko‘rsatilgan reaksiyalar bir vaqtning o‘zida ustida hosil bo‘luvchi ko‘mirsimon to‘planmalar bilan juda tez dezaktivatsiyalanuvchi katalizator ustida o‘tadi. Katalizatorni aktivatsiyalash (regeneratsiya) to‘planmalarini yoqish (kuydirish) yo‘li orqali amalga oshirilishi mumkin. Degidratlash (0,05–0,06 MPa) vakuum ostida 580–600°C haroratda regenerativ turdagi adiabatik reaktorlarda amalga oshiriladi va ularda katalizatorning degidratlash va regeneratsiyalash sikllari navbatma-navbat bajariladi. Shunga muvofiq ravishda, degidratlanish ketma-ketlik tartibida alohida reaktorlarda kechadi. Jarayon sxemasi 3.38-rasm, *b* da ko‘rsatilgan. Katalizatorning ish sikli qisqa (bir necha minut). Katalizatorning regeneratsiyalanishida ajraluvchi issiqlik unda to‘planadi va degidratlash siklida undan foydalaniladi. Bu ish sikliga chiqishida va uni tutib turishda issiqlikni iqtisod qiladi. Shunga o‘xshash reaktorlarning samarali ishlash shartlaridan biri – reaksiya va regeneratsiya issiqliklarini balanslashdir. Ishlab chiqarish quvvatiga bog‘liq ravishda qurilmadagi siklik ishlovchi reaktorlarning soni 5–8 apparatni tashkil etadi. Jarayonning alohida bosqichlarining birmuncha qisqa texnologik sxemasi va ular issiqliklarining balanslashtirilganligi issiqlik va energiya sarfini sezilarli kamaytiradi.

Yana bir misol. Vinilxlorid etilenni oksixlorlash va hosil bo‘luvchi dixloretanni degidroxlorlash orqali ikki bosqichda olinadi. Birinchi reaksiya ekzotermik, ikkinchisi – endotermikdir. Bifunksional katalizatorni tanlash bilan ikkala jarayonni quyidagi sxema bo‘yicha bir reaktorning o‘zida amalga oshirishga erishildi:

$$C_2H_4 + 2HCl + 0{,}5O_2 = C_2H_4Cl_2 + H_2O + Q_{p1}$$

$$2C_2H_4Cl_2 = C_2H_3Cl + 2HCl - Q_{p2}$$

Energiya iqtisod qilinishi yaqqol ko‘rinib turibdi. Bundan tashqari, ajralib chiquvchi vodorod xlorid oksixlorlanish reaksiyasida to‘liq bog‘lanadi (xlor bo‘yicha balanslashgan jarayon).




*3.38-rasm.* *n*-butanning divinilga (1,3-butadiyen) ikki bosqichda (*a*) va bir bosqichda (*b*) degidratlanish sxemasi.

### 3.6.5. Ikkilamchi energetik resurslar

2.5-qismda ikkilamchi energetik resurslar energiya manbalaridan biri sifatida ko‘rsatilgan.

**Ikkilamchi energetik resurslar (IER)** – mahsulot, chiqindilar, qo‘shimcha va oraliq mahsulotlarning energetik potentsiali bo‘lib, texnologik agregatlarda hosil bo‘ladi va mazkur ishlab chiqarishda

undan foydalanilmaydi, ammo boshqa ishlab chiqarishlarda energiyaning iqtisod qilinishida qisman yoki to'liq qo'llanilishi mumkin.

Ikkilamchi energetik resurslar o'sha ishlab chiqarishning o'zida energiya iste'molini (issiqlikni) kamaytirmaydi, biroq energiya iste'mol qiluvchi boshqa qurilmalarda uni iqtisod qilishga erishiladi.

Oqim tomonidan zahira qilib olingan energiya turiga bog'liq ravishda IER quyidagi turlarga (guruhlar) bo'linadi.

**Yonuvchi (IER)** – texnologik jarayonda olinuvchi yoqilg'i ikkilamchi mahsulot va chiqindilar bo'lib, ular odatda $H_2$, CO va boshqa yonuvchi kompozitlardan iborat bo'ladi. Kimyoviy ishlab chiqarish uchun ammiak va metanol (puflanuvchi gazlar 70–85 % $H_2$ dan iborat), termik fosfor ishlab chiqarish (chiqib ketuvchi gazlar bilan 70–85 % CO), neftni qayta ishlash va neft kimyosining ko'plab ishlab chiqarish turlari (chiqib ketuvchi gazlar tarkibida uglevodorodlar, $H_2$ mavjud bo'ladi) misol bo'lishi mumkin.

**Issiqlik (IER)** – chiqib ketuvchi gazlar, sovutishda ishlatilgan bug' va issiq suv tizimlarining ishchi jismlari, shuningdek yo'lakay ishlab chiqiluvchi bug' va issiq suvning issiqligidiz (masalan, utilizatsiyalovchi qozonlar va ekonomayzerlarda).

**Ortiqcha bosim yoki bosim gazlari IER** texnologik agregatlardan chiquvchi va potensial energiyaga ega bo'lgan gaz va suyuqliklar.

Kimyoviy ishlab chiqarishlardagi jarayonlarda ajraluvchi IER miqdori shu qadar kattaki, ularning past energetik potensialda bo'lishiga va murakkabligiga qaramay ulardan foydalanish zarurdir.

**Yonuvchi (IER)** asosiysiga qo'shiluvchi qozonxona – pech yoqilg'isi sifatida qo'llaniladi. Asosiy qiyinchiliklar atrof muhitni ifloslantirishi, qozonxona apparatlarini korroziyaga uchratishi, suv isituvchi quvurlar devorlariga cho'kishi mumkin bo'lgan aralashmalar mavjudligidan kelib chiqadi. Masalan, termik fosfor ishlab chiqarishda chiqib ketuvchi gazlar tarkibida atrof muhit uchun havfli birikmalar mavjud bo'ladi, ular atmosferaga qo'shilib qolishi mumkin, namlikning mavjudligi fosfor kislotasini hosil bo'lishiga olib keladi va oqibatda korroziyalovchi muhit paydo bo'lishi mumkin va bu qozonxona va pech uskunalari uchun xavfli bo'lib, bunga yo'l qo'yib bo'lmaydi.

**Issiqlik IER** dan bevosita issiqlik olish uchun foydalaniladi va u muvofiq issiqlik tutuvchilarga uzatiladi (oqimlar isitiladi, bug‘ ishlab chiqariladi). Haroratga bog‘liq ravishda ular yuqori va past potensialli turlarga bo‘linadi. 120°C dan yuqori haroratga ega bo‘lgan yuqori potensialli IER utilizatsiyalovchi qozonlarda bug‘ hosil qilish uchun qo‘llaniladi. 50–120°C haroratli past potensialli IER dan, asosan energetik qurilmalarni ishlatish uchun foydalaniladi (qozonxona qurilmalari hamda suv isitish uchun). Bu yerda asosiy qiyinchilik – issiqlik uzatish uchun kam yutiluvchi kuchga ega ekanligidan katta kapital sarflar hamda olib ketiluvchi oqimlardagi aralashmalar orqali apparatlarning ifloslanishidir. Past potencialli issiqlik IER dan samarali foydalanishning eng ma’qul yo‘li absorbsion sovutuvchi mashinalarda sun’iy sovuqlik olishdan iborat.

**Ortiqcha bosim kuchli IER** dan turbinalarda ishchi mashinalar harakatga keltiruvchi qismlar uchun va elektr energiyasi ishlab chiqarishda foydalaniladi.

Miqdoriy jihatdan IER potensiali IER ning solishtirma $q$ va umumiy $Q_{chiq}$ chiqishi bilan tavsiflanadi.

Yoqilg‘i IER solishtirma chiqishi:

$$q_g = mQ_{yonuv};$$

Issiqlik IER solishtirma chiqishi:

$$q_t = m(C_{p1}T_1 - C_{p2}T_2) = m\Delta H;$$

Ortiqcha bosim IER solishtirma chiqishi:

$$q_d = mA;$$

IER chiqishining umumiy hajmi:

$$Q_{chiq} = qG \quad \text{yoki} \quad Q_{chiq} = q_{soat}t.$$

bunda: $q$ – mahsulot birligiga to‘g‘ri keluvchi yoki IER solishtirma chiqishi, $m$ – mahsulot birligiga to‘g‘ri keluvchi yoki IER manbayi bo‘lmish qurilma ishining vaqt birligidagi (masalan, 1 soat ichidagi, bunda $q_{soat}$ bo‘ladi) energiya tutuvchining solishtirma miqdori; $Q_{gor}$ – yoqilg‘i IER yonish issiqligi; $T_1$, $c_{pl}$ – element ichidan chiqadigan (IER manbayining) energiya tutuvchining harorati

va issiqlik sig'imi; $T_2$, $c_{p2}$ – energiya tutuvchining KTS keyingi texnologik elementiga kirishi chog'idagi harorati va issiqlik sig'imi, $\Delta H$ – energiya tutuvchining KTS texnologik elementlari orasida entalpiyasining o'zgarishi; $A$ – ko'rib chiqilayotgan davrdagi izoentrop kengayish ishi; $Q_{chiq}$ – ko'rib chiqilayotgan davrdagi (soat, oy, yil va h.k.) IER chiqishining umumiy hajmi; $G$ – ko'rib chiqilayotgan davrdagi asosiy mahsulot chiqishi yoki xomashyo, yoqilg'i sarfi; $t$ – qurilmaning ishlash vaqti.

Gazsimon energiya tutuvchilar uchun:

$$A = H_1 - H_2,$$

bunda bosim va $T_1$ haroratda hamda $P_2$ bosimgacha va muvofiq ravishda $T_2$ gacha izoentrop kengayish oxirida kengayish oldidan gaz entalpiyasi.

Izoentrop kengayish oxiridagi $T_2$ harorat.

$$T_2 = T_1(P_2/P_1)(\gamma-1)/\gamma$$

bunda: $\gamma$ – gazning haqiqiy issiqlik sig'imlari bo'yicha aniqlanuvchi, $T_1$ va $T_2$ orasidagi harorat intervalidagi izoentropning o'rtacha ko'rsatkichi.

Suyuqliklar uchun izoentrop kengayish ishi

$$A = (P_1 - P_2)/p$$

bunda: $P_1$, $P_2$ – KTS elementiga kirish va undan chiqishdagi suyuq energiya tutuvchilarning bosimlari.

IER ning tovar mahsulot birligiga yoki ishlanuvchi xomashyo birligidagi chiqishini aniqlash ikkilamchi resurslardan foydalanish bo'yicha qaror yechimlarning samaradorligini baholash maqsadida o'tkaziladi.

### 3.6.6. Energotexnologik tizim

Kimyoviy texnologik jarayonlarning turli bosqichlarida kiritilishi zarur bo'lgan energiyaning miqdori, uning rejimi orqali aniqlanadi. Bu sarflarni jarayon bosqichlari oralarida energiyani regeneratsiyalash va jarayonning o'zidagi oqimlar potentsialidan foydalanish yo'li

bilan kamaytirish mumkin. Biroq energiya sarfini to'liq ravishda kompensasiyalashga har doim ham erishaverilmaydi. Buning bir qancha sabablari mavjud.

Energiyaning bir qismi deyarli barcha kechuvchi jarayonlarning termodinamik qaytmasligi sababli qaytmas darajada yo'qotiladi, bu holatda energiyaning dissipatsiyasi muqarrardir. Masalan, apparatlar va quvuro'tkazgichlardagi oqimlarning gidravlik qarshiliklarini yengish uchun sarflar qaytmasdir. Sistemaga yuqori potensial energiya berilishiga qaramay, texnologik jarayonda ko'p-lab past potensialli oqimlar yuzaga keladi (q. Eksergetik tahlil 3.5.4. qism). Issiqlikning bir qismi (energiyaning) umumiy issiqlik yo'qotilishlari bilan birga muqarrar ravishda yo'qotiladi va ularga harorat rejimini quvvatlab turish vositasi sifatidagi bug'lanish, foydalanilmagan issiqlik oqimlarini chiqarib tashlash, izolyatsiya orqali tabiiy issiqlik yo'qotilishlari kabilar kiradi. Agar hattoki qolgan oqimlarning energetik (issiqlik) potensialidan foydalanilgan taqdirda ham ularning yo'qotilishlarini to'liq kompensatsiyalashga erishilmaydi, va bunda qo'shimcha ravishda energiya iste'moliga murojaat etilishi muqarrardir.

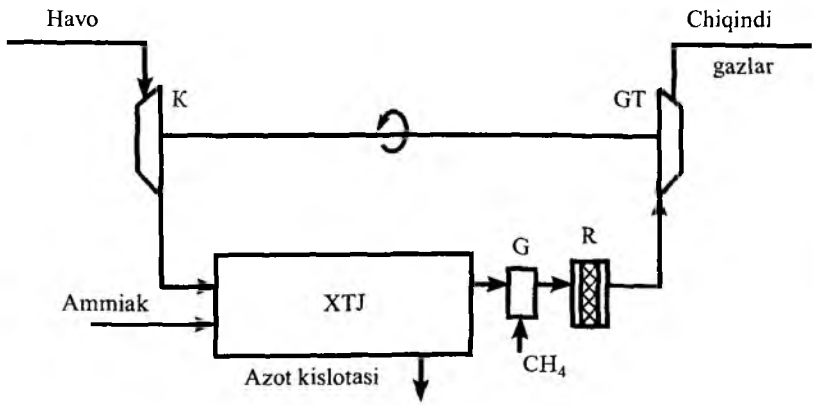
Yetishmaydigan energiya texnologik sistemada, yoqilg'i iste'mol qilinishi bilan ishlab chiqarilishi mumkin. Buning uchun sistemaga energetik uzel kiritilishi zarur.

Texnologik rejimni quvvatlab turish va KTS ishlashini ta'minlash maqsadida qaytmas yo'qotilishlarni kompensatsiyalash uchun yoqilg'i iste'mol qiluvchi va energiya ishlab chiqaruvchi energetik uzelni o'z ichiga oluvchi kimyoviy – texnologik sistema energotexnologik sistema deb ataladi.

Ushbu sistema tashqaridan energiya iste'mol qilmaydi, u avtonomdir. Yetishmaydigan energiyani keltiriluvchi yoqilg'i asosida o'zida ishlab chiqaruvchi energetik uzel KTS osti sistema-si deyiladi. Energotexnologik sistemalarga ikkita klassik misol keltiramiz.

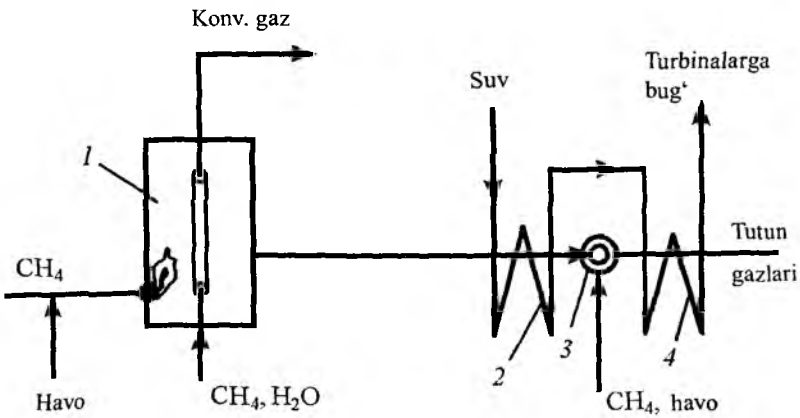
1-misol. Azot kislotasi ishlab chiqarishning xomashyo kom-ponentlaridan biri bo'lmish havo bosim ostida kompressorda siqiladi va texnologik apparatlarga yuboriladi. O'zgarishlarning

barcha bosqichlaridan so'ng undan ketuvchi gaz sifatida faqatgina azot chiqib kislorod qoldiqlari qoladi, va bunda uning bosimi kamayadi. Ushbu chiqib ketuvchi gazning potensiali dastlabki havoni siqishga bo'lgan sarflarni to'liq kompensatsiyalash uchun yetarli bo'lmaydi (q.3.36-rasm, *b*). Chiqib ketuvchi gaz energiyasini turbinaning ishchi jismi sifatida, uning haroratini ko'tarish yo'li bilan ko'paytirish mumkin. Buning uchun chiqib ketuvchi gaz linyasiga yoqish uchun yoqilg'i sifatida tabiiy gaz beriladi. Mana shu energiya uzelidir (3.39-rasm). Ammo uning xizmat vazifasiga faqat energetik jixatdangina emas, balki texnologik jihatdan ta'minlash ham kiradi: gazni azot oksidi qoldiqlaridan tozalash uchun bir oz isitish lozim bo'ladi. Bir oz ortiqcha bo'lgan metandan foydalangan holda, chiqib ketuvchi gazlarda qaytarilish muhiti yuzaga keltiriladi, va tozalash reaktoridagi katalizator ustida azot oksidlari azotgacha qaytariladi, issiq gazning potensiali tozalash reaktoridan o'tgandan so'ng gaz turbinasi yordamida havo kompressori harakatga keltiruvchi qismi uchun yetarlidir. Turbinadan so'ng tozalangan gaz bevosita chiqarib tashlovchi mo'riga yuborilishi mumkin.




***3.39-rasm.*** Azot kislotasi ishlab chiqarishdagi energotexnologik sistema: *R* – tozalash reaktori (qolgan ifodalar 3.36-rasmdagi singaridir). XTJ – kimyo-texnologik jarayoni.

2-misol. 3.40-rasmda sxematik tarzda ammiak ishlab chiqarishdagi energotexnologik sxema ko'rsatilgan. Azot-vodorodli aralashmani sintez bosqichida ushbu aralashmani siqish va sirkulyatsiyalash uchun bug' turbinasini talab qiluvchi yuqori quvvatli turbokompressordan foydalaniladi. Odatda yuqori parametrlardagi bug' TEC da olinadi, va ammiak ishlab chiqarish unga kuchli bog'liq bo'ladi. Buni istisno etish uchun energotexnologik sistema lozim bo'ladi. Metan konversiyalash quvursimon pechidan chiqishidan so'ng tutun gazlari 950°C ortiq haroratga ega bo'ladi, va undan yuqori parametrlardagi bug' ishlab chiqarishda foydalanish mumkin bo'ladi, ammo ularning potensiali bug' turbinasining harakatga keltiruvchi qismi uchun yetarli bo'lmaydi. Bu yetishmovchilik quvursimon pechdan keyin o'rnatilgan tutun gaz yo'lida qo'shimcha miqdordagi yoqilg'ini yoqish orqali bartaraf etiladi, yani texnologik sxemani energetik uzelni o'rnatish orqali to'ldiriladi. Texnologik gaz issiqlikdan shuningdek, ikkinchisidan keyin, metanni bug'-havoga oid konversiyasida foydalaniladi. Texnologik gazning, tutun gazlarining va qo'shimcha gorelka issiqliklari energetik uzel issiqligi sifatida tashqaridan energiya olinishidan voz kechish uchun yetarlidir. Yoqilg'i iste'mol qilgan holda ammiak ishlab chiqarish energiya bo'yicha avtonom bo'lib qoladi.




***3.40-rasm.*** Ammiak ishlab chiqarishning energotexnologik sxemasi:
*1* – metanni konvertsiyalash quvursimon pechi; *2* – utilizatsiyalovchi qozon;
*3* – gorelka; *4* – bug'ni isitkich.

### 3.6.7. Chiqindilarni minimallashtirish konsepsiyasi

Nomlangan konsepsiya atrof-muhitni muxofaza qilishga qaratilgan bo'lib, ishlab chiqarish joylashgan hudud mintaqasining ekologik holati hamda xizmat ko'rsatuvchi xodim uchun sanitar-gigienik shart-sharoitlar bilan bog'liqdir. Ushbu konsepsiyani amalga oshirish bo'yicha asosiy amallar birinchi navbatda xomashyo va energetik resurslardan foydalanishni yaxshilash bilan bog'liq, shuningdek u maxsus yechimlarni o'z ichiga oladi.

Xomashyo va material resurslardan hamda energetik resurslardan to'liq foydalanish yuzasidan yuqorida ko'rib chiqilgan edi.

**Chiqindilarni sanitariya jihatdan tozalash va ularni zararsizlantirish.** KTS sistemaosti qurilmalarini nazarda tutadi, bundan maqsad, ishlab chiqarishdan chiquvchi oqimlardan zararli (zaharli) aralashmalarni chiqarib tashlag (sanitar tozalash) yoki ularni zaxarsiz holatga o'tkazishdir (zararsizlantirish). Bunday holatlarda aralashmalar tarkibi ularni atrof muhitga bo'ladigan zararli ta'sirini yo'l qo'yiluvchi me'yordan kam bo'lishi lozim, va shundagina bunday chiqindilar chiqarib tashlanishi mumkin bo'ladi. Sanitar tozalash va zararsizlantirish korxonaning ishlab chiqarishning boshqa joylaridan chiqindilar yuboriluvchi mustaqil uchastkalari va bo'linmalarida amalga oshirilishi mumkin.

**Yordamchi oqimlarni kamaytirish va ularni almashtirish.** Ushbu mavzu uchun quyidagi misol orqali yoritilishi mumkin. Oqimlarni tashqi muhit haroratigacha sovutish uchun sovutgichlardan foydalaniladi. Suvdagi erigan tuzlar va havodagi kislorod mavjudligi tufayli ular karroziyaga mahkum bo'ladi, va bu avariyaviy vaziyatlarni keltirib chiqarishi mumkin. Bundan tashqari, ushbu sovutuvchi agent uchun tozalash va undan issiqlikni olib ketishning murakkab sistemasi talab etiladi, chunki iliq suvning past issqligini utilizatsiyalash oqilona emas. Suvli sovutgichlarni havoli sovutgichlar bilan almashtirish sovutish sistemasini jiddiy soddalashtiradi va shuning bilan birga zararli tashlanmalarni (chiqindilarni) kamaytiradi.

**Yopiq suv aylanishi.** Kimyo sanoatida suvdan yordamchi material sifatida juda ko'p miqdorda foydalaniladi. Texnologik

apparaturalar, quvuro'tkazgichlar orqali o'tib, u ifloslanadi va yuqori sarflar bilan bog'liq tozalashni talab etadi. Yopiq suv aylanishini tashkil etish chiqindilardan biri bo'lgan – ifloslangan suvning hosil bo'lishidan xalos etadi. Suv aylanishi – yordamchi materialni retsikl orqali regeneratsiyalash misollaridan biri (q. 3.6.2. qism) bo'lsada, u bu yerda suvning hayotni ta'minlovchi bebaho material ekanligidan ajratib alohida ko'rsatiladi.

**Uskunalar va KTS elementlarining ishonchliligini oshirish** istalgan komponentlarni sizib chiquvchi va chiqindi sifatida tashlanishini inkor etadi. Bunday turdagi yo'qotishlarning va yaxshi nazorat qilinmaydigan chiqindilarning asosiy manbalari quyidagilardir:

- kuchli ta'sirlar natijasida uskunaning konstruktiv elementlarining buzilishi (bosim, ishqalanish, og'irlik yuklanishlari, tashqi muhit ta'siri);
- uskuna elementlarining korroziya tufayli buzilishi;
- qo'zg'almas (flanetslar, bo'laklar) va qo'zg'aluvchi (sal'niklar) tutash detallar butunligining buzilishi;
- ularning oldini olish choralari;
- takomillashgan konstruksiyalardan foydalanish;
- mavjud ta'sirlarga bardosh beruvchi muvofiq ravishdagi konstruksion materiallarni tanlash;
- jarayon borishining texnologik intizomi;
- uskunalar holati ustidan muntazam ravishda profilaktik kuzatishlar olib borish va ularni o'z vaqtida ta'mirlash;
- sistemalarning holati va ishonchlilik nazariyasi diagnostikasi asosida bo'lishi mumkin bo'lgan buzilishlarni oldindan bashorat qilish.

**Chiqindisiz va kam chiqindili ishlab chiqarish**. Chiqindilarni minimallashtirish konsepsiyasini ideal yechimi bo'lib, so'zsiz chiqindisiz ishlab chiqarish usulini yaratish masalasi yotadi. Bu atama ommoviy adabiyotlarda «chiqindisiz ishlab chiqarish» deb yuritiladi, ammo, yuqorida ko'rsatilganidek, oxirgisi termodinamikaning ikkinchi qonuniga ziddir: qaytmas jarayonlarda doimo energiyaning

dissipatsiyasi o'rin tutadi. Amalda esa boshqa yo'qotilishlar ham muqarrardir. Quyidagi talqinlar orqali ifodalash maqsadga muvofiqdir.

**Chiqindisiz texnologiya** – mahsulot ishlab chiqarish usuli bo'lib, unda xomashyo, materiallar, energiyadan eng oqilona va kompleks tarzda foydalaniladi va atrof muhitga bo'lgan turli ta'sirlar uning normal ishlashiga xalaqit bermaydi.

**Kam chiqindili ishlab chiqarish** deb shunday ishlab chiqarishga aytiladiki, unda atrof-muhitga ko'rsatadigan salbiy ta'siri sanitar – gigienik me'yorlar darajasidan oshmaydi.

Shuni ta'kidlash joizki, ishlab chiqarish atrof-muhitga faqat chiqindilari bilangina emas, balki o'zining mavjudligi bilan ham ta'sir ko'rsatadi. Uning qurilishi uchun hudud ajratiladi, va shuning o'zi bilan ham atrof – muhitning holati buziladi. Ishlab chiqarish bilan birga infrastruktura bo'lmish turar joy komplekslari, transport yo'llari va h.k yaratiladi. Agar bu o'zgarishlar korxona hududidan tashqariga uncha katta ta'sir ko'rsatmaydigan va katta hududga yoyilmaydigan bo'lsa, u holda bunday ishlab chiqarish chiqindisiz yoki kam chiqindili ishlab chiqarish deb ataladi (u yoki bu ko'rinishdagi ishlab chiqarishlar orasida qat'iy chegara o'rnatilishi albatta qiyin va bular nisbiy tarzda farqlanadi). Ishlab chiqarish va atrof-muhitning o'zaro ta'siri masalalari bilan odatda fanning «ekologiya» – «sanoat ekologiyasi» qismi shug'illanadi.

### 3.6.8. Uskunalardan samarali foydalanish konsepsiyasi

Ushbu konsepsiya texnologik uskunalarga bo'ladigan kapital sarf-xarajatlarni ularda kechadigan jarayonlarni mumkin qadar maksimal jadallikda bo'lishiga sharoit yaratish yo'li orqali minimallashtirishga qaratilgan.

**Yanada jadalroq, katta tezlikda kechuvchi jarayonni tanlash.** Bunday tanlovning eng yorqin misollaridan biri uglevodorodlarni kreking qilishning alyumosilikatli katalizatordan seolitli usuliga o'tish hisoblanadi va bu jarayon tezligini 300 metrdan ortiqga oshishiga sabab bo'ladi. Katta hajmdagi reaktorda sohta qatlam holida amalga

oshiriluvchi jarayon o'rniga reaksion aralashmani katalizator bilan birga vertikal tarzdagi pnevmotransport vositasidagi rejimli jarayon tashkil qilinadi (katalizatorning ko'tarilib chiquvchi qatlamidagi jarayon). Bunday reaktor diametri 250 mm va balandligi bir necha o'n metr bo'lgan quvurdan iborat.

Jarayonni optimizatsiyalash – uning jadalligini oshirish amalidir.

**Apparatda jarayonni tashkil qilish.** Deyarli har doim o'sha jarayonni turli usullar orqali o'tkazilishi mumkin: masalan, fazalar orasida issiqlik almashinishi va tutashishini qarama-qarshi va bir tomonli to'g'ri oqim orqali, geterogen kattalitik reaksiyani – katalizatorning qo'zg'almas yoki harakatlanuvchi qatlamida, suyuq fazani ajratishni – rektifikatsiyalash yoki distillyatsiyalash orqali va h.k. Uglevodorodli gidrokrekinglashning seolitli katalizatoriga o'tkazish muallaq qatlamda katalizatorning ko'tarilib chiquvchi oqimi ko'rinishida jarayonni yangicha tashkil qilish bilan bir vaqtda amalga oshiriladi. Issiqlik almashgichda sarflarni kamaytirish ananaviy misoli – issiqlik tutuvchilarning qarama-qarshi oqimidan foydalanishdan iborat.

Tezligi fazalar orasidagi massa almashinish bilan cheklanuvchi gaz – suyuqlikli jarayonlar uchun, ularning tutashish usuli uning jarayonni optimalligini tanlash uchun juda muhimdir. 4.3.4-qismda massa almashinishning maksimal hajmiy koeffitsentlari keltirilgan edi $\beta$: barbatajli qatlamda $\beta$ = 0,2–0,3$C^{-1}$, nasadkali apparatda 0,6 $C^{-1}$ gacha, gaz-suyuqlikli oqimda –1,2 $C^{-1}$ gacha. Agar reaksiya tezligi yuqori bo'lsa (birinchi tartibli tezlik konstantasi 2 $C^{-1}$ ortiq), u holda gaz-suyuqlikli oqimli reaktor yanada ixchamroq bo'ladi. Agar reaksiya jadalligi past bo'lsa, jadallashgan massa almashinishning tashkil etilishi jarayon jadalligini oshirmaydi.

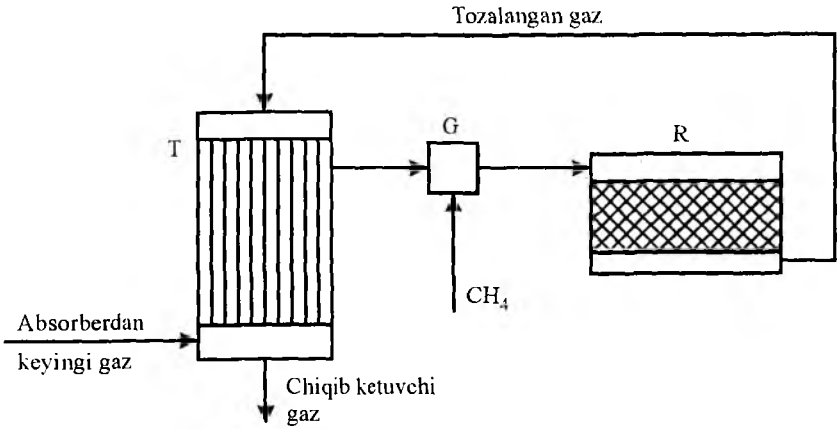
«Gaz – qattiq» jarayonda o'zgarish, yani bir turdan ikkinchi turga aylanish zarrachalar o'lchamiga kuchli ravishda bog'liq bo'ladi. Shuning uchun qattiq reagentni maydalash doimo uning o'zgarish jadalligiga yaxshi ta'sir ko'rsatadi. Boshqa tomondan, mayda zarrachalardan qo'zg'almas qatlamida foydalanish mumkin emas, bu oqimga katta qarshilik yuzaga keltiradi, zarrachalar

pishib, erib yopishadi, gazsimon komponentlarni qatlam orqali bir tekisda o'tmaydi. Jarayon kechishining bir jinsli tarzda o'tish sharoitlarini soxta siqilgan qatlam yuzaga keltiradi. Kolchedandan sulfat kislota ishlab chiqarishda tokchasimon pechlarda yirik bo'lakli xomashyodan soxta siqilgan qatlam tarzida kuydirishga o'tish o'zgarish jadalligi apparatning hajm birligida 20 martaga oshirish imkonini beradi.

**KTS sistemaosti tizimida texnologik jarayonni tashkil etish.** Bunday yondoshuv KTS xususiyatlaridan biriga asoslangan – bir elementni takomillashtirish butun sistemadagi jarayonning samaradorligida yutuqqa erishishga olib keladi. Bu, ayniqsa, davriy jarayonni uzluksizga almashtirishda yaqqol namoyon bo'ladi. Bunday xizmat ko'rsatuvchi sistemaosti tizimlar dastlabki komponentlar va mahsulotlarni to'plovchi qo'shimcha apparatura sifatida bo'lib, davriy ishlovchi apparatlarni tozalash, va uzluksiz jarayonda ishga tushirish, to'xtatish kerak bo'lmaydi.

Apparatlarga bo'ladigan sarflarni 3.2-rasm, *8* va 3.22-rasmda ko'rsatilgan reaksiya issiqligini regeneratsiyalash sxemasi qisqartiradi. Ushbu sxema bo'yicha reaktor oldidagi oqimni isitish va uni alohida issiqlik almashgichlarda sovutish kerak bo'lmaydi.

Biroq, bir qator holatlarda bunday sxemani tadbiq etish sistemani juda katta issiqlik almashgichlar bilan jihozlanishini talab etadi. Reaktordagi isitish va issiqlik almashgichdagi yurituvchi kuch, mana shu isitishga teng bo'lib, u uncha ko'p emas. Bu gazlarni katalitik sanitar tozalashga xosdir – bunday jarayonlarda tozolovchi komponentning konsentratsiyasi kam va u o'zgarishi mumkin; issiqlikalmashgich minimal konsentratsiyaga mo'ljallanishi lozim, aks holda jarayon avtotermik bo'lmaydi. Minimal konsentratsiyaga mo'ljallangan issiqlik almashgichning yuzasi «o'rtacha» rejimdagiga nisbatan 2–3 marta katta bo'ladi. Agar sistemaga yoqilg'ini yoqish uzeli qo'shilsa (3.41-rasm) bu tozalash sistemasiga qo'shimcha sarflarni kiritadi, ammo qo'shimcha tarzdagi isitish birinchidan issiqlik almashgichda harorat doimiyligi va maqsadga muvofiq haroratlar farqining ushlab turilishiga va ikkinchidan KTS bo'yicha uskunalarga bo'ladigan sarflarni kamaytirishga imkon beradi.

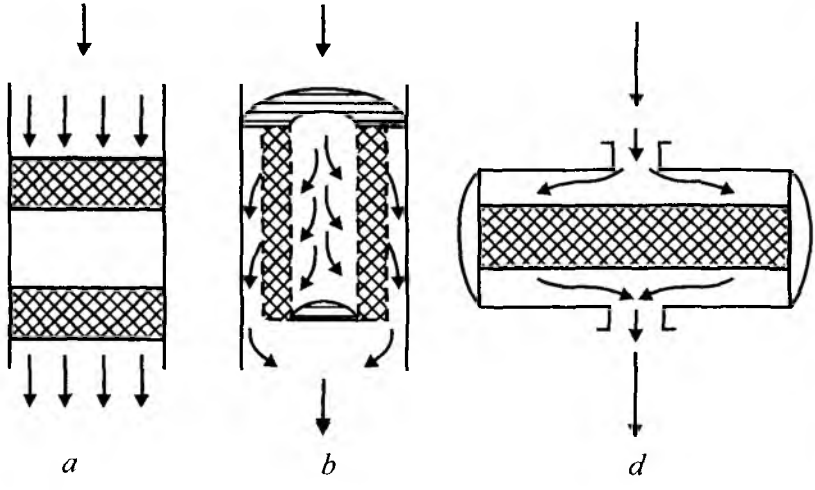



***3.41-rasm.*** Qo'shimcha isitish orqali gazni tozalash sxemasi:
T – rekuperativ issiqlik almashgich; R – azot oksidlarini neytrallash reaktori;
G – gorelka.

**Apparatlarning konstruktiv yechimi** ularning unumsiz qismlarini kamaytirishga imkon beradi. Ular jarayon kechishi uchun kerakli sharoit yaratadi: oqimlarning taqsimlanishi, tuzilmalar (konstruksiya) qattiqligini ta'minlanishi, montaj qilishning qulayligi va h.k. Masalan, katalitik reaktorlar odatda donador katalizatorning bir yoki bir necha qavati bilan to'yingan – aksial apparatlar deb ataluvchi hajmli apparatlardan iborat (3.42-rasm, *a*). Ammo kirish va chiqish qismlari bo'shliqlari reaktor hajmining salmoqli ulushini tashkil etadi. Qatlamni silindr ko'rinishida joylashtirib va u orqali oqimni radial yo'nalishda yuborish orqali (3.42-rasm, *b* – radial reaktor), birinchidan reaktorning kirish va chiqish hajmlarini kamaytirish, ixchamroq tuzilishga keltirish, va ikkinchidan oqimning o'tishi uchun kattaroq kesimdagi va kamroq qalinlikdagi qatlam hosil qilishi mumkin bo'ladi, bu esa energetik sarflarni kamaytiradi. Ammiak ishlab chiqarishda uglerod oksidi konversiyalashning bir qatlamli aksial' va radial reaktorlarning ba'zi tavsiflarini solishtirish quyidagi ko'rsatkichlar orqali berilgan:

| | Gidravlik qarshilik (shartli birlik) | Hajmni katalizator bilan to'ldirish darajasi |
|---|---|---|
| Aksial reaktor | 0,1 | 0,36 |
| Radial reaktor | 0,2 | 0,46 |

Ko'p qatlamli reaktorlarda radial turdagi reaktor hajmidan foydalanish orqali yuqori samaradorlikka erishish mumkin. Ko'p qatlamli, $SO_2$ oksidlash reaktori aksial turga taalluqlidir (3.42-rasm).




***3.42-rasm.*** Katalizator aksial (*a*), radial (*b*) va gorizontal (*d*) qatlamlar tarzida joylashuvchi reaktor.

Unda aralashtirgichlar, oqimni taqismlash jihozi va issiqlik almashgichlar joylashgan, o'zgarish sodir bo'luvchi qismdagi katalizator reaktor hajmining faqatgina 7 % ini tashkil qiladi. Radial qatlamlar holida ishlangan tuzilmada katalizator hajmining ulushi 14 % gacha ko'tariladi, va bu reaktor o'lchamlarini ikki marta kichraytirish imkonini berdi.

Gorizontal tarzda joylashgan notsilindrik qatlam reaktorning hajmi hisobiga bo'lib (3.42-rasm, *d*), katta bo'lmasligi mumkin. Ammo apparatning gorizontal tarzda joylashishi qimmatga tushuvchi

tayanch konstruksiyani va baland apparatga xizmat ko'rsatishni istisno etadi. Ba'zi vertikal reaktorlarda katalizatorlarni almashtirish va ta'mirlash ishlarini o'tkazish uchun stasionar tarzdagi montaj jo'mragi o'rnatilgan. Apparatni gorizontal tarzda joylashishida demontaj ishlari harakatlanuvchi vositalar yordamida amalga oshirilishi mumkin. Masalan, reaktorning ichki nasadkasini arqon orqali yoki hatto traktor yordamida «sug'urib» olishi mumkin. Yordamchi uskunalarga bo'lgan sarflar ancha kamayadi.

**Yagona quvvatni oshirish**. Ishlab chiqarish quvvatining o'zgarishida uskunaga bo'ladigan sarflarni baholaymiz. Apparatda amalga oshuvchi jarayonning o'zgarmas jadallikda bo'lishida, apparatning hajmi ishlanuvchi oqimning hajmiga, yani uning unimdorligi P (quvvati) ga mutanosibdir. Apparatning hajmi $V$ taxminan uning chiziqli o'lchami $l$ ning kubicha mutanosibdir: $P \sim v \sim l^3$. Z – apparatiga bo'ladigan sarf – xarajatlar uni tayyorlash uchun material sarfi taxminan uning chiziqli o'lchamining kvadratiga, korpus, to'siqlar yuzasiga mutanosibdir: $Z \sim l^2$. Bu bog'lanishlardan $Z \sim P^{2/3}$ ni hosil qilamiz, yani unumdorlik o'sishi bilan tabiyki sarflar ham ortadi. Unumdorlik birligiga to'g'ri keluvchi solishtirma sarflar $Z_{ud}$, unumdorlikning o'sishi bilan kamayadi: $Z_{ud} = Z/P \sim P^{-1/3}$. Quvvatning ikki barobar ortishida sarflar taxminan 20 % ga kamayadi:

$$\frac{Z_{ud}(2P)}{Z_{ud}(P)} \approx 0,8$$

Haqiqiy raqam esa kamroq bo'lib, 8–13 % ni tashkil etadi, apparatning o'lchami ortishi bilan uning devori qalinroq ishlanadi va tuzilmaning qo'shimcha elementlari paydo bo'ladi. Quyida oltingugurt dioksidini oksidlash reaktori uchun uning unumdorligiga bog'liq ravishda bo'ladigan metalning solishtirma sarfi keltirilgan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| Unumdorlik, ming. t/yil..... | 120 | 180 | 360 |
| Solishtirma metall sarfi, t/t mahsulot..... | 1,43 | 1,3 | 1,15 |

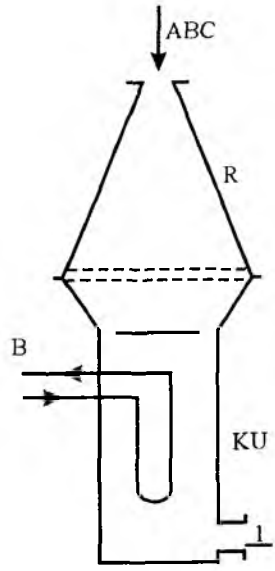
Solishtirma kapital sarflarning kamayishiga qaramay, unumdorlikni oshirish uchun quvvatni cheksiz o'stirish mumkin emas. Mashinasozlik korxonalarining yirik o'lchamli uskunalarini tashishda cheklanishlar yuzaga keladi. Yirik tonnali ishlab chiqarishni vaqtincha to'xtatishda, rejimni qayta tiklash uchun sarflar va mahsulotga nisbatan katta yo'qotishlar yuzaga keladi. Yirik ishlab chiqarish mintaqaning ekalogik muvozanatiga sezilarli ta'sir ko'rsatadi. Ammo shunday bo'lsada, quvvatning oqilona, mantiqiy chegaralargacha ortishi uskunalarga bo'lgan sarflarni kamaytirishga xizmat qiladi.

### 3.6.9. O'rindosh jarayonlar

O'rindosh jarayonlar – turli kimyoviy texnologik jarayonlarni bir apparatning o'zida amalga oshirishdir.

**Konstruktiv o'rindosh** – KTS turli elementlarini bir korpusda birlashtirishdir. Bunday konstruksiyaning bir misoli avval uchragan edi: katalizatorning adiabatik qatlamlari bilan va oraliq issiqlik almashinishga ega bo'lgan ko'p qatlamli reaktor (q. 3.17. rasm) bo'lib, unda bir korpusda reaktorlar (katalizator qatlamlari), issiqlik almashtirgichlar va oqimlarni almashtiruvchi jihoz bir korpusda joylashgan. Bunday apparatni reaksion uzel sifatida hamda elemenlarning konstruksion o'rindoshlash misoli sifatida ko'rib chiqish mumkin (ko'p elementli reaktor). Bunday apparatga bo'lgan sarflar alohida apparatlardan tashkil topgan reaksion uzelga nisbatan ham bo'ladi.

Elemenlarning konstruktiv o'rindoshlashuvi uchun quyidagi misol xosdir. Ammiakni oksidlash bir necha turlardan tashkil topgan platinoidli katalizator ishtirokida amalga oshiriladi, shundan so'ng reaksion gazlar utilizatsiyalovchi qozonda sovutiladi. Oqimni katalizatorni yupqa qatlamli qismi bo'yicha bir tekisda taqsimlanish uchun reaktor qatlam oldidan va undan keyin konussimon hajmlarga ega bo'lishi kerak. Reaktorni bevosita utilizatsiyalovchi qozon ustiga qo'yib, apparatlarga bo'lgan sarflarni kamaytirish mumkin (3.43-rasm), va bundan azot kislota ishlab chiqarish zamonaviy ishlab chiqarishda foydalaniladi.




*3.43-rasm.* Ammiakni oksidlash reaktori (R) va utilizatsiyalovchi qozonni (KU) konstruktiv o'rindoshlash sxemasi:
AVA – azot – vodorodli aralashma; NG – nitroz gaz; B – bug'

**Funksional o'rindoshlik** – ikki turdagi jarayonlarni birgalikda o'tkazilishi bo'lib, ularning biri ikkinchisining fizik-kimyoviy ko'rsatkichlariga ta'sir ko'rsatadi. Bunday tarzda birgalikda mavjud bo'lishga reaktor – rektifikator, reaktor – absorber kabilarni misol qilib ko'rsatish mumkin, va ularda birgalikda sodir bo'luvchi jarayonlar apparatlarning nomlanishidan ko'rinib turibdi. Rektifikasiya yoki absorbtsiya orqali reaksion aralashmadan komponentlardan birini uzluksiz ravishda chiqarib olinishi reaksiya borishiga ijobiy, samarali ta'sir ko'rsatadi. Bunday samaraning uchta omilini alohida ko'rsatish mumkin.

**Kinetik omil**. Reaksiya mahsulotini chiqarib olish reaktordagi dastlabki reagent konsentratsiyasini ko'paytiradi va shu bilan birga o'zgarish tezligini oshiradi. Reaktor sistemasini (3.44-rasm) eng oddiy holat uchun rektifikatsion kolonna (3.44-rasm, *a*) va reaktor –

rektifikator (3.44-rasm, *b*) bilan solishtiramiz: reaksiya A = R – oddiy qaytmas reaksiya, reaktor – ideal o'rin almashinishga oid, ajratish sistemasi – ideal bo'lib u komponentlarni to'liq ajratadi. Sistema «A» avval ko'rib chiqilgan edi (3.5.2. qism) va o'zgarish darajasi «x» bu sistema reaktorida (3.48) tenglama orqali aniqlanadi.

Reaktor – rektifikatordagi jarayon quyidagi tenglama orqali ifodalanadi:

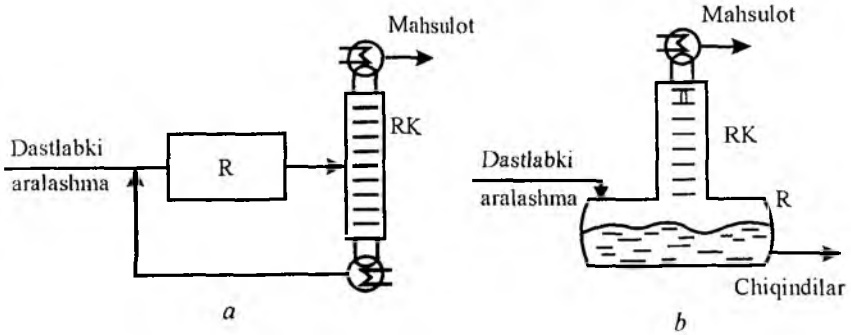
$$V_0 (1 - x) - V_0 = -kC_A v_P, \qquad (3.60)$$

bunda: $k$ – reaksiya tezligi konstantasi; $V_0$ – dastlabki reaksion aralashmaning hajmi; $x$ – o'zgarish darajasi; $C_A$ – A komponentning reaktordagi konsentratsiyasi.

Reaktor ichidan uzluksiz ravishda R, $C_A$= 1 mahsulot chiqarib olinganligi uchun (3.60) tenglamadan quyidagini hosil qilamiz:

$$x = kv_P/V_0 = k\tau_0 \qquad (3.61)$$

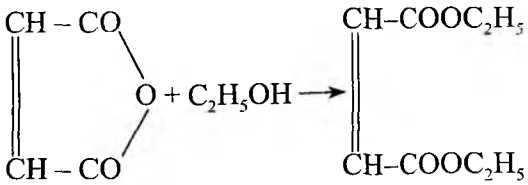
bunda: $\tau_0 = v_P/V_0$ – reaksiyaning shartli vaqti. (3.61) ifodadan reaktor – rektifikatordagi to'liq o'zgarishga $k\tau_0 = 1$ qiymatda erishiladi. Rektifikatsion kolonnasi bo'lgan reaktor sistemasida (3.44-rasm, *a*) ham shuningdek, to'liq o'zgarishga erishiladi. Rektifikatsion kolonnada reaksiyaga kirishib bo'lgan aralashmaning ajratilishidan so'ng aralashmadan faqat reaksiya mahsuloti chiqadi, ammo bu reaktorda reaksiyaga kirishmay qolgan A komponentning resikllanishi orqali amalga oshiriladi. (3.48) tenglamadan $k\tau_R$ =1 bo'lganda, sistemada o'zgarish darajasi $x$ – 0 bo'lib, stasionar rejim mavjud bo'lmaydi (*q*. 3.5.2). $k\tau_0 > 0$ shart bajarilishi lozim, yani reaktorning hajmi o'rindoshlik jarayonidagiga nisbatan kattaroq bo'ladi. Bundan tashqari reaktor orqali o'tuvchi va rektifikatsion kolonnaga kelib tushuvchi oqimning hajmi, ($V_n = V_0/x$) reaktor – rektifikatordagi oqimdan ko'proq bo'ladi. Shunga muvofiq, ajratish sistemasining hajmi ham kattalashtirilishi lozim.

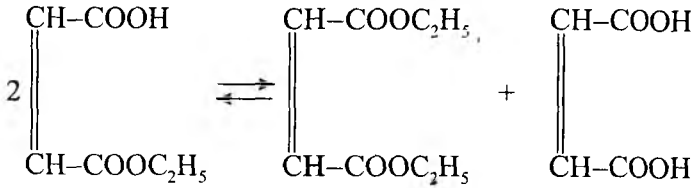


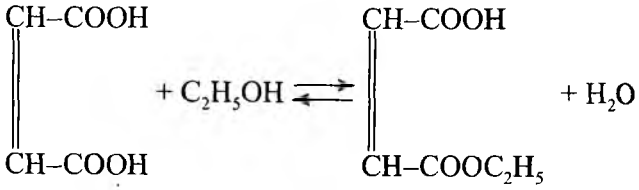

*3.44-rasm.* Rektifikatsion kolonnasi (RK) *(a)* va reaktor – rektifikatori *(b)* bo'lgan reaktor (*R*) sxemasi.

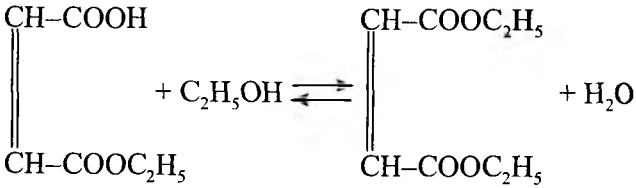
Reaktor – rektifikator bilan funksional o'rindoshlash uskunadan yanada samarali foydalanish imkonini beradi.

**Termodinamik omil.** Agar qaytar reaksiya kechadigan bo'lsa, mahsulotning uzluksiz chiqarib olinishi muvozanatni dastlabki reagentlarning konversiyasi tomonga ko'proq suradi. Reaksion apparatda erishilishi mumkin bo'lgan maksimal o'zgarish, muvozanatga yaqin bo'lib, buning uchun katta hajmli reaktor lozim bo'ladi. Reaktor – rektifikatorda mahsulotning uzluksiz chiqarib olinishida faqat to'g'ri reaksiya kechadi. O'zgarish darajasi, shuningdek (3.61) tenglama orqali aniqlanadi, va nisbatan katta hajmga ega bo'lmagan oxirgi apparatda ham to'liq bo'lishi mumkin. Albatta, to'liq real ajratishga erishish mumkin emas, biroq jarayonlarni o'rindoshlash orqali olinuvchi samara juda katta: masalan, dietil efirni sintez qilishda *malein angidridni* etil spirti bilan o'zaro ta'siri quyidagi stexnometrik terminallar orqali ko'rsatiladi:



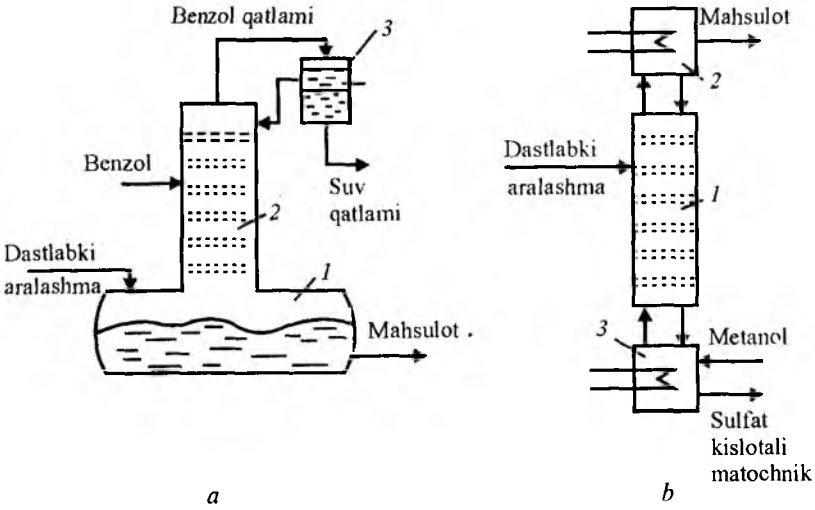






Reaksiya erituvchi sifatidagi benzol muhitida $H_2SO_4$ – katalizator ishtirokida kechadi. Suv malein angidridining chuqur o'zgarishiga to'sqinlik qiladi, va o'zgarishning maksimal (muvozanatli) darajasi 70% dan oshmaydi. 3.45-rasm, *a* da ko'rsatilgan reaktor – rektifikatorda suv uzluksiz chiqarib olib turiladi, muvozanat mahsulotning ko'p o'zgarishi tomonga surilgan bo'lib, efirning chiqish miqdori 97% ga etadi. Undan so'ng kimyoviy tozalash zaruriyati bo'lmaydi.

**Ajratish omili**. Metilmetakrilat sintezi jarayonida mahsulot sifatiga salbiy ta'sir etuvchi aralashmalar hosil bo'ladi. Reaksiyani rektifikatsiya bilan o'rindoshlash (3.45-rasm, *b*) bunday apparatdan sulfat kislotali aralashma ko'rinishidagi tugunchani chiqarib tashlashga imkon beradi. Bir vaqtning o'zida u bilan birga ko'p miqdorda sof mahsulot ham chiqadi.




*3.45-rasm.* Reaksiyaning rektifikatsiya bilan funksional o'rindoshlash sxemasi: *a* – malein kislotasi bilan dimetil efirni sintez qilish (*1* – reaktor, *2* – rektifikator, *3* – fazalarni ajratish jihozi); *b* – metilmetakrilatni sintez qilish (*1* – reaktor-rektifikator, *2* – deflegmator, *3* – qaynatgich).

Ko'rinib turibdiki, o'rindoshlash uskunalardan samarali foydalanish imkonini beribgina qolmay, shu bilan birga o'zgacha tarzda tashkil qilingan jarayonlarda erishilishi mumkin bo'lmagan, yuqori o'zgarish darajasini hosil qilish imkonini beradi.

### 3.6.10. O'zgartiriluvchi kimyoviy texnologik sistemalar

Kimyo sanoati sohalarining ilk rivojlanish davrida, o'g'it ishlab chiqarish, neft va ko'mirni qayta ishlash mahsulotlari, motor yoqilg'isi, sintetik kauchuk, plastmassalar ishlab chiqarish usullari yaratilib, jadal rivojlandi. Ularning barchasi yirik tonnali bo'lib, mahsulotlar nomenklaturasi sezilarsiz tarzda o'zgaradi. Biroq oxirgi yillarda kimyo sanoati mahsulotlarining nomlari, miqdori juda ham ko'p – yuz va ming barobar ortib ketdi. Alohida xususiyatga ega bo'lgan materiallar kamroq miqdorda ishlab chiqariladi, ularning nomenklaturasi taxminan 5 yilda o'zgaradi. Zamonaviy kimyoviy

apparaturalarning xizmat muddati katta va u 10–15 yilni tashkil qiladi. Har qaysi mahsulot uchun alohida ishlab chiqarishning yaratilishi foydali bo'lmaydi – kerakli material ishlab chiqarilgandan so'ng, texnologik uskuna konservasiyalanadi, shuning uchun o'zgartiriluvchi ishlab chiqarish sistemalari yuzaga keladi.

**O'zgartiriluvchi kimyo – texnologik sistema** aynan bir uskunaning o'zida, o'zgartirilishdan keyin (apparatlardagi ba'zi bog'lanishlarni va jarayon rejimlarining o'zgarishi) turli-tuman kimyoviy texnologik jarayonlarni amalga oshirish, bir necha turdagi xomashyolarni qayta ishlash va turli mahsulotlar ishlab chiqarish imkoniyati yaratiladi.

Bunday sistemalar tarixi metallarga ishlov berishdan boshlandi – tanovorlarni turli dastgohlar va ularning ish rejimlari orqali o'tishida, bir dastgoh parkida turli-tuman detallar olishgan. Ishlov berish texnologiyasi avtomatlashtirilgan. Bunday sistemalar «o'zgaruvchan avtomatlashtirilgan ishlab chiqarish sistemalari» (O'AIS) bilan quvvatlantirildi. «O'zgartiriluvchi ishlab chiqarish sistemalari» g'oyasini kimyoviy texnologiyada qo'llanilishi tabiiy bo'lib qoldi. «O'zgartiriluvchi KTS» tushunchasini ko'p nomenklaturali ishlab chiqarishga tadbiq etamiz va uni quyidagicha bo'lishini faraz qilamiz.

Turli-tuman bog'lanish orqali birlashtirilgan apparatlar sistemasi mavjud. Ma'lum kimyoviy texnologik jarayonni amalga oshirish uchun ba'zi bog'lanishlar ochiladi, boshqalari yopiladi, buning natijasida ba'zi apparatlar ishlatiladi, boshqalari esa chiqarib tashlanadi. Apparatlarning zaruriy rejimlari o'rnatiladi (sovuqlik beruvchi agentlarning haroratlari, yordamchi materiallarni berish va h.k.). Shunday qilib, berilgan kimyoviy texnologik jarayon uchun KTS yaratiladi. Bir turdagi mahsulot ishlab chiqarish to'xtatilgandan so'ng, sistema yuvib tozalanadi va boshqa turdagi mahsulot ishlab chiqarish uchun moslashtiriladi. **O'zgartiriluvchi KTS samaradorligi sistemaga sarflanadigan sarf-xarajatlar va undan foydalanish jarayonida** hosil bo'luvchi yutuqlarning nisbatiga ko'ra baholanadi.

**Asosiy sarf-xarajatlar quyidagilarni o‘z ichiga oladi:**

- ortiqcha uskunalarga bo‘lgan qo‘shimcha solishtirma – doimiy sarflar (o‘zgartiriluvchi KTS tarkibiga kiruvchi barcha texnologik apparatlarning hammasi ham ish jarayonida qatnashavermaydi).
- uskunalarni jarayonni almashtirishga tayyorlashga bo‘lgan sarflar (yuvib tozalash), kimiyoviy ishlab chiqarish uchun xos bo‘lgan avvalgi jarayon komponentlarining qoldig‘i barcha sistema bo‘yicha «surkaladi» va bu keyingi jarayonda olinuvchi mahsulotning sifatiga ta’sir ko‘rsatishi mumkin.

**Yutuqlar quyidagilardan iborat:**

- apparaturaning xizmat qilish muddatini o‘zgartirish hisobiga solishtirma-doimiy sarflarni kamaytirish (bir turdagi mahsulot ishlab chiqarishda ma’lum vaqtgacha mahsulot tannarxiga kapital mablag‘larning katta ulushi kiritiladi);
- yangi mahsulot ishlab chiqarishga o‘tish vaqtini qisqartirish (qurilish vaqtini qisqartirishga o‘xshash);
- mahsulotdan belgilangan muddatdan ko‘ra vaqtliroq foydalanish hisobiga iste’molchiga nisbatan olganda foyda ko‘rish;
- tovar bozorida o‘zgaruvchi kon’yuktura bo‘lishida ishlab chiqarishning iqtisodiy barqarorligi.

**O‘zgartiriluvchi KTS sintezi** umumiy chegaralarda dastlabki qayta ishlashning quyidagi bosqichlari orqali ko‘rsatilgan.

1. Yaratiluvchi KTS da amalga oshirilishi ko‘zda tutiluvchi, mahsulotlar olish uslublarini tasniflash va sistemalashtirish. Texnologik operatsiyalar va ular rejimlarining yaqinligi, komponentlarning o‘zaro o‘rindoshliligi (zararsizligi) hisobga olinadi. Shu sababli, masalan, etilenning xlorli hosilalarini, fosfat kislota tuzlarini, bo‘yovchi mahsulotlarning ma’lum ko‘rinishlarini olish va h.k. lar birlashtiriladi.

2. Apparatlarga oid shakllantirishning sistemalashtirilganligi. Avvalgi bosqichda tanlangan uslublar uchun ayni mexanizmlar va ularning har qaysisi uchun qo‘shimcha uskunaning vazifasi quvvati

va ishlash shart-sharoitlari bo'yicha takrorlanishi asosida kimyoviy texnologik jarayonlarni amalga oshirish uchun apparatlar to'plami aniqlanadi.

3. KTS dagi bog'liqliklarni aniqlash. Barcha jarayonlarda takrorlanuvchi uzellar qoldirilib, boshqa uzellarda ventillar o'rnatiladi.

KTS uchun yaratilgan variant texnik-iqtisodiy baholash va marketing izlanishlarini jalb etish bilan tahlil qilinadi.

## NAZORAT SAVOLLARI

1. Sistemaning kimyoviy texnologik sintezining mohiyati nimada?
2. Kimyoviy ishlab chiqarish ishlanmasini ilmiy-izlanish va ijodiy jarayon bilan solishtirib ko'ring.
3. Iqtisod qilingan kimyoviy texnologik sistemalar ishlanmalarining qanday asosiy konsepsiyalarini bilasiz?
4. Kimyoviy ishlab chiqarishda xomashyodan yanada to'liq foydalanish yo'llarini ayting.
5. Reagentlardan birining ortiqcha miqdorda bo'lishida mahsulot chiqishini ko'paytiruvchi qanday fizik-kimyoviy omillarni bilasiz?
6. Nima uchun o'zaro ta'sir etuvchi fazalarning qarama qarshi harakati to'g'ri bir tomonlama oqimga nisbatan foydaliroq? Buni misollarda ko'rsating.
7. Retsiklning qagday turlari mahsulot chiqishini ko'paytiradi? Misol keltiring.
8. Agar jarayonda mahsulot chiqishini ko'paytirish mumkin bo'lmasa, xomashyodan yanada to'liqroq foydalanishga qanday erishish mumkin?
9. Kombinatsiyalangan ishlab chiqarish, balanslashtirilgan kimyo-texnologik jarayonlar deganda nimani tushunasiz? Ularning o'zaro ta'siri qanday?
10. Kimyoviy ishlab chiqarishda energetik sarflarni kamaytirish usullarini ayting?
11. Ishlab chiqarishda issiqlik va energiyani regeneratsiyalash va utillashtirish nima? Misollar keltiring.
12. Ikkilamchi energetik resurslar nima? Ularning turlarini ayting va ulardan foydalanishga misollar keltiring.
13. Ikkilamchi energetik resurslarning potensialini miqdor jihatdan qanday aniqlash mumkin?
14. Energotexnologik sistema nima?

15. Ikki xil KTS da ayni o'sha-o'sha kimyo-texnologik jarayon amalga oshirilgan: ulardan biri energotexnologik sistema sifatida tashkil qilingan, ikkinchisida esa ishlab chiqarish uchun kerakli energiya tashqi manbadan keladi. Mana shu ikki KTS energiya iste'molida o'zidagi texnologik jarayonlar bilan farq qiladimi?
16. Kimyoviy texnologik sistemani ishlab chiqarishda chiqindilarni minimallashtirish konsepsiyasini qanday tushunasiz?
17. Kimyoviy ishlab chiqarishda chiqindilarni kamaytirish usullarini ayting.
18. Kimyoviy texnologik sistemani ishlab chiqarishda uskunalardan samarali foydalanish konsepsiyasini qanday tushunasiz?
19. Kimyoviy ishlab chiqarish texnologik uskunalarga bo'lgan kapital sarf – xarajatlarni kamaytirish usullarini ayting. Misollar keltiring.
20. O'rindoshlash jarayonlari nima? O'rindoshlashning qanday turlarini bilasiz?
21. Kimyoviy texnologik jarayonlarning funksional o'rindoshlanishida qanday fizik-kimyoviy omillardan foydalaniladi?
22. O'zgartiriluvchi kimyoviy texnologik sistemaning *mohiyati nima*?

### 3.7. BIR TURDAGI KIMYOVIY TEXNOLOGIK SISTEMALAR

KTS da bir jinsli elementlardan tashkil topgan (apparatlardan) va ma'lum kimyoviy texnologik operatsiyani o'tkazish uchun mo'ljallangan sistemaostini ajratib ko'rsatish mumkin. Ularga masalan, kimyoviy o'zgarishlar kechuvchi, ko'p komponentli sistemaning bo'linishi yoki ko'plab oqimlar orasidagi issiqlik almashinish kechuvchi reaktorli uzel, ajratish sistemalari, issiqlik almashgich kabilarni keltirish mumkin. Ushbu sistemaostilarning har qaysisi bir jinsli apparatlardan tashkil topadi: ular – reaktorlar yoki rektifikatsion kolonnalar yoki issiqlikalmashgichlardir. Bir jinsli elementlar sistemasining sintezi yetarlicha yaxshi ishlab chiqilgan bo'lib, ularni avtomatlashtirish imkoni mavjud. Bir jinsli KTS tuzilishiga bo'lgan ba'zi umumiy yondoshuvlar bundan keyingi qismlarda ko'rib chiqiladi.

### 3.7.1. Kimyoviy reaktorlar sistemasi

Reaktorli uzel (bir necha reaktorlar birikmasi) jarayon rejimini optimallash uchun yoki bir reaktorning yagona hajmini cheklash uchun qo'llaniladi va u 3.2.2. bo'limda ko'rib chiqilgan. Reaktorlarning parallel va ketma-ket ulanishlarini ularning jadalligi ($x_k$ o'zgarishlar yoki $C_k$ konsentratsiya bir xil darajaga erishishi uchun zarur bo'lgan umumiy hajmga) va ulardagi jarayonning selektivligini (murakkab reaksiya kechishida) ko'rib chiqamiz.

Reaktordagi jarayon matematik jihatdan $dx/d\tau = r(x)$ tenglama orqali ifodalanadi. Ketma-ket ulangan reaktorlar sistemasida ularning umumiy hajmi $\sum v_{pi}$ ulardagi $\tau_i$ tutashishlik vaqti yig'indisiga mutanosib:

$\sum v_{pi} = V_0 \Sigma \tau_i$.

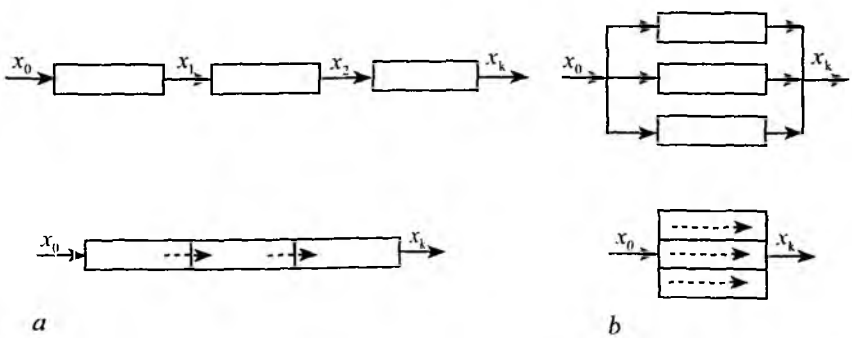
Reaktordagi jarayon bayonidan

$$\sum \tau_i = \int_{x_0}^{x_1} dx/r(x) + \int_{x_1}^{x_2} dx/r(x) + \ldots + \int_{x_{n-1}}^{x_n} dx/r(x) = \int_{x_0}^{x_n} dx/r(x)$$

yoki

$$\sum v_{pi} = V_0 \int_{x_0}^{x_n} dx/r(x). \qquad (3.62)$$

Ideal siqib chiqarish reaktorlarining $n$ sistemasi.




*3.46-rasm.* Ketma-ket (*a*), parallel (*b*) ulangan ideal siqib chiqarish reaktorlari sistemasi.

3.62 tenglamadan shu narsa ma'lum bo'ladiki, bunda $\sum v_{pi}$ reaktor hajmlari o'zaro qanday taqsimlanganligiga bog'liq emas ekan.

Parallel ulangan reaktorlar sistemasida ularning har qaysisida $x_k$ bo'lgan bir xil o'zgarish darajasiga ega deb olamiz. Demak, $\tau_i = \int_{x_0}^{x_n} dx/r(x) \equiv \tau$ bir xil va

$$\sum v_{pi} = \sum V_i \tau_i = \tau \sum V_i = V_0 \int_{x_0}^{x_n} dx/r(x). \qquad (3.63)$$

Agar qaysidir reaktorda o'zgarish darajasi kamaytirilsa, boshqasida uni ko'paytirish lozim. Ammo yutuq $\tau$ ularning birinchisida, ikkinchisida uning ortishiga nisbatan kamroq bo'ladi: $x(\tau)$ bog'lanish – chiziqli bo'lmagan so'nib boruvchi funktsiyadir, (q. 5.34 va 5.38-rasmlar) $\tau_i$ ga teng bo'lganda parallel ulangan reaktorlarda maksimal jadallikka erishiladi.

(3.62) va (3.63) tenglamalardan ko'rinib turganidek, ikkala ulanish sistemalarida jarayon jadalligi bir xil ($\sum v_{pi}$ ga teng) va ideal siqib chiqarishning bir reaktorda bo'lgani kabi $\tau_{iv}$ bir xildir. Darhaqiqat, ko'rib chiqilgan ideal siqib chiqarish reaktorlar sxemalarini uzunasi bo'ylab yoki singib o'tuvchi ko'ndalang to'siqlar orqali bo'lingan shunday bir reaktor deb faraz qilish mumkin va bu sxema tarzida 3.46-rasmda ko'rsatilgan; bu kechish rejimiga, demakki jarayon ko'rsatkichiga ta'sir etmaydi. Shunga muvofiq ravishda, bunday sharoitlarda murakkab reaksiyalar uchun o'zgarish selektivligi bir xilda bo'ladi. Ammo parallel sxemada oqim reaktorlar orasida taqsimlanadi, muvofiq ravishda uning tezligi apparatlarning har qaysisida ularning paralel ravishda ulanganligiga qaraganda kamroq bo'ladi, shuning uchun parallel sxemada gidravlik qarshilik va energetik sarflar kamroq bo'ladi.

**Ideal aralashtirish reaktorlari *n* sistemasi** (3.47-rasm). Sistemalarni solishtirish uchun ideal aralashtirish reaktoridagi solishtirma vaqtni aniqlashning grafik uslubidan foydalanamiz (q. 5.9.3 bo'lim va 5.47-rasm). $\tau_i$ bir xil bo'lgan parallel tutashgan reaktorlarning hajmini aniqlaymiz:

$$\sum v_{pi} = \sum V_i \tau_i = \tau \sum V_i = V_0 \tau.$$

Bunday sxema $\tau_{is}=\tau$ bo'lganda ideal aralashtirish bitta reaktor kabi ishlaydi.

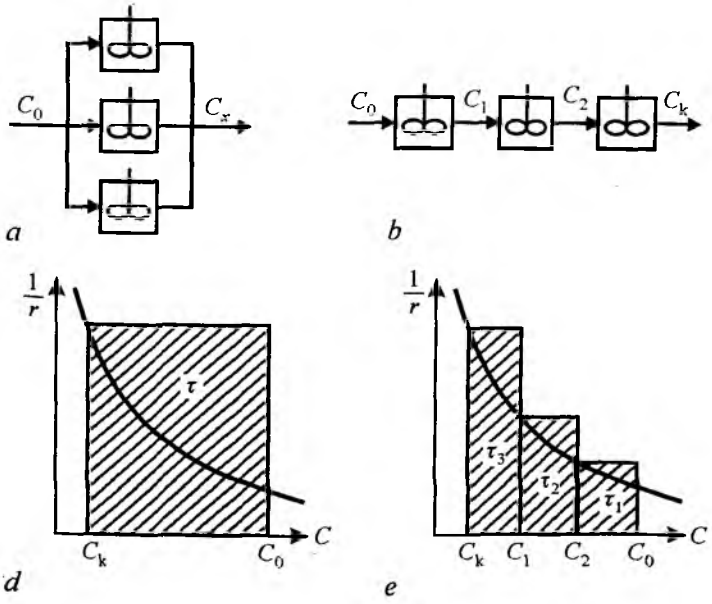
Zarur solishtirma vaqt τ grafikdagi «1/ch – $C$» to'g'ri to'rtburchakka muvofiq keluvchi maydon kabi aniqlanadi (3.47-rasm, *b*).

Ketma – ketlik sxemasida (reaktorlar kaskadi 3.47-rasm, *d*)

$$\sum v_{pi}=\sum V_0\tau_i=V_0\sum\tau_i.$$

Reaktorlardan keyingi $C_1$, $C_2$, $C_3$,... $C_k$ konsentratsiyalarni aniqlaymiz. $[C_0 - C_1]$ oraliqdagi to'g'ri to'rtburchakning maydoni $\tau_1$ ga teng, $[C_1 - C_2]$ oraliqda $\tau_2$ ga teng va h.k.

Zinapoyasimon chiziq ostidagi maydon (3.47-rasm, *e*) $\sum\tau_i$ ga teng. Bundan ko'rinadiki, solishtirma vaqtlar yig'indisi va reaktorlar hajmi ketma-ket sxemada parallel sxemadagidek yoki bir reaktordagiga nisbatan kamroq. Kaskaddagi reaktorlar soni qanchalik ko'p bo'lsa, undagi $\sum\tau_i$ shuncha kam bo'ladi va u ideal siqib chiqarish rejimida $\tau_{iv}$ ga yaqinlashadi.




***3.47-rasm.*** Parallel (*a*) va ketma-ket (*b*) ulangan ideal aralashtirish reaktorlari sistemasi va ularda τ ni aniqlash (*d*, *e*)

Birinchi tartibli reaksiya kechishida, reaktordagi jarayon matematik ko'rinishda $(C_0-C)/\tau=kC$ tenglama orqali ifodalanadi, bundan:

$$\left.\begin{aligned}\tau_1&=\frac{C_0-C_1}{kC_1}\\ \tau_2&=\frac{C_1-C_2}{kC_2}\\ \tau_3&=\frac{C_2-C_3}{kC_3}\\ \tau_n&=\frac{C_k-C_{k-1}}{kC_k}\end{aligned}\right\}\ \text{yoki}\ \left\{\begin{aligned}C_1&=\frac{C_0}{1+k\tau_1}\\ C_2&=\frac{C_1}{1+k\tau_2}=\frac{C_0}{(1+k\tau_1)(1+k\tau_2)}\\ C_3&=\frac{C_2}{1+k\tau_3}=\frac{C_0}{(1+k\tau_1)(1+k\tau_2)(1+k\tau_3)}\\ C_3&=\frac{C_0}{\prod_i(1+k\tau_i)}\end{aligned}\right.$$

Bir xil hajmdagi reaktorlar bo'lgan holatda (qiymatlar $\tau$ teng bo'lgan): $C_k=C_0/(1+k\tau)^n$, bunda $n$ – reaktorlar soni. Ushbu formuladan $\tau$ ni aniqlash mumkin, har qaysi reaktorning hajmi $v_p=V_0\tau$ va hamma reaktorlarning hajmi $\sum v_{pi}=nV_0\tau$. Quyida hajmlari bir xil bo'lgan, ketma-ket ulangan ideal aralashtirish reaktorlarining turli sonlari $n$ uchun $\sum v_{pi}$ ga mutanosib bo'lgan qiymatlari va ulardagi o'zgarish darajalarining oxirgi darajalari $x_k$ keltirilgan. Ideal aralashtirishning bir reaktoriga (IS) $n=1$ javob beradi, ideal siqib chiqarishning reaktoriga esa (IV) $n=\infty$ muvofiq keladi,

| $n$ .....1(IS) | 2 | 3 | 5 | 7 | $\infty$ (IV) |
|---|---|---|---|---|---|
| $k_\tau$ turli bo'lganda $\tau_k$ | | | | | |
| 0,1 ..... 0,111 | 0,108 | 0,107 | 0,1065 | 0,1062 | 0,1054 |
| 0,5 ..... 1,000 | 0,828 | 0,780 | 0,743 | 0,729 | 0,693 |
| 0,9 ..... 9,00 | 4,32 | 3,46 | 2,92 | 2,74 | 2,30 |

Ko'rinib turibdiki, reaktorlar sonini beshtadan ortiqqa ko'payishi ularning hajmini unchalik ko'pga oshirmaydi. Ammo flanesli birikmalar, aralashtirgichlar harakat uzatish qismi sonini ko'payishi, ularga sarflanuvchi energiya reaktorli uzel tuzilishini murakkablashtiradi va ularga bo'ladigan sarflarni ko'paytiradi. Shuning

uchun amaliyotda odatda 3–5 ta almashtirish reaktorlaridan iborat kaskadlardan foydalaniladi.

Reaktorlar kaskadi nafaqat jarayon jadalligi bo'yicha, balki murakkab reaksiya kechishida uning selektvligi bo'yicha ham aralashtirish va siqib chiqarishning eng chegaraviy rejimlari orasidagi oraliq holatni egallaydi. Jarayonning selektivligini o'zgarishining yo'nalishi «*n*» ortishida ideal aralashtirish rejimidan siqib chiqarishga o'tishdagi uning o'zgarishi kabi bo'ladi. Masalan, ketma-ket reaksiya kechishida selektivlik *S* oraliq mahsulot bo'yicha ideal siqib chiqarish rejimida ideal aralashishdagiga qaraganda kattaroq bo'ladi (q. 4.9.3 qism). Ideal aralashtirish reaktorlar kaskadidagi apparatlar sonini ortishi bilan (umumiy o'zgarish darajasi $x_k = 0,5$) jarayon selektivligi ortib boradi:

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| *n* ..... | 1 (IC) | 2 | 5 | ∞ (IV) |
| *S* ..... | 0,67 | 0,75 | 0,78 | 0,83 |

Ideal aralashtirish reaktorlari kaskadi ko'rinishidagi reaktorlar sistemalari suyuq fazali jarayonlarni amalga oshirishda qo'llaniladi.

### 3.7.2. Ajratish sistemasi

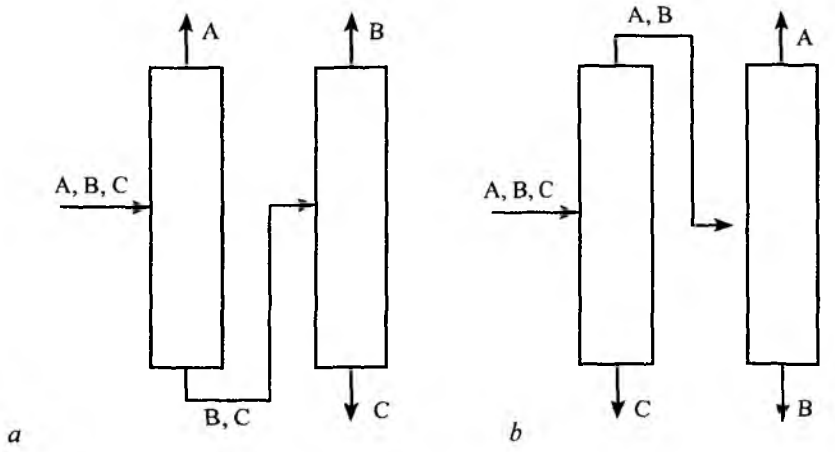
Bir jinsli KTS yoki uning sistemasini yaratish muammosi ko'p komponentli aralashmani ajratish zarurati tug'ilishida paydo bo'ladi. Minimal sarf-xarajatlar bilan zaruriy separatsiya samarasini beruvchi optimal sxemaning tanlanishi – ko'p bosqichli va katta miqyosli ishdir. Bunda nafaqat ajratuvchi kolonnalarning ketma-ketligi va ular orasidagi texnologik bog'lanishlarni, balki ajratish kolonnalaridagi kerakli rejimga rioya etilishini ta'minlovchi issqlik oqimlari tarmog'ini ham tanlash zarur, shuningdek kolonnalarning o'zini hamda ularning optimal rejimini hisoblash lozim bo'ladi. Birinchi bosqichda – komponentlarning ajralib chiqish ketma-ketligida, ba'zi evristik amallardan foydalanish juda qulaydir.

Bunday amallar yetarlicha ko'pdir, va sxemani avtomatlashtirilgan tarzda tuzilishida, uni hisoblash va optimallashtirishda ular kutilgan natijalarni tezda olish imkonini beradi. Ulardan ba'zilarini ko'rib chiqamiz.

N komponentlar aralashmasini rektifikatsiyalash orqali ajratish talab etiladi. Buning uchun $N$–1 kolonna zarur bo'ladi. Ajratish sistemasini tuzish uchun quyidagi evristik qoidalardan foydalanamiz.

***1. Qaynash haroratning tarkibi bo'yicha ajratish.*** Bunday holatda materiallar oqimining o'rtacha haroratlari kolonnadan kolonnaga qarab ko'tariladi yoki pasayadi, va harorat rejimini tashkil qilish uchun qulay sharoit yaratiladi. Aksincha, harorat sakrashlarini yengib o'tish uchun kolonnalar orasida qizdirishga yoki sovutishga katta sarflar talab etiladi.

***2. Birinchi navbatda ortiqcha komponentni ajratib olinsin.*** Bunda keyingi ajratishlar kamroq oqimlar – kamroq sarflar bilan kechadi.




*3.48-rasm.* Uchkomponentli aralashmani ajratib olish sxemasi.
(Izoh mavzu ichida berilgan)

*3. Qiyin ajratish (qaynash haroratiga yaqin) – komponentlarni minimal miqdordagi oqim orqali o'tkazish.* Qaynash harorati bir-biriga yaqin bo'lgan komponentlarni ajratish uchun ko'p tarelkali kolonnalar (uskunaga katta sarflar lozim bo'ladi) talab etiladi. Shuning uchun minimal oqimni shakllantirish uchun qolgan komponentlarni avvaldan ajratishni amalga oshirish maqsadga muvofiq bo'ladi.

Dastlabki aralashmadagi miqdorga muvofiq ravishda $x_A$, $x_B$ va $x_C$ bo'lgan uchta A, B va C komponentlarning aralashmasini ajratish talab qilinadi, deylik. Qaynash harorati $T^A_{kip} < T^B_{kip} < T^C_{kip}$. – 1 qoidaga muvofiq tuzilgan alternativ ajratish sxemalari 3.48-rasmda ko'rsatilgan (bu erda har qaysi kolonnada mavjud deflegmator va qaynatkichlar ko'rsatilmagan).

Agar A komponent ortiqcha bo'lsa ($x_A > x_B > x_C$), u holda «a» sxema amalga oshiriladi (2-qoidaga muvofiq avval ortiqcha bo'lgan komponent ajraladi); agar C komponent ortiqcha bo'lsa ($x_A, x_B < x_C$) – *b* sxema amalga oshadi.

Agar $T^A_{kip}$, $T^B_{kip}$ ga yaqin bo'lsa, u holda *b* sxemadan foydalaniladi (3-qoida, avval $T^A_{kip}$ va $T^B_{kip}$ dan farq qiluvchi $T_{kip}$ ga ega bo'lgan komponent haydaladi).

Evristika qoidalari bo'yicha olingan ajralish sxemalarini muayyan ajraladigan komponentlar, uskunalar va h.k. lar xususiyatlaridan foydalangan holda yaxshilash mumkin.

### 3.7.3. Issiqlik almashgichlar sistemasi

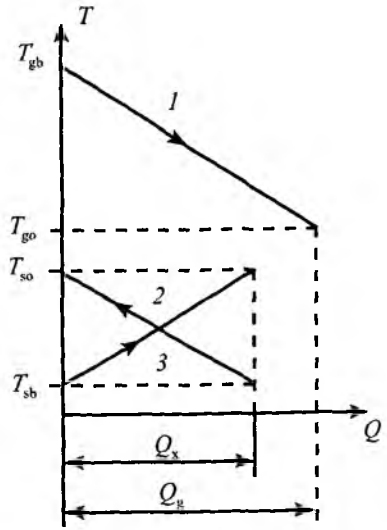
Kimyoviy texnologik jarayonda texnologik yordamchi oqimlar ko'p marta qayta qizdiriladi va sovutiladi. Tabiiyki, iqtisodga oid sabablarga ko'ra sovutiluvchi oqimlarning issiqligini isitish kerak bo'lganlariga berish (issiqlikning regeneratsiyasi) va alohida issiqlik olib yuruvchilarning oqimlarini qisqartirish maqsadga muvofiqdir. Bu maqsadda minimal sarflar bo'lishini ta'minlovchi issiqlik almashgichlar sistemasi yaratiladi. Issiqlik almashgichlarning optimal

yani, eng muqbul sistemasini tanlash vazifasini quyidagicha talqin etamiz. Biror KTS da quyidagilar mavjud:

$N$ issiq oqimlar, ularning har qaysisi $T_{gb,i}$ haroratdan $T_{go,i}$ haroragacha sovutiladi. $M$ sovuq oqimlar, ularning har qaysisi $T_{xb,j}$ dan $T_{xo,j}$ gacha isitiladi.

Sarflar minimal bo'lgan issiqlik almashgichlar, qo'shimcha isitkich va sovutkichlar sistemasini barpo qilish talab etiladi.

Boshlang'ich variant evristik qoidalar yordamida yaratiladi. Oydinlik kiritish maqsadida oqimning issiqlik saqlanish xususiyatining «$Q$ oqim *beruvchi yoki oluvchi* issiqlik miqdori – oqim haroratining o'zgarishi T» (3.49-rasm) koordinatalari quyidagi grafik tasvirlarni kiritamiz.




***3.49-rasm.*** Sovutiladigan (*1*) va isitiladigan (*2, 3*) oqimlarning «$Q$–$T$» diagrammasi.

Ushbu grafikdagi *1*-to'g'ri chiziq *sovutiluvchi oqimga*, *2*-chiziq esa isitiluvchi oqimga tegishlidir. $Q_g$ – issiq oqim bergan *issiqlik miqdori*, $Q_x$ – *sovuq oqim* tomonidan olingan issiqlik miqdori. To'g'ri chiziqlar ordinata o'qidan boshlanadi. To'g'ri

chiziqlarning og'ishi $V$ miqdor yoki solishtirma issiqlik sig'imiga $C_p$ bog'liq ($Q = V_{C_p} \Delta T$), bunda $\Delta T$ – oqim haroratining o'zgarishi. Strelkalar oqim holatining o'zgarish yo'nalishini ko'rsatadi.

Qarama – qarshi oqimli issiqlik almashgichga bo'lgan sarflar to'g'ri oqimlidagiga qaraganda kamroq (q. 3.6.2. qism, qarama-qarshi oqimli tutash fazalar uslubiga oid). «$Q$–$T$» diagrammada sovuq oqimning issiq oqim harakatiga qarama-qarshi yo'nalishda harakatlanishini ko'ramiz, yani, 3.49-rasmda *3*-to'g'ri chiziq bilan ko'rsatilgandek, sovuq oqim chizig'ini o'ngdan chapga tomon $u$ ordinatalar o'qida tugallanadigan tarzda yo'naltiramiz. Issiqlik almashgichlar sistemasining sintezi uchun ko'p sonli evristik qoidalar mavjud. Ularning ba'zilaridan foydalanib ko'ramiz.

**Sistemaning strukturasini tanlash uchun:**

1) issiqlik almashinishi uchun maksimal boshlang'ich $T_{gn.max}$ haroratga ega bo'lgan issiq havodan, maksimal oxirgi $T_{gk.max}$ haroratga ega bo'lgan sovuq havodan foydalanamiz; aks holda sovuq oqimni isitish qiyinroq bo'ladi.

2) agar bir necha issiq oqimlarda $T_{gn.max}$ haroratlar bir xil bo'lsa, u holda issiqlik almashinishi uchun o'rtacha harorati yuqoriroq bo'lgan oqimdan foydalanish lozim; agar bir necha sovuq oqimlarning $T_{xk.max}$ bir xil bo'lsa, oqimni yuqoriroq o'rtacha harorat orqali isitish lozim.

Issiqlik almashgichlarni tanlash uchun:

3) yanada samarali qarama-qarshi oqimli issiqlik almashgichlarni tanlash (bu ham «$Q$–$T$» diagrammada issiq va sovuq oqimlar yo'nalishlarini tanlash orqali hisobga olingan);

4) issiqlikni almashtirish haroratlar farqi minimal yo'l qo'yilgan $\Delta T_{min}$ ga etguncha o'tkaziladi. Aks holda aynan o'sha vazifalarning bajarilishi issiqlik almashgich o'lchamini keskin oshirishni talab qiladi;

5) issiqlik almashgichda mumkin qadar maksimal issiqlik miqdori uzatilishi kerak. Bu oqimlardan birini to'liq sovutish (isitish) yoki $\Delta T_{min}$ ga etkazish orqali aniqlanadi.

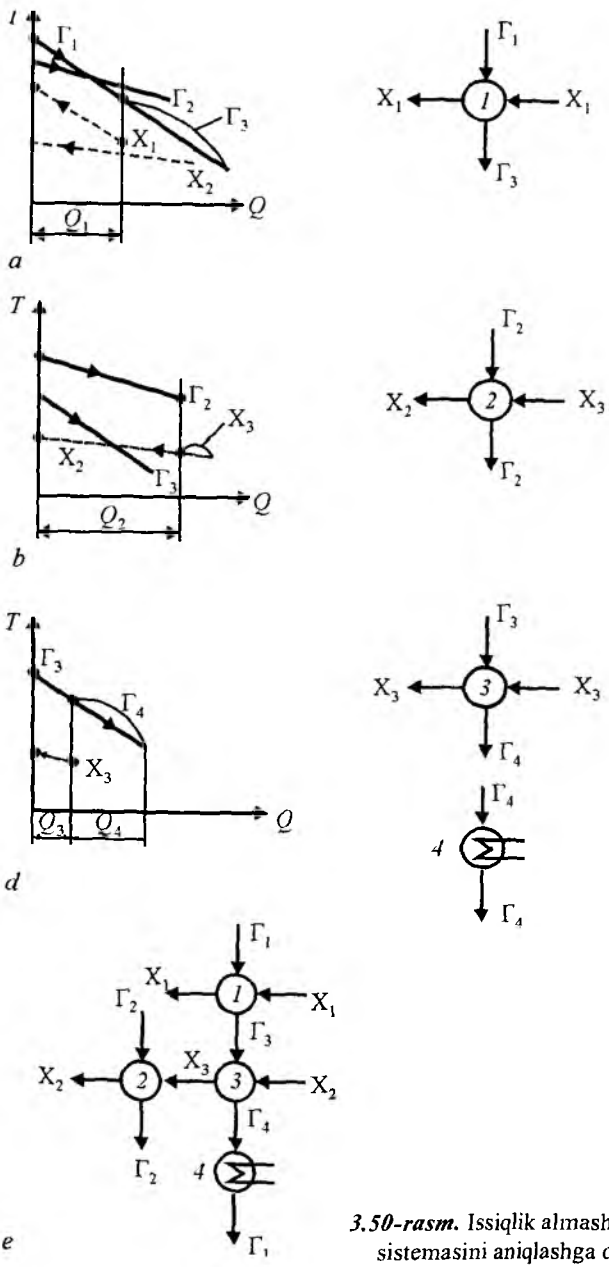
Bu qoidalarni ikkita issiq ($G_1$ va $G_2$) va ikkita sovuq ($X_1$ va $X_2$) oqimlar uchun issiqlik almashgichlar sistemasini sintez qilish misolida qo'llashni ko'rib chiqamiz, bular uchun 3.50-rasm, *a* da «*Q*–*T*» diagramma keltirilgan.

*1*-qoidaga muvofiq $G_1$ va $X_1$ oqimlar o'rtasida issiqlik almashinish o'tkazamiz. Ular o'rtasida berilishi mumkin bo'lgan issiqlikning maksimal miqdori $-Q_1$ (5-qoida). Bunda $X_1$ oqim to'liq isigan bo'ladi, ammo $G_1$ oqim to'liq sovumay, faqatgina $T_{g1,3}$ haroratgacha soviydi. «Oxirigacha sovumagan» oqimni $G_3$ bilan belgilaymiz. Diagrammadan o'ngda birinchi issiqlik almashgich 1 dagi oqimlar sistemasi sxematik tarzda ko'rsatilgan.

3.50-rasm, *b* da ko'rsatilgan diagramma, qolgan qoldiq $G_3$, $G_2$, $X_2$ oqimlarni tasvirlaydi, shunday bo'lsada $G_3$ oqim ordinatalar o'qiga tomon surilgan. Keyingi issiqlikalmashgich *2* da $G_2$ va $X_2$ oqimlarni yo'naltiramiz (1-qoida). Uzatilgan issiqlikning maksimal miqdori – $Q_2$ (5-qoida). $G_2$ oqim to'liq sovugan, $X_2$ oqim to'liq isigan, ammo boshlang'ich haroratdan boshlab emas, balki $T_{x2,3}$ haroratdan. Shunday qilib, $X_2$ oqimni isituvchi $X_3$ oqim paydo bo'ladi. issiqlikalmashgich 2 ning sxemasi diagrammadan o'ngda ko'rsatilgan.

Qolgan ($G_3$, $X_3$) oqimlarni issiqlik almashgich *3* da harakatga keltirilgan issiqlik almashinishi uchun yana diagrammada tasvirlaymiz (3.50-rasm, *d*). Oqim $X_3$ to'liq isitiladi (berilgan issiqlikning maksimal miqdori $Q_3$), $G_3$ oqim esa faqat $T_{g1,4}$ haroratgacha soviydi. Oqimning qolgan qismini issiqlikalmashtirgich *4* dagi begona issiqlik tutuvchi orqali sovutishga to'g'ri keladi.

Endi birinchi issiqlik almashtirgichlarni bir sistemaga birlashtirishi mumkin (3.50-rasm, *e*).




***3.50-rasm.*** Issiqlik almashtirgichlar optimal sistemasini aniqlashga oid diagramma.

Xususiy holatlar va chekinishlar mavjud bo'lganda (bularda issiqlik almashgichda biror oqimlarning xavfsizlik shartlariga ko'ra tutashishlar mumkin emasligini, tanlangan o'lchamdagi issiqlik almashgichning mavjud bo'lmasligi, oqimlar kattaliklarining juda katta farqi va h.k. kiritish mumkin), sxemaga muvofiq tuzatishlar kiritiladi.

### NAZORAT SAVOLLARI

1. Ideal siqib chiqarish reaktorlari qanday ulanganda ko'proq mahsulot chiqarish mumkin – parallel ulangandami yoki ketma-ketgandami? O'z fikringizni isbotlang.
2. Ideal siqib chiqarish reaktorlarini parallel ulaganda qanday samara olish mumkin? Bunday ulanish qanday holatlarda talab etiladi?
3. Ideal siqib chiqarish reaktorlarini ketma-ket ulashda qanday samara olish mumkin?
4. Turli aspektlardan [ideal almashtirish va siqib chiqarish reaktorlari, jarayonning jadalligi va selektivligi, energiya sarflari, jarayon rejimi shuningdek, 3.2.2. qismga qarang)], reaktorlarning parallel va ketma-ket ulanish sabablarini tushintiring.
5. Moddalar aralashmasining asosiy evristik qoidalarini ayting.
6. A,B,C va D dan iborat 4 ta komponentdan tashkil topgan aralashmani rektifikatsiyalash sistemasini quyidagi ikki variant uchun tuzing:

| | **1-variant** | | | | **2-variant** | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Komponentlar .....A | B | C | D | | A | B | C | D |
| Ulushi miqdori .....0,4 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | | 0,1 | 0,3 | 0,2 | 0,4 |
| Qaynash harorati T °C ...250 | 280 | 282 | 310 | | 250 | 280 | 281 | 310 |

7. Texnologik sistemada issiqlikning eng yuqori samarali rekuperatsiyasini ta'minlovchi issiqlik almashgichlar sistemasi qurishning asosiy evristik qoidalarini ayting.

8. Bir oqimni 323 K dan 713 K gacha isitish kerak, quyidagi oqimlar:
I – 863 K dan 753K gacha; II – 803K dan 353K gacha sovutish kerak. Oqimlarning issiqlik sig'imlari va hajmlari bir xil. Ko'rsatilgan oqimlar orasidagi optimal issiqlikalmashtirish sxemasini tuzing.
(E s l a t m a: Dastlabki ma'lumotlar sulfat kislota ishlab chiqarishdagi reaktor sxemasidan va oltingugurt dioksidining oksidlanish jarayoni rejimidan olingan 6.2.2-qism).

# *4-BOB.* KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISHLAR TEXNOLOGIYALARI

## 4.1. KIRISH

Kimyoviy jarayonlar va reaktorlar hamda kimyo texnologiyasi nazariyalarining asosiy qoidalarini kimyoviy ishlab chiqarishlarda ko'rib chiqamiz. Bu yerda ishlab chiqarishning ikki guruhi – organik va noorganik mahsulot ishlab chiqarish tanlangan. Organik ishlab chiqarishning son-sanoqsiz yo'nalishlaridan neftni kimyoviy qayta ishlash va murakkab aralashmadan qator mahsulotlarni ajratib olishni kuzatamiz. Asosiy vazifa murakkab aralashmani ajratish va komponentlarni zarur mahsulotlarga aylantirishdir. Optimal reaktorni tanlashni etilbenzol va stirol ishlab chiqarish misolida ko'ramiz. Original energotexnologik sxemaning asoslanishi va qurilishi stirol misolida, issiqlik samaradorligi tahlili benzin pirolizida hosil bo'luvchi etilen uchun o'tkazildi.

Noorganik mahsulotlar ishlab chiqarishning puxta o'rganilgan jarayonlari o'zgacharoq nazar bilan, ya'ni texnologik sxemalarning fizik-kimyoviy asoslanishi, jarayon va apparatlar alohida bosqichlari uchun ko'zlanganligi bilan farqlanadi. Bu yerda ishlab chiqarishning ba'zilari tavsiflanishi bilan chegaralaniladi, ba'zilari esa chuqurroq tahlil qilinadi. Masalan, benzolni alkillashda yoki katalitik riformingda hosil bo'luvchi aromatik uglevodorodlarni ajratish; «qo'sh kontaktlanish/qo'sh absorbsiya» sistemasida issiqlik almashinish sxemasini sulfat kislota ishlab chiqarishda tanlash; ishlab chiqarishning ekologik xavfsizligini ta'minlovchi yo'llarni aniqlash ilgarigi ma'lumotlarga tayangan holda to'liq tahlil qilinib, ish ko'rildi.

Mazkur bob materiallari oldingi boblardagi materiallarda ko'rib chiqilgan nazariy bilimlarni amaliyot bilan bog'lash, tekshirish, mustahkamlash uchun xizmat qiladi.

## 4.2. NEFTNI QAYTA ISHLASH

### 4.2.1. Neft kimyosi kompleksining umumiy tavsifi

Forscha neft so'zidan, akkadcha napatum – yonib ketish, alangalanish ma'nosini anglatadi. Er qa'rining cho'kindi qismida tarqalgan o'ziga xos hidli moysimon suyuqlik bo'lib, uglevodorod gazlari bilan birgalikda 1,2–2 kilometr chuqurlikda hosil bo'ladi. Odatda, Er qa'rining bir necha o'n metridan 5–6 kilometrgacha chuqurlikda joylashadigan muhim foydali qazilmalardan hisoblanadi. Lekin 4,5–5 kilometrdan pastda bo'lganlari tarkibida neftning yengil fraksiyalari oz miqdorda bo'lib, asosan gazlar va gaz kondensatlari yig'ilgan bo'ladi. Er yuzasiga yaqin xillari quyuq malta, yarim qattiq asfalt va boshqa ko'rishlarda mavjud bo'ladi. Bular bituml qumlar (bitumlar) deb ham ataladi. 1985-yilgi aniqlashlarga ko'ra neftning dunyodagi zaxirasi 250–270 mlrd tonnaga boradi. Rossiya, Buyuk Britaniya, Norvegiya, Ruminiya, Saudiya Arabistoni, Eron, Iroq va boshqalar neftga boy mamlakatlardan hisoblanadi. Neft zaxiralari barcha qit'alarda (Antarktida bundan mustasno) mavjud bo'lib, baravar tarqalmaganligi bilan xarakterlanadi. Neft dunyo miqyosida qazish quduqlari yordamida qazib olinadi. 1990-yillarda yiliga dunyoda 3 mlrd tonnaga yaqin neft qazib olinganligi statistik ma'lumotlardan ma'lum.

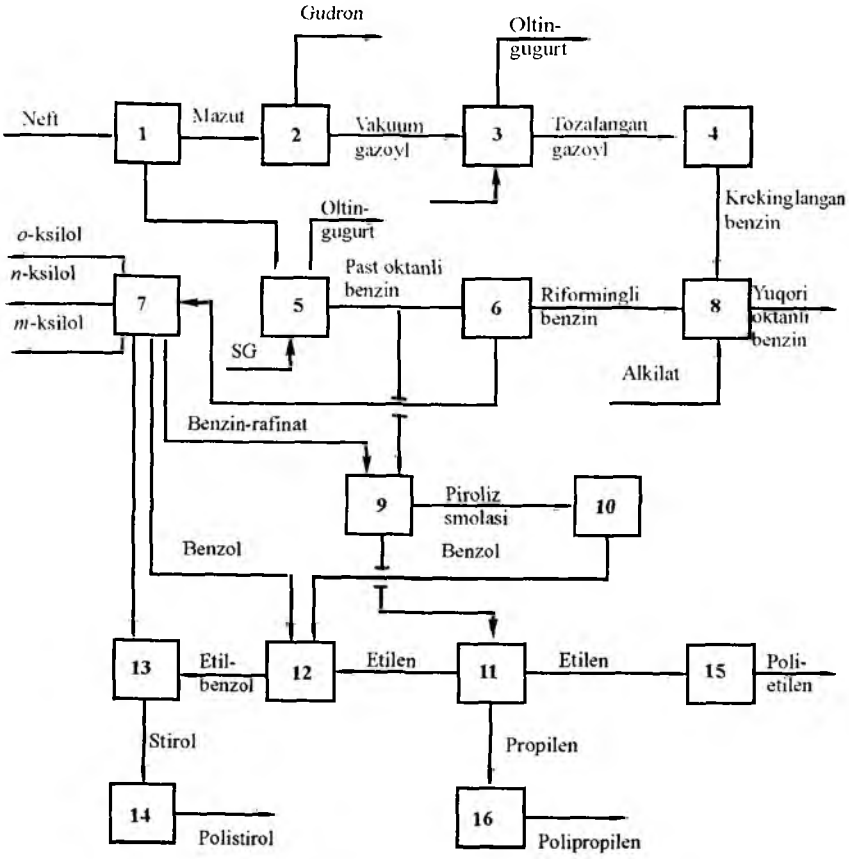
So'nggi o'n yillikda okean suvlari ostidagi konlardan bir ming yetti yuztasi topilib, ularning anchaginasidan foydalanila boshlandi. Okean shleflaridagi zaxiralarda 55 milliard tonna neft borligi va bu miqdor dunyoda ishlab chiqarilayotgan xomashyoning 30% ga yaqinini tashkil qilinishi olimlar hisoblab chiqishgan.

Turli konlardan olinuvchi neftlar o'zlarining yengil, o'rta va og'ir distillyatlari miqdori bilan ajraluvchi fraksion tarkibi har xilligi bilan farqlanadi. Ko'p neftlar ko'pi bilan 180°C da qaynovchi – 15–25% va 45–55%; 300–350°C da qaynovchi – 45–55% fraksiyalardan iborat bo'ladi. Neft tarkibida uglerod (82–87%), vodorod (11–14%), oltingugurt (0,1–7%), azot (0,001–1,8) va kislorod (0,5–1,0%) bo'ladi. Neftlarda alkanlar (parafinlar) miqdori

30 50%, sikloalkanlar (sikloparafinlar, naftenlar) miqdori esa 25 dan 75% gacha bo'ladi. Aren (aromatik uglevodorod)lar miqdori alkan va sikloalkanlarnikidan bir muncha kamligi (10–20%) bilan tavsiflanadi.

Uglevodorodlar guruhlari orasidagi nisbatga qarab neftlar xossalarini bilish va ularni qayta ishlash usullarini tanlashni va olinuvchi mahsulotlar nomenklaturasini ifoda etish mumkin.

Neft neftni qayta ishlash zavodlarida motor yoqilg'ilari, moy va mazut olishda asosiy xomashyo hisoblanadi. Neft va uni qayta ishlashdan hosil bo'luvchi mahsulotlar polimer materiallar, plastmassalar, sintetik tola va kauchuklar, spirtlar, erituvchilar ishlab chiqarishda ham xomashyo hisoblanadi. Neft kimyosida ishlatilayotgan neft ulushi XXI asr boshlarida 20% dan oshdi. Neftni qayta ishlash va neft kimyosi sanoati integratsiyasi amalga oshirildi, neft kimyosi komplekslari va katta korxonalari vujudga keldi. Farg'ona va Buxoro neftni qayta ishlash korxonalari to'la quvvat bilan ishlab turibdi. Qoraqalpog'istonda neft qazib chiqarish va undan foydalanish bo'yicha diqqatga sazovor ishlar olib borildi va ular davom ettirilmoqda. Neftni qayta ishlash (dastlabki qayta ishlash, katalitik kreking, riforming)ni neft kimyosi jarayonlari (piroliz, monomerlar sintezi) bilan qo'shib ishlatish neftni chuqurroq qayta ishlashga imkon beradi, ishlab chiqarish tizimlarini ixchamlashtiradi, motor yoqilg'ilari va xomashyolar assortimentini oshiradi hamda ular rentabelligini yuqori ko'tarishga olib keladi. Hozirgi vaqtda mavjud bo'lgan jarayon va ular kombinasiyalari neftni 100 % miqdorda qayta ishlashga imkon bermoqda. Neftni qayta ishlash kompleksi tizimni tanlash neft mahsulotlariga bo'lgan regional va umumiy talab, neft tabiati hamda ekologik omillarga bog'liqligini eslatib o'tamiz. Ana shunday tizimlardan birining varianti 4.1-rasmda keltirildi. Undan ko'rinadiki, neftdan o'nlab xil turli mahsulotlar, shu jumladan, polistirol, polipropilen, polietilen kabi yuqori molekulali birikmalar, benzin, benzol, ksilol, oltingugurt va boshqalarni olish mumkin. Olingan bu mahsulotlar qurilish, kimyo, qishloq xo'jaligi, mashinasozlik va boshqa sohalarda keng foydalanilmoqda.



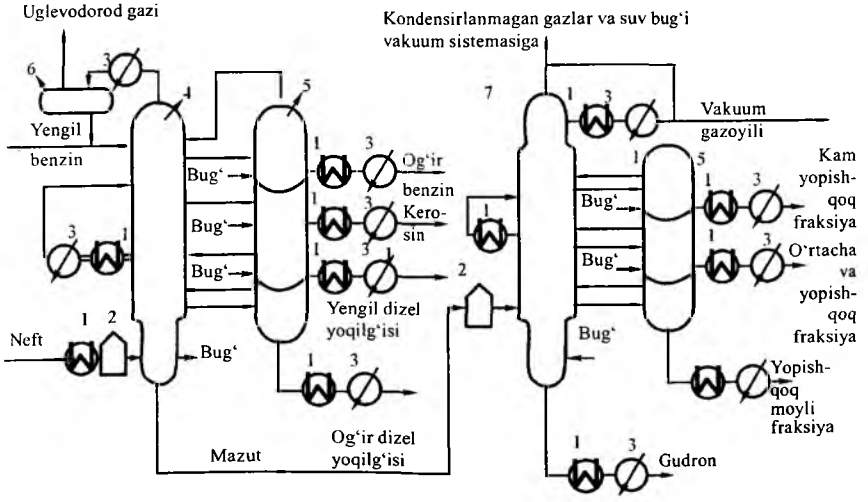

***4.1-rasm.*** Neftni qayta ishlash kimyoviy kompleksi: *1* – neftni birlamchi ishlash (AVT uskunalarida); *2* – mazutni vakuumda haydash (VT uskunasida); *3* – vakuum gazoylini gidrotozalash; *4* – gazoylni katalitik krekinglash; *5* – benzinni gidrotozalash; *6* – benzin reformingi; *7* – riformatni ajratish; *8* – kompaundlash (aralashtirish); *9* – benzin pirolizi; *10* – piroliz smolasini qayta ishlash; *11* – piroliz gazini ajratish; *12* – benzolni alkillash; *13* – stirol ishlab chiqarish; *14* – polistirol ishlab chiqarish; *15* – polietilen ishlab chiqarish; *16* – polipropilen ishlab chiqarish; SG – suvli gaz.

### 4.2.2. Neftni birlamchi haydash

Neftni qayta ishlashning birlamchi va ikkilamchi usullari ma'lum bo'lib, neftni haydash orqali fraksiyalarga ajratish, ikkilamchi jarayonlarga neftni destruksiyalash (kimyoviy ishlash) va neft mahsulotlarini tozalash kiradi. Haydash fraksiyalari komponentlarning qaynash temperaturalari intervali bilan farqlanadi.

Birlamchi haydashga neft va mazutni atmosferada haydash kiradi. Bu usul neftni fraksiyalarga ajratib ishlatish yoki tovar mahsulotlari sifatida boshqa korxonalarga uzatishni nazarda tutadi. Birlamchi haydash tegishlicha atmosferadagi trubkasimon (AT) yoki vakuumli trubkasimon (VT) yoki atmosfera-vakuumli trubkasimon (AVT) uskunada amalga oshiriladi. AT uskunasida benzin, kerosin, dizel va mazut fraksiyalarida murakkabroq jarayonlar amalga oshiriladi. Ular mazutdan olinuvchi gazoylli, moyli fraksiyalar va gudron; ikkilamchi qayta jarayonlarda moylovchi moylar, koks, bitum va boshqa neft mahsulotlari olishda qo'llaniladi.

AVT uskunasida neftni birlamchi haydashning prinsipial sxemasi 4.2-rasmda keltirilgan.




*4.2-rasm.* Neftni birlamchi haydash qurilmasining sxemasi (ATV yoqilg'i-moy): *1*–issiqlik almashtirgich; *2*–trubali pech; *3*–sovutgich, (kondensator-sovutgich); *4*–atmosfera-kolonna; *5*–haydash kolonnasi; *6*–gaz separatori; *7*–vakuum kolonna.

Quyida G'arbiy Sibirdan olinuvchi neftning AVT-6 uskunasida haydalishidan hosil bo'lgan mahsulotlar tarkibi berilgan (% da):

| | |
|---|---|
| Gaz | 1,1 |
| Fraksiyalar, °C da: | |
| 62 gacha | 4,1 |
| 62–85 | 2,4 |
| 85–120 | 4,5 |
| 120–140 | 3,0 |
| 140–180 | 6,0 |
| 180–240 | 9,5 |
| 240–350 | 19,0 |
| 350–460 | 21,0 |
| Gudron | 28,4 |
| Yo'qotishlar | 1,0 |

**Uglevodorod gazi,** asosan, propan va butanlardan iborat bo'lib, erigan holda qayta ishlanuvchi neft tarkibida bo'ladi. Propan-butan fraksiyasini turmushda yoqilg'i sifatida ishlatish uchun gaz fraksiyalovchi uskunalarda individual uglevodorodlarga ajratiladi.

**Benzin fraksiyalari** (62–180°C) izomerlanishning ikkinchi jarayonlari va katalitik riformingda individual uglevodorodlar (benzol, toluol, ksilollar), yuqori oktanli avtomobil va aviatsiya benzinlari olish uchun xomashyo bo'lib xizmat qiladi; ular pirolizda etilen olish uchun ishlatiladi.

**Kerosin fraksiyalari** (120–240°C) tozalanib reaktiv dvigatellar uchun yoqilg'i va lok hamda bo'yoqlar (uayt-spirit) sifatida ishlatiladi.

**Dizel fraksiyalari** (140–340°C) dizel yoqilg'isi va deparafinlash orqali suyuq parafinlar olishda ishlatiladi.

**Mazut** – neftni atmosferada haydashdan qolgan qoldiq bo'lib, o'choq yoqilg'isi va ikkilamchi qayta ishlash jarayonlarda xomashyo sifatida qo'llaniladi (katalitik kreking, gidrokreking).

**Gudron** – mazutni vakuumda haydashdan qolgan qoldiq bo'lib deasfaltlanadi, kokslanadi va bitum ishlab chiqarishda qo'llaniladi.

So'nggi yillarda haydashning mujassamlashgan va katalitik jarayonlari rivojlantirilib, kombinasiyalangan uskunalardan foyda-

lanilmoqda. Bunday uskunalar ajat quvvati shunday bo'lgan uskunalarga qaraganda bir muncha serxarajat hisoblanadi.

Ularda oqimlar issiqligi ancha ratsional ishlatiladi, suv va elektr energiyasini iqtisod qiladi. LK-6U uskunasida neftni haydash gidrotozalash, katalitik riforming va gazni fraksiyalash bilan mujassamlashtirilgan. Neftni qayta ishlash uskunasining quvvati yiliga 6 million tonnani tashkil etadi.

### 4.2.3. Uglevodorodlarning katalitik riformingi

Neft kimyosi kompleksidagi katalitik riformingning asosiy maqsadi quyidagilardir:

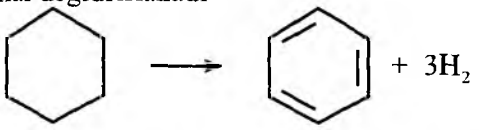
1) past oktanli benzin fraksiyalarini benzinning yuqori oktanli komponentlariga aylantirish;

2) benzin fraksiyalarini katalizatga aylantirib, undan aromatik uglevodorodlar (benzol, toluol, etilbenzol, ksilollar)ni ajratish.

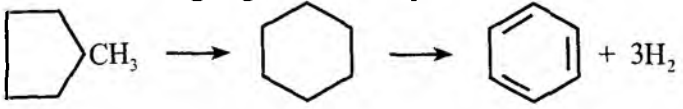
Katalitik riforming yuqori temperaturalarda (480–530°C) vodorod muhitida nisbatan past bosim (2–4 MPa)da va maxsus katalizatorlar ishtirokida olib boriladi. Jarayonda ortiqcha miqdorda vodorod hosil bo'ladi, vodorodli gaz sifatida (80% gacha $H_2$) chiqarib yuboriladi va gidrirlash jarayonida ishlatiladi.

Katalitik riforming – murakkab kimyoviy jarayon bo'lib, unda aromatik uglevodorodlar hosil bo'luvchi reaksiyalar amalga oshadi:

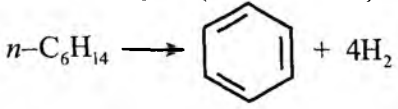
olti a'zoli naftenlar degidrirlanadi




besh a'zoli naftenlarning degidrosiklizatsiyasi

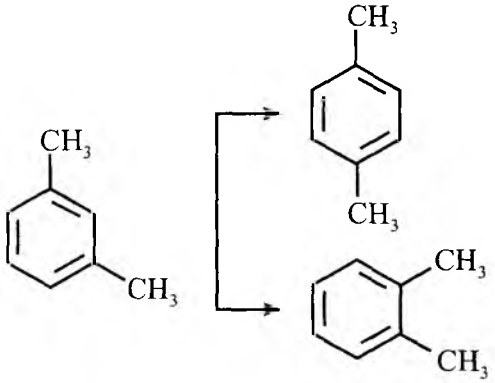



parafinlarning digidrosiklizatsiyasi (aromatlanishi)



parafin va aromatik uglevodorodlarning izomerizatsiyasi

$$n\text{–}C_6H_{14} \rightarrow \text{izo–}C_6H_{14}$$



Katalitik riformingning asosiy reaksiyalari – naftenlarni degidrirlash va parafinlarni digidrosiklizasiyalash bo'lib, yuqori issiqlik effekti bilan boradi. Metilsiklogeksanning toluolga degidrirlanish issiqligi ishchi temperaturada 800 K da 2212 kJ/kg ni, n-geptanni toluolgacha degidrirlash esa 2539 kJ/kg ni tashkil etadi.

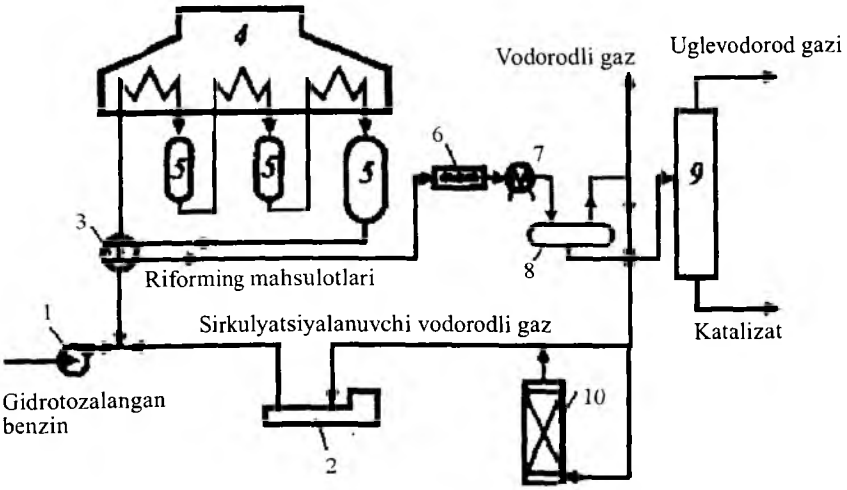
Riforming jarayonidagi aromatlashtirishning asosiy reaksiyalari uglevodorodlarning izomerizatsiyasi va gidrokrekingi bilan o'tadi. Izomerizatsiya reaksiyasining issiqligi uncha katta bo'lmay, riformingning asosiy qismi reaksiyalar endotermik effektini qoplashga sarflanadi. Aromatlashtirish reaksiyalari yuqori temperaturalarda amalga oshadi. Riforming jarayoni temperaturasi qo'llanilayotgan katalizatorga bog'liq bo'lib, 740–800 K ga boradi.

Termodinamikaga muvofiq riforming jarayonida bosim oshirilishi to'sqinlik qiladi. Lekin vodorodning yuqori bosimi krekingdagi qo'shimcha reaksiyalarda hosil bo'luvchi to'yinmagan uglevodorodlarni to'yintirishda zarur bo'ladi. Vodorod parsial bosimi kam bo'lganda to'yinmagan uglevodorodlarning zichlanib koksga aylanishi katalizator yuzasida amalga oshadi. Yuqori bosim va vodorod ko'pligi kokslanishning oldini oladi. Vodorodning parsial bosimi yuqoriligi riforming vaqtida vodorodli gazning sirkulyatsiyasi tufayli amalga oshadi. Sirkulyatsiyalanayotgan vodorodli gaz va

suyuq fazali xomashyoning mol nisbati 6:1 dan 10:1 gacha boradi. Sirkulyatsiyalangan gazdagi vodorodning optimal konsentratsiyasi 80–90 % (hajmiy).

Katalitik riformingda bifunksional geterogen katalizatorlar qo'llaniladi. Ushbu katalizatorlar tarkibida metallar (platina, platina va reniy, platina va iridiy)ni saqlab, bular degidrirlash va gidrirlash reaksiyalarini katalizlaydi. Katalizatorlar uchun galogenlar bilan promotorlangan alyuminiy oksidi tashitgichlar rolini bajarardi. U kislotalik xususiyatiga ega bo'lib, uglevodorodlar izomerizatsiyasi va krekingini tezlatadi. Riforming katalizatorlarida parafin uglevodorodlari digidrosiklizasiyasi reaksiyalari ham amalga oshadi. Rossiya korxonalarida tarkibida tegishlicha 0,65 % va 0,64 % platina bo'lgan va $\gamma$-$Al_2O_3$ joylashtirilgan alyumoplatina katalizatorlaridan foydalaniladi.

Asosiy reaksiyalari endotermik bo'lgan katalitik riforming jarayoni adiabatik reaktorlarda amalga oshiriladi. Sanoatdagi riforming qurilmalari odatda ketma-ket ishlaydigan uchta yoki to'rtta




***4.3-rasm.*** Katalitik riforming qurilmasining sxemasi:
*1*–xomashyo nasosi; *2*–sirkulyatsiyani amalga oshiruvchi kompressor; *3*–issiqlik almashtirgich; *4*–ko'p kamerali trubkali pech; *5*–reaktorlar; *6*–havosovutgich; *7*–suvsovutgich; *8*–separator; *9*–stabillovchi (bir xillashtiruvchi) kolonna; *10*–adsorber-quritgich.

reaktordan iborat bo'lib, orada pechdagi bug'-gaz aralashmasi bilan isitib turiladi. Riforming qurilmasi sxemasi 4.3-rasmda keltirilgan.

Qurilma ishi quyidagi ko'rsatkichlar bilan tavsiflanadi:

| | |
|---|---|
| Katalizator | AP-64 |
| Reaktorga kirishdagi temperatura, °C | 480 |
| Reaktorda temperaturaning pasayishi, °C | 60 |
| Bosim, MPa | 3,5 |
| Hajmiy tezlik, $s^{-1}$ | 1,5 |
| Sirkulyasiya tezligi | 1800 |
| Xomashyodagi miqdori, % (mas.) | 36 |
| Katalizatning chiqishi, % (mas.) | 77 |
| Katalizatdagi aromatik uglevodorodlar miqdori, % (mas.) | 64 |

Riforming qurilmalaridagi benzol bo'yicha yiliga 600 ming tonna ish unumiga ega aksial reaksion aralashma o'tishga mo'ljallangan adiabatik reaktor korpusining ichki diametri 3 m va balandligi 9,4 m ishlangan. Korpus uglerodli po'latdan tayyorlangan bo'lib, ichki futerovkasi 0,15 m qalinlikdagi torkret-betondan ishlangan. Bosim pasayishi 1,6 MPa ga yetadi. Yiliga bir million tonnalik xomashyoga mo'ljallangan qurilmalarda gidravlik qarshilik silindrik qavatli katalizator va gaz radial sur'atda harakatlanuvchi reaktor hisobiga amalga oshiriladi. Riforming reaktorlarida ishlatiluvchi katalizator ish davomida zichlanish mahsulotlari (koks) bilan dezaktivlanadi. Shu bois u davriy ravishda oksidlab, regenerasiyalab turiladi.

Riforming qurilmalarida turli konstruksiyali pechlar qo'llaniladi. Ikki tomoni nurlantiriluvchi zmeeviki vertikal pechlar eng ma'quli hisoblanadi. Vodorodli gaz sirkulyasiyasi elektr dvigatelli yuritmaga ega markazdan qochma kuch (yoki bug' turbinalari) yordamida amalga oshiriladi.

Riforming jarayoni katalizati neft kimyosi kompleksi sxemasining ikki alternativ varianti bo'yicha qayta ishlanadi:

– avtomobil benzini olish;

– aromatik uglevodorodlar olish (benzol, toluol, etilbenzol, ksilol izomerlari).

Birinchi variant amalga oshirilishida benzin qo'shimcha ravishda stabillashtiriladi, bunda gazlar – propan va butan chiqarib tashlanadi. Ushbu maqsadda ko'proq dietilenglikol, trietilenglikol

va sulfolan qo'llaniladi. So'nggi vaqtlarda yuqori konsentratsiyali aromatik uglevodorodlar olish imkonini beruvchi va yuqori tanlash xususiyatiga ega bo'lgan N-metilpirrolidol ishlatila boshlandi.

Aromatik uglevodorodlarni ekstraksiya qilish sxemasi 4.4-rasmda keltirilgan.

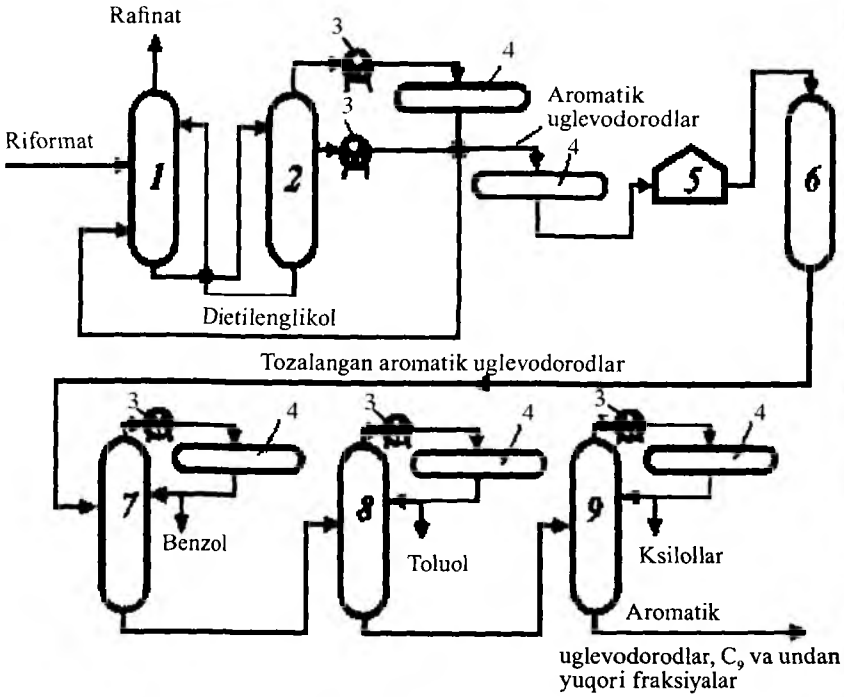
Erituvchidan ajratilgan katalizatning noaromatik qismi rafinat deb ataladi, normal va izotuzilishli parafin uglevodorodlari aralashmasidan iborat bo'ladi: *izoparafinlar* – 51,7 %, *n* – *parafinlar* – 36,5 %, naftenlar – 10,7 %, aromatik uglevodorodlar – 1,1 %. Rafinat olefinlar ishlab chiqarishda piroliz xom ashyosi yoki xalq xo'jaligining turli jabhalarida qo'lllaniluvchi erituvchilar sifatida qo'llaniladi.

Aromatik uglevodorodlar aralashmasi rektifikatsiya orqali tovar holidagi benzol, toluol, etilbenzol va ksilolga ajratiladi. m- va n- ksilol izomerlarini rektifikatsiya bilan ajratib bo'lmaydi, shu bois ularning qotish temperaturalari orasidagi katta farqdan foydalangan holda (tegishlicha – 47,9°C va + 13,3°C) past temperaturali kristallanishdan foydalaniladi. Keyingi yillarda past temperaturali kristallanish o'rniga seolitlarda desorbsion ajratishdan ham foydalanilmoqda. Sanoatda amalga oshirilgan «Pareks» jarayoni (150–180°C va 0,6–1,0 MPa)da seolitda *n* va *m*-ksilolning ajratilish koeffitsiyenti 3,75 ni tashkil etadiki, bu *n*-ksilolning adsorbsiyalangan xususiyati yuqoriligidan darak beradi. Desorbent sifatida «Pareks» jarayonida dietilbenzol qo'llaniladi. Desorbsiyadan keyingi ekstrakt *n*-ksilol bilan desorbent–*n*-dietilbenzol aralashmasidir, ($T_{qayn.}$ = 183,6°C) yengil haydaladi. Desorbent yopiq kontur bo'lgan desorbsiya – haydash – desorbsiyada sirkulyasiyalanadi.

### 4.2.4. Uglevodorodlar pirolizi bilan olefinlar olish

Quyi olefinlar (etilen va propilen) neft kimyosi sintezida ko'p qo'llaniladigan xomashyodan hisoblanadi. Bulardan etilan ko'p tonnajlisi bo'lib, undan keyin propilen va butilenlar turadi.

Etilen ishlab chiqarish yil sayin o'sib bormoqda. Hozirgi paytda dunyo miqyosida yiliga 30 mln. tonna etilen olinmoqda. Uning ma'lum qismi etilspirti, polietilen, stirol, vinilxlorid, etilenxlorid va boshqa mahsulotlar ishlab chiqarishga sarflanadi. Vatanimizdagi




***4.4-rasm.*** Aromatik uglevodorodlar ekstraksiyasi qurilmasining sxemasi:
*1* – ekstraksiya kolonnalari; *2* – erituvchini bug'latish kolonnasi; *3* – sovitgichlar; *4* – idishlar (hajmlar); *5* – pech; *6* – adsorbent (loy, tuproq) bilan tozalovchi kolonna; *7* – benzol kolonnasi; *8* – toluol kolonnasi; *9* – ksilol kolonnasi.

«Sho'rtan» kimyo kompleksining o'zida yiliga 125 ming tonna polietilen olinib, xalq xo'jaligining turli sohalarida ishlatilmoqda. Yaqin vaqtlarda bu ko'rsatkich 150 ming tonnaga yetkaziladi. MDH davlatlari va boshqa qo'shni mamlakatlarga qilinayotgan eksport yanada ko'paytirilishi ko'zda tutilgan.

Propilen ishlab chiqarishga ham ahamiyat kuchaytirilmoqda. Ma'lumki, undan izopropil spirt, akrilonitril, polpiropilen, gliserin, izopropilbenzol, n-butil spirti olinadi.

Keyingi yillarda quyi olefinlar olishning asosiy jarayoni etilen olishga qaratilgan bo'lib, uglevodorodlar xomashyosini piroliz qilishni ko'zda tutadi. Ayni vaqtda etilen bilan birga propilen, butilenlar va butadien hosil bo'ladi. Ushbu jarayonda hosil bo'luvchi

suyuq mahsulotlar (piroliz smolasi) izopren, siklopentadien, benzol, toluol, ksilollar stirol va naftalin kabi birikmalarga egaligi ham amaliy ahamiyat kasb etadi.

Piroliz yuqori temperatura ta'sirida uglevodorodlarni to'la parchalovchi jarayonlardan hisoblanadi. Parafin, naften va yuqori olefinli uglevodorodlar yuqori temperaturalarda termodinamik jihatdan nostabilligi ma'lum. Masalan, bunda parafinlar ikki yo'nalishda uglerod atomlari orasidagi C–C bog'ning va C–H–bog'ning uzilishi natijasida qator to'yinmagan va to'yingan uglevodorodlarni hosil qiladi. Buni propanning parchalanishida ko'ramiz:

$$CH_3 - CH_2 - CH_3 \rightarrow CH_2 = CH_2 + CH_4 \text{ (I)}$$
$$CH_3 - CH_2 - CH_3 \rightarrow CH_3 - CH = CH_2 + H_2 \text{ (II)}$$

Birinchi (I) reaksiya termodinamik jihatdan puxtaroq hisoblanadi, bunga C–C bog'i uzilishi energiyasining C–H bog'inikiga qaraganda kamroq ekanligi sababdir. Ikkala yo'nalishdagi reaksiyalar issiqlik yutilishi va hajmning ortishi bilan amalga oshadi. Bunga yuqori temperatura va past bosim yetarlidir. Piroliz jarayonida uglevodorodlarning parsial bosimi xomashyoni suv bug'i bilan suyultirish vositasida pasaytiriladi.

Pirolizda o'tuvchi ikkilamchi reaksiyalar soni ko'pligi bilan xarakterlanadi. Bunda parafin zanjirlari, naftenlar halqalari va alkilar romatik uglevodorodlarning alkil guruhlari izomerizasiyasi, oltita va undan ortiq uglerod atomiga ega olefinlar siklizasiyasi va digidrosiklizasiyasi, dienlar siklizasiyasi, olefinlar va dienlar polimerizatsiyasi, aromatik uglevodorodlar kondensatsiyasi amalga oshadi. Natijada piroliz smolasi tarkibida ko'pgina muhim birikmalar hosil bo'ladi. Ikkilamchi reaksiyalar parchalanish reaksiyalariga qarshi o'laroq issiqlik ajralishi va hajm kamayishi bilan boradi, bunda biroz bosim oshirilishi va uncha yuqori bo'lmagan temperaturaning ko'tarilishi yetarlidir. Pirolizda zichlanish mahsuloti bo'lgan koks hosil bo'lishini kamaytirish maqsadida jarayonda suv bug'i qo'shib ishlatiladi.

Hozirgi vaqtda pirolizda xomashyo sifatida ko'proq benzin yoki benzin-rafinatdan ham foydalanilmoqda. Jarayonni o'tkazish sharoiti va benzin pirolizi mahsulotlarining chiqishi 4.1-jadvalda keltirilgan.

*4.1-jadval*

**Benzinni piroliz qilish jarayoni sharoitlari va mahsulotlari tarkibi**

| Ko'rsatkich | Benzin | Benzin-rafinat |
|---|---|---|
| Xomashyo haydalish intervali, °C | 52–163 | 58–126 |
| Piroliz temperaturasi, °C | 840 | 830 |
| Suv bug'i bilan suyultirish, % (mas.) | 50 | 50 |
| Reaksiyaning o'tish vaqti, s | 0,48 | 0,6 |
| Chiqish, % (mas.) | | |
| $H_2$ | 1,1 | 1,0 |
| $CH_4$ | 15,4 | 13,7 |
| $C_2H_2$ | 0,4 | 0,4 |
| $C_2H_4$ | 26,3 | 26,4 |
| $C_2H_6$ | 3,8 | 3,1 |
| $C_3H_4$ | 0,6 | 0,4 |
| $C_3H_6$ | 16,1 | 15,2 |
| $C_3H_8$ | 0,5 | 0,5 |
| $C_4H_6$ | 4,6 | 3,8 |
| $C_4H_8$ | 4,6 | 7,0 |
| $C_4H_{10}$ | – | 0,1 |
| Chuqur parchalanish va zichlanish mahsulotlari (piroliz smolasi), % (mas.) | 26,6 | 28,4 |

Jadvaldan ko'rinadiki, bu ikkala jarayon mahsulotlari tarkibi deyarli bir bo'lib, ularning chiqishida ozroq farq qiladi. Ikkinchi jarayonda metan va etan kamroq chiqadi, buning hisobiga dienlar chiqishi biroz ortadi.

Etilen olishning kimyoviy texnologik sxemasi (KTS) quyidagi tizimlarni o'z ichiga oladi:

uglevodorodlar pirolizi;

piroliz gazini kompromirlash;

og'ir uglevodorodlarni chiqarib yuborish;

piroliz gazini seolitlarda quritish;

piroliz gazini ajratish (fraksiyalash);

oltingugurt vodorod, uglerod dioksidi va asetilenni piroliz gazidan ajratish.

Benzindan etilen va propilen olishning KTS blok-sxemasi 4.5-rasmda keltirilgan. Bunda benzin va retsirkullanuvchi etan pirolizga kiritiladi. Piroliz mahsulotlari (piroliz) birlamchi fraksiyalashga

yo‘naltiriladi, bunda yengil va og‘ir smolalar piroliz gazlaridan ajratiladi. Piroliz gazi oltingugurt va uglerod dioksididan tozalanadi, bir yo‘la og‘ir fraksiyalar ($C_5$ va yuqorilar ajratiladi). Quritilgan piroliz gazi bo‘linadi. Bunda sovutish yo‘li bilan metan va vodorod ajratib olinadi. Etan va etilen fraksiyasi selektiv gidrirlash usulidan foydalanib, asetilendan tozalandi, 99,9% li konsentratsiyali etilen va etanga ajratiladi. Etan pirolizga qaytariladi.

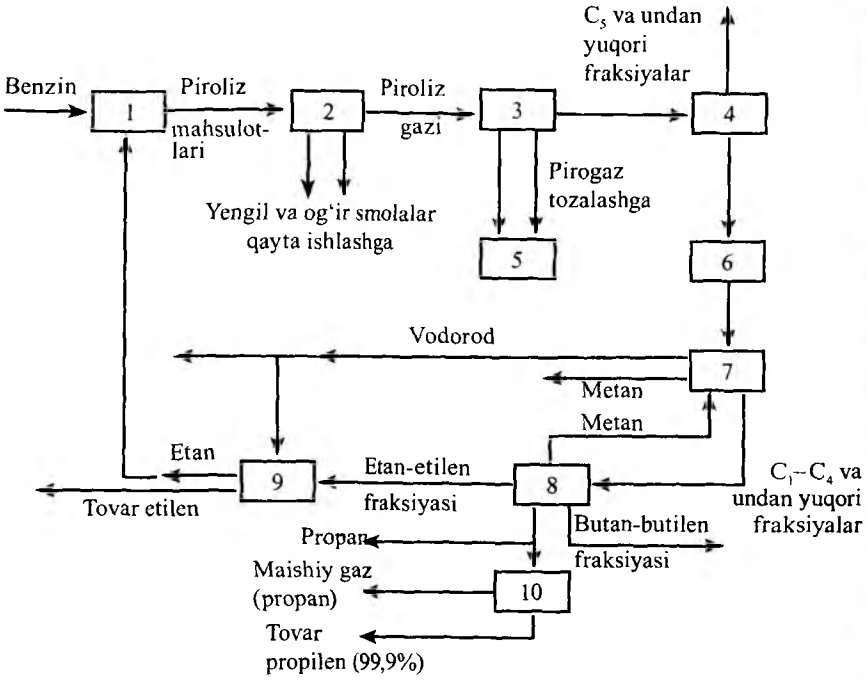
Propan-propilen fraksiyasi propilen va propan fraksiyalariga ajratiladi. Propan pirolizga qaytariladi yoki turmushda qo‘llaniladigan suyultirilgan gazga aylantiriladi, propilen esa 99,9% li konsentratsiyada polipropilen yoki boshqa neft kimyosi mahsulotlari olishga yo‘naltiriladi.

$C_4$ fraksiyasi maxsus qurilmalarga butilenlar va butadien olish maqsadida yo‘naltiriladi.

Benzinlar pirolizida 20–30% gacha suyuq mahsulotlar (piroliz smolalari) hosil bo‘ladi. Yiliga 300 ming tonna etilen (EP-300) ishlab chiqaradigan qurilmalarda yiliga 250–300 ming tonnaga yaqin suyuq mahsulotlar hosil bo‘ladi. Shu bois ularni chiqindi sifatida emas, balki qimmatli mahsulotlar olish uchun kompleks ravishda ishlash ko‘zda tutiladi. Hozirgi vaqtda pirolizga benzol, ksilol, siklopentadien, siklopenten, izop-pren, stirol, naftalin, neft-polimer smolasi olishning asosiy manbalaridan biri sifatida qaraladi. Bular bilan bir qatorda texnik uglerod, erituvchilar va boshqa ba’zi moddalar ham shu yo‘lda hosil qilinadi. Rossiyada ishlab chiqariluvchi benzolning 20% i piroliz smolasidan olinmoqda. Bu yo‘lda olinuvchi benzol tannarxi ham 20–30% arzonlashdi.

Piroliz smolasining yengil qismidan 6–7% benzol, 4–5% touol, 2% gacha toluol, 1% atrofida stirol hosil bo‘ladi (xomashyo miqdoridan).

Piroliz smolasining yengil fraksiyasi (qaynash temperaturasi 70°C) dan past bo‘lgan 30% siklopentadien va 10% izoprenga ega bo‘linadi. Og‘ir smola (qaynash temperaturasi 190°C) o‘z tarkibida naftalin va kondensirlangan aromatik uglevodorodlar saqlaydi. Piroliz smolasi fraksiyalarga ajratilgach, ularning har biri qayta ishlashga yuboriladi. 70°C gacha bo‘lgan fraksiyadan izopren bilan siklopentadiyen ajratiladi,




***4.5-rasm.*** Quyi olefinlar (etilen va propilen)ni olish sxemasi:
*1*–piroliz; *2*–birlamchi fraksiyalash; *3*–komprimirlash; *4*–og'ir uglevodorodlarni ajratish; *5*–pirogazni oltingugurt vodorod va uglerod dioksididan tozalash; *6*–quritish; *7*–vodorodni sovutish va ajratish; *8*–piroliz gazini taqsimlash; *9*–asetilendan tozalash; *10*–metil asetilendan tozalash, propan va propilenni ajratish.

70–130°C li fraksiya gidrirlanadi. So'ngra undan benzol ajratib olinadi (shu jumladan, toluolni gidroalkillashdan hosil bo'luvchi mahsulot ham). 130–190°C li fraksiyadan ksilollar bilan solvinit ajratiladi. Ushbu fraksiyadan lakli qoplamalar uchun ishlatiluvchi rangsiz polimer smolalarni ajratib olish mumkin bo'ladi.

Etilen ishlab chiqarishning samaraliligi piroliz qurilmasiga bog'liq bo'ladi, bunda asosiy jarayonlar pirogaz pirolizi va uni sovitishdan iborat. Issiqlik xarajatlariga xomashyoni va suvni oddiy temperaturadan qaynaguncha, bug' – gaz aralashmasini piroliz temperaturasigacha va uglevodorodlarni endotermik parchalashgacha isitish energiyasi kiradi. Uglevodorodlarni parchalash reaksiyasi issiqlik effekti 1000–2500 kJ/kg ga yetadi, bunda tarkib va parcha-

lanish sifati ham hisobga olinadi. Piroliz jarayoni uchun bo'ladigan issiqlik sarfi hammasi bo'lib 3800–6300 kJ/kg ni tashkil etadi.

Piroliz jarayonida parchalanish reaksiyasi uchun sarflangan issiqlikni kompensasiyalovchi issiqlik foydali hisoblanadi. Shu bois jarayon foydali ish koeffitsiyenti (FIK)ni quyidagicha ifodalaymiz ($\eta$):

$$\eta = \frac{Q_u}{Q} = \frac{Q_u}{(Q_u + Q_x + Q_u)},$$

bu yerda: $Q$ – jarayonga berilgan issiqlikning umumiy miqdori; $Q_p$ – uglevodorodlarning parchalanish issiqligi; $Q_x$ – xomashyoni isitishga sarflangan issiqlik; $Q_u$ – suvni isitish, bug'latish va suv bug'ini o'ta isitishga sarflangan issiqlik.

Q ning qiymati xomashyo xili, temperatura va bug' bilan suyultirishga bog'liq bo'ladi.

Piroliz temperaturasi oshishi va suyultiruvchi bug' miqdori ko'payishi bilan issiqlik solishtirma sarfi ham ortadi. Bu jarayon issiqlik foydali ish koeffitsiyentining pasayishiga olib keladi, buni 4.2-jadval ma'lumotlaridan ko'rsa bo'ladi.

*4.2-jadval*

**Benzin pirolizi jarayonida issiqlik foydali ish koeffitsiyenti**

| Piroliz temperaturasi, °C | $\eta$ ning bug' bilan suyultirilgan qiymati, % [mas.%] | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 20 | 40 | 60 | 80 |
| 750 | 30,0 | 25,0 | 22,0 | 19,0 |
| 800 | 28,0 | 24,0 | 21,0 | 18,5 |
| 850 | 27,0 | 23,0 | 20,0 | 17,0 |

Piroliz jarayonining issiqlik effektivligi pirogazning trubkali pechdan keyingi issiqligi (regenerasiya)ni ishlatishga bog'liq bo'ladi. Mazkur holatda pirogaz issiqligi qurilmaning ikkilamchi energetik resursi hisoblanadi. Piroliz qurilmasining effektivligiga nazar tashlaylik. Umumiy holda qurilma foydali ish koeffitsiyenti ($\eta_{qur.}$) quyidagicha ko'rinishda ifodalanishi mumkin:

$$\eta_{qur.} = \frac{(Q_p + Q_{reg})}{Q_{umum.}},$$

bu yerda: $Q_{reg}$ – regenerasiya issiqligi, $Q_{umum.}$ – umumiy issiqlik; $Q_{umumiy}$ qiymati quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

$$Q_{umum} = BQ_q + \Delta h_x G_x + \Delta h_{sb} G_{vp} + \Delta h_{sb.} G_{sb.} + \Delta h_{m.s.} G_{m.s.} + Q_{e.e.},$$

bu yerda: $Q_q$ – yoqilg'ining quyi yonish issiqligi; B – piroliz pechidagi issiqlik sarfi; $\Delta h$ – entalpiyalar farqi; G – tegishlicha komopnentlar sarfi; tenglamadagi $\Delta h_x G_x$, $\Delta h_{s.b.} G_{s.b.}$, $\Delta h_{m.s.} G_{m.s.}$, $\Delta h_{b.q.} G_{b.q.}$ lar tegishlicha xomashyo, suyultiruvchi suv bug'i, mustahkamlovchi suv, bug'ning bug'lantirish kolonnasi va boshqa apparatlarga uzatiluvchi issiqligi miqdori; $Q_{e.e.}$ – issiqlikka aylantirilgan elektrolitik energiya sarfi bo'lib, u nasoslar, gaz haydash uskunasi va kompressorlar tomonidan uzatilgan texnologik oqimlarnikidir.

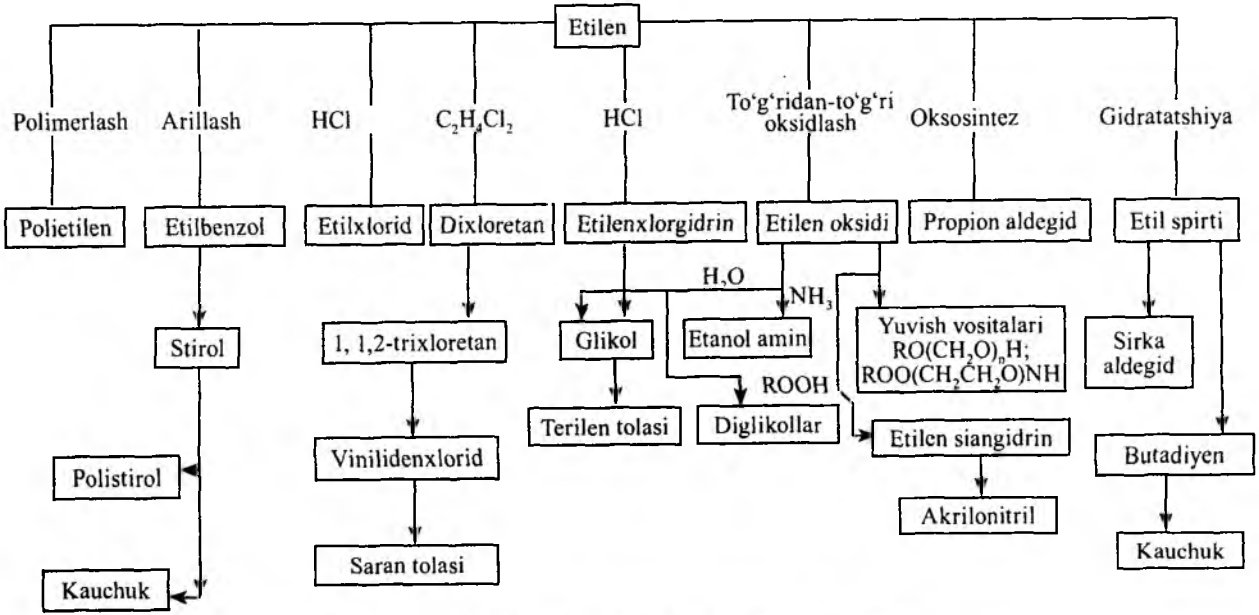
Oddiy piroliz qurilmasining issiqlik oqimlari va iqtisodliyligini aniqlaymiz. Benzin pirolizi bug' va temperatura 850°C (pech zmeevikidan chiqishda)da o'tkaziladi. Bug' gaz aralashmasini isitish va uglevodorodlarni termik parchalash uchun 4810 kJ/kg energiyaga ega xomashyo zarur bo'ladi. Yoqilg'i sifatida gaz ajratish qurilmasidan chiquvchi metanvodorodli yoqilg'i, energiyasi, $Q_s = 49700$ kJ/kg tashqariga chiqib ketuvchi tutunli gazlar temperaturasi t=400°C va pechda nurlanishga 5% atrofida energiya yo'qoladi (yoqilg'ining issiqlik sig'imiga qarab) deb qabul qilamiz. Pechning foydali ish koeffitsiyenti:

$$\eta_{umum.} \ll \frac{(Q_q\ q_x\ q_{yo} - (q_{y.i.} + q_{nurl.})}{Q_{umum.}} = 0,75,$$

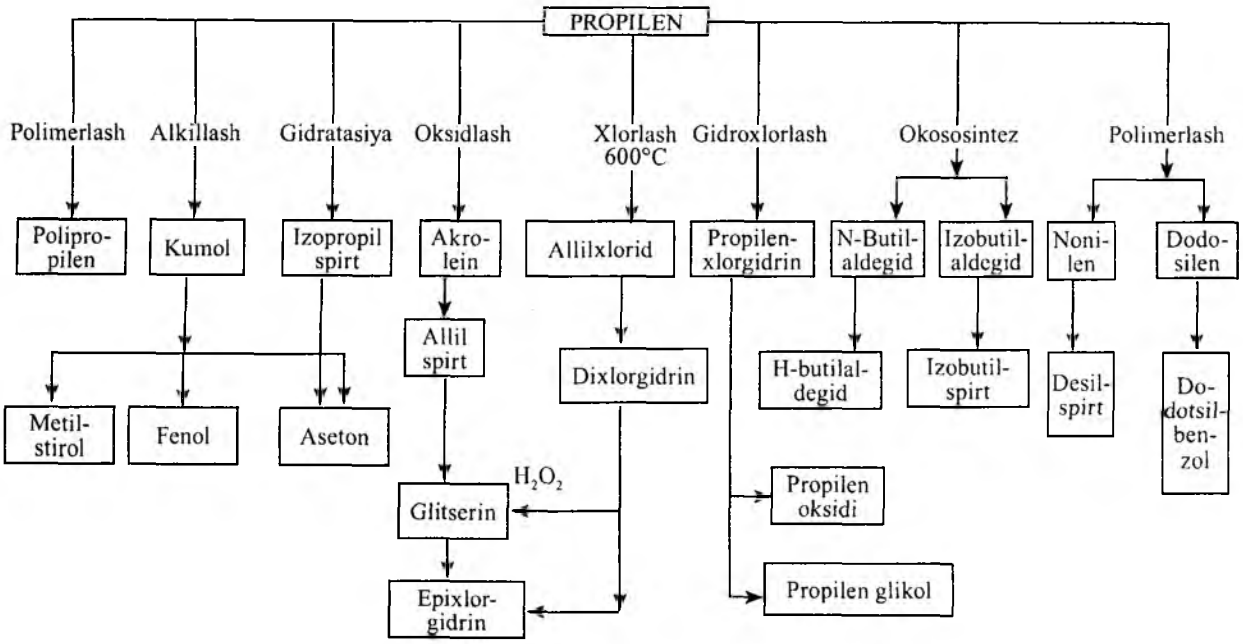
bu yerda: $q_h$ va $q_{yo}$ – pechga havo va yoqilg'i bilan olib kirilgan issiqlik; $q_{y.i.}$ – tashqariga chiqib ketuvchi gazlar bilan yo'qoluvchi issiqlik; $q_{nurl.}$ – nurlanish bilan yo'qoluvchi issiqlik.

Pech uchun topilgan foydali ish koeffitsiyentining qiymati uchun har bir kg uchun B=0,128 kg yoqilg'i zarur bo'ladi. Piroliz qurilmalarining foydali ish koeffitsiyenti $\eta_{pir.}$ ning amaliy qiymati 14–40% atrofidadir. Issiqlikni regenerasiya qilish qurilmasi foydali ish koeffitsiyentini $\eta_{qur.} = 25 \div 70\%$ gacha yetkazishga imkon beradi, bunda xomashyo turi va ikkilamchi energoresurslardan foydalanish darajasi ham muhim rol o'ynaydi.

Mamlakatimizda asetilen ham ishlab chiqariladi. U Navoiy kimyo korxonasida tabiiy gaz bo'lgan metandan olinadi. Bundan tashqari asetilen olishda alkillash, galogen yoki galogenvodorodlarni tortib olish va yuqorida aytilgan piroliz jarayonlaridan foydalanib, tabiiy xomashyodan yuqori temperaturada olinadi:

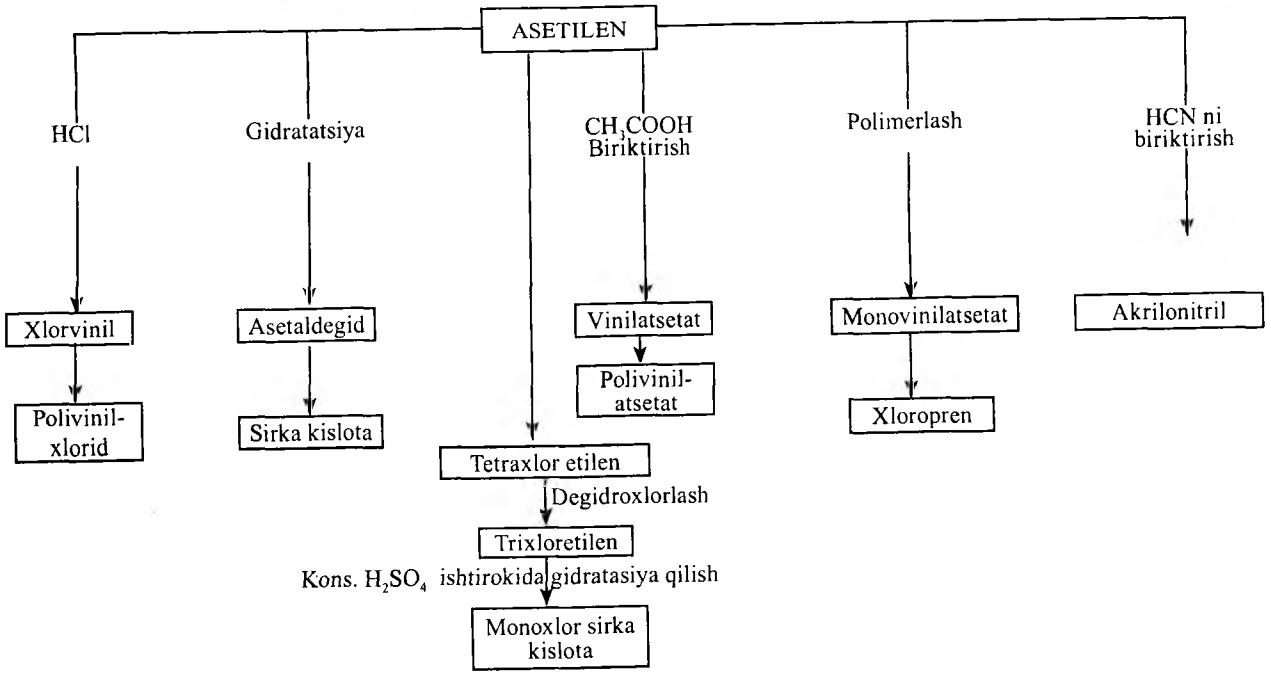



***4.6-rasm.*** Etilenni qayta ishlashning asosiy yo'nalishlari.

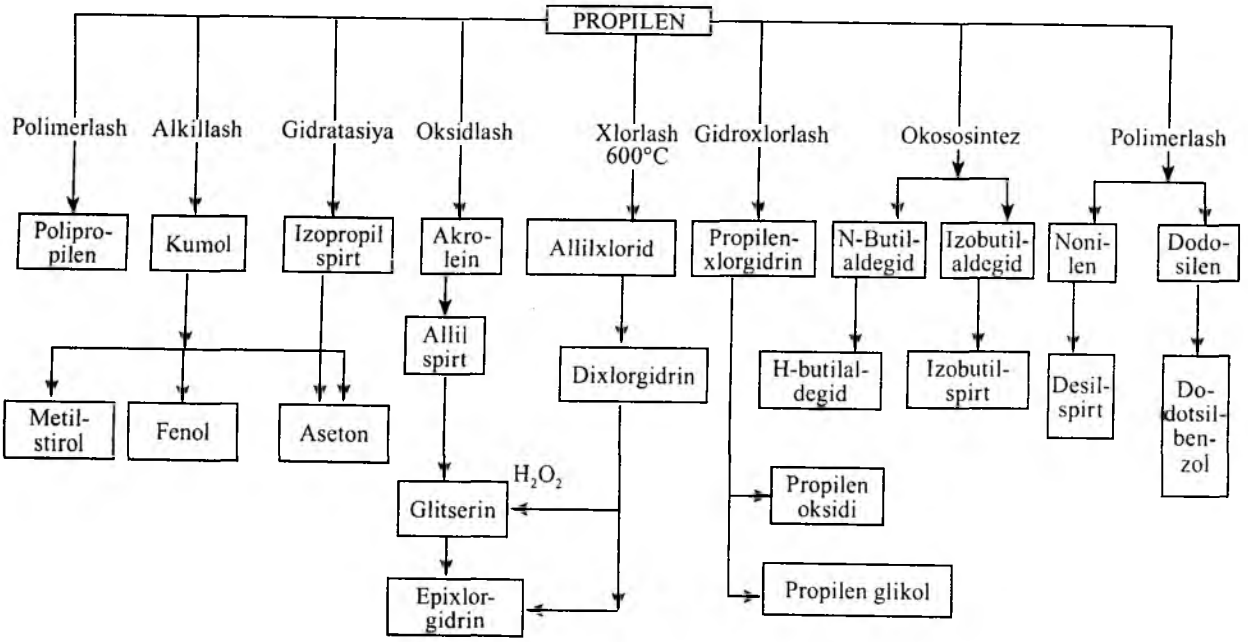



***4.7-rasm.*** Propilenni qayta ishlashning asosiy yo'nalishlari.



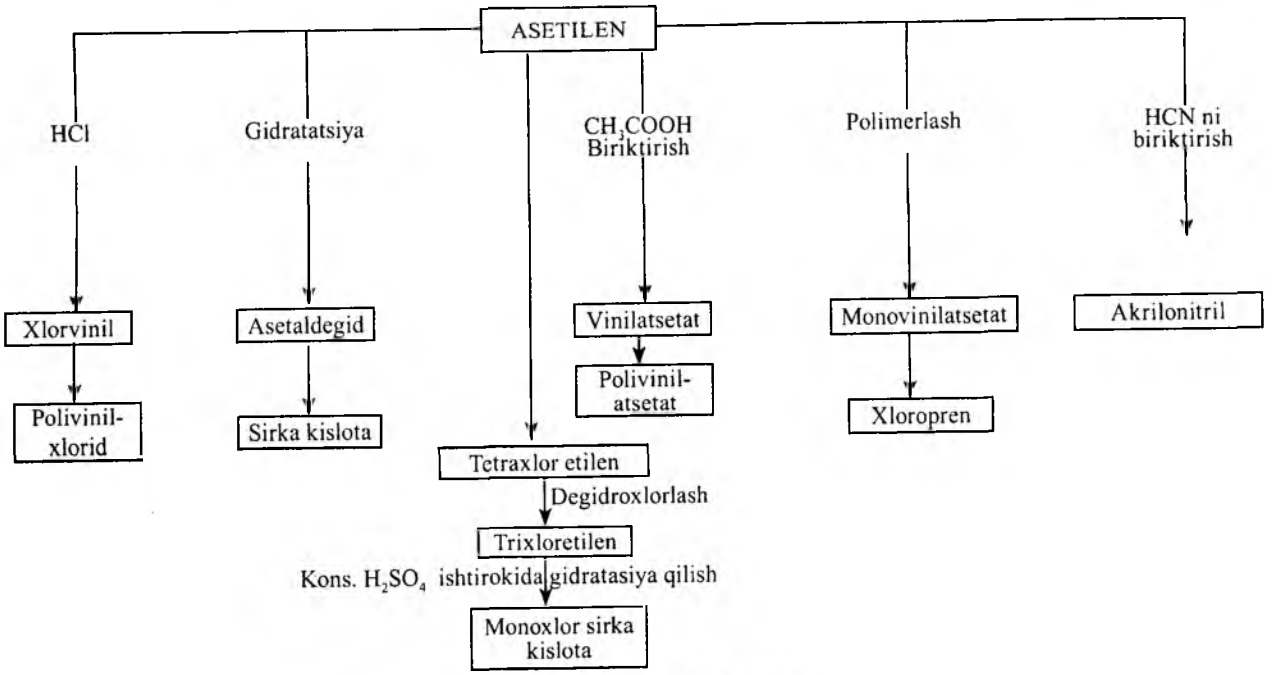



***4.8-rasm.*** Asetilen asosidagi sintezlar.




***4.7-rasm.*** Propilenni qayta ishlashning asosiy yo'nalishlari.






***4.8-rasm.*** Asetilen asosidagi sintezlar.

$$CH{\equiv}CH + NaNH_2 \xrightarrow[(NH_3)]{} CH{\equiv}CNa \xrightarrow{RBr} CH{\equiv}C{-}R$$

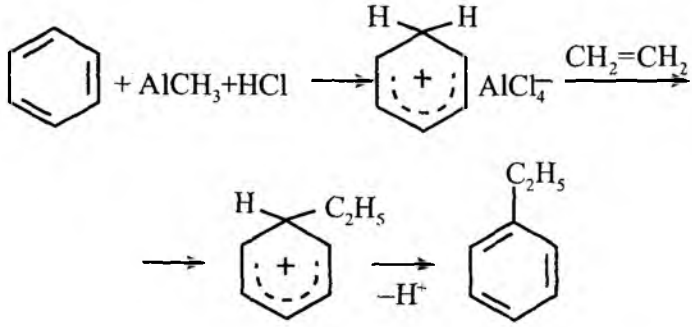
$$CH_3{-}CHCl_2 + 2KOH \longrightarrow HC{\equiv}CH + 2KCl + 2H_2O$$

$$2CH_4 \xrightarrow[1600^\circ C]{piroliz} HC{\equiv}CH + 3H_2$$

To'yinmagan uglevodorodlarni qayta ishlash orqali o'nlab xil turli mahsulotlar olinadi. Buni chizmalardagi sxemalarga qarab bilib olish mumkin (4.6-, 4.7-, 4.8-rasmlar).

### 4.2.5. Etilbenzol va dietilbenzol ishlab chiqarish

Etilbenzol $C_6H_5C_2H_5$ sanoatda asosan stirol sintezida xom ashyo sifatida qo'llaniladi. Etilbenzolning katta qismi benzolni etilen bilan alkillab olinadi va bir muncha kam miqdordagi qismini benzin riformingi mahsulotlaridan o'ta aniq rektifikatsiya orqali ajratib olinadi.




Alkillash reaksiyasi gaz fazada ham, suyuq fazada ham o'tkazilishi mumkin. Hozirgi vaqtda alyuminit xloridi katalizator sifatida qo'llaniluvchi suyuq fazali jarayon kengroq qo'llaniladi. Katalizatorni alyuminiy xloridni benzolda alohida eritib vodorod xloridi yoki xloretil (promotorlar) qo'shgan holda tayyorlanadi. Hosil bo'lgan katalizator kompleksi etilen bilan birikadi.

Katalizator kompleksi alohida apparatda tayyorlanadi va davriy suratda alkillash reaktoriga kirib turiladi. Alkillashda qo'shimcha reaksiyalar ham amalga oshadi (kreking, polimerlanish). Bular

orasida polialkillangan aromatik uglevodorodlarining hosil bo'lishi ahamiyatlidir. Hosil bo'luvchi mahsulotlar orasida mono-, di-, tri-, tetra- va undan yuqori alkillangan etilbenzollar aralashmasini ko'rish mumkin. Xomashyo oqimidagi benzol bilan etilenning optimal nisbatini tanlab monoetilbenzolning maksimal chiqishiga erishish mumkin, ammo polietilbenzollar hosil bo'lishining to'la ravishda oldini olishning iloji bo'lmaydi.

Alkillash reaksiyasi qaytardir, shu bois ham polialkilbenzollar alyuminiy xlorid ta'sirida benzol bilan birikib, etilbenzol hosil qiladi.

$$C_6H_4(C_2H_5)_2 + C_6H_6 = 2C_6H_5{-}C_2H_5.$$

Ushbu qayta alkillash reaksiyasi hamma etilen va benzolning reaktorda etilbenzolga aylanishini ta'minlaydi.

Alkilbenzollarning muvozanatdagi miqdorlari 4.3-jadvalda keltirilgan.

*4.3-jadval*

**Benzolni etilen bilan alkillash jarayonidagi reaksion massaning termodinamik muvozanat tarkibi**

| $C_2H_4:C_6H_6$ mol nisbatda | Alkilatdagi miqdor, % (mas.) | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | benzol | etilbenzol | dietilbenzol | trietilbenzol | tetraetilbenzol |
| 0,2 : 1 | 75,6 | 22,9 | 1,5 | 0,02 | – |
| 0,4 : 1 | 56,0 | 38,0 | 5,7 | 0,20 | – |
| 0,6 : 1 | 40,6 | 46,8 | 11,9 | 0,72 | 0,02 |
| 0,8 : 1 | 28,6 | 50,1 | 19,4 | 1,77 | 0,09 |
| 1,0 : 1 | 19,6 | 49,3 | 27,3 | 3,57 | 0,25 |

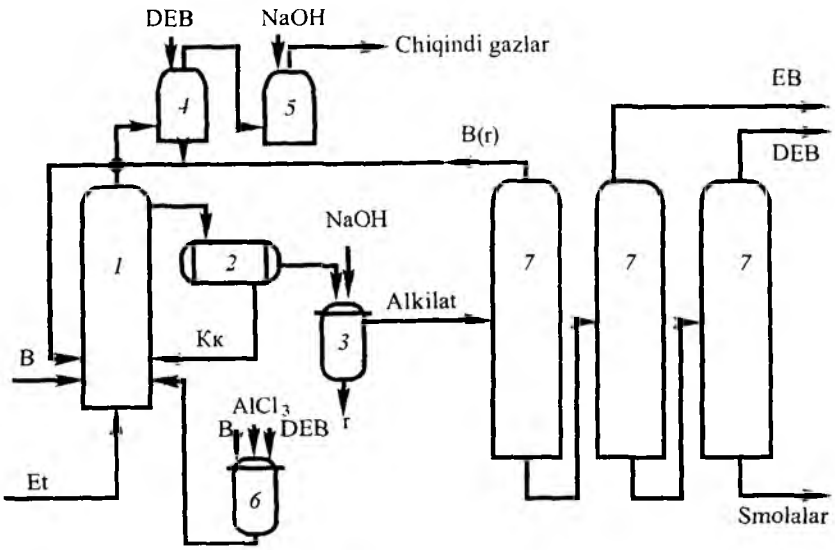
Alkillash va qayta alkillash jarayonlariga katalizator konsentratsiyasi (alyuminiy xloridning), promotor konsentratsiyasi (NSl), temperatura, kontakt vaqti, bosim, etilen va benzol nisbati kabi omillar ta'sir etishi o'rganilgan.

Sanoatda ishlab turgan texnologik sxemalar bir-birlaridan unchalik katta farq qilmaydi. Ularning biri 4.9-rasmda keltirilgan. Sxemada reaksiya uzeli (*1*, *2* apparatlar), rektifikatsiya orqali mahsulotni ajratib olish (*7* kolonnalar), katalizator tayyorlash (*6*) va ishlatilganini neytrallash (*3*), chiqarib yuborilayotgan gazlarni tozalash (*4*, *5*) kabilarga ahamiyat berish kerak bo'ladi.

Benzolni etilen bilan alkillash jarayoni kolonna xilidagi barbotaj rejimida ishlovchi reaktorda olib boriladi. Bir vaqtning o'zida alkillash bilan birgalikda polietilbenzollarni qayta alkillash ham amalga oshadi. Reaktorga benzol, polietilbenzollar, toza va retsirkullanuvchi katalizator kompleksi, gaz holidagi olefin kiritiladi. Reaksiya issiqligi reaktordagi benzolning bug'lanishi va uning bug'larni kondensasiyalash hamda resirkulyasiya orqali chiqarish hisobidan olib boriladi. Jarayon temperaturasi 80–130°C atrofida bo'lib, uni reaktordagi bosimni (0,1–0,6 MPa) boshqarish (u bug'lanish temperaturasiga bog'liqdir) orqali ushlab turiladi. Katalizator kompleksi bilan reaksion aralashma intensiv aralashtirib turilganda yuqori samaraga erishiladi, bunda turli polimerlar hosilalari vujudga kelishi kamayadi, kompleksning asosiy qismi o'z faolligini saqlab turadi. Demak, etilen barbotajiga katta ahamiyat berish kerak bo'ladi. Bu maqsadda 4.10-rasm, *a* da keltirilgan alkilatordan foydalaniladi.

Reaktorda gaz reaktor kesimi bo'ylab mayda forsunkalar orqali tarqaladi. Toza benzol va katalizator alohida shtuserdan etilen oqimi o'rtasiga kiritiladi. Bunda tez dispergilanish va reagentlar kontaktiga erishiladi. Resirkullyasiyalanuvchi benzol va katalizator kompleksi korpus yoni bo'ylab yonlama chiziqda kiritiladi (4.10-rasm, *b* da). Toza aliklat reaktor yuqori qismidan olinadi, katalizator va reaksion zonaga qaytariladi.

Reaktordagi kontakt vaqti berilgan temperaturada eng sekin jarayon – qayta alkillash tezligi bilan aniqlanadi. 130°C da u 60 minutga teng bo'ladi. Mazkur sharoitda etilenning to'la konversiyalanishiga va reaksion aralashmaning muvozanatdagi tarkibiga erishiladi, bu o'z navbatida olefin: benzol nisbatining dastlabki holatiga bog'liq bo'ladi. Odatda olefin: benzol = 1 : (2÷3) nisbatining (mol) shu miqdoridan foydalaniladi. Bunda reaksion massa tarkibi [% (mas.)] quyidagicha bo'ladi: benzol 45–56%; etilbenzol 36–41%; polialkilbenzollar 8–12. Bir tonna etilbenzol uchun sarflanadigan benzol miqdori 0,8 t, etilenniki 0,26 t, alyuminiy xloridniki 4–6 kg ni tashkil etadi. Reaksion hajm birligidan olinuvchi etilbenzol miqdori 200 kg/($m^3$ · soat)ga yetadi.

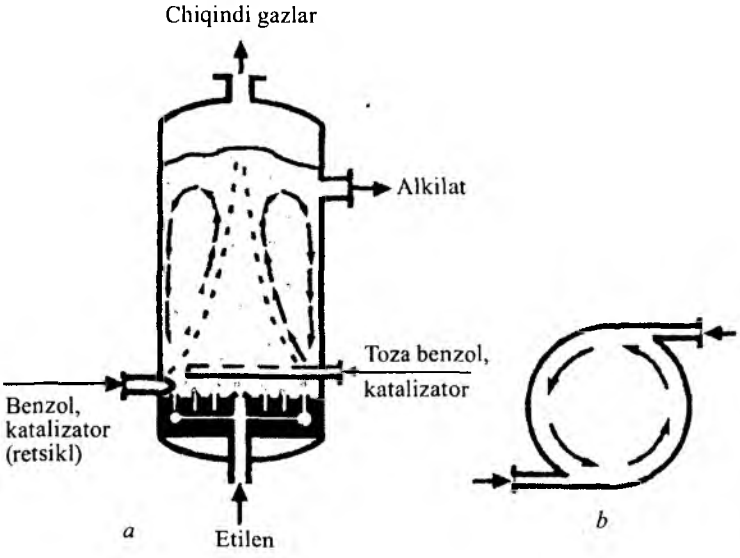



***4.9-rasm.*** Benzolni etilen bilan alkillash jarayonining sxemasi:
*1*–alkillash reaktori; *2*–tindirgich; *3*–alkilatni yuvish uzeli; *4* – chiqindi gazlardan benzolni kondensatsiyalash va absorbsiya qilib olish uzeli; *4*–chiqindi gazlardan benzolni kondensatsiya va absorbsiya qilib olish uzeli; *5* – chiqindi gazlar neytralizatori; *6*–katalizator tayyorlash reaktori; *7*–rektifikatsion kolonnalar. Oqimlar: B–benzol; B(r)–retsirkullyatsiyalanuvchi benzol; Et–etilen; EB–etilbenzol; DEB–dietilbenzol, absorbsiya va katalizator tayyorlash uchun uzatiladi; K–katalizator; Kk–katalizator kompleksi (retsikl); r–katalizator kompleksini neytrallash chiqindisi.

Katalizator kompleksi retsirkulyasiyasida og'ir uglevodorodlar va smolalar yig'ilishi tufayli uning faolligi pasayadi. Bu nafaqat etilbenzol chiqishini pasaytiradi, balki katalizator $AlCl_3$ ning sarfini ham oshiradi. Natijada qurilmadagi katta miqdordagi katalizator kompleksini chiqarishga to'g'ri keladi. Sistemadan chiqarilayotgan katalizator kompleksi suv bilan parchalanadi:

$$AlCl_3 + 3H_2O = Al(OH)_3 + 3HCl$$

Katalizator kompleksini suv bilan ishlangandan keyin hosil bo'lgan uglevodorod qavati katalizator kompleksining suv bilan ishlangandan keyin hosil bo'lgan uglevodorod qavati nordon alkilat



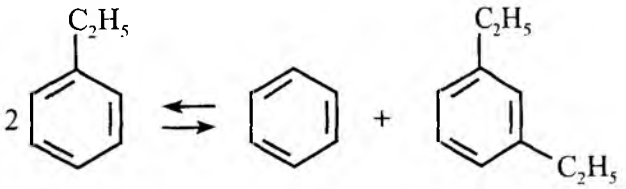

***4.10-rasm.*** Benzolni etilen bilan alkillash reaktori:
*a* – umumiy ko'rinishi; *b* – retsirkulyatsiyalanuvchi oqimni kiritish sxemasi.

bilan aralashtiriladi va mahsulotlarni ajratishga yo'naltiriladi, suvli qavat esa sistemadan chiqarib tashlanadi.

Reaksiya mahsulotlarini ifodalangan usul bilan ishlash katta miqdordagi oqava suvlar yig'ilishiga olib keladi (1 t etilbenzolga 10–12 $m^3$). Bundan tashqari hosil bo'lgan vodorod xlorid uskuna va trubalarni zanglatadi hamda qimmatbaho qotishmalardan foydalanishni taqozo etadi.

Alkilat uch kolonnali rektifikatsion agregatda ajratiladi. Benzolni haydashga mo'ljallangan birinchi kolonna 20 ga yaqin tarelkaga ega bo'lib, atmosfera bosimida ishlaydi. Ikkinchi kolonnada (60 ta tarelka) konsentratsiyasi yuqori etilbenzol (99,8%) olinadi. Uchinchi kolonna poliaklibenzollarni smoladan ajratishga xizmat qiladi, u 40–50 ta tarelkaga ega bo'lib, 5,3 kPa (40 mm simob ustuni)ga teng bosimda ishlaydi.

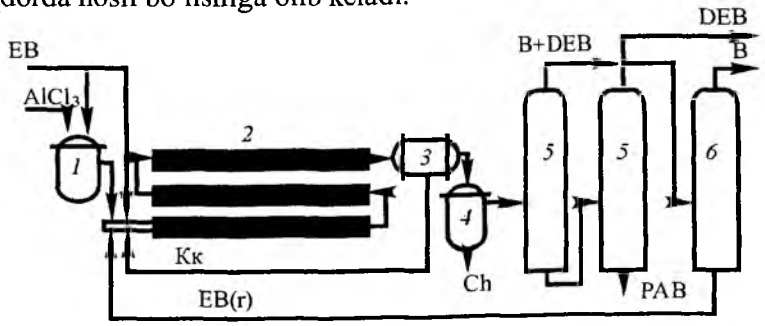
**Dietilbenzol** $C_6H_4(C_2H_5)_2$ etilbenzolni disproporsiyalab olinadi:



Dietilbenzoldagi metil guruhi holati qavs ishida ko‘rsatilganligiga sabab o-, m- va n-dietilbenzol izomerlarining 400 K dagi 0,28 : 0,51 : 0,21 nisbatida muvozanatdagi aralashmasidan iborat ekanligidir. Dietilbenzolning muvozanatdagi aylanishi 0,37 ni tashkil etadi. Polialbenzollar ham hosil bo‘ladi.

Jarayon o‘zida ikkita asosiy sistema – reaksion uzel va bo‘lish sistemalarini mujassamlashtirgan bo‘lib, 4.11-rasmda keltirilgan.

Katalizator kompleksi benzolni alkillash kompleksi singari bo‘lib, unga tegishli kamchiliklar reaksion muhit bilan qavatlanadi va alkilbenzolar bilan dezaktivatsiyalanadi. Shu sababli uning reaktorda uzoq muddat turishi va kamroq aralashuvi jarayon intensivligini kamaytiradi va mahsulot sifatini pasaytiradi. Aralashtirish reaktorida 50 minut bo‘lish talab etiladi. Bunda bir qism reaksion aralashma vaqtning bo‘linishi hisobiga ko‘proq vaqt turib qoladi. Benzolning to‘xtovsiz bug‘lanishi amalga oshadi. Bular **polialkillarning** ko‘proq miqdorda hosil bo‘lishiga olib keladi.




***4.11-rasm.*** Etilbenzolni disproporsiyalab dietilbenzolni sintez qilish sxemasi: *1*–katalizator tayyorlash reaktori; *2*–trubasimon reaktor; *3*–tindirgich; *4*–katalizatni yuvish uzeli; *5*–rektifikatsion kolonnalar; *6*–benzolni quritish va ajratish kolonnasi. Oqimlar: EB–etilbenzol; DEB–dietilbenzol; B–benzol; EB(r)–retsirkulyatsion etilbenzol; K–katalizator; Kk–katalizator kompleksi (retsikl); Ch–chiqindi; PAB–polialkilbenzollar.

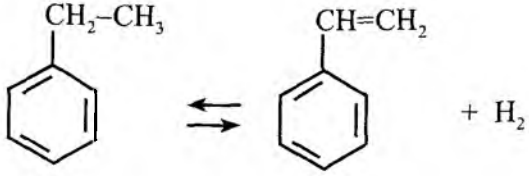
Muvozanat amalda 8–12 minut davomida vujudga kelishi mumkin (temperatura va katalizator konsentratsiyasiga qarab). Buni trubkasimon reaktorda ideal siqib chiqarish rejimida amalga oshirish mumkin. Unda oqim bir muncha sekin bo'lganligidan (reaktor uzunligi 12–15 m bo'lganda 1 sm/s ga yaqin) oqim qavatlarga ajraladi – bug' fazasi va ikkita suyuqlik hosil bo'ladi. Maxsus tayyorlangan vstavka-aralashtirgichlar (2.76-rasm, *g* dagi singari) qavatlanish oldini oladi va reaktorlarda yaxshi aralashgan bug' – suyuqlik oqimi harakatlanadi. Bu yo'l bilan polialkilbenzollarning ko'p hosil bo'lishiga yo'l qo'yilmaydi hamda dietilbenzol chiqishi 6–7% ga oshadi. Katalizator kompleksining deaktivlanishini kamaytirish maqsadida (ajratish sistemasining) birinchi kolonnaning kub benzollar suyuqligi reaktorga polialkilbenzollar miqdori 12–14% dan oshmagan holda qaytariladi.

Aniq hisoblangan benzol rektifikatsion kolonnasi biroz takomillashtirilganda yana bir muhim mahsulot – yuqori tozalikka ega bo'lgan benzolni olishga imkon beradi.

### 4.2.6. Stirol ishlab chiqarish

Stirol $C_6H_5CH=CH_2$ – muhim mahsulotlardan biri, kolimerlar (polistirol, sintetik kauchuk) va sopolimerlar (akrilonitril va butadien asosida olinuvchi zarbabardosh polistirol) xomashyosi hisoblanadi. Stirol ishlab chiqarish sanoati yirik tonnajli, hozirgi zamon agregatlarining birlamchi quvvati yiliga 150–300 ming tonna stirolni tashkil etadi. Hozirgi vaqtda stirol olishning asosiy usuli etilbenzolni degidrirlash hisoblanadi. Kelajakda istiqbolli yo'llardan biri uni piroliz smolasining $C_8$ fraksiyasidan olish yo'liga umid qilinadi.

Etilbenzolni stirolgacha degidrirlash quyidagi reaksiyaga asoslanadi:



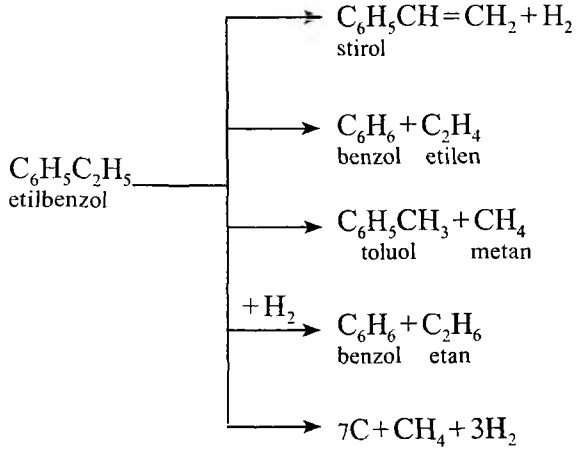
Reaksiya endotermik bo'lib hajm o'sishi bilan boradi. Tegishlicha temperatura o'sishi va uglevodorod parsial bosimi pasayishi bilan etilbenzolning stirolga aylanish darajasi ortadi. 0,1 MPa bosimda bu bog'liqlik quyidagicha bo'ladi:

| Degidrirlash temperaturasi, K | 700 | 800 | 900 | 1000 |
|---|---|---|---|---|
| Aylanishning muvozanat darajasi | 0,055 | 0,21 | 0,53 | 0,83 |

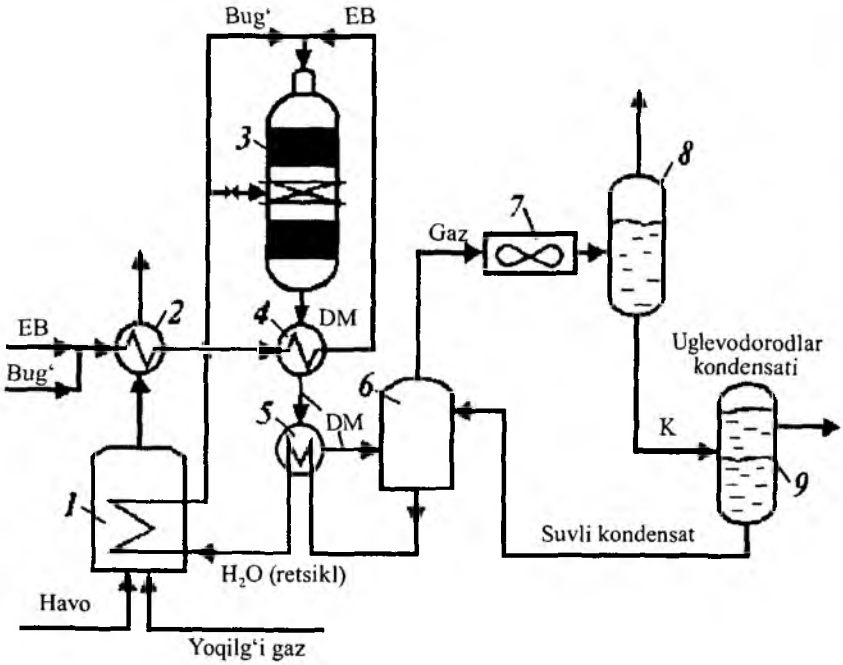
Aylanish yuqoriroq bo'lishini ta'minlash maqsadida xomashyo suv bug'i bilan suyultiriladi, bu reaksiyaga kirishayotgan aralashmaning bosimini kamaytirishga ekvilantdir. Masalan, 900 K da etilbenzolning stirolgacha degidrirlanishining muvonazat darajasi suv bug'i bilan suyultirishda quyidagicha o'sadi:

| $H_2O:C_6H_5CH=CH_2$ mol nisbati | 0 | 5 | 10 | 20 |
|---|---|---|---|---|
| Degidrirlashning muvozanatdagi darajasi | 0,53 | 0,74 | 0,85 | 0,90 |

Sanoatda suv bug'i bilan suyultirishning bug':gaz=(15÷20):1 ga teng nisbati qo'llaniladi va reaksiya 830–900 K atrofidagi temperaturada o'tkaziladi. Katalizatorlar temir oksidi asosida K va Cr qo'shgan holda tayyorlaydi. Ushbu katalizatorlarda qo'shimcha reaksiyalar ham amalga oshadi:




Stirol bo'yicha chiqish 98% ga yetadi. Katalizatorda parchalanishdan tashqari uglerod qoplanishi kuzatiladi. Suyultirish uchun




***4.12-rasm.*** Etilbenzolni stirolga degidrirlash sxemasi:
*1*–bug' isitish pechi; *2*–etilbenzol bug'latgichi; *3*–degidrirlash reaktori; *4*–etilbenzol isitgichi; *5*–suv isitgich; *6*–ko'pik apparati; *7*–havo sovitgich; *8*–separator; *9*–fazalar ajratgich. Oqimlar: EB–etilbenzol (yangi va retsikl); $H_2$, $CH_4$–yonuvchi gazlar yoqilg'i shahobchasigacha; TG–tutun gazlar; K–kondensat; DM–degidrirlash mahsulotlari.

beriladigan suv bug'i, nafaqat muvozanatni suradi, balki katalizator yuzasida yig'iluvchi uglerod qoplamalari xor regeneratsiya (toza) lanib turadi, shu bois u 1,5–2 yil davomida ishlab turadi.

4.12-rasmda etilbenzolni degidrirlashning texnologik sxemasi keltirilgan.

Toza etilbenzol rektifikatsion apparatidan chiquvchi retsiklangan etilbenzol va suv bug'i bilan aralashtiriladi va issiqlik almashtirgich *2* da bug'latiladi. Bular issiqlik almashtirgich *4* da 500–520°C gacha qayta isitiladi. Bug'latgich *2* tashlandiq gazlar bilan atroflicha isitiladi, qayta isitgich *4–3* reaktoridan chiquvchi kontakt gazlari hisobiga isitiladi. Alkilbenzol bug'lari va suv reaktor oldida qayta

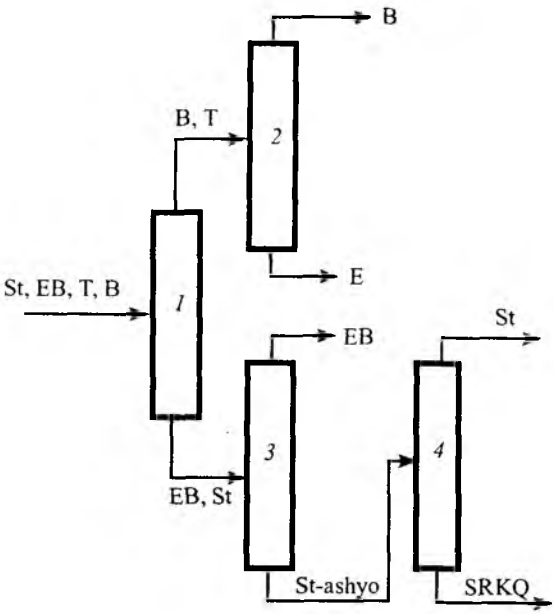
isitilgan 700–730°C temperaturaga ega suv bug'i bilan aralashtiriladi. Katalizator qavatiga kiruvchi aralashma temperaturasi 600–640°C atrofida bo'lib, chiqishda degidrirlashdagi endotermik reaksiya hisobiga 50–60°C ga pasayadi. Kontakt gazlar issiqlik almashtirgich *4* va qozon-utilizator *5* da rekuperlanadi. Qozon – utilizatordan chiquvchi to'yingan suv bug'i etilbenzolni suyultirish uchun ishlatiladi. Kontakt gaz ko'pik apparat *6* ga kiradi, bu yerda u qo'shimcha ravishda 102°C gacha sovitiladi va katalizator changidan tozalanadi. Havo sovitgich *7* da suv sovutiladi va kondensatsiyalanadi.

Separator *8* da gazsimon mahsulotlar VER yoqilg'ilari sifatida ajratiladi. Ugevodorodlar fazalarni bo'lgich *9* da suvdan ajratiladi va rektifitsiyaga yo'naltiriladi. Suvli qavat ko'pik apparati *6* ga tushadi va erigan uglevodorodlardan tozalangach, suv isitgich *5* ga va keyin rekatsiklga beriladi. Ortiqcha suv biologik tozalashga yo'naltiriladi.

Uglevodorodli kondensat reaksiyaning quyidagi mahsulotlarini saqlaydi:

| | Miqdori, % | $T_{qayn.}$ |
|---|---|---|
| Benzol (B) | ~2 | 80,1 |
| Toluol (T) | ~2 | 110,6 |
| Etilbenzol (ET) | 38 | 136,2 |
| Stirol (St) | 58 | 146,0 |

Ko'p komponentli aralashmalarni ajratish qoidalariga ko'ra kondensatni ajratish sxemasi tuzilgan. Mazkur sxema 4.13-rasmda keltirilgan. Etilbenzol va stirol o'zaro yaqin qaynovchi suyuqliklar bo'lib, shu bois avvaliga kolonna *1* da benzol va toloul ajratiladi. Bular kolonna *2* da ajratiladi. Etilbenzol stiroldan kolonna *3* da ajratiladi va degidrirlash uchun retsiklga qaytariladi. Stirol: rektifikatsion kolonna *4* da qo'shimcha ravishda tozalanadi. U tez dimerlangani bois tozalash 120°C dan past havosiz sharoitda olib boriladi va ingibitor sifatida oltingugurt qo'shiladi. Stirol rektifikatsiyasi kub qoldiqlari (SRKQ)ni regenerasiya qilish mumkin bo'ladi.




***4.13-rasm.*** Stirolni rektifikatsion ajratish va tozalash sxemasi:
B – benzol; T – toluol; EB – etilbenzol; SRKQ – stirol rektifikatsiyasining kub qoldiqlari; *1–4* – rektifisikatsion kolonnalar.

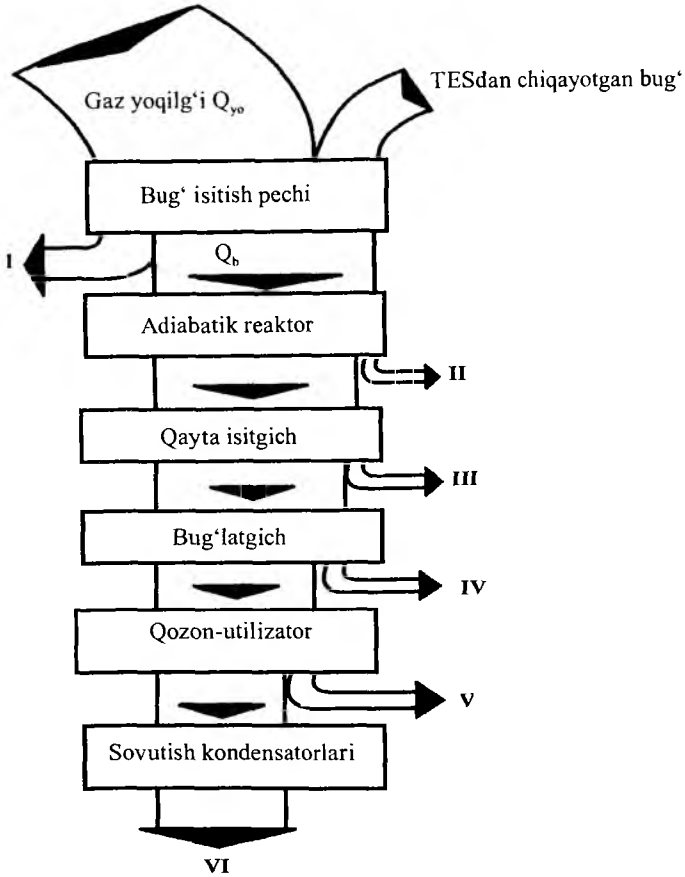
Etilbenzolni degidrirlash agregatining issiqlik effekti sxemasi quyida keltirilgan nisbatdan issiqlikning foydali ish koeffitsiyenti ($\eta_t$) yordamida baholanishi mumkin:

$$\eta_T = \frac{Q_{texn.}}{(Q_i + Q_k)},$$

bu yerda: $Q_{texn.} = Q_e + Q_a + Q_{qu} + Q_{ii}$ ($Q_e$ – degidrirlash reaksiyasining endotermik effekti; $Q_a$ – alkilbenzolni qizdirilish, bug'lanish va qayta isitish issiqligi; $Q_{qu}$ - qozon-utilizatorda kontakt gazidan o'tgan issiqlik; $Q_{ii}$ – pechdagi suv bug'ini qayta isitish issiqligi); $Q_i$ – yoqilg'i yoqilishidagi issiqlik; Q – to'yingan bug' bilan TESdan kelgan issiqlik.

Etilbenzolni degidrirlovchi sanoat agregatlarida foydali ish koeffitsiyenti odatda 28–33% dan oshmaydi. O'tkazilgan tahlillar issiqlik effektining pastligi sababli past temperaturali kontakt gazining isiqligini rekuperasiya qilinmasligini ko'rsatdi. Etilbenzolni

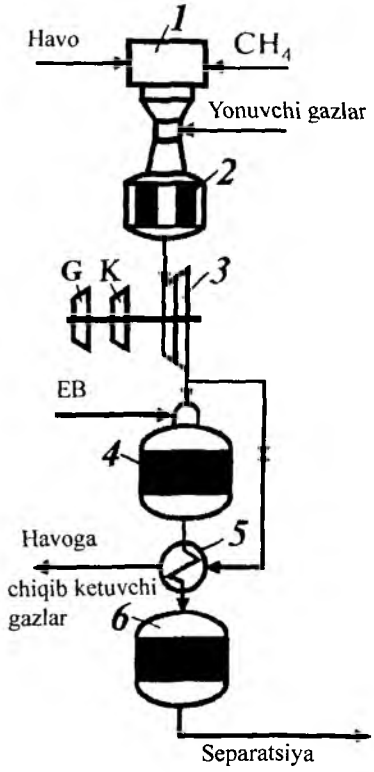
degidrirlovchi agregatdagi issiqlik oqimining diagrammasidan ko'rinadiki (4.14-rasm), yonilg'i bilan kirgan issiqlikning katta qismi sovutgich – kondensator *7* va separator *8* ni sovutishda atrof-muhitga chiqib ketadi. Jarayon energetik potensialini energotexnologik sistemaga suyultirgichlarni kiritish bilan yaxshilash mumkinligi aniq-




***4.14-rasm.*** Etilbenzolni degidrirlash agregatidagi issiqlik oqimlarining diagrammasi: *I*–bug' isitgich pechidagi tutun gazlaridan yo'qoluvchi issiqlik; *II*–degidrirlashdagi endotermik reaksiya kompensatsiyasi; *III*–etilbenzol shixtasini isitish; *IV*–etilbenzolni bug'latish; *V*–suv bug'ini generirlash; *VI*–sovutish havosi va xladagent bilan atrof-muhitga tarqaluvchi issiqlik.

langan. Bunda suv bug'idan foydalanish samara beradi. Suv bug'i muvozanatni o'ng tomonga suradi va katalizatorning uzluksiz regenerasiyalanib turishini ta'minlaydi, suv bug'i reaksiyada ishtirok etmaydi. Issiqlik oqimlarining regenerasiya qilinishiga qaramay, bug'lanish va isitish, sovutish va kondensasiyalash kabi jarayonlar sanoatda termodinamik qaytmas bo'lganligidan energetik potensialdan to'la foydalanib bo'lmasligi tabiiy hol hisoblanadi. Jarayonga uglerod dioksidi ($CO_2$) ham suv kabi tasir o'tkazishi o'rganilgan. Mazkur gaz yoqilg'i gazidan olinadi, yonish mahsulotlari energiya tashigichlar rolini bajaradi. Bu suyultirish moddasining qo'shimcha xossasi stirol ishlab chiqarishning energotexnologik sxemasini tuzishga imkon beradi, uning asosiy qismi 4.15-rasmda ko'rsatilgan.

Tabiiy gaz pech *1* da yoqiladi, texnologik jarayonda hosil bo'luvchi yonuvchi gazlar esa katalitik reaktor – oksidlovchi *2* da yonadi. Hosil bo'luvchi gazlar aralashmasi 1050°C harorat bilan gaz turbinasi *3* ga yo'naltiriladi, bu kompressor yuritmasi va energiya ishlab chiqarishga sarflanadi. Keyin gazlar 750°C haroratda etilbenzol bilan aralashtiriladi va ikki reaktordan tashkil topgan reaksion uzelga yo'naltiriladi (*4*, *6*). Reaksiyaga kirishuvchi aralashmaning oraliq isitilishi issiqlik aralashtirgich *5* da issiq gazlar bilan olib boriladi. Hosil bo'luvchi mahsulotlar




***4.15-rasm.*** Stirol ishlab chiqarishning energotexnologik sxemasi:
*1*–o'choq; *2*–reaktor-oksidlovchi; *3*–gaz turbinasi; *4, 6*–degidrirlash reaktori; *5*–issiqlik almashtirgich; *K*–kompressor; *G*–generator.

separatsiya sistemasiga uzatiladi. Separasiya sistemasida issiq gazlar sistemaning energiya uzeliga qaytariladi, uglevodorod aralashmasi esa rektifikatsiyaga beriladi. Etilbenzolni degidrirlashning keltirilgan sxemasi energetik foydali ish koeffitsiyentini deyarli ikki baravar oshirib beradi (70% gacha yetkazadi).

### 4.2.7. Poliolefin va polistirollar ishlab chiqarish

Sanoatda ishlab chiqariluvchi polimer materiallar orasida poliolefinlardan hisoblangan polietilen bilan polipropilen katta o'rin tutadi. Poliolefinlarda mexanik pishiqlik, kimyoviy mustahkamlik, dielektrlik ko'rsatkichlarining yuqoriligi, gaz va suvni kam o'tkazishi, oson ishlov berilishi, narxlarining yuqori emasligi va xomashyoning mo'lligi kabi ko'rsatkichlarning mujassamlashuvi ularning kimyo muhsulotlari ichida birinchi o'rinni egallashiga zamin yaratganligi ma'lum.

Poliolefinlar ishlab chiqarishning ayrim vakillariga to'xtatib o'tamiz.

**Polietilen** $[-CH_2-CH_2-]_n$ etilenning karbozanjirli polimeridir. Polietilen molekulyar massasi polimerlanish usuli va rejimiga bog'liq holda bir necha minglardan millionlargacha borishi mumkin. Polietilen kristallik polimer bo'lib, 20°Cda polimerning kristallik darajasi olinish usuliga qarab turib 50–90% atrofida bo'ladi.

Hozirgi vaqtda sanoatda polietilen, asosan, uch usulda olinadi.

1. Etilen yuqori bosimda polimerlanadi (100–350 MPa). Jarayon 200–300°C haroratda inisiator (kislorod, organik peroksidlar) ishtirokida olib boriladi, bunday mahsulot yuqori bosimli polietilen (YuBPE) yoki past zichlikka ega polietilen (PZPE) deb nomlanadi.

2. Past bosimda metallorganik katalizatorlar ishtirokida polimerlanuvchi etilen (20 MPa dan pastda); bunda polimerlanish ~80°C haroratda suspenziyada (organik erituvchi muhitida) olib boriladi. Bunday mahsulot past bosimli polietilen (PBPE) yoki yuqori zichlikka ega polietilen (YuZPE) deb nomlanadi.

4. Etilen 3–4 MPa bosim va 150°C haroratda polimerlanadi, bunda o'zgaruvchan valentlikka metallar oksidlaridan katalizatorlar sifatida foydalaniladi. Bunday usulda olinadigan mahsulot o'rtacha bosimli polietilen (O'BPE) deyiladi.

**Past bosimli polietilen** (PBPE). Sigler-Natta katalizatorlari ishtirokida polipropilen ishlab chiqarishga o'xshash sharoitda olinadi. Dietilalyuminiyxlorid $Al(C_2H_5)_2$ Cl va titan tetraxlorid $TiCl_4$ asosidagi katalitik komplekslar sanoat miqyosida keng tarqalgan katalizatorlar hisoblanadi.

Etilen polimerizatsiyasi idish tipidagi reaktorda 0,2–0,5 MPa va 60–80°C da o'tkaziladi. Benzindagi katalizator konsentratsiyasi 1 kg/m$^3$ atrofida bo'lib, etilen konversiyasi 98% ga yetadi, suspenziyadagi polimer miqdori reaktordan chiqishda 100 kg/m$^3$ ni tashkil etadi.

Polimerlanish reaksiyasidan ajralayotgan issiqlikni chiqib yuborish polipropilen ishlab chiqarishnikiga qaraganda qiyinroq bo'lib, erituvchining bir qismi bug'latish hisobiga yo'qotiladi, u kondensatsiya qilinib sovutilgach, yana reaktorga qaytariladi. Reaktorlar uglerodli po'latdan tayyorlanadi. Reaktor uzelining sxemasi 4.16-rasmda keltirilgan.

PBPE ishlab chiqarishdagi kimyoviy texnologik sxema polipropilen olishdagi funksional sistemalarni o'z ichiga oladi.

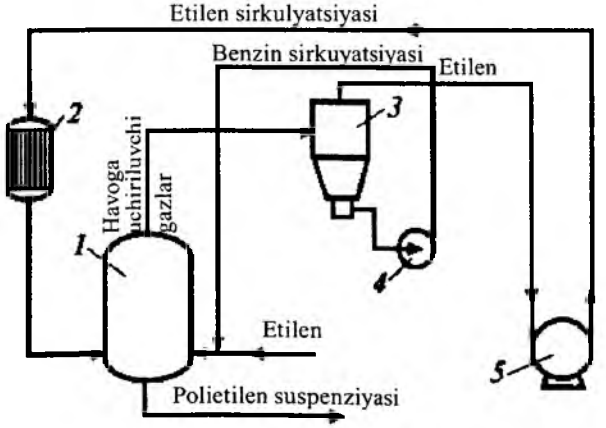
Yuqori bosimli polietilen olish qaytariluvchi gaz va kislorodga qo'shiluvchi etilenning yangi porsiyasi gazning ikki bosqichda siqilishini, etilen polimerizatsiyasi, retsiklga tushuvchi polietilen bilan reaksiyaga kirmagan etilenni ajratish va mahsulotni granula holiga keltirish kabi bosqichlarni o'z ichiga oladi. Bo'yash, stabillash va polietilen-granulyantni to'ldirish uchun u konfeksionirlash bosqichiga kiritiladi, bu yerda u qo'shimchalar bilan quruq holda aralashtirish, so'nggi eritilish va qayta granullanish bosqichlaridan o'tkaziladi.

4.17-rasmda yuqori bosimda olinuvchi polietilenning texnologik sxemasi keltirilgan. Gaz ajratgich qurilmadan 1–2 MPa bosimda va 10–40°C da etilen resiver *1* ga uzatiladi, bu yerda unga qaytariluvchi

past bosimli etilen va kislorod (inisiator sifatida) qo'shiladi. Aralashma oraliq bosimda ishlovchi kompressor *2* bilan 25–30 MPa gacha siqiladi, oraliq bosimdagi qaytariluvchi etilen oqimi bilan qo'shiladi, reaksion bosim kompressori *3* bilan 150–300 MPa gacha siqiladi va trubkali reaktor *4* ga yo'naltiriladi. Etilen reaktorda 200-320°C da polimerlanadi.

Reaktorda hosil bo'lgan erigan holdagi polietilen reaksiyaga kirishmagan etilen (etilenning polimerga konversiyasi 10–30 %) reaktordan doimiy ravishda drossel klapani orqali chiqarib turiladi va past bosimli ajratgich *10* ga kiritiladi. Oraliq bosimning ajratgich *5* dan chiqqan qaytarilgan etilen sovutish apparati *6* va separatsiya *7* dan o'tkaziladi, bu yerda u 30–40°C gacha soviydi va past molekulali polietilen ajratiladi hamda kompressor *3* ga tortish uchun uzatiladi. Past bosim ajratgichi *10* da 0,1–0,5 MPa va 200–250°C da polietilendan erigan etilen (past bosimi qaytarma gaz) ajraladi, sovitish apparatlari *12* va separasiya *13* orqali kompressor *14* ga kiradi va keyin yangi porsiyadagi etilen bilan aralashtiriladi. Past bosimning ajratgichi *10* dagi erigan polietilen ekstruder 11 ga tushadi, undan granula ko'rinishida konfeksionirlanish (bo'yash va qo'shimcha ishlanish)ga yo'naltiriladi.

Etilen va energiya resurslarining sarfi quyida keltiriladi:




***4.16-rasm.*** Etilenning past bosimdagi polimerlanish sxemasi:
*1*–reaktor; *2*–sovutgich; *3*–siklon; *4*–nasos; *5*–gaz haydagich.

Etilen, kg ..... 1030
Sovituvchi suv ..... 160–180
Suv bug'i, t ..... 0,65
Elektr energiyasi, kvt-s ..... 1000–1200

Trubkasimon reaktor-polimerizatorlar sanoat miqyosida katta unum bilan ishlatiladi, ular diametri 50–100 mm «trubadagi truba» tipidagi ketma-ket ulangan issiqlik almashtirgichlardan tashkil topgan, trubkasimon reaktorda reaksion zona uzunligi 1000–1200 m ga boradi. Issiqlik almashtirgich sifatida 190–200°C haroratdagi isitilgan suvdan foydalaniladi:

**Polipropilen** $\left[-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}\right]_n$ to'yinmagan

uglevodorod bo'lgan propilenning polimerlanish mahsulotidir. Polipropilen makromolekulasi uzluksiz ravishda almashinuvchi ikkilamchi va uchlamchi uglerod atomlaridan tashkil topganligi bilan xarakterlanadi. Polipropilen makromolekulasi quyidagi ikki konfigurasiyadan biriga ega bo'la oladi:

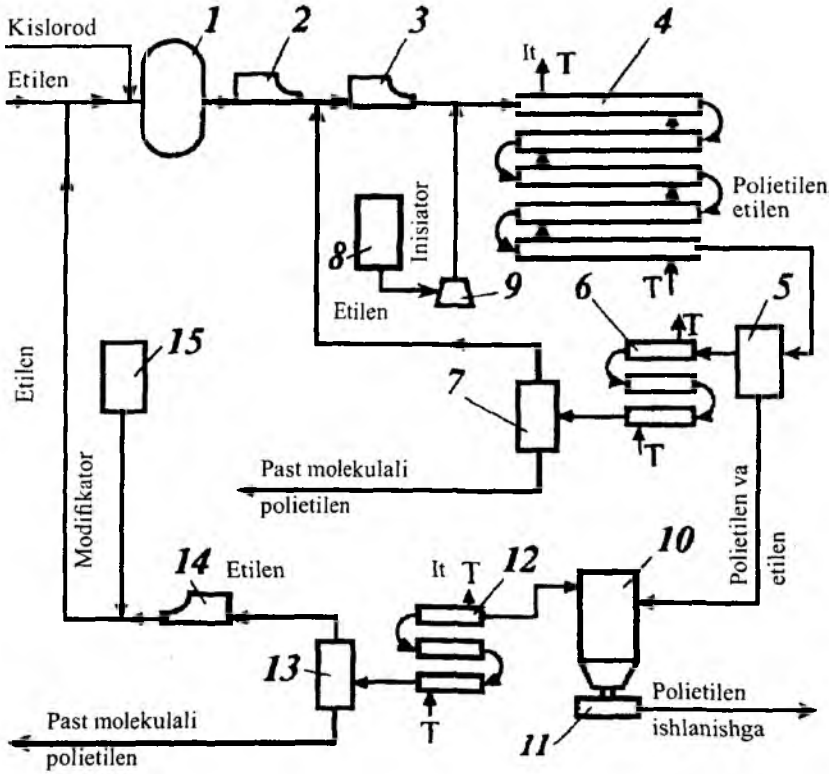
a) izotaktik struktura – barcha $-CH_3$ gruppalar zanjir tekisligining bir tomonida joylashgan xolda bo'ladi:

$$-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-;$$

b) sindiotaktik struktura – $CH_3$ gruppalar zanjir tekisligining ikki tomonida aniq ketma-ketlikda joylashadi:

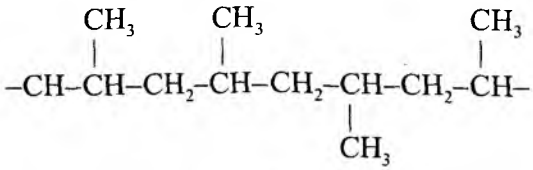
$$-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-CH_2-\underset{\displaystyle CH_3}{\underset{|}{CH}}-.$$

Izotaktik va sindiotaktik polimerlar umumiy nomda **stereoregulyar polimerlar** nomi bilan ataladi. Bundan tashqari polipropilendagi




*4.17-rasm.* Yuqori bosimda etilenning polimerlanish sxemasi:
*1*–resiver; *2*–oraliq bosim kompresssori; *3*–reaksion bosim kompressori; *4*–trubkasimon reaktor; *5*–oraliq bosim ajratgichi; *6*, *12*–sovutgichlar; *7*, *13*–siklonlar; *8*–initsiator uchun idish; *9*–dozirovkalovchi nasos; *10*–past bosim ajratgichi; *11*–ekstruder; *14*–retsirkullanuvchi etilen uchun kompressor; *15*–modifikator uchun idish; $I_t$–issiqlik tashitgich.

zanjirda **stereoblokli** yoki **ataktik** strukturaga ega qismlar ham uchraydi, bunda $-CH_3$ gruppalar tartibsiz joylashgan bo'ladi:



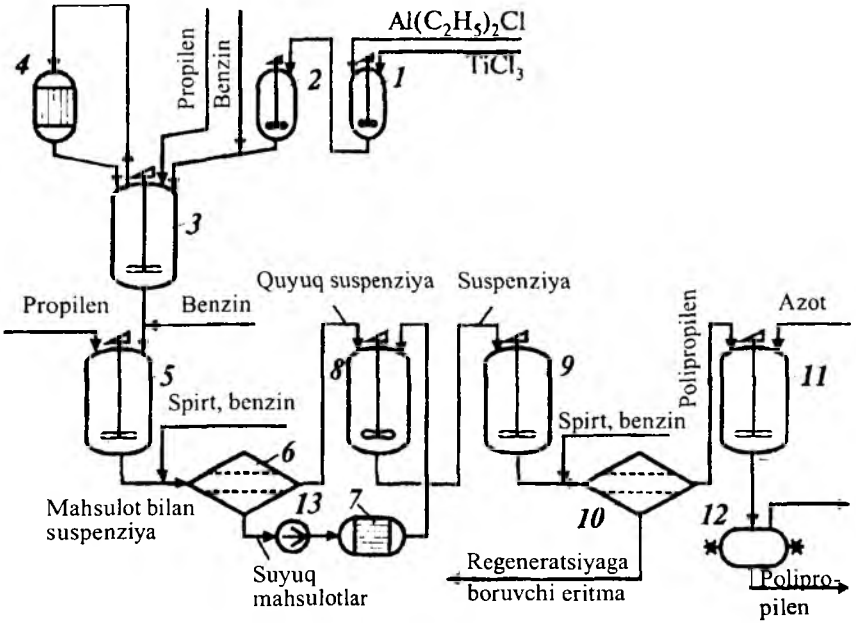
Polipropilen stereoizomerlari o'zlarining mexanik, fizik va kimyoviy xossalari bilan bir-biridan farqlanadi. Sanoatda ishlab chiqariluvchi polipropilen jarayon o'tkazilayotgan sharoitlarga bog'liq holda turli strukturali aralashmadan iborat bo'ladi. Molekulyar massasi 80000–200000 atrofida va izotaktik qismi sanoat miqyosida ishlatilishi muhim material hisoblanadi.

Polimerdagi izotaktik qismning miqdori polimerlanish uchun qo'llanilayotgan katalizatorga bog'liq bo'ladi. Propilen polimerizatsiyasi amalda dietilalyuminiy xlorid $Al(C_2H_5)_2Cl$ va titan uch xloriddan tashkil topgan katalitik kompleks ishtirokida olib boriladi. Ushbu katalitik sistemadagi komponentlar nisbati polimerlanish tezligiga va stereomaxsuslikka ta'sir etadi. $Al(C_2H_5)_2Cl : TiCl_3 = 2:1$ ga teng mol nisbatda katalizatorning maksimal aktivligi namoyon bo'ladi, 3 : 1 dan yuqori nisbatda esa eng yuqori stereomaxsuslik seziladi.

Haroratning ko'tarilishi polimerlanish tezligini oshirgani holda molekulyar massaning pasayishiga olib keladi. Polimerlanish odatda 50–100°C, bunda hosil bo'luvchi polimer reaksion muhitda erimaydi. Reaksiyada erituvchilar sifatida to'yingan uglevodorodlar, shu jumladan, geksan, geptan, benzin va boshqalar qo'llaniladi. Erituvchilar bir vaqtning o'zida hosil bo'luvchi polipropilen uchun cho'ktiruvchi bo'lib ham xizmat qiladi.

Propilen polimerlanishi issiqlik ajralishi bilan boradi, bunda issiqlik effekti 58,7 kJ/mol atrofida bo'ladi. Issiqlik suv yordamida olib ketiladi. Polipropilen ishlab chiqarilishi ham davriy, ham uzluksiz usulda olib boriladi. Iqtisodiy jihatdan keyingi jarayon afzal hisoblanadi.

Polipropilen ishlab chiqarishning kimyoviy texnologik sxemasi 4.18-rasmda keltirilgan bo'lib, u dietilalyuminiyxlorid va xlorli titandan tashkil topgan katalizator kompleksini tayyorlash; propilen polimerizatsiyasi; reaksiyaga kirmagan monomerni chiqarib tashlash; katalitik kompleksni parchalash; polimerni katalizator qoldiqlaridan yuvish; polipropilenni quritish; polipropilenning so'nggi ishlanishi va erituvchining regenerasiyatsini o'z ichiga oladi.




***4.18-rasm.*** Polipropilen ishlab chiqarish sxemasi:
*1*–katalizator kompleksining aralashtirgichi; *2*, *11*–oraliq idishlar; *3*–polimerizator; *4*–sovitgich; *5*, *9*–suspenziya yig'gich; *6*, *10*–sentrifugalar; *7*–isitgich; *8*–katalizatorni parchalash apparati; *12*–vakuum-xaskashli quritgich.

Katalizator kompleksi $Al(C_2H_5)_2Cl$ ning benzindagi 5% li eritmasini kukun holidagi $TiCl_3$ bilan aralashtirgich *1* da aralashtirilib tayorlanadi.

Katalizator suspenziyasi oraliq idish *2* ga tushadi, unda dozalanib, polimerizator *3* ga o'tadi. Polimerizator 10 $m^3$ hajmli bo'lib, sovutish vositasi va sovitgich-kondensator *4* bilan jihozlanadi. Aralashtirgichi ishlab turgan polimerizatorga uzluksiz ravishda suyuq propilen katalizator kompleksi va benzin uzatib turiladi. Reaksion aralashma polimerizatorda 70°C harorat va 0,1 MPa bosimda 6 soat davomida turadi. Propilenning konversiya darajasi 98% ni tashkil etadi. Polimerizatorda reagentlar quyidagi nisbatda dozalanadi (massa q.):

Propilen ..... 100
Katalizator ($AlL_3$ : $TiCl_3$ = 3 :1) ..... 9
Benzin ..... 225

Mahsulot polimerizatordan suspenziya sifatida yig'ma idish *5* ga tushiriladi, bunda polimerizator sathi doimiy ushlab turiladi.

Suyultirilgan suspenziya uzluksiz harakatdagi sentrifuga *6* da izopropil spirtining benzindagi eritmasida ishlanadi [konsentratsiya 25% (mas.)]. Bu yerda katalizator komponentlarining qisman parchalanishi amalga oshadi, bu jarayon apparat *8* da suspenziyani isitgich *7* da isitiluvchi izopropil spirtining benzindagi eritmasi (FUGAT)ning 60°C gacha isitilishi orqali oxiriga yetkaziladi. Polimer suspenziyasi yig'uvchi idish *9* orqali ikkilamchi yuvishga va siqish uchun sentrifuga *10* ga uzatiladi.

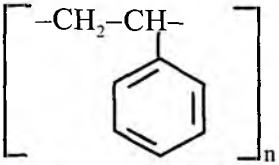
Yuvilgan polipropilen idish *11* ga va qaynovchi qatlamga ega quritgich *12* ga uzatiladi, unda 95°C haroratda issiq azotda benzin miqdori 0,1% qolgunigacha quritiladi. Quritilgan polipropilen granulash va qadoqlash uchun jo'natiladi.

1 t granullangan polimerning sarf ko'rsatkichlari quyida keltiriladi:

| | |
|---|---|
| Propilen, kg | 1125 |
| Erituvchi (benzin), kg | 25 |
| Izopropil spirti, kg | 4 |
| Dietilalyuminiy xlorid, kg | 2,4 |
| Uch xlorli titan, kg | 1,2 |
| Suv bug'i, kg | 3200 |
| Sovituvchi suv, $m^3$ | 400 |
| Azot, $m^3$ | 70 |
| Elektr energiya, kVt-s | 500 |

Polipropilen ishlab chiqarishda 1 t tovar holdagi izotaktik polimerga 8 kg ga yaqin ataktik polipropilen hosil bo'ladi.

Polipropilen ishlab chiqarishning hozirgi vaqtdagi dolzarb muammosi yanada aktiv katalizator yaratib, undan foydalanish hisoblanadi.

Polistirol  to'yinmagan

uglevodorod hisoblanmish stirolning polimerlanish mahsulotidir.

Ishlab chiqarish hajmi bo'yicha polistirol plastiklari polietilen va polivinilxloriddan keyin uchinchi o'rinda turadi. Uning ishlab chiqarilishi yiliga 10 mln. tonnadan oshadi. Polistirol xalq xo'jaligining barcha sohalarida va yana elektr asbob-uskunalari, radioapparatura, mebel, qadoqlashda va uy-ro'zg'or asboblari tayyorlashda qo'llaniladi.

Polistirol yuqori dielektrik ko'rsatkichlarga ega bo'lgan termoplastik materialdir. U kimyoviy mustahkam, suvga chidamli va rangsiz. Lekin uning mexanik pishiqligi va issiqqa chidamliligining pastligi, uncha chidamsizligi ma'lum. Shuning uchun ham polistirol xossalarini yaxshilash maqsadida modifikatsiyalanadi. Uning urilish va zarbaga qarshi xossalarini yaxshilash, olov va atmosferaga chidamliligini, tiniqligini oshirishga harakat qilinadi. Polistirolning sifatini oshirish va unga kerakli kompleks xossalarni berish maqsadida turli qo'shimchalar qo'shish va kimyoviy modifikatsiyalash o'tkaziladi.

Yangi sifatga ega polistirol plastiklari olishi ularning sanoatning turli-tuman sohalarida ishlatilish yo'nalishlarini kengaytiradi, ularga bo'lgan talabni oshiradi.

Sanoatda stirol polimerizatsiyasi, asosan, blokda, emulsiya va suspenziyada o'tkaziladi:

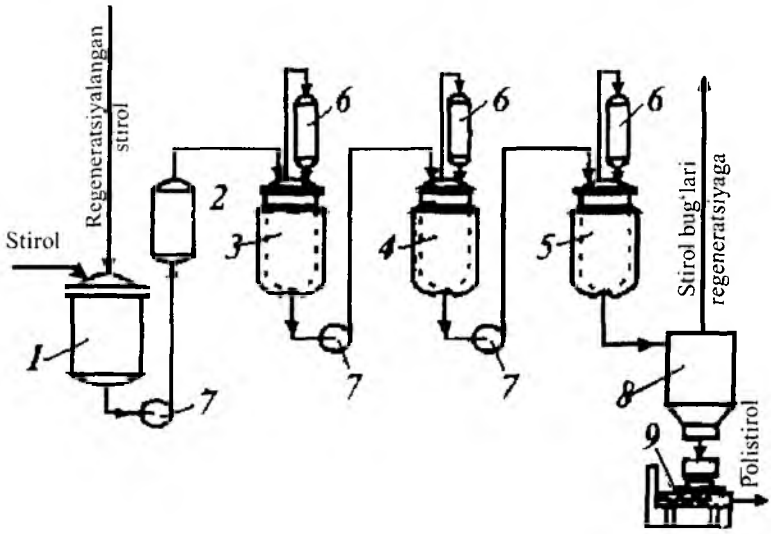
1) monomerning to'la bo'lmagan konversiyasi bilan stirolning blokli polimerizatsiyasi (uzluksiz usul);

2) stirolning suspenzion polimerizatsiyasi (davriy usul);

3) stirolning suspenzion-blokli polimerizatsiyasi (davriy usul).

Hozirgi vaqtda monomerning to'la bo'lmagan konversiyasi orqali stirolning blokli polimerizatsiyasining bir necha varianti qo'llaniladi. 4.19-rasmda stirolning to'la bo'lmagan konversiyasi aralashtiruvchi reaktorlar kaskadidagi polimerizatsiyasi jarayoni sxemasi keltirilgan. Kimyoviy-texnologik sistema quyidagi sistemachalardan tashkil topadi: stirol polimerizatsiyasi; reaksiyaga kirmay qolgan monomerni chiqarish va rektifikatsiya qilish; polistirol granulyatsiyasi.

Stirol idish *1* dan *dozirovkalovchi* nasos *7* yordamida issiqlik almashtirgich *2* orqali polimerizatsiyaga uzatiladi. Stirol polimerizatsi-




***4.19-rasm.*** Aralashtiruvchi reaktorlar kaskadidagi stirolni blokli polimerizatsiyalash sxemasi: *1* – stirol uchun idish; *2* – issiqlik almashtirgichlar; *3–5* – polimerizatorlar (reaktorlar); *6* – sovitgichlar; *7* – nasoslar; *8* – vakuum-kamera; *9* – granulyatorli ekstruder.

yasi ketma-ket joylashgan uchta reaktorda o'tkaziladi. Birinchi reaktor *3* da jarayon 110–120°C da o'tkaziladi va reaksion aralashmada polimer miqdori 30% atrofida bo'ladi; ikkinchi reaktor *4* da polimerlanish jarayoni 125–135°C da monomer konversiyasi 60% ga yetguncha o'tadi; jarayon uchunchi reaktor kaskadi *5* da 140–150°C da so'ngi konversiya 80–85% ga yetganda tamomlanadi. Polimerlanish reaksiyasi issiqligi reaktordan monomer bug'latilishi va kondensatning teskari sovitgichda sovitilishi hisobiga kamaytiriladi.

Reaksion massani bir polimerizatordan ikkinchisiga va keyin vakuum-kamera *8* ga o'tkazish nasos *7* lar yordamida amalga oshiriladi. Vakuum-kamerada 2,0–5,3 kN/m$^2$ (15–40 mm s.u.) atrofidagi qoldiq bosimda reaksiyaga kirmagan stirol chiqarib olinadi. Stirol bug'lari regeneratsiyaga beriladi va keyin monomer qaytadan idish *1* ga qaytariladi va xomashyo bilan aralashtiriladi. Polistirol eritmasi vakuum-kamera *8* dan ekstruder *9* ga o'tadi va granulyatsiyaga ketadi.

Monomerning to'la bo'lmagan konversiyasi jarayonning muhim kamchiliklaridan biri reaksiyaga kirmay qolgan stirolni haydashdagi stirol kondensatining hosil bo'lishidir.

Kondensatni utilizatsiyalash quyidagi variantlardan biri orqali amalga oshiriladi:

– rektifikatsion tozalash orqali ko'rsatkichlari standartga mos sifatli stirol olish;

– stirolni polimerlab, pastroq mas'uliyatli buyumlar ishlab chiqarishga mo'ljallangan polistirol olish.

Ko'rsatilayotgan holatda ishlab chiqariluvchi polistirol neft kimyosi kompleksiga kiradi, shu bois kondensatni tozalash bosqichini stirolni degidrirlash rektifikasion massalash massasini rektifikatsiyalash bilan mujassamlashtirish imkoni tug'iladi. Bu energetik sarflarni pasaytirgan holda polistirol tannarxini bir muncha arzonlashtiradi, iqtisodiy foyda olishni ta'minlaydi.

## 4.3. BIOKIMYOVIY ISHLAB CHIQARISH

### 4.3.1. Biotexnologik jarayonlarning o'ziga xosligi

Biokimyoviy ishlab chiqarish tirik organizmlar yordamida mahsulotlar olishga asoslanganligi bilan ajraladi. Bunda asosiy «ishlab chiqaruvchilar» bo'lib mikroorganizmlar (bakteriyalar, achitqilar) va ularning hayot faoliyatlari mahsulotlari xizmat qiladi. Ba'zi biotexnologik jarayonlar, masalan, oziq-ovqat ishlab chiqarish bilan bog'liq bo'lgan non yopish, sharob tayyorlash, pivo, sirka, pishloq, sut-qatiq mahsulotlari olish, charm, o'simlik tolalari va boshqa materiallarni etkazib berish qadim zamonlardan ma'lum.

Biotexnologiyaning ilmiy asoschisi bo'lib Lui Paster hisoblanadi. Mikrobiologiya fani vujudga kelishida uning xizmati katta bo'ldi, modda almashinuvi, fermentlar roli va shu kabi boshqa ma'lumotlar ilmiy o'rganildi. Ozuqa oqsillari, peptidlar, aminokislotalar, ayrim spirtlar (mas., etanol), kisloltalar (limon, izolimon, sirka), o'simlik o'stirish regulyatrlari, tabiiy pestisidlar, inson va jonivorlarning immuniga oid davolash preparatlari biosanoat mahsulotlari qatoridan joy oldi.

Biologik jarayonlar har yili qayta tiklanishi bilan ma'lum bo'lgan xomashyolarni ishlatishi, oson va yengil sharoitda qayta ishlanishi, bosqichlarining kamligi hamda chiqindilardan ham foydali mahsulotlar tayyorlanishi mumkinligi tufayli qator afzalikka egadir. Ayniqsa, biotexnologik jarayonlar qimmatga tushuvchi kam tonnajli mahsulotlarni ishlab chiqarishda ham iqtisodiy, ham texnologik jihatdan tejamli hisoblanadi. Buning boisi mazkur sanoatda mikroorganizmlar bo'lgan bakteriya hamda zamburug'lar fermentatsiyasidan foydalanish qulayligidadir. Mikroorganizmlarning tuzilishi, ko'rinishi, xili va fiziologik xususiyatlari turli-tumanligi ma'lum bo'lib, ularning ba'zi turlari 90–110°C haroratga chidamligi bilan ajraladi, bosim ko'tarilganda esa ularning issiqlikka chidamlilik xususiyati ikki-uch baravar ortuvchi tajribalarda kuzatilgan. Bular yuqori kislotalilik, tuz konsentratsiyalari katta bo'lganda va boshqa shu kabi sharoitlarda tez ko'payishi, ya'ni bir necha minutlarda bo'linishi mumkinligi bilan ham ahamiyatlidir. Bu yerda biologik katalizatorlar hisoblanish fermentlarning roli kattadir. Pektinaza, glyukozoizomeraza, amilaza va proteaza kabi fermentlar mamlakatimiz obi-havosi sharoitida (hatto 60–70°C gacha) va normal atmosfera bosimda yuqori substrativ o'ziga xoslikka ega bo'la olishi aniqlanilgan. Shu bois ham ular mikrobiologik sintezda keng qo'llanilmoqda. Fermentlarning keramika, shisha, polimer gellar, yuqori molekulali sintetik birikmalar kabi qattiq tashitgichlar bilan fizik va kimyoviy birikishi orqasida immobilizasiyalanish xususiyati sanoatda tubdan o'zgarishlarga olib keldi. Bunda fermentning katalitik xususiyatlari to'la saqlangan xolda uning turg'unligi ortadi, reaktsiyaga kirishmay qolgan subetrat hamda mahsulotning ajratilishidagi qiyinchiliklar barham topadi. Hozirgi vaqtda biotexnologiyaning muhim yo'nalishi bo'lgan nasliy ginetikadan, ya'ni mikroorganizmlar xujayralariga DNK molekulalariga maqsadli o'zgartirilgan nasliy programmalarni keltirib, laboratoriyada hosil qilingan va kerakli mahsulotni kodlovchi sintezni amalga oshirishdan foydalanish muhim yo'nalishlardan biri ekanligini eslatib o'tamiz.

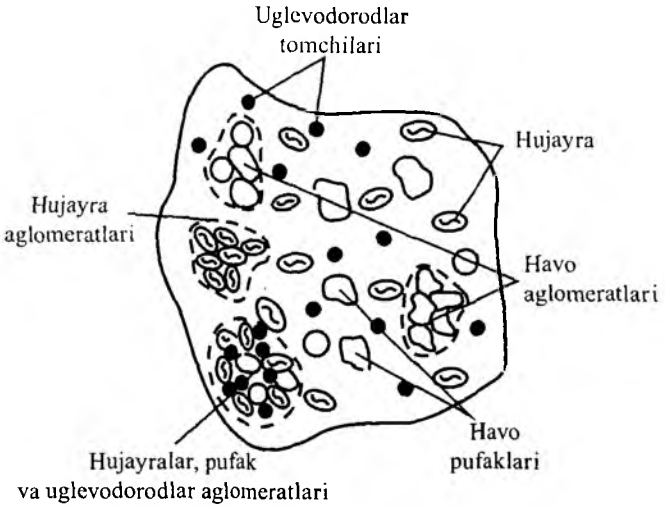
Mazkur yo‘l bilan o‘zga usullar orqali olib bo‘lmaydigan katta miqdordagi mahsulotlarni ishlab chiqarishga erishish mumkin.

Endilikda laboratoriyada olingan gibridomalar deb ataluvchi ikkita har xil xujayra qo‘shilishidan hosil qilingan va inson, jonivorlar bilan o‘simliklar kasalliklarining diagnostikasi hamda davolanishda zarur bo‘lgan oqsillar manbalalarini yaratishdan keng foydalanish yo‘lga qo‘yilmoqda.

Mikrobiologik sintez alohida kimyoviy moddalar emas, balki o‘zigagina xos xususiyatlarga ega bo‘lgan tirik mikroorganizmlar ko‘payishidan foydalanishni ko‘zda tutadi. Bu yerda biologik sikllar ilmiy yo‘nalishlari bo‘lgan mikrobiologiya, sitologiya, enzimologiya, biokimyo yutuqlari, usul va vositalari qo‘llaniladi. Biotexnologik ishlab chiqarishda biomassaning ko‘payishini intensifikatsiyalashga, o‘sish davrida tarkib va sharoitga moslashuviga (ayniqsa, ozuqa muhiti tarkibi substrat, kislorod, harorat, bosim, pH va boshqalar) ga alohida ahamiyat beriladi. Biokimyoviy jarayonlar kinetikasi ham o‘ziga xosdir, bunda mikroorganizmlar kislorod etishmasligidan «bo‘g‘ilib» qolishlari, ozuqa mo‘lligidan semirib ketishlari va buning orqasida o‘z faolliklarini yo‘qotishlari, tiqilinchda o‘smasliklar, almashinish mahsulotlardan zaxarlanishlari (metabolizm tufayli) mumkinligini hisobga olish talab qilinadi. Biokimyoviy jarayon fazoviy strukturasi bo‘yicha ham o‘ziga xosdir. Buni 4.20-rasmdagi sxemadan ko‘rish mumkin. Ayrim joylarda tiqilinch va zaxarlanish, kislorod etishmasligi va semirish kabi noxushliklar kelib chiqishi mumkinligi yaxshi ko‘rinib turibdi. Biotexnologik jarayonlar yuqori darajadagi o‘ziga xoslik bilan normal harorat va bosimda borishi va katta xarajatsiz (energetik jihatdan) amalga oshirilishi bilan ham diqqatni o‘ziga tortadi.

Mahsulotlar turi bo‘yicha biokimyoviy jarayonlar bir necha guruhga bo‘linadi.

1. Tarkibida yashashi mumkin bo‘lgan mikroorganizmlarni saqlaydigan, tuproq unumdorligini oshiruvchi, ozuqalarni siloslash va sut-qatiq mahsulotlarini olishga kerakli achitqi preparatlari hamda o‘simliklarni himoya qilishning biologik vositalarini ishlab chiqarish.




***4.20-rasm.*** Biokimyoviy jarayonning fazoviy strukturasi.

2. Tarkibida xujayralarning inaktivlangan biomassasi va bularni qayta ishlash mahsulotlarini saqlovchi ozuqa achitqilari, oqsil-vitamin konsentratlari va boshqa biopreparatlarni ishlab chiqarish.

3. Organizmlar hayot faoliyatidan tozalangan vitaminlar, garmonlar, fermentlar, antibiotiklar, aminokislota va boshqalar ilshlab chiqarishi.

Biokimyoviy jarayonlar kimyoviy texnologiya mahsulotlari ishlab chiqarishda, oqova suvlarni tozalashda, metallurgiyada metallarni rudadan ajratib olishda va sanoatning boshqa sohalarida ham turli maqsadlarda qo'llaniladi.

Biokimyoviy jarayonlar mazmunan kimyoviy jarayonlardan farqlansalarda, texnologik jarayonlarni ishlatish va tashkil qilish bo'yicha kimyoviy texnologik jarayonlarga o'xshashligini eslatib o'tishni joiz deb bilamiz.

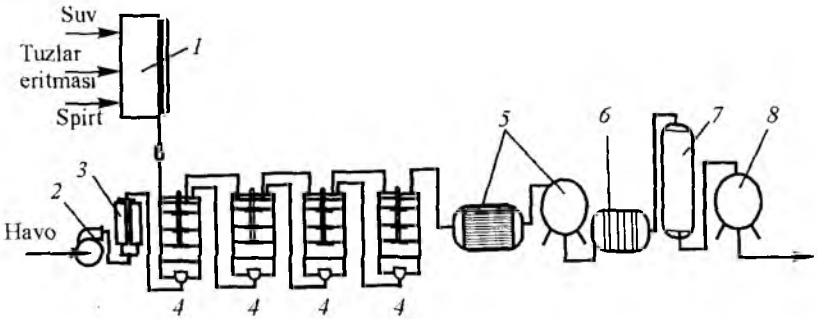
### 4.3.2. Mikrobiologik sintezda sirka kislota ishlab chiqarish

Kimyo sanoatida texnik sirka kislota asetaldegidni oksidlab olinadi. Oziq-ovqat sanoatida qo'llaniladigan sirka kislotani alkogoloksidaza fermenti ta'sirida etil spirtini oksidlab olinadi. Mazkur

ferment o'z navbatida sirka-nordon bakteriyalari tomonidan ishlab chiqariladi:

$$C_2H_5OH + O_2 = CH_3COOH + H_2O$$

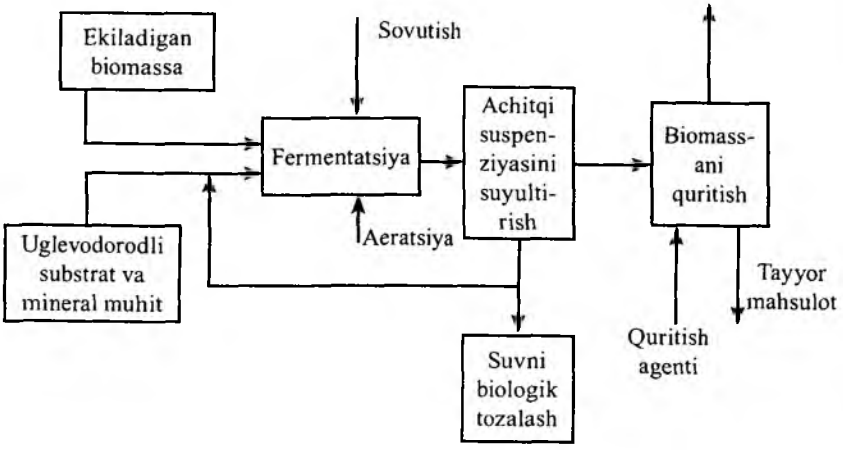
Ushbu jarayon aerob sharoitlarda (mikroorganizmlar hayot faoliyatiga zarur bo'lgan havo uzatish bilan) 301–308 K haroratda nordon muhitda olib boriladi (pH=3). Xomashyo sifatida tozalangan suyultirilgan spirt ishlatiladi. Achish reaksiyasi (bijg'ish) uzluksiz yoki davriy suratida reaktor-fermentyorda o'tkaziladi. Ishlab chiqarishning texnologik sxemasi 4.21-rasmda keltirilgan.




***4.21-rasm.*** Spirtdan sirka kislota ishlab chiqarish texnologik sxemasi:
*1* – ozuqa tayyorlash uchun idish; *2* – kompressor; *3* – bakteritsid filtr; *4* – fermenterlar; *5* – pasterizator; *6* – filtr-press; *7* – kupajlash uchun idish; *8* – tayyor mahsulot yig'iluvchi idish.

Uzluksiz jarayon fermentyorlar kaskadi *4* da olib boriladi. Bularning har biri jarayonning ma'lum *bosqichi hisoblanadi:* bakteriyaning tez ko'payishi va biomassaning ortishi, spirtning faol ravishda oksidlanishi, yig'iluvchi mahsulot bilan birga o'suvchi biomassaning pasayishi va bakteriya ko'payishining to'xtashi ham ular harakatining to'xtashiga sabab bo'ladi. Jarayon bosqichlariga mos ravishda har bir fermentyorda o'stirishning belgilangan sharoitlari (spirt va kislota konsentratsiyalari, harorat, aeratsiya darajasi) ushlab turiladi. Fermentyorlarga berilayotgan havo bakterial kulturaning tozaligini saqlab turish maqsadida bakteritsid filtr *3* dan o'tkaziladi. So'ngi

fermentyordan tahminan 9% li xom sirka olinadi va issiqlikda ishlash uchun apparat *5* ga pasterizatsiyaga uzatiladi. 358–363 K dagi haroratda bakterial massa inaktivatsiyasi amalga oshadi va kolloid zarrachalar koagulyatsiyalanadi. Filtr *6* dan keyin sirkani *7* apparatda kerakli konsentratsiyagacha etkaziladi (kupajlanadi) va tayyor mahsulot yig'gich *8* ga yo'naltiriladi. Bunda suvsiz 100 *l* spirtdan 90 kg gacha sirka kislota hosil qilinishga erishiladi. Bundan ko'rinadiki, mazkur mikrobiologik sintez sxemasi kimyoviy texnologiyaning qator tipaviy apparatlari bo'linish reaktorlari, filtrlar, aralashtirgich va issiqlik almashtirgichlarining o'zidir.

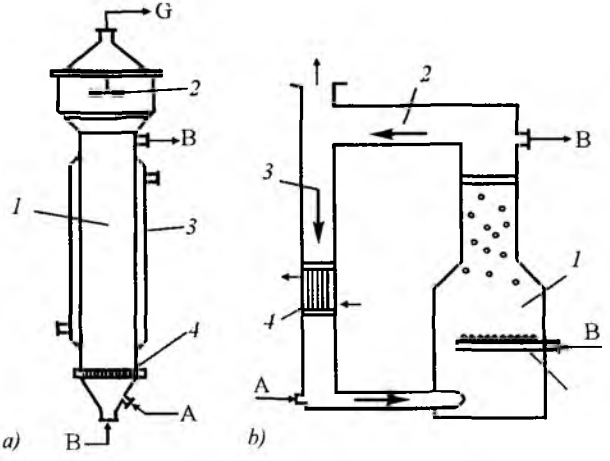



***4.22-rasm.*** Biomassa olishning funksional sxemasi.

Jarayon kimyoviy texnololgiyaga binoan jihozlanishi bilan xarakterlanadi, bunda separatorlar, quritgich, filtr, bug'latish apparatlari va boshqa shu kabilar tanlanadi. Bu yerda fermenterga e'tibor qaratishimiz kerak, uning o'zi ishlab chiqarish mahsuloti bo'lgan biomassani etkazib beradi. Bu bilan bir qatorda fermenter mikroorganizmlar hayot faoliyatining fiziologik-biokimyoviy faolligi bilan bog'liq bo'lgan «mo'lko'lchilik» sharoitlarini yaratishga ham mas'uldir.

Fermentatsiya o'tayotgan muhit alohida faza va hosilalardan iborat bo'ladi. Reaktorning butun hajimi bo'ylab muhitning bir xilligini ta'minlash zarur bo'ladi, aks holda ba'zi joylardagi har xillik hamda turg'un holatlardagi zonalar mikroorganizm xujayralari ko'payishi suratini o'zgartirib yuboradi.

Fermentlar konstruksiyalarining qator variantlari ma'lum (bularning sxemalari 4.22-rasmda keltirilgan) muhitning bir xilligi havo barbotaji hamda maxsus qistirmalar o'rnatilgan turbinali diffuzor yoki mexanik aralashtirgichlar orqali amalga oshiriladi. 4.23-rasm, *b* da ko'rsatilgan fermentcrda suyuqlikning aralashuvi baland erliftdagi havo barbotaji sirkulyatsiyasi hisobiga bajariladi. Sirkulyatsiyani aralashtirgich uskunasi orqali majburiy ravishda vujudga kelishi mumkin bo'lgan turg'un zonalar oldini olish zarur bo'ladi. Gorizontal xildagi fermenter (4.23-rasm, *d*) da oqim majburiy ravishda toroidsimon apparat hajmi bo'ylab harakatlanadi. Oqimning harakat tezligi suyuqlikning qavatlanishiga yo'l qo'ymasligini hisobga olish zarur.




***4.23-rasm.*** Fermenterlar sxemalari:
*a* – kolonnali (*1* – reaksion zona, *2* – ko'pik yo'qotgich, *3* – sovitish ko'ylagi, *4* – havo taqsimlagich); *b* – sirkulyatsion (*1* – reaktor kolonnasi, *2* – seperatsiya zonasi, *3* – sirkulyatsion truba, *4* – issiqlik almashtirgich, *5* – barbater); *d* – gorizontal (*1* – vintli aralashtirish moslamasi, *2* – gorizontal reaktor, *3* – separatsion idish (hajm), *4* – issiqlik aralashtirgich; *A* – oziqa; *B* – aeratsiyaga boruvchi gaz; *B* – achitqi suspenziyasi; *G* – ishlangan gaz.

Keltirilgan fermenterlarda suyuqlikning intensiv aralashuviga erishiladi va jarayonni ideal aralashuv modeli bilan ifodalash mumkin bo'ladi. Tegishlicha, kimyoviy texnologiya usullari (kimyoviy reaktorlar va boshqa apparatlarning hisob va konstruksiyalanishi, kimyoviy texnologik sistemalar sintezi printsiplari, balans hisoblari va h.k.) biokimyoviy ishlab chiqarishlarda ham qo'llaniladi, bunda o'tayotgan jarayonlarning o'ziga xosligini hisobga olgan holda ish ko'rish zarur bo'ladi.

Kam tonnajli ishlab chiqarishlar (vitaminlar, maxsus biopreparatlar)da sxema va apparatlar tanlash jarayonlarning «reseptura» tarkibi (masalan, komponentlarni uzatish, sharoitlarning steriallanishi va h.k.)ga bog'liqligini eslatib o'tamiz.

XXI asr boshlarida mamlakatimizda biotexnologiya faniga katta ahamiyat berilganligi bois u tez suratlar bilan rivojlana boshladi. Xomashyo sifatida har yili yangilanib turuvchi o'simlik mahsulotlaridan foydalanish, bularni qayta ishlashda arzon va oson amalga oshiriluvchi jarayonlardan foydalanish mumkinligi, kam tonnajli moddalarni ishlab chiqarish qulayligi hamda uncha marakkab bo'lmagan uskunalardan foydalanib ish ko'rish mumkinligi biosanoatning keng rivojlanishiga imkoniyatlar yaratadi. Hozir shu yo'lda ozuqa va em-xashak oqsillari, peptidlar, aminokislotalar, fermentlar, vitamin, antibiotik, etanol, organik kislotalar (limon, izolimon, sirka, olma va h.k.), o'simlik o'stirish regulyatorolari, tabiiy pestitsid, davolash va immun preparatlar ishlab chiqarilayotgani ma'lum. Mikroorganizmlar xizmatidan fermentatsiya yordamida keng foydalanilmoqda. Genetik injeneriya, xujayraviy injeneriya va boshqa shu yo'nalishlarning biotexnologiyaga kirib kelishi mazkur fanning imkoniyatlarini oshirib yubordi. DNK molekulalari yordamida kerakli mahsulotni kodlovchi sintezni amalga oshirishni aytmaysizmi! Antiaritmik alkaloid aymalinning olinishi buning yorqin misoli bo'laoladi. Ha, «Yangi B»ning vujudga kelishi Dunyo bo'ylab ulkan biotexnologiya sanoatining asosi bo'lib xizmat qiladi.

## Mavzuni o'rganishdan maqsad

Biokimyoviy jarayonlar hayotimizning ko'p jabhalariga kirib bormoqda. Nafaqat kimyo yoki oziq-ovqat texnologiyasi, balki meditsina, farmatsevtika, chorvachilik, qishloq xo'jaligi va konchilik ishlarida ham mikroorganizmlar xizmatidan foydalanilmoqda. Bas, shunday ekan, bo'lajak kadrlarimiz mikroorganizmlar xizmatidan unumli foydalanishlari uchun ular haqida ma'lumotga ega bilishlari, ularni o'rganishlari, kerakli maqsadda «ishga sola olishlari» zarur bo'ladi. Kimyoviy texnologiyani biotexnologiya bilan mujassamlashtirilgan holda faoliyat ko'rsatish orqali nisbatan arzon bo'lgan va osonroq usullarda mahsulotlar ishlab chiqarish talab qilinmoqda. Bu ishni, ayniqsa, kam tonnajli zarur meditsina preparatlari, ozuqa olishda qo'llash maqsadli bo'lib qoladi.

Yangi texnologiya meva-cheva, sabzovot, mineral xomashyolar, o't-o'lan, dorivor o'simliklarga boy bo'lgan mamlakatimizda keng rivoj topishi tabiiydir. Shu bois ham mazkur bob materiallarini o'zlashtirish va hayotga tartib etishni ko'zlab, kimyoviy texnologiyadan olgan bilimlar yangi texnologiyadan keng foydalanishga yordam beradi degan maqsadda ushbu bob materiallari kiritildi.

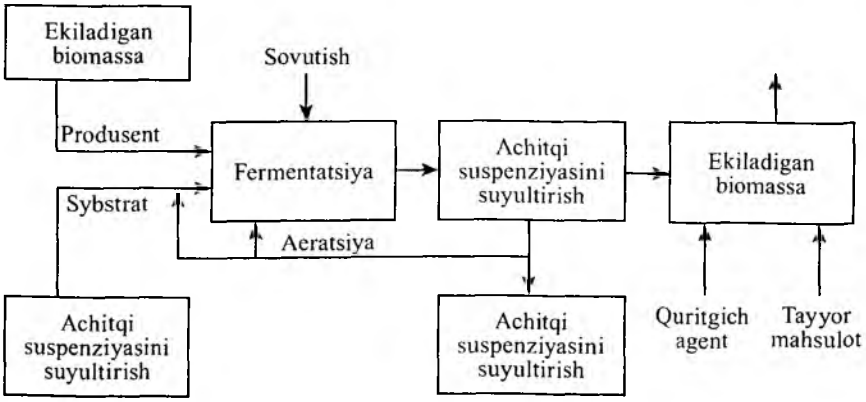
## Takrorlash uchun savollar

1. Biokimyo fani bilan biotexnologiya orasidagi bog'liqlikni tushintib bering.
2. Biotexnologiya qanday jarayonlarga asoslanadi?
3. Biotexnologiya jarayoni va usullarining o'ziga xos tomonlarini tushuntirib bering.
4. Mazkur jarayonlardan foydalangan holda kelajakda O'zbekistonda qanday yangi mahsulotlarni ishlab chiqarish mumkin deb o'ylaysiz?
5. Kimyoviy va biokimyoviy chiqindilar deganda nimani tushinasiz?
6. Mikrobiologik sintez yordamida tabiiy gaz ($CH_4$) dan qanday ozuqa mahsulotlari olish mumkin?

### 4.3.3. Ozuqa oqsillari ishlab chiqarish

Oqsillarning turli xillari ma'lum. Murakkab tarkibli, bir xujayrali va boshqalar hayot jarayonida ishtirok etadi. Bulardan bir xujayralilari asosan ozuqaga qo'shimcha sifatida xizmat qiladi. Bir xujayrali organizmlar oqsillar (BXOO) asosidagi qo'shimchalar bilan boyitilgan o'simlik oqsillari sifati yaxshilanadi. Bunday qo'shimchalar vitaminlar va mikroelementlar miqdorini oshiradi, eng asosiy omil sifatida ko'p o'simliklar tomonidan sintez qilinmaydigan aminokislotalarni ko'paytiradi. Ozuqa oqsillar yiliga millionlab tonnalarda ishlab chiqarilgan xolda doimiy o'sib borishi sezilmoqda. Oqsilning mikrobiologik sintezi mahsuloti xujayraning inativivlangan massasi bo'lib, sanoatdagi asosiy olish usuli hisoblanadi. Uning prinsipial sxemasi quyidagilarni o'z ichiga oladi (4.24-rasm):

- mikroorganizm kul'turasi (produtsent) ni, masalan achitqining ma'lum xili – bir xujayrali bir yo'la ko'payadigan zamburug'ni tayyorlash;
- fermentlar ta'sirida o'zgarishlarga beriladigan xomashyo va xujayralar hayot faoliyatini boshqaruvchi mineral tuzlarni o'z ichiga oluvchi ozuqa muhiti (subetrat) ni tayyorlash;
- produtsentni kul'tivirlash (o'stirish) davrida uning biomassasi ortuviga erishish (odatda bu bosqich fermentatatsiya deb ataladi);




***4.24-rasm.*** Biomassa olishning funksional sxemasi.

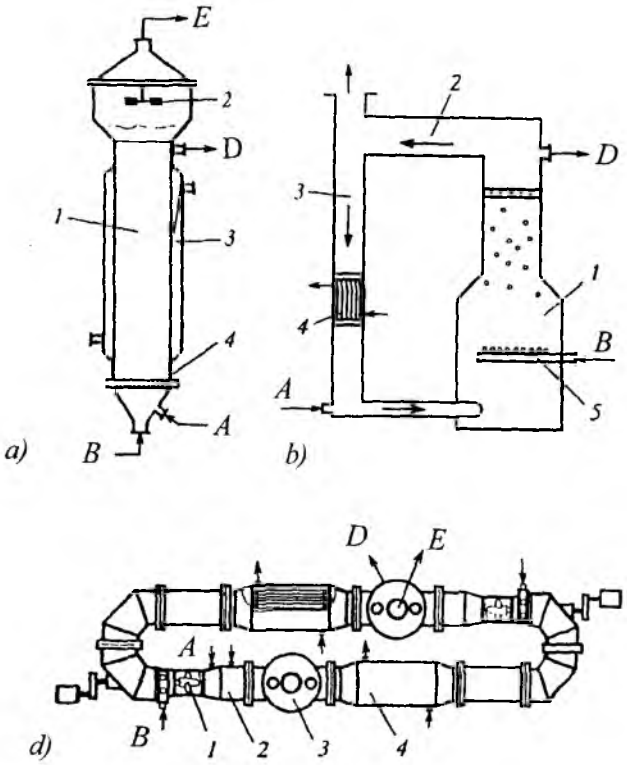
- biomassani ajratish; ishlatib bo'lingan kul'tura suyuqligi tozalashga uzatiladi;
- tayyor biomassani issiqlikda qayta ishlash, uni quritish va tozalash; shu ishlar vaqtida massa inaktivatsiyalanadi va uni tovar mahsuloti sifatida tayyorlash.

Jarayonning jihozlanishida kimyoviy texnologiyaga oid bo'lgan separatorlar, quritgich, fil'trlar, bug'latish apparatlari va boshqalar qo'llanishi ham o'ziga xoslikdir. Bu borada faqat fermentlarga ishlab chiqarishni, biomassa bilan ta'minlashi hisobiga mahsulot etkazib berishga ahamiyat beriladi. Bundan tashqari fermentlar mikroorganizmlarning hayot faoliyati uchun yaxshi sharoitni, ya'ni ularning fiziologik faolligini ta'minlashi talab etiladi. Fermentatsiya jarayoni o'tayotgan muhit alohida fazalar va hossalardan iborat bo'ladi. Demak, butun reaktor hajmi bo'ylab bir xil muhit vujudga keltirish talab etiladi, aks holda ayrim joydagi nomunosiblik turg'un zonalar mikroorganizmlar xujayralari ko'payishini o'zgartirib qo'yadi. Fermentlar (rasm) ning qator konstruksiyalari variantlari taklif etilgan. Kolonnali fermentlarda muhitning bir xilligi havo bilan barbotaj qilish hamda turbinali diffuzorga joylashtirilgan maxsus qo'shimchalar yoki mexanik aralashtirgichlar hisobiga amalga oshiriladi. 4.25-rasm, *b* da ko'rsatilgan fermenterda suyuqlik yuqori erlift yordamida – havo barbotaji suyuqlik sirkulyatsiyasini vujudga keltiradi. Sirkulyatsiya aralashtiruvchi moslama yordamida ham amalga oshirilishi mumkin. Mazkur konstruksiyalardagi apparatlar burchaklarida vujudga keluvchi turg'un zonalarni yo'qotish ham zarur bo'ladi.

Gorizontal xildagi fermentyor (4.25-rasm, *d*) da oqim apparat hajmi bo'ylab majburiy ravishda toroidga o'xshash serkulyatsiyalanadi, lekin suyuqlikning qavatlanishini olish maqsadida oqim tezligini bir maromda saqlab turish zarur bo'ladi.

Keltirilgan fermentyorlarda suyuqlik intensiv aralashuvi amalga oshadi va jarayon intensiv aralashish modeli bilan ifodalanadi. Tegishlicha, kimyoviy texnologiya usullari (kimyoviy reaktorlar hisoblari va konstruksiyalanishlari) biokimyoviy ishlab chiqarishlardagi jarayon-

larning o'ziga xos xususiyatlarni hisobga olingan hisobda qo'llaniladi. Xulosada kam tonnajli ishlab chiqarishda (vitaminlar, maxsus biopriparatlar) sxema tanlash va qanday apparatlardan foydalanish masalasini hal qilishda jarayonlarning «reseptura» yo'nalishini (masalan, komponentlar uzatilishi, sharoitning sterilligi va boshqa omillarni hisobga olish kerakligini eslatib o'tamiz).




***4.25-rasm.*** Fermentyorlar sxemalari:
*a* – kolonnali (*1* – reaksion zona, *2* – ko'pik o'chirgich, *3* – sovutilgan rubashka, *4* – havo bo'lgich); *b* – sirkulyatsion (1 – reaktor kolonnasi, *2* – separatsiya zonasi, *3* – sirkulyatsion truba, *4* – issiqlik almashtirgich, *5* – barbater); *d* – gorizontal (*1* – vintli aralashtirgich moslama, *2* – gorizontal reaktor, *3* – seperatsion idish, *4* – issiqlik almashtirgich);
*A* – xom – ashyo kiritish; *B* – aeratsiyaga gaz uzatish; *D* – achitqi suspenziyasi; *E* – ishlatilgan gaz.

## Takrorlash uchun savollar

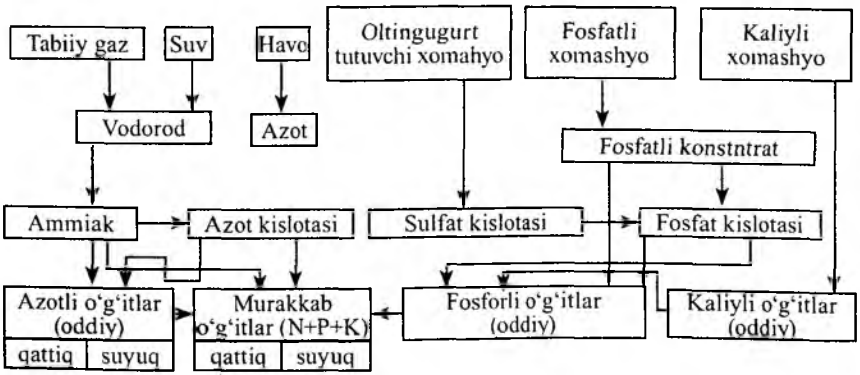
1. Siz biokimyoviy ishlab chiqarishning qanday mahsulotlarini bilasiz va ular qay maqsadlarda ishlab chiqariladi?
2. Biotexnologik jarayonlarning o'ziga xos va kimyoviy texnologiyalardan farqlari nimalardan iborat deb bilasiz?
3. Reaktor tanlashda biokimyoviy jarayonlarning qanday kinetik o'ziga xosligini hisobga olish kerak bo'ladi? Biokimyoviy jarayonlardan aniq misollar keltiring.

# 5-BOB. O'G'ITLAR ISHLAB CHIQARISH

## 5.1. O'G'ITLAR ISHLAB CHIQARISHNING UMUMIY STRUKTURASI

Mineral o'g'itlar ishlab chiqarish kimyo sanoatining eng muhim sohalaridan biridir. Dunyoning barcha mamlakatlarida yiliga 100 mln.t. dan ortiq mineral o'g'itlar ishlab chiqariladi. Asosiy oziqa elementlari – azot, fosfor va kaliydan iborat. Ularning miqdori amalda mavjud modda, muvofiq ravishda N, $P_2O_5$ va $K_2O$ bo'yicha hisoblanadi. Ishlab chiqariluvchi o'g'itlarda ularning miqdori o'rtacha 38–42% ni tashkil etadi. O'simliklarning to'laqonli oziqasi mikroelementlarni (Mg, B, Mn, Zn va h.k.) ham o'z ichiga oladi.

Azotli va fosforli o'g'itlar ammiak, sulfat kislota va fosfor kislotasi orqali ishlab chiqariladi. Kaliyli o'g'itlar bevosita mineral xomashyodan (asosan, silvinitdan) olinadi. Mineral o'g'itlar ishlab chiqarishning taxminiy (shartli) sxemasi 5.1-rasmda keltirilgan. Mineral o'g'itlar bir moddadan (oddiy o'g'itlar) yoki bir necha moddadan tashkil topadi (murakkab o'g'itlar). Murakkab o'gitlar ularda mavjud moddalarning miqdori va ularning nisbatlari bo'yicha farqlanadi:




*5.1-rasm.* Mineral o'g'itlar ishlab chiqarish sxemasi.

| O‘g‘itlar | Marka ($N:P_2O_5:K_2O$) |
|---|---|
| Ammofos | 11 : 48 : 0 |
| Ammofoska | 10 : 15 : 17 |
| Diammofos | 18 : 47 : 0 |
| Nitrofos | 23 : 17 : 0 |
| Nitrofoska | 12 : 12 : 12 |
| Nitroammofos | 23 : 23 : 0 |
| Nitroammofoska | 14 : 14 : 16 |

Murakkab o‘g‘itlar oddiy o‘g‘itlarni aralashtirish yoki tegishlicha kislotalarni ammiak bilan neytrallash orqali tayyorlanadi. O‘g‘itlarning asosiy qismi donalangan holda ishlab chiqariladi. Suyuq kompleks o‘g‘itlar (SKO‘) muhim ahamiyat kasb etib bormoqda.

Ammiak, sulfat, nitrat va fosfor kislotalari – mineral o‘g‘it olishda asosiy yarim maxsulot hisoblanadi. Ular bundan tashqari ko‘plab boshqa maqsadlarda ham qo‘llaniladi.

Ularni ishlab chiqarish, jarayonning nazariy asoslarini rivojlantirishning muvaffaqiyatli timsoli, texnologik va muhandislik yechimlarining ilmiy asoslanishi, yuqorida ko‘rib o‘tilgan kimyoviy jarayonlar nazariyalarining, reaktorlar va kimyoviy-texnologik tizimlarning (KTT) qo‘llanilishining isbotidir. Yuqorida qayd etilgan mahsulotlarning ishlab chiqarilishi to‘g‘risida kelgusida bayon etiladi.

## Nazorat savollari

1. Eritish usullari ishlab chiqarishning qaysi sohalarida qo‘llaniladi?
2. Cho‘ktirish jarayonining qanday usullari bor?
3. Termofosfatlar ishlab chiqarishda qanday kimyoviy o‘zgarishlar sodir bo‘ladi?
4. Pishish jarayonida suyuq fazaning bo‘lishi qanday ahamiyatga ega?
5. Qattiq moddalarni pishirish tezligi nimaga bog‘liq?
6. Termofosfatlar qanday o‘g‘itlar?
7. Fosfatlarni kuydirish davrida nima uchun $SiO_2$ qo‘shiladi?
8. Qattiq moddalar o‘rtasida ketuvchi reaksiyalarni tezlatish tadbirlari nimadan iborat?

9. Kuydirish jarayonini tezlatish tadbirlari nimalardan iborat?
10. Fosforitni ko'mir bilan qaytarishda qumning ahamiyati nimada?
11. Nima uchun fosfor kislotasining konsentratsiyasi past bo'ladi?
12. Ftor gazi qanday ushlanadi?
13. Filtrdan chiqqan yuvindi suvdan nima maqsadda foydalaniladi?
14. Degidrat rejimining afzalligi nimada?
15. Sulfat kislotasi nima maqsadda qo'llaniladi?
16. Termik kislotaning afzalligi nimada.
17. Aralashmaga qo'shilgan qumning roli nimadan iborat?
18. Sublimatsiya jarayoni deb nimaga aytiladi?
19. Polifosfat kislotasi qanday kislota?
20. Toshqolning xususiyatlari haqida nimalarni bilasiz.

## 5.2. SULFAT KISLOTA TEXNOLOGIYASI

### 5.2.1. Umumiy ma'lumotlar

Sulfat kislotani ishlab chiqarish po'lat ishlab chiqarish kabi mamlakatning texnikaviy rivojlanish darajasini bildiradi. Ishlab chiqarish ko'lami va ishlatilish turlari bo'yicha sulfat kislotasi po'lat singari xalq xo'jaligida oldingi o'rinlardan birini egallaydi.

Texnikaning rivojlanishi bilan sulfat kislotani ishlatish sohalari kengayib bormoqda. Ammo sulfat kislotasini iste'mol qiluvchi eng katta iste'molchi bu mineral o'g'it zavodlari hisoblanadi.

Sulfat kislotasini ishlab chiqarishni ko'paytirish zarurati tufayli hozirgi kunda bo'linmas quvvatlarni 1000 va 1500 t/sut (100% li $H_2SO_4$ ga hisoblanganda) oshirish yo'li bilan amalga oshirilmoqda va bitta korxonada parallel ishlaydigan bir necha tizimlar qurilmoqda. Korxonada bo'linmas quvvatlarni va ekspluatatsion xarajatlarni kamaytirish lozim. Ikkita parallel ishlayotgan sulfat kislotasi tizimlarini qurish solishtirma kapital sarmoyani 7,0–7,5%, kislota tannarxini 5,0–5,5% kamaytiradi va ishlab chiqarish unumdorligini 75–80% ga oshiradi. Biroq, sulfat kislotasini bitta korxonada ishlab chiqarishni ko'paytirish bilan atmosferaga chiqib ketuvchi oltingugurt ikki oksidi gazining miqdori ortadi. Bundan tashqari chiqib ketayotgan oltingugurt ikki oksidi atrof-muhitni ifloslantiribgina

qolmasdan, balki xomashyoni butunlay yo'qotishga olib keladi, bu bilan 1 t ishlanadigan mahsulot sarfi koeffitsiyenti ortadi. Masalan, 1500 t/sut $H_2SO_4$ ishlab chiqaradigan kontakt apparatda sutkasiga havoga chiqib ketadigan gazlar bilan 20 t gacha xomashyo yo'qoladi, 300 t/sut quvvat bilan ishlaydigan kontakt apparatlari esa 4 t yo'qotadi. Shuning uchun zamonaviy intensiv tizimlar alohida ajralib chiqadigan gazlarni zararsizlantirish qo'shimcha bo'limlarga ega bo'lib, ular ishlangan $SO_2$ hajmini 0,03 % gacha kamaytirib, sanitar normaga yetkazib beradi.

**Sulfat kislotaning ishlatilishi.** Sulfat kislota xalq xo'jaligida katta miqdorda ishlatiladi. Shuningdek, tannarxi bo'yicha arzon va eng kuchli kislotalardan biridir. Ayniqsa, o'g'it sanoatida, tibbiyotda, to'qimachilik, kimyo sanoatida nam gazlarni quritishda, mudofaada, neftni qayta ishlash sanoatida, ammiakli chiqindi gazlardan ammiakni ushlab, ammoniy sulfat kabi mineral o'g'it ishlab chiqarishda ko'p ishlatiladi. Ekstraksion fosfor kislotasini ishlab chiqarishda ham sulfat kislotasi ko'p ishlatiladi.

Sulfat kislotasi metallarning yuzini yuvishda ham ko'p miqdorda sarflanadi. Bu jarayonning chiqindisi – temir sulfati hosil bo'ladi, uni kristallantirib cho'kmaga tushirib olinadi. Konsentrlangan sulfat va azot kislotalarning aralashmasi organik moddalarni nitratlash jarayonida, anil- bo'yoq sanoatida yarim mahsulotlarni, portlovchi moddalar (nitroglitserin, trotil va boshqalar) olish uchun qo'llaniladi. Sulfat kislotasi yana gidroliz sanoatida katalizator sifatida, sun'iy tola ishlab chiqarishda va boshqa ko'p sohalarda qo'llaniladi.

### 5.2.2. Ishlab chiqarish usullari

Zamonaviy sulfat kislotasi ishlab chiqaruvchi korxonalar uchun dastlabki xomashyo oltingugurt dioksidi (oltingugurt to'rt oksidi), kislorod va suv hisoblanadi. Ular orasidagi o'zaro ta'sirlashuv quyidagi stexiometrik tenglama bo'yicha ketadi:

$$SO_2 + 1/2\ O_2 + nH_2O = H_2SO_4 + (n-1)H_2O + Q$$

Bu jarayon nitroza va kontakt usullari bilan amalga oshiriladi. Nitroza va kontakt usullarning bir-biridan asosiy farqi asosan $SO_2$

gazini $SO_3$ gaziga qanday oksidlashga bog'liq. Nitroza usulida $SO_2$ ning $SO_3$ gacha oksidlanishi, asosan, suyuq fazada kechadi va kislorodni berish azot oksidlari yordamida amalga oshirishga asoslangan. Azot oksidlari ($NO_2$, $N_2O_3$, $N_2O_5$) $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlab, o'zlari NO gacha qaytariladi. NO esa gaz aralashmasidagi kislorod bilan suyuq va gazli fazalarda oksidlanadi. O'tgan asrning 70-yillarigacha natriy sulfat (keyinroq superfosfat) ishlab chiqarish uchun nitroza usuli bilan olinadigan sulfat kislotasi qo'llanilib kelingan.

Angliyada 1831-yilda Fillips $SO_2$ kislorod bilan qattiq platina katalizatori yuzasida oksidlanishini ixtiro qildi, lekin mazkur usul o'tgan asrning 70-yillardagina keng qo'llanila boshlandi. Bunday usulning kech o'zlashtirilishiga birinchidan platinali katalitizator o'z faolligini tez yo'qotishi sabab bo'lgan bo'lsa, ikkinchidan oleum iste'molchilari paydo bo'lmagan edi.

O'tgan asrning 70-yillarida Knitchaning ishlari sababli oltingugurt to'rt oksidi tarkibida mishyak mavjudligini aniqlandi. U kuydirish gazini katalizator zahridan tozalash usulini ham topdi.

Kontakt jarayonining rivojlanishida Rossiyada ishlab chiqarilgan Tentelev kimyo zavodi tizimi katta ahamiyat kasb etadi. Bu tizim amalga joriy qilindi va o'sha davr uchun zamonaviy takomillashgan tizim hisoblanardi. Foydalanilgan katalizator platinalashgan asbest ko'rinishida bo'lib, barbotaj tipidagi adsorberlar ishlatilgan. 1917-yilda 64 ta Tentelev tizimlari turli mamlakatlarda ishlatilgan. Hozirgi kunda jarayonda katta miqdordagi sulfat kislotasi kontakt usuli bilan ishlab chiqariladi. Sulfat kislotasini kontakt usuli bilan ishlab chiqarishning o'sishi yuqori texnik darajada jihozlanganligi, toza va konsentrlangan kislotaga bo'lgan talabning borligi, jarayonni avtomatlashtirish mumkinligi, shuningdek, yo'l qo'yiladigan darajagacha atmosferaga chiqib ketadigan gazlarda oltingugurt oksidlari konsentratsiyasi miqdorining kamligi bilan aniqlanadi.

Kontakt usulda sulfat kislotasini ishlab chiqarish korxonalari avtomatlashtirilgan texnologik jarayonni boshqarish tizimlari bilan qurollangan.

Sulfat kislotasini kontaktli usulida olish jahonda ikki yo'l bilan amalga oshirilmoqda:

– bir marta kontaktlanadigan usulda $SO_2$ va $SO_3$ gacha oksidlash 97,5–98% yetadi va atmosferaga yo'l qo'yilishi mumkin bo'lgan chegaraviy miqdordan ortiq $SO_2$ va $SO_3$ chiqindi gazlar bilan chiqib ketadi, bu esa bunday tizimlarda tozalash bo'limini qurishga qo'shimcha xarajatlar talab qiladi.

– ikki marta kontaktlanadigan usulda va ikki martali absorbsiyada $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlash darajasi 99,7–99,8% ni tashkil qiladi, bu esa qo'yilishi mumkin bo'lgan $SO_2$ va $SO_3$ konsentratsiyaga chiqindilarning miqdori talabga mos keladi. Ikki marta kontaktlanadigan tizimda kontakt usulida sulfat kislotasini ishlab chiqarish quyidagi bosqichlardan iborat bo'ladi:

1) xomashyoni tayyorlash; 2) oltingugurt to'rt oksidi olish; 3) gazni tozalash; 4) oltingugurt to'rt oksidini oksidlash; 5) $SO_3$ absorbsiyasi; 6) chiqib ketuvchi gazlarni tozalash. Ikki marta kontaktlanadigan va ikki marta absorbsiyalanadigan tizimda sulfat kislotasini olishda oltinchi bosqich mavjud emas.

Sulfat kislotasini ishlab chiqarishning kontakt usuliga ho'l kataliz deb ataladigan usul kiradi. Vodorod sulfatni yondirishdan olingan ancha miqdorda nam saqlaydigan oltingugurt to'rt oksidi utilizator – qozondan o'tadi, u yerda ~1000°C gacha soviydi, yuvilmasdan va quritilmasdan 440–450°C li katalizatorning birinchi qatlamiga keladi. Olingan kislota 76% ga ega bo'ladi.

**Sulfat kislotasini saqlash va tashish**. Sulfat kislotasi sanoatda har birining sig'imi 3000 $m^3$ keladigan saqlagich (bak) larda, konsentrlangan sulfat kislotasi esa qoplamasiz baklarda, konsentrlanmagani va, ayniqsa, toza sulfat kislotasi kislotaga chidamli materiallar bilan qoplangan po'lat baklarda saqlanadi.

Sulfat kislotasi, asosan, ishlab chiqariladigan joyning o'zida ishlatiladi. Biroq iste'molchilarning talabiga ko'ra oleum va konsentrlangan sulfat kislotasi po'lat sisternalarda tashiladi. Hozirgi kunda sulfat kislotasi qurilmalarining bir agregati bir sutkada o'rta hisobda 1500 tonna sulfat kislota monogidrati ishlab chiqaradi. Oleumni saqlashda isitiladigan binolardan foydalaniladi.

### 5.2.3. Sulfat kislotasi va oleumning xossalari

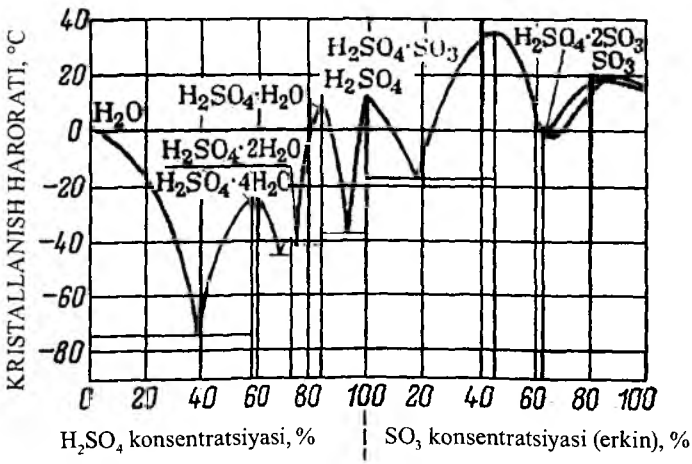
Sulfat kislotasining o'ziga xos xususiyati shundan iboratki, uni xohlagan konsentratsiyada olish mumkin.

Suvsiz sulfat kislotasi 81,63 mass.% $SO_3$ va 18,37 mass.% $H_2O$ dan iborat bo'ladi; 100% li $H_2SO_4$ – monogidrat 1 mol $H_2O$ bilan $SO_2$ ning birikishi natijasida hosil bo'ladi. 100% sulfat kislotada $SO_3$ erishi orqali oleum hosil bo'ladi; uning formulasi $H_2SO_4 \cdot SO_3$.

Sulfat kislotasi deb $SO_3$ bilan $H_2O$ ning aralashmasiga aytiladi. Agarda bu aralashma ichidagi $SO_3$ molekulalari sonining suv molekulalari soniga nisbati birga teng bo'lsa, sulfat kislotasining monogidrati yoki konsentratsiyasi 100% ga teng bo'lgan sulfat kislota eritmasi olinadi.

Agarda bu nisbat birdan kichik bo'lsa, u vaqtda sulfat kislotasining suvdagi eritmasi olinadi. Mabodo birdan katta bo'lsa, u vaqtda konsentratsiyasi 100% dan ortiq bo'lgan $H_2SO_4 \cdot SO_3$ yoki oleum olinadi.

Sulfat kislotasining kristallanish temperaturasi uning konsentratsiyasiga bog'liq ekanligini nazarda tutib $H_2SO_4$ saqlashda va tashishda kristallanishga yo'l qo'ymaslik uchun mahsulot sulfat kislota konsentratsiyasiga uning kristallanishi minimal temperaturasiga bog'liqligiga qarab normalar belgilangan (5.2-rasm).




***5.2-rasm.*** Sulfat kislotasining kristallanish diagrammasi.

Mahsulot – texnik sulfat kislotasi standart navlarining konsentratsiyasi va ularning temperaturalari quyida keltirilgan:

| | $H_2SO_4$ mass.% | $SO_3$ hajmiy,% | $T_{kris.}$, °C |
|---|---|---|---|
| *Minora sulfat kislotasi* | 75 | – | – 35 |
| Kontakt sulfat kislotasi | 93,3 | – | – 29,5 |
| Oleum | 104,05 | 18 | – 2,8 |
| Yuqori konsentrlangan oleum | 114,6 | 65 | – 0,35 |

Sulfat kislotasining sifatiga qo'yiladisan asosiy talablar 1-jadvalda keltirilgan. Akkummulyatorlarda ishlatadiladigan kislota kontakt usulida olinadi. Unda 92–94% $H_2SO_4$ bor. Uning sifati GOST 667-73 ga mos kelishi kerak. Reaktiv kislota kimyoviy toza (k.t.), tahlil uchun toza (t.u.t.) va toza (t) ko'rinishda ishlab chiqariladi va ular 92–94 mass.% $H_2SO_4$ ega bo'ladi.

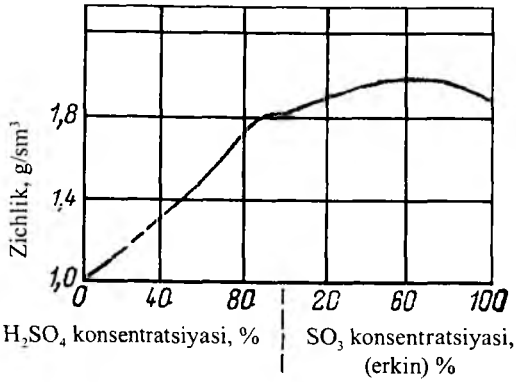
*5.1-jadval*

**Sulfat kislotaga qo'yiladigan texnik talablar**

| Miqdori, mass.% | Yaxshi-langan | 1-nav | Texnik | | Oleum | | Minora sulfat kislotasi |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | 1-nav | 2-nav | yaxshi-langan | texnik | |
| Sulfat kislota (100% li monogidrat) | 92,5 | 94,0 | Kamida 92,5 | | – | – | Kamida 75 |
| $SO_3$ (erkin) kamida | – | – | – | – | 24 | 19 | – |
| Temir, ko'pi bilan | 0,007 | 0,015 | 0,02 | 0,1 | 0,007 | 0,01 | 0,05 |
| Oksidlar ($N_2O_3$), ko'pi bilan | 0,00005 | 0,0001 | – | – | 0,0002 | 0,0005 | 0,005 |
| Mishyak, ko'pi bilan | 0,00008 | 0,0001 | – | – | 0,00008 | 0,0001 | – |
| Xloridlar | 0,0001 | 0,0005 | – | – | – | – | – |

**Zichlik.** 20°C da sulfat kislotasi va oleum zichligining konsentratsiyaga bog'liqligi 5.3-rasmda ko'rsatilgan.

Rasmdan ko'rinib turibdiki, sulfat kislotasining zichligi uning konsentratsiyasiga mutanosib ravishda ortib boradi. Konsentratsiyaning ortishi bilan kislota zichligi ancha kamayadi. 0 dan 95 mass.% $H_2SO_4$ konsentratsiyalari oralig'ida kislota konsentratsiyasi




*5.3-rasm.* Sulfat kislota va oleumning 20°C dagi zichligi.

zichligi bo'yicha aniqlanadi. 95–100 mass.% oralig'ida $H_2SO_4$ zichligining juda kam o'zgarishi tufayli kislota konsentratsiyasi kimyoviy tahlil yordamida aniqlanadi.

Oleumning maksimal zichligi 69 hajm% $SO_3$ (erkin) mos keladi. Temperaturaning ortishi bilan zichlik kamayadi, temperatura kamayishi bilan zichlik ortadi. Zichlikni o'lchash jarayonida temperaturaga tuzatish kiritilib, 20°C temperaturaga to'g'ri keladigan standartga keltiriladi.

Sulfat kislotaning 20°C issiqlik hosil qilishi quyidagi tenglama bilan hisoblanadi:

$$Q = \frac{2113\ M}{M + 0{,}2013} + \frac{2{,}99\ (t-15)}{M+0{,}062}, \qquad (5.1)$$

bu yerda: Q – sulfat kislotasining hosil bo'lishi issiqligi, kj/kg $SO_3$; t – temperatura, °C; M – sulfat kislotadagi suvning miqdori, kg/kg $SO_3$. Uni quyidagi tenglama bo'yicha aniqlaymiz:

$$M = \frac{100 - \text{HAJM, \% } SO_3}{\text{HAJM, \% } SO_3}.$$

**Kislotaning suyultirish va aralashtirish issiqligi**. Sulfat kislotasiga suv quyilganda ajralib chiqadigan issiqlik miqdoriga suyultirish issiqligi deyiladi. U kj ning 1 kg 100% li $H_2SO_4$ nisbati bilan ifodalanadi.

Sulfat kislotasi suyultirilganda hosil bo'ladigan issiqlik oxirgi $Q_2$ va boshlang'ich $Q_1$ konsentratsiyalari ayirmasining farqiga teng bo'-

lishi suyuqlantirishdagi issiqlik hosil qilishni aniqlash usullaridan biri hisoblanadi:

$$Q_{suyuq_1} = Q_2 - Q_1$$

bu yerda $Q_2$ va $Q_1$ lar (5.1) tenglama bilan aniqlanadi.

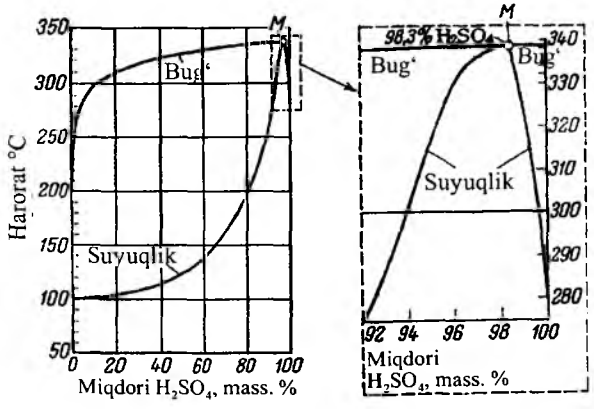
Kislota suv bilan suyultirilganda suvga quyilayotgan kislotaning ingichka oqimi tinimsiz aralashtirib turiladi. Kislotaning qattiq qizib ketishi va sachrashining oldini olish uchun suvni kislotaga qo'shish mumkin emas.

Turli konsentratsiyali kislotalarni aralashtirishda ajralib chiqadigan issiqlik miqdoriga aralashtirish issiqligi $Q_{aral.}$ deyiladi. U quyidagi tenglama bo'yicha hisoblanadi:

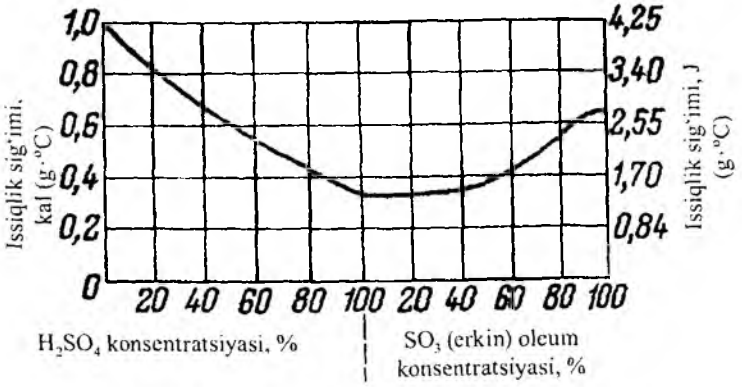
$$Q_{aral.} = Q_3(n_1 + n_2) - Q_1 n_1 + Q_2 n_2,$$

bu yerda: $Q_1$, $Q_2$, $Q_3$ – 100% li $H_2SO_4$ ni suyultirish issiqligi, dastlabki va aralashitirishdan so'nggi oxirgi konsentratsiyasigacha suyultirish issiqligi; $n_1$, $n_2$ – aralashtirish uchun olingan (kg da) 100% li $H_2SO_4$ sulfat kislota massalari.

**Suvli eritmalarning qaynash temperaturasi.** Bu jarayon 5.4-rasmda ko'rsatilgan. Rasmdan ko'rinib turibdiki, qaynash temperaturasi ortishi bilan $H_2SO_4$ konsentratsiyasining eritmada 98,3 mass.% gacha o'sishi kuzatilayapti. Bunday kislotaning qaynash




*5.4-rasm.* Sulfat kislota suvli eritmasining 0,98 MPa bosimda qaynash diagrammasi.




*5.5-rasm.* Sulfat kislota va oleumning issiqlik sig'imi.

temperaturasi 338,8°C ni tashkil qiladi. 200°C gacha 85% li $H_2SO_4$ qaynashida bug' fazasiga faqat suv ajralib chiqadi, keyinchalik kislota temperaturasining ortishi bilan bug'larda sulfat kislota miqdori ko'payadi: 98,3% li $H_2SO_4$ da bug' va suyuq faza $H_2SO_4$ tarkibi bir xil. Bu nuqta azeotrop aralashma tarkibiga mos (doimo qaynovchi aralashma) bo'lib, bu esa atmosfera bosimida isitish yo'li bilan sulfat kislotaning konsentratsiyasini faqat 98,3 mass.% ga ko'paytirish mumkinligini anglatadi.

**Sulfat kislotasining issiqlik sig'imi** (5.5-rasm) konsentratsiya ortishi bilan kamayadi va suvsiz kislota uchun 1,42 J/(g·°C) yoki 0,338 kal/ (g·°C) minimum nuqta bo'ladi. $SO_3$ (erkin) miqdorning ortishi bilan oleumning issiqlik sig'imi ortadi. Temperaturaning ortishi bilan sulfat kislota va oleum issiqlik sig'imi ancha o'sadi.

### 5.2.4. Sulfat kislotasi ishlab chiqarish uchun xomashyo

Sulfat kislotasini ishlab chiqarish uchun oltingugurt kolchedanidan, oltingugurtdan, oltingugurt to'rt oksidli chiqindi gazlaridan va vodorod sulfidlardan xomashyo sifatida foydalaniladi. Barcha turdagi oltingugurti bor xomashyolardan, oddiy kolchedan va tabiiy oltingugurtdan tashqari rangli metallar, ko'mir, neft va tabiiy gazdan olinadigan mahsulotlarni qayta ishlash natijasida amalga oshiriladi.

Xomashyodan to'la foydalanish muhim xalq xo'jaligi ahamiyatiga molik.

**Oltingugurt kolchedani**. Oddiy kolchedan pirit, kam miqdorda markazit holida uchraydi, uning zichligi mos ravishda 4,9–5,1 va 4,3–4,9 g/sm$^3$.

Toza temir sulfidi $FeS_2$ 53,46 mass.% S va 46,54 mass.%. Fe dan iborat. Amalda kolchedanda oltingugurt 40 dan 47 mass.% atrofida bo'ladi, qolganlari $SiO_2$, rangli metallar sulfidlari (rux, mis, nikel va boshqa), Ca, Ba sulfatlari, kam miqdorda Se, Rh, Au, Ag, As, F va boshqalardan iborat keraksiz jins deb ataluvchi aralashmalardir.

Ko'mirli kolchedan 35 dan 40 mass.% gacha S va 10 dan 20 mass.% gacha ko'mirdan iborat bo'ladi. Toshko'mirlarni boyitishda chiqindi sifatida ko'mir kolchedani olinadi. Kolchedan tarkibida uglerodning bo'lishi uning yonish temperaturasini ko'taradi va kuydirilgan gazda kislorod miqdorini kamaytiradi.

**Flotatsiyalangan kolchedan** tarkibida 1–1,5 mass.% mis bo'lgan kolchedanni boyitish yo'li bilan olinadi. Flotatsiya yo'li bilan kolchedan boyitiladi. Flotatsiyalangan kolchedan kimyoviy tarkibi bo'yicha oddiysidan farq qilmaydi. Unda oltingugurt miqdori 40 dan to 45 mass.% atrofida bo'ladi va 48 mass.% va unga qo'shimcha ravishda qayta flotatsiya qilish yo'li bilan oshirish mumkin. Flotatsiyalangan kolchedan sulfat kislota zavodlariga jo'natilayotganda muzlab qolishining oldini olish maqsadida uning namligi 3–4 mass.% atrofida bo'lishi lozim. Yoz paytlarida esa ruxsat etiladigan namlik 8 mass.% ga yetadi.

### 5.2.5. Oltingugurt

Oltingugurt–noorganik polimer, massasi 32, ikkita kristall shaklda (rombik va monoklin) mavjud bo'ladi. Oddiy temperaturada oltingugurt qattiq holatda $S_8$ ko'rinishda uchraydi. 112,8°C temperaturada rombik oltingugurt va 118,8°C da–monoklin suyuqlanadi. 120°C da suyulgan oltingugurt sariq rangga ega va yengil harakatlanuvchandir; 190°C da u qora-jigarrangli qovushqoq

massaga aylanadi. Temperatura 400°C da oltingugurt yana yengil harakatlanuvchan bo'lib, 444,6°C da u qaynadi. 900°C da oltingugurt bug'lari faqat $S_2$ dan iborat bo'ladi. 1600°C da oltingugurt molekulalari atomlarga parchalanadi.

Oltingugurt tabiiy sof ma'danlardan maxsus pechlarda suyuqlantirib olinadi. Vodorod sulfiddan oltingugurtni olish – dastlab taxminan uch qism $H_2S$ ni havo bilan aralashtirib, yondirib $SO_2$ olinadi. So'ngra vodorod sulfid S gacha quyidagi reaksiyalar bo'yicha qaytariladi:

$$H_2S + 1/2O_2 = SO_2 + H_2O$$

$$2H_2S + SO_2 = 2H_2O + S$$

Vodorod sulfidning cheklangan qismi havo bilan aralashtirib katalizator (shamot g'ishti yoki boksid) ishtirokida yondirilganda reaksiya quyidagicha o'tadi:

$$H_2S + 1/2O_2 = S(bug') + H_2O$$

So'ngra oltingugurt bug'lari kondensatsiyalanadi. Bunday oltingugurt gazli deyiladi va DS (davlat standarti) bo'yicha kamida 99,00 mass.% S ega bo'lishi kerak.

Gazlardan ajratib olingan vodorod sulfidni ortiqcha havo ishtirokida yondirish yo'li bilan $SO_2$ olib, so'ngra sulfat kislotasi olish uchun quyidagi reaksiyadan foydalaniladi:

$$2H_2S + 3O_2 = 2SO_2 + 2H_2O$$

Katta miqdorda nam saqlovchi bunday oltingugurt to'rt oksidi ho'l kataliz usuli bilan kislotaga qayta ishlanishi mumkin.

### 5.2.6. Boshqa turdagi xomashyolar

**Chiqindi kislotalar**. Benzin, moylovchi yog'lar va boshqa neft mahsulotlarining oltingugurt to'rt oksidi va to'yinmagan birikmalarini tozalash konsentrlangan sulfat kislotasi yordamida amalga oshiriladi. Bu jarayonning chiqindisi nordon gudronlar hisoblanadi. Gudronlar generator gazi yoki koks gazining havo bilan aralashmasi 700–750°C temperaturada oltingugurt dioksidigacha

qaytarilishi mumkin. Shunday usulda organik moddalar aralashmasi bilan ifloslangan hamda ishlatilgan sulfat kislotasini qayta ishlash mumkin. Ishlatilgan kislota miqdori ortib borishi tufayli ularni qayta ishlash muammo bo'lib qolmoqda. Ishlatilgan sulfat kislotasining konsentratsiyasi qancha yuqori bo'lsa, hosil bo'ladigan oltingugurt dioksidining miqdori gazlarda shuncha ko'p bo'ladi. Ba'zi bir hollarda ishlatilgan sulfat kislotasining miqdori 85–88 mass.% $H_2SO_4$ bo'lguncha dastlab bug'latish kerak. 4 mass.% gacha erkin $H_2SO_4$ va 25 mass.% gacha $FeSO_4$ iborat bo'lgan yedirish (xurushlash) eritmalari metallar sirtidagi okalina, ya'ni zangni sulfat kislota bilan yedirishda hosil bo'ladi. Bunday eritmalar ham $H_2SO_4$ ishlab chiqarishda potensial xomashyo bo'lishi mumkin.

**Alunitlar**. Toza mineral tarkibi quyidagi formula bilan ifodalanadi:

$$K_2SO_4 \cdot Al_2(SO_4)_3 \cdot 2Al_2O_3 \cdot 6H_2O$$

Alunit ma'danida uning miqdori 50 mass.% gacha bo'ladi.

Sulfat kislotani olish uchun, shuningdek, gips, fosfogips, natriy sulfati va temir kuporosi xomashyo bo'lib xizmat qilishi mumkin. Ular yuqori temperatura ta'sirida $SO_2$ ajralishi bilan parchalanadi. Fosfogips katta miqdorda fosfor o'g'itlari ishlab chiqarishda chiqindi sifatida hosil bo'ladi. Uni qayta ishlab, sulfat kislotasi va sement olish mumkin. Biroq shu kungacha bunday jarayon texnologiyasi murakkabligi tufayli MDH davlatlarida hanuzgacha amalga oshmagan. Hozirgi kunda respublikamizda 100 mln. t fosfogips to'planib qolgan va uning hosil bo'lishi davom etmoqda. Toshkent Kimyo-texnologiya institutida ancha sodda va kam energiya sarflovchi sulfat kislota va sement olishning yangi texnologiyasi ishlab chiqilgan. Bu texnologiya amaliyotga joriy qilinish arafasida turibdi.

Oltinugugurtning xomashyo manbayi rangli va qora metallurgiya chiqindi gazlari, shuningdek, issiqlik elektrostansiyalarining tutun gazlari hisoblanadi. Issiqlik elektrostansiyalaridan chiqadigan tutun gazlarining tarkibida 0,1 dan 1 % gacha $SO_2$ gazlari bo'ladi. Bu gazlar

atmosferaga chiqib, uni ifloslantiradi. Bu gazlardan sulfat kislota olishda foydalanishdan oldin ularni boyitish lozim. Boyitishning bir nechta usullari bo'lib, ulardan ammoniy yoki natriy sulfat bisulfat (sikl usul deb ataladigan) suvli eritmasidan $SO_2$ ajratib olish eng maqbul usul hisoblanadi. Bu usulni qo'llab, 100% li $SO_2$ olish mumkin.

### 5.2.7. Oltingugurtli xomashyolarning qiyosiy bahosi

$SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlash vanadiyli katalizatorlar uchun zararli bo'lgan mishyak va ftor kabi aralashmalari bo'lmagan oltingugurt sulfat kislota ishlab chiqarishda eng yaxshi xomashyo hisoblanadi. Biroq oltingugurtni yondirish bilan olinadigan sulfat kislotasining tannarxi kolchedandan olinganga qaraganda yuqori bo'ladi. 1 m $H_2SO_4$ oltingugurtdan ishlab chiqarishda xomashyo tannarxi 80% ni, kolchedanni ishlatganda umumiy sarf-xarajatlar tannarxi 60% ni tashkil qiladi. Sulfat kislota ishlab chiqarish uchun rangli va qora metallar sanoati, neftni qayta ishlash va gaz sanoati chiqindi gazlaridan xomashyo sifatida foydalanish texnik iqtisodiy ko'rsatkichlarning yuqori bo'lishini ta'minlaydi.

Sulfat kislotasini ishlab chiqarishda ishlatiladigan xomashyo texnologiyasi, demak, kapital va ekspluatatsiya sarflarining miqdorini aniqlanadi.

## 5.3. OLTINGUGURT DIOKSIDINI OLISH

Kislorod, azot, suv bug'lari va boshqa aralashmalarga ega $SO_2$ gazi oltingugurt dioksidi deb ataladi. Oltingugurt dioksidining nisbiy molekulyar massasi 64,063 ga teng. U o'tkir hidli rangsiz gaz, suvda yaxshi eriydi va turg'un bo'lmagan birikma – sulfid kislotani hosil qiladi. 1 kg oltingugurt dioksidining hajmi (ideal gaz) 21,9 $m^3$ ga teng (gazning hajmi normal sharoitga keltirilgan). Texnik hisoblarda 10–15 hajm% $SO_2$ ega bo'lgan gaz uchun 1 hajm 1 mol $SO_2$ 22,4 $m^3$ deb qabul qilinadi. Atmosfera bosimida va 10,1°C temperaturada oltingugurt dioksidi osongina suyuqlikka aylanadi, gazsimon 100% li $SO_2$ $2,7 \cdot 10^5$ Pa bosimda va 15°C temperaturada suyuqlikka

aylanadi. $SO_2$ suyuq holatda po'lat balonlarda tashiladi. U sovitish texnikasida konservalovchi modda sifatida, ayrim organik moddalar ishlab chiqarishda keng ishlatiladi.

### 5.3.1. Kolchedanni kuydirish

Kolchedanni kuydirish jarayoni quyidagicha stexiometrik tenglama bilan ifodalanadi:

$$4FeS_2 + 11O_2 = 8SO_2 + 2Fe_2O_3 + 3415{,}7\ kJ$$

Bu jarayon ko'p miqdorda issiqlik ajralish bilan kechadi. Haqiqatan kuydirish jarayoni murakkab va bir qator oddiy oraliq reaksiyalar orqali kechadi. Taxminlarga ko'ra oldin 500–600°C $FeS_2$ parchalanishi oltingugurt bug'larining ajralishi bilan boshlanadi:

$$FeS_2 = FeS + S$$

Bunday oltingugurt o'ziga xos havorang alanga bilan yonib, $SO_2$ hosil qiladi. Biroq oraliq reaksiyalarining aniq mexanizmi aniqlanmagan.

Kolchedanni kuydirganda $SO_2$ bilan birgalikda FeO hosil bo'ladi, so'ngra u $Fe_3O_4$ ga o'tadi, kuydirishning oxirida esa pech bo'limi normal ishlaganda tarkibida 0,5–1,5 mass.% FeS ega bo'lgan $Fe_2O_3$ hosil bo'ladi. Jarayon boshlanishi uchun yoqilg'i kolchedan alangalanishigacha bo'lgan temperaturagacha yondiriladi. Xomashyodagi oltingugurt miqdoriga bog'liq holda alangalanish temperaturasi 290 dan 420°C atrofida bo'ladi. Keyinchalik kuydirish temperaturasi ajralib chiqayotgan reaksiya issiqligi bo'yicha ushlab turiladi.

**Kolchedanning yonish tezligi.** Jarayon tezligi kimyoviy jarayon kechayotgan apparat unumdorligiga bog'liq; masalan, pechning unumdorligi oltingugurt xomashyosining yonish tezligiga bog'liq. Kolchedanning kuyish tezligi birinchi navbatda reaksiyaga kirishuvchi moddalar sirtlarining bir-biriga tegib turishiga bog'liq. Bu jarayon geterogen bo'lganligi uchun gaz (havo) fazasi sirti va qattiq (xomashyo) fazasi sirti bir-biriga tegib turishi xomashyo zarrachalarining o'lchamlariga va yonish zonasida aralashtirish

darajasiga bog'liq. Kolchedan zarralari o'lchamlari qancha kichik bo'lsa, kislorod uning ichlariga yengil kiradi, oltingugurt esa to'la yonadi, natijada temir kuyindisi bilan oltingugurt kam yo'qoladi.

Kolchedanning yonish tezligiga temperatura katta ta'sir ko'rsatadi. Temperatura qancha yuqori bo'lsa, yonish tezligi shuncha katta bo'ladi. Biroq temperaturaning ortishi bilan kolchedan qovushib pishishi mumkin. Ko'pchilik kolchedanlar 900°C da qovushib pishadi. Bu holda kuydirilayotgan materiallarning ayrim zarrachalari o'zaro yopishib qoladi, uning sochiluvchanligi yo'qoladi va kuydirish jarayoni buziladi. Chang-havo aralashmasi ko'rinishida kolchedan kuydirilganda yuqori temperaturada jarayonni olib borish mumkin. Temperatura 800 dan 1000°C gacha ko'paytirilsa, yonish tezligi 2,19 marta ortadi. Boshqa bir xil sharoitlarda gazda $O_2$ miqdorining kamayishi kolchedanning kuydirish reaksiyasini sekinlashtiradi.

**Kolchedanni kuydirgandagi gaz tarkibi.** Kolchedanni kuydirganda 11 hajm kisloroddan 8 hajm $SO_2$ olinadi, 3/11 kislorod esa temir va 8/11 oltingugurtning oksidlanishiga sarflanadi. Kolchedanni kuydirishda nazariy jihatdan $SO_2$ ega bo'lgan kislorodsiz gazni olish mumkin:

$$\frac{21 \cdot 8/11 \cdot 100}{100 - 21 \cdot 3/11} = 16{,}2 \text{ hajm\% da}$$

Qolgani azotdan iborat. Zavod sharoitida kolchedanni qaynatma qatlam (QQ) pechlarida kuydirganda gaz aralashmasida odatda quruq gazga hisoblaganda 14 hajm% $SO_2$ bo'ladi. Amalda kolchedanni kuydirishni oltingugurtning to'la yonishini ta'minlash maqsadida va $SO_2$ ni $SO_3$ gacha katalitik oksidlanishi uchun ortiqcha kislorod ishtirokida amalga oshiriladi.

**Oltingugurt va boshqa oltingugurtli xomashyolarni yondirish.** Oltingugurtning yonishi quyidagi tenglama bo'yicha o'tadi:

$$S + O_2 = SO_2 + 362{,}4 \text{ kJ}$$

1 kg oltingugurt yonganda 9293,4 kJ issiqlik ajralib chiqadi.

1 mol kisloroddan 1 mol $SO_2$ olishadi. Shunday ekan, 21 hajm % $O_2$ li havoda oltingugurt to'la yonsa, olingan kislorodsiz gaz 21 hajm

$SO_2$ ega bo'ladi. Amaliy sharoitlarda gazda 12 hajm% $SO_2$ gacha bo'ladi.

Oltingugurt yondirilganda quyidagi reaksiya ketadi:

$$2H_2S + 3O_2 = 2SO_2 + 2H_2O + 1038{,}7 \text{ kJ}$$

Bu usul bo'yicha sulfat kislota ishlab chiqarish uchun foydalaniladigan oltingugurt gazi $SO_2$ va suv bug'lari miqdori keng chegara atrofida bo'lib, dastlabki gaz tarkibiga va uni tozalash uchun ishlatilgan usulga bog'liq. Oltingugurt vodorodni havoda yondirganda gaz $SO_2$ miqdori taxminan 13 hajm% ni tashkil qiladi.

Fosfogipsni parchalash reaksiyasi uglerod ishtirokida o'tadi va issiqlik sarflashni talab qiladi:

$$2CaSO_4 + C = 2SO_2 + 2CaO + CO_2 - 566{,}2 \text{ kJ}$$

Alunitlarni qaytarish reaksiyasi quyidagi tenglama bo'yicha amalga oshadi:

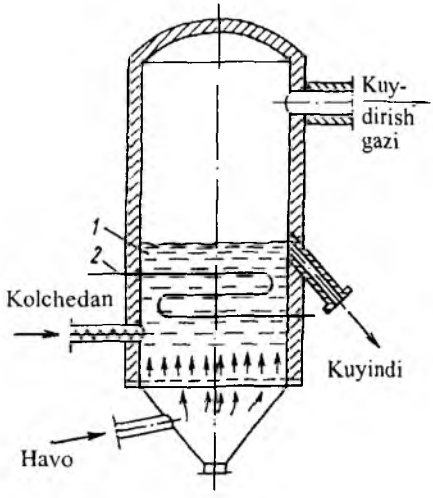
$$K_2SO_4 \cdot Al_2(SO_4)_3 \cdot 2Al_2O_3 \cdot 6H_2O + 0{,}5C_2H_4 =$$
$$= 3SO_2 + 3Al_2O_3 + K_2SO_4 + 7H_2O + CO_2$$

Bu holda gazda $SO_2$ miqdori 75 hajm% ga yetishi mumkin. Olingan gaz havo bilan siyraklashtiriladi va kontakt usul bilan sulfat kislota olishga yuboriladi. Kaliy sulfat o'g'it sifatida, gil tuproq, $Al_2O_3$ esa alyumin metalini olish uchun foydalaniladi.

### 5.3.2. Oltingugurtli xomashyoni yondirishda foydalaniladigan pechlar

Hozirgi vaqtda kolchedanni kuydirish uchun qaynama qatlamli va changsimon kuydirish pechlari qo'llaniladi. Oltingugurtni yondirish forsunkali va siklon tipidagi pechlarda, shuningdek, qaynama qatlamli pechlarda amalga oshiriladi.

**Qaynama qatlamli pechlarda kolchedanni kuydirish.** Bunday pechlar 45% $FeS_2$ ni hisoblaganda 100, 200 va 450 t/sut unumdorlikka ega. Pechlarning unumdorligi 1 sutka davomida pechda yondirilgan 45 mass.% oltingugurtli (shartli kolchedan) kolchedan miqdori bilan xarakterlanadi. 1 sutkada 1 $m^3$ pech hajmida yoki 1 $m^2$ apparat kesimida yondiriladigan kolchedan miqdoriga jadallashtirish




*5.6-rasm.* Kolchedanni kuydirish uchun QQ li pech: *1* – qaynama qatlam; *2* – sovutish elementi.

deyiladi. Kolchedanni kuydirish geterogen jarayoni bo'lgani uchun xom ashyoni havo bilan jadal aralashtirishga bog'liq bo'ladi. Bunday aralashtirish qatlamli pechlarda vujudga keltiriladi.

Bu pechlar qaynama bir qatlamli va ikki qatlamli bo'ladi. 5.6-rasmda qaynama bir qatlamli pech ko'rsatilgan. Uning ichi o'tga chidamli g'isht bilan qoplangan bo'lib, korpusi po'latdan ishlangan. Pechning pastki qismida panjara joylashgan, panjara o'piriladigan yoki qalpoqchali bo'lishi mumkin. Kolchedan ombordan tasmali transportyor yoki elevator yordamida bunkerga beriladi, u yerdan likopchali ta'minlagich va solinadigan kamera orqali pechga keladi. Kolchedanning yonishi uchun havo ventilyator bilan panjara ostiga beriladi. Bir-biriga juda yaqindan tutashgan kolchedan zarrachalarining qovushib pishishiga yo'l qo'ymaslik uchun qatlamda temperatura 800–850°C dan yuqori bo'lmasligi kerak.

Kerakli temperaturani ushlab turish uchun qaynovchi qatlamda sovitish elementlari o'rnatiladi, bulardan suv o'tib turadi. Yonuvchi kolchedan havoning kontakti davomiyligi, qaynama qatlamning balandligiga bog'liq va u 9–12°C ga teng. 12–14 hajm % $SO_2$ ega bo'lgan kuydirilgan gaz 850–900°C temperaturada qozon-utilizatorga tushadi, bu yerda tezda 400–450°C gacha soviydi. Bu holda qozon-utilizatorda 1 t kuydirilgan kolchedanga (45 % S ga hisoblanganda) 1,2–1,5 m qizitilgan bug' hosil bo'ladi. Kuydirilgan gaz qozon-utilizatoridan tozalashga yuboriladi.

Temir kuyindisi (ogarok) qaynama qatlam balandligida bo'lgan pech devoridagi teshik orqalidan bo'shatiladi va u kuyindi omboriga

yuboriladi yoki iste'molchiga beriladi. Qaynama qatlam pechidan chiqayotgan kuyindi, asosan, $Fe_3O_4$ dan iborat bo'ladi. Oltingugurt kislotali sex pechlaridan kuyindini olib ketish uchun tinimsiz zanjirli qirg'ichlar harakatlanadigan qo'zg'almas metall tarnovdan iborat qirg'ichli transportyorlardan foydalanadi. Qirg'ichlar kuyindini harakatlantiradi.

Kuyindi pnevmatik usulda ham chiqarib tashlanishi mumkin. Quvur o'tkazgichlarda siyraklanishni vujudga keltirganda havoda muallaq holatdagi kuyindi aralashmasi hosil bo'ladi, u 30 m/s gacha tezlikda harakat qiladi. Quvur o'tkazgichlarning shakldor qismlarining tez yeyilishi va kuyindidan quvur o'tkazgichlarda tiqinlar hosil bo'lishi, shuningdek, energiyaning ancha sarflanishi pnevmatik usulning kamchiligi hisoblanadi.

*Kuyindini ajratib olish* uchun, shuningdek, gidravlik usuldan ham foydalaniladi. Bu holda tozalangan suv yana pulpa hosil qilish uchun ishlatiladi. Hosil bo'lgan pulpa tindirgichlarga yuboriladi. Tozalangan suv yana pulpani hosil qilish uchun ishlatiladi. Bu usulning kamchiligi shundaki, toza suv sulfat kislota, mishyak, temir sulfat va boshqalar bilan ifloslanadi.

Qaynama qatlamli pechlarning afzalligi – shartli kolchedanga aylantirib hisoblaganda 45 mass.% S uning unumdorligining kattaligi 100 dan 450 t/sut gacha; $FeS_2$ ni kuydirgandagi reaksiya issiqligidan to'la foydalanish mumkinligi (1 t kolchedandan 1,5 t gacha bosimi $40 \cdot 10^5$ Pa va temperaturasi 420°C bo'lgan bug'ni olish mumkin) hamda 12–14 hajm% $SO_2$ va 0,1 hajm% $SO_3$ ega bo'lgan kuydirish gazi olinadi. Kuydirish gazida ancha miqdorda $SO_3$ mavjud bo'lganda gaz o'tkazgichlar, elektrofiltr elektrodlari va qozon-utilizatorlarning quvurlari ular ustida sulfatli qatlam hosil bo'lishi hisobiga korroziyaga (emirilishga) uchraydi.

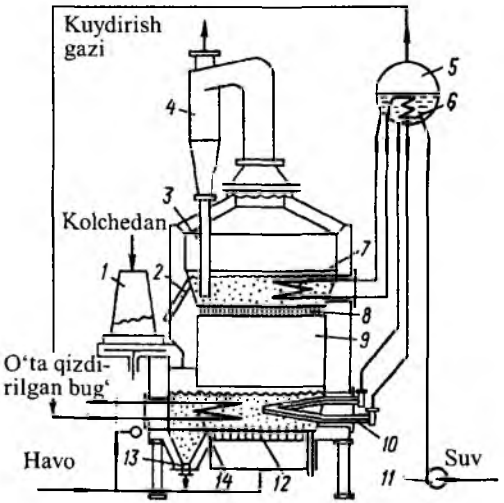
Qaynama qatlam pechlarida kolchedanni kuydirganda mishyak kuyindi bilan birga ajralib chiqadi. U $As_2O_3$ nisbatan yaxshi adsorbent, shuningdek, katalizator hisoblanadi. Shuning uchun $As_2O_3$ kuyindi bilan birikib, uchmaydigan arsentalarni hosil qiladi va kuyindi tarkibida qoladi. Natijada kuydiriladigan gaz vanadiyli katalizatorga salbiy ta'sir etuvchi mishyak aralashmasidan qisman tozalanadi va uning faolligi kamayadi.

Ancha miqdorda kuydiruvchi gazlar kuyindi massasidan (40 dan 100 mass.% gacha) chang bilan uchib ketishi qaynama qatlamli pechlarning asosiy kamchiligi hisoblanadi.

Qaynama qatlamli pechlarning texnologik ko'rsatkichlari:

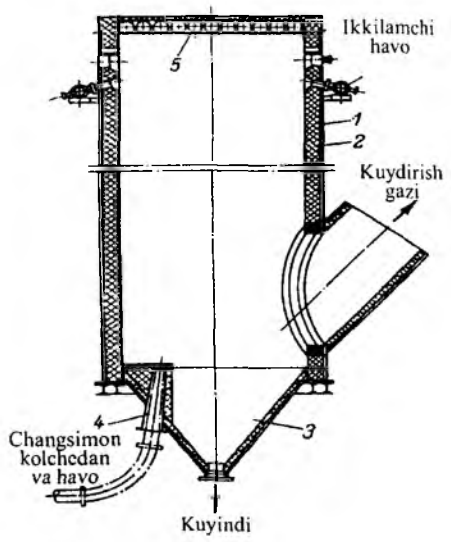
Unumdorligi, t/sut (45% S) ..... 200
Kuydirish jadalligi, 1 $m^3$ pech hajmiga kg/sut ..... 1000–2000
Pechda gaz tezligi, m/s ..... 0,6–1,0
Gazning pechda bo'lish vaqti, s ..... 9–12
Qaynama qatlam balandligi, mm ..... 800–1000
Kuydirish gazida $SO_2$ miqdori, hajm% ..... 12–14

**Ikki qaynama qatlamli pech (IQQ) ning** bir qatlamli pechdan farqi u pastki va yuqori qatlamga ega (5.7-rasm). Havo kolchedanning pastki qatlamiga beriladi, yuqorigi qatlamiga esa pastki qatlamdan kuydirish gazi keladi. Yirik kuyindi siklonidan o'tib, qayta kuydirish




*5.7-rasm.* Ikki qaynama qatlamli pech:

*1* tarelkasimon ta'minlagich; *2, 13*–ustki va ostki qaynama qatlamlardan kuyindini tushirish tarnovchasi; *3*–pechning tepadagi zonasi; *4*–kuyindini qaytarish sikloni; *5*–qozon barabani; *6*–ta'minlaydigan suv isitgichi; *7, 10*–ustki va ostki qaynama qatlamning sovituvchi elementlari; *8*–ustki qaynama qatlamdan o'pirilib o'tadigan panjara (to'r); *9*–pechning pastki zonasi; *11*–ta'minlovchi suvni uzatish uchun nasos; *12*–pastki qaynama qatlamdan o'pirilib o'tmaydigan panjara; *14*–bug'qizdirgich.




*5.8-rasm.* Changsimon kolchedanni kuydirish pechi: *1* silindrik qobiq; *2*–qoplama; *3* bunker; *4*–kolchedan va havo aralashmasini uzatish uchun forsunka; *5*–sov utuvchi ekran.

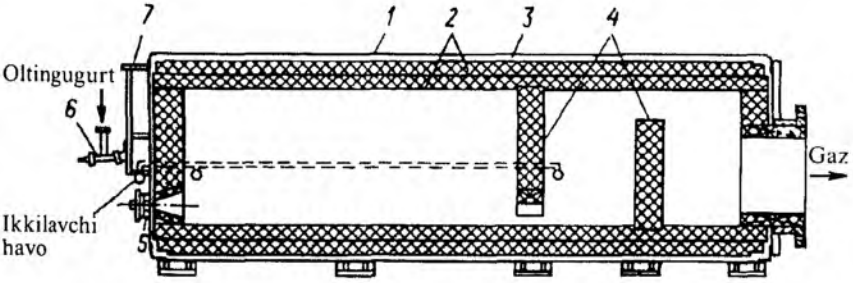
uchun yana yuqorigi qatlamga qaytadi. Kuyindida mavjud bo'lgan (Cu, Zn va boshqa) metallarning bu qatlamda sulfatlanishi boshlanib, sulfat kislotada eriydigan tuzlarning hosil bo'lishi bilan tugaydi.

**Changsimon kuydirish pechida** flotasion kolchedan muallaq holda kuydiriladi va kuydirish jadalligi 1000 kg/m$^3$ · sut ni tashkil etadi. Bu pechlar konstruksiyasi bo'yicha sodda (5.8-rasm) va kuydirish jarayonining osonligi bilan farqlanadi.

800 °C temperaturagacha bo'lgan pechdan chiqayotgan gazlar $12 \cdot 10^5$ Pa (1 t/t kolchedan gacha) bosimli bug' olish uchun foydalaniladi. Bunday pechlarning kamchiligiga pechga kolchedanning notekis uzatilishi ($SO_2$ ni pech gazida 9–12 hajm% atrofida o'zgarib turishi), gazning ko'p miqdorda qayta changlanishi (100 g/m$^3$ gacha) va flotatsion maydalashda elektr energiyaning qo'shimcha sarflanishi kiradi.

Hozirgi vaqtda ajratib olinadigan kuyindi sement sanoatida, surik va mumiya kabi mineral bo'yoqlar ishlab chiqarishda ishlatiladi.

**Oltingugurtni kuydirish uchun forsunka tipidagi pechlar (5.9-rasm).** Bunday pech ichi o'tga chidamli g'isht *1* bilan qoplangan gorizontal joylashgan po'lat silindr *2* dan iborat. Suyultirilgan oltingugurt forsunka *6* orqali pechning o'txonasiga beriladi, bu yerga bir marta oltingugurtning yonishi uchun zarur bo'lgan havo uzatiladi. Forsunka *6* dan oltingugurt chiqishida bug'lanadi va mash'al




***5.9-rasm.*** Changlangan holatdagi (forsunkali pech) suyuq oltingugurtni yondirish uchun pech:

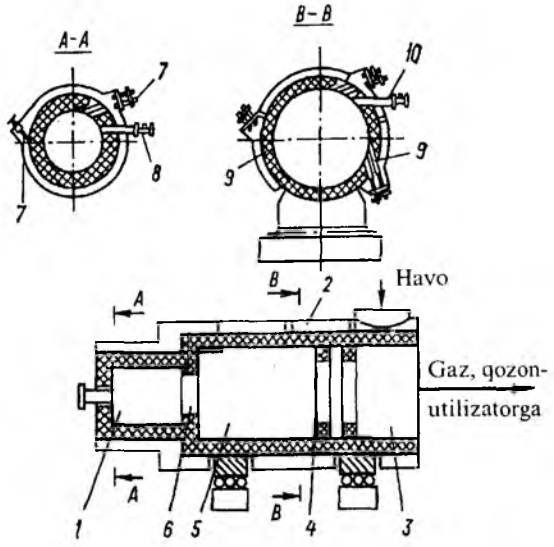
*1*- po'lat silindr; *2*-qoplama; *3*–asbest; *4*–to'siq; *5*–yoqilg'ini changitib purkash uchun forsunka; *6*–oltingugurtni changitib purkash uchun forsunka; *7*–pechga havo uzatish.

ko'rinishida yonib ketadi. Oltingugurt bug'larining to'la yonishi uchun ikkilamchi havo pechga beriladi va havo bilan oltingugurtning yonish mahsulotlari aralashishini yaxshilash uchun ikkita to'siq o'rnatiladi.

Ifloslangan oltingugurt g'ishtdan ishlangan to'g'ri burchak shaklidagi qaytaradigan tipdagi pechlarda yondiriladi. Oltingugurt bug' ko'rinishda havo oqimida pech gumbazi orasida yonib ketadi. Bunday pechlarning jadalligi 1 $t/m^3$. sut.

Hozirgi kunda oltingugurtni yondirish uchun **siklon pechlari** (5.10-rasm) keng miqyosda qo'llanilmoqda. Bu pechlarning farqi shundaki suyultirilgan oltingugurt va havo 100 m/s ga yaqin tezlikda forsunka orqali tangensial yo'nalishda beriladi. Gaz va oltingugurt bug'larining aylanma harakatida jadallik bilan aralashish vujudga keladi va oltingugurtning yonish tezligi ortadi. 13 hajm% $SO_2$ ega bo'lgan oltingugurt gazi pechdan 800°C temperatura atrofida qozon-utilizatorga kiradi, bu yerda $39 \cdot 10^5$ Pa bosimda bug' hosil bo'ladi. Bunday pechlarning ishlab chiqarish unumdorligi sutkasiga 100 t oltingugurtga yetadi. Hozirda sutkasiga 300 t va undan ortiq oltingugurt ishlab chiqarish quvvatiga ega bo'lgan siklonli pechlar loyihalanayapti.

Siklonli pech forkamera *1* va ikkita siqadigan halqa *4*, *6* bilan qo'shimcha yondiradigan ikkita kamera *3* va *5* dan iborat




***5.10-rasm.*** Siklonli pech:
*1* – forkamera; *2* – havo qutisi; *3, 5* – yondirishni tugallash kamerasi; *4, 6* – kambarlanish halqasi; *7, 9* – havo beruvchi soplo; *8, 10* – oltingugurtni uzatuvchi forsunkalar.

bo'ladi. Uzatishdan oldin suyultirilgan oltingugurt tindiriladi va filtrlanadi.

Bo'lak ko'rinishdagi oltingugurt qaynama qatlamli pechlarda ham yondiriladi. Bu holda suyultirgichlar, nasoslar va filtrlar kerak bo'lmaydi.

**Vodorod sulfidni yondirish uchun pechlar.** Ichi o'tga chidamli g'ishtlar bilan qoplangan po'latdan yasalgan silindrik pechda vodorod sulfidi yondiriladi. Portlash xavfi bo'lganligi tufayli pechning pastki qismida ogohlantiruvchi klapan o'rnatilgan. Pechning yuqori qismida yondirgich orqali vodorod sulfid keladi, havo bilan aralashadi va pechga uzatiladi, mash'al ko'rinishida yonib ketadi. Kuydirilgan gaz pechning pastki qismidan chiqib ketadi.

Vodorod sulfidli gazda vodorodli sian uchrasa, $H_2S$ ni yondirishda azot oksidi hosil bo'lishini bartaraf etish uchun reaksiya kislorod yetishmagan holatda olib boriladi. Jarayon quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

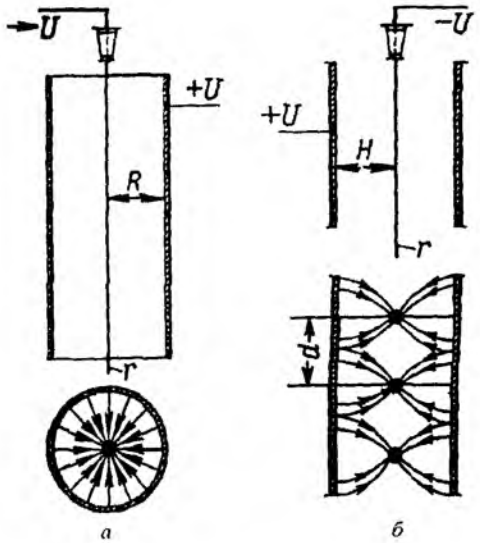
$$4HCN + 3O_2 = 2N_2 + CO_2 + 2H_2O$$

**Oltingugurt dioksidini changdan tozalash**. Kolchedanni kuydirishda olingan oltingugurt dioksidi changi va rangli metallurgiya gazlarida ancha miqdorda kuyindi bo'ladi. Shunday ekan, changsimon kuydirish pechidan chiqayotgan gaz 100 g/m$^3$ gacha changga ega bo'ladi, qaynama qatlamli pechlarda esa chang miqdori 300 g/m$^3$ gacha yetadi. Natijada gazo'tkazgich va apparatlar changga to'lib tiqilib qoladi, bu esa gaz oqimiga nisbatan gidravlik qarshilikning oshishiga olib keladi va tizimda havoning sarfini oshiradi. Bundan tashqari, mahsulot tarkibiga chang qo'shilib, uning sifatini yomonlashtiradi, nitroza usuli bilan sulfat kislotasini olish uchun foydalaniladigan oltingugurt to'rt oksidi gazini changdan tozalashda ikkita usul qo'llaniladi: mexanik va elektrik. Sulfat kislotani kontakt usulida olishda gaz qo'shimcha ravishda changdan tozalanadi. Bu holda yuvish bo'limida pech gazidan selen va tellur ajratib olinadi.

**Mexanik tozalash**. Changni mexanik usulda cho'ktirish og'irlik kuchi ta'sirida tushishga asoslangan bo'lib, kam unumdor tizimlarda ishlatiladi. Zamonaviy yuqori unumdor sulfat kislotali tizimlarda inersion tozalash usuli qo'llaniladi. Bu usul gazlar harakati yo'nalishini keskin o'zgartirishga asoslangan bo'lib, natijada gaz harakati kamayib, undan changlarning eng yiriklari pastga tusha boshlaydi. Bunday uskunalarga qozon-utilizatorlar kiradi.

Gazlarni dag'al tozalash uchun markazdan qochma kuchlarga asoslangan uskuna – siklonlar yoki multi-siklonlar ishlatiladi.

**Elektrik tozalash**. Gazlarni tozalash uchun ishlatiladigan elektrfiltrlar quvurchasimon va plastinkachasimonlarga bo'linadi. Elektr filtrning prinsipial sxemasi 5.11-rasmda ko'rsatilgan. Rasmda ko'rinib turganidek, ikkita elektrod orasidan gaz o'tkaziladi. Elektrodlardan biri musbat zaryadlangan va o'tiradigan elektrod deb ataladi. O'tiradigan elektrodlar yerga ulanadi. Boshqasi manfiy zaryadlangan va tojlangan elektrod deb ataladi. Elektr filtr yuqori kuchlanishli 60–80 ming V li doimiy tok bilan ta'minlanadi.



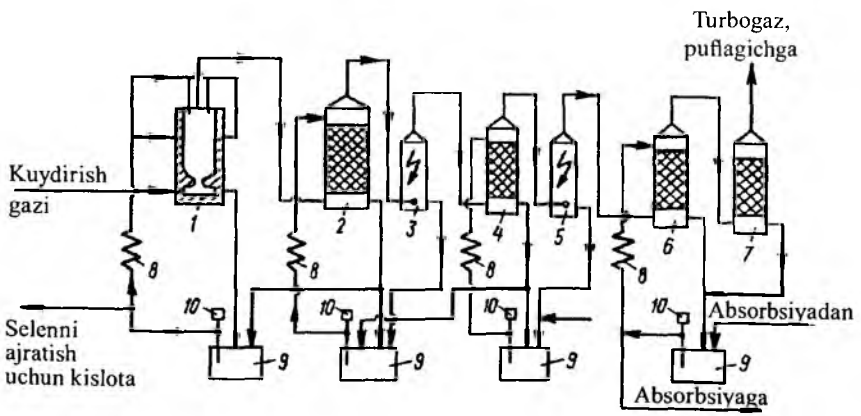

***5.11-rasm.*** Quruq elektr filtrlarning prinsipial sxemasi: *a* – quvurchalardan yasalgan elektr filtr; *b* – plastinkasimon elektr filtr (elektronlar va ionlar oqimining yo'nalishi strelkalar bilan ko'rsatilgan); *U* – elektrodlar ustiga qo'yilgan kuchlanish; *R* – quvurchasimon cho'ktirish elektrodlarining radiusi; *r* – tojlanuvchi elektrodning radiusi; *H* – o'tkazgich va plastinkasimon elektrodlar o'rtasidagi masofa; *d* – o'tkazgichlar o'rtasidagi masofa.

Elektrodlar orasiga tok berilganda elektr maydoni hosil bo'ladi. Bu vaqtda tojlangan elektrod atrofida o'tayotgan gazni jadal ionlashtirayotgan toj deb ataladigan rangsiz-moviy nurlanish hosil bo'ladi. Musbat zaryadlangan ionlar tojlangan elektrod tomon intiladi va neytrallanadi. Bu sharoitda gazdagi muallaq chang yoki suyuqlik zarrachalari tegishli zaryadga ega bo'lib, o'tirish elektrodiga tortiladi va zaryadini berib, uning sirtiga o'tiradi. Tozalashga kelayotgan gaz elektr maydonida 8–10 s davomida bo'ladi, elektr filtrda uning harakat tezligi 0,7–1,2 m/s bo'ladi. Pech gazlarini o'ta tozalash uchun (gorizontal kuyindili, uch maydonli elektrodning o'tirish sirti 20 $m^2$ teng bo'lgan) elektr filtlardan foydalaniladi. Ularda elektrodlarni mexanik tebratish tuzilmasi bilan ta'minlangan quruq OG-3-20 tipidagi elektr filtrlar ishlatiladi. Bunday elektr filtrlarda tozalash

darajasi 99,9% ga yetadi. O'tiruvçhi elektrodlarning deformatsiyaga uchrashiga yo'l qo'ymaslik uchun temperatura 475°C dan oshmasligi kerak. Gazlar temperaturasi elektr filtrdan chiqishda 300–400°C bo'ladi.

Kuyindili elektr filtrlar uchun temperaturaning pastki chegarasi 275°C atrofida bo'ladi. Bundan pastroq temperaturada suv bug'larining doimo kuydirish gazlarida mavjud bo'lgan $SO_3$ bilan birikishi natijasida kislota tumani hosil bo'ladi va elektr filtrlarning po'lat qismlarini korroziyaga uchratishi mumkin.

Elektr filtrlardan chiqayotgan issiq gaz 0,05–0,1 g/m$^3$ kuyindi changlariga ega bo'ladi. Bu changlar gaz kontakt uskunasiga berilayotganda katalizator qatlamlariga tiqilib qolishi mumkin. Bundan tashqari kolchedanni kuydirayotganda uning tarkibidagi aralashgan mishyak va selen $As_2O_3$ va $SeO_2$ bug'lari ko'rinishida gazga o'tadi, $SO_2$ ni oksidlovchi katalizatorni zaharlaydi, ayniqsa, $As_2O_3$. Bu aralashmalardan tozalash yuvish bo'limida amalga oshiriladi. Kolchedandan kontaktli sulfat kislotani ishlab chiqarishda tozalash bo'limining tipik sxemasi 5.12-rasmda ko'rsatilgan.




***5.12-rasm.*** Tozalash bo'limining sxemasi:
*1*–birinchi yuvish minorasi; *2*–ikkinchi yuvish minorasi; *3*–birinchi ho'l elektr filtr; *4*–namlash minorasi; *5*–ikkinchi ho'l elektr filtr; *6*–quritish minorasi; *7*–tomchi ushlagich; *8*–kislotani sovutgichlar; *9*–kislota yig'gichlar; *10*–cho'ktiriladigan nasoslar.

### 5.3.3. Gazni aralashmalardan tozalash

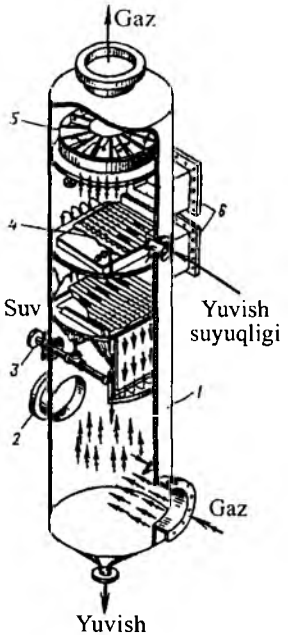
Kuyindi changi qoldiqlari, $As_2O_3$ va $SeO_2$ bug'lari bo'lgan kuydirish gazi qizigan elektr filtrlardan keyin 400°C temperatura atrofida yuvish bo'limiga keladi. Bu yerda yuvilayotgan temperatura 70°C bo'lgan sulfat kislotasi bilan uchrashib, soviydi. Yuvish bo'limida birinchi yuvish minorasi odatda 65% $H_2SO_4$ bilan yuviladi. Doimo kam miqdorda $SO_3$ va $H_2O$ ga ega bo'lgan kuydirish gazining temperaturasi kamayganida yuvish minorasida mayda dispers oltingugurt kislotali tuman hosil bo'ladi. Bu holda gaz tarkibida bo'lgan $As_2O_3$ va $SeO_2$ oksidlarining bug'lari tuman zarrachalarida va sulfat kislotasi tomchilarida kondensirlanadi. Temperaturaning pasayishi bilan $As_2O_3$ bug'simon holatidan qattiq holatga, ya'ni o'ta mayda qattiq zarrachalarga aylanib o'tadi. Ulardan bir qismi yuvayotgan sulfat kislotasida eriydi, $As_2O_3$ konsentratsiyasi esa 1 mass.% ga yetadi. Keyinchalik kislotani sovitgandan so'ng kislota o'tkazgichlarda, yig'gichlarning devorlarida va sovitgichlarning o'zlarida to'planib bir qism mishyak cho'kmaga tushadi.

Selen dioksidi sulfat kislotasi tumani tomchilarida va yuvadigan kislotada yaxshi eriydi.

Sulfat kislotasi tumanidan mishyakdan va selendan uzil-kesil (batamom) tozalash ho'l elektr filtrlarda amalga oshiriladi. Har bir bosqichda 70 ming V bo'lgan yuqori kuchlanishda ishlaydigan ikkita parallel ulangan elektr filtrlar bor. Tozalashga kelayotgan gaz cho'ktiruvchi va tojlanuvchi elektrodlar o'rtasida teshib o'tishni yoki buzilishini yo'qotish uchun namlangan bo'lishi kerak. Shuning uchun elektr filtrning birinchi bosqichidan so'ng gaz namlovchi minoraga, so'ngra esa ikkinchi bosqichiga keladi. Oxirgi juft nam elektr filtrlardan chiqayotgan gaz deyarli zararli aralashmalardan (suv bug'laridan tashqari) tozalanib, keyin quritishga uzatiladi.

Gazlarni yuvish uchun Svenko uskunasi ham ishlatiladi (5.13-rasm).

Uskunaning pastki bo'sh qismi sachratgich *3* yordamida sulfat kislota bilan yuviladi; uskunaning yuqori qismi gazlar o'tishi uchun barbotaj tipidagi *4* likopchalarda shaxmat tartibida joylashgan

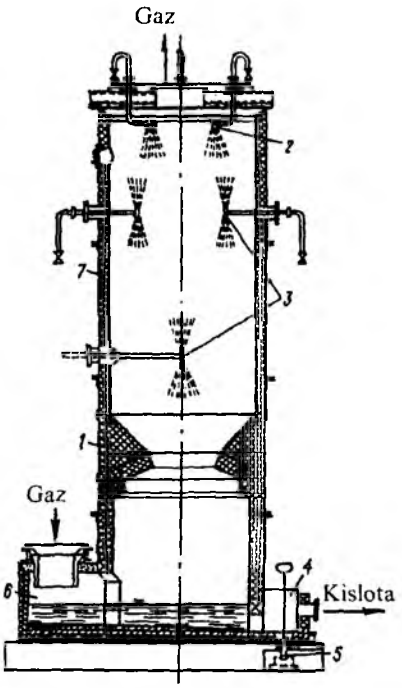



***5.13-rasm.*** Svenko apparati:
*1* – korpus; *2* - ko'rish lyuki; *3* – sachratgichlar; *4* – likopchalar; *5* – tomchilarni urib maydalagich; *6* – kurish va likopchalarni olish uchun darchalar (lyuklar).

teshiklar bo'ladi. Har bir teshikda sulfat kislota tomchilarini urib tushiradigan bolg'acha *5* lar turadi. Pechlarda kuydirilgan gaz issiq elektr filtrlarni chetlab o'tib, uskunaning pastki qismiga keladi. Bu yerda gazlar yuviladigan sulfat kislota yordamida kuyindi changlaridan tozalanadi. Yuvuvchi kislota sachratgichlari yordamida uskuna hajmi bo'yicha sachratiladi. Changdan tozalangan gaz Svenko uskunasining yuqori qismiga keladi. Barbotaj likopchalari teshiklaridan o'tgan gaz tomchi va ko'pik holidagi urib tushiradigan bolg'alardan oqib tushuvchi yuvuvchi kislotalar bilan uchrashadi, bu esa yuvuvchi suyuqlik bilan gaz o'rtasida uchrashadigan rivojlangan yuzani vujudga keltiradi. Bunday sharoitlar gazni zararli aralashmalardan jadallik bilan tozalashni ta'minlaydi.

### 5.3.4. Tozalash bo'limining apparatlari

**Birinchi yuvish minorasi** (5.14-rasm) – korroziyadan himoyalash uchun qo'rg'oshin tunukasi yoki poliizobutilendan ishlangan ichi bo'sh po'lat minoradan iborat. Yuvadigan kislota, nasos bilan kollektorga uzatiladi va purkagichlar orqali bir tekis minora kesimi bo'yicha taqsimlanadi. Purkagichlar soni 12 tadan 20 donagacha bo'ladi. Minoraning pastki qismiga torayuvchi teshiklar orqali gaz keladi. Yuvadigan minorada pech gazi 350–400 dan 80–90°C gacha soviydi.




*5.14-rasm.* Ichi bo'sh yuvish minorasi: *1*–minora korpusi; *2, 3*–kislotani changlantirgichlar; *4*–kislotani olib ketish qutisi; *5*–shlamni chiqarib yuborish uchun nov (tarnov); *6*–gaz kiritish uchun quti; *7*–qoplama.

**Ikkinchi yuvish minorasi** po'latdan bajarilgan, uning korpusi kislotaga chidamli materiallardan terib chiqilgan. Ikkinchi minora yuvuvchi kislota bilan gaz uchrashishi sirtini oshirish uchun keramik halqalardan iborat nasadka bilan ta'minlangan. Gaz oqimi gidravlik qarshiligini kamaytirish uchun nasadkani to'g'ri qatorlar tarzida joylashtiriladi: pastda o'lchamlari 150×150; 120×120 va 80×80 mm li yirik halqalar, ustida o'lchamlari 50×50 mm bo'lgan kichikroq halqalar joylashtiriladi. Minorani yuvish turbina yoki boshqa tipdagi yuvgich yordamida amalga oshiriladi. Sulfat kislotasi bilan yuviladigan minoralarda minora kesimining 1 $m^2$ yuzasiga yuvish zichligi 15–18 $m^3$/soat ni tashkil qiladi. Gazlarni suv bug'laridan tozalash quritish minorasida olib boriladi. Quritish minorasi po'latdan bajariladi va kislotaga chidamli sement asosida kislotaga chidamli g'isht bilan qoplanadi. Yuvuvchi 93–94% li $H_2SO_4$ ni taqsimlash uchun minoraning tepa qismida gorizontal taqsimlovchi plita bor. Quritish minorasidan chiqayotgan gaz bilan olib ketilayotgan kislota tomchilarini ushlash uchun tomchi ushlagich vazifasini bajaruvchi uchi bo'sh minora o'rnatiladi. Unda ushlangan kislota quritish minorasining yig'gichiga oqib tushadi. Quritish minorasi ikkinchi minora singari nasadkalar bilan to'ldirilgan.

Markazdan qochma tipidagi markazdan qochma va vertikal cho'ktiriladigan nasoslardan minoralarni sulfat kislota bilan yuvishda foydalaniladi.

Bosimni vujudga keltirish va gazni uzatish tizimida quritish kislotasi tomchi ushlagichdan so'ng unumdorligi 180 ming $m^3$/soat va taxminan 27,5 kPa bosimni vujudga keltiradigan bir bosqichli turbohaydagichlar o'rnatiladi. Turbogazpuflagichgacha bo'lgan barcha uskunalar siyraklanadi, kontakt bo'limi va undan keyingi uskunalar bosim ostida bo'ladi.

Quritish minorasi oldidan havoni namlikdan qo'shimcha quritish maqsadida kolchedanni yoki oltingugurtni QQ pechlarda yondirganda pechlarda hosil bo'lgan gaz havo bilan 12–14 dan 8–9 hajm% $SO_3$ gacha siyraklashadi.

Yuvish bosimining minoralarida kuydirish gazlaridagi $SeO_2$ sulfat kislotasi bilan yutiladi va shu vaqt ichida $SeO_2$ Se gacha quyidagi tenglama bo'yicha qaytariladi:

$$SeO_2 + 2\ SO_2 + 2H_2O = Se + 2H_2SO_4$$

Yuvish kislotasidan metallik selen changi bilan birga tindirgich, to'plagich va sovitgichlarda qisman 5 mass.% Se atrofida kambag'al selen shlamlari ko'rinishida cho'kadi. Qisman boy selenli shlam oltingugurtli kislota tumanlari kondensatsiyasi tufayli ho'l elektr filtr elektrodlarida cho'kadi. Kondensatdan selenni to'-la ajratib olish uchun tindirgichga yuboriladi, bu yerda selen cho'ktirilgach, selenga boy shlam hosil bo'ladi. Selen shlamlarni qayta ishlash filtrlash natijasida olingan cho'kmani soda eritmasi bilan neytrallash, uni suv bilan yuvish va filtrlashdan iborat bo'ladi. Aylanma barabanda quritilgan neytrallangan selen qoplanadi va keyingi ishlov uchun jo'natiladi. 1 t kolchedandan 10 dan 50 gacha metallik selen olinadi.

## 5.4. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQARISHNING KONTAKT USULI

### 5.4.1. Oltingugurt to'rt oksidining oksidlanishi. Oksidlanish jarayonining nazariy asoslari

**$SO_2$ oksidlanish reaksiyasi muvozanati**. Har bir kimyoviy texnologik jarayon uchun muvozanat holatiga nazariy jihatdan maksimal yaqinlashish sharoiti, so'ngra kinetik sharoiti aniqlanadi. Bu esa muvozanat holatiga tez yaqinlashishni ta'minlaydi. Yuqorida aytilganidek, $SO_2$ va $SO_3$ oksidlash jarayoni qaytar va issiqlik ajralish bilan o'tadi:

$$2SO_2 + O_2 \rightleftarrows 2SO_3 + Q$$

Oltingugurt dioksidini oksidlash darajasi $SO_3$ gacha oksidlangan $SO_2$ miqdorining oksidlanishga ketgan $SO_2$ umumiy miqdoriga nisbati birlik usulida yoki prosentlarda ifodalanadi. Agar to'g'ri va teskari reaksiyalar tezligi teng bo'lsa, unda ushbu gazli tizim muvozanat holatida bo'ladi va doimiy temperaturada uning tarkibi vaqt bo'yicha o'zgarmaydi. Reaksiya tezligi bu sharoitda 0 ga teng bo'lib qoladi. Bu holda aylanish darajasi muvozanati deyiladi va quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$X_M = \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} + P_{SO_3}},$$

bu yerda: $P_{SO_2}$, $P_{SO_3}$ – $SO_2$ va $SO_3$ ning muvozanat parsial bosimi.

Le-Shatele prinsipiga muvofiq $SO_2$ ning $SO_3$ ga aylanish muvozanat darajasi temperaturani ortishi bilan pasayadi. Hosil bo'layotgan azot uch oksidini reaksiya zonasidan chetga chiqarish reaksiya muvozanati $SO_3$ ning hosil qilish tomoniga siljitadi va oksidlash reaksiyasi nazariy jihatdan oxiriga borishi mumkin. Shu prinsipga ko'ra sulfat kislota ishlab chiqarish tizimi ikki marta kontaktlashishga va ikki martali absorbsiyaga asoslangan (IK-IA).

Bosimning ortishi bilan jarayon muvozanati $SO_3$ hosil bo'lish tomonga siljiydi. Biroq bunday jarayon sanoat miqyosida amalda ishlatilmaydi, ammo bir qator mamlakatlarda (Rossiya, Fransiya,

Kanada) bu yo'nalishda ilmiy ishlar olib borilmoqda (loyihalar ishlab chiqilgan, sanoat miqyosida tajriba qurilmalari yaratilgan).

Kontaktlashtirish darajasi muvozanati ($SO_3$ chiqish muvozanati) faqat temperaturaga bog'liq muvozanat konstantasi–$K_m$ miqdorini aniqlaydi. Vant-Goffa tenglamasi bo'yicha:

$$K_m = 4905,5/T - 4,6455 \qquad (a)$$

Turli temperaturalarda tenglama (a) bo'yicha hisoblangan $K_m$ qiymati quyida keltirilgan:

| C° | $K_m$ | C° | $K_m$ |
|---|---|---|---|
| 390 | 566 | 575 | 13,7 |
| 425 | 241,4 | 600 | 9,37 |
| 500 | 49,8 | 650 | 4,68 |

$K_m$ qancha katta bo'lsa, $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlash darajasining muvozanati shuncha katta bo'ladi. Konstanta muvozanati qiymatidan ko'rinib turibdiki, $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlash jarayoni temperatura ortishi bilan muvozanatning aylanish darajasi ($X_m$) $K_m$ kichrayishiga muvofiq kamayadi.

**$SO_2$ ning oksidlanish tezligi**. Jarayonning muhim ko'rsatkichi oxirgi mahsulotning hosil bo'lish tezligi hisoblanadi. $SO_2$ bilan $O_2$ orasidagi reaksiya katalizator sirtida o'tadi. $SO_2$ ni $SO_3$ katalitik oksidlanish jarayoni quyidagi bosqichlardan tarkib topgan bo'ladi:

1) gaz massasidan ta'sirlashuvchi molekulalarning katalizator yuzasining sirtiga kirishi;

2) bu molekulalarning katalizator g'ovaklariga diffuziyasi;

3) ichki g'ovak yuzalardagi reaksiya;

4) reaksiyaga kirishib bo'lgan molekulalarning katalizator tashqi yuzasining sirtiga teskari diffuziyasi;

5) ta'sirlashuvchi molekulalarni gaz oqimiga o'tkazish.

Reaksiya o'tishi uchun $SO_2$ va $O_2$ molekulalari gaz oqimidan oldin katalizator yuzasining sirtiga, so'ngra katalizatorlar ichki g'ovaklariga kirishi kerak. Hosil bo'lgan $SO_3$ katalizatorlar yuzining sirtidagi g'ovaklaridan qayta yo'lni bosib o'tib, yana gaz oqimiga kelib qo'shiladi.

Jarayonning umumiy tezligi eng sust bosqich tezligi bilan aniqlanadi. $SO_2$ katalitik oksidlash jarayonda boshqaruvchi bosqich

bo‘lib, molekulalar katalizator g‘ovaklariga diffuziyalanadi. Katalizator g‘ovaklari diffuziyaga qarshilik ko‘rsatadi, ya’ni u katalizator strukturasiga (o‘lcham va g‘ovak hajmi, sirti) bog‘liq bo‘ladi.

Katalitik jarayon tezligi tezlik konstantasi r bilan xarakterlanadi. Tezlik konstantasi r temperatura va katalizator faolligiga bog‘liq. Agar muvozanat konstantasi reaksiyasini hisoblash mumkin bo‘lsa, u holda ushbu katalizator uchun konstanta tezligi faqat eksperimental yo‘l bilan aniqlanadi. Har bir katalizator ma’lum konstanta tezligi bilan xarakterlanadi. Katalizator sintez qilinadigan dastlabki komponentlarga, uni tayyorlash usuliga, o‘lcham va zarralarning shakliga bog‘liq bo‘ladi.

**$SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlanish tezligiga temperaturaning ta’siri.** Tezlik konstantasining temperaturaga bog‘liqligi Arrenius tenglamasi bilan ifodalanadi:

$$d \ln R/dT = E/(RT)^2$$

bu yerda: $E$ – reaksiyaning aktivlanish energiyasi; J/mol, R – gaz doimiysi; T – absolyut temperatura, K.

Tenglamadan ko‘rinib turibdiki, konstanta tezligi energiyaning aktivlanishiga bog‘liq bo‘lar ekan. Vannadiyli katalizator uchun tajriba yo‘li bilan ikkita energiya aktivlanish energiyasi miqdori aniqlangan. Bitta qiymat U=23000 kal/g $V^{+5}$ ko‘rinishidagi vanadiyga ega katalizatorga, boshqasi $V^{+4}$ shaklidagi vanadiy bor katalizatorga (E=40000 kal/g) taalluqli. Energiyaning aktivlanishini pasaytirish va $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlanish tezligining ortishi uchun, masalan, vanadiyli massadan iborat katalizator ishlatiladi. $SO_2$ reaksiyasining oksidlanishi ikkita konstanta – muvozanat konstantasi va tezlik konstantasi bilan xarakterlanadi, ular turlicha temperaturaga bog‘liq bo‘ladi. Oksidlanish tezligining maksimal miqdoriga mos keladigan temperatura optimal hisoblanadi. Dastlabki gazning bir xil tarkibi uchun optimal temperaturaga reaksiya o‘tib borishi bilan tinimsiz o‘zgarib boradi. Gaz aralashmasi muvozanatdan uzoq bo‘lganda jarayon yuqori temperaturada olib boriladi. $SO_2$ ni $SO_3$ gacha aylantirib borishda $SO_2$ ni maksimal oksidlanishini ta’minlash uchun kontaktlanish temperaturasi pasaytiriladi.

7 hajm% $SO_2$ va 11 hajm $O_2$ ga ega bo'lgan gazning oksidlanish rejimining optimal temperaturasi quyida ko'rsatilgan:

| Oksidlanish darajasi x,% | 61 | 70 | 80 | 90 | 95 | 96 | 97 | 98 | 99 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Qatlamdagi temperatura, °C | 600 | 572 | 537 | 492 | 455 | 445 | 436 | 418 | 389 |

### 5.4.2. Oksidlanish katalizatorlari

XIX asrning 30-yillarida sulfat kislotasi ishlab chiqarishda platinali katalizator o'rniga vanadiyli katalizatorlar ishlatila boshlanadi. Vanadiyli katalizatorlari 6–8 massa% $V_2O_5$, $K_2O$ va $SiO_2$ dan iborat g'ovak moddadir. Bu katalizatorning ichki sirti 10 $m^2/g$, diametri 4–4,5 mm va uzunligi 10–15 mm donalar shaklida ishlab chiqariladi.

Hozirgi kunda Rossiyada vanadiyli katalizatorlar CVD (diatomitga joylashgan sulfovanadat), CVC (silikagelga joylashgan sulfovanadat), KI-1 va KI-2 (kataliz instituti), QQ (qaynama qatlam) va boshqalar ishlab chiqariladi. Bu katalizatorlar bir-biridan tayyorlash usuli, tarkibi va tashuvchisi bilan farqlanadi. Masalan, CVD katalizatori taxminan $V_2O_5 \cdot 3K_2O \cdot 6SO_3 \cdot 35SiO_2$ tarkibga ega. Bu markada ishlab chiqarilayotgan donali katalizatorlarning to'kma zichligi 570 dan 700 g/l gacha, mexanik mustahkamligi 2–3 dan 10 $kg/sm^2$ gacha dona uzunligi atrofida bo'ladi.

Katalizatorlarning asosiy tavsifi bu faollik, termik barqarorlik va mexanik mustahkamlik hisoblanadi. Kontakt massasining muhim sifat ko'rsatkichi yondirish temperaturasi hisoblanadi. Yondirish temperaturasi ta'sirida katalizator tez qiziy boshlaydi va $SO_2$ ning oksidlanish jarayoni tashqaridan issiq olmasdan avtotermik suratda o'tadi.

Katalizatorlarning yondirish temperaturasi katalizator tabiatiga, reaksiya aralashmasi tarkibiga va reaksiyaning issiqlik samaradorligiga bog'liq bo'ladi. CVC va KI katalizatorlari past yondirish temperaturasiga ega. CVC va KI niki 390–400°C, CVD niki esa 420–430°C atrofida.

Katalizatorlarni kontakt uskunasiga yuklash va bo'shatishdagi yo'qolish uning mexanik mustahkamligiga bog'liq bo'ladi. Bundan tashqari, suv bug'lari, $H_2SO_4$ tumanlari ta'sirida katalizator zarrachalarining buzilishi sodir bo'ladi, gaz oqimiga gidravlik qarshilik ortadi va natijada gazni so'rib olishga elektr energiyasining sarfi oshadi, tizim unumdorligi esa kamayadi.

**Vanadiyli katalizatorlarning zaharlanishi.** Oltingugurtli xomashyoda mavjud bo'lgan aralashmalar bilan vanadiyli katalizator qaytmas darajada zaharlanadi. Yuvish bo'limida oltingugurt (IV) oksidli gazdan ajratib olinmagan mishyak kontakt apparatiga kelib, kontakt massasining birinchi qavatida to'plana boshlaydi va temperatura 550–600°C ga yetganda $V_2O_5$ bilan reaksiyaga kirishib, $V_2O_5 \cdot As_2O_5$ ko'rinishidagi uchuvchan birikmani hosil qiladi. Natijada katalizatorlarning birinchi qatlamida vanadiy kamaya boshlaydi. Keyingi qatlamlarda 500°C dan past temperaturada $V_2O_5 \cdot As_2O_5$ kompleksi cho'kib, qobiq hosil qiladi, bu esa kontakt uskunasida gaz oqimiga nisbatan qarshilikni oshiradi.

Katalizatorlar uchun kuchli zahar ftor tarkibli birikmalar HF va $SiF_4$ hisoblanadi.

Kontakt massaning ustki qatlamlarida qobiqning hosil bo'lishida gaz o'tkazuvchi uskunalarning yemirilishi tufayli hosil bo'ladigan temir sulfati ham sababchi bo'ladi. Bu gidravlik qarshilikning o'sishiga sabab bo'ladi va kontakt uskunasi va demak, jami tizimning normal ishlashiga salbiy ta'sir ko'rasatadi. Kontakt massasining xizmat muddati 3–5 yil. Birinchi qavat bundan mustasno bo'lib, bu qavat qoida bo'yicha har yili almashtirib turiladi.

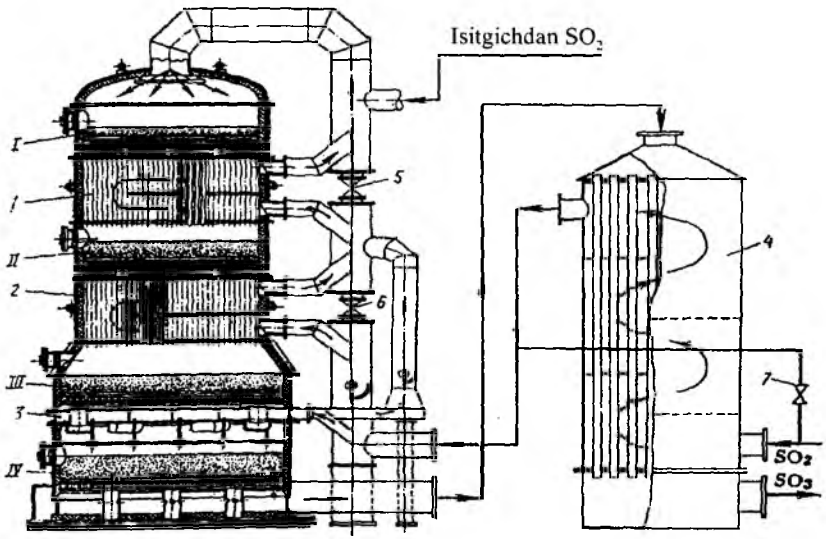
### 5.4.3. Kontakt apparatlari

$SO_2$ ni oksidlash uchun kontakt apparatlari ikki turga bo'linadi: issiqlikni ichkaridan olib ketadigan va sovuq gazni yoki tashqaridan sovuq havoni kiritadigan apparatlar. Birinchi turdagi apparatlarga Fild nayli kontakt apparatlari kiradi. Bu apparatlarda $SO_2$ ni oksidlash reaksiyalari issiqligi olib ketish reaksiya ketishi bilan birga amalga oshiriladi. Bu turdagi apparatlar past unumdorligi tufayli hozirgi

kunda sulfat kislota ishlab chiqarishda qatlamlar oraliq issiqlik almashtirgichli uskunalarga almashtirilgan.

Zamonaviy kontakt apparatlarida $SO_2$ ning oksidlanishi va reaksiya issiqligini olib ketish alohida-alohida amalga oshiriladi. Bu holda gaz qatlam massalari orasida joylashgan oraliq issiqlik almashtirgichlarida qatlamlar o'rtasida, tashqarida joylashgan qismida, shuningdek, sovuq oltingugurt dioksidi kontakt massasining birinchi qatlamidan so'ng puflash yo'li bilan sovitish mumkin. Tizimga kelayotgan gaz miqdorining 20 hajm% ni sovuq gaz tashkil qiladi.

**Oraliq issiq almashtirgichli kontakt apparati** 5.15-rasmda ko'rsatilgan kontakt massasining pastki qatlamlari gidravlik qarshiligini kamaytirish uchun pastki qismi kengaytirilgan silindrik korpusdan iborat (pastki qatlamlarda kontakt massasi birinchi ikki qavatga qaraganda ikki marta ko'p). Birinchi *1* va ikkinchi *2* issiqlik almashtirgichlarning jo'valangan quvurli panjarasi vertikal quvurlar-




*5.15-rasm.* To'rt qavatli kontakt apparati va oraliq issiq almashtirgich bilan kontakt tugunining sxemasi:
*I–IV*–kontakt massa qavati; *1–3*–oraliq issiqlik almashtirigich; *4*–sirtqi issiqlik almashtirgich; *5–7*–gaz zadvijkalari (surilma qopqoqlar).

dan bajarilgan. Katalizatorning oxirgi qatlami oldidan ikkita gorizontal plastinkadan iborat plastinkali issiqlik almashtirgich *3* joylashgan. Ular orasida vertikal spiral to'siq bor.

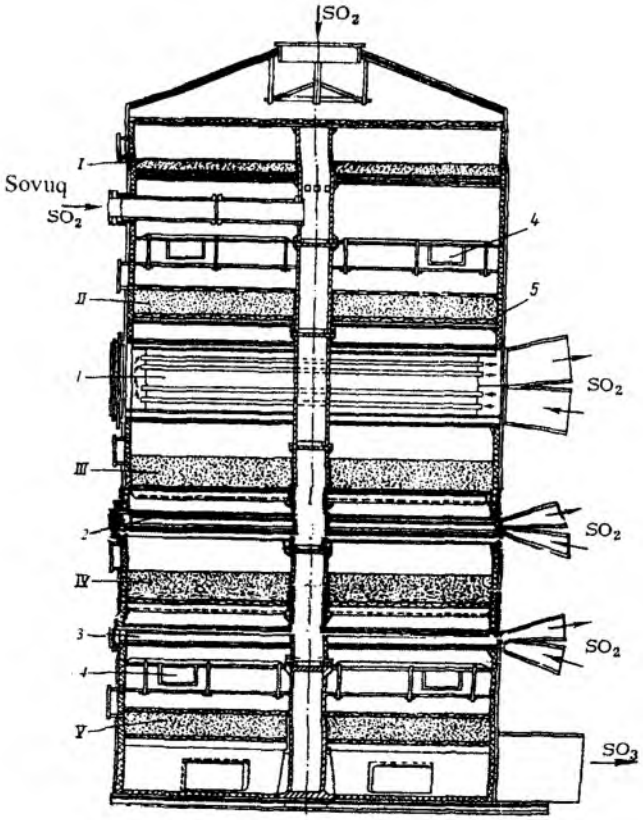
Quvurli panjaralarda joylashtirilgan I–IV s issiqlik almashtirgich panjalarida kontakt massa joylashtirilgan. Bunday kontakt apparatlari kontakt massa qatlamlar soniga va apparatning asosiy katta bo'lmagan o'lchamlariga bog'liq, sutkasiga 60 tonnadan 240 tonnagacha sulfat kislotasi ishlab chiqarish unumdorligiga ega. Ularni ishlatish jarayoni ishonchli, biroq kontakt apparatlarini tayyorlash murakkab. Bundan tashqari, issiqlik almashtirgichlarni ta'mirlash kontakt massasini bo'shatish bilan bog'liq.

Unumdorligi 540 t/sut $H_2SO_4$ bo'lgan kontakt apparat 5.16-rasmda ko'rsatilgan. U II, III va IV kontakt massasi qatlamlaridan so'ng montaj qilingan *1–3* oraliq issiqlik almashtirgichlarga ega. Kontakt massasining birinchi qatlamidan so'ng gaz sovuq oltingugurt (IV) oksidi gazini qo'shish bilan sovitiladi. Bunday kontakt apparatining ichki diametri 8,5 m, umumiy balandligi 19,6 m. Apparatning markazida cho'yan quvurlardan iborat yig'ma tayanch kolonna bor. Unga kolosnikli panjaralar o'rnatilgan, bular ustiga kontakt massa joylashgan. Bunday issiqlik almashtirgichlarni ta'mirlash kontakt massani to'kishni talab qilmaydi.

Unumdorligi 1000 t/sut $H_2SO_4$ li kontakt apparat besh qatlam kontakt massasiga ega va sovuq oltingugurt dioksidi kontakt massasining birinchi qatlamidan so'ng puflanadi. Bu esa ikkinchi qatlamga kelayotgan gaz temperaturasini boshqarishga imkon beradi. Ikkinchi, uchinchi va to'rtinchi qatlamdan so'ng tashqariga chiqarilgan issiqlik almashtirgichlar o'rnatilgan (5.17-rasm).

Katalizatorlar qatlamlari orasida joylashgan issiqlik almashtirgichli apparatlar ho'l kataliz usuli bilan $SO_2$ ni qayta ishlash uchun ishlatiladi.

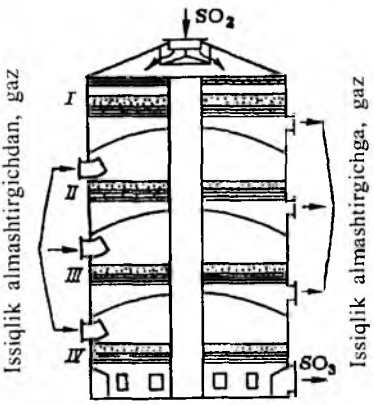
Gazni sovutish uchun almashtirgichlarning quvuriga quritilgan sovuq havo beriladi. Kontakt apparati to'xtab qolganda katalizator sirtida sulfat kislota bug'lari kondensatsiya hosil bo'lmasligi uchun katalizator sulfat kislota bug'larining kondensatsiya haroratidan yuqori temperaturadagi quruq havo bilan shamollatiladi.



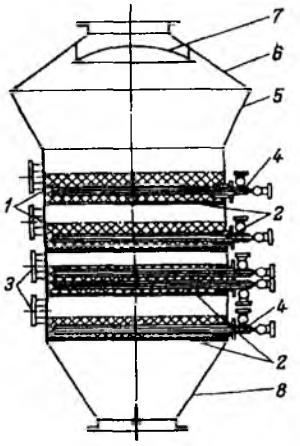

***5.16-rasm.*** Birinchi qatlamlardan keyin sovuq gaz qo'shiladigan kontakt appprat: *I–V* – kontakt massa qatlamlari; *1–3* – oraliq issiqlik almashtirgichlar; *4* – aralashtirgichlar; *5* – 15–20 mm balandlikka ega kvars qatlami.

Oltingugurt dioksidi oksidlanishi an'anaviy usullar hisoblangan qatlamli katalizatorli statsionar apparatlardan tashqari qaynama qatlamli katalizatorli apparatlar ishlab chiqarilgan.

5.18-rasmda kontakt massali to'rtta qaynama qatlamli apparat ko'rsatilgan. Ishlatiladigan vanadiyli kontakt massa *1* o'lchamlari 0,75–1,00 mm zarrachalar ko'rinishida to'rtta panjara *2* joylashgan. Apparatga kirishda gaz temperaturasi 300–350°C tashkil etadi. $SO_2$




***5.17-rasm.*** Quvvati 1000 t/sut bo'lgan issiqlik almashtirgichlari tashqariga chiqarilgan kontakt apparat: *I–V* – kontakt massa qatlamlari.



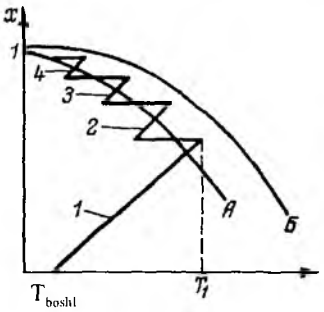

***5.18-rasm.*** Qaynama qatlamli kontakt massali kontakt apparati: *1* – kontakt massa; *2* – gaz taqsimlaydigan panjara; *3* – darcha (lyuklar); *4* – sovutgich; *5, 8* – diffuzorlar; *6* – konfuzor; *7* – otboynik.

ni oksidlanishdagi ortiqcha reaksiya issiqligi katalizator qatlamining ichida joylashgan issiqlik almashtirgich *4* ga o'tkaziladi. Bitta massa qatlamining gidravlik qarshiligi $0{,}2 \cdot 10^5$ Pa gacha.

Qaynama qatlam $SO_2$ ning oksidlanishida kontakt massaning yo'qotmasi sidirilish hisobiga yiliga 10 mass.% tashkil etadi. $SO_2$ ning $SO_3$ qaynama qatlamda oksidlanish jarayonining tajriba sanoat sinovlari o'tkazilgan. Bular asosida sanoat qurilmalari uchun loyihalar bajarilgan.

5.19-rasmda ko'rinib turganidek, kontakt apparatining birinchi qatlamida oksidlanish jarayoni (440–600°C) temperaturada olib boriladi, bu esa $SO_3$ ni 60–70% chiqish jarayonining yuqori tezlikda o'tishini ta'minlaydi. $SO_2$ aylanish darajasini oshirish uchun katalizator qatlamlarida optimalga yaqin temperatura ushlab turiladi.

Pastda ikki tizimdagi kontaktlashtirishning birlamchi va ikkilamchi kontakt apparatlarining ishlash rejimi keltirilgan. Unumdorligi 540 t/sut bo'lgan kontakt apparatga 7,5 hajm% $SO_2$ va 10,5 hajm% $O_2$ konsentratsiyada kelayotgan gazda.




*5.19-rasm.* Katalizator qatlamlarida *x* ning *T* temperaturaga qarab o'zgarishi darajasining bog'liqligi: $T_{bosh} = T_{yonish}$ (A optimal temperatura chizig'i, B $SO_3$ ning muvozanat holatida chiqish chizig'i).

| Qatlamlar | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|---|---|---|---|---|---|
| Qatlamga kirishdagi gaz temperaturasi, °C | 440 | 496 | 467 | 440 | 416 |
| Qatlamga chiqishdagi gaz temperaturasi, °C | 585 | 528 | 481 | 447 | 418 |
| Oksidlanish darajasi, hajm% | 0,71 | 0,70 | 0,93 | 0,97 | 0,98 |

Kolchedanni kuydirishda olingan gazda 8,5% $SO_2$ konsentratsiyaga ega bo'lganda 1000 t/sut monogidrat bo'yicha unumdorlikka ega ikki marta kontaktlashtirilgan kontakt apparatining ishlash rejimi:

| | Birichni bosqich qatlami | | | Ikkinchi bosqich qatlami | |
|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Qatlamga kirishdagi gaz temperaturasi, °C | 420 | 465 | 450 | 430 | 410 |
| Qatlamga chiqishdagi gaz temperaturasi, °C | 603 | 575 | 465 | 446 | 414 |
| $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlanish darajasi,% | 71,1 | 83,8 | 94,0 | 90,9 | 93,0 |

$SO_2$ ni $SO_3$ ga umumiy oksidlanish darajasi 99,6% ni tashkil etadi.

### 5.4.4. $SO_3$ absorbsiyasi

Oltingugurt uch oksidi (oltingugurt angidridi) $SO_3$ 80,062 nisbiy molekulyar massaga ega. U rangsiz gaz, bir lahzada suv bug'lari bilan o'zaro ta'sirlashib, sulfat kislota tumanini hosil qiladi. Temperatura 44°C yetganda oltingugurt uch oksidi rangsiz suyuqlikka aylanadi; u qattiq holatda uch xil modifikatsiyada α-, β- va γ- mos ravishda 16,8; 31,5; va 62,2°C temperaturada suyuqlanadi. Bunda α-$SO_3$ modifikatsiyasi monomer; β va γ-$SO_3$ modifikatsiyasi polimerdan iborat bo'ladi. Oltingugurt angidridining α-shakli kuchli oksidlovchi, ularning polimerli shaklining faolligi ancha kam bo'ladi. Suyuq oltingugurt uch oksidi $SO_2$ bilan turli nisbatda aralasha oladi.

Gazsimon $SO_3$ xlorid kislota bilan reaksiyaga kirishib, xlorsulfon kislotani $SO_2(OH)Cl$ hosil qiladi.

**Absorbsiya jarayonining nazariy asoslari**. $SO_3$ absorbsiya jarayonida sulfat kislotani olish quyidagi tenglama bo'yicha o'tadi:

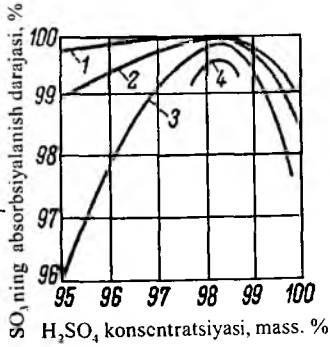
$$nSO_3 + H_2O = H_2SO_4 + (n-1)SO_3$$

Sanoat miqyosida oltingugurt angidridi absorbsiyasi sulfat kislota eritmalari bilan amalga oshiriladi, bundan tashqari $SO_3$ kislotadagi suv bilan reaksiyaga kirishadi. Ma'lum konsentratsiyali sulfat kislotani ishlatib va $H_2SO_4$ yuzasida $SO_3$ bug'larining muvozanat bosimining qiymati minimal darajada bo'lganda absorbsiyaning to'laligiga erishiladi. Bu sharoitga 98,3% $H_2SO_4$ mos keladi. Biroq 98,3% $H_2SO_4$ konsentratsiyasidan biroz chetga chiqilganda ham $SO_3$ ning yutilish darajasi keskin kamayadi.

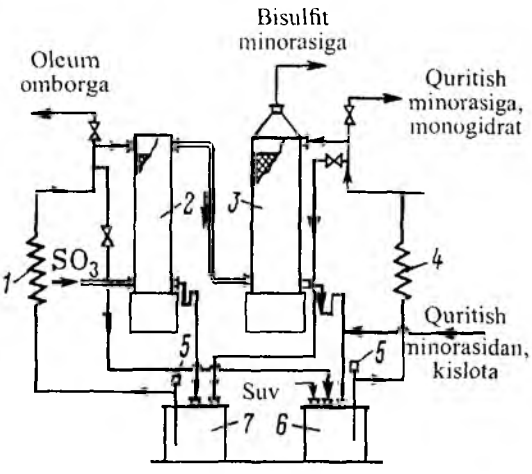
Absorberni yuvadigan kislota temperaturasi past bo'lsa, $SO_3$ ni yutish darajasi shuncha yuqori bo'ladi. Sanoat miqyosida bu temperatura ~60°C ga teng.

5.20-rasmdan ko'rinib turibdiki, bu holda deyarli 100% li $SO_3$ absorbsiyaga erishiladi, amalda u 99,9–99,99%-ni tashkil qiladi. Yuvadigan sulfat kislota bilan gaz aralashmasi kontakt apparatidan so'ng uchrashganda undan faqat oltingugurt angidridi yutiladi. Yutilmagan gazlar va monogidrat absorberidan chiqayotgan sulfat kislota bug'lari $SO_2$ ga hisoblaganda PDK 0,03 hajm% ga teng bo'lguncha barcha qo'shilmalarni ajratib olish uchun chiqindi gazlarni tozalash bo'limiga keladi.

**Sulfat kislota ishlab chiqarishda kontakt absorbsion bo'limi** ikkita absorberdan tuzilgan, bir-biri bilan ketma-ket biriktirilgan oleum va monogidrat minoralaridan iborat (5.21-rasm).




***5.20-rasm.*** Turli temperaturalarda monogidrat absorberida $SO_3$ ning absorbsiyalanish darajasi: *1* – 60°C da; *2* – 80°C da; *3* – 100°C da; *4* – 120°C da.




*5.21-rasm.* Absorbsion bo'lim sxemasi: *1* – oleum sovutgichi; *2* – oleum absorberi; *3* – monogidrat absorberi; *4* – monogidrat sovutgichi; *5* – cho'ktiriladigan nasoslar; *6* – monogidrat yig'gichi; *7* – oleum yig'gichi.

Kontakt bo'limidan chiqayotgan gaz angidrid sovitgichi orqali oleumli absorberga, so'ngra monogidratliga kiradi.

Birinchi absorber 20% li oleum, ikkinchisi 98,3% li sulfat kislota bilan yuviladi. $SO_3$ absorbsiyasi jarayonida oleum konsentratsiyasi ortadi va apparatdan chiqishda 21–22% ni tashkil etadi, $H_2SO_4$ konsentratsiyasi esa monogidrat absorberiga kirishda 98,3%, chiqishda esa 98,7% gacha ko'payadi. Ishlab chiqarishda 98,3% li sulfat kislotani «monogidrat», absorberni esa «monogidratli» deb ataladi.

Birinchi absorberdan chiqayotgan 21–22% oleum to'plagichga keladi, bu yerga birinchi absorberni yuvishga sarflanadigan oleum konsentratsiyasini doimiy ishlab turish uchun monogidrat to'plagichidan ma'lum miqdordagi kislota doimiy ravishda qo'shiladi. Shuningdek, quritish minorasi to'plagichidan 93–94% li kislota to'plagichga berish yo'li bilan monogidrat absorber kislota konsentratsiyasi bir xilda ushlab turiladi. $SO_3$ va suv bug'lariga ega bo'lgan gazlar 400°C temperaturadan yuqorida sovitilsa, sulfat kislota olish mumkin, chunki temperatura pasaysa $H_2SO_4$ hosil bo'lish reaksiyasi muvozanati sulfat kislota bug'lari hosil bo'lish tomoniga siljiydi va ular yanada sovitilsa, kondensirlanadi.

Sulfat kislota kondensatsiyasi nasadkali minoralarda, barbotaj va boshqa kondensatorlarda amalga oshiriladi.

$SO_3$ ning absorbsiyalanish jarayonida issiqlik ajralib chiqadi. Ajralib chiqqan issiqlik sovitgichga yuboriladi. Quritish va monogidrat absorberlaridan keyingi sovitgichlar kulrang cho'yandan, oleum uchun sovitgichlar esa uglerodli po'latdan ishlangan. Sulfat kislota ishlab chiqaruvchi yirik korxonalarda zanglamaydigan yoki anod bilan himoyalangan po'latdan tayyorlangan oleum uchun qobiq quvurli sovitgichlar ishlatiladi. Qobiq quvurli sovitgichlardan tashqari plastinkali yoki spiralli sovitgichlar ishlatiladi. Sovituvchi agent sifatida bir qator hollarda suv o'rniga havodan ham foydalaniladi.

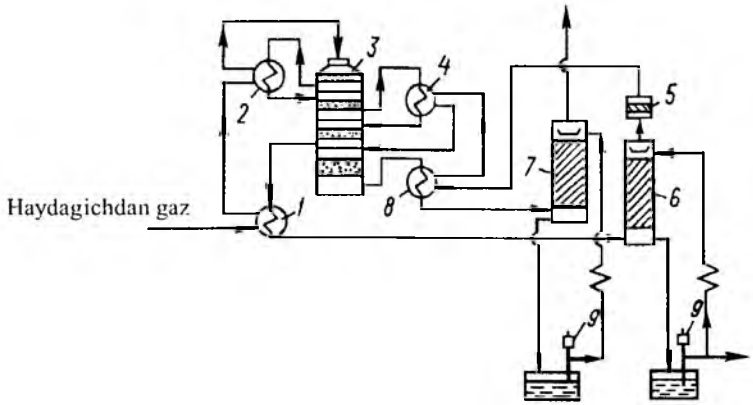
**Absorbsion bo'limda asosiy apparatlar** $SO_3$ yutish uchun nasadka turidagi absorberlar va kislotalarni sovitish uchun sirkulyasiya qiladigan sovitgichlardan iborat.

**Oleum absorberi** pastki qismida kolosnikli panjara joylashgan po'lat apparatdan iborat. Panjarada Rashig keramik halqalari yoki turli o'lchamdagi po'lat halqalar joylashgan bo'ladi. Nasadkalar yuviladigan oleum kontakt yuzasini oshirib, gazning bir-biriga tegib turishini yaxshilaydi. Shunday qilib, 1 t ishlab chiqariladigan mahsulot uchun nasadka sirti 600 dan to 1000 t/sut bo'lgan absorber 8 m diametrga va 12 balandlikka ega.

**Monogidratli absorberda** nasadka sirti 20% li oleum absorberinikidan katta; yuvish zichligi 35–40 $m^3$ ($m^2 \cdot$ soat) yetadi.

### 5.4.5. Ishlab chiqarishning zamonaviy texnologik sxemalari. Ikkilangan kontaktlashish (IK) va ikkilangan absorbsiyalashish (IA) sxemasi

Ikkilangan kontaktlashish – ikkilangan absorbsiya usulining mohiyati (5.22-rasm) $SO_2$ ni $SO_3$ gacha oksidlanishining birinchi bosqichidan (taxminan konversiya darajasi 92–95% bo'lganda) oltingugurt uch oksidi gazi absorbsiyasining birinchi bosqichiga keladi. Oksidlanmagan oltingugurt dioksidi filtrdan o'tib, sachragan sulfat kislota tomchilari va tumani ajralib, issiqlik almashtirgichlarda kontakt apparati ikkinchi bosqichining birinchi qatlamida katalizator yonish temperaturasigacha qizdiriladi va kontakt massasining ikki qatlamidan o'tadi. Bu holda kontaktlashish darajasining yig'indisi

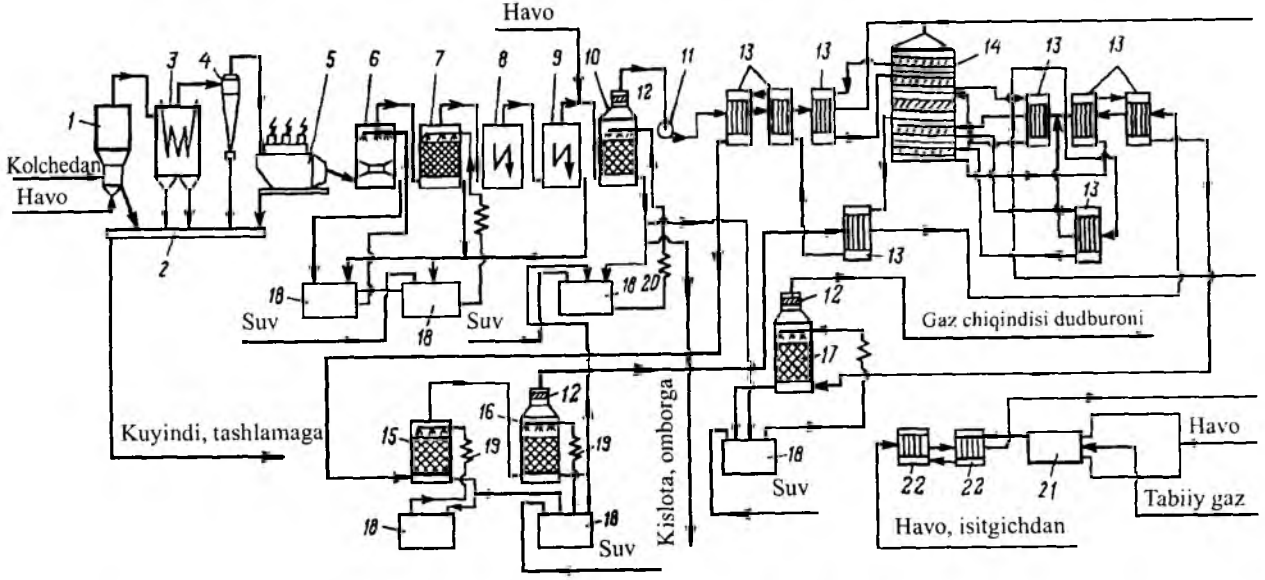



***5.22-rasm.*** Qo'sh kontaktlashadigan kontakt bo'limi:
*1, 2, 4, 8* – issiqlik almashtirgichlar; *3* – kontakt apparati; *5* – tolali filtr; *6, 7* – absorberlar; *9* – cho'ktiriladigan nasoslar.

99,7–99,8% ni tashkil qiladi. Kontaktlashishning ikkinchi bosqichidan so'ng gaz absorbsiyaga kiradi, bundan so'ng atmosferaga chiqadigan gazlarda $SO_2$ miqdori 0,03–0,04 hajm% tashkil qiladi, bu esa PDK talabiga mos keladi.

**KI-AI usulida sulfat kislota olish texnologik sxemasi** 5.23-rasmda keltirilgan. Kolchedan ulushlagich orqali QQ pechi *1* ga kiradi. Olingan 13% $SO_2$ ega bo'lgan oltingugurt to'rt oksidi (oltingugurt dioksidi) gazi 700°C temperaturada qozon-utilizator *3* ga yuboriladi, bu yerda u 420°C temperaturagacha sovitiladi. Bu holda bosimi 4 MPa va 450°C temperaturali energetik bug' olinadi, shuningdek, bu yerda temir kuyindisidan qisman tozalanish ham sodir bo'ladi. Gazning keyingi tozalanishi siklon *4* va UGP-3-30 markali quruq elektr filtr *5* da amalga oshadi. Gazni mishyak, selen va boshqa aralashmalardan tozalash *6* va *7* ikkita yuvuvchi minora bo'limida, ikki juft ho'l elektr filtrda *8* va *9* hamda quritish minorasi *10* da amalga oshiriladi.

Birinchi ichi bo'sh yuvuvchi minora *6* bug'lantirish rejimida ishlaydi; aylanib yuruvchi kislota gazni sovitadi, bu holda issiqlik yuvishga kelayotgan kislota suvi bug'lantirishga sarflanadi. Birinchi minoradagi yuvuvchi kislota $H_2SO_4$ konsentratsiyasi 35–45 mass.%




***5.23-rasm.*** Kolchedandan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi:
*1*–pech; *2*–kuyindilarni suv bilan chiqarib tashlash sxemasi; *3*–qozon-utilizator; *4*–bir joydan ikkinchi joyga soladigan tuzilmali siklon; *5*–quruq elektr filtr; *6*–birinchi yuvuvchi minora; *7*–ikkinchi yuvuvchi minora; *8*–birinchi ho'l elektr filtr; *9*–ikkinchi ho'l elektr filtr; *10*–quritish minorasi; *11*–gazpuflagich; *12*–tomchi tutgich; *13*–kontakt tugunning issiqlik almashtirgichi; *14*–kontakt apparati; *15*–oleum absorberi; *16*–birinchi monogidrat absorberi; *17*–ikkinchi monogidrat absorberi; *18*–kislota yig'gich; *19*–sovutgich; *20*–kislotani havo bilan sovutgich; *21* – ishga tushiruvchi isitgich.

ikkinchi yuvuvchi minoradan 5–10 % $H_2SO_4$ berish hisobiga bu darajada ushlab turiladi. Ikkinchi minora (7) dan kislota to'plagich (18) ga keladi va sovigandan so'ng yuvilishga qaytariladi.

Gaz ikkinchi yuvuvchi minoradan so'ng ketma-ket ikki juft elektr filtr (8) va (9) dan, so'ngra 28–30°C da 93–94% li $H_2SO_4$ bilan yuviladigan quritish minorasi (10) dan o'tadi. Gazdan suv bug'larini yutish hisobiga yuvuvchi kislota suyuladi va qiziydi, shu tufayli temperaturani pasaytirish uchun u havo sovitgichida (20) sovitiladi. Kislota konsentratsiyasini ushlab turish uchun unga monogidratli minoradan kislota qo'shiladi va yangidan yuvishga uzatiladi.

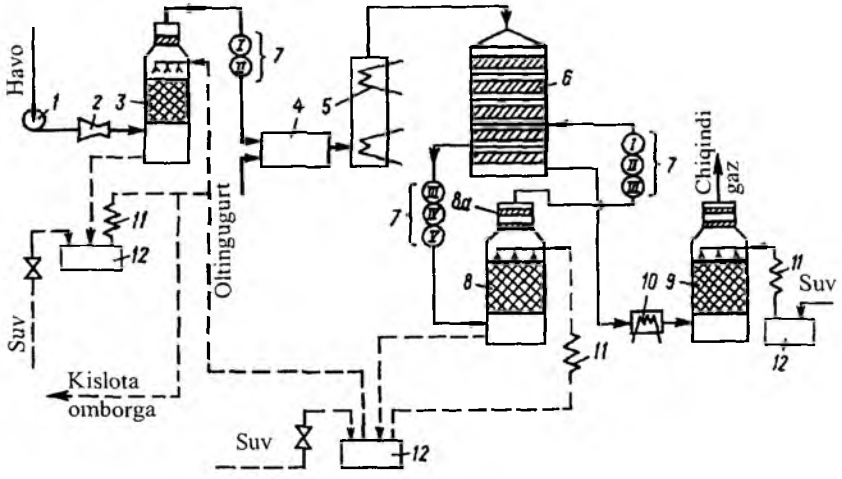
Quritish minorasi oldidan 9 hajm% $SO_2$ (oltingugurt dioksidini) miqdorgacha havo bilan kontakt apparatining ishlash texnologik rejimiga mos ravishda siyraklashtiriladi.

Quritiladigan kislotani sovitish uchun sug'orish rusumidagi quvur yoki quvur ichidagi rusumdagi sovitgichlar va havo bilan sovitadigan sovitgichlar qo'llaniladi. Quritish minorasidan so'ng 28–30°C li oltingugurt dioksidi tomchi tutgich *12* dan o'tadi va turbogaz puflagich *11* ga kiradi. So'ngra gaz uchta quvursimon issiqlik almashtirgich *13* da isitiladi va 420–440°C da kontakt apparatining birinchi qatlamiga kiradi, bu yerda 73,8–74% gacha oksidlanadi; uning temperaturasi 600°C ga ko'tariladi. Gaz issiqlik almashtirgich (13) dan o'tib, katalizatorning ikkinchi qatlamiga kiradi, bu yerda kontaktlashish darajasi 86% ga yetadi, gazning temperaturasi 465 dan 514°C gacha oshadi. Issiqlik almashtirgich *13* da gazning temperaturasi yana 450°C gacha kamayadi va u kontakt apparatining uchinchi qatlamiga keladi. Bu yerda $SO_2$ ning $SO_3$ gacha oksidlanishi 94-94,5% ga yetadi, temperatura esa 469–470°C gacha ko'tariladi.

Issiqlik almashtirgich *13* ga o'tib, gaz 100°C temperaturada absorbsiyaning birinchi bosqichiga avval oleum absorberi *15*, so'ngra monogidrat absorberi *16* ga kiradi. Monogidrat absorberi va filtr tomchi ushlagich *12* dan so'ng gaz 430°C gacha issiqlik almashtirgichlar tizimida isiydi va katalizatorning to'rtinchi qatlamiga kiradi, buning ustiga unda $SO_2$ konsentratsiyasi 0,77–0,84 hajm% ni tashkil etadi. Bu yerda $SO_2$ ning oksidlanish darajasi 80%

ga teng. Issiqlik almashtirgich *13* da gaz temperaturasi 449 dan 409°C gacha pasayadi. Beshinchi qatlamda $SO_2$ oksidlanishi 87% ga yetadi. Kontaktlashishning umumiy darajasi bu holda 99,8% ga teng. Kontakt apparatining beshinchi qatlamidan so'ng gaz 409°C temperaturada issiqlik almashtirgich *13* dan o'tib, o'z issiqligini beradi va monogidrat absorberi *17* ning ikkinchi bosqichiga absorbsiyalanishga kiradi. Bir qismi kislota to'plagichi *18* ga beriladi. 0,02–0,03 hajm% $SO_3$ ega bo'lgan yutilmagan gaz atmosferaga chiqindi chiqaradigan quvur orqali chiqarib tashlanadi.

**IK-IA usuli bilan oltingugurtdan sulfat kislota olishning texnologik sxemasi 5.24-rasmda keltirilgan**. Haydagich *1* bilan uzatiladigan havo 92–94% li $H_2SO_4$ yuviladigan Venturi quvuri *2* da changdan tozalanadi va 94% li $H_2SO_4$ yuviladigan quritish minorasi *3* ga yuboriladi. So'ngra issiqlik almashtirgich *7* dan o'tib, 120°C temperaturada suyuq oltingugurtning yonish pechi *4* ga kiradi.




***5.24-rasm.*** Oltingugurtda ishlaydigan sulfat kislota tizimidagi kontakt tugunining sxemasi:

*1*–havo haydagich; *2*–Venturi quvuri; *3*–quritish minorasi; *4*–oltingugurtni yondirish uchun pech; *5*–qozon-utilizator; *6*–kontakt apparati; *7*–issiqlik almashtirgichlar; *8*–birinchi bosqich absorber (oraliq); *9*–ikkinchi bosqich absorber; *10*–ekonomayzer; *11*–ilonizi sovutgichlar; *12*–kislota yig'gichlar (tutash chiziq–gaz yo'li; punktir chiziqlar–kislota yo'li).

Hosil bo'lgan oltingugurt dioksid gazi 1000°C temperaturada qozon-utilizator *5* dan o'tadi va kontakt apparatining birinchi bosqichining birinchi qatlamiga o'tadi. Bu yerda gaz temperaturasi 440°C bo'lganda $SO_2$ ning $SO_3$ gacha oksidlanishi sodir bo'ladi, konvensiya darajasi 93,5% ni tashkil etadi. Kontakt massaning har bir qatlamidan so'ng gazni sovitish uchun issiqlik almashtirgich *7* tizimi xizmat qiladi. Bu tizimda gazlar qarama-qarshi oqimda harakat qiladi.

Katalizatorning uchinchi qatlamidan chiqayotgan $SO_3$ orqali absorber *8* da 99,9% i yutiladi, absorbsion zonadan chiqayotgan gaz 0,8 hajm% $SO_2$ va 0,3–0,5 hajm% $H_2SO_4$ tumani va tomchilariga ega. Gazni tomchi va tumandan tolali filtrlar *8* da tozalashdan so'ng kontaktlashtirishning ikkinchi bosqichi $SO_2$ 0,77–0,8 hajm% li konsentratsiyada va 405–410°C temperaturada kiradi; to'rtinchi qatlamdan chiqishda gazning temperaturasi 415–425°C ni, beshinchi qatlamdan so'ng 420–430°C ni tashkil qiladi.

So'ngra gaz dastlab ekonomayzer *10* dan o'tib absorbsiyaning ikkinchi bosqichi *9* ga boradi. Aylanuvchi (sirkulyasiyalanadigan) kislotani sovitish uchun spiral sovitgich *11* lar ishlatiladi. Mahsuliy kislota quritish minorasidan so'ng beriladi. Quyida toza oltingugurtdan IQ-IA usuli bilan 1 t sulfat kislotasi ishlab chiqarish sarf koeffitsiyentlari keltirilgan:

| | |
|---|---|
| Elementar oltingugurt, t | 0,334 |
| Elektr energiya, kV · soat | 40 |
| Texnologik suv, $m^3$ | 0,36 |
| Aylanadigan sovituvchi suv, $m^3$ | 52 |
| Kontakt massasi, kg | 0,1 |

**IQ-IA tizimining afzallik va kamchiliklari**. IQ-IA tizimida $SO_2$ ning oksidlanishi darajasi bir marta kontaktlashgan tizimdagi 97,5–98,0% ga solishtirganda 99,5–99,7% ga yetadi.

Gaz oraliq monogidrat absorberidan chiqayotganda ancha miqdorda tuman va tomchilarga ega bo'ladi. Tuman va tomchilarni ushlash uchun ishlatiladigan tolasimon filtrlar ularning yutilishini to'la ta'minlay olmaydi, bu esa tumanni issiqlik almashtirgich quvurlarining devorlari sirtiga o'tirib qolishiga va ularning tez

yemirilishiga olib keladi. Issiqlik almashtirgichlarda zichlikning buzilishi o'z navbatida $SO_2$ ni $SO_3$ ga oksidlanish darajasini pasaytirishga olib keladi, bu esa IQ-IA tizimining asosiy kamchiligi hisoblanadi.

Bundan tashqari, gazni qo'shimcha sovitish va qizdirish zarurligi tufayli hamda issiqlik yo'qotilishini bartaraf qilish uchun yuqori samarali issiqlik almashtirish apparati kerak bo'ladi.

Apparat gabaritlarining yirikligi, tayanchlar bikirligi, yopqichlar, almashtirgichlar sonining ortganligi va tokcha tipidagi kontakt apparatlarda gaz oqimlari taqsimlagichlarning kattalashishi, metallning ko'p ishlatilganligi tizimning ikkinchi kamchiligi hisoblanadi. Po'latlarning yemirilishga chidamliligining kamligi va issiqlikka chidamliligining pastligi katalizatorli tokchalarning osilib qolishiga olib keladi. Kontakt apparati, issiqlik almashtirgichlarning quvurlarini va gaz o'tkazgichlarning ichki sirtining yemirilishidan saqlash uchun qalinligi 0,25 mm bo'lgan alyuminiy qatlam bilan qoplanadi.

### 5.4.6. Sulfat kislota ishlab chiqarishda issiqlikdan foydalanish

Ma'lumki, sulfat kislota ishlab chiqarishda ajraladigan issiqlik umumiy miqdorining 52–65% oltingugurtli xomashyoni kuydirishga sarflanadi.

Bu issiqlikdan foydalanish uchun qozon-utilizatorlari ishlatiladi. Sulfat kislota ishlab chiqarishda, asosan, majburiy suv aylantiruvchi suv quvurli qozonlar ishlatiladi. Shunday qilib QQ pechlarida yonish reaksiyasi issiqlikdan foydalanish hisobiga 1 t yongan $FeS_2$ dan 1,5 m gacha bug' olinadi.

Kolchedanni kuydirishdan olinadigan $SO_2$ oksidlanishida ajraladigan issiqlik kontakt apparatining birinchi qatlamiga sovuq gazni isitish uchun ishlatiladi.

Nasadkali minoralarda $SO_3$ absorbsiyasi jarayonida katta miqdordagi ajraladigan issiqlik yuviladigan kislota bilan olib ketiladi, so'ngra u sovitgichlarda sovitiladi. $SO_3$ absorbsiyasi jarayonining

adiabatik xarakteri nasadkali minorada jarayon kechishida issiqlikni chetga olib ketishi mumkin emasligi tufayli oqib chiqayotgan oleum va kislota temperaturasini 60–70°C darajada ushlab turish uchun yuvishga berilayotgan kislota miqdorini o'zgartirish bilan amalga oshirilib, issiqlik balansi bilan aniqlanadi.

Barbotaj tipidagi absorberlarni ishlatish absorbsiya jarayoni issiqligini kislota qatlamida joylashgan sovitgichlarda ishlatish mumkin.

### 5.4.7. Sulfat kislota ishlab chiqarish jarayonini avtomatlashtirish

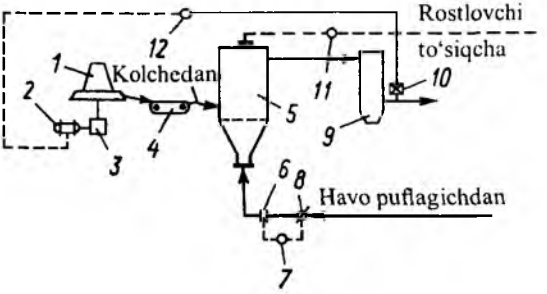
Sulfat kislota ishlab chiqarish jarayonida juda ko'p apparatlar ishlatiladi. Ishlatilayotgan apparatlar faol korroziyaga uchrashi bilan ajralib turadi. Bu esa o'z navbatida texnologik tizimning ayrim qismlarini, apparatlarini va butun tizimni to'xtatib qo'yishga olib keladi.

Butun tizim, ayniqsa, yirik quvvatli agregatlarning bir me'yorda ishlashi nazorat-o'lchov va qayd qilib ko'rsatuvchi o'lchov asboblari yordamida markaziy pultdan boshqariladi. Ko'rsatuvchi asboblar apparatlarga o'rnatilgan bo'ladi. Temperatura, mahsulot sarfi va bosimni boshqarish uchun avtomatik boshqaruvi yoki avtomatik rostlovchi tizimlar qo'llaniladi.

Pech bo'limidan chiqayotgan gazdagi $SO_2$ konsentratsiyasi o'zgarmasligini avtomatik rostlab, shuningdek, temperaturaning barqarorligini ta'minlab turish kerak bo'ladi.

Ishlab chiqarishning boshidan oxirigacha me'yorda ishlashi kontakt apparatning ishlashini tashkil qilishga bog'liq. Kontaktlashtirish jarayonida jiddiy buzilish butunlay sex ishini to'xtatib qo'yadi. Misol sifatida 5.25-rasmda QQ pechining avtomatik sxemasi ko'rsatilgan.

Rostlovchi to'sma qopqoq *8* va diafragma *6* orqali havo QQ pechining pastki qismiga keladi. Diafragma *6* dan kelgan impuls to'sma qopqoq *8* qa ta'sir qiladi. Uning ochilish darajasi kirayotgan havo miqdoriga bog'liq bo'ladi. Kuydirish gazidagi $SO_2$ ning konsent-

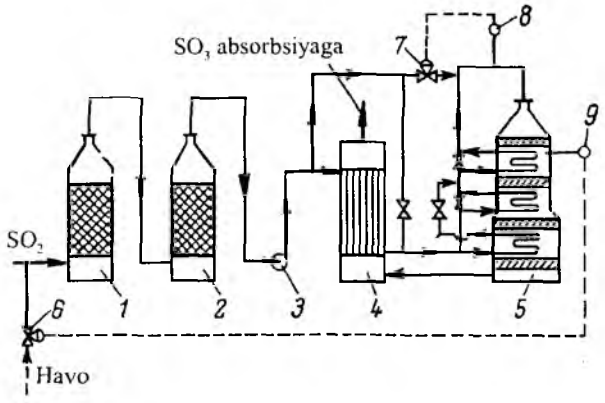



***5.25-rasm.*** Kolchedanni kuydirish uchun qabul qilish pechini rostlovchi avtomatik sxema: *1* – tarelkachasimon ta'minlagich; *2* – ta'minlagich yuritmasi; *3* – reduktor; *4* – oraliq transporteri; *5* – pech; *6* – diafragma; *7, 11, 12* – rostlagichlar; *8* – rostlovchi to'sma qopqoq; *9* – qozon-utilizator; *10* – gazanalizator ($SO_2$ uchun).

ratsiyasini tarelkasimon ta'minlagich *1* ning aylanish tezligini o'zgartirish yo'li bilan rostlanadi. Ushbu ta'minlagich yordamida kolchedan pechga uzatiladi. Qozon-utilizator *9* dan keyin o'rnatilgan gazanalizator *10* dan impuls rostlovchi *12* orqali tarelkasimon ta'minlagichning aylanishi tezligiga ta'sir ko'rsatadi. Rostlovchi *11* yordamida zarur siyraklashtirish ushlab turiladi: rostlagich *11* gazo'tkazgichga to'sma qopqoq bilan biriktirilgan. $SO_2$ konsentratsiyasi pechdan chiqayotganda ±0,5 hajm% dagi aniqlikda ushlab turiladi.

Kolchedanda ishlaydigan QQ pechlarida pech bo'limining avtomat tizimi $SO_2$ ning gazdagi konsentratsiyasini barqaror ushlab turish bilan bog'liq. Gazda $SO_2$ ning bunday konsentratsiyasi gazanalizatordan berilgan signal bo'yicha rostlagich orqali pechga beriladigan havoning miqdorini o'zgartirish bilan amalga oshiriladi. Bu usul gazanalizator impulsi ta'siridan kolchedan pechi ta'minlanishining aylanish tezligining o'zgarishiga nisbatan tez ishlovchanligi bilan farqlanadi.

**Kontakt bo'limini avtomatlashtirish (5.26-rasm).** Kontakt apparatida $SO_2$ ni oksidlash jarayonini boshqarishdan maqsad $SO_3$ ning maksimal miqdorda chiqishini ta'minlash, ya'ni maksimal darajada kontaktlashishga erishishdir. Kontaktlashish darajasi katalizator faolligi, gaz tarkibi va kontakt apparatining birinchi qatlamiga

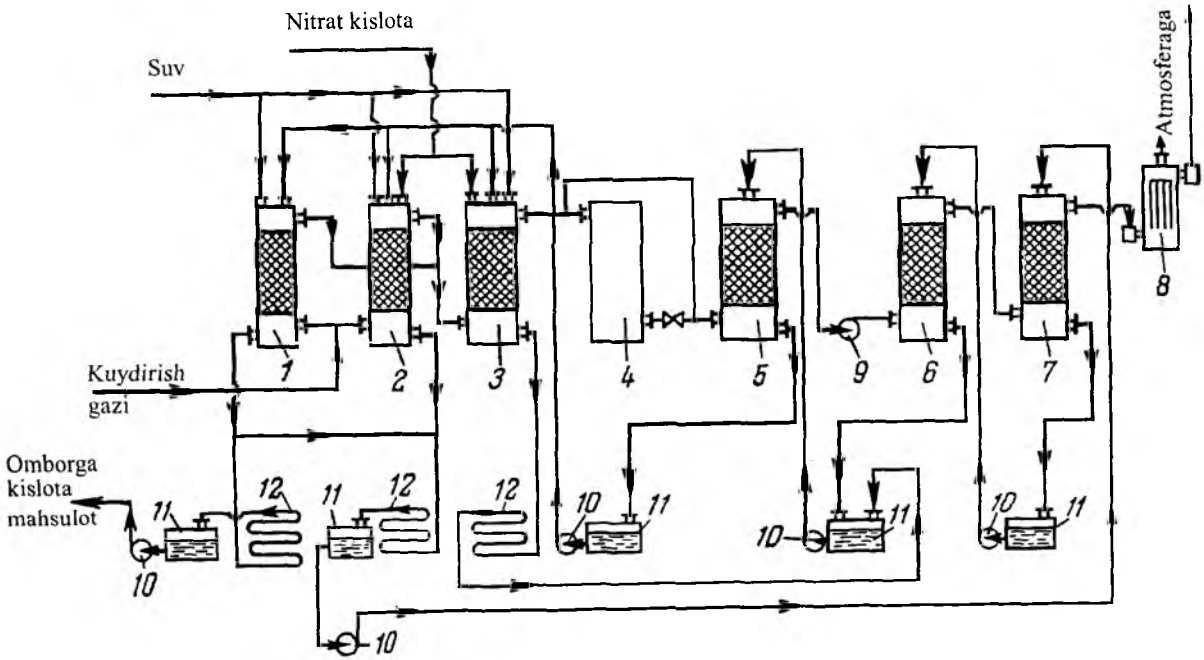



***5.26-rasm.*** Kontakt tugunning avtomatlashtirish sxemasi:
*1*– quritish minorasi; *2*– tomchi ushlagich; *3*– turbo gaz puflagich; *4* – tashqi issiqlik almashtirgich; *5* – kontakt apparati; *6*, *7* – rostlash klapanlari; *8*, *9* – termoparali temperatura rostlagichlar.

kelayotgan gazning dastlabki temperaturasiga bog'liq. Kirishda $SO_2$ konsentratsiyasining barqarorligi birinchi navbatda quritish minorasi oldidan havoni so'rib olish hisobiga ta'minlanadi. Pech gazida $SO_2$ miqdorini o'lchaydigan gazanalizatordan impuls rostlagichga yuboriladi, u quritish minorasi oldidan rostlovchi klapan *6* bilan boshqariladi. Bir paytning o'zida gaz konsentratsiyasini ushlab turish bilan uning temperaturasi apparatga kirishda rostlab turiladi, bu esa kontakt massasining yonish temperaturasi bilan aniqlanadi.

Oltingugurt dioksid gazi (5.27-rasmga qarang) quritish minorasi *1* va sachragan tomchilarni ushlagich *2* dan quvur gaz puflagich *3* bilan issiqlik almashtirgich *4* ga, katalizator yonishi temperaturasigacha qiziydigan uchinchi, ikkinchi va birinchi qatlamlariga va so'ngra kontakt apparatining birinchi qatlamiga yuboriladi. Bir paytning o'zida $SO_2$ ning $SO_3$ gacha oksidlanishi hisobiga qizigan gazning sovushi boshlanadi.

Apparatga kirishda gazning temperaturasi tashqi issiqlik almashtirgich *4* dan tashqari birinchi qatlam kontakt massasidan so'ng sovuq gazni yuborishni rostlovchi klapan *7* yordamida bir xilda ushlab turiladi. Rostlovchi klapanlar *6* va *7* bilan bog'langan datchik vazifasini termopara *9* bajaradi.




***5.27-rasm.*** Nitroza usulida sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi:
*1*–denitrator; *2*–birinchi mahsulot minorasi; *3*–ikkinchi mahsulot minorasi; *4*–oksidlovchi minora; *5–7*–absorbsion minora; *8*–elektr filtr; *9*–quyruq ventilyatori; *10*–nasoslar; *11*–yig'gich.

Oltingugurt dioksidini oksidlash jarayonini avtomatlashtirish gaz temperaturasini ±0,5°C va oltingugurt dioksidi konsentratsiyasini ±0,3 % aniqlikda rostlashga imkon beradi, bu esa qo'l bilan boshqargandagiga qaraganda oksidlash darajasini 0,75 % ga oshirishni ta'minlaydi. Katta quvvatli apparatlarda $SO_2$ ni oksidlash jarayonini avtomatlashtirish katalizator qatlamlari bo'yicha gazning notekis taqsimlanishi sababli o'zgaruvchan qatlamlar bo'yicha temperaturani aniq rostlash zarurati bilan bog'langan.

## 5.5. NITROZA USULI BILAN SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQARISH

### 5.5.1. Jarayonning nazariy asoslari

Nasadkali minoralarda $SO_2$ ni nitroza bilan oksidlashda sulfat kislota olinadi. Bu quyidagicha ifodalanadi:

$$SO_2 + N_2O_3 + H_2O = H_2SO_4 + 2NO$$

Bu jarayon suyuq fazada o'tadi va qaytmas jarayon hisoblanadi. Sulfat kislotaning hosil bo'lishi bilan birga azot oksidi ajralib chiqadi, u sulfat kislotada erimaydi, shuning uchun u gaz fazasiga ajralib chiqadi va shu zahotiyoq gazda mavjud kislorod bilan reaksiyaga kirishadi:

$$2NO + O_2 \rightleftarrows 2NO_2 + 112{,}8\ kJ$$

Azot oksidlari NO va $NO_2$ bir-biri bilan reaksiyaga kirishib, ekvimolekulyar aralashma hosil qiladi:

$$NO + NO_2 \rightleftarrows 2N_2O_3 + 33{,}2\ kJ$$

Bu birikma sulfat kislota bilan yutilib, nitrozil sulfat kislota hosil qiladi:

$$N_2O_3 + 2\ H_2SO_4 = 2HNSO_5 + H_2O$$

$SO_2$ ning nitroza bilan birikish jarayoni geterogenli bo'lganligi uchun uning tezligi gaz va suyuq fazani ajratish sirtiga bog'liq.

Sulfat kislota olish reaksiyasi tenglamasiga mos ravishda bir hajm $SO_2$ gaz fazasiga 2 hajm NO ajratib chiqaradi. Amalda birinchi minoradan keyin gazda 1–1,5 hajmga yaqin NO bo'ladi. Bu faqat

kimyoviy tahlillar bilan emas, balki 1 t $H_2SO_4$ olish uchun zarur bo'lgan azot oksidlari miqdori – azot aylanishi hisobi yordamida ham tasdiqlanadi:

$$\frac{1000\ N_2O_3}{H_2SO_4} = 1000 \cdot \frac{76}{98} = 775\ \text{kg}\ N_2O_3,$$

yoki 1290 kg $HNO_3$

Amaliyotda minora tizimlarida $HNO_3$ ning zarur miqdori 500 kg ni tashkil etadi. Bu nazariy miqdorning taxminan 40% iga to'g'ri keladi. Demak, azot oksidlari $SO_2$ ni sulfat kislotaga qayta ishlash jarayonida birinchi marta qatnashadi, bu esa NO ning $NO_2$ gacha oksidlanishi faqatgina gaz fazasida emas, balki suyuq fazadaligi bilan ham tushuntiriladi. Buning tasdig'i shundaki, birinchi minorada NO $NO_2$ gacha oksidlanadi, bu esa hisoblash bo'yicha NO ni $NO_2$ gacha gaz fazasida oksidlashdan ko'proq bo'ladi.

Nitrosulfat kislota suvsiz sulfat kislotada barqaror bo'lib, sulfat kislotaning suvli eritmalarida esa gidrolizlanadi. Gidroliz darajasi temperaturaning ortishi va sulfat kislota konsentratsiyasining pasayishi bilan ko'payadi. Xona temperaturasida $NO_2$ konsentratsiyasidan gidrolizlanish darajasining bog'liqligi keltirilgan:

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| $H_2SO_4$ miqdori, mass.% | 98,0 | 80,0 | 70,0 | 57,0 |
| $H_2SO_4$ ning gidrolizlanish darajasi, % | 1,1 | 27,7 | 49,8 | 100 |

Temperaturaning ortishi bilan nitrozaning $SO_2$ ga nisbatan reaksiyaga kirishish xususiyati va nitrosulfat kislotaning o'ta chuqur gidrolizlanishi ortadi. Amaliyotda bu maqsadlarda nitrozaga suv qo'shiladi.

### 5.5.2. Texnologik sxema

Nitroza usuli bilan sulfat kislotasini olish jarayoni quyidagi asosiy bosqichlardan tashkil topgan:

1. Oltingugurt to'rt oksidini olish;
2. $SO_2$ ni nitroza bilan oksidlab, sulfat kislotani olish va ulardan azot oksidlarini birga ajratish (denitratsiya);

3. Azot oksidlarini absorbsiyaga tayyorlash ($N_2O_3$ olish);

4. Azot oksidlarining absorbsiyasi bilan birga nitrozani olish;

5. Chiqindi gazlarni sanitar tozalash.

Reaksiyaga kirishuvchi fazalar sirtini kattalashtirishga erishish uchun jarayon nasadkali minoralarda olib boriladi.

5.27-rasmda minorali sulfat kislotani olish texnologik sxemasi ko'rsatilgan.

Kolchedanni yondirish bilan olingan kuydirish gazi pech bo'limidan keyin elektr filtlarda temir kuyindisi changidan tozalanadi va ikki parallel turgan minoralarga kiradi, ulardan bittasi denitratsion, ikkinchisi mahsuliy minora hisoblanadi. Denitrator *1* ga gazning umumiy hajmidan 25% ga yaqini kiradi. Bu minoralardan chiqishda gaz bor oqimga birlashadi va ikkinchi mahsuliy minora *3* ga keladi. Mahsuliy minorani yuvuvchi sulfat kislotada azot oksidlari miqdori 60–70°C temperaturada 15 hajm% $N_2O_3$ ga yaqinni tashkil qiladi.

Mahsuliy minoradan so'ng gaz oksidlovchi minora *4* ga keladi, bu yerda NO oksidining $N_2O_3$ gacha oksidlanishi bilan birga maksimal darajaga absorbsiya uchun zarur bo'lgan ekvimolekulyar aralashmani hosil qiladi va atmosferaga chiqarib tashlanadigan azot oksidlarining minimumini ta'minlaydi. Ko'pi bilan 0,5 hajm% $SO_2$ va 10 hajm% gacha azot oksidiga ega bo'lgan absorbsiya uchun tayyorlangan gaz absorbsiya minoralaridan *5*, *7* va *8* elektr filtr orgali ketma-ket o'tadi. Oxiri absorbsiyaviy minora birinchi mahsuliy minoradan 40–45°C temperaturada ko'pi bilan 0,5 hajm % $N_2O_3$ ga ega bo'lgan nitroza bilan yuviladi. Denitratsion minoradan chiqayotgan mahsulot 75 mass% $H_2SO_4$ va 0,03 hajm% $N_2O_5$ ga ega bo'ladi. Hamma tizim siyraklashishda ishlaydi; oxirgi ikkita absorbsion minoralar bundan mustasno, bular oldida ventilyator *6* turadi. Yuvuvchi kislotalar sovitgich *9* larda sovitiladi. Uchinchi absorberdan keyin 0,1–0,15 hajm% $N_2O_3$ ga ega bo'lgan chiqindi chiqish quvurlaridan atmosferaga chiqib ketadi. Minoralarni yuvish uchun kislotani uzatish yopiq xonada joylashgan markazdan qochma nasoslar yordamida amalga oshiriladi. Minora va sovitgichlar ochiq havoda joylashgan bo'ladi. Minora tepasi shatyor (chodir) bilan himoyalangan bo'lib,

narvonlar bilan o'zaro birlashgan maydonchalarda ularga xizmat ko'rsatiladi.

Nitroza usuli bilan sulfat kislota ishlab chiqarishda minora asosiy apparat bo'lib, uning diametri 4,5–5 m va balandligi 16–18 m. Ular po'latdan yasaladi va kislotaga chidamli g'ishtlar yoki andizit asosida tayyorlangan kislotaga chidamli sement bilan qoplanadi.

Minora ichida kislotaga yoki andizitdan qurilgan kolonnalarga keramik halqalardan yasalgan nasadkalar yotqizilgan bo'ladi. Mayda halqalar keramik panjaradan tushib ketmasligi uchun avval o'lchamlari 120×120×10 mm halqalarni, so'ngra 100×100×10 mm, 80×80×8 mm, keyin esa o'lchamlari 50×50×5 mm halqalar yotqiziladi. Nasadkalar pastdan kelayotgan gaz oqimining gidravlik qarshiligini kamaytirish maqsadida to'g'ri qatorlar bo'yicha yotqiziladi.

Sulfat kislota minoraga *minora tomiga o'rnatilgan tomchi* sachratuvchi orqali kiradi, gidravlik tamba orqali esa oqib chiqadi. Minoralar bir-biri bilan kislotaga chidamli po'lat qoplamali gaz o'tkazgichlar orqali bog'langan. Tomchi sachratuvchilar turli konstruksiyali bo'lib, ularning vazifasi minora kesimi bo'yicha kislotani bir tekis taqsimlashdan iborat bo'ladi.

1 t $H_2SO_4$ ga sarf koeffitsiyentlari:

| | |
|---|---|
| Kolchedan (45 % S ga hisoblaganda), kg | 760 – 780 |
| Nitrat kislota, kg | 20 gacha |
| Elektr energiya, kV · soat | 25 – 30 |
| Suv, $m^3$ | 25 – 30 |

## 5.6. Sulfat kislota ishlab chiqarishda texnika xavfsizligi

Sulfat kislota ishlab chiqarishda oltingugurt ikki dioksidi, azot oksidlari, bug'lar yoki quruq materiallar, tumansimon sulfat kislotalar bilan zaharlanish, sulfat kislota va oleumga tegib ketganda kimyoviy kuyishi, termik kuyish va elektr toki bilan shikastlanish hollari uchrashi mumkin.

Kontakt apparatiga vanadiyli, katalizator massasini solayotganda va undan bo'shatayotganda vanadiy birikmasining changi xavfli bo'lib,

u qon aylanishini o'zgartiradi, yallig'lanish va allergetik teri kasalligini keltirib chiqaradi, nafas olish organlariga salbiy ta'sir ko'rsatadi. Kon'yuktivitning paydo bo'lishiga va burun shilliq pardasining yallig'lanishiga sabab bo'lishi mumkin. Ishchi xonada vanadiy changi massasining konsentratsiyasi yo'l qo'yiladigan chegarasi ko'pi bilan 0,5 mg/m$^3$ bo'ladi. Changga qarshi raspirtorlar yoki «VKF» markali protivogazlardan foydalanish zarur. Kommunikatsiya va apparatlarning qizigan sirtiga tegib ketish natijasida kuyib qolish, elektr toki bilan ehtiyotsizlik bilan muomala qilganda shikastlanish mumkin.

**Oltingugurt dioksidi nafas** olish yo'lariga ta'sir ko'rsatadi. Uning katta konsentratsiyalari bo'g'ilish, nafas qisilishiga olib keladi. Ishchi xonalarda $SO_2$ ning yo'l qo'yiladigan konsentratsiyasi 10 mg/m$^3$ bo'ladi. $SO_2$ ta'siridan himoyalanish uchun filtrlovchi «V» yoki «VKF» markali protivogazlardan foydalaniladi. Kuchli shikastlangandan zarar ko'rgan kishini xonadan tashqariga toza havoga olib chiqish, kislorod berish zarur. Kerak bo'lgan hollarda tez tibbiy yordamni chaqirish lozim.

**$SO_3$ oltingugurt uch oksidi** nafas yo'llarini qichitib, qattiq yo'talni qo'zg'atadi, o'pkaning yallig'lanishiga sabab bo'ladi. Ishchi xonada $SO_3$ ning yo'l qo'yiladigan konsentratsiyasi chegarasi 1 mg/m$^3$ atrofida bo'lishi mumkin. Himoyalanish uchun «VKF» markali protivogazdan foydalaniladi. Zaharlanganda 2% li ichimlik sodasi bilan tomoqni chayish, tezda shifokorga murojaat etish lozim.

**Margumush va selen angidridlari** juda kuchli zaharlovchi moddalardir. Ishchi xona havosida margumushli birikmalarning yo'l qo'yiladigan konsentratsiyasi chegarasi ko'pi bilan 0,3 mg/m$^3$ atrofida bo'lishi lozim.

**Sulfat kislota va oleum** kishi tanasiga tekkanida kuchli, tez bitmaydigan kuydirishga sabab bo'ladi. Tananing katta qismini kuydirish bilan shikastlashi juda xavfli, ba'zan u o'limga olib kelishi mumkin. Teriga sulfat kislota yoki oleum tekkanda uni bosim bilan oqayotgan suv bilan tezda yuvib tashlash kerak. So'ngra terining kuygan joyini 5% li soda eritmasi bilan namlab, vazelin surtib qo'yish lozim.

**Tok urganda** shikastlangan kishini iloji boricha tezroq tok ta'siridan ozod qilish, sun'iy nafas oldirish va shifokorni chaqirish lozim.

Elektr o'tkazgich yoki elektr jihozi buzilishi natijasida yong'in sodir bo'lishi mumkin. Bunda zudlik bilan elektr shitini toksizlantirish zarur va o't o'chirish guruhini chaqirish hamda sex ma'muriyatiga xabar qilish kerak.

**Uglerod dioksidi** – rangsiz, hidsiz, nordon ta'mga ega gaz. Ish xonasida ishchilar kam vaqt bo'lsalar havoda $CO_2$ miqdori 0,2 hajm% ni tashkil qilishi mumkin; agar uzoq vaqt turib qoladigan bo'lsalar havodagi miqdori 0,1 hajm% dan oshmasligi lozim.

### Nazorat savollari

1. Sulfat kislota olish uchun qanday xomashyodan foydalaniladi?
2. Kolchedan, oltingugurt kuydirish pechlarining tuzilishini aytib bering.
3. $H_2SO_4$ ishlab chiqarishda yuvish bo'limining roli qanday?
4. $SO_2$ ni oksidlash uchun qanday katalizatorlar ishlatiladi?
5. $SO_2$ ni oksidlash optimal temperaturasi deganda nima nazarda tutiladi?
6. Nima sababdan bir qatlamli katalizatorda $SO_2$ ni $SO_3$ ning yuqori oksidlanish darajasiga yetkazish mumkin emas?
7. IK-IA tizimining ishlash prinsipini aytib bering.
8. Aylanma azot deb nimaga aytiladi?
9. Kontakt bo'limining ishlashini avtomatik boshqarish prinsipini tushuntirib bering.

## 5.7. Ammiak ishlab chiqarish

Azot tabiatda juda keng tarqalgan, u oqsil moddalarning asosiy elementlaridan biri bo'lib, hayvon va o'simliklar tarkibiy qismini tashkil etadi. U, asosan, atmosferada erkin molekulalar ko'rinishida bo'ladi. Yerning 1 ga maydonida 80 ming t. azot mavjudligi hisoblab chiqilgan. Biroq o'simliklar atmosferadagi azotni bevosita o'zlashtirolmaydi. Ularning oziqlanishi uchun suvda yoki kuchsiz kislotalarda eriydigan noorganik birikmalar zarur. Azotli o'g'itlar ishlab chiqarish uchun mineral xomashyolardan juda cheklangan miqdorda foydalaniladi. Asosiy xomashyo manbayi

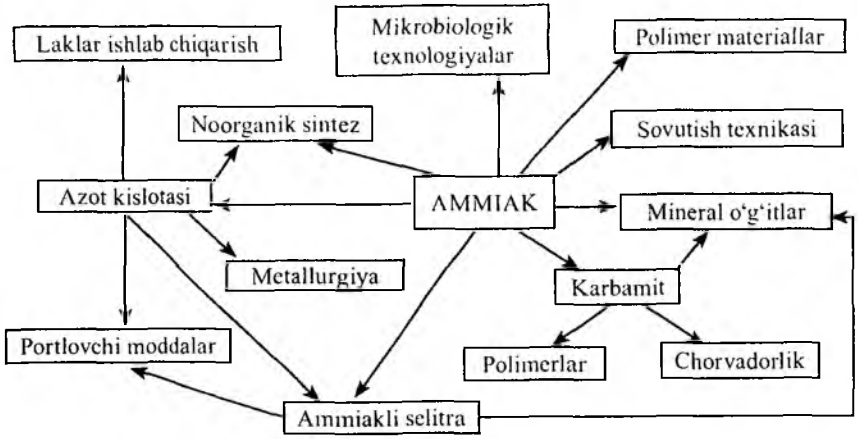
sifatida atmosferadagi azot hisoblanadi. Azotni erkin (molekulyar) holatdan kimyoviy birikkan shaklga o'tkazish kimyoviy texnologiya sohasida «bog'langan azot (yoki texnologiyasi) ishlab chiqarish» iborasi bilan yuritiladi. Havodagi molekulyar azotni azot tarkibli birikmalar ko'rinishida bog'lashning bir necha usullaridan asosiysi ammiakli usul – ammiakni azot va vodoroddan olish hisoblanadi: $N_2+3H_2=2NH_3$. Ammiak sintez qilinishining nazariy asoslari F.Garberning 1904–1907-yillarda Germaniyada amalga oshirgan ilmiy izlanishlarida bayon etilgan edi va 1913-yilda K.Bosh tomonidan ilk bor sanoat qurilmasi yaratilgan.

Azotdan farq qilgan holda vodorod tabiatda molekulyar ko'rinishda deyarli uchramaydi, ammo bog'langan holda – suv va organik xomashyo (neft, gaz) ko'rinishida vodorodning zaxiralari g'oyatda ko'pdir. Vodorod suvdan ko'mirni gaz holiga o'tkazish orqali olingan ($2C+O_2=2CO$ – gazifikatsiya, $CO+H_2O=CO+H_2$ – konversiya CO) hamda suvni elektrolizlash orqali olingan. Hozirgi vaqtda vodorodning asosiy manbayi tabiiy gaz ($CH_4$) va suv hisoblanib, ikkala komponentdan ham $H_2$ olinadi. Olinadigan ammiak azot tarkibli birikmalar chiqarishning boshqa ko'plab turlari uchun bog'langan azotning birdan-bir manbayi bo'lib qoldi. Har yili ammiak iste'moli o'n million tonnalab miqdorni tashkil etadi. Undan foydalanish o'g'itlar ishlab chiqarish bilan cheklanmaydi. $NH_3$ ni qayta ishlashning asosiy yo'llari 5.28-rasmda keltirilgan.

**Ammiak ishlab chiqarilishining funksional sxemasi.** Kimyoviy sxema quyidagi reaksiyalarni o'z ichiga oladi:

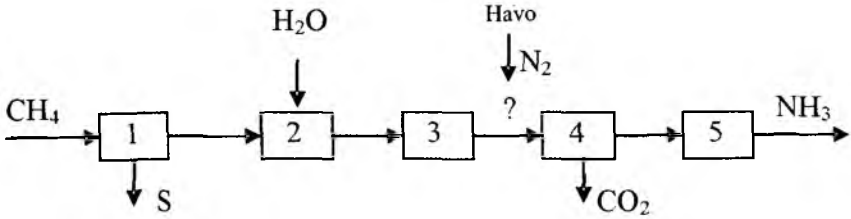
| | |
|---|---|
| Metanning bug'li konversiyasi | $CH_4+H_2O=CO+3H_2$ |
| Uglerod oksidining konversiyasi | $CO+H_2O=CO_2+H_2$ |
| Ammiakni sintez qilish | $N_2+3H_2=2NH_3$ |

Barcha reaksiyalar katalitik reaksiyalar bo'lib, bu yerda faqat asosiy stexiometrik tenglamalar keltirilgan. Funksional texnologik tizimchalar tabiiy gazning katalitik yadrolari bo'lmish oltingugurt tarkibli birikmalardan tozalash hamda azot vodorodli aralashmani uglerod oksididan tozalashni o'z ichiga oladi.




*5.28-rasm.* Ammiakdan sanoatda foydalanish.

Ammiak ishlab chiqarishning funksional sxemasi 5.29-rasmda keltirilgan. Ushub sxemada elementar azot olishning tuzilmasi ko'rsatilgan – uning o'rniga so'roq belgisi qo'yilgan. Ko'rsatilgan tizimchalarning bundan keyin ko'rib chiqilishida havodan azot ajratib olish usuli asoslab beriladi.




*5.29-rasm.* Ammiak ishlab chiqarishning funksional sxemasi:
*1* – tabiiy gazni oltingugurtli birikmalardan tozalash; *2* – metan konversiyasi;
*3* – uglerod oksidi konversiyasi; *4* – uglerod oksidlaridan tozalash; *5* – ammiak sintezi.

**Tabiiy gazni oltingugurtli birikmalardan tozalash.** Tabiiy gaz o'zida oltingugurtli birikmalar aralashmalarini tutadi. Ular merkaptanlar (RSH), tiofen (geterotsiklik birikmalar $C_4H_4S$), oltingugurt uglerod ($CS_2$), sulfidlar ($R_2S$), vodorod sulfid ($H_2S$) va boshqalardir. Bundan tashqari gazga kuchli hidga ega bo'lgan etilmerkaptan qo'shiladi. Ushbu qo'shimcha tabiiy gazga o'ziga xos

hid beradi (metan – hidsiz gazdir). Bu tadbir xavfsizlikni ta'minlash uchun qilinadi – portlash xavfiga ega bo'lgan gazning silqib chiqishi atrofdagilarga sezilishi zarur. Tabiiy gaz tarkibida oltingugurtning miqdori ko'p emas, o'rtacha bir necha o'n mg/m$^3$ ni tashkil etadi. Ammo oltingugurt barcha ko'rinishda ham ammiak ishlab chiqarilishida foydalaniladigan katalizatorlarni zaharlaydi. Uning miqdori 0,5 mg s/m$^3$ qiymatdan ortmasligi lozim.

Kam miqdordagi aralashmalardan tozalash uchun sorbsion usullar samaralidir, biroq turli komponentlar turlicha o'ziga xos sorbentlar orqali yo'qotiladi.

Ko'p bosqichli sorbsion tozalashdan qutulish uchun, barcha oltingugurt tarkibli birikmalar avval bir holatga keltiriladi – ular oltingugurtli vodorodgacha gidratatsiya qilinadi:

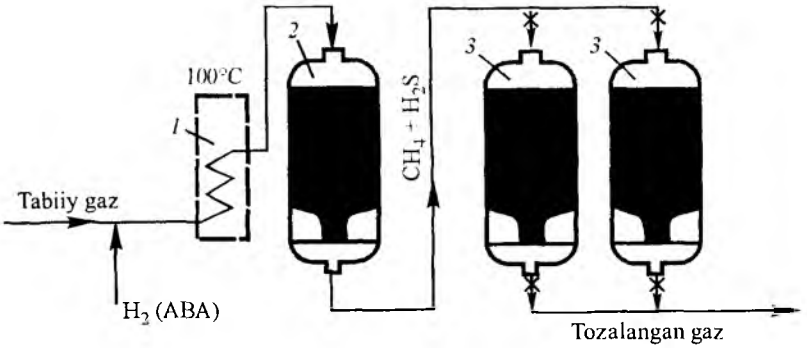
$$RSH + H_2 = H_2S + R;\ C_4H_4S + 4H_2 = H_2S + C_4H_{10}$$

$$CS_2 + 4H_2 = H_2S + CH_4 \text{ va h.k.}$$

Gidratlash uchun kerakli vodorod azotovodorodli aralashma ko'rinishida ammiak ishlab chiqarishda mavjud. U 15% gacha miqdorda qo'shiladi. Ushbu reaksiyalarda kobalt-molibdenli katalizator 670K haroratda faol bo'ladi. Gidrirlash reaktori ichidan chiquvchi gazda oltingugurt $H_2S$ ko'rinishida mavjuddir va shu yerda gazni adsorberda tozalash amalga oshiriladi. Tabiiy gazni oltingugurtdan tozalashning texnologik sxemasi 5.30-rasmda ko'rsatilgan. Oltingugurtni yutuvchi rux oksididir – ZnO:

$$ZnO + H_2S = ZnS + H_2O$$

Yutuvchi moddaning to'liq yoki statistik oltingugurt yutish hajmi 670K haroratda uning massasining 28% ini tashkil etadi. G'ovakli donachaning oltingugurt yutishi qatlamma-qatlam tarzda sodir bo'ladi (5.31-rasm, *a*) va «gaz-qattiq» jarayonining «o'zaro ta'sir qilmovchi yadrosi» modeli orqali bayon etiladi. Absorber – donador yutuvchi moddaning qo'zg'almas qatlami solingan bir qatlamli reaktordir. Undagi reaksiya zonasi (sorbsiya) qatlam balandligining faqat bir qisminigina egallaydi va sorbentning oltingugurtga




***5.30-rasm.*** Tabiiy gazni oltingugurt tarkibli birikmalardan tozalashning texnologik sxemasi: *1* – cho'g'lanma isitgich; *2* – gidrirlash reaktori; *3* – *absorberlar* – azotovodorod AVA li aralashma.

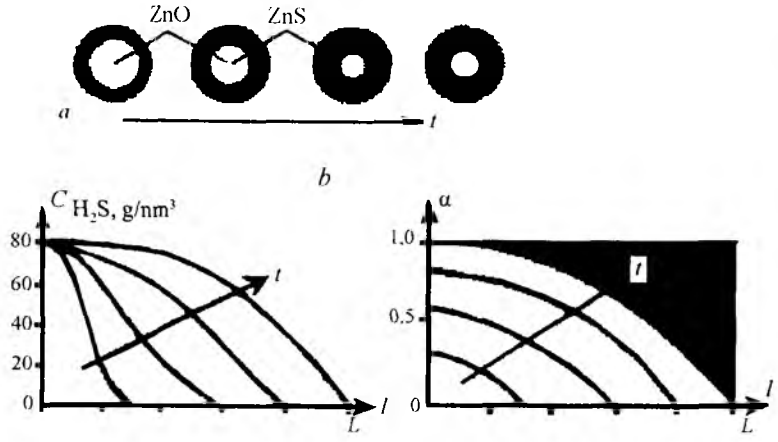
to'yinishi bilan qatlam bo'yicha harakatlanadi (5.31-rasm, *b*). Chiqishdagi konsentratsiya yo'l qo'yilgan miqdordan oshishi bilan (taxminan 2–3 oy o'tgach) oqim boshqa absorberga o'tkaziladi, ishlatib bo'lingan yutuvchi modda yangisi bilan almashtiriladi. Modomiki, bunda sorbentning hammasi to'yinmagan ekan (rasmda to'yinmagan qismi shtrix bilan ko'rsatilgan), demak, amaldagi yoki dinamik oltingugurt yutish hajmi 15–18 % ni tashkil qiladi.

**Metanning konversiyasi**. Metanning suv bilan o'zaro ta'siri nikel tarkibli katalizator ishtirokida sodir bo'ladi va u ikki qaytar reaksiyalar orqali ifodalanadi:

$$CH_4 + H_2O \rightleftarrows CO + 3H_2 - Q_1 \qquad (5.12)$$

$$CO + H_2O \rightleftarrows CO_2 + H_2 + Q_2 \qquad (5.13)$$

Bulardan birinchisi – endotermik, ikkinchisi ekzotermik reaksiyalardir. Ularning muvozanatiga harorat darajasi turlicha ta'sir ko'rsatadi: birinchisiga ijobiy va ikkinchisiga salbiy. Modomiki, boshida metanning mumkin qadar to'liq ajratilishini ta'minlash lozim bo'lar ekan, demak, jarayonning haroratini ko'tarish maqsadga muvofiqdir. Bunda ikkinchi reaksiyaning muvozanati chap tomonga suriladi. Metanning konversiyasi hajm kattalashuvi bilan sodir bo'ladi, shuning uchun past bosim metanning yanada to'liqroq ajralishiga yordam beradi.




***5.31-rasm.*** Vodorod sulfidning rux oksidi orqali yutilishi: *a* – yutuvchi tabletkaning oltingugurtga vaqt birligida to'yinishi (qora bilan ko'rsatilgan, radiografiya ma'lumotlari), *b* – $H_2S$ ($C_{H_2S}$) konsentratsiyasini qatlam uzunligi l va t vaqt bo'yicha hamda yutuvchining $\alpha$-vodorod sulfid bilan to'yinishi darajasining o'zgarishi.

Shu tariqa, yuqori harorat va past bosim metanning konversiyalanishiga termodinamik jihatdan foydalidir. Ammo ushbu shartlar umuman texnologik jarayon uchun foydali bo'lmasligi mumkin. Oxirgi bosqich bo'lmish ammiakning sintezi yuqori bosim sharoitida (30 MPa) o'tkaziladi. Gazni siqish uchun sarflanuvchi A energiya $R_1$ dan va $R_2$ gacha bosimlar bo'yicha quyidagicha ifodalanadi:

$$A=\frac{\gamma}{\gamma-1}nRT\left[1-(P_2/P_1)^{(\gamma-1)/\gamma}\right],$$

bunda $\gamma$-politrop ko'rsatkichi.

Energiya sarflanishi gaz hajmi n-mollar soniga mutanosibdir. Metan va CO larning to'liq o'tishida 4 mol vodorod hosil bo'ladi va ularga azotning 4/3 mol stexiometrik miqdori qo'shiladi. Agar metan konversiyasi termodinamik jihatdan foydali, atmosfera bosimi ostidagi sharoitlarda o'tkazilsa, keyinchalik azot-vodorod aralashmasining besh hajmdan ortiqrog'ini siqish zarur bo'ladi.

Agar faqat metannigina (suv bug'i bosim ostida kiritiladi) siqqan holda, konversiya oraliq bosim ostida o'tkazilsa, energiya

sarfi kamroq miqdorni tashkil etadi. U holda azot-vodorodli aralashmaning besh barobar hajmini siqish uchun sarflanuvchi energiya sezilarli ravishda kamayadi. Har bir omilni hisobga olib amalga oshirilgan hisoblashlar, konversiya bosqichida 4 MPa miqdoridagi bosim optimal (eng maqbul) bosim ekanligini ko'rsatdi.

Bosimning metanning konversiyalanish muvozanatiga bo'lgan ta'siri 5.2-jadvalda keltirilgan.

Bug': gaz $\lambda=2:1$ stexiometrik bosimning 4 MPa miqdorgacha ko'tarilishi hattoki 1300 K haroratda ham to'liq o'tishga erishishga imkon bermaydi (jadvalning ikkinchi ustuni).

*5.2-jadval*

**Turli haroratlar T, bug': gaz λ nisbati va P bosimlarda metanning o'tishi muvozanati darajalari**

| T, °K | $CH_4 - x_m$ o'tishining muvozanat darajalari | | | |
|---|---|---|---|---|
| | P=0,1 MPa λ=2 : 1 | P=4 MPa* λ=2 : 1 | P=4 MPa λ=4 : 1 | P=3,3 MPa* λ=4 : 1** |
| 900 | 0,74 | 0,19 | 0,30 | – |
| 1000 | 0,91 | 0,33 | 0,50 | 0,64 |
| 1100 | 0,997 | 0,54 | 0,74 | 0,87 |
| 1200 | 0,999 | 0,75 | 0,92 | 0,97 |
| 1300 | ~1 | 0,91 | 0,99 | 0,994 |

Suv bug'ining ikki barobar ortiqligi ($\lambda=4:1$) to'liq o'tishga erishishga imkon beradi: $x_m=99\%$ (jadvalning uchinchi ustuni). Reaksion aralashmaning mana shunday tarkibi sanoatda qo'llanilgan.

Endi esa metan konversiyasining tanlab olingan sharoitlarining apparatura-texnologiyaga oid amalga oshuvini ko'rib chiqamiz. Muvozanat ma'lumotlariga ko'ra, jarayon uchun yuqori harorat zarur bo'ladi. Ushbu sharoitlarda katalizator nihoyatda faol va muvozanatga tez erishiladi. Shuning uchun reaktor ichida erishilgan o'tishni yetarli aniqlik bilan muvozanat ma'lumotlaridan aniqlash mumkin. Metanning konversiyasi endotermik reaksiyadir: metanning suv bilan

* Metan konversiyasining ikkinchi bosqichidan chiqishdagi bosim.

** Shaxtali konvertorga kirish oldidan havo qo'shish bilan.

o‘zaro ta’sirining issiqlik effekti 1-tenglama bo‘yicha 206,4 kJ/mol bo‘lib, boshqa bosqichning ekzotermik effektidan ortiqdir. 2-tenglama 41,0 kJ/mol. Kerakli issiqlik katalizator joylashgan va reaksiya sodir bo‘luvchi, issiqlik bilan ta’minlovchi quvurlarning devori orqali berilishi mumkin, ya’ni jarayonni quvursimon reaktorda yoki atalishiga ko‘ra quvursimon pechda amalga oshirish mumkin. Qizdirish alangali injeksion gorelkalarda tabiiy gazni yoqish orqali amalga oshiriladi va ular quvurlararo bo‘shliqning yuqori qismida joylashtiriladi. 1200–1300° K harorat ostidagi tutun gazlari reaktorning pastki qismidan chiqariladi.

Metanning to‘liq o‘tishi uchun zarur bo‘lgan harorat – 1300° K, quvurlar tayyorlashda qo‘llanilgan metall esa 1180–1200° K issiqlikdan ortiqqa chidamaydi. Qatlamdagi maksimal harorat (chiqishda) tabiiyki pastroq bo‘ladi: 1080–1100° K. Metanning o‘tishi 75% dan ortiq bo‘lmaydi (5.2-jadvalga qarang).

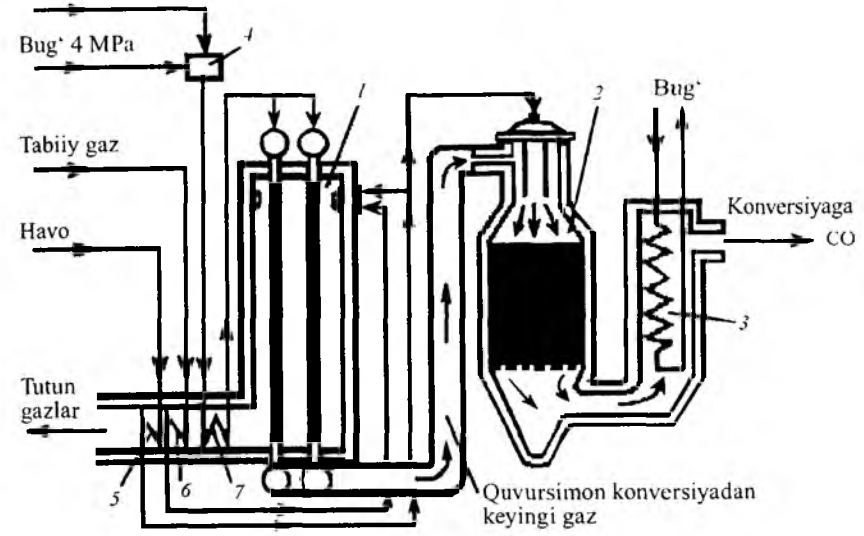
Konversiyaning ikkinchi bosqichi juda zarurdir. U adiabatik reaktor yoki yuritilishiga ko‘ra shaxtali konvertor yuqorida ko‘rsatilgan. Uning devorlari ichidan yuqori haroratga chidamli material betondan futerovkalangan (qoplangan) bo‘lib, u korpusni haddan tashqari qizib ketishdan saqlaydi. Kerakli harorat reaktor ichiga havo kiritish orqali hosil qilinadi. Metanning bir qismi havodagi kislorod bilan yonadi va harorat 1230–1280° K gacha ko‘tariladi. Ammo havo bilan birga azot ham kiritiladi. Shunday bo‘lgach shaxtali konvertor havodan azotni ajratish funksiyasini ham bajaradi. Shu bilan 5.29-rasmdagi elementar azot olish tizimchasi to‘g‘risidagi masala hal etildi. Metan konversiyasining texnologik sxemasi 5.32-rasmda keltirilgan.

Beriladigan havoning miqdori shunday bo‘lishi kerakki, bunda vodorod: azot nisbati ammiakning sintez qilinishi uchun stexiometrik bo‘lib, 3:1 ga teng bo‘lishi lozim. Hisoblashni metanning hajm birligiga muvofiq ravishda olib boramiz:

hosil bo‘luvchi $H_2$ – 4 hajm;

kerakli $N_2$ – 1,33 hajm yoki havo – 1,33/0,79 = 1,69 hajm (0,79-havodagi $N_2$ miqdori);

havo bilan $0,21 \cdot 1,69 = 0,354$ hajm kislorod kiritiladi;




***5.32-rasm.*** Metan konversiyasining texnologik sxemasi:
*1* – quvursimon pech; *2* – shaxtali konvertor; *3* – utilizatsiyalovchi qozon;
*4* – aralashtirgich; *5–7* – qizdirgichlar.

kislorod orqali gazning yonishi uchun stexiometrik tenglamaga muvofiq $2O_2+CH_4=CO_2+2H_2O$ 0,177 hajm metan $CH_4$ sarf bo'ladi.

Ushbu qo'shimcha ravishdagi metan miqdorini hisobga olgan holda quvursimon reaktor *1* ning birinchi konversiya bosqichiga kirishda 1,177 hajm $CH_4$ va 4,7 hajm $H_2O$ beriladi (bug' : gaz=4:1 nisbatda), ikkinchi bosqichga – shaxtali konvertorga 2–1,69 hajm havo beriladi. Shaxtali konvertordan keyin harorat 1230–1280° K va bosim 3,3 MPa ni tashkil etadi, bu reaktorlarning gidravlik qarshiliklari sabablidir. Reaksion aralashmaga inert gaz bo'lmish azotni qo'shish ham, bosimning kamaytirilishi ham reaksiya muvozanatining o'ng tomonga surilishiga yordam beradi. Shaxtali reaktordan keyin quruq gazning tarkibi:

$H_2$ – 57–58 %; $N_2$ – 22–23 %; CO – 12–12,5 %;

$CO_2$ – 7,5 – 8 %; $CH_4$ – 0,3 %.

Gazdagi suv bug'ining miqdori – 35–39 %.

Reaksion aralashmaning issiqligi reaktordan keyingi utilizator-qozonda *3* da utillashtiriladi.

Albatta, jarayonni faqat shaxtali konvertorning o'zida o'tkazish mumkin. Bu juda foydali: tabiiy gazning yonishidan hosil bo'luvchi issiqlik reaktor ichida ajraladi va undan endotermik reaksiyaning rejimini ushlab turish uchun to'liq foydalanish mumkin bo'ladi (quvursimon reaktorda devorning termik qarshiligini hamda katalizator donador qatlamining qarshiligini yengish zarur). Modomiki, azotning miqdori dozalangan bo'lishi, issiqlikni esa juda ko'p miqdorda berilishi kerak ekan, demak, havo kislorodi yetmasligi aniq. Reaktor ichiga kislorod bilan boyitilgan havo beriladi. Metanning bir bosqichli bug'-kislorod havoli konversiyasi avvalroq yoyilgan bo'ladi. Ammo unda reaksion aralashmaning issiqligini samarali tarzda foydalanish va yonish mahsulotlarini ajratib olish qiyinroq kechadi. Sxemalarga oid yechimlarni optimallash reaktor ichidagi jarayonning optimallanishi ustidan ustunlik qiladi. Ammiak ishlab chiqarishning hozirgi zamon ko'rinishi metanning ikki bosqichli konversiyasini o'z ichiga oladi.

**CO ning konversiyasi**. Metanning konversiyalanish bosqichida yuqori haroratli vodorod olish uchun CO dan foydalanishning imkoni bo'lmaydi. CO ning reaksiyani teskari tomonga qarab sodir bo'lishiga monelik qiluvchi (5.12) tanlangan konversiya jarayoni katalizatorning o'ziga xos tarzdagi ta'sirida olib boriladi. CO konversiyasining selektiv katalizatorlari sifatida temirxromli va mis tarkibli katalizatorlardan foydalaniladi. Bulardan birinchisi 600–700° K haroratlarda faol, ikkinchi 480–530° K haroratda bundan ham faolroq, ammo yanada yuqoriroq haroratlarda faolligi pasayadi (dezaktivasiyalanadi).

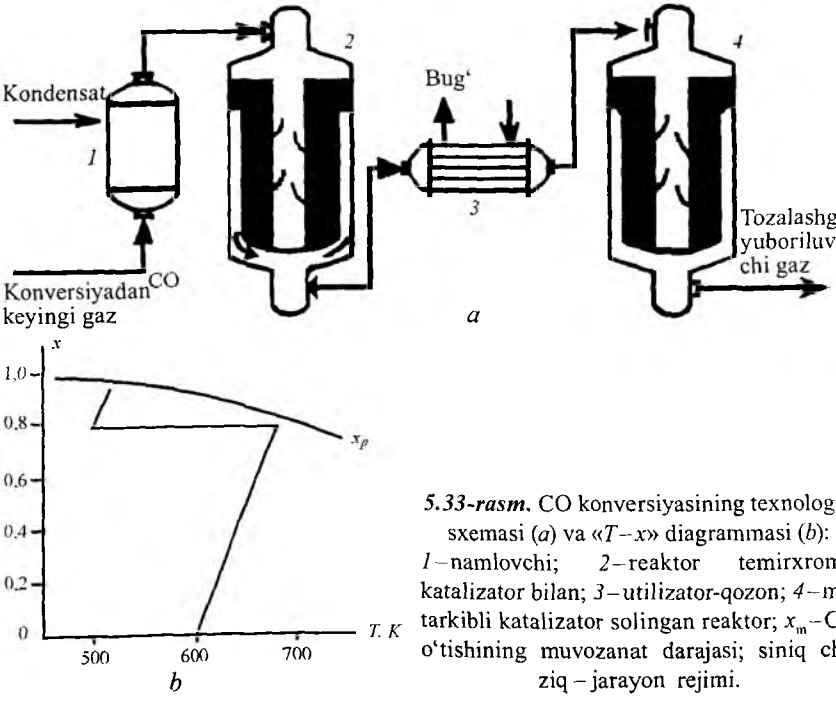
CO ning konversiyasi qaytar ekzotermik reaksiyadir:

$$CO + H_2O \rightleftarrows CO_2 + H_2 + 41 \text{ kDj}$$

$SO_2$ ning oksidlanish reaksiyasi singari reaksiya reaktorda katalizatorning adiabatik qatlamlari bilan va ular oralig'ida sovutishlar orqali o'tkaziladi. Oraliq utilizator-qozoni bo'lgan qurilmaning texnologik sxemasi 5.33-rasmda keltirilgan; bu yerda «*T*-*x*» diagramma ham ko'rsatilgan. Birinchi qatlamga (reaktorda) termobarqarorroq bo'lgan temirxromli katalizator, ikkinchisiga esa yuqori faollikka ega bo'lgan mis tarkibli katalizator solingan. Bug' : gaz nisbati = (0,6÷0,7) : 1 ga teng bo'lib, namlovchi orqali ushlab turiladi.

CO ning qolgan miqdori 0,3–0,5 % ni tashkil qiladi.

Ba'zi sxemalarda oraliq sovutish kondensatni purkash orqali amalga oshiriladi va suvning bug'lanishi hisobiga qatlamlar orasidagi harorat pasayadi. Shu bilan bir vaqtda bug': gaz nisbati, ya'ni reagentlardan birining ortiqcha miqdori ko'payadi va o'tishning kerakli darajasiga ancha yuqori haroratlarda erishiladi. Bunday




***5.33-rasm.*** CO konversiyasining texnologik sxemasi (*a*) va «*T*–*x*» diagrammasi (*b*): *1*–namlovchi; *2*–reaktor temirxromli katalizator bilan; *3*–utilizator-qozon; *4*–mis tarkibli katalizator solingan reaktor; $x_m$–CO o'tishining muvozanat darajasi; siniq chiziq – jarayon rejimi.

sxema ikkala qatlamga temirxromli katalizator yuklanishi holatlarida qo'llanishi mumkin bo'lar edi.

### 5.7.1. Uglerod oksidlaridan tozalash

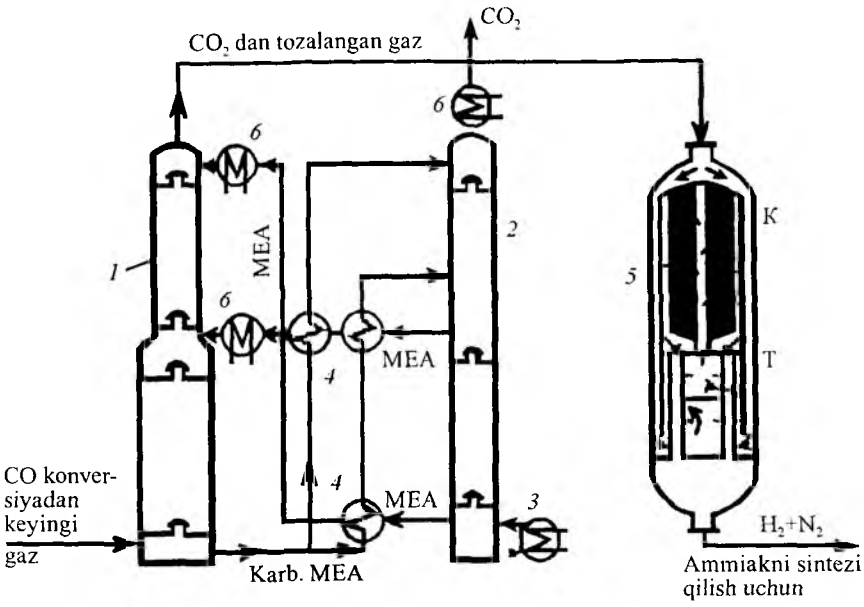
Konvertlangan gaz 17–18% $CO_2$ va 0,3–0,5% CO gazlaridan tashkil topadi. Bulardan birinchi aralashma – ammiakning sintez qilinishi uchun balans bo'lsa, ikkinchisi katalizator uchun zaharli hisoblanadi. Uglerod dioksidi monoetanolaminning $NH_2CH_2CH_2OH$ (MEA-tozalash) 19–21 % suvli eritmasi orqali absorbsiyalanadi:

$$2RNH_2 + H_2O + CO_2 \rightleftarrows (RNH_3)_2CO_3 \qquad (5.14)$$

$CO_2$ ning yutilishi (MEA eritmasining karbonizasiyasi) qaytar jarayondir. Haroratning ko'tarilishi bilan muvozanat chapga suriladi, ya'ni sorbentning regenerasiyalanishi mumkin bo'ladi. MEA-tozalashning texnologik sxemasi absorber va desorberlardan iborat ikki asosiy apparatni o'z ichiga oladi (5.34-rasm).

Toza MEA-eritma ustida $CO_2$ ning muvozanatga oid bosimi kam, shuning uchun gaz va suyuqlik qarama-qarshi oqim bilan beriladi. Absorber – ikki seksiyaga bo'lingan uchli (nasadkasimon) yoki tarelkasimon ko'rinishdagi vertikal gaz-suyuqlikli reaktor. Gaz avval absorberning pastki seksiyatsidan o'tadi va bu yerda $CO_2$ gazi asosiy qismining yutilishi sodir bo'ladi. Ushbu seksiya regenerasiyalangan eritma bilan to'liq sug'orilmaydi. Yaxshi (toza) regerasiyalangan MEA-eritma bilan sug'oriluvchi ustki seksiyada qayta tozalash jarayoni amalga oshirilib, gaz ko'pi bilan 0,03 % (hajmiy) qoldiq miqdordagi $CO_2$ bilan chiqadi. Absorbsiya harorati ko'pi bilan 330° K ni tashkil etadi.

80–100 g/l karbonat kislotasidan iborat to'yingan eritma rekuperativ issiqlik almashtirgichlarda isiydi va uchta oqim ko'rinishida desorberga yo'naltiriladi. Desorbsiyalash uchun issiqlik bug'li qaynatgich orqali beriladi. Toza eritma desorberning pastki qismidan, dag'al regenerasiyalangan eritma esa kolonnaning o'rtasidan chiqarib olinadi. Ushbu oqimlar sovutilgach, absorberga yo'naltiriladi. Bunday «resikl bilan regeneratsiyalash» sxemasi




***5.34-rasm.*** $CO_2$ dan (MEA-tozalash) va CO dan (metanlash) tozalashning texnologik sxemasi:

*1* – absorber; *2* – desorber; *3* – qaynatgich; *4* – issiqlik almashtirgich; *5* – metanlash reaktori (K – katalizator, T – issiqlik almashtirgich); *6* – sovutgichlar; MEA-monoetanolamin, MEA – to'liq regeneratsiyalanmagan MEA, karb. MEA – karbonizasiyalangan MEA.

aralashmaning toza holda ajratilishiga hamda sorbentning to'xtovsiz sarflanishiga yo'l qo'ymaslik imkonini beradi (faqatgina yo'qotishlarning o'rnini to'ldirish uchun sarflanadi). Sof holdagi $CO_2$ dan (karbamid, qattiq karbonat kislota va b.) boshqa ishlab chiqarishlarda foydalaniladi.

MEA eritmasi uglerod oksidini yutmaydi va chiqayotgan gaz tarkibida CO mavjud bo'ladi. Aralashma sifatida u ajratib olinmaydi, balki katalizator uchun zararsiz hamda ammiak sintez qilinishi jarayonida inert bo'lgan metanga aylantiriladi. Metanning teskari konversiyasi reaksiyasi bilan (metanlash), katalizator zahari sifatida CO dezaktivasiyalanadi. MEA-tozalash jarayonidan bo'lgan reaktorga yuboriladi (5.34-rasmda ko'rsatilgan). Bu yerda shuningdek $CO_2$ gidratsiyalanadi:

$$CO + 3H_2 = CH_4 + H_2O;\ CO_2 + 4H_2 = CH_4 + 2H_2O$$

CO miqdori kam va adiabatik qizdirish bir necha o'n darajani tashkil etadi. Bu esa bir qavatli reaktordan foydalanishga imkon yaratadi. Ammiakning sintez qilinishi uchun kelayotgan, tozalangan sintez-gazda mavjud CO miqdori $20 \cdot 10^{-6}$ hajmiy ulushdan oshmasligi lozim. Metanning umumiy miqdori sintez-gaz tarkibida 1% ga yaqinni tashkil etadi.

**Ammiak sintezi** quyidagi reaksiyaga muvofiq amalga oshadi:

$$N_2 + 3H_2 \rightleftarrows 2NH_3 + 103{,}6\ \text{kDj} \qquad (5.15)$$

Ushbu reaksiya qaytar bo'lib, issiqlik ajralishi va hajm qisqarishi bilan sodir bo'ladi. Le-Shatele tamoyiliga muvofiq, haroratning pasayishi va bosim ko'tarilishi bilan reaksiyaning muvozanati ammiakning ko'payishi tomonga suriladi. Azotovodorodli-ammiakli aralashma – ideal gaz emas va reaksiyaning muvozanat konstantasi $K_M$ murakkab ravishda harorat T va bosimga P bog'liq bo'ladi. Ma'lumotnomaga oid adabiyotda $K_M$ ni hisoblash va muvoazant bo'yicha aniq formulalar keltirilgan. 600–900°K haroratli va 20–40 MPa bosimli sohalarni taxminiy bo'lsada hisoblash uchun approksimirlovchi tenglamalardan foydalanish mumkin:

$$1\ n\ K_M = -29{,}44 + 12770/T - 0{,}41\ n\ P,$$

bu yerdagi $K_m$ (5.4) stexiometrik tenglama uchun aniqlangan; o'lchov birligi T[K], R[at].

Agar dastlabki (boshlang'ich) stexiometrik aralashma 1 mol $N_2$ va 3 mol $H_2$ miqdorlardan iborat bo'lgan bo'lsa, u holda o'tishning muvozanat darajasida $x_m$ $(1-x_m)$ mol $N_2$ va 3 $(1-x_m)$ mol $H_2$ qoladi, 2 $x_m$ mol $NH_3$ hosil bo'ladi, umumiy hajm esa kamayib, $(4-2x_m)$ molga teng bo'lib qoladi. Hajmiy konsentratsiyalar $(1-x_m)/(4-2x_m)$, $3(1-x_m)/(4-2\ x_m)$ va $2x_m(4-2x_m)$ ga muvofiq teng bo'lib qoladi. Reaksiya muvozanatini quyidagi tenglama orqali ifodalaymiz:

$$K_m = \left[\frac{P_{NH_3}^2}{P_{N_2} P_{H_2}^3}\right]_{muvoz.} = \frac{4^2}{3^3}\frac{(2-x_m)^2}{p^2}\ \frac{x_m^2}{(1-x_m)^4},$$

O‘tishning muvozanatli darajalarini kasrdan topish 5.3-jadvalda keltirilgan.

*5.3-jadval*

**Stexiometrik azotovodorod aralashmasining ammiakka aylanishi muvozanatli darajalari, $x_m$**

| Harorat, K° | R (MPa) bosimlardagi $x_m$ | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | 0,1 | 1 | 10 | 30 | 100 |
| 600 | 0,0810 | 0,140 | 0,61 | 0,61 | 0,89 |
| 700 | 0,0024 | 0,036 | 0,33 | 0,57 | 0,78 |
| 800 | 0,0008 | 0,012 | 0,15 | 0,36 | 0,63 |
| 900 | 0,0003 | 0,005 | 0,07 | 0,21 | 0,47 |

Reaksiya (Al, K, Ca va b.) elementlarni barqarorlashtiruvchi va behuda sarflanishiga yo‘l qo‘ymovchi g‘ovakli temir katalizatori ishtirokida sodir bo‘ladi. U 650–830 K haroratlar atrofida faol va termik jihatdan turg‘undir. Shuning uchun sintez bosimlarining sanoatga oid muhim sohasi 20 MPa miqdordan yuqori bo‘lib, bunda o‘tish darajasi 20% dan ortiq bo‘ladi. Jarayonning texnik-iqtisodiy asoslari jarayonning 30–32 MPa bosimda bo‘lishi eng maqbul (optimal) yechim ekanligini ko‘rsatadi. Bosimning ko‘tarilishi ammiak miqdorining kam hosil bo‘lishi munosabati bilan uskuna va qurilmalar hamda kompressiyaga bo‘ladigan sarf-xarajatlarni keskin ko‘tarib yuboradi. Bu shart-sharoitlardan ammiak ishlab chiqarishning zamonaviy agregatlarida foydalaniladi. Bundan keyin sintez tizimida jarayonlarni tahlil etishda azotovodorodli aralashmaning $x_m$ an’anaviy o‘tish darjasidan emas, balki quyida ko‘rsatiladigan nisbat bilan bog‘liq, reaksion aralashmada ammiak konsentratsiyasidan Z foydalanamiz:

$$Z = x/(2-x) \tag{5.16}$$

i inertlardan tashkil topgan aralashma uchun

$$Z = \frac{(1-i)\,x}{2-(1-i)\,x} \tag{5.17}$$

Ko‘rinib turibdiki, Z kattalik x qiymatdan kichik, konsentratsiya oqim holatini yaxshiroq tavsiflaydi (uning tarkibi, o‘tish tezligi, mahsulot ajralish imkoniyatlarini va h.k.).

Tanlab olingan harorat va bosimda reaktorda to'liq o'tishga erishilib bo'lmaydi – chiquvchi gazda 16% yaqin $NH_3$ mavjud bo'ladi (o'tish darajasi 27–28%). Azotovodorodli aralashmadan yanada to'liqroq foydalanish uchun resikl qo'llanadi – reaktordan keyin mahsulot (ammiak) ajratib olinib, reaksiyaga kirishmay qolgan $H_2$ va $N_2$ reaktor ichiga qaytariladi. Ammiak avval havo orqali sovituvchi sovitgichda kondensasiya yo'li orqali ajratiladi, so'ngra esa kondensasion kolonna ichida manfiy 2–5°C haroratda qayta ajratiladi.

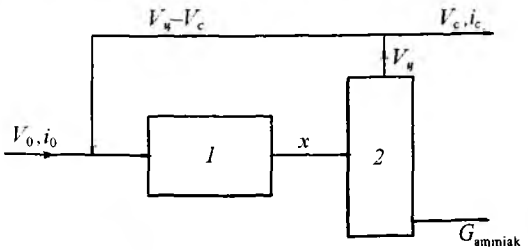
Shunday bo'lsa ham, ammiakni to'liq ajratib olishga erishilmaydi va sintezlash reaktor ichiga kirishda ammiak miqdori 3% ni tashkil etadi.

Kelayotgan reaksion aralashma tarkibida 1,4 % miqdorgacha inert bo'ladi (havo orqali kirib qolgan $CH_4$ va Ar). Mahsulot bilan birga chiqmagan holda ushbu inertlar resiklda to'planadi. Sirkulyasiyalanuvchan gazdagi ularning miqdori gazning bir qismini chiqarish yo'li bilan (uchirish, puflash) 16% atrofida tutib turiladi. Tashlanuvchi gazning hajmini sirkulyasion sxemaning (5.35-rasm) moddiy balansi orqali topamiz. Kirib kelayotgan gazda $i_o$, tashlanadigan gazda esa (sirkulyasiyalanuvchilar ham) – $i_s$ inertlar mavjud bo'ladi. Tizim ichiga kiruvchi $V_o$ hajmdagi sintez-gaz uning ichidan $G_{ammiak}$ miqdordagi ammiak ko'rinishida va $V_c$ hajmdagi uchiriluvchi ko'rinishida chiqadi.

Kiruvchi va chiquvchi oqimlar orasidagi azotovodorodli aralashma bo'yicha massaviy balans quyidagicha:

$$V_0(1-i_0)\gamma = G_{ammiak} + V_c(1-i_c)\,\gamma, \qquad (5.18)$$

bu yerda $\gamma$ – $H_2$ va $N_2$ stexiometrik aralashmaning zichligi.




***5.35-rasm.*** Uchirib (puflanib) olib ketilishini hisoblashning sirkulyatsion sxemasi: *1* – reaktor; *2* – mahsulot ajralish tizimi.

Kiruvchi sintez-gaz va chiquvchi oqimlar orasidagi inert bo'yicha massaviy balans quyidagicha:

$$V_0 i_0 = V_c i_c \tag{5.19}$$

Reaktor oldidan yangi sintez-gaz ($V_0$) hamda sirkulyasiyalanuvchi ($V_s$–$V_c$) gazdan iborat ikkita oqim aralashadi. Reaktor ichida hosil bo'luvchi ammiakning miqdori $G_{ammiak}$ azotovodorod aralashmasining x o'tish darajasida quyidagicha bo'ladi:

$$G_{ammiak} = [V_0(1-i_0) + (V_s - V_c)(1-i_c)]\gamma x \tag{5.20}$$

(5.7) va (5.8) balans tenglama orqali, (5.9) tenglamadan foydalanilgan holda $G_{ammiak}$ ammiak bo'yicha ishlab chiqarish reaktori uchun o'chirib ketish hajmi va resiklni hosil qilamiz:

$$V_c = V_0 i_0 / i_c \tag{5.21}$$

$$V_s = \frac{(V_0 - V_c)(1-x)}{(1-i_c)x} \tag{5.22}$$

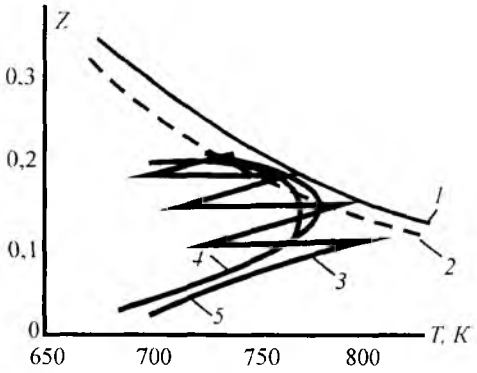
Reaktor ichidagi o'tish darajasini unda mavjud bo'lgan ammiak konsentratsiyasi orqali aniqlaymiz:

$$x = x_o(Z_o) - x_b(Z_b) \tag{5.23}$$

Bunda $x_o$ $(Z_o)$, $x_b(Z_b)$ – ammiakning oxirgi $Z_o$ va boshlang'ich $Z_b$ konsentratsiyalaridagi, (5.6) tenglamadan inert miqdori $i_s$ bo'lishidagi azotovodorod aralashmasining o'tish darajalari.

(5.21) va (5.22) tenglamalar bo'yicha hisoblar yuqorida bayon etilgan jarayon rejimida ($i_o$, $i_c$, $Z_b$, $Z_o$ qiymatlarda), yangi sintez-gaz oqimidan yutiluvchi (puflanuvchi) miqdor 8% ni tashkil etadi, sirkulyatsiyalanuvchi oqim esa undan uch barobardan ortiq miqdorga ko'p ekanligini ko'rsatadi. Bir tonna ammiakka to'g'ri keladigan sintez-gaz sarfi 2600 $nm^3$ ni tashkil etadi. Quvvati 1360 t/sut bo'lgan zamonaviy ammiak agregatida sirkulyasiyalanuvchi oqimi 450 ming. $nm^3$/soat ni tashkil qiladi.

Ammiakni sintez qilish reaksiyasi – qaytar ekzotermik reaksiya. Harorat nazariy optimal qiymatga yaqin bo'lishi uchun reaksion zonadan issiqlik olib turilishi zarur. 5.36-rasm, *2*-egri chiziq. Bu sovitiluvchi quvursimon reaktorda yoki oraliq issiqlik almashinishi



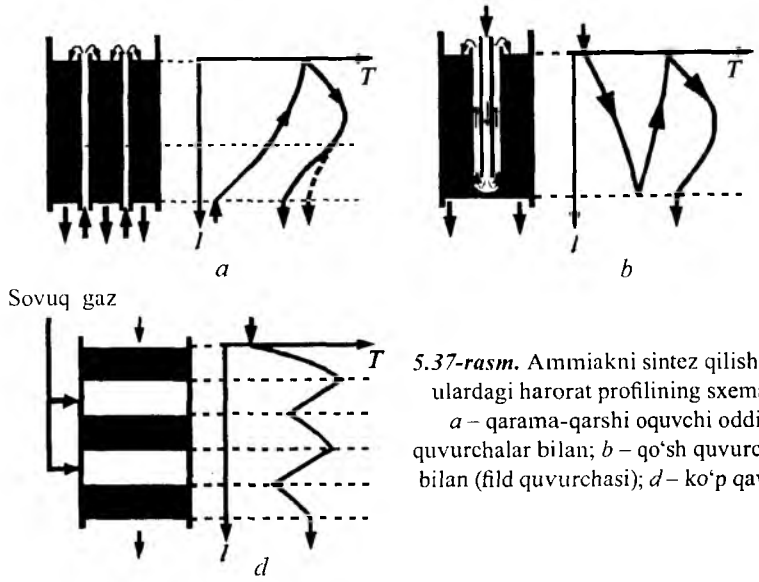

***5.36-rasm.*** Ammiakni sintez qilish reaktoridagi jarayon rejimining «T-Z» diagrammasi:
*1* – muvozanatli konsentratsiyalar; *2* – optimal haroratlar; *3* – ko'p qavatli reaktordagi jarayon; *4, 5* – quvursimon reaktordagi jarayon (muvofiq reaktordagi bittalik va ikkitalik quvurchalar).

bilan ishlovchi ko'p qavatli reaktorda amalga oshiriladi. Reaktorlar sxemalari 5.37-rasmda ko'rsatilgan.

Quvursimon reaktorda reaksion zonadan issiqlik yangi reaksion aralashmaga o'tkaziladi. Katalizator quvurlararo bo'shliqqa joylashtiriladi. Gaz quvurchalarga kirib (5.37, *a*-rasm) isiydi va ulardan chiqish chog'ida qarshi oqim ta'siri ostida katalizator qavatiga qarab buriladi. 5.37-rasmda reaktordagi haroratlar profili, 5.36-rasmda esa «T–Z» koordinatlardagi qavatdagi jarayon rejimi keltirilgan.

Bunday avtotermik reaktor avvalroq ko'rib chiqilgan edi. Katalizator qavati pastki qismida kuchli sovib ketishi mumkin. Qavatda bir tekisda bo'lgan profil quvurchalarning bir qismi izolyasiyalash orqali olinishi mumkin. Rasmda enliroq chiziq orqali quvurchalarning izolyasiyalangan qismi ajratib ko'rsatilgan, haroratlar profilining o'zgarishi punktir chiziqlar orqali ifodalangan.

Xuddi shunday effektga Filda quvurchalaridan foydalangan holda erishilgan (ikkilangan) 5.36-rasm, *b*. Gaz ichki quvurchalarga kiradi, so'ng ichki va tashqi quvurchalar oralig'idagi halqasimon bo'shliqqa tomon boriladi. Ulardan o'ta turib gaz katalizator qavatidan issiqlik olib, shu bilan bir vaqtda issiqlikning bir qismini ichki quvurchalardagi mavjud gazga uzatadi. Issish ancha ravon sodir bo'ladi, bu esa qavatdagi rejimni yaxshilaydi. Jarayon bevosita qavat oldidagi sovuq gazning bir qismini olib kelish yo'li bilan, qavatdan boshlang'ich haroratning $T_b$ o'zgarishi bilan boshqariladi.

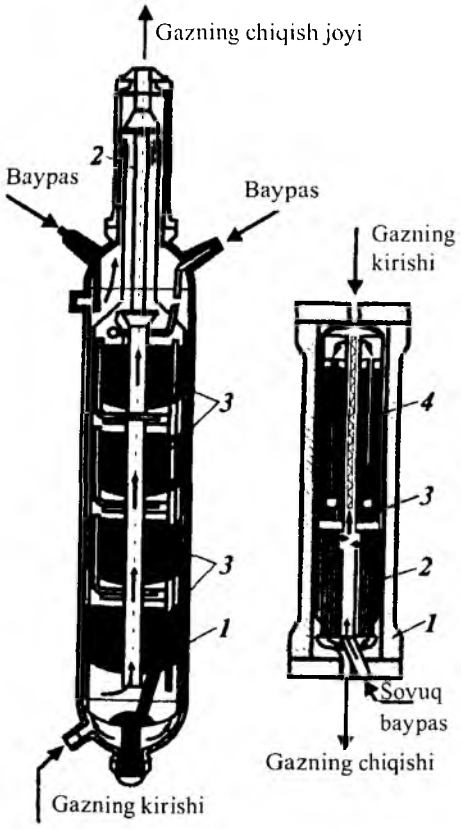



*5.37-rasm.* Ammiakni sintez qilishda va ulardagi harorat profilining sxemasi: *a* – qarama-qarshi oquvchi oddiy quvurchalar bilan; *b* – qo'sh quvurchalar bilan (fild quvurchasi); *d* – ko'p qavatli.

Avtotermik reaktorda rejimning bir xilda bo'lmasligi va uning turg'un bo'lmaslik holati kuzatilishi mumkin. Shuning uchun $T_b$ ning o'zgarish chegaralari cheklangan.

Ko'p qavatli reaktorda (5.36-rasm) jarayon adiabatik tarzda bir necha qavatlarda oraliq sovitish bilan amalga oshiriladi. Reaktor tuzilishining ixcham va qulayligiga qavatlar orasidagi haroratni sovuq gaz kiritish bilan pasaytirish orqali erishish mumkin bo'ladi. Puflash miqdorini boshqarish bilan rejim nazariy yaqinlashtiriladi. Reaktordagi jarayon rejimini optimallashtirish, ya'ni eng maqbul nuqtaga keltirish oraliq issiqlik almashtirgichlari bo'lgan reaktor uchun bayon qilinganlarga aynan o'xshash tarzda amalga oshiriladi. Reaktorning tuzilmasi oxirgi vaqtda keng tarqala boshladi.

Barcha turdagi reaktorlarda gazning dastlabki isishi issiqlik almashtirgich ichida katalizator qavatidan chiquvchi oqim orqali amalga oshiriladi. Reaktorning barcha elementlari – katalizator qavatlari, issiqlik almashtirgichlar, aralashtirgichlar yuqori bosim ostida bo'lgan bir korpusda joylashadi. Kirib keluvchi sovuq gaz devorlar bo'ylab o'tuvchi tor halqasimon bo'shliq ichidan o'tadi va bu



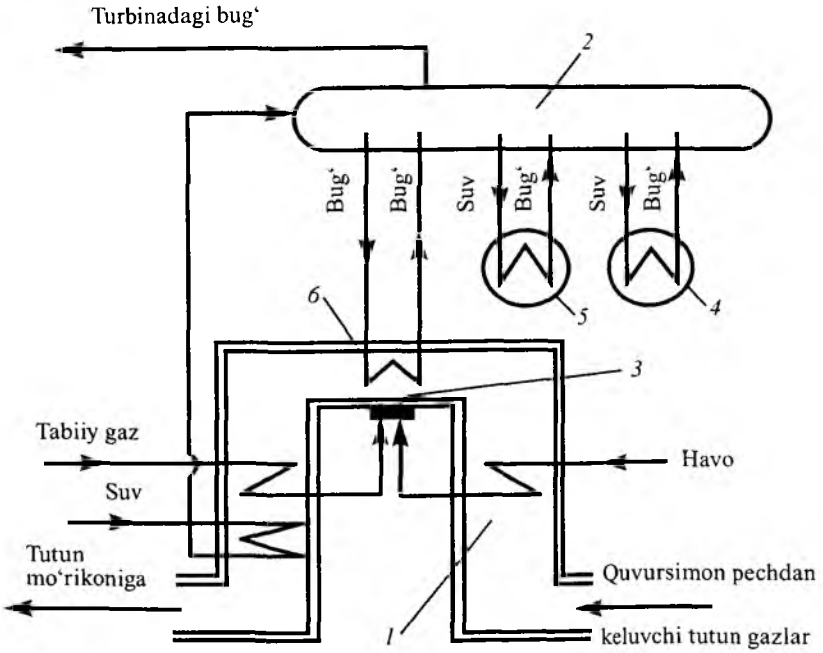

*5.38-rasm.* Ammiakni sintez qilish reaktorlarining umumiy ko'rinishi: *a* – ko'p qatlamli radial qatlamlar bilan; *b* issiqlik almashtirgichli ikkilangan Fild quvurchalari bilan; *1* – korpus; *2* – issiqlik almashtirgich; *3* – katalizator; *4* – Fild quvurchasi.

bilan ularni qizib ketishdan saqlaydi. Bu yuqori bosim ta'sirida o'zida yuklanish tutuvchi korpusning mustahkamligining saqlanib turishi uchun juda muhimdir. Quvursimon va ko'p qatlamli reaktorlarning umumiy ko'rinishi 5.38-rasmda ko'rsatilgan. Zamonaviy tashqi reaktorlar vertikal holatda turuvchi silindrsimon apparatlardan iborat bo'lib, ularning ichki diametri 2400 mm, devorining qalinligi 265 mm, balandligi 19,4 m ni tashkil etadi. Shuning uchun ular ammiakni sintez qilish kolonnalari deb yuritiladi.

### 5.7.2. Ammiak ishlab chiqarishda energotexnologik tizim

Tabiiy gaz va texnologik havoni 4,5 MPa gacha siqish, azoto-vodorodli aralashmani 32 MPa gacha siqish, uning sintez tizimchasi ichida sirkulyasiyalanishi yuqori quvvatli turbokompressorlar yordamida amalga oshiriladi. Bundan tashqari energetik tizimda yana bir qator mashinalar mavjud. Umumiy energiya iste'moli 880–900 kVt·soat/t $NH_3$ ni tashkil etadi. Valining aylanish chastotasi

11000 ayl/min bo'lgan, ammiak ishlab chiqarishning barcha iste'mol qilinuvchi energiyasining yarmidan ko'pini iste'mol qiluvchi gaz-sintez kompressorlari bosh qurilma hisoblanadi. Ushbu kompressorni harakatga keltirish uchun elektr dvigatelni qo'llashning iloji bo'lmaydi. Shuning uchun bug' turbinasidan foydalanilgan. Uning energiya tutuvchisi – yuqori parametrga ega bo'lgan bug' bo'lib, u 10 MPa gacha bosim va 720–740 K haroratdan iborat. Boshqa kompressorlardan foydalanish uchun kichikroq parametrli energiya tutuvchi bug' turbinalaridan foydalaniladi. Iste'mol qilinuvchi quvvatning qoplanishi tashqaridan energiya keltirish yoki o'zining energiya tutuvchisidan, xususan, energetik suv bug'idan foydalanish hisobiga amalga oshirish mumkin bo'ladi.




***5.39-rasm.*** Ammiakni sintez qilish agregatining energotexnologik tizimi: *1* – quvursimon pechdan keyingi gaz yo'li; *2* – bug' to'plagich; *3* – qo'shimcha gorelka; *4–5* – utilizator-qozonlari (shaxtali metan konvertoridan va tegishlicha SO konversiyasidan keyingi); *6* – yordamchi qozon.

Ammiak ishlab chiqarishda konvertirlangan gaz hamda metanning konversiyalanishidan keyingi tutun gazlari kabi yuqori layoqatga ega bo'lgan texnologik oqimlar mavjud. Ammo ularning quvvati va layoqati yuqori parametrli bug' hosil qilinishi uchun yetarli emas. Bunda qo'shimcha ravishda yuqori haroratli energiya manbayi zarur bo'ladi. Mana shu vazifani bajaruvchi qo'shimcha energetik uzel bo'lib, u alanga bilan qizdiriluvchi va quvursimon pechdan keyingi gaz yo'liga o'rnatilgan qo'shimcha qozondan iborat (5.39-rasm). Texnologik oqimlar liniyalaridagi utilizator-qozonlar hamda qo'shimcha qozonda hosil qilinuvchi bug' bug'to'plagichda yig'iladi va bu yerdan kompressorlarning harakatga keltirish qismi (yuritma) bo'lmish bug' turbinalariga taqsimlanadi. Shu tariqa, ammiak ishlab chiqarish energetik bug' bo'yicha avtonom hisoblanadi, shu bilan birga uni hosil qilish uchun o'zining ikkilamchi resurslaridan foydalangan holda, shuningdek, qo'shimcha ravishdagi issiqlik miqdori – tabiiy gazni iste'mol qiladi. Ishlab chiqarishni energiya bilan ta'minlashning bunday sxemasi energotexnologik sxema hisoblanadi.

## 5.8. AZOT KISLOTASI ISHLAB CHIQARISH

1914-yilda koks gazi ammiaki asosida azot kislotasi ishlab chiqarish ishlanmasi amalga oshirilib, 1916-yili hozirgi Donesk shahrida azot kislotasi ishlab chiqaruvchi sex foydalanishga topshirildi. Ishlanma rus muhandisi I.N. Andreyev rahbarligida olib borildi. Hozirda ammiakdan azot kislotasi olish – uni ishlab chiqarishning asosiy usuli hisoblanadi.

**Azot kislotasi ishlab chiqarishning funksional sxemasi.** Azot kislotasi ishlab chiqarish uchun asosiy xomashyo sintetik ammiak, havo kislorodi va suv hisoblanadi. Bunda quyidagi reaksiyalar sodir bo'ladi:

Ammiakning havo kislorodi orqali oksidlanishi:

$$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O + Q_1 \qquad (5.24)$$

Azot oksidining azot dioksidigacha qo'shimcha ravishda oksidlanishi:

$$2NO + O_2 = 2NO_2 + Q_2 \qquad (5.25)$$

NO gazining suv orqali yutilib, azot kislotasi hosil bo'lishi:

$$3NO_2 + H_2O = 2HNO_3 + NO + Q \qquad (5.26)$$

Uchinchi reaksiya bilan bir vaqtda ikkinchisi ham sodir etiladi, chunki $NO_2$ning barcha miqdori $HNO_3$ ga aylantirishi mumkin. Barcha reaksiyalar ekzotermik reaksiyalardir.

(5.24)–(5.26) kimyoviy tenglamalardan kelib chiqqan holda funksional sxema ammiakning oksidlanishi, gazlarning keyinchalik sovutilishi [(5.23) reaksiya yuqori haroratda o'tadi], azot oksidining oksidlanishi hamda hosil bo'luvchi nitroz gazlarni suv bilan absorbsiyalash tizimchalarini o'z ichiga oladi (5.40-rasm). Azot kislotasi ishlab chiqarishning KTT-kimyoviy texnologik tizimini tuzish 5.2. bo'limda ko'rib chiqilgan edi.

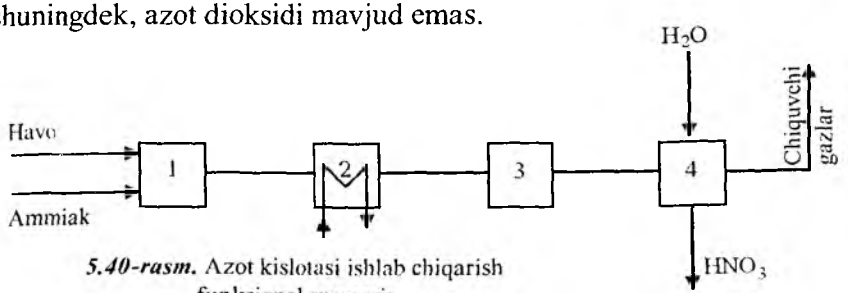
Bu yerda biz ishlab chiqarish ayrim bosqichlarining fizik-kimyoviy asoslanishlariga to'xtalamiz.

**Ammiakning oksidlanishi** – murakkab qaytmas ekzotermik katalitik reaksiyadir. Ammiak $N_2$ va NO gacha oksidlanadi. O'tish ikki mustaqil stexiometrik tenglamalar orqali ifodalanadi:

$$4NH_3 + 5O_2 = 4NO + 6H_2O + 904\ kJ \qquad (5.27)$$

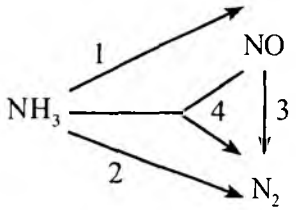
$$4NH_3 + 3O_2 = 2N_2 + 6H_2O + 1269\ kJ \qquad (5.28)$$

Katalizator sifatida platina yoki platinopalladiyrodiyli qotishma qo'llanadi (Pt miqdori 81–92 %). Jarayonning harorati 1100–1200° K. Bunday sharoitlarda azot oksidi $N_2O$ amalda hosil bo'lmaydi. Ekzotermik reaksiyaning qaytar reaksiya bo'lganligidan (5.24) uning muvozanati ammiakning oksidlanish haroratida chapga surilgan, shuningdek, azot dioksidi mavjud emas.




***5.40-rasm.*** Azot kislotasi ishlab chiqarish funksional sxemasi:
*1* – ammiakning oksidlanishi; *2* – gazning sovushi; *3* – azot oksidining oksidlanishi; *4* – absorbsiya.

O‘tish (aylanish) sxemasi stexiometrik tenglamalar (5.27)–(5.28) tizimidan farq qiladi – ammiakning oksidlanish reaksiyasi to‘rtta xususiy reaksiyalarni (bosqich) o‘z ichiga oladi:




(5.29)

Bu sxema eksperimental aniqlangan: katalizatorga faqat NO berib, $2NO = N_2 + O_2$ reaksiyasi bo‘yicha azot va kislorodning hosil bo‘lishi kuzatildi; $NH_3$ va NO aralashmasini berib $4NH_3 + 6NO = 5N_2 + 6H_2O$ reaksiyasi bo‘yicha $N_2$ hosil bo‘lishi kuzatildi.

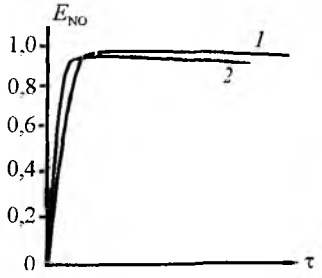
O‘tishning (aylanish) bunday sxemasi azot oksidi chiqishining o‘tish (aylanish) vaqtiga ekstremal bog‘liqligini beradi (5.41-rasm).

Reaksiya tez sodir bo‘ladi, tashqi diffuzion sohada o‘tadi. Modomiki, tezlik oqim hamda katalizator yuzasidan issiqlik va moddaning olib o‘tilishi bilan chcklanar ekan, uning ichki yuzasini rivojlantirishga zaruriyat qolmaydi va u 0,09 mm diametrli metall simdan to‘qilgan to‘rdan iborat bo‘ladi. Tutashish vaqti (to‘qnashish) $(1 \div 2) \cdot 10^{-4}$ miqdorni tashkil etadi. Bu vaqt ichida ammiak to‘liq oksidlanadi, shunday bo‘lgach NO ning chiqishi azot oksidi bo‘yicha reaksiya selektivligiga mos tushadi.

Tashqi diffuzion olib o‘tilishning hisobga olinishida quyidagi formulalardan foydalaniladi:

$$\beta_1(C_1 - C_{1n})/V_1 = \beta_2(C_2 - C_{2n})/V_2 = r(C_{1n}, C_{2n}) \qquad (5.30)$$

Indekslar qayerda $\beta_1$ va $\beta_2$ kam bo‘lsa, muvofiq ravishda $NH_3$ va $O_2$ ga taalluqli bo‘ladi; $\beta_1$, $\beta_2$ – oqim va yuza orasidagi massa olib o‘tilish




***5.41-rasm.*** Hosil bo‘lgan azot oksidi miqdorining $E_{NO}$ ammiakni 0,1 MPa (*1*) va 0,7 MPa (*2*) bosimlarda oksidlanishida tutashish vaqti τ ga bog‘liqligi.

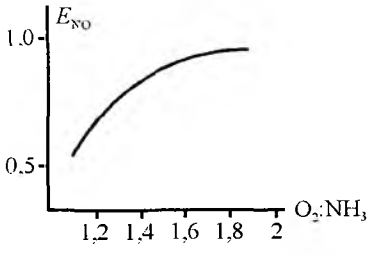
koeffitsiyentlari; $C_1$, $C_2$–oqimdagi konsentratsiyalar; $C_{1n}$, $C_{2n}$ – yuzadagi konsentratsiyalar; $V_1=4$, $V_2=5$–stexiometrik koeffitsiyentlar; $r(C_{1n}, C_{2n})$–reaksiya tezligi.

$\beta_1=\beta_2$ va stexiometrik nisbatni $NH_3:O_2=1:1{,}25$ deb taxminlab, (5.29) orqali $C_{1n}:C_{2n}=1:1{,}25$ nisbatni hosil qilamiz.

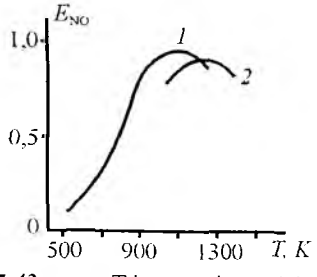
Tashqi diffuzion sohada yuzadagi dastlabki moddalar konsentratsiyasi hajmidagiga qaraganda ancha kam. Yuza oldida $NH_3$ ning miqdori kam bo'lgani kabi $O_2$ ham oz bo'ladi. Bunday sharoitlarda oksidlanish, asosan, azotgacha davom etadi. Undan ammiakni siqib chiqarish uchun yuza oldida kislorodning ortiqcha miqdori zarur bo'ladi. Shunda uning oksidlanishi yanada chuqurroq, ya'ni NO gacha bo'lishi mumkin.

$O_2:NH_3$ nisbatning oqimda NO chiqishiga bo'lgan ta'siri 5.42-rasmda ko'rsatilgan. $O_2:NH_3$ nisbatning 1:1,8 miqdordan ortiq bo'lishida jarayonning selektivligi amalda o'zgarmaydi. (5.29) formuladan $C_{1n}=0{,}01\ C_1$ bo'lishida yuza ustida 50 martadan ortiq miqdorda $O_2$ bo'ladi va bu reaksiyaning yuqori selektivligini ta'minlaydi. $O_2:NH_3=1:1{,}8$ nisbat ammiak – havo aralashmasida 10 % $NH_3$ bo'lishiga javob bo'ladi va ishlab chiqarishda shunday qabul qilingan.

Bosim (5.44-rasm) sxemadagi 3-bosqich bo'yicha NO ni $N_2$ gacha parchalashini kuchaytiradi va shu bilan maksimal chiqish miqdorini 0,1 MPa bosimda 97–98% gacha, 0,7 MPa bosimda esa 95–96%




***5.42-rasm.*** Ammiakning oksidlanishida $O_2:NH_3$ nisbatning azot oksidi hosil bo'lish miqdori $E_{NO}$ ga ta'siri.



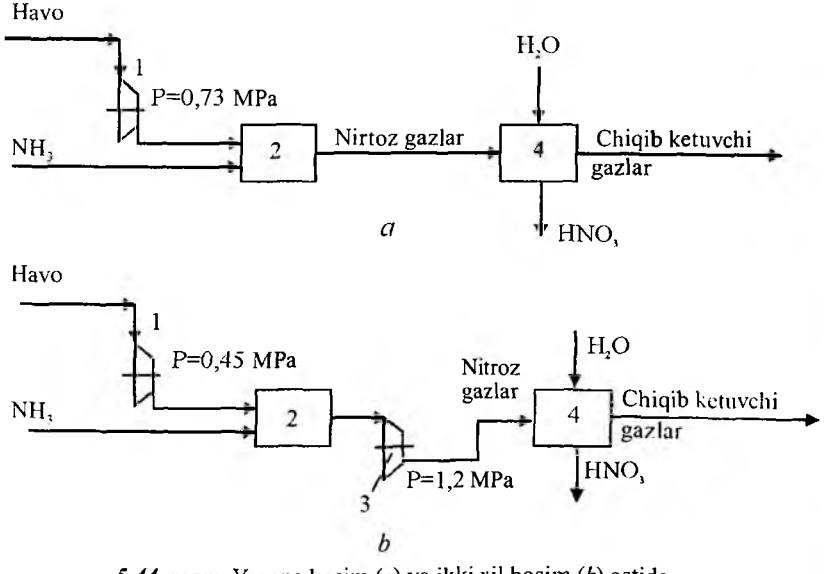

***5.43-rasm.*** T haroratni ammiakni 0,1 MPa (*1*) va 0,7 MPa (*2*) bosimlarda azot oksidi hosil bo'lish miqdori $E_{NO}$ ga ta'siri.

gacha maksimal chiqishni kamaytiradi, garchi o'tish (aylanish) tezligi ko'payganda ham (5.41-rasmga qarang). Muvofiq ravishda jarayonning 0,1 MPa bo'lishida o'tkazish uchun 8–12 ta katalizator to'rlari, 0,7 MPa bo'lishida esa 5–6 ta kamalizator to'r kerak bo'ladi.

Haroratning NO ning maksimal chiqishiga ta'sir etish ko'rsatishi ekstrimal xususiyat kasb etadi (5.43-rasm) va bosimning ortishi bilan NO ning maksimal chiqish harorati ko'tariladi.

Bosim NO ning chiqishini kamaytirsa ham, ishlab chiqarishda jarayon ko'tarilgan bosim ostida olib boriladi. Rossiyada ishlab chiqilgan jarayonni 0,73 MPa bosim ostida olib borish keng tatbiqini topgan (5.44-rasm, *a*). Umuman olganda, kimyoviy-texnologik tizim (KTT) optimallik shartlaridan tanlab olingan.

Bosimning ortishi absorbsiyani sezilarli ravishda yaxshilaydi [(5.25) reaksiya]: atmosfera bosimida foydalanuvchi 6–8 ta kolonna o'rniga 0,7 MPa bosimda ishlovchi bitta kolonnaning o'zi kifoyadir.

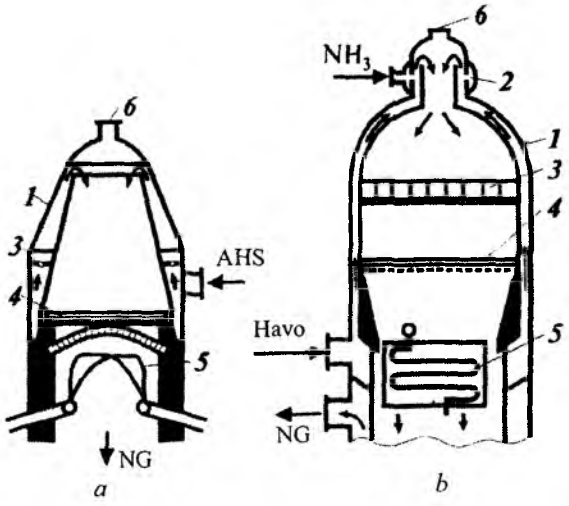



***5.44-rasm.*** Yagona bosim (*a*) va ikki xil bosim (*b*) ostida azot kislotasi olish sxemasi:
*1* – havo kompressori; *2* – ammiakni oksidlash tizimi; *3* – nitroz gazlar kompressori; *4* – nitroz gazlarning absorbsiyalanish tizimi.

Boshqa uskunalarning tashqi o'lchamlari (gabaritlari) ham kichrayadi, ixchamlashadi. Oshirilgan bosimda energetika bo'yicha yopiq bo'lgan energetik texnologiyani yaratish mumkin. Oxirgi ishlanmalar – ikki xil bosimdagi sxemalardir (AK-72 tizim) (5.44-rasm, *b*). Oksidlash 0,4–0,45 MPa bosim ostida o'tkaziladi, so'ng nitroz gaz absorbsiya oldidan 1–1,2 MPa gacha siqiladi. Ko'rinishidan oydinki, asosiy jarayonlar uchun oksidlash va absorbsiyalash – yagona bosimda bo'lganiga qaraganda yaxshiroqdir, garchi bu nitroz gaz bilan ishlovchi maxsus kompressordan foydalanishni talab qilsa ham (yagona bosimda faqat havo kompressoridan foydalaniladi).

5.45-rasmda bayon etilgan ikki tizim uchun ammiakni oksidlash reaktori keltirilgan. To'r ko'rinishida bo'lgan katalizator *4* korpus ichiga tortilgan. To'rlar osilib qolishining oldi olinishi uchun ularning ostiga tayanch panjara ustiga vertikal tarzda halqalar o'rnatilgan.

Ammiak aralashtirgichga yoki halqasimon tirqish orqali bir maromda berish bilan birga havo bilan aralashtiriladi. Reaktorning




***5.45-rasm.*** Yagona bosim tizimi 0,73 MPa (a) hamda ikki xil bosim – AK-72 (*b*) tizimlaridagi ammiakni oksidlash reaktori:
*1*–korpus; *2*–aralashtirgich; *3*–taqsimlash jihozi; *4*–katalizator to'rlari; *5*–utilizator-qozon; *6*–portlash membranasi; AHA–ammiak-havo aralashmasi; NG–nitroz gazlar.

baland konussimon qismi oqimning reaktorning ko'ndalang kesimi bo'ylab bir tekisda yoyilishi uchun xizmat qiladi, to'rlar qavati juda yupqa bo'lib, oqimni to'g'rilay olmaydi. Modomiki, oqimning absolyut (mutloq) bir tekisda bo'lishini amalga oshirish qiyin ekan, to'rlarning ko'paytirilgan – 10–12 sonidan foydalaniladi va bunda bosim 0,7 MPa bo'ladi.

Yuqori haroratlarda platina ko'pincha $PtO_2$ ko'rinishda bug'lanadi. Bunda yo'qotishlar 0,16 g Pt/t $HNO_3$ (1200 K haroratda)ni tashkil qiladi. Platinani ushlab qolish uchun to'rlar ostidan CaO asosida tayyorlangan yutgich solinadi. Qaytmaydigan yo'qotishlar 0,07 gramm Rt/t $HNO_3$ miqdorgacha kamayadi.

Ammiakning oksidlanishidan so'ng hosil bo'luvchi gazlarning issiqligidan utilizator-qozonda bug' hosil qilinishida foydalaniladi. U tuzilmaviy jihatdan reaktor bilan uyg'unlashgan.

Azot oksidining oksidlanishi – gomogen qaytariluvchi ekzotermik reaksiya:

$$2NO + O_2 \rightleftarrows 2NO_2 + 180{,}6\ kJ \qquad (5.31)$$

400 K dan past haroratda reaksiya muvozanati amalda to'liq $NO_2$ hosil bo'lish tarafiga surilgan. Reaksiya barcha uskunalarda – quvuro'tkazgichlar, issiqlik almashtirgichlar va boshqa apparatlardan o'tishi mumkin.

Kinetik modelning reaksiya stexiometriyasiga javob berishi aniqlangan:

$$r = k_1 P_{NO}^2 P_{O_2} - k_2 P_{NO_2}^2 \qquad (5.32)$$

Bu formuladan ko'rinib turibdiki, bosim reaksiyani sezilarli tarzda tezlashtiradi va bu uni KTT da ko'tarilish foydasi haqida darak beradi. Shuning uchun, reaksiyaning tugallanishida reaksion aralashmaning ma'lum vaqt davomida tutib turilishini ta'minlovchi hajmiy apparat – oksidlash uskunasi o'rnatiladi.

NO ning oksidlanish reaksiyasi ekzotermik reaksiyadir. Nitroz gaz qo'shimcha ravishda sovutilishi zarur. Sovutishda suv kondensatlanadi. Bunda hosil bo'luvchi suv ammiakka beriladigan suvga qaraganda 1,5 marta ortiq bo'ladi. Kondensatlanuvchi suv

nitroz gaz bilan o'zaro ta'sirga kirishib, azot kislotasini hosil qiladi. Gazning suv bilan tutashish vaqtini kamaytirish maqsadga muvofiqdir, shuning uchun maxsus tezlashtirilgan issiqlik almashtirgich-kondensator qo'llaniladi. Uning ichida 30% li kislota hosil bo'ladi. U shu konsentratsiyaga muvofiq keluvchi absorbsion kolonnaning kesimiga yuboriladi.

**Azot oksidining asborbsiyasi**. Azot dioksidi suv bilan quyidagi reaksiya orqali o'zaro ta'sirga kirishadi:

$$2NO_2 + H_2O = HNO_3 + HNO_2 \quad 3HNO_2 = HNO_3 + 2NO$$

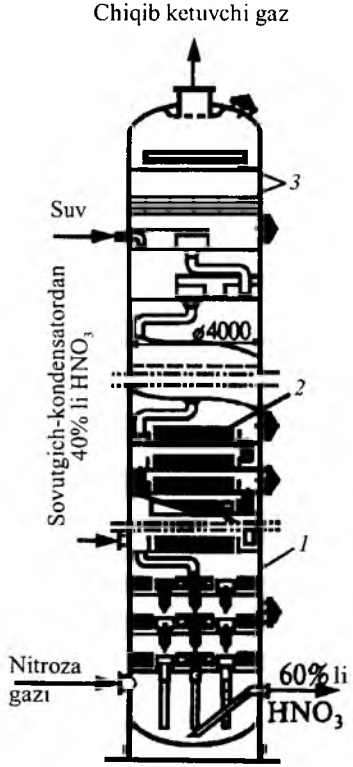
Birinchi reaksiya bo'yicha hosil bo'luvchi azot kislotasi barqaror emas va tezlikda NO qismi gaz fazasiga aylanadi. Umumiy holda asborbsiya quyidagi tenglama orqali ifodalanadi:

$$3NO_2 + H_2O = 2HNO_3 + NO + 73{,}6\ kJ \qquad (5.33)$$

$NO_2$ ning $N_2O$ bilan o'zaro ta'siri – juda tez reaksiya, $NNO_3$ bilan suyuqlikda va $NO_2$ bilan gazda muvozanatga erishiladi. NO ning bundan keyingi oksidlanishi (ham gazli, ham suyuq fazalarda) sekin o'tadi. Uning tugallanishi uchun ma'lum vaqt hamda NO ning oksidlanishi sodir bo'ladigan bo'shliq zarur bo'ladi. (5.32) reaksiya – geterogen gaz-suyuqlikka oid reaksiya, (5.30) esa gomogen reaksiyadir. Shuning uchun azot kislotasi hosil qilinuvchi reaktor quyiluvchi to'rsimon tarelkalari bo'lgan absorbsion kolonnadan iborat (5.46-rasm). Tarelkalar oralaridagi bo'shliq ajralib chiquvchi NO asosiy miqdorining gaz fazali oksidlagichi sifatida ishlaydi. Suyuqlikning uncha baland bo'lmagan qavatida (tarelkada) amalga oshiriluvchi barbotaj gaz bilan jadal massa almashinuvining amalga oshirilishini ta'minlaydi va bunda u gaz aralashmasi komponentlari yutilishiga yordam berib, $HNO_3$ hosil bo'lishi hamda NO ning suyuq fazali oksidlanishini ta'minlaydi. Absorbsion kolonnada quyidagicha brutto-tenglama orqali ifodalanuvchi aylanishlar–o'tishlar sodir bo'ladi, deb hisoblanishi mumkin:

$$4NO_2 + H_2O + O_2 = 4HNO_3 \qquad (5.34)$$

$NH_3$ ni $HNO_3$ ga aylanishining quyidagi umumiy tenglamadan




***5.46-rasm.*** Azot kislotasi olish reaktori (absorbsion kolonna): *1* – to'rsimon tarelkalar; *2* – issiqlik almashtirgichli elementlar; *3* – sachratgichlar.

$$4NH_3 + 8O_2 = 4HNO_3 + 4H_2O$$

ko'rinib turibdiki, 1 hajm $NH_3$ ga 2 hajm kislorod sarflanayapti. Ammiakning oksidlanish bosqichida havo bilan birga 1,8 hajm $O_2$ beriladi. Qolgan kislorodni (havo) absorbsion kolonnaga NO to'liq oksidlanishi uchun berilishi lozim bo'ladi.

Haroratning pasayishi bilan $NO_2$ yutilishi yaxshilanadi. Reaksiya issiqligini olib ketish uchun tarelkalar ichida suv sirkulyatsiyalanuvchi tekis yassi ilonizisimon naychalar o'rnatilgan.

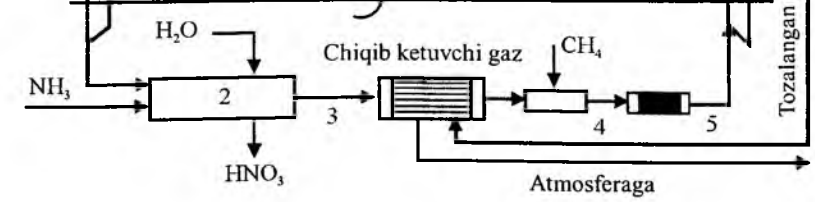
Bosimning ortishi $NO_2$ ning yutilishiga va hosil bo'luvchi kislotaning konsentratsiyasini 1 at.m. bosimda 47–49 % li $HNO_3$, 7 at.m. bosimda 58 % li, 11 at.m. bosimda 62 % gacha konsentratsiyadagi $HNO_3$ ko'payishiga yordam beradi.

**Azot kislotasi ishlab chiqarishda energotexnologik tizim.** Absorbsiyadan keyin chiqib ketuvchi gazlar tarkibida 0,1 % miqdordagacha azot oksidlaridan tozalanishi lozim. Atmosfera bosimi va past haroratda azot dioksidining dimeri $N_2O_4$ – qo'ng'ir-sarg'ish rangli gaz hosil bo'ladi. Shuning uchun mo'rikondan chiqadigan tozalanmagan nitroz gazi «tulki dumi» degan nom olgan. Atmosfera yog'inlari azot oksidlarni qamrab olib, kislotali yomg'irlarni hosil qiladi.

Gazlarni azot oksidlaridan tozalash ularni $N_2$ gacha katalitik qaytarish orqali amalga oshiriladi. Qaytaruvchi sifatida reaktor-

neytralizatorning oldidan, absorbsiyadan so'ng gazlarga dozalanuvchi ammiak xizmat qilishi mumkin. Shuningdek, qaytaruvchi rolini metan (tabiiy gaz) o'ynashi mumkin. Bulardan oxirgisidan energotexnologik tizimni tashkil qilishda foydalanish mumkin.

Gazlar absorbsiyadan so'ng yuqorilashgan bosim ostida bo'ladi va uning quvvatidan gaz turbinasida havo kompressori harakat uzatgichi uchun foydalanish mumkin. Biroq chiqib ketuvchi gazlarning energiyasi turbinaning ishchi jismi sifatida havoni tizimga kirish bosimigacha siqish uchun yetarli emas. Birinchidan, apparatlar va quvur o'tkazgichlardagi gidravlik qarshilikni yengishda bosim yo'qotishlari yuzaga keladi va chiqib ketuvchi gazlar kirishdagiga qaraganda bir muncha past bosimga ega bo'ladi. Ikkinchidan, chiqib ketayotgan zarur gaz hajmi keraklisiga qaraganda kam – kislorodning deyarli barcha qismi mahsulot hosil bo'lishi uchun sarflanadi. Ishchi jismning energiyasini oshirish uchun uni isitish lozim bo'ladi. Buning uchun texnologik tizimga energetik uzel bo'lmish tabiiy gaz gorelkasi kiritiladi (5.47-rasm). Yuqori harorat (1000–1050 K) azot oksidlarining palladiyli katalizator ustida neytrallanishi o'tkazilishiga, so'ngra esa kompressor bilan birga bir valga o'rnatiluvchi turbinadagi tozalangan gazning bosimi va harorati quvvatidan foydalanishga imkon beradi. Gorelkaga yoqilg'i sarflay turib, havo kompressori tizimida energiyaning asosiy iste'molchisi




***5.47-rasm.*** Azot kislotasi ishlab chiqarishda energotexnologik tizim: *1*–kompressor; *2*–texnologik apparatlar; *3*–issiqlik almashtirgich; *4*–gaz gorelkasi; *5*–katalitik tozalash reaktori; *6*–gaz turbinasi.

uchun tashqaridagi energiyadan foydalanish muammosidan to'liq qutulish mumkin.

Gazdagi absorbsiyadan keyin qoldiq kislorodning konsentratsiyasi hamda tabiiy gaz miqdori shunday tarzda tanlanadiki, bunda gazda gorelkadan keyin yetarli darajada metan bo'lsin va qaytaruvchi atmosfera mavjud bo'lsin. Ushbu shartlarga $CH_4$ ning 10% ortiqcha qismi va $CH_4 : O_2 = 0,55$ nisbat javob beradi. Katalitik tozalanishdan keyin azot oksidlari konsentratsiyasi 0,1% (hajm) dan 0,002–0,008% (hajm) gacha pasayadi.

Azot kislotasi ishlab chiqarish reaktorlar nazariyasi va kimyo-texnologik tizimlarning ko'pgina nizomlarining amalga oshirilishiga yaxshi misol bo'la oladi.

## NAZORAT SAVOLLARI

1. Atmosfera havosidagi azotni bog'lashning qanday turlari va usullarini bilasiz?
2. Kalsiy sianamidi qanday modda va uni elementar azotni bog'lashdagi ahamiyatini tushuntirib bering.
3. Bog'langan azot ishlab chiqarish xomashyolarining qanday turlarini bilasiz?
4. O'zbekiston Respublikasida bog'langan azot ishlab chiqaradigan qanday korxonalar bor?
5. Atmosfera havosini ajratish usullarini so'zlab bering.
6. Havoni suyuqlantirish va so'ngra uni ajratish uchun chuqur sovuqlik olishning qanday sikllari qo'llaniladi?
7. Nima uchun havoni suv bug'i, uglerod dioksidi, chang va asetilendan tozalash zarur? Yirik havo ajratish qurilmalarida havo bu aralashmalardan qanday tozalanadi?
8. AKT-1B havo ajratish qurilmasi qanday ishlaydi?
9. Regeneratorlar, bu qurilmadagi pastki va yuqorigi rektifikatsiya minoralari, asosiy kondensator-bug'latgichlar tuzilishini tushuntirib bering.
10. Gaz va suyuqlantirilgan holdagi gazlar qanday saqlanishi va tashilishi haqida so'zlab bering.
11. Nima uchun tabiiy va yo'ldosh gazlar ammiak ishlab chiqarishda asosiy xomashyo hisoblanadi?
12. Metan konversiyasining asosiy tenglamalarini yozing. Qaysi reaksiyalar amaliy qaytar reaksiyalar hisoblanadi? Metan konversiyasi darajasiga

bosim, temperatura va $CH_4 : H_2O_{(bug')}$ yoki $CH_4 : H_2O_{(bug')} : O_2$ nisbatlarining ta'siri qanday?

13. CO konversiyasi jarayoniga bosim, temperatura va $N_2O$ : SO nisbatlarining ta'siri qanday?
14. $CH_4$ va CO ning konversiyasi jarayonlarida qanday katalizatorlar ishlatiladi?
15. Metanning bir bosqichli bug' – kislorodli konversiyasi tasvirini tushuntiring. Jarayonning asosiy parametrlari (bosim, temperatura, $CH_4 : H_2O_{(bug')} : O_2$)ni ayting.
16. Metanning ikki bosqichli bug'li va bug'-havoli katalitik konversiyasi qanday xususiyatlarga ega? Bu jarayonning tasvirini tushuntiring va jarayonning asosiy parametrlarini ayting.
17. Gazlarni siqishda ajralib chiqadigan issiqlik qanday olib tashlanishini tushuntirib bering.
18. Nima uchun yirik tonnalik ammiak ishlab chiqaruvchi hozirgi zamon qurilmalarida porshenli kompressorlar o'rniga markazdan qochma kompressorlar ishlatiladi?
19. Ammiak sintezi jarayonining tenglamasini yozing, bu jarayonda bosim va temperaturaning rolini tushuntiring.
20. Ammiak sintezi katalizatorlarining vazifasi qanday? Sanoatda qanday katalizatorlar qo'llaniladi? Ammiak sintezi katalizatorlarining tarkibiga qanday promotor (aktivator)lar kiradi va ularning vazifasi nimadan iborat?
21. Katalitik zaharlar nima, azot – vodorod aralashmasidagi ularning ruxsat etilgan konsentratsiyalari qanday?
22. Ammiak sintezi agregatining tasvirini tushuntiring. Katalizator zonasidagi temperaturani ayting. Sintez minorasidan keyin gazdagi ammiakning konsentratsiyasi qanday?
23. Sintez minorasining tuzilishini ta'riflang. Issiqlik almashtirgichning roli qanday, katalizator zonasidagi reaksiya issiqligi qanday va nima uchun chiqarib tashlanadi?
24. Agregatda nima maqsadlarda sirkulyatsion kompressor yoki injektor o'rnatiladi?
25. Agregatning nazorati va avtomatlashtirish prinsipini tushuntirib bering.
26. Ammiak ishlab chiqarishdagi texnika xavfsizligi asosiy qoidalari nimalardan iborat?
27. Azot kislotasining xususiyatlari haqida gapirib bering.
28. Ammiakni oksidlash uchun qanday katalizatorlar ishlatiladi?
29. Platina katalizatorida ammiakni azot monooksidigacha oksidlash mexanizmini tushuntirib bering.
30. Azot kislotasini atmosfera bosimi va yuqori bosim ostida ishlab chiqarishda platinaning yo'qolishi nimalardan iborat ekanligini tushuntirib bering.

31. Azot monooksidini azot dioksidiga oksidlash reaksiyasini yozing. Bu reaksiyaning tezligiga temperatura va bosimning ta'sirini tushuntirib bering.
32. Konsentrlanmagan azot kislota olishning qanday tasvirlari mavjud? Ularning bir-biridan farqi nimada?
33. Azot kislotasi ishlab chiqarishda tashlandiq gazlarni tozalashning qanday usullari qo'llaniladi?

## 5.9. FOSFAT KISLOTA ISHLAB CHIQARISH

Fosfat kislota $H_3PO_4$ konsentrlangan fosfor tarkibli o'g'itlar ishlab chiqarishda muhim oraliq mahsulot hisoblanadi. Bundan tashqari, fosfat kislotadan turli-tuman texnik tuzlar, turli fosfororganik mahsulotlar, shu jumladan, yarim o'tkazgichlar, insektitsidlar, faollashtirilgan ko'mir (cho'kindisini yo'qotish va suvni yumshatish uchun sulfoko'mir), ionalmashinish smolalari ishlab chiqarishda hamda metallarda himoya qoplamalari paydo qilishda foydalaniladi. Tozalangan yoki oziqaviy deb ataluvchi $H_3PO_4$ oziq-ovqat sanoatida, yem konsentratlari, formasevtik preparatlar tayyorlashda qo'llaniladi.

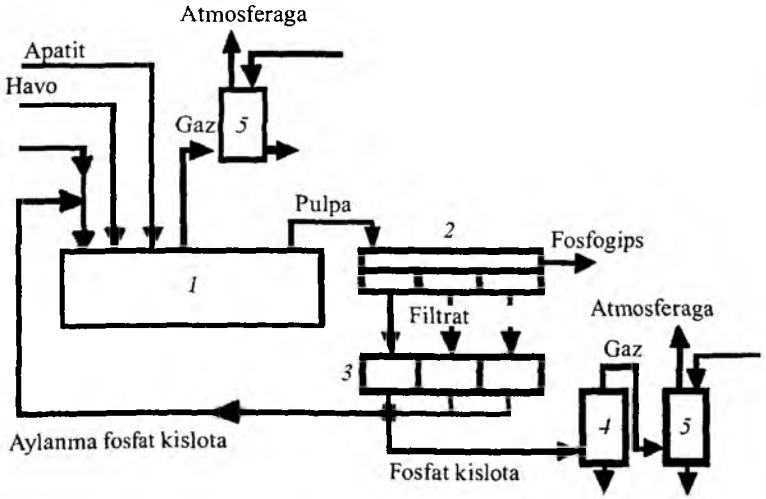
Fosfatli xomashyo o'z tarkibida rudalar – apatitlar va fosforitlar tutgan holda 3–5% dan 25–30% gacha $P_2O_5$ iborat murakkab minerallar aralashmasini hosil qiladi. Fosforning asosiy miqdori apatit guruhi minerallari tarkibiga kiradi. Ularning umumiy formulasi $3Ca(PO_4)_2 \cdot CaX$, bunda X-ftor, xlor yoki gidroksil-ion bo'lishi mumkin. Eng keng tarqalganlardan ftorapatitdir $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot CaF_2$ yoki $Ca_5(PO_4)_3F$. Ularning tarkibidan fosfor mineral xomashyoni parchalab olinadi. Hozirgi paytda tarkibida 25% ortiq miqdorda $P_2O_5$ bo'lgan rudalarni kislota yordamida parchalash usuli keng qo'llaniladi. Fosfat kislotasi rudaning bevosita erishida, ya'ni fosfor birikmalari ekstraksiyasini to'g'ridan-to'g'ri chiqarib olishda hosil bo'ladi. Shu sababli mahsulotning nomi ekstraksion fosfor kislotasi (EFK) deb yuritiladi. Kamroq miqdorda fosfor birikmalariga ega bo'lgan rudalardan termik fosfat kislotasi olinadi. Ushbu jarayon tabiiy fosfatlar tarkibidagi fosforni koks ishtirokida yuqori haroratlarda qaytarish va so'ng fosfordan $H_3PO_4$ olishga asoslangan.

**EFK ishlab chiqarilishining funksional sxemasi.** Dastlabki xomashyo tarkibining murakkabligi uni qayta ishlanishining texnologik

sxemalarining bir qator variantlari mavjudligini keltirib chiqaradi. Yaxshi tadqiq etilgan ishlanmalardan biri apatitli konsentratni sulfat kislotasi orqali parchalash usuli bo'lib, u tarkibida 39% ga yaqin miqdorda $P_2O_5$ tutgan xibin apatit – nefelin rudasini boyitish orqali olinadi. Uning parchalanishi «suyuqlik-qattiq» – geterogen redaksiyadir.

$$Ca_5(PO_4)_3F+5H_2SO_4+5nH_2O=3H_3PO_4+5CaSO_4\cdot nH_2O\downarrow+HF\uparrow \quad (5.35)$$

Ca va F aralashmalari – tezda reaktorda ajraladi. Birinchisi gips ($CaSO_4$) ko'rinishida cho'kmaga tushadi, ikkinchisi vodorod ftor HF ko'rinishda gaz fazasiga o'tadi. Funksional sxema (5.48-rasm) maydalangan xomashyoni reaktorda (ekstraktorlarda) parchalashni, qattiq cho'kmani filtrlashni, fosfor kislotasini tovar konsentratsiyagacha bug'latish va chiqib ketuvchi gazlarni tozalash kabi jarayonlarni o'z ichiga oladi. Qattiq chiqindi «fosfogips» degan nomni olgan. Chiqib ketuvchi gazlarni suv bilan yuvishda vodorod ftorid kremneftorvodorod kislota $H_2SiF_6$ ko'rinishida tutib olinadi.




***5.48-rasm.*** Ekstraksion fosfat kislota ishlab chiqarish funksional sxemasi:

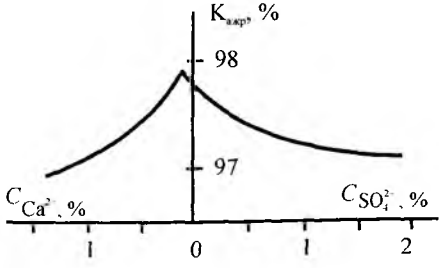
*1*–apatitni parchalash reaktori (ekstraktor); *2*–vakuum-filtr; *3*–filtrat to'plagich; *4*–fosfat kislotani bug'latish kolonnasi; *5*–gazlarni tozalash tizimi.

**Apatitni sulfat kislotasi orqali parchalash**. (5.34) reaksiya bo'yicha aylanish (o'tish) tezligiga reaksiya mahsulotlari – $Ca^{2+}$va $P_4^{3-}$ ionlarining olib ketilishi ta'sir qiladi, ular zarrachalar yuzasidan eritmaga o'tib, eritmadagi $Ca^{2+}$konsentratsiyasi qancha kam bo'lsa, erish tezligi shuncha katta bo'ladi.

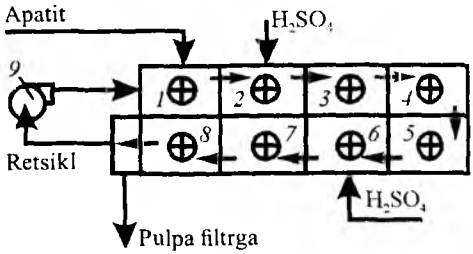
Apatitning erishi bilan bir vaqtda qiyin eruvchi qattiq $SaSO_4$ hosil bo'lishi sodir bo'ladi. $Ca^{2+}$ni $CaSO_4$ ga bog'lanishi, ya'ni uning eritmadan ajralib chiqishi reaksiya tezligini oshiradi. Sulfat kislota konsentratsiyasini, ya'ni $SO_4^{2-}$ ionlarining ortishi yaxshi omil bo'lib ko'rinsa-da, ammo $SO_4^{2-}$ $Ca^{2+}$ni eritmadagi nafaqat alohida faza ko'rinishida, balki apatit zarrachalari yuzasida ham cho'kishini keltirib chiqaradi. Hosil bo'luvchi $CaSO_4$ pardasi avval erishni sekinlashtiradi, keyin esa yuzani qurshab olib, erish jarayoni amalda to'xtaydi. Shuning uchun $CaSO_4$ ning shunday optimal konsentratsiyasi mavjudki, bunda fosforni xomashyodan chiqarib olish darajasi maksimal qiymatda bo'ladi (5.49-rasm). Shu bilan reaktorda $H_2SO_4$ konsentratsiyasining qat'iy ushlab turilishi va reaktor hajmi bo'yicha bir xilda bo'lishiga qat'iy talablar qo'yiladi.

Parchalash reaktori reagentlarning jadal va bir-biridan oqib o'tuvchi ravishda aralashtirilishini har qaysisi seksiyada alohida amalga oshiruvchi ketma-ketlikda joylashgan seksiyalardan iborat. Uning variantlaridan biri 5.50-rasmda ko'rsatilgan. Aralashtirish qattiq va suyuq fazaga qatlamlanishning oldini olishi lozim.

Seksiyalarning birinchi yarmida, asosan, apatitning erishi sodir bo'ladi. Qolgan seksiyalar yetishtiruvchi kabi ishlaydi, ularda $CaSO_4$ kristallari shakllanadi. Oxirgi va birinchi seksiyalar oralig'ida jadal retsikl tashkil etilgan (sirkulyatsiyalar soni 20 marta va undan ortiq bo'ladi). Uning vazifasi:




***5.49-rasm.*** Fosforni ajratib olish darajasi $K_{ajr.}$ning $Ca^{2+}$ va $SO_4^{2-}$ ionlarining ortiqcha miqdoriga bog'liqlik grafigi.




***5.50-rasm.*** Apatitni parchalash reaktorining (ekstraktorining) sxemasi:
*1–8* – reaktor seksiyalari;
*9*-sirkulyatsiyalovchi nasos;
⊕ – aralashtirgichlar.

reagentlar kirish zonasida lokal o'ta to'yinishlarni bartaraf etish;

$Ca^{2+}$ ionlarining erish boshlanishida bog'lanishlarini osonlashtiruvchi kristallanish markazi sifatida birinchi seksiyaga $CaSO_4$ kristallarini o'tkazish;

xomashyoning erishi va kristallarning o'sishi uchun seksiyalarda bir jinsli sharoit yaratish (reaktorning barcha hajmi bo'yicha aralashtirish).

$SO_4^{2-}$ ionlarining balans konsentratsiyasiga ega bo'lishi kerak bo'lganda, keyin esa $SO_4^{2-}$ ionlarining bir ozgina ortiqcha miqdorida kristallarning shakllanishi lozim bo'lganda, avval erish uchun yaxshi, qulay sharoit yaratilishi uchun, sulfat kislotaning 5.48-rasmda ko'rsatilgani kabi ikkinchi va oltinchi seksiyalarga taqsimlangan holda berilishi maqsadga muvofiqdir. Apatitning parchalanish darajasi 97% gacha yetadi va undan ham ortishi mumkin va bunda ularni filtrlash orqali ajratib olinishi yengillashtiruvchi yirik kristallar hosil bo'ladi.

**Mahsulot ko'rinishidagi fosfat kislotasining hosil bo'lishi** $CaSO_4$ (fosfogips) cho'kmasining ajralishi va kislotani konsentrlashni o'z ichiga oladi. Parchalanish shartlariga bog'liq ravishda $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ (digidrat) yoki $CaSO_4 \cdot 0{,}5H_2O$ (yarimgidrat) kristallari hosil bo'ladi. Digidrat jarayonda harorat 343–353 K bo'lib, fosfat kislotasining konsentratsiyasi 25–35% ($P_2O_5$ ga hisoblaganda) tashkil etadi; yarimgidratli jarayonda ushbu ko'rsatkichlar 358–378° K va 35–40% atrofida bo'ladi.

Fosfogips tasmali yoki karusel turidagi vakuum-filtrda ajratib olinadi. Hosil bo'lgan filtrat bug'latishga yuboriladi va natijasida

kislotaning konsentratsiyasi $P_2O_5$ ga hisoblanishida 52–54% gacha ko‘payadi. Mana shu mahsulot ko‘rinishidagi kislotadir. Bug‘latishda kislotadan HF ko‘rinishidagi 80–90% ftor chiqib ketadi. Reaktordan va bug‘latish uzelidan chiqib ketuvchi ftor tarkibli gazlar tozalash tizimlarida krefneftorvodorod kislota hosil qilinishi bilan yutiladi.

Mahsulotning 1 tonnasiga ($P_2O_5$ ga hisoblangan) 2,5 tonnadan ortiq qiyin ishlanuvchi $CaSO_4$ hosil bo‘ladi. U bilan birga sulfat kislotasi ham yo‘qotiladi, uning samarali sanoat regenerasiyasi hanuzgacha ishlab chiqilmagan. Fosfogipsdan gips bog‘lovchilar ishlab chiqarishda, sementga qo‘shimchalar sifatida, qurilish materiallari ishlab chiqarishda foydalaniladi. Qishloq xo‘jaligida sho‘rlangan yerlarni gipslashtirishda qo‘llaniladi. Fosfogipsning katta qismi uyumlar ko‘rinishida saqlanadi.

**NAZORAT SAVOLLARI**

1. Fosforli o‘g‘itlar olishda qanday xomashyolardan foydalaniladi?
2. Fosforli o‘g‘itlar qanday xususiyatlariga qarab guruhlarga bo‘linadi?
3. Fosforli o‘g‘itlarning qanday guruhlarini bilasiz?
4. Fosforitlar qayerlarda uchraydi?
5. Sekin eruvchan o‘g‘itlarga misol keltiring.
6. Fosforit unidan o‘g‘it sifatida foydalanish mumkinmi?
7. Qora-tog‘ fosforitning tarkibi qanday?
8. Flotkonsentrat deb nimaga aytiladi?
9. Fosforitlarda qanday aralashmalar uchraydi?

## 5.10. Uglerod oksidi va vodorod asosidagi sintezlar

Ushbu sintezlarning asosiysi uglevodorodlar hosil qilish bo‘lib, bunda alkanlar bilan alkenlar birinchi navbatdagilar hisoblanadi. Mazkur sintez dastlab Sabatve tomonidan nikel’ katalizatori ishtirokida metan olish bilan boshlanganligi ma’lum. Orlov shu reaksiada temir palladiy katalizatoridan foydalanib etilen sinteziga muvaffaq bo‘lgan. Olib borilgan termodinamik hisoblar mazkur reaksiya orqali ixtiyoriy molekulyar massaga ega bo‘lgan uglevodorodlarni sintez qilishga imkon borligini isbotlaydi. Dast-

labki o'tkazilgan sintezlar sharoiti bilan tanishar ekanmiz, ushbu jarayonlarning o'rganilishi kelajakda bu borada keng imkoniyatlar yaratganiga amin bo'lamiz. Nikel yoki kobal't katalizatori ishtirokida oddiy sharoitda yoki biroz yuqoriroq ($0{,}7–1{,}2 \cdot 10^6$ Pa yoki 7–12 atm.) bosimda reaksiya quyidagi sxemaga ega bo'ladi:

$$nCO + (2n+1)H_2 \xrightarrow[160-200°C]{Ni,\,CO} C_nH_{2n+2} + nH_2O$$

Temir katalizatoridan foydalanilganida esa reaksiyaning asosiy mahsuloti bo'lgan uglevodorod bilan birga uglerod dioksidi hosil bo'ladi:

$$2nCO + (n+1)H_2 \xrightarrow[190-250°C]{Fe} C_nH_{2n+2} + nCO_2$$

Ishlatilgan katalizator tarkibiga qo'shimchalar qo'shish bilan hosil bo'luvchi uglevodorodlar uzunligi va izotuzilishli birikmalar miqdorini boshqarish mumkinligi tajribalarda isbotlangandir.

Hozirgi vaqtda sintez – gaz olishning asosiy texnologiyasi tabiiy gazdan foydalanishni ko'zda tutadi, bunda suv uglerod dioksid yoki kisloroddan ma'lum miqdorda qo'shiladi:

$$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$$
$$CH_4 + CO_4 \rightarrow 2CO + 2H_2$$
$$2CH_4 + O_2 \rightarrow 2CO + 4H_2$$

Ushbu reaksiyalarda ishlatilayotgan xomashyolar nisbatini o'zgartirib sintez – gazning kerakli tarkibini vujudga keltirish imkoniyati borligini eslatib o'tamiz.

Fisher bilan Tropsh ba'zi metallar oksidlaridan katalizatorlar sifatida foydalanib, uglevodorodlar bilan birgalikda kislorodli birikmalarning hosil bo'lish jarayonlarini o'rgandilar. Buni metanol sintezida ko'rsatishdi, keyinroq esa katalizatorga ishqor qo'shib, yuqori spirtlar, shu jumladan izobutanol yuqori chiqishiga erishdilar:

$$4CO + 8H_2 \xrightarrow{ZnO + KOH} (CH_3)_2 - CH - CH_2OH + 3H_2O$$

Yuqoridagi reaksiyalardan ko'rinadiki, sharoit va katalizatorni o'zgartirish orqali uglerod oksidi vodoroddan ko'p yo'nalishdagi maxsulotlar olishga erishish mumkin ekan. Buni misollarda ko'raylik. Nikel' katalizatorlaridan foydalangan holda 0,1 MPa bosim va 160–200°C da uglerod atomlari ikkitadan yuqori bo'lgan alkanlar va 200°C dan yuqorida asosan metan olishga erishiladi. Kobal't katalizatorlari ishlatilganida esa tahminan shu sharoitlarda esa asosan chiziqli alkanlar va alkenlar hosil bo'ladi. Temirli katalizatorlarda 2–3 MPa va 200–250°C da alkanlar va alkenlarning tarmoqlangan aralashmalari bilan bir qatorda kislorodli birikmalar sintez qilinadi. Katalizator sifatida rutenitdan foydalanilganda yuqori bosimlar (50–150 MPa) da va 100 – $2 \cdot 10^5$ va undan yuqorilar olinadi.

Bu erda shuni ham ta'kidlash joizki, agar yangi katalizatorlar izlash bilan bir qatorda xom ashyo sifatida $CO+H_2O$; $CO_2+H_2$; $C_3O_2+H_2$ va shu kabi boshqa aralashmalardan hamda initsiatorlar, maxsus reaksion moddalar, faol va kompleks hosil qiluvchi eritmalar hamda ming MPa bosim qo'llanilgan taqdirda uglerod monoksid bilan vodoroddan olinuvchi kislorodli birikmalar olishning termodinamik imkoniyati va bir necha barobar ortishini nazarda tutmoq foydadan holi bo'lmaydi degan fikrni o'rtaga tashlaymiz. Ana shunday yirik texnologiyalardan biri Germaniyaning butun aviatsiya texnikasi, avtotransporti, harbiy texnikasi dengiz kemachiligi 1936 yili sanoat miqyosida ishlab chiqarila boshlagan sintetik benzin – sintinga o'tkazilganligini eslatib o'tamiz.

### 5.11. Metanol sintezi

Hozirgi vaqtda metanol ikki usulda olinadi. Birinchisi selektiv mis katalizatorida metanni oksidlash bo'lsa, ikkinchisi uglerod oksidi va vodoroddan rux – xrom katalizatori (90% rux oksidi, 10% xrom oksidi) $2 \cdot 10^7$–$3 \cdot 10^7$ Па (200–300 atm) bosim va 400°C da yoki mis katalizatorida 250°C va $7 \cdot 10^6$ Па (70 atm) bosimda olishdir:

$$CO+2H_2 \rightleftarrows CH_3OH - 110{,}8 \text{ kJ/mol}$$

**Jarayonning fizik – kimyoviy asoslari.** Metanol sintezi quyidagi qator reaksiyalar orqali ifodalanadi:

$$CO_2 + 2H_2 \rightleftarrows CH_3OH \qquad \Delta H = -90{,}8 \text{ kJ (I)}$$

$$CO_2 + 3H_2 \rightleftarrows CH_3OH + H_2O \qquad \Delta H = -49{,}6 \text{ kJ (II)}$$

(I) va (II) reaksiyalar ekzotermik reaksiyalar bo'lib hajm kichrayishi bilan boradi. Bundan ko'rinadiki, metanolning yuqori chiqishi va sintez – gazning aylanishi yuqori bo'lishiga erishish uchun jarayonni past temperatura va yuqori bosimlarda olib borish kerak bo'ladi. Bosim 5 dan 50MPa gacha asta ko'tarilib borilganida metanolning molyar qismi ham ortib borganligi tajribalardan aniqlangan. Bosim 5 MPa, temperatura 300°C bo'lganda metanolning molyar qismi 10,5% ni tashkil etgan bo'lsa, bosim 50 MPa ga etgazilganda shu temperaturada metanol molyar qismi salkam 90% ni tashkil etganligi ma'lum. Temperatura 350°C da esa (bosim 50 MPa) metanolning molyar qismi 67% atrofida bo'lgan. Demak, temperatura yuqori bo'lganda unum pasayar ekan. Bu erda reaksiyaning muvozanat sharoitlari ham rol' o'ynashini hisobga olish zarur bo'ladi:

(I) reaksiyaning muvozanat konstantasini hisoblash uchun tenglama taklif qilingan:

$$\lg Km = (\,) - 9{,}2833 \lg T + 3{,}1475 \cdot 10^{-3} T - 4{,}2613 \cdot 10^{-7} T^2 + 13{,}8144.$$

(II) reaksiya muvozanat konstantasini (I) reaksiya muvozanat konstantasi kattaliklaridan foydalanib hisoblab chiqsa bo'ladi. Bunda metanol hosil bo'lish reaksiyasining konstantasidan foydalansa bo'ladi:

$$CO_2 + H_2 \rightleftarrows CO + H_2O \qquad \text{(III)}$$

Bunda $K_2 = K_1/K_3$. Ushbu xolatda muvozanat konstantasini topishda shu usuldan foydalanish maqbul hisoblanadi, buning sababi (I) va (III) tenglamalar farqi (II) tenglamani beradi.

Metanolning uglerod oksidlaridan olish mexanizmi (mis – rux – alyuminiy va boshqa katalizatorlarda) isbotlangan bo'lib, quyidagi ko'rinishda ifodaniladi:

$$CO \xrightleftharpoons{+H_2O-H_2} CO_2 \xrightarrow{+3H_2} CH_3OH + H_2O.$$

Demak, metanolning uglerod dioksid bilan vodoroddan qilingan «to'g'ridan-to'g'ri» sintez uning asosiy hosil bo'lish yo'lidir.

Uglerod oksidi bilan vodoroddan metanol sintez qilinishida bosimning roli kattaligi va temperaturaning pastroq bo'lgani lozimligini aytib o'tgan edik. Jarayonning yanada chuqurroq o'rganilishi natijasida reaksiyaning tezligi oshirishda temperatura omili ham ahamiyatli ekanligi ma'lum bo'ldi. Optimal temperatura tanlanganda jarayonda metan birikmalari, yuqori spirtlar, al'degidlar, keton va efirlar hosil bo'lishiga ham ahamiyat qaratish zarur bo'ladi:

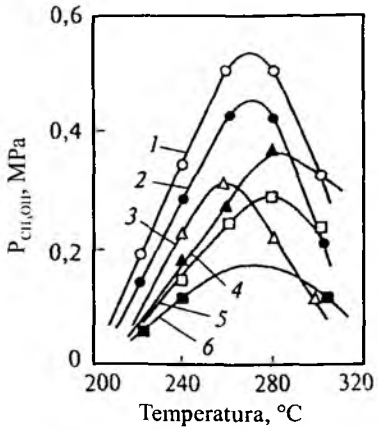
$$CO + 3H_2 \rightleftarrows CH_4 + H_2O$$
$$CO_2 + 4H_2 \rightleftarrows CH_4 + 2H_2O$$
$$nCO + (2n + 1)\,H_2 \rightleftarrows C_nH_{2n+2} + nH_2O$$
$$nCO + 2nH_2 \rightleftarrows C_nH_{2n+1}(OH) + (n - 1)H_2O$$
$$2CO + 4H_2 \rightleftarrows (CH_3)_2O + H_2O$$
$$2CO \rightleftarrows CO_2 + C.$$

Mazkur reaksiyalar sintez – gazning bekorga sarf bo'lishi va jarayonning qimmatlashuvi (metanolni tozalashda) omili hisoblanadi.

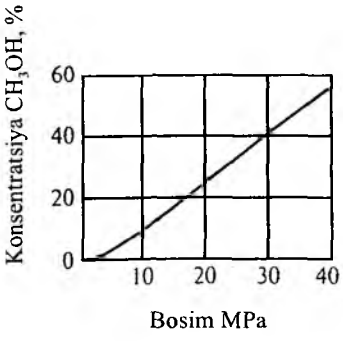
Ushbu reaksiya uchun selektiv va bir vaqtning o'zida qo'shimcha mahsulotlar hosil bo'lishining oldini olish katta ahamiyat kasb etadi. Shu reaksiyalarning mis va rux katalizatorlari ishtirokidagi sintezlarida mualliflarimizdan biri Moskvadagi M. V. Lomonosov nomli nozik kimyo – texnologiya instituti (hozirgi Akademiya)ning «kataliz» laboratoriyasida bir gurux ilmiy xodimlar bilan birgalikda ishtirok etganligini eslatib o'tamiz. Rux katalizatori selektivligi va uzoq vaqt ishlashi bilan ajralib turadi. Shu bois ham dastlabki sanoat qurilmalarida ZOMPa bosimda rux katalizatorlaridan foydalanilgandi. Keyinroq esa pastroq bosimlarda ishlaydigan mis katalizatorlariga o'tildi. Ushbu katalizator zaxarlar tasiriga oson berilishi tufayli xom ashyo gazlari toza va quruq bo'lishi talab

etiladi. Jarayonda rux xrom katalizatorlari qaytar zaxarlansa, mis katalizatorlari qaytmas zaxarlanadi. Bu jarayonni qimmatlashtirishi tabiiy, albatta. Xom ashyo gazlarni temir karbonilidan asrash ayniqsa ahamiyatlidir. Rux xrom katalizatorlarida o'rganilib olingan ma'lumotlar reaksiyaning limitlovchi bosqichi bo'lib, vodorod adsorbsiyasi ekanligini ko'rsatdi. Hosil bo'luvchi metanol temperaturaga bog'liqlik xolati gazning barcha tarkibiy qismlarida ham ekstrimumdan o'tishi aniqlanilgan (rasm-5.51). Past bosimli (5–10 MPa) jarayonlar misli katalizatorlarda 220–280°C da o'tkaziladi. Rux – xrom katalizatorlari uchun yuqori bosim (20–30 MPa) va yuqori temperatura (350–400°C) xarakterlidir. Gazning hajmiy tezligi ortishi bilan metanol chiqishi pasayib ketadi. Bu xolat yuqori bosim uchun ham, past bosim uchun ham bab-baravar ta'sir ko'rsatadi. Darhaqiqat, hajmiy tezlik ortishi bilan gazning katalizator bilan kontakt vaqti kamayadi, tegishlicha reaktordan chiqayotgan gaz tarkibidagi metanol miqdori ham kamayadi.

Bosimning metanol sinteziga bog'liqligi 5.51-rasmda ko'rsatilgan.




***5.51-rasm.*** Parsial bosim 1,08(1,4); 0,47(2,5) va 2,0(3,6) MPa ga teng bo'lganda metanol chiqishining temperaturaga bog'liqligi: *1, 2, 3* – kontakt vaqti 0,29 s; *4, 5, 6* – kontakt vaqti 0,10 s.

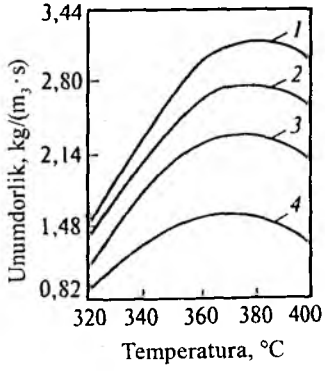



***5.52-rasm.*** Metanol chiqishining 350°C va $H_2$:CO = 2:1 molyar nisbatda bosimda bog'liqligi.

Sanoatdagi sintezlarda maksimal bosim 40 MPa gacha boradi. Undan yuqoridagi bosimda qo'shimcha mahsulotlar chiqishi ortib ketadi, gaz kompressiyasi uchun harajat ko'payib jarayonni qimmatlashtiradi. Bosimning metanol sinteziga ta'siri 5.52-rasmda ko'rsatilgan.

Xom ashyo uzatishning hajmiy tezligi ortishi bilan gazdagi metanol miqdori kamayadi, lekin vaqt birligi ichida mazkur hajmdagi katalizatordan o'tuvchi gaz hajmining ko'payishi katalizator ish unumini oshiradi. (5.53-rasm). Amaliyotda sintez jarayoni 20000–40000 $s^{-1}$ ga teng bo'lgan hajmiy tezlikda olib borilishi ma'lum.

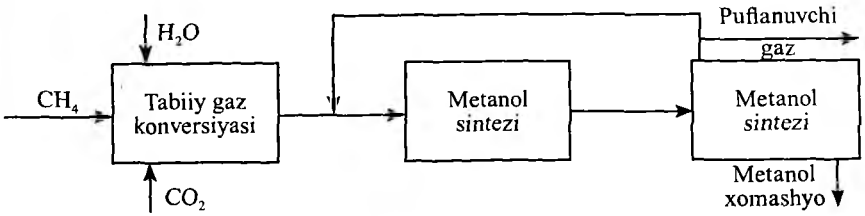
Sintez – gazning reaktordan bir marta o'tishdagi aylanish darajasi metanolning uglerod oksid bilan vodoroddan hosil bo'lish muvozanat konstantasi xolati bilan bog'liq bo'lib, jarayonning adiabatik rejimi katalizator qavatidagi temperaturaning tushib ketishi bilan chegaralanadi. Bitta o'tishda uglerod oksidning aylanish darajasi 15–50% tashkil qiladi, bunda kontakt gazlaridagi metanol miqdori 4,0% ni tashkil etadi. Metanol va suv ajratib olingach sintez – gazdan to'laroq foydalanish maqsadida uni siklga qaytarish ham mumkin. Bunda reserkulyatsiya koeffitsienti r ni hisoblab chiqarish mumkin: bu erda – $X_{CO}$–CO ning umumiy aylanish darajasi; $X^{1}_{SO}$– bitta o'tishdagi aylanish darajasi; $C_A$ – gazdagi CO – konsentratsiyasi; $C_o$–CO ning chiqish gazidagi konsentratsiyasi. Xom ashyoning aylanishiga gaz aralashmasi tarkibi va katalizator unumi katta tas'ir ko'rsatadi. Sanoat sharoitida vodoroddan mo'lroq olib ish ko'riladi, maksimal chiqish $H_2$:CO=4 molyar nisbatda amalga oshadi, korxonalarda esa 2,15–2,25 nisbatda ishlanishi ma'lum.




*5.53-rasm.* 30 MPa va turli hajmiy tezlikda katalizator unumining bosimga bog'liqligi: *1* – 40000 $s^{-1}$; *2* – 30000 $s^{-1}$; *3* – 20000 $s^{-1}$; *4* – 10000 $s^{-1}$.

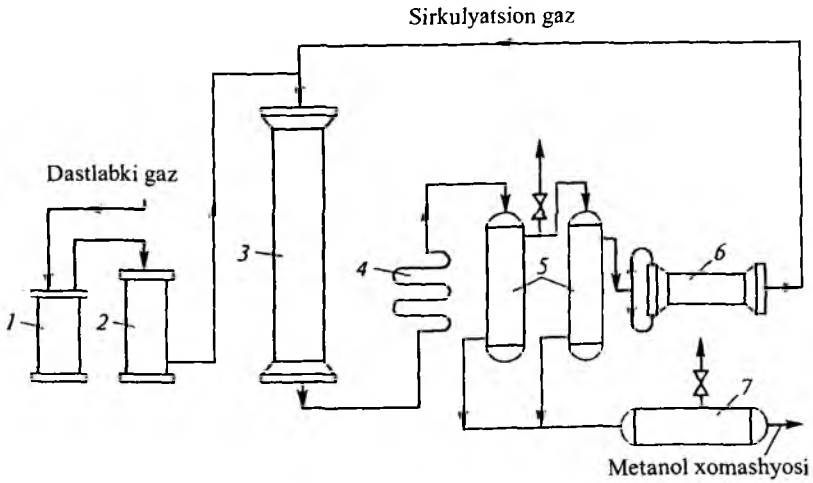
## 5.12. Metanol ishlab chiqarish sxemalari

Uglerod oksidi bilan vodoroddan metanol olish sxemasi o'z ichiga qator operatsiyani oladi. Gaz oldindan temir karbonilidan, oltingugurtli birikmalardan tozalanadi, reaksiya boshlanishi temperaturasigacha isitiladi va keyin metanol sintezi reaktoriga kiritiladi. Kataliz zonasidan chiqishida gazlardan hosil bo'lgan metanol ajratiladi, bu ish aralashmani sovutish hisobiga amalga oshadi, keyin sintez bosimigacha siqiladi va oxirida jarayonga qaytariladi (5.54-rasm).



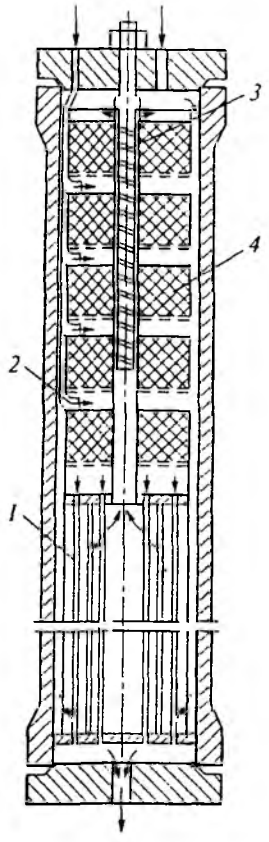

***5.54-rasm.*** Metanol sintezining strukturaviy sxemasi.

Sxemalar asosiy apparat – sintez kolonnasi va issiqlik almashtirgich bilan farqlanadi. 5.55-rasmda berilgan sxemani ko'rib chiqamiz. 32 MPa gacha siqilgan sintez gaz moy *1* va ko'mir *2* fil'trlarda tozalanadi, keyin



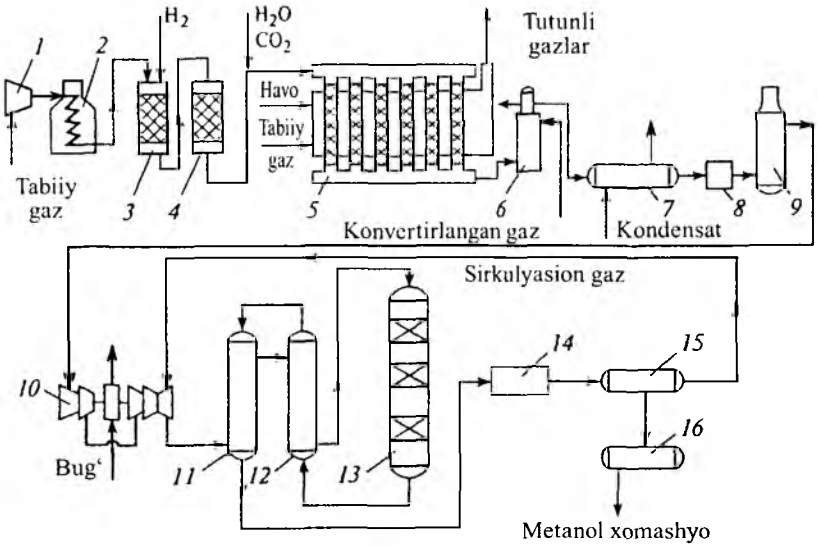

***5.55-rasm.*** Kolonna bilan mujassamlashtirilgan sintez agregati sxemasi:
*1, 2* – filtrlar (moy va ko'mir); *3* – sintez kolonnasi; *4* – sovitgich kondensator; *5* – separatorlar; *6* – kompressor; *7* – yig'gich.

sirkulyatsion gaz bilan aralashtiriladi. Aralashgan gaz katalizator qutichasi bilan sintez kolonnasi korpusi 3 oralig'idagi aylana tirqishdan o'tib, kolonnaning pastki qismida joylashgan issiqlik almashtirgichning trubalari oralig'iga kiradi (5.56-rasm). Issiqlik almashtirgich 1 da gaz 330–340°C gacha isitiladi va markaziy trubadan (uning ichida elektr isitgich 3 joylashgan) kolonnaning yuqori qismiga o'tadi va katalizator 4 ning besh qavatidan ketma – ket o'tadi. Kerakli temperaturani ushlab turish uchun katalizatorning so'ngi qavati boshqalari ustidan sovuq sirkulyatsion gaz 2 o'tkaziladi. Katalizatorning beshinchi qavatidan keyin gaz issiqlik almashtirgichga yo'naltiriladi, bu erda 300–385 dan 130°C gacha sovitiladi, keyin trubadagi truba 4 xilidagi sovitgich – kondensatorga uzatiladi. (5.55-rasmga qarang). Bu yerda gaz 30–35°C gacha sovitiladi va sintez mahsulotlari kondensatsiyalanadi. Metanol separator 5 da ajratiladi va yig'gich 7 ga yo'naltiriladi va rektifikatsiyaga beriladi. Gaz ikkinchi separator 5 ga uzatiladi, bu erda metanol tomchilari yig'ib olinadi, turbotsirkulyatsion kompressor 6 bilan sintez bosimigacha siqiladi va sintezga qaytariladi. Qoldiq gazlar puflanuvchi gazlar bilan birgalikda yonilg'i sifatida ishlatiladi.




***5.56-rasm.*** Metanol sintezi kolonnasi: *1* – issiqlik almashtirgich; *2* – sovuq baypas; *3* – sintez kolonnasi; *4* – sovitgich-kondensator.

Metanolni past bosimda ishlab chiqarish jarayoni ham shu bosqichlarni o'z ichiga oladi, lekin o'ziga xos ayrim tomonlari ma'lum.



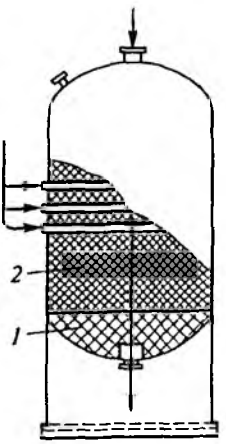

***5.57-rasm.*** MPa bosimdagi metanol ishlab chiqarish sxemasi:
*1, 10* – turbokompressorlar; *2* – tabiiy gaz isitgichi; *3* – oltingugurtli moddalarni gidrirlash reaktori; *4* – adsorber; *5* – trubkasimon konvertor; *6* – qozon – utilizator; *7, 11, 12* – issiqlik almashtirgichlar; *8, 14* – sovitgich – kondensatorlar; *9, 15* – separatorlar; *13* – sintez kolonnasi; *16* – yig'gich.

Quvvati yiliga 300 ming t. metanolni tabiiy gazdan ishlab chiqaruvchi 5 MPa sintez agregati sxemasini ko'rib chiqamiz (5.57-rasm):

Turbokompressor 1 da tabiiy gaz 3 MPa gacha siqiladi, isitgich 2 da isitiladi va oltingugurt birikmalaridan tozalaydigan gidrirlash reaktori 3 va 4 ga va adsorberga yo'naltiriladi, bu yerda oltingugurtning organik birikmalari gidrirlanadi va hosil bo'luvchi oltingugurt vodorod rux oksidi asosidagi adsorbentda yutiladi. Shundan so'ng gaz suv bug'i va uglerod dioksidi bilan $CH_4$:$H_2O$:$CO_2$= 1:3,3:0,24 nisbatda aralashtiriladi. Aralashma trubasimon konvertor 5 ga yo'naltiriladi, bu erda 850–870°C da bug'simon karbon kislota konversiya amalga oshadi. Konvertirlangan gaz qozon – utilizator 6 ga kiritiladi va 280–290°C gacha sovitiladi. Keyin gaz issiqligi issiqlik almashtirgich 7 da tam'inlash suvini isitish uchun ishlatiladi. Gaz havo – sovitgich – kondinsator 8 va separator 9

dan o'tib 35–40°C gacha sovitiladi. Sovitilgan konvertirlangan gaz turbokompressor 10 da 5 MPa gacha sovitiladi, sirkulyatsion gaz bilan aralashtiriladi, issiqlik almashtirgichlar 11, 12 larga uzatiladi, bu erda 220–230°C gacha isitiladi. Isitilgan gaz aralashmasi sintez kolonnasi 13 ga uzatiladi, bunda temperatura rejimi sovuq baypaslar bilan boshqariladi. Reaksion aralashma issiqligi kolonnaga kirayotgan gazni isitish maqsadida issiqlik almashtirgichlar 11, 12 ga kiritiladi. Keyin gaz aralashmasi sovitgich – kondensator 14 da sovitiladi, kondensatsiyalangan metanol separator 15 da ajratiladi va yig'gich 16 ga tushadi. Sirkulyatsion gaz sintezga qaytariladi, puflash va tank gazlari yondirish uchun trubali pechga uzatiladi.

Temperaturaning pasayishi past bosimda olib borilayotgan sintez sharoitining muvozanat xolatga yaqinlashuvi bois ish unumini yuqori bo'lishiga olib keladi. Bu sharoitda reaktor konstruksiyasi va yasalishi xam oson kechadi. Ushbu maqsadlarda shaxtali va trubkasimon reaktorlardan foydalaniladi (5.58-rasm). Reaktor diametri uzunligi 8–16 m va (5.58-rasm). Reaktor uzunligi 8–16 m atrofida bo'lganida diametr 6m qilib olinadi. Reaktordagi katalizator temperaturasi doimiy qilib saqlanadi, bosim regulyatorlari orqali butun reaktor uzunligida bir xil rejim ushlanganligidan qizib ketishlik xolatlari ham yuzaga kelmaydi.




***5.58-rasm.*** Past bosimdagi metanol sintez kolonnasi:
*1* – chinni sharlar; *2* – katalizator.

**Metanol ishlab chiqarishdagi yangi yo'nalishlar.** Keyingi yillarda metanol qo'llanilish sohalari juda kengayib ketganligi ma'lum. Metanolning xom ashyo sifatidagi yo'nalishi ayniqsa kengaymoqda. Formalin, karbamid smolalari, sirka kislota, sintetik kauchuklar, o'simliklarni himoya qilish vositalari, polivinil spirt, atsetallar, antifrizlar, denaturlovchi qo'shimchalar va boshqa mahsulotlar shular jumlasidandir. Vodorod va sintez – gazni metanoldan

olish usulining nisbatan arzon va iqtisodiy samarali ekanligi bu usuldan metallurgiya, ammiak ishlab chiqarish, neft mahsulotlarini oltingugurtsizlashtirish sohalarida keng qo'llanishiga olib kelmoqda.

Metanoldan sirka kislota olishga bo'lgan ahamiyat kuchaya-yotganligi, oqava suvlarning azotning zararli birikmalardan tozalash, ozuqa oqsil olishga sarflanayotgan miqdorining ortishi metanol ishlab chiqarishi kelajagi porloq sohalardan biriga aylanayotganligini eslatib o'tamiz. Uning yaqin kelajakda energiya manba'laridan biriga aylanishi, issiqlik elektrostansiyalari uchun gaz yoqilgisi, motor yoqilgisi va avtomobil benzini komponenti sifatida o'rin egallashiga umid bildirilmoqda. Metanol qo'shilgan benzinlarning antidetanatsion xossalari yaxshilanishi dvigatellar FIK ortishi va atmosferaga chiqariluvchi gazlar tarkibidagi zararli gazlar miqdori ancha kamayishi tajribalar yordamida isbotlangani ko'rinib turibdi.

Metanolga bo'lgan talabning kun sayin o'sishi uning ishlab chiqarish yo'llarini yanada intensifikatsiyalashni talab etadi. Bu borada birlamchi qurilmalar quvvatini oshirish, sintez–gaz ishlab chiqarishning konser-sionsiz qayta ishlashga o'tish, metanol sintezini azot sanoatining boshqa mahsulotlari ishlab chiqarilishi bilan mujassamlashtirish yo'llarini izlash, markazdan qochma kompressorlardan foydalanish va chiqindilardan iloji boricha unumli foydalanishga erishish maqsadli vazifalar sirasidandir deb hisoblash mumkin.

### 5.13. Kaliy o'g'itlar texnologiyasi

Kaliy – o'simlikning uglevod va oqsil almashinuvida muhim rol' o'ynaydigan elementdir. U azotning ammiakli formada o'zlashtirilish sharoitlarini osonlashtiradi, yaxshilaydi. O'simlikni kaliy bilan oziqlantirib turilishi uning o'sish faoliyatining asosiy omili hisoblanadi. Mazkur element xujayra sharbatida shakar to'planishiga imkon yaratadi, bu esa o'simlikning qish faslidagi sovuqliklarga chidamliligini oshiradi, tomir taramlarining rivojlanib, xujayralarning qalinlashuviga imkon beradi. Undan tashqari o'simlik poyasining baquvvatligini ta'minlaydi va yotib qolish xolatlariga yo'l bermaydi.

Kartoshka tuganaklari kaliy tufayli kraxmalga to‘yinadi, qand lavlagi ildizlaridagi shakar miqdori ko‘payadi. Don, sabzavot ekinlari, paxta va zig‘ir tolasi sifati yaxshilaydi, uzum, shaftoli, olma, apelsin va shu kabi boshqa mevalar ta’mi yaxshilandi, kaliy yetishmay qolgan xolatlarda salbiy xolatlarga duch kelamiz.

Ilgari kaliyli o‘g‘itlar mamlakatimizga chet ellardan olib kelinardi. Endilikda esa Prezidentimizning 2007 yil 17 dekabrdagi «Dehqonobod qaliyli o‘g‘itlar zavodi qurilishini tezlashtirish haqida tadbirlar» to‘g‘risidagi qarorlari asosida yiliga 200 ming tonnaga yaqin mahsulot ishlab chiqarilmoqda. Hozirda esa quvvati 400 ming tonna bo‘lgan. 2-navbati qurila boshladi. Tyubegatan koni sil’vinitidan olinayotgan kaliy xlorid o‘g‘iti sifati yuqoriligi tan olinib, yaqin yillar ichida mahsulot ishlab chiqarish hajmi ikki barovar oshirilishi kutilmoqda.

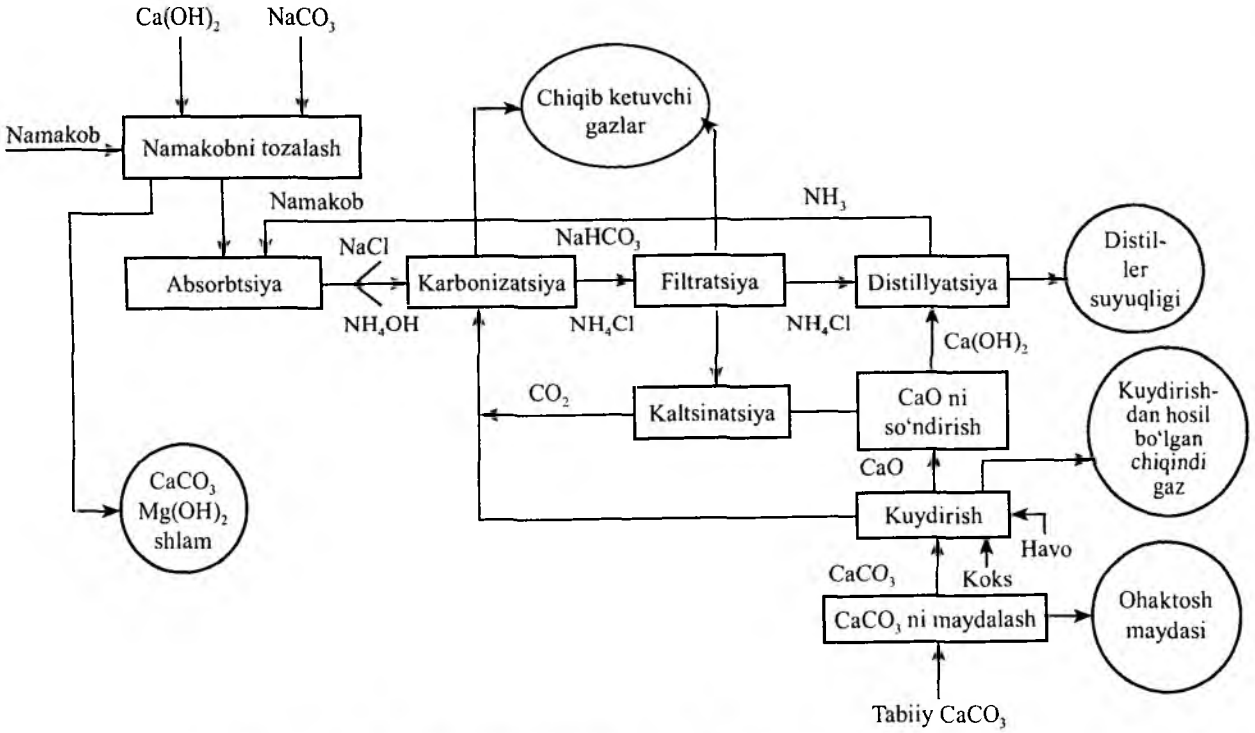
## 5.14. Kal’sinirlangan soda ishlab chiqarish jarayonining qisqacha tavsifi

Soda – tabiiy va sun’iy sodaga bo‘linadi. Tabiiy manbalar nisbatan katta emas va asosan AQSh hududida to‘plangan. Sun’iy soda asosan ko‘pchilik hollarda natriy xloridi dan ammiakli usulda (Sol’ve usulida) olinadi. Kalsinirlangan soda ishlab chiqarish uchun xomashyo sifatida, shuniigdek nefelin, chili selitrasi ($NaNO_3$) va o‘yuvchi natriydan foydalaniladi.

Dunyoda kal’sinirlangan sodaning 85% ammiakli usulda, modernizatsiyalashtirilgan ammiakli usulda – 3%, $NaNO_3$ qo‘llash bilan – 0,1%, NaOH qo‘llash bilan – 0,1% ishlab chiqariladi: bunda 8–12% tabiiy soda qo‘shiladi. Shunday qilib, soda ishlab chiqarishning asosiy usuli bo‘lib ammiakli usul hisoblanadi. Soda ishlab chiqarishning prinsipial sxemasi 5.59-rasmda keltirilgan.

Soda ishlab chiqarish jarayonining mazmuni quyidagicha: aralashmalardan tozalangan osh tuzining ammoniylashtirilgan eritmasi karbonizatsiyaga uchratiladi va natijada hosil bo‘luvchi natriy bikarbonat cho‘kmaga tushadi:

$$NaCl + NH_3 + CO_2 + H_2O \leftrightarrow NaHCO_3 + NH_4Cl$$




*5.59-rasm.* Ammiakli usulda kalsinirlangan soda olinishining prinsipial sxemasi.

Ushbu reaksiya qaytar reaksiya bo'lib, muvozanat sharoitida NaCl dan foydalanishning darajasi 84% miqdordan ortmaydi. Amaliyotda ushbu qiymat 70–75% ni tashkil etadi, natijada 30% natriy va xom-ashyoning xlor qismining 100% foydalanilmay chiqib ketuvchi suyuqlik bilan birga chiqindiga chiqarib tashlanadi. Hosil bo'lgan $NaHCO_3$ kristallari negizdan filtrlanib olinadi va tayyor mahsulot olish maqsadida kal'sinatsiyalanadi.

$$NaHCO_3 \leftrightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O$$

Ammiakni ishlab chiqarishga qaytarish uchun negizga oid (yoki fil'trli) (g/l): 180–200 $NH_4Cl$, 70–80 NaCl, 100 – reaksiyaga kirishmagan $NH_4HCO_3$ kabilardan iborat suyuqlikni ohak suti bilan ishlanadi:

$$NH_4Cl + Ca(OH)_2 \leftrightarrow 2NH_3 + 2H_2O + CaCl_2$$

Bunda hosil bo'luvchi ammiak bug' yordamida haydalib siklga qaytariladi.

Ammiakni regeneratsiyalash stansiyasida kal'sinirlangan sodaning har bir tonnasiga 10–12 $m^3$ gacha chiqarib tashlanuvchi (distillerli) suyuqlik hosil bo'ladi. Distillerli suyuqlikning tarkibi ma'lum chegaralarda o'zgarib turadi, namokob va ohaktoshning, olinuvchi suyuqlikniig sifatiga, NaCl ning utilizatsiyalashtirilish darajasiga, ohak sutining konsentratsiyasiga va boshqa omillarga bog'liqdir.

Distillerli suyuqlik kalsiy va natriy xloridlari eritmasida erimaydigan ($CaCO_3$, $CaCO_4$, $Ca(OH)_2$ qum va boshq.) mahsulotlar suspenziyasidan iborat. Ushbu suyuqlikning tarkibi (g/l) hisobida: 85–95 $CaCl_2$; 45–50 NaCl; 6–15 $CaCO_3$; 3–5% $CaSO_4$; 3–10 $Mg(OH)_2$; 2–4 CaO; 1–3 $Fe_2O_3 + Al_2O_3$; 1–4 $SiO_2$ kabilardan tashkil topadi.

1 t $Na_2CO_3$ ga 1 t $CaCl_2$ va 0,5 t NaCl hamda 200–280 kg qattiq erimaydigan aralashmalar chiqindiga tashlanadi. Bu suyuqlikni yo'qotib yuborish uchun uni («oq dengizlar» deb ataluvchi) shlam-to'plagichlarga haydaladi.

Destillerli suyuqlikdan tashqari kal'sinirlangan soda ishlab chiqarish chiqindilari bo'lib $CaCO_3$ va $Mg(OH)_2$ kabilardan iborat namokobni tozalashdan hosil bo'luvchi shlamlar hisoblanadi, bundan tashqari karbonizatsiyalash kolonnalarining tashlanuvchi gazlari va kolonna gazlarini yuvuvchi gazlar hamda tarkibida uglerod oksidi bo'lgan fil'trlardan chiquvchi havo, tarkibida $NH_4$ bo'lgan fil'trlar havosi va ohaktosh kuydiruvchi pechlarning uglerod tutuvchi gazlari kabilar ham ishlab chiqarish chiqindisi hisoblanadi.

$CaCO_3$ ni kuydirishga tayyorlash jarayonida oraliq mahsulot sifatida kuydirish pechlarida foydalanish uchun yaroqsiz bo'lgan (<40 mm) mayda ohaktosh hosil bo'ladi.

Mavjud soda ishlab chiqarish sanoatida hosil bo'luvchi chiqindilarni kamaytirilishiga erishish quyidagi chora tadbirlarni joriy etish hisobiga amalga oshirilishi mumkin:

– qayta ishlatiluvchi suv bilan ta'minlash tizimini joriy etish (NaCl ni ishqorlash uchun tozalangan aylanma suvlardan foydalanish);

– ammoniy xloridni parchalash uchun foydalanuvchi distillerli suyuqlik bilan so'ndirish yo'li orqali tayyorlanuvchi momiq ohakka almashtirish (distillerli suyuqlikning hajmini 16–18% kamayishiga olib keladi);

– suv bilan sovitish o'rnini havo orqali sovitilishi bilan almash-tirish;

– NaCl dan foydalanish darajasini oshirish;

– distillyatsiyalash uchun foydalaniluvchi bug'ni distillerli suyuqlikni bug'latilishidan hosil bo'luvchi bug' bilan almash-tirish;

– kuydirish darajasiga radial yo'nalishda pul'slash bilan havo berish. Bunda havoning yaxshi taqsimlanishiga erishiladi va CO ning yonish darajasi ko'payadi va bu uniig chiqib ketuvchi gazlardagi konsentratsiyasini 40–60% ga kamaytiradi.

## 5.15. Distillerli suyuqlikdan foydalanish usullari

Distillerli suyuqlik ichidan $CaCl_2$ va NaCl ni ajratib olish mumkin. Bunda olinuvchi osh tuzidan ozuqa mahsuloti sifatida foydalanish yoki uni yana ishlab chiqarishga qaytarish mumkin. Kal'siy xloridini sotish ancha mushkul bo'lgan muammodir, chunki ushbu mahsulotning katta miqdorda oluvchi iste'molchilari mavjud emas.

Kal'siy xloridi dan kimyo sanoatida foydalanish, tuproqli va shag'alli yo'llarni changsizlantirish uchun qo'llanilishi mumkin. Amaliyotda tuzli-sho'r yerlarni melioratsiyalash uchun, ko'mirni boyitishda, betonlarga qo'shimcha sifatida foydalanish mumkin. Oxirgi paytda $CaCl_2$ sement shixtasiga qo'shilganda uning kuydirish haroratini 50–100°C ga pasaytirish mumkinligi aniqlangan. Bu yoqilg'i sarfini 10% ga kamaytirish va kuydirish pechlari unumdorligini oshirishga xizmat qilishi mumkin. Pastroq harorat ostida hosil bo'luvchi klinker osonroq maydalanadi, uning asosida esa yuqori markali betonlar olinishi mumkin.

Distillerli suyuqlikni mahsulot sifatidagi $CaCl_2$ va NaCl ga qayta ishlash maqsadida uni tindirib, tozalanadi va $SO_4^{2-}$ ionlaridan xoli qilinadi, so'ngra bug'latiladi. Buning natijasida cho'kmaga avval natriy xlorid tushadi, u ajratib olinadi, yuviladi va sentrofugalarda siqib olinadi. Qolgan $CaCl_2$ ning 32–38% eritmasi sisternalarda iste'molchilarga etkaziladi. Agar qattiq holdagi mahsulot kerak bo'lsa, eritmani oxirigacha bug'latiladi, bunda undan qo'shimcha ravishda NaCl kristallari cho'kadi va ular ajratib olinadi. Bug'latish natijasida olingan mahulot sovitiladi va tangasimon holatga keltiriladi. Bu mahsulot kal'siy xloridining degidratidan iborat bo'lib, uiing tarkibida 76–80% $CaCl_2$ bo'ladi. Tangasimon holatga keltirish metalldan yasalgan aylanuvchi barabanlar ichida suv bilan sovitish orqali amalga oshiriladi.

Shuni nazarda tutish lozimki, $CaCl_2$ ning sotilishi nisbatan ko'p emas. Bundan tashqari, suvni distillerli suyuqlikdan bug'latish uchun ko'p energiya sarflanadi.

Kal'sinirlangan soda olishning ammiakli usulini ancha soddalashtirish va agar negizga oid (filtrli) suyuqlikni rogeneratsiyalash bosqichidan voz kechilsa, chiqindisiz ishlab chiqarishga aylantirish mumkin bo'ladi. Ma'lumki, bu suyuqdikda $Na_2CO_3$ ning har bir tonnasiga 1 g $NH_4Cl$ to'g'ri keladi. Bunda olinuvchi ammoniy xloridining katta miqdori ushbu mahsulotning yirik iste'molchilariga mushtoqdir; undan sholi va jo'xori ekiladigan yerlar uchun azotli o'g'it sifatida foydalanish mumkin.

Ammoniy xloridini fil'trlash suyuqligidan qattiq fyezaga bug'latish yoki NaCl yordamida tuzlatish orqali o'tkazilishi mumkin. Bug'latish usuli ancha sodda bo'lib, tuzlatish uchun NaCl sarflanishini talab qilmaydi.

Filtrlash suyuqligini bug'latib, $Na_2CO_3$ dan tashqari ammoniy xlorid va NaCl olish usuli – modernizatsiyalashgan ammiakli usul deb ataladi («Dual»). Ushbu usulda Yaponiyada yiliga 900 ming tonnagacha $NH_4Cl$ ishlab chiqariladi. Ushbu usulga muvofiq filtrlash suyuqligidan avval $CO_2$ va $NH_3$ haydab olinadi ($NH_4HCO_3$ ni parchalash yo'li orqali), so'ngra uni bug'lantiriladi. Chunki $NH_4Cl$ va NaCl larning erish xususiyati turli haroratlarda turlicha bo'ladi, shunga qo'ra yuqoridagi tuzlarni bug'latish jarayonida ajratib olish mumkin. Boshida eritmadan NaCl kristallanadi va u ajratib olinadi yoki jarayonga qaytariladi yoki bo'lmasa tayyor mahsulot sifatida beriladi. Shu munosabat bilan modernizatsiyalashtirilgan ammiakli usulda NaCl dan foydalanish darajasi deyarli 100% ni tashkil etadi. Qolgan eritma vakuumda kristallanishga duchor etiladi, kristallanib tushgan $NH_4Cl$ sentrifugada ajratib olinib, quritiladi. So'ngra keyinchalik maydalash va tayyor maxsulotni elash bilan presslanadi. Aytib o'tilgan usul ma'lum qiziqish uyg'otadi, biroq bu texnologiyaga

to‘liq o‘tash mumkin emas, chunki bunda olinuvchi $NH_4Cl$ miqdori ehtiyojdagidan ortiqdir.

Ammiakli usulni agar natriy xlorid o‘rniga xomashyo sifatida sil’vinit qo‘llanilsa modernizatsiyalashtirish mumkin. Buning uchun fil’trlash suyuqligini 65 g/l $NH_3$ miqdorigacha ammiak bilan hamda $CO_2$ 70 g/l miqdorga kelguncha uglerod dioksidi bilan to‘yintiriladi. Olingan suyuqlik bilan sil’vinitga manfiy 10°C harorat ostida ishlov beriladi. Bunda negizga oid suyuqlik ichidagi $NH_4Cl$ ajralib chiqadi va uning ichidagi sil’vinit tarkibida mavjud natriy xloridi eriydi. Sil’vinitning kaliy xloridi cho‘kmada qoladi va cho‘kkan $NH_4Cl$ kristallar bilan potazot deb ataluvchi maxsulot hosil qiladi va uning tarkibida 30% KCl va 70% $NH_4Cl$ mavjud bo‘ladi. Potazot ajratib olingandan keyin qolgan nomakob keyingi operatsiyalar kal’sinirlangan soda olish uchun yuboriladi. Ushbu texnologiya bo‘yicha 1 t $Na_2CO_3$ ga 1,4 t potazot olinadi va undan o‘z tarkibida bir vaqtning o‘zida azot va kaliy tutuvchi mineral o‘g‘it sifatida foydalanish mumkin bo‘ladi.

Madomiki, ammoniy xloridi azotli o‘g‘it sifatida uncha yuqori sifatga ega emas ekan, uning tarkibidan ammiakni regeneratsiyalash bo‘yicha va shuning bilan bir vaqtning o‘zida mahsulot ko‘rinishidagi xlor yoki xlorid kislota olish bo‘yicha izlanishlar olib borilmoqda. Gazsimon xlor olish uchun qattiq holatdagi $NH_4Cl$ magniy oksidi bilan 350°C ga yaqin harorat ostida kuydiriladi:

$$2NH_4Cl + MgO = MgCl_2 + 2NH_3 + H_2O$$

Ammiak ishlab chiqarishga qaytariladi, $MgCl_2$ esa gazsimon xlor olish uchun 650°C harorat ostida oksidlantiriladi:

$$2MgCl_2 + O_2 = MgO + 2Cl_2$$

Magniy oksidi jarayonga qaytariladi, xlor esa mahsulot bo‘lib hisoblanadi.

D. I. Mendeleyev nomli MXTU tadqiqotlar maskanida $NH_4Cl$ni ekstragentlarni qo'llash bilan qimmatliroq o'g'itlar bo'lmish – ammiakli selitra yoki ammofos olish uchun qayta ishlash bo'yicha izlanishlar olib borilmoqda.

NIOXIM tadqiqotlar maskanida ammiakli usulining o'zgargan holidagi varianti – xomashyo sifatida oxaktoshdan emas, balki dolomitdan $CaCO_3 \cdot MgCO_3$ foydalangan holda $Na_2CO_3$ olish ustida ishlar olib borilmoqda. Dolomitni kuydirib CaO va MgO aralashmasi hosil qilinadi.

Bunday aralashmaning fil'trlash suyuqligini ishlanishida $NH_4Cl$ CaO bilan o'zaro ta'sirga kirishadi (yanada eruvchanroq komponent bo'lgani kabi), shuning uchun distillyatsiyalash bosqichida o'zida $CaCl_2$ va NaCl tutuvchi distillerli suyuqlik olinadi, gidratlangan MgO esa cho'kmada qoladi. Ushbu suspenziya karbonizatsiyaga uchratiladi:

$$CaCl_2 + MgO + CO_2 = MgCl_2 + CaCO_3$$

Hosil bo'lgan suspenziyadan $CaCO_3$ olib tashlangandan keyin eritma asosli $MgCl_2$ va NaCl dan iborat bo'lib qoladi. Eritma bug'latiladi, boshlanishida osh tuzi cho'kmaga tushadi va uni ishlab chiqarishga qaytarish mumkin bo'ladi, so'ng esa $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ kristallanadi. Ushbu maqsulot metall holidagi magniy olish uchun yaxshi xomashyo bo'lib hisoblanadi. Distillerli suyuqlikdan foydalanish yo'llaridan biri – ammiakni magniy oksidi bilan regeneratsiyalash yo'li orqali kombinirlangan ishlab chiqarishni tashkil etishdir. Bunda hosil bo'luvchi HCl dan kerakli maqsadlarda foydalaniladi.

Ushbu jarayonda magniy oksididan foydalanilmaydi, balki u resirkulyatsiyalanadi, ishlab chiqarish zararlari uning yangi porsiyalarini kiritilishi bilan kompensatsiyalanadi. Jarayon uch yo'nalish bo'yicha amalga oshirilishi mumkin.

1. Osh tuzi va konsentrlangan HCl olish.

Jarayonning kimyoviy talqini quyidagicha:

$$Mg(OH)_2\,(e) + 2\,NH_4Cl\,(e) \rightarrow MgCl_2\,(e) + 2NH_4OH(e)$$
$$MgCl_2\,(q) + N_2O \rightarrow MgO + 2HCl(g)$$
$$NH_4OH\,(e) \rightarrow NH_3 + H_2O$$

$MgCl_2$ va NaCl eritmalarini, ya'ni distillerli suyuqlikni bug'lantirib NaCl olinadi va u yuvilish va quritishdan keyin mahsulot ko'rinishiga keladi.

2. Kalsiy xlorid va oziq-ovqat maqsadlarida osh tuzi olish. Yuqorida ko'rib chiqilgan mayda ohaktoshga qo'shimcha tarzda gazsimon HCl bilan ishlov beriladi:

$$CaCO_3 + 2Cl\,(g) \rightarrow CaCl_2\,(k.) + CO_2 + H_2O$$

$CaCl_2$ miqdori 94% tashqil etadi; $CO_2$ karbonizatsiyaga qaytariladi.

3. Presipitat va kalsiy xlor olish maqsadida fosfatlarni parchalash uchun xlorid kislotasidan foydalanish:

$$Ca_5F(PO_4)_3 + 10HCl \rightarrow 3H_3PO_4 + 5CaCl_2 + HF$$
$$CaCO_3 + 2HCl \rightarrow CaCl_2 + CO_2 + H_2O$$
$$H_3PO_4 + CaCO_3 + H_2O \rightarrow CaHPO_4 \cdot 2H_2O + CO_2$$

Ushbu sxemalar bo'yicha $Na_2CO_3$ olish sodaning tannarxini 1,6 marta pasaytirishga imkon beradi.

Sol've usulidagi ammiakni $NaHCO_3$ ning eruvchanligini kamaytiruvchi ba'zi aminlar bilan almashtirish bo'yicha ishlar olib borilgan edi. Shu munosabat bilan, bunday jarayonda natriy xloridan foydalanish darajasi 70–75 dan 92–95% gacha ortadi va distillerli suyuqlik bilan chiqarib tashlanuvchi NaCl miqdori kamayadi. Biroq aminlardan foydalanish ularning yuqori narxda bo'lganligi sababli amaliy qo'llanish topmadi.

Biz esa karbonitli portlandsementlarni dastlabki qotish muddatlarida qotishini tezlashtirish uchun bu chiqindilardan foydalanish katta samara beradi deb hisoblaymiz.

Chunki O‘zbekiston Respublikasida sementlarga qo‘shiladigan pussolan qo‘shimchalardan biri elektrtermofosforli toshqol Qozog‘iston respublikasidan keltiriladi. U qimmat va yo‘l xarajatlari yuqori. O‘zimizda Angren konidan kavlab olinadigan gliejni sifati past va zaxirasi kam.

Shuningdek sement zavodi xomashyo sifatida ishlatiladigan ohaktoshdan foydalanilsa sementga qo‘shiladigan qo‘shimcha masalasi hal bo‘ladi.

Ammo ohaktoshni 15–30% portlandsementga qo‘shganda sementning 1, 3, 7, 28 sutkalardagi; mustahkamligi pastga tushib ketadi. Mustahkamlikni sement toshi tez to‘plashi uchun disteller chiqindisidan foydalanish katta samara berishi mumkinligini o‘rganish qiziqarli bo‘ladi.

## 5.16. Kal’siy xloridning karbonatli portlandsementning gidratasiyasiga va qotishiga ta’siri

Ushbu qismda biz, laboratoriya sharoitida olingan marmar ishlab chiqaruvchi korxonalari chiqindisi – kalsiy karbonat, hamda soda ishlab chiqarish chiqindisi – kalsiy xloridining sement birikmasini tashkil etuvchilarining fizik-mexanik xususiyatlariga hamda ularning qotish jarayonini tezlashtirishga ta’sirini tadqiq etishni maqsad etib qo‘ydik.

Klniker minerallari tarkibiga ko‘plab tonnali marmar kukuni chiqindisini kalsiy xlorid bilan birga kiritilishi aralashmada kalsiy miqdorini ko‘paytiradi va sementning tishlashish va qotish jarayonlariga ta’sir ko‘rsatadi.

Kal’siynirlangan soda-shlamlar ishlab chiqarish chiqindilari tuzli suvni tozalashda hosil bo‘lib, disstillyatsiyadan so‘nggi tashlandiqdir.

Osh tuzi eritmasini tozalanishida hosil bo‘luvchi shlam – magniy (3,5%), kalsiy ($CaCO_3$ – 9%, $Ca(OH)_2$ – 0,3%) tuzlaridan, kremniy

dioksidi (0,3% gacha) va boshqa eruvchi aralashmalardan hamda osh tuzining to'yingan eritmasidan (22%) tashkil topgan suspenziyadan iboratdir.

Shlam tahminan 0,1–0,2 $m^3$/t sodadan hosil bo'ladi.

Fil'tratni qayta ishlanishidan so'ng hosil bo'luvchi shlam – kalsiy karbonat va kalsiy xlor va natriy xlor eritmasidagi kalsiy oksidining suspenziyasidan iborat bo'lib, 10 $m^3$/t sodani tashkil etadi.

Shlamning tipik tarkibi (%):

| **Qattiq faza** | **Eritma** |
|---|---|
| $CaCO_3$ – 0,6 | NaCl – 5,3 |
| $Ca(OH)_2$ – 1,0 | $CaCl_2$ – 10,8 |
| MgO – 0,2 | KCl – 0,1 |
| $CaSO_4$ – 0,1 | $H_2O$ – 81,4 |
| $SiC_2$ – 0,4 | Jami 97,6 |
| $Fe_2O_3$ + kul – 0,1 | |
| Jami 2,4 | |

Hosil qilingan materiallar aralashtirib, 008 elagidan to'liq o'tguniga qadar chinni tegirmonchada maydalanadi. So'ng hosil qilinish aralashmalarning suvda qorishtirilgan qorishmasining bog'lovchilik xususiyatlari sinaldi, bunda kalsiy xloridining konsentratsiyasi 1, 2, 3 va 5% kalsiy karbonatning esa 20% tashkil etdi. Parallel holda sof portlandsement ham sinab ko'rildi.

Suvning miqdori me'yoridagi quyuqlikka muvofiq keluvchi miqdorda olindi. Bir tekisda hajm o'zgarishi diametri 4 sm o'lchamga yaqin yasalgan kichik zuvalachalarda tekshirildi. Namunalar bir tekisda hajm o'zgarishiga bo'lgan sinovlariga bardosh berdi.

Mexanik mustahkamligini aniqlash uchun sement xamiridan 1,41×1,41×1,41 sm o'lchamli, yoqlarining maydoni 2 $sm^2$ bo'lgan kubchalardan iborat kichik namunalar tayyorlandi. Namunalarning nam muhitda saqlanish vaqti bir xaftani tashkil etib, so'ngra suv ichida davom ettirildi.

Qotgan sementdan olingan namunalar tishlashishidan keyin tezda erkin qorishtirish suvini yo'qotish uchun atseton bilan ishlandi, quritish shkafida 60°C harorat ostida quritilgach, rentgen fazaviy taxlil (analiz) uslubi orqali tekshirildi.

Kalsiy xloridni karbonat tarkibli portlandsementlarning (10, 25, 50% ohaktoshli) qotishini jadallashtiruvchi sifatida ta'sir etishni tekshirish uchun portlandsement, ohaktosh, gipsni 1,0; 2,5 va 5,0% kalsiy xlorid bilan birga qo'shib maydalandi. Birgalikda maydalash 008 elagida – 5,0% qoldiq qolguncha solishtirma sirtining $S_{col}$=350 $sm^2/g$ bo'lgan amalda bir hil qiymatta kelguniga qadar amalga oshiriladi. Ko'pkomponentli sementlarni hosil qilish uchun Ohangaron sement zavodi klinkeri asosida olingan sement va Ohangaron ohaktosh konining ohaktoshidan foydalanildi. Ohangaron portlandsementi va ohaktosh muvofiq ravishda quyidagicha kimyoviy tarkibga ega, %: $SiO_2$ – 21,76; $Al_2O_3$ – 4,82; $Fe_2O_3$ – 3,91; CaO – 65, 88; MgO – 2,68; $CO_3$ – 0,38; $R_2O$ – 0,49; q.v.y (p.p.p) = 0,11.

$SiO_2$ – 3,56; $Al_2O_3$ – 0,62; $Fe_2O_3$ – 0,10%; CaO – 53,80; MgO – 0,90%; $SO_3$ – 0,15%; $R_2O$ – 0,20%; q.v.y (p.p.p) = 40,54% bunda q.v.y – qizdirishda vazn yo'qotish.

O'zbekistonda hozirda 100 ming tonna quvvatga ega bo'lgan soda zavodi ishlab turibdi, 2–3 yillardan so'ng uning quvvati yana 100 ming tonnaga oshiriladi.

1. RFA, IKS va DTA uslublari orqali xlorli kalsiy ishtirokida mayin maydalangan qo'shimcha sifatida ohaktoshlardan qo'shib tayyorlangan sementning gidratatsiyalanishidagi fazalar hosil bo'lish kinetikasi va ketma-ketliklari aniqlandi. Sement qotishining boshlanish muddatlarida ettringit miqdori ko'p bo'lmaydi, ammo gidratatsiyaning 28-sutkasiga kelib qo'shimchasiz sementdagiga nisbatan ko'payadi. Sement toshida $Ca(OH)_2$ miqdori kamayadi, bu uni ohaktoshli qo'shimchalar, kalsiy alyuminatlari orqali yutilib kalsiy gidrokarboalyuminatlari, gidrosul'foalyuminatlari

hamda gidroxloralyuminatlari hosil qilishi bilan bog'liqdir. Bunda sement toshiga yuqori mustahkamlik xususiyatini beruvchi kalsiy kamasosli gidrosilikatlari shakllanadi.

2. Karbonat tarkibli portlandsementga xlorli kalsiy va kalsiy karbonatni birgalikda portlandsemetga ta'sir etishi natijasida gidratatsiya va qotish jarayonlarini tezdashtiradi. Bunday ko'pkomponentli sement yuqori mustahkamlikka ega bo'ladi.

3. Energiya va resurs tejamkor texnologiya bo'yicha armatura korroziyasining mashhur ingibitorlari bo'lmish – natriy, nitrat, nitrit va kalsiy xlorid ishtirokida, yuqori mustahkamlik karbonat tarkibli portlandsement ishlab chiqarishda xlorli kalsiyni utilizatsiyalash texnologiyasi ishlab chiqildi.

# *6-BOB.* SANOAT EKOLOGIYASI ASOSLARI

## 6.1. ATROF-MUHIT HAM BIR TIZIMDIR

### 6.1.1. Ekologiya va sanoat ekologiyasi haqida umumiy tushuncha

Atrof-muhit deganda atrofimizni o‘rab turgan va bizga o‘z hayotimiz va faoliyatimiz davomida to‘g‘ridan-to‘g‘ri yoki bilvosita bog‘liq bo‘lgan barcha narsalar tushuniladi. Bu bir-biri bilan o‘zaro bog‘liq bo‘lgan tabiiy va inson tomonidan yaratilgan ob’ektlar va hodisalar, shu jumladan kimyoviy, biologik va ijtimoiy xodisalardan iborat butun bir tizimdir. Keng ma’noda atrof-muhit deganda bizning sayyoramiz va uning biosferasi va kosmik bo‘shlig‘i tushunilishi lozim va ular bizga o‘z ta’sirini o‘tkazmay qolmaydi. Biroq inson bilan koinotning haqiqatdan mavjud bo‘lgan o‘zaro ta’sirini hisobga olgan holda, yetarlicha va asoslangan holda atrof-muhit deganda faqat yer po‘stlog‘i va biosferani tushunish yetarli va maqsadga muvofiqdir.

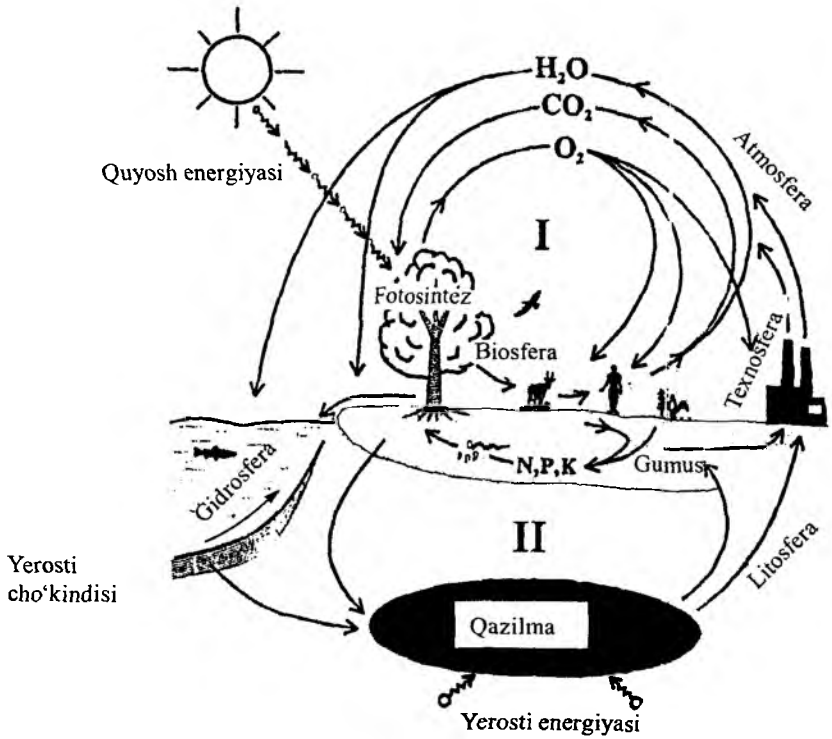
**Biosfera** – Yer qobig‘i bo‘lib, unda quruqlik, yer po‘stlog‘i, atmosferaning pastki qavatlari, gidrosferani ishg‘ol etgan nihoyatda turli-tuman organizmlarning hayoti kechadi va rivojlanadi. Biosfera tirik va notirik materiyaning o‘zaro ta’sirini aks ettiruvchi voqelikdan iboratdir. Oxirgi ma’lumotlar bo‘yicha, biosferaning qalinligi 40–50 km ni tashkil etadi. U atmosfera pastki qismining 25–30 km balandlikkacha bo‘lgan masofasini (ozon qatlamigacha), amalda butun gidrosferani va litosferaning yuqori 5 km gacha bo‘lgan qatlamini o‘z ichiga oladi.

Biosfera to‘g‘risidagi hozirgi zamon ta’limotini mashhur rus olimi V.I. Vernadskiy (1863–1945) yaratdi. Uning tomonidan Yerning barcha uch qatlami – atmosfera, gidrosfera va litosfera – bir butun holda tirik moddalar bilan bog‘liqligi va ular sayyora ko‘rinishini

shakllantirish, o'zgartirish bilan ta'sir ko'rsatishi isbotlandi. Biosfera to'g'risidagi ta'limotga binoan barcha qismlari bir-biri bilan chambarchas bog'langan tabiatga bir butun tizim sifatida qaralishi lozim.

Biosferaning asosiy dinamik muvozanati bo'lib moddalar almashinuvi va energiyaning bir turdan boshqa turga o'tishi xizmat qiladi. Almashinuv moddalarning almashinuv va harakati jarayonlarining yig'indisidan tashkil topadi (suv, kislorod, uglerod, azot, mineral moddalarning Yerda aylanishi). 6.1-rasmda kislorod, uglerod ikki oksidi va suvning sirkulyasiyasi sxemasi ko'rsatilgan.

Tirik mavjudotlar kislorod yutib, $CO_2$ va $H_2O$ ajratib chiqaradi. Tirik mavjudotlarning boshqa chiqitlari va ularning o'zlari ham




***6.1-rasm.*** Ayrim moddalarning ekotizimda aylanish sxemasi: *I* – kichik (biologik) moddalarning aylanishi; *II* – katta (geologik) moddalarning aylanishi.

hayoti tugaganidan so‘ng xususiy organizmlar mavjudligining intixosi sifatida Yer yuzasida qoladi va Yer po‘stlog‘ida to‘planadi. Yopiq tizimda moddalarning bunday bir yo‘nalishdagi harakati barqaror birikmalarning hosil bo‘lishiga va oxir-oqibatda barcha ko‘rinishdagi o‘zgarishlarning to‘xtashiga, termodinamik muvozanatga olib kelishi kerak.

Ammo Yer Quyosh energiyasi ko‘rinishidagi juda katta quvvatga ega bo‘lgan tashqi ta’minlanishga ega va bu Yerdagi moddalar almashinuvi jarayonlarining so‘nib qolishiga yo‘l bermaydi.

Biosferaning paydo bo‘lishi tarixida yerda atrof o‘simliklarning paydo bo‘lishi, Quyosh energiyasini tutish va mineral moddalardan organik moddani sintez qilishga qodirligi hal qiluvchi ahamiyatga ega bo‘ladi. Fotosintez V. I. Vernadskiygacha aslida biologik jarayon bo‘lib ko‘rsatilgan, ya’ni Quyoshning nurli energiyasini tutish yo‘li orqali hayotga madad berish jarayonidir. U fotosintezga muvofiq Yerning ko‘rinishi o‘zgarishini ko‘rsatdi. Ko‘rsatilgan moddalarning tutashgan harakati – ularning fotosintez jarayoni orqali aylanishi 6.1-rasmda ko‘rsatilgan.

Hamma tirik organizmlar va o‘simliklardan organik va noorganik bog‘lanishlar Yer yuzasiga va tuproqqa tushgach, mikroorganizm va boshqa tirik jonzotlar bilan qayta ishlanadi, masalan, tuproq qatlamidagi qurtlar bilan gumus nomli o‘simliklarga zarur bo‘lgan elementlarni yetkazib berishni ta’minlaydi. 6.1-rasmda o‘g‘itlardan N, P va K belgilangan. O‘simliklar hayoti tabiatda va tuproq orqali moddalarning aylanishini to‘xtatib qo‘ydi.

Yerning tirik moddasining umumiy og‘irligi bir necha 100 mln. tonna bilan hisoblanadi va 500 ming o‘simliklar hamda 1,5 mln hayvonlar turirini o‘z ichiga oladi. Taxminlarga ko‘ra, mikroorganizmlarning biomassasi ko‘plab mld. tonnani tashkil etadi. Tirik moddalarning yillik ko‘payishi fotosintez hisobiga $8{,}8 \cdot 10^{11}$ t ga teng.

Moddalarning biologik aylanishi yoki kichik aylanishi deb – o‘simliklar, mikroorganizmlar, hayvonlar va boshqa tirik organizmlar orasida moddalarning aylanma sirkulyatsiyasi deb ataladi, ya’ni

Quyosh energiyasi bilan qo'llab-quvatlab turuvchi Yerdagi tirik moddalarning tavsiflanishidir.

Kichik aylanish bo'yicha moddalarning aylanishining to'liq hajmiy vaqti shu moddaning og'irligi va sikl bo'ylab jarayon borishining intensivligiga bog'liq va bir necha 100 yil deb baholanmoqda.

Kichik aylanishdan tashqari kattasi – biologik aylanish ham mavjud. Moddalarning bir qismi Yerning yerosti qatlamiga tushadi (dengizlarning suvosti ajralishi orqali yoki boshqa yo'l bilan), turli xil mineral va organik bog'lanishlarning paydo bo'lishi bilan asta o'zgarish sodir bo'ladi. Biologik aylanalarning jarayonlari, asosan, Yerning ichki energiyasi uning aktiv yadrosi bilan ta'minlab turiladi. Shu energiya moddalarning Yer yuziga chiqishiga yordam beradi. Shu bilan moddalarning katta aylanishi tugatiladi. U mln. yilni tashkil qiladi.

6.1-rasmda aylanadigan moddalar va elementlarning hammasi ko'rsatilmagan. Moddalarning aylanishi Yerning uzoq evolyusiyasi natijasida yuzaga keladi. Tabiatning yuzaga kelgan buyuk muvozanati tarkibiy sistemalar – gidrosfera, atmosfera, litosfera, biosfera va ularning qismlari orasida normal muvozanatni ta'minlab beradi.

Rasmdagi sxemada ko'rsatilganidek, odam hamma tirik organizmlar orasida ajratib qo'yilgan. Boshqa tirik organizmlarni shartli ravishda passiv desa bo'ladi, ya'ni ular o'zlarining borligini, hayotini va qayta ishlab chiqarishni ta'minlab turish uchun iste'mol qilinadi. Inson boshqa tirik organizmlardan o'zining biosferadagi aktiv faoliyati bilan ajraladi. U o'zining mavjudligini, qulayliklarini ta'minlash, o'sayotgan moddiy hayotini va intelektual rivojlanishini, extiyojini qondirishi zarur. Odamzot tabiat resurslarini faol ishlatmoqda – sanoatni yaratmoqda, qishloq xo'jaligini, infrastrukturani rivojlantirmoqda.

Mavjudligi mobaynida, odam o'z faoliyati bilan tabiatning Buyuk Muvozanatiga ta'sir ko'rsatmoqda. Hozir insoning aralashishi shunchalik katta bo'ldiki, yana bir moddalarning global harakatini, solishtirilayotgan biologik aylanishini tabiat oqimlari bilan ajratsa bo'ladi. 6.1-rasmda sanoat orqali ko'rsatilgan. Shu oqim hali to'xtatib qo'yilmagan.

Muvozanatning o'zgarishi butun tirik narsalarga halokatli ta'sir qilishi mumkin, lekin to'planishi va ayni bir vaqt o'tishi bilan global xususiyatga ega bo'lgan halokatli oqibatlarga olib kelishi mumkin. Insoniyat uzoq vaqt davomida tabiatga yetkazilgan jarohatlarni o'zi davolaydi va tabiiy boyliklar tugatilishi mumkin emasligiga tayangan. Har bir yangilangan tabiiy resurslarga energiya manbayi va turli xil resurslarning mexanik yig'indisi kabi emas, balki bir butunligicha ko'rish kerak. Tabiiy muhitga yangi amaliy munosabatda bo'lish talabi, insonni o'rab turuvchi g'oya shundan iborat.

Tirik organizmlarning mavjudligi sharoitlarini o'rganuvchi, ularning bir-birlari va muhit bilan o'zaro aloqasini tadqiq qiluvchi fan – *ekologiya* deb ataladi. Ekologiya so'zi grekchadan olinib, *arcos – uy va logos – fan ma'nosini bildiradi.* Ushbu atama birinchi marta 1866-yilda biolog-darvinist E.Gekkel tomonidan ishlatilgan.

Ilmiy fan sifatida ekologiya asrdan ham katta tarixga ega. Muntazam ekologik izlanishlar, sayyoramizda hayotning rivojlanish tarixi bir vaqtning o'zida ekologik munosabatlar tarixi bo'lgani holda faqat XX asrdan boshlandi. Inson tomonidan ekologik muvozanat ekin ekiladigan yerlar va yaylovlar barpo etish uchun o'rmonlarni yo'qotish boshlangan davrdanoq buzila boshlandi, ammo bu buzishlar mahaliy xususiyat kasb etib, Yer yuzasidagi barcha jonzotlar uchun global asoratlar paydo qilmagan. Insoniyat jamiyat rivojlanishining har qaysi bosqichida insonning tabiatga bo'lgan ta'siri ishlab chiqarish kuchlarining holati bilan belgilangan; u, ayniqsa, mashinaga oid texnologiya paydo bo'lishi bilan orta bordi va ilmiy-texnika inqilobi davrida o'zining maksimumiga erishdi.

Ishlab chiqarish rivojining tabiatga ko'rsatadigan salbiy ta'siri uch bosh aspektga olib keladi: tabiiy resurslarning sayozlashuvi, atrof-muhitning ifloslanishi va ekologik muvozanatning buzilishi, bularning asorati esa *insonlarning yashash sharoitini* yomonlashtiradi. Ikki qarama-qarshilik aniq va ravshan ko'rinadi: bir tomondan insonning gullab-yashnashi yo'lida tabiat saqlab qolinishi lozim, ikkinchi tomondan esa tabiat muhitidan jadal *foydalanmasdan insonning* gullab-yashnashi mumkin emas. Hozirgi

zamon rivojlanish darajasida ishlab chiqarish kuchlarining o'sish darajasi bizning imkoniyatlarni nafaqat ko'paytiradi, balki tabiiy resurslarning potensialini pasaytirish bilan ularni kamaytiradi. Shuning uchun insoniyat erishishni istagan maqsadlarni tanlab ola turib, ularning natijalarini jamiyatning iqtisodiy yuksalish ko'rsatkichlari, uning ijtimoiy rivojlanishi bo'yicha va tabiiy resurslarning ish potensialini saqlagan holda avvaldan ko'ra bilishi lozim.

1968-yil Parijda ekolog olimlarning uchrashuvi bo'lib o'tdi. Unda birinchi bor atrof-muhit ifloslanishining asoratlari va bunda ilmu fan, ishlab chiqarish va siyosatning biosfera holati bo'yicha mas'uliyati masalalari kun tartibiga qo'yildi. Stokgolmda BMTning 1972-yili bo'lib o'tgan konferensiyasi 26 tamoyilni o'z ichiga oluvchi deklaratsiyani qabul qildi. Unga ko'ra barcha davlatlar o'z faoliyatlarida tabiatni asrash va tabiiy resurslardan oqilona foydalanishga qaratilgan tadbirlarda ushbu tamoyillardan rahbariy ko'rsatmalar olishlari zarurligi qayd etildi. Ushbu konferensiyada 5-iyun «Umumjahon Atrof-muhit muhofazasi kuni» deb e'lon qilindi.

Hozirgi paytda texnik taraqqiyot tayyorlayotgan global halokatni bashorat qiluvchilarda kamchiliklar mavjud emas. Sodir bo'lishi mumkin bo'lgan ekologik inqirozni insonning tabiiy muhitni yangilovchi va tiklovchi tabiiy biotik sikllarni chuqur tushuna bilishga asoslangan aql bilan ish tutishi daf etishi mumkin.

Shuning uchun ekologiyada tabiatda tirik moddalarning mavjudligi to'g'risidagi ilm kabi yo'nalish hosil bo'lgan, bu – insonning xo'jalik faoliyati ob'ektlarining (korxona, shahar, qishloq xo'jaligi, gidrotexnika inshootlari va hokazo) atrof-muhit bilan o'zaro ta'sirini, o'zaro bog'liqligini o'rganuvchi umumiy ekologiya qismi sifatidagi sanoat ekologiyasi yo'nalishidir. Inson faoliyatining tabiatga ko'rsatadigan ta'sir hajmi shu darajaga borib yetdiki, tashkil etuvchi sifatida inson tomonidan yuzaga kelgan texnosferani ajratib ko'rsatish mumkin. Sanoat ekologiyasini o'rganuvchi fan sifatida texnosfera vujudga keldi. Bu esa butun ekosfera elementi bo'lgan, gidrosfera, atmosfera, litosfera, biosfera va texnosferani o'z ichiga oladi.

### 6.1.2. Tabiiy resurslarning iste'moli ko'lamlari

Hozirgi zamon ilm-texnika taraqqiyoti tabiiy resurslarni iste'mol qilish sur'atlarining doimiy tarzda tezlashib borishi va ishlab chiqarishning rivojlanishi bilan bog'liq.

Qadimgi odamga o'zining barcha hayotiy ehtiyojlarini qondirish uchun 18 ta, XVIII asrda – 28 ta, XIX asrda – 47 ta, XX asrning boshida – 59 ta kimyoviy elementlar va ularning birikmalari zarur edi.

Hozirda 100 ga yaqin element va ularning birikmalaridan foydalanilmoqda.

Har yili yer ostidan hozirgi zamon ishlab chiqarish darajasida 100 mlrd.t. turli-tuman tog' jinslari qazib chiqariladi. XX asrning oxiriga borib bu miqdor 600 mlrd tonnagacha ko'paydi. Ayniqsa mineral xomashyodan foydalanish tez sur'atlar bilan o'sib bormoqda. Agar sobiq ittifoqda 1960-yilda mineral xomashyo hissasiga iste'mol qilinuvchi dastlabki material va mahsulotlarning 50% to'g'ri kelgan bo'lsa, hozirda esa ushbu xomashyo mutloq ustun turuvchi xomashyoga aylandi. AQShda 1940-yildan butun insoniyat tomonidan hozirgacha ishlatilib kelinganidan ham ko'p mineral xomashyo ishlab chiqarishga sarflangan.

Foydali qazilmalardan foydalanish sur'atlarining o'sishi davom etib bormoqda. Oxirgi yigirma yilda neft iste'moli 4 martaga ortdi. Xuddi shuningdek, temir rudalari, fosfatlar va boshqa minerallar bilan ham shunday holat sodir bo'lmoqda.

Foydali qazilmalarning 200 ko'rinishidan 30 tasidan eng ko'p foydalanilmoqda. Biroq qazib chiqarish va qayta ishlov berish texnologiyalarining taraqqiy etmagani sababdan metallarning deyarli yarmi va kimyoviy xomashyoning uchdan biri yo'qotilmoqda. Umuman olganda «xomashyo – maqsadli mahsulot» texnologik zanjiridan to'g'ri chiqarilish kamdan-kam hollarda 10% dan ortadi, ya'ni tabiiy xomashyoning har bir tonnasidan faqat 100 kg foydali maqsadlarda ishlatiladi, qolgan 900 kg turlicha chiqindilar ko'rinishida hosil bo'ladi.

Xomashyo resurslari iste'mol qilinishining yuzaga kelgan holati chiqindilar hajmining to'xtatib bo'lmas darajadagi o'sishiga olib keladi. Ularning katta miqdori chang-gaz chiqindisi ko'rinishida atmosferaga hamda suv havzalariga tushadi, bu esa atrof-muhit holatiga juda katta salbiy ta'sir ko'rsatadi. Sayyoramiz atmosferasiga har yili 300 mln. t. dan ortiq uglerod oksidi, 50 mln. t. dan ortiq uglevodorodlar, 200 mln. t. ga yaqin uglerod dioksidi, 53 mln. t. azot oksidlari, 200–250 mln. t. turli xil aerozollar, 120 mln. t. kul chiqindilari qo'shiladi. Hammasidan ham ko'proq atmosferani issiqlik energetikasi, qora va rangli metallurgiya, kimyo sanoati ifloslantiradi.

Qattiq chiqindilarning to'planish hajmi juda tez ko'payib borayapti. AQShda qattiq chiqindilarning yillik chiqarib tashlanish miqdori 4,5 mlrd. t. ga yetmoqda, shu jumladan, sanoat chiqindilari – 1 mlrd. t; EES mamlakatlarida – 7,2 mlrd.t, Yaponiyada – 1,3 mlrd.t, Rosiyada MDH mamalakatlari bilan qo'shib hisoblanganda issiqlik energetikasi kul-shlak chiqindilari 1980-yilda 100 mln. t, 1990-yilda esa 140–150 mln.t. dan oshib ketdi.

Sanoat aylanmasiga hozirda yuqori ehtiyoj talablari qo'yilayotgan yangidan-yangi foydali qazilmalar kirib bormoqda. Neft ko'p yillar davomida faqat yoqilg'i sifatida ishlatib kelingan edi, hoziz esa kimyo sanoatida ham keng qo'llanila boshladi, endilikda esa – oqsil moddalar olishda ham undan foydalanilmoqda.

Metallar, ayniqsa, nodir metallar iste'mol qilinishi kengaydi.

Inson uchun foydali qazilmalarni qazib chiqarishning potensial doirasi – yer sharining bir necha kilometr qalinlikdagi ust qismidir, vaholanki yer kurrasi o'z hayotining milliard yillari davomida, mineral resurslarning ulkan zaxirasini yaratdi. Hozircha ularning hammasidan foydalanishga imkoniyat yo'q. 10–20 km chuqurlikda yer po'stlog'ining o'rtacha kimyoviy tarkibi aniqlangan. O'n ikki element umumiy tarzda 99,29% ni tashkil etadi. Yer po'stlog'ida eng ko'p tarqalgan elementlar – kislorod va kremniydir; sanoat ahamiyatiga ega bo'lgan boshqa qimmatli elementlar nisbatan katta miqdorga ega emas.

Quyida yer po'stlog'ining 10–20 km chuqurlikdagi o'rtacha kimyoviy tarkibi keltirilgan [% da (mas)]:

| | |
|---|---|
| Kislorod | 49,13 |
| Kremniy | 26,00 |
| Alyuminiy | 7,45 |
| Temir | 4,20 |
| Kalsiy | 3,25 |
| Natriy | 2,40 |
| Kaliy | 2,35 |
| Magniy | 2,35 |
| Vodorod | 1,00 |
| Titan | 0,61 |
| Uglerod | 0,35 |
| Xlor | 0,20 |
| Qolgan elementlar | 0,71 |

Tabiiy resurslarni 3 guruhga bo'lish mumkin: amalda yangilanmaydigan, uzoq kelajakda yangitdan hosil bo'luvchi va nisbatan tez yangilanuvchi. Avvalgi ikki guruh – foydali qazilmalardir. Yangitdan tez hosil bo'luvchi resurslardan farqli ravishda foydali qazilmalar – tabiatning «muddatli xazinasi»dir. Ulardan faqat bir marta foydalanish mumkin, keyin ular yo'qolib ketadi.

Nisbatan tez yangitdan hosil bo'luvchi zaxiralar o'simlik va hayvonot dunyosidir. Ushbu biologik resurslar bir avlodning hayoti davomida qayta paydo bo'ladi. Foydali qazilmalarning hosil bo'lishi uchun juda ham ko'p vaqt talab etiladi va ularni bizning zamongacha hosil bo'lishida muhim rol o'ynagan qulay tog'-geologik sharoitlar yana qayta takrorlanmasligi ham mumkin.

Kelgusida yangitdan hosil bo'luvchi qazilma boyliklar – neft, toshko'mir, torf, slanes, shuningdek, ba'zi tabiiy tuzlardir. Biroq, tug'ma konlarning qayta hosil bo'lishi shu qadar uzoq jarayonki, qazilma boyliklarning deyarli barchasini tabiatning «muddatli xazinasi» deb hisoblash mumkin. Amalda yangitdan hosil bo'lmaydigan resurslarga magmatik kelib chiqishga ega bo'lgan –

metallar olinuvchi ruda qazilmalari va ba'zi noruda (masalan, korund, grafit va hokazo) qazilmalari kiradi.

O'zining hayotiy faoliyati davomida inson tabiiy materiallarni qazib chiqarib foydalanish uchun to'playdi, so'ngra esa tarqatib yuboradi. Bunda resurslarning katta qismi qayta hosil bo'lmaydi (masalan, uglerod undan foydalanish jarayonida yer po'stlog'ida gazsimon holda yoyiladi va atmosferani ifloslantiradi; temir turli xil metall buyumlar ko'rinishida korroziyalanish jarayonida butun sayyora bo'ylab yoyilib ketadi va hokazo. Inson tomonidan faqat qimmatbaho metallar bo'lmish – oltin, platina va hokazo to'planadi, ular yoyilib, tarqab ketmaydi).

Foydali qazilmalar nihoyatda katta miqyosdagi masshtabda qazib chiqarilishi eng boy ruda konlari quvvatining pasayib ketishiga olib keldi. Agar texnika rivojini va narxlar darajasidagi foydalanishga yaroqli qidirib topilgan zaxiralar ko'zda tutiladigan bo'lsa, xomashyoning global masshtabda ozayib borayotgani to'g'risida fikr yuritish mumkin. Quyida dunyo miqyosida sanoat toifasida foydali qazilma xomashyolariga bo'lgan ehtiyojlarning ta'minlanish indeksi keltirilgan (1976-yil ma'lumotlari bo'yicha 1976–2000-yy. ga bo'lgan zaxiralar nisbati).

Metallar uchun:

| | |
|---|---|
| Alyuminiy | 6,2 |
| Temir | 5,1 |
| Marganes | 4,6 |
| Titan | 4,4 |
| Platina | 3,1 |
| Molibden | 2,2 |
| Nikel | 2,2 |
| Qalay | 1,5 |
| Volfram | 1,4 |
| Mis | 1,4 |
| Qo'rg'oshin | 1,2 |
| Simob | 0,9 |
| Rux | 0,9 |
| Kumush | 0,6 |

Yuqorida keltirilgan ma'lumotlardan ko'rinadiki, qalay, simob, rux, kumush XXI asrning oxiriga borib tugashi mumkin. Ruda zaxiralarining nisbatan tugayotgani haqida gap ketayotgani tushunarli, albatta. Kelajakda yerning yanada chuqur joylarida va okean tublarida yangi zaxiralar ochiladi. Quvvatsizlashib qolgan konlardan foydalanishning iqtisodiy jihatdan samarali usullari ishlab chiqiladi.

Aniqlangan faktlar ishlab chiqarishga bo'lgan sarflarni hamda mineral xomashyoga bo'lgan narxlarning ortishi muqarrarligini tasdiqlaydi. Xomashyo muammosini hal etishning bosh yo'li quyidagilarni ta'minlaydigan texnologiyalarning ishlab chiqilishi zarurligini taqozo etadi:

a) tabiiy resurslardan to'laqonli va kompleks tarzda foydalanishni oshirish (foydali qazilmalar chiqarishda komponentlarning maksimal sonini tanlab olish va ishlab chiqarish jarayonlarining barcha bosqichlaridagi chiqindilarni keskin kamaytirish);

b) ishlab chiqarish va iste'mol chiqindilaridan qayta foydalanish (chiqitlarning regenerasiyasi).

Regeneratsion ishlab chiqarish bir yo'la ikki muammoni hal etadi: ko'payib borayotgan chiqindilarni kamaytiradi va xomashyo resurslari yetishmovchiligini bartaraf etadi. Oxirgi yillarda regeneratsion ishlab chiqarish yanada kengroq rivojlanib bormoqda.

Iqtisodiy tahlil shuni tasdiqlaydiki, regeneratsion ishlab chiqarish uchun qilinadigan sarflar qazib chiqarish (kon) sanoati uchun qilinadigan sarflarga nisbatan yuqori ustunlikka egadir.

### 6.1.3. Ishlab chiqarish va atrof-muhitning o'zaro ta'siri

Ishlab chiqarish va atrof-muhitning o'zaro ta'siri jarayonida ishlab chiqarish va tabiiy sferalar o'rtalarida moddalar almashinuvi sodir bo'ladi. U antropogen metabolizm hodisasi deb ataladi.

**Antropogen metabolizm ikkita tashkil etuvchidan iborat:** Yer yuzidagi barcha insoniyatning xususiy modda almashinuvi (biologik qism) hamda texnologik jarayonlar orqali yuzaga keluvchi texnogen modda almashinuvlarining (texnologik qism) yig'indisidan tashkil

topadi. Bulardan oxirgisi texnosfera va biosfera o'rtasidagi modda almashinuvi kabi ta'riflanadi.

**Texnologik almashinuv** – Yer yuzidagi yangicha hodisadir va shuning uchun jamiyat – tabiat tizimida ko'plab muammo va qarama-qarshiliklarni yuzaga keltiradi.

Istalgan texnologik jarayon dastlabki moddalar (xomashyo) kiritilishi bilan boshlanadi va oxir-oqibat turli-tuman tayyor buyumlar va chiqindilar hosil bo'lishi bilan tugallanadi. Boshqa so'z bilan aytganda, antropogen almashinuv tizimi bir butun olganda tabiiy resurslarni kiritish, ularga energiyadan foydalangan holda ishlov berish va atrof-muhitga chiqindi moddalar chiqarish (ishlab chiqarish va maishiy chiqindilar) va o'z xizmat muddatini tugatgan buyumlarni chiqarib tashlash kabilardan iboratdir. Ushbu jarayon chiziqli, yopiq bo'lmagan va demak, tugal xususiyat kasb etadi, chunki chiqindilar va ishlov berilgan buyumlarning qaytadan dastlabki xomashyo sifatida qaytarilishi hali qoida tusiga kirib ulgurmagan va hanuzgacha uning in'ikosi bo'lib kelmoqda.

Biosferadagi moddalar almashinuvi boshqa tamoyilga asoslangan. Biosferadagi moddalar harakati jarayoni yopiq siklik xususiyatni kasb etadi, ya'ni Quyoshdan keluvchi doimiy energiya dastasi ta'sirida nazariy jihatdan uzluksizdir.

Antropogen almashinuvning hozirgi zamondagi hajmi va tezligi, ayniqsa, uning texnologik qismining shunday darajasiga borib yetdiki, moddaning kiritilishi (xomashyo resurslari) va tizimdan chiqishida (chiqindilar) tobora ravshanroq keskinlik ko'zga tashlanib bormoqda.

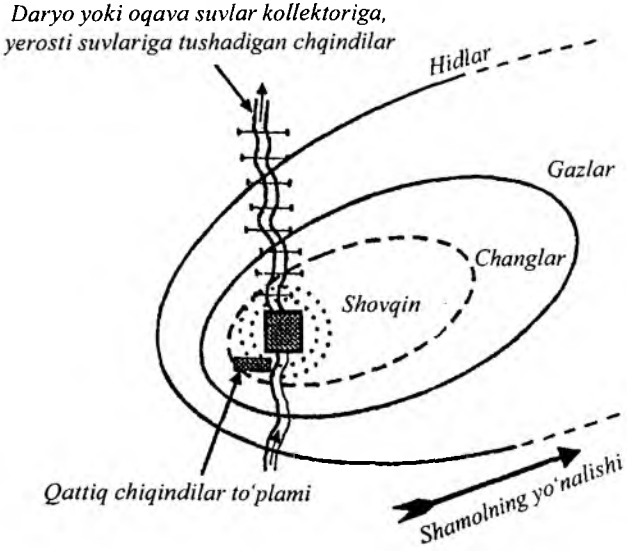
Natijada hozirgi vaqtda global xususiyatga ega bo'lgan to'rtta o'tkir muammo yuzaga keldi: atrof-muhitni ifloslanishdan himoya qilish, tobora ko'payib borayotgan aholini oziq-ovqat mahsulotlari bilan ta'minlash, sanoat ishlab chiqarishni mineral xomashyo bilan ta'minlash va energetika muammolari.

Insonning atrof-muhitga ko'rsatayotgan ta'siri juda katta. Atrof-muhitdagi barcha komponentlar inson uchun eng muhim – atmosfera havosi, chuchuk suv va yer yuzi jadal ravishdagi ta'sirlarga duchor bo'ladi.

Atrof-muhitning ifloslanishi – antropogen almashinuv tizimi ichidan tabiat qo'yniga turli-tuman chiqindi va foydalanib bo'lingan (xizmat muddatini o'tab bo'lgan) buyumlarning chiqarib tashlanishi sabab bo'lmoqda.

Manbalarning turi va atrof-muhitni ifloslantirilish yo'li nihoyatda xilma-xildir, chunonchi: atmosferaga kimyoviy birikma va aralashmalarning tashlanishi; tabiiy suv havzalariga (daryolar, yerosti suvlari) turli xil ishlab chiqarish chiqindilari va oqava suvlarning quyilishi, ularga neft mahsulotlarining tushib qolishi; Yer po'stlog'ining qattiq chiqindilar bilan ifloslanishi; ionizatsiyalovchi radiatsiya, tovush, vibrasiya, shuningdek, atmosfera va suv havzasiga issiqlik chiqindilarining chiqarib tashlanishi. Aytib o'tilgan ifloslantiruvchi manbalardan ko'pchiligi kimyo sanoati ishlab chiqarishiga taalluqlidir. 6.2-rasmda ishlab chiqarish chiqindilarining atrof-muhitdagi nisbiy masofalarni ko'rish mumkin.

MDH davlatlarida atmosferani buzuvchi asosiy sanoat ishlab chiqarish va transportning olti turi mavjud. Ularning atmosferani




***6.2-rasm.*** Ishlab chiqarish chiqindilarining atrof-muhitdagi nisbiy masofalari va tarqalishi.

buzishdagi nisbiy ishtiroki quyidagicha (%): issiqlik energetikasi – 27,0; qora metallurgiya – 24,3; rangli metallurgiya – 10,5; neft qazib chiqarish va neft kimyosi sanoati – 15,5; avtotransport – 13,3; qurilish materiallari korxonalari – 8,1; kimyo sanoati – 1,3.

Ko'rinib turganidek, issiqlik energetikasi va qora metallurgiya korxonalari atmosferani ifloslantiruvchi korxonalar chiqaruvchi chiqindilarning yarmidan ko'pini chiqarib tashlaydi. Umumiy miqdori bo'yicha kimyo ishlab chiqarish korxonalaridan chiquvchi chiqindilar ozroqdir, ammo ularning xilma-xilligi va yuqori zaharliligi kimyo sanoatining atmosferani ifloslantiruvchi asosiy korxonalar qatoriga kiritilishini taqozo etadi.

Kimyo va neft kimyosi korxonalari uchun texnologik va ventilatsion tizimlarga oid, atmosferaga tashkillashtirilgan va tashkillashtirilmagan tarzda zararli moddalarning atmosferaga tashlanishi mavjudligi xususiyatlidir. Texnologik chiqindilarga texnologik jarayonlarning kulsimon tashlandiq mahsulotlari, uskunalarning puflanishidan chiquvchi chiqindilar, doimiy tarzda ishlab turuvchi chiqindi gaz birikmalarini chiqaruvchi mo'rikonlar, davriy ravishda ishlovchi saqlash klapanlari, texnologik pechlarning tutun mo'rikonlari kiradi. Texnologik chiqindilar uncha katta bo'lmagan gaz-havo aralashmasidagi zararli moddalarning yuqori konsentratsiyasi bilan belgilanadi.

Ventilyatsion chiqindilarga umumalmashinuv va mahalliy so'ruvchi ventilyatsiyalardan chiquvchi chiqindilar kiradi. Ventilyatsion havoning hajmini hisobga olganda ventilyatsion chiqindilarda mavjud bo'luvchi zararli moddalar miqdori, texnologik chiqindilardan ham yuqori bo'lishi mumkin.

Tashkillashgan holda chiqindilarga gaz chiqarib tashlovchi tizimlar chiqarish joylaridan chiqariluvchi gaz chiqindilari kiradi va bu zararli moddalarning muvofiq qurilmalar orqali tutib olinishiga imkon beradi.

Tashkillashmagan holdagi chiqindilar qurilmalar, kommunikasiyalar, namuna olish jihozlari, kanalizatsiya quduqlari germetik tarzda bo'lmasliklari tufayli yuzaga keladi.

Uglerod dioksidi, oltingugurt dioksidi, azot oksidlari, uglevodorodlar, uchuvchan erituvchilar (aromatik uglevodorodlar, spirtlar, efirlar, ketonlar, galogen birikmali uglevodorodlar va hokazo) shuningdek, chang – atmosferani ifloslantiruvchi eng ko'p yoyilgan moddalardir.

Atmosferani ifloslantiruvchi 200 dan ortiq moddalar ma'lum bo'lib, yangidan-yangi texnologik jarayonlarning o'zlashtirilishi bilan ularning soni orta boradi. Ba'zi holatlarda atrof-muhitga bo'ladigan ta'sir chiqindilardan ularga quyosh nuri ta'sir etishi natijasida atmosferada hosil bo'luvchi yangi moddalar ta'siri kuchayadi.

Inson faoliyatining tabiiy resursi va shuning bilan bir vaqtda uning hayotiy zarur ne'mati bo'lgan chuchuk suvlarning ifloslanishi jiddiy xavf tug'diradi. Masalan, 1900-yilda AQShda ustki oqim suv resursining faqat 6%, 1960-yilda 27%, 1980-yilda esa 50 % dan ortiq miqdori inson tomonidan foydalanish uchun sarflangan. Jahon bo'yicha suv iste'moli 60-yillarning oxirida 560 $km^3$ hajmni tashkil etdi, bu Yer yuzasidagi daryo suvlari hajmining yarmini tashkil etadi. Bunda suv havzalariga 440 $km^3$ oqava suvlar tushib, 5500 $km^3$ toza suvni ifloslantirgan.

MDH mamlakatlarida qayta yangilanuvchi daryo oqimi yiliga 4700 $km^3$ hajmni tashkil etadi. Suv iste'moli uchun foydalanilishi mumkin bo'lgan oqimning eng barqaror miqdori yiliga 1600 $km^3$ yoki umumiy suv resurslarining 34% ni tashkil etadi.

Sanoat korxonalari, qishloq xo'jaligi, transport turli-tuman sirtfaol moddalar, tuzlar, minerallar, uglevodorodlar, muallaq moddalar, o'g'itlar va zaharli ximikatlar orqali suv havzalarini ifloslaydi.

Suvning organik jihatdan ifloslanishining xavfli ko'rinishlaridan biri suv 20 $km^2$ maydonidan ortiq qismining neft bilan ifloslanishidir. Bunday plyonka qavat yorug'lik nuri o'tishini kamaytiradi, fotosintezga qarshilik ko'rsatadi, kislorod va uglerod (IV) oksidining o'tish harakatini pasaytiradi. Vaqt o'tishi bilan neft plyonkasi quyosh nuri ta'sirida yuqori toksik moddalar hosil qilish bilan parchalanadi.

Hozirgi zamonning eng muhim muammolaridan biri tuproqni saqlashdir. Har yili dunyo bo'yicha taxminan 6–7 mln ga tuproq yaroqsiz holatga keladi.

Qishloq xo'jaligi uchun yaroqli va haydaladigan yerlardan shahar qurilish maydoni o'rnida, yo'l solish, sanoat qurilishi, chiqindi ag'darish uchun foydalanish katta yo'qotishlarni yuzaga keltirmoqda.

Hozirgi paytda 1 mln $m^3$ foydali qazilma qazib chiqarlish uchun 8,6 ga, 1 km uzunlikdagi quvur yotqizish uchun 4 ga, 1 km uzunlikdagi avtoyo'l solish uchun 2 ga yer sarflanadi.

Shunday qilib, inson faoliyatining ekologik asoratlari atrof-muhitning alohida komponentlaridagi va ularning butun majmuida tabiiy tarzda kechuvchi jarayonlarning buzilishiga ta'sir ko'rsatadi. Inson, uning faoliyati, bizni o'rab turgan muhitning komponentlariga bevosita ta'sir etgan holda ekologik-iqtisodiy tizimlar uzviy bog'lanishni hosil qiladi (EIT), uni hayotiy faoliyat uzviy bog'liqligi tufayli alohida komponentlar holida ko'rib chiqish mumkin emas.

Mashhur ekolog Barri Kommoner insonning ishlab chiqarish faoliyati va atrof-muhitning o'zaro bog'liqligini aks ettiruvchi asosiy Qonunlarni kashf etdi: barcha narsa barcha narsa bilan bog'liq; barcha narsa qayergadir tushishi lozim; tabiat yaxshiroq biladi; hech narsa bekordan-bekorga berilmaydi.

### 6.1.4. Atrof-muhit holatini nazorat qilish

Me'yoriy sharoitlarda (odatda, $mg/m^3$) havo hajmi birligidagi modda miqdorining konsentratsiyasi oralashmalarning atmosferadagi asosiy fizik xususiyati (tavsifi) bo'lib xizmat qiladi. Aralashmalarning konsentratsiyasi ularning atrof-muhitga bo'lgan fizik, kimyoviy va boshqa xil ta'sirlarini belgilaydi va atmosfera va suv ob'ektlarida aralashmalarni me'yorlashda asosiy parametr bo'lib xizmat qiladi.

**Aralashmalarning atmosferadagi cheklangan yo'l qo'yiluvchi konsentratsiyalari (PDK) (ChYK)** – atmosferadagi aralashmalarning ma'lum vaqt davomida o'rtalashtirilgan maksimal konsentratsiyasi bo'lib, u davriy ravishdagi ta'sir yoki insonning barcha hayoti davomida unga, atrof-muhitga uzoqdan ta'sir etuvchi asoratlarni kiritgan holda, zararli ta'sir ko'rsatmaydi. Ifloslantiruvchi

moddalarning chegaraviy yo'l qo'yilgan konsentratsiyasi O'zbekiston Sog'liqni saqlash vazirligi tomonidan belgilab berilgan.

Agar moddalar bizni o'rab turgan tabiatga inson organizmiga qaraganda kam konsentratsiyada zararli ta'sir ko'rsatsa, me'yorlashtirishda ushbu ta'sirning atrof-tabiatga bo'lgan ta'siridan kelib chiqqan holda yondashiladi.

PDK (ChYQK) – chekli yo'l qo'yilgan konsentratsiya ikki turga bo'linadi – maksimal bir martalik va o'rtacha sutkalik. Birinchisi, asosan, 20–30 minutlik vaqt oralig'iga taalluqli va u aralashmaning inson organizmiga qisqa vaqt ta'sir etish darajasini belgilaydi; ikkinchisi – havoning uzoq vaqt davomida, uning davom etishi vaqtini juda aniq o'lchamasdan, ifloslanishining yo'l qo'yilish darajasidir.

MDH mamlakatlarida 200 ingredient uchun o'rnatilgan. 4.1-jadvalda eng ko'p tarqalgan ba'zi aralashmalar uchun qiymatlar keltirilgan. Zaharli ta'siriga ko'ra aralashmalar to'rtta xavflilik sinfga ajratiladi.

Har qaysi zararli moddaning yerusti qavatidagi eng yuqori konsentratsiyasi maksimal bir martalik chegaraviy yo'l qo'yilgan konsentratsiyadan, ya'ni $S \leq PDK$ dan oshmasligi lozim. Atmosferada bir nechta bir xil yo'nalishdagi ta'sirga ega bo'lgan zararli aralashmalar bir vaqtning o'zida mavjud bo'lganda, ularning o'lchovsiz jami konsentratsiyasi quyidagi shartni qanoatlantirishi lozim:

$$\frac{C_1}{PDK_{bir}1} + \frac{C_2}{PDK_{bir}2} + ... + \frac{C_n}{PDK_{bir}n} \leq 1$$

Bunda: $C_1$, $C_2$, .....$C_n$ – atmosfera bir nuqtasining o'zidagi zararli moddalar konsentratsiyasi, mg/m$^3$; $PDK_{bir}$ 1, $PDK_{bir}$2, ..... $PDK_{bir}n$ – atmosferadagi zararli moddalarning maksimal bir martalik chegaraviy yo'l qo'yiluvchi konsentratsiyalari, mg/m$^3$.

Bir yo'nalishdagi ta'sir effektiga oltingugurt va azot dioksidlari, oltingugurt dioksidi va vodorod sulfid, etilen, propilen, butilen va amilen, ozon, oltingugurt dioksidi, formaldegid kabi qator zararli moddalar egadir.

*6.1-jadval*

**Aholi yashaydigan punktlarda atmosfera havosidagi ba'zi moddalarning chegaraviy yo'l qo'yilgan konsentratsiyalari (PDK) – (ChYQK)**

| Modda | (ChYQK/PDK), mg/m³ | | Xavflilik sinfi |
|---|---|---|---|
| | Maksimal – bir martalik | O'rtacha – sutkalik | |
| Azot dioksidi | 0,085 | 0,085 | 2 |
| Ammiak | 0,2 | 0,2 | 4 |
| Oltingugurt dioksidi | 0,5 | 0,05 | 2 |
| 3,4-benz(a) piren | – | $10^{-6}$ | 1 |
| Muallaq moddalar (chang) | 0,5 | 0,05 | 3 |
| Sulfat kislota | 0,3 | 0,1 | 2 |
| Metilmerkaptan | $9 \cdot 10^{-6}$ | – | 2 |
| Metall – simob | – | $3 \cdot 10^{-4}$ | 1 |
| Vodorod sulfid ($H_2S$) | 0,008 | 0,008 | 2 |
| Oltingugurtning uglerodli birikmasi | 0,03 | 0,005 | 2 |
| Uglerod oksidi | 3,0 | 1,0 | 4 |
| Fenol 0,01 | 0,01 | 0,01 | 2 |
| Gazsimon ftorli birikmalar | 0,02 | 0,05 | 2 |
| Xlor | 0,05 | 0,05 | 3 |

**Atmosferaga chiqariladigan chiqindilarning chegaraviy yo'l qo'yilgan qiymatlari (PDV) – (ChYQQ).** Atmosferani ifloslantiruvchi har qaysi manba uchun sanoat korxonalarining rivojlanish kelajagi va zararli moddalarning atmosferada yoyilishi aholi, o'simlik va hayvonot dunyosi uchun berilgan manbadan shahar yoki boshqa aholi punktining chiqindilari bilan qo'shgan holdagi (ChYQQ) chiqindilarning yo'l qo'yilgan qiymatlari miqdordan ortuvchi yerga oid konsentratsiyasini hosil qilmasligini hisobga olish shartidan kelib chiqqan holda zararli moddalarning chegaraviy yo'l qo'yilgan chiqindilari o'rnatiladi.

Atmosferani ifloslantiruvchi manba uchun chiqindilarning yo'l qo'yilgan qiymatlari (ChYQQ) o'rnatilishida shu joyda ishlovchi boshqa ifloslantiruvchi manbalardan hosil bo'luvchi zararli moddalarning fonga oid konsentratsiyasi qiymati hisobga olinishi zarur.

(ChYQQ) aralashmalarning atmosferada yoyilishi hisobi asosida o'rnatiladi. Bir-biriga yaqin joylashgan mo'rikonlar bo'lishi N manbadan chiqariluvchi issiq chiqindilarning ChYQQ (chegaraviy yo'l quyilgan chiqingilar) quyidagi formula orqali hisoblanishi mumkin:

$$ChYQQ = \frac{(ChYQK - C_f)H^2}{ArFmn}\sqrt{\frac{V\Delta T}{N}}$$

Bunda: $S_f$ – berilgan aholi punkti yoki shahardagi fonga oid konsentratsiya; $N$ – mo'rikonlarning balandligi; $V$ – vaqt birligida chiqarib yuboriluvchi tutun gazlarning hajmi; $\Delta T$ – gazlarning atrofdagi havoga nisbatan issiqlik darajasi; $A$ va $r$ – muvofiq ravishda noqulay iqlimiy sharoitlar va relefning ta'sirini ifoda etuvchi koeffitsiyentlar (tekis joy uchun $r = 1$); $F$ – aralashmani cho'kish ta'sirini aniqlovchi koeffitsiyent (gazlar uchun $F = 1$); $m$ va $n$ – yordamchi parametrlar; ChYQK – chegaraviy yo'l quyilgan konsentratsiyasi.

ChYQQning o'rnatilishi muayyan korxonadan chiqib atmosferaning yerga tutash qatlamiga yoyiluvchi chiqindi gazlarning mumkin bo'lgan noxush ta'siridan aholi himoyasini kafolatlaydi. Bunda ChYQK asosiy me'yor bo'lib qoladi, ChYQQ miqdori esa korxona chiqindilari ustidan nazoratni yengillashtirgan holda ikkinchi darajali qiymatga ega bo'ladi. Korxonalardagi nazorat qilish tizimlari chiqindi chiqarib tashlovchi manbalarni va ChYQQ ning rioya etilishini kuzatib boradi.

Moddalarning suv ob'ektlaridagi **chegaraviy yo'l qo'ilgan konsentratsiyalari** (ChYQK) – moddalarning suvni foydalanish uchun yaroqsiz holga keltiruvchi konsentratsiyasi.

Suv ob'ektlariga, bir necha moddalar va aralashmalarni hisobga olganda, qo'shilishida atmosferaning ifloslanish holatidagi kabi quyidagi shartlarga amal qilinishi lozim:

$$\frac{C_1}{ChYQK_1}\frac{C_2}{ChYQK_2}\cdots\frac{C_n}{ChYQK_n} \le 1.$$

Hozirgi paytda sanitar xizmati organlari tomonidan 400 dan ortiq xilma-xil moddalar uchun suv havzalari suvlarining ChYQK si o'rnatilgan.

Yuzadagi suvlarni oqava suvlar orqali ifloslanishdan saqlash qoidalarida suv ob'ektlariga o'zida PDK o'rnatilmagan moddalar tutuvchi oqava suvlarning qo'shilishi ta'qiqlanadi.

**Atrof-muhit monitoringi.** Monitoring deb atrofdagi tabiiy muhitni baholash va uning holatini avvaldan belgilash kuzatuvlari tizimiga aytiladi. Monitoringning maqsadi – antropogen ifloslanishlarni aniqlashdir.

Monitoring – kimyoviy, fizik (nurlanish, issiqlik orqali ifloslanish) kabi antropogen ta'sirlar manbalari va omillari ustidan hamda ushbu ta'sirlar orqali atrof-muhitda yuzaga keluvchi effektlar va hammasidan avval biologik tizimlar reaksiyasi ustidan bo'lgan kuzatuvlarni o'z ichiga oladi.

Monitoring tizimi lokal (mahalliy) qismini ishg'ol qilgani kabi butun yer kurrasini ham ishg'ol etishi mumkin (biosfera holatini baholash uchun global monitoring). MDHda turli darajadagi – global, regional va mahalliy monitoringlar ishlab chiqilgan. Atmosfera havosi ifloslanishini nazorat qilish stansiyalari tarmog'i 1500 stansiyani, ichki suv havzalarining ifloslanishi – 3343 stansiyani, dengiz ifloslanish tarmog'i – 1500 stansiyani o'z ichiga oladi; tuproq ifloslanishini nazorat qilish uchun 2000 ta post tashkil etilgan.

### 6.1.5. Atrof-muhit ifloslanishining iqtisodiy jixatlari

Atrof-muhitning ifloslanishi xalq xo'jaligida iqtisodiy jixatdan ikki xil ko'rinishdagi sarflar farqlanadi: ifloslangan muhitning alohida ob'ektlarga bo'ladigan ta'sirining (zararini) oldini oluvchi sarflar hamda ta'sirning o'zi orqali yuzaga keluvchi sarflar (atrof-muhitga muvofiq chiqindilar chiqishi orqali keltiriluvchi zarar). Ushbu sarflarning yig'indisi atrof-muhitning ifloslanishi bilan xalq xo'jaligiga yetkaziluvchi zararni ifoda etadi.

Istalgan manba uchun atmosferaga chiqarib tashlanishidan yuzaga keluvchi yillik zararning yaxlitlashtirib olingan iqtisodiy baholanishini quyidagi formula bo'yicha aniqlash mumkin:

$$Y_a = \gamma\sigma fM.$$

Bunda: $Y_a$ – zarar, so'm/yil; $\gamma$ – ifloslantiruvchi moddalar shartli massasi birligidan olingan solishtirma zarar, so'm/shart, t; $\sigma$ – turli hududlar ustidagi

atmosferaning ifloslanishi nisbiy xavfini belgilovchi o'lchovsiz ko'rsatkich; *f* – ifloslantiruvchi gazlarning atmosferada yoyilishini hisobga oluvchi o'lchovsiz *tuzatish koeffitsiyenti*; *M* – *ifloslantiruvchi manbadan* chiquvchi chiqindining keltirilgan shartli massasi, shart. t/yil.

Moddalarning zaharliligini ham o'z ichiga olgan holda barcha kattaliklar turli xil omillarga bog'liq bo'ladi.

Ma'lum suv havzasiga ifloslantiruvchi chiqindilar orqali keltiriluvchi zarar, istalgan manba uchun (korxona, aholi punkti), yuqoridagi formulaga o'xshash formula orqali aniqlanadi:

$$Y_v = \gamma\sigma M.$$

Bunda: $Y_v$ – zarar, so'm/yil; $\gamma$ – ifloslantiruvchi moddalar shartli massasi birligida olingan solishtirma zarar, so'm/shart; $\sigma$ – turli suv xo'jalik uchastkalari ifloslanishining nisbiy xavfini belgilovchi o'lchovsiz ko'rsatkich; M – berilgan manbadan chiquvchi chiqindining keltirilgan shartli massasi, shart. t/yil.

Shuningdek, yer resurslari orqali keltiriluvchi ifloslanish va ajratib chegaralanishlar orqali yuzaga keluvchi iqtisodiy zararlar ham hisoblab chiqilishi mumkin.

Ko'pchilik sanoati rivojlangan mamlakatlarda atrof-muhitning ifloslanishidan yuzaga keluvchi iqtisodiy zarar yalpi milliy mahsulotning 3–5% ni tashkil qiladi. Bunda ifloslanishni kamaytirishga qaratilgan tadbirlarni amalga oshirish uchun bo'lgan sarflar 1–3% ga yetdi. Sanoatning turli sohalarida atrof-muhitni muhofaza qilish uchun bo'lgan kapital xarajatlar umumiy kapital mablag'larning 5–20% ni tashkil etadi.

### 6.1.6. Chiqindisiz ishlab chiqarishni barpo etishning asosiy tamoyillari

Chiqindisiz ishlab chiqarishni barpo etish masalalarini ko'rib chiqishda foydalaniladigan asosiy tushunchalarni ko'rib chiqamiz.

***Ishlab chiqarish chiqindilari*** – berilgan mahsulot olishda o'z sifatini to'liq yoki qisman yo'qotgan va standartlarga (texnik shartlar) muvofiq kelmaydigan xomashyo qoldiqlari, materiallar va yarim

mahsulotlardir. Ushbu qoldiq materiallar tegishlicha ishlovlardan so‘ng ishlab chiqarishda yoki iste’molda qo‘llanilishi mumkin.

**Iste’mol chiqindilari** – keyin foydalanish uchun yaroqsiz bo‘lgan (to‘g‘ridan-to‘g‘ri maqsadlar yo‘lida) ishlab chiqarish – va maishiy maqsadlarda buyumlar (masalan, eskirgan plastmassa va rezina buyumlar, issiqlik izolyasiya pechlarining ishlatish uchun yaroqsiz holga kelgan shamotli g‘ishti va hokazo).

**Yo‘ldosh qo‘shimcha mahsulotlar** xomashyo fizik-kimyoviy qayta ishlanishida ishlab chiqarishning asosiy mahsulotlari qatorida hosil bo‘ladi va ishlab chiqarish jarayoni maqsadlarini ifoda etmaydi. Ular ko‘pchilik hollarda tovar holida bo‘lib, ular GOST, TSh va tasdiqlangan narxlar mavjud bo‘ladi, ularning chiqishi uchun rejalashtiriladi. Ular ko‘proq hammadan xomashyoda mavjud bo‘lmagan komponentlar bo‘lib, berilgan ishlab chiqarishda ulardan foydalanilmaydi yoki ular asosiy xomashyoni qazib chiqarish yoki boyitishda hosil bo‘ladi, ular yo‘ldosh mahsulotlar deb ham ataladi (masalan, neft qazib chiqarishda hosil bo‘luvchi yo‘ldosh gaz).

**Ikkilamchi material resurslar** (ВМР – второстепенные материальные ресурсы) – (IMR – ikkilamchi material resurslari) – ishlab chiqarish va iste’mol chiqindilarining yig‘indisi bo‘lib, ulardan maqsadli mahsulot chiqarish uchun asosiy yoki yordamchi material sifatida foydalanish mumkin.

Ishlab chiqarish va atrof-muhit o‘rtasida hozirgi paytgacha ochiq turdagi bog‘liqlik ustunlik qilib keladi. Ishlab chiqarish jarayoni tabiiy resurslardan foydalanishdan boshlanib, ularni ishlab chiqarish vositasi, iste’mol predmetiga aylantirilishi bilan tugallanadi. Ishlab chiqarish jarayoni ketidan ularning iste’mol qilinish jarayoni keladi, so‘ng esa foydalanib bo‘lingan mahsulotlar tashlanadi.

Shunday qilib, ochiq tizim tabiatning dastlabki materialidan bir martalik foydalanish tamoyiliga tayanadi.

Ishlab chiqarish har safar ba’zi yangi tabiiy resurslardan foydalanishdan boshlanadi va har gal ham iste’mol qilish chiqindilarining atrof-muhitga chiqarib tashlanishi bilan tugaydi.

Yuqorida ko‘rsatib o‘tilganidek, tabiiy resurslarning juda ham kam qismi maqsadli mahsulotga aylantiriladi, ularning katta qismi chiqitga chiqariladi.

Biosfera *tizimlarning qatorlashgan tamoyili* bo‘yicha amal qiladi: har qaysi shakl boshqa shakllarning buzilishi hisobiga tuziladi. Ishlab chiqarish faoliyati oxirgi vaqtgacha ham boshqa tamoyil asosida – tabiiy resurslardan maksimal tarzda foydalanish va ishlab chiqarish hamda iste’mol chiqindilarining destruksiyalash muammolariga e’tibor bermagan holda qurilib keldi. Bu yo‘l chiqindilar ko‘lami ekologik tizimlarning o‘z-o‘zini o‘nglash layoqati chegaralaridan ortib ketmaslik holatigacha mavjud bo‘lishi mumkin edi.

Shunday qilib, ishlab chiqarish bilan atrof-muhit oralig‘idagi bog‘liqlikning tamoiliy jihatdan yangicha shakliga, ya’ni ishlab chiqarish jarayonlarini moddaning tabiatda umum aylanishidagi yuqori qatorlanishi mumkinligini taxmin qiluvchi – ishlab chiqarishning yopiq tizimlariga o‘tish zaruriyati pishib yetildi.

Yopiq tizimda ishlab chiqarish quyidagi fundamental tamoyillarga tayangan holda quriladi:

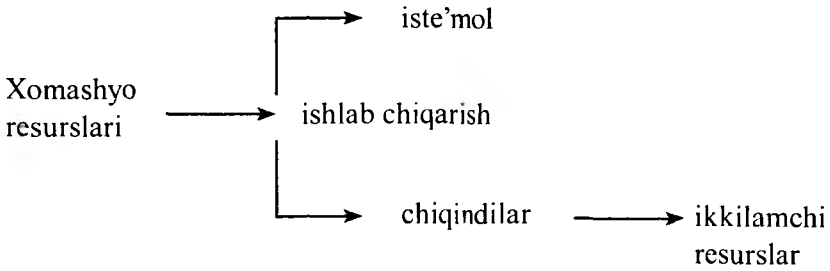
1) dastlabki tabiiy xomashyodan mumkin qadar to‘liq foydalanish;

2) ishlab chiqarish va iste’mol chiqindilaridan mumkin qadar to‘liq foydalanish (chiqindilarni regeneratsiyalash va ularni ishlab chiqarishning keyingi bosqichlari uchun boshlang‘ich xomashyoga aylantirish);

3) foydalaniluvchi ishlab chiqarish va iste’mol chiqindilari ekologik tizimlar tomonidan assimilyatsiyalanishi mumkin bo‘lgan sifatlarga ega bo‘lgan oxirgi mahsulotlarni yaratish.

Resurslardan foydalanish sohasidagi bugungi yuzaga kelgan holat va ishlab chiqarish chiqindilari ko‘lami, tabiiy resurslarni optimal iste’mol qilish va atrof-muhitni muhofaza qilishning ekologik jihatdan zararsiz yoki chiqitsiz jarayonlarni va birinchi navbatda kam chiqitli texnologik jarayonlarni yaratishdan iborat bo‘lgan birdan-bir yo‘li bor, degan xulosa chiqarishga imkon beradi.

1979-yilning noyabr oyida Jenevada Birlashgan Millatlar Tashkiloti miqyosida atrof-muhitni muhofaza qilish bo'yicha o'tkazilgan anjumanda «Kam chiqitli va chiqitsiz texnologiyalar va chiqindilardan foydalanish to'g'risida Deklarasiya» qabul qilindi. Ushbu deklarasiyaga muvofiq **chiqitsiz texnologiya** deganda sanoat va region, sohaning sanoat va qishloq xo'jalikning, shuningdek, alohida ishlab chiqarishlarning shunday ishlash tamoyillari tushuniladiki, bunda xomashyoning barcha komponentlari va sikldagi energiyadan ratsional tarzda foydalaniladi va ekologik muvozanat buzilmaydi:

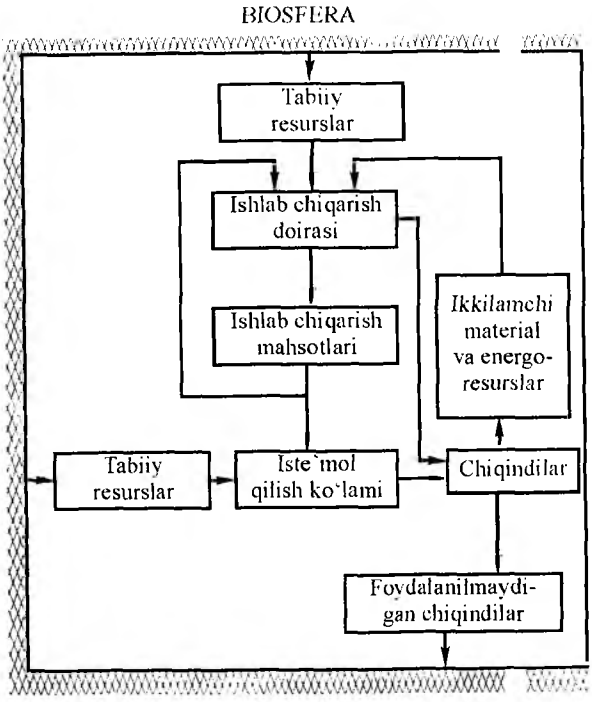



**Kam chiqitli ishlab chiqarish** deganda shunday ishlab chiqarish tushuniladiki, bunda faoliyatning zararli asoratlari, sanitar me'yorlar orqali yo'l qo'yiluvchi miqdordan oshmaydi, ammo texnik, iqtisodiy, tashkiliy yoki boshqa sabablar tufayli xomashyo va materiallarning bir qismi chiqitga o'tadi va uzoq vaqt saqlanishga yuboriladi.

Albatta, chiqitsiz texnologiya konsepsiyasi ba'zi darajalarda shartli ahamiyat kasb etadi. Chiqitsiz texnologiya deganda nazariy chegara, ishlab chiqarishning ko'pchilik hollarida to'liq tarzda amalga oshirilmay, balki faqatgina qisman (kam chiqitli deyilishining ma'nosi shundan), ammo texnologik takomillashuvning tobora yaqinlashishi bilan kechuvchi ideal modeli tushuniladi.

Tabiatning o'z-o'zini tozalash layoqati ortga qaytarilmaydigan ekologik o'zgarishlar yuzaga kelishining yetarli darajada oldini olish mumkin bo'lgan, minimal chiqindilar bilan kechuvchi texnologik jarayonlar ba'zida «ekologik texnologiya», «kam chiqitli jarayonlar», «zararsiz texnologiya» deb yuritiladi. Biroq «chiqitsiz texnologiya»

eng ko'p tarqalgandir. Biosfera bilan insonning texnogen faoliyati 6.3-rasmda ko'rsatilgan.




***6.3-rasm.*** Biosfera va insonning texnogen faoliyati o'rtasidagi bog'lanish.

Chiqitsiz texnologiya strategiyasi, ishlab chiqarishning foydalanilmaydigan chiqindilari to'liq foydalanilmagan tabiiy resurslar va atrof-muhitni ifloslantirish manbalari ekanligidan kelib chiqqan holda quriladi. Texnologiyaning tovar mahsuloti hisobida olingan foydalanilmaydigan chiqindilarning solishtirma chiqish miqdorining pasayishi shu miqdordagi xomashyoning o'zidan ko'proq mahsulot ishlab chiqarilishiga imkon beradi va shu bilan birga atrof-muhitni muhofaza qilish bo'yicha ta'sirli chora bo'lib xizmat qiladi.

Biosfera bizga ishlab chiqarish natijasida oxirgi mahsulotlar hosil bo'ladigan va bunda chiqitlar hosil bo'ladigan tabiiy resurslarni

beradi. Mahsulotlardan yo ishlab chiqarish sohasida yoki bo'lmasa iste'mol sohasida foydalaniladi va yana chiqitlar hosil bo'ladi. Chiqindi deganda birinchi boshlang'ich holatida iste'mol qilinishi mumkin bo'lmagan layoqatga ega bo'lmagan moddalar tushuniladi. Ko'pchilik hollarda zarur bo'lganda tegishlicha ishlov berilgandan so'ng ulardan ikkilamchi xomashyo sifatida (ikkilamchi material resurslar) yoki ikkilamchi energiya tashuvchilar (ikkilamchi energiya resurslari) sifatida foydalanish mumkin bo'ladi. Agar texnik yoki texnologik sabablarga ko'ra yoki iqtisodiy jihatdan chiqindilarni ishlovdan o'tkazish mumkin bo'lmasa, u holda ular biosferaga shunday tarzda chiqarilishi kerakki, bunda ular atrof-muhitga mumkin qadar zarar yetkazmaydigan bo'lsin.

Moddalar saqlanish qonunidan kelib chiqqan holda ishlab chiqarish va iste'mol sohalari bo'yicha quyidagi balansni tuzish mumkin:

$$R = A(1 - \varphi_m) + S.$$

Bunda: $R$ – tabiiy resurslar sarfi, kg/s; $A$ – ishlab chiqarish va iste'mol sohalarida hosil bo'luvchi chiqindilar massasi, kg/s; $\varphi_m$ – chiqindilardan foydalanishning o'rtacha koeffitsiyenti, kg/kg; $S$ – ishlab chiqarish va iste'mol sohalarida ishlab chiqarishning doimo o'sishi natijasida to'planib boruvchi moddalar massasi, kg/s.

Balans tenglamaning tahlili, ishlab chiqarishning foydalanilmaydigan chiqindilarining solishtirma miqdorining $A(1-\varphi_m)$ va binobarin tabiiy resurslarning solishtirma sarflarining kamayishi:

– ishlab chiqarish chiqindilari solishtirma chiqishining kamayishi hisobiga $A$;

– chiqindilardan foydalanish koeffitsiyentining ko'payishi hisobiga $\varphi_m$ bo'lishi mumkinligini ko'rsatadi.

Yuqorida ko'rsatib o'tilgan yo'llardan birining tanlanishi texnologik imkoniyatlarga bog'liq bo'lgani kabi iqtisodiy shart-sharoitlarga ham bog'liqdir. Chiqitsiz texnologiya yaratishning birinchi maqsadi – foydalanilmagan chiqindilarning massa oqimining vaqt birligi ichida biosferaga chiqariluvchi miqdorini shu qadar kamaytirish kerakki, bunda biosferaning tabiiy muvozanati saqlanib qolsin va asosiy tabiiy resurslarning saqlanishi ta'minlansin.

Chiqitsiz texnologiya yaratilishida quyidagi to‘rt tamoyil aniqlandi:

1) samarali tozalash usullari asosida turli xil oqimsiz texnologik sxemalar va suv aylanishi sikllarini ishlab chiqish va joriy qilish;

2) barcha turdagi chiqitlarning hosil bo‘lishini yo‘qotuvchi yangi texnologiyalarni ishlab chiqish va ularni joriy etish;

3) majmua ichida xomashyo va chiqindilar meterial oqimining yopiq tizimi amalga oshgan xududiy-sanoat majmualarini, ya’ni iqtisodiy tumanlarni yaratish;

4) chiqindilar va energetik resurslardan ikkilamchi material va energiya keng foydalanish sifatida.

Amaldagi mavjud vaziyatning, kelajak hisoblar va oldindan ko‘rishlar (bashorat qilishlar), sanoatning barcha sohalarida chiqitsiz ishlab chiqarishlarning amalga oshirilishi fan va texnika yutuqlaridan birinchi navbatda kimyo texnologiyalaridan foydalanilgandagina mumkinligini ko‘rsatadi.

Kimyo texnologiyasining o‘ziga xos xususiyatlari shundan iboratki, u nafaqat o‘zidan chiquvchi chiqindilarni, balki boshqa ishlab chiqarish chiqindilarini ham resurslarga aylantiradi. Shu munosabat bilan kimyo va kimyoviy texnologiya tabiatni asrash, xomashyodan kompleks tarzda foydalanish va chiqindilarni ishlatish, ishlab chiqarish sanoati chiqindilarini zararsizlantirish kabi yirik muammolarning hal etilishiga yordam beradi. Misol tariqasida issiqlik energetikasidagi ekologik muammolarni yechishda kimyoviy texnologiya usullarining sohalararo rolini ko‘rsatish mumkin. Yuqorida oltingugurt dioksidi va azot oksidlarini issiqlik elektrostansiyalari orqali tashlanishiga misollar keltirilgan edi. Tutun gazlarini ushbu zararli komponentlardan tozalash uchun turlicha fizik-kimyoviy usullar, shu jumladan, sorbentlardan foydalaniluvchi quruq va ishqor hamda ammiakning suvli eritmalarini qo‘llash bilan amalga oshiriluvchi ho‘l usullardan foydalaniladi. Nitratlar va ammoniy sulfatlari bo‘lmish mineral o‘g‘itlarning olinishi bilan birga bir vaqtda amalga oshiriluvchi tozalash usullari ishlab chiqilgan.

Sanoatda organik yoqilg'i yo'qilishi (gaz, mazut) katalizatorlarda amalga oshiriluvchi issiqlik katalitik generatorlari (IKGT) keng o'rin topdi. Ushbu kimyoviy texnologiya amalidan issiqlik energetikasida foydalanish yoqilg'i yonish jarayonini jadallashtirishga, uskunalarning metalltalabligini kamaytirishga, ortiqcha havoni stexiometrik qiymatga yaqinlashtirishga va azot oksidlarining yonish mahsulotlari bilan qo'shilib chiqishining yuz barobar kamaytirilishiga imkon beradi.

Kimyo texnologiya usullari metallurgiya sanoatida, qurilish materiallari ishlab chiqarilishida va xalq xo'jaligining boshqa materialtalab sohalarida ishlab chiqiluvchi ko'pchilik chiqitsiz texnologiyalar asosiga qo'yilgandir.

### 6.1.7. Chiqitsiz ishlab chiqarishlarning iqtisodiy samaradorligi

Kimyo ishlab chiqarish korxonalarining loyihalashtirilishida chiqitsiz texnologik sxemasini berilgan mahsulot olishning an'anaviy sxemasi bilan taqqoslash amaliy ahamiyatga egadir. Bunday tahlilni amalga oshirish uchun chiqitsiz texnologiya yaratish sohasida texnik siyosatni ishlab chiqish va rejalashtirish uchun mo'ljallangan etalon loyihalar tuziladi. Etalon loyiha tushunchasi deganda «resurslar–ishlab chiqarish–iste'mol–resurslar» siklidagi texnologik bosqichlarning shunday majmui tushuniladiki, bunda material va energetik oqimlarning yopiq harorati ta'min etiladi.

Ko'rsatkichlar sifatida iqtisodiy ahamiyatga ega bo'lgan quyidagi: chiqindilarning umumiy yoki solishtirma miqdori; chiqindilar tarkibiga kiruvchi birikmalarning biosfera elementlari bilan o'zaro ta'siri; chiqindilarning tarqatilishi hamda tashilishi va hokazo kriteriylar (mezonlar) tanlab olinadi.

Etalon loyiha alohida olingan korxonalar va sohalar uchun emas, balki mineral o'g'itlar, kalsinirlangan (distillat suvisiz) soda, plastmassalar, manomerlar va hokazo muhim mahsulotlar uchun yaratiladi. Odatdagi loyihalashtirishga taqqoslanganda uning o'ziga xosligi ham shundadir.

Etalon loyiha tuzib chiqilishida u yoki bu mahsulot olishning eng takomillashgan texnologik sxemalaridan foydalaniladi. Yangitdan hosil bo'luvchi kabi to'planib qolgan chiqindilarni qayta ishlash ham eng takomillashgan texnologik jarayonlar yordamida amalga oshirilishi lozim.

Siklning iqtisodiy jihatdan baholanishida chiqindilar narxini aniqlash muhim ahamiyatga ega, chunki ularning qayta ishlanishidan hosil bo'luvchi mahsulotning narxi shunga bog'liqdir.

Chiqitsiz ishlab chiqarishlarning iqtisodiy samaradorligini baholashda murakkab kriteriydan (mezon) foydalaniladi, bundagi har qaysi tashkil etuvchi element ishlab chiqarishning butun xalq xo'jaligiga ko'rsatadigan ta'sirining ma'lum tomonini tavsiflaydi.

Chiqitsiz ishlab chiqarishning absolyut iqtisodiy samaradorligi quyidagi tenglama bo'yicha aniqlanadi:

$$\eta = \frac{\Sigma_i E_i - \gamma}{Z_t} \longrightarrow \max$$

bunda $\Sigma_i E_i = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5$ – chiqitsiz ishlab chiqarish samaralarining yig'indisi ($E_1$ – chiqitsiz ishlab chiqarish joriy etilishida hamda dastlabki xomashyodan to'liqroq foydalanishdan olingan oxirgi mahsulot ishlab chiqarish samarasi; $E_2$ – chiqitsiz xomashyo joriy etilishidan hosil qilingan oxirgi mahsulotni iste'mol qilish samarasi; $E_3$ – alohida resurslarni qidirish, qazib chiqarish va tashishga bo'lgan xarajatlarning iqtisod qilinishi; $E_4$ – regionning kompleks tarzda rivojlanish samarasi; $E_5$ – importning qisqarishi yoki xomashyo eksportining o'sishi, uning qayta ishlanishidan hosil bo'luvchi mahsulot, oxirgi mahsulotni hisobga oluvchi tashqi savdo samarasi; $\gamma$ – ishlab chiqarish va iste'mol chiqindilari bilan orqali atrof-muhitning ifloslanishidan yuzaga keluvchi zararning miqdori; $Z_t$ – chiqitsiz xomashyoga sarflangan jami xarajatlar.

Chiqitsiz ishlab chiqarishning bir nechta variantlari mavjud bo'lishida bir xil sarflardagi absolyut iqtisodiy samaradorlikning maksimal koeffitsiyenti bo'lgan variant tanlanishi lozim.

Kimyo mahsulotlaridan birining chiqitsiz ishlab chiqarilishiga bo'lgan kapital mablag'lar samaradorligini ko'rib chiqamiz (6.2-jadval).

Dastlabki xomashyo sarfi barcha variantlarda bir xilda olingan.

*6.2-jadval*

**Chiqitsiz ishlab chiqarishga sarflanuvchi kapital mablag'lar samaradorligi**

| Ko'rsatkichlar | Variantlar | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Xomashyodan foydalanish koeffitsiyenti, $K_t$ | 0,80 | 0,85 | 0,90 | 0,95 |
| Tovar mahsulot olishga bo'lgan sarflar shartli bir /yil: joriy (s)<br>kapital (k) | <br>0,80<br>0,75 | <br>0,82<br>0,90 | <br>0,84<br>1,10 | <br>0,87<br>1,30 |
| Tayyor mahsulotning chiqishi %, T | 100 | 105 | 110 | 117 |
| Zaharli moddalarning atrof-muhitga tarqalishi, B% | 100 | 70 | 40 | 25 |
| Atrof-muhitning ishlab chiqarish chiqindilari orqali ifloslanishidan keluvchi ziyon Y*, shartli bir/yil | 0,15 | 0,09 | 0,06 | 0,03 |
| Qo'shimcha tarzda olingan tovar, mahsulotning iste'mol qilinish samarasi $E^*_{istim}$ | – | 0,05 | 0,07 | 0,08 |
| Xomashyo qazib chiqarishga bo'lgan sarflarning kamayish samarasi $E^*_{qazishga}$ | – | 0,01 | 0,02 | 0,03 |
| Quyidagilar bo'yicha hisoblangan kapital mablag'larning samaradorlik koeffitsiyenti: | | | | |
| ishlab chiqarishni amalga oshirish bo'yicha, $E_{kp}$ | 0,27 | 0,21 | 0,16 | 0,10 |
| xalq xo'jaligi samaradorligi bo'yicha, $E_{xr}$ | 0,066 | 0,105 | 0,109 | 0,104 |

* tovar mahsulot so'm/so'm hisobida

Ko'rsatkichlarni taqqoslashdan ko'rinadiki, xomashyo va dastlabki mahsulotlardan foydalanish koeffitsiyenti birinchi variantda 0,80 dan boshlanib, to'rtinchi variantda 0,95 gacha bo'layapti. Foydalanish koeffitsiyenti sifatida bu yerda tayyor mahsulot massasining xomashyo va dastlabki mahsulotlar massasiga bo'lgan nisbati qabul qilingan. Mahsulot olishga bo'lgan joriy sarflar sezilarsiz ko'tariladi, biroq kapital xarajatlar 75 % ga ortayapti.

Kam chiqitli ishlab chiqarishning joriy etilishi ikkinchi variantda tayyor mahsulot chiqishini 5% ga, to'rtinchi variantda esa 17% ga ko'paytiradi. Zaharli moddalarning sezilarli ravishda qisqaradi, shunga muvofiq atrof-muhitga nisbatan yuzaga keluvchi iqtisodiy zarar kamayadi. Dastlabki xom ashyodan to'liq foydalanish natijasida ishlab chiqarilgan qo'shimcha mahsulot, uning iste'mol qilinishidan hamda xomashyo qazib chiqarishga bo'lgan sarflarning kamayishidan samara hosil qiladi.

Chiqitsiz ishlab chiqarishga bo'lgan kapital mablag'lar samaradorligi quyidagi tenglama bo'yicha hisoblangan

$$E = (N - T)/K.$$

Bunda: $N$ – mahsulot narxi; $T$ – mahsulotning tannarxi (joriy sarflar); $K$ – variantlarning biri bo'yicha kapital xarajatlar.

Variantlarni taqqoslashdan ko'rinadiki, dastlabki xom ashyodan qimmatli komponentlarni chiqarib olish darajasining ko'payishi, atrof-muhitga tashlanuvchi chiqindilarning kamayishi, zararning kamayishi soha, korxona pozisiyasidan ko'rib chiqilayotgan ishlab chiqarishlarning absolyut iqtisodiy samaradorligi pasayadi. Amalda mavjud hisoblash uslubiga muvofiq, ko'rib chiqilayotgan variantlardan soha uchun eng ma'qul keladigani – birinchi variantdir, chunki uning samaradorlik koeffitsiyenti eng yuqori $E_{kp} = 0,27$. Xalq xo'jaligi nuqtai nazaridan esa eng afzali uchinchi variantdir $E_{xx} = 0,109$.

## 6.2. KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISHNING EKOLOGIK MUAMMOLARI

### 6.2.1. Kimyoviy ishlab chiqarishning biosferaga zararli ta'siri turlari

Kimyoviy korxonalar biosferani ifloslantiruvchi asosiy manbalardan biridir. Xilma-xil kimyoviy moddalar ishlab chiqarishning muttasil ko'payishi, odatda, zararli chiqindilar miqdorining tegishli darajada ortishi bilan bog'liq holda kechadi. Kimyo va neft-kimyo sanoatining chiqindilari yildan-yilga ortib bormoqda.

Kimyoviy texnologik jarayonlarda hosil bo'ladigan chiqindilar atrof-muhitni ifloslantiruvchi eng jiddiy manba hisoblanadi. Ular jumlasiga: ishlatib bo'lmaydigan qo'shimcha reaksiya hosilalari; chala va o'ta darajada o'zgarish va polimerlanish mahsulotlari, shuningdek, ishlatilgan filtrlar; sanoat oqava suvlari va chiqayotgan gazlarni tozalovchi absorbsiya qurilmalaridan ajralgan suvlar; oksidlanish jarayonlarining ishlatilgan havosi; reaksiyaga kirishmagan gazlar (xlor, ammiak va boshqalar) va hokazo.

Atrof-muhitni kimyoviy texnologiya jarayonlarida qo'llaniladigan yordamchi moddalar va materiallar ham ifloslantiradi, shu jumladan: ishlatilgan katalizatorlar; adsorbentlar, absorbentlar va eritgichlar; qurituvchi birikmalar; katalizatorni qayta tiklash va mahsulotlar pnevmotransportidan keyingi vakuum hosil qilishda apparatlardan so'rib olinadigan gazlar: qayta ishlatishga yaramaydigan idishlar, suzgich materiallar va boshqalar.

Bundan tashqari, kimyoviy korxonalarda asbob-uskuna va kommunikatsiyalarning zich yopilmasligi sababli xomashyo, oraliq va tayyor mahsulotlarning mexanik tarzda isrof bo'lishi ham atrof-muhitni ifloslantiruvchi manbalar hisoblanadi.

Kimyoviy korxonalarning oqava suvlari ham zararli ta'sir kuchiga ega. Asosiy kimyoviy korxonalar katta miqdorda suv iste'mol qiladi: 1 t sulfat kislota ishlab chiqarishga 70 $m^3$ suv, 1 t kaltsinatsilangan sodaga – 115 $m^3$, 1 t ammiakka – 800 $m^3$, 1 t akrilonitrilga – 1960 $m^3$, 1 t asetilenga – 2800 $m^3$ suv sarflanadi. Texnologiyaning muttasil takomillashib borishi suvning solishtirma sarfini ancha kamaytirish imkonini beradi. Neftni qayta ishlovchi eski zavodlarda 1 t neftga 7–8 $m^3$ suv sarflansa, zamonaviy korxonalarda bu ko'rsatkich atigi 0,12–0,24 $m^3/t$ ni tashkil etmoqda.

Kimyo korxonalarining oqava suvlarida ko'p miqdorda mineral va organik aralashmalar bo'ladi. Hozirgi vaqtda sanoatda oqava suvlarni tozalashning xilma-xil samarali usullaridan foydalaniladi. Biroq shuni nazardan qochirmaslik kerakki, oqava suvlarni tozalash ochiq suv havzalarining ifloslanishiga barham berolmaydi, zero hatto tozalangan suvlarni havzaga tashlayotganda ham unga ko'plab

yangi suv qo'shishga to'g'ri keladi. Aks holda, tabiiy suv havzalari kislorodga kambag'allashib va boshqalarning yashashi uchun yaroqsiz bo'lgan suvga aylanadi va ana shu ifloslantiruvchi moddalar bevosita odam va hayvonlar organizmiga o'tishi mumkin.

Ko'pgina gazsimon kimyoviy birikmalar atmosferada suv bug'lari, kislorod va quyosh reaksiyasi ta'sirida boshqa, yanada zaharli moddalarga aylanadi va atmosferada uning tarkibiy qismlari bilan muayyan mutanosiblikda bo'ladi. Har qanday ifloslantiruvchi moddaning ta'siri bevosita uning kimyoviy va fizik xususiyatlariga bog'liq bo'ladi.

Atmosferada azot oksidlari faqat NO va $NO_2$ tarzidagina mavjud bo'lib qolmay, balki aerozol aglomeratlari hosil qilib, suv tomchilariga absorbsiyalanuvchi azot kislota, nitratlar va organik nitrobirikmalarga aylanadi. Atmosferada boshqa gazsimon birikmalar, shu jumladan, $SO_2$ ning mavjudligi atrof-muhit tarkibiy qismlarining yanada murakkab o'zaro ta'sir mexanizmiga olib keladi. Ma'lumki, havo muhitida uglevodorodlar ham bo'lib, ular $HNO_3$, HCl, $O_2$, $H_2CO_3$, $CO_2$ bilan o'zaro bog'lanishi natijasida bir qator zararli va zaharli birikmalar hosil qiladi, ya'ni sinergizm hodisasi – dastlabki u yoki bu ifloslantiruvchi moddaning zaxarlilik ta'siri kuchayadi. Shuning uchun sanoat chiqindilarining odam organizmiga va jonli tabiatga ta'siri ko'rilayotganda atrof-muhitda chiqindilar ayrim qismlarining zaharli, zararli kimyoviy birikmalarga aylanishining barcha murakkab majmuasini nazardan qochirmaslik kerak.

Mazkur sahifadagi jadvalda neft-kimyo majmuasi tumanlaridagi atmosfera havosining murakkab ifloslanish jarayonlari, shu jumladan, chiqindilar tarkibiy qismlarining fizik, kimyoviy va fotokimyoviy o'zgarishlari aks ettirilgan.

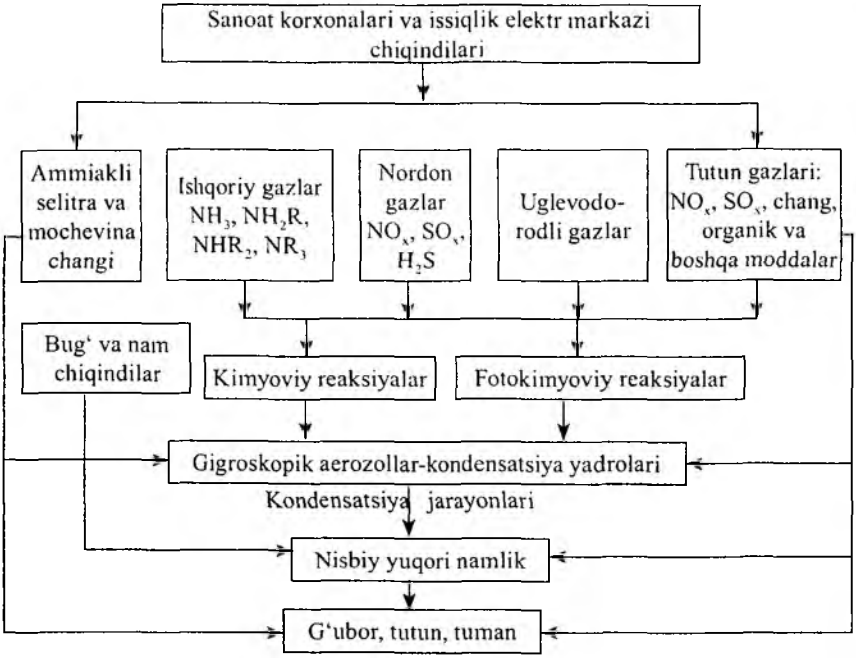
U yoki bu kimyoviy chiqindining zaharlilik darajasini aniqlash uchun baholashning umumiy mezonlaridan foydalaniladi:

– odamga ko'ra zaharlilik, ya'ni bevosita odamlar salomatligiga qanchalik ta'sir ko'rsatishi;

– hayvonlarga ko'ra zaharlilik (uy va yovvoyi hayvonlar);

– parchalanish mahsulotlarining xususiyatlari (zaharlilik, barqarorlik, biologik to'planuvchanlik);

– sinergetik effekt.




***6.4-rasm.*** Neft-kimyo majmuasi hududida tumanlarning hosil bo'lish sxemasi.

Kimyoviy chiqindilar o'zining atrof-muhitga ta'siriga ko'ra: o'ta zaharli, zaharli va zaharsiz (bezarar) chiqindilarga bo'linadi.

***O'ta zaharli chiqindilar*** turkumiga tarkibida simob, qo'rg'oshin, kadmiy, fosfororganik moddalar, xlorlangan eritgichlar, qalay, mishyak, talliy, berilliy, xrom, surma, sianidlar, ftorxloruglerod, difenillar polixloridlari, politsiklik va xushbo'y uglevodorodlar, pestisidlar, shuningdek, radioaktiv moddalar bo'lgan chiqindilar kiradi.

***Zaharli moddalar*** jumlasiga atmosferaga joiz miqdordan ancha ko'p chiqariladigan oltingugurt ($SO_X$), azot ($NO_X$) va uglerod oksidi (CO) birikmalari kiradi.

***Zaharsiz chiqindilarga*** (fosfogips, gallitli chiqindilar, fosfor ishlab chiqarish toshqollari, kalsiylangan soda ishlab chiqarish

chiqindilari va hokazolar kiradi va ular ulkan yer maydonlarini egallab yotadi.

Mazkur chiqindilarning tabiatga salbiy ta'siri shundaki, ulardan NaCl, ftorli va boshqa zararli birikmalar ajralib chiqib, yuza va sizot suvlarga kirib boradi.

Chiqindilar tarkibidagi kimyoviy birikmalarning odamga va jonli tabiatga ta'siri ham bevosita, ham bilvosita sodir bo'ladi. Bevosita yo'li – zararli birikmalarning inson organizmiga havo hamda ichimlik suvi orqali kirishidir. Bilvosita yo'li – biologik yo'ldir. Bunda ifloslantiruvchi moddalar dastlab hayvonlar oziqlanadigan o'simliklarga singiydi, so'ngra ovqat bilan birga kishi organizmiga tushadi. Bunda dastlabki birikmalar organizm uchun u yoki bu darajada xavfli bo'lgan yangi moddalarning hosil bo'lishiga olib keladigan kimyoviy-biologik o'zgarishlarga uchraydi.

Oziq-ovqat zanjirlarida yoki ovqatlanish zanjirida to'planish xususiyatiga ega bo'lgan birikmalar ayniqsa xavflidir.

Birikmalar oziq-ovqat zanjirining istalgan yerida – planktondan to kishi organizmigacha bo'lgan yerlarda (masalan, simob, DDT yig'ilishi), shuningdek, zanjir orqali uzatilishi mumkin.

Biosferaga ta'sir xususiyatiga ko'ra kimyoviy korxonalarning **chiqindilarini tashkiliy va notashkiliy guruhlarga** bo'lish mumkin.

Tashkiliy guruhga maxsus inshootlar yordamida atmosfera, suv havzalari va tuproqqa chiqarib tashlanadigan chiqindilar kiradi. Ularga suv tozalash tizimlari, dudburonlar, zavod mash'allari, quyqum va boshqa chiqindilar, yoqish pechlari, ventilyasiya tizimlarining qisqa quvurlari, quyqum maydonchalari, loyqato'plagichlar va hokazolar kiradi. Birlashtirish va ustki muhitga burib yuborish imkoni bo'lmagan chiqindilar notashkiliy guruhga mansubdir. Apparatlardan, truboprovodlardan va armaturalardan sizadigan, kanalizasiya va oqava suvlarni tozalash tizimlaridagi oqava suyuqliklar sathidan bug'lanish, rezervuar va omborlardan mahsulotlarning bug'lanishi, ta'mirlash ishlari olib

borishdan oldin apparatlarni puflab tozalash va bug'latish vaqtida mahsulotlarning oqib ketishi va atmosferadagi otilib chiqishi shular jumlasidandir.

Tashkiliy otqindilar azotli, zaharli tarkibiy qismlar konsentratsiyasining yuqoriligi bilan ifloslanadi. Zamonaviy kimyoviy va neft-kimyo korxonalarida otqindilar tashkiliy manbalarining umumiy soni 2000–4000 tani tashkil etadi, ulardan har biriga maxsus pasport tuziladi va mazkur joy uchun RET (ruxsat etilgan tashlama) nazorati olib boriladi.

Notashkiliy otqindilarni zavod hududi va sanitariya-himoya zonasining turli qismlarida vaqt-vaqti bilan yoki muttasil aniqlanadigan chegaraviy joiz konsentratsiya bo'yichagina nazorat qilish mumkin.

Neft-kimyo korxonalaridagi mavjud har turli zararli otqindilar tavsifi 6.3-jadvalda keltirilgan.

Otqinlilar, shuningdek, hajmi, harorati, tarkibi, ulardagi ayrim ingradiyentlarning nisbati, agregat holati, xavflilik darajasi, konsentratsiyasi, atrof-muhitdagi barqarorligi bo'yicha ham farqlanadi. Zararli ingradientlarning atmosferada tarqalish barqarorligi va xususiyati, shuningdek, ularni tutish va tozalash usullari agregat holatiga bog'liq.

*6.3-jadval*

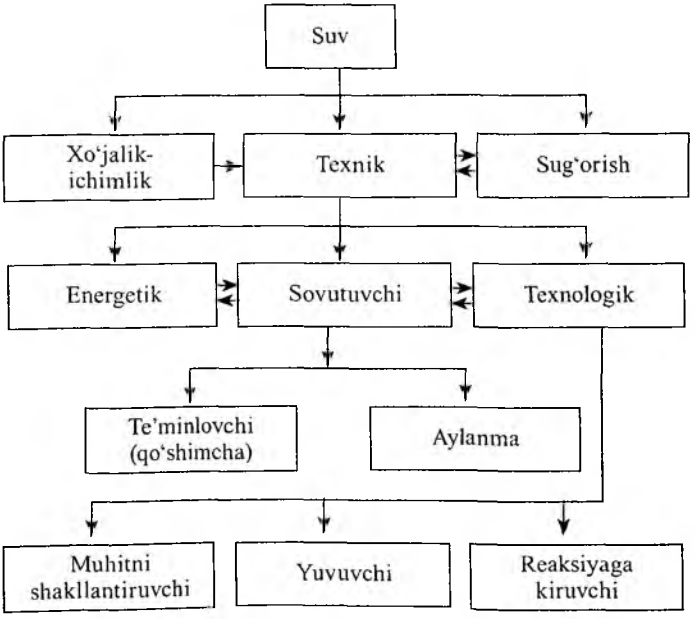
**Neft-kimyo kombinatlari otqindilari tarkibidagi zararli moddalar**

| Otqindilar | Uglevodorodlar | $H_2S$ | CO | $SO_2$ | $NO_x$ | Fenollar | $NH_3$ | Chang |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Tashkiliy: tutun gazlari | - | 10 | 18–92 | 80–89 | 46–64 | 10 | – | 50 |
| texnologik (quyruq) gazlar | 0,6 | 51–66 | 7–50 | 11–19 | 36–54 | 15–73 | 24–78 | 89–100 |
| ventilyasiya gazlari | 0,2 | 1–3 | 1 gacha | 0,01 | 0,1– | 10–75 | 22–79 | – |
| absorbsiyadan so'ng | 54 | 15–32 | 31 | 0,6 | 0,2 | 4 | 4 | – |
| notashkiliy | 45 | 23 | – | – | – | – | – | – |

### 6.2.2. Suv resurslari va kimyoviy texnologiya

Bu o'rinda biz suv resurslariga e'tibor berishni lozim ko'rdik, zero suv yerda hayotning muhim omillaridan biridir va unga e'tibor bilan qarash lozim.

**Suv resurslari.** Sanoatning rivojlanishi, qishloq xo'jaligini sanoat asosiga o'tkazish, shaharlarning o'sishi suv iste'molining muttasil ortishiga olib keladi. Insoniyat har kuni 7 milliard tonnaga qadar suv sarflaydiki, bu vazn jihatidan bir yilda qazib olinadigan foydali qazilmalarning umumiy miqdoriga teng keladi. Suvning asosiy iste'molchilari kimyo, neft-kimyo, sellyuloza-qog'oz sanoati tarmoqlari, qora va rangli metallurgiya, energetika sanoatlari, melioratsiyadir. 1985-yili sobiq ittifoq hududida turli maqsadlar uchun 282 kub. km suv sarflangan, shuning 80 kub. km sanoat o'sishiga to'g'ri kelgan. Suvdan maqsadli foydalanish tasnifi ushbu sahifada keltirilgan (6.5-rasm qarang).




*6.5-rasm.* Suvdan maqsadli foydalanish tasnifi.

Texnik suvning quyidagi turlari mavjud.

**Sovituvchi suv** issiqlik almashinuv qurilmalaridagi suyuq va gazsimon mahsulotlarni sovutish uchun xizmat qiladi. Suv moddiy oqimlar bilan tutashmaydi.

**Texnologik suv,** o'z navbatida, muhitni shakllantiruvchi, yuvuvchi va reaksiyaga kirishuvchi suvlarga bo'linadi. Muhitni shakllantiruvchi suv mahsulotlarni va ishlab chiqarish chiqindilarini boyitish va suv yordamida tashishda, eritish va pulpalarni (suspenziyalarni) hosil qilishda foydalaniladi; yuvuvchi suv gazsimon (absorbsiya), suyuq (ekstraksiya) va qattiq mahsulotlarni yuvishda foydalaniladi; reaksiyaga kirishuvchi suv reagent sifatida, shuningdek, azeotrop haydashda ishlatiladi. Texnologik suv bevosita jarayon mahsulotlari bilan kontaktda bo'ladi.

**Energetik suv** bug' olishda (bug' generatorlarini to'yintirish uchun) hamda issiqlikni manbadan iste'molchiga uzatishda (qaynoq suv) ishchi jism sifatida ishlatiladi.

Sobiq ittifoq kimyo sanoati korxonalarida umumiy suv iste'moli yiliga 9 kub. km ni tashkil etgan. Mazkur tarmoq ishlatadigan suvning qariyb 74 foizi texnologik qurilmalarni sovutish uchun sarflanadi. Suvning qolgan qismi, asosan, kimyoviy reagent, ekstragent, absorbent, erituvchi, reaksiya muhiti, tashuvchi omil, qayta foydalanish qozonlarida ichimlik suvi vazifalarini bajarib, mahsulot olishning texnologik jarayonlarida ishlatiladi.

Neftni qayta ishlash va neft-kimyo sanoati korxonalarida suvning asosiy qismi (90–95% ga qadar) issiqlik almashinuv qurilmalarida, qayta foydalanish qozonlarida qayta ishlanayotgan mahsulotlarni sovutish va kondensatsiyalashda foydalaniladi. Suvning 5–10% mazkur korxonalarda erituvchi sifatida yoki mahsulotni yuvish uchun ishlatadi.

**Suv resurslari manbayi.** Gidrosfera – dunyo okeani, atmosfera, daryolar, ko'llar, sizot suvlarni o'z ichiga oladi. Gidrosfera hajmi 1389 million kub kilometrni tashkil etadi. U taxminan yer kurrasi yuzasining 3/4 qismini tashkil etadi – 449,59 mln kv. m (quruqlik 165,34 mln kv. km).

Umumiy suv miqdorining 1350 mln kub. km (97,2% dan ziyodi) – okean suvidir. Boshqa suv manbalari balansi quyida keltirilgan:

| | |
|---|---|
| Qutb muzliklari va muzlari | $29 \cdot 10^6$ |
| Sizot suvlari | $9{,}7 \cdot 10^6$ |
| Ko'llardagi suv | $120 \cdot 10^3$ |
| Daryolardagi suv | $12 \cdot 10^3$ |
| Tuproqdagi namlik | $24 \cdot 10^3$ |
| Atmosferadagi namlik | $13 \cdot 10^3$ |
| Jami | $39 \cdot 106$ km$^3$ |

Sanoat korxonalarini suv bilan ta'minlovchi dastlabki manbalar yuza va sizot suvlardir. Yuza suvlarga daryolar, ko'llar, sun'iy suv omborlari va kanallar kiradi. Sanoat iste'moli uchun, birinchi navbatda, daryo suvlaridan foydalaniladi, Rossiyada daryolar oqimi hajmi qariyb 4000 kub km$^3$ ni tashkil etadi.

**Suvning sifati va unga bo'lgan talablar.** Tabiatdagi suv uncha ham toza emas va tegishlicha qayta ishlanmay sanoatni suv bilan *ta'minlashda foydalanib* bo'lmaydi. 1 litr chuchuk suvida, odatda, 1 grammga yaqin tuzlar bo'ladi. Dengiz suvlarida bu ko'rsatkich yuqoriroq: Boltiq dengizi suvida – 5 g/l, Qora dengizda – 18 g/l, okeanda – 35 g/l. Chuchuk va dengiz suvlari faqat tuzlarning umumiy miqdoriga ko'ra emas, balki tarkibi – ularda xloridlar, sulfatlar va karbonatlarning nisbati bo'yicha ham farqlanadi (%):

| | Xloridlar | Sulfatlar | Karbonatlar |
|---|---|---|---|
| Daryo suvi | 7 | 13 | 20 |
| Okean suvi | 89 | 10 | 1 |

Daryo suvlari kam minerallashgan (200 mg/l gacha tuzlar), o'rtacha minerallashgan (200–500 mg/l), yuqori darajada minerallashgan (1000 mg/l dan ziyod) bo'ladi. Rossiyadagi aksariyat daryolar suvi dastlabki ikki guruhga mansub. Suv tarkibida tuzlar bilan bir qatorda muayyan miqdorda murakkab tabiiy organik birikmalar–gumus moddalari ham bo'ladi. Bunday aralashmalar daryo suvlarida 5–10 mg/l, ko'l suvlarida 150 mg/l gachani tashkil etadi.

Suvlarda ko‘p miqdorda qattiq aralashmalar, kolloid moddalar va biologik tarzdagi aralashmalar (mikroorganizmlar, suv o‘tlari va boshqalar) mavjud.

Suvdagi erigan kislorod miqdori uning harorati va suv muhitida kechadigan reaksiyalar fotosintez (kislorod miqdori orta boradi) va organik hamda kimyoviy va mikrobiologik birikmalarning oksidlanishi (kislorod miqdori kamaya boradi) bo‘yicha aniqlanadi. 1 gramm quruq organik moddaga o‘rtacha 1,5 gramm kislorod sarflanadi.

Suv tarkibiga bog‘liq ravishda pH o‘zgaradi. Daryo va ko‘llar uchun bu ko‘rsatkich 5,0–8,5 atrofda o‘zgarib turadi.

Tabiiy suvlarda erigan, shuningdek, muallaq holatdagi har turli aralashmalarning mavjudligi issiqlik almashinuv qurilmalari va bug‘ generatorlari sirtida cho‘kindilar, quyqalar hamda quyqumlar hosil bo‘lishiga olib keladiki, bu holat korroziyaga va issiqlik almashinuvining yomonlashuviga sabab bo‘ladi. Suv ta’minotining aylanma tizimlari ish sharoitida suvning ko‘p marotaba 40–45°C haroratga qadar isitib-sovitilishi oqibatida uglerod dioksidi yo‘qolib, issiqlik uzatkichlar va uzatuvchi quvurlar sirtida quyidagi reaksiyaga muvofiq kalsiy karbonat cho‘kadi.

$$Ca^{2+} + 2HCO^{-}_{3} \rightleftarrows CaCO_3\downarrow + CO_2\uparrow + H_2O$$

Bunga yo‘l qo‘ymaslik uchun turli ishlab chiqarish sikllaridagi suv yo‘qolishlari o‘rni sifat jihatidan muayyan texnik talablarni qondiradigan maxsus tayyorlangan to‘yintiruvchi suv bilan qoplanadi. Quyidagi jadvalda issiqlik almashinuvi qurilmalarida mahsulotlarni sovutishda foydalaniladigan suv sifatining asosiy ko‘rsatkichlari keltirilgan.

Energo va texnologik xarakterli bug‘ qozonlari, bug‘ generatorlarining to‘yintiruvchi suvga bo‘lgan talablari qasmoq hosil bo‘lishi hamda qizish yuzasi korroziyasini bartaraf etish zaruriyatidan kelib chiqadi. To‘yintiruvchi suv sifatining asosiy ko‘rsatkichlari sirasiga: pH qiymati, umumiy qattiqlik, kremniy kislota, erigan kislorod, erkin karbonat kislota, temir, mis va boshqa birikmalar miqdori kiradi. To‘yintiruvchi suv sifati ishlab chiqarilayotgan suv bug‘i parametrlariga bog‘liq (6.5-jadvalga qarang).

*6.4-jadval*

**Sovutish tizimlarida suv sifati ko'rsatkichlari**

| Sifat ko'rsatkichlari | Tavsiya etilayotgan miqdorlar | | | |
|---|---|---|---|---|
| | Rossiyada | | | AQShda |
| | Suv geoilmiy-tekshirish instituti | Azot sanoati | Xlor sanoati | |
| Harorat, °C | 25–40 | 28–30 | 25–30 | – |
| Qattiqlik, mg-ekv/l:<br>umumiy<br>karbonatli | <br>≤7<br>≤2,5 | <br>1,5–2,5<br>1,5–2,5 | <br>5,5<br>≤3 | <br>–<br>2,5–5,0 |
| Ishqorli, mg-ekv/l | 3–4 | – | 2,4 | 2,5 |
| Tuzlarning umumiy miqdori, mg/l | 1300–2000 | 1200 | 800–1200 | 500 |
| Permanganatli oksidlanish, mg–$O_2$/l | ≤20 | 515 | 8–10 | – |
| Kislorod kimyoviy iste'moli, mg–$O_2$/l | ≤200 | – | 70 | 75 |
| Tarkibidagi moddalar, mg/l:<br>Muallaq moddalar | ≤50 | 20–30 | 10–20 | 5 |
| Yog'lar va yog' hosil qiluvchi moddalar | ≤20 | 0,3 | 0 | – |
| Sirt-faol moddalar | me'yorsiz | 0 | 0 | – |
| Cl anionlari (xloridlar) | 150–300 | 350 ga | 150–300 | 500 |
| $SO_4^{2-}$ anionlari (sulfatlar) | 350–500 | ≤500 | 350–500 | 200 |
| $PO_4^{3-}$ anionlari (fosfatlar) | – | ≤6 | 1,5–9,0 | – |
| Og'ir metallar ionlari hisobidagi azot birikmalari | 6 | ≤2,4 | 0,12–2,64 | – |
| Erigan kislorod | – | – | 6–8 | – |
| Qoldiq faol xlor | 1,0 ga qadar | – | 1,0 ga kadar | |
| PH | 6,5–8,5 | 6,5–8,5 | 6,5–8,5 | 6,5–8,5 |

*6.5-jadval*

**To'yintiruvchi qozon suvi sifatiga nisbatan qo'yiladigan talablar**

| Sifat ko'rsatkichlari | Qozon turlari | | |
|---|---|---|---|
| | olov quvuri (0,5–1,5 MPa) | yuqori bosimli (5–10 MPa) | to'g'ri oqimli (10–15 MPa) hamda to'g'ri oqim va o'ta kritik bosimli (21,5–30 MPa) |
| Umumiy qattiqligi, mg-ekv/l | 0,35 | 0,035 | 0,003 |
| Aralashmalar miqdori, mg/l: | | | |
| kremniy dioksidi | Me'yorsiz | 0,7 | 0,02 |
| mis | 0,5 | 0,05 | 0,005 |
| marganes | – | – | – |
| temir | 1 | 0,05 | 0,01 |
| kislorod | 1 | 0,3 | 0,01 |
| nitratlar va nitritlar | – | – | 0,02 |
| pH | 8,9 | 8–10 | 7–8,5 |

Reagent, ekstragent, absorbent va hokazolar sifatida foydalaniladigan suvga bo'lgan talablar olib borilayotgan jarayonlarning xususiyatlariga bog'liq bo'lib, muayyan kimyoviy ishlab chiqarishlarning texnologik reglamentlarida ko'rsatib o'tiladi.

Tabiiy suv ishlab chiqarishda foydalanishdan oldin aralashmalarning xususiyatlariga va suvga bo'lgan talablarga bog'liq holda turli usullarda tozalanadi.

**Sanoat uchun suv tayyorlash.** Sanoat uchun suv tayyorlash suvni mexanik aralashmalardan, erigan tuzlar va gazlardan tozalashni ta'minlovchi fizik va kimyoviy tadbirlar majmuasidan iborat, y'ani tindirish va filtrlash, suvni yumshatish va tuzsizlantirish, gazlardan tozalash, zararsizlantirish va h.k.

**Yirik zarralarni tindirish** katta hajmdagi uzluksiz ishlovchi tindirgichlarda amalga oshiriladi. Mayda zarralar esa filtrlash yordamida ajratib olinadi. Kolloid zarralarni (mayda balchiq zarralari va oqsil moddalar) cho'ktirish uchun ular suvga koagulyantlar – sulfatlar yoki alyuminiyning ikkilamchi tuzlarini

(alyuminiyli achchiqtosh) qo'shish yo'li bilan koagulyasiyalanadi. Koagulyasiyalovchi ion zaryadlangan zarra sirtida adsorbsiyalanish uchun kolloid zarra unga qarama-qarshi bo'lgan zaryadga ega bo'lishi kerak; bu esa alohida zarralarning koagulyasiyalanishiga (yopishishiga) va cho'kindi hosil bo'lishiga olib keladi.

**Suvning yumshatilishi va tuzsizlantirilishi** suvni sanoatda magniy tuzlari va boshqa materiallarning suv tarkibidan chiqarilishidan iboratdir. Suvni yumshatish va tuzlantirishning fizik (termik, distillyatsiya, muzlatish) va fizik-kimyoviy (qaytarilma osmos va ultrafiltrasiya, ion almashinuv) usullari mavjud.

Kationitlarda (KU-23, KU-78) va anionitlarda (AV-17-8, AV-79P; AN-221) ion almashinuvi usuli suv tayyorlashda juda keng qo'llanadi. Suvni yumshatishning kation jarayoni asosini natriy ionlari va kationitlar vodorodlarining $Ca^{2+}$ va $Mg^{2+}$ ga almashinish reaksiyasi tashkil etadi.

Natriy ionlari almashinuvi Na-kationlash, vodorod ionlari almashinuvi esa H-kationlash deb ataladi:

$$Na_2[K]+Ca(HCO_3)_2 \rightleftarrows Ca[K]+2NaHCO_3$$

$$Na_2[K]+MgSO_4 \rightleftarrows Mg[K]+Na_2SO_4$$

$$H_2[K]+MgCl_2 \rightleftarrows Mg[K]+2HCl$$

$$H[K]+NaCl \rightleftarrows Na[K]+HCl$$

Ion almashish usulida suvni butkul tuzsizlantirishga erishiladi. Ion almashinuvi reaksiyalari qaytariluvchan bo'lib, ionitlarning almashinuv qobiliyatini tiklash osh tuzi (Na-kationitlar) yoki mineral kislotalar (H-kationitlar) ning eritmalari yordamida amalga oshiriladi:

$$Ca[K] + 2NaCl \rightleftarrows Na_2[K] + CaCl_2$$

$$Na[K] + HCl \rightleftarrows H[K] + NaCl$$

Quyidagi tenglama bo'yicha OH- anionlar almashinuvi reaksiyasi anion almashinuvga misol bo'la oladi:

$$[A]OH + HCl \rightleftarrows [A]Cl + H_2O$$

Anionitlarni tiklash ishqorlar eritmalari vositasida amalga oshiriladi:

$$[A]Cl + NaOH \rightleftarrows [A]OH + NaCl$$

Ion almashinuv (kationlash va anionlash) usuli vositasida suvni tuzsizlantirishning eng muhim sxemasi e'tiboringizga havola etilgan. Yirik kvars qumi yoki maydalangan keramzit qatlamida kationit qatlami joylashgan N-kationit filtrida suvdan dastlab kalsiy, magniy va natriy ionlari yo'qotiladi. Keyin suv izchil tarzda anionlarni yo'qotish uchun anionit filtrlarga hamda erigan uglerod dioksidi va kislorod suvlari ketkaziladigan degazatorga kelib tushadi.

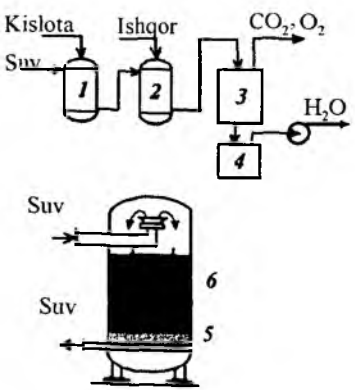
**Gazsizlantirish** kimyoviy va fizik usullarda amalga oshiriladi. $CO_2$ ni ketkazish uchun suv so'ndirilgan ohak to'ldirilgan filtr orqali o'tkaziladi yoki ohak suti qo'shiladi:

$$CO_2 + Ca(OH)_2 = CaCO_3 + H_2O$$

Kislorod esa suvning temir kukunlari yoki qirindilari qatlami vositasida filtrlab yo'qotiladi.

Gazsizlantirishning fizik usullari suvni vakuumda yoki qaynoq bug'da qizdirishdan iborat. Zarur hollarda kasal tarqatuvchi mikroblarni yo'qotish maqsadida zararsizlantiriladi, xlorlab (gazsimon xlor, xlorli ohak yoki kalsiy gidroxlorati) organik aralashmalar oksidlanadi.

**Kimyoviy ishlab chiqarishlarning qaytarma suvli sikllari.** Ishlab chiqarishni suv ta'minlash tizimlarida suv manbalaridan yuboriladiganida birlamchi suv bir marta foydalanilganidan so'ng korxonadan tashqariga to'g'ri oqimli tizimlarga chiqarib yuboriladi. Ishlatilgan suv sovitilib, tozalanib, mazkur ishlab chiqarishning o'zida yangittan




*6.6-rasm.* Ionalmashinuv usuli bilan suvni tuzsizlantiruvchi qurilma sxemasi (kationit filtri alohida ko'rsatilgan):
*1*–kationit filtri; *2*–anionit filtri; *3*–degazator; *4*–suv yig'gich; *5*–qum; *6*–kationit.

ishlatish uchun qaytariladigan, ya'ni siklda (aylanmada) qaytarilma tizimlarga taqsimlanadi.

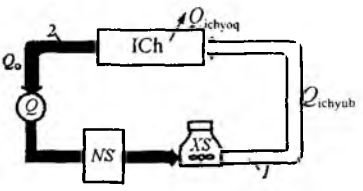
To'g'ri oqimli suv ta'minotining jiddiy kamchiligi ishlatilgan suvlarning suv havzalariga tashlanish zaruriyatidir. Bu tizimlar faqat eski korxonalardagina qo'llanadi.

Qaytarilma suv ta'minotida suv birlamchi manbadan siklda qaytmas darajada yo'qotilgan (bug'lanish natijasida, tozalash vaqtida) suvning o'rnini qoplash uchungina yuboriladi. Mazkur tizim suvni tozalash va qayta ishlash, uning sifatini yaxshilash masalalarini maqsadga muvofiq ravishda hal etish imkonini beradi va shu tarzda qurilmaning samarali ishlashi uchun maqbul sharoitlar bilan ta'minlanadi.

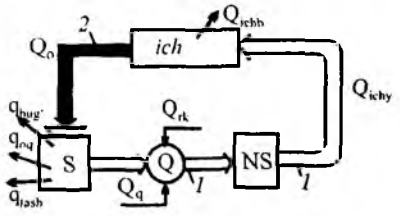
Ishlab chiqarish korxonasida aylanma suv ta'minoti sxemasi suv havzasidan suv qabul qilishni (suv olish), uni kerakli bosimda zaruriy miqdorda (nasosli va vodoprovod) iste'molchilarga uzatish, tozalash, qayta ishlash va sovutishni (tozalash qurilmalari) ta'minlovchi inshootlar majmuasini o'z ichiga oladi. Aylanma suv ta'minoti *tizimlari berk, yarim berk va aralash tizimlarga* bo'linadi.

**Berk tizimda** (6.7-rasm) texnologik oqimlar berk issiqlik almashinuv qurilmalarida sovutiladi. Aylanma suv berk qobirg'ali radiatorlarda (radiatorli suv sovutish minorasida) sovutiladi.

**Yarim berk tizimda** (6.8-rasm) texnologik oqimlar, yarim berk issiqlik almashtirgichlarda ham sovutiladi, lekin bunda aylanma suv suv sovutish minorasida sovutiladi.



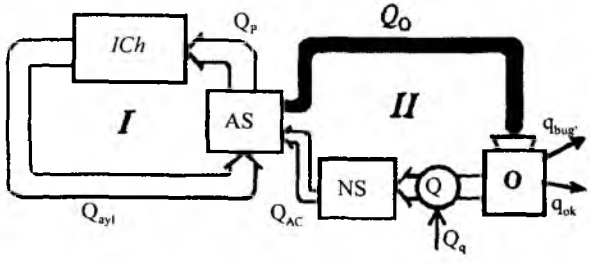

*6.7-rasm.* Qaytarilma suv ta'minotining berk tizimi: *1*–toza suv; *2*–birlamchi ishlatilganidan keyingi suv; NS–nasos stansiyasi. ICh – ishlab chiqarish; *Q*–qo'shimcha suv qabul qilish yoki suv tashlash kamerasi; XS – havo sovutkich; $Q_0$–ishlangan (oqava) suv miqdori; $Q_{ichyub}$–ishlab chiqarishga yuboriladigan suv miqdori; $Q_{ichyoq}$–ishlab chiqarishda yo'qotilgan suv miqdori.




***6.8-rasm.*** Ishlab chiqarishni suv bilan ta'minlashning yarim berk tizimi:

*1*–toza suv, *2* -birlamchi ishlatilgandan keyingi suv, *S*–suv sovutgich, *Q* – qo'shimcha suv olish yoki suv tashlash kamerasi, *ICh*–ishlab chiqarish, NS–nasos stansiyasi, $Q_{ichb}$–ishlab chiqarishga beriladigan suv miqdori, $Q_{ichy}$–ishlab chiqarishda suv yo'qotishlar, $Q_o$–ishlangan (oqava) suv miqdori, $q_{oq}$–sovutkichdan olib ketiladigan suv miqdori, $q_{bug'}$–sovutgichda (suv sovutish minorasi, suv sachratuvchi havza) bug'lanishga sarflanadigan suv, $q_{tash}$–yangilash (puflash) uchun tizimdan chiqarib yuboriladigan suv miqdori, $Q_q$–tizimga qo'shimcha kiritiladigan suv miqdori, $O_{rk}$–suvni qayta ishlash uchun reagent kiritish.

Ayrim ishlab chiqarishda texnologik jarayon shartlariga ko'ra turlardan tozalangan yoki yumshatilgan suv talab etiladi. Bu holda **aralash tizim** (6.9-rasm) qo'llanib, unda turlardan tozalangan yoki yumshatilgan suv berk issiqlik almashgichlarda aylanma suv yordamida sovutiladi, aylanma suv esa suv sovutish minorasida sovutiladi (6.9-rasm).




***6.9-rasm.*** Ishlab chiqarishni suv bilan ta'minlashning aralash tizimi:

*I*–4–15°C haroratgacha sovutilgan suv konturi; *II*–aylanma suv ta'minoti konturi, *AS*–ammiakli sovutgichlar sexi, *O*–II kontur aylanma suvini sovutgich, *ICh*–ishlab chiqarish, *NS*–nasos stansiyasi, *Q*–qo'shimcha suv olish yoki suv tashlash kamerasi, $Q_o$–ishlangan (oqava) suv miqdori, $Q_{ay}$–aylanma ishlab chiqarish suvi miqdori, $Q_{AC}$–ammiakli sovutkich sexiga yuboriladigan aylanma suv miqdori, $Q_p$–ishlab chiqarishga yuboriladigan suv miqdori, $Q_q$–tizimga qo'shimcha kiritiladigan suv miqdori, $q_{bug'}$–sovutgichda bug'lanish bo'yicha suvni yo'qotish (suv sovutish minorasi, suv sachratuvchi havza), $q_{ok}$–covutgichdan olib ketiladigan suv miqdori.

Suv sovutish minorasida aylanma suvning haroratining pasayishi shamol yordamida aylanadigan parrak yordamida harakatlantiriladigan havo bilan tutashuv tufayli pasayadi. Suv sovutgich minorasida suvni sovutishning nazariy ehtimoliy chegarasi xo'l termometr harorati ($t_x$) bo'lib, atrofdagi havo haroratiga va uning nisbiy namligiga bog'liq bo'ladi.

$t_x(t_{xo'l})$ miqdorini aniqlashning diagrammalari mavjud. Masalan, atrofdagi havo harorati 30°C, nisbiy namligi esa 60% bo'lganda suv sovutishning chegaraviy harorati t°C=24°C. Zamonaviy shamol parrakli suv sovutish minoralarida isitilgan $t_u$ va sovutilgan suv haroratlarining farqi $\Delta t = t_i - t_{sovut} = 6 \div 7$°C.

Aylanma suv ta'minoti tizimida suv suv sovutish minorasida bug'lanishga ($V_1$ miqdorda), sovutuvchi havo bilan tomchilab olib ketishga ($V_2$) va puflash chog'ida tashlab yuborishga ($V_3$) sarflanadi. Ana shu sarflar quyidagi miqdorda qo'shimcha to'yintiruvchi suv hisobiga qoplanadi:

$$V_{qs} = V_1 + V_2 + V_3$$

Bug'lanish tufayli yo'qotiladigan suv miqdorini quyidagi formula bo'yicha taqriban aniqlash mumkin:

$$V_1 = K_1 \Delta t V_o$$

bunda: $K_1$ – havo haroratiga bog'liq koeffitsiyent, $\Delta t$ – isitilgan va sovutilgan suv haroratlaridagi farq, °C, $V_o$ – aylanma suv sarfi, m³/sek.

$K_1$ koeffitsiyenti suv sovutish minoralari uchun quyidagi qiymatlarga ega:

| Havo harorati, °C... | 0 | 1,0 | 20 | 30 | 40 |
|---|---|---|---|---|---|
| $K_1$ koeffitsiyenti ... | 0,0010 | 0,0012 | 0,0014 | 0,0015 | 0,0016 |

Sachrash tufayli yo'qotiladigan suv miqdori $V_2 = K_2 V_a$

bunda $K_2$ – suv tutgichli shamol parrakli suv sovutish minoralari uchun koeffitsiyent 0,002–0,005.

$V_3$ tizimida puflashga sarflanadigan suv miqdori aylanma suv ta'minoti tizimining ish unumiga, qo'shimcha suvning karbonat qattiqligiga, suvni qayta ishlash usuliga bog'liq bo'lib, aylanma suv sarfining 1–3 foizini tashkil etadi.

Aylanma suv ta'minoti tizimining samaradorligi ikki ko'rsatkich bo'yicha aniqlanadi:

Aylanma suvdan foydalanish koeffitsiyenti bo'yicha:

$$K_a = V_a/(V_a + V_{ks})$$

qo'shimcha (yangi suvdan foydalanish koeffitsiyenti bo'yicha):

$$K_{qs} = (V_{qs} - V_{os})/V_{ks},$$

bunda: $V_a$ – aylanma suv miqdori, $m^3$/soat, $V_{qs}$ – qo'shimcha suv miqdori, $m^3$/soat, $V_{os}$ – suv havzasiga ag'dariladigan oqava suv miqdori (puflash), $m^3$/soat, $V_a+V_{qs}$ – sarflanadigan suvning umumiy miqdori, $m^3$/soat.

Kimyo sanoati korxonalarida, umuman, aylanma suvdan foydalanish koeffitsiyenti $K_{ay}=0,83$ ga yetadi, ilg'or neftni qayta ishlash va neft-kimyo korxonalarida $K_{ai}=0,9 \div 0,95$ ga teng.

Mavjud texnologiya darajasidan kelib chiqqan holda aylanma suvdan foydalanishning eng yuqori koeffitsiyentini aniqlash mumkin. Foydalanilgan suvning qariyb 25% eritkich va ekstragent sifatida foydalaniladigan kimyo sanoatida bunday koeffitsiyent 0,90–0,92 bo'ladi.

Kimyo sanoatida hatto suvdan takroriy foydalanganda ham yangi suv sarfi miqdoran katta bo'lib, o'rtacha 1 t mahsulot hisobiga 50–130 $m^3$ ni tashkil etadi. Shuning uchun kimyoviy texnologiyaning eng asosiy vazifalaridan biri – suvdan aylanma va takroriy foydalanish, suvni tejovchi (oqmas) texnologiyaga o'tish tizimlarini joriy etish yo'li bilan ishlab chiqarish korxonalarining suv iste'molini yanada kamaytirishdir.

**Oqimsiz kimyoviy ishlab chiqarish korxonalari.** Oqava suvlari suv havzalariga tashlanmaydigan, yangi suvdan foydalanish koeffitsiyenti birga teng bo'lgan suv ta'minotining berk tizimlari faoliyat ko'rsatadigan korxonalar oqimsiz kimyoviy ishlab chiqarish korxonalari jumlasiga kiradi.

Kimyo korxonalarida suv ta'minotining berk tizimlarini yaratishda quyidagi qoidalarga amal qilish lozim:

1. Korxonaga korxonani va korxona kanalizasiyasini suv bilan ta'minlash, oqava suvlarni tozalashni o'z ichiga oluvchi hamda ulardan qayta foydalanishni ta'minlovchi yagona quyi tizim sifatida qaralishi zarur.

2. Suv ta'minoti tizimida suvning asosiy manbayi tozalangan oqava suvlar bo'lishi kerak, suv manbalaridan olinadigan yangi suvdan esa faqat alohida maqsadlarda va mahalliy tizimlardagi isrof bo'lgan suv o'rnini to'ldirish uchungina foydalanish kerak.

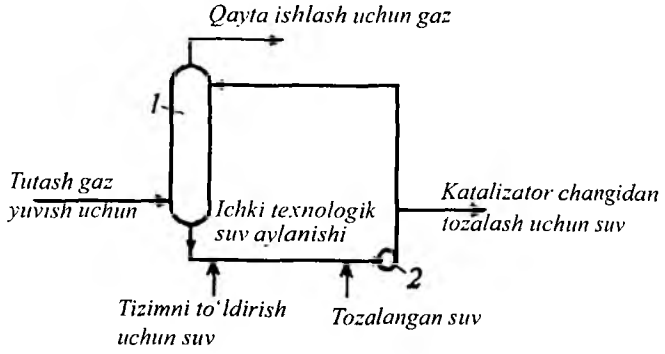
3. Oqava suvlarni tozalash ulardan ishlab chiqarish korxonalarida takroriy foydalanish maqsadida texnologik suv ta'minotining mahalliy tizimlarida ishlatilgan texnologik eritmalar va suvni tiklashga asoslanmog'i lozim.

4. Texnologik eritmalar va suvni tiklash uchun eng kam moddiy hamda energiya sarflanishi, ayni vaqtda qimmatli komponentlarni ajratib olish va hosil bo'lgan chiqindilarni tovar mahsuloti yoki ikkilamchi xomashyo darajasiga yetkazishni ta'minlaydigan usullardan foydalanish darkor.

Ichki texnologik siklda suv qayta ishlanayotgan mahsulotlar bilan bevosita to'qnashadi. Aylanib yuruvchi suvni tozalash texnologik qurilmalarning davomi bo'lgan mahalliy tozalash inshootlarida amalga oshiriladi. Mahalliy qurilmalarda, odatda, tozalanmasdan takroriy yoki aylanma suv ta'minoti tizimlariga yohud umumzavod tozalash inshootlariga yuborib bo'lmaydigan oqava suvlar tozalanadi. Mazkur qurilmalarda tozalashning tiklash usullaridan: tindirish, flotatsiya, adsorbsiya, ion almashinuvi, qayta osmos va hokazolardan foydalangan holda oqava suvlardan qimmatli aralashmalar ajratib olinadi. Ayrim hollarda mahalliy qurilmalarda oqava suvlar termik zararsizlantiriladi.

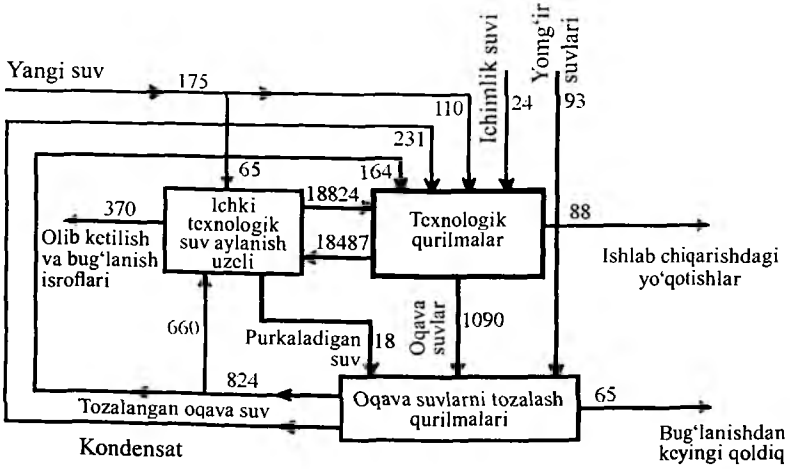
Ichki texnologik suv aylanish tizimi qo'shimcha kapital va ekspluatatsiya sarflarini talab etadi. Biroq bunday sarflar suvni sanoatda ishlatishga tayyorlash va qimmatli komponentlarni ajratib olishga sarflanadigan umumiy mablag'larni kamaytirish hisobiga qoplanadi.

E'tiboringizga havola etilayotgan chizmada katalizator changidan yuvish va izopentanni digidrirlash qurilmasida tutash gazni sovutish jarayonida ichki texnologik suv aylanish sxemasi (6.10-rasm) keltirilgan. Suv siklini tashkil etishning bunday sxemalari gazlarni tozalashning skrubber qurilmalaridan foydalaniladigan ishlab chiqarishlar uchun xosdir.




***6.10-rasm.*** Ichki texnologik suv aylanishi sxemasi:
*1* – gaz tozalash skrubberi, *2* – sirkulyatsiyalovchi nasos.

Havo ta'sirida sovutish usuli optimal qo'llangan sharoitda aylanma suv ta'minotidan eng yuqori darajada foydalanish prinsipi oqimsiz neftni qayta ishlash zavodlari sxemasining negizini (6.11-rasm) tashkil etadi. Ana shu zavodlarda neft mahsulotlarini oltingugurtli birikmalardan tozalash tiklovchi reagentlar yordamida amalga oshiriladi. Karbonlash qurilmasida zararsizlantirilgandan keyin




***6.11-rasm.*** Neftni qayta ishlash zavodida suvdan foydalanish sxemasi (raqamlar $m^3$/soat hisobidagi sarfni ko'rsatadi).

oltingugurtli ishqoriy-oqava suvlar ELTQ (elektr yordamida tuzsizlantiruvchi qurilma) oqimlari bilan birgalikda termik tuzsizlantirish uchun yuboriladi. Tuzsizlantirilgandan keyin hosil bo'lgan suvli kondensat aylanma suv sikliga yo'naltiriladi. Bug'lanish qoldig'idan donador texnik natriy xlorid (NaCl–80%) ajratib olinadi va undan Na-kationit filtrlarni tiklashda foydalaniladi.

Texnologik suv aylanish tizimida suvning doimiy tuz tarkibi oqava suvlarni tozalash tizimida termik tuzsizlantirish qurilmasiga suvning bir qismini chiqarish va tozalangan suvni texnologik qurilmalarga qaytarish hisobiga saqlab turiladi. Neftni qayta ishlash zavodlarida oqimsiz sxemalarni (6.6-jadval) joriy etish 1 $m^3$ oqava suvlarga ajratiladigan solishtirma kapital mablag'larni va tozalash inshootlari qurilish tannarxini 1,5–2 marta kamaytiradi va suv havzalari ifloslanishining oldini oladi.

*6.6-jadval*

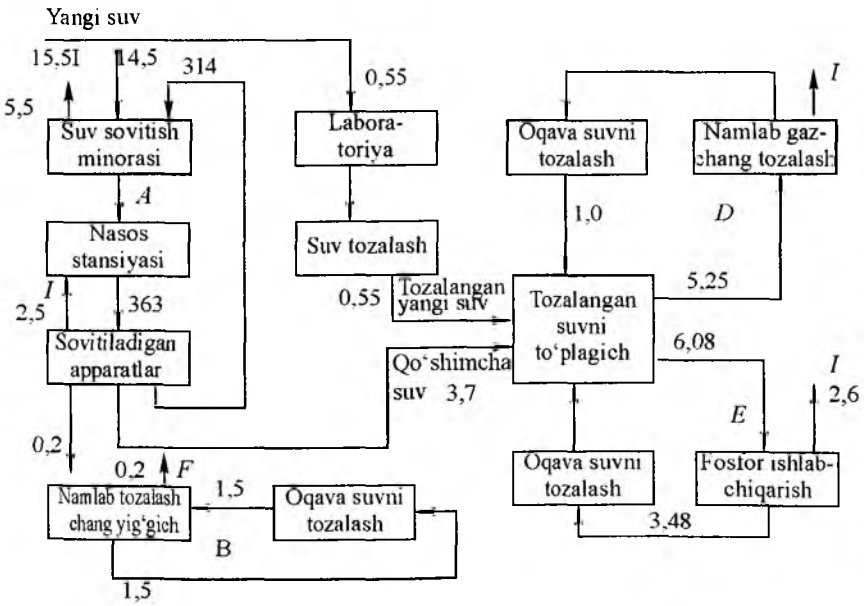
**Neftni qayta ishlash zavodlarida (NQIZ) tozalash inshootlaridan foydalanish texnik-iqtisodiy ko'rsatkichlari**

| Ko'rsatkich | Oqimsiz NQIZ | Oqava suvlar tashlanadigan NQIZ |
|---|---|---|
| 1 t neftga suv sarfi, $m^3$ | 0,13 | 0,26 |
| 1 t neft hisobida havzaga tashlanadigan oqava suv, $m^3$ | – | 0,30 |
| 1 t neft hisobida aylanma suv sarfi, $m^3$ | 13,2 | 16,5 |
| Solishtirma kapital mablag'lar, $m^3$ oqava suvga shartli birlik | 489 | 500 |
| Tozalash inshootlari qurilishi narxi, shartli birlik | 9,3 | 17,4 |
| 1 $m^3$ oqava suvni tozalash tannarxi, shartli birlik | 0,26 | 0,18 |

Termik tuzsizlantirish, neft toshqollarini termik qayta ishlash va oltingugurtli-ishqoriy oqava suvlarni karbonlashtirishga ishlatiladigan foydalanish sarflari hisobiga oqimsiz sxemada oqava suvlarning 1 $m^3$ ini tozalash tannarxi oqimli sxemadagiga nisbatan yuqori (6.6-jadval). Biroq aylanma suv sarfining kamligi va oqava suv tashlanmasligi sababli oqimsiz sxemada suv tozalash sarfi oqimli sxemadagi sarfi oqimli sxemadagi shunday sarflardan oz farq qiladi.

Fosfor ishlab chiqarish sanoati daryolar va suv havzalarini ifloslantirmaydigan oqimsiz texnologiyaga misol bo'la oladi. Mavjud ma'lumotlar shundan dalolat beradiki, fosfor ishlab chiqaradigan zavodlar oqavalarini tozalashning samarasi kam va suv havzalarining ifloslanishdan himoya qila olmaydi. Ayni vaqtda oqava suvlardagi erigan aralashmalar texnologik jarayonlarga va ishlab chiqarish mahsulotlariga salbiy ta'sir ko'rsatmasligi ma'lum, ko'rsatib o'tilgan xususiyatlar oqimsiz ishlab chiqarish uchun asos bo'lib xizmat qiladi. Uning sxemasi 6.12-rasmda keltirilgan. Mazkur sxema bo'yicha suv ta'minoti manbayidan yangi suv qo'shish faqat apparatlarning aylanma sovutish tizimini to'yintirish, qozonxonani va turmush ehtiyojlarini ta'minlashnigina nazarda tutadi.

Aylanma sovutish tizimining puflama tashlanmasi va oqava suvlar ichki texnologik suv siklini, chang-gazni tozalashni va chang tozalashni

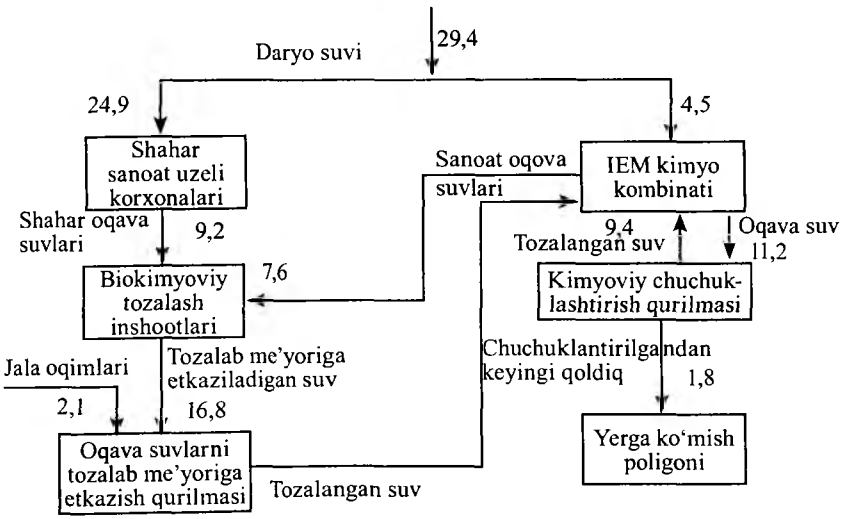



***6.12-rasm.*** Oqimsiz fosfor ishlab chiqarishda suv oqimlari va suv aylanishi sxemasi (raqamlar $m^3$/soat hisobidagi sarfni ko'rsatadi):

*A* – apparatlarni sovutishning aylanma tizimi; *B* – namlab changlarni tozalashning aylanma tizimi; *D* – gaz-changlarni tozalashning aylanma tizimi; *E* – suvning ichki texnologik sikli; *F* – bug'lanish, olib ketilishlar bilan bog'liq suv isroflari.

to‘yintirish uchun yo‘naltiriladi. Chang-gazlarni tozalash apparatlaridan olinadigan suvni mahalliy tozalash muallaq aralashmalarni ajratish va absorbsiya eritmalarini tiklashdan iboratdir. Alohida siklda chang suv namlab tozalashda ishlatiladi.

**Sanoat kompleksi ichida suvdan takroriy foydalanish** tizimi suv iste’molini hamda oqava suvlarni tashlashni kamaytirishda yuqori samarali yo‘nalish hisoblanadi. Rossiyadagi Pervomay sanoati majmuasining oqimsiz suv ta’minoti tizimi shunday tizimlar jumlasiga kiradi. Mazkur majmuaning asosiy korxonasi kimyo kombinati bo‘lib, u ko‘p tonnali xlor va kaustik soda, plastmassa, o‘simliklarni himoya qilish kimyoviy vositalari, organik sintez mahsulotlari ishlab chiqarishni o‘z ichiga oladi.




***6.13-rasm.*** Shahar sanoati majmuasini suv bilan ta’minlash oqimsiz tizimida suv oqimlari sxemasi.

Suvdan foydalanish kompleks sxemasi (6.13-rasm) barcha yirik ishlab chiqarishlarda, y’ani tarkibidagi iflosliklar miqdoriga ko‘ra bog‘liq ravishda ishlab chiqarishda takroriy foydalanish maqsadida tegishlicha tozalashdan o‘tadigan, hosil bo‘lgan chiqindilar esa tovar mahsuloti sifatida qayta ishlanadigan umumiy inshootlar va

qurilmalardan iborat zaruriy mahalliy tozalash qurilmalariga ega bo'lgan mahalliy aylanma suv sikllarini o'z ichiga oladi. Sanoat majmuasida suvdan foydalanish samaradorligi quyida keltirilgan ko'rsatkichlarda o'z ifodasini topgan:

| | Oqimsiz sxema | Oddiy sxema |
|---|---|---|
| Daryodan olingan yangi suv sarfi, ming $m^3$/sut | 30 | 176 |
| Shu jumladan, kimyo kombinatida | 4,5 | 150 |
| Umumiy suv aylanishi, ming $m^3$/sut | 688 | 688 |
| Oqava suvlarni daryoga tashlash, ming $m^3$/sut | – | 139,3 |
| Oqava suvlarni ishlab chiqarishga qaytarish, ming $m^3$/sut | 95,7 | 71,5 |

### 6.2.3. Kimyo sanoati chiqindilari va ularni zararsizlantirish usullarining tasnifi

Kimyo sanoatida agregat holati bo'yicha tasniflanadigan ulkan miqdordagi har turli chiqindilar hosil bo'ladi.

**Qattiq chiqindilar** – kukun, chang, quyma yoki qotib qolgan massa tarzida hosil bo'ladigan chiqindilardir. Bu turkumga kuyindilar, kul, chang va qurum zarralari, plastmassa va rezina chiqindilari, ishlatilgan katalizatorlar, ma'danlar boyitilgandan keyingi qoldiqlar, qattiq organik qoldiqlar, adsorbentlar, nokonditsion mahsulotlar (kauchuk, tola) va boshqalar mansubdir.

Qattiq chiqindilarni qayta ishlash usullarini tanlashda ularning tarkibi va miqdori muhim ahamiyat kasb etadi. Keyingi paytlarda katta miqdordagi qattiq chiqindilar aralashmalarini qayta ishlash bo'yicha kuchli qurilmalar yaratish bilan bog'liq g'oyalar ustunlik qiladi. G'isht, keramzit, sement va boshqalar olish, qurilish materiallari sanoati agregatlarida qattiq chiqindilardan foydalanish keng ko'lam kasb etadi.

**Suyuq chiqindilar,** asosan, suyuq muhitdan iborat bo'lib, ularda suvda yoki boshqa erituvchilarda erigan tuzlar, ishqorlar, kislotalar, shuningdek, muallaq zarralar aralashmalari miqdori, odatda, ularning cho'kishi boshlanadigan darajadan ortiq bo'lmaydi. Suyuq chiqindilar

harakatchan bo'lib, ularni kimyo sanoatida qo'llanadigan nasoslar yordamida tashish mumkin. Eriydigan moddalar konsentratsiyasi maqbul sharoitlarda eritmada ularning kristallanishi boshlanadigan bosqichdan ortib ketmasligi kerak.

Chiqindilarning mazkur guruhiga, avvalo, zaharli birikmalar bilan ifloslangan va maxsus ishlov berishni talab etuvchi ishlab chiqarishning oqava suvlari (tarkibida kislota, ishqor, xloridlar-ftoridlar, bromidlar, erigan materiallar, zaharli organik moddalar va hokazolar bo'lgan suvlar); ishlangan organik erituvchilar va suyuqliklar kiradi. Ayrim hollarda oz miqdordagi aralashmalar bilan ifloslangan biron-bir mahsulot ham suyuq chiqindi bo'lishi mumkin. Shunday chiqindilar jumlasiga tarkibida oksidlanish, polimerlanish mahsulotlari va mexanik aralashmalar bo'lgan ishlangan yog'lar kiradi.

Suyuq chiqindilar kimyoviy texnologiyaning ko'plab oddiy jarayonlari: adsorbsiya, cho'ktirish, filtrlash, distillash, rektifikat-siyalash, ekstraksiya, bug'latish, kristallash, termik ishlov berish, kimyoviy qayta ishlash vositasida qayta ishlanadi. Ba'zan suyuq chiqindilar ko'p tarkibli aralashmadan iborat bo'lib, ularni ajratish mumkin va iqtisodiy jihatdan o'zini oqlamaydi. Bunday hollarda chiqindilar yondirib yuboriladi yoki yer qobig'ining chuqur singdiruvchi qatlamlariga haydaladi.

Chiqindilarning to'liq yonishini ta'minlash va yonish chog'ida ajralib chiqadigan issiqdan yuqori darajada foydalanish chiqindilarni yondirish qurilmalarini ishlab chiqishda eng muhim muhandislik vazifasi hisoblanadi. Termik ishlov berish usullarining eng muhim afzalligi – texnologiyaning nisbatan soddaligi, kamchiligi esa chiqindi massasidagi mavjud bo'lgan barcha moddalarni (jumladan, foydalilarini ham) yo'qotib yuborishdir. Shuning uchun termik qayta ishlashda chiqindilarning yonishi chog'ida chiqadigan issiqligidan foydalanish mumkin.

Tarkibida galogenlar, fosfor, oltingugurt, azot birikmalari bo'lgan organik chiqindilarni termik zararsizlantirishda jarayon ancha murakkablashadi. Bunda ularning yonishidan hosil bo'lgan

mahsulotlarda xlorvodorod, oltingugurt va azot oksidlari to‘planishi mumkin, shu sababli gazlarni atmosferaga chiqarish oldidan tozalash zaruriyati tug‘iladi.

**Gazsimon chiqindilar** sanoat pechlari, shamolparrak qurilmalari, quritgichlarning gaz otqinlarini, texnologik qurilmalarning har turli ketuvchi gazlarini o‘z ichiga oladi. Mazkur guruhga bug‘ generatorlari va pechlarning yonish mahsulotlari (tutun gazlari); o‘tkir hidli, tarkibida dispers qattiq zarralar (chang) yoki tuman tarzidagi suyuq zarralar, shuningdek, tarkibida $NO_x$, $SO_2$, HCl, HF, organik moddalar bug‘lari va hokazolar; zaharli aralashmalar bilan ifloslangan bug‘ havo aralashmalari mansubdir.

Gazlardan foydali tarkiblarni ajratib olish yoki zararsizlantirish uchun kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari, shu jumladan, absorbsiya, adsorbsiya, cho‘ktirish, filtrlash, termik qayta ishlash, xemosorbsiya qo‘llanadi. Gazsimon chiqindilarni termik qayta ishlash gazda mavjud bo‘lgan organik aralashmalarni $H_2O$, $CO_2$, $N_2$ zararsiz yonish mahsulotlari qolguniga qadar yondirishdan iborat. Mazkur usullarning kamchiligi gaz tarkibidagi mavjud barcha organik moddalarning yo‘qotib yuborilishidir. Shuning uchun bu usul moddalarni ajratib olish iqtisodiy jihatdan maqsadga muvofiq bo‘lmagan hollardagina qo‘llanadi.

Ayrim mahsulotlar ishlab chiqarishda ketuvchi gazlar uglevodorodlar aralashmasidan iborat bo‘ladi. Bunday aralashmalarni ajratib olish iqtisodiy jihatdan maqsadga muvofiq bo‘lmagan sharoitlarda ulardan ikkilamchi energetika resurslarining yoqilg‘isi sifatida foydalaniladi.

To‘g‘ridan-to‘g‘ri yoqib yuborish usulidan foydalanish iqtisodiy jihatdan samarasiz bo‘lgan hollarda gazsimon chiqindilarda yonuvchi tarkiblar miqdoran kam bo‘lganda **katalitik yondirish** usuli keng qo‘llanadi. Katalitik yonish jarayoni bevosita yondiriladigan 950–1110°C o‘rniga 200–600°C haroratda harakatsiz yoki qaynovchi qatlami bo‘lgan katalizatorli reaktorlarda kechadi.

**Quyqumlar** (shlamlar)–tarkibida 20–80% suv bo‘lgan va quritish, filtrlash, muzlatish va boshqa usullar yordamida dastlabki

ishlov berilmagan taqdirda tashish qiyin bo'lgan amorf yoki mayda kristall massadan iborat. Chiqindilarning mazkur guruhiga filtrlash va cho'ktirish jarayonlari qoldiqlari; suyuq chiqindilarni neytrallash yoki ularni maxsus ishlashdan hosil bo'ladigan quyqum; oqava suvlarni biokimyoviy tozalash jarayonida hosil bo'ladigan quyqumlar va loyqalar mansubdir. Qatron, nordon va yopishqoq gudronlar, neftni qayta ishlashdan hosil bo'ladigan qoldiq neft mahsulotlari, neft quyqumlari shu turkumga kiradi. Quyqumli chiqindilarni qayta ishlashda filtrlash, sentrifugalash, quritish, termik zararsizlantirish, yondirish jarayonlaridan foydalaniladi. Tarkibida organik va yonuvchi moddalari bo'lgan quyqumlarni yondirganda yuqori potensialli issiqlik ajralib chiqib, odatda undan foydalaniladi. *Qayta ishlash* usullaridan qay birini tanlash quyqumning sifati va undagi mavjud turkumlarning tuzilishiga bog'liq.

### 6.2.4. Qattiq chiqindilarni *foydalanish uchun tiklash* va zararsizlantirish

Kimyo va neft kimyosi sanoatida o'zining kelib chiqishi va tarkibi bo'yicha farqlanuvchi ko'plab qattiq chiqindilar hosil bo'ladi. Ana shu chiqindilar nihoyatda xilma-xilligidan ulardan foydalanishga tiklash va zararsizlantirishning umumiy sxemasini tavsiya etishning imkoni yo'q, shuning uchun ko'p tonnali ishlab chiqarish chiqindilariga tatbiqan asosiy usullarni ko'rib o'tamiz.

**Fosfogipsni foydalanishga tiklash.** Fosfogips tabiiy fosfatlardan fosfat kislota ishlab chiqarishda chiqindi sifatida hosil bo'ladi. Fosfatlar sulfat kislota bilan parchalanganda fosfat kislota eritmaga aylanadi va qiyin eriydigan kalsiy sulfat (fosfogips) hosil bo'ladi:

$$Ca_5F(PO_4)_3 + 5H_2SO_4 = 5CaSO_4 + 3H_3PO_4 + HF$$

Olinadigan kislotaning harorati va konsentratsiyasiga bog'liq ravishda kalsiy sulfat digidrat $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ (gips), yarim gidrat $CaSO_4 \cdot 0{,}5H_2O$ yoki suvsiz tuz $CaSO_4$ (angidrit) shaklida bo'ladi. Digidrat usulida ekstraktsiyaviy fosfat kislota olishda digidrit hisobida 7,5–8,4 tonna nam fosfogips hosil bo'ladi. Fosfogips (quruq

modda hisobida) 94% ga qadar $CaSO_4$, shuningdek, parchalanmagan fosfat aralashmalari, yuvilmagan fosfor kislota, temir, alyuminiy oksidlari, stronsiy birikmalari, turli mikroaralashmalar (siyrak yer elementlari, Mo, Co, Mn, Zn), ftor birikmalari va hokazolar bo'ladi.

Fosfogipsdan qurilishda tabiiy gips o'rnida bevosita foydalanishga halal beradigan asosiy aralashmalar ftor hamda $P_2O_5$ birikmalardir. MDH mamlakatlarida, shu jumladan, Rossiyada hozirgi vaqtda uyulmalarda 400 mln t. dan ziyod fosfogips mavjud va har yili ana shu chiqindidan qariyb 10 mln t. hosil bo'ladi. Fosfogips atrof-muhitni ifloslantirishdan tashqari, katta iqtisodiy ziyon ham yetkazadi, zero fosfat kislota tannarxining 10% ga yaqini uni tashish va saqlash uchun sarflashga to'g'ri keladi. Quyqum uyumlari qishloq xo'jaligi uchun zarur bo'lgan katta-katta maydonlarni egallab yotibdi.

Mamlakatimizda ham 100 mln.t dan ortiq fosfogips to'planib qolgan va yiliga 1 mln t ortiq qo'shilib bormoqda. Hozirgi vaqtda fosfogipsdan foydalanishning bir qancha yo'nalishlari ishlab chiqilganki, quyida ularning 1 t chiqindi hisobidagi iqtisodiy samaradorligi keltirilgan:

| Foydalanish sohalari | Iqtisodiy samaradorlik, so'm,t (rus valyutasida) |
|---|---|
| Gipsli bog'lovchi moddalar i/ch | + 3,5 |
| Portlandsement i/ch (qo'shimcha sifatida) | + 2,5 |
| Sulfat kislota va sement i/ch | – 8,6 |
| Sulfat kislota va ohak i/ch | – 6,6 |
| Ammoniy sulfat i/ch | – 22,2 |
| Qishloq xo'jaligi | + 6,4 |

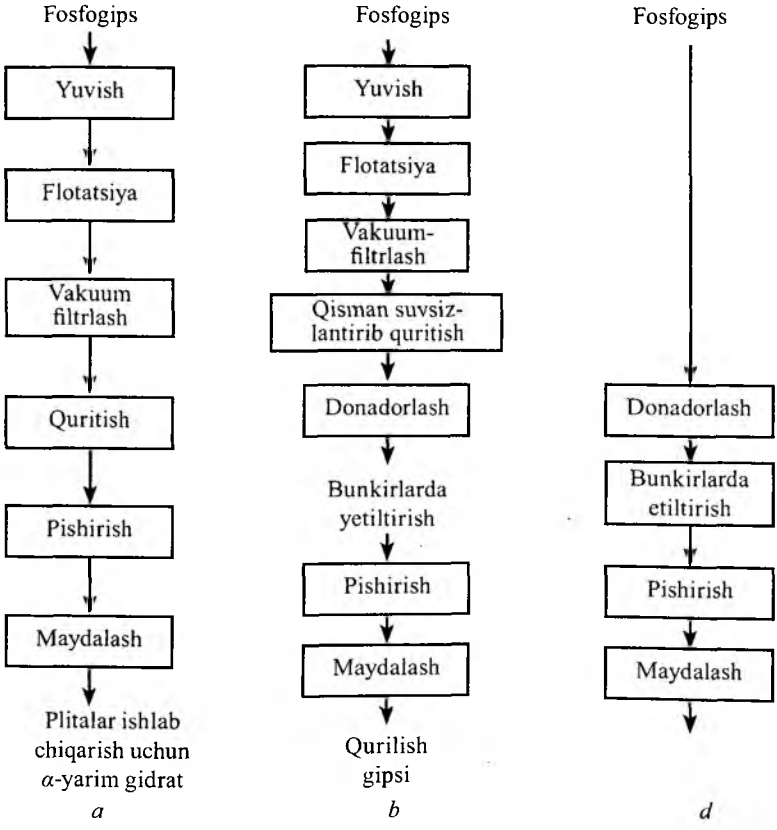
Odatda, **fosfogipsdan gipsli bog'lovchi moddalar olish** ikki bosqichda kechadi: fosfogipsni ftor va fosfor birikmalaridan tozalash va keyin $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ dan $CaSO_4 \cdot 0{,}5H_2O$ ga qadar suvsizlantirish.

Suvsizlantirish jarayoni pechlarda 150–170°C haroratda yoki avtoklavlarda 120–170°C haroratda kuydirish yo'li bilan amalga oshiriladi. Bog'lovchi moddalar olish texnologiyasi sanoat miqyosida o'zlashtirilgan, hozirgi vaqtda ushbu metod bo'yicha jahonda 3 mln t.

fosfogips qayta ishlanmoqda va 1,9 mln t bog'lovchi materiallar ishlab chiqarilmoqda. Yaponiya yiliga vujudga kelayotgan 5 mln t fosfogipsni to'la ishlatadi.

Quyida fosfogipsdan qurilish gipsi olishning texnologik jarayonining tuzilish sxemasi keltirilgan (6.14-rasm).

**Sement ishlab chiqarishda** fosfogips donadorlashtiriladi va gigroskopik namlik 5% ni tashkil etguniga qadar baraban quritgichlarda quritiladi. Fosfogipsdan foydalanish sement ishlab chiqarishda yoqilg'i sarfini kamaytiradi, pechlarning unumdorligini va sement klinkeri sifatini oshiradi.




*6.14-rasm.* Fosfogipsdan gipsli bog'lovchi moddalar olish variantlari (*a, b, d*).

**Sulfat kislota va sement ishlab chiqarishda** quritilgan fosfogips tuproq, qum va koks bilan aralashtiriladi va 1200–1400°C haroratda pishiriladi. Pishirish vaqtida quyidagi reaksiyalar kechadi:

$$CaSO_4 + 2C = CaS + 2CO_2 \qquad CaS + 3CaSO_4 = 4CaO + 4SO_2$$

Jarayon quyidagi umumiy reaksiyada ifodalanishi mumkin:

$$2CaSO_4 + C = 2CaO + 2SO_2 + CO_2$$

Mazkur jarayonda uglerodning bir muncha ortiqcha (strexiometrikdan 20–30%) uning qo'shimcha reaksiyaga sarfini qoplash uchun qo'llanadi.

Hosil bo'lgan oltingugurt dioksidi $SO_3$ ga qadar oksidlashga yo'naltiriladi, u keyin suv bilan absorbsiyalanib, sulfat kislota olinadi.

**Sulfat kislota va ohak ishlab chiqarishda** fosfogips koks bilan yoki tabiiy gazning konversiya mahsulotlari bilan tiklanadi:

$$CaSO_4 + 2C = CaS + 2CO_2$$

$$CaSO_4 + 4CO = CaS + 4CO_2$$

$$CaSO_4 + 4H_2 = CaS + 4H_2O$$

Kalsiy sulfidning suv bilan olingan suspenziyasi esa uglerod dioksidi bilan ishlanadi:

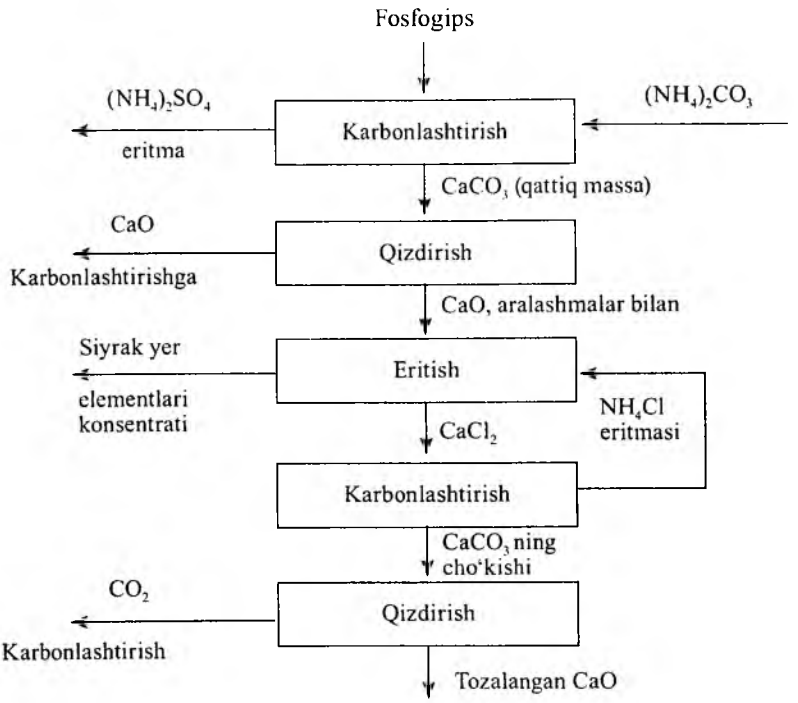
$$CaS + H_2O + CO = H_2S + CaCO_3$$

Olingan oltingugurt suvli oltingugurt dioksidiga qadar oksidlanadi:

$$H_2S + 1{,}5O_2 = SO_2 + H_2O$$

Ilgaridan tayyorlangan $(NH_4)_2 \cdot CO_3$ ning fosfogips bilan o'zaro ta'siriga yoki $NH_3$ va $CO_2$ singari gazsimon moddalarning bevosita tutashuviga asoslangan usullar ishlab chiqilgan.

Fosfogipsni kompleks qayta ishlash sxemasi (6.15-rasm) bo'yicha qayta ishlab, ammoniy sulfat, kalsiy oksid va siyrak yer elementlari konsentrati olish sxemasi ishlab chiqilgan. Mazkur usul shunga asoslanganki, CaO ammoniy tuzlarida eriydi, siyrak yer elementlari esa cho'kmada qoladi. $CaCO_3$ 1000°C haroratda qizdiriladi, hosil bo'lgan kalsiy oksidga $NH_4Cl$ eritmasi bilan ishlov beriladi va natijada $CaCl_2$ eritmasi hamda siyrak yer elementlari cho'kmasi olinadi.




*6.15-rasm.* Fosfogipsni qayta ishlashning kompleks sxemasi.

Ammoniylashtirilgan $CaCl_2$ eritmasi $CaCO_3$ ni ajratish va $NH_4Cl$ ni tiklash uchun $CO_2$ ga to'yintiriladi.

**Qishloq xo'jaligida** fosfogipsdan sho'rxok tuproqlarni gipslash uchun foydalaniladi. Bunday tuproqlarga fosfogips solishda (1 gektar yerga 6–7 t) tez yuvilib ketadigan natriy sulfat hosil bo'ladi. Fosfogipsdan mahalliy o'g'itlar o'rnida foydalanish tavsiya etiladi. Uzoq yerlarga (500 km ga qadar) tashilmaydigan hollarda bunday o'g'itlardan foydalanish iqtisodiy jihatdan o'zini oqlaydi. Fosfogipsdan foydalanish $P_2O_5$ dan tozalashni talab etmaydi, zero bu aralashma tuproqqa solinganida ijobiy ahamiyat kasb etadi (6.16-rasm).

Birgina Rossiyaning oltingugurtli o'g'itlarga bo'lgan bir yillik ehtiyoji 2 million tonnadan ziyodni tashkil etadi. O'zbek olimlari

juda sho'rlangan yerlarga fosfogipsni solish yaxshi samara berishini ko'rsatganlar.

Fosfogipsni qayta ishlash usullari orasida undan 1100-1200°C haroratda tiklash yo'li bilan oltingugurt elementini ajratish usuli istiqbolli sanaladi.

**Plastmassalar va elastomerlarni foydalanishga tiklash.** Plastmassalar va elastomerlarning texnologik chiqindilari mazkur mahsulotlar sintezi va ularni qayta ishlash bilan shug'ullanuvchi tarmoqlarda hosil bo'ladi. Statistik ma'lumotlarga ko'ra, ishlab chiqarishda 5% dan 35% gacha ana shunday chiqindilar hosil bo'ladi.

Plastmassa va elastomer chiqindilarni yo'qotishning eng keng tarqalgan usullari ko'p vaqt davomida ularni tuproqqa ko'mish va yoqishdan iborat bo'lgan. Yoqishdan hosil bo'lgan issiqlikdan suv bug'i hosil qilishda foydalanilgan. Biroq yondirganda polimerlarning to'liq yonmasligi tufayli qurum hosil bo'ladi va zaharli moddalar ajralib chiqadi, buning oqibatida havo havzasi qayta ifloslanadi.

Plastmassa chiqindilarini foydalanishga tiklashning asosiy usullari qatoriga piroliz yo'li bilan termik parchalash; polimersizlantirib dastlabki quyi molekulyar mahsulotlar (monomerlar, oligomerlar) olish kiradi.

Polimerlar pirolizi 800–1100°C haroratda amalga oshiriladi va yuqori kaloriyali yoqilg'i, turli texnologik jarayonlarda foydalaniladigan xom ashyo va yarimmahsulotlar, shuningdek, polimerlar sintezi uchun monomerlar olish imkonini beradi. Polietilen chiqindilari pirolizida (T=740°C) etilen (25%), metan (16%), benzol (12%), propilen (10%) singari foydali mahsulotlar hosil bo'ladi.

Texnik piroliz qurilmasi o'z ichiga maydalash mashinasi, shnek ta'minlagich, piroliz pechi, pirogazni yuvish uchun skrubber, sovutgich, uglevodorodlarni ajratish uchun tozalash bosqichi va ketayotgan gazlarni yoqish kamerasini o'z ichiga oladi. Polivinilxlorid qayta ishlanadigan tik silindrsimon kameradan iborat bo'lib, unda maydalangan plastmassa chiqindilari og'irlik kuchi ta'sirida pastga suriladi, piroliz mahsulotlari esa pechning yuqori qismidan qayta ishlash uchun jo'natiladi.

Polimer chiqindilarini benzin va moyga aylantirish uchun katalitik gidrokreking jarayonlari ishlab chiqilgan.

Nisbatan past haroratlarda (300–450°C) parchalanadigan plastmassa turlaridan monomerlar olinib, polimersizlantiriladi. Polistirol va uning sopolimerlari, poliakrilatlar ana shunday polimerlar jumlasiga kiradi.

Polistirol pirolizi jarayoni 50–70% dastlabki stirol olish bilan birga kechadi, polimetilmetakrilatning termik parchalanishida gazsimon metilmetakrilatning hosil bo'lishi 91–96% ga yetadi.

Polimer materiallar chiqindilarini foydalanishga tiklashning eng samarali usuli ularni ikkilamchi (ayrim hollarda ko'p marta) qayta ishlashdir. Iste'moldan chiqqan polietilen plyonkasini qayta ishlab, qishloq xo'jaligi uchun quvurlar va unchalik muhim bo'lmagan joylarda ishlatiladigan buyumlar, shuningdek, ikkilamchi plyonka tayyorlash jarayonlarida o'zlashtiriladi. Ikkilamchi polimer plyonka olishning texnologik jarayoni dastlabki xomashyo tayyorlash (foydalanilgan plyonka), donadorlashtirish va hosil bo'lgan donador xomashyoni dastlabki polietilen bilan aralashtirib, keyinchalik oddiy usulda plyonka olishdan iborat.

### 6.2.5. Suyuq chiqindilarni ulardan foydalanish maqsadida tiklash va zararsizlantirish

Kimyo va neft-kimyo korxonalarining ko'plab suyuq chiqindilari orasida oqava suvlar, har turli karbon suvli eritkichlar va ifloslangan organik moddalar ko'pchilikni tashkil qiladi.

Oqava suvlar tegishli sohadagi zavodlardan – asosiy kimyo sanoati, neft-kimyo va neftni qayta ishlash sanoati, organik sintez, bo'yoqlar va pigmentlar, lak va bo'yovchi moddalar, sellyuloza-qog'oz sanoati va boshqa korxonalardan keladigan noorganik va organik birikmalar bilan ifloslangan. Kimyo korxonalarida oqava suvlar hosil bo'lishining umumlashtirilgan sxemasi keyinroq e'tiboringizga havola etiladi (6.16-rasm).

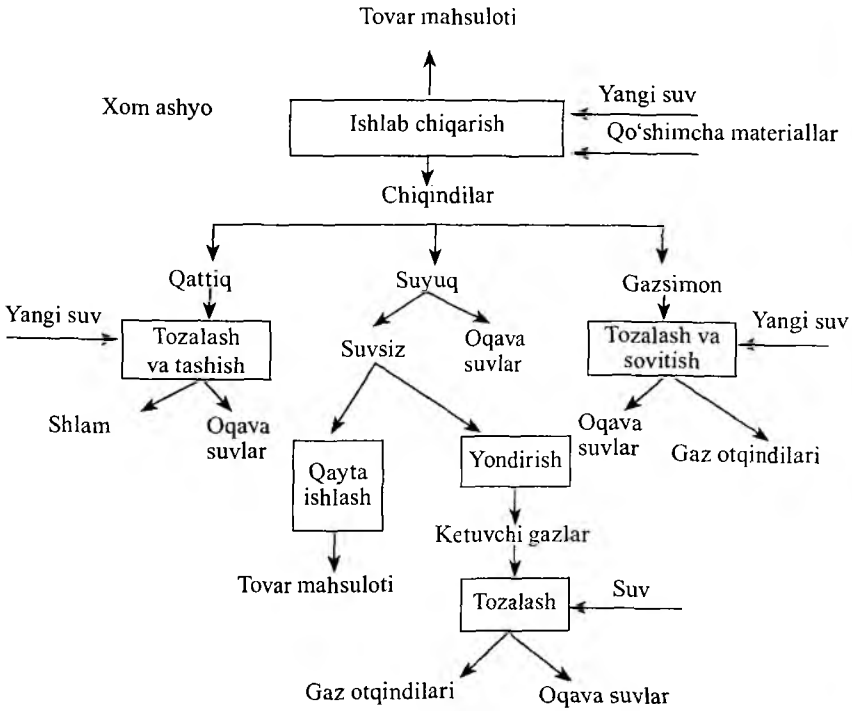
Oqava suvlarni tozalash usulini tanlash, avvalo, aralashmalarning xususiyatiga bog'liq. Oqava suvlarni tozalashning eng ko'p qo'llanadigan usullarini quyidagi guruhlarga birlashtirish mumkin:

1) suspenziya va emulsiya hosil qilgan aralashmalardan tozalash uchun – tindirish, flotasiya, filtrlash, tindirish, sentrifugalash (dag'al dispers zarralar uchun); cho'kindi hosil qilish, flotasiya, cho'ktirishning elektr usullari (mayda dispers hamda kalloid zarralar uchun);

2) noorganik birikmalardan tozalash uchun – distillash, ionalmashish, teskari osmos ultrafiltrlash, reagentli cho'ktirish, sovutish usullari, elektr usullari;

3) organik birikmalardan tozalash uchun – ekstraksiya, absorbsiya, flotasiya, ionalmashish, reagent usullar (tiklash usullari); biokimyoviy oksidlash, suyuq fazali oksidlash, parofazaviy oksidlash, ozonlash, xlorlash, elektr kimyoviy oksidlash (destruktiv usullar);

4) gazlardan va bug'lardan tozalash uchun – puflash, qizdirish, reagent usullar;




***6.16-rasm.*** Kimyoviy ishlab chiqarishda oqava suvlarning hosil bo'lish sxemasi.

5) zararli moddalarni yo'qotish uchun – termik parchalash.

Oqava suvlar fosfor birikmalardan alyuminiy va temir sulfatlari yordamida tozalanadi. Oqavalarni azot birikmalardan (ammiak, nitritlar va nitratlardan) xolilash absorbsiya va ionalmashish (ammiak) usullari yordamida amalga oshiriladi.

Oqava suvlarni tozalashning turli usullari mavjud bo'lib, ularning samaradorligi 6.7-jadvalda keltirilgan.

*6.7-jadval*

**Oqava suvlarni tozalash usullari samaradorligi**

| Tozalash usuli | Yo'qotiladigan aralashmalar | Tozalash darajasi, % |
|---|---|---|
| Biokimyoviy tozalash: bir bosqichli | Organik birikmalar, neft mahsulotlari | 55–90 |
| ikki bosqichli | Organik birikmalar, neft mahsulotlari | 93–90 |
| Haydash | Ammiak | 85–95 |
| Ionalmashish | Azot va fosforli birikmalar | 80–92 |
| Elektrodializ | Erigan moddalar | 10–40 |
| Ko'mir bilan adsorbsiyalash | Organik birikmalar | 90–98 |
| Filtrlash | Muallaq moddalar | 60–90 |
| Teskari osmos | Erigan moddalar | 65–95 |
| Distillash | Erigan moddalar | 90–98 |

Jadvaldan ko'rinib turibdiki, aksariyat hollarda oqava suvlarni tozalash uchun «Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlari va apparatlari» kursida o'rganiladigan kimyoviy texnologiyaning oddiy jarayonlaridan (yoki ularning birikuvidan) foydalaniladi. Shuning uchun oqava suvda aralashmalarni biokimyoviy va kimyoviy oksidlash xususiyatlariga e'tibor qaratamiz.

**Oqava suvlarni biologik tozalash usuli** geterotrof mikroorganizmlarning har turli organik birikmalarni biokimyoviy aylantirib, oziqa manbayi sifatida foydalanish qobiliyatiga asoslangan. Faol bakteriyalarning moslashish xususiyatlaridan foydalanish notabiiy ravishda vujudga kelgan, murakkab organik birikmalari bo'lgan

kimyoviy korxonalarning oqava suvlarini biologik tozalash masalalarini muvaffaqiyatli hal etish imkonini beradi.

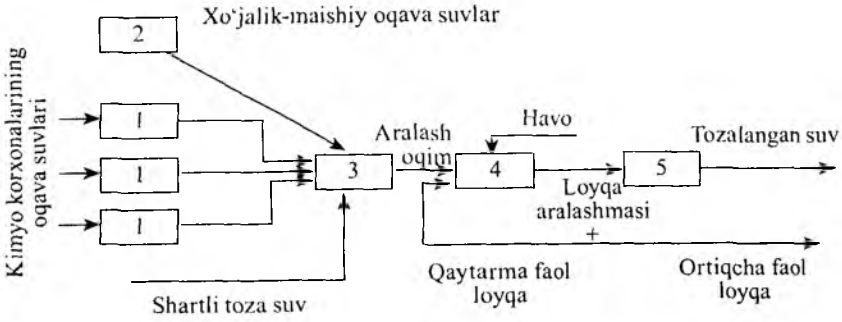
Mikroorganizmlar organik moddalar bilan tutashib, ularni qisman parchalab, suv, uglerod dioksidi, nitrat va sulfat ionlari va hokazolarga aylantiradi.

Moddalarning qolgan qismi biomassalar hosil qilishga sarflanadi. Organik birikmalarning mikroorganizmlar yordamida parchalanishi biokimyoviy oksidlanish deb yuritiladi. Organik moddalarning oksidlanishi saylanma tarzda kechadi, shuning uchun ayrim birikmalar oson, boshqalari asta-sekin parchalanadi yoki umuman oksidlanmaydi.

Oqava suvlarni biokimyoviy tozalashning **aerob va anaerob** usullari ma'lum. Aerob usul – hayot faoliyati uchun kislorodning doimiy kelib turishi va 20–40°C harorat bo'lishi talab etiladigan mikroorganizmlarning aerob guruhlaridan foydalanishga asoslangan. Kislorod va harorat rejimlari o'zgarganda mikroorganizmlar tarkibi va soni, binobarin, oqava suvlarning tozalanish samaradorligi ham o'zgaradi. Anaerob tozalash usulidan foydalanilganda mikroorganizmlar faol loyqada yoki bioplyonkada rivojlanadi, biokimyoviy jarayonlar kislorodsiz kechaveradi. Bu usuldan, asosan, cho'kmalarni zararsizlantirishda foydalaniladi.

Biokimyoviy tozalash chiqindisiz ishlab chiqarishni tashkil etish nuqtai nazaridan universal hisoblanmaydi, chunki oqava suvlar bilan birga keluvchi qimmatli organik moddalar ajratib olinmaydi, balki qayta ishlanib, ortiqcha loyqaga aylantiriladi, bu ham o'z navbatida zararsizlantirishni talab etadi. Biroq bu hozircha oqava suvlarni aylanma sovutish tizimlarida foydalanish imkonini beradigan yagona usuldir. Kimyo korxonalarining biologik tozalash inshootlari ularga kelib tushadigan oqava suvlarning xususiyatiga qarab tanlanadigan turlicha texnologik sxemalarga ega bo'lishi mumkin.

Tozalash inshootlari texnologik sxemasini tanlash uchun tozalangan oqava suvlar sifatiga bo'lgan talablarni ta'minlash hamda sarflarni keskin darajada pasaytirish shartlari mezon qilib olinadi. Quyida e'tiboringizga havola etilgan sxema (6.17-rasm) eng ko'p




***6.17-rasm.*** Kimyoviy korxonalar oqava suvlarini biologik tozalash sxemasi: *1* – o'rtachalashtiruvchi sig'imlar; *2* – xo'jalik-maishiy oqava suvlarini to'plagichi; *3* – aralashtiruvchi kamera; *4* – aerotenk; *5* – ikkilamchi tindirgich.

qo'llaniladi. Oqava suvlar dastlab o'rtalashtiruvchi sig'imlarga *1* tushadi, keyin aralashtiruvchi kamera *3* ga o'tadi. Xuddi shu yerga to'plagichdan xo'jalik-maishiy oqava suvlar, shuningdek, shartli toza suv kelib tushadi. Xo'jalik-maishiy oqava suvlar to'plagichi *2* o'rtalashtirish rolini o'ynaydi, zero bu suvlar o'zgaruvchan ifloslanish xususiyatiga ega (mahsulotlarni quyish, ishlab chiqarish xonalarini tozalash va hokazo). Aralash oqim aerotenk *4* ga kelib tushadi va bu yerga havo yuboriladi. Tindirgich loyqa aralashmasi aerotenkdan ikkilamchi tindirgich *5* ga jo'natiladi, bu yerda tozalangan suv faol loyqadan ajratiladi va suv havzasiga yoki suv aylanish tizimlarini to'yintirish uchun yuboriladi (tegishlicha tozalab tobiga yetkazilgach), faol loyqa ikkilamchi tindirgichlardan aerotenkga qaytarma loyqa ko'rinishida qaytarilib, qaytarma yoki qisman ortiqcha loyqa sifatida ishlov berish uchun yuboriladi.

**Oqava suvlarni zararsizlantirishning termik oksidlash usullari.** Zararsizlantirishning termik oksidlanish usullarida oqava suvlardagi organik aralashmalar oshirilgan haroratda havo kislorodi yordamida bezarar mahsulotlar ($H_2O$, $CO_2$) yuzaga kelguniga qadar oksidlanadi. Alanga («O'tli»), suyuq fazali oksidlanish, parofaza katalitik oksidlanish shular jumlasidandir.

Zararsizlantirish usulini tanlash oqava suvlar hajmiga, ularning tarkibiga, issiqlik hosil qilish qobiliyatiga, jarayonning tejam-

korligiga va tozalangan oqava suvlarga bo'lgan talablarga bog'liqdir. Ifloslangan oqava suvlar issiqlik hosil qilish qobiliyatiga ko'ra tarkibidagi mavjud organik moddalar hisobiga mustaqil yonish xususiyatiga ega bo'lgan oqava suvlarga hamda termik oksidlash bilan zararsizlantirish faqat yoqilg'i kiritish vositasidagina (suv oqimlarining issiqlik hosil qilish xususiyati 8400 kJ/kg dan past bo'lganda) amalga oshiriladigan suvlarga bo'linadi.

Oqava suvlarni zararsizlantirishning **o'tli usuli** universal bo'lib, oqava suvlarni yuqori darajada (98–99,9 %) tozalash bilan diqqatga sazovordir. Bu usulda oqava suv zarralar holatida yoqilg'i yonishidan hosil bo'lgan yuqori haroratli (900–1000°C) mahsulotga kiritiladi. Suv bug'lanadi, organik aralashmalar esa yonib, to'liq yonish mahsulotlarini ($CO_2$, $H_2O$) hosil qiladi. Bunda mineral aralashmalar qattiq yoki erigan zarralar hosil qilib, ular pech kamerasidan chiqarib yuboriladi.

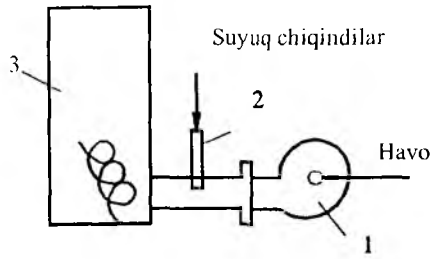
Usulning kamchiligi – suvning bug'lanishi va bug'ning 900–1000°C qadar qizishiga yoqilg'i ko'p sarf bo'ladi. Shu munosabat bilan o'tli usuldan quyidagi hollardagina foydalanish tavsiya etiladi:

1) o'zga usullar bilan zararsizlantirish mumkin bo'lmaganda yoki iqtisodiy jihatdan samarasiz hisoblangan yuqori darajada zaharli organik aralashmalari bo'lgan oqava suvlar mo'l bo'lganda;

2) yoqilg'i o'rnida ishlatilishi mumkin bo'lgan ikkilamchi energetika resurslari mavjud bo'lganda.

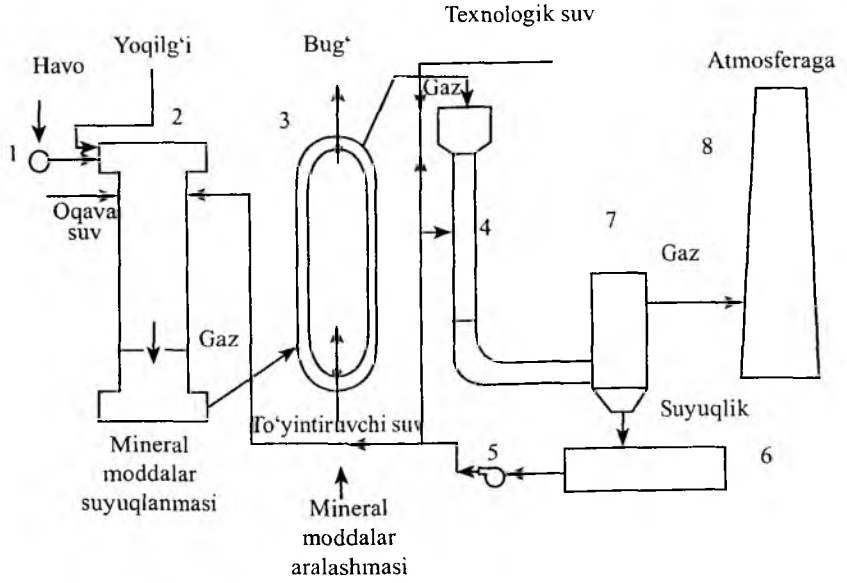
O'tli usulda turlicha tarzdagi pechlardan foydalaniladi: kamerali, shaxtasimon, soxta suyultirilgan qatlamli siklon pechlari. Bular ichida eng samaralisi siklon pechlari bo'lib, gaz oqimining girdobli xususiyati tufayli oqava suv tomchilari bilan yoqilg'i yonishidan hosil bo'lgan qaynoq materiallar o'rtasida issiqlik va massa almashinuvi jadallashadi (6.18-rasm). Mazkur pechlarda erigan tuzlarni pechdan tushirish masalasi oson hal etiladi. Siklon pechlarning kamchiligi gaz oqimi bilan birgalikda ko'pgina tuz massasining olib ketilishidir.

6.19-rasmda oqava suvlarni o'tli zararsizlantiruvchi qurilma sxemasi keltirilgan bo'lib, u siklon reaktori, bug' generatori (qayta




***6.18-rasm.*** Yonuvchi suyuq chiqindilarni yoqish qurilma sxemasi: *1*–havo purkagich; *2*–ta'minlovchi qurilma; *3*–pech.

foydalanish qozoni *3* va oqimli apparat *4*)ni o'z ichiga oladi. Yonishdan hosil bo'lgan mahsulotlar reaktordan bug' generatorining sovutish kamerasiga kelib tushadi. Ejektor bo'lgani uchun tutunsurgiching bo'lishi shart emas. Sirkulyasiya nasosi *5* sig'im *6* dan reaktor *2* va oqimli apparat *4* ga mineral moddalar aralashmasini uzatish uchun hizmat qiladi.



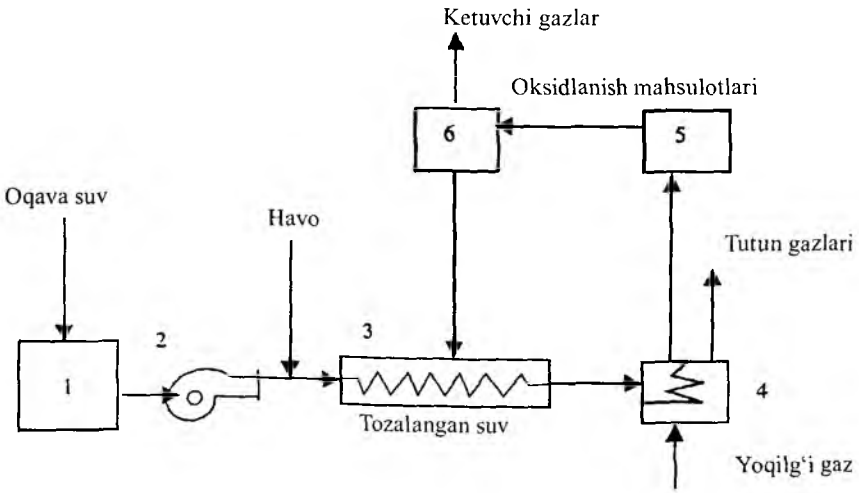

***6.19-rasm.*** Oqava suvlarni o'tli zararsizlantirish qurilmasining sxemasi: *1*–haydovchi nasos, *2*–siklon reaktori, *3*–bug' generatori (qayta foydalanish qozoni yoki utilizator – qozon), *4*–oqimli apparat, *5*–sirkulyasiyalovchi nasos, *6*–sig'im, *7*–tomchi ajratgich, *8*–dudburon.

Tozalangan gazlar tomchi ajratgich *7* dan o'tib, mo'ri *8* ga keladi va shu yerdan atmosferaga yo'l oladi. Ayrim qurilmalarda issiqlikdan qayta foydalanish uchun suv isitish qozonlardan, suv-ammiakli absorbsiyaviy sovutish mashinalaridan va gazni tomchi olib ketgichdan quruq tozalovchi siklonlarda foydalaniladi.

Oqava suvlarni o'tli zararsizlantirish qurilmasi quyidagi ko'rsatgichlarga ega:

| | |
|---|---|
| Oqava suvlar bo'yicha ish unumi, $m^3$/soat | 2,5 |
| Tabiiy gaz sarfi, $m^3$/soat | 600 |
| Solishtirma gaz sarfi, $m^3$/soat | 240 |
| Oqava suvlar siklon pechining solishtirma yuklamasi, t ($m^3$/soat) | 1,8 |
| Siklon pechining issiqlik kuchlanishi, MVt/ $m^3$ | 2,46 |
| Siklondan chiqishda yonish mahsulotlari harorati, °C | 900–1000 |

Oltingugurt, xlor singari organik birikmalar, nitrobirikmalari bo'lgan oqava suvlarni zararsizlantirish jarayonida $SO_2$, $SO_3$, $P_2O_5$, HCl, $Cl_2$, $(NO)_X$ hosil bo'ladi. Mazkur moddalar o'zaro ta'sirda bo'lib, yangi, yanada zaharli birikmalar hosil qilishi mumkinki, ketayotgan gazlarni atrof-muhitga chiqarishda bu holatni nazarda tutish lozim.




***6.20-rasm.*** Suyuq fazali oksidlanish qurilmasining sxemasi:
*1* – to'plagich, *2* – nasos, *3* – issiqlik almashinuvi, *4* – pech, *5* – reaktor, *6* – separator.

**Suyuq fazali oksidlanish** usuli oqava suvda erigan organik moddalarning 100–350°C harorat va 2–28 MPa bosimda havo kislorodi bilan oksidlanishiga asoslangan. Bosimni oshirish kislorodning suvda eruvchanligining ortishi oqibatida oksidlanish jarayonini va teranligini kuchaytiradi. Suyuq fazali oksidlanish ham katalizatorlarda, ham ularsiz amalga oshiriladi. Katalizatorlar sifatida alyuminiy oksid kiritilgan metallar (Pt, PCI, Cu, Zn, Mn) yoki faollashtirilgan ko'mirdan foydalaniladi.

Oqava suvlarda mavjud bo'lgan organik birikmalar suyuq fazali oksidlanish qurilmasining prinsipial sxemasi 6.20-rasmda keltirilgan.

Ifloslangan suv to'plagichdan nasos *2* yordamida yonuvchi birikmalarni zararsizlantirsh tizimi *1* ga uzatiladi. Suv issiqlik almashtirgich *3* da va tabiiy gaz yoqiladigan pech *4* da isitiladi. Separatorda suv ajratilganda gazlar chiqarib tashlanadi, tozalangan suv esa ifloslangan oqimni isitish asosida issiqlik almashtirgich *3* da sovutiladi.

Parofaz (bug' fazali) katalitik oksidlanish usulida oqava suvlarda mavjud bo'lgan uchuvchan organik birikmalarni havo kislorodi bilan geterogen katalitik oksidlanishda foydalaniladi. Oksidlanish jarayoni mis-xrom, mis-rux, mis-marganesli katalizatorlar ishtirokida jadal kechadi. Yuqori haroratda (350–400°C) organik moddalarning aksariyati to'liq oksidlanadi (98,5–99,9%).

Kondensatorga yo'naltiriladigan texnologik oqim (bug'latuvchi qurilmalarda, tozalash ustunlaridan va quritish kameralaridan va hokazolardan chiquvchi) sifatida chiqadigan hollarda bug' fazali oksidlanish usulini qo'llash maqsadga muvofiqdir. Ushbu jarayonda geterogen-katalitik jarayonlar uchun xos bo'lgan reaktor konstruksiyalaridan foydalanish mumkin.

### 6.2.6. Gazsimon chiqindilarni ulardan foydalanish maqsadida tiklash va zararsizlantirish

Gazsimon chiqindilar sifatida ketayotgan texnologik gazlar, pechlardan va bug' generatorlaridan olinadigan yonish mahsulotlari, ventilyasiya tizimlaridan chiqadigan ifloslangan havo otqindilari katta ulushni tashkil etadi.

Gazlarda ko‘plab birikmalar bo‘lib, ular tarkibiga uglevodorodlar hamda vodoroddan tashqari kislorod, oltingugurt, azot, galogenlar kirishi mumkin.

Atmosferaga chiqarib tashlanadigan gazlarni mazkur birikmalardan tozalashga ularni yuqori haroratlarda (900–1000°C) yondirish vositasida erishish mumkin, biroq bunday usul ko‘plab birlamchi yoqilg‘i sarflashni taqozo etadi. Tarkibida zararli moddalar oz bo‘lgan gazlarni zararsizlantirishda nihoyatda samarasizdir. Shu munosabat bilan ancha past haroratda (300–400°C) amalga oshiriladigan katalitik tozalash usulini qo‘llash mumkin bo‘ladi. Turli gaz chiqindilarini katalitik tozalash misollarini ko‘rib o‘tamiz.

**Gazlarni organik moddalardan katalitik tozalash.** Tozalashning quyidagi prinsipial sxemasi eng ko‘p qo‘llanadi. Tozalanadigan gazlar gaz oqimi o‘zi bilan birga olib ketgan kondensat hamda muallaq zarralarni ajratib olish uchun siklondan o‘tadi. So‘ngra gazlar qaytarishli issiqlik almashgichlarda va qizdirgichda reaksiya haroratiga qadar qizdirilgach, reaktorga yuboriladi. Jarayonni, yonilg‘i aralashmalar miqdori 5–10 g/m$^3$ (ana shunday aralashmalarning adiabatik qizishi 150–300 grad) bo‘lgan taqdirdagina avtotermik tarzda o‘tkazish mumkin, bunday aralashmalar kam bo‘lganida o‘zga manbadan issiqlik keltirish zarur. Tozalangan gazlar sovitilib, atmosferaga chiqarib yuboriladi.

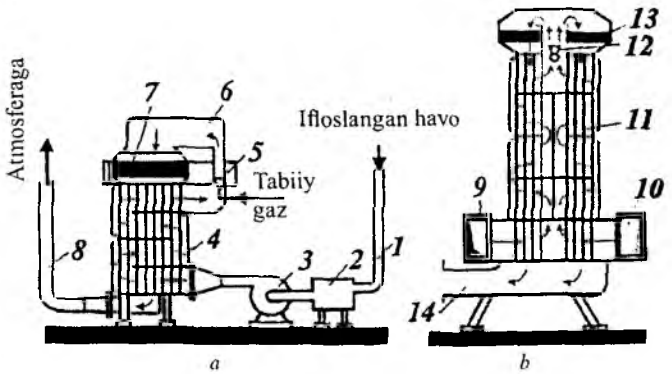
Ketayotgan gazlarni tozalashda foydalaniladigan katalizatorlarning faol tarkibiy qismlarini uch guruhga bo‘lish mumkin: asl materiallar, qotishmalar va oksid tizimlar. Katalizatorlar keng haroratlar oralig‘ida (250–800°C) suv ishtirokida (qariyb 15%) CO hamda uglevodordlarning 90% dan ziyodini oksidlashi lozim va oltingugurt aralashmalari bilan zaharlanmasligi zarur. Oksidlanish va tiklanish muhitlarida (oksidlanish va gidratlanish) organik birikmalar o‘zgarishlarining g‘oyat xilma-xil reaksiyalarini tezlashtirish xususiyatiga ega bo‘lgan platinali katalizatorlar ko‘p tarqalgan.

Gazlarni zararsizlantirish uchun metallar (Ni, Cu, Cr, Mn) oksidlari asosida ancha arzon tabletkalar ko‘rinishidagi katalizatorlardan ham foydlaniladi.

Izoprenni suvsizlantirib, izopren ishlab chiqarishda gazlar hosil bo'ladiki, ularning tarkibida azot, kislorod va uglerod dioksididan tashqari $C_1-C_5$ uglevodorodlari ham mavjud. Ularni tozalash uchun AP–56 platinali katalizatoridan ($Pt-Al_2O_3$) foydalaniladi. Tarkibida 4,5% (hajm) organik moddalar bo'lgan gazni ikki bosqichli tozalashda ushbu katalizatorda 260–350°C haroratda, 50000 soat$^{-1}$ hajmiy tezlikda va 1,5–2,0 marta ko'p havo bilan konversiya 96–100% ga yetkaziladi.

Aralashmalar teran oksidlanganda miqdori oksidlanuvchi moddalar tabiatiga hamda ularning tozalanadigan gazlarda to'planish darajasiga bog'liq. Issiqlikni foydalanish uchun tiklash, ventilyasiya otqindilarini uglerod dioksidi va suvga aylanadigan zaharli organik moddalardan tozalash uchun muhim bo'lgan katalizator qatlamli reaktor sxemasi 6.21-rasmda keltirilgan.

Ifloslangan havo sex binosidan yoki texnologik uskunadan kanal *1* orqali shamol parrak *3* vositasida so'rib olinadi. Ifloslangan havo o't to'sgich *2* orqali o'tib, 3000 Pa ga qadar bosim ostida




***6.21-rasm.*** Organik aralashmalari bo'lgan gaz-havo otqindilarini katalitik zararsizlantirish uchun o'tkazish xususiyati 5 ming m³/soat (*a*) va 10–25 ming m³/soat (*b*) bo'lgan reaktor sxemasi:

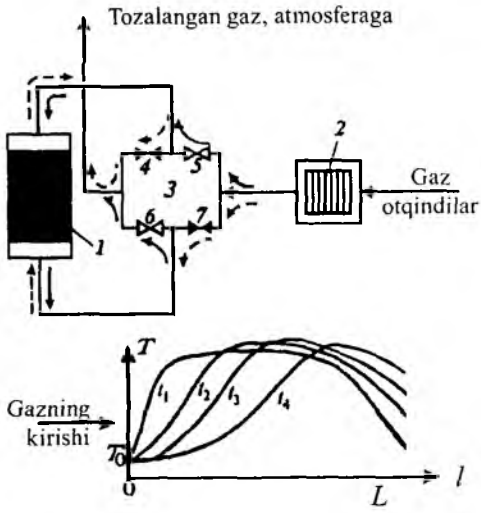
*1*–truboprovod, *2*–o'tto'sgich, *3*–markazdan qochma shamol-parrak, *4*–rekuperator, *5*–oqimli yondirgich, *6*–aralashtiruvchi–oquvchi havo isitgich, *7*–katalizator, *8*–chiqish truboprovodi, *9, 10*–kanallar, *11*–rekuperatorning trubalararo bo'shlig'i, *12*–yondirgich, *13*–kiydirma, *14*–chiqish truboprovodi.

rekuperator *4* ning trubalararo bo‘shlig‘i tomon yo‘l oladi va bu yerda dastlab ketayotgan gazlarning issiqligi hisobiga 200°C haroratga qadar qiziydi. Qizigan havo aralashtiruvchi – oquvchi havo isitgich *6* ga kelib tushadi, bu yerda uning harorati yondirgich *5* ga yuboriladigan tabiiy gazning yonish mahsulotlari bilan aralashishi hisobiga 250–400°C ga qadar ko‘tariladi. Katalizator qatlamida zararsizlantirilgan havo rekuperator *4* quvuriga keladi va o‘z issiqligini ifloslangan havoga beradi, o‘zi esa chiqish truboprovodi *8* orqali atmosferaga chiqarib yuboriladi yoki undan texnologik jarayonda quritish omili yoxud issiqlik tashuvchi sifatida foydalaniladi.

Konstruksiyaning murakkabligi va metall sarfining yuqoriligi doimiy katalizator qatlamli hamda ozroq miqdorda organik aralashmalari bo‘lgan gazlarni zararsizlantirishda issiqlikdan foydalanish uchun tiklanadigan reaktorning kamchiliklari hisoblanadi. Reaktor uzeli jami hajmining 5% dan kamrog‘i katalizator ulushiga to‘g‘ri keladi, qolganini esa issiqlik almashtirgich va har turli taqsimlash qurilmasi va hokazolar tashkil etadi.

Noturg‘un rejimli gazlarni zararsizlantiruvchi katalitik reaktorlardan foydalanish yangi imkoniyatlar ochib beradi. Noturg‘un rejimdan foydalanish usullaridan biri katalizator qatlamida gaz berish yo‘nalishini almashib ulash bo‘lishi mumkin. Buni 6.22-rasmdagi chizmadan ko‘rish mumkin.

Reaktor *1* da katalizator dastlab ishga tushiruvchi isitgich *2* yordamida gaz oqimi bilan qizdiriladi. Qatlam qizdirilganidan so‘ng zararsizlantirilgan gaz past haroratda tutash millar bilan ko‘rsatilgan yo‘nalishda uzatiladi. Buning uchun blok *3* da klapanlar *5* va *6* ochilib, klapanlar *4* va *7* berkitiladi. Gaz reaktorning yuqorisidan pastga tomon o‘tadi. Sovuq gaz o‘z yo‘nalishi bo‘yicha qatlamning dastlabki qismlarini sovutib, katalizatorning qaynoq qatlamida qizib, gaz yetarli darajada qizigan qatlam kesimida aralashmalar oksidlanishining ekzotermik reaksiyasi kechadi (reaksiya zonasi) va qatlam harorati ko‘tariladi. Vaqt o‘tgan sayin reaksiya zonasi qatlamdan chiqish (past) tomon harakatlanadi. Qatlamdagi harorat




***6.22-rasm.*** Noturg'un rejimda gaz otqindilarini zararsizlantirish qurilmasining sxemasi va katalizator qatlamida uzunlik $L$ bo'yicha harorat ($T$) ning vaqt bo'yicha o'zgarishi ($t_1$ ..... $t_n$): *1*–katalitik reaktor, *2*–ishga tushiruvchi isitgich; *3*–uzib ulovchi klapanlar bloki (*4–7*). Tutash va uziq chiziqlar – jarayonning turli sikllarida oqimning yo'nalishlarini ko'rsatadi

profilining o'zgarishi 6.22-rasmda o'z ifodasini topgan. Reaksiyaning qaynoq zonasi qatlamdan chiqishga yaqinlashganda (chizmada $t_4$ vaqt) reaktordagi gaz oqimining yo'nalishi teskari tomonga yo'naltiriladi, bunda *5*- va *6*-klapanlar yopilib, *4*- va *7*-klapanlar ochiladi. Gaz oqimi, chizmada uzuq chiziqlar vositasida ko'rsatilganidek (qatlamda yuqoridan pastga) yo'naladi. Sovuq oqim yana katalizator qatlamining qizigan qismiga kelib tushadi va reaksiyaning qaynoq zonasi qarama-qarshi yo'nalish bo'ylab (yuqoriga) suriladi. Reaksiya zonasi qatlamdan chiqish yeriga yaqinlashganda, reaktordagi oqim yo'nalishi yana qarama-qarshi tomon o'zgaradi. Shunday qilib, reaksiyaning harakatlanuvchan qaynoq zonasidagi qatlamda *jamg'arilgan* issiqlikni saqlash va gazni past chiqish harorati bilan qayta ishlash imkoni tug'iladi. Zararsizlantirish reaktorida (6.8-jadval) noturg'un rejimni qo'llash samaradorligi issiqlik almashtirish

uskunalarining zaruriyati yo'qligi hisobiga kapital mablag'larning hamda yoqilg'i sarfining kamaytirilishi tufayli foydalanish xarajatlarining tejalishiga asoslangan. Gazlarni zararsizlantirishning bayon etilgan noturg'un usuli, agar yo'qotiladigan tarkibiy qismlar konsentratsiyasi vaqt o'tgan sari o'zgaradigan bo'lsa, jarayonni boshqarishning g'oyat ishonchli va anchagina murakkab tizimini taqozo etadi. Bundan tashqari, gaz harakat yo'nalishining o'zgarishi vaqtida tizim hajmining yo'nalishi o'zgarguniga qadar birlamchi gaz o'tib kelgan va yo'nalishi o'zgarganidan keyin zararsizlantirilmagan moddalar puflab chiqariladigan qismidan zararli moddalarning baravariga otishi ro'y beradi.

*6.8-jadval*

**Gazlarni zararsizlantirish qurilmalarining qiyosiy ko'rsatkichlari**

| Ko'rsatgich | Turg'un rejim | Noturg'un rejim |
|---|---|---|
| Gaz sarfi, $nm^3$/soat | 16500 | 16500 |
| Aralashmalar konsentratsiyasi, $g/m^3$ | 5–10 | 5–10 |
| Sikl davomiyligi min | – | 40–100 |
| Kapital sarflar, shartli birlik | 1,0 | 0,23 |
| Solishtirma foydalanish sarflari, shartli birlik | 1,0 | 0,33 |
| Yoqilg'i sarfi, MJ/soat | 3,0 | – |

**Gazlarni azot oksidlaridan katalitik tozalash.** Kimyo sanoatida chiqib ketuvchi gazlardagi azot oksidlari otqindilari azot kislotasi ishlab chiqarishda hamda texnologiya pechlari o'txonalarida yoqilg'i yonganida kuzatiladi. O'txonalarda azot oksidlarining hosil bo'lishi yuqori haroratlarda havo azotining oksidlanishi natijasida ro'y beradi:

$$N_2 + O_2 = 2NO - 180 \text{ kJ/mol}.$$

Hosil bo'lgan azot oksidlarining $NO_x$ konsentratsiyasi yonish zonasidagi haroratga va havo mo'lligiga bog'liq. Ana shu har ikkala omil (haroratning ko'tarilishi va havoning mo'lligi) azot oksidlarining

hosil bo'lishi uchun qulaylik yaratadi. Tabiiy gaz yondirilganda yonish mahsulotlarida havo mo'l bo'lgan $a$ = 1,2 sharoitida 0,3–0,4 g/m$^3$ miqdorida $NO_X$ hosil bo'ladi, $a$ = 1,05 bo'lgan taqdirda esa uning miqdori $NO_X$ – 0,15 g/m$^3$ni tashkil etadi.

Sanoat amaliyotida gazlarni zararsizlantirish uchun tabiiy gaz ($T \geq 500°C$ sharoitida) yoki ammiak ($T < 500°C$ sharoitida) bilan azot oksidlarining molekulyar azot va suvga qadar katalitik tiklanish (qaytarilish) usullari qo'llaniladi.

Tabiiy gaz yordamida azot oksidlarini tiklashning yuqori haroratli jarayonining yakuniy reaksiyasini quyidagi tarzda ifodalash mumkin;

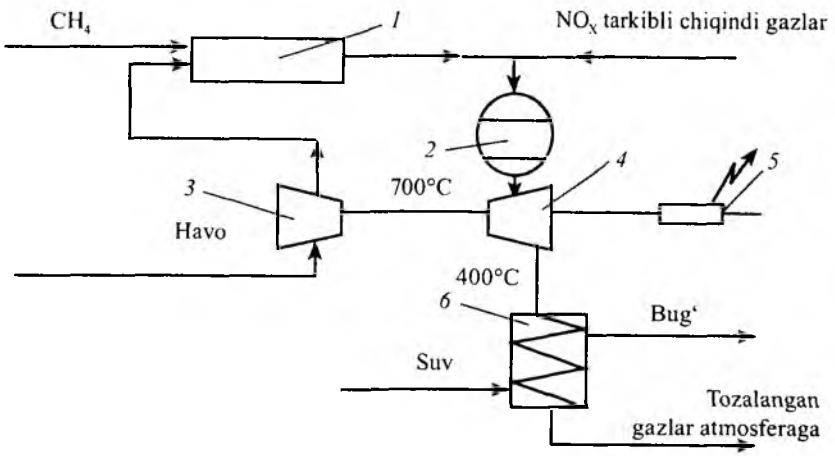
$$CH_4 + 4NO_2 = CO + 4NO + 2H_2O + 574{,}4\ kJ$$
$$CH_4 + 4NO = CO_2 + 4N_2 + 2H_2O + 11646\ kJ$$

Ushbu jarayonda katalizatorlar sifatida alyuminiy oksidiga kiritilgan Pt, Pd, Ni, Cu, Cr, Fe metallaridan va Ni–Cr, Cu–Cr, Zn–Cr va boshqa qotishmalardan, silikageldan foydalaniladi. Azot kislota ishlab chiqarishda chiqindi gazlar APK-2 katalizatorida zararsizlantiriladi ($Al_2O_3$ 2% Pd bilan birga). Reaktorda $NO_X$ ni tiklash jarayoni 720–770°C haroratda va gazning hajmiy tezligi 15000–25000 soat$^{-1}$ bo'lgan sharoitida amalga oshiriladi. Azot oksidlarining qoldiq miqdoriga 0,002–0,008% (hajm bo'yicha) stexiometriya jihatidan tabiiy gazning mo'lligida erishiladi.

Yuqori haroratli jarayonda tiklagich (qaytargich) sifatida vodoroddan ham foydalanish mumkin:

$$NO_2 + H_2 = H_2O + NO + 18469\ kJ$$
$$NO + H_2 = H_2O + 0{,}5N_2 + 332{,}5\ kJ$$

Chiqib ketuvchi gazlarni azot oksidlaridan tozalashning energotexnologik sxemasida jarayondagi ortiqcha issiqlikdan gaz turbina qurilmasida hamda tiklash qozonlarida foydalanish ko'zda tutiladi (6.23-rasm).




***6.23-rasm.*** Azot oksidlari ($NO_x$)dan chiqindi gazlarni yuqori temperaturali zararsizlantirish energiya-texnologik sxemasi:
*1* – yondirish kamerasi; *2* – reduktor; *3* – kompressor; *4* – turbina; *5* – elektr generator; *6* – utilizator-qozon.

Mazkur sxemada tabiiy gaz ($CH_4$) va havo shuncha miqdorda yuboriladiki, bunda havodagi barcha kislorod yonish kamerasida metanning yonishiga va ketuvchi gazlarning zaruriy haroratgacha qizishiga sarflansin. Biroq tabiiy gaz ozroq ortiqchasi bilan yuboriladi – yonib ulgurgan $CH_4$ reaktorda (4) azot oksidini $N_2$ra qadar tiklaydi. Yonuvchi gazlar energiyasi turbinada havo kompressori yuritmasida va foydalanish uchun tiklash maqsadida qozonda bug' olishda foydalaniladi.

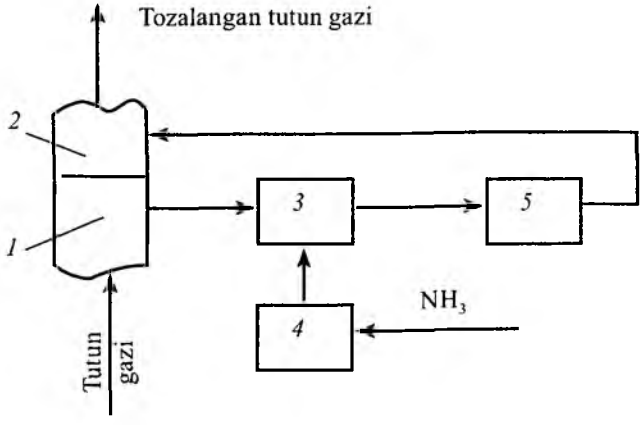
Ammiak vositasida azot oksidlarini molekulyar azot darajasida katalitik tiklashning **past haroratli jarayoni** 200–350°C haroratda kechadi:

$$4NH_3 + 6NO = 5N_2 + 6H_2O + 1810{,}6\ kJ$$
$$8NH_3 + 6NO_2 = 7N_2 + 12H_2O + 2734\ kJ$$

$NO_x$ ni selektiv tiklash katalizatori sifatida Pt, MgO, $V_2O_5$, CuO, $Cr_2O_2$ va boshqa metall oksidlaridan foydalaniladi.

AVK-10M alyumovanadiy kontaktda tozalanayotgan gazning hajmiy tezligi 15000 soat$^{-1}$. Havo mo'lligi 20% bo'lganida, tozalanish darajasi 98–96% ga yetadi va azot oksidlarining qoldiq miqdori 0,002–0,003% ni (hajm bo'yicha) tashkil etadi. 6.24-rasmda chiqib ketayottgan yonish mahsulotlarini tozalash variantlari berilgan.

Dudburon *1* ning quyi qismiga keladigan tutun gazi bir muncha soviydi (200°C ga qadar) va aralashtirgich *3* da ammiak bilan aralashadi. Ammiakning kerakli miqdori dozator *4* tomonidan rostlab turiladi. Ammiakli gaz reaktorga *5* kelib tushadi va unda azot oksidlari ammiak ta'sirida azotga qadar tiklanadi. Tozalangan (aniqrog'i zararsizlantirilgan) tutun gazlari dudburunga *1* qaytadi va atmosferaga chiqarib yuboriladi. Tozalanmagan va tozalangan gazni to'siq ajratib turadi. 1000 n.m$^3$ gazni tozalash uchun $NO_x$ dastlab 0,1% ni tashkil etganda ammiak sarfi 0,85–0,9 kilogrammni tashkil etadi.




***6.24-rasm.*** Tutun gazlarini azot oksidlaridan tozalash sxemasi:
*1*–dudburon; *2*–to'siq; *3*–ammiakni tutun gazi bilan aralashtirgich;
*4*–ammiakni dozalash bloki; *5*–reaktor.

### 6.2.7. Kimyo korxonalari quyqumlari (shlamlari)ni foydalanish uchun tiklash va zararsizlantirish

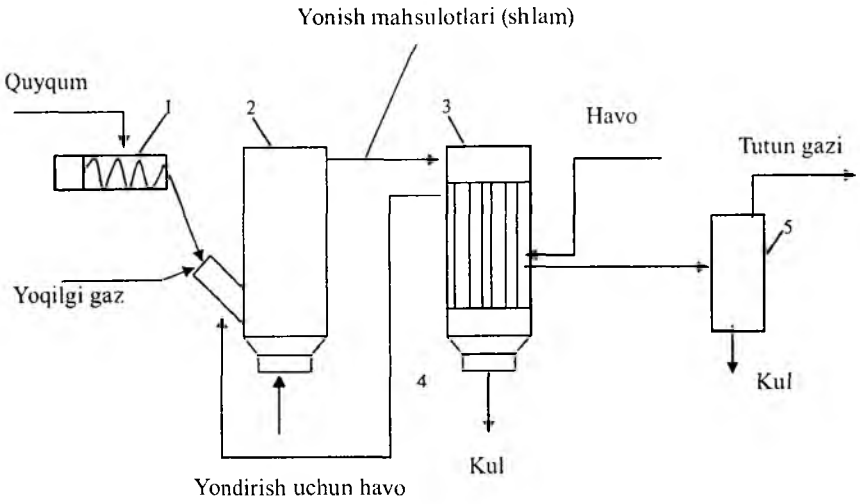
Quyqumlar kimyo va neft kimyosi korxonalarining eng keng tarqalgan chiqindilari turkumiga kiradi. Neft quyqumlari neftni qayta ishlash chog'ida dastlabki neftda mavjud bo'lgan qattiq aralashmalar hisobiga hosil bo'ladi. Bir tonna qayta ishlanadigan neftdan chiqadigan quyqumlar 7–10 kilogrammni tashkil etadi. Korxonalarning jami quyqum to'plagichlarida 5 mln. tonnadan ziyod neft quyqumi to'plangan. To'plangan quyqumlarda 10–56% (mas.) ni neft mahsulotlari, 30–85% (mas.)ni suv hamda 13–46% (mas.)ni qattiq aralashmalar tashkil etadi.

Bunday chiqindilar quyqum to'plagichlarda saqlanganda qatlamlanib, yuqori qatlam (neft mahsulotlarining suvdagi emulsiyasi), o'rta qatlam (neft mahsulotlari va muallaq zarralar bilan ifloslangan suv) va quyi qatlam (neft mahsulotlari shimilgan qattiq faza) hosil bo'ladi.

Neft quyqumlarini qayta ishlash va ularda mavjud bo'lgan neft mahsulotlarini foydalanish uchun qayta ishlashning ko'plab usullari ishlab chiqilgan, chunonchi: dastlabki suvsizlantirish, suvli quyqumni termik quritish va neft mahsulotlarini dastlabki neft bilan birgalikda qayta ishlash, suvsizlantirilgan yoki qisman suvsizlantirilgan quyqumni gazlashtirish; emulsiya tarzida yoqish va ikkilamchi energiya resurslari issiqligidan foydalanish; qurilish materiallari (keramzit) ishlab chiqarish shlamlarini foydalanish uchun tiklash.

Quyqumni soxta qaynaydigan qatlam bilan pechda yoqish quyqumni foydalanish uchun tiklashning eng keng tarqalgan usullaridandir (6.25-rasm).

Quyqum shnek-nasos *1* bilan reaktorga *2* yuboriladi. U bilan birga yonishni ta'minlaydigan havoli tabiiy gaz ham yuboriladi. Reaktorda pastdan yuboriladigan havo tufayli soxta qaynash hosil bo'ladi. Yonish mahsulotlari issiqlik almashtirgich *3* da havo ta'sirida




*6.25-rasm.* Neft quyqumlarini yoqish qurilmasining sxemasi:
*1* – shnek-nasos, *2* – soxta qaynaydigan qatlamli pech, *3* – issiqlik almashtirgich, *4* – havo purkagich, *5* – siklon.

sovutiladi, bu havo issiqlik almashtirgichdan keyin reaktorga o'tadi. Kul issiqlik almashtirgichda qisman ajralib, undan chiqarib yuboriladi. Kulning asosiy qismi siklon *5* da tutun gazlaridan ajraladi. Mexanik aralashmalari ko'p bo'lgan (70% gacha) quyqumlarni yoqish uchun ko'pincha tubi bor va barabansimon aylanma pechlar qo'llaniladi.

Neft quyqumini yoqishda qo'shimcha yoqilg'i sarflash talab etiladiki, bu hol jarayonni ancha qimmatlashtirib yuboradi. Shuning uchun issiqlikdan yuqori darajada foydalanish qurilmalar samaradorligini oshirishning asosiy yo'nalishi bo'lib xizmat qiladi.

### 6.2.8. O'ta zaharli va radioaktiv chiqindilarni zararsizlantirish

**O'ta zaharli chiqindilar** guruhini tashkil etuvchi birikmalar haqida yuqorida fikr bildirilgan edi. Darvoqe, barcha hollarda o'ta

zaharli chiqindilarni zararsizlantirish bosqichi eng oxirgi bosqich bo'lib, undan oldin chiqindilardan foydali tarkibiy qismlar ajratib olinadi. Qimmatli moddalarni tiklashda har turli fizik-kimyoviy usullardan foydalaniladi: bug'lantirish, adsorbsiya, ionalmashish, ekstraksiya, cho'ktirish, ultrafiltrlash va hokazo. Chiqindilarni fizik-kimyoviy qayta ishlashning aksariyat hollarida biron-bir qimmatga ega bo'lmagan va chiqindilarning o'ta zaharli qismi sifatida yo'qotib yuborilishi lozim bo'lgan yangi qattiq yoki quyqumsimon qoldiqlar vujudga keladi.

O'ta zaharli chiqindilarni yo'qotish usullari orasida, ko'mish maydonlari, quyqa omborlari, chuqur yerosti quduqlariga ko'mish yoki haydash va yoqish usullari keng tarqalgan.

**Chiqindilarni ko'mish maydonlari yerosti** inshootlari bo'lib, ularning vazifasi o'ta zaharli chiqindilarni oldindan tayyorlab, yerga ko'mishdir. Bunday maydonlar tarkibiga issiqlikni foydalanish uchun tiklanadigan yondirish pechlari ham kiradi. Ko'mish maydonlari aholi yashash joylaridan uzoqda joylashadi. Ko'mish maydonlari uchun joy belgilashda chiqindilarning tarkibi va fizik-kimyoviy xususiyatlari hisobga olinadi hamda suvosti suvlari ifloslanishining oldini olish choralari ko'riladi (betonlash, chiqindi to'plagichlarni gidroizolyasiyalash). Eng keng tarqalgan zararsizlantirish usuli bir xil chiqindilarni boshqa xil chiqindilar bilan neytrallash va qayta ishlash hisoblanadi, bunda qiyin eriydigan birikmalar olinadi. Bunday usul bilan tarkibida mishyak bo'lgan chiqindilarga sulfidli chiqindilar bilan ishlov beriladi, bunda erimaydigan mishyak sulfidlari hosil bo'ladi.

**O'ta zaharli chiqindilarni zararsizlantirishda qattiqlash usulidan** foydalaniladi. Bu usul zaharli qismlarni erimaydigan birikmalarga aylantirishni hamda tarkibidan zaharli aralashmalarni suv yuvib keta olmaydigan bloklarni (aglomeratlarni) hosil qilishni o'z ichiga oladi. Qattiqlash usuli tarkibida og'ir metallar, simob va zaharli quyqalar hamda cho'kindilar bo'lgan chiqindilarni za-

rarsizlantirishda qo'llaniladi. Chiqindilarni qattiqlash ularni maxsus ajratilgan maydonlarda bexatar saqlashni ta'minlaydi, shuningdek, suvosti suvlari ifloslanishining oldini oladi. Mazkur usul chiqindiga bog'lovchi qismlar (sement, ohak), bitum, parafin, organik polimerlar, silikat materiallar qo'shish vositasida amalga oshiriladi.

Shuningdek, **kapsullash usuli** ham keng tarqalgan, bunda zaharli chiqindi inert materialdan ishlangan material bilan qoplanadi (masalan, shishaga aylantirish). Kapsula materiali grunt suvlari muhitida yuqori darajada korroziyaga bardoshli bo'lishi va ko'miladigan maydonda uzoq vaqt saqlanish imkonini berishi lozim.

**Chuqur qatlamlarda chiqindilarni ko'mishda mavjud quduqlardan foydalaniladi** yoki maxsus ravishda bir necha yuz metrdan 4000 metrgacha chuqurlikda quduq kavlanadi. Chiqindilar amaliy ahamiyatga ega bo'lmagan sho'r suvli qatlamlarga, sizot suvlar qatlamidan pastga joylashtiriladi. Quduq kavlash uchun joy tanlashda yutilish qatlamining geologik xususiyatlari (g'ovakligi, singdiruvchanligi, germetikligi va hokazolar hisobga olinadi). Shuningdek, artezian suvlarini muhofaza etish tadbirlari hamda quduqlardan foydalanish shakllari ishlab chiqiladi.

**Yondirish va piroliz usullari** suyuq va qattiq o'ta zaharli chiqindilarni yo'qotishda qo'llaniladi. Mazkur usullarda chiqindilar hajmini 85% foizga qadar kamaytirishga erishiladi. Yondirish uchun turlicha konstruksiyadagi sanoat pechlari: kamerali, shaxta, baraban, siklon pechlari va soxta qaynovchi qatlamdan foydalaniladi.

Radioaktiv chiqindilar mustaqil chiqindi guruhini tashkil etadi. Ularning asosiy farqi shundaki, ular yadroviy nobarqaror holatda bo'ladi va tirik organizmlarga va boshqa biologik materiallarga ta'sir etuvchi ionlarni chiqaradi.

Radioaktiv chiqindilarni bir qator belgilari bo'yicha tasniflash qabul qilingan. **Agregat holati bo'yicha** suyuq, qattiq va gazsimon

radioaktiv chiqindilar ajratiladi. Suyuq chiqindilarga, haqiqiy eritmalardan tashqari kolloid eritmalar, suspenziyalar va pulpalar ham kiradi. Gazsimon chiqindilar gazlardan tashqari aerozollar, tutunlar va tumanlarni ham o'z ichiga oladi.

Qattiq chiqindilar jumlasiga, radioaktiv moddalarning o'zidan tashqari, ular o'ziga yutgan radioaktiv moddalar yoki ularda ikkilamchi yoki kirib qolgan radioaktivlik vujudga kelishi bilan nurlangan moddalar ham kiradi.

**Solishtirma faollik darajasi bo'yicha** radioaktiv chiqindilar uch turkumga bo'linadi: past ($< 1 \cdot 10^{-5}$ Ku/*l*), o'rta ($1 \cdot 10^{-5}$ dan 1 Ku/*l* gacha) va yuqori ($> 1$ Ku/*l*) so tirma faollik. Radio kimyo sanoatida chiqindilarning dastlabki ikki turkumi tarqalgan, yuqori faolikka ega bo'lgan chiqindilar esa atom elektr stansiyalari uchun xosdir.

Birinchi turkumdagi chiqindilar kishi organizmining ichiga kirib qolganidagina radiatsiyaliligi jixatidan xavflidir, shuning uchun ular shunday mahalliylashtirilishi kerakki, toki ular biologik zanjir bo'ylab harakatlanishi natijasida kishi organizmiga xavfli miqdorda tushib qolmasin. Chiqindilarning ikkinchi turkumi tashqi nurlanish manbayi sifatida ham xavfli, shu bois nurlanishdan himoya qilish ham zarur.

**Hosil bo'lish manbalariga ko'ra chiqindilar** quyidagilarga bo'linadi: nisbatan doimiy miqdor va sifat xususiyatlariga (hajm, tarkib, faollik) ega bo'lgan radiokimyoviy ishlab chiqarish korxonalarining texnologik chiqindilari: notexnologik chiqindilar, ular jumlasiga sanitariyada foydalanilgan suvlar, xonalarni dezaktivizasiyalash suvlari va hokazolar kiradi.

Radiokimyoviy texnologiyada barcha turdagi: gazsimon, suyuq va qattiq turdagi chiqindilar hosil bo'ladi. Radioaktiv gaz va aerozollar havo gazlari va aerozollarning nurlanishi sababli vujudga keladi. Tarkibida radioaktiv elementlar bo'lgan har qanday eritmalar, ma'dan pulpalari suyuq radioaktiv chiqindilarning manbay hisoblanadi.

Qattiq radioaktiv chiqindilar jumlasiga radioaktiv nurlanish ta'siriga uchragan quyqalar, radioaktiv moddalarni saqlash va tashishda qo'llanadigan idishlar kiradi. Ishlangan ionalmashinish qatronlari va adsorbentlar kiradi.

Hozirgi vaqtda faollik darajasi turlicha bo'lgan radioaktiv chiqindilarni qayta ishlashning texnologik sxemalari ishlab chiqilgan bo'lib, ular odam va atrof-muhitning xavfsizligini kafolatlaydi.

**Havoni radioaktiv gazlardan va aerozollardan tozalash uchun quyidagi usullardan** foydalaniladi: ingichka tolali polimer matoda (perxlorvinil tolalari 1,5–2,5 mkm), kiydirma uchli filtrlarda filtrlash, eritmalar bilan absorbsiyalash, qattiq sorbentlarda adsorbsiyalash. Bunda gaz oqimlarini tozalash samaradorligi 99,9% ga yetadi.

**Suyuq radioaktiv chiqindilarni qayta ishlash** sxemasini tanlash, xoh radioaktiv elementlar, xoh boshqa tarkibiy qismlar bo'lsin, ularning solishtirma faolligi, hajmi va sifat tarkibiga bog'liq bo'ladi. Distillash, cho'ktirish, koagulyatsiya va ionalmashinish usullari eng keng tarqalgan. Suyuq chiqindilarga ishlov berishning oddiy va ishonchli usuli kubsimon qoldiqdan iborat kichik bir hajmda radioaktiv moddalarning to'planish imkonini beruvchi bo'limidir. Ko'p martalab bug'lash suyuqlik faolligini 99,9% ga pasaytirish imkonini beradi.

**Radioaktiv muallaq moddalarni yo'qotish koagulyatsiya usulida** amalga oshiriladi, bunda suyuqlikning faolligi 97–98% ga kamayadi. So'nggi yillarda radioaktiv chiqindilarni tozalash uchun elektroanaliz, kristallash, flotatsiya usullaridan foydalanmoqda.

Suyuq, o'ta faol chiqindilarni qayta ishlashda bug'lash, qattiqlash (shishaga aylantirish) va geologik qatlamlarga ko'mish eng samarali usullar deb e'tirof etilgan. Suyuq o'rtacha faol chiqindilar (oldindan eritmalar bilan bug'latib) bitumlash usuli bo'yicha qattiqlashtiriladi va ko'mish uchun yuboriladi. Past faol chiqindilar kimyoviy

cho‘ktirish yordamida qayta ishlanib, bug‘latiladi va sementlab, so‘ng ko‘miladi.

Ko‘miladigan maydonlar uchun aholi turar joylaridan uzoq, xo‘jalik yoki boshqa maqsadlarda foydalanish jihatidan istiqbolsiz bo‘lgan yerlar tanlanadi. Bu maqsadlar uchun do‘ng yerlar qulaydir, zero bunday yerlarda radioaktiv moddalarning sizot suvlarga tushishi ehtimol juda kam. Radioaktiv chiqindilarni ko‘mishning ishonchliligi temir-beton konstruksiyalardan «sarkofag»lar qurish bilan ta’minlanadi.

## TAVSIYA ETILADIGAN ADABIYOTLAR


1. *Аболонин Б.Е., Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Е.* Основы химических производств: Учебное пособие для вузов. – М.: «Химия», 2001. 472 с.
2. *Бесков В.С., Сафронов В.С.* Общая химическая технология и основы промышленной экологии: Учебник для вузов. – М.: «Химия», 1999. 472 с.
3. *Бесков В.С., Флокк В.* Моделирование каталитических процессов и реакторов. – М.: «Химия», 1991. 253 с.
4. *Васильев Б.Т., Отвагина М.И.* Технология серной кислоты. – М.: «Химия», 1985. 385 с.
5. *Кафаров В.В., Макаров В.В.* Гибкие автоматизированные производственные системы в химической промышленности. – М.: «Химия», 1990. 320 с.
6. *Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г.* Общая химическая технология: Учебник для вузов. 3-е перераб. и доб. – М.: ИКС «Академкнига», 2005. 528 с.
7. *Лебедев Н.Н.* Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза: Учебник для вузов. – М.: «Химия», 1981. 605 с.
8. *Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П.* Теория и практика химической энерготехнологии. – М.: Химия, 1988. 280 с.
9. *Позин М.Е.* Технология минеральных удобрений: Учебник для вузов. – Л.: «Химия», 1983. 335 с.
10. Расчеты химико-технологических процессов. Учебное пособие для вузов/ Под ред. И.П. Мухленова. – Л.: «Химия», 1982. 247 с.

11. *Смирнов Н.Н., Волжинский А.И., Плесовских В.А.* Химические реакторы в примерах и задачах: Учебное пособие для вузов. – Пб.: «Химия», 1994. 280 с.
12. Справочник азотчика. В 2 ч. – М.: Химия, 1986–1987.
13. *Стадницкий Г.В., Родионов А.И.* Экология: Учебное пособие для вузов. – М.: «Высшая школа», 1988. 272 с.
14. *Степанов В.С.* Анализ энергетического совершенства технологических процессов. – Новосибирск: «Наука», 1984. 273 с.
15. *Фролов Ю.Г., Белик В.В.* Физическая химия: Учебное пособие для вузов. М.: Химия, 1993. 464 с. Химическо-технологические системы: Учебное пособие для вузов /Под ред. И.П.Мухленова. – М.: «Химия», 1986. 423 с.
16. *Баев А. А.* Биотехнология. М.Ж 1984.
17. *Otaqo'ziyev T.A., Turobjonov S.M., Muxamedbayeva Z.A.* Kimyo sanoati jihozlari va ishlab chiqarishning ekologik muammolari. O'quv qo'llanma. – T., 2002, 221 b.
18. *Otaqo'ziyev T.A.* Energotexnologiya. Qo'llanma. – Toshkent 2003, 108 b.
19. *Otaqo'ziyev T.A., Ahmerov Q.M., Turobjonov S.M.* Umumiy kimyoviy texnologiya. – Toshkent, «Fan» nashriyoti, 2009. 432 bet.
20. *Бесков В.С.* Общая химическая технология. – М.: ИКЦ «Академкнига» 2006, 452 с.
21. *Ibragimov G.I., Erkayev A.U., Yaqubov R.Y., Turobjonov S.M.* Kaliy xlorid texnologiyasi. – T.: «Muharrir» nashriyoti 2010, 200 bet.
22. *Otaqo'ziyev T.A., Turobjonov S.M., Muxamedbayeva Z.A.* Kimyo sanoati jihozlari va ishlab chiqarishning ekologik muammolari. O'quv qo'llanma. – T.: TGU bosmaxonasi, 2002, 221 bet.

23. *Otaqo'ziyev T.A., Yoqubov U.A.* Soda zavodi chiqindisi bilan modifisirlangan karbonatli portlandsementlar va ular asosida karbonat to'ldirgichli betoxlar. – T., 2009, 45 bet.
24. *Otaqo'ziyev T.A., Axmedov Q.A., Turobjonov S.M.* Umumiy kimyoviy texnologiya. – T.: «Voris» nashriyot, 2012, 567 bet.

## MUNDARIJA

Kirish ..... 3

### 1-bob. KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISH ASOSLARI

1.1. Kimyoviy texnologiya ..... 9

1.2. Kimyoviy texnologiyaning rivojlanishi haqida qisqacha ma'lumot ..... 11

1.3. Kimyoviy ishlab chiqarish ..... 14

1.4. Kimyoviy-texnologik jarayon ..... 18

1.5. Kimyoviy ishlab chiqarish va kimyoviy-texnologik jarayon ko'rsatkichlari ..... 19

1.6. «Umumiy kimyoviy texnologiya» predmeti ..... 23

### 2-bob. KIMYOVIY JARAYONLAR VA REAKTORLAR

2.1. Kirish ..... 24
2.1.1. Kimyoviy reaktor (umumiy tushuncha) ..... 24
2.1.2. Kimyoviy jarayonlar va reaktorlarni tadqiq qilish usulining matematik modellashtirilishi ..... 28

2.2. Kimyoviy jarayonlarning fizik-kimyoviy asoslari ..... 34
2.2.1. Kimyoviy o'zgarishlar stexiometriyasi ..... 34
2.2.2. Kimyoviy aylanishlar termodinamikasi ..... 42
2.2.3. Kimyoviy reaksiyalar kinetikasi ..... 52
2.2.4. Kimyoviy jarayonlarning sinflanishi ..... 57

2.3. Gomogen kimyoviy jarayonlar ..... 59
2.3.1. Oddiy reaksiya ..... 59
2.3.2. Murakkab reaksiyalar ..... 65

2.4. Geterogen kimyoviy jarayonlar ..... 67
2.4.1. Asosiy tushunchalar ..... 67
2.4.2. «Gaz (suyuqlik) – qattiq» sistemasi ..... 70
2.4.3. «Gaz (suyuqlik) – suyuqlik» sistemasi ..... 85

2.5. Katalitik kimyoviy jarayon ..... 90
2.5.1. Kataliz va katalizatorlar ..... 90
2.5.2. Katalizatorning g'ovakli donasi ..... 93
2.5.3. Katalizatorning g'ovakmas donasi ..... 104
2.5.4. Issiqlik hodisalari.Statsionar rejimlar soni va ularning barqarorligi ..... 105
2.6. Kimyoviy reaktordagi jarayonlar ..... 113
2.6.1. Kimyoviy reaktordagi jarayonning matematik modeli ..... 113
2.6.2. Kimyoviy reaktorlar va ularning matematik modellari klassifikatsiyasi ..... 119
2.6.3. Kimyoviy reaktordagi jarayonlar tahlili ..... 121
2.7. Kimyoviy reaktordagi izotermik jarayon ..... 123
2.7.1. Davriy ideal aralashish va ideal siqib chiqarish rejimlari ..... 123
2.7.2. OQAR REAKTORDA IDEAL ARALASHISH REJIMI ..... 134
2.7.3. Uzluksiz jarayonlarda ideal aralashuv va ideal siqib chiqarishni solishtirish ..... 137
2.7.4. Reaktorlardagi noideal rejimlar ..... 139
2.8. Kimyoviy reaktordagi noizotermik jarayon ..... 142
2.8.1. Reaktorda issiqlik almashinishini tashkil etish va temperatura rejimlari ..... 142
2.8.2. Davriy ideal aralashuv va ideal siqib chiqarish oqimili issiqlik almashinuv rejimlari ..... 145
2.8.3. Ideal aralashuv oqim reaktorida temperatura rejimlari ..... 151
2.8.4. Avtotermik reaktor ..... 154
2.9. Sanoat kimyoviy reaktorlari ..... 157
2.9.1. Kimyoviy reaktorlarni hisoblash haqida umumiy fikrlar ..... 157
2.9.2. Kimyoviy jarayon va reaktorlarni optimallash ..... 160
2.9.3. Kimyoviy reaktorlarning konstruktiv elementlari ..... 170
2.9.4. Sanoat kimyoviy reaktorlarining sxema va konstruksiyalari ..... 173

## *3-bob.* KIMYOVIY TEXNOLOGIK SISTEMA

3.1. Kimyoviy-texnologik sxema haqidaumumiy tushuncha ..... 186
3.1.1. Kimyoviy ishlab chiqarish – kimyoviytexnologik sistema ..... 186
3.1.2. Kimyoviy texnologik sistemaning sistemali tahlili ..... 188
3.2. Kimyoviy texnologik sistema tarkibiva strukturasi ..... 189
3.2.1. Kimyoviy texnologik sistema sistemachalari ..... 189
3.2.2. Kimyoviy texnologik sxemaning element va bog'lanishlari ..... 191

3.3. Kimyoviy texnologik sistemalar modeli ..... 195
3.4. Kimyoviy-texnologik sistemalarning holati ..... 205
3.4.1. Asosiy tushincha va ta'riflar ..... 205
3.4.2. Kimyoviy-texnologik sistemadagi elementning kimyoviy o'zgarishlari material balansi ..... 208
3.4.3. Kimyoviy o'zgarishlarsiz kechuvchi kimyoviy texnologik tizim elementining moddiy balansi ..... 213
3.4.4. Kimyoviy texnologik sistema elementining issiqlik balansi ..... 222
3.4.5. Kimyoviy texnologik sistema holatini hisoblash ..... 228
3.5. Kimyoviy texnologik sistema taxlili ..... 237
3.5.1. Kimyoviy texnologik sistemani taxliletish vazifalari ..... 237
3.5.2. Kts ning sistema sifatida xususiyatlari ..... 237
3.5.3. Material resurslardan foydalanish samaradorligi ..... 250
3.5.4. Kimyoviy texnologik sistemaning energetik vaeksergetik samaradorligi ..... 252
3.5.5. Kimyoviy texnalogik sistemada jarayonni tashkiletish samaradorligi ..... 262
3.6. Kimyoviy texnologik sistema sintezi ..... 265
3.6.1. Kimyoviy texnologik sistema sinteziningvazifasi va uslullari ..... 265
3.6.2. Xomashyo resurslaridan to'liq foydalanishkonseptsiyasi ..... 273
3.6.3 Kombinatsiyalashgan va balanslangankimyoviy texnologik jarayonlar, xomashyodankompleks foydalanish ..... 281
3.6.4. Energetik resurslardan to'liq foydalanish konsepsiyasi ..... 284
3.6.5. Ikkilamchi energetik resurslar ..... 289
3.6.6. Energotexnologik tizim ..... 292
3.6.7. Chiqindilarni minimallashtirish konsepsiyasi ..... 296
3.6.8. Uskunalardan samarali foydalanish konsepsiyasi ..... 298
3.6.9. O'rindosh jarayonlar ..... 304
3.6.10. O'zgartiriluvchi kimyoviy texnologik sistemalar ..... 309
3.7. Bir turdagi kimyoviy texnologik sistemalar ..... 313
3.7.1. Kimyoviy reaktorlar sistemasi ..... 314
3.7.2. Ajratish sistemasi ..... 318
3.7.3. Issiqlik almashgichlar sistemasi ..... 320

*4-bob.* **KIMYOVIY ISHLAB CHIQARISHLAR TEXNOLOGIYALARI**

4.1. Kirish ..... 327
4.2. Neftni qayta ishlash ..... 328

4.2.1. Neft kimyosi kompleksining umumiy tavsifi ..... 328
4.2.2. Neftni birlamchi haydash ..... 331
4.2.3. Uglevodorodlarning katalitik riformingi ..... 333
4.2.4. Uglevodorodlar pirolizi bilan olefinlar olish ..... 337
4.2.5. Etilbenzol va dietilbenzol ishlab chiqarish ..... 348
4.2.6. Stirol ishlab chiqarish ..... 354
4.2.7. Poliolefin va polistirollar ishlab chiqarish ..... 361

4.3. Biokimyoviy ishlab chiqarish ..... 371
4.3.1. Biotexnologik jarayonlarning o'ziga xosligi ..... 371
4.3.2. Mikrobiologik sintezda sirka kislota ishlab chiqarish ..... 374
4.3.3. Ozuqa oqsillari ishlab chiqarish ..... 380

## *5-bob.* O'G'ITLAR ISHLAB CHIQARISH

5.1. O'g'itlar ishlab chiqarishning umumiy strukturasi ..... 384
Nazorat savollari ..... 385

5.2. Sulfat kislota texnologiyasi ..... 386
5.2.1. Umumiy ma'lumotlar ..... 386
5.2.2. Ishlab chiqarish usullari ..... 387
5.2.3. Sulfat kislotasi va oleumning xossalari ..... 390
5.2.4. Sulfat kislotasi ishlab chiqarish uchun xomashyo ..... 394
5.2.5. Oltingugurt ..... 395
5.2.6. Boshqa turdagi xomashyolar ..... 396
5.2.7. Oltingugurtli xomashyolarning qiyosiy bahosi ..... 398

5.3. Oltingugurt dioksidini olish ..... 398
5.3.1. Kolchedanni kuydirish ..... 399
5.3.2. Oltingugurtli xomashyoni yondirishda foydalaniladigan pechlar ..... 401
5.3.3. Gazni aralashmalardan tozalash ..... 411
5.3.4. Tozalash bo'limining apparatlari ..... 412

5.4. Sulfat kislota ishlab chiqarishning kontakt usuli ..... 415
5.4.1. Oltingugurt to'rt oksidining oksidlanishi. Oksidlanish jarayonining nazariy asoslari ..... 415
5.4.2. Oksidlanish katalizatorlari ..... 418
5.4.3. Kontakt apparatlari ..... 419
5.4.4. $So_3$ absorbsiyasi ..... 424
5.4.5. Ishlab chiqarishning zamonaviy texnologik sxemalari. Ikkilangan kontaktlashish (ik) va ikkilangan absorbsiyalashish (ia) sxemasi ..... 427

5.4.6. Sulfat kislota ishlab chiqarishda issiqlikdan foydalanish ..... 433
5.4.7. Sulfat kislota ishlab chiqarish jarayonini avtomatlashtirish ..... 434

5.5. Nitroza usuli bilan sulfat kislota ishlab chiqarish ..... 438
5.5.1. Jarayonning nazariy asoslari ..... 438
5.5.2. Texnologik sxema ..... 439
5.6. Sulfat kislota ishlab chiqarishda texnika xavfsizligi ..... 441
5.7. Ammiak ishlab chiqarish ..... 443
5.7.1. Uglerod oksidlaridan tozalash ..... 454
5.7.2. Ammiak ishlab chiqarishda energotexnologik tizim ..... 462

5.8. Azot kislotasi ishlab chiqarish ..... 464

5.9. Fosfat kislota ishlab chiqarish ..... 476
5.10. Uglerod oksidi va vodorod asosidagi sintezlar ..... 480
5.11. Metanol sintezi ..... 482
5.12. Metanol ishlab chiqarish sxemalari ..... 487
5.13. Kaliy o'g'itlar texnologiyasi ..... 491
5.14. Kal'sinirlangan soda ishlab chiqarishjarayonining qisqacha tavsifi ..... 492
5.15. Distillerli suyuqlikdan foydalanish usullari ..... 496
5.16. Kal'siy xloridning karbonatli portlandsementning gidratasiyasiga va qotishiga ta'siri ..... 501

## 6-bob. SANOAT EKOLOGIYASI ASOSLARI

6.1. Atrof-muhit ham bir tizimdir ..... 505
6.1.1. Ekologiya va sanoat ekologiyasi haqida umumiy tushuncha ..... 505
6.1.2. Tabiiy resurslarning iste'moli ko'lamlari ..... 511
6.1.3. Ishlab chiqarish va atrof-muhitning o'zaro ta'siri ..... 515
6.1.4. Atrof-muhit holatini nazorat qilish ..... 520
6.1.5. Atrof-muhit ifloslanishining iqtisodiy jixatlari ..... 524
6.1.6. Chiqindisiz ishlab chiqarishni barpo etish asosiy tamoyillari ..... 525
6.1.7. Chiqitsiz ishlab chiqarishlarning iqtisodiy samaradorligi ..... 532

6.2. Kimyoviy ishlab chiqarishning ekologik muammolari ..... 535
6.2.1. Kimyoviy ishlab chiqarishning biosferaga zararli ta'siri turlari ..... 535
6.2.2.Suv resurslari va kimyoviy texnologiya ..... 541
6.2.3. Kimyo sanoati chiqindilari va ularni zararsizlantirish usullarining tasnifi ..... 558

6.2.4. Qattiq chiqindilarni foydalanish uchun tiklash va zararsizlantirish ..... 561
6.2.5. Suyuq chiqindilarni ulardan foydalanish maqsadida tiklash va zararsizlantirish ..... 567
6.2.6. Gazsimon chiqindilarni ulardan foydalanish maqsadida tiklash va zararsizlantirish ..... 575
6.2.7. Kimyo korxonalari quyqumlari (shlamlari)ni foydalanish uchun tiklash va zararsizlantirish ..... 584
6.2.8. O'ta zaharli va radioaktiv chiqindilarni zararsizlantirish ..... 585
Tavsiya etiladigan adabiyotlar ..... 591

*Otaqo'ziyev Temirjon Azim o'g'li, Ahmerov Qudrat Ahmedovich,*
*Turobjonov Sadriddin Maxamaddinovich*

# UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA

*O'zbekiston Respublikasi Oliy va o'rta maxsus ta'lim vazirligi tomonidan darslik sifatida tavsiya etilgan*

Muharrir: *T. Nazarov*
Texnik muharrir *D. Solihova*
Badiiy muharrir *J. Gurova*
Musahhih *G. Azimova*
Kompyuterda sahifalovchi *B. Babaxodjayeva, E. Kim*

«Niso Poligraf» ShK, Toshkent sh., H. Boyqaro ko'chasi, 51-uy.
Nashriyot litsenziyasi AI №236. 11.02.2013.

Bosishga 2013 yil 12-avgustda ruxsat etildi. Bichimi $60\times84^{1}/_{16}$.
Ofset qog'ozi. «Tayms» garniturasi. Kegli 11,5. Shartli bosma tabog'i 37,5.
Nashr tobog'i 34,87. Adadi 500 nusxa. №366-buyurtma. Kelishilgan narxda.

«Niso Poligraf» ShK bosmaxonasida bosildi.
100182, Toshkent sh., H. Boyqaro ko'chasi, 51-uy.

**OTAQO'ZIYEV** Temirjon Azim o'g'li 1930 yili tug'ilgan. 1958 yili O'rta Osiyo politexnika instituti kimyo-texnologiya fakulteti (hozirgi Toshkent kimyo-texnologiya instituti)ni tamomlagan. Kafedra mudiri, dekan muovini, dekan va rektor muovini lavozimlarida ishlagan. Texnika fanlari doktori, professor. Ilmiy ishlari yuqori samarali reaktor va energiya tejovchi apparatlar va boshqa bog'liq bo'lgan moddalarni va noorganik moddalarni mahalliy xom ashyo va chiqindilardan ishlab chiqarishga bag'ishlangan. 1060 dan ortiq ilmiy maqolalari, 40 dan ortiq patent va mualliflik guvohnomalari, 15 ta monografiya, 10 ta lug'at, qator darslik (9 ta), o'quv qo'llanmalar (30 ta), ilmiy-ommabop asarlari (12 ta) chop etilgan. Olib borgan ilmiy ishlari, pedagogik faoliyati va jamoat ishlaridagi faolligi tufayli 2007 yili "Buyuk xizmatlari uchun" ordeni bilan mukofotlangan.

**AHMEROV** Qudrat Ahmerovich 1937 yili tug'ilgan. 1960 y. O'rta Osiyo politexnika institutining kimyo-texnologiya fakulteti (hozirgi Toshkent kimyo-texnologiya instituti)ni tamomlagan. Kimyo fanlari doktori, Toshkent kimyo-texnologiya instituti umumiy kimyo kafedrasi professori, O'zbekiston oliy ta'limi a'lochisi. U fakultetda dekan o'rinbosari (1968-1983), dekan (1991-1995) va kafedra mudiri (1983-2001) vazifalarida ishladi.

Ilmiy ishlari asosiy organik sintez texnologiyasi va katalizga bag'ishlangan. 450 dan ortiq ilmiy maqola, 40 ga yaqin mualliflik guvohnoma va patentlar, uchta monografiya, qator darslik, o'quv qo'llanma va ilmiy-ommabop asarlar muallifi. Jurnalistlar uyushmasi a'zosi. O'zbekiston respublikasining 20 yiligida «Ko'krak nishoni» belgisi bilan mukoflangan.

**TUROBJONOV** Sadriddin Maxamaddinovich 1956 yilda tug'ilgan. Toshkent politexnika institutining kimyo-texnologiya fakulteti (hozirgi Toshkent kimyo-texnologiya instituti)ni tugatgan. Texnika fanlari doktori, professor. 1996-2003 yillarda Toshkent davlat texnika universitetida o'quv-uslubiy va o'quv ishlari pro-rektori lavozimida ishlagan. 2003 yildan boshlab Toshkent kimyo-texnologiya instituti rektori.

Ilmiy izlanishlari asosiy organik va neft kimyosi sintezlariga bag'ishlangan bo'lib, soxa bo'yicha 450 maqola, 10 patent va mualliflik guvoxnomalari, qator darslik, o'quv qo'llanma va monografiyalari chop qilingan. Prof. Turobjonov S.M. Toshkent shahar Xalq deputatlari kengashi deputatidir.

ISBN 978-9943-4047-8-6

UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA

T.A. OTAQO'ZIYEV, Q.A. AHMEROV, S.M. TUROBJONO

# UMUMIY KIMYOVIY TEXNOLOGIYA