577.1
M63

I. T. SHAMSHIDINOV

# NOORGANIK MODDALAR VA MINERAL O‘G‘ITLAR TEXNOLOGIYASI

Ti 22

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

O‘RTA MAXSUS, KASB-HUNAR TA’LIMI MARKAZI

I. T. SHAMSHIDINOV

# NOORGANIK MODDALAR VA MINERAL O‘G‘ITLAR TEXNOLOGIYASI

*Kasb-hunar kollejlari uchun o‘quv qo‘llanma*

ISLOM KARIMOV NOMIDAGI TDTU OLMALIQ FILIALI AXBOROT-RESURS MARKAZI (KUTUBXONA)

X 3627
10.10.2020

44702

OHANGARON SANOAT KASB-HUNAR KOLLEJI AXBOROT-RESURS MARKAZI

Toshkent — «ILM ZIYO» — 2015

UO'K: 577.128(075)
KBK: 35.20
Ш 22

*Oliy va o'rta maxsus, kasb-hunar ta'limi ilmiy-metodik birlashmalari faoliyatini muvofiqlashtiruvchi Kengash tomonidan nashrga tavsiya etilgan.*

Mazkur o'quv qo'llanma kasb-hunar kollejlarining 3522400 – Kimyoviy texnologiya va ishlab chiqarish tayyorlov yo'nalishi talabalari uchun mo'ljallangan. Undan, shuningdek, yo'nalishi muvofiq keladigan bakalavriat bosqichi talabalari va o'qituvchilari, mineral o'g'itlar va noorganik moddalar ishlab chiqarish bilan shug'ullanuvchi muhandis-texnik xodimlar ham o'z faoliyatlarida foydalanishlari mumkin.

*Taqrizchilar:* **Sh. S. NAMAZOV** — O'zbekiston Respublikasi Fanlar akademiyasi Umumiy va noorganik kimyo instituti «Fosforli o'g'itlar» laboratoriyasi mudiri, t.f.d., professor;

**Z. TO'RAYEV** — Namangan muhandislik-pedagogika instituti «Kasb ta'limi (Kimyoviy texnologiya)» kafedrasi dotsenti, t.f.n.

ISBN 978-9943-16-241-9

© I. T. Shamshidinov, 2015-yil.
© «ILM ZIYO» nashriyot uyi, 2015-yil.

## KIRISH

Insonlar qadim zamonlardanoq tabiatda keng tarqalgan ayrim tuzlardan o'z ehtiyojlari uchun foydalanishni bilishgan. Keyinchalik tabiatdagi tabiiy tuz va minerallarni qayta ishlash natijasida olinadigan tuzlarni ishlatish muntazam yo'lga qo'yila boshlandi. Bunday qayta ishlash usullari dastlab juda ham sodda bo'lgan bo'lsa, sekin-asta texnika madaniyatining o'sishi bilan rivojlana bordi. Turli maqsadlar uchun ishlatiladigan tuzlar assortimenti muntazam kengayib bordi va ayniqsa, sanoat rivojlangan davrda yanada ortdi. Hozirgi paytda bu assortimentga yuzdan ortiq nomdagi mahsulotlar kiradi va ko'payishi davom etmoqda.

Barcha noorganik moddalar ham xalq xo'jaligida bir xil ahamiyatga ega emas. Ulardan ayrimlari anchagina cheklangan miqdorda ishlatilsa, qolganlarining dunyo bo'yicha qazib olinishi va ishlab chiqarilishi yiliga millionlab va hatto, o'n millionlab tonnani tashkil etadi.

O'zbekiston xalq xo'jaligini mineral xomashyoga bo'lgan talabini amalda to'la ta'minlashga imkoniyati bo'lgan qudratli xomashyo bazasiga ega. Hududida tabiiy gaz, neft, ko'mir, oltingugurt, rangli metallar, rudali va boshqa xomashyolar bo'lganligi uchun mamlakatimizda yirik kimyo sanoatlari mavjud.

Hozirgi paytda respublikamizdagi «Maksam-Chirchiq» aksiyadorlik jamiyatida (AJ) ammiakli selitra, karbamid, KAS eritmalari, ammiak, nitrat kislota, kaliy sulfat va boshqalar, «Farg'onaazot» AJ da ammiakli selitra, karbamid, KAS, NPK, ammiak, nitrat kislota, va boshqalar, «Ammofos-Maksam» AJ da ammofos, superfos va boshqalar, «Samarqandkimyo» AJ da nitrofos va boshqalar, «Qo'qon superfosfat zavodi» AJ da ammoniylashgan oddiy superfosfat, Navoiy «Elektrokimyosanoat» AJ da oddiy

superfosfat, «Dehqonobod kaliyli o‘g‘itlar zavodi» korxonasida kaliy xlorid mahsulotlari ishlab chiqarilmoqda.

Fan va texnikaning so‘nggi yutuqlaridan foydalanish, ilg‘or tajribalarni joriy etish, yangi usullarni qo‘llash yo‘li bilan ishlab chiqarishni uzluksiz takomillashtirish kimyo sanoatida ham jahon standartlari darajasidagi, fan va texnikaning so‘nggi yutuqlaridan boxabar bo‘lgan raqobatbardosh, yetuk kadrlar tayyorlash talabini qo‘yadi. Shuning uchun sohani chuqur o‘rganish muhim vazifalardan biri hisoblanadi.

Mazkur o‘quv qo‘llanma kasb-hunar kollejlarida o‘qitiladigan «Noorganik moddalar va mineral o‘g‘itlar texnologiyasi» fanining amaldagi dasturi asosida yozildi.

O‘quv qo‘llanma 5 bobdan iborat bo‘lib, tegishli yo‘nalishning o‘quv rejasi va amaldagi dasturlari asosida yozilgan. Unda sulfat kislota, azot birikmalari, mineral o‘g‘itlar, soda mahsulotlari va xlorid kislota ishlab chiqarish texnologiyalari bayon etilgan. O‘quv qo‘llanmadagi materiallar respublikamizning noorganik moddalar va mineral o‘g‘itlar ishlab chiqarish sanoati korxonalarining istiqbolli yo‘nalishlarini hisobga olgan holda yoritilgan bo‘lib, unda noorganik moddalar va mineral o‘g‘itlar ishlab chiqarish usullarining yurtimizda, MDH mamlakatlarida va chet ellarda qo‘llanilayotgan texnologiyalari to‘g‘risidagi ma’lumotlar ham keltirilgan. Har bir bob yakunida mavzularga tegishli nazorat savollari keltirilgan.

## *I BOB.* SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQARISH

### 1-§. Sulfat kislota va uni ishlab chiqarish xomashyolari tavsifi

Sulfat kislota kimyo sanoatining asosiy mahsulotlaridan biri hisoblanadi. U mineral o'g'itlar, turli xildagi mineral tuzlar va kislotalar, organik mahsulotlar, bo'yoqlar va boshqalar ishlab chiqarishda keng miqyosda ishlatiladi. Sulfat kislota ishlatilmaydigan yirik zamonaviy sanoat korxonalari mavjudligini tasavvur etish qiyin. Sulfat kislotadan neftni qayta ishlash, metallurgiya, metallarni qayta ishlash, to'qimachilik, charm va boshqa sanoatlarda suvsizlantiruvchi va qurituvchi modda sifatida, neytrallash jarayonida, metallarni tozalashda va boshqa bir qancha maqsadlarda foydalaniladi.

Sulfat kislota qadimdan ma'lum bo'lgan moddadir. Fors kimyogari Abu Bakr ar-Roziy asarlarida ham u haqida ma'lumotlar berilgan.

Sulfat kislota dastlab temir kuporosini quruq haydash orqali olingan (shuning uchun sulfat kislotani uzoq vaqt kuporos moyi deb ham atab kelingan). Bu usul bilan 1526-yilda oz miqdordagi tutovchi sulfat kislota olingan. XV asrning ikkinchi yarmida ichki qismi suv bilan namlangan katta hajmdagi idishlarda oltingugurt va selitrani yondirish orqali tibbiyot maqsadlari uchun sulfat kislota olish yo'lga qo'yilgan edi.

Birinchi sulfat kislota ishlab chiqarish zavodi 1740-yilda Angliyada qurilgan. Zavodda oltingugurt va selitra aralashmasi metall idishlarda qizdirilgan, buning natijasida hosil bo'ladigan gazlar aralashmasi shisha jihozlarda suvga yuttirilgan. 1746-yilda bu maqsad uchun qo'rg'oshinli kamera ishlatilgan, shundan so'ng sulfat kislota ishlab chiqarishning ushbu usuli *kamerali usul* deb atala boshlangan. Boshlang'ich aralashmani yondirish natijasida hosil bo'ladigan sulfit

angidrid va azot oksidlari kamera tubiga quyilgan suvda erishi natijasida sulfat kislota hosil qiladi. Kameradagi gaz qoldiqlari yo'qotilgandan so'ng unda navbatdagi aralashma yondiriladi va shu yo'l bilan kerakli konsentratsiyadagi kislota olinadi. Keyinchalik kamerada suv bug'i ishlatish va jarayonni uzluksiz amalga oshirish taklif etildi.

XIX asr boshlarida oltingugurtni alohida pechlarda yondirish, azot oksidlarni esa selitrani sulfat kislota bilan parchalash orqali olish yo'lga qo'yildi.

Sulfat kislota ishlab chiqarish usuli yildan yilga takomillashib bordi, buning natijasida mahsulot tannarxi kamaytirildi, ayniqsa, 1837-yildan boshlang'ich xomashyo sifatida oltingugurt o'rniga oltingugurt kolchedani ishlatila boshlandi. Qo'rg'oshinli kameralar o'rniga to'ldirgichli minoralarning ishlatilishi va azot oksidlari qo'llash orqali sulfat kislota ishlab chiqarish jarayonini amalga oshirish ishlab chiqarish samaradorligini bir necha marta oshirishni ta'minladi. Bu usul sulfat kislota ishlab chiqarishning *minorali usuli* deb ataldi.

Sulfat kislota ishlab chiqarishning *kontaktli usuli* 1831-yilda P. Filips (Angliya) tomonidan sulfit angidridni to'g'ridan to'g'ri kislorod bilan qizdirilgan platinali katalizatorlar ustidan o'tkazish orqali oksidlash usuli taklif etilgandan so'ng yo'lga qo'yila boshlandi. Keyinchalik sulfit angidridni sulfat angidridga oksidlash jarayonining katalizatori vazifasini ko'pgina metallar (masalan, temir, mis, xrom va boshqa), oksidlar (masalan, vanadiy oksid va boshqa), shuningdek, chinni, keramika, tuproq va ko'pgina boshqa moddalar bajarishi aniqlandi. Sulfat kislota ishlab chiqarishning kontaktli usuli yaratilgandan keyin yuqori konsentratsiyali sulfat kislota va oleum olish imkoniyati yaratildi.

Sulfat kislota ishlab chiqarishning kontaktli usuli uzoq vaqt qo'llanilmadi. Chunki o'sha paytda platinali katalizatorning faolligi pasayib borishi – zaharlanishining sababi aniqlanmagan edi. XX asrning boshlarida R. Knitch (Germaniya) tomonidan sanoat sharoitida katalizator faolligining pasayish sabablari aniqlangandan va sulfitli gazlarni zararli qo'shimchalardan tozalash usullari ishlab chiqilgandan so'ng kontaktli sulfat kislota ishlab chiqarish rivojlanib ketdi.

Sulfat kislota ishlab chiqarishda sulfit angidridning kislorod ishtirokidagi oksidlanishi muhim bosqich hisoblanadi. Bu oksidlanish jarayoni katalizator ishtirokida (sulfat kislota ishlab chiqarishning kontakt usulida) yoki kislorod uzatuvchilarni qo'llash orqali (sulfat kislota ishlab chiqarishning nitroza usulida) amalga oshiriladi.

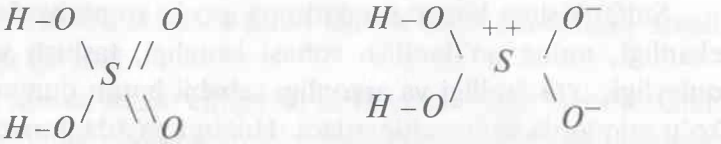
Sulfat kislota kimyo sanoatining asosiy xomashyolaridan biri ekanligi, uning qo'llanilish sohasi kengligi, tashish va saqlash qulayligi, o'ta faolligi va arzonligi sababli butun dunyo bo'yicha ko'p miqdorda ishlab chiqariladi. Hozirgi paytda dunyo bo'yicha 160 mln. tonnadan ziyod miqdorda, O'zbekistonda esa yiliga 3 mln. tonna atrofida, shu jumladan «O'zkimyosanoat» Aksiyadorlik Kompaniyasiga qarashli «Ammofos-Maksam» AJ (550 ming tonna), «Maksam-Chirchiq» AJ (273 ming tonna), Olmaliq tog'-metallurgiya kombinati (478 ming tonna) va Navoiy tog'-metallurgiya kombinati (750 ming tonna) va boshqa bir qator korxonalarda sulfat kislota ishlab chiqarilmoqda.

«Ammofos-Maksam» AJ da quvvati yiliga 650 ming tonna bo'lgan sulfat kislota ishlab chiqarish sexini qurish va 2019-yilning oxirigacha yangi korxona qurilishini oxiriga yetkazish rejalashtirilmoqda. Ushbu zamonaviy yangi texnologiya bo'yicha sulfat kislota mahsuloti ishlab chiqarish bilan bir qatorda texnologik jarayonda hosil bo'ladigan issiqlik energiyasidan soatiga 25 megavatt miqdorda elektr energiyasi ishlab chiqarish nazarda tutilgan. Hozirda «Ammofos-Maksam» AJ ning yillik elektr energiyasiga bo'lgan ehtiyoji soatiga 18—20 megavattni tashkil etadi. Bu esa mazkur korxonaning asosiy mahsulot – sulfat kislotadan tashqari iste'molchilar ehtiyoji uchun qo'shimcha elektr energiyasi ham yetkazib berish imkoniyatini yaratadi.

Fan va texnikaning so'nggi yutuqlaridan foydalashish, ilg'or tajribalarni joriy etish, yangi usullarni qo'llash yo'li bilan ishlab chiqarishni uzluksiz takomillashtirish sulfat kislota ishlab chiqarish sanoatining muhim masalalaridan biri hisoblanadi. Shuning uchun sulfat kislota ishlab chiqarish usullarining asosiy negizlarini hamda ulardagi hisoblarni amalga oshirishni chuqur o'rganish kimyoviy texnologiya va ishlab chiqarish tayyorlov yo'nalishidagi kasb-hunar

kollejlari talabalari oldida turgan muhim vazifalardan biri hisoblanadi.

**Sulfat kislota va oleumning xossalari.** Sulfat kislotaning kimyoviy tarkibi $H_2SO_4$ formula bilan ifodalanadi (molekular massasi 98,08 ga teng):



Sulfat kislotani xuddi bir molekula sulfat angidrid — $SO_3$ bilan bir molekula suv — $H_2O$ birikmasi deb qarash kerak, binobarin, suvsiz sulfat kislota tarkibida 81,63% $SO_3$ va 18,37% $H_2O$ bo'ladi. Texnikada sulfat angidridning suv bilan har qanday nisbatdagi aralashmasini sulfat kislota deb yuritiladi. 1 mol $SO_3$ ga 1 mol dan ko'p miqdordagi $H_2O$ to'g'ri keladigan aralashmalar sulfat kislotaning suvli eritmalari hisoblanadi. 1 mol $SO_3$ ga 1 moldan kam miqdordagi $H_2O$ to'g'ri keladigan aralashmalar sulfat angidridning sulfat kislotadagi eritmasi hisoblanadi. Ularni oleum yoki tutovchi sulfat kislota deb ataladi.

Sulfat kislota suvli eritmalarining tarkibi $H_2SO_4$ yoki $SO_3$ ning foiz miqdori bilan tavsiflanadi. Oleumning tarkibi esa uning tarkibidagi erkin sulfat angidridning (100% $H_2SO_4$ dan yuqori) yoki $SO_3$ ning umumiy foiz miqdori bilan tavsiflanadi.

Sulfat kislota eng faol noorganik kislotalardan biri hisoblanadi. U deyarli barcha turdagi metallar va ularning oksidlari bilan shiddatli reaksiyaga kirishadi; suvda eritilganda esa juda katta miqdordagi issiqlik ajraladi; kuchli oksidlovchilik va boshqa muhim kimyoviy xossalarni namoyon qiladi. Sulfat kislotaning yuqori kimyoviy faolligini uning turli sanoat tarmoqlarida keng foydalanilishidan ham bilish mumkin.

Suvsiz sulfat rangsiz moysimon suyuqlik bo'lib, 10,37°C haroratda kristallanadi. 296,3°C harorat va 760 mm.sim.ust. bosimida suvsiz sulfat kislota tarkibida 98,3% $H_2SO_4$ va 1,7% $H_2O$ bo'lgan

azeotrop aralashma hosil bo'lguncha parchalanish bilan qaynay boshlaydi. Bunday azeotrop aralashma 336,5°C da qaynaydi.

Sulfat kislota suv va sulfat angidrid bilan har qanday nisbatda aralashadi. Aralashtirish paytida turli xil kristallanish harorati va boshqa bir qancha o'ziga xos xossalarga ega bo'lgan bir necha birikmalar hosil qiladi (1.1-jadval).

*1.1-jadval*

**Sulfat kislota va uning suv hamda sulfat angidrid bilan hosil qilgan birikmalarining kristallanish harorati**

| Formula | Tarkibi, % hisobida | | | Kristallanish harorati, °C |
|---|---|---|---|---|
| | $H_2SO_4$ | $SO_{3umum.}$ | $SO_{3erkin}$ | |
| $H_2SO_4 \cdot 5H_2O$ | 57,6 | 46,9 | – | – 24,4 |
| $H_2SO_4 \cdot 2H_2O$ | 73,2 | 59,8 | – | – 39,6 |
| $H_2SO_4 \cdot H_2O$ | 84,5 | 69,0 | – | + 8,48 |
| $H_2SO_4$ | 100,0 | 81,6 | – | 10,37 |
| $H_2SO_4 \cdot SO_3$ | 110,1 | 89,9 | 44,95 | 35,85 |
| $H_2SO_4 \cdot 2SO_3$ | 113,9 | 93,0 | 62,0 | 1,2 |

*Sulfat kislota va oleumning kristallanish harorati.* Sulfat kislotaning suvli eritmasi va oleum 1.1-jadvalda keltirilgan birikmalar aralashmasi hisoblanadi. Masalan, 80% li sulfat kislota – bu $H_2SO_4 \cdot 2H_2O$ va $H_2SO_4 \cdot H_2O$ birikmalarining aralashmasidir; tarkibida 20% $SO_{3erkin}$ bo'lgan odatdagi mahsulot sifatidagi oleum esa $H_2SO_4$ va $H_2SO_4 \cdot SO_3$ tarkibli birikmalar aralashmasidan iboratdir.

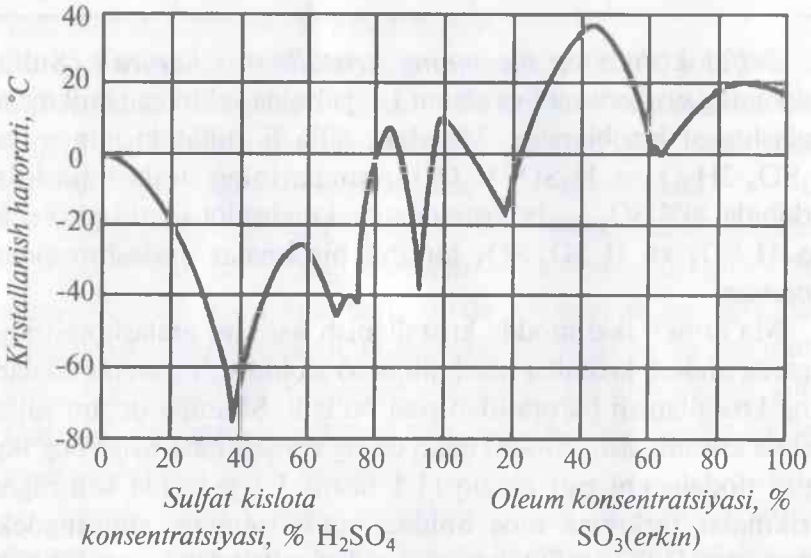
Ma'lumki, ikki modda kristallanish harorati aralashmasining (agarda aralash kristallar hosil qilmasa) alohida olingan moddalarning kristallanish haroratidan past bo'ladi. Shuning uchun sulfat kislota kristallanish harorati bilan uning konsentratsiyasiga bog'liqligini ifodalovchi egri chiziq (1.1-rasm) 1.1-jadvalda keltirilgan birikmalar tarkibiga mos holdagi maksimumga, shuningdek, sistemadagi $H_2SO_4$ va $SO_3$ larning quyidagi miqdorlariga mos keluvchi minimumga ega bo'ladi:

| % $H_2SO_4$ | Kristallanish harorati, °C | $SO_{3erkin}$ | Kristallanish harorati, °C |
|---|---|---|---|
| 38,0 | −74,5 | 18,1 | −17,05 |
| 68,3 | −45,7 | 61,8 | +1,0 |
| 75,0 | −41,0 | 64,35 | −1,1 |
| 93,3 | −37,8 | | |

Sulfat kislotani tashish va saqlashda uning kristallanishini kamaytirish maqsadida sulfat kislota mahsulot sortlarining shunday konsentratsiyasi tanlanadiki, bunda uning kristallanishiga eng past harorat to‘g‘ri keladi (1.1-rasmdagi egri chiziqning minimumlariga e’tibor bering):

| | % $H_2SO_4$ | % $SO_3$ |
|---|---|---|
| Minorali kislota..... | 75 | – |
| Kontaktli kislota..... | 92,5 | – |
| Oleum..... | 104,5 | 20 |
| Yuqori konsentratsiyali oleum..... | 114,5 | 65 |

Sulfat kislota va oleumning kristallanish haroratlarini ma’lumotnoma jadvallaridan ko‘rish mumkin.




*1.1-rasm.* Sulfat kislotaning kristallanish harorati.

**Sulfit angidridning xossalari.** Sulfit angidrid — $SO_2$ yoki oltingugurt qo'shoksidi (molekular massasi 64,066) odatdagi haroratda ko'zning shilliq pardalari va nafas olish organlarini zararlaydigan o'tkir hidli rangsiz gazdir. U atmosfera bosimida −10,1°C haroratgacha sovitilganda osonlik bilan suyuqlikka aylanadi. Suyuq faza ustidagi $SO_2$ ning bug' bosimi 20°C haroratda 3,195 bar (3,25 atm) ga va 50°C haroratda 8,245 bar (8,4 atm) ga tengdir.

20°C haroratda bir hajm suvda 40 hajm $SO_2$ eriydi, bunda 34,4 kJ/mol (8,2 kkal/mol) issiqlik ajralib chiqadi.

Haroratning ortishi bilan $SO_2$ ning suvdagi eruvchanligi kamayadi. $SO_2$ ning sulfat kislotadagi eruvchanligi suvdagiga qaraganda kamdir. Sulfat kislota konsentratsiyasining ortishi bilan sulfit angidridning eruvchanligi dastlab kamayib boradi, $H_2SO_4$ konsentratsiyasi 85% bo'lganda minimumga erishadi va so'ngra yana orta boshlaydi.

Sulfit angidrid katalizator ishtirokida oksidlanadi:

$$SO_2 + {}^1/_2O_2 \rightarrow SO_3$$

Sulfit angidrid suv bilan birikib sulfit kislotasini hosil qiladi:

$$SO_2 + H_2O \rightarrow H_2SO_3$$

va u faqatgina eritmadagina mavjud bo'ladi.

Sulfit angidridning xlor bilan ta'sirlashishidan sulfuril xlorid olinadi:

$$SO_2 + Cl_2 \rightarrow SO_2Cl_2$$

$SO_2$ kimyoviy reaksiyalarda ham oksidlovchi, ham qaytaruvchi vazifasini bajara oladi.

**Sulfat angidridning xossalari.** Sulfat angidrid — $SO_3$ yoki oltingugurt trioksid (molekular massasi 80,056) odatdagi sharoitda rangsiz gazdir. U havodagi namlikni tortib olib tutaydi va havoda muallaq holatdagi sulfat kislota tomchilarini hosil qiladi. Gaz holatdagi $SO_3$ 44,75°C haroratda siqilib, rangsiz suyuqlikka aylanadi.

Sulfat angidridning kristallanishida va uning polimerlanishida turlicha issiqlik ajraladi, masalan, 25°C haroratda:

| O‘zgarish | Issiqlik miqdori |
|---|---|
| $SO_3$(suyuq) → α-$SO_3$(qattiq)..... | 7,081 |
| α-$SO_3$(qattiq) → β-$SO_3$(qattiq)..... | 3,478 |
| α-$SO_3$(qattiq) → γ-$SO_3$(qattiq)..... | 14,33 |

Sulfat angidridning qattiq polimer shakllari qizdirilganda dissotsillanadi.

Sulfat angidrid suv bilan shiddatli ta’sirlashadi va sulfat kislotaga aylanadi. Bunda juda katta miqdordagi issiqlik ajraladi:

$$SO_3(gaz) + H_2O(suyuq) = H_2SO_4(suyuq) + 131,1\ kJ$$

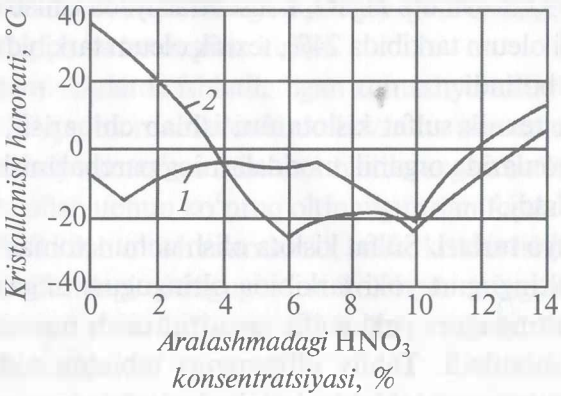
Sulfat angidrid kuchli darajada suv tortib olish xususiyatiga ega, u o‘simlik va hayvon to‘qimalarini yemiradi va kuchli oksidlovchi hisoblanadi. Oltingugurt, fosfor, uglevodorodlar va boshqa moddalarni oksidlab, $SO_3$ sulfit angidridgacha qaytariladi. Sulfat angidridning polimer shakllari nisbatan inertdir; ular suv bilan nisbatan passiv ta’sirlashadi, havoda kam tutaydi va to‘qimalarni yemirishi sezilarsizdir.

Suyuq sulfat angidrid sulfit angidrid bilan har qanday nisbatda aralashadi, qattiq sulfat angidrid suyuq $SO_2$ da eriydi, ammo bunda hech qanday yangi kimyoviy birikma hosil bo‘lmaydi. Suyuq $SO_3$ nitrat kislota bilan har qanday nisbatda aralashadi. Bunda $(SO_3)_2 \cdot HNO_3$ turidagi barqaror birikma (suyuqlanish harorati 106,5°C) hosil qiladi. 1.2-rasmda oleum va nitrat kislota aralashmasining muzlash haroratlari ko‘rsatilgan.

Sulfat angidrid, shuningdek, azot oksidlari va arsenit angidrid bilan birikadi, asosli oksidlar va asoslar bilan shiddatli ta’sirlashadi.

Gaz holatdagi $SO_3$ vodorod xlorid bilan ta’sirlashib xlorsulfon kislotasi — $SO_2(OH)Cl$ ni, ammiak bilan ta’sirlashib ammoniy amidosulfonat — $NHSO_2ONH_4$ ni hosil qiladi. Ammoniy amidosulfonatdan samarador gerbitsid sifatida ishlatiladigan ammoniy sulfamat — $NH_2SO_2ONH_4$ tayyorlanadi.

**Sulfat kislota navlari.** Sanoatda bir necha navdagi sulfat kislota ishlab chiqariladi. Ular tarkibidagi $H_2SO_4$ yoki $SO_3$(erkin) miqdorlari, shuningdek, qo‘shimchalarning tarkibi va miqdori bilan bir-biridan farqlanadi. Nitrozali usulda tarkibida taxminan 75%




*1.2-rasm.* Oleum va 93% li nitrat kislota aralashmasining muzlash harorati: *1*—20% li oleum va $HNO_3$; *2*—40% li oleum va $HNO_3$.

$H_2SO_4$ bo'lgan nisbatan past konsentratsiyali minora kislotasi olinadi. Kontaktli usul bo'yicha esa amalda har qanday konsentratsiyadagi sulfat kislota olinishi mumkin. Chunki kontakt jarayonida hosil bo'ladigan sulfat angidridga har qanday miqdordagi suv qo'shilishi mumkin.

Qo'shimchalarning tarkibi va miqdori sulfat kislota ishlab chiqarish usuliga bog'liq. Masalan, minorali usul bilan sulfat kislotasi ishlab chiqarishda unga kuyundi gazi tarkibidagi, hattoki uni quruq elektrofiltrlarda tozalangandan keyin ham qoladigan changning bir qismi aralashgan bo'ladi. Bundan tashqari, minorali kislota tarkibida erigan azot oksidlari ham bo'ladi. Shuningdek, sulfat kislota, $H_2SO_4$ eritmasida jihozlarning korroziyalanishidan hosil bo'ladigan mahsulotlar bilan ham birmuncha ifloslanadi. Agarda kislotani konsentrlash jarayoni amalga oshirilsa, unga o'choq gazlari tarkibidagi qo'shimchalar ham aralashishi natijasida ifloslanadi.

Kimyo sanoatida kontakt usulida olingan A va B navlardagi mahsulotlar tarkibida 92,5—94%, texnik mahsulotda esa 92,5% $H_2SO_4$ bo'ladi. Nitrozali (minorali) usulda olingan mahsulotda 91% $H_2SO_4$, akkumulator kislotasi sifatida ishlab chiqariladigan mahsulotning A va B navlarida 92—94% $H_2SO_4$ bo'ladi. Kimyoviy toza (k.t.), analiz uchun toza (a.u.t.) hamda toza (t) markali

mahsulotlar 93,5—95,6% $H_2SO_4$ konsentratsiyada ishlab chiqariladi. Yuqori sifatli oleum tarkibida 24%, texnik oleum tarkibida esa 18,5% $SO_3$(erkin) bo'ladi.

Odatda, texnik sulfat kislota uni ishlab chiqarish, saqlash va tashish jarayonlarida organik moddalarning parchalanishi oqibatida qora tusga kiradi.

**Xomashyo turlari.** Sulfat kislota olish uchun xomashyo sifatida elementar oltingugurt yoki tarkibida oltingugurt tutgan va undan elementar oltingugurt yoki sulfit angidrid olish mumkin bo'lgan moddalar ishlatiladi. Tabiiy oltingugurt tabiatda nisbatan kam tarqalgan. Oltingugurt tabiatda, ko'pincha, temir, rux, qo'rg'oshin, mis va boshqa metallar bilan birikma holatida uchraydi. Yer qobig'idagi oltingugurtning miqdori 0,1% ni tashkil etadi.

Sulfat kislota ishlab chiqarish uchun tarkibida asosan temir disulfid — $FeS_2$ tutgan pirit yoki temir kolchedani keng ko'lamda ishlatiladi. Oltingugurt ko'pgina minerallar tarkibida ikkita metall bilan hosil qilgan sulfidlari tarzida ham bo'lishi mumkin, masalan, mis kolchedani (xalkopirit) temir va misning oltingugurtli birikmasidir. Oltingugurt bundan tashqari tabiatda sulfatlar, masalan, gips (kalsiy sulfat), mirabalit (natriy sulfat), glauberit (natriy va kalsiy sulfat) va hokazolar tarzida ham uchraydi. U neft, tosh-ko'mir, tabiiy va o'txona gazlari tarkibida ham bo'ladi.

Toshko'mirni kokslash paytida undagi oltingugurt vodorod sulfidga aylanadi va koks gazi tarkibiga o'tadi. Vodorod sulfid, shuningdek, generator gazi, neftni qayta ishlash gazlari, neftning yo'ldosh gazlari, ko'pgina tabiiy gazlar tarkibiga kiradi va bu gazlardagi keraksiz qo'shimcha hisoblanadi. Metallurgiya pechlaridan chiqadigan gazlar tarkibida ham sezilarli miqdordagi sulfit angidrid bo'ladi.

Ko'mir qazib olishda ko'mir qatlamlari orasida bo'ladigan va uni boyitishda ajratib olinadigan temir kolchedanidan iborat ko'mirli kolchedan ham olinadi. Ko'mirli kolchedan ham sulfat kislota ishlab chiqarish uchun xomashyo vazifasini o'tashi mumkin. Bunday maqsad uchun sulfat kislotasi ishlatiladigan ko'pgina ishlab chiqarish korxonalarining chiqindilaridan foydalanilishi ham

mumkin. Bunday chiqindilarga kislotali gudronlar, yuvish eritmalari, fosfogips va boshqalar kiradi.

Turli mamlakatlarda ishlatiladigan xomashyo turlari bir-biridan farqlanadi. Ko'pgina mamlakatlarda hozircha asosan oltingugurtli kolchedan asosiy xomashyo sifatida ishlatilayotgan bo'lsa, AQSHda sulfat kislota olish uchun ko'proq oltingugurtdan foydalanilmoqda. Shuni ham ta'kidlab o'tish mumkinki, sulfat kislota ishlab chiqarish xomashyosi sifatidagi oltingugurt va kolchedanning nisbiy ulushi kamayib, uning o'rnini turli chiqindilardan ajratib olinadigan oltingugurt egallamoqda.

*Oltingugurt kolchedanlarining tarkibi va turlari.* Oltingugurt kolchedani tarkibida 53,5% S va 46,5% Fe bo'lgan temir disulfid — $FeS_2$ mavjud. Tabiiy oltingugurt kolchedani tarkibida $FeS_2$ dan tashqari mis, rux, qo'rg'oshin, mishyak, nikel, kobalt, selen, vismut, tellur, kadmiy birikmalari, kalsiy va magniy karbonatlari va sulfatlari, oz miqdorda oltin va kumush kabi qo'shimchalar bo'ladi. Shuning uchun sulfat kislota ishlab chiqarishda ishlatiladigan kolchedan tarkibidagi oltingugurt miqdori katta chegarada – 30 dan 52% gacha o'zgarib turadi.

Oltingugurtli kolchedan sarg'ish yoki sarg'ish-kulrang tusli mineral bo'lib, uning zichligi qariyb 5 g/sm$^3$ ga teng. Bo'lakchalarining kattaligi va kolchedan naviga qarab uning to'kilish massasi (og'irligi) 2200 dan 2400 kg/m$^3$ gachani tashkil qiladi.

Kolchedan konlari MDH mamlakatlari, Ispaniya, Yaponiya, Kanada, Portugaliya, Italiya, Norvegiya va boshqa mamlakatlarda mavjud. Qazib olinadigan kolchedan sulfat kislota zavodlariga 50—400 mm li bo'lakchalar holatida keltiriladi.

Kolchedanda eng ko'p uchraydigan qo'shimcha mis hisoblanadi. Tarkibidagi mis miqdori 1% dan ko'p bo'lgan kolchedan misli kolchedan bo'lib, undan mis olish uchun xomashyo sifatida foydalanish maqsadga muvofiq. Ammo tarkibida mis kam bo'lgan kolchedandan mis suyuqlantirish zavodlarida to'g'ridan to'g'ri foydalanish maqsadga muvofiq emas, shuning uchun uni flotatsiyalash yo'li bilan boyitiladi. Flotatsiyalashda mis bilan birgalikda boshqa qimmatbaho metallar (rux, qo'rg'oshin, kumush,

oltin va h.k.) ruda konsentratlari va flotatsiyalangan kolchedan ajratib olinadi.

Flotatsiyalangan kolchedandagi oltingugurt miqdori 32 dan 40% gacha bo'ladi. Bu kolchedanni ikkilamchi flotatsiyalash natijasida begona qo'shimchalar ajratiladi va tarkibida 45—50% S bo'lgan pirit konsentrati olinadi. Rudalarni boyitish jarayoni takomillashishi bo'yicha tarkibida qimmatbaho qo'shimchalar oz darajada bo'lishiga qaramay xomashyoni flotatsiyalash eng maqbul hisoblanadi. Shuning uchun flotatsiyalanadigan kolchedan rudasining ulushi muntazam ortib bormoqda. Buni sulfat kislota zavodlarida kolchedan rudasidan to'g'ridan to'g'ri foydalanishning nisbiy ulushi kamayib borayotganligi bilan izohlash mumkin.

Yuqori namligi bo'lgan flotatsiyalangan kolchedan sulfat kislota zavodlariga keltirishda va omborlarda qotib qoladi. Bu esa uni vagonlardan tushirish va keyingi bosqichda pechda kuydirish uchun uzatishda katta qiyinchiliklar keltirib chiqaradi. Bundan tashqari, qotib qolgan kolchedan bo'lakchalarining muallaq holatdagi yonishi kuydirish jarayonida yomonlashadi. Shuning uchun flotatsiyalangan kolchedanni iste'molchiga berishdan oldin o'txona gazlari bilan qizdiriladigan barabanli quritgichlarda quritiladi. Davlat standartlari talablariga muvofiq, iste'molga jo'natiladigan flotatsiyalangan kolchedandagi namlik kuzgi-qishki mavsumda 4,5% dan ortmasligi talab etiladi. Kolchedanni tashqi atmosfera havosining namligidan muhofaza qilish maqsadida quruq kolchedan saqlanadigan omborlarning iloji boricha germetikligi ta'minlanadi.

Toshko'mir konlarida ham ma'lum miqdordagi oltingugurt kolchedanlari uchraydi. Qo'lda ajratib olish va maydalash orqali kolchedanni 80% gacha ajratib olishga erishiladi. Bunday kolchedan tarkibida 15% gacha uglerod bo'ladi va shuning uchun uni ko'mirli kolchedan deyiladi. Tarkibida ko'p miqdorda (33—42%) oltingugurt tutishiga qaramay, ko'mirli kolchedan zamonaviy mexanik pechlarda kuydirilmaydi, chunki uning intensiv yonishi natijasida harorat keskin ortib ketadi va pechning tezda ishdan chiqishiga olib keladi. Bundan tashqari, bunday kolchedandagi ko'mirning yonishiga ortiqcha miqdorda kislorod sarflanadi, buning natijasida kuyundi gazi tarkibidagi $SO_2$ va $O_2$ konsentratsiyasi keskin pasayadi. Bu esa

sulfitli gazlarni keyingi bosqichlarda sulfat kislotasiga qayta ishlash jarayonlarini qiyinlashtiradi.

Uglerod miqdorini kamaytirish uchun ko'mirli kolchedan boyitiladi. Buning uchun maydalangan kolchedan maxsus yuvish vannalariga uzatiladi, u yerda yengil ko'mir zarrachalari suv bilan yuviladi. Boyitilgan ko'mirli kolchedandagi uglerod miqdori 3—6% dan ortmaydi.

Ko'mirli kolchedan kuydirilganda $SO_2$ bilan bir paytda oz miqdorda vodorod sulfid, uglerod sulfid, uglerod sulfoksid va elementar oltingugurt ham hosil bo'ladi. Kolchedanni kuydirish jarayonida kislorod bilan boyitilgan havo ishlatish yo'li bilan bunday qo'shimchalar miqdorini keskin kamaytirishga erishiladi. Bu qo'shimchalar sulfat kislota ishlab chiqarishning kontaktli va minorali jarayonlariga sezilarli ta'sir ko'rsatmaydi.

*Rangli metallurgiya gazlari.* Misli, ruxli, qo'rg'oshinli rudalar va konsentratlar hamda boshqa rangli metallar tutgan rudalarni kuydirish jarayonida rangli metallar ajratib olish uchun qayta ishlashga keladigan qattiq qoldiq — kuyundidan ajraladigan chiqindi gazlar hosil bo'ladi. Chiqindi gazlar tarkibida sulfit angidrid bo'ladi va u sulfat kislota ishlab chiqarish uchun qimmatbaho xomashyo hisoblanadi.

44702

Rangli metallurgiya chiqindi gazlaridan foydalanish xalq xo'jaligida muhim ahamiyatga ega, chunki, masalan har bir tonna misni suyuqlantirib olishda sulfat kislotali tizimdagi oltingugurtli xomashyoni kuydirishga sarflanadigan xarajatlarsiz 10 t dan ortiq sulfat kislota olish imkoniyati yaratiladi. Bundan tashqari, chiqindi gazlari tarkibidagi oltingugurt oksidlarining tutib qolinishi hisobiga metallurgiya korxonalari havosining musaffoligi saqlab qolinadi.

Rangli metallurgiya rudalari qaynovchi qatlam (QQ) pechlarida kuydiriladi. Kuyundi gazlar va qaynovchi qatlam pechlarining gazlari tarkibi bo'yicha oltingugurt kolchedani kuydirilishidan hosil bo'ladigan gazlardan kam farq qiladi va shuning uchun sulfat kislota ishlab chiqarishda to'g'ridan to'g'ri foydalaniladi. Boshqa pechlarda hosil bo'ladigan gazlar tarkibi, ko'pincha, xomashyo sifatiga, qurilmalarga hamda pech va boshqa jihozlar holatiga va kuydirish jarayoni

AXBOROT-RESURS MARKAZI (KUTUBXONA)
AXBOROT-RESURS MARKAZI

sharoitiga bog'liqdir. Shunga bog'liq holda bunday gazlardagi sulfit angidrid miqdori katta chegarada o'zgaradi.

Xomashyoni kuydirish jarayonini jadallash va olinadigan yarim-mahsulotlar — rangli metallurgiya kuyundilari sifatini yaxshilash uchun pechga beriladigan havoga purkashdan oldin uning tarkibida 30—35% $O_2$ bo'lguncha kislorod qo'shish qo'llaniladi yoki kuydirish jarayoni texnologik kislorod (95% $O_2$) muhitida amalga oshiriladi. Kislorod ishlatiladigan barcha holatlarda ham kuydirishdan chiqadigan chiqindi gazlaridagi sulfit angidridning konsentratsiyasi ortadi. Masalan, ruxli konsentratni qaynovchi qatlam pechlarida kuydirishda tarkibida 30% $O_2$ tutgan havo berilishi (havodagi 21% $O_2$ o'rniga) orqali o'tkazilgan sanoat sinovlari shuni ko'rsatadiki, bunda chiqadigan gaz tarkibidagi $SO_2$ konsentratsiyasi 8 dan 14% ga ko'tariladi, pech unumdorligi 70% ga ortadi, kuyundidagi sulfidli oltingugurt miqdori 3 marta kamayadi.

**Oltingugurt va uning xossalari.** Elementar oltingugurt (yoki oltingugurt bug'i) tabiiy rudalardan, shuningdek, sulfit angidrid yoki vodorod sulfid tutgan gazlardan olinadi. Elementar oltingugurt sulfat kislota ishlab chiqarish uchun eng yaxshi turdagi xomashyolardan biri hisoblanadi. Uni yoqish natijasida katta miqdorda $SO_2$ va kislorod tutgan va kontaktli sulfat kislota ishlab chiqarish uchun eng muhim hisoblangan gaz hosil qilinadi. Oltingugurtning yonishi natijasida kul qolmaydi, vaholanki kolchedan kuydirilishi natijasida hosil bo'ladigan kulni yo'qotish uchun katta sarf-xarajatlar talab etilar edi. Tabiiy oltingugurt tarkibida juda oz miqdorda mishyak qo'shimchasi bo'ladi, bu esa kolchedandan sulfat kislota ishlab chiqarishdagi mishyakdan tozalash jarayonlari singari bosqichlardan holi bo'lgan sodda sulfat kislota ishlab chiqarish tizimini yaratish imkoniyatini yaratadi.

Tabiiy oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarishda, selluloza-qog'oz sanoatida, qishloq xo'jaligida (qishloq xo'jaligi ekinlari zararkunandalariga qarshi kurashda) foydalaniladi. Bundan tashqari, tabiiy oltingugurt gugurt sanoatida, kauchukni vulkanlashda, sulfidli bo'yoqlar va kimyo-farmatsevtika preparatlari olishda hamda pirotexnikada ishlatiladi.

Jahon miqyosida tabiiy oltingugurtdan foydalanish taxminan quyidagicha taqsimlanadi (% hisobida):

| | |
|---|---|
| Sulfat kislota ishlab chiqarish | 50 |
| Selluloza-qog'oz sanoati | 25 |
| Qishloq xo'jaligi | 10—15 |
| Boshqa iste'molchilar | 10—15 |

Dunyoda elementar oltingugurt ishlab chiqarish hajmi yildan yilga ortib bormoqda. Bunga tabiiy oltingugurt konlaridan qazib olish, tabiiy gaz va neft mahsulotlarini tozalash orqali ajratib olishga erishilmoqda.

*Oltingugurtning xossalari.* Oltingugurtning nisbiy atom massasi 32,064. Oltingugurt odatdagi haroratda qattiq holatda bo'ladi. Qattiq oltingugurt ikki xil — rombik va monoklinik allotropik shakllarda bo'ladi:

| Xossasi | Rombik oltingugurt | Monoklinik oltingugurt |
|---|---|---|
| Zichligi, g/sm$^3$ | 2,07 | 1,96 |
| Barqarorlik chegarasi, °C | 95,6 dan past | 95,6—119,3 |
| Suyuqlanish harorati, °C | 112,8 (tez qizdirilganda) | 119,3 |
| Suyuqlanish issiqligi | | |
| J/g | 39,4 | 45,3 |
| kal/g | 9,4 | 10,8 |

Oltingugurt elektr tokini yomon o'tkazadi, suvda amalda erimaydi. Oltingugurtning suyuqlanishi uning hajmi (taxminan 15% ga) ortishi bilan sodir bo'ladi. 120°C haroratda suyuqlantirilgan oltingugurt harakatchan sariq rangdagi suyuqlikdir, uning qovushqoqligi haroratning ortishi bilan o'zgaradi. 160°C dan yuqori haroratda oltingugurt qorayadi va 190°C haroratda to'q jigarrang qovushqoq massaga aylanadi. Haroratning ortishi bilan massaning qovushqoqligi kamayadi va qariyb 400°C haroratda oltingugurt suyuqlanmasi yana harakatchan suyuqlikka aylanadi. Oltingugurtning qaynash harorati 444,6°C ni tashkil etadi.

Turlicha haroratdagi qattiq va suyuq oltingugurt ustidagi bug‘ bosimi quyida keltirilgan:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Harorat,°C..... | 50 | 100 | 200 | 300 | 400 | 444,6 |
| Bug‘ bosimi, mm sim.ust... | 0,0002 | 0,008 | 2,3 | 48 | 378 | 760 |
| Bug‘dagi oltingugurt konsentratsiyasi, g/sm$^3$.... | 0,003 | 0,12 | 32,4 | 653 | 4900 | 9500 |

Qizdirilganda oltingugurtning molekula tuzilishi o‘zgarishi hisobiga uning xossasi o‘zgaradi. Odatdagi haroratda oltingugurt yopiq halqali sakkiz atomdan iborat molekula — $S_8$, shaklida bo‘ladi. 160°C haroratda $S_8$ halqalari uziladi va chiziqsimon zanjir hosil qiladi, bu esa uning qovushqoqligi ortishiga olib keladi. Harorat yanada ko‘tarilganda esa uzun zanjirlar uziladi (destruksiyalanadi) va oltingugurt qovushqoqligining yana pasayishiga olib keladi.

Oltingugurt bug‘ida $S_8$, $S_6$ va $S_2$ molekulalari bo‘ladi, haroratning ortishi bilan $S_2$ molekulalari miqdori ortadi, bunda bug‘ rangi o‘zgaradi. Qaynash harorati yaqinida oltingugurt bug‘i och sariq rangda bo‘ladi va haroratning ortishi bilan qizara boshlaydi, so‘ngra yana tiniqlashadi va 650°C haroratda to‘q sariq rangga kiradi. 900°C haroratda oltingugurt bug‘lari amalda $S_2$ molekulalaridan iborat bo‘ladi. Uning atomlarga parchalanishi taxminan 1600°C haroratdan boshlanadi.

*Tabiiy oltingugurt rudalaridan oltingugurtning olinishi.* Tabiiy oltingugurt konlari qoldiqli yoki vulqonli tusdagi qatlamlar tarzida uchraydi. Tabiiy oltingugurt konlari Italiya (Sitsiliya orollari), Yaponiya (Xokkaydo orollari), AQSH (Texas va Luiziana shtatlari)da uchraydi.

Tarkibida 20% va undan ortiq oltingugurt tutgan tabiiy oltingugurt rudalari to‘g‘ridan to‘g‘ri kuydirilib, sulfit angidridga aylantiriladi va undan sulfat kislota ishlab chiqariladi. Odatda oltingugurtli rudalar kuydirilmaydi, balki undan oltingugurt suyuqlantirilib ajratib olinadi. Oltingugurtni suyuqlantirib ajratib olish pechlar, avtoklavlar va to‘g‘ridan to‘g‘ri yerosti yotqiziqlarida amalga oshiriladi.

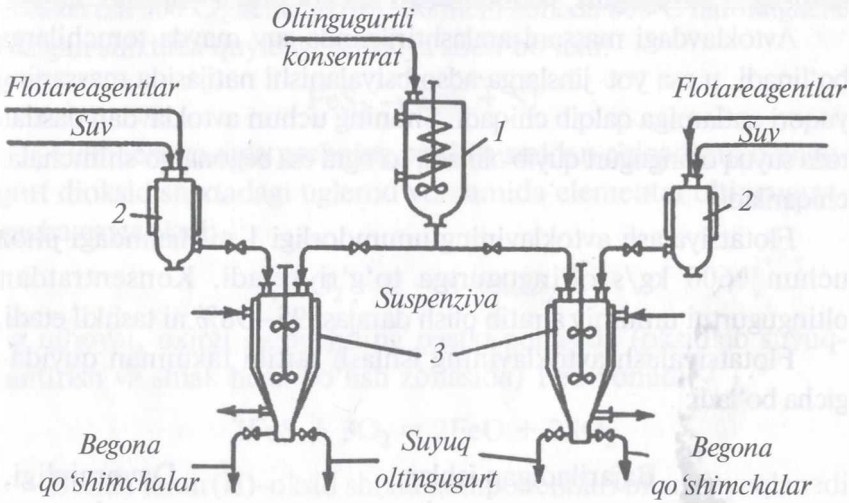
Pechlarda oltingugurtni suyuqlantirishda ruda tarkibidagi 25% gacha oltingugurtni yoqish issiqligidan foydalaniladi. Bunda elementar oltingugurt unumi 75% ga yetadi.

Oltingugurtni to‘g‘ridan to‘g‘ri yerosti qatlamlaridan Frash usuli bo‘yicha qazib olishda (bu usul AQSHda qo‘llaniladi) oltingugurt qaynoq suv bilan suyuqlantiriladi va qisilgan havo bilan yuzaga siqib chiqariladi. Buning uchun quduqqa bitta quvur orqali bosim ostida 150—160°C haroratgacha qizdirilgan suv berilsa, ikkinchisidan qisilgan havo yuboriladi. So‘ngra suv ma’lum masofada joylashgan va oltingugurtli qatlamdan chuqurroq bo‘lgan boshqa maxsus quduqdan chiqarib olinadi. Frash usuli bilan nisbatan arzon oltingugurt olinadi, lekin bunda kondan uni ajratib olish darajasi 30—60% ni tashkil etadi, xolos. AQSHda oltingugurtning ko‘p qismi temiryo‘l va avtomobil sisternalarida suyuqlantirilgan holatda tashiladi.

Ko‘pincha, oltingugurtga boy bo‘lgan tabiiy oltingugurt rudalaridan uni flotatsiyalash yo‘li bilan ajratib olinadi.

Tabiiy rudalardan oltingugurt olish uchun flotatsiyalash va so‘ngra flotatsiya avtoklavlarida konsentratdan oltingugurtni suyuqlantirish usuli qo‘llaniladi (1.3-rasm).

Kondan keladigan oltingugurtli ruda dastlab tegirmonlarda maydalanadi. Juda mayda holatigacha maydalangan ruda flotatsiya-




*1.3-rasm.* Avtoklavlarda flotatsiyalash orqali oltingugurtli konsentratlardan oltingugurt olish sxemasi: *1*—suyuqlantirgich; *2*—flotareagent eritmalari yig‘gichlari; *3*—flotatsiyalash avtoklavlari.

lashga yuboriladi. Bunda flotareagent sifatida suyuq shisha, kerosin va $C_7$—$C_9$ spirtlari ishlatiladi. Tarkibida 70—75% elementar oltingugurt bo'lgan hosil qilingan konsentrat quyultiruvchilarda, so'ngra barabanli filtrlar yoki sentrifugalarda 10—15% namlik qolguncha suvsizlantiriladi. Suvsizlantirilgan oltingugurtli konsentrat ochiq suyuqlantirgich (1) ga yuboriladi.

Suyuqlantirgich unumdorligi oltingugurtli konsentrat namligiga bog'liq va u konsentrat namligi 10—15%, qizdirish yuzasi 1 $m^2$ bo'lganda 100—150 kg/s ni tashkil etadi. Quruq konsentratni suyuqlantirishda unumdorlik 270—300 kg/s gacha yetadi.

Muntazam ravishda suyuqlangan oltingugurtli konsentrat suyuqlantirgich (1) dan 120—130°C haroratda oltingugurtli suspenziya holatida flotatsiyalash avtoklavi (3) ga tushadi. Bu yerga shu bilan bir vaqtda yig'gich (2) dan flotareagentning suvli eritmasi ham beriladi.

Avtoklavlar po'latdan tayyorlangan silindrik idish bo'lib, konussimon taglikka ega. Sirti bug'li qoplama isitiladi. Avtoklavda aralashtirgichlar bo'ladi. Avtoklavdagi ikkita shtutserning biridan suyuqlantirilgan oltingugurt, ikkinchisidan esa yot jinslar chiqarib olinadi.

Avtoklavdagi massani aralashtirilganda suv mayda tomchilarga bo'linadi, u esa yot jinslarga adsorbsiyalanishi natijasida massaning yuqori qatlamiga qalqib chiqadi. Shuning uchun avtoklavdan dastlab toza suyuq oltingugurt quyib olinadi, so'ngra esa begona qo'shimchalar chiqariladi.

Flotatsiyalash avtoklavining unumdorligi 1 $m^3$ hajmdagi jihoz uchun 1600 kg/s oltingugurtga to'g'ri keladi. Konsentratdan oltingugurtni umumiy ajratib olish darajasi 95—98% ni tashkil etadi.

Flotatsiyalash avtoklavining ishlash tartibi taxminan quyidagicha bo'ladi:

| Bajariladigan ishlar | Davomiyligi, daq. |
|---|---|
| Oltingugurtli suspenziyani suv bilan aralashtirish..... | 10 |
| Flotatsiyalash..... | 5 |
| Suyuq oltingugurtni quyib olish va chiqindilarni yo'qotish... | 15 |

Siklning umumiy davomiyligi 30 daqiqa, suyuq shisha sarfi 8% (eritmadagi $SiO_2$ ning konsentratsiyasi 3 g/l) ni tashkil etadi.

*Oltingugurt bug'ining olinishi.* Bug' holatdagi oltingugurtni rangli metallurgiya gazlaridan, neftni qayta ishlash gazlaridan, neft va tabiiy gazlarning yo'ldosh gazlaridan va boshqalardan ajratib olinadi. Shunday qilib, oltingugurt bug'i gazlarni tozalash jarayonlarining chiqindisi hisoblanadi va shuning uchun elementar oltingugurtning arzon turlaridan biriga kiradi. Ammo rangli metallurgiya gazlaridan olinadigan oltingugurt bug'i tarkibida ko'p miqdordagi mishyak va boshqa zararli qo'shimchalar bo'ladi, bu esa kontaktli sulfat kislota ishlab chiqarishda sulfitli gazlarni yetarli darajada oldindan tozalashni talab etadi.

Oltingugurt bug'i, ayniqsa, ko'pgina hollarda misli kolchedan kuydirish pechlari gazlaridan olinadi. Bunda elementar oltingugurt tarzida 80% gacha S ajratib olinadi. Misli kolchedanning asosi pirit — $FeS_2$ hisoblanadi, kolchedandagi CuS miqdori 4% gacha bo'ladi. Misli kolchedan, koks, kvars va ohaktosh (flus) dan iborat shixtaning pechlarda kuydirilishi to'rtta zonada amalga oshadi. Birinchi zonada (quritish zonasida) shixta 550°C haroratgacha, keyingi zonada esa 800°C gacha qiziydi. Ikkinchi zonada 800°C haroratgacha qizigan shixtada quyidagi reaksiya sodir bo'ladi:

$$FeS_2 \rightarrow FeS + S\uparrow$$

Uchinchi zonada pechning pastki qismidan chiqadigan oltingugurt dioksid shixtadagi uglerod yordamida elementar oltingugurtgacha qaytariladi:

$$SO_2 + C = S + CO_2$$

va nihoyat, oxirgi — pechning pastki zonasida (oksidlab suyuqlantirish va shlak hosil bo'lish zonasida) FeS yonadi:

$$2FeS + 3O_2 = 2FeO + 2SO_2$$

Bunda temir(II)-oksid shixta komponentlari bilan suyuqlanadi va shlak tarkibiga o'tadi, FeS ning oksidlanmagan qismi esa mis sulfidi bilan shteyn hosil qiladi.

Sulfit angidridning ko'mir bilan qaytarilishida elementar oltingugurtdan tashqari turli xildagi oltingugurtli birikmalar (uglerod

sulfid, uglerod sulfoksid va boshqalar) hosil bo'ladi. Bundan tashqari, shixtadagi namlik va havo oltingugurt bilan ta'sirlashib, ma'lum miqdorda vodorod sulfid hosil qiladi:

$$3S_2 + 4H_2O \rightleftarrows 2SO_2 + 4H_2S$$

Oltingugurt birikmalari ($CS_2$, COS, $H_2S$) pechning to'rtinchi zonasida hosil bo'ladigan sulfit angidrid ta'sirida parchalanadi va elementar oltingugurtga aylanadi:

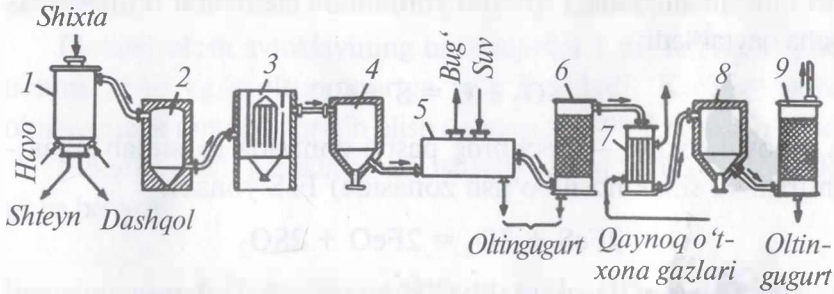
$$2H_2S + SO_2 \rightarrow 1^1/_2S_2 + 2H_2O$$

$$CS_2 + SO_2 \rightarrow 1^1/_2S_2 + CO_2$$

$$2COS + SO_2 \rightarrow 1^1/_2S_2 + 2CO_2$$

1.4-rasmda mis kolchedani suyuqlantirilishidan elementar oltingugurt olish sxemasi tasvirlangan. Shixta germetik pech (1) ning ikki yopqichli tirqishidan kiritiladi. Havo pechning pastki furmalari orqali shunday miqdorda beriladiki, bunda pechdan chiqadigan gaz tarkibida kislorod bo'lmaydi. Suyuqlanish natijasida hosil bo'ladigan dashqol va shteyn zichliklariga muvofiq ravishda bir-biridan ajraladi. Misli shteyn avtomatik quyish mashinalari yordamida keyingi bosqichdagi qora mis olishga yuboriladi, dashqol esa chiqindixonaga chiqarib tashlanadi.

Pech (1) dan chiqadigan gazlar changtutgich (2) ga yuboriladi, u yerda yirik zarrachali chang ushlab qolinadi, so'ngra changdan to'la tozalash uchun elektrofiltr (3) ga uzatiladi.




*1.4-rasm.* Mis kolchedanidan oltingugurt bug'i olish sxemasi: *1*—germetik pech; *2*—changtutgich; *3*—elektrofiltr; *4,8*—reaksiya kameralari; *5*—bug' yutgich qozoni; *6,9*—gazdan oltingugurtni cho'ktirish uchun minoralar; *7*—gaz qizdirgich.

Changdan tozalangan gaz birinchi reaksiya (kontakt) kamerasi (4) ga keladi. Bu yerda katalizator (boksit) ishtirokida quyidagi reaksiyalar sodir bo'ladi:

$$SO_2 + CS_2 \rightarrow CO_2 + 1^1/_2S_2$$

$$SO_2 + 2COS \rightarrow 2CO_2 + 1^1/_2S_2$$

Reaksiya paytida gazning harorati 450°C gacha ko'tariladi, shuning uchun reaksiya kamerasidan chiqayotgan gaz bug' yutgich qozoni (5) da 130°C haroratgacha sovitiladi, u yerda oltingugurtning asosiy qismi kondensatlanadi. Oltingugurtning qolgan qismi esa po'lat halqachalar to'ldirilgan to'ldirgichli minora (6) da ushlab qolinadi. So'ngra sovitilgan gaz qizdirgich (7) orqali ikkinchi reaksiya kamerasi (8) ga yuboriladi, u yerda xuddi shunday katalizator (boksit) ishtirokida 200—250°C haroratda sulfit angidrid gazdagi qolgan vodorod sulfid bilan ta'sirlashadi:

$$2H_2S + SO_2 = 2H_2O + 1^1/_2S_2$$

Shundan so'ng gazdan oltingugurtni ajratib olish uchun gazlar aralashmasi birin-ketin ikkinchi yuttirish qozoni (rasmda ko'rsatilmagan) va minora (9) dan o'tadi.

Yoqilg'i va texnologik gazlarni tozalash jarayonidan ajratib olinadigan vodorod sulfiddan ko'p miqdorda oltingugurt olinadi. Bunday oraliq mahsulot sifatida olinadigan vodorod sulfiddan ho'l kataliz usuli bo'yicha sulfat kislota ishlab chiqarishda yoki elementar oltingugurt olishda foydalaniladi. Agar mintaqada sulfat kislotaga ehtiyoj bo'lmasa yoki iste'molchi kam bo'lsa, u holda sulfit angidrid va vodorod sulfiddan sulfat kislota emas, balki oltingugurt olinadi. Uni tashish sulfat kislotaga nisbatan anchagina arzon, oltingugurtning ekvivalent miqdori sulfat kislotaga nisbatan 3 marta kam, oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish texnologik sxemasi esa anchagina soddadir.

Vodorod sulfiddan oltingugurt olish jarayoni shundan iboratki, bunda $H_2S$ umumiy miqdorining 1/3 qismi havo bilan aralashtirilib yoqiladi, natijada sulfit angidrid hosil bo'ladi:

$$H_2S + 1^1/_2O_2 = H_2O + SO_2$$

So'ngra bu gazlar aralashmasiga $H_2S$ ning qolgan qismi aralashtiriladi va gazlar aralashmasi reaktorga yuboriladi, u yerda

katalizator ishtirokida vodorod sulfid va sulfit angidriddan oltingugurt hosil bo'ladi:

$$2H_2S + SO_2 = 2H_2O + 1^1/_2S_2$$

Hosil qilingan oltingugurt bug'lari sovuq yuzada kondensatlanadi.

Hozirgi paytda kolchedandan elementar oltingugurt olish ham katta amaliy qiziqish uyg'otmoqda (bu jarayonlar bo'yicha 400 dan ortiq ixtirolarga patentlar mavjuddir). Gap shundaki, 1 t kolchedan oltingugurtini tashish elementar oltingugurtga nisbatan 2 martadan ham ko'p xarajatlar talab etadi; bundan tashqari, oltingugurni sulfat kislotaga qayta ishlashning kapital va ishlatish xarajatlari sulfat kislotani kolchedandan olishga nisbatan anchagina kam.

Kolchedandan oltingugurt ajratib olish usullaridan birida kolchedan kuyundisidan qaynovchi qatlamda oltingugurt ajratib olish taklif etiladi. Bu reaksiya umumiy holda quyidagicha ifodalanadi:

$$FeS_2 + 4Fe_2O_3 = 3Fe_3O_4 + S_2 - 243 \text{ kJ (58 kkal)}$$

Hosil bo'ladigan temir kuyundisi — $Fe_3O_4$ qaynovchi qatlamda havo kislorodi bilan oksidlanadi va jarayonga temir (III)-oksidi tarzida qaytariladi:

$$3Fe_3O_4 + 0{,}75O_2 = 4{,}5Fe_2O_3 + 3488{,}2 \text{ kJ (832,5 kkal)}$$

Tabiiy oltingugurt va oltingugurt bug'idan olingan mahsulot donachalar va maydalangan kukun tarzida ishlab chiqariladi hamda S va qo'shimchalar miqdori bo'yicha navlarga ajratiladi.

**Aglomeratsiya gazlari.** Qora metallurgiyaning yirik korxonalarida temir rudasi domna pechiga berilishdan oldin maxsus fabrikalarda aglomeratsiyalanadi (ruda shixtalari metallurgik xossalarini yaxshilash uchun havo purkash orqali ularni yiriklashtirishning termik usuli amalga oshiriladi). Bunda ruda tarkibidagi oltingugurt oksidlanib sulfit angidridga aylanadi va aglomeratsiya gazlari tarkibiga o'tadi. Temir rudasida oltingugurt miqdori ko'p bo'lganda aglomeratsiya gazi tarkibida 0,5—1,5% gacha $SO_2$ bo'ladi. Ayrim yirik aglomeratsiya fabrikalarida atmosferaga chiqarib yuboriladigan gazlar 5 mln. $m^3/s$ dan ortadi, ular bilan chiqib ketadigan oltingugurt

miqdori yiliga bir necha yuz ming tonnani tashkil qiladi. Bunday gazlarni to‘g‘ridan to‘g‘ri atmosferaga chiqarib yuborish ham ekologik, ham iqtisodiy jihatdan katta zarar keltiradi.

Qora metallurgiyaning aglomeratsiya gazlarini ulardagi $SO_2$ ni turli xil yuttiruvchi materiallar yordamida ushlab qolish va so‘ngra undan konsentrlangan sulfit angidridni ajratib olish yo‘li bilan yoki aglomeratsiya gazlarini rudadan bir necha bor o‘tkazish orqali uning tarkibidagi $SO_2$ konsentratsiyasini oshirish va konsentrlangan aglomeratsiya gazidan $SO_2$ ni ajratib olishni yo‘lga qo‘yish orqali ham ekologik, ham iqtisodiy samara olinishi mumkin.

**O‘txona va yonilg‘i gazlari.** O‘choqlarda ko‘mir yoqilganda ko‘mirdagi oltingugurt ham yonadi va atmosferaga chiqarib yuboriladigan o‘txona gazlari tarkibida anchagina $SO_2$ ham bo‘ladi. U atmosfera havosini ifloslantirib, ekologik vaziyatning yomonlashishiga olib keladi. Shuning uchun o‘txona gazlari ham tozalanadi. Bunday tozalash natijasida ko‘p miqdordagi sulfit angidrid ushlab qolinadi va uni sulfat kislota ishlab chiqarishda ishlatiladi. Lekin o‘txona gazlaridan $SO_2$ ni tozalash katta sarf-xarajatlar talab etadi, shuning uchun o‘txona gazlarining ma’lum qismigina tozalashga yuboriladi. O‘txona gazlarini tozalashning arzon usullarini o‘ylab topish va uni ishlab chiqarishga joriy etish bir tomondan tabiiy manbalardan oqilona foydalanish imkoniyatini ochsa, ikkinchidan, tabiatdagi ekologik muvozanatni saqlab qolish kabi muhim muammolardan birining yechimi topiladi.

**Sulfatli xomashyolar.** *Gips.* Ko‘pgina mamlakatlarda gips — kalsiy sulfat kristallogidrati — $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ ning yirik konlari mavjuddir. Tabiatda kalsiy sulfat suvsiz tuz — angidrit — $CaSO_4$ tarzida ham uchraydi, shuningdek, fosfat kislota, fosforli va kompleks o‘g‘itlar sanoatining chiqindisi — fosfogips holatida ham hosil bo‘ladi.

Sulfat kislota olish uchun gips (angidrit, fosfogips)ning ko‘mir va tuproq bilan aralashmasi kuydiriladi. Bunda kalsiy sulfatning qaytarilishi natijasida sulfit angidrid hosil bo‘ladi. Qolgan kuyundi maydalangandan so‘ng sement hisoblanadi. O‘zbekistonda gipsdan sulfat kislota ishlab chiqarilmaydi, chunki bizda sulfat kislota ishlab chiqarish uchun gipsga nisbatan ancha arzon bo‘lgan boshqa xomashyolar yetarlicha mavjud.

*Chiqindi kislotalar.* Neft mahsulotlarini tozalashda, organik moddalarni sulfolashda suv tortib oluvchi modda sifatida va boshqa bir qancha maqsadlarda keng qo'llaniladigan sulfat kislota ishlatib bo'lingandan so'ng tarkibida ko'p miqdordagi $H_2SO_4$ bo'lgan chiqindi sifatida korxonalardan chiqariladi. Bunday chiqindilar miqdori yildan-yilga ko'payib bormoqda. Ularni tozalash inshootlarida ishqorlar bilan neytrallab oqavalarga qo'shib yuboriladi va bu ham iqtisodiy, ham ekologik zararlar keltiradi.

Ko'p hollarda chiqindi kislotalardan sulfat kislotasini ajratib olish maqbul hisoblanadi. AQSHda yiliga 0,8 mln. t sulfat kislota (ikkilamchi kislota) chiqindi kislotalardan ajratib olinadi.

Chiqindi kislotalarni qayta ishlash usuli uning tarkibiga bog'liqdir. Bu kislotalardan foydalanishning iqtisodiy jihatdan eng maqbul yo'li, bu uning tarkibidagi qo'shimchalar ishlab chiqarish ko'rsatkichiga sezilarli ta'sir ko'rsatmaydigan sanoatlardir, masalan, mineral o'g'itlar sanoati, metallarni tozalash va boshqalar.

Chiqindi kislotalardan to'g'ridan to'g'ri foydalanib bo'lmaydigan sharoitlarda ular tarkibidagi qo'shimchalar tozalanadi yoki kislotani termik parchalash yo'li bilan sulfit angidrid olinadi va undan sulfat kislota ishlab chiqarishda foydalaniladi.

*Yuvindi eritmalari.* Metallar sirtini tozalashda kislota eritmalaridan foydalaniladi va bunda hosil bo'ladigan chiqindi eritmalar yuvindi eritmalari deyiladi. Yuvindi eritmalari tarkibida 2—4% erkin $H_2SO_4$ va 25% gacha $FeSO_4$ bo'ladi. Yuvindi eritmalaridan temir sulfatning asosiy qismi $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ tarzida ajratib olinadi va qoldiq eritma yuvish vannalariga qaytariladi. Yuvindi eritmalarni regeneratsiyalashdan ajratilgan temir kuporosi mahsulot sifatida chiqariladi.

Ayrim qurilmalarda yuvindi eritmalardan oldindan temir kuporosini ajratib olmasdan sulfat kislotasi olinadi. Bunday hollarda yuvindi eritmalaridagi sulfat kislotasi ortiqcha miqdordagi kuyundi bilan neytrallanadi va bu aralashma pechlarda ko'mir bilan qaytariladi. Hosil qilingan sulfit angidrid sulfat kislota ishlab chiqarish uchun ishlatiladi.

## 2-§. Sulfit angidrid olish

**Oltingugurtli xomashyolarni kuydirishning fizik-kimyoviy asoslari.** *Oltingugurtli xomashyolarning yonish reaksiyalari.* Tarkibida sulfit angidrid tutgan gazli aralashmalar texnikada sulfitli gazlar deyiladi. Sulfitli gazlar komponentlari ($SO_2$, $O_2$, $N_2$ va h.k.)ning konsentratsiyasi boshlang'ich xomashyolar turi va ularning kuydirilish usuliga qarab turlicha bo'ladi.

Kolchedanning kuydirilish jarayoni bir necha bosqichli reaksiyalar bilan amalga oshadi. Dastlab temir disulfid — $FeS_2$ ning termik parchalanishi natijasida temir sulfid va oltingugurt bug'lari hosil bo'ladi:

$$2FeS_2 \rightarrow 2FeS + S_2 - 103{,}9 \text{ kJ}$$

Oltingugurtning ajralishi 500°C haroratdan boshlanadi va haroratning oshirilishi natijasida tezlashadi. Oltingugurt bug'lari oltingugurt dioksid hosil qilish bilan yonadi, xuddi shunday jarayon elementar oltingugurt yonganda ham kuzatiladi:

$$S(\text{bug'}) + O_2(\text{gaz}) = SO_2(\text{gaz}) + 362{,}4 \text{ kJ}$$

Temir sulfid — FeS ham yonadi, ammo bu jarayonning aniq mexanizmi belgilab berilmagan va hozirda bir necha oraliq reaksiyalar yo'nalishlari aytib o'tilgan. Ulardan birida FeS oksidlanishining birinchi bosqichida temir sulfatlari hosil bo'lishi va so'ngra ular temir oksidlarigacha parchalanishi ko'rsatilgan bo'lsa, boshqasida esa FeS to'g'ridan to'g'ri temir oksidlariga aylanishi aytilgan.

Umumiy holda kolchedanning yonish jarayoni temir (III)-oksid — $Fe_2O_3$ yoki temir kuyundisi — $Fe_3O_4$ hosil bo'lishi bilan kechadi:

$$4FeS_2 + 11O_2 = 2Fe_2O_3 + 8SO_2 + 3415{,}7 \text{ kJ}$$

yoki

$$3FeS_2 + 8O_2 = Fe_3O_4 + 6SO_2 + 2438{,}2 \text{ kJ}$$

Yuqori harorat, gaz tarkibidagi sulfit angidrid miqdorining ko'p bo'lishi va yonmagan kolchedan miqdorining nisbatan katta bo'lishi $Fe_3O_4$ hosil bo'lishi uchun qulay sharoit yaratadi. Yonish

jarayonida kolchedan tarkibidagi qo'rg'oshin, magniy, kalsiy, bariy sulfatlari parchalanmaydi. Kuydirish jarayonida metallar karbonatlari parchalanishi natijasida karbonat angidrid ajralib chiqadi va tegishli metallarning oksidlari hosil bo'ladi, so'ngra ular sulfatlarga aylanadi.

Ko'mirli kolchedan kuydirilganda oltingugurt bilan birgalikda uglerod ham yonadi:

$$C + O_2 = CO_2 + 409{,}8\ kJ$$

Bunda kuyundi gazi tarkibidagi kislorod miqdori kamayadi, bu esa sulfit angidridning keyingi bosqichdagi katalitik oksidlanish tezligini pasaytiradi.

Kolchedanning kuyundi bilan oksidlanishi natijasida (jarayon 800°C haroratda amalga oshiriladi) yuqori konsentratsiyali sulfit angidrid gazi olinadi:

$$FeS_2 + 16Fe_2O_3 = 11Fe_3O_4 + 2SO_2 - 450{,}8\ kJ$$

Hosil bo'lgan temir kuyundisi havo kislorodi bilan 900°C haroratda oksidlanadi va yana jarayonga qaytariladi:

$$11Fe_3O_4 + 2{,}75O_2 = 16{,}5Fe_2O_3 + 1279{,}2\ kJ$$

Bu reaksiyalarning issiqlik effektlari yig'indisi musbat bo'lib, 828,4 kJ ga teng, bu esa bunday usulda sulfit angidrid olishning avtotermik jarayon bo'lishligini ta'minlaydi.

Rux aldamasi kuydirilganda quyidagi reaksiya sodir bo'ladi:

$$2ZnS + 3O_2 = 2ZnO + 2SO_2 + 943{,}6\ kJ$$

Vodorod sulfid yoqilganda esa sulfit angidrid bilan birgalikda suv bug'i ham hosil bo'ladi:

$$2H_2S + 3O_2 = 2SO_2 + 2H_2O + 1038{,}7\ kJ$$

Gips — $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ qizdirilganda dastlab kristallizatsiya suvi ajraladi, so'ngra kalsiy sulfat (angidrit) parchalanadi:

$$2CaSO_4 = 2CaO + 2SO_2 + O_2 - 489{,}6\ kJ$$

Uning to'la parchalanishi 1400—1500°C haroratda amalga oshadi. Parchalanish haroratini pasaytirish uchun ko'mir qo'shish kerak. Bunda quyidagi reaksiya sodir bo'ladi:

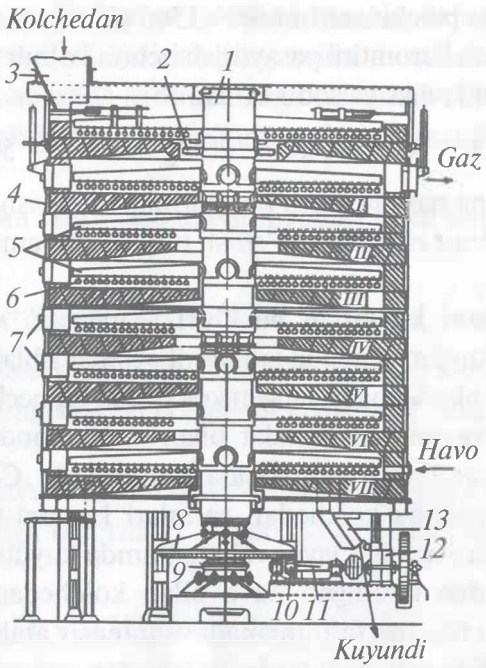
$$2CaSO_4 + C = 2CaO + 2SO_2 + CO_2 - 566{,}2 \text{ kJ}$$

$CaSO_4$ ning parchalanish haroratini pasaytirish shixtaga qum, aluminiy va temir oksidlari qo'shish orqali ham amalga oshirilishi mumkin.

**Kolchedanni kuydirish pechlari.** *Taxmonli mexanik pech.* Kolchedanni kuydirish uchun xilma-xil pechlar ishlatiladi. Mexanik (taxmonli) pechlarda maydalangan kolchedan bir necha taxmonlarda joylashtiriladi va uni eshkakchalar bilan bir taxmondan ikkinchisiga surish orqali aralashtirilgan holda yondiriladi. Chang holatida kuydirish pechlarida kolchedan zarralari kamera taxmonlaridan tushish vaqtida yonadi. Qaynovchi qatlamda kuydirish pechlarida pastki tomondan kiradigan havo bilan kolchedanning muallaq holatda ushlab turilishi ta'minlanadi va intensiv aralashtirish orqali yondiriladi. Siklonli pechlarda kolchedan qaynoq havo bilan birgalikda katta tezlik bilan aylanma harakati orqali kuydiriladi. Kuyundi maxsus tirqish orqali chiqarib olinadi.

Mexanik pechlar ichida Voskresensk kimyo zavodi (VKZ) ning bir necha tokchalardan iborat taxmonli pechi keng tarqalgan. 1.5-rasmda tasvirlangan pech sakkizta tokchaga ega. Uning yettita tokchasida (I—VII) kolchedanning kuyishi amalga oshadi (ishchi tokchalar), uning bitta tokchasida kolchedan quriydi (quritish tokchasi). Tokchalarning umumiy ish yuzasi 140 $m^2$ ni tashkil etadi.

VKZ pechi balandligi 8 m va diametri 5 m li po'lat silindrdan iborat. Pechning ichki tomoni o'tga chidamli g'ishtdan ishlangan (futerovka qilingan). Pechning ichki qismida o'tga chidamli g'ishtdan ishlangan 8 ta olovdon bor. Pech markazi orqali ichi bo'sh val (1) o'tgan bo'lib, unga har bir taxmon tepasida turuvchi ikki tomonga yo'nalgan siljitish tishlari (6) bo'lgan eshkakli taroqlar (5) mahkamlangan bo'ladi. Pech bunkeri (3) orqali kolchedan quritish (birinchi) tokchasiga kelib tushadi va aylanuvchi eshkakli taroqning siljitish tishlari orqali pech markazi tomon siljiydi. Pech valining




*1.5-rasm.* Kolchedan kuydiriladigan VKZ mexanik pechi:
*1*—pech vali; *2*—ta'minlagich; *3*—bunker; *4*—pech qoplamasi; *5*—eshkakchalar; 6-siljitgich tishlari; *7*—eshikchalar; *8*—tishli katta g'ildirak; *9*—ostki tayanch; *10*—tishli kichik g'ildirak; *11*—uzatgich vali; *12*—reduktor; *13*—maxsus chiqarish tirqishi.

yaqiniga joylashgan ta'minlagich (2) orqali kolchedan birinchi ishchi tokchaga sepiladi, u yerdagi eshkakli taroqlar yordamida kolchedan markazdan pechning ichki devori tomon harakatlanadi va maxsus tirqish orqali ikkinchi ishchi tokchaga tushadi. U yerda kolchedan pech markazi tomon harakatlanadi, undan val yaqinidagi halqali teshik orqali uchinchi ishchi tokchaga tushadi va hokazo. Oxirgi (pastki) tokchadan kuyundi tirqish (13) orqali transportyorga tushadi va u orqali chiqindixonaga chiqarib tashlanadi. Kolchedanning yonishi uchun talab etiladigan havo pech qoplamasi orqali kiradigan va pastki oxirgi tokchaning ustki qismida joylashgan tirqishdan beriladi.

Har bir ishchi tokchalarda to'rttadan eshikchalar (7) bo'lib, ularning har birida kuyish jarayonini ishchi tokchalar holatini

kuzatish uchun qopqoq bilan yopib qo'yiladigan maxsus tirqishlar mavjud. Ichki qismi bo'sh val – reduktor (12) ning aylanishidan uzatgich val (11) orqali keladigan harakat orqali aylanadi. Bunda uzatgich valdagi tishli kichik g'ildirak (10) aylanma harakatni pech valining pastki qismiga mahkalangan tishli katta g'ildirak (8) ga uzatadi.

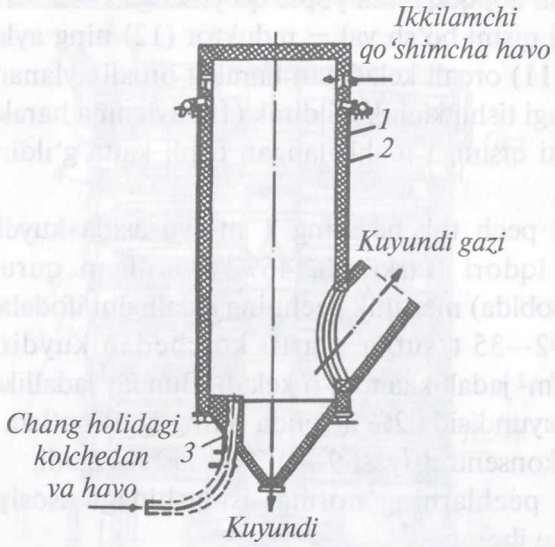
Sutkasiga pech tokchasining 1 $m^3$ yuzasida kuydiriladigan xomashyo miqdori (tarkibida 45% S bo'lgan quruq shartli kolchedan hisobida) mexanik pechning jadalligini ifodalaydi. VKZ pechlarida 32—35 t/sutka shartli kolchedan kuydiriladi, bu 225—250 kg/$m^2$ jadallikka to'g'ri keladi. Bunday jadallikda ishlaydigan pech kuyundisida 2% atrofida oltingugurt bo'ladi, kuyundi gazdagi $SO_2$ konsentratsiyasi 9—10% ni tashkil etadi.

Mexanik pechlarning normal ishlashidagi asosiy shartlar quyidagilardan iborat:

1. Kerakli miqdordagi havoning pechga kirishini ta'minlash uchun yetarlicha so'rilishning ta'minlanishi.
2. Pechning kolchedan bilan bir xilda ta'minlanishi.
3. Val va eshkakchalarning jadallik bilan sovitilishi.
4. Kolchedan dashqollari bilan berkilib qolgan pech tokchalaridagi tirqishlarni muntazam tozalab turilishi.
5. Pechdan kuyundining va gaz o'tish yo'llaridan changning uzluksiz ravishda yo'qotib turilishi.

VKZ pechlari murakkab tuzilganligi uchun ulardan foydalanish ancha qimmatga tushadi. Shuning uchun hozirgi paytda ko'proq boshqa pechlar qo'llanilmoqda.

*Kolchedanni chang holatida kuydirish pechi.* Chang holatida kuydirish pechining tuzilishi 1.6-rasmda tasvirlangan. Pechning diametri 4 metrni, balandligi esa 10 metrni tashkil etadi. Bunda ham maydalangan va quruq holatdagi flotatsion kolchedan havo bilan birga forsunka (3) orqali qizdirilgan pechga kiritiladi. Kolchedan havo oqimi ta'sirida pechning yuqori qismiga ko'tarilib, u yerda yangi havo bilan to'qnashadi, so'ngra kuyundi pastga tushadi. Kuyundi pech bunkeridan chiqarib olinadi, hosil bo'lgan gaz aralashmasi esa pechning yon tomonidagi shtutser orqali chiqib ketadi.



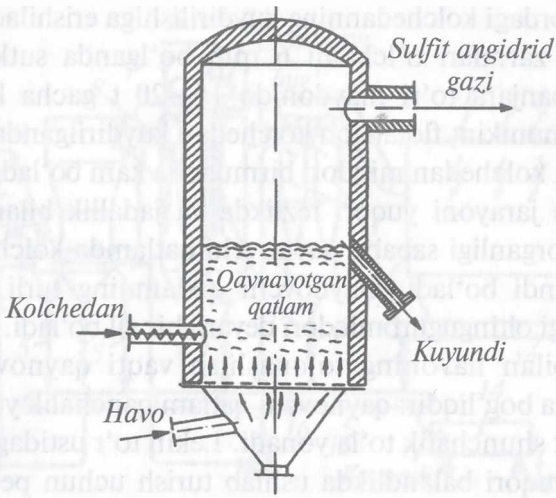

*1.6-rasm.* Kolchedanni chang holatida kuydirish pechi:
*1*—g'ilof; *2*—qoplama; *3*—forsunka.

Bunday pechlar mexanik pechlarga qaraganda anchagina sodda tuzilgan hamda ularning ish jadalligi 3—4 marta yuqoridir. Hosil bo'layotgan gazlar aralashmasida 10—11% $SO_2$ bo'ladi; harorat 1000°C ga yetadi; bunda hosil bo'layotgan issiqlik bug' qozonlarida bug' olish uchun ishlatiladi.

Chang holatida kuydirish pechlarining kamchiligi shundaki, ular mexanik pechlarga nisbatan chidamsizdir, hosil bo'ladigan gaz esa juda changli bo'ladi. Bundan tashqari, bu pechlarda faqat quruq flotatsion kolchedannigina kuydirish mumkin, mexanik pechlarda esa 10% namlikka ega bo'lgan kolchedanni hamda yirik oddiy kolchedanni yoqish mumkin.

*Qaynovchi qatlamda kuydirish pechi.* Nisbatan yuqori jadallik bilan ishlaydigan kolchedanni kuydirish pechlari jumlasiga qaynovchi qatlamda kuydirish pechlari kiradi va ular sanoatda keng miqyosda qo'llanilmoqda.

Qaynovchi qatlamli kolchedanni kuydirish pechlari (1.7-rasm) vertikal silindrik ko'rinishdagi ichki qismi qoplangan kameradan iborat bo'lib, kolchedan uzluksiz ravishda pech to'riga berilib turadi, havo esa to'rning pastidan ventilator yordamida puflanadi. Havo




*1.7-rasm.* Qaynovchi qatlamli pechning prinsipial sxemasi.

to‘r teshikchalari orasidan katta tezlik bilan o‘tib, kolchedanni yuqoriga ko‘taradi va uni aralashtiradi, bunda kolchedan xuddi qaynayotgandek bo‘ladi, shuning uchun ham bu jarayon qaynovchi qatlamli kuydirish deyiladi. Kolchedan to‘r bo‘ylab harakat qilish davrida kuyadi.

Bunday pechlarning jadalligi mexanik pechga nisbatan 10 barobar yuqori bo‘ladi, hosil bo‘ladigan gazlar aralashmasida 15—16% gacha, nazariy hisoblashlarga ko‘ra esa 16—17% $SO_2$ bo‘ladi; pech ishini avtomatlashtirish mumkin; hosil bo‘ladigan issiqlikdan tegishli maqsadlarda foydalaniladi, lekin gazlar aralashmasi juda changli bo‘ladi.

Qaynovchi qatlamli pechdan chiqadigan gazda pechdagi 90% gacha kuyundi u bilan chiqadi. Shuning uchun changli kuyundi gazini dastlab bitta yoki ikkita siklondan o‘tkaziladi, u yerda gazdagi changning asosiy qismi tutib qolinadi, so‘ngra gaz elektrofiltrdan o‘tkazish orqali changdan to‘la tozalanadi.

Qaynovchi qatlam pechlarida nafaqat kolchedan flotakonsentrati, balki yirik zarrachali kolchedan ham kuydirilishi mumkin. Bunda gazning chang bilan ifloslanishi kam darajada bo‘lganligi sababli kuydirish jarayonini katta tezlikda o‘tkazish mumkin va shunga muvofiq ravishda panjara to‘ri maydoni yuza birligida nisbatan

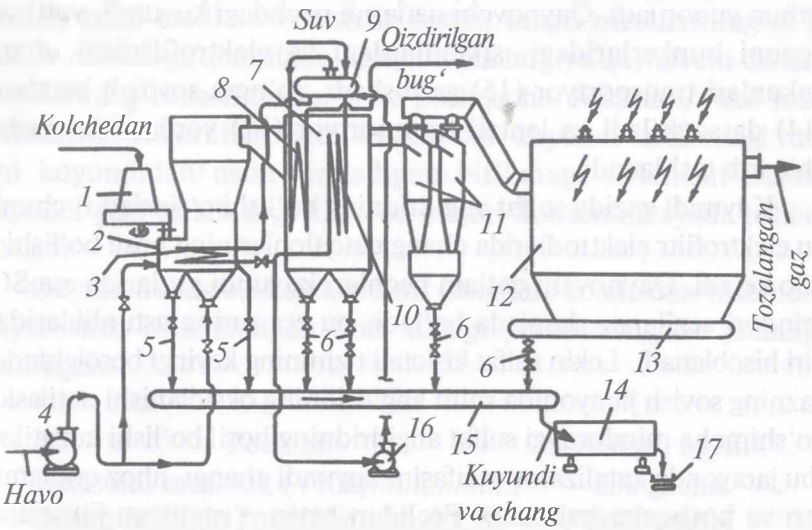
ko‘p miqdordagi kolchedanning kuydirilishiga erishiladi. Masalan, kolchedan zarralari o‘lchami 6 mm bo‘lganda sutkasiga 1 $m^2$ yuzadagi panjara to‘ri maydonida 15—20 t gacha kolchedanni kuydirish mumkin; flotatsion kolchedan kuydirilganda esa pechga beriladigan kolchedan miqdori birmuncha kam bo‘ladi.

Yonish jarayoni yuqori tezlikda va jadallik bilan aralashish hisobiga borganligi sababli qaynovchi qatlamda kolchedan emas, balki kuyundi bo‘ladi. Qaynovchi qatlamning turli nuqtalarida kuyundidagi oltingugurt miqdori deyarli bir xil bo‘ladi. Kuyayotgan material bilan havoning to‘qnashish vaqti qaynovchi qatlam balandligiga bog‘liqdir: qaynovchi qatlam qanchalik yuqori bo‘lsa, oltingugurt shunchalik to‘la yonadi. Lekin to‘r ustidagi qaynovchi qatlamni yuqori balandlikda ushlab turish uchun pechga yuqori bosimdagi havo berilishi talab etiladi, bu esa elektroenergiya sarfining ortishiga olib keladi.

Xomashyo zarrachalari bir-biriga yopishib qolishi (dashqollanishi)ning oldini olish maqsadida qaynovchi qatlam pechlaridagi haroratni 800°C dan oshirmaslik lozim. Bunday pechlardagi atrof muhitga yo‘qotiladigan issiqlik unchalik katta bo‘lmaydi (2% atrofida bo‘ladi), shuning uchun ulardagi haroratni kerakli darajada ushlab turish uchun pechdan ko‘p miqdordagi issiqlik chiqarib olinadi. Buning uchun qaynovchi qatlam doirasiga sovitish elementlari — suvni qizdirish uchun issiqlik almashtirgich yoki bug‘ qozonining quvurli bo‘lmalari shunday joylashtiriladiki, bunda bitta jihozning o‘zida kolchedanning yonish va bug‘ hosil bo‘lish jarayonlari amalga oshadi. Qaynovchi qatlamda issiqlik uzatish koeffitsiyenti qariyb 1000 $kJ/(m^3 \cdot grad \cdot soat)$ni tashkil etadi.

1.8-rasmda kolchedanni qaynovchi qatlamda kuydirish qurilmasining sxemasi tasvirlangan.

Maydalangan kolchedan (rudasi yoki flotakonsentrati) bunker-ta’minlagich (1) dan bir tekisda qaynovchi qatlam pechi (2) ning qabul qilish kamerasiga tushadi va «qaynayotgan» material qatlamiga tegib unga aralashgan holda yonadi. Kolchedanning yonishi uchun kerak bo‘ladigan havo pechga ventilator (4) orqali puflanadi va u yerdagi kuyundi hamda yonayotgan kolchedan aralashmasini «qaynash» holatiga olib keladi. Qaynovchi qatlamdagi haroratni bir




*1.8-rasm.* Kolchedanni qaynovchi qatlam pechida kuydirish qurilmasining sxemasi: *1*—ta'minlash bunkeri; *2*—qaynovchi qatlam pechi; *3*—sovitgich elementlari; *4*—ventilator; *5*—kuyundi chiqarish tirqishlari; *6*—chang chiqarish tirqishlari; *7*—yuttirish qozoni; *8*—bug'li qizdirgich; *9*—baraban-separator; *10*—qaynatgich quvurlar; *11*—siklonlar; *12*—elektrofiltr; *13*—zanjirli transformator; *14*—sovitgich baraban; *15*—transportyor; *16*—sirkulatsiya nasosi; *17*—kuyundi va changni yo'qotish uchun lentali transportyor.

xil darajada ushlab turish uchun pechning pastki qismiga «qaynayotgan» material ichida bo'ladigan sovitish (o'ramli) elementlari (3) joylashtiriladi. Pechdan chiqadigan kuyundi gaz yuttirish qozoni (7) ga keladi, u yerda 400—450°C haroratgacha soviydi. Yuttirish qozoni (qozon-utilizator) baraban-separator (9) bilan birgalikda o'rnatilgan bo'lib, u yerga sovitish elementlari (3) dan qaynatuvchi quvurlar (10) orqali bug'-suvli emulsiya keladi. Shunday qilib, qaynovchi qatlam va kuyundi gazidagi barcha ortiqcha issiqlik yuttirish qozoni (7) da ishlatiladi. Bunda 1 t kuydiriladigan standart (quruq 45% S li) kolchedan hisobidan 1,5 t gacha bug' olinishi mumkin.

Qozondan chiqadigan kuyundi gaz siklonlar (11) yordamida yirik zarrachali changdan, ko'p tokchali elektrofiltr (12) da esa changdan to'la tozalanadi va so'ngra sulfat kislotaga qayta ishlash

uchun yuboriladi. Qaynovchi qatlamli pechdagi kuyundi, yuttirish qozoni bunkerlaridagi, siklonlardagi va elektrofiltrdagi chang kukunlari transportyor (15) ga tushadi, so'ngra sovitish barabani (14) da sovitiladi va lentali transportyor (17) yordamida sexdan chiqarib tashlanadi.

Kuyundi gazida sulfat angidridning bo'lishi o'rinsizdir, chunki bu elektrofiltr elektrodlarida chang qatqaloqlarining hosil bo'lishiga olib keladi. Qaynovchi qatlam pechlari kuyundi gazlarida esa $SO_3$ miqdori sezilarsiz darajada bo'ladi, bu esa uning ustunliklaridan biri hisoblanadi. Lekin sulfat kislotali tizimning keyingi bosqichlarida gazning sovish jarayonida sulfit angidridning oksidlanishi natijasida qo'shimcha miqdordagi sulfat angidridning hosil bo'lishi kuzatiladi (bu jarayonda katalizator vazifasini kuyundi changi, jihoz qoplamalari va boshqalar bajaradi). Pechdan keyin o'rnatilgan jihozlarda sulfat angidridning hosil bo'lishini kamaytirish uchun qaynovchi qatlam pechidan chiqadigan gaz to'g'ridan to'g'ri yuttirish qozoniga yuboriladi, u yerda tez sovitiladi (gazning yuttirish qozonidan o'tish vaqti 0,5 soniyadan kam bo'ladi). Shuning uchun $SO_2$ ning $SO_3$ ga tez oksidlanishini ta'minlaydigan haroratdagi gaz yuttirish qozonida iloji boricha kam vaqtda bo'ladi, buning natijasida sulfat angidrid oz miqdorda hosil bo'ladi. Yuttirish qozonidan keyin harorat past (450°C dan kichik) bo'lganligi sababli sulfat angidrid amalda hosil bo'lmaydi.

Qaynovchi qatlamli pechlar turlicha samaradorlikka ega bo'ladi. Masalan, «Lurgi» (Germaniya) firmasining ma'lumotlariga ko'ra, ularda 1 $m^3$ to'r yuzasiga 7,5 dan 10 t/sutka gacha jadallikda ishlaydigan xomashyoni kuydiruvchi 14 dan 500 t/sutka gacha samaradorlikdagi qaynovchi qatlam pechlari ishlatiladi. Bunday pechlardan olinadigan bug' bosimi 24,5 dan 123 bar (25—125 atm)ga, bug' harorati 500°C gacha yetadi.

Ruxli va misli rudalar hamda konsentratlarni kuydirish uchun yuqorida bayon etilgan pechlardan ayrim detallari bilan farqlanadigan qaynovchi qatlam pechlar ishlatiladi. Bu kuydiriladigan xomashyolarning xossalari bilan bog'liq bo'lib, pechlarda xomashyoni kuydirishdan hosil bo'ladigan kuyundidan keyingi bosqichda rangli metallar ishlab chiqarish uchun sifatli kuyundi

olishni talab etadi va bu ishlar undan rangli metallarning to'la ajratib olinishiga qaratiladi. Rangli metallurgiya qaynovchi qatlam pechlarining ishlash tartibi biroz boshqacha. Masalan, ruxli ruda birmuncha yuqori haroratda kuydiriladi, kuyundi tarkibidagi rux, uni kuyundidan oson ajraladigan birikmaga aylanishi uchun kuyundi gazi tarkibidagi kislorod yuqori konsentratsiyada ushlab turiladi.

Quyida flotatsion kolchedanni (standart kolchedan hisobida) kuydirishda ishlatiladigan turli xildagi pechlarning ish jadalligi keltirilgan:

| Pechlar | Jadalligi, $kg/m^2$ |
|---|---|
| Taxmonli mexanik (VKZ)..... | 250 gacha |
| Chang holatida kuydirish..... | 5000 gacha |
| Qaynovchi qatlamli (QQ)..... | 20000 gacha |

**Pechlarga kolchedanni tashlash va kuyundini yo'qotish.** Pechning tuzilishi va quvvatiga bog'liq holda pech bo'linmasida kolchedanning pechga berilishi turlicha amalga oshiriladi. Odatda, yetarlicha hajmga ega bo'lgan bir necha bunker o'rnatiladi, ularga kolchedan ombordan yoki maydalash bo'linmasidan zanjirli yoki lentali transportyorlar yordamida keladi. Kolchedan bunkerdan o'lchovli vagonchalarda o'lchangan holda pechga to'kiladi. Vagonchalar monorelsli izlar bo'yicha qo'lda yoki elektr yuk tortuvchi moslamalar (tyaga) yordamida 60—75 m/daq. tezlikda harakatlantiriladi. Yirik zavodlarda vagonchalar hajmi 3,5 $m^3$ ga yetadi. Kolchedan vagonchalardan birin-ketin har bir pechning bunkerlariga ag'dariladi. Vagonchalardan kolchedanni tushirish avtomatlashgan holda amalga oshiriladi.

Kolchedan bunkerdan taxmonli mexanik pechlarning yuqoridagi quritish tokchasiga beriladi, bu jarayon quritish tokchasi eshkakchalariga mahkamlangan metall pichoq yordamida boshqariladi.

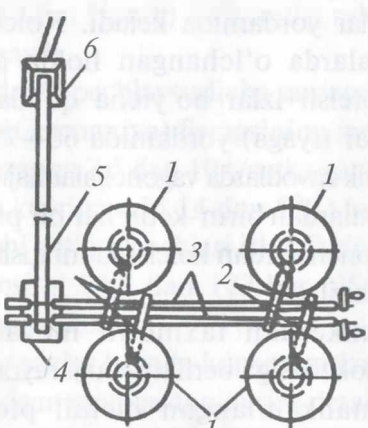
Sulfat kislota zavodlarida pechdan kuyundini yo'qotish mehnattalab va og'ir ish hisoblanadi hamda kuyundi yuqori haroratga ega bo'ladi va pechdan chiqayotgan kuyundidagi

oltingugurt qoldiqlarining yonishi davom etayotganligi uchun muntazam ravishda sulfit angidrid ajralib chiqib turadi.

Mexanik usulda yo'qotish va yetarlicha germetiklikka ega bo'lgan kuyundini sovitishning turli xildagi tizimlari ishlatilmoqda.

1.9-rasmda sovituvchi shneklar yordamida VKZ pechlaridan kuyundini yo'qotish sxemasi tasvirlangan. Pech (1) tirqishlaridan kuyundi shnek-so'ndirgich (2) ga sepiladi, u yerga sovituvchi suv purkaladi. Suvning berilishi shunday boshqariladiki, bunda kuyundi 70—80°C haroratgacha soviydi. Sovitilgan kuyundi bir necha shneklardan uzunasiga ishlaydigan shneklar (3) ga tushadi va undan kuyundi aralashtirgich bunker (6) ning transportyor lentasi (5) to'g'rilagichi (4) ga to'kiladi. U yerdan kuyundini qayta ishlashga jo'natish uchun to'g'ridan to'g'ri temiryo'l vagonlariga yoki tashuvchi avtomashinalarga uzatiladi yoxud chiqindixonaga yuboriladi.

Sovitgichli shneklarning muhim ustunligi ularning soddaligida, ixchamligi, ishlashdagi mustahkamligi, jihozning to'la germetikligida yaqqol namoyon bo'ladi. Ularning kamchiligi shundaki, shnek-so'ndirgichda ko'p miqdordagi suv bug'lanadi va hosil bo'ladigan suv bug'i pechning kuyundi chiqarish tirqishidan kiradi, so'ngra kuyundi gazi tarkibiga o'tadi. Nitrozali usul bilan sulfat kislota ishlab



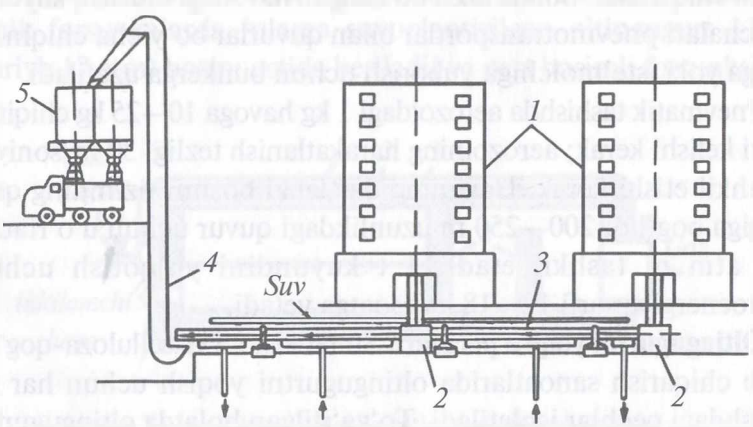

*1.9-rasm.* Shneklar yordamida kuyundini yo'qotish sxemasi:
*1*—pechlar; *2*—shnek-so'ndirgich; *3*—uzunasiga ishlaydigan shneklar; *4*—to'g'rilagich; *5*—lentali transportyor; *6*—bunker.

chiqarishda kuyundi gazi tarkibidagi suv bug'ining ko'p bo'lishi texnologik jarayonga ta'sir ko'rsatmaydi. Kontaktli jarayonda esa bu maqbul emas, chunki birinchi yuvish minorasidagi kislota konsentratsiyasining kamayishiga olib keladi.

1.10-rasmda kuyundini yo'qotish uchun sovitgich quvurli tashuvchi qurilma sxemasi tasvirlangan. Kuyundi pech (1) tirqishidan bo'shatish qutilari (2) ga sepiladi, undan davriy ravishda botirib oladigan maxsus cho'michlar yordamida maxsus roliklarda aylanadigan va kichik qiyalikda o'rnatilgan 250—500 mm diametrli quvur (3) ga beriladi. Shuning hisobiga kuyundi quvurda bunker (5) ga uzatadigan elevator (4) tomonga harakatlanadi. Tashuvchi quvurning ustki sirti suv bilan sovitiladi, shuning uchun kuyundi quvurda 120—140°C haroratgacha soviydi.

Sovitgich quvurli tashuvchi moslama ishlatishga mustahkam bo'lib, uni pech yaqiniga past taglik betonga o'rnatish mumkin. Bunday quvurlarning kamchiligi shundan iboratki, quvur alohida qismlarining aylanish o'qi aniq bir-biriga mos kelishi lozim, aks holda tashuvchi quvur tezda ishdan chiqadi.

Kuyundini mexanik yo'qotish uni 70—100°C haroratgacha sovitish orqali, shuningdek, sovitgich-barabanli tashish moslamasida ham amalga oshiriladi. Baraban po'latdan yasalgan (diametri




*1.10-rasm.* Sovitgich quvurli tashuvchi qurilma bilan kuyundini yo'qotish sxemasi: *1*—pechlar; *2*—bo'shatish qutilari; *3*—sovitgich quvurli tashuvchi moslama; *4*—elevator; *5*—bunker.

1 m, uzunligi 12 m bo'lgan) aylanuvchi silindrdan iborat bo'lib, ichki qismidagi vintli to'ldirgich orqali kuyundini harakatlantiradi. Barabanning tashqi qismi suv bilan sovitiladi.

Oxirgi yillarda gidravlik va pnevmatik usullarda kuyundini yo'qotishga katta qiziqish uyg'onmoqda. Bu usullar arzonligi va to'la mexanizatsiyalanish mumkinligi bilan ajralib turadi. Gidravlik usul bo'yicha kuyundi ko'p miqdordagi suv bilan aralashtiriladi, so'ngra hosil bo'lgan suspenziya nasoslar yordamida tindirgich havzaga quvurlar orqali yuboriladi. Tindirilgan suv suv havzasiga oqib tushadi. 60 ming t/yil quvvatda ishlaydigan sulfat kislotasi zavodining 1 t kuyundisini yo'qotish uchun suv sarfi 8—10 $m^3$ ni, elektroenergiya sarfi 10 kVt·soatni tashkil qiladi. Bu usulda kuyundini yo'qotish keng tarqalmagan, chunki tindirilgan suv tarkibida oz bo'lsa-da, kislota, temir va mis kuporoslari bo'ladi, ular suv havzalarini ifloslantiradi; suvni neytrallash esa katta sarf-xarajatlar talab etadi. Lekin gidravlik usulda kuyundini yo'qotishning takomillashtirilishi orqali undan kelajakda keng miqyosda foydalanilishi mumkin.

Pnevmatik usulda kuyundini yo'qotish usuli shundan iboratki, bunda soplodan chiqadigan qisilgan havo oqimi orqali bosimlar farqi yuzaga keltiriladi va buning natijasida bunkerdan kuyundi purkab chiqariladi. Bunda hosil bo'ladigan havodagi muallaq kuyundi zarrachalari pnevmotransportlar bilan quvurlar bo'yicha chiqindixonaga yoki iste'molchiga yuborish uchun bunkerga uzatiladi.

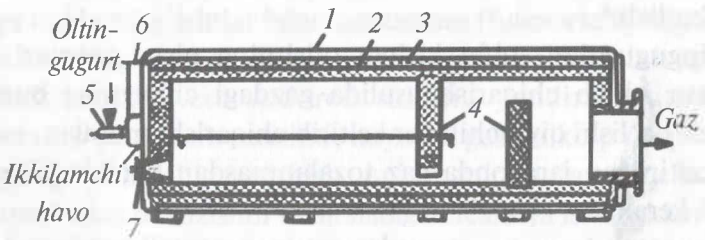
Pnevmatik tashishda aerozoldagi 1 kg havoga 10—25 kg chiqindi to'g'ri kelishi kerak; aerozolning harakatlanish tezligi 30 m/soniyani tashkil etishi kerak. Havoning dastlabki bosimi tizimning qarshiligiga bog'liq; 200—250 m uzunlikdagi quvur uchun u o'rtacha 2—3 atm ni tashkil etadi. 1 t kuyundini yo'qotish uchun elektroenergiya sarfi 12—18 kVt·soatga yetadi.

**Oltingugurtni yoqish pechlari.** Sulfat kislota va selluloza-qog'oz ishlab chiqarish sanoatlarida oltingugurtni yoqish uchun har xil tuzilishdagi pechlar ishlatiladi. To'zg'itilgan holatda oltingugurtni yoqish uchun pechlar nisbatan takomillashgan va unumdordir. Bunday pechlarda ishlash oson boshqariladi, bir xil konsentratsiyali sulfitli gaz olinadi.

*To'zg'itilgan holatda oltingugurtni yoqish uchun pech* (1.11-rasm) o'tga chidamli g'ishtlar (2) bilan qoplangan gorizontal (diametri 3,4 m, uzunligi 10,5 m bo'lgan) po'lat silindr (1) ko'rinishida bo'ladi. Suyuqlantirilgan oltingugurt pechda joylashtirilgan ikkita forsunkalar (5) orqali beriladi. Oltingugurtning yonishi uchun kerakli havoning asosiy qismi chig'anoq (6) orqali beriladi, qo'shimcha (ikkilamchi) havo esa pech silindrining devoridagi tirqish orqali kiritiladi. Yonish mahsulotlarining ikkilamchi havo bilan yaxshi aralashishi uchun pechning ichki qismida ikkita to'siqlar (4) bo'ladi. Pechni toblash oltingugurt uchun forsunkalar ostidagi neftli yoki gazli forsunka (7) yordamida amalga oshiriladi. Yuqori haroratdagi pechda oltingugurt to'la yonadi, bunda yonayotgan oltingugurt mash'alasi hosil bo'ladi. Oltingugurt bug'ining yonishi pechning butun hajmida sodir bo'ladi va to'siqlar (4) hosil qilgan kamerada tugallanadi, u yerga ham qo'shimcha havo beriladi.

Oltingugurtni oldindan suyuqlantirish suyuqlantirgichda amalga oshiriladi. Suyuqlantirgich po'latdan tayyorlangan to'g'ri to'rtburchakli yashik shaklida bo'lib, ichki qismiga bug'li issiqlik almashtirgich quvur (zmeyevik)lar joylashtiriladi, ularga 5—7 bar (5—7 atm) bosim ostida bug' beriladi.

Suyuqlantirilgan oltingugurtni to'zg'itish yuqori bosimli mexanik forsunkalarda [ularga suyuqlantirilgan oltingugurt 12 bar (qariyb 12 atm) bosim ostida beriladi] va past bosimli forsunkalarda




*1.11-rasm.* To'zg'itilgan holatda oltingugurtni yoqish uchun pech sxemasi: *1*—po'lat silindr; *2*—qoplama; *3*—asbest; *4*—to'siqlar; *5*—oltingugurt to'zg'itish forsunkalari; *6*—pechga havo purkash uchun chig'anoq; *7*—yoqilg'i to'zg'itish forsunkasi.

[ularda suyuqlantirilgan oltingugurtni to'zg'itish qisilgan havo bilan (bosim 6 bar)] amalga oshiriladi.

Sulfat kislota ishlab chiqarishda ishlatiladigan oltingugurt yetarlicha toza bo'lishi lozim, chunki ifloslantiruvchi qo'shimchalar suyuqlantirgich issiqlik uzatish quvurlarining sirtiga yopishib qoladi, bu esa issiqlik almashinishini yomonlashtiradi; bundan tashqari, forsunkalar ifloslanishi natijasida tiqilib qolishi mumkin. Shuni ham hisobga olish lozimki, pechda oltingugurt yoqilganda hosil bo'ladigan barcha qattiq qo'shimchalar (kul) amalda kuyundi gazining tarkibiga chang tarzida o'tadi.

Oltingugurt tarkibida 0,05% kul ($z$) bo'lganda va oltingugurtdan foydalanish darajasi ($k$) 0,95 ni tashkil etganda 1 t sulfat kislota ishlab chiqarishda hosil bo'ladigan chang miqdori ($q$) quyidagiga teng bo'ladi:

$$q = \frac{1000zA_S}{100kM_k} = \frac{1000 \cdot 0,05 \cdot 32,06}{100 \cdot 0,95 \cdot 98,08} = 0,172 \ kg,$$

bu yerda: $A_S$ – oltingugurtning atom massasi; $M_k$ – sulfat kislotaning molekular massasi.

1 t sulfat kislota olishda kontaktlanishga yuboriladigan gazdagi $SO_2$ miqdori 8% bo'lgandagi normal sharoitga keltirilgan gaz hajmi 3000 $m^3$ ni tashkil etadi. Shunday qilib, gazdagi chang miqdori:

$$m = \frac{1000q}{3000} = \frac{1000 \cdot 0,172}{3000} = 0,057 g / m^3$$

ga teng bo'ladi.

Oltingugurtdan sulfat kislota olishning qisqa sxemasi deb ataladigan ishlab chiqarish usulida gazdagi changning bunday miqdorda bo'lishi qiyinchiliklar keltirib chiqarishi mumkin, vaholanki, keltirilgan jarayonda gaz tozalanmasdan kontakt jihoziga berilishi kerak.

Suyuqlantirilgan oltingugurtdan qattiq va organik qo'shimchalar uni tindirish yo'li bilan ajratiladi, so'ngra pechga berishdan oldin suyuqlanma filtrlanadi. Filtrlashdan oldin suyuqlanmaga to'rda filtrlovchi qatlam hosil qiluvchi (1 t oltingugurtga 0,3—0,5 kg miqdorida) diatomit qo'shiladi. Ayrim hollarda oltingugurtga uning

tarkibidagi kislotali qo‘shimchalarni neytrallash va korroziyaning oldini olish maqsadida ohak (1 t oltingugurtga 0,15 kg) qo‘shiladi.

AQSHdagi zavodlarda, ayrim hollarda, oltingugurtni qattiq qo‘shimchalardan tozalash emas, balki uning yoqilishidan hosil qilinadigan gazni pemza yoki boshqa g‘ovak moddalar to‘ldirilgan gaz filtrlaridan o‘tkazish iqtisodiy samaraliroq deb hisoblashadi.

Oltingugurt, shuningdek, to‘ldirgichli silindrik vertikal, qaynovchi qatlamli va boshqa xildagi pechlarda ham yondiriladi.

Vertikal pechga suyuqlantirilgan oltingugurt yuqoridan to‘ldirgichga beriladi, u orqali suyuq oltingugurt oqib tushadi, bug‘lanadi va xuddi shunday pechning yuqori qismidan beriladigan havo oqimida yonadi.

*Oltingugurtni yondirish uchun qaynovchi qatlamli pech* xuddi kolchedanni kuydirishdagi qaynovchi qatlamli pech singari qurilmadir. Qaynovchi qatlam pechga maxsus solingan yirik qum zarrachalaridan hosil qilinadi. Pechga qattiq oltingugurt beriladi, shuning uchun suyuqlantirgich, suyuq oltingugurtni uzatish nasoslari, oltingugurtni suyuqlantirish uchun bug‘ xarajatlari va boshqalarning keragi bo‘lmaydi.

Oltingugurtni yondirish uchun pech bo‘linmasini ishlatish xarajatlari kolchedanni kuydirishdagiga nisbatan arzondir, chunki amalda kuyundini yo‘qotishga sarflanadigan xarajatlar kerak bo‘lmaydi, shu tufayli oltingugurtli pechlar yetarlicha soddadir.

**Vodorod sulfidni yoqish pechlari.** Bunday pech po‘latdan tayyorlangan silindrik qozon ko‘rinishida bo‘lib, uning ichki qismi o‘tga chidamli g‘ishtlar bilan qoplangan (futerovka qilingan). Pech ichidan bug‘ qozonlarining issiqlik almashtirgich quvurlari o‘tkazilgan. Bu esa vodorod sulfidni yondirish jarayonining haroratini pasaytirib turishni, kuyundi gazida ko‘p miqdorda $SO_2$ tutgan gaz olinishiga erishish, uni oz miqdorda ortiqcha bo‘lgan kislorod bilan o‘tkazishni va ajraladigan reaksiya issiqligidan samarali foydalanishni ta’minlaydi.

Vodorod sulfidli gaz pechning yuqori qismidan yondirgich orqali kiritiladi, u yerda havo bilan aralashadi va so‘ngra pech ichida mash’ala yoy hosil qilib yonadi. Pechning pastki qismida kuyundi gazini chiqarish uchun qisqa quvur (patrubok) va yupqa po‘lat list

bilan berkitib qo'yuvchi saqlash klapani bo'ladi. Pechda gaz-havoli aralashma yondirilganda portlash xavfi paydo bo'lsa, to'siq quvurdan (flaneslardan) bosim ostida ochiladi; shu yo'l bilan pechning buzilib qolishidan saqlanadi. Havoning berilishi birdaniga to'xtaganda (bunday holat ishlab chiqarishda tez-tez uchrab turadi) pechga vodorod sulfidning kelishi avtomatik ravishda membranali klapan yordamida to'xtaydi.

Agar vodorod sulfidli gazga vodorod sianid aralashgan bo'lsa, $H_2S$ ning yonish jarayoni kislorod yetishmagan sharoitda amalga oshiriladi. Bu holatda HCN oksidlanishi natijasida azot oksidlari emas, balki erkin azot hosil bo'ladi va shunday qilib, sulfat kislota mahsuloti azot oksidlari bilan ifloslanishining oldi olinadi. Kislorod yetishmagan sharoitda yoqish pechdan chiqadigan kuyundi gazi tarkibida ma'lum miqdordagi yonmagan vodorod sulfid va oltingugurt bug'ining bo'lishiga olib keladi. Oltingugurtning to'la oksidlanishi uchun bunday gaz qo'shimcha yondirish kamerasiga beriladi, u yerga kerakli miqdordagi havo kiritiladi.

**Kuyundi gazlari issiqligidan foydalanish.** Oltingugurtli xomashyo kuydirilganda va sulfit angidridni sulfat kislotaga qayta ishlashda ko'p miqdorda issiqlik ajralib chiqadi. 1.2-jadvalda turli xildagi xomashyolardan 1 t sulfat kislota ishlab chiqarishda hosil bo'ladigan issiqlik miqdori haqida ma'lumotlar keltirilgan.

*1.2-jadval*

**1 t $H_2SO_4$ olishda ajralib chiqadigan energiya miqdori (SI sistemasiga hisoblash koeffitsiyenti: kkal × 4,19 = kJ)**

| Issiqlik ko'rsatkichlari | Kolchedan | Oltingugurt | Vodorod sulfid |
|---|---|---|---|
| Xomashyoning yondirilishidan ajraladigan issiqlik, mln. kkal | 1,04 | 0,72 | 1,26 |
| $SO_2$ ning kislotaga qayta ishlanishidan ajraladigan issiqlik, mln.kkal | 0,66 | 0,66 | 0,66 |
| Jami | 1,70 | 1,38 | 1,92 |

Bu jadvaldan ko'rinadiki, umumiy issiqlikning 52—65% qismi oltingugurtli xomashyolarning kuydirilishidan ajralib chiqadi, shuning uchun pech bo'linmasida birinchi navbatda ajraladigan issiqlikdan foydalanishni yo'lga qo'yish nazarda tutiladi. Vaholanki, 1 t $H_2SO_4$ olish uchun 50—100 kVt·s elektroenergiya sarflanadi, bunda sulfat kislota ishlab chiqarish zavodlarida ajraladigan issiqlikning ma'lum qismidan samarali foydalanish orqali o'z-o'zini to'la elektroenergiya bilan ta'minlanishiga erishish mumkin. Qaynovchi qatlamli pechlarda 1 t sulfat kislota ishlab chiqarishda 1,2 t gacha bug' olinadi, ya'ni ajraladigan issiqlikning qariyb 46% miqdoridan foydalaniladi. Shunday qilib, sulfat kislota ishlab chiqarish sanoatlari energiya ta'minotchisiga ham aylanishi mumkin, natijada sulfat kislota tannarxi keskin pasayadi.

$SO_2$ ning kontaktlanish va sulfat kislota hosil bo'lish issiqliklaridan qo'shimcha foydalanishda (bu yo'nalishlarda izlanishlar olib borilmoqda) issiqlikdan foydalanish ulushi ortadi va sulfat kislota ishlab chiqarish yanada iqtisodiy jihatdan tejamliroq bo'ladi.

Chang holatida va qaynovchi qatlam pechlarida kolchedanni kuydirishda, shuningdek, oltingugurtni yoqishda pechdan chiqadigan gazning harorati 800—1000°C ga yetadi. Bu gazning issiqligidan bug' olish uchun yuttirish qozonlaridan foydalanish maqsadga muvofiqdir.

Mexanik pechlardan chiqadigan kuyundi gaz nisbatan past haroratga ega va shuning uchun ular yuttirish qozonlarida bug' olish uchun yaroqsizdir. Lekin bu gazlarning issiqligi bilan keyingi tegishli maqsadlarda (o'txonalar, pechlar va boshqalarda) ishlatish uchun yuboriladigan havoni qisman qizdirish mumkin.

**Kuyundi gazini changdan tozalash.** Pechdan chiqadigan kuyundi gaz tarkibida chang bo'ladi, uning miqdori boshlang'ich xomashyo tarkibiga, uning zarrachalari o'lchamiga, pech konstruksiyasiga va boshqalarga bog'liq. Mexanik pechlarda kolchedanning kuydirilishidan hosil bo'ladigan gazning changlanganligi 1 dan 10 g/m$^3$ gacha, chang holatida kuydirish pechlarida 20 dan 100 g/m$^3$ gacha, qaynovchi qatlam pechlarida esa 50 dan 200 g/m$^3$ gacha (gaz hajmlari normal sharoitga keltirilgan deb hisoblanganda) bo'ladi.

Changlarning kimyoviy tarkibi amalda kuyundi tarkibidan farqlanmaydi, kuyundi chang zarrachalarining zichligi qariyb 3 g/sm$^3$ ni tashkil etadi.

Mexanik kolchedan pechlari gazidagi changning taxminiy fraksiyali tarkibi quyida keltirilgan:

| Chang zarrachalarining diametri, mkm | Fraksiya miqdori, % |
|---|---|
| 15 dan kichik | 15,1 |
| 15—21 | 21,9 |
| 21—25 | 24 |
| 25—30 | 13 |
| 30—35 | 5,5 |
| 35—50 | 6,5 |
| 50—60 | 7,5 |
| 60 dan katta | 6,5 |

Chang holatida kuydirish pechlari va qaynovchi qatlam pechlari gazlaridagi changning fraksiyali tarkibi kuydiriladigan boshlang'ich xomashyoning maydalanish darajasiga bog'liq. Qaynovchi qatlam pechidan chiqadigan oddiy gaz tarkibining taxminan 50% qismi 15 mkm gacha o'lchamli va qolgan 50% qismi 15—40 mkm o'lchamli zarrachalardan tashkil topgan juda mayda changdan iborat bo'ladi.

Chang kuyundi gazidan juda yaxshilab tozalanishi shart, chunki u jihozlarni ifloslantiradi, gidravlik qarshilikni oshiradi, mahsulot kislotasini ifloslantiradi va ishlab chiqarish jarayonlarida boshqa bir qator qiyinchiliklarni keltirib chiqaradi. Gazlarni changdan tozalashning ikkita asosiy: mexanik va elektrik usullari mavjud. Har ikkala usul ham sulfat kislota ishlab chiqarishda foydalanilmoqda.

*Gazlarni mexanik usulda tozalash.* Gazni changdan mexanik tozalash uchun ishlatiladigan jihozlarning ishlash prinsipi og'irlik kuchining ta'siriga yoki markazdan qochma kuchga asoslangan.

Laminar gaz oqimida og'irlik kuchi ta'siri ostida 1 dan 100 mkm gacha diametrdagi qattiq zarrachalarning erkin cho'kish tezligi $w$ (m/soniya) quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$w = \frac{d^2(\rho_1 - \rho_2)g}{18\mu},$$

bu yerda: $d$ — zarracha diametri, m; $\rho_1$ — zarracha zichligi, kg/m$^2$; $\rho_2$ — gazning zichligi, kg/m$^3$; $g$ — og'irlik kuchining tezlanishi, m/soniya$^2$; $\mu$ – gazning dinamik qovushqoqligi, kg/(m·soniya).

Kuyundi gazidan va havodan kuyundi changini cho'ktirishda $\rho_2$ kattalik $\rho_1$ kattalikka nisbatan juda kichik qiymatli bo'lganligi uchun uni hisobga olmaslik mumkin. Shuning uchun hisoblashni soddalashtirilgan holda quyidagi tenglama orqali amalga oshirilishi mumkin:

$$w = \frac{d^2\rho_1 g}{18\mu}$$

1 mm dan kichik diametrli zarrachalar uchun bu formulaga gazdagi molekulalar harakat uzunligini hisobga oladigan koeffitsiyentni ko'paytirish kiritiladi. 100 mkm dan yirik diametrdagi zarrachalarning cho'kish tezligini boshqa formula bo'yicha hisoblanadi, chunki bu holda cho'kish tezligi boshqa qonuniyatga bo'ysunadi.

1.3-jadvalda havodagi kuyundi changlarining cho'kish tezligini birinchi formula orqali hisoblangan ma'lumotlar keltirilgan. Bunda $\rho_1 = 3000$ kg/m$^3$, havoning harorati 20°C va qovushqoqligi $\mu = 1{,}9 \cdot 10^{-7}$ kg/(m·soniya) etib belgilangan.

*1.3-jadval*

**Havodagi kuyundi changining cho'kish tezligi**

| Zarrachalar diametri | | Cho'kish tezligi | |
|---|---|---|---|
| mkm | m | m/soniya | sm/s |
| 1 | $10^{-6}$ | $0{,}9 \cdot 10^{-4}$ | 32 |
| 10 | $10^{-5}$ | $0{,}9 \cdot 10^{-2}$ | $32 \cdot 10^{3}$ |
| 100 | $10^{-4}$ | 0,9 | $3{,}1 \cdot 10^{5}$ |

Markazdan qochma kuch ta'sirida changni cho'ktirish zarrachaning $R$ diametrli aylana bo'yicha aylanadigan markazdan qochma

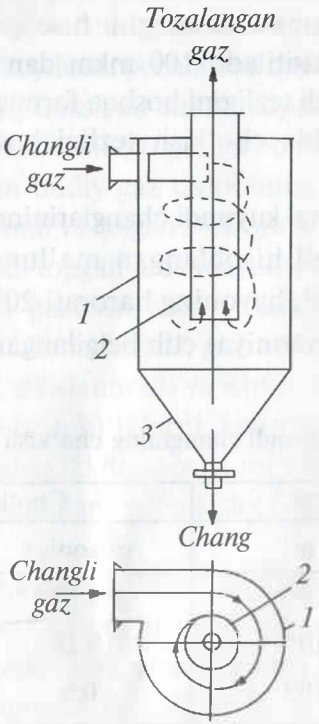
kuch maydonida bo'lishiga asoslangan. Sharsimon shakldagi zarrachaning bu kuch ta'sirida cho'kish tezligi ($w_1$, m/soniya) quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$w_1 = \frac{d^2 \rho v^2}{18 R \mu},$$

bu yerda: $d$ – zarracha diametri, m; $\rho$ — zarracha zichligi, kg/m$^2$; $v$ — oqimning aylanma harakati, m/soniya; $R$ — aylanish radiusi, m; $\mu$ — gazning dinamik qovushqoqligi, kg/(m·soniya).

Markazdan qochma kuch ta'sirida gazlarni changdan va suyuqlik tomchilaridan tozalash uchun jihozlar markazdan qochma chang-tutgichlar yoki siklonlar deyiladi.

Siklonning ishlash sxemasi 1.12-rasmda tasvirlangan. Jihozga gaz oqimi tangensial aylanma oqimda kiradi va markaziy chiqarish



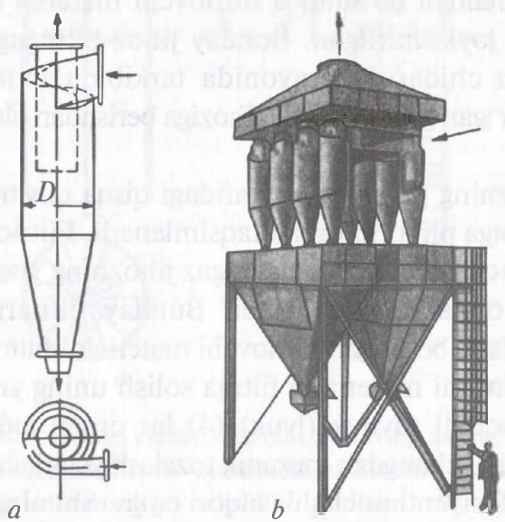

*1.12-rasm.* Siklon: *1*—tashqi silindr; *2*—ichki silindr; *3*—konussimon bunker.

quvurining asosi bo'yicha aylanadi. Chang zarrachalari w tezlikda radial harakatlanadi, siklon devoriga urilib, uning sirtidan pastga – bunkerga tushadi. Tozalangan gaz esa markaziy quvur orqali yuqoridan chiqadi.

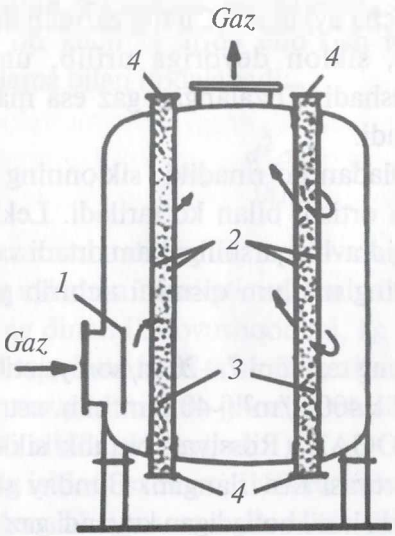
Yuqoridagi formuladan ko'rinadiki, siklonning unumdorligi undagi gazning tezligi ortishi bilan ko'tariladi. Lekin, shu bilan bir vaqtda siklonning gidravlik qarshiligi ham ortadi va uning sirtiga o'tirib qolgan changning ma'lum qismini uchirib gaz bilan olib chiqib ketadi.

Siklonlardagi gazning tezligini 7—20 m/soniya etib belgilangan, bunda gidravlik qarshilik 400 n/m² (~40 mm. sim. ust. ga yetadi).

1.13-rasmda NIIOGAZ (Rossiya) bittalik siklon va sakkiz siklondan iborat batareyasi tasvirlangan. Bunday siklonlar qaynovchi qatlam pechlarida hosil bo'ladigan kuyundi gazlari tarkibidagi changni tozalashning birinchi bosqichida ishlatiladi. NIIOGAZ siklonlari batareyasidan iborat changtutgich qurilmani tayyorlashda 1000 m²/s tozalanadigan gaz uchun 100—150 kg metall sarflanadi. Tozalash koeffitsiyenti (tozalangan va iflos gazdagi chang miqdorlarining nisbati) changdagi zarrachalar o'lchamiga bog'liq.




*1.13-rasm.* NIIOGAZ siklonlarining ishchi holatda joylanishi: *a*—bittalik siklon; *b*—siklonlar batareyasi.




*1.14-rasm.* Donador filtrlovchi materialli filtr:
*1*—taqsimlash plitasi; *2*—to'r; *3*—donador filtrlovchi material;
*4*—materialni chiqarish va solish uchun qopqoqli tuynuk (lyuk)lar.

1.14-rasmda filtr tasvirlangan, unda ikkita konsentrik to'r (2) lar orasidagi halqali bo'shliqqa filtrlovchi material (pemza, qum yoki boshqa) joylashtirilgan. Bunday jihoz oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish jarayonida tarkibida muallaq holatda zarrachalar bo'lgan gazni kontakt jihoziga berishdan oldin tozalashda ishlatiladi.

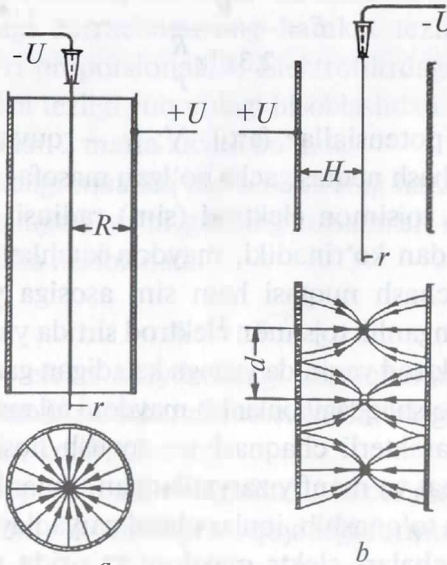
Gaz jihozning pastki yon tarafidagi qisqa quvurdan kiradi va filtrlash yuzasiga plita (1) orqali taqsimlanadi. Filtrlovchi material qatlami (3) orqali o'tib tozalangan gaz jihozning yuqori qismidagi qisqa quvur orqali chiqib ketadi. Bunday filtrlarning afzalligi shundaki, ishlatib bo'lingan filtrlovchi materialni filtrdan bo'shatish va yangi filtrlovchi materialni filtrga solish uning yuqorisidagi va pastidagi qopqoqli tuynuk (lyuk) (4) lar orqali juda tez amalga oshiriladi. Gazni changdan mexanik tozalash yetarlicha sodda, lekin tozalash koeffitsiyenti unchalik yuqori emas. Shuning uchun sulfat kislota ishlab chiqarishda gazlarni yaxshilab tozalash talab etilgan taqdirda, mexanik usullar elektrik usullar bilan uyg'unlashtiriladi va yuqori changlikka ega bo'lgan kuyundi gazlarini (chang holatida

kuydirish va qaynovchi qatlam pechlarining gazlarini) dastlabki tozalash jarayonida ishlatiladi.

*Gazlarni elektrik usulda tozalash.* Bu usul gazlardan muallaq zarrachalarni tozalashda mexanik usulga nisbatan takomillashgan va ishonchli bo'lsa-da, ancha qimmatli hisoblanadi. Gazlarni changdan va sulfat kislota bug'laridan tozalash uchun sulfat kislotali sanoatda elektrik tozalash keng miqyosda qo'llaniladi.

Gazlarni changdan elektrik tozalash jihozlari elektrofiltrlar deyiladi. Cho'ktiruvchi elektrodlari quvur shaklida bo'lgan quvurli elektrofiltrlar va plastinkali elektrofiltrlar ishlatiladi.

Cho'ktiruvchi elektrod vazifasini o'tovchi yerga ulangan va sim to'r bilan qoplangan quvur ichiga 70000—100000 V kuchlanishli doimiy tok mashinasining manfiy qismiga ulangan tojsimon elektrod joylashtirilgan (1.15-rasm, *a*). Sim atrofidagi gaz qatlamlari




*1.15-rasm.* Quruq elektrofiltrlar tizimining asosiy sxemasi: *a*—quvurli elektrofiltr; *b*—plastinkali elektrofiltr (strelkalar bilan elektronlar oqimining yo'nalishi ko'rsatilgan); *U*—elektrodlarga beriladigan kuchlanish; *R* — quvurli cho'ktiruvchi elektrod radiusi; *r* —tojsimon elektrod (sim) radiusi; *H* — sim va plastinkali elektrod orasidagi masofa; *d* — simlar orasidagi masofa.

ionlashadi va yorituvchi qavat (toj) hosil bo'ladi. Gaz tarkibidagi changlar manfiy tok bilan zaryadlanib sim elektroddan qochadi va quvur devorchalariga yopishgan holda zaryadsizlanadi. Quvur vaqt-vaqti bilan urilib, yig'ilgan changlar pastga tushirib olinadi. Buning natijasida gaz quvurdan o'tayotganda changdan tozalanadi. Bu usulda gaz changdan 95—98% tozalanadi.

Plastinkali elektrofiltrlarda cho'ktiruvchi elektrod vazifasini plastinkalar o'taydi, tojsimon elektrodlar esa plastinkalar orasiga bir-biridan va plastinkadan bir xil masofada joylashgan qator simlar tarzida joylashtiriladi (15-rasm, *b*).

Elektrofiltrlarda gazlarning tozalanish darajasi elektr maydonining kuchlanganligi ($E$, V/sm)ga bog'liq bo'lib, u tojsimon elektrod va quvurli elektrodning devori orasidagi har qanday nuqtada quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$E = \frac{V}{2{,}3x \lg \frac{R}{r}},$$

bu yerda: $V$ — potensiallar farqi, V; $x$ — quvur markazidan kuchlanishni o'lchash nuqtasigacha bo'lgan masofa, sm; $R$ — quvur radiusi, sm; $r$ — tojsimon elektrod (sim) radiusi, sm.

Bu tenglamadan ko'rinadiki, maydon kuchlanishi qanchalik katta bo'lsa, o'lchash nuqtasi ham sim asosiga yaqin bo'ladi; maksimal kuchlanganlik tojsimon elektrod sirtida yuzaga keladi.

Tojsimon elektrod yaqinida yuzaga keladigan gazlarning uncha katta bo'lmagan bo'shliqdagi ionlanish maydoni toj maydoni deyiladi. Bu maydonda xarakterli chaqnash va tovush hosil bo'ladi. Toj maydonida musbat va manfiy zaryadlangan ionlar bo'ladi; chang zarrachalari bilan to'qnashib, ionlar ularni zaryadlaydi. Zaryadlangan chang zarrachalari elektr maydoni ta'sirida qarama-qarshi zaryadli elektrodlar sirtiga tortiladi. Tojsimon elektrod manfiy zaryadli bo'ladi va undan quvur devori sirtiga manfiy zaryadlangan chang zarrachalari harakatlanadi. Oz miqdordagi changlar toj maydonida musbat zaryadli zarrachalar hosil qiladi va tojsimon elektrod sirtida cho'kadi. Toj maydonidan tashqaridagi chang zarrachalari faqat manfiy zaryadlanishi mumkin, buning natijasida

quvur devorlari tomon harakatlanadi, u yerda changning asosiy miqdori cho'kadi.

Elektrofiltrdagi asosiy kuch zarrachalar zaryadiga ta'sir etadigan elektr maydoni kuchi hisoblanadi. Shu ta'sir tufayli zarrachalar cho'ktiruvchi elektrod tomonga harakatlanadi. 1 dan 50 mkm gacha radiusli zarrachalarning nazariy harakat tezligi (dreyf) quyidagi nazariy tenglama bo'yicha (sm/soniya) hisoblanishi mumkin:

$$w = \frac{0{,}11E^2 r}{\mu},$$

bu yerda: $E$ – elektr maydonining kuchlanganligi, V/sm; $r$ – zarracha o'lchami, sm; $\mu$ – gazning dinamik qovushqoqligi, g/(sm·soniya) yoki spz;

Bundan ko'rinadiki, cho'ktiruvchi elektrod tomon 1 mkm dan katta radiusdagi zarrachalarning harakat tezligi zarrachaning radiusiga to'g'ri proporsionaldir. Elektrofiltrdagi zarrachalarning amaldagi harakat tezligi yuqoridagi hisoblashdan olingan qiymatga nisbatan taxminan 2 marta kichik bo'ladi.

Elektrofiltrdagi muallaq zarrachalarning nazariy jihatdan ushlab qolinish darajasi, ya'ni gazning tozalanish darajasi quyidagi tenglama bo'yicha hisoblanadi:

$$\eta = 1 - e^{-wf},$$

bu yerda: $w$ – elektr maydonidagi zarrachaning harakati, sm/soniya; $f$ – elektrofiltr o'lchamini va elektrofiltrdagi gazning tezligini xarakterlaydigan koeffitsiyent.

Quvurlar va plastinkali elektrofiltrlar va olti qirrali cho'ktiruvchi elektrodlar uchun $f$ koeffitsiyenti quyidagi formulalar orqali aniqlanadi:

quvurli elektrofiltrlar uchun..... $f = \frac{2L}{vR}$

plastinkali elektrofiltrlar uchun..... $f = \frac{L}{vH}$

olti qirrali cho'ktiruvchi elektrodli

elektrofiltrlar uchun..... $f = \frac{LS}{vQ}$,

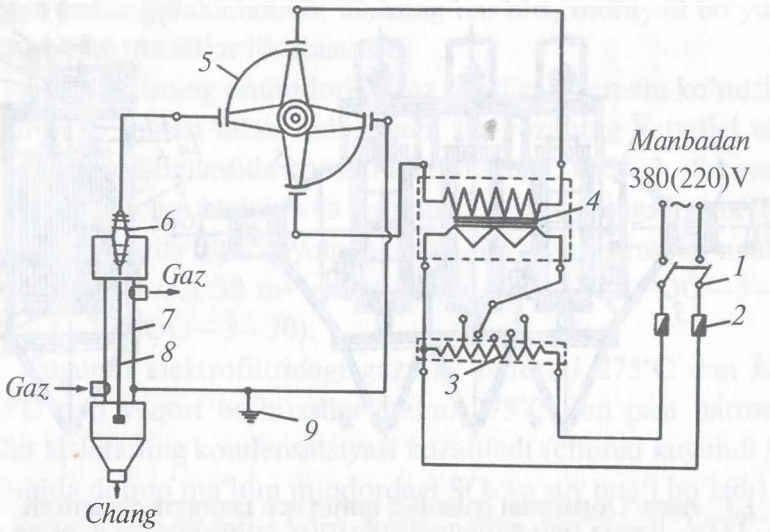
bu yerda: $L$ – elektr maydoni uzunligi, m; $v$ – elektrofiltrdagi gazning tezligi, m/soniya; $R$ – quvur radiusi, m; $H$ – cho'ktiruvchi va tojsimon elektrodlar orasidagi masofa, m; $S$ – cho'ktiruvchi elektrodning faol perimetri (uning geometrik shakliga bog'liq), m; $Q$ – cho'ktiruvchi elektrod ko'ndalang kesimining yuzasi, $m^2$.

Elektr o'tkazuvchi va elektr o'tkazmaydigan chang zarrachalari tegishli elektrodlarda cho'kishida o'zining zaryadini berib (yoki ularni qabul qilib), odatda bir xilda yaxshi cho'kadi. Lekin ayrim moddalarning (masalan, rux oksidning) changi elektr zaryadini juda ham yomon qabul qiladi. Cho'ktiruvchi elektrodlarda elektr o'tkazmaydigan changlar qatlamining hosil bo'lishi tozalash jarayoni sharoitini yomonlashtiradi, chunki elektrodga o'tirib qoladigan changning mustahkam elektroizolatsiya qatlami yangi cho'kkan chang zarrachasining zaryadsizlanishiga to'sqinlik qiladi. Bundan tashqari, tojsimon elektrodda chang qatlamining o'tirib qolishi ularning diametrini oshiradi va natijada toj hosil bo'lish sharoitini yomonlashtiradi, shunga bog'liq holda elektrodlardan changni doimo tozalab turish lozim bo'ladi.

Elektrofiltrga kiradigan gazning changliligi (changlanishning ma'lum chegarasigacha) uning elektrofiltrda tozalanish darajasiga bog'liq emas. Ammo gazdagi changning miqdori juda ham ko'p bo'lsa va ayniqsa elektrofiltrda gaz oqimi katta tezlikda bo'lgan holatda gazning tozalanishi yomonlashadi.

Gazni elektrik tozalash uchun qurilma manbayining prinsipial sxemasi 1.16-rasmda tasvirlangan.

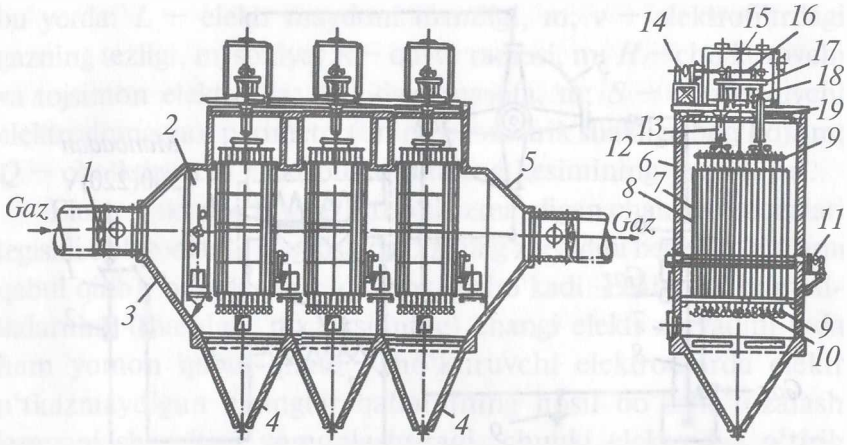
Elektrik tozalash qurilma manbayi uchun yuqori kuchlanishli tokni maxsus to'g'rilagichda to'g'rilash yo'li bilan hosil qilinadigan doimiy tok kerak bo'ladi. Tarmoqdagi kuchlanish (220—380 V) transformator (4) orqali 80—100 ming V gacha oshiriladi, so'ngra yuqori kuchlanishli o'zgaruvchan tok yuqori voltli to'g'rilagich (5) ga uzatiladi, bu yerdan doimiy tok elektrofiltrga o'tadi. Tojsimon elektrodlar (8) to'g'rilagich (5) ning manfiy manbayiga ulanadi, cho'ktiruvchi elektrodlar esa to'g'rilagichning musbat manbayi sifatida yerga ulanadi. Shunday qilib, elektrofiltrning elektrodlarida kuchlanishni moslashtirish orqali ular orasida kuchli elektr maydoni hosil qilinadi.




*1.16-rasm.* Elektrofiltrlar manbayining prinsipial elektrik sxemasi: *1*—elektr ulab-uzgich; *2*—elektr saqlagich; *3*—kuchlanishni boshqargich; *4*—kuchaytiruvchi transformator; *5*—voltli to'g'rilagich; *6*—muhofazalagich (izolator); *7*—cho'ktiruvchi elektrod; *8*—tojsimon elektrod; *9*—yerga uzatgich.

Gazlarni kuyundi changlaridan elektrik tozalash uchun asosan plastinkali (to'rli) cho'ktiruvchi elektrodli elektrofiltrlar qo'llaniladi. Keyingi yillarda, ko'pincha, OG—3 (kuyundili uch taxmonli) va OG—4 turidagi ko'p taxmonli elektrofiltrlardan foydalanish keng tarqalgan. Uch taxmonli elektrofiltr sxemasi 1.17-rasmda tasvirlangan.

Elektrofiltr korpusi (6) ning tashqi qismi issiqlik yo'qolishidan muhofazalangan (izolatsiyalangan) o'tga chidamli betondan yoki po'latdan tayyorlangan. Elektrofiltrning ichki kamerasida cho'ktiruvchi elektrodlar (7) bilan tojsimon elektrodlar (8) orasidan iborat uchta cho'ktiruvchi qurilma — maydon joylashgan. Cho'ktiruvchi elektrodlar po'lat ramaga tortilgan 3 mm diametrli po'lat simdan to'qilgan to'r ko'rinishida bo'ladi. Har bir kamerada bir necha to'r bir-biridan 250 mm masofada ajratilgan holda o'rnatilgan. To'rlar orasida 2 mm diametrli nixrom simidan tayyorlangan bir necha tojsimon elektrodlar tortilgan; bu elektrodlar orasidagi masofa




*1.17-rasm.* Gorizontal holatdagi quruq uch taxmonli plastinkali elektrofiltr konstruksiyasining sxemasi: *1*—drosselli klapan; *2*—chayqalib turuvchi gaz taqsimlagich to'r; *3*—diffuzor (jihozning bosim oshadigan qismi); *4*—bunkerlar; *5*—konfuzor; *6*—elektrofiltr korpusi; *7*—cho'ktiruvchi elektrod; *8*—tojsimon elektrod; *9*—tojsimon elektrodlarning ustki va ostki ramalari; *10*—yuklar; *11*—cho'ktiruvchi elektrodni chayqatish mexanizmining elektr harakatlantirgichi; *12*—tojsimon elektrod yuqori ramasining osmasi; *13*—kvarsli quvurlar; *14*—tojsimon elektrodni chayqatish mexanizmining elektr harakatlantirgichi; *15*—muhofaza (izolator) qutisi; *16*—cho'ktiruvchi elektrodni chayqatish mexanizmi; *17*—tik tayanchga tayanadigan ko'ndalang traversa; *18*—izolatorlar tayanchi; *19*—kvarsli voronkalar.

ham 250 mm bo'ladi. Elektrofiltrning barcha metall detallari, shu jumladan cho'ktiruvchi elektrodlar yerga ulangan bo'ladi.

Tojsimon elektrodlar kvarsli quvur (13) lar bilan muhofaza qilinadigan, osma (12) ga biriktirilgan ustki rama (9) ga mahkamlangan bo'ladi. Unga o'tirib qolgan changlar maxsus mexanizm (16) bilan chayqatish orqali tushiriladi; cho'ktiruvchi elektrodlarni chayqatish boshqa mexanizm – elektr harakatlantirgich (11) bilan amalga oshiriladi. Elektrodlarni chayqatish natijasida ularda o'tirib qolgan changni bunker (4) ga tushiriladi, u yerdan davriy yoki uzluksiz sur'atda chiqarib turiladi. Tozalangan gaz elektrofiltrda gorizontal tarzda, birin-ketin barcha cho'ktiruvchi qurilmalardan

o‘tgan holda harakatlanadi; ularning har biri, mohiyati bo‘yicha, alohida elektrofiltrlar hisoblanadi.

Elektrofiltrning unumdorligi gaz o‘tadigan kamera ko‘ndalang kesimining yuzasi bilan aniqlanadi, bu yuzaning kattaligi elektrofiltr turini belgilashda ko‘rsatiladi. Masalan, OG—3—8 kuyundi elektrofiltri uchta maydon va 8 $m^2$ gaz o‘tish yuzasiga ega bo‘ladi. Mamlakatimizda ishlatilayotgan elektrofiltrlar kamerasi ko‘ndalang kesimining yuzasi 30 $m^2$ gacha yetadi (OG—3—8, OG—3—15, OG—3—20, OG—3—30).

Kuyundi elektrofiltridagi gazning harorati 275°C dan kam, 500°C dan yuqori bo‘lmasligi lozim. 275°C dan past haroratda sulfat kislotaning kondensatsiyasi kuzatiladi (chunki kuyundi gazi tarkibida doimo ma’lum miqdordagi $SO_3$ va suv bug‘i bo‘ladi), bu esa kamera detallarining korroziyalanishiga olib keladi. 500°C dan yuqori haroratda esa elektrofiltrning ichki metall detallarining deformatsiyalanishi kuzatiladi.

Mexanik pechlardan va chang holatida kuydirish pechlaridan chiqadigan gaz oqimining tezligi 0,7—1,2 m/soniya bo‘lganda OG—3 turidagi elektrofiltrlarda changdan 100 $mg/m^3$ gacha, qaynovchi qatlam pechlaridan chiqadigan gazlar esa 100—200 $mg/m^3$ gacha tozalanadi. Gazlarni tarkibida 50—100 $mg/m^3$ chang qolgungacha juda yaxshi tozalash uchun OG—4—8 va OG—4—16 turidagi to‘rt taxmonli elektrofiltrlar ishlatiladi.

## 3-§. Kontakt usulida sulfat kislota ishlab chiqarish

**Katalizatorlar ishtirokida sulfit angidridni oksidlashning fizik-kimyoviy asoslari.** Kontakt usuli bilan sulfat kislota ishlab chiqarishda sulfit angidridni oksidlash:

$$SO_2 + {}^1/_2O_2 \rightleftarrows SO_3$$

reaksiyasi bo‘yicha katalizator ishtirokida amalga oshiriladi. Bu jarayon kontaktlanish deb ataladi. Tinch holatdagi kontakt massa qatlami yoki qaynovchi qatlamdagi katalizator orqali gaz o‘tkazilganda gaz katalizator bilan bevosita to‘qnashadi.

Turli xil metallar, ularning qotishmalari va oksidlari, ayrim tuzlar, shisha, chinni, tuproqlar, tog' billuri kristallari hamda boshqa modda va materiallar sulfit angidrid oksidlanishini tezlashtirish xususiyatini namoyon etadi. Har bir katalizator ma'lum darajadagi, uning uchun xarakterli kontaktlanish foizini ta'minlaydi. Sanoat sharoitida nisbatan yuqori kontaktlanish foiziga erishishni ta'minlaydigan katalizatorlardan foydalanish qulay, chunki oksidlanmagan $SO_2$ qoldiqlari absorbsiya bo'linmasida ushlab qolinmaydi va u chiqindi gazlari bilan birgalikda atmosferaga chiqib ketadi.

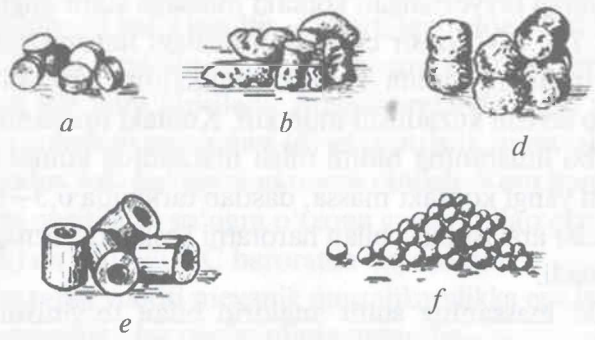
Uzoq vaqt ushbu jarayon uchun platina eng yaxshi katalizator deb hisoblab kelingan, u juda mayda maydalangan holatda tolali asbestga, silikagelga yoki magniy sulfatga aralashtirib ishlatilgan. Lekin platina juda qimmatbaho, bundan tashqari, gaz tarkibida juda oz miqdordagi mishyak, selen, xlor va boshqa qo'shimchalarning bo'lishi uning katalitik faolligini juda kuchli darajada pasaytiradi. Shuning uchun platinali katalizator ishlatilganda kontakt zavodining murakkab asbob-uskunalar bilan jihozlanishi talab etiladi, tayyor mahsulot tannarxi esa baland bo'ladi.

Platinasiz katalizatorlar ichida yuqori katalitik faollikka ega bo'lgan vanadiyli katalizator esa platinali katalizatorga nisbatan ancha arzon va zararli qo'shimchalar ta'sirida kam zaharlanadi. Respublikamizdagi sulfat kislota ishlab chiqarish zavodlarida, asosan, vanadiyli katalizator ishlatiladi. Sanoatda katalizator, odatda, kontakt massa (vanadiyli kontakt massa) deyiladi.

Sulfit angidridning oksidlanish reaksiyasi ekzotermikdir; uning issiqlik effekti, barcha kimyoviy reaksiyalardagi singari, haroratga bog'liq.

*Vanadiyli kontakt massa.* Sulfat kislota ishlab chiqarishda BAV (kontakt massa tarkibiga kiradigan elementlar — bariy, aluminiy va vanadiylar) va SVD (sulfo-vanadat-diatomli) markali kontakt massalari ishlatiladi.

BAV kontakt massasini tayyorlash uchun kaliy vanadat — $KVO_3$ ning ishqoriy eritmasini suyuq shisha — $K_2SiO_3$ bilan aralashtiriladi va 70°C haroratgacha qizdirilgan holda to'xtovsiz aralashtiriladi. Aralashtirilgan holda aralashmaga aluminiy xloridning xlorid kislotali




*1.18-rasm.* Kontakt massa shakllari: *a*—tabletka; *b, d*—donadorlangan massa; *e*—halqasimon kontakt massa; *f*—qaynovchi qatlam uchun kontakt massa.

eritmasi va bariy xloridning suvli eritmasini qo'shish yo'li bilan kontakt massa cho'ktiriladi. Uni filtrpressda filtrlanadi, so'ngra gidravlik press yordamida siqiladi. Hosil qilingan (40—45% namlikdagi) cho'kma donachalar, tabletkalar yoki halqachalar ko'rinishida qoliplanadi (1.18-rasm). So'ngra kontakt massa 60°C dan (quritishning boshlanishida) 115°C gacha (quritish oxirida) 30 soatdan kam bo'lmagan vaqtda quritiladi.

BAV kontakt massasi oq yoki och pushti rangga ega bo'ladi va taxminan quyidagi tarkibdagi aralashma tarzida bo'lishi mumkin:

$$V_2O_5 \cdot 12SiO_2 \cdot 0{,}5Al_2O_3 \cdot 2K_2O \cdot 3BaO \cdot 2KCl$$

BAV massasining namligi qariyb 15% ni tashkil etadi.

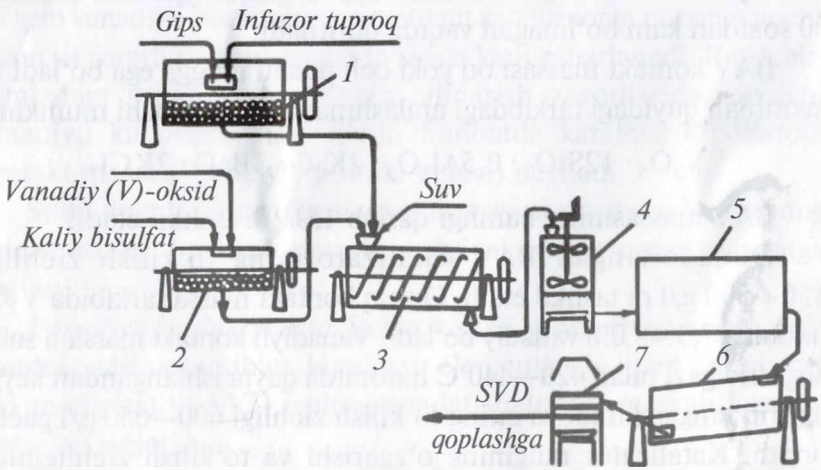
Donadorlangan BAV katalizatorining to'kilish zichligi 450—500 g/l ni tashkil etadi. Quruq kontakt massa tarkibida $V_2O_5$ hisobida 7,5—8,0% vanadiy bo'ladi. Vanadiyli kontakt massani sulfit angidrid gazi bilan 420—440°C haroratda qayta ishlangandan keyin u sariq rangga kiradi va uning to'kilish zichligi 600—650 g/l gacha ortadi. Katalizator rangining o'zgarishi va to'kilish zichligining ortishini katalizatorda $SO_2$ ning oksidlanishidan hosil bo'ladigan sulfat angidridning kontakt massaga yutilishi orqali izohlanadi. Natijada sulfatlar hosil bo'ladi va xlor ajralib chiqadi. Bunda ko'p miqdordagi issiqlik ajralib chiqadi va kontakt massa kuchli qiziydi.

Masalan, yangi tayyorlangan kontakt massaga sulfit angidridli gaz (taxminan 7% $SO_2$) ta'sir etganda jihozdagi harorat 800—900°C gacha ko'tariladi. Bunda kontakt massaning kuyishi va to'la maydalanib ketishi kuzatilishi mumkin. Kontakt massaning kuyishi natijasida bo'linishining oldini olish maqsadida kontakt jihoziga solinadigan yangi kontakt massa, dastlab tarkibida 0,3—0,5% $SO_2$ bo'lgan gazlar aralashmasi bilan haroratni keskin oshirmagan holda qayta ishlanadi.

Kontakt massaning sulfit angidrid bilan to'yinishi, asosan, sanoatdagi kontakt jihozida amalga oshadi. Bunda ajraladigan xlor chiqindi gazlari bilan atmosferaga chiqib ketadi, bu esa kontakt jihozlarining yangi massa bilan ishga tushirilishida katta qiyinchiliklar keltirib chiqaradi.

SVD vanadiyli kontakt massa quruq usulda tayyorlanadi, uning tarkibiga kaliy pirosulfat — $K_2S_2O_7$ kiradi va u $V_2O_5 \cdot K_2S_2O_7$ tarzida faol kompleks hosil qiladi. Shuning uchun bu massani sulfit angidrid bilan to'yintirish talab etilmaydi.

SVD kontakt massasini tayyorlashning texnologik sxemasi quyidagilardan iboratdir (1.19-rasm).




*1.19-rasm.* SVD kontakt massasini ishlab chiqarish sxemasi:
*1,2*—sharli tegirmon; *3*—aralashtirgich; *4*—qoliplash mashinasi; *5*—tunnelli quritgich; *6*—kuydirish barabani; *7*—chayqaluvchi elak.

Boshlang'ich materiallar: infuzor tuproq (diatomit), vanadiy (V)-oksid, gips va kaliy bisulfit — sharli tegirmonlar (1) va (2) da maydalanadi va aralashtirgich (3) ga uzatiladi, u yerga kerakli miqdordagi suv ham kiritiladi. Aralashtirgichda hosil bo'ladigan suspenziya qoliplash mashinasi (4) ga uzatiladi, unda talab etiladigan – donador yoki halqasimon massa olinadi. Xom kontakt massa pech (5) da quritiladi, so'ngra o'txona gazlari bilan qizdiriladigan baraban (6) da 500—700°C haroratda kuydiriladi.

SVD massasi yuqori mexanik mustahkamlikka ega bo'lib, BAV kontakt massasidan bir necha marta arzondir.

SVD donachalari to'q jigarrang bo'ladi; to'kma massasi 570—600 g/l, issiqlik sig'imi 1,05 J/(g·grad). Standart sharoitlardagi (485°C harorat va 4000 $soat^{-1}$ hajmiy tezlikda) katalitik faolligi 86% dan kam emas, termik ishlovdan so'ng esa 83% dan kam emas. Donadorlangan SVD kontakt massasining o'rtacha diametri 3,5 mm, halqasimon kontakt massaning diametri 8—12 mm, ichki diametri 2,5—4,5 mm, balandligi esa 8—12 mm.

SVD katalizatorining taxminiy tarkibi:

$V_2O_5 \cdot 2{,}7K_2O \cdot 0{,}6SO_3 \cdot 0{,}7CaO \cdot 25SiO_2$ bo'ladi.

Harorat ortishi bilan vanadiyli kontakt massa faolligining pasayishiga olib keladigan sabablar hozircha aniqlanmagan. Faqatgina bunda harorat ko'tarilishi natijasida kontakt massa tarkibiga kiruvchi kaliy qum bilan ta'sirlashishi natijasida kaliyning bir qismi faol kompleks $V_2O_5 \cdot K_2S_2O_7$ tarkibidan chiqadi degan taxminni aytish mumkin. Buning natijasida kompleks buziladi, massadan vanadiy(V)-oksid ajraladi, kontakt massaning faolligi pasayadi.

Keyingi paytlarda birmuncha termik barqaror kontakt massalar ishlab chiqarila boshlandi, ularning faolligi 650—670°C haroratda ham kamaymaydi. Vanadiyli kontakt massaning termik barqarorligini oshirish uni tayyorlashda kaliy xlorid miqdorini ko'paytirish hisobiga amalga oshiriladi. Bunda kaliy xlorid keyinchalik kaliy pirofosfatga aylanadi. Bu esa, hatto, kaliyning bir qismi qum bilan bog'lansa-da, faol shakldagi vanadiyning saqlanishiga olib keladi.

Kontakt massa sifatining asosiy eng muhim ko'rsatkichi yondirish harorati hisoblanadi, buning natijasida katalizatorning

tezlik bilan qizishi boshlanadi. Vanadiyli kontakt massaning yondirish harorati nafaqat katalizator turiga, balki gazli aralashma tarkibiga ham bog'liq. U gazdagi kislorod miqdori kamayishi bilan ortadi. Ishlab chiqarish jihozlarida vaqt o'tishi bilan vanadiyli kontakt massaning yondirish harorati ortadi, shuning uchun gaz harorati katalizatorning birinchi qatlamiga kirishda asta-sekin ortadi.

Ishlab chiqarish jihozlarida vanadiyli kontakt massa faolligi asta-sekin pasayib boradi. Shuning uchun har 3—5 yilda katalizator to'la yoki qisman almashtiriladi. Yaxshi tozalangan gaz bilan yoki barqaror harorat rejimida ishlanganda vanadiyli kontakt massa faolligi ancha uzoq muddatgacha (10—15 yilgacha) saqlanadi. Kontakt massani tushirib olishdan oldin kontakt jihoziga 20—30 soat mobaynida 400°C haroratda havo purkaladi. Massadan $SO_3$ to'la ajralib chiqib bo'lgandan so'ng, havoning harorati pasaytiriladi, kontakt jihozi sovitiladi va kontakt massa chiqarib olinadi. Aktivligi pasaygan vanadiyli kontakt massa uni tayyorlovchi zavodga yuboriladi va u yerda yangi katalizator tayyorlash uchun eski kontakt massadagi vanadiy (V)-oksid ajratib olinadi. Kontakt massani qisman yangilashda, kontakt jihozidagi kontakt massaning maydalangan qismi ajratib olinadi, qolgan qismi esa katalizator qatlamining o'rta qismiga solinadi. Katalizatorning birinchi va oxirgi qatlamiga yangi kontakt massa solinadi, bunda katalizatorning birinchi qatlami past yondirish haroratiga ega bo'ladi, yuqori qatlami esa yuqori umumiy kontaktlanish darajasini ta'minlaydi.

Kontakt massa gazning o'tishida nisbatan yuqori gidravlik qarshilik (kontakt bo'linmasi umumiy gidravlik qarshiligining qariyb yarmini) hosil qiladi. Vaqt o'tishi bilan massaning qarshiligi uning ifloslanishi va kuyishi hisobiga ortadi. Kontakt massa gidravlik qarshiligini kamaytirish uchun uni yirik donador, tabletka, halqa va hokazo tarzida tayyorlanadi.

Ma'lumki, kontakt massaning katalitik faolligi katalizatorni zaharlaydigan kontakt zaharlari deb ataluvchi oz miqdordagi moddalarning ishtirokda pasayadi. Vanadiyli kontakt massa platinali katalizatorga nisbatan kontakt zaharlari ta'siriga anchagina chidamlidir, lekin shunday bo'lsa-da, kuyundi gazi tarkibidagi qo'shimchalar ishtirokida uning faolligi sezilarli darajada pasayadi.

Vanadiyli kontakt massa faolligini, asosan, mishyak birikmalari (asosan, $As_2O_5$) pasaytiradi. 550°C dan yuqori haroratda $V_2O_5 \cdot As_2O_5$ tarkibli uchuvchan birikma tarzida kontakt massadan yo'qotiladi. Bu birikma kontakt massaning keyingi qatlamiga yopishib, quyqa hosil qiladi. Shu tufayli katalizator faolligi keskin pasayadi.

Suv bug'i sulfat kislota kondensatsiyalanishidan yuqori haroratda vanadiyli kontakt massa faolligiga sezilarli darajada ta'sir ko'rsatmaydi. Past haroratda esa suv bug'i va sulfat angidriddan hosil bo'lgan sulfat kislotaning kondensatsiyalanishi va uning katalizatorni yemirishi natijasida kontakt massa faolligi pasayadi.

Normal kontaktlanish haroratida gaz tarkibida bo'ladigan CO, $CO_2$, $H_2S$, $CS_2$, $NH_3$, NO, S va Se bug'lari va boshqa moddalar vanadiyli kontakt massa faolligining sezilarli darajada pasayishiga olib kelmaydi. Past haroratda (masalan, jihozni ishga tushirish yoki to'xtatishda) ularning ayrimlari vanadiy (V)-oksidni ma'lum darajada qaytarishi mumkin, bu esa kontakt massa tarkibining o'zgarishiga olib keladi.

Ftor birikmalari (HF va $SiF_4$) ham vanadiyli kontakt massaning buzilishiga va uning faolligining pasayishiga sabab bo'ladi. Shuning uchun kontakt jihoziga beriladigan gaz tarkibidagi ftor yetarli darajada kam bo'lishi lozim. 44762

*Qaynovchi qatlamdagi katalizatorda $SO_2$ning oksidlanishi.* Qaynovchi qatlamda gaz katalizator zarrachalari bilan anchagina jadal aralashadi, buning natijasida kontakt massa sirtiga $SO_2$ va $O_2$ ning yaqinlashishi kuchayadi hamda $SO_2$ oksidlanish jarayonining umumiy tezligi, ayniqsa, kontaktlanish jarayonining boshlanishida ortadi. Qaynovchi qatlamning gidravlik qarshiligi donachalarning o'lchamiga bog'liq emas, shuning uchun qaynovchi qatlamda $SO_2$ ning katalitik oksidlanishida juda mayda sferik donachalar ishlatiladi, bu esa katalizatorning ichki yuzasidan to'la foydalanilishini ta'minlaydi. Jarayonning ko'rsatib o'tilgan xususiyatidan kelib chiqib, qaynovchi qatlamda katalizator sarfi, tajriba zavodi ma'lumotlariga ko'ra, taxminan 2 marta kamayishi aniqlangan.

Reaksiyaning issiqligini chiqarib olish uchun katalizatorning qaynovchi qatlamida sovitish elementlari joylashtiriladi, ular orqali gaz yoki boshqa sovitish agentlari harakatlanadi. Katalizatorning

qaynovchi qatlamida sovitish elementlari sirtiga issiqlik uzatilish koeffitsiyenti 800—1200 kJ/($m^2$ · soat · grad) ni tashkil etadi, ya'ni bu gazdan odatdagi issiqlik almashtirgich quvurlariga issiqlik uzatish koeffitsiyentlariga nisbatan 8—10 marta kattadir. Qaynovchi qatlamda issiqlik chiqarilib olishining jadalligi yuqori konsentrlangan sulfitli gaz oksidlanishini katalizatorning qizib ketmasdan amalga oshirish imkoniyatini yaratadi. Qaynovchi qatlamda jadal aralashish tufayli unga kiradigan gazning harorati kontakt massani yondirish haroratidan ham past bo'lishi mumkin. Bu, ayniqsa, kontakt massaning birinchi qatlamida va yuqori konsentratsiyali sulfitli gazni oksidlashda katta amaliy ahamiyatga egadir.

Katalizatorning qaynovchi qatlamiga keladigan gazdagi ma'lum miqdordagi chang miqdori qiyinchiliklar keltirib chiqarmaydi, chunki gazning tezligi katta bo'lganligi va jadallik bilan aralashganligi sababli chang qaynovchi qatlamda ushlanib qolmaydi. Eskirgan katalizatorni chiqarib olish va yangisini solish qaynovchi qatlamda jarayonni to'xtatmasdan amalga oshirilishi mumkin, bu esa gazdagi kontakt massalari ishtirok etishiga yo'l qo'yiladigan soddalashtirilgan texnologik sxemalar bo'yicha ishlashda muhim hisoblanadi.

**Kontakt jihozlari.** Sulfit angidridni oksidlash oraliq yoki ichki issiqlik almashtirgichli kontakt jihozlarida optimal sharoitga yaqinlashtirilgan sharoitlarda o'tkaziladi. Bu jihozlarda jarayonning birinchi bosqichi bir xil o'tkaziladi va jarayon kontakt massaning birinchi qatlami orqali 440°C haroratgacha qizdirilgan gaz o'tkazish, bu yerda $SO_2$ umumiy miqdorining 60—80% qismini oksidlashdan iboratdir. Reaksiya issiqlik ajralishi bilan borganligi sababli gazning harorati 560—600°C gacha ortadi. Bu sharoitda reaksiya tezligi juda yuqori bo'ladi va uning borishi uchun uncha ko'p bo'lmagan miqdorda kontakt massa talab etiladi. Ammo bunda sulfit angidridning oksidlanishi to'xtab qoladi, chunki kontaktlanish darajasi amalda muvozanatdagi holatiga erishadi.

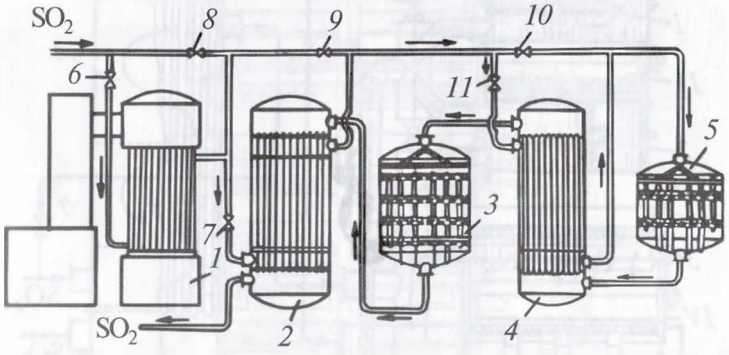
Oraliq issiqlik almashtirgichli kontakt jihozlarida gaz katalizatorning birinchi qatlamidan keyin issiqlik almashtirgichda 460—480°C haroratgacha sovitiladi. Ko'rsatilgan haroratdagi gaz kontakt massaning ikkinchi qatlamiga o'tadi, u yerda $SO_2$ ning keyingi kontaktlanishi sodir bo'ladi, bunda harorat yana ortadi hamda gazni yana

sovitish lozim bo‘ladi va hokazo. Harorat ushbu jarayonning optimal sharoitiga qanchalik yaqinlashishi kontaktlanish bosqichining (kontakt massa qatlamining) ko‘pligiga bog‘liq.

Sanoatda kontakt massa qatlami uchtadan beshtagacha bo‘lgan oraliq issiqlik almashtirgichli kontakt jihozlari ishlatiladi. Bosqich sonini bundanda oshirish kontaktlanish foizini ozgina oshiradi, lekin kontakt jihozlarini o‘rnatish va xizmat ko‘rsatishda qiyinchiliklar keltirib chiqaradi.

Oraliq issiqlik almashtirgichli jihozlardagi $SO_2$ oksidlanish jarayonini asbob-uskunalar bilan jihozlanishining eng sodda ko‘rinishi sifatida ikki uskuna bilan jihozlangan kontakt bo‘linmasini ko‘rsatish mumkin, unda kontaktlanish jarayoni ikki bosqichda amalga oshiriladi (1.20-rasm).

Ishlatish bo‘linmasi (ishchi sxema) dagi ish tartibi o‘rnatilgach tozalangan quruq gaz qizdirgich (1) dan o‘tib, birin-ketin birinchi va ikkinchi issiqlik almashtirgich (2) va (4) larning quvurlararo bo‘shlig‘idan o‘tadi, so‘ngra birinchi kontakt jihozi (5) ga keladi. Gazlar ($SO_2$ + $SO_3$) aralashmasi bu yerdan sovitish uchun ikkinchi issiqlik almashtirgich (4) ning quvurlariga, so‘ngra ikkinchi kontakt jihozi (3) ga, undan esa birinchi issiqlik almashtirgich (2) quvurlariga o‘tadi, undan keyin sulfat angidrid absorbsiya



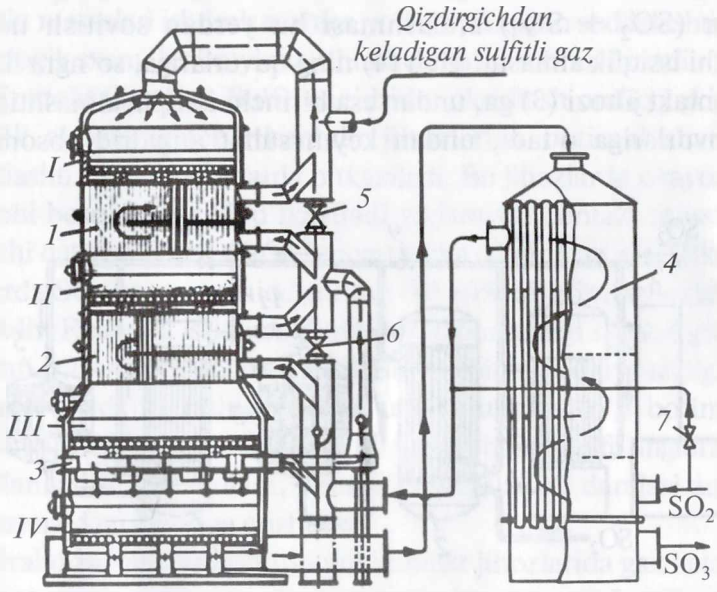

*1.20-rasm.* Oraliq issiqlik almashtirgichli va ikki bosqichli kontaktlanishli kontakt bo‘linmasining sxemasi: *1*—qizdirgich; *2*—birinchi issiqlik almashtirgich; *3*—ikkinchi kontakt jihozi; *4*—ikkinchi issiqlik almashtirgich; *5*—birinchi kontakt jihozi; *6–11*—gaz jo‘mraklari.

bo‘linmasiga yuboriladi. Kontakt apparatiga kirishda gazning haroratini jo‘mraklar (9) va (10) yordamida to‘g‘rilanadi.

Ishga tushirish bo‘linmasi (ishga tushirish sxemasi) davrida sovuq sulfitli gaz qizdirgich (1), birinchi kontakt jihozi (5) orqali o‘tadi, so‘ngra ikkinchi issiqlik almashtirgich (4) ga keladi, undan esa gaz harakatining ishchi sxemasi bilan bir xildagi keyingi jihozlardan o‘tadi. Bo‘linmaning barcha jihozlari qizigach, qizdirgichni jo‘mrak (6) orqali berkitiladi, undan keyin gazni ishchi sxema bo‘yicha aylantiriladi.

Birinchi kontakt jihozi (5) da kontakt massali ikkita tokcha bo‘ladi; bu yerda kontaktlanishning birinchi bosqichi ketadi. Ikkinchi kontakt jihozi (3) da kontakt massali to‘rtta tokcha joylashgan (kontaktlanishning ikkinchi bosqichi) bo‘ladi.

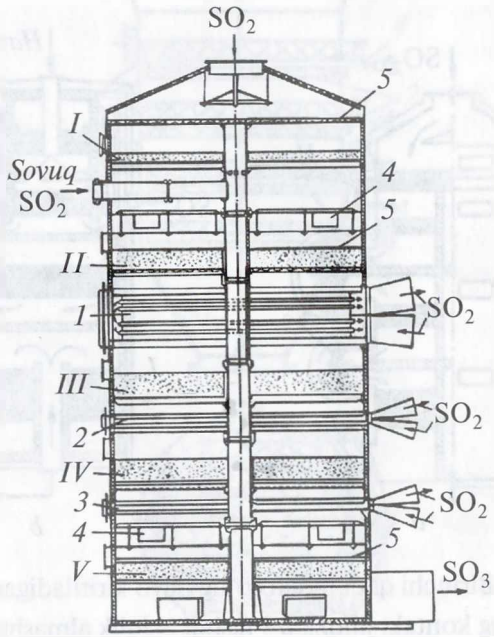
To‘rt qatlamli ikkinchi kontakt jihoz balandligi birinchi ikki qatlamli jihozning balandligidan katta bo‘ladi. Ikki qatlamli kontakt jihozlarida kontaktlanish 96% ga yetadi.




*1.21-rasm.* To‘rt qatlamli kontakt jihozi (oraliq issiqlik almashtirgichli) bo‘lgan kontakt bo‘linmasining sxemasi: *I–IV*—kontakt massa qatlamlari; *1–3*—oraliq issiqlik almashtirgichlar; *4*—tashqi issiqlik almashtirgich; *5–7*—gaz jo‘mraklari.

Yanada yuqoriroq kontaktlanish darajasiga erishish uchun $SO_2$ ni oksidlash hozirgi paytda to'rt va hatto, besh bosqichda o'tkazilmoqda; ko'pchilik hollarda barcha bosqichlarning kontakt massalari birgina kontakt jihoziga joylashtirilgan. 1.21-rasmda ishlab chiqarishda keng qo'llanilayotgan oraliq issiqlik almashtirgich bilan ishlaydigan to'rt qatlamli kontakt jihozining sxemasi tasvirlangan. U pastki qismi kengaytirilgan po'lat silindr shaklidagi korpusdan iborat, uning ichida issiqlik almashtirgichlar (1), (2) va (3) bo'ladi. Birinchi ikkita issiqlik almashtirgich (1) va (2) po'lat to'rga bo'ylama o'qi bo'yicha yaxlit tortilgan quvurlardan tayyorlangan; issiqlik almashtirgich (3) ning yuzasi birinchi va ikkinchi issiqlik almashtirgichlarga nisbatan kichik, odatda, uchinchi issiqlik almashtirgich o'ramli yoki plastinkali bo'ladi. To'rt qatlamli kontakt jihozlari sutkasiga 60, 120 va 240 t sulfat kislotasi unumdorligiga ega bo'ladi.

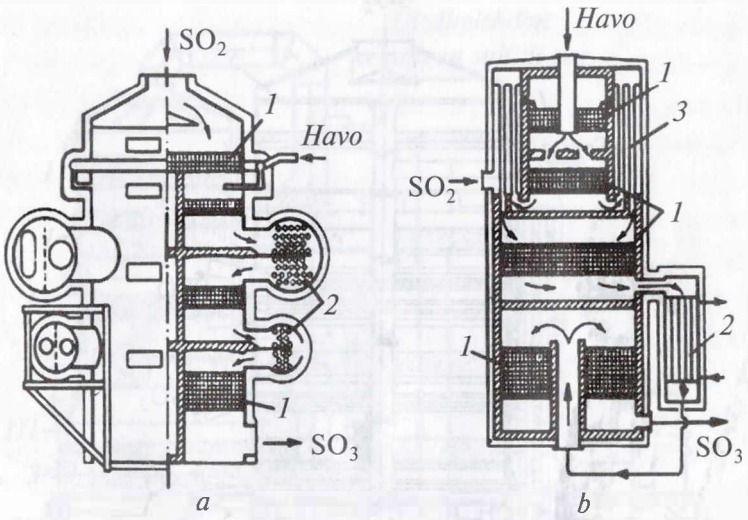
1.22-rasmda jihoz unumdorligi sutkasiga 540 t sulfat kislota bo'lgan oraliq issiqlik almashtirgichli kontakt jihozi tasvirlangan.




*1.22-rasm.* Birinchi qatlamdan so'ng sovuq gaz qo'shiladigan kontakt jihozi: *I—V*—kontakt massa qatlamlari; *1—3*—oraliq issiqlik almashtirgichlar; *4*—aralashtirgichlar; *5*—kvars qatlamlari (15—20 mm).

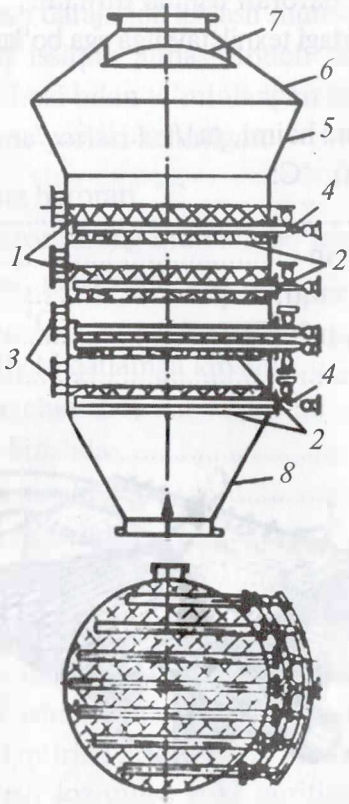
Bu jihozda birinchi qatlam I dan so‘ng gazni sovitish sovuq sulfitli gaz qo‘shish orqali amalga oshiriladi. Gaz ikkinchi, uchinchi va to‘rtinchi qatlamlar (II—IV) dagi kontakt massalaridan o‘tgandan so‘ng kontakt jihoziga mahkamlangan oraliq issiqlik almashtirgichlar (1—3) da sovitiladi. Kontakt jihozining ichki diametri 8,5 m ni, umumiy balandligi 19,6 m ni tashkil etadi.

Qaynovchi qatlam pechlarida kolchedan kuydirilganda yuqori konsentratsiyali sulfit angidridli kuyundi gazi olinadi. Bu holda kontakt massaning birinchi qatlamida oksidlanish gazdagi $SO_2$ ning katta konsentratsiyasi (10—12%) da olib boriladi, ikkinchi qatlamdan oldin esa unga atmosfera havosi kiritish orqali $SO_2$ miqdori kamaytiriladi va kislorod miqdori oshiriladi (1.23-rasm). Bunday jihozda gazdagi $SO_2$ konsentratsiyasi kamayishi bilan bir vaqtda gazning harorati ham pasayadi, bu esa kontakt massa birinchi qatlamidan so‘ng issiqlik almashtirgich bo‘lishini istisno qiladi.




*1.23-rasm.* Birinchi qatlamdan so‘ng havo kiritiladigan «Lurgi» firmasining kontakt jihozi: *a*—tashqi issiqlik almashtirgichli; *b*—halqasimon (ichki) issiqlik almashtirgichli; *1*—kontakt massa qatlami; *2*—tashqi issiqlik almashtirgich (b rasmda – oraliq sovitgich); *3*—halqasimon issiqlik almashtirgich.

Kontakt massasi qaynovchi qatlamli kontakt jihozida (1.24-rasm) gaz pastdan yuqoriga gaz taqsimlash to‘rlari (2) ga joylashtirilgan kontakt massa qatlamlari orqali birin-ketin o‘tadi. Reaksiya ortiqcha issiqligi suvli sovitgichlar (4) da chiqarib olinadi. Katalizatorning favvorali otilib chiqib ketishining oldini olish uchun jihozning yuqori qismida kengayish (diffuzor) (5), konfuzor (6) va so‘ndirgich (7) lar ham e’tiborga olingan. Gaz tarkibida 7% $SO_2$ bo‘lganda kontakt massaga kirishda gazning harorati tinch kontakt massa qatlamli jihozlardagi 440°C o‘rniga 360°C ni tashkil etadi. $SO_2$ konsentratsiyasining ortishi bilan gazning harorati kirishda




*1.24-rasm.* Kontakt massasi qaynovchi qatlamli kontakt jihozi:
*1*—kontakt massa; *2*—gaz taqsimlash to‘ri; *3*—lyuklar; *4*—sovitgichlar; *5, 8*—diffuzorlar; *6*—konfuzor; *7*—so‘ndirgich.

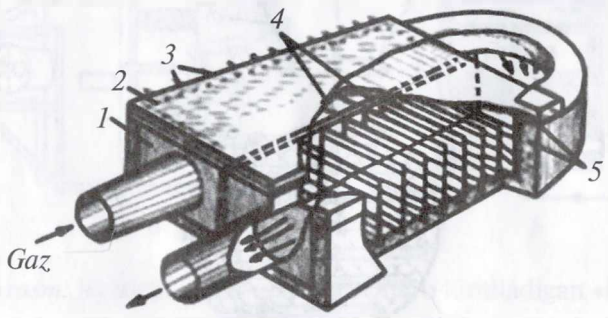
yanada pasaytiriladi. Suvli sovitgichda issiqlik uzatish koeffitsiyenti odatdagi issiqlik almashtirgichlardagi 20—40 kJ/($m^2$ · soat · grad) o'rniga 420—850 kJ/($m^2$ · soat · grad)ni tashkil etadi.

Kontakt bo'linmasining uskunalar bilan jihozlanishi va texnologik tartibi (rejimi) xomashyodan foydalanish koeffitsiyentini (u kontaktlanish darajasiga bog'liq), elektroenergiya sarfini (u kontakt jihozining gidravlik qarshiligiga bog'liq) va boshqa sulfat kislotali tizimlar ko'rsatkichlarini aniqlaydi.

**Issiqlik almashtirgich jihozlari.** Sulfat kislotali tizimlarning kontakt bo'linmasida turli xil konstruksiyadagi issiqlik almashtirgichlar, angidridli sovitgich, qizdirgichlar ishlatiladi. Ular orqali jarayonning optimal harorati ushlab turiladi.

1.25-rasmda quyidagi texnik tavsifga ega bo'lgan elektr qizdirgich tasvirlangan:

Qizdiriladigan gaz hajmi, $m^3/s$ .....3000
Gazning harorati, °C:
qizdirgichgacha ..... 50
qizdirgichdan keyin ..... 520
Ishga tayyorlash vaqti, daq. ..... 10—15
Qizdirish yuzasi, $m^3$ ..... 13,1
O'lchamlari, m ..... 3,88×1,79×1,05




*1.25-rasm.* Elektr qizdirgich:
*1*—korpus; *2*—qopqoq; *3*—qizdirgich elementlarining tugallanishi; *4*—qizdirgich elementlari; *5*—issiqlik izolatsiyasi.

Qizdirgich issiqlik izolatsiyali po'lat jihoz bo'lib, u to'siqlar bilan ikki bo'limga ajratilgan. Har bir bo'limda alohida nixromli simdan iborat (simning umumiy massasi 50 kg) qizdirgich elementlari (har birida 51 tadan) joylashtirilgan.

*Kontaktlanishning texnologik tartibi.* Yuqori kontaktlanish foizi hamda qizdirgichni ishga tushirmagan holda sistemani, hatto, oz fursat to'xtatilganda va gazdagi $SO_2$ konsentratsiyasi pasayganda ham uning barqarorligini ta'minlaydigan sistemadagi ortiqcha issiqlik kontakt bo'linmasi yaxshi ishlashining asosiy ko'rsatkichlari hisoblanadi. Kontaktlanish darajasi, asosan, harorat rejimiga bog'liq. Kontakt bo'linmasidagi barcha uskunalar harorati aniq tartibga solinsa, doimiy yuqori kontaktlanish darajasida ishlash mumkin bo'ladi.

Quyida oraliq issiqlik almashtirgich bilan ishlaydigan to'rt qatlamli kontakt jihozi bilan ta'minlangan kontakt bo'linmasining texnologik tartib me'yorlari keltirilgan:

| | |
|---|---|
| O'txona gazlarining harorati, °C | 700 dan yuqori emas |
| O'txona gazlari haroratining mumkin bo'lgan o'zgarish chegarasi, grad/soat | 100 dan ko'p emas |
| Gazning harorati, °C: | |
| kontakt massa birinchi qatlamga kirishda | 440—450 |
| birinchi qatlamdan chiqishda | 600 dan yuqori emas |
| ikkinchi qatlamga kirishda | 460—470 |
| uchinchi qatlamga kirishda | 440—445 |
| to'rtinchi qatlamga kirishda | 415—420 |
| Gazdagi $SO_2$ konsentratsiyasi, % | $7,5 \pm 0,2$ |

**Sulfat angidridni absorbsiyalashning fizik-kimyoviy asoslari.** Kontakt usulida sulfat kislota ishlab chiqarish jarayonining oxirgi bosqichi gazli aralashmadan sulfat angidridni ajratib olish va uni sulfat kislotaga aylantirish hisoblanadi. Kontakt jihoziga kelishdan oldin gazni quritish lozimligi yoki quritilmasligiga qarab sulfat angidridni ajratib olish jarayoni farqlanadi: birinchi holatda $SO_3$ sulfat kislota bilan absorbsiyalanadi, ikkinchi holda esa sulfat kislota kondensatsiyalanadi.

Ko'pgina ishlab chiqarish korxonalarida gaz quritiladi va sulfat angidrid sulfat kislota bilan minoralar (absorberlar) da absorbsiyalanadi. Sulfat angidrid sulfat kislotada eriydi, so'ngra undagi suv bilan birikadi:

$$nSO_3 + H_2O = H_2SO_4 + (n-1)SO_3$$

Suv va sulfat angidrid miqdoriy nisbatiga bog'liq holda turli xil konsentratsiyadagi sulfat kislota hosil bo'ladi. $n>1$ da oleum, $n = 1$ (monogidrat)da 100% li sulfat kislota, $n<1$ da esa sulfat kislotaning suvli eritmasi, ya'ni suyultirilgan sulfat kislota hosil bo'ladi.

Absorbsiyalashdan so'ng gazlar aralashmasi yutilmagan sulfat angidrid bilan atmosferaga chiqarib yuboriladi. Bu gazlar aralashmasi tarkibidagi yo'qotiladigan $SO_3$ miqdorini kamaytirish uchun absorbsiya bo'linmasida sulfat angidrid absorbsiyasini yetarlicha to'la amalga oshirilishini ta'minlash lozim.

Kontakt ishlab chiqarish korxonalarida barcha mahsulotlar (yuvuvchi kislotadan tashqari) oleum tarzida ishlab chiqariladi. Oleum sulfat kislotaning boshqa texnik navlaridan farqlanib, qimmatbaho mahsulot hisoblanadi. Agar oleumga talab bo'lmasa, uni 93—95% li sulfat kislotagacha suyutiriladi.

Oleum olish uchun tarkibida $SO_3$ tutgan gaz oleum sachratiladigan minora (oleumli absorber) orqali o'tkaziladi. U yerda sulfat angidridning bir qismi yutiladi, uning qolgan qismi esa ikkinchi absorber, ya'ni monogidrat sachratiladigan minora (monogidratli absorber)da absorbsiyalanadi. Oleumning konsentratsiyasi ortib borishi bilan ($SO_3$ yutilishi hisobiga) unga monogidratli absorberdan uzatiladigan kislota qo'shiladi. Hosil bo'ladigan oleumning ortiqcha miqdori omborga uzatiladi. Shunday qilib barcha mahsulotni oleum tarzida ishlab chiqarish ta'minlanadi.

Mahsulot sifatidagi oleum tarkibida 18,5% dan kam bo'lmagan $SO_3$(erkin) bo'lishi kerak, bunday oleumdan oleumli absorberda foydalaniladi. Monogidratli absorberda sachratiluvchi sulfat kislotaning konsentratsiyasi 98,3% ni tashkil etadi. Bunday konsentratsiyali kislota sulfat angidridni juda yaxshi absorbsiyalaydi, chunki bu eritma ustidagi $SO_3$ ning bug' bosimi juda ham kam bo'ladi.

98,3% $H_2SO_4$ dan past konsentratsiyali kislota ustida gazli aralashmada suv, yuqori konsentratsiyali kislotada sulfat angidrid bo'ladi. Bu holatlarda sulfat angidridning absorbsiyalanishi yomonlashadi. $SO_3$ ning to'liq absorbsiyalanishi ma'lum darajada sulfat kislota haroratiga ham bog'liq: harorat qanchalik past bo'lsa, absorbsiyalanish darajasi ham shunchalik yuqori bo'ladi.

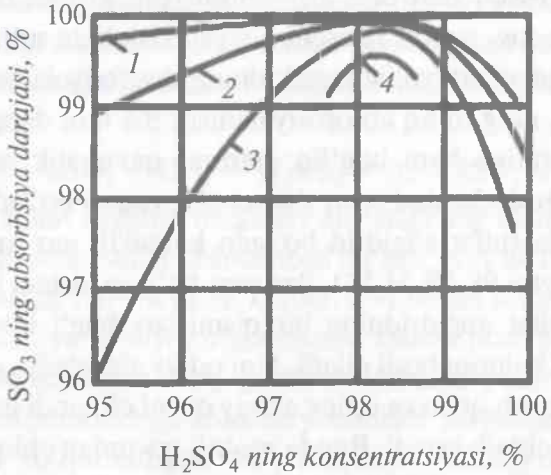
Tarkibida sulfat angidrid bo'lgan kontaktli gaz aralashmani konsentratsiyasi 98,3% $H_2SO_4$ dan past bo'lgan kislota bilan qayta ishlashda sulfat angidridning bir qismi suv bug'i bilan birikib, sulfat kislota bulutini hosil qiladi. Uni oddiy absorbsiya qurilmalari bilan tutib qolish qiyin va uning asosiy qismi chiqindi gazlari bilan atmosferaga chiqib ketadi. Bunda mo'rili quvurdan chiqadigan gaz tutun tarzida ko'rinadi. Sulfat kislotaning konsentratsiyasi qanchalik kichik va uning harorati baland bo'lsa, undan shunchalik ko'p suv bug'i chiqadi, ko'p miqdordagi tuman hosil bo'ladi va $SO_3$ ning yo'qotilishi ortadi. Kontaktli gazni 98,3% $H_2SO_4$ dan yuqori konsentratsiyali kislota bilan absorbsiyalashda sulfat angidrid to'la yutilmaydi, chunki bu kislotadan $SO_3$ ajraladi. Bu holda ham chiqindi gazlari atmosferani bir qism sulfat angidrid bilan ifloslantiradi, u esa havodagi namlik bilan birikib sulfat kislota bulutlarini hosil qiladi.

Shunday qilib, ikkala holda ham sulfat angidridning absorbsiyasi yomonlashadi va $H_2SO_4$ buluti hosil bo'ladi.

1.26-rasmda monogidratli absorberda sulfat angidrid absorbsiyalanish darajasining sachratiladigan kislota konsentratsiyasi va haroratiga bog'liqligi tasvirlangan.

Rasmdan ko'rinadiki, 98,3% li sulfat kislota yuqori darajada absorbsiyalash xususiyatiga ega. Undan past yoki yuqori konsentratsiyali kislotada harorat oshirilganda ham pasayishini kuzatish mumkin.

Oleumli absorberda $SO_3$ ni oleum bilan absorbsiyalashda ham absorbsiyaning harakatlantiruvchi kuchi kamayishi hisobiga haroratning ortishi bilan absorbsiya yomonlashadi. U quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:




*1.26-rasm.* Monogidratli absorberda turli haroratda sulfat angidridning absorbsiyalanish darajasi: *1*—60°C da; *2*—80°C da; *3*—100°C da; *4*—120°C da.

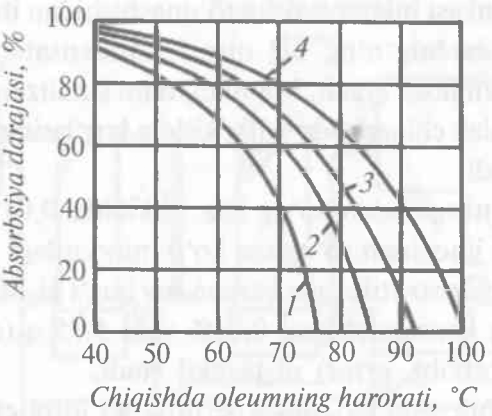
$$\Delta p = \frac{(p_1' - p_2') - (p_1'' - p_2'')}{2{,}3 \lg \dfrac{p_1' - p_2'}{p_1'' - p_2''}},$$

bu yerda: $p_1'$ va $p_1''$ – absorbsiyadan oldingi va keyingi gazdagi $SO_3$ ning parsial bosimi, n/m² (mm.sim.ust.); $p_2'$ va $p_2''$ – gazning absorberga kirishda va undan chiqishda oleum ustidagi $SO_3$ muvozantli bosimi, n/m² (mm.sim.ust.).

1.27-rasmda 20% li oleum sachratiladigan oleumli absorberda sulfat angidrid absorbsiyasining haroratga bog'liqligi keltirilgan.

Bu tasvirdan ko'rinadiki, haroratning ortishi bilan $SO_3$ absorbsiyalanish darajasi keskin kamayadi va ma'lum harorat (7,5% $SO_3$ da 84°C, 5% $SO_3$ da 76°C) da absorbsiyalanish to'la to'xtaydi. 60°C haroratda 33% $SO_3$(erkin) bo'lgan oleum olingani holda, 90°C haroratda atigi 14% $SO_3$(erkin) bo'lgan oleum olish mumkin.

Nam kataliz usuli bilan sulfat kislota olishda kontakt bo'linmasidan chiqadigan gaz tarkibidagi suv $H_2SO_4$ hosil bo'lishi uchun




*1.27-rasm.* Oleumli absorberda gazdagi $SO_3$ miqdoriga bog'liq holdagi sulfat angidridning absorbsiyasi:
*1*—5% li $SO_3$ da; *2*—7,5% li $SO_3$ da; *3*—10% li $SO_3$ da; *4*—15% li $SO_3$ da.

kerak bo'ladigan suvdan ko'p bo'ladi. Shuning uchun kontakt gazini sovitilganda sulfat angidrid suv bug'i bilan sulfat kislota bug'iga aylanadi, so'ngra u minorada kondensatsiyalanadi. Shunday qilib, nam kataliz jarayonida $SO_3$ ning absorbsiyalanishi emas, balki sulfat kislota bug'larining kondensatsiyalanishi sodir bo'ladi. Agar gazdagi suv bug'ining miqdori oz bo'lsa, kondensatsiyalanish va absorbsiyalanish jarayonlari bir paytda sodir bo'ladi. Gazning harorati 400°C dan yuqori va undagi $SO_3$ va $H_2O$ birgalikda bo'lganda (masalan, nam kataliz usuli bilan sulfat kislota olishdagi kabi) gaz tarkibida sulfat kislota bug'lari bo'lmaydi, chunki bunday sharoitda ular amalda to'la dissotsillanadi. Gaz sovitilganda:

$$H_2SO_4 \rightleftarrows H_2O + SO_3$$

muvozanat sulfat kislota bug'lari hosil bo'lish tomonga siljiydi, u esa keyingi bosqichda sovitilganda kondensatsiyalanadi.

Sulfat kislota bug'larining kondensatsiyasi suyuqlik taqsimlanadigan to'ldirgichli minoralarda (skrubberlarda), quvurli kondensatorlarda, barbotajli jihozlarda amalga oshiriladi. Ko'rsatib o'tilgan barcha jihozlardagi bu jarayonning mexanizmi bir xildir va bu tarkibida bug' tutgan gazli aralashmaning sovuq suyuqlik yoki

kondensat plyonkasi bilan bevosita to‘qnashishidan iboratdir. Shu bilan bir paytda bug‘ning bir qismi kondensatsiyalanadi va bo‘shliqda tuman hosil qiladi. Masalan, nam kataliz usuli bo‘yicha sulfat kislota ishlab chiqarishda sulfat kislota bug‘larining 35% qismi tumanga aylanadi.

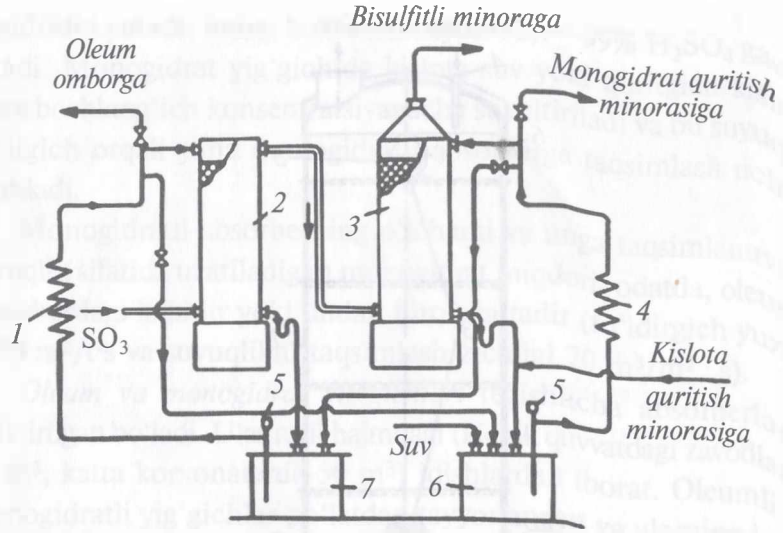
Minorali quritgichdan so‘ng gaz tarkibida 0,01% suv bug‘i qoladi, kontakt jihozidan so‘ng esa ko‘p miqdordagi $SO_3$ bo‘ladi, shuning uchun gaz sovitilganda barcha suv bug‘i $H_2SO_4$ bug‘lariga aylanadi, uning konsentratsiyasi 0,01% yoki 5,75 q (q — gazdagi suv bug‘ining tarkibi, $g/m^3$) ni tashkil etadi.

Sulfat kislota bug‘lari absorberning to‘ldirgichlari sirtida kondensatsiyalanadi. Absorber to‘ldirgichlari sirtida taqsimlanuvchi kislota konsentratsiyasi juda past yoki gazning namligi yuqori bo‘lganda sulfat kislota bug‘larining bir qismi bo‘shliqda tuman hosil qilib kondensatsiyalanadi, u esa absorberlarda to‘la cho‘kmaydi va atmosferaga chiqib ketadi.

**Zamonaviy kontaktli sulfat kislota ishlab chiqarish korxonasining absorbsiyalash bo‘linmasi.** Sulfat kislota eritmasi taqsimlanuvchi to‘ldirgichli skrubber – minoralarda ham, barbotaj turidagi jihozlarda ham kislota qatlamidan gaz o‘tadigan joylarda sulfat kislota gaz aralashmasidan faqat sulfat angidridni yutadi, gazning qolgan qismi absorberlar orqali o‘tib atmosferaga chiqib ketadi. Odatda, sulfat angidrid ikkita parallel biriktirilgan: birinchisi oleumli va ikkinchisi monogidratli absorberlarda yutiladi.

1.28-rasmda absorbsiya bo‘linmasining sxemasi tasvirlangan. Kontakt bo‘linmasidan chiqadigan gaz oleumli absorber (2) ga tushadi. Sulfat angidridni yutishi natijasida $H_2SO_4$ hosil bo‘lish reaksiyasining issiqligi hisobiga oleum qiziydi. Qaynoq konsentrlangan oleum absorber (2) dan yig‘gich (7) ga oqib tushadi, u yerda suyultirish uchun oz miqdordagi monogidrat qo‘shiladi. Yig‘gich (7) dan oleum sovitgich (1) orqali absorber (2) ni suyuqlik bilan ta’minlashga so‘rib olinadi. Oleumning bir qismi muntazam ravishda omborga yoki kuporos moyi tayyorlashga yuboriladi.

Oleumli absorber (2) dan chiqadigan gaz 98,3% li sulfat kislota (monogidrat) suyuqligi taqsimlanadigan monogidratli




*1.28-rasm.* Absorbsiya bo'linmasining sxemasi:
*1*—oleumli sovitgich; *2*—oleumli absorber; *3*—monogidratli absorber; *4*—monogidratli sovitgich; *5*—botirma nasoslar; *6*—monogidrat yig'gichi; *7*—oleum yig'gichi.

absorber (3) ga keladi. Kislota sulfat angidridni yutishi natijasida qiziydi va uning kondensatsiyalanishi ortadi. Absorber (3) dan monogidrat yig'gich (6) ga oqib tushadi, u yerda suyultirish uchun quritish minorasidan keladigan kislota yoki suv qo'shiladi. Qaynoq kislota yig'gich (6) dan sovitish uchun monogidratli sovitgichga uzatiladi va yana monogidratli absorber (3) ni suyuqlik bilan ta'minlash uchun kelib tushadi. Monogidratning bir qismi muntazam ravishda yig'gich (7) va quritish minorasiga uzatiladi. Monogidratli absorberdan chiqadigan gazlar ammiakli suv taqsimlanadigan absorberlarga (bisulfitli minoraga) uzatiladi va zararsizlantiruvchi filtrlar orqali yoki to'g'ridan to'g'ri atmosferaga chiqarib yuboriladi.

Oleumli absorberda $SO_3$ barcha miqdorining 70% qismi yutiladi va buning hisobiga monogidratli absorberlarning quvvati pasaytirishga erishiladi.

*Oleumli (birinchi) absorber.* Kontakt jihozidan chiqadigan gazlar oleumli absorberga keladi (1.29-rasm). U vertikal

kondensat plyonkasi bilan bevosita to‘qnashishidan iboratdir. Shu bilan bir paytda bug‘ning bir qismi kondensatsiyalanadi va bo‘shliqda tuman hosil qiladi. Masalan, nam kataliz usuli bo‘yicha sulfat kislota ishlab chiqarishda sulfat kislota bug‘larining 35% qismi tumanga aylanadi.

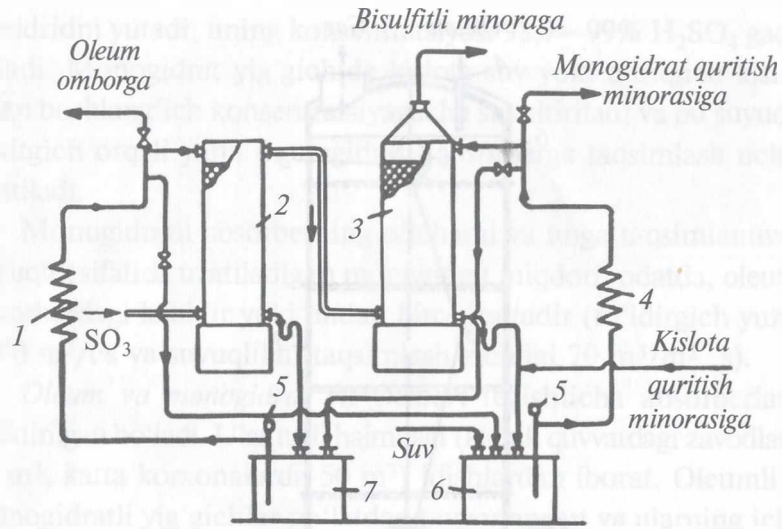
Minorali quritgichdan so‘ng gaz tarkibida 0,01% suv bug‘i qoladi, kontakt jihozidan so‘ng esa ko‘p miqdordagi $SO_3$ bo‘ladi, shuning uchun gaz sovitilganda barcha suv bug‘i $H_2SO_4$ bug‘lariga aylanadi, uning konsentratsiyasi 0,01% yoki 5,75 q (q — gazdagi suv bug‘ining tarkibi, $g/m^3$) ni tashkil etadi.

Sulfat kislota bug‘lari absorberning to‘ldirgichlari sirtida kondensatsiyalanadi. Absorber to‘ldirgichlari sirtida taqsimlanuvchi kislota konsentratsiyasi juda past yoki gazning namligi yuqori bo‘lganda sulfat kislota bug‘larining bir qismi bo‘shliqda tuman hosil qilib kondensatsiyalanadi, u esa absorberlarda to‘la cho‘kmaydi va atmosferaga chiqib ketadi.

**Zamonaviy kontaktli sulfat kislota ishlab chiqarish korxonasining absorbsiyalash bo‘linmasi.** Sulfat kislota eritmasi taqsimlanuvchi to‘ldirgichli skrubber – minoralarda ham, barbotaj turidagi jihozlarda ham kislota qatlamidan gaz o‘tadigan joylarda sulfat kislota gaz aralashmasidan faqat sulfat angidridni yutadi, gazning qolgan qismi absorberlar orqali o‘tib atmosferaga chiqib ketadi. Odatda, sulfat angidrid ikkita parallel biriktirilgan: birinchisi oleumli va ikkinchisi monogidratli absorberlarda yutiladi.

1.28-rasmda absorbsiya bo‘linmasining sxemasi tasvirlangan. Kontakt bo‘linmasidan chiqadigan gaz oleumli absorber (2) ga tushadi. Sulfat angidridni yutishi natijasida $H_2SO_4$ hosil bo‘lish reaksiyasining issiqligi hisobiga oleum qiziydi. Qaynoq konsentrlangan oleum absorber (2) dan yig‘gich (7) ga oqib tushadi, u yerda suyultirish uchun oz miqdordagi monogidrat qo‘shiladi. Yig‘gich (7) dan oleum sovitgich (1) orqali absorber (2) ni suyuqlik bilan ta’minlashga so‘rib olinadi. Oleumning bir qismi muntazam ravishda omborga yoki kuporos moyi tayyorlashga yuboriladi.

Oleumli absorber (2) dan chiqadigan gaz 98,3% li sulfat kislota (monogidrat) suyuqligi taqsimlanadigan monogidratli

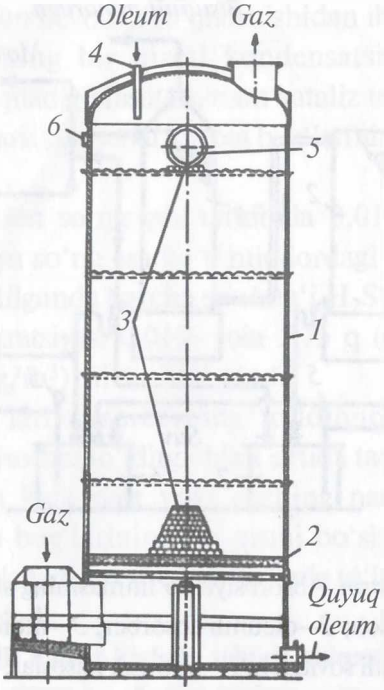



*1.28-rasm.* Absorbsiya bo'linmasining sxemasi:
*1*—oleumli sovitgich; *2*—oleumli absorber; *3*—monogidratli absorber; *4*—monogidratli sovitgich; *5*—botirma nasoslar; *6*—monogidrat yig'gichi; *7*—oleum yig'gichi.

absorber (3) ga keladi. Kislota sulfat angidridni yutishi natijasida qiziydi va uning kondensatsiyalanishi ortadi. Absorber (3) dan monogidrat yig'gich (6) ga oqib tushadi, u yerda suyultirish uchun quritish minorasidan keladigan kislota yoki suv qo'shiladi. Qaynoq kislota yig'gich (6) dan sovitish uchun monogidratli sovitgichga uzatiladi va yana monogidratli absorber (3) ni suyuqlik bilan ta'minlash uchun kelib tushadi. Monogidratning bir qismi muntazam ravishda yig'gich (7) va quritish minorasiga uzatiladi. Monogidratli absorberdan chiqadigan gazlar ammiakli suv taqsimlanadigan absorberlarga (bisulfitli minoraga) uzatiladi va zararsizlantiruvchi filtrlar orqali yoki to'g'ridan to'g'ri atmosferaga chiqarib yuboriladi.

Oleumli absorberda $SO_3$ barcha miqdorining 70% qismi yutiladi va buning hisobiga monogidratli absorberlarning quvvatini pasaytirishga erishiladi.

*Oleumli (birinchi) absorber.* Kontakt jihozidan chiqadigan gazlar oleumli absorberga keladi (1.29-rasm). U vertikal po'lat




*1.29-rasm.* Oleumli absorber:
*1*—po'lat silindr; *2*—halqali to'r; *3*—to'ldirgich; *4*—oleum taqsimlagich; *5*—to'ldirgichni yuklash va tushirish uchun tirqish; *6*—kuzatish oynasi.

silindr (1) shaklida tayyorlangan to'ldirgichli skrubber ko'rinishida bo'ladi. Uning ostki qismida halqali panjara (2) bo'ladi, unga to'ldirgichlar (po'lat yoki sopol halqachalar) joylashtirilgan.

Oleumli absorberning o'lchami va unga taqsimlash uchun suyuqlik sifatida uzatiladigan oleumning miqdori sulfat kislotali tizimlar unumdorligiga bog'liq. Odatda, 1 t/s mahsulot ishlab chiqarish uchun to'ldirgichdagi gazning tezligi 1 m/soniya va absorber tirqishlarining 1 $m^2$ ga suyuqlikni taqsimlash zichligi 10—12 $m^2$ bo'lganda absorberdagi to'ldirgich yuzasi 600 dan 1000 $m^2$ bo'lishi talab etiladi.

*Monogidratli (ikkinchi) absorber.* Bu absorber ham xuddi quritish minorasi kabi o'rnatilgan va unga 98,3% li sulfat kislota suyuqligi taqsimlanadi. Kislotaning absorberdan o'tishi paytida sulfat

angidridni yutadi, uning konsentratsiyasi 98,7—99% $H_2SO_4$ gacha ortadi. Monogidrat yig'gichida kislota suv yoki quritgich kislota bilan boshlang'ich konsentratsiyagacha suyultiriladi va bu suyuqlik sovitgich orqali yana monogidratli absorberga taqsimlash uchun uzatiladi.

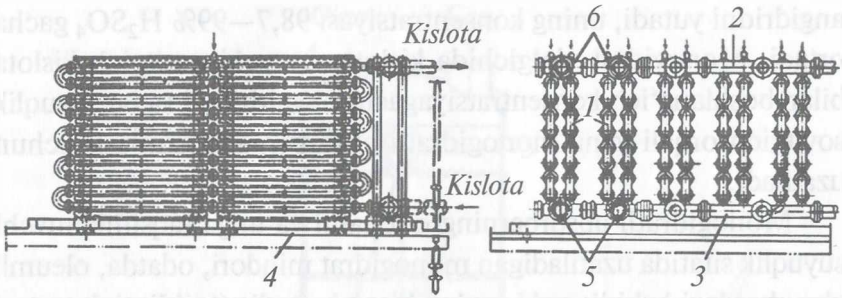
Monogidratli absorberning o'lchami va unga taqsimlanuvchi suyuqlik sifatida uzatiladigan monogidrat miqdori, odatda, oleumli absorberdagi kabidir yoki undan biroz kattadir (to'ldirgich yuzasi 1200 $m^2/t \cdot s$ va suyuqlikni taqsimlash zichligi 20 $m^3/m^2 \cdot s$).

*Oleum va monogidrat yig'gichlari* tegishlicha absorberlarga biriktirilgan bo'ladi. Ular turli hajmdagi (kichik quvvatdagi zavodlarda 10 $m^3$, katta korxonalarda 50 $m^3$) idishlardan iborat. Oleumli va monogidratli yig'gichlar po'latdan tayyorlangan va ularning ichki qismi kislotaga chidamli plitkalar bilan himoyalangan bo'ladi.

*Kislota sovitgichlari.* Absorberlarda sulfat angidridning yutilishida ko'p miqdorda issiqlik ajraladi va taqsimlanuvchi suyuqlik sifatida kiradigan kislotaning qizib ketishiga olib keladi, uni esa sovitish lozim. Bu maqsadda suyuqlikni taqsimlashda quvur qoplamali sovitgichlar ishlatiladi. Kontakt usulida sulfat kislota ishlab chiqarishda spiral sovitgichlar keng ko'lamda ishlatilmaydi. Oleumli va monogidratli absorberlarning suyuqlikni taqsimlash sovitgichlari tuzilishi jihatdan bir-biriga o'xshaydi, faqatgina bo'lmalari soni va ular tayyorlanadigan material bilan farqlanadi. Oleumli sovitgich po'latdan, monogidratli sovitgich cho'yandan yoki kislotaga chidamli po'latdan tayyorlanadi.

1.30-rasmda to'rtta bo'lma (1) dan iborat va po'lat taglikka o'rnatilgan monogidratli sovitgich tasvirlangan. Har bir bo'lmada ikki vertikal qatorda parallel quvurlar bo'ladi. Quvurning yuqori qismi kollektor (2) ga, pastki qismi kollektor (3) ga mahkamlangan. Quvurlarning har bir qatorida tarnovlar bo'lib, quvur ustidan sovituvchi suv oqadi va suv yog'och yoki beton ariqchalar (4) ga va undan kanalizatsiyaga oqib tushadi.

Qaynoq kislota pastki kollektor (3) ga shtutser (5) orqali kelib tushadi, parallel oqimdagi quvurlar bo'yicha taqsimlanadi



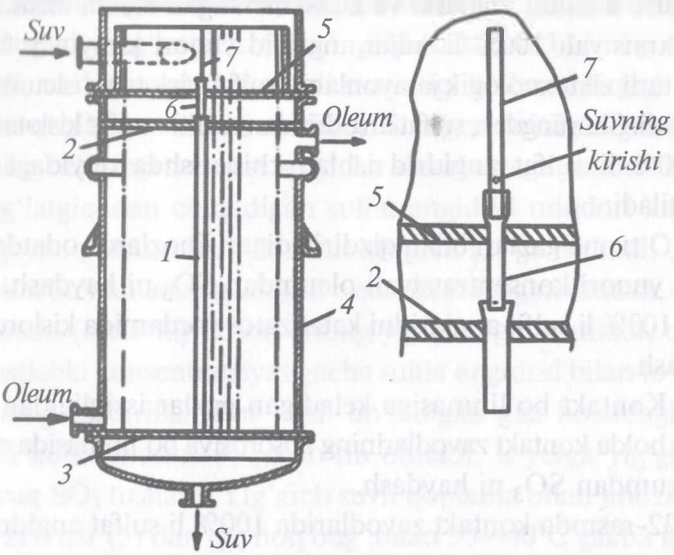

*1.30-rasm.* Monogidratli sovitgich: *1*—sovitgich bo'lmalari; *2, 3*—yuqori va ostki kollektorlar; *4*—ariqcha; *5*—kislota chiqish shtutseri; *6*—kislota kirish shtutseri.

va yuqori kollektor (2) da shtutser (6) orqali chiqqan kislota yig'ib olinadi.

1.31-rasmda oleumning quvur qoplamali sovitgichi tasvirlangan. U ajratilgan po'lat quvurlar (1), quvurlar to'rli panjarasi (2) va (3) hamda po'lat qoplama (4) dan iboratdir. Oleum quvurlararo bo'shliq orqali, suv esa quvurlar orqali harakatlanadi. Oleumning suv bilan to'qnashishining oldini olish maqsadida qo'shimcha to'rli panjara (5) o'rnatiladi, ular qisqa po'lat quvurlar (6) orqali mahkamlanadi.

*Kislota aralashtirgichlari.* Konsentrlangan kislota (oleum yoki monogidrat)ga suv qo'shib har qanday konsentratsiyadagi kislota olinadi. Konsentrlangan sulfat kislota suv bilan aralashtirilganda ko'p miqdordagi issiqlik ajraladi, buning natijasida kislota qaynash darajasigacha qiziydi va ko'p miqdordagi bug' ajralishi hamda idishdagi kislotaning toshib ketishi kuzatiladi. Shuning uchun kislota aralashtirgichlar deb ataluvchi maxsus jihozlarda ehtiyotkorlik choralariga amal qilgan holda suv bilan suyultiriladi.

Past konsentratsiyali kislota tayyorlash uchun aralashtirgichlar kislotaga chidamli materiallardan, yuqori konsentratsiyali kislota tayyorlash uchun esa cho'yandan tayyorlanadi. Turli ishlab chiqarish korxonalarida har xil turdagi qurilmalar ishlatiladi. Ulardagi sovitish tizimi, asosan, aralashtirgich qozon yoki quvurning




*1.31-rasm.* Oleumning quvurli sovitgichi: *1*—po'lat quvurlar; *2,3*—to'rli panjaralar; *4*—po'lat qoplama; *5*—qo'shimcha to'rli panjara; *6*—qisqa po'lat quvurlar; *7*—plastmassali quvurlar.

uning qoplamasi orasidagi bo'shliqda harakatlanadigan suv oqimi orqali amalga oshiriladi.

*Absorbsiyaning texnologik tartibi.* Ishlab chiqarish korxonalaridagi absorbsiya bo'linmasining sxemasi bir-biridan kam farq qiladi, shuningdek, ularda ishlatiladigan texnologik tartiblar ham o'xshashdir. Quyida kontakt zavodlaridan birining absorbsiya bo'linmasining texnologik tartib o'lchovlari keltirilgan:

Harorat, °C:
oleumli absorberdan chiqishda ..... 60 dan katta emas
monogidratli absorberdan chiqishda ..... 60 dan katta emas
Kislota konsentratsiyasi:
suyuqlik taqsimlanadigan oleumli absorber,
% $SO_3$(erkin) ..... 19±1
suyuqlik taqsimlanadigan kontaktli
absorber, % $H_2SO_4$ ..... 98,3±0,4
Absorbsiya darajasi, % ..... 99,9 dan kam emas

**100% li sulfat angidrid va konsentrlangan oleum olish.** Yuqori konsentratsiyali 100% li sulfat angidrid yuqori kimyoviy faollikka ega va turli xil texnologik jarayonlarda sulfat kislota va oleum o'rnida ishlatiladi. Shuningdek, sulfat angidriddan reaktiv sulfat kislota olinadi.

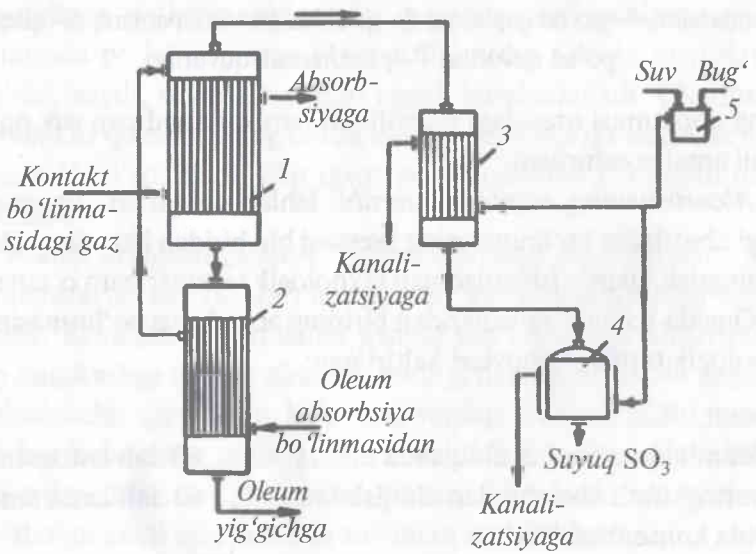
100% li sulfat angidrid ishlab chiqarishda quyidagi usullar qo'llaniladi:

1. O'txona gazlari bilan qizdiriladigan jihozlarda odatdagi 20% li yoki yuqori konsentratsiyali oleumdan $SO_3$ ni haydash.

2. 100% li sulfit angidridni katalizator yordamida kislorod bilan oksidlash.

3. Kontakt bo'linmasiga keladigan gazlar issiqligidan foydalangan holda kontakt zavodlarining absorbsiya bo'linmasida aylanuvchi oleumdan $SO_3$ ni haydash.

1.32-rasmda kontakt zavodlarida 100% li sulfat angidrid olish uchun qurilmaning sxemasi tasvirlangan.




*1.32-rasm.* 100% li sulfat angidrid olish uchun qurilma sxemasi:
*1*—issiqlik almashtirgich-bug'latgich; *2*—oleumli issiqlik almashtirgich;
*3*—sulfat angidrid kondensatori; *4*—suyuq sulfat angidrid yig'gichi;
*5*—issiq suv olish uchun rezervuar.

Tarkibida $SO_3$ bo'lgan qaynoq gaz kontakt bo'linmasidan issiqlik almashtirgich-bug'latgich (1) ning quvurlararo bo'shlig'i orqali uzatiladi, undagi quvurlar orqali esa issiqlik almashtirgich (2) da oldindan qizdirilgan oleum uzatiladi. So'ngra sovitilgan gaz kontakt tizimining odatdagi sxemasi bo'yicha absorbsiyaga yuboriladi.

Bug'latgichdan chiqadigan sulfat angidrid miqdori kamaytirilgan qaynoq oleum issiqlik almashtirgich (2) ga tushadi, u yerda absorbsion bo'linmadan uzatilgan oleumga issiqligini uzatadi, so'ngra esa birinchi (oleumli) absorberning yig'gichiga uzatiladi, u yerda yana dastlabki konsentratsiyasigacha sulfat angidrid bilan to'yinadi. Oleumning qizdirilishidan hosil bo'ladigan gaz holatdagi sulfat angidrid kondensator (3) ga so'rib olinadi, u yerga yig'gich (4) dan suyuq $SO_3$ tushadi. Yig'gich suvli qoplama bilan jihozlangan, unga rezervuar (5) dan qaynoq bug' bilan 30—40°C gacha isitilgan suv keladi. Bu esa sulfat angidridni muzlashi va kristallanishidan saqlaydi. Shuni ham ta'kidlash lozimki, texnik kristall sulfat angidrid qizdirilganda u suyuqlanmasdan to'g'ridan to'g'ri gaz holatiga aylanadi (sublimatlanadi).

Yuz foizli sulfat angidrid xona haroratidayoq (16,8°C) kristallanadi, shuning uchun uning olinishi va tashilishi ko'pgina qiyinchiliklar bilan bog'liq va ko'p hollarda uning o'rniga 65% $SO_3$(erkin) bo'lgan yuqori konsentratsiyali oleum qo'llaniladi. Bunday oleumning kristallanish harorati birmuncha past (0°C). Yuqori konsentratsiyali oleum texnik oleumni yuqoridagi ko'rsatilgan usullardan biri bo'yicha olingan gaz holatdagi 100% li $SO_3$ bilan to'yintirish orqali tayyorlanadi.

Odatdagi sharoitda texnik sulfat angidrid qotish jarayonida o'z-o'zidan polimerlanadi. Shundan so'ng uni atmosfera bosimida qizdirish orqali suyuq holatga o'tkazib bo'lmaydi, vaholanki u to'g'ridan to'g'ri bug'lanadi. Shuning uchun sulfat angidrid polimerlanishining oldini olish maqsadida suyuq sulfat angidridga stabilizatorlar ($B_2O_3$, $Na_2SO_4$, $KCrO_2$ va boshqalar) qo'shiladi. Ammo stabilizatorlar polimerlanishni sekinlashtiradi xolos, ayniqsa, manfiy haroratda $SO_3$ kristallanishining oldini olishga qodir emas.

Stabilizator sifatida borat angidrid — $B_2O_3$ keng ko'lamda ishlatiladi. Tarkibida 99,6% $SO_3$ (qolgani namlik) bo'lgan suyuq sulfat angidridga berk idishda $SO_3$ hisobidan quruq 0,7—1,0% borat angidrid qo'shiladi ($B_2O_3$ ning namligi 0,3% dan ko'p bo'lmasligi kerak). Qo'shimcha qo'shilgandan so'ng aralashma 60—70°C gacha qizdiriladi va shu haroratda 3 soat ushlab turiladi.

Borat angidrid stabilizatori bo'lgan suyuq sulfat angidrid uglerodli po'latdan tayyorlangan idishda saqlanadi va hatto, qishda −30°C da ham bir necha oygacha polimerlanmaydi.

**Chiqindi gazlarni zararsizlantirish.** Kontaktlanish darajasi 0,97 va absorbsiya to'laligi 99,9% bo'lganda sulfat kislotali tizimlar chiqindi gazlarining tarkibida 0,2% atrofida $SO_2$ (5 g/m³) va 0,007% atrofida $SO_3$ (0,3 g/m³), shuningdek, ma'lum miqdordagi absorberdan chiqib ketadigan sulfat kislota tomchilari bo'ladi. Yuqoridagi tarkibga ega bo'lgan gazlardan sulfat kislota tomchilari tutib qolingandan so'ng, gazlarni atmosferaga chiqaruvchi mo'rili quvurning balandligi quyidagi empirik formula bilan ifodalanadi:

$$H = \sqrt{\frac{234q}{vc_{max}}},$$

bu yerda: $H$ — quvur balandligi, m; $q$ — chiqindi gazdagi $SO_2$ miqdori, g/soniya; $v$ — $SO_2$ konsentratsiyasi aniqlanadigan balandlikdagi shamol tezligi, m/soniya; $c_{max}$ — yer sirtidagi atmosfera havosidagi $SO_2$ ning cheklangan konsentratsiyasi, mg/m³.

Agar bu formula bo'yicha hisoblangan quvurning balandligi juda ham uzun bo'lsa, u holda chiqindi gazlar qayta tozalanadi va shundan so'ng quvur orqali atmosferaga chiqarib yuboriladi.

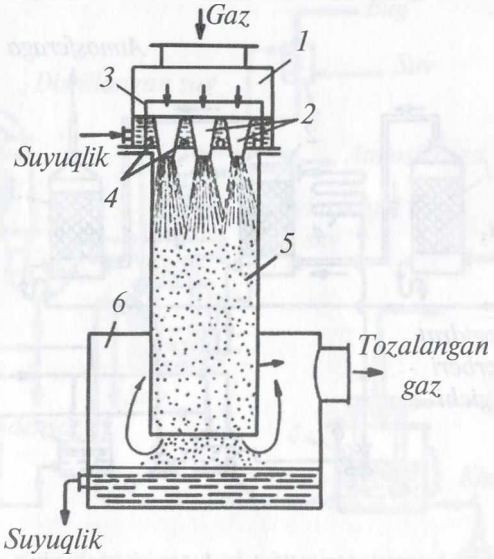
Absorberlardan keyin gazdan kislota tomchilarini ajratib olish uchun turli tomchi ushlagich qurilmalar o'rnatiladi. To'ldirgichli, ammo kislota taqsimlanmaydigan monogidratli absorber o'lchamidagi minora shaklidagi tomchi ushlagichlar keng tarqalgan. Kislota tomchilari to'ldirgichlarda ushlanib qoladi va minoraning pastki qismiga oqib tushadi, kislota u yerdan monogidratli absorberdagi yig'gichga chiqarib olinadi. Ayrim korxonalarda monogidratli

absorberlarning yuqori qismidagi suyuqlik taqsimlanmaydigan to'ldirgichli qatlami tomchi ushlagich vazifasini bajaradi.

Chiqindi gazlarni $SO_2$ dan tozalash to'ldirgichli minoralarda amalga oshiriladi, u yerda sulfit angidrid soda eritmasiga yuttiriladi. Bunda hosil bo'ladigan natriy bisulfit ishlab chiqarish korxonasining mahsuloti hisoblanishi mumkin.

Chiqindi gazlardagi sulfit angidrid bisulfitli minoralarda tutib qolinishi qiyin bo'lgan tuman hosil qiladi. Shuning uchun gazlar ho'l elektrofiltrlarga yuboriladi. Bisulfitli minoradan va elektrofiltrdan o'tgan gazlardan ham sulfat kislota tomchilari ajratiladi.

$SO_2$ ning absorbenti sifatida ammiakli suv ham ishlatiladi, lekin bunda gazdan sulfit angidridni yuttirish changlatuvchi turdagi jihoz (CHTJ) larda amalga oshiriladi (1.33-rasm). Unda konusdan 20—25 m/soniya tezlikda chiqadigan suyuqlik tozalanadigan gaz oqimi bo'yicha changlatiladi.

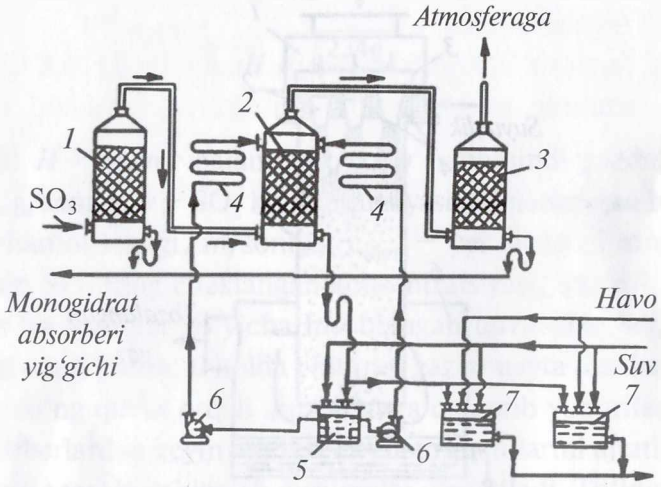



*1.33-rasm.* Changlatuvchi turdagi jihoz (CHTJ):
*1*—taqsimlash qutisi; *2*—changlatuvchi konus; *3*—silindr o'zagi; *4*—silindr o'zagidagi tirqishlar; *5*—absorbsiya kamerasi; *6*—separator qurilmasi.

**Yuqori sifatli sulfat kislota olish.** Sulfat kislotaning asosiy miqdori (80% dan ko'p qismi) texnik kontaktli va minorali kislota tarzida olinadi. Sulfat kislotaning toza navlariga to'g'ri keladigan nisbiy ulushi ham keyingi paytlarda ortib bormoqda. Sulfat kislotaning toza navlari akkumulator kislotasi va reaktiv sulfat kislota tarzida ishlab chiqariladi.

1.34-rasmda akkumulator kislotasi ishlab chiqarish uchun qurilma sxemasi tasvirlangan. Bunday qurilma monogidrat absorberi (2), ikkita tomchi ushlagich (1) va (3) (absorber boshida hamda oxirida) va yordamchi jihozlardan iborat alohida absorbsiya tizimi ko'rinishida bo'ladi.

Kislotaga sulfat angidridning absorbsiyalanishi natijasida kislota konsentratsiyasi ortib borishi bilan uni maxsus jihozda olinadigan distillangan suv bilan suyultiriladi. Akkumulator kislotasining sifatini oshirish uchun bu qurilmalarga yuqori quvvatli suyuqlikni taqsimlash sovitgichlari (4) o'rnatiladi, uning quvurlarida kislota

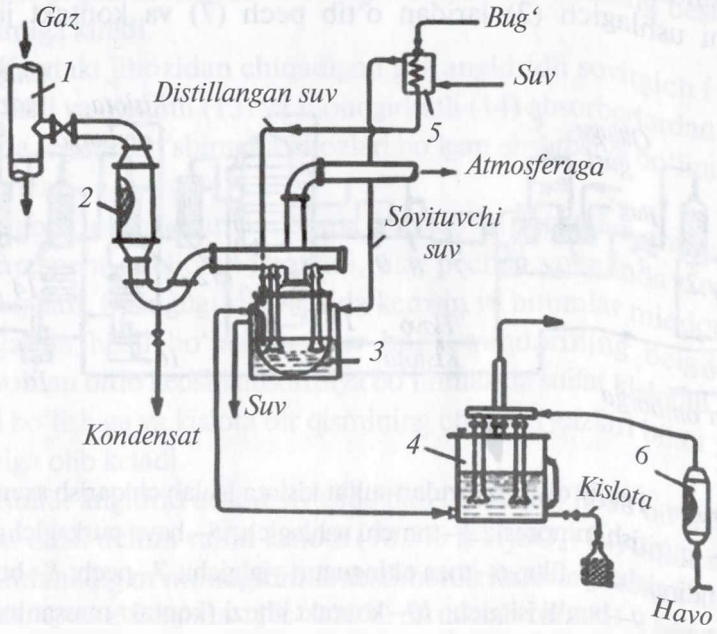



*1.34-rasm.* Akkumulator sulfat kislotasi ishlab chiqarish sxemasi: *1,3*—tomchi ushlagichlar; *2*—akkumulator kislotasi olish uchun monogidratli absorber; *4*—suyuqlikni taqsimlash sovitgichlari; *5*—aylanma akkumulator kislotasining yig'gichi; *6*—nasoslar; *7*—akkumulator kislotasini chiqarib yuborish yig'gichlari.

kichik tezlik bilan aralashadi, buning hisobiga quvurlarning korroziyasi sekinlashadi. Bu maqsadda sovitgich quvurlari ferrosilitsiddan tayyorlanadi, yig'gich va oraliq idishlar esa kislotabardosh materiallar bilan himoyalanadi.

Reaktiv sulfat kislotasi 100% li sulfat angidridni suv bilan suyultirib olinadi. Reaktiv sulfat kislotasini sulfat kislotali tizimlar kontakt bo'linmasidan keladigan gazlardan ham olinadi. U holda barbotajli (yoki skrubberli) absorber bilan jihozlangan kichik absorbsiya qurilmasi va tegishli filtrlar o'rnatiladi (1.35-rasm). Bunday qurilmalarning barcha jihozlari kislotabardosh materiallar yoki emallangan cho'yandan tayyorlanadi.

**Oltingugurtdan kontakt sulfat kislota olish.** Tarkibida mishyak va selen tutgan oltingugurtdan (masalan, oltingugurt bug'idan) kontakt sulfat kislota ishlab chiqarishning texnologik sxemasi kolchedanni qayta ishlash sxemasidan deyarli farq qilmaydi.

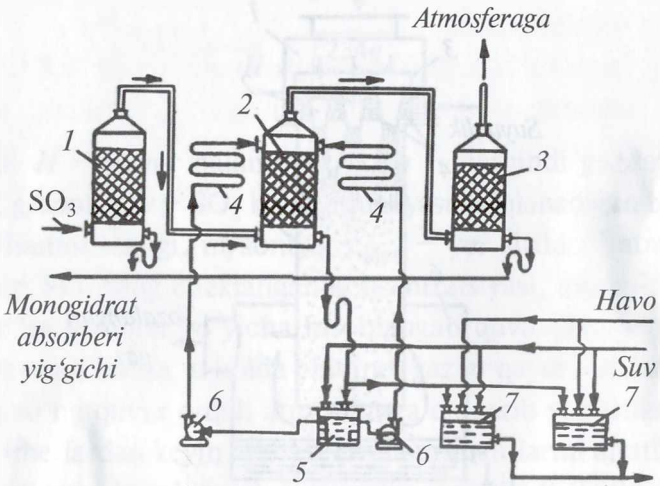



*1.35-rasm.* Reaktiv sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *1*—oleumli absorber gaz o'tkazgichi; *2*—gaz filtri; *3*—barbotajli absorber; *4*—$SO_2$ purkash absorberi; *5*—suv bug'i kondensatori; *6*—havo filtri.

**Yuqori sifatli sulfat kislota olish.** Sulfat kislotaning asosiy miqdori (80% dan ko'p qismi) texnik kontaktli va minorali kislota tarzida olinadi. Sulfat kislotaning toza navlariga to'g'ri keladigan nisbiy ulushi ham keyingi paytlarda ortib bormoqda. Sulfat kislotaning toza navlari akkumulator kislotasi va reaktiv sulfat kislota tarzida ishlab chiqariladi.

1.34-rasmda akkumulator kislotasi ishlab chiqarish uchun qurilma sxemasi tasvirlangan. Bunday qurilma monogidrat absorberi (2), ikkita tomchi ushlagich (1) va (3) (absorber boshida hamda oxirida) va yordamchi jihozlardan iborat alohida absorbsiya tizimi ko'rinishida bo'ladi.

Kislotaga sulfat angidridning absorbsiyalanishi natijasida kislota konsentratsiyasi ortib borishi bilan uni maxsus jihozda olinadigan distillangan suv bilan suyultiriladi. Akkumulator kislotasining sifatini oshirish uchun bu qurilmalarga yuqori quvvatli suyuqlikni taqsimlash sovitgichlari (4) o'rnatiladi, uning quvurlarida kislota

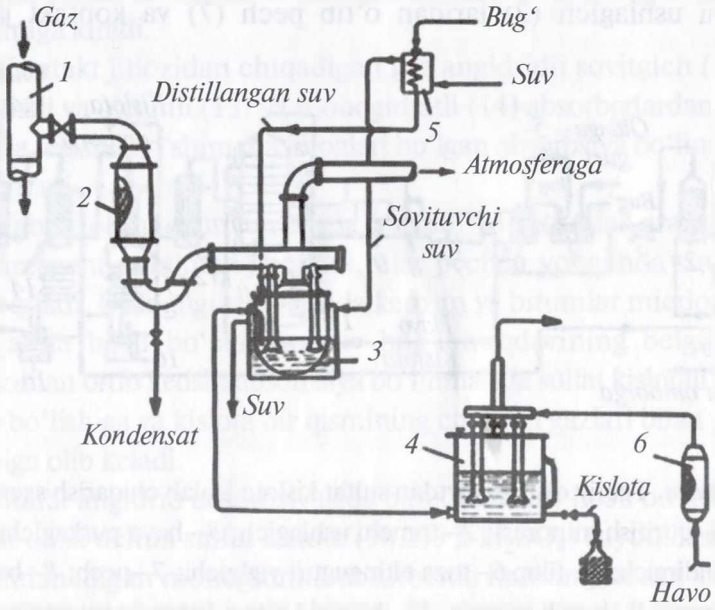



*1.34-rasm.* Akkumulator sulfat kislotasi ishlab chiqarish sxemasi: *1,3*—tomchi ushlagichlar; *2*—akkumulator kislotasi olish uchun monogidratli absorber; *4*—suyuqlikni taqsimlash sovitgichlari; *5*—aylanma akkumulator kislotasining yig'gichi; *6*—nasoslar; *7*—akkumulator kislotasini chiqarib yuborish yig'gichlari.

kichik tezlik bilan aralashadi, buning hisobiga quvurlarning korroziyasi sekinlashadi. Bu maqsadda sovitgich quvurlari ferrosilitsiddan tayyorlanadi, yig'gich va oraliq idishlar esa kislotabardosh materiallar bilan himoyalanadi.

Reaktiv sulfat kislotasi 100% li sulfat angidridni suv bilan suyultirib olinadi. Reaktiv sulfat kislotasini sulfat kislotali tizimlar kontakt bo'linmasidan keladigan gazlardan ham olinadi. U holda barbotajli (yoki skrubberli) absorber bilan jihozlangan kichik absorbsiya qurilmasi va tegishli filtrlar o'rnatiladi (1.35-rasm). Bunday qurilmalarning barcha jihozlari kislotabardosh materiallar yoki emallangan cho'yandan tayyorlanadi.

**Oltingugurtdan kontakt sulfat kislota olish.** Tarkibida mishyak va selen tutgan oltingugurtdan (masalan, oltingugurt bug'idan) kontakt sulfat kislota ishlab chiqarishning texnologik sxemasi kolchedanni qayta ishlash sxemasidan deyarli farq qilmaydi.

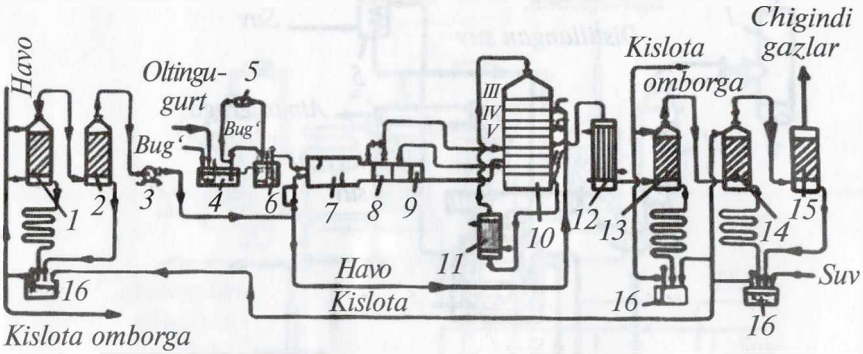



*1.35-rasm.* Reaktiv sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi:
*1*—oleumli absorber gaz o'tkazgichi; *2*—gaz filtri; *3*—barbotajli absorber; *4*—$SO_2$ purkash absorberi; *5*—suv bug'i kondensatori; *6*—havo filtri.

Boshqacha aytganda, faqat pech bo'linmasi qayta jihozlangan, unga oltingugurtni yoqish uchun tegishli pech o'rnatilgan bo'ladi va quruq elektrofiltrlar bo'lmaydi. Ammo mishyak va selen tutmagan tabiiy oltingugurt ishlatilganda bu sxema deyarli to'la o'zgaradi. Bu holatda kuyundi gazlarini maxsus tozalash talab etilmaydi, shu sababli uning sovitilishi va yuvilishi shart emas.

1.36-rasmda tabiiy oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi tasvirlangan. Oltingugurt tagidan suv bug'i o'tadigan po'lat quvurlardan panjara hosil qilingan bunker-suyuqlantirgichga kelib tushadi. Panjaralarda oltingugurt suyuqlanadi va tindirgich (4) ga oqib tushadi, u yerda suyuq oltingugurtdagi muallaq qo'shimchalar tozalanadi. So'ngra oltingugurt nasoslar bilan filtr (5) orqali yig'gich (6) ga uzatiladi, u yerdagi nasos uni pech (7) ning forsunkasiga yo'naltiradi. Ortiqcha toza oltingugurt yig'gich (6) dan tindirgich (4) ga oqib tushadi.

Yondirish jarayoni uchun kerakli havo quritish minorasi (1) tomchi ushlagich (2) laridan o'tib pech (7) va kontakt jihozi




*1.36-rasm.* Tabiiy oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *1*—quritish minorasi; *2*—tomchi ushlagich; *3*—havo purkagich; *4*—tindirgich; *5*—filtr; *6*—toza oltingugurt yig'gichi; *7*—pech; *8*—bug'-latgich; *9*—bug'li isitgich; *10*—kontakt jihozi (kontakt massaning I—V qatlamlari); *11*—issiqlik almashtirgich; *12*—angidridli sovitgich; *13*—oleumli absorber; *14*—monogidratli absorber; *15*—tomchi ushlagich; *16*—aylanma yig'gichlar.

(10) ga purkaladi. Oltingugurtni yondirish uchun pech silindrik ko'rinishdagi himoyalangan jihoz bo'lib, undagi yuttirish qozoni (bug'latgich) (8) va bug'li qizdirgich (9) uning oxiri hisoblanadi.

Pechda hosil bo'ladigan 1100—1200°C haroratdagi sulfit angidrid yuttirish qozonida 440—450°C gacha sovitiladi va besh qatlamli kontakt jihozining birinchi qatlam kontakt massasiga tushadi. Kontakt massasining birinchi qatlamida haroratni to'g'rilab turish uchun gazning bir qismi pechdan to'g'ridan to'g'ri kontakt jihoziga uzatiladi. Kontakt massa birinchi qatlamidan chiqadigan gaz bug'li qizdirgich (9) ga, so'ngra kontakt massaning ikkinchi qatlamiga keladi. Kontakt massaning birinchi va ikkinchi qatlami kontakt jihozining pastki qismida joylashgan. Kontakt massaning ikkinchi qatlamidan chiqadigan gaz birin-ketin issiqlik almashtirgich (11), kontakt massaning uchinchi va to'rtinchi qatlamlaridan o'tadi, undan so'ng quritilgan atmosfera havosi kiritish orqali sovitiladi va so'ngra kontakt massaning beshinchi qatlamiga kiradi.

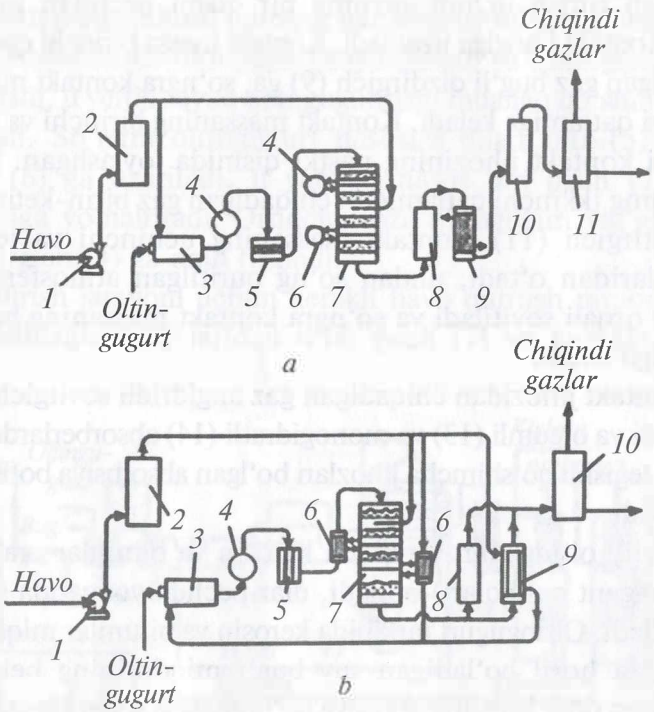
Kontakt jihozidan chiqadigan gaz angidridli sovitgich (12) da sovitiladi va oleumli (13) va monogidratli (14) absorberlardan iborat hamda tegishli qo'shimcha jihozlari bo'lgan absorbsiya bo'linmasiga yuboriladi.

Tabiiy oltingugurt tarkibida kerosin va bitumlar aralashmasi (flotareagent qoldiqlari) bo'ladi, ular pechda yonganda suv bug'i hosil qiladi. Oltingugurt tarkibida kerosin va bitumlar miqdori ko'p bo'lganda hosil bo'ladigan suv bug'i miqdorining belgilangan me'yordan ortib ketishi absorbsiya bo'linmasida sulfat kislotali tuman hosil bo'lishiga va kislota bir qismining chiqindi gazlari bilan yo'qotilishiga olib keladi.

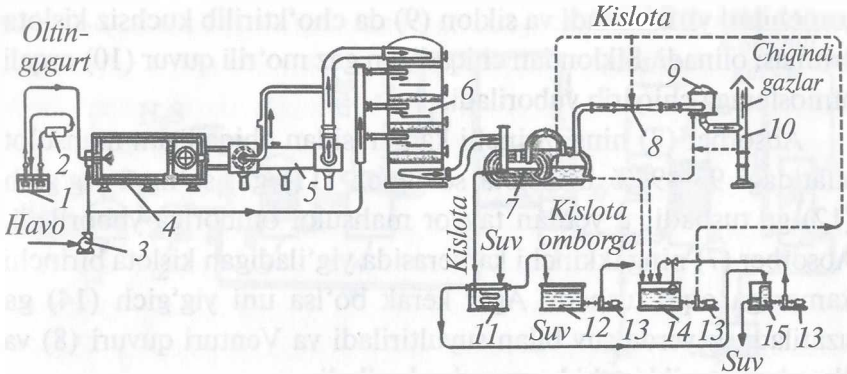
Sulfat angidrid absorbsiyasida bulut (tuman) hosil bo'lishining oldini olish uchun sulfat kislota (98,3% li $H_2SO_4$) suyuqlik sifatida taqsimlanadigan monogidratli absorberda harorat jihozga kirishda 80—90°C va chiqishda 110—120°C da ushlab turiladi. Haroratning ortishi bilan sulfat kislota bug'larining to'yinishi kamayadi va buning natijasida bulut (tuman) hosil bo'lmaydi yoki uning miqdori anchagina kamayadi.

Tabiiy oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarishning «Monsanto» (AQSH) va «Lurgi» (Germaniya) firmalari tomonidan yaratilgan sxemalari yuqorida bayon etilgan sxemadan ayrim texnologik tarmoqlar va jihozlarning joylashishi bilan farqlanadi (1.37-rasm).

1.38-rasmda tasvirlangan sulfat kislota ishlab chiqarishning «Xemiko» sxemasi unchalik ko'p ishlatilmasa-da, o'zining soddaligi bilan ajralib turadi. Qattiq qo'shimchalardan filtrlangan suyuqlan-




*1.37-rasm.* Oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *a*—«Monsanto» firmasi sxemasi: *1*—havo purkagich; *2*—quritish minorasi; *3*—oltingugurtni yondirish pechi; *4*—yuttirish qozonlari; *5*—gaz filtri; *6*—bug'li qizdirgich; *7*—kontakt jihozi; *8*—yuttirish qozonlaridan ta'minlanadigan suvli qizdirgich; *9*—angidridli sovitgich; *10*—oleumli absorber; *11*—monogidratli absorber; *b*—«Lurgi» firmasi sxemasi: *1—5, 7, 8—a* sxema bo'yicha; *6*—issiqlik almashtirgich; *9*—havo qizdirgich; *10*—monogidratli absorber.




*1.38-rasm.* Oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarishning «Xemiko» sxemasi: *1*—oltingugurtni suyuqlantirgich; *2*—filtr; *3*—ventilator; *4*—oltingugurtni yondirish pechi; *5*—yuttirish qozoni; *6*—kontakt jihozi; *7*—absorber; *8*—Venturi quvuri; *9*—siklon; *10*—mo'rili quvur; *11*—kislota sovitgich; *12*—mahsulot kislotasini yig'gich; *13*—nasoslar; *14*—kuchsiz kislotani yig'gich; *15*—suv yig'gich.

tirilgan oltingugurt pech (4) ning forsunkasi bilan sachratiladi va ventilator (3) bilan uzatiladigan havo bilan aralashtirilib yondiriladi. Sulfit angidrid yuttirish qozoni (5) da sovitiladi va kontakt jihozi (6) ga keladi. Gaz haroratini pasaytirish uchun kontakt massaning birinchidan keyingi qatlamlariga sovuq atmosfera havosi qo'shiladi.

Tarkibida sulfat angidrid tutgan kontakt jihozidan chiqadigan gazlar aralashmasi ikki kameradan iborat barbotajli absorber (7) ga yuboriladi. Birinchi kamerada gazlar aralashmasi sulfat kislota qatlami orqali o'tadi va soviydi; bunda gazdagi sulfat angidrid va suv bug'ining asosiy qismi kondensatsiyalanib sulfat kislotaga aylanadi. Ikkinchi kamerada gaz sulfat kislota ustidan o'tish orqali qo'shimcha sovitiladi; bunda qolgan sulfat kislota bug'lari kondensatsiyalanadi va birinchi kameradan gaz bilan chiqadigan sulfat kislota tomchilarining bir qismi tutib qolinadi.

Absorberdan chiqadigan gaz Venturi quvuri (8) orqali siklon (9) ga yuboriladi. Venturi quvurida gaz yuqori tezlikda harakatlanadi va unga forsunkalar orqali sulfat kislota eritmasi purkab turiladi. Gaz bilan suyuqlikning jadal aralashishi natijasida sulfat kislota

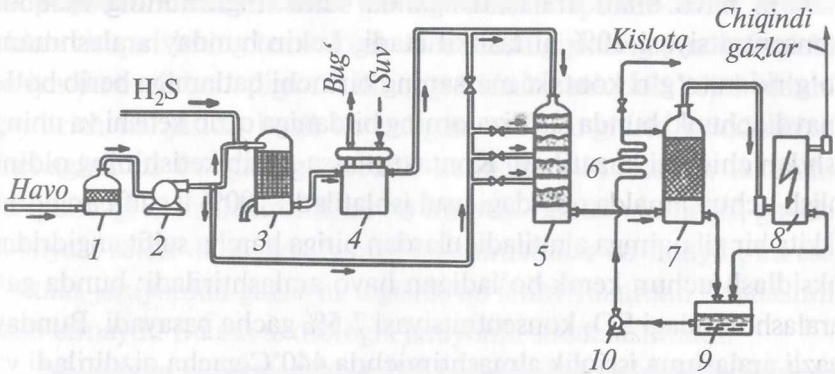
tomchilari yiriklashadi va siklon (9) da cho'ktirilib kuchsiz kislota eritmasi olinadi. Siklondan chiqadigan gaz mo'rili quvur (10) orqali atmosferaga chiqarib yuboriladi.

Absorber (7) ning birinchi kamerasidan chiqadigan mahsulot sifatidagi 93—97% li kislota sovitgich (11) ga, so'ngra yig'gich (12) ga tushadi, u yerdan tayyor mahsulot omboriga yuboriladi. Absorber (7) ning ikkinchi kamerasida yig'iladigan kislota birinchi kameraga oqib tushadi. Agar kerak bo'lsa uni yig'gich (14) ga uzatiladi, u yerda suv bilan suyultiriladi va Venturi quvuri (8) va absorberning ikkinchi kamerasiga beriladi.

**Nam kataliz usuli bilan vodorod sulfiddan kontakt sulfat kislota olish.** Nam katalizning mohiyati shundan iboratki, sulfit gazi tarkibidagi $SO_2$ bilan birgalikda anchagina miqdorda suv bug'lari bo'ladi, u vanadiyli katalizatorda sulfat angidridga oksidlanadi. Gazli aralashma keyinchalik kondensatorda sovitiladi, u yerda hosil bo'ladigan sulfat kislota bug'lari kondensatsiyalanadi. Bu usul bo'yicha sulfit angidridni sulfat angidridga oksidlash suv bug'i ishtirokida amalga oshiriladi, shu sababli bu usul nam kataliz usuli deyiladi.

Konsentrlangan vodorod sulfiddan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi 1.39-rasmda tasvirlangan. Pech (3) ga ventilator (2) orqali vodorod sulfid va havo aralashmasi beriladi. Pechdan 1000°C haroratda chiqadigan gaz yuttirish qozoni (4) ga keladi, u yerda gaz issiqligidan bug' olish uchun foydalaniladi. 450°C haroratgacha sovitilgan gaz oraliq issiqlik almashtirgichli kontakt jihozi (5) ga uzatiladi. Kontakt massa orasidan o'tadigan gazning haroratini pasaytirish uchun unga atmosfera havosi kiritiladi.

Tarkibida $SO_3$ va suv bug'i tutgan kontakt jihozidan chiqadigan gaz halqali to'ldirgich to'ldirilgan va sulfat kislota suyuqlik sifatida taqsimlanadigan minorali kondensator (7) ga keladi. Suyuqlik sifatida taqsimlanadigan kislotaning harorati minoraga kirishda 50—60°C, minoradan chiqishda esa 80—90°C ni tashkil etadi. Gazning sovitilishi natijasida sulfat angidrid va suv bug'idan sulfat kislota bug'lari hosil bo'ladi, so'ngra u kondensatsiyalanadi. Minora (7) ning pastki qismida gazning tez sovishi sodir bo'ladi, shuning




*1.39-rasm.* Yuqori konsentratsiyali sulfit angidrid gazidan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *1*—filtr; *2*—ventilator; *3*—pech; *4*—bug'li yuttirish qozoni; *5*—kontakt jihozi; *6*—sovitgich; *7*—minora-kondensator; *8*—elektrofiltr; *9*—aylanuvchi eritma yig'gichi; *10*—nasos.

uchun sulfat kislota bug'larining yuqori darajada to'yinishiga olib keladi. Bug'ning bir qismi (35%) bu hajmda bulut (tuman) hosil qilib kondensatlansa, qolgan qismi elektrofiltr (8) da kondensatlantiriladi.

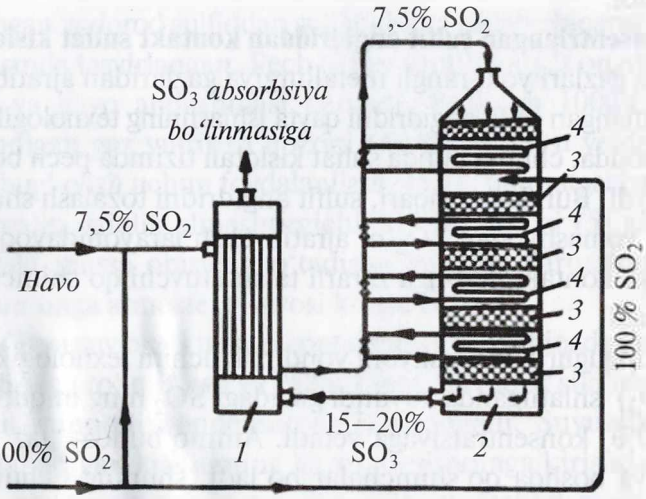
**Konsentrlangan sulfit angidriddan kontakt sulfat kislota olish.** O'txona gazlari yoki rangli metallurgiya gazlaridan ajratib olingan konsentrlangan sulfit angidridni qayta ishlashning texnologik sxemasi ancha sodda, chunki bunda sulfat kislotali tizimda pech bo'linmasi bo'lmaydi. Bundan tashqari, sulfit angidridni tozalash shart emas, chunki xomashyodan $SO_2$ ni ajratib olish jarayonidayoq gaz faol vanadiyli kontakt massaga zararli ta'sir etuvchi qo'shimchalardan tozalanadi.

Oltingugurtli xomashyoni yondirish uchun texnologik kislorod (95% $O_2$) ishlatilganda kuyundi gazidagi $SO_2$ ning miqdori yuqori (80—90%) konsentratsiyaga yetadi. Ammo bunday gaz tarkibida chang va boshqa qo'shimchalar bo'ladi, shuning uchun bu gaz odatdagi sxema bo'yicha tozalanadi va shundan so'nggina kontakt bo'linmasiga yuboriladi.

Konsentrlangan $SO_2$ ni oksidlash uchun yetarli miqdordagi kislorod havo bilan yoki texnik kislorod tarzida kiritiladi. 100% li

$SO_2$ ni havo bilan aralashtirilganda sulfit angidridning maqbul konsentratsiyasi 20% ni tashkil etadi. Lekin bunday aralashmani to'g'ridan to'g'ri kontakt massaning birinchi qatlamiga berib bo'lmaydi, chunki bunda katalizatorning birdaniga qizib ketishi va uning ishdan chiqishi kuzatiladi. Kontakt massa qizib ketishining oldini olish uchun amalda quyidagi usul ishlatiladi: 100% li sulfit angidrid ikkita bir xil oqimga ajratiladi, ulardan biriga barcha sulfit angidridni oksidlash uchun kerak bo'ladigan havo aralashtiriladi; bunda gaz aralashmasidagi $SO_2$ konsentratsiyasi 7,5% gacha pasayadi. Bunday gazli aralashma issiqlik almashtirgichda 440°C gacha qizdiriladi va kontakt massasining birinchi qatlamiga uzatiladi. Bu qatlamdan chiqadigan gaz 100% li sulfit angidrid oqimi (yoki oqimning bir qismi) bilan qo'shiladi, kontakt massasining ikkinchi va keyingi qatlamlariga uzatiladi va gazlar aralashmasi 460—470°C harorat gacha sovitiladi (1.40-rasm).

Bu sxemaning absorbsiya sxemasi odatdagicha bo'ladi. Kontakt gazidagi $SO_3$ ning konsentratsiyasi yuqori bo'lganligi uchun tarkibida 35% $SO_3$ (erkin) bo'lgan oleum olinishi mumkin.




*1.40-rasm.* Konsentrlangan sulfit angidrid bilan ishlaydigan kontakt bo'linmasining sxemasi: *1*—issiqlik almashtirgich; *2*—kontakt jihozi; *3*—kontakt massa; *4*—ichki issiqlik almashtirgich.

**Gipsdan kontakt sulfat kislota olish.** Gipsdan sulfat kislota ishlab chiqarishning texnologik sxemasida gipsning parchalanishi natijasida hosil bo'ladigan sulfit angidridning miqdori kolchedanni kuydirish natijasida hosil bo'ladigan sulfit angidrid miqdoridan anchagina oz bo'lganligi sababli namlash minorasi va ikkinchi bosqichdagi nam elektrofiltrlar bo'lmaydi. Bundan tashqari, gipsda mishyak, selen va boshqa zararli qo'shimchalar bo'lmaydi, bu esa kontakt jarayonida gazlarni tegishli qo'shimchalardan tozalashni talab etmaydi. Bu esa texnologik jarayonni soddalashtiradi.

**Ishlatilgan kislotalardan sulfat kislota olish.** Ishlatilgan kislota tarkibida ko'p miqdordagi qo'shimchalar tutganligi uchun yaroqsizlanadi. Bunday kislotalarni parchalanadi. Ifloslangan kislota pechda 1200°C haroratda organik birikmalar va ularning kuyundi mahsulotlari bilan parchalanadi:

$$2H_2SO_4 + C = 2SO_2 + 2H_2O + CO_2$$

Hosil qilingan gazlar aralashmasi maxsus usullarda tozalashdan o'tgandan so'ng odatdagi usul bilan sulfat kislota ishlab chiqarishga yuboriladi.

## 4-§. Nitrozali usulda sulfat kislota ishlab chiqarish

**Nitrozali usulning mohiyati.** Kuyundi gazi changdan tozalangandan so'ng, nitroza deb ataladigan azot oksidlarining sulfat kislotali eritmasi bilan qayta ishlanadi. Kuyundi gazining sulfit angidridi nitrozaga yutiladi va so'ngra azot oksidlari bilan:

$$SO_2 + N_2O_3 + H_2O = H_2SO_4 + 2NO$$

reaksiyasi bo'yicha oksidlanadi.

Hosil bo'ladigan azot oksidi nitrozada yomon eriydi va shuning uchun undan ajralib chiqadi, so'ngra gaz fazasidagi kislorod bilan $NO_2$ gacha qisman oksidlanadi. NO va $NO_2$ aralashmasi yana sulfat kislotaga yuttiriladi va hokazo. Nitrozali jarayonda azot oksidlari amalda sarflanmaydi va ishlab chiqarish sikliga qaytariladi. Lekin sulfat kislotaga azot oksidlarining to'la yutilmasligi sababli uning

bir qismi chiqindi gazlari bilan yo'qotiladi; bu qaytmasdan yo'qotiladigan oksidlarni tashkil etadi.

Nitrozali usulda sulfat kislota ishlab chiqarish jarayoni quyidagi bosqichlardan iborat:

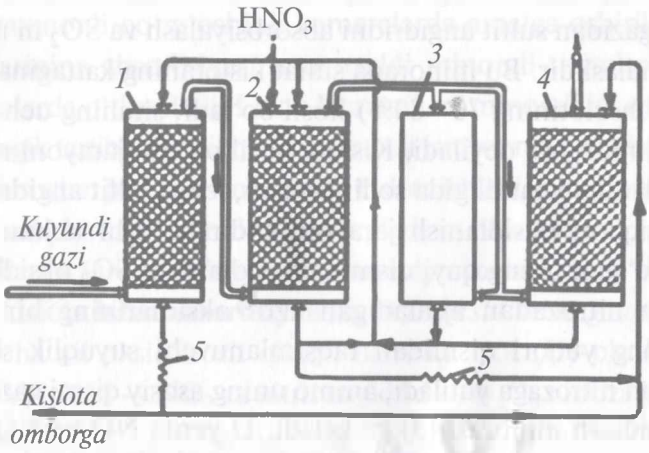
1. Sulfit angidrid olish.
2. Sulfit angidridning nitrozaga yutilishi.
3. Sulfit angidridni nitroza bilan oksidlash.
4. Nitrozani azot oksidlaridan ajratish (denitratsiya).
5. Nitrozadan ajraladigan azot oksidlarini gaz fazasida oksidlash.
6. Azot oksidlarini sulfat kislotaga yuttirish.

Ilgarilari nitrozali jarayon qo'rg'oshinli kameralarda amalga oshirilgan va shuning uchun kamerali usul deb atalgan. Hozirda bu usul kam unumli bo'lganligi uchun ishlatilmaydi, lekin ayrim chet el korxonalarida bunday kamerali usul hozirda ham qo'llanilmoqda. Hozirda nitrozali usul bo'yicha ishlaydigan korxonalarda kameralar o'rnida minoralar o'rnatilgan (minorali usul).

**Minorali usul bilan sulfat kislota ishlab chiqarishning texnologik sxemasi.** Minorali usul bilan sulfat kislota ishlab chiqarishda sulfit angidridni qayta ishlashning barcha asosiy va oraliq jarayonlari to'ldirgichli va sulfat kislota suyuqlik sifatida taqsimlanadigan minoralarda sodir bo'ladi.

1.41-rasmda minorali usulda sulfat kislota ishlab chiqarishning prinsipial sxemasi tasvirlangan. Issiq kuyundi gazi kiradigan birinchi minora boshqa minoralarga suyuqlik sifatida taqsimlanuvchi kislotadan azot oksidlarini ajratib olish vazifasini bajaradi. Bu jarayon sulfat kislotaning denitratsiyasi, minora (1) esa denitratsiyalash minorasi deb ataladi. Bu minoradan chiqadigan denitratsiyalangan kislotaning qariyb 1/3 qismi omborga tayyor mahsulot sifatida chiqariladi, qolgan qismi esa oxirgi minora (4) ga taqsimlanuvchi suyuqlik sifatida uzatiladi.

Denitratsiya minorasiga suyuqlik sifatida oz miqdordagi kislota taqsimlanganligi uchun u kuchli qiziydi va azot oksidlarining ajralishi ta'minlanadi. Kislotaning denitratsiyasi bilan bir paytda minora (1) da sulfit angidrid sulfat kislotaga qisman absorbsiyalanadi va azot oksidlari bilan oksidlanadi. Sodir bo'ladigan jarayonlar tavsifiga




*1.41-rasm.* Minorali tizimning texnologik sxemasi:
*1*—denitratsiyalovchi minora; *2*—mahsulot minorasi; *3*—oksidlovchi minora; *4*—absorbsiya minorasi; *5*—kislota sovitgichlari.

ko'ra birinchi minorani sxematik tarzda uchta zonaga ajratish mumkin. Quyi zonada sulfat kislotaning gaz fazasiga suv bug'i ajratib bug'lanishi, o'rta zonada nitrozaning suyulishi hisobiga undan azot oksidlarining ajralishi, yuqori zonada esa quyidan chiqadigan suv bug'ining kondensatlanishi sodir bo'ladi va shu tufayli kondensatlangan suv nitrozani suyultiradi hamda unda erigan $SO_2$ ni qisman oksidlaydi. Yuqorida bayon etilgan jarayonlarni zonalar bo'yicha qat'iy bo'lish mumkin emas, chunki ular bir-biri bilan qisman qo'shilib ketadi. Bu jarayonlardan tashqari, birinchi minorada gazlardan shuningdek chang qoldiqlari tutib qolinadi, arsenit va selenit angidridlari yutiladi, sulfat kislota bug'lari kondensatsiyalanadi, sulfat kislotali tuman hosil bo'lishi sodir bo'ladi va hokazo.

Minorali tizimlarda tayyor mahsulot faqat denitratsiya minorasidan chiqarib olinadi, u yerda kuyundi gazidagi deyarli barcha qo'shimchalar tutib qolinadi, shuning uchun minorali kislota mishyak, selen, kuyundi changi va boshqa qo'shimchalar bilan ifloslangan bo'ladi.

Ikkinchi minoraning asosiy vazifasi – sulfat kislota bilan kuyundi gazidan sulfit angidridni absorbsiyalash va $SO_2$ ni nitroza bilan oksidlashdir. Bu minorada sulfat kislotaning kattagina qismi (tizim mahsulotining 70—80%) hosil bo'ladi, shuning uchun uni mahsulot minorasi deyiladi. Kislota hosil bo'lish jarayoni minora (2) ning butun balandligida sodir bo'ladi, lekin sulfit angidridning asosiy miqdori oksidlanish jarayoni sodir bo'lishi uchun qulay sharoit bo'lgan uning quyi qismida oksidlanadi. $SO_2$ oksidlanishi natijasida nitrozadan ajraladigan azot oksidlarining bir qismi minoraning yuqori qismidan taqsimlanuvchi suyuqlik sifatida beriladigan nitrozaga yutiladi, ammo uning asosiy qismi gaz oqimi bilan oksidlash minorasi (3) ga keladi. U yerda NO va $NO_2$ ning shunday nisbatigacha oksidlanadiki, bunda hosil bo'ladigan azot oksidlarining miqdori absorbsiya minorasida yutilishi uchun yetarli darajada bo'lishi lozim.

Minora (3) da NO gaz tarkibidagi kislorod bilan oksidlanadi. Bu minorada azot oksidlarining oksidlanishi minorani aylanib o'tuvchi gaz o'tkazgich quvur orqali bir qism oksidlanuvchi gazni o'tkazish orqali boshqariladi (baypas). Oksidlash minorasidan chiqadigan gaz minora (4) ga keladi, u yerda minoraga suyuqlik sifatida taqsimlanuvchi sulfat kislotaga azot oksidlari yutiladi; bu minora absorbsiya yoki yuttirish minorasi deyiladi.

Kuyundi gazini sovitishda va sulfat kislota hosil bo'lishida ko'p miqdordagi issiqlik ajraladi, shuning uchun denitratsiya va mahsulot minoralariga suyuqlik sifatida taqsimlanadigan kislota qiziydi va uni taqsimlashga berishdan oldin sovitiladi. Buning uchun sovitgichlar (5) o'rnatilgan. Minorali kislota ishlab chiqarishda chiqindi gazlari, mahsulot kislotasi va boshqalar bilan bir qism azot oksidlari yo'qotilishi mumkin. Uning o'rnini to'ldirish uchun mahsulot minorasi (2) ga nitrat kislotasi beriladi. Sulfat kislota hosil bo'lishi uchun kerakli suv denitratsiya (1) va mahsulot (2) minoralariga kiritiladi.

Kamerali usul bilan sulfat kislota ishlab chiqarishning prinsipial texnologik sxemasi minorali usulga o'xshaydi. Uning farqi shundaki, sulfit angidridni qayta ishlash va azot oksidlarini oksidlash

bosqichlari kislotaning denitratsiyasidan so‘ng minoralarda emas, balki taxmonli qo‘rg‘oshinli kameralarda amalga oshiriladi. Azot oksidlarining absorbsiyasi ham xuddi minorali tizimlardagi kabi minoralarda o‘tkaziladi. Lekin kamerali va minorali jarayonlarning texnologik tartiblari turlichadir: kamerali jarayonning barcha bosqichlarida nisbatan past konsentratsiyali kislota ishlatiladi, nitroza tarkibida esa oz miqdordagi azot oksidlari bo‘ladi va hokazo.

**Nitroza jarayonining fizik-kimyoviy asoslari. Azot oksidlarini sulfat kislota bilan absorbsiyalash.** *Azot oksidlarining xossasi.* Azot bir necha xil oksid hosil qiladi, ulardan azot (II)-oksid — NO, azot (IV)-oksid — $NO_2$ va nitrit angidrid — $N_2O_3$ nitroza jarayonida qatnashadi.

*Azot (II)-oksid* — NO rangsiz gaz bo‘lib, atmosfera bosimida −151,8°C gacha siqilganda rangsiz suyuqlikka aylanadi. Gaz fazasida kislorod azot (II)-oksidni oksidlaydi:

$$2NO + O_2 \rightleftarrows 2NO_2 + 112{,}8\ \text{kJ}$$

Haroratga va gaz fazasidagi NO va $O_2$ konsentratsiyasiga bog‘liq holda reaksion massa komponentlari orasidagi muvozanat o‘rnatiladi. Reaksiyaning muvozanat konstantasi:

$$K_p = \frac{p^2_{NO_2}}{p^2_{NO}\, p^2_{O_2}}$$

haroratga bog‘liq holda:

$$\lg K_p = \frac{5749}{T} + 1{,}75 \lg T - 0{,}005T + 2{,}839$$

tenglama bilan ifodalanadi. Bu yerda: $p_{NO}$, $p_{O_2}$, $p_{NO_2}$ — gaz fazasidagi NO, $O_2$ va $NO_2$ ning parsial bosimi, atm.

*Azot dioksid* — $NO_2$ qora-qo‘ng‘ir gaz bo‘lib, atmosfera bosimida xona haroratidayoq (20,7°C) suyuqlanadi. Azot dioksid azot qo‘shoksidga (rangsiz gaz) aylanadi:

$$2NO_2 \rightleftarrows N_2O_4 + 57\ \text{kJ}$$

Bu reaksiyaning muvozanat konstantasi:

$$K_p = \frac{p_{N_2O_4}}{p^2_{NO_2}}$$

haroratga bog'liq holda:

$$\lg K_p = -\frac{2692}{T} + 1{,}75 \lg T + 0{,}00484T - 7{,}144 \cdot 10^{-6} T^2 + 3{,}062$$

tenglama bilan ifodalanadi. Bu yerda: $p_{NO_2}$, $p_{N_2O_4}$ — gaz fazasidagi $NO_2$ va $N_2O_4$ ning parsial bosimi, atm.

Nitroza jarayonida gaz fazasidagi azot oksidlarining umumiy miqdori 15% dan oshmaydi, NO ning oksidlanish darajasi juda kam hollarda 0,5 dan ortadi. Shuning uchun nitroza jarayonida gaz fazasidagi $N_2O_4$ miqdori juda kam bo'ladi.

Sulfat kislota bilan azot dioksiddan nitrozilsulfat kislota va nitrat kislota hosil bo'ladi:

$$H_2SO_4 + 2NO_2 = HNSO_5 + HNO_3 + 23{,}9 \text{ kJ}$$

*Nitrit angidrid* — $N_2O_3$ xona haroratida gaz holatida bo'ladi; bu gaz faqat yuqori bosimdagina barqaror bo'ladi. 25°C harorat va $1{,}01 \cdot 10^5$ n/m$^3$ (760 mm.sim.ust.) bosimda ekvimolekular azot oksidlari aralashmasi ($NO + NO_2$) ning atigi 10,5% qismigina $N_2O_3$ tarzida bo'ladi. 3,5°C haroratda siqilganda havorang-ko'k rangli suyuqlikka aylanadi, u ham tez parchalanadi.

Nitrit angidrid hosil bo'lish reaksiyasi:

$$NO + NO_2 \rightleftarrows N_2O_3 + 33{,}2 \text{ kJ}$$

ning muvozanati haroratning pasayishi va bosimning ortishi bilan o'ngga siljiydi, bunda muvozanat holati juda tez o'rnatiladi. Bu reaksiyaning muvozanat konstantasi:

$$K_p = \frac{p_{N_2O_3}}{p_{NO} \cdot p_{NO_2}}$$

tenglama bilan aniqlanadi.

$N_2O_3$ sulfat kislota bilan nitrozilsulfat kislota hosil qiladi:

$$2H_2SO_4 + N_2O_3 = 2HNSO_5 + H_2O + 86{,}3\ kJ$$

*Nitrozaning xossalari.* Texnikada azot oksidlari $N_2O_3$ ning kislota suvli eritmasida eritilishidan hosil qilingan sistema nitroza deb yuritiladi. Sulfat kislotada eritilgan azot oksidlari ularning oksidlanish darajasiga muvofiq holda nitrozilsulfat kislota yoki nitrozilsulfat va nitrat kislotalar aralashmasini hosil qiladi.

Nitrozilsulfat kislota rangsiz kristall modda bo'lib, 73°C haroratda suyuqlanadi. Nam atmosfera havosi bilan to'qnashganda o'z-o'zidan suyuqlanadi.

Bir xil konsentratsiyali boshlang'ich sulfat kislotada undagi $N_2O_3$ miqdori ortishi bilan nitroza jarayonida ishlatiladigan nitrozaning kristallanish harorati ortadi.

Suvsiz sulfat kislotada azot oksidlarining eritilishidan hosil qilingan nitrozilsulfat kislota anchagina barqaror bo'ladi. Sulfat kislotaning suvli eritmasida hosil qilingan nitrozilsulfat kislota gidrolizlanib, sulfat kislota va nitrit kislota aralashmasini hosil qiladi:

$$HNSO_5 + H_2O \rightleftarrows H_2SO_4 + HNO_2$$

Nitrozilsulfat kislotaning gidrolizlanish darajasi haroratning ortishi va sulfat kislota konsentratsiyasining kamayishi bilan ortadi.

73% dan kam miqdorda $H_2SO_4$ tutgan kislotada azot oksidlari eritilishidan olingan nitrozada $HNSO_5$ gidrolizidan hosil bo'lgan nitrit kislota parchalanadi:

$$3HNO_2 = HNO_3 + 2NO + H_2O$$

Nitroza jarayonida boshlang'ich sulfat kislotaning, ya'ni kislotadagi barcha azot oksidlari chiqarib yuborilgandagi konsentratsiyasi muhim ahamiyatga ega. Nitrozadagi $H_2SO_4$ va $N_2O_3$ miqdorini bilgan holda bu konsentratsiya quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$$A = \frac{100N}{100 - 0{,}6B},$$

bu yerda: $A$ — boshlang'ich kislotadagi $H_2SO_4$ miqdori, %; $N$ — analiz natijasiga ko'ra nitrozadagi $H_2SO_4$ miqdori, %; $B$ — analiz natijasiga ko'ra nitrozadagi $N_2O_3$ miqdori ($HNO_3$ hisobida), %.

Bu reaksiyaning muvozanat konstantasi:

$$K_p = \frac{p_{N_2O_4}}{p^2_{NO_2}}$$

haroratga bog'liq holda:

$$\lg K_p = -\frac{2692}{T} + 1,75 \lg T + 0,00484T - 7,144 \cdot 10^{-6} T^2 + 3,062$$

tenglama bilan ifodalanadi. Bu yerda: $p_{NO_2}$, $p_{N_2O_4}$ — gaz fazasidagi $NO_2$ va $N_2O_4$ ning parsial bosimi, atm.

Nitroza jarayonida gaz fazasidagi azot oksidlarining umumiy miqdori 15% dan oshmaydi, NO ning oksidlanish darajasi juda kam hollarda 0,5 dan ortadi. Shuning uchun nitroza jarayonida gaz fazasidagi $N_2O_4$ miqdori juda kam bo'ladi.

Sulfat kislota bilan azot dioksiddan nitrozilsulfat kislota va nitrat kislota hosil bo'ladi:

$$H_2SO_4 + 2NO_2 = HNSO_5 + HNO_3 + 23,9 \text{ kJ}$$

*Nitrit angidrid* — $N_2O_3$ xona haroratida gaz holatida bo'ladi; bu gaz faqat yuqori bosimdagina barqaror bo'ladi. 25°C harorat va $1,01 \cdot 10^5$ n/m$^3$ (760 mm.sim.ust.) bosimda ekvimolekular azot oksidlari aralashmasi ($NO + NO_2$) ning atigi 10,5% qismigina $N_2O_3$ tarzida bo'ladi. 3,5°C haroratda siqilganda havorang-ko'k rangli suyuqlikka aylanadi, u ham tez parchalanadi.

Nitrit angidrid hosil bo'lish reaksiyasi:

$$NO + NO_2 \rightleftarrows N_2O_3 + 33,2 \text{ kJ}$$

ning muvozanati haroratning pasayishi va bosimning ortishi bilan o'ngga siljiydi, bunda muvozanat holati juda tez o'rnatiladi. Bu reaksiyaning muvozanat konstantasi:

$$K_p = \frac{p_{N_2O_3}}{p_{NO} \cdot p_{NO_2}}$$

tenglama bilan aniqlanadi.

$N_2O_3$ sulfat kislota bilan nitrozilsulfat kislota hosil qiladi:

$$2H_2SO_4 + N_2O_3 = 2HNSO_5 + H_2O + 86{,}3\ kJ$$

*Nitrozaning xossalari.* Texnikada azot oksidlari $N_2O_3$ ning sulfat kislota suvli eritmasida eritilishidan hosil qilingan sistema nitroza deb yuritiladi. Sulfat kislotada eritilgan azot oksidlari ularning oksidlanish darajasiga muvofiq holda nitrozilsulfat kislota yoki nitrozilsulfat va nitrat kislotalar aralashmasini hosil qiladi.

Nitrozilsulfat kislota rangsiz kristall modda bo'lib, 73°C haroratda suyuqlanadi. Nam atmosfera havosi bilan to'qnashganda o'z-o'zidan suyuqlanadi.

Bir xil konsentratsiyali boshlang'ich sulfat kislotada undagi $N_2O_3$ miqdori ortishi bilan nitroza jarayonida ishlatiladigan nitrozaning kristallanish harorati ortadi.

Suvsiz sulfat kislotada azot oksidlarining eritilishidan hosil qilingan nitrozilsulfat kislota anchagina barqaror bo'ladi. Sulfat kislotaning suvli eritmasida hosil qilingan nitrozilsulfat kislota gidrolizlanib, sulfat kislota va nitrit kislota aralashmasini hosil qiladi:

$$HNSO_5 + H_2O \rightleftarrows H_2SO_4 + HNO_2$$

Nitrozilsulfat kislotaning gidrolizlanish darajasi haroratning ortishi va sulfat kislota konsentratsiyasining kamayishi bilan ortadi.

73% dan kam miqdorda $H_2SO_4$ tutgan kislotada azot oksidlari eritilishidan olingan nitrozada $HNSO_5$ gidrolizidan hosil bo'lgan nitrit kislota parchalanadi:

$$3HNO_2 = HNO_3 + 2NO + H_2O$$

Nitroza jarayonida boshlang'ich sulfat kislotaning, ya'ni kislotadagi barcha azot oksidlari chiqarib yuborilgandagi konsentratsiyasi muhim ahamiyatga ega. Nitrozadagi $H_2SO_4$ va $N_2O_3$ miqdorini bilgan holda bu konsentratsiya quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$$A = \frac{100N}{100 - 0{,}6B},$$

bu yerda: $A$ — boshlang'ich kislotadagi $H_2SO_4$ miqdori, %; $N$ — analiz natijasiga ko'ra nitrozadagi $H_2SO_4$ miqdori, %; $B$ — analiz natijasiga ko'ra nitrozadagi $N_2O_3$ miqdori ($HNO_3$ hisobida), %.

NO ning sulfat kislota suvli eritmasidagi eruvchanligi juda kam. NO ning nitrozadagi eruvchanligi suvsiz sulfat kislotadagiga qaraganda birmuncha ko'p; u nitrozilsulfat kislota va sulfat kislota konsentratsiyasi ortishi bilan ortadi va haroratning ortishi bilan kamayadi.

$N_2O_3$ ning sulfat kislota suvli eritmasidagi eruvchanligi azot oksidlarining bosimiga proporsionaldir va harorat ko'tarilishi bilan kamayadi.

Nitrozilsulfat va nitrat kislota aralashmasi eritmasi ustidagi azot oksidlarining parsial bosimi $HNO_3$ konsentratsiyasi ortishi bilan ortadi. Aralashma ustidagi azot oksidlarining bosimi nitrozilsulfat kislota eritmasi va nitrat kislota eritmasi alohida-alohida bo'lgandagiga nisbatan nitrozalanish bir xil bo'lganda ham yuqori bo'ladi.

Nitrozaning qovushqoqligi nitrozilsulfat kislotasi miqdori ko'payishi bilan ortadi va haroratning ortishi bilan kamayadi.

*Sulfit angidridning nitroza bilan oksidlanishi.* Nitroza jarayoida sulfat kislota hosil bo'lishini quyidagi sxemalar orqali ifodalanishi mumkin:

— gazning suyuqlikka yutilishi:

$$SO_2 + H_2O = H_2SO_3$$

— suyuq fazadagi reaksiyalar:

$$2NO(\text{eritma}) + O_2 = 2NO_2(\text{eritma})$$

$$HNSO_5 + H_2O = H_2SO_4 + HNO_2$$

$$NO + NO_2 + H_2O = 2HNO_2$$

$$H_2SO_3 + 2HNO_2 = H_2SO_4 + 2NO + H_2O$$

— suyuq fazadan azot oksidini ajratish

$$2HNSO_5 + H_2O = 2H_2SO_4 + NO + NO_2$$

$$NO(\text{eritma}) = NO(\text{gaz})$$

$SO_2$ ning gaz fazasida oksidlanishi aniqlanmagan. Agar bunday reaksiya sodir bo'lsa ham juda oz darajada bo'ladi va u nitroza jarayonida sulfat kislota hosil bo'lishining umumiy jarayoniga sezilarli ta'sir ko'rsatmaydi.

*Nitrozadan azot oksidlarini yo'qotish (denitratsiya).* Denitratsiya minorasida suyuqlik sifatida taqsimlanadigan kislotadagi azot oksidlarini yo'qotish deyarli to'la amalga oshirilishi lozim. Bu azot oksidlari yo'qotilishini kamaytirish va yuqori sifatli mahsulotlar olish uchun ham zarur. Shuning uchun sulfat kislotani azot oksidlaridan tozalash – sulfat kislota denitratsiyasi nitroza jarayonining muhim bosqichi hisoblanadi.

Sulfat kislotaning denitratsiya tezligi uning konsentratsiyasi ortishi bilan kamayadi va haroratning ortishi bilan ortadi.

Gazdagi $SO_2$ miqdori ortishi bilan $SO_2$ oksidlanish tezligining ortishi va kislotada kam eriydigan NO hosil bo'lishi hisobiga denitratsiya tezligi ortadi. Gazdagi kislorod miqdorining ortishi bilan denitratsiya jarayoni birmuncha sekinlashadi, chunki NO kislorod bilan $NO_2$ gacha oksidlanadi va bunda hosil bo'ladigan azot oksidlarining aralashmasi sulfat kislotada yaxshi eriydi.

*Gaz fazada azot oksidlarining kislorod bilan oksidlanishi.* Azot oksidlari sulfat kislotaga faqat NO va $NO_2$ ning ekvimolekular nisbatidagina yaxshi absorbsiyalanadi. Azot oksidlarining yuqori yoki quyi darajada oksidlanganligi (ekvimolekular nisbatiga solishtirilganda) yuttirish minoralarida azot oksidlarining yetarlicha absorbsiyalanmasligiga va bu esa ularning chiqindi gazlari bilan atmosferaga yo'qotilishiga olib keladi. Shuning uchun nitroza jarayonida azot oksidlarining oksidlanish darajasi chuqur nazorat qilinadi va boshqariladi. Azot oksidlarining oksidlanish darajasini boshqarish oksidlash minorasida gazning bo'lish vaqtini o'lchash yoki mahsulot minorasining ishlash tartibi (oksidlash minorasi bo'lmaganda) orqali amalga oshiriladi.

Azot oksidlarining muvozanatli oksidlanish darajasi quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$K_p = \frac{p_{NO_2}^2}{p_{NO}^2 \cdot p_{O_2}} = P\frac{X^2 \cdot (1 - mX)}{(1 - X)^2 \cdot (n - mX)}$$

bu yerda: $p_{NO}$, $p_{O_2}$, $p_{NO_2}$ – gaz fazasidagi NO, $O_2$ va $NO_2$ ning parsial bosimi, atm; $P$ – gazning umumiy bosimi, atm; $X$–NO

ning muvozanatli oksidlanish darajasi, massa qism; $n$—1 $m^3$ gazdagi kislorod hajmi, $m^3$; $m$—1 $m^3$ gazdagi NO hajmi, $m^3$.

Ma'lum haroratdagi va boshlang'ich gazlar aralashmasining belgilangan tarkibidagi NO ning oksidlanish darajasini aniqlash uchun bu tenglamaga

$$\lg K_p = -\frac{2692}{T} + 1{,}75 \lg T + 0{,}00484T - 7{,}144 \cdot 10^{-6} T^2 + 3{,}062$$

formula bo'yicha topilgan harorat uchun $K_p$ kattaligini qo'yish kerak. 200°C dan past haroratda NO, $O_2$ va $NO_2$ gazlar aralashmasi muvozanatida NO miqdori juda kam. Shuning uchun nitroza jarayonida $NO_2$ ning dissotsiatsiya tezligi juda kam deb hisoblash mumkin va NO ning oksidlanish tezligini:

$$2NO + O_2 \rightleftarrows 2NO_2$$

reaksiyasi bo'yicha hisoblashda qaytar reaksiya tezligini hisobga olmaslik mumkin. Bunda NO ning $X$ darajasigacha oksidlanishi uchun kerakli vaqt ($\tau$) sharoiti

$$2kP\tau = \frac{2{,}303}{(n-m)^2}\left[\frac{X(n-m)}{2{,}303m(1-X)} + \lg\frac{1-X}{1-\frac{mX}{n}}\right]$$

tenglama bo'yicha topilishi mumkin. Bu yerda: $k$—NO ning oksidlanish reaksiyasi tezlik konstantasi.

Bu yerdan barcha azot oksidining yarmi ($X$=0,5) oksidlanishi uchun ketadigan vaqt

$$\tau = \frac{2{,}303}{4(n-m)^2 kP}\left[\frac{n-m}{2{,}303m} - \lg\left(2 - \frac{m}{n}\right)\right]$$

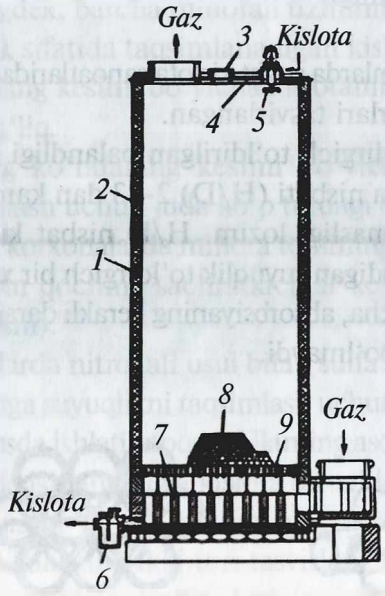
ni tashkil etadi.

**Minorali tizim jihozlari.** *Minoralar.* Minorali tizimning asosiy jihozlari to'ldirgich bilan to'ldirilgan (skrubberli) minoralar hisoblanib, ularning o'lchami minorali tizimning unumdorligiga bog'liq holda turlichadir (diametri 4—14 m, balandligi 14—18 m).

Hozirgi paytda, ko'pincha, diametri 5,5 m va balandligi 16 m bo'lgan minoralar ham ishlatilmoqda.

Barcha minoralar po'latdan tayyorlangan, ichki qismi andezit, beshtaunit yoki sopol bilan himoyalangan bo'ladi. 1.42-rasmda halqa shaklidagi to'ldirgichli po'lat qoplamali minora tasvirlangan. Pastki kolosnik (to'ldirgichni tutib turuvchi panjara) ostki qismidagi qoplama qalinligi 300 dan 450 mm gacha, kolosnikli panjara ustki qismida esa 120 mm dan 250 mm gacha bo'ladi. Denitratsiya va mahsulot minoralaridagi qoplama boshqa minorali tizimlardagiga nisbatan katta qalinlikda bo'ladi, chunki ularga nisbatan yuqori haroratli gaz keladi. Minora tomi armaturali kislotabardosh betondan tayyorlanadi.

*Minora to'ldirgichlari.* Gazning suyuqlik bilan iloji boricha to'la to'qnashishini ta'minlash uchun minoralar to'ldirgichlar bilan to'ldiriladi. To'ldirgichli minoralarda gaz suyuqlik bilan namlangan




*1.42-rasm.* Po'lat qoplamali minora: *1*—po'lat korpus; *2*—qoplama; *3*—lyuk; *4*—armaturali kislotabardosh betondan tayyorlangan tom qismi; *5*—changlatuvchi quvur; *6*—gidravlik zatvor; *7*—kolosnik panjara kolonnalari; *8*—to'ldirgich; *9*—kolosniklar.

to‘ldirgichlarning sirtida to‘qnashadi, ochiq minoralarda esa changlanadigan suyuqlikning mayda tomchilari sirtida to‘qnashadi.

Minoralar ishining samaradorligi birmuncha to‘ldirgich turiga va uning joylanish usuliga hamda to‘ldirgichsiz minoralarda esa suyuqlikning changlanish va taqsimlanish darajasiga bog‘liq. Turli xil shakldagi to‘ldirgichlar ishlatiladi. To‘ldirgich shakllarini tanlash har bir o‘tkaziladigan jarayon xususiyatidan kelib chiqib belgilanadi.

To‘ldirgich sifatini tavsiflaydigan asosiy ko‘rsatkichlar quyidagilardan iborat:

1) solishtirma sirt yuzasi —1 $m^3$ hajmdagi to‘ldirgichning sirt yuzasi ($m^2/m^3$);

2) erkin hajmi —1 $m^3$ hajmdagi to‘ldirgichning gaz o‘tadigan bo‘shliq hajmi ($m^3/m^3$; bu ko‘rsatkich to‘ldirgichning gidravlik qarshiligini aniqlaydi);

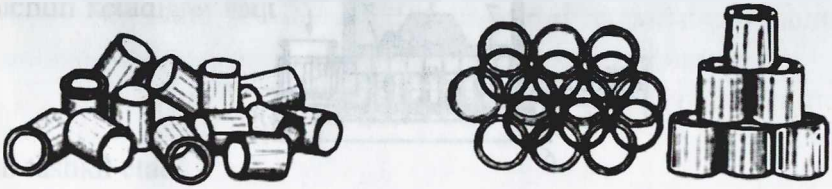
3) hajmiy massa ($kg/m^3$);

4) kislotabardoshligi;

5) arzonligi.

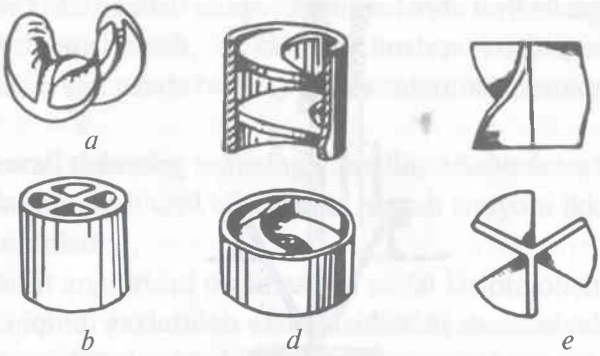
1.43- va 1.44-rasmlarda sulfat kislota sanoatlarida qo‘llanilayotgan to‘ldirgichlarning turlari tasvirlangan.

Minoraning to‘ldirgich to‘ldirilgan balandligi (H) ning uning ichki diametri (D) ga nisbati (H/D) 2—3 dan kam bo‘lmasligi va 6—8 dan katta bo‘lmasligi lozim. H/D nisbat kichik yoki katta bo‘lganda taqsimlanadigan suyuqlik to‘ldirgich bir xilda namlanmaganligi sababli ko‘pincha, absorbsiyaning kerakli darajada to‘la amalga oshirilishiga erishib bo‘lmaydi.



*a* *b*

*1.43-rasm.* Minoralarning halqali to‘ldirgichi:
*a*—to‘kib qo‘yilgan; *b*—taxlangan.




*1.44-rasm.* Har xil shakldagi keramik to'ldirgichlar: *a*—egarsimon to'ldirgich; *b*—to'r teshikli halqa; *d*—spiralli halqa; *e*—propellerli to'ldirgich.

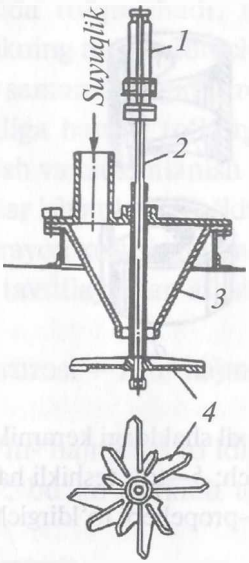
*Suyuqliklarni uzatish uchun taqsimlash qurilmalari.* Minoralarning, shuningdek, barcha minorali tizimning me'yorida ishlashi nafaqat suyuqlik sifatida taqsimlanadigan kislota miqdoriga, balki minora ko'ndalang kesimi bo'yicha kislotaning bir xilda taqsimlanishiga ham bog'liq.

Minoraning ko'ndalang kesimi bo'yicha suyuqlik sifatida kislotani taqsimlash uchun juda ko'p turdagi qurilmalar ishlatiladi.

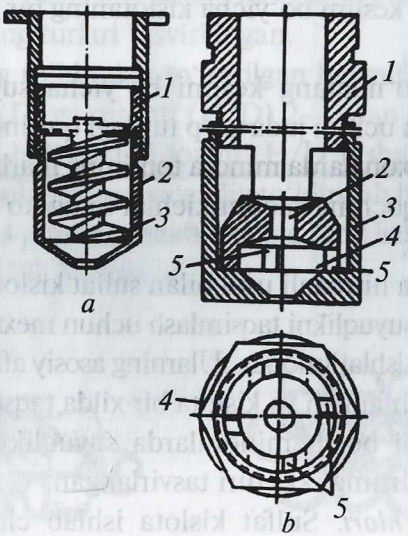
Zamonaviy korxonalarda minora tomining markaziga o'rnatiladigan markazdan qochma sachratkichlar keng ko'lamda ishlatilmoqda (1.45-rasm).

Keyingi yillarda nitrozali usul bilan sulfat kislota ishlab chiqarishda minoralarga suyuqlikni taqsimlash uchun mexanik forsunkalar juda keng miqyosda ishlatilmoqda. Ularning asosiy afzalligi shundaki, qurilmalar sodda ishlangan va kislota bir xilda taqsimlanadi. 1.46-rasmda ichki qismi bo'sh minoralarda suyuqlikni sachratuvchi mexanik forsunkalarning ikki turi tasvirlangan.

*Kislota sovitgichlari.* Sulfat kislota ishlab chiqarishda ko'p miqdorda issiqlik ajralib chiqadi, uni samarali ajratib olish sanoat sharoitida muhim ahamiyatga ega. Kontakt va nitroza jarayonlari asosiy bo'limlarining harorat rejimi kislota sovitgichlarining ishi bilan belgilanadi.




*1.45-rasm.* Markazdan qochma sachratkich: *1*—aylanma harakatlantirgich; *2*—val; *3*—kislota uchun kamera; *4*—parrakli taqsimlagich.




*1.46-rasm.* Mexanik forsunkalar: *a*: *1*—stakan; *2*—korpus; *3*—vint; *b*: *1*—vkladish; *2*—vkladishning markaziy teshigi; *3*—forsunka korpusi; *4*—aralashish kamerasi; *5*—vkladish chambaragining kesimi.

jarayonlar ham sodir bo'ladi. Masalan, birinchi minorada sulfat kislotali eritmaning denitratsiyasi bilan birgalikda bir qism sulfit angidridning oksidlanishi sodir bo'ladi. Ikkinchi minorada, ayniqsa, minoraning yuqori qismida sulfit angidrid va azot oksidlarining bir vaqtda oksidlanishi ularning suyuqlik sifatida taqsimlanadigan kislotaga absorbsiyasi bilan bir vaqtda sodir bo'ladi. Absorbsiya minorasida azot oksidlarining yutilishi ularning oksidlanishi bilan birgalikda amalga oshadi.

Minorali jarayon nafaqat beshta, balki undan ko'p yoki oz sondagi minoralarda ham o'tkazilishi mumkin. Masalan, oltita, yettita va hatto, sakkiztadan minoralari bo'lgan minorali tizimlar mavjud. Nazariy jihatdan olganda sulfit angidridni qayta ishlashning nitrozali jarayoni bitta minorada yakunlanadigan minorali tizimlarni barpo qilish mumkin. Minoralar soni ortib borishi bilan tizimning texnologik tartibi (rejimi) ancha barqaror holatga keladi, chunki bitta minorada uning buzilishining oldini olish oson emas. Tizimda minora qanchalik kam bo'lsa, unda shunchalik doimiy texnologik rejimni o'rnatish qiyin kechadi.

Nitrozali jarayonni o'rganish hamda avtomatik nazorat va boshqarishni kiritish orqali tizimdagi minoralar soni birin-ketin kamaytirila boshlanadi. Lekin nitrozali jarayon jadalligining oshishida minoralar miqdorini kamaytirish hamma vaqt ham o'zini oqlamaydi. Minorali tizim jadalligi ($kg/m^3$) barcha minoralar hajm yig'indisining birligida sutkasiga olinadigan sulfat kislotasi (100% $H_2SO_4$ hisobidagi) miqdori bilan tavsiflanadi. Shuning uchun qayta jihozlanayotgan minorali tizimlarda yuqori jadallikka va nitrat kislotasining kam sarflanishiga erishish uchun yettita minora, tizim oxirida esa chiqindi gazlaridan sulfat kislotasini ushlab qolish uchun elektrofiltr o'rnatish ko'zda tutilgan (1.48-rasm).

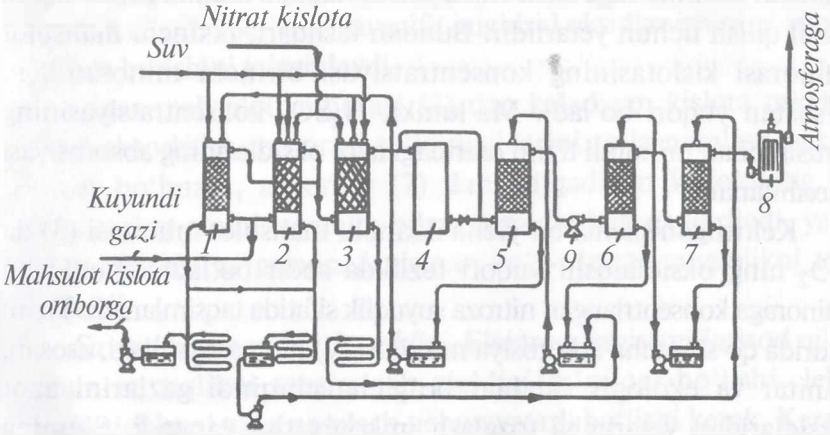
Qaynoq kuyundi gazi parallel holatda birinchi mahsulot minorasi hisoblangan ikkita bir xil minora – denitrator (1) va konsentrator (2) ga keladi. Bu minoralardan chiqadigan gazlar bitta umumiy oqimga qo'shiladi va ikkinchi mahsulot minorasi (3) ga yuboriladi. Shundan keyin gaz oksidlovchi hajm — minora (4) va uchta absorbsiya minoralari (5—7) dan o'tadi.

jarayonlar ham sodir bo'ladi. Masalan, birinchi minorada sulfat kislotali eritmaning denitratsiyasi bilan birgalikda bir qism sulfit angidridning oksidlanishi sodir bo'ladi. Ikkinchi minorada, ayniqsa, minoraning yuqori qismida sulfit angidrid va azot oksidlarining bir vaqtda oksidlanishi ularning suyuqlik sifatida taqsimlanadigan kislotaga absorbsiyasi bilan bir vaqtda sodir bo'ladi. Absorbsiya minorasida azot oksidlarining yutilishi ularning oksidlanishi bilan birgalikda amalga oshadi.

Minorali jarayon nafaqat beshta, balki undan ko'p yoki oz sondagi minoralarda ham o'tkazilishi mumkin. Masalan, oltita, yettita va hatto, sakkiztadan minoralari bo'lgan minorali tizimlar mavjud. Nazariy jihatdan olganda sulfit angidridni qayta ishlashning nitrozali jarayoni bitta minorada yakunlanadigan minorali tizimlarni barpo qilish mumkin. Minoralar soni ortib borishi bilan tizimning texnologik tartibi (rejimi) ancha barqaror holatga keladi, chunki bitta minorada uning buzilishining oldini olish oson emas. Tizimda minora qanchalik kam bo'lsa, unda shunchalik doimiy texnologik rejimni o'rnatish qiyin kechadi.

Nitrozali jarayonni o'rganish hamda avtomatik nazorat va boshqarishni kiritish orqali tizimdagi minoralar soni birin-ketin kamaytirila boshlanadi. Lekin nitrozali jarayon jadalligining oshishida minoralar miqdorini kamaytirish hamma vaqt ham o'zini oqlamaydi. Minorali tizim jadalligi ($kg/m^3$) barcha minoralar hajm yig'indisining birligida sutkasiga olinadigan sulfat kislotasi (100% $H_2SO_4$ hisobidagi) miqdori bilan tavsiflanadi. Shuning uchun qayta jihozlanayotgan minorali tizimlarda yuqori jadallikka va nitrat kislotasining kam sarflanishiga erishish uchun yettita minora, tizim oxirida esa chiqindi gazlaridan sulfat kislotasini ushlab qolish uchun elektrofiltr o'rnatish ko'zda tutilgan (1.48-rasm).

Qaynoq kuyundi gazi parallel holatda birinchi mahsulot minorasi hisoblangan ikkita bir xil minora – denitrator (1) va konsentrator (2) ga keladi. Bu minoralardan chiqadigan gazlar bitta umumiy oqimga qo'shiladi va ikkinchi mahsulot minorasi (3) ga yuboriladi. Shundan keyin gaz oksidlovchi hajm — minora (4) va uchta absorbsiya minoralari (5—7) dan o'tadi.




*1.48-rasm.* Zamonaviy yetti minorali tizim sxemasi:
*1*—denitratsiya minorasi (denitrator); *2*—birinchi mahsulot minorasi (konsentrator); *3*—ikkinchi mahsulot minorasi; *4*—ichki qismi bo'sh oksidlash minorasi (oksidlash hajmi); *5*–*7*—absorbsiya minoralari (absorberlar); *8*—elektrofiltr; *9*—chiqindi gaz ventilatori.

Gaz oxirgi absorbsiya minorasi (7) dan sulfat kislotasi tomchilari va bug'larini tutib qolish uchun siklon – tomchi ushlagichga yoki elektrofiltr (8) ga yuboriladi, so'ngra esa quvur orqali atmosferaga chiqarib yuboriladi. Minorali tizim orqali gazlarni aralashtirish uchun birinchi absorbsiya minorasi (5) va ikkinchi absorber (6) orasiga o'rnatilgan ventilator (9) xizmat qiladi. Shunday qilib, minora 1—5 lar vakuum ostida, minora 6, 7 lar va elektrofiltr (8) bosim ostida ishlaydi.

Tizimning boshida qo'shimcha minora o'rnatish ulardan biri (minora 1) da azot oksidlari miqdori minimal (0,03%) bo'lgan mahsulot sulfat kislotasi, ikkinchisi – mahsulot minorasi (2) da esa oxirgi absorbsiya minorasi (7) ga suyuqlikni taqsimlash uchun beriladigan nisbatan kam denitrolangan (0,5% gacha azot oksidlari bo'lgan) sulfat kislotasi olish imkoniyatini yaratadi. Absorbsiya minorasi (7) ga suyuqlikni taqsimlash uchun beriladigan kislotada 0,5% gacha azot oksidlarining bo'lishi unda azot oksidlarining absorbsiyalanishiga sezilarli darajada ta'sir ko'rsatmaydi, kislota

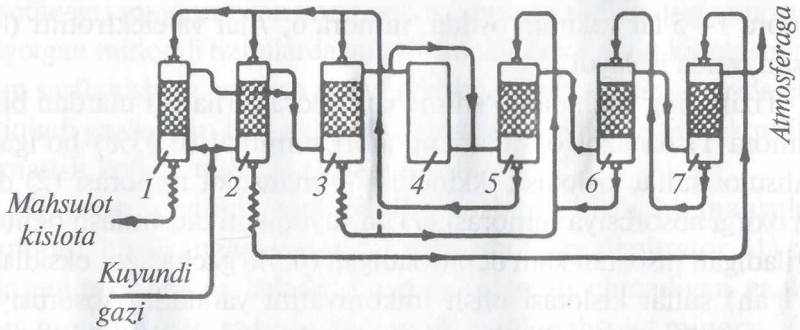
miqdori esa minoraga talab etiladigan suyuqlikni taqsimlash zichligini hosil qilish uchun yetarlidir. Bundan tashqari, ikkinchi mahsulot minorasi kislotasining konsentratsiyasi birinchi minoranikiga nisbatan yuqori bo'ladi. Ma'lumki, $H_2SO_4$ konsentratsiyasining ortishi bilan minorali tizim oxiridagi azot oksidlarining absorbsiyasi yaxshilanadi.

Keltirilgan sxema bo'yicha ikkinchi mahsulot minorasi (3) da $SO_2$ ning oksidlanishi yuqori tezlikda sodir bo'ladi, chunki bu minoraga konsentrlangan nitroza suyuqlik sifatida taqsimlanadi. Tizim oxirida qo'shimcha absorbsiya minorasi (7) ning o'rnatilishi, asosan, sanitar va ekologik talablar bo'yicha chiqindi gazlarini azot oksidlaridan yetarlicha tozalash imkoniyatini yaratadi. Shuning uchun bu minorani sanitar minora deb ham ataladi.

*Suyuqlikni taqsimlash sxemasi.* Suyuqlikni taqsimlashning umumiy sxemasi, ya'ni minoralar bo'yicha kislotaning uzatilishi tizimning texnologik tartibiga va minoralar miqdoriga bog'liq.

Yetti minorali (ichki qismi bo'sh bo'lgan oksidlash minorasi bilan) suyuqlikni taqsimlash sxemasi 1.49-rasmda ko'rsatilgan.

Ikkala (1.48- va 1.49-rasmlar) sxemada ham konsentrlangan va denitrolangan sulfat kislota minora-konsentrator (2) dan oxirgi absorbsiya minorasi (7) ga taqsimlanuvchi suyuqlik sifatida uzatiladi, buning natijasida azot oksidlarining yuqori darajada yutilishi ta'minlanadi. Maksimal miqdordagi azot oksidlari tutgan kislota




*1.49-rasm.* Yetti minorali tizimda suyuqlikni taqsimlash sxemasi (minoralarni belgilash 1.48-rasmdagi kabi).

minora (5) dan mahsulot minoralari (2) va (3) ga taqsimlanuvchi suyuqlik sifatida beriladi, bu sulfit angidrid oksidlanishining yuqori tezlikda borishini ta'minlaydi.

Agar mahsulot minorasi (2) dan keladigan kislota miqdori oxirgi absorbsiya minorasi to'ldirgichlarini to'la namlash uchun yetarli bo'lmasa, absorber (7) dan chiqadigan kislotaning bir qismi uning o'zini suyuqlik bilan ta'minlashga qaytariladi, ya'ni oxirgi absorbsiya minorasi qisman «o'z-o'ziga» suyuqlikni taqsimlaydi.

*Suyuqlikni taqsimlash zichligi.* Elektroenergiyani iqtisod qilish uchun suyuqlikni taqsimlash zichligi minimal bo'lishi, lekin to'ldirgichlarni to'la namlash uchun yetarli bo'lishi kerak. Kerakli darajadagi minimal suyuqlikni taqsimlash zichligini to'ldirgich sirt yuzasidan va bu yuzani namlaydigan kislota plyonkasi qalinligidan kelib chiqib hisoblash mumkin. Laboratoriya ma'lumotlariga ko'ra, minimal suyuqlikni taqsimlash zichligi 3—4 $m^3/(m^2 \cdot soat)$ ni tashkil etadi. Sanoat sharoitida suyuqlikni taqsimlash zichligi birmuncha katta — 10—15 $m^3/(m^2 \cdot soat)$ ni tashkil qiladi, chunki hozirda qo'llanilayotgan kislota sachratkichlari minoraning barcha ko'ndalang kesimi bo'yicha kislotaning bir xilda tekis taqsimlanishini ta'minlay olmaydi, suyuqlikni taqsimlash zichligi ortishi bilan esa kislotaning bir xilda taqsimlanmasligi kamayadi. Bundan tashqari, ortiqcha suyuqlikni taqsimlash zichligi mahsulot zonasida unga yetarlicha miqdordagi azot oksidlari berilishiga olib keladi.

Suyuqlikni taqsimlash zichligi juda katta bo'lganda minoralarning «tiqilib qolishi» kuzatiladi — to'ldirgichda gazning o'tishi uchun erkin bo'shliq shunchalik kamayadi, bu esa suyuqlik qatlami orasidan gazning ko'pchib chiqishiga olib keladi.

Suyuqlikni taqsimlash zichligidan tashqari, suyuqlikni taqsimlash takroriyligi termini ham ishlatiladi. Suyuqlikni taqsimlash takroriyligi deganda, barcha minoralarga taqsimlanadigan kislota umumiy miqdorining tayyor mahsulot miqdoriga nisbati tushuniladi. Suyuqlikni taqsimlash takroriyligi moddiy balans ma'lumotlari bo'yicha aniqlanadi va u, odatda, 30—50 ni tashkil etadi. Bir xil

suyuqlikni taqsimlash zichligida tizim qanchalik jadallik bilan ishlasa, suyuqlikni taqsimlash takroriyligi shunchalik kam bo'ladi. Jadalligi kam tizimlarda suyuqlikni taqsimlash zichligini yetarlicha hosil qilish uchun uning takroriyligi minorani qisman «o'z-o'ziga» suyuqlikni taqsimlash orqali oshiriladi.

*Taqsimlanadigan kislota konsentratsiyasi.* 1.49-rasmdan ko'rinadiki, minoralarga taqsimlanadigan kislota bitta umumiy siklda aylanadi: absorbsiya minorasidan kislota mahsulot minorasiga taqsimlash uchun yuboriladi, so'ngra kislotaning bir qismi oxirgi absorbsiya minorasiga taqsimlanadi, qolgan qismi esa tayyor mahsulot omboriga yuboriladi. Shuning uchun minorali kislotaning konsentratsiyasini tanlash nafaqat texnologik omillar orqali, balki kislota iste'molchilari talabiga, uni tashish sharoitlariga va boshqalarga qarab aniqlanadi.

Davlat standartlari talablariga muvofiq, minorali kislota konsentratsiyasi 75% $H_2SO_4$ dan kam bo'lmasligi lozim. Bunday kislotaning kristallanish harorati −51°C ga teng, shuning uchun qish faslida tashish va saqlashda uning amalda muzlab qolishi kuzatilmaydi.

Minorali sulfat kislota zavodlarida sifati bo'yicha ko'pchilik iste'molchilar talabini qanoatlantiruvchi va tashish uchun anchagina qulay, nisbatan yuqori konsentratsiyali kislota ham ishlab chiqarilishi mumkin. Lekin $H_2SO_4$ konsentratsiyasi ortishi bilan birinchi minora (denitrator)da kislotaning denitratsiya darajasi yomonlashadi, mahsulot minoralarida esa $SO_2$ ning oksidlanish tezligi pasayadi va hokazo.

Minoralarga pasaytirilgan konsentratsiyali (75% $H_2SO_4$ dan kam) kislota taqsimlash azot oksidlari absorbsiyalanishining yomonlashishiga va ular yo'qotilishining ortishiga olib kelganligi sababli maqsadga muvofiq emas. Bundan tashqari, konsentratsiya 75% $H_2SO_4$ dan kam bo'lganda, kislota po'lat va cho'yan jihozlar korroziyalanishini kuchaytiradi.

Ayrim zavodlarda denitratsiya minorasida nisbatan yuqori konsentratsiyali kislota olish uchun denitratorga oz miqdorda kislota taqsimlanadi; kislota qaynoq kuyundi gazi bilan qizdiriladi va 90—91% $H_2SO_4$ konsentratsiyagacha bug'latiladi. Ammo bu

texnologik jarayonni murakkablashtiradi va shuning uchun ayrim hollardagina amalda qo'llaniladi.

*Suyuqlikni taqsimlash harorati va nitrozaliligi.* Kislota harorati va nitrozaliligi qanchalik yuqori bo'lsa, sulfit angidridning nitrozaga absorbsiya tezligi shunchalik katta bo'ladi. Shuning uchun mahsulot minoralarida taqsimlanadigan kislotaning harorati va nitrozaliligini nisbatan yuqori darajada ushlab turish maqsadga muvofiq. Ammo mahsulot minoralariga absorbsiya minoralaridan keladigan kislota taqsimlanadi, ular harorati va nitrozaliligining ortishi bilan azot oksidlarining yutilishi yomonlashadi. Shunga bog'liq holda minorali jarayonda taqsimlanadigan kislotaning maqbul (optimal) harorati va nitrozaliligi tanlanishiga to'g'ri keladi.

Oxirgi absorbsiya minorasiga taqsimlanadigan kislota harorati iloji boricha past bo'lishi kerak; u muzlatgichga taqsimlash uchun beriladigan sovituvchi suv harorati bilan aniqlanadi. Texnologik tartib me'yorlari bo'yicha tizim oxirgi minorasiga taqsimlanadigan kislotaning harorati 40°C dan ortmasligi kerak. Bunda azot oksidlari absorbsiyasi uchun yaxshi sharoit yaratiladi, mahsulot minoralari harorat rejimiga oxirgi absorbsiya minorasidan keladigan kislotaning past harorati sezilarsiz darajada ta'sir ko'rsatadi.

Birinchi absorbsiya minorasiga taqsimlanadigan kislota 45—55°C haroratga ega bo'ladi. Azot oksidlarining absorbsiyasi va suv bug'ining kondensatsiyasi natijasida ajraladigan issiqlik hisobiga kislota 15—20°C ga qiziydi va birinchi absorberdan chiqishda 60—75°C haroratga ega bo'ladi. Kislota shu haroratda denitratorga va mahsulot minoralariga taqsimlanadi. Denitratsiya minorasidan chiqadigan kislota harorati, asosan, undagi $H_2SO_4$ konsentratsiyasi va denitratorga beriladigan kuyundi gazining haroratiga bog'liq. Bu harorat qanchalik yuqori bo'lsa, sulfat kislota shunchalik ko'p denitratsiyalanadi va shunchalik ko'p denitratsiyalangan kislota olinadi, bu oxirgi absorbsiya minorasi ishi uchun muhim ahamiyatga ega.

Mahsulot minorasiga taqsimlanadigan kislotaning nitrozaliligi sulfit angidridni sulfat kislotaga to'la qayta ishlanishini amalda ta'minlashi kerak: oxirgi mahsulot minorasidan chiqadigan gazdagi $SO_2$ miqdori 0,2% dan oshmasligi lozim. Suyuqlikni taqsimlash

nitrozaliligi ortishi bilan minoralardagi $SO_2$ ni qayta ishlash jadalligi ortadi. Shuning uchun zamonaviy minorali tizimlarda mahsulot minorasiga taqsimlanadigan kislotaning nitrozaliligi 15—16% ga yetadi. Lekin kislota nitrozaliligining ortishi bilan $SO_2$ ni qayta ishlash jadalligi ma'lum chegaragacha ortadi, unga yetgach, jadallik o'zgarmay qoladi. Shunday qilib, sanoat sharoitida kislota nitrozaliligini haddan tashqari oshirib yuborish ham maqsadga muvofiq emas, chunki ortiqcha nitrozalilik chiqindi gazlari bilan azot oksidlari yo'qotilishining ortishiga olib keladi.

Azot aylanishi, ya'ni mahsulot ishlab chiqarish doirasida gaz fazasiga ajraladigan azot oksidlari miqdori (1 t mahsulotga to'g'ri keladigan $HNO_3$, kg) kislota aylanishi (taqsimlanadigan miqdori), harorat va taqsimlanadigan kislota nitrozaliligiga bog'liq. Minorali tizimlarda kislota aylanish jadalligi sutkasiga 200—250 kg/m$^3$ ga yetadi, azot aylanishi esa 700—900 kg/t ni tashkil etadi.

Azot aylanishi kislotaning taqsimlanish miqdori va nitrozaliligi bilan bog'liq quyidagi nisbat bilan aniqlanadi:

$$G_{HNO_3} = \frac{\sum G_k N_k - \sum G_{ch} N_{ch} + B}{Q},$$

bu yerda: $G_k$ va $G_{ch}$ — mahsulot minorasiga kiradigan va undan chiqadigan nitroza miqdori, kg/soat; $N_k$ va $N_{ch}$ — kiradigan va chiqadigan nitrozalardagi $HNO_3$ miqdori, birlik ulushda; $B$ — yo'qotishni to'ldirish uchun tizimga beriladigan $HNO_3$ miqdori, kg/soat; $Q$ — 100% li $H_2SO_4$ hisobida tizim unumdorligi, t/soat.

Azot aylanishini oshirish, ya'ni taqsimlanadigan kislota harorati va nitrozaliligini haddan ziyod oshirish gaz fazasiga qo'shimcha azot oksidlarining ajralishiga olib keladi, bu esa absorbsiya minoralari ish sharoitini yomonlashtiradi.

*Azot oksidlarini absorbsiyaga tayyorlash.* Hisoblashlar va amaliy tajribalarning ko'rsatishicha, bir vaqtda NO ning oksidlanishi va $N_2O_3$ ning sulfat kislotaga absorbsiyalanishining borishi ikkala jarayon tezligini ham pasaytiradi. Agar dastlab NO ni $N_2O_3$ ga oksidlansa, so'ngra azot oksidlarini yuttirish jarayoni amalga oshirilsa, azot oksidlarining oksidlanish tezligi anchagina ortadi.

Minorali tizimda azot oksidlari ichki qismi bo'sh bo'lgan minoralarda oksidlanadi. Absorbsiya minoralarida ham azot oksidlarining oksidlanishi davom etadi. Absorbsiya minoralarida azot oksidlari yutilish tezligining kamayishiga olib keladigan keragidan ko'p miqdordagi NO oksidlanishining oldini olish uchun oksidlash hajmida (minorasida) NO va $NO_2$ ekvimolekular nisbatiga nisbatan oz miqdordagi NO ni $NO_2$ ga oksidlanadi. Absorbsiya minoralarida NO ning qo'shimcha oksidlanishi natijasida ekvimolekular nisbatdagi NO va $NO_2$ ning yutilish jarayoni uchun qulay sharoitga erishiladi.

Minorali jarayonda azot oksidlarining talab etiladigan oksidlanish darajasiga bu jarayonni amalga oshirish uchun belgilanadigan maxsus oksidlash minorasisiz ham erishish mumkin. Buning uchun mahsulot minorasida shunday tartib o'rnatish lozimki, bunda oxirgi mahsulot minorasida nafaqat $SO_2$ ni oksidlash yakunlanishi, balki NO ni kerakli darajagacha oksidlash ta'minlanishi lozim.

*Minorali tizimning issiqlik balansi.* Minorali tizimning sovitgichlar bilan birgalikdagi issiqlik balansi quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$Q_k + Q_r + Q_{suyult.} + Q_{kond.} = Q_{ch} + Q_s + Q_y,$$

bu yerda: $Q_k$ va $Q_{ch}$ – kiradigan va chiqadigan gazning entalpiyasi; $Q_r$ – $H_2SO_4$ olish reaksiyasining issiqligi; $Q_{suyult.}$ – mahsulot kislotasining belgilangan konsentratsiyasigacha $H_2SO_4$ ni suyultirish issiqligi; $Q_{kond.}$ – gaz bilan kiradigan kondensatsiya issiqligi; $Q_s$ – sovitgich suv bilan chiqib ketadigan issiqlik; $Q_y$ – tashqi muhit bo'yicha tizimda yo'qotiladigan issiqlik.

1.4-jadvalda tarkibida 7 va 9,5% $SO_2$ tutgan kuyundi gazini 1 t $H_2SO_4$ ga qayta ishlashdagi issiqlik balansi keltirilgan. Kiradigan gazning harorati 350°C, namligi esa 5% ga teng. Tizimdan chiqadigan gaz harorati 35°C, mahsulot kislotasining konsentratsiyasi 76% $H_2SO_4$ deb olingan.

Jadvaldan ko'rish mumkinki, 1 t $H_2SO_4$ olishda sovitgichlarda suv bilan qariyb 4000 mJ (1 mln. kkal) issiqlik chiqarib olinishi

kerak. Issiqlik uzatish tenglamasiga muvofiq, sovitishga beriladigan kislota harorati qanchalik yuqori bo'lsa, sovitgichlardagi kerakli darajadagi issiqlik almashinish yuzasi shunchalik bo'ladi. Bu shuni bildiradiki, mahsulot minorasidan chiqadigan kislotadan barcha issiqlikni ajratib olinsa va uni to'la sovitish agentiga uzatilsa sovitish sxemasi samarador bo'ladi. Agar absorbsiya minorasi «o'z-o'ziga» suyuqlikni taqsimlasa va unga sovitgichlar o'rnatilgan bo'lsa, talab etiladigan sovitish yuzasi birmuncha kattalashadi.

*1.4-jadval*

**1 t $H_2SO_4$ olish tizimining issiqlik balansi (kuyundi gazi tarkibida 7,0 va 9,5% $SO_2$ bo'ladi)**

| Issiqlik kirimi | Miqdori, mJ | | Issiqlik chiqimi | Miqdori, mJ | |
|---|---|---|---|---|---|
| | 7,0% $SO_2$ | 9,5% $SO_2$ | | 7,0% $SO_2$ | 9,5% $SO_2$ |
| Kuyundi gazi bilan | 1550 | 1150 | Gaz bilan chiqib ketadigan | 120 | 90 |
| $H_2SO_4$ olish issiqligi | 2300 | 2300 | Sovitgich suv bilan chiqib ketadigan | 3880 | 3510 |
| Suv bug'ining kondensatsiya issiqligi | 150 | 150 | | | |
| Jami: | 4000 | 3600 | Jami: | 4000 | 3600 |

**Chiqindi gazlarni zararsizlantirish.** *Azot oksidlarini ajratib olish.* Azot oksidlarining bir qismi (0,25% yoki 4,7 g/m³ gacha) absorbsiya minorasidan chiqadigan gaz tarkibida ham qoladi. Bunday katta miqdordagi azot oksidlari tutgan gazlarni atmosferaga chiqarib yuborish ekologik va sanitar me'yorlariga ziddir, bundan tashqari, buning natijasida ko'p miqdordagi nitrat kislota yo'qotiladi. Shuning uchun chiqindi gazlar maxsus usulda azot oksidlaridan tozalanadi.

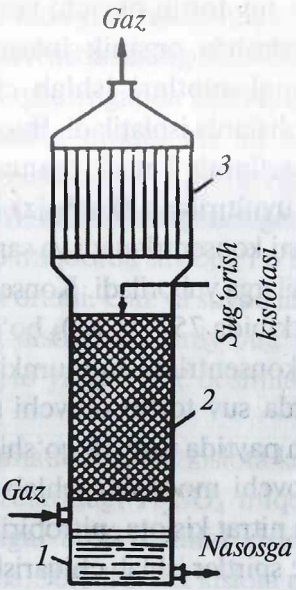
Chiqindi gazlarni azot oksidlaridan tozalashning eng samarador usuli – gazni konsentrlangan sulfat kislota bilan qayta ishlashdir. Buning uchun tashqaridan yoki denitratsiya minorasidan olinadigan kislota hisobiga to'ldirilgan va «o'z-o'ziga» suyuqlikni taqsimlaydigan sanitar absorbsiya minorasi o'rnatiladi.

*Sulfat kislota tomchilari va bug'larini ajratib olish.* Chiqindi gazlarda, shuningdek, sulfat kislotasi taqsimlanadigan minoralardan gazlar bilan chiqib ketadigan ma'lum miqdordagi $H_2SO_4$ tomchilari ham bo'ladi. Tomchilarni ushlab qolish uchun chiqindi gazlar siklon-tomchi ushlagichlarga yuboriladi.

Chiqindi gazlar tarkibida, bundan tashqari, denitratsiya va konsentratsiya minoralarida kuyundi gazini sovitishda hosil bo'ladigan sulfat kislotali bug' ham bo'ladi.

Ko'pchilik minorali zavodlar chiqindi gazlarining 1 $m^3$ da 5 g sulfat kislota bug'i bo'ladi.

Chiqindi gazlardan bug' va tomchilarni ajratib olish uchun minorali zavodlarda elektrofiltrlar o'rnatiladi. Ayrim zavodlarda




*1.50-rasm.* Minorali tizimda chiqindi gazlarini tozalash uchun jihoz: *1*—kislota yig'gichi; *2*—to'ldirgich; *3*—elektrofiltr.

elektrofiltr oxirgi absorbsiya (sanitar) minorasining yuqori qismiga o'rnatilgan. Bu jihoz po'lat minora ko'rinishida bo'lib, yuqori qismi kengaytirilgan va ichki qismi kislotaga chidamli g'ishtlar bilan muhofazalangan bo'ladi (1.50-rasm). Minoraning pastki qismi kislota yig'gichi hisoblanadi, o'rta qismiga halqali sopol to'ldirgich joylashtirilgan, yuqoridagi kengaytirilgan qismiga esa elektrofiltrning po'lat quvurlari joylashtirilgan. Jihoz to'ldirgichlariga minora-denitrator yoki minora-konsentratordan keladigan sovitilgan sulfat kislota taqsimlanadi.

Minorali tizim me'yorida ishlaganda chiqindi gazlardagi $SO_2$ miqdori 0,1—0,2% ni tashkil qiladi; bunday gazlarni maxsus tozalashlarsiz baland quvur orqali (quvur balandligi hisoblashlar orqali belgilanadi) atmosferaga chiqarib yuborilishi mumkin.

## 5-§. Sulfat kislotani konsentrlash

**Sulfat kislotani konsentrlashning maqsadi va mohiyati.** Sulfat kislota ko'p miqdorda suv tortib oluvchi vosita sifatida, masalan, nitrat kislotani konsentrlashda, organik sintezning ko'pgina jarayonlarida, pirotexnika mahsulotlari ishlab chiqarishda, gazlarni quritishda va boshqa sohalarda ishlatiladi. Bunda oz miqdorda bo'lsa ham sulfat kislota sarflanib ketadi (sanoatdagi yo'qotish), u jarayondan, asosan, suyultirilgan (kuchsiz) kislota tarzida chiqib ketadi. Bunday kislotani konsentrlanadi va sanoat sikliga qaytariladi yoki boshqa iste'molchilarga yuboriladi. Konsentrlangan sulfat kislota yetishmaganda esa tarkibida 75% $H_2SO_4$ bo'lgan nisbatan kuchsiz minorali kislota ham konsentrlanishi mumkin.

Ko'pchilik hollarda suv tortib oluvchi sulfat kislota nafaqat suyuladi, balki jarayon paytida turli xil qo'shimchalar bilan ifloslanadi. Masalan, portlovchi moddalar ishlab chiqarishda chiqindi sulfat kislota tarkibida nitrat kislota, nitrobirikmalar, smolalar kabi qo'shimchalar bo'ladi; spirtlar ishlab chiqarishda chiqindi kislotada turli xil uglevodorodlar uchraydi. Chiqindi kislota tarkibidagi qo'shimchalar undan olinadigan konsentrlangan kislota sifatini pasaytiradi, ko'pincha esa, konsentrlash jarayonini qiyinlashtiradi.

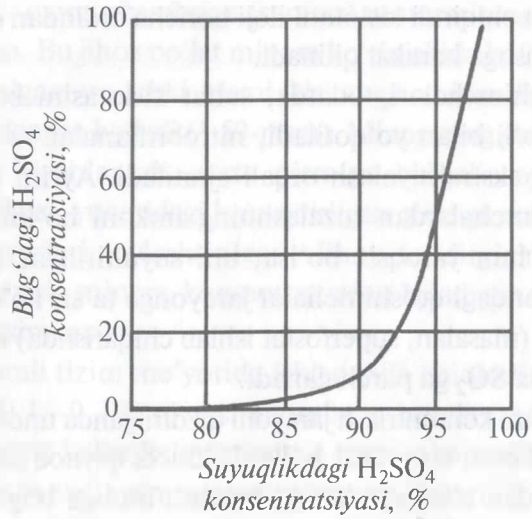
Bunday hollarda chiqindi kislotani iloji boricha oldindan qo'shimchalardan tozalashga harakat qilinadi.

$HNO_3$ qo'shimchalari, odatda, sulfat kislotasini bug' bilan denitratsiyasi yo'li bilan yo'qotiladi, nitrobirikmalar va smolalar esa tindirish va ekstraksiyalash orqali ajratiladi. Ayrim hollarda, kislotani qo'shimchalardan tozalashning imkoni bo'lmasa va u konsentrlash uchun yaroqsiz bo'lsa, uni suyultirilgan (kuchsiz) kislota sifatida undagi qo'shimchalar jarayonga ta'sir ko'rsatmaydigan sohalarda (masalan, superfosfat ishlab chiqarishda) ishlatiladi yoki sulfat kislota $SO_2$ ga parchalanadi.

Sulfat kislotani konsentrlash jarayoni qizdirilganda undan namlik yo'qotilishidan iborat; ko'pchilik hollarda kislota qaynoq gazlar bilan qizdiriladi. Gazdan kislotaga issiqlik uzatish usuliga bog'liq holda konsentrlash uchun jihozlarni ikkita guruhga bo'lish mumkin: qaynoq gazlar va kislota to'g'ridan to'g'ri to'qnashuvi bilan amalga oshadigan jihozlar hamda tashqi qizdirgichli jihozlar, ularda issiqlik to'siq orqali uzatiladi. To'siq orqali issiqlik uzatishda konsentrlash jarayoni atmosfera bosimida yoki vakuumda amalga oshiriladi.

**Sulfat kislotani konsentrlashning fizik-kimyoviy asoslari.** Sulfat kislota suvli eritmalari qizdirilganda hosil qilinadigan gaz fazaning tarkibi va suyuq fazaning tarkibi bir xil bo'lmaydi, gaz fazasi tarkibida suyuq fazaga nisbatan ko'p miqdorda suv bo'ladi. Shuning uchun sulfat kislota suvli eritmalari qizdirilganda gaz fazasiga sulfat kislotaga nisbatan ko'p miqdorda suv bug'i o'tadi, buning natijasida $H_2SO_4$ konsentratsiyasi ortadi. Gaz va suyuq fazalardagi sulfat kislota konsentratsiyalarining nisbati umumiy bug' bosimi hamda sulfat kislota va suv bug'ining to'yingan bug' bosimlari kattaliklari bo'yicha hisoblanishi mumkin.

1.51-rasmdan ko'rinadiki, sulfat kislota konsentratsiyasi ortishi bilan suyuq va gaz fazalaridagi $H_2SO_4$ miqdorlari orasidagi farq kamayadi. Masalan, agar 80% li sulfat kislota bug'lari tarkibida ozginagina $H_2SO_4$ bo'lsa, 90% li sulfat kislota ustidagi bug'da $H_2SO_4$ konsentratsiyasi taxminan 10% ga yetadi, 98,3% li sulfat kislotada esa suyuq va gaz fazasining tarkibi bir xil bo'ladi. Bundan ko'rinadiki, sulfat kislota eritmasi bug'latilganda uning konsentratsiyasi




*1.51-rasm.* Qaynash haroratida sulfat kislota ustidagi bug'ning tarkibi.

98,3% $H_2SO_4$ gacha muntazam ortadi va keyingi qizdirish natijasida o'zgarmay qoladi. Shunday qilib, sulfat kislota eritmasini 98,3% $H_2SO_4$ dan yuqori konsentratsiyagacha bug'latib bo'lmaydi.

98,3% $H_2SO_4$ dan yuqori konsentratsiyali bo'lgan sulfat kislota (ya'ni monogidrat va oleum) ustidagi gaz fazasining tarkibi ham suyuq faza tarkibidan farqlanadi; gaz fazasi tarkibida suyuq fazaga nisbatan $H_2SO_4$ va $SO_3$ konsentratsiyasi kattaroq bo'ladi. Shuning uchun yuqori konsentratsiyali sulfat kislota va oleumni bug'latish jarayonida $H_2SO_4$ miqdori eritmada kamayadi va 98,3% ga yetganda o'zgarmay qoladi.

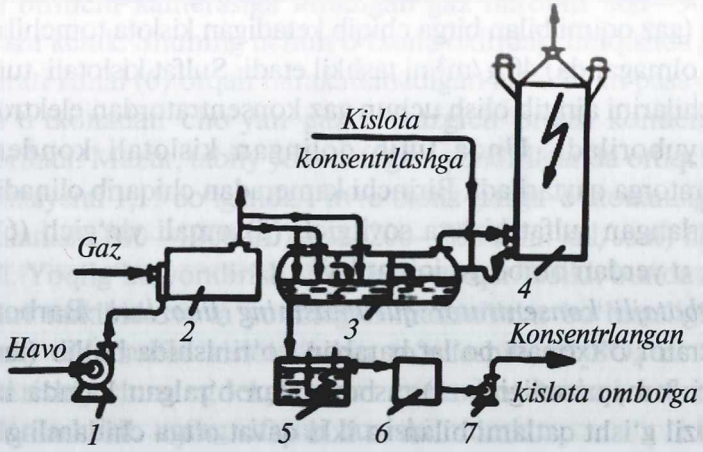
**Qaynoq gazni kislota bilan to'g'ridan to'g'ri to'qnashishi orqali konsentrlash.** Qaynoq gazni kislota bilan to'g'ridan to'g'ri to'qnashishi orqali konsentrlash jihozlarida issiqlik almashinishning yaxshi sharoiti yaratiladi; bunday jihozlarda harorat konsentrlanadigan kislotaning qaynashigacha yetkazilmaydi, jihozlar sodda va keraklicha tejamlidir.

Ushbu turdagi eng sodda qurilmada yoqilg'ini yondirish natijasida olingan qaynoq gaz ikkita ichki qismi bo'sh minoradan birin-ketin o'tadi, so'ngra tomchi va bug'ni tutib qolish uchun filtrdan o'tib, atmosferaga chiqarib yuboriladi. Suyultirilgan

(kuchsiz) sulfat kislota dastlab ikkinchi (gaz harakati bo'yicha) minoraga beriladi, u yerda dastlabki konsentrlash jarayoni amalga oshadi, so'ngra esa to'la konsentrlash uchun birinchi minoraga o'tadi. Ayrim shunday turdagi qurilmalarda to'ldirgichli minoralar ishlatiladi, bu esa issiqlik almashinish sharoitini yaxshilaydi.

Lekin bayon etilgan minorali qurilmalarning unumdorligi kam va keyingi yillarda yuqori unumdorlik bilan ishlaydigan tejamli barbotajli konsentratorlar ishlatish yo'lga qo'yilgan.

**Barbotajli konsentrator qurilmasi.** Bunday qurilma o'txona (2) va gorizontal silindr (baraban) shaklidagi uchta kameraga vertikal to'siqlar bilan ajratilgan konsentrator (3) dan iborat (1.52-rasm). Kuchsiz sulfat kislota uchinchi kameraga (gaz harakati bo'yicha) tushadi va ichki kameralar bo'yicha uchinchidan ikkinchiga va so'ngra birinchiga to'siqlar osha oqib tushadi. O'txonadan keladigan qaynoq gaz birin-ketin quvur va tirsaklar bo'yicha harakatlanadi va konsentratorning har bir kamerasidagi kislota qatlamlari orqali barbotajlanadi. Bunda gaz va kislotaning yaqin tutashuvi hosil qilinadi, shu sababli ular orasida jadal issiqlik almashinuvi sodir bo'ladi. Kislota kameradan kameraga oqib o'tishda doimo qizib

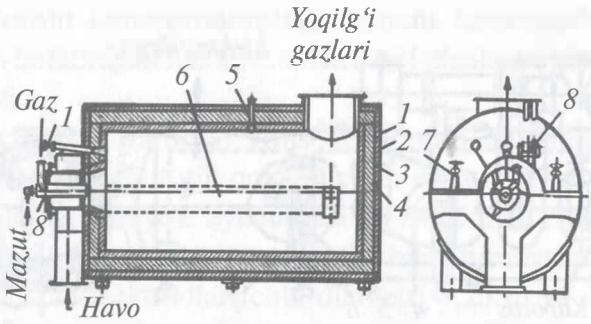



*1.52-rasm.* Barbotajli konsentrator qurilmasining sxemasi:
*1*—havo purkagich; *2*—o'txona; *3*—barbotajli konsentrator; *4*—elektrofiltr; *5*—kislota sovitgich; *6*—kislota yig'gich; *7*—nasos.

boradi, uning ustidagi bug‘ bosimi ortadi, suv bug‘lanadi va kislotadagi $H_2SO_4$ konsentratsiyasi ortadi.

Birinchi kamerada kislota harorati 230—250°C ga, uning konsentratsiyasi esa 93—95% $H_2SO_4$ ga yetadi. Shuning uchun bu kamerada suv bilan bir paytda sulfat kislota ham bug‘lanadi. Issiqlik almashinish jadal borganligi sababli birinchi kameradan chiqadigan gaz $H_2SO_4$ bug‘lari bilan (50 g/m$^3$ gacha) to‘yingan bo‘ladi. Ikkinchi kamerada suyultirilgan sulfat kislota ustidagi to‘yingan suv bug‘ining bosimi bu kameraga kiradigan gazdagiga nisbatan yuqori bo‘ladi. Shuning uchun bu yerda suv bug‘lanadi va buning oqibatida kislota birmuncha konsentrlanadi. $H_2SO_4$ ning to‘yingan bug‘ bosimi kiradigan gaznikiga nisbatan bir necha yuz marta kichik bo‘ladi, shu tufayli ikkinchi kamerada sulfat kislota kondensatlanadi. Modomiki shunday ekan, bu kamerada kislota harorati va konsentratsiyasi nisbatan past, bu yerda vujudga keladigan sulfat kislota bug‘larining to‘yinishi ($S$) qariyb 80 ni tashkil etadi, ya’ni kritik to‘yinishdan anchagina yuqori bo‘ladi [150°C haroratda kritik to‘yinishi ($S_{kr.}$) 3,8 ga teng]. Shuning uchun ikkinchi kamerada sulfat kislota bug‘larining asosiy qismi bo‘shliqda tuman hosil qilib kondensatlanadi. Bu kameradan chiqadigan gazdagi tumanning miqdori (gaz oqimi bilan birga chiqib ketadigan kislota tomchilarini hisobga olmaganda) 40 g/m$^3$ ni tashkil etadi. Sulfat kislotali tuman va tomchilarini ajratib olish uchun gaz konsentratordan elektrofiltr (4) ga yuboriladi. Unda tutib qolingan kislotali kondensat konsentratorga qaytariladi. Birinchi kameradan chiqarib olinadigan konsentrlangan sulfat kislota sovitgich (5) orqali yig‘gich (6) ga tushadi, u yerdan omborga jo‘natiladi.

*Barbotajli konsentrator qurilmasining jihozlari.* Barbotajli konsentrator o‘txonasi po‘lat baraban ko‘rinishida bo‘lib (tashqi diametri 3 m, uzunligi 6 m), asbest bilan o‘ralgan hamda ichki qismi qizil g‘isht qatlami bilan va ikki qavat o‘tga chidamli g‘isht qatlamlari bilan himoyalangan (umumiy himoya qatlami 440 mm ga teng) bo‘ladi (1.53-rasm). Havo ventilator orqali po‘lat qutiga beriladi, undan o‘txonaning oldingi devoridagi markaziy tirqish orqali u yoqish bo‘shlig‘iga o‘tadi va ikki yondagi kanallar (6)

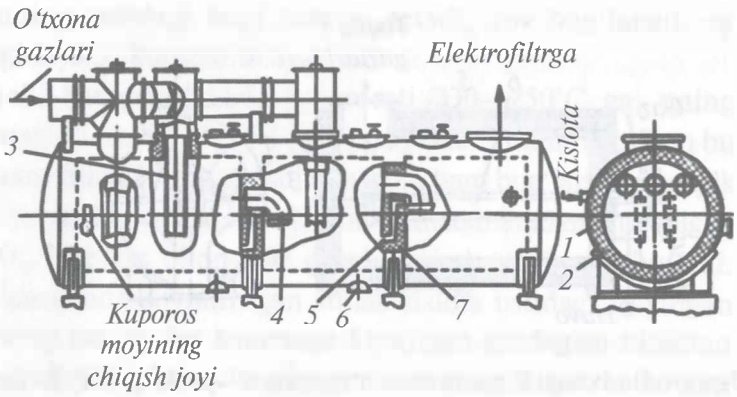



*1.53-rasm.* Barbotajli konsentrator o'txonasi: *1*—po'lat g'ilof; *2*—asbest; *3*—qizil g'isht qatlami; *4*—o'tga chidamli g'isht qatlami; *5*—termopara uchun g'ilof; *6*—ikkilamchi havo uchun kanal; *7*—jo'mrak; *8*—forsunka.

orqali yoqish bo'shlig'ining orqa qismiga keladi. O'txonada havoning taqsimlanishi shunday boshqariladiki, bunda birinchi kameraga kiradigan o'txona gazlarining harorati 800—900°C chegarasida bo'ladi.

Gaz yoki suyuq yonilg'i forsunka (8) ning o'txona bo'shlig'iga beriladi, u yerga, shuningdek, po'lat quti orqali havo kiradi. O'txonadagi harorat 1100—1200°C ni tashkil etadi, ammo kondensatorning birinchi kamerasiga kiradigan gaz harorati 800—900°C da bo'lishi kerak. Shuning uchun o'txona oxiridagi chiqishda gazning harorati kanal (6) orqali harakatlanadigan havo bilan pasaytiriladi. Gaz o'txonadan cho'yan gaz o'tkazgich orqali kondensatorga yuboriladi. Mazut, tabiiy yoki neft gazi yondirilganda ortiqcha havo koeffitsiyenti 1,15 bo'lganda 1 $m^3$ o'txona gaziga o'txonaning issiqlik kuchlanishi 800—1000 mJ/soat (200—250 mln. kal/soat) ni tashkil etadi. Yoqilg'ini yondirish shunday boshqariladiki, bunda o'txona gazlari tarkibida to'la yonmagan mahsulotlar bo'lmasligi kerak, chunki ular sulfat kislota bilan to'qnashib, $H_2SO_4$ ni $SO_2$ ga qaytarishi, shuningdek, tayyor mahsulot tashqi ko'rinishini yomonlashtirib uning sifatini buzishi mumkin.

*Barbotajli konsentrator.* Barbotajli konsentrator qalinligi 12 mm li po'lat listdan gorizontal silindr shaklida payvandlangan ko'rinishda bo'ladi (1.54-rasm). Silindrning tashqi diametri 3 m, uzunligi 10,5 m ga teng. U ichki tomondan kislotabardosh materiallar bilan




*1.54-rasm.* Barbotajli konsentrator: *1*—po'lat korpus; *2*—himoya qavati; *3*—barbotaj quvuri; *4*—barbotaj tirsak; *5*—kislota uchun kanal; *6*—tozalash uchun lyuk; *7*—to'siq.

himoyalangan (himoya qalinligi 290 mm) bo'ladi. Himoya qatlami quyidagicha tayyorlanadi: metall yuzasi dastlab diabazit zamazka qatlami, so'ngra ikki qatlam diabazit plitka bilan berkitiladi, shundan so'ng sirt yuzaga asbest qatlami beriladi va kislotabardosh g'isht bilan himoyalanadi.

Konsentrator g'ishtli to'siqlar bilan uchta kameralarga bo'lingan: birinchi kamera uzunligi 3,65 m, ikkinchisi — 2,65 m, uchinchisi esa 2,7 m ni tashkil qiladi. Har bir to'siqda ikkitadan kanal bo'lib, ular orqali kameradan kameraga kislota o'tadi. Konsentratorning yuqori qismida gazlarning kirishi va chiqishi uchun shtutser va jihozni tozalash uchun lyuk joylashgan.

Birinchi kameraga uchta, ikkinchisiga esa bitta barbotaj quvurlari (3) o'rnatilgan. Birinchi kameradagi barbotaj quvurlari xromli po'latdan tayyorlangan va pastki qismiga gazning kislotada yaxshi taqsimlanishi uchun tishchalar joylashtirilgan. Ikkinchi kameradagi barbotaj quvuri ikki qismdan iborat: yuqorigi qismi xromli cho'yandan va pastki qismi ferrosilitsiddan tayyorlangan. Gazning bir kameradan boshqasiga o'tishi uchun to'siqlarda uchtadan ferrosilitsidli barbotaj tirsaklar (4) bo'ladi.

O'txonadan chiqadigan qaynoq gaz birinchi (taxminan 60%) va ikkinchi kameraga bir vaqtda keladi. Kameralar bo'yicha gazning

taqsimlanishi konsentratorning ikkinchi kamerasidagi barbotaj quvuriga biriktirilgan har xil diametrdagi halqalar yordamida amalga oshiriladi.

*Elektrofiltr.* Barbotaj konsentratordan chiqadigan gazdagi tomchi va tumanni tutib qolish uchun ishlatiladigan KT turidagi elektrofiltr kvadrat yoki aylana kesimli kamera ko'rinishida bo'lib, ichki qismi kislotabardosh materiallar bilan himoyalangan bo'ladi. Cho'ktiruvchi elektrodlar ichki diametri 0,25 m va uzunligi 4 m bo'lgan ferrositsid quvurlardan tayyorlanadi. Tojsimon elektrodlar maxsus halqachalar biriktirilgan alohida ferrositsidli elementlardan iborat zanjir shaklida tayyorlanadi.

Elektrofiltr kesimi bo'yicha gazning bir tekisda taqsimlanishi uchun uning pastki qismida tirqishli alohida ferrositsidli bo'linmadan iborat taqsimlash plitasi bo'ladi.

*Barbotajli konsentrator ish tartibi.* Konsentratorga keladigan o'txona gazining harorati ortishi bilan gazdan kislotaga issiqlikning uzatilish jadalligi ortadi, natijada konsentrator unumdorligi ortadi. Lekin, gaz haroratining haddan tashqari yuqori bo'lishi birinchi kameradagi barbotaj quvurida gazning tez ajralishiga olib keladi, buning oqibatida kislotaning termik parchalanishi uning yo'qotilishini oshiradi. Shuning uchun o'txona gazlarining harorati konsentratorga kirishda 800—900°C chegarasida ushlab turiladi.

Konsentratorga kiradigan gaz tarkibida yoqilg'ining chala yonish mahsulotlari bo'lmasligi kerak, aks holda sulfat kislotaning yo'qotilishi bundan ham ortadi. Bundan tashqari, yoqilg'ining chala yonishi oqibatida undan samarali foydalanib bo'lmaydi va shunday qilib, tayyor mahsulot tannarxi ortadi.

Bundan ko'rinadiki, o'txonaga beriladigan havo va yoqilg'i miqdorlarining nisbati yog'ilg'ining to'la yonishini va o'txona gazlari yetarlicha yuqori haroratga erishishini ta'minlashi kerak.

Uch kamerali barbotajli konsentratorning taxminiy ishlash tartibi:

| Kamera ..... | 1- | 2- | 3- |
|---|---|---|---|
| Gazning harorati, °C: | | | |
| kirishda ..... | 820 | 255 | 185 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| chiqishda | 255 | 185 | 153 |
| $H_2SO_4$ konsentratsiyasi, %: | | | |
| kirishda | 80 | 76 | 68 |
| chiqishda | 94 | 80 | 76 |
| Kamerada kislotaning harorati, °C | 250 | 163 | 140 |
| O'txonadan oldin havo bosimi, mm sim.ust. | 1000 | — | — |

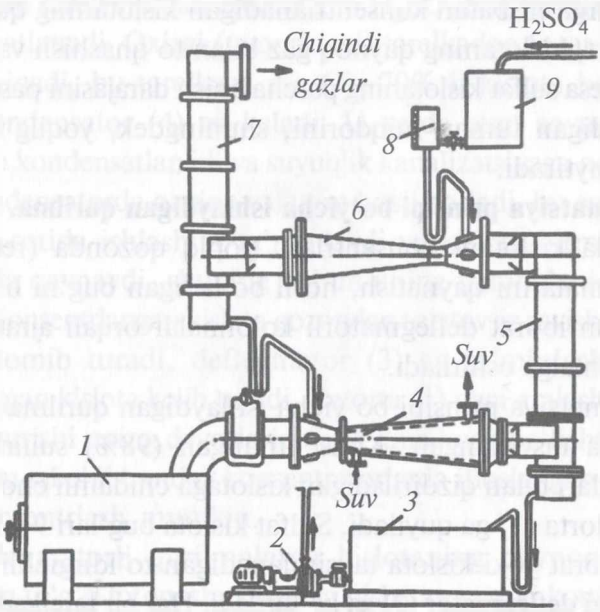
O'txona gazlari berish bilan uch kamerali konsentratordagi faqat birinchi kamerada sulfat kislota bug'lari elektrofiltrdan oldin 35—40 g/m$^3$ ni tashkil etadi, ikkinchi kamerada ham qaynoq gaz berilganda esa u 11 g/m$^3$ gacha kamayadi.

**Venturi quvurli qurilma.** Mavjud konsentratsiyalash qurilmalarining ko'pchiligida bir necha (10 va undan ortiq) barbotajli konsentratorlar o'rnatilgan, chunki bitta jihozning unumdorligi nisbatan yuqori emas, bunday jihozlarning unumdorligini oshirish ancha mushkul — ular anchagina katta va murakkab hisoblanadi. Shu munosabat bilan quvurdagi qaynoq gaz oqimida kislotaning changlanishi bilan ishlaydigan konsentratorlarga qiziqish ortadi.

Gazning yuqori tezligida va katta sirt yuzada sulfat kislotaning mayda tomchilari hosil bo'lganligi sababli konsentrlash jarayoni juda jadal sur'atda sodir bo'ladi.

1.55-rasmda Venturi quvurlari shakliga ega bo'lgan ikki changlatuvchi jihozdan iborat qurilma sxemasi tasvirlangan. Venturi quvurlarida xuddi ikki kamerali konsentrator kameralaridagi kabi jarayonlar sodir bo'ladi.

Konsentrlash jarayoni quyidagilardan iborat: konsentrlanadigan sulfat kislota ikkinchi (gaz harakati yo'nalishi bo'yicha) Venturi quvuri (6) ga beriladi, u yerda changlanadi va mayda tomchilar tarzida gaz oqimi bilan siklon (7) da ushlab qolinadi, u yerda tomchilar cho'ktiriladi; gaz oqimining tezligi ortishi bilan hosil bo'ladigan tomchi o'lchami kamayadi; gaz tezligi 100 m/soniya bo'lganda suyuqlik qariyb 10 mkm o'lchamli tomchilarga bo'linadi; quvurning kengaygan qismida gaz oqimining tezligi kamayadi, tomchilar bir-biriga qo'shilib, ularning o'lchami 10—20 mkm gacha yiriklashadi; bunday o'lchamdagi tomchilar siklonda ushlab qolinishi uchun yetarlidir; siklonda yig'iladigan sulfat kislota birinchi




*1.55-rasm.* Venturi quvurlarida sulfat kislotani konsentrlash jarayonining sxemasi: *1*—o'txona; *2*—nasos; *3*—kislota sovitgichi; *4*—Venturi quvuri (konsentrator); *5, 7*—siklon-separatorlar; *6*—Venturi quvuri (tumantutgich); *8*—dozator; *9*—ta'minlash idishi.

Venturi quvuri (4) ga tushadi, u yerda barcha kislota changlanadi va gaz oqimi bilan siklon (5) da ushlab qolinadi, u yerda ajratilgan konsentrlangan sulfat kislota sovitgich (3) ga o'tadi.

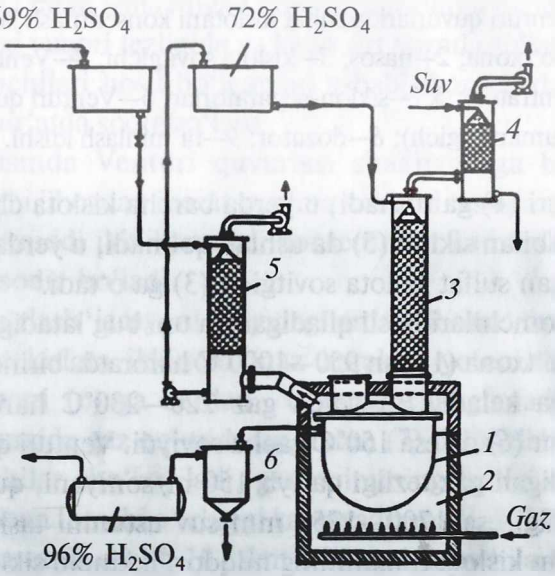
Kislota tomchilari hosil qiladigan va uni bug'latadigan qaynoq o'txona gazi o'txona (1) dan 950—1000°C haroratda birinchi Venturi quvuri (4) ga keladi. Bu yerda gaz 220—230°C haroratgacha, ikkinchi quvur (6) da esa 150°C gacha soviydi. Venturi quvurlarida harakatlanadigan gaz tezligi qariyb 150 m/soniyani, qurilmaning gidravlik tezligi esa 1700—1750 mm suv ustunini tashkil qiladi. Gazdagi sulfat kislota tumanining miqdori ikkinchi siklon (7) dan keyin (chiqishda) 4—5 g/m$^3$ ni tashkil etadi, bu uch kamerali kondensatordagiga nisbatan taxminan ikki marta kam.

Keltirilgan konsentrlash qurilmasining muhim yutug'i shundaki, jarayon yuqori jadallikda borganligi sababli barbotajli

konsentratorga nisbatan konsentrlanadigan kislotaning quvurdagi harorati past, kislotaning qaynoq gaz bilan to'qnashish vaqti kam bo'ladi. Bu esa sulfat kislotaning parchalanish darajasini pasaytiradi, hosil bo'ladigan tuman miqdorini, shuningdek, yoqilg'i va suv sarfini kamaytiradi.

**Deflegmatsiya prinsipi bo'yicha ishlaydigan qurilma.** Bunday qurilmalarda kislotani konsentrlash yopiq qozonda (retortada) $H_2SO_4$ eritmalarini qaynatish, hosil bo'ladigan bug'ni bir necha tarelkalardan iborat deflegmatorli kolonnalar orqali ajratib olish yo'li bilan amalga oshiriladi.

Deflegmatsiya prinsipi bo'yicha ishlaydigan qurilma sxemasi 1.56-rasmda tasvirlangan. Konsentrlangan (98%) sulfat kislota o'txona gazlari bilan qizdiriladigan kislotaga chidamli cho'yandan yasalgan retorta (1) ga quyiladi. Sulfat kislota bug'lari 9—10 tarelkalardan iborat yoki kislota taqsimlanadigan to'ldirgichli minora ko'rinishdagi deflegmator (3) ga ko'tariladi. Har bir tarelkada pastda




*1.56-rasm.* Deflegmatsiya turidagi konsentrlash qurilmasi:
*1*—retorta; *2*—o'txona; *3*—deflegmator; *4*—kondensator;
*5*—o'txona gazlari issiqligidan foydalanish minorasi; *6*—kislota sovitgichi.

joylashgan tarelkalardan chiqadigan $H_2SO_4$ bug'larining bir qismi kondensatlanadi. Oxirgi (yuqoridagi) tarelkadan faqat amalda suv bug'i chiqadi, bu tarelkaga esa 67—70% li kislota beriladi. Suv bug'i kondensator (4) ga keladi. U yerda bug' sovuq suv bilan aralashib kondensatlanadi va suyuqlik kanalizatsiyaga oqiziladi.

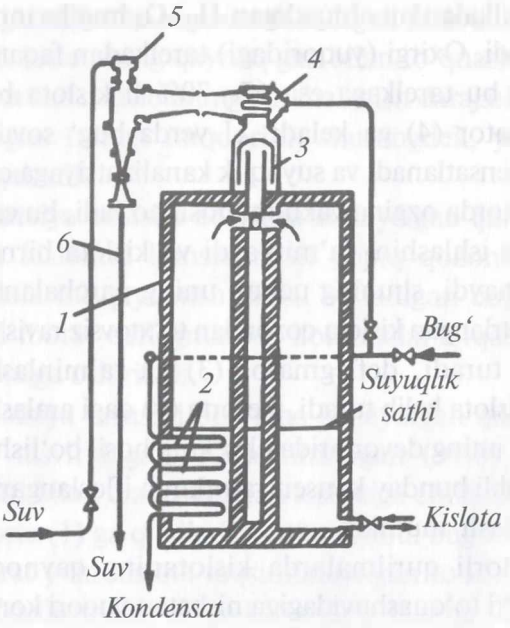
Kondensatorda ozgina vakuum hosil bo'ladi, bu esa tizimning vakuum ostida ishlashini ta'minlaydi va kislota birmuncha past haroratda qaynaydi, shuning uchun uning parchalanishi bartaraf etiladi. Konsentrlangan kislota qozondan to'xtovsiz ravishda sovitgich (6) ga tomib turadi, deflegmator (3) ga ta'minlash idishidan suyultirilgan kislota kelib turadi. Retorta (1) dagi aralashtirgichning aylanib turishi uning devorlarida cho'kma hosil bo'lishining oldini oladi, shu sababli bunday konsentratorlarda ifloslangan kislotalarni ham konsentrlash mumkin.

Deflegmatorli qurilmalarda kislotaning qaynoq gaz bilan to'g'ridan to'g'ri to'qnashuvidagiga nisbatan yuqori konsentratsiyali (98% gacha $H_2SO_4$) kislota olinadi. Kislotaning yo'qotilishi (barcha mahsulot kislotasining 1—2% qismi) kam, ammo kislotaning qaynoq gaz bilan to'g'ridan to'g'ri to'qnashuvidagi qurilmalarga nisbatan yoqilg'i sarfi ko'pdir. Kam unumdorlikka (10—20 t/sutka) ega bo'lganligi sababli ushbu qurilma kam ishlatiladi. Issiqlikdan foydalanishni yaxshilash uchun chiqindi gazlari retortadan to'ldirgichli minora (5) ga yuboriladi. Bu minoraga konsentrlashga yuboriladigan sulfat kislota taqsimlanadi.

**Vakuumda konsentrlash.** Kislota (barcha suyuqliklar singari) vakuumda atmosfera haroratidan anchagina past haroratda qaynaydi. Past haroratda energiya kam sarflanadi, jihozlar korroziyalanishi kamayadi, shuningdek, $H_2SO_4$ yo'qotilishi ham kamayadi.

Vakuumda, ayniqsa, tarkibida organik qo'shimchalar bo'lgan (masalan, kislotali gudrondan ajratilgan) kislotalarni konsentrlash maqsadga muvofiq, chunki vakuumda va past haroratda sulfat kislotaning qaytarilishi anchagina kamayadi.

Davriy ishlaydigan vakuum-bug'latgichli qurilma sxemasi 1.57-rasmda ko'rsatilgan. Unda suyultirilgan sulfat kislota korpus (1) ga keladi, u yerda kremniyli po'latdan yasalgan quvurlar (2) bo'yicha o'tadigan bug' bilan qizdiriladi. Kislotadan ajralib chiqa-




*1.57-rasm.* Vakuum-konsentrator sxemasi:
*1*—korpus; *2*—bug' quvuri; *3*—tomchi ajratgich;
*4*—ejektor; *5*—kondensator; *6*—barometrik quvur.

digan bug'lar tomchi ajratgich (3) orqali sovitgich (5) (aralashtirish kondensatori) ga so'riladi, u yerda suv bilan aralashadi, soviydi va kondensatlanadi. Suv bug'i qanchalik to'la kondensatlansa va kondensatorga keladigan suvning harorati qanchalik past bo'lsa, jihozdagi vakuum ham shunchalik katta bo'ladi. Yanada chuqurroq vakuum hosil qilish uchun bug' tomchi ushlagich (3) dan suv oqim-kanalli ejektor (4) bilan so'rib olinadi. Kondensator barometrik quvur (6) bilan bog'langan bo'ladi.

Davriy ishlaydigan vakuum-bug'latgichli qurilmaning har bir bosqichida 68% li sulfat kislotani bug'latib 50 t 93% li sulfat kislota olinadi. 50 t sulfat kislotani bug'latish bitta bosqichining vaqti 12 soatni tashkil etadi.

**Minorali tizimlarda konsentrlangan sulfat kislota olish.** Minorali tizimlarda nisbatan yuqori bo'lmagan konsentratsiyali (75% $H_2SO_4$) kislota olinadi. Shuning uchun bu tizimlarda anchagina

qimmatbaho hisoblangan mahsulot — yuqori konsentratsiyali sulfat kislota olish imkoniyati katta amaliy ahamiyatga egadir. Minorali sulfat kislotani bug'latish uchun minorali tizimga keladigan kuyundi gazi issiqligidan foydalanishda bunday imkoniyat paydo bo'ladi.

Konsentrlangan minorali sulfat kislota ishlab chiqarish yana shuning uchun ham muhimki, bunday kislotani kontaktli tizimga kiritish oleum ishlab chiqarishni 2 marta oshirishi mumkin. Minorali tizimlarda konsentrlangan kislota olish uchun birinchi denitratsiya minorasiga taqsimlanadigan kislota miqdorini shunchalik kamaytiriladiki, natijada minoradagi kislota harorati 200°C gacha ko'tariladi. Bunda denitratorning pastki qismida sulfat kislotaning jadallik bilan bug'lanishi sodir bo'ladi va uning konsentratsiyasi ortadi.

Tabiiyki, konsentrlangan kislota ishlab chiqarishda minorali tizim ish sharoiti qiyinlashadi, chunki birgina minoraning o'zida ham kislotaning denitratsiyasi, ham uning konsentrlanishi amalga oshiriladi. Xuddi shu vaqtda sulfat kislota konsentratsiyasi ortishi bilan uning denitratsiyalanish jarayoni tezligi keskin kamayadi, buning natijasida mahsulot minorasining ish hajmi ortadi. Bundan tashqari, birinchi minoraga taqsimlanadigan kislota miqdori kamaytirilganda va bu kislotaning harorati oshirilganda birinchi minorada issiqlik almashinish jarayoni yomonlashadi. Shuning uchun minorali tizimlarda konsentrlangan kislota ishlab chiqarish uchun muhim sharoit birinchi minorada to'ldirgichlarning katta sirt yuzalarini hosil qilish (1 t/soat sulfat kislotasiga 1500 $m^2$), bu to'ldirgichlarning yetarlicha kislotabardoshligi va termik chidamliligini ta'minlash hisoblanadi.

Minorali tizimlarda konsentrlangan kislota ishlab chiqarishda denitratsiya minorasida suyuqlikni taqsimlash zichligining yetarlicha yuqori bo'lishi eng muhim hisoblanadi, chunki bu minoraga taqsimlanadigan kislota miqdori odatdagi sxema bo'yicha tizim ishlagandagiga nisbatan anchagina kam bo'ladi. Suyuqlikni kichik taqsimlash zichligi to'ldirgichlarning tez ifloslanishiga, uning gidravlik qarshiligining ortishiga, gazning kislota bilan to'qnashishining yomonlashishiga va kislotadagi azot oksidlari miqdorining ortishiga olib keladi. Minora diametrini kamaytirish yo'li bilan suyuqlikni taqsimlash zichligi oshiriladi.

Kuyundi gazining harorati qanchalik yuqori bo'lsa va undagi $SO_2$ miqdori kam bo'lsa, minorali kislota konsentratsiyasi shunchalik katta bo'ladi. Sulfit angidrid konsentratsiyasi kamayishi bilan mahsulot birlik ulushiga to'g'ri keladigan gaz hajmi ortadi, buning natijasida kuyundi gazi bilan kiradigan issiqlikning umumiy miqdori ortadi.

Konsentrlangan kislota ishlab chiqarishda kuyundi gazi birinchi minorada nisbatan sekin soviydi, chunki minoraning pastki qismidagi taqsimlanadigan kislota yuqori haroratga (200°C gacha) ega bo'ladi. Bunday sharoitda sulfat kislota bug'lari bilan past darajada to'yinish yuzaga keltiriladi va oz miqdordagi bulut (tuman) hosil bo'ladi. Shuning uchun konsentrlangan sulfat kislota ishlab chiqariladigan minorali tizimlarda chiqindi gazlarida juda oz bulut (tuman) bo'ladi va tizim oxiridagi elektrofiltr qurilmasining keragi bo'lmay qoladi.

## 6-§. Sulfat kislota ishlab chiqarishda kimyoviy energiyadan foydalanish

Sulfat kislota ishlab chiqarish asosidagi barcha reaksiyalar issiqlik ajralib chiqishi bilan sodir bo'ladi. Bu issiqlikdan foydalanish nafaqat ishlab chiqarishning o'ziga bog'liq barcha energetik sarfni qamrab oladi, balki bu energiyaning bir qismini energetik bug' yoki elektroenergiyaga aylantirishga berilishi mumkin, ya'ni sulfat kislota ishlab chiqarishni energotexnologik ishlab chiqarish darajasiga ko'tarish mumkin.

Bunday ishlab chiqarishni tashkil etish imkoniyatini oltingugurtdan kontakt usulida sulfat kislota ishlab chiqarish misolida ko'rib chiqamiz. Jarayon quyidagi ekzotermik reaksiyalarga asoslanadi:

$$S(\text{rombik}) + O_2(\text{gaz}) \rightarrow SO_2(\text{gaz}) + 297{,}3\ \text{kJ}\ (71{,}0\ \text{kkal}) \quad (1)$$

$$SO_2(\text{gaz}) + {}^1/_2O_2(\text{gaz}) \rightarrow SO_3(\text{gaz}) + 96{,}1\ \text{kJ}\ (22{,}9\ \text{kkal}) \quad (2)$$

$$SO_3(\text{gaz}) + H_2O(\text{suyuq}) \rightarrow H_2SO_4(\text{suyuq}) + 131{,}1\ \text{kJ}\ (31{,}3\ \text{kkal}) \quad (3)$$

1.5-jadvalda ishlab chiqarishda boradigan jarayonlarni tavsiflaydigan va 1 t sulfat kislota olish hisobiga to'g'ri keladigan ma'lumotlar

keltirilgan. Bunda kolchedan va vodorod sulfiddan sulfat kislota olishdagi shunday ma'lumotlar ham keltirib o'tilgan.

450°C harorat va 4 MPa bosimdagi energetik bug'ning issiqlik miqdori 3330 kJ/kg (0,795 gkal/t) ni tashkil etadi, shuning uchun bu kattalikka muvofiq 1 t mahsulot sulfat kislotasidan olinadigan bug'ning nazariy miqdori 1.5-jadvalda keltirilgan.

Amalda esa atrof muhitga issiqlikning yo'qotilishi, shuningdek, $SO_3$ absorbsiyasida ajraladigan barcha issiqlik keyingi bosqichda absorberlarga taqsimlanadigan sulfat kislotaning sovishida yo'qoladi. Buni absorbsiya jarayonini nisbatan past harorat (−70°C)da amalga oshirilishi, bunda issiqlikdan foydalanish iqtisodiy jihatdan maqbul emasligi bilan tushuntiriladi. Shuning uchun bu energiyadan nafaqat foydalanilmaydi, balki sovituvchi suv tarzida qo'shimcha energiya sarflanganligi sababli tizimdan chiqarib yuborilmaydi.

*1.5-jadval*

**Turli xil xomashyolardan 1 t sulfat kislota olishda ajralib chiqadigan issiqlik miqdori**

| Jarayonlar | Oltingugurt | | Kol-chedan | Sulfid angidrid |
|---|---|---|---|---|
| | mln. kJ | % | | |
| Xomashyoni yondirish | 3,03 [(1) reaksiya] | 55,1 | 4,35 | 5,29 |
| $SO_2$ ni $SO_3$ ga oksidlash | 0,98[(2) reaksiya] | 17,8 | 0,98 | 0,98 |
| $H_2SO_4$ ning hosil bo'lishi | 1,34[(3) reaksiya] | 24,4 | 1,34 | 1,34 |
| 93% $H_2SO_4$ gacha suyultirish | 0,15 | 2,7 | 0,15 | 0,15 |
| Jami | 5,50 | 100,0 | | |
| Olinadigan bug'ning nazariy olish mumkin bo'lgan miqdori, t | 1,65 | | 6,82 | 7,76 |

Ishlab turgan sulfat kislota qurilmalarida ishlatiladigan issiqlik miqdori yo'qotilgan issiqlik bilan aniqlanadi, uning miqdori ishlab

chiqarish texnologik tizimi va jarayonlar ko‘rsatkichlariga bog‘liq. Masalan, 1.36-rasmda tasvirlangan tizim bo‘yicha ishlaydigan ishlab chiqarish uchun yo‘qotiladigan issiqlik miqdori quyidagi tenglama bo‘yicha aniqlanadi:

$$Q_n = Q_1 + Q_2, \qquad (4)$$

bu yerda: $Q_1$ – sulfat kislota hosil bo‘lishida ajralib chiqadigan issiqlik miqdori, 1,34 mln. kJ/t (1.5-jadval); $Q_2$ – 1- va 2-absorberlarga beriladigan gazni sovitishda ajralib chiqadigan issiqlik miqdori, mln. kJ/t:

$$Q_2 = Vc\Delta t_1 + Vc\Delta t_2 = Vc(\Delta t_1 + \Delta t_2), \qquad (5)$$

bu yerda: $V$ – absorberga kiradigan gaz hajmi, 2230 $m^3/t$; $c$ – gazning issiqlik sig‘imi, 1,38 $kJ/(m^3 \cdot °C)$; $\Delta t_1$ – gazning 1-absorberga kirishida va undan chiqishidagi haroratlari farqi ($\Delta t_1 = 230—70 = 160°C$); $\Delta t_2$ – gazning 2-absorberga kirishidagi va tizimga kiradigan havo haroratlari o‘rtasidagi farq ($\Delta t_1 = 195 - 20 = 175°C$).

Ko‘rsatkichlar qiymatlarini (4) va (5) tenglamalarga qo‘yib:

$Q_n = 1,34 + 2230 \cdot 1,38 \cdot (160+175) \cdot 10^{-3} = 2,37$ mln. kJ/t ni topamiz.

Shunday qilib, oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarishda issiqlikdan foydalanishning nazariy mumkin bo‘lgan darajasi:

$$\alpha = \frac{5,35 - 2,37}{5,35} \cdot 100 = 55,7\%$$

bo‘ladi, ya’ni olinadigan bug‘ miqdori taxminan 1 t/t ni tashkil etadi.

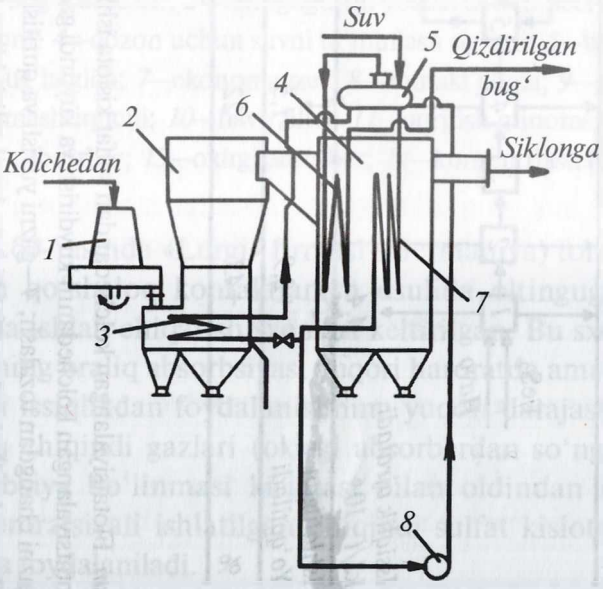
Korxonalardan enegetik bug‘ni mahsulot sifatida chiqarish nisbatan kam ulushni tashkil etadi va u ko‘pgina zavodlarda 0,5—0,6 t/t ni tashkil etadi, chunki olinadigan bug‘ning anchagina katta miqdori oltingugurt filtrlarini, ifloslangan va toza oltingugurt hamda vodorod sulfid rezervuarlarini qizdirishga sarflanadi.

Kolchedandan sulfat kislota ishlab chiqarishda ajralib chiqadigan issiqlik miqdori anchagina katta miqdorda bo‘ladi, lekin undan foydalanish darajasi oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish-

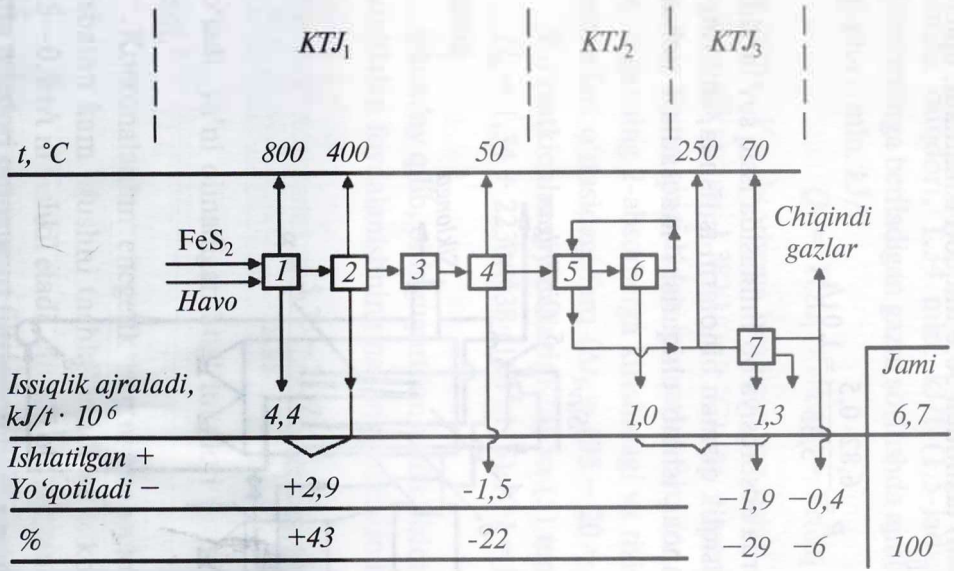
dagiga nisbatan anchagina past bo'ladi. Kolchedan bilan ishlaganda issiqlikning katta miqdori nafaqat $SO_3$ absorbsiyasida, balki nisbatan past haroratda amalga oshiriladigan gazlarni maxsus tozalashda yo'qotiladi. Bunda gaz 400 dan 50°C gacha sovitiladi. Ishlatiladigan issiqlik jarayondan qaynovchi qatlam pechida va yuttirish qozonida (1.58-rasm) chiqarib olinadi, u yerda ajralib chiqadigan umumiy issiqlikning (1.59-rasm) taxminan 50% miqdori ishlatiladi, undan energetik bug' olinadi:

$$P = \frac{6,82 \cdot 0,5}{3,33} = 1,0\ \text{t/t}$$

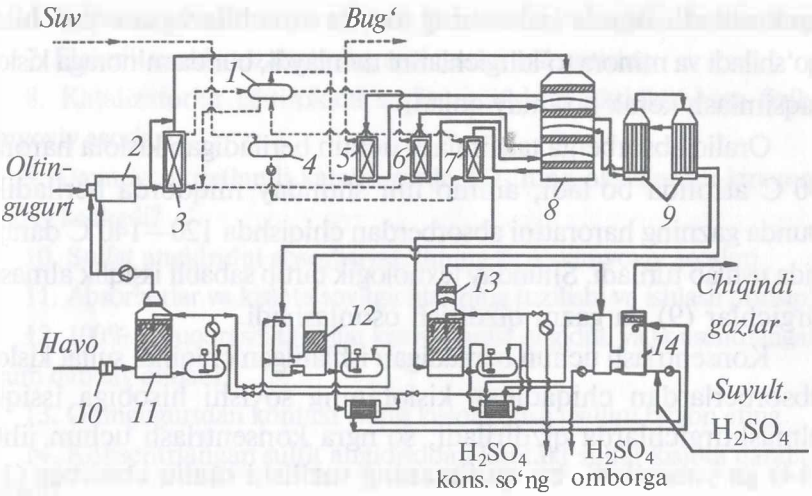
Alohida holatlarda absorbsiya bo'linmasida issiq suv tarzida ajratib olinadigan issiqlik qisman binolarni isitishda, shuningdek, maishiy va sanoat ishlab chiqarishi maqsadlari uchun ishlatiladi.




*1.58-rasm.* Yuttirish qozoni qurilmasining sxemasi:
*1*—bunker-ta'minlagich; *2*—qaynovchi qatlam pechi; *3, 7*—sovitgich; *4*—yuttirish qozoni; *5*—baraban-separator; *6*—bug'li qizdirgich; *8*—sirkulatsiya nasosi.




*1.59-rasm.* Flotatsiyalangan kolchedandan sulfat kislota ishlab chiqarishda reaksiya issiqligidan foydalanish: *1*—flotatsiyalangan kolchedanni kuydirish va kuyundi gazi olish; *2*—qozon-utilizatorda gazni sovitish; *3*—gazni changdan tozalash; *4*—gazni yuvish va quritish; *5*—gazni qizdirish; *6*—katalizatorda $SO_2$ ni $SO_3$ ga oksidlash; *7*—sulfat kislota hosil qilish bilan $SO_3$ ni absorbsiyalash ($KTJ_1$ – $SO_2$ olish; $KTJ_2$—$SO_2$ ni $SO_3$ ga oksidlash; $KTJ_3$ – $H_2SO_4$ olish).




*1.60-rasm.* Ishlatilgan chiqindi sulfat kislotani konsentrlash uchun issiqlikdan foydalanish yo'li bilan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *1*—bug' barabani; *2*—oltingugurtni yoqish uchun pech; *3*—yuttirish qozoni; *4*—qozon uchun suvni ta'minlash sig'imi; *5*—bug' qizdirgich; *6*—bug'latgich; *7*—ekonomayzer; *8*—kontakt jihozi; *9*—gazning issiqlik almashtirgichi; *10*—havo filtri; *11*—quritish minorasi; *12*—oraliq absorber; *13*—oxirgi absorber; *14*—konsentrlash tarmog'i.

1.60-rasmda «Lurgi» firmasi (Germaniya) tomonidan yaratilgan qo'shaloq kontaktlanish usulida oltingugurtdan sulfat kislota ishlab chiqarish sxemasi keltirilgan. Bu sxema bo'yicha $SO_3$ ning oraliq absorbsiyasi yuqori haroratda amalga oshirilishi orqali issiqlikdan foydalanishning yuqori darajasiga erishiladi; quruq chiqindi gazlari (oxirgi absorberdan so'ng) issiqligidan absorbsiya bo'linmasi kislotasi bilan oldindan isitilgan quyi konsentratsiyali ishlatilgan chiqindi sulfat kislotani konsentrlashda foydalaniladi.

Oraliq absorber (12) (1.60-rasm) to'ldirgichli skrubber minorasi bilan biriktirilgan Venturi quvuri ko'rinishida bo'ladi. Taqsimlanadigan kislota Venturi quvurining quyiladigan joyida hamda Venturi quvuri bilan skrubber minorasi biriktiriladigan gaz o'tish joyida

sachratiladi. Bunda kislotaning mayda tomchilari gaz oqimi bilan qo'shiladi va minora to'ldirgichlarini namlaydi, bunda minoraga kislota taqsimlash kerak bo'lmay qoladi.

Oraliq absorberga taqsimlash uchun beriladigan kislota harorati 80°C atrofida bo'ladi, ammo uni shunday miqdorda beriladiki, bunda gazning haroratini absorberdan chiqishda 120—140°C darajasida ushlab turiladi. Shunday texnologik tartib sababli issiqlik almashtirgichlar (9) da gazni qizdirish osonlashadi.

Konsentrlash uchun beriladigan ishlatilgan chiqindi sulfat kislota absorberlardan chiqadigan kislotaning sovishi hisobiga issiqlik almashtirgichlarda qizdiriladi, so'ngra konsentrlash uchun jihoz (14) ga yuboriladi, bu qurilmaning tuzilishi oraliq absorber (12) ga o'xshaydi. Oxirgi absorber (13) dan chiqadigan gaz jihoz (14) ning Venturi quvuriga yuboriladi; bu gaz tarkibida suv bug'i bo'lmaydi, shuning uchun uning qizdirilgan chiqindi sulfat kislota tomchilari bilan to'qnashishi natijasida kislota eritmasining bug'lanishi sodir bo'ladi.

Jarayonning bunday tizimi oxirgi absorberdan chiqadigan gazlar issiqligidan katta miqdorda foydalanishni ta'minlaydi.

1.60-rasmda yuttirish qozoni (3) va issiqlik almashtirigich o'rtasida suv va bug'ning sirkulatsiyasi hisobiga mahsulot sifatida qizdirilgan bug' ishlab chiqaradigan shunday sxema ko'rsatilgan.

## Nazorat savollari

1. Sulfat kislota, oleum, sulfit va sulfat angidridlarning xossalarini ayting.

2. Sulfat kislota ishlab chiqarishda qanday xomashyo turlari ishlatiladi?

3. Oltingugurtli xomashyolarni kuydirishning fizik-kimyoviy asoslarini tushuntiring.

4. Taxmonli mexanik, chang holatida va qaynovchi qatlamda kolchedanni kuydirish pechlarining tuzilishi va ishlash tartibi.

5. Oltingugurt va vodorod sulfidni yoqishda qanday pechlar ishlatiladi? Ular qanday tartibda ishlashini tushuntiring.

6. Gazlarni mexanik usulda tozalash jihozlarining mohiyatini tushuntiring.

7. Elektrik usulda tozalashning mohiyatini tushuntiring.

8. Katalizatorlar ishtirokida sulfit angidridni oksidlashning fizik-kimyoviy asoslari.

9. Qaynovchi qatlamli katalizatorda $SO_2$ ning oksidlanish jarayoni qanday kechadi?

10. Sulfat angidridni absorbsiyalashning fizik-kimyoviy asoslari.

11. Absorberlar va kislota sovitgichlarining tuzilishi va ishlash prinsipi.

12. 100% li, yuqori sifatli sulfat kislota, sulfat angidrid va konsentrlangan oleum qanday olinadi?

13. Oltingugurtdan kontakt sulfat kislota olish usulini bayon eting.

14. Konsentrlangan sulfit angidriddan kontakt sulfat kislota qanday olinadi?

15. Nitrozali usulning mohiyatini tushuntiring.

16. Minorali usul bilan sulfat kislota ishlab chiqarish texnologiyasi.

17. Nitroza jarayonining fizik-kimyoviy asoslari.

18. Minorali tizimda chiqindi gazlarini zararsizlantirish usullarini ayting.

19. Sulfat kislotasini konsentrlash jihozlarining qanday guruhlarini bilasiz?

20. Qanday qilib minorali tizimlarda konsentrlangan sulfat kislota olinadi?

## *II BOB.* BOG‘LANGAN AZOT TEXNOLOGIYASI

Azot jonli tabiat va inson hayoti uchun muhim rol o‘ynaydigan elementlar guruhiga kiradi. Azot uglerod, kislorod va vodorod bilan bir qatorda o‘simlik va tirik organizmlar tarkibiga kiruvchi asosiy elementlardan hisoblanadi. U asosiy biokimyoviy jarayonlarda qatnashadi, ozuqa moddalari va oziq-ovqat mahsulotlari tarkibiga kiradi. Lekin, yer atmosferasida azotning katta zaxirasi bo‘lishiga qaramay, o‘simliklarga ko‘pincha «azot ozuqasi» yetishmasligi kuzatiladi, chunki o‘simliklarga havo azotidan juda oz miqdorigina o‘zlashadi.

Yer qatlamining 0,04% miqdorini azot tashkil etadi, atmosfera havosining 78% miqdori azotdan iborat. Azot qattiq yoqilg‘ilar (toshko‘mir va torf) tarkibida 1—2% miqdorda bo‘ladi. Azot sanoatda keng miqyosda ishlatiladigan azotli noorganik qazilma boyliklar holatida faqat Chilida (Janubiy Amerika) va Mariyentaldagina (Janubi-g‘arbiy Afrika) bor, xolos. Natriyli selitra XX asrning boshlarigacha xalq xo‘jaligining turli tarmoqlari uchun zarur bo‘lgan azotli birikmalar olishda yagona tabiiy xomashyo bo‘lib hisoblangan. Bunda Chili selitrasi, asosan, nitrat kislota olish uchun qayta ishlangan:

$$NaNO_3 + H_2SO_4 = NaHSO_4 + HNO_3$$

Toshko‘mirni quruq haydashda ajralib chiqqan ammiak suv yoki kislotaga yuttirilib (absorbsiyalanib), keyinchalik azotning boshqa birikmalarini olishda xomashyo sifatida ishlatilgan.

Molekular azot boshqa elementlar bilan juda qiyinchilik bilan birikadi. Azotning bu xossasi molekuladagi atomlarning mustahkam bog‘langanligi tufayli yuzaga keladi va bu bog‘lovchi orbitallarda oltita elektron (har bir atomdan uchtadan elektron) qatnashishi bilan izohlanadi. Shuning uchun azot molekulasining dissotsillanish energiyasi juda yuqori (225 kkal/mol) bo‘ladi.

O‘simliklar azotni tuproqdagi ammoniy va nitrat tuzlaridan o‘zlashtiradi. Tuproqda bu birikmalar azotli organik birikmalarning chirishi hamda maxsus mikroorganizmlar tomonidan atmosfera azotining biologik fiksatsiyasi natijasida hosil bo‘ladi. Atmosfera havosida chaqmoq chaqqanda ham azot kislorod bilan birikadi. Qishloq xo‘jaligi tez sur’atda rivojlanib bormoqda, shu tufayli bunday yo‘l bilan o‘simliklarni bog‘langan azot bilan ta’minlab bo‘lmaydi. Shuning uchun qishloq xo‘jaligida sun’iy azotli o‘g‘itlardan foydalaniladi hamda sanoatda ishlab chiqarilayotgan azot birikmalarining ko‘p qismi o‘g‘it ishlab chiqarishga sarflanadi.

Sanoatda atmosfera azotini bog‘lashning bir necha usullari mavjud: atmosfera azotini elektr yoyida oksidlash (yoy usuli); kalsiy karbiddan kalsiy sianamid olish (sianamid usuli); elementlardan ammiak sintez qilish (ammiakli usul). Ular orasida eng iqtisodiy samarador usul ammiak sintezidir va hozirgi paytda bog‘langan azotning 95% miqdori shu usul bilan olinadi.

*Yoy usuli.* Bu usulning mohiyati yuqori haroratda (elektr yoyi alangasida) azot elementining havo kislorodi bilan birikib, NO hosil qilishidadir:

$$N_2 + O_2 \rightleftarrows 2NO - 179{,}2 \text{ kJ}$$

Bu jarayon yuqori haroratda boradi. Bunda NO juda oz va tez hosil bo‘ladi. 2000°C haroratda muvozanat bir daqiqada qaror topadi.

Hosil bo‘lgan NO dissotsillanib ketmasligi uchun uni tezda reaksiya zonasidan chiqarib, sovitish kerak. So‘ngra uni $NO_2$ gacha oksidlab, suvda eritib nitrat kislota yoki kalsiyli selitra holiga o‘tkazish kerak. Bunday usul bilan 1 tonna azotli birikma olish uchun 60000 kVt/soat energiya sarf bo‘ladi. Yoy usuli iqtisodiy jihatdan arzon qimmat bo‘lgani uchun deyarli qo‘llanilmaydi.

*Sianamid usuli.* Bu usul maydalangan kalsiy karbidning yuqori haroratda (1000°C atrofida) azot bilan reaksiyaga kirishib, kalsiy sianamid hosil qilishidan iborat:

$$CaC_2 + N_2 \rightleftarrows CaCN_2 + C + 301{,}5\ kJ$$

Bunda reaksiya natijasida hosil bo'lgan sianamid (azotning miqdori 18—20%) qishloq xo'jaligida, kimyo sanoatida va rangli metallurgiyada ko'p ishlatiladi. Bu usul bilan 1 t birikma holida azot olish uchun 10—12 ming kVt/soat energiya sarf bo'ladi. Hozir bu usul ham sanoatda tobora kam qo'llanilmoqda.

*Ammiak usuli.* Bu usul bilan atmosfera azotini birikma holiga o'tkazish ancha afzalliklarga ega. Bu usullda bir tonna azotli birikma hosil qilishga sarf qilingan energiya yoy va sianamid usullarida sarf qilingan energiyadan kam. Ammiak usulida jarayon quyidagi reaksiya bo'yicha boradi:

$$N_2 + 3H_2 \rightleftarrows 2NH_3 + Q$$

Ammiak — $NH_3$ — normal bosim va haroratda rangsiz va o'tkir hidli gaz. Suyuq ammiak rangsiz suyuqlik bo'lib, —33,4°C da qaynaydi. Ammiak qaytaruvchi xossani namoyon qiladi, suvda yaxshi eriydi va ammoniy gidroksid — $NH_4OH$ hosil qiladi. Ammiakning suvdagi 25% li eritmasi ammiakli suv yoki novshadil spirt nomi bilan yuritiladi. Ammiak o'g'it sifatida ishlatiladi, u tuproqqa suyuq holatda beriladi, shuningdek, ammiak sovitgichlarda, metallurgiya sanoatida, plastmassalar, fotografiya materiallari preparatlari va boshqalar ishlab chiqarishda qo'llaniladi.

Ammiakning ko'p qismi turli xil azot tutgan o'g'itlar va nitrat kislota ishlab chiqarishda qayta ishlanadi, ulardan kimyo sanoatida ham, xalq xo'jaligining boshqa tarmoqlarida ham keng miqyosda foydalaniladi.

## 1-§. Ammiak sintezi uchun azot-vodorod aralashmasi ishlab chiqarish

Sintetik ammiak ishlab chiqarishda azot va vodorod xomashyo sifatida ishlatiladi. Azot-vodorod aralashmasi olish uchun havo azot manbayi vazifasini bajaradi. Vodorod olish uchun esa boshlang'ich

birikma sifatida metan, to'yingan uglevodorodlar (neft va neft mahsulotlari) va suv ishlatiladi.

Ammiak sintezi uchun kerak bo'ladigan vodorod sanoatda quyidagi usullardan biri bo'yicha olinadi:

1) metan va uning gomologlari konversiyasi;
2) is gazi konversiyasi;
3) koks gazini siqish yo'li bilan gazlar aralashmasidagi vodoroddan tashqari barcha komponentlarni ajratish;
4) suvni elektroliz qilish.

Yaqin vaqtlargacha ammiak sintezi uchun ishlatiladigan vodorod qattiq yoqilg'idan, uni gazlashtirish, so'ngra CO konversiyasi (2-usul) orqali olingan. Hozirgi paytda boshlang'ich xomashyo sifatida, ko'pincha, gazlar (tabiiy gaz, yo'ldosh gazlar, koks gazi) ishlatilmoqda.

**Metan konversiyasi.** Ayrim konlarning tabiiy gazlari tarkibida ko'p miqdorda metan bo'ladi. Metan konversiyasi bilan vodorod yoki azot-vodorod aralashmasi olish jarayoni bir necha bosqichlardan iborat. Dastlab metanning konversiya jarayoni suv bug'i va kislorod bilan quyidagi reaksiyalar bo'yicha o'tkaziladi:

$$CH_4 + H_2O \rightleftarrows CO + 3H_2 - 206{,}4\ kJ$$

$$2CH_4 + O_2 \rightleftarrows 2CO + 4H_2 + 71{,}2\ kJ$$

Keyin is gazi konversiyasi quyidagi reaksiya bo'yicha amalga oshiriladi:

$$CO + H_2O \rightleftarrows CO_2 + H_2 + 41{,}0\ kJ$$

So'ngra gazlar aralashmasi $CO_2$ va is gazi qoldig'idan tozalanadi. Ammiak sintezi uchun azot-vodorod aralashmasi olishda kerak bo'ladigan azot havo kislorodi bilan metan konversiyasiga yoki tozalash bosqichida gazni yuvishda suyuq ammiak tarzida kiritiladi.

Olinadigan azot-vodorod aralashmasida metan miqdori 0,5% dan ortmasligi kerak, chunki metan ammiak sintezi agregatlarida to'planib boradi va ularda o'tadigan jarayonni qiyinlashtiradi. Metan konversiyasi jarayoni umumiy holatda issiqlik yutilishi va hajm ortishi

## *II BOB.* BOG‘LANGAN AZOT TEXNOLOGIYASI

Azot jonli tabiat va inson hayoti uchun muhim rol o‘ynaydigan elementlar guruhiga kiradi. Azot uglerod, kislorod va vodorod bilan bir qatorda o‘simlik va tirik organizmlar tarkibiga kiruvchi asosiy elementlardan hisoblanadi. U asosiy biokimyoviy jarayonlarda qatnashadi, ozuqa moddalari va oziq-ovqat mahsulotlari tarkibiga kiradi. Lekin, yer atmosferasida azotning katta zaxirasi bo‘lishiga qaramay, o‘simliklarga ko‘pincha «azot ozuqasi» yetishmasligi kuzatiladi, chunki o‘simliklarga havo azotidan juda oz miqdorigina o‘zlashadi.

Yer qatlamining 0,04% miqdorini azot tashkil etadi, atmosfera havosining 78% miqdori azotdan iborat. Azot qattiq yoqilg‘ilar (toshko‘mir va torf) tarkibida 1—2% miqdorda bo‘ladi. Azot sanoatda keng miqyosda ishlatiladigan azotli noorganik qazilma boyliklar holatida faqat Chilida (Janubiy Amerika) va Mariyentaldagina (Janubi-g‘arbiy Afrika) bor, xolos. Natriyli selitra XX asrning boshlarigacha xalq xo‘jaligining turli tarmoqlari uchun zarur bo‘lgan azotli birikmalar olishda yagona tabiiy xomashyo bo‘lib hisoblangan. Bunda Chili selitrasi, asosan, nitrat kislota olish uchun qayta ishlangan:

$$NaNO_3 + H_2SO_4 = NaHSO_4 + HNO_3$$

Toshko‘mirni quruq haydashda ajralib chiqqan ammiak suv yoki kislotaga yuttirilib (absorbsiyalanib), keyinchalik azotning boshqa birikmalarini olishda xomashyo sifatida ishlatilgan.

Molekular azot boshqa elementlar bilan juda qiyinchilik bilan birikadi. Azotning bu xossasi molekuladagi atomlarning mustahkam bog‘langanligi tufayli yuzaga keladi va bu bog‘lovchi orbitallarda oltita elektron (har bir atomdan uchtadan elektron) qatnashishi bilan izohlanadi. Shuning uchun azot molekulasining dissotsillanish energiyasi juda yuqori (225 kkal/mol) bo‘ladi.

O‘simliklar azotni tuproqdagi ammoniy va nitrat tuzlaridan o‘zlashtiradi. Tuproqda bu birikmalar azotli organik birikmalarning chirishi hamda maxsus mikroorganizmlar tomonidan atmosfera azotining biologik fiksatsiyasi natijasida hosil bo‘ladi. Atmosfera havosida chaqmoq chaqqanda ham azot kislorod bilan birikadi. Qishloq xo‘jaligi tez sur’atda rivojlanib bormoqda, shu tufayli bunday yo‘l bilan o‘simliklarni bog‘langan azot bilan ta’minlab bo‘lmaydi. Shuning uchun qishloq xo‘jaligida sun’iy azotli o‘g‘itlardan foydalaniladi hamda sanoatda ishlab chiqarilayotgan azot birikmalarining ko‘p qismi o‘g‘it ishlab chiqarishga sarflanadi.

Sanoatda atmosfera azotini bog‘lashning bir necha usullari mavjud: atmosfera azotini elektr yoyida oksidlash (yoy usuli); kalsiy karbiddan kalsiy sianamid olish (sianamid usuli); elementlardan ammiak sintez qilish (ammiakli usul). Ular orasida eng iqtisodiy samarador usul ammiak sintezidir va hozirgi paytda bog‘langan azotning 95% miqdori shu usul bilan olinadi.

*Yoy usuli.* Bu usulning mohiyati yuqori haroratda (elektr yoyi alangasida) azot elementining havo kislorodi bilan birikib, NO hosil qilishidadir:

$$N_2 + O_2 \rightleftarrows 2NO - 179{,}2 \text{ kJ}$$

Bu jarayon yuqori haroratda boradi. Bunda NO juda oz va tez hosil bo‘ladi. 2000°C haroratda muvozanat bir daqiqada qaror topadi.

Hosil bo‘lgan NO dissotsillanib ketmasligi uchun uni tezda reaksiya zonasidan chiqarib, sovitish kerak. So‘ngra uni $NO_2$ gacha oksidlab, suvda eritib nitrat kislota yoki kalsiyli selitra holiga o‘tkazish kerak. Bunday usul bilan 1 tonna azotli birikma olish uchun 60000 kVt/soat energiya sarf bo‘ladi. Yoy usuli iqtisodiy jihatdan ancha qimmat bo‘lgani uchun deyarli qo‘llanilmaydi.

*Sianamid usuli.* Bu usul maydalangan kalsiy karbidning yuqori haroratda (1000°C atrofida) azot bilan reaksiyaga kirishib, kalsiy sianamid hosil qilishidan iborat:

$$CaC_2 + N_2 \rightleftarrows CaCN_2 + C + 301{,}5\ kJ$$

Bunda reaksiya natijasida hosil bo'lgan sianamid (azotning miqdori 18—20%) qishloq xo'jaligida, kimyo sanoatida va rangli metallurgiyada ko'p ishlatiladi. Bu usul bilan 1 t birikma holida azot olish uchun 10—12 ming kVt/soat energiya sarf bo'ladi. Hozir bu usul ham sanoatda tobora kam qo'llanilmoqda.

*Ammiak usuli.* Bu usul bilan atmosfera azotini birikma holiga o'tkazish ancha afzalliklarga ega. Bu usullda bir tonna azotli birikma hosil qilishga sarf qilingan energiya yoy va sianamid usullarida sarf qilingan energiyadan kam. Ammiak usulida jarayon quyidagi reaksiya bo'yicha boradi:

$$N_2 + 3H_2 \rightleftarrows 2NH_3 + Q$$

Ammiak — $NH_3$ — normal bosim va haroratda rangsiz va o'tkir hidli gaz. Suyuq ammiak rangsiz suyuqlik bo'lib, —33,4°C da qaynaydi. Ammiak qaytaruvchi xossani namoyon qiladi, suvda yaxshi eriydi va ammoniy gidroksid — $NH_4OH$ hosil qiladi. Ammiakning suvdagi 25% li eritmasi ammiakli suv yoki novshadil spirt nomi bilan yuritiladi. Ammiak o'g'it sifatida ishlatiladi, u tuproqqa suyuq holatda beriladi, shuningdek, ammiak sovitgichlarda, metallurgiya sanoatida, plastmassalar, fotografiya materiallari preparatlari va boshqalar ishlab chiqarishda qo'llaniladi.

Ammiakning ko'p qismi turli xil azot tutgan o'g'itlar va nitrat kislota ishlab chiqarishda qayta ishlanadi, ulardan kimyo sanoatida ham, xalq xo'jaligining boshqa tarmoqlarida ham keng miqyosda foydalaniladi.

## 1-§. Ammiak sintezi uchun azot-vodorod aralashmasi ishlab chiqarish

Sintetik ammiak ishlab chiqarishda azot va vodorod xomashyo sifatida ishlatiladi. Azot-vodorod aralashmasi olish uchun havo azot manbayi vazifasini bajaradi. Vodorod olish uchun esa boshlang'ich

birikma sifatida metan, to'yingan uglevodorodlar (neft va neft mahsulotlari) va suv ishlatiladi.

Ammiak sintezi uchun kerak bo'ladigan vodorod sanoatda quyidagi usullardan biri bo'yicha olinadi:

1) metan va uning gomologlari konversiyasi;

2) is gazi konversiyasi;

3) koks gazini siqish yo'li bilan gazlar aralashmasidagi vodoroddan tashqari barcha komponentlarni ajratish;

4) suvni elektroliz qilish.

Yaqin vaqtlargacha ammiak sintezi uchun ishlatiladigan vodorod qattiq yoqilg'idan, uni gazlashtirish, so'ngra CO konversiyasi (2-usul) orqali olingan. Hozirgi paytda boshlang'ich xomashyo sifatida, ko'pincha, gazlar (tabiiy gaz, yo'ldosh gazlar, koks gazi) ishlatilmoqda.

**Metan konversiyasi.** Ayrim konlarning tabiiy gazlari tarkibida ko'p miqdorda metan bo'ladi. Metan konversiyasi bilan vodorod yoki azot-vodorod aralashmasi olish jarayoni bir necha bosqichlardan iborat. Dastlab metanning konversiya jarayoni suv bug'i va kislorod bilan quyidagi reaksiyalar bo'yicha o'tkaziladi:

$$CH_4 + H_2O \rightleftarrows CO + 3H_2 - 206{,}4\ kJ$$

$$2CH_4 + O_2 \rightleftarrows 2CO + 4H_2 + 71{,}2\ kJ$$

Keyin is gazi konversiyasi quyidagi reaksiya bo'yicha amalga oshiriladi:

$$CO + H_2O \rightleftarrows CO_2 + H_2 + 41{,}0\ kJ$$

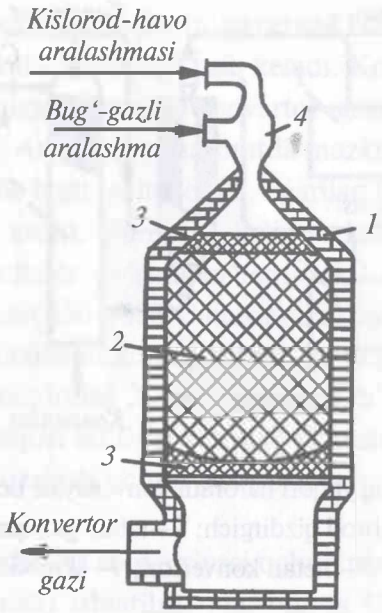
So'ngra gazlar aralashmasi $CO_2$ va is gazi qoldig'idan tozalanadi. Ammiak sintezi uchun azot-vodorod aralashmasi olishda kerak bo'ladigan azot havo kislorodi bilan metan konversiyasiga yoki tozalash bosqichida gazni yuvishda suyuq ammiak tarzida kiritiladi.

Olinadigan azot-vodorod aralashmasida metan miqdori 0,5% dan ortmasligi kerak, chunki metan ammiak sintezi agregatlarida to'planib boradi va ularda o'tadigan jarayonni qiyinlashtiradi. Metan konversiyasi jarayoni umumiy holatda issiqlik yutilishi va hajm ortishi

bilan sodir bo'ladi, shuning uchun Le-Shatele prinsipiga muvofiq, haroratning ortishi va bosimning kamaytirilishi is gazi va vodorodning muvozanatdagi konsentratsiyasining oshishiga, metan miqdorining esa kamayishiga olib keladi. Shuningdek, gazlar aralashmasida suv bug'i miqdorining ortishi ham metanning to'la konversiyalanishiga olib keladi. Metan konversiyasi atmosfera bosimiga yaqin (1,7—1,9 atm) bosimda yoki yuqori (17—30 atm) bosimda amalga oshiriladi. Bosimning ortishi bilan gazlar aralashmasidagi metanning muvozanatdagi miqdori ortadi va shuning uchun ma'lum miqdorda qoldiq metan qolguncha jarayonni o'tkazish uchun nisbatan yuqori harorat talab etiladi. Metanning konversiya jarayonini yuqori bosimda o'tkazish qulaydir, chunki yuqori bosimli sharoitda jihozlar va o'tkazgich quvurlar hajmi kamayadi.

Metanning konversiyasi katalizator ishtirokida 800—1100°C haroratda ($CH_4$ ning katalitik konversiyasi) va katalizatorsiz 1350—1400°C haroratda (yuqori haroratli konversiya) o'tkaziladi. Bu jarayon uchun katalizator sifatida nikelning aluminiy oksid yoki magniy oksid bilan aralashmasi (past bosim uchun GIAP—3, yuqori bosim uchun esa GIAP—5 katalizatori) qo'llaniladi. Metanning suv bug'i bilan konversiya reaksiyasi issiqlik yutilishi bilan sodir bo'ladi, jarayon haroratini ushlab turish uchun esa tashqaridan katta miqdorda issiqlik kiritilishi kerak. Yo'qotilgan issiqlik metanning kislorod bilan ekzotermik reaksiyasi hisobiga to'ldirilishi mumkin. Lekin $N_2$:$H_2$ = 1:3 nisbatdagi azot-vodorod aralashmasi olishda yuqori haroratni ushlab turish uchun havodagi kislorod miqdori yetarli bo'lmaydi. Shuning uchun metan konversiyasi jarayonini o'tkazishda tabiiy gaz, bug' va havoni fraksiyali ajratish sexlaridan olingan havo (40—50% $O_2$) kislorodi aralashmasi ishlatiladi.

Metanning katalitik konversiyasi shaxtali konvertorlarda amalga oshiriladi (2.1-rasm). Shaxtali konvertor hajmdor reaktor shaklida bo'lib, ichki qismi olovbardosh g'isht bilan, tashqi qismi suvli sovitgich bilan qoplangan. Reaktor yuqori qismidagi harorat

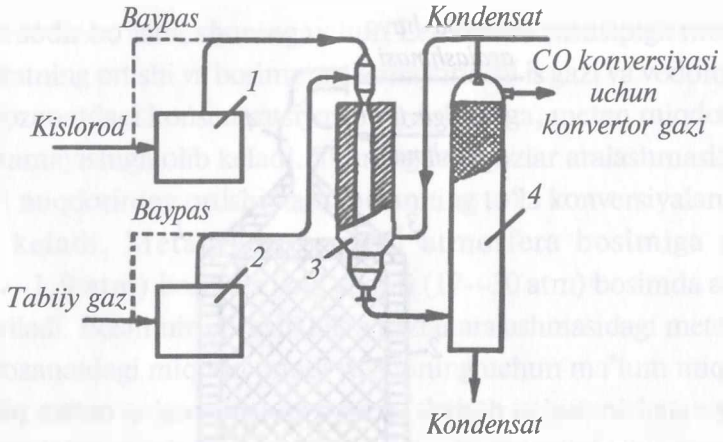



*2.1-rasm.* Shaxta turidagi metan konvertori sxemasi: *1*—termoqoplama qatlami; *2*—katalizator; *3*—yirik bo'lakli magnezit katalizatori; *4*—aralashtirgich.

1050—1100°C da, reaktordan chiqishda esa 800—900°C da ushlab turiladi.

Metanning yuqori haroratli konversiyasida (2.2-rasm) tabiiy gaz va kislorod bilan boyitilgan havo oldindan qizdiriladi va so'ngra metanning kislorod bilan konversiya jarayoni amalga oshiriladi. Reaksiya doirasida harorat 1350—1400°C da ushlab turiladi. Metanning yuqori haroratli konversiyasini o'tkazishda (ayniqsa, boshlanishida va to'xtatilishida) metanning termik parchalanishidan ($CH_4 \rightarrow C + 2H_2$) qurum hosil bo'lishi mumkin. Konversiyalangan gaz qurumdan saturator qurilmalarida suv bilan tozalanadi.

Azot sanoatida oksidlovchi agent sifatida suv bug'i va havo ishlatiladigan metanni ikki bosqichli katalitik konversiyalash ko'p qo'llanilmoqda. Konversiyaning birinchi bosqichida quvurli reaktorda (quvurli pech) suv bug'i bilan jarayon o'tkaziladi. Ikkinchi bosqichda




*2.2-rasm.* Metanning yuqori haroratli konversiyasi uchun qurilma sxemasi: *1*—kislorod qizdirgich; *2*—tabiiy gaz qizdirgichi; *3*—metan konvertori; *4*—skrubber.

esa shaxtali konvertorda qoldiq metanning kislorod bilan konversiyasi amalga oshiriladi. Quvurli pech nikel katalizatori joylangan bir necha parallel quvurlar bo'lib, u orqali metanning suv bug'i bilan aralashmasi o'tkaziladi. Kataliz doirasida yuvori haroratni ushlab turish va yo'qotilgan issiqlikni to'ldirish uchun pechning quvurlararo bo'shlig'ida tabiiy gaz yoqiladi. Quvurli pech qo'llash orqali metan konversiyasi jarayonini ikki bosqichli amalga oshirilganda oksidlovchi sifatida boyitilgan kislorod emas, balki havo ishlatiladi, bu esa havoni ajratishning qimmatli va energetik hajmdor qurilmalarini qurish zaruratini yo'qotadi. Shuning uchun metanni ikki bosqichli katalitik oksidlashning iqtisodiy ko'rsatkichlari katalitik bug'-kislorodli yoki yuqori haroratli konversiyasiga nisbatan yaxshi ekanligini ko'rsatadi.

**Is gazi konversiyasi.** Metan konversiyasidan olingan konversiya gazi, shuningdek, generator gazi tarkibida 20 dan 40% gacha CO bo'ladi. Is gazining suv bug'i bilan ta'sirlashishidan ham vodorod olinishi mumkin. Binobarin, is gazi konversiyasida gazlarning umumiy hajmi o'zgarmay qoladi, bosimning ortishi reaksiya tezligini bir necha marta oshirsa ham is gazi konversiyasi muvozanatini

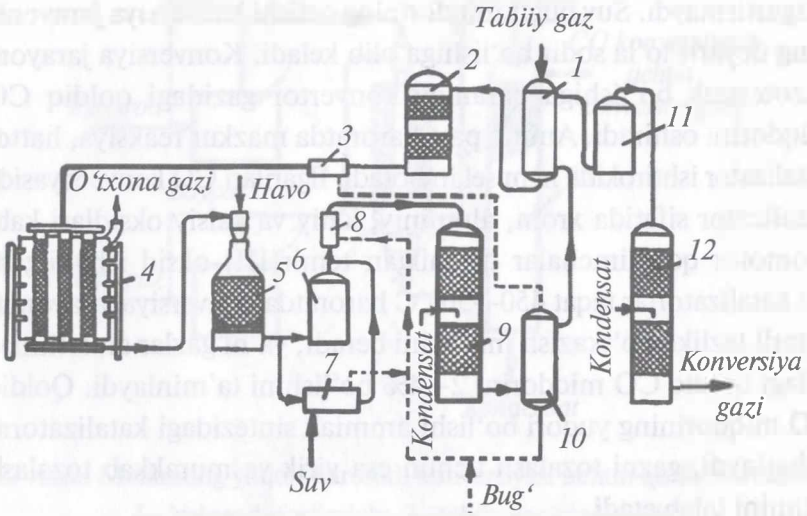
o‘zgartirmaydi. Suv bug‘i miqdorining ortishi konversiya jarayonining deyarli to‘la sodir bo‘lishiga olib keladi. Konversiya jarayoni ekzotermik bo‘lishiga qaramay konvertor gazidagi qoldiq CO miqdorini oshiradi. Ammo past haroratda mazkur reaksiya, hatto, katalizator ishtirokida ham sekin boradi. Ilgarilari CO konversiyasida katalizator sifatida xrom, aluminiy, kaliy va kalsiy oksidlari kabi promotor qo‘shimchalar qo‘shilgan temir(III)-oksid ishlatilgan. Bu katalizatorlar faqat 450—500°C haroratda konversiya jarayonini yetarli tezlikda o‘tkazish imkonini beradi, ya’ni gazlar aralashmasidagi qoldiq CO miqdorini 2—4% bo‘lishini ta’minlaydi. Qoldiq CO miqdorining yuqori bo‘lishi ammiak sintezidagi katalizatorni zaharlaydi, gazni tozalash uchun esa yirik va murakkab tozalash tizimini talab etadi.

Keyingi paytlarda CO konversiyasi uchun past haroratli katalizator (rux-xrom-misli) ishlatilmoqda, bunda CO konversiyasini 250—300°C haroratda amalga oshirilishi mumkin. Haroratning pasayishi is gazi konversiya reaksiyasi muvozanatini vodorod hosil bo‘lish tomonga siljitadi va shu tufayli gazdagi qoldiq CO miqdorini 0,2—0,4% gacha yetkazishga erishiladi. Gaz $CO_2$ dan tozalangandan so‘ng, metan olish yo‘li bilan CO ni katalitik gidrogenlash (metanlash) amalga oshirilishi mumkin bo‘ladi.

Past haroratli katalizator oltingugurt tutgan birikmalarga ta’sirchan bo‘ladi, bu esa gazni sulfidli birikmalardan tozalashga alohida ahamiyat berilishini talab qiladi. Sanoat sharoitida is gazi konversiyasini metan konversiyasi usuliga bog‘liq holda atmosfera bosimida yoki yuqori bosimda o‘tkaziladi. CO konversiyasi jarayoni gazning radial harakati va taxmonlar bo‘yicha kondensatning bug‘lanishi hisobiga haroratning pasaytirilishi orqali taxmonli konvertorlarda o‘tkaziladi.

2.3-rasmda atmosfera bosimida metanning ikki bosqichli konversiyasi va is gazining ikki bosqichli konversiyasi usullari bilan azot-vodorod aralashmasi olish uchun qurilma sxemasi tasvirlangan.

Tarkibida metan bo‘lgan tabiiy gaz atmosfera bosimiga yaqin bosimda issiqlik almashtirgich (1) ga beriladi, u yerda is gazi




*2.3-rasm.* Metanni ikki bosqichli konversiyalash qurilmasining sxemasi: *1*—issiqlik almashtirgich; *2*—yuttirgich to'ldirilgan jihoz; *3*—aralashtirgich; *4*—kontakt jihozi; *5, 9, 12*—konvertorlar; *6, 11*—namlagichlar; *10*—bug' qizdirgich.

konvertori (9) dan chiqadigan konvertor gazi bilan 380°C haroratgacha qiziydi. So'ngra u oltingugurtli gazdan tozalash uchun rux asosidagi yutdirgich to'ldirilgan jihoz (2) ga yuboriladi. 380°C haroratda gazning oltingugurt birikmalaridan yetarlicha to'la tozalanishiga erishiladi. Tozalangan gaz oldindan bug' qizdirgich (10) da 380°C haroratgacha qizdirilgan suv bug'i bilan bug'-gaz aralashtirgich (3) da aralashadi. Bug':gaz = 2,5:1 hajmiy nisbatda olingan bug'-gaz aralashmasi metan konversiyasining birinchi bosqichini o'tkazish uchun quvurli kontakt jihozi (4) ga yuboriladi. Nikel katalizator xrom-nikelli olovbardosh po'latdan tayyorlangan vertikal quvurlarga joylashtirilgan, u tashqi tomonidan o'txona gazlari bilan qizdiriladi. Bug'-gazli aralashma quvurlar bo'yicha yuqoridan pastga harakatlanadi, bunda harorat kirishda 380°C dan quvurdan chiqishda 700°C gacha oshadi. Quvurli pechda metan taxminan 70% ga konversiyalanadi.

Metanning keyingi konversiyasi nikel katalizator to'ldirilgan ikkinchi bosqich konvertori (5) da o'tkaziladi. Bu konvertorga havo

beriladi, metanning qolgan qismining oksidlanishi hisobiga unda harorat 1000°C gacha yetadi. Ikkinchi bosqich konvertoriga beriladigan havo to'g'rilagich yordamida shunday ushlab turiladiki, konversiyalangan oxirgi gazda azot:vodorod = 1:3 hajmiy nisbatda ta'minlanadi. Konvertor (5) da qoldiq metan suv bug'i bilan ta'sirlashadi va konversiyalangan gaz 850°C haroratda yuttirish qozoni (7) ga beriladi, u yerda uning harorati 400°C gacha pasayadi. So'ngra gaz is gazi konversiyasiga uzatiladi.

Haroratni boshqarib turish uchun CO konvertoridan oldin namlagich (6) o'rnatiladi, u orqali kerak bo'lganda ikkinchi bosqich kondensatordan keladigan gazning bir qismi o'tkaziladi. Namlagichda suvli kondensat qaynaydi va uning bug'lanishi hisobiga gazning bug' bilan qo'shimcha to'yinishi sodir bo'ladi, bunda gaz harorati pasayadi.

Yuttirish qozoni va namlagichdan chiqadigan bug'-gazli aralashma bug'-gazli aralashtirgich (8) ga yuboriladi, u yerga, shuningdek, kerak bo'lsa, aralashmadagi bug':gaz nisbatini ta'minlash uchun suv bug'i ham berilishi mumkin. 400°C haroratdagi bug'-gazli aralashma temir-xromli katalizator to'ldirilgan is gazining ikki bosqichli konvertori (9) ga keladi. Konvertor (9) dan chiqishda doimiy harorat 410°C atrofida ushlab turiladi, bunda haroratni boshqarish ikkala bosqich konversiya orasiga kondensat berish bilan amalga oshiriladi. So'ngra gaz bug' qizdirgich (10), issiqlik almashtirgich (1), namlagich (11) orqali o'tadi va past haroratli katalizator joylangan ikkinchi bosqich konvertori (12) ga keladi. U yerda 250°C harorat va bug':gaz=1,0:1,1 nisbatda konvertor gazida ~0,3% CO qolguncha is gazi konversiyasi sodir bo'ladi. Ikkinchi bosqich konvertoridan chiqadigan konversiya gazining issiqligi suvni qizdirish uchun ishlatiladi. Sovitilgan gaz $CO_2$ dan tozalash va metanlashtirishga yuboriladi.

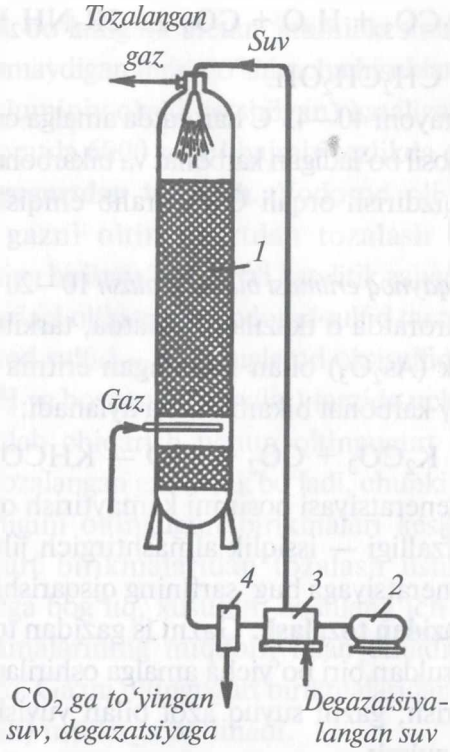
## 2-§. Azot-vodorod aralashmasini tozalash

Ammiak sintezi uchun kislorod va oltingugurt birikmalaridan anchagina to'la tozalangan azot-vodorod aralashmasi kerak bo'ladi. Chunki bunday qo'shimchalar katalitik zaharlar hisoblanadi.

Zamonaviy sanoat qurilmalarida ammiak sinteziga keladigan gazda gazdagi $CO_2$ va CO miqdori 40 $sm^3/m^3$ dan ortmasligi kerak, $H_2S$ miqdori 0,2 $sm^3/m^3$ dan, inert qo'shimchalar ($CH_4$ va Ar) esa 1% dan kam bo'lishiga yo'l qo'yiladi. Shu bilan bir qatorda metan konversiyasidan so'ng gaz tarkibida, % hisobida: $CO_2$ = ~30, CO = 0,3—0,4, $CH_4$ = 0,5 va Ar = 0,5, $H_2S$ esa sezilarsiz darajada bo'ladi. Koks gazi tarkibiga 7% CO, 25% $CH_4$, 0,3—1,4% $H_2S$ va boshqa qo'shimchalar kiradi. Ma'lumki, oltingugurtli birikmalar metan konversiyasi katalizatori uchun zahar hisoblanadi, tabiiy va yo'ldosh gazlarni ulardan muntazam tozalab turish kerak bo'ladi. Gazlarni sanoatda tozalash usullari xilma-xildir. Odatda, ular uchta asosiy guruhga bo'linadi: 1) suyuq yuttiruvchilar (absorbentlar) yordamida tozalash; 2) qattiq yuttiruvchilar (sorbentlar) yoki katalizatorlar yordamida tozalash (quruq usul); 3) sovitish, ya'ni qo'shimchalarni suyuq yoki qattiq holatga o'tkazish yo'li bilan tozalash.

**Gazni karbonat angidriddan tozalash.** Sanoatda gazni karbonat angidriddan tozalash, odatda, birinchi usul bilan amalga oshiriladi. Suyuq absorber sifatida suv, monometanolamin, potashning qaynoq eritmasi, ammiakli suv ishlatiladi.

*Suvli tozalash* konversiya gazidagi boshqa gazlarga nisbatan karbonat angidridning suvda yaxshi erishiga asoslangan. Suv bilan $CO_2$ ni absorbsiyalash yuqori bosim ostida o'tkaziladi, bosim pasaytirilganda suvdan karbonat angidrid ajralib chiqadi. Suvli tozalashda 25—30 atm bosim ostidagi konversiya gazi (2.4-rasm) skrubber (1) ning pastki qismidan, yuqoridan esa skrubber to'ldirgichiga taqsimladigan suv beriladi. Minoradan bosim ostida oqib chiqadigan suv turbina (4) ga, undan elektromotor (2) bilan val orqali harakatlanuvchi suvni haydash nasosi (3) ga beriladi. Shunday qilib suvni skrubberga uzatishda sarflanadigan 60% atrofidagi energiya regeneratsiyalanadi. Turbinada suvning bosimi atmosfera bosimigacha pasayadi, gazlarning eruvchanligi kamayadi va ular suvdan desorbsiyalanadi. Suvni sovitilgandan so'ng uni yana skrubber to'ldirgichlariga taqsimlash uchun qaytariladi. Suv degazatsiyasida olingan




*2.4-rasm.* Konversiya gazini $CO_2$ dan suvli tozalash qurilmasining sxemasi: *1*—skrubber; *2*—elektromotor; *3*—haydash nasosi; *4*—turbina.

ekspanzer gaz deb ataluvchi gaz tarkibida 98% gacha $CO_2$ bo'ladi. Undan karbamid, ammoniy karbonat, quruq muz kabilar ishlab chiqarishda foydalaniladi.

*Etanolaminli tozalash* mono- va dietanolaminlar [$(CH_2CH_2OH)NH_2$ va $(CH_2CH_2OH)_2NH$] aralashmasining suvli eritmasida amalga oshiriladi. Gazni karbonat angidriddan tozalash quyidagi sodir bo'ladigan qaytar reaksiyalarga asoslangan:

$$2RNH_2 + H_2O + CO_2 \rightleftarrows (RNH_3)_2CO_3 + Q$$

$$2R_2NH + H_2O + CO_2 \rightleftarrows (R_2NH_2)_2CO_3 + Q$$

$$(RNH_3)_2CO_3 + H_2O + CO_2 \rightleftarrows 2RNH_3HCO_3 + Q$$

$$(R_2NH_2)_2CO_3 + H_2O + CO_2 \rightleftarrows 2R_2NH_2HCO_3 + Q$$

bu yerda: $R - CH_2CH_2OH$.

Yuttirish jarayoni 40—45°C haroratda amalga oshiriladi. Absorbsiya natijasida hosil bo'ladigan karbonat va bikarbonat aminlari 120°C haroratgacha qizdirish orqali $CO_2$ ajralib chiqishi bilan parchalanadi.

*Potashning qaynoq eritmasi bilan tozalash* 10—20 atm bosim ostida 110—120°C haroratda o'tkaziladi. Odatda, tarkibida 25% $K_2CO_3$ tutgan mishyak ($As_2O_3$) bilan faollangan eritma ishlatiladi. $CO_2$ yutilishida kaliy karbonat bikarbonatga aylanadi:

$$K_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow KHCO_3$$

Eritma regeneratsiyasi bosimni kamaytirish orqali o'tkaziladi. Bu usulning afzalligi — issiqlik almashtirgich jihozlarining bo'lmasligi va regeneratsiyaga bug' sarfining qisqarishidir.

**Gazni is gazidan tozalash.** Gazni is gazidan tozalash sanoatda quyidagi uch usuldan biri bo'yicha amalga oshiriladi: mis-ammiakli eritmaga yuttirish; gazni suyuq azot bilan yuvish; qoldiq CO ni katalitik gidrogenlash.

*Mis-ammiakli eritma bilan tozalash* gazning absorbsiyasi jarayonida is gazining mis-ammiakli kompleks birikmasi hosil bo'lishiga asoslangandir. Yuttiruvchi sifatida mis(I)-atsetatning ammiakdagi eritmasi ishlatiladi. Jarayon quyidagi sxema bo'yicha sodir bo'ladi:

$$[Cu(NH_3)_2]^+ + CO + NH_3 \rightleftarrows [Cu(NH_3)_3CO]^+$$

CO ning yutilishi yuqori bosim (100—300 atm) va 0—25°C haroratda o'tkaziladi. Yuttiruvchi regeneratsiyasi atmosfera bosimigacha bosimni pasaytirish va eritmani 80°C haroratgacha qizdirish orqali amalga oshiriladi.

*Metanlash yoki gidrogenlash.* Oz miqdordagi (1% gacha) qoldiq CO va $CO_2$ bo'lganda metanlash yoki gidrogenlash o'tkaziladi:

$$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$$

$$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$$

Bunda hosil bo‘ladigan metan ammiak sintezi katalizatori faolligini pasaytirmaydigan inert qo‘shimcha hisoblanadi. Metanlash jarayoni nikel (aluminiy oksid qo‘shilgan) katalizatori ishtirokida 200—400°C haroratda 6000 soat$^{-1}$ hajmiy tezlikda o‘tkaziladi.

**Gazni oltingugurtdan tozalash.** Vodorod olishning birinchi bosqichidayoq gazni oltingugurtdan tozalash kerak, chunki oltingugurt va uning birikmalari kuchli katalitik zaharlar hisoblanadi. Texnologik gazlardagi oltingugurt vodorod sulfid tarzida yoki organik birikmalar (uglerod sulfid — $CS_2$, uglerod oksisulfid — COS, merkaptanlar — RSH va boshqa birikmalar) tarzida uchrashi mumkin.

Ammiak ishlab chiqarish uchun oltingugurt birikmalaridan yuqori darajada tozalangan gaz kerak bo‘ladi, chunki ammiak sintezi katalizatori faolligini oltingugurt birikmalari keskin pasaytiradi. Gazni oltingugurt birikmalaridan tozalash usullarini tanlash ko‘pgina omillarga bog‘liq, xususan, boshlang‘ich aralashmadagi oltingugurt birikmalarining miqdori, talab etiladigan tozalanish darajasi va hokazo. Gazni oltingugurt birikmalaridan tozalash quruq va ho‘l (suyuqlikli) usullarga bo‘linadi.

*Quruq usul.* Bu usulda gazni oltingugurt birikmalaridan qattiq yuttirgichlar orqali tozalanadi. Yuttirgichlar sifatida temir(III)-gidroksid, ZnO, MnO, faollangan ko‘mir ishlatiladi. Temir(III)-gidroksid bilan tozalash quyidagi reaksiyalarga asoslangan:

$$2Fe(OH)_3 + 3H_2S = 2FeS + S + 6H_2O \quad \text{(kislotali muhit)}$$
$$2Fe(OH)_3 + 3H_2S = Fe_2S_3 + 6H_2O \quad \text{(ishqoriy muhit)}$$

Bu holda regeneratsiya jarayoni quyidagi reaksiyalar bo‘yicha sodir bo‘ladi:

$$2Fe_2S_3 + 3O_2 + 6H_2O = 4Fe(OH)_3 + 6S$$
$$4FeS + 3O_2 + 6H_2O = 4Fe(OH)_3 + 4S$$

Rux oksidli yuttirgichda gazni tozalashda 350—400°C haroratda ZnO sulfidga aylanadi. Yuttirgich regeneratsiyasi 500—550°C haroratda havoning suv bug‘i bilan aralashmasida o‘tkaziladi.

Marganes (II)-oksid 370—500°C haroratda quyidagi reaksiya bo'yicha vodorod sulfidni yutadi:

$$MnO + H_2S \rightleftarrows MnS + H_2O$$

Yuttirgich regeneratsiyasi bug'-havoli aralashmada amalga oshiriladi.

Faollangan ko'mir bilan tozalash vodorod sulfidning kislorod bilan faollangan ko'mir yuzasida oksidlanishiga asoslangan:

$$H_2S + 0{,}5O_2 \rightleftarrows H_2O + S + Q$$

*Ho'l usul.* Gazni vodorod sulfiddan ho'l usulda tozalash suyuq yuttirgichlardan foydalanishga asoslangan. Mishyak-sodali, etanolaminli, karbonatli usullar eng keng tarqalgandir.

Mishyak-sodali usulda tozalash oksitioarsenat tuzlari eritmasining ishqoriy sharoitda vodorod sulfidni yutishiga asoslangan:

$$Na_4As_2S_5O_2 + H_2S \rightleftarrows Na_4As_2S_6O + H_2O$$

Yuttirgich regeneratsiyasi esa havo purkash yo'li bilan elementar oltingugurt ajralishi orqali amalga oshiriladi:

$$Na_4As_2S_6O + 0{,}5O_2 \rightleftarrows Na_4As_2S_5O_2 + S$$

Metanolaminning vodorod sulfid bilan ta'sirlashuvi quyidagi reaksiyalar bo'yicha sodir bo'ladi:

$$2RNH_2 + H_2S \rightleftarrows (RNH_3)_2S$$

$$(RNH_3)_2S + H_2S \rightleftarrows 2RNH_3HS$$

20—40°C haroratda reaksiya o'ng tomonga boradi. Harorat 100°C gacha oshirilganda reaksiya teskari yo'nalishda boradi, ya'ni eritmadan vodorod sulfidning desorbsiyalanishi kuzatiladi.

Tozalashning karbonatli usuli quyidagi qaytar reaksiya sodir bo'lishiga asoslangan:

$$Me_2CO_3 + H_2S \rightleftarrows MeHCO_3 + MeHS$$

bu yerda: Me — kaliy yoki natriy.

Oltingugurning organik birikmalari vodorod sulfidga nisbatan reaksiyaga kirishishi qiyin. Bu qo'shimchalar katalitik gidrogenlash

orqali vodorod sulfidga aylantiriladi, so'ngra u yuqoridagi usullardan biri bo'yicha yo'qotiladi. Oltingugurtli organik birikmalar nikel, temir-xrom, palladiy va boshqa katalizatorlar ishtirokida gidrogenlanadi.

**Qattiq sovitish va konvertirlangan gazni suyuq azot bilan yuvish usuli orqali koks gazini ajratish.** Qattiq sovitish bilan qo'shimchalarni kondensatsiyalash orqali vodorodni tozalash usuli, xuddi havoni fraksiyalarga ajratish kabi, gazlarning turli haroratda kondensatsiyalanishiga asoslangan. Bu usul koks gazidan vodorod olishda va $CO_2$ yuvilgandan so'ng konvertirlangan gazni CO va inert qo'shimchalardan tozalashda foydalaniladi.

Ammiak sintezi uchun azot va vodorod aralashmasi ishlatiladi, shuning uchun tozalashga keladigan gazdan azotni yo'qotish maqsadga muvofiq emas. Ammo azot va is gazining qaynash haroratlari juda kam farq qiladi, fraksiyali kondensatsiyalashda ularni ajratish juda qiyin. Shuning uchun CO gazni suyuq azot bilan yuvish orqali yo'qotiladi. Bu usulning mohiyati shundan iboratki, azot-vodorod aralashmasi yuvish minorasida suyuq azot bilan yuviladi. Bunda gaz CO, shuningdek, inert qo'shimchalar: metan va argondan amalda to'la tozalanadi. Yuvishda gazning azot bilan to'yinishi $H_2:N_2 = 4:1$ gacha yetadi. Azot qo'shish bilan ammiak sintezi uchun kerak bo'ladigan $H_2:N_2 = 3:1$ nisbatdagi gazlar aralashmasi olinishi mumkin bo'ladi.

Koks gazini ajratish va konvertirlangan gazni tozalash 10—28 atm bosimda o'tkaziladi. Koks gazi ajratish blokiga kelishdan oldin $H_2S$, $CO_2$ va namdan yaxshilab tozalanadi, chunki ular muz hosil qilishi va jihozlarni korroziyalashi mumkin. Koks gazi ajratish blokida ham, konvertirlangan gaz tozalash blokida ham undagi azot oksidlari miqdori qat'iy nazorat qilinadi, uning agregatlarda to'planishi portlashga olib kelishi mumkin. Konvertirlangan gazdan $CO_2$ tozalangandan so'ng ammiakli sovitgichlarda $-40°C$ gacha sovitiladi, alumogel bilan quritiladi va quyi haroratli blokka yuboriladi. Quyi haroratli blokda gaz uchta issiqlik almashtirgichda $-188°C$ gacha qarama-qarshi oqimli azot-vodorod aralashmasi bilan birin-

ketin sovitiladi. So'ngra gaz bug'latgichga keladi, u yerda −189°C dan −194°C gacha sovitiladi va qisman kondensatsiyalanadi. Xladagent sifatida yuvish minorasidan keladigan is gazi ishlatiladi. Gaz bug'latgichdan tarelka turidagi yuvish minorasiga yuboriladi. Yuvish minorasining yuqori qismidan azot-vodorod aralashmasi chiqadi, quyi qismidan esa is gazi fraksiyasi chiqarib olinadi. Xladagent sifatida yuqori bosimli (200 atm) azot ishlatiladi, u bug'latgichda sovitilgandan so'ng qisiladi. Suyuq azot yuvish minorasining yuqori qismidan beriladi. Azot-vodorod aralashmasi bilan chiqib ketadigan sovuqlikdan yuvishga keladigan gazni sovitishda foydalaniladi.

## 3-§. Sintetik ammiak ishlab chiqarish

Ammiak sintezi quyidagi reaksiya bilan ifodalanadi:

$$N_2 + 3H_2 \rightleftarrows 2NH_3 + Q$$

Ammiak sintezi hajm kamayishi va issiqlik ajralishi bilan boradigan qaytar jarayondir. Demak, bosimni oshirish va haroratni pasaytirish orqali reaksiya muvozanatini ammiak sintezi tomonga siljitish mumkin. Masalan, 200°C harorat va 10 atm bosimda azot va vodorod stexiometrik nisbatidagi aralashmasida $NH_3$ ning muvozanat konsentratsiyasi 50,7% ni tashkil etadi. Xuddi shu bosimda haroratning 300°C gacha oshirilishi ammiak konsentratsiyasining 14,7% gacha pasayishiga olib keladi. 300°C haroratda, ammo bosim 10 atm emas, balki 300 atm bo'lganda $NH_3$ konsentratsiyasi 71,0% ni tashkil etadi.

Azot molekulasida bog'ning, hatto, yuqori haroratda (800°C) ham yuqori mustahkamlikka ega bo'lganligi sababli ammiak sintezi juda ham sekin sodir bo'ladi. Sintez jarayonini tezlashtirish uchun 400—550°C haroratda sintezni o'tkazishni ta'minlaydigan katalizatorlar qo'llaniladi. Ammiak sintezining nisbatan faol katalizatorlaridan biri temir oksidlaridan ($Fe_3O_4$) qaytarib olingan temir metali hisoblanadi. Yuqori harorat (450—550°C) ta'sirida va katalitik

zaharlar (oltingugurtli va kislorodli birikmalar) bilan ta'sirlashishi natijasida temir katalizatori tezda o'zining faolligini yo'qotadi. Katalizatorning yuqori va turg'un faolligini ta'minlash uchun uni tayyorlash jarayonida promotorlar ($Al_2O_3$, $K_2O$, $CaO$) qo'shish orqali faollanadi. Ishlab chiqarish sharoitida katalizatorning xizmat qilish muddati ikki yilni tashkil etadi. Katalizatorni kislorodli birikmalar ($H_2O$, $CO_2$, $CO$) qaytar (qayta tiklanadigan), oltingugurtli birikmalar qaytmas (qayta tiklanmaydigan) zaharlaydi.

Ammiak sintezi bir necha bosqich bo'yicha sodir bo'ladigan geterogen-katalitik jarayondir: 1) gaz hajmidan katalizator bo'laklari sirtiga va uning ichki qismiga azot va vodorodning diffuziyasi; 2) katalizator sirtiga gazlarning faollangan (kimyoviy) absorbsiyasi: 3) katalizator sirtida azot va vodorodning ta'sirlashishi; 4) ammiak desorbsiyasi va uning ichki hajmidan gaz fazasi hajmiga diffuziyasi.

Zamonaviy tasavvurlarga ko'ra, temir katalizatorida barcha jarayon tezligini belgilab beradigan bosqich azotning faollangan absorbsiyasi hisoblanadi.

Ammiak sintezi jarayonining tezligi haroratga, bosimga, hajmiy tezlikka, gaz fazasidagi azot, vodorod va ammiak konsentratsiyasiga, inert qo'shimchalar (Ar va $CH_4$)ga hamda katalitik zaharlarga bog'liq.

Ishlab chiqarishdagi temir promotor katalizatorlari uchun sintez jarayoni tezligini M.I. Temkin tenglamasi bo'yicha taxminan hisoblash mumkin:

$$\omega = k_1 p_{N_2} \left( \frac{p_{H_2}^3}{p_{NH_3}^2} \right)^{\alpha} - k_2 \left( \frac{p_{NH_3}^2}{p_{H_2}^3} \right)^{1-\alpha},$$

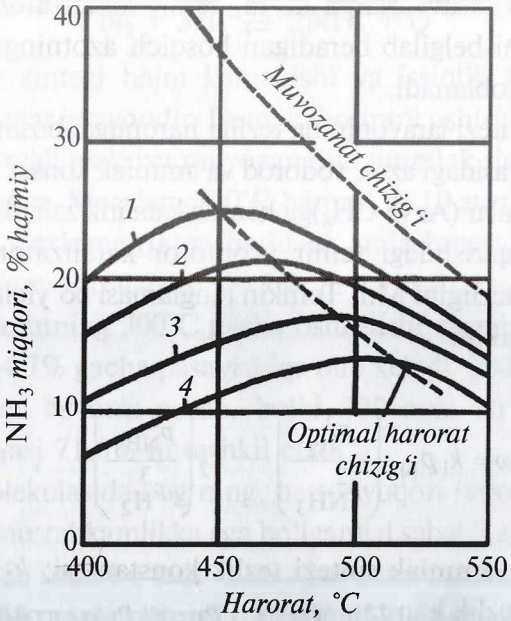
bu yerda: $k_1$ – ammiak sintezi tezlik konstantasi; $k_2$ – ammiak parchalanishi tezlik konstantasi; $p_{N_2}$, $p_{H_2}$ va $p_{NH_3}$ – azot, vodorod va ammiakning parsial bosimlari; $\alpha$ – doimiy kattalik, temir katalizatori uchun 0,5 ga teng.

$k_1$ va $k_2$ konstantalar quyidagi tenglamaga bog'liq:

$$\frac{k_1}{k_2} = K_{muv.},$$

bu yerda: $K_{muv.}$ — ammiak sintezi reaksiyasining muvozanat konstantasi. Shuning uchun bitta tezlik konstantasini bilgan holda ikkinchisini topish mumkin bo'ladi.

2.5-rasmda stexiometrik tarkibdagi gazlar aralashmasida ammiak miqdorining haroratga va 300 atm bosimdagi hajmiy tezlikka bog'liqligini tavsiflovchi ma'lumotlar keltirilgan. Bu ma'lumotlar ishlab chiqarishning AS—1 turidagi katalizatorlarida olingan. Uning ko'rsatishicha, hajmiy tezlik ortishi bilan, ya'ni gazning katalizator bilan to'qnashuv vaqti kamayishi bilan gazdagi ammiak miqdori kamayadi va bu har bir hajmiy tezlik uchun optimal harorat bo'lishini, u mazkur sharoitda katalizatorning maksimal unumdorligiga muvofiq kelishini ko'rsatadi.




*2.5-rasm.* Azot-vodorod aralashmasidagi ammiak miqdorining turli xil hajmiy tezlikdagi haroratga bog'liqligi (300 atm, $N_2$:$H_2$ =1:3): *1*–15000 soat$^{-1}$; *2*–30000 soat$^{-1}$; *3*–60000 soat$^{-1}$; *4*–120000 soat$^{-1}$.

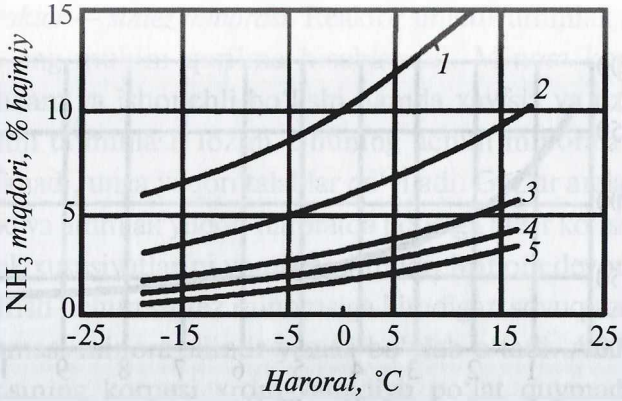
Ammiak sintezi agregatining unumdorligi quyidagi formula bo'yicha hisoblanadi:

$$G = \frac{0{,}771\omega v(c_2 - c_1)}{100 + c_2},$$

bu yerda: $G$ — sintez minorasi unumdorligi, kg/soat; $\omega$ — hajmiy tezlik, soat$^{-1}$; $c_1$, $c_2$ — minoraga kirish va chiqishda gazdagi ammiak miqdori, kg/m$^3$; $v$ — katalizator hajmi, m$^3$.

$c_1$ kattalik ammiak kondensatsiyasi harorati bilan aniqlanadi (2.6-rasm). $c_2$ kattalik harorat, bosim, hajmiy tezlik va azot-vodorod aralashmasi tarkibiga bog'liq holda kinetik laboratoriya ma'lumotlari bo'yicha aniqlanadi.

300 atm bosimida (2.5-rasm) hajmiy tezlik olti marta (15000 dan 90000 soat$^{-1}$ gacha) oshirilganda $c_2$ ni optimal sharoitda atigi ikki marta (24 dan 12% $NH_3$ gacha) kamaytiradi. Shunday qilib, hajmiy tezlikni oshirish bilan 1 m$^3$ katalizatordan ammiak ajralib chiqishi keskin ortadi. Lekin bunda ta'sirlashmagan azot-vodorod aralashmasining hajmi anchagina ortadi, u doimo sistemada aylanib yuradi. Bu hajmiy tezlik iqtisodiy mushohada orqali hal etiladi.




*2.6-rasm.* Suyuq ammiak ustidagi azot-vodorod aralashmasida ammiak miqdorining harorat va bosimga bog'liqligi:
*1*–50 atm; *2*–100 atm; *3*–300 atm; *4*–600 atm; *5*–1000 atm.

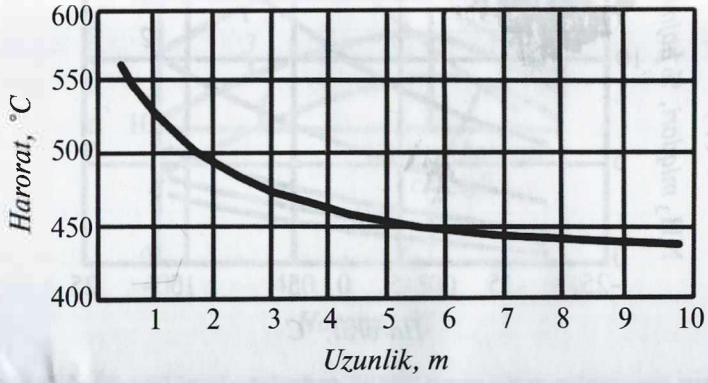
Hozirgi paytda o'rtacha bosimdagi ammiak sintezi qurilmalari 10000 dan 25000 soat$^{-1}$ gacha hajmiy tezlikda ishlamoqda.

Gaz fazasida ammiak miqdorining muvozanat konsentratsiyasiga yaqinlashishi bilan sintez jarayoni tezligi kamayadi, shunday bo'lsa-da, minorada ammiak hosil bo'lishi davomida haroratni muntazam kamaytirib borish kerak.

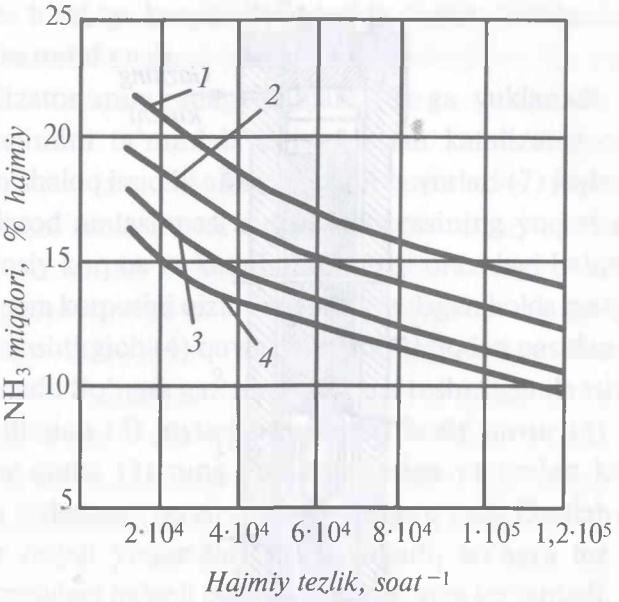
2.7-rasmda azot-vodorod aralashmasidagi inert (Ar va $CH_4$) qo'shimchalar 7%, 300 atm bosim va 15000 soat$^{-1}$ hajmiy tezlik bo'lgan sharoitda ishlaydigan reaktor kataliz doirasida haroratning optimal taqsimlanish egri chiziqlari ifodalangan.

Inert qo'shimchalar katalizator faolligini pasaytirmaydi, ammo sistemada to'planib boradi, azot va vodorodning parsial bosimlarini pasaytiradi va ammiak sintezi jarayonini sekinlashtiradi (2.8-rasm).

Ammiak sintezi agregatlari yuqori va turg'un unumdorlikda ishlashining asosiy shart-sharoitlari: 1) azot-vodorod aralashmasini katalitik zaharlar va inert qo'shimchalardan yuqori darajada tozalash; 2) $N_2:H_2=1:3$ nisbatni ushlab turish; 3) katalizator doirasi uzunligi bo'yicha jarayon harorati optimalligini ta'minlash; 4) sintez minorasiga kirishda ammiak miqdorini kamaytirishdan iborat.



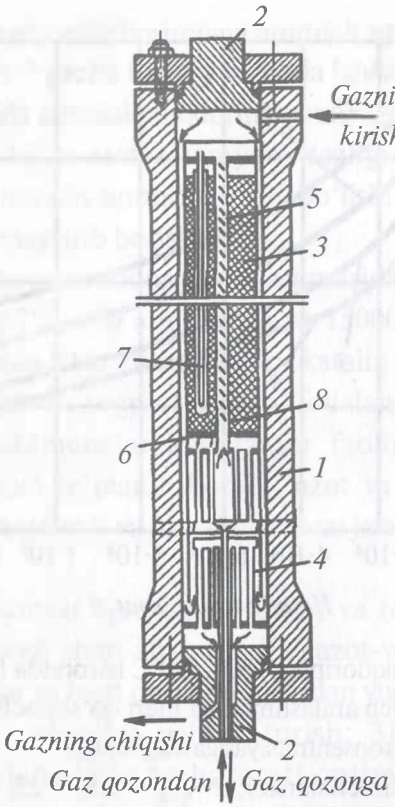

*2.7-rasm.* 15000 soat$^{-1}$ hajmiy tezlikda katalizator qutisi uzunligi bo'yicha haroratning optimal taqsimlanishi.




*2.8-rasm.* Ammiak miqdorining 450—500°C haroratda hajmiy tezlik va boshlang'ich aralashmadagi inert qo'shimchalar konsentratsiyasiga bog'liqligi:
*1*—$N_2 + 3H_2$ (qo'shimchalarsiz); *2*—$N_2 + 3H_2 + 2\%$ (Ar va $CH_4$); *3*—$N_2 + 3H_2 + 7\%$ (Ar va $CH_4$); *4*—$N_2 + 3H_2 + 10\%$ (Ar va $CH_4$);

*Reaktor — sintez minorasi.* Reaktor sintetik ammiak olish uchun asosiy, eng muhim qurilma hisoblanadi. Minora konstruksiyasi mustahkam va ishonchli bo'lishi hamda xavfsiz va uzoq muddat ishlashini ta'minlash lozim. Shuning uchun minoralar po'latdan tayyorlanadi, unga yuqori talablar qo'yiladi. Gazlar aralashmasidagi vodorod va ammiak yuqori haroratda po'latga ta'sir ko'rsatadi, uning mexanik xususiyatlarini yomonlashtiradi. Minora devori haroratini pasaytirish uchun sintez minorasiga kiradigan sovuq azot-vodorod aralashmasi minora silindr yuzasi bo'ylab o'tadi. Ammiak sintez minorasining korpusi xrom-vanadiyli po'lat quymadan tayyorlangan bo'ladi.

2.9-rasmda o'rtacha bosimli tizim uchun ammiak sintezi quvurli minorasi tasvirlangan. Minora vertikal po'lat silindr (1) ko'rinishida




*2.9-rasm.* Ammiak sintezi minorasining sxemasi:
*1*—minora korpusi; *2*—qopqoqlar; *3*—katalizator qutisi; *4*—issiqlik almashtirgich; *5*—elektr qizdirgich; *6*—panjara; *7*—issiqlik almashtirgich quvurlari; *8*—markaziy quvur.

bo'lib, devorining qalinligi 176—200 mm, balandligi 12—20 m va ichki diametri 1,0—1,4 m ni tashkil etadi. Minoraning yuqori va pastki qismi po'lat qopqoqlar (2) bilan berkitiladi.

Minoralar konstruksiyalari, asosan, korpusining o'lchamlari va ichki to'ldirgich qurilmalari bilan farqlanadi. O'rtacha bosimda ishlaydigan minoraning yuqori qismida katalizator qutisi (3), pastki qismida esa jarayon avtotermikligini ta'minlash uchung issiqlik almashtirgich (4) joylashtirilgan bo'ladi. Minora korpusida issiqlik qoplamasi bo'ladi, u minora ichki va tashqi devorlarida haroratning

farqlanishi hisobiga korpus devorlarida termik kuchlanish yuzaga kelishini bartaraf etadi.

Katalizator minoradagi panjara (6) ga yuklanadi. Optimal harorat rejimini ta'minlab turish uchun katalizator qatlamlari orasiga qo'shaloq issiqlik almashtirgich quvurlari (7) joylashtiriladi. Azot-vodorod aralashmasi sintez minorasining yuqori qismidan kiradi, asosiy korpus va katalizator qutisi orasidagi halqali bo'shliqdan minora korpusini qizib ketishdan saqlagan holda pastga hamda issiqlik almashtirgich (4) quvurlariaro bo'shliqdan pastdan yuqoriga harakatlanadi. So'ngra gaz minora ishga tushirilganda ishlaydigan elektr qizdirgich (5) joylashtirilgan markaziy quvur (8) bo'yicha katalizator qutisi (3) ning yuqori qismiga va undan katalizator qatlamida joylashgan qo'shaloq quvurlarga o'tadi. Dastlab gaz ichki tor quvur orqali yuqoridan pastga o'tadi, so'ngra tor va keng quvurlar orasidagi halqali bo'shliqdan yuqoriga ko'tariladi. Reaksiya boshlanishiga qadar 400—420°C haroratgacha qizdirilgan azot-vodorod aralashmasi katalizator qatlamiga kiradi. Katalizator doirasidagi harorat 450—520°C da ushlab turiladi. Katalizator qatlami orasidan o'tib ta'sirlashgan gaz issiqlik almashtirgich quvurlariga keladi.

Reaksiya issiqligidan samarali foydalanish uchun zamonaviy minoralarda issiqlik almashtirgich ikki qismga ajratilgan. Katalizator qutisidan chiqadigan gaz issiqlik almashtirgichning yuqori qismiga o'tadi va undan 400°C haroratda yuttirish qozoniga beriladi, u yerda 200°C haroratgacha soviydi va yana sintez minorasiga yuboriladi, issiqlik almashtirgichning quyi qismidan o'tadi va minoradan 90—100°C haroratda chiqadi.

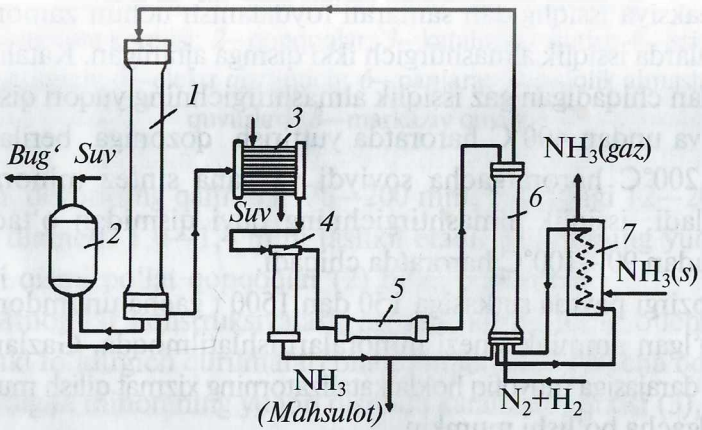
Hozirgi paytda sutkasiga 150 dan 1500 t gacha unumdorlikka ega bo'lgan ammiak sinezi minoralari ishlatilmoqda. Gazlarning tozalik darajasiga muvofiq holda katalizatorning xizmat qilish muddati ikki yilgacha bo'lishi mumkin.

**Ishlab chiqarish agregatlarining sxemasi.** Qo'llaniladigan bosimga muvofiq holda ammiak sintezi ishlab chiqarish qurilmalari quyi (100—200 atm), o'rtacha (200—600 atm) va yuqori

(600—1000 atm) bosimli tizimlarga bo'linadi. Ulardan o'rtacha bosim ostida ishlaydigan tizim keng tarqalgan, chunki bu sharoitda kontakt jihozida jarayon tezligi yetarlicha ta'minlangani holda ammiak ajratib olish masalasi nisbatan oson hal etiladi.

Sintez minorasida azot-vodorod aralashmasi to'la ammiakka aylanmaydi (2.5-rasm). Kontakt jihozidan chiqadigan gazda ammiak miqdori 14—20% ni tashkil etadi. Bu aralashma sovitiladi, ammiak kondensatsiyalanadi va gazdan ajratiladi, ta'sirlashmagan azot-vodorod aralashmasi esa sirkulatsiya kompressorlari yordamida kontakt jihoziga qaytariladi. Kontakt jihozida ammiak hosil bo'lishiga to'g'ri keladigan tarkibdagi yangi azot-vodorod aralashmasi aylanuvchi aralashmaga qo'shiladi. Shunday qilib, bu holatda texnologik jarayonni amalga oshirish uchun sirkulatsiya sxemasidan foydalaniladi.

Modomiki aylanuvchi gazda inert qo'shimchalar to'planib borar ekan, ishlab chiqarish amaliyotida qo'shimchalar miqdorini bir maromda ushlab turish uchun aylanuvchi gazlar aralashmasining bir qismi atmosferaga chiqarib yuboriladi. O'rtacha bosimda ammiak sintezi qurilmasi 2.10-rasmda tasvirlangan.




*2.10-rasm.* O'rtacha bosimda ammiak sintezi agregatining sxemasi:
*1*—minora; *2*—yuttirish qozoni; *3*—sovitgich; *4*—separator;
*5*—kompressor; *6*—kondensatsiya kolonnasi; *7*—bug'latgich.

Sintez uchun tayyorlangan azot-vodorod aralashmasi minora (1) ning yuqori qismidan beriladi, u yerda ammiak sintezi sodir bo'ladi. Ta'sirlashgan azot-vodorod-ammiak aralashmasi minoradan 400°C haroratda chiqadi va yuttirish qozoni (2) ga beriladi, so'ngra minoraga qaytariladi, issiqlik almashtirgichdan o'tadi va 90—100°C haroratda suvli sovitgich (3) va separator (4) ga yuboriladi. Suvli sovitgichda 300 atm bosimida bir qism ammiak kondensatsiyalanadi. Shundan keyin gaz quvurli sirkulatsiya kompressor (5) bilan kondensatsiya kolonnasi (6) ga va undan bug'latgich (7) ga uzatiladi. Gaz aralashmasidan ammiakning yetarlicha to'la ajralishi uchun bug'latgichda suyuq ammiakning bug'lanishi hisobiga sovuq harorat hosil qilinadi. Yangi azot-vodorod aralashmasi, qoidaga muvofiq, kondensatsiya minorasining quyi qismiga beriladi, u yerda ammiak bilan yuvilish orqali namlik, moy va $CO_2$ dan tozalanadi.

## 4-§. Havodan azot va kislorod olish

Havo yerning gaz holatdagi qobig'i — atmosferasida bo'ladigan gazlarning mexanik aralashmasidir. Quruq holatdagi atmosfera havosining tarkibiga 78% azot, 21% kislorod va 1% argon kiradi. Havodagi suv bug'ining miqdori 0 dan 2% gacha o'zgaradi. Bundan tashqari, havoda oz miqdorda karbonat angidrid, vodorod, neon, kripton va boshqalar bo'ladi.

Havo tarkibiga kiruvchi gazlar xalq xo'jaligida keng ko'lamda ishlatiladi. Masalan, azot inert atmosfera hosil qilish uchun, kalsiy sianamid olish uchun va shunga o'xshash ishlarda ishlatiladi. Kisloroddan sanoatda oksidlash jarayonlarida, payvandlashda, metallurgiya sanoati va hokazolarda foydalaniladi. Inert gazlar elektrolampalarda to'ldirgich sifatida va boshqa sohalarda ishlatiladi.

Havoni tarkibiy qismlarga ajratish havo tarkibiga kiruvchi alohida olingan gazlar qaynash haroratlarining farqlanishiga asoslangandir. Masalan, kislorod −182,9°C da, argon −185,7°C da, azot −195,7°C da qaynaydi. Havoni ajratish uchun dastlab siqiladi,

ya'ni azotning qaynash haroratidan past haroratgacha sovitish orqali suyuq holatga o'tkaziladi, so'ngra rektifikatsiya minoralarida bug'latiladi, u yerda havoni ajratish amalga oshiriladi. Havoni azot va kislorodga ajratish uchta asosiy bosqichdan iborat: tozalash va quritish, siqish va rektifikatsiya.

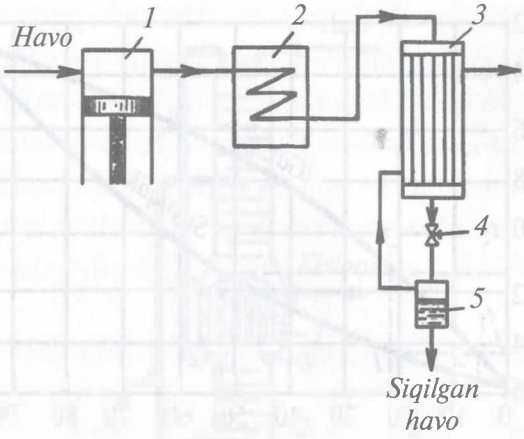
*Havoni tozalash va quritish.* Siqish va ajratishga beriladigan havo sovitilganda hosil bo'ladigan qattiq zarrachalar (muz, qattiq karbonat kislota, chang) issiqlik almashtirgichlarda tiqilib qolmasligi uchun oldindan chang, suv bug'lari va $CO_2$ dan tozalanadi. Havo changdan moyli filtr orqali o'tkazish yo'li bilan tozalanadi. Moyli filtr kolonka ko'rinishida bo'lib, unga sirti mineral moylar bilan qoplangan metall halqalar to'ldirilgan bo'ladi. Havoni karbonat angidriddan tozalash uchun o'yuvchi natriy eritmasiga yuttiriladi:

$$2NaOH + CO_2 = Na_2CO_3 + H_2O$$

Havo suv bug'idan qattiq adsorbentlar (silikagel, alumogel kabilar) yoki o'yuvchi natriy to'ldirilgan adsorberlarda tozalanadi.

*Qattiq sovitish bilan havoni siqish.* Qattiq sovitish bilan havoni siqish sanoatda ikki yo'l bilan amalga oshiriladi:

1. Tor tirqishdan katta hajmga o'tkazish orqali siqilgan havoning o'z-o'zicha kengayishi yo'li bilan amalga oshiriladi, bu drossellash deb ataladi. Drossellash, asosan, ventillar yordamida amalga oshiriladi. Drossellashda havoning sovishi real gazlar kengayishida bir qism ichki energiyaning molekulalar orasidagi tortilish kuchlarini yengishga sarflanishi tufayli yuzaga keladi va bunda gaz soviydi. Agar siqilgan havo ozgina sovitilsa, so'ngra bosimi pasaytirilsa, uning harorati yanada pasayadi. Masalan, agar havo 50 atm gacha siqilgan va oldindan $-50°C$ gacha sovitilgan bo'lsa, uning o'z-o'zicha kengayishidan termohimoya hajmdagi havo harorati $-72°C$ gacha pasayadi. Drossellash qurilmasining prinsipial sxemasi 2.11-rasmda ko'rsatilgan. Havo kompressor (1) bilan siqiladi, so'ngra sovitgich (2) da sovitiladi. Siqilgan havo qarama-qarshi oqimli issiqlik almashtirgich (3) orqali o'tadi, ventil (4) bilan drossellanadi, buning natijasida havoning bosimi pasayadi va



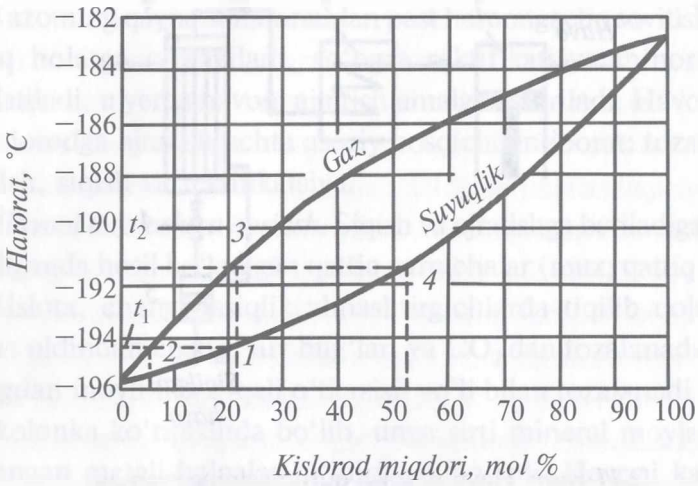

*2.11-rasm.* Havoni siqish qurilmasining sxemasi:
*1*—kompressor; *2*—sovitgich; *3*—issiqlik almashtirgich;
*4*—ventil; *5*—separator.

u soviydi. Bunda bir qism havo siqiladi, siqilgan havo qismi qarama-qarshi oqimli issiqlik almashtirgichga yuboriladi, u yerda kelayotgan siqilgan havoning sovishi sodir bo'ladi. Suyuq havo separator (5) da yig'iladi.

2. Tashqi ish bajarish bilan siqilgan gazning kengayishida sovish effektidan foydalanishga asoslangan usulda siqilgan havo bug' mashinasiga o'xshash mashinaga beriladi. Unda havo bir vaqtda kengayish va sovish bilan porshenni surish yoki turbinani aylantirish kabi ishlarni bajaradi.

*Suyuq havoni rektifikatsiyalash.* Havoni rektifikatsiyalashdan maqsad, yuqoridagi usullardan biri bo'yicha olingan suyuq havoni komponentlarga ajratishdir.

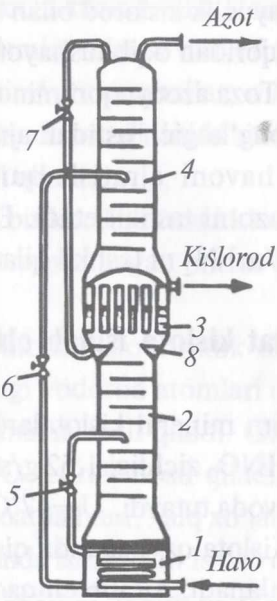
Suyuq azot va suyuq kislorod har qanday nisbatda aralashadi. Suyuqliklar aralashmasining qaynash harorati va gaz fazasining tarkibi aralashma tarkibiga bog'liq. Aralashmada past qaynash haroratli komponent azot qanchalik ko'p bo'lsa, aralashmaning qaynash harorati ham shunchalik past bo'ladi. Suyuq aralashma bilan muvozanatda bo'lgan bug'da bu komponentning miqdori ko'p bo'ladi. 2.12-rasmda 1 atm (760 mm sim. ust.) bosimdagi azot-




*2.12-rasm.* Azot-kislorod sistemasi uchun muvozanat diagrammasi.

kislorod aralashmasining muvozanatli qaynash egri chiziqlari tasvirlangan. Tarkibida 20,9% kislorod va 79,1% azot bo'lgan suyuq havo (soddalashtirish uchun ikki komponent olingan) $t_1 = -194{,}3°C$ (nuqta 1) da qaynaydi. Suyuqlik ustidagi gaz fazasi azot bilan boyigan bo'ladi, nuqta (2) uning tarkibiga to'g'ri keladi. Bunda suyuqlik kislorod bilan boyiydi va uning qaynash harorati ortadi. Agar $t_2$ haroratda yuqori qaynash haroratli fraksiya kondensatsiyalansa, hosil bo'ladigan suyuqlik tarkibi nuqta (4) ga muvofiq keladi, ya'ni suyuqlik kislorod bilan boyiydi, gaz fazasi tarkibi esa nuqta (3) ga muvofiq keladi. Shunday qilib, gaz fazasi azot bilan boyitiladi.

Havoni ajratish uchun bir va ikki marta rektifikatsiyalovchi jihozlar ishlatiladi. Bir marta rektifikatsiyalovchi minoralarda tarkibida 7% $O_2$ bo'lgan azot olinadi. Ikki marta rektifikatsiyalovchi jihoz yuqori va quyi minoralardan tuzilgan (2.13-rasm). Quyi minora (2) havoni azot va havo-kislorod aralashmasiga dastlabki ajratish uchun xizmat qiladi. Yuqori kolonna (4) da gazlar aralashmasini azot va kislorodga oxirgi ajratish sodir bo'ladi. Quyi minorada yuqori bosim (5,5—6,5 atm), yuqori minorada esa atmosfera bosimiga yaqin bosim ushlab turiladi. Yuqori va quyi minoralar orasida bug'latgich-kondensator (3) joylashgan bo'ladi. U yuqori minora uchun




*2.13-rasm.* Ikki marta rektifikatsiyalash orqali havoni ajratish jihozining sxemasi: *1*—minora sig'imi; *2*—quyi minora; *3*—kondensator-bug'latgich; *4*—yuqori minora; *5,6,7*—drossel jo'mragi; *8*—cho'ntak.

kislorodni bug'latgich, quyi minora uchun esa azot kondensatori vazifasini o'taydi.

Ikki qaytali rektifikatsiya jihozi quyidagicha ishlaydi. Issiqlik almashtirgichda oldindan 145—150°K gacha sovitilgan va 120—200 atm bosimgacha siqilgan havo quyi minorada joylashgan o'ramli quvurga beriladi. Siqilgan havo u yerda qaynovchi havo-kislorod aralashmasi hisobiga 110°K haroratgacha soviydi. So'ngra havo drossellanadi va mazkur minora o'rta tokchalariga beriladi. Azot bilan boyigan bug' yuqoriga ko'tariladi, bug'latgichda kondensatsiyalanadi. Kislorod bilan boyigan suyuqlik pastga oqib tushadi. Quyi kolonnaning cho'ntaklari (8) da suyuqlik yig'iladi, undagi azot miqdori 98—99,5% ga yetadi. Shu yerdan suyuq azotning bir qismi pastga oqib tushadi, bir qismi esa yuqori minoraga taqsimlashga beriladi. Tarkibida taxminan 40% kislorod bo'lgan havo-kislorod aralashmasi quyi minoradan yuqori minoraning o'rta qismiga beriladi. Pastga

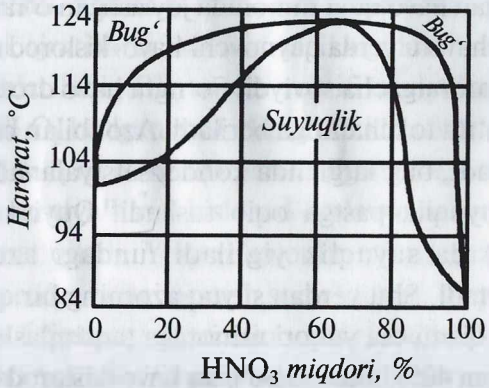
oqib tushishi hisobiga suyuqlik kislorod bilan boyiydi, ko'tarilayotgan azot bug'lari esa yuqoridan oqib tushayotgan suyuq azot bilan kisloroddan tozalanadi. Toza azot yuqori minoradan ajratib olinadi, gaz holatdagi kislorod bug'latgich ustidan ajratib olinadi.

Yirik zamonaviy havoni ajratish qurilmasining quvvati 3000—17000 $m^3$/soat azotni tashkil etadi. Elektr energiyasi sarfi esa 0,09—0,16 kVt·soat/$m^3$ $N_2$ ni tashkil qiladi.

## 5-§. Nitrat kislota ishlab chiqarish

Nitrat kislota muhim mineral kislotalardan biri hisoblanadi. Suvsiz nitrat kislota — $HNO_3$ zichligi 1,52 g/$sm^3$ (15°C da) bo'lgan og'ir suyuqlik bo'lib, havoda tutaydi. U −47°C haroratda muzlaydi va 86°C da qaynaydi. Kislota qaynaganda qisman azot(IV)-oksid hosil qilish bilan parchalanadi. Ajralib chiqadigan azot(IV)-oksid kislotada eriydi va kislotani sarg'ish yoki qizg'ish rangga ($NO_2$ miqdoriga muvofiq) bo'yaydi.

Nitrat kislota suv bilan har qanday nisbatda aralashadi va gidratlar ($HNO_3 \cdot H_2O$, $HNO_3 \cdot 2H_2O$ va hokazo) hosil qiladi. Suyultirilgan nitrat kislota bug'latilganda uning miqdori eritmada 121,9°C haroratda qaynaydigan azeotrop aralashmaga muvofiq keladigan konsentratsiyagacha (68,4%) ortadi (2.14-rasm).




*2.14-rasm.* $H_2O$—$HNO_3$ sistema uchun muvozanat diagrammasi.

Nitrat kislota — kuchli oksidlovchi. Konsentrlangan nitrat kislota metallarning ko'p qismini ularga muvofiq keladigan oksidlar va nitratlarga aylantiradi. Ayrim metallar, masalan Al, Fe, Cr nitrat kislota bilan ta'sirlashganda metall sirtida kislotaning ta'siriga chidamli oksid qatlamlari hosil qiladi.

Ko'pgina organik birikmalar nitrat kislota ta'sirida parchalanadi, ulardan ayrimlari konsentrlangan nitrat kislotada yonishi ham mumkin.

Konsentrlangan nitrat kislota siklik organik birikmalar bilan ta'sirlashganda ulardagi vodorod atomlari o'rnini nitroguruh oladi va nitroorganik birikmalar hosil qiladi. Gidroksil guruhli organik birikmalar bilan $HNO_3$ efirlar hosil qiladi.

Nitrat kislota sanoatda ham, xalq xo'jaligining boshqa tarmoqlarida ham keng ko'lamda ishlatiladi. Ishlab chiqarish hajmi bo'yicha u sulfat kislotadan keyingi ikkinchi o'rinni egallaydi. Ishlab chiqariladigan nitrat kislotaning ko'p qismi o'g'itlar, portlovchi moddalar, raketa yoqilg'ilari ishlab chiqarishga sarflanadi. Bundan tashqari, u sulfat kislota (nitroza usuli), sintetik bo'yoqlar, turli xil plastmassalar, nitrosellyuloza, sintetik tolalar va h.k. ishlab chiqarishda ishlatiladi.

Sanoatda uch xil navdagi suyultirilgan (kuchsiz – 45—55% $HNO_3$) va ikki navdagi konsentrlangan (97—98% $HNO_3$) nitrat kislota ishlab chiqariladi.

Ammiakdan suyultirilgan nitrat kislota olish jarayoni quyidagi reaksiyalarga asoslangan:

1) ammiakning azot(II)-oksidgacha kontaktli oksidlanishi:

$$4NH_3 + 5O_2 \rightarrow 4NO + 6H_2O$$

2) azot(II)-oksidning azot(IV)-oksidgacha oksidlanishi:

$$2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2$$

3) azot(IV)-oksidning suvga absorbsiyasi:

$$3NO_2 + H_2O \rightarrow 2HNO_3 + NO$$

**Ammiakning kontaktli oksidlanishi.** Ammiakning kontaktli oksidlanishi ekzotermik jarayon bo'lib, jarayonni o'tkazish sharoitiga bog'liq holda ammiak va kislorod orasida quyidagi parallel reaksiyalar sodir bo'ladi:

$$4NH_3 + 5O_2 \rightarrow 4NO + 6H_2O + 907{,}3\ kJ$$

$$4NH_3 + 4O_2 \rightarrow 2N_2O + 6H_2O + 1104{,}9\ kJ$$

$$4NH_3 + 3O_2 \rightarrow 2N_2 + 6H_2O + 1269{,}1\ kJ$$

Oksidlanish jarayoni faqat yuqori haroratda sodir bo'ladi, lekin ortiqcha (800—900°C dan) yuqori harorat ammiak va hosil bo'ladigan NO ning qisman parchalanishiga olib keladi:

$$2NH_3 \rightleftarrows N_2 + 3H_2$$

$$2NO \rightleftarrows N_2 + O_2$$

Yuqori haroratda (900°C gacha) ammiakning azot(II)-oksidga aylanishi alohida reaksiyalar tezliklari nisbati orqali aniqlanadi.

Katalizator bo'lmaganda ammiakning oksidlanishi, asosan, azot hosil bo'lishi bilan sodir bo'ladi. Nitrat kislota ishlab chiqarish uchun ammiakning NO ga nisbatan to'la oksidlanishini ta'minlash kerak, shuning uchun reaksiyani nisbatan yuqori tezlikda amalga oshishini ta'minlaydigan katalizatorlar ishlatiladi. Amalda ammiakning kislorod bilan NO gacha oksidlanish darajasi 98% gacha yetadi.

Ammiakning azot(II)-oksidga oksidlash jarayonini tezlashtiruvchi katalizatorlar sifatida platina va uning platina oilasi metallari bilan qotishmalari, temir, marganes, kobalt va boshqa metallarning oksidlari ishlatiladi.

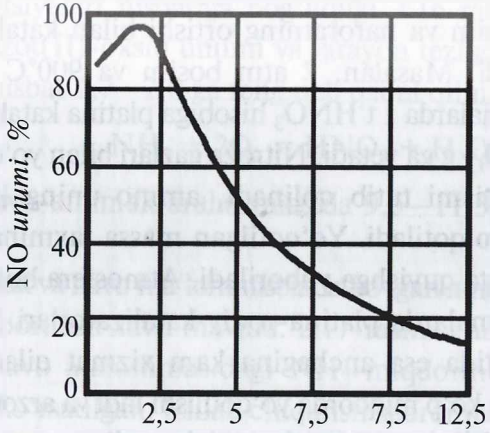
Platina katalizatorlari yupqa 0,06—0,09 mm diametrli simdan tayyorlangan to'r shaklida bo'lib, 1 $sm^2$ yuzada 1024 yacheyka bo'ladi. Atmosfera bosimi ostida ammiakni oksidlash jarayonini o'tkazish uchun Pt + 4% Pd + 3,5% Rh tarkibli, bosim ostida jarayonni o'tkazish uchun esa Pt + 7,5% Rh tarkibli platina qotishmalaridan tayyorlangan to'rlar ishlatiladi. Platinaga palladiy va rodiyning qo'shilishi katalizator to'ri mustahkamligini oshiradi va platina xarajatlarini kamaytiradi.

Ammiakni platina katalizatorida oksidlash murakkab geterogen katalitik jarayon bo'lib, birin-ketin bir necha bosqichda sodir bo'ladi: 1) katalizator sirtiga ta'sirlashuvchi reagentlar diffuziyasi; 2) kislorodning faollangan adsorbsiyasi; 3) katalizator sirtida molekulalarning kimyoviy ta'sirlashishi; 4) katalizator sirtidan reaksiya mahsulotlarining desorbsiyasi.

Jarayonning nisbatan sekin sodir bo'ladigan bosqichi oksidlanish tezligini belgilab beradi va u katalizator sirtiga ammiakning diffuziyasi hisoblanadi.

Harorat, bosim va gazlar aralashmasining tarkibi o'zgarmas bo'lganda azot oksidi unumining atmosfera bosimida (platina-rodiy katalizatori) kontaktlanish vaqtiga bog'liqligi 2.15-rasmda tasvirlangan. Gazning katalizator bilan to'qnaish vaqti ortishi bilan dastlab azot(II)-oksidning unumi ortadi, so'ngra pasayadi, bu qo'shimcha reaksiyalar sodir bo'lishi bilan izohlanadi. Kontaktlanishning optimal vaqti 0,001—0,002 soniya chegarasida o'zgaradi.

Havo-ammiak aralashmasining katalizator yuzasi bilan ma'lum vaqt to'qnashuvini ta'minlash uchun kontakt jihoziga taxlam tarzida bir necha to'r joylanadi, ulardan gazlar aralashmasi birin-ketin




*2.15-rasm.* Azot(II)-oksid unumining kontaktlanish vaqtiga bog'liqligi.

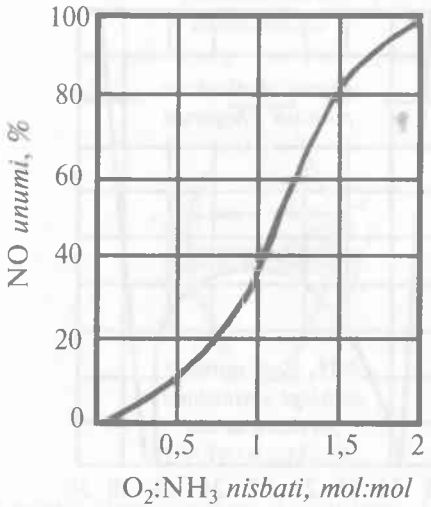
o‘tadi. Atmosfera bosimda ishlaydigan qurilmalarda taxlamlarga, odatda, 3—4 ta to‘r kiradi, yuqori bosim ishlatilganda taxlamda 15—20 ta to‘r ishlatiladi.

Platinali katalizatorlar kontakt jihozi ammiak-havo aralashmasi bilan kiradigan qo‘shimchalarga ta’sirchandir. Ayniqsa, kuchli zahar – vodorod ftorid platina katalizatorini, hatto, gazlar aralashmasida 0,00001% miqdorda bo‘lganda ham qaytmas zaharlaydi.

Tarkibida oltingugurt bo‘lgan birikmalar katalizatorni qaytar zaharlaydi. Katalizator sirtiga chang, yelim va kompressorning surkov moylari yopishib qolishiga yo‘l qo‘yib bo‘lmaydi. Shuning uchun havo, odatda, yaxshilab tozalanadi. Ko‘rilgan choralarga qaramay, oz miqdorda bo‘lsa ham, zararli qo‘shimchalar kontakt jihoziga kiradi, natijada katalizator faolligi sekin-asta pasayadi. Katalizator to‘ri faolligini tiklash uchun xlorid va nitrat kislotalarning kuchsiz eritmalari bilan yuviladi.

Ammiak oksidlanish jarayoni sharoitida platinali katalizator sekin-asta mo‘rt bo‘lib boradi, boshlang‘ich mustahkamligini yo‘qotadi va uning mayda zarrachalari gaz oqimi bilan chiqib ketadi. 800°C haroratda atmosfera bosimida ishlaydigan qurilmalarda 1 t $HNO_3$ hisobiga platina katalizatorining yo‘qotilishi 0,04—0,06 g ni tashkil etadi. Bosim va haroratning ortishi bilan katalizatorning yo‘qotilishi ortadi. Masalan, 7 atm bosim va 900°C haroratda ishlaydigan qurilmalarda 1 t $HNO_3$ hisobiga platina katalizatorining yo‘qotilishi 0,3—0,4 g ga yetadi. Nitroza gazlari bilan yo‘qotiladigan platinaning bir qismi tutib qolinadi, ammo uning ko‘p qismi qaytarilmasdan yo‘qotiladi. Yo‘qotilgan massa taxminan 30% ga yetganda to‘r qayta quyishga yuboriladi. Atmosfera bosimi ostida ishlaydigan qurilmalarda platina-rodiy katalizatorlari 12—14 oy, yuqori bosim ostida esa anchagina kam xizmat qiladi. Platina katalizatorlarining ko‘p miqdorda yo‘qotilishi faol va arzon platinasiz katalizatorlar topishni va ishlatishni talab etadi.

Ammiakning oksidlanishi uchun stexiometrik tenglama bo‘yicha 1 mol ammiakka 1,25 mol kislorod to‘g‘ri keladigan tarkibdagi ammiak-kislorod aralashmasi talab etiladi. Atmosfera bosimida




*2.16-rasm.* Azot(II)-oksid unumining boshlang'ich ammiak-havo aralashmasidagi kislorod va ammiak konsentratsiyalari nisbatiga bog'liqligi.

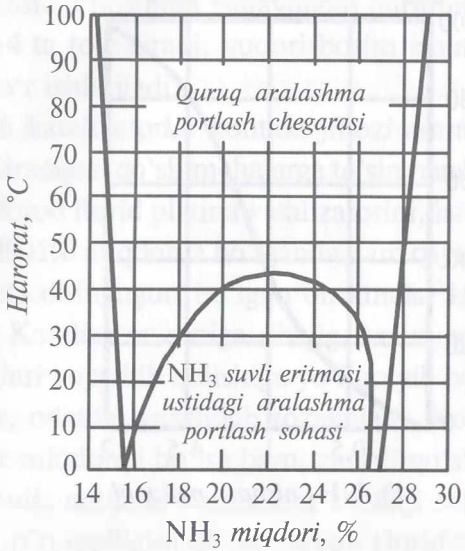
ishlaydigan platina katalizatori uchun azot(II)-oksid unumining boshlang'ich ammiak-havo aralashmasidagi kislorod va ammiak konsentratsiyalari nisbatiga bog'liqligi 2.16-rasmda ko'rsatilgan. Amalda azot(II)-oksid unumi va jarayon tezligini oshirish uchun $O_2$:$NH_3$ nisbat 1,7—2,0 ga teng deb qabul qilinadi:

$$NH_3 + 2O_2 = HNO_3 + H_2O$$

Bu havo-ammiak aralashmasida 9,5—11,5% $NH_3$ bo'lishini bildiradi.

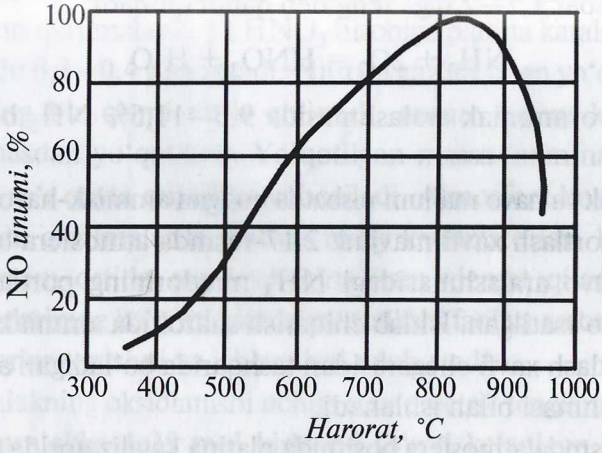
Ammiak va havo ma'lum nisbatda bo'lgan ammiak-havo aralashmasining portlash xavfi mavjud. 2.17-rasmda atmosfera bosimida ammiak-havo aralashmasidagi $NH_3$ miqdorining portlash xavfi chegarasi ko'rsatilgan. Ishlab chiqarish sharoitida ammiak va havo nisbati portlash xavfi chegarasidan tashqarida bo'ladigan ammiak-havo aralashmasi bilan ishlanadi.

2.18-rasmda atmosfera bosimida platina katalizatorida azot(II)-oksid unumining haroratga bog'liqligi ko'rsatilgan. Bosimning

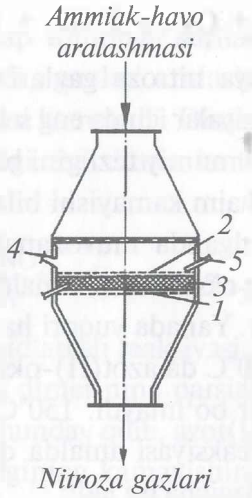



*2.17-rasm.* Quruq va suv bug'i bilan to'yingan ammiak-havo aralashmasining portlash chegaralari.

ortishi ammiakning konversiya darajasiga salbiy ta'sir ko'rsatadi, bu esa bosim ostida ishlaydigan jihozlarda to'rlar sonining oshirilishini talab etadi. Bosim ko'tarilishi bilan konversiyaning optimal harorati oshadi. Atmosfera bosimi ostida ishlaydigan qurilmalarda platina-




*2.18-rasm.* Azot(II)-oksid unumining haroratga bog'liqligi.




*2.19-rasm.* Kontakt jihozi sxemasi: *1*—panjara; *2*—katalizator to'ri; *3*—to'ldirgich; *4*—ko'rish oynasi; *5*—yoqish tirqishi.

rodiy katalizatori ishlatilganda gazning haroratini 700—800°C chegarasida, yuqori bosimda esa 800—900°C chegarasida ushlab turish kerak. Katalizatorning harorati gazlar aralashmasi haroratidan taxminan 75°C yuqori bo'ladi.

*Reaktor — kontakt jihozi.* 3,5—4,0 atm bosim ostida ishlaydigan reaktor kontakt jihozi sxemasi 2.19-rasmda ko'rsatilgan. Jihozning diametri 1,5—2,5 m. Gaz kontakt jihozining yuqori qismidan kiradi. Katalizator to'ri kontakt jihozining markaziy silindr qismiga joylangan. Jihozning quyi qismi havo bilan sovitiladi. Jihozning korpusida yoqish tirqishi va to'r holatini ko'rish oynasi o'rnatilgan. Atmosfera bosimi ostida ishlaydigan kontakt jihozlarida, odatda, uchta to'r o'rnatilgan bo'ladi; 7—10 atm bosim ostida ishlaydigan jihozda esa 16—18 ta to'r bo'ladi.

**Nitroza gazlarini suyultirilgan nitrat kislotaga qayta ishlash.** NO ni oksidlash va azot(IV)-oksidni suvga absorbsiyalash amalda bir vaqtda va bitta jihozning o'zida amalga oshiriladi. Lekin bu jarayonlardagi qonuniyatlar alohida-alohida ko'rib chiqiladi.

*Azot(II)-oksidni oksidlash.* Azot(II)-oksidni azot(IV)-oksidga oksidlash jarayoni ekzotermik reaksiya bo'yicha amalga oshiriladi:

$$2NO + O_2 \rightleftarrows 2NO_2 + 112{,}3\ kJ$$

Yuqoridagi reaksiya nitroza gazlarini qayta ishlashda sodir bo'ladigan barcha reaksiyalar ichida eng sekin ketadi, shuning uchun u barcha jarayonning umumiy tezligini belgilab beradi.

NO ni oksidlash hajm kamayishi bilan sodir bo'ladi. Shunga muvofiq, bosim oshirlganda muvozanat o'ngga siljiydi. 150°C haroratgacha NO ning oksidlanishi amalda to'la $NO_2$ hosil bo'lish tomonga sodir bo'ladi. Yanada yuqori haroratda muvozanat chap tomonga siljiydi va 800°C da azot(II)-oksidning azot(IV)-oksidga aylanishi amalda sodir bo'lmaydi. 150°C haroratgacha NO ning $NO_2$ ga oksidlanish reaksiyasi amalda qaytmasdir, bu sharoitda tezlik tenglamasi quyidagicha bo'ladi:

$$\frac{dG_{NO_2}}{d\tau} = k_1 p_{NO}^2 p_{O_2},$$

bu yerda: $k_1$ — reaksiyaning tezlik konstantasi; $p_{NO}$ — azot(II)-oksidning parsial bosimi; $p_{O_2}$ — kislorodning parsial bosimi.

Ko'pchilik reaksiyalarda haroratning oshirilishi ular tezligini oshiradi. NO ning $NO_2$ ga oksidlanish reaksiyasi bu umumiy qonuniyatga bo'ysunmaydi, harorat oshirilganda uning tezligi va reaksiyaning tezlik konstantasi ($k_1$) qiymati kamayadi. Masalan, reaksiyaning tezlik konstantasi 0°C haroratda $6{,}93 \cdot 10^{-3}$ ga, 60°C da $2{,}92 \cdot 10^{-3}$ ga, 340°C da esa $4{,}34 \cdot 10^{-4}$ ga tengdir.

NO ning $NO_2$ ga oksidlanish reaksiyasiga haroratning anomal ta'sirini tushuntirish uchun bir necha gipotezalar taklif etilgan. Ulardan birida NO ning $NO_2$ ga oksidlanishi oraliq mahsulot — azot(II)-oksid dimeri hosil bo'lishi orqali izohlanadi:

$$2NO \rightleftarrows (NO)_2 + Q$$

dimer keyinchalik azot(IV)-oksidga oksidlanadi:

$$(NO)_2 + O_2 \rightleftarrows 2NO_2 + Q$$

Azot(II)-oksid dimeri hosil bo'lishi issiqlik ajralishi bilan boradigan qaytar jarayondir. Demak, harorat oshirilganda bu

reaksiya muvozanati chap tomonga suriladi. Bunda muvozanat konstantasi kattalashadi, gazlar aralashmasidagi dimerning muvozanat konsentratsiyasi kamayadi. Dimerning azot(IV)-oksidga keyingi oksidlanish tezligi esa dimer konsentratsiyasiga bog'liq bo'ladi:

$$\frac{dG_{NO_2}}{d\tau} = k_1 p_{(NO)_2} p_{O_2},$$

bu yerda: $k_1$ – $(NO)_2$ oksidlanish reaksiyasining tezlik konstantasi; $p_{(NO)_2}$ – azot(II)-oksid dimerining parsial bosimi; $p_{O_2}$ – kislorodning parsial bosimi. Shunday qilib, azot(II)-oksidning azot(IV)-oksidga oksidlanish tezligining kamayishini harorat oshirilganda dimer konsentratsiyasining keskin kamayishi bilan izohlanadi.

Atmosfera bosimi ostida ishlaydigan qurilmalarda azot(II)-oksid taxminan 92% gacha oksidlanadi, chunki to'la oksidlash uchun ko'p vaqt va katta hajmdagi jihozlar kerak bo'ladi.

Bosimning oshirilishi gazning ikkinchi va, ayniqsa, uchinchi tartibli reaksiyalarini anchagina darajada tezlashtiradi. Bosim 10 marta oshirilganda reaksiya tezligi NO parsial bosimi hisobiga 100 marta va yana $O_2$ parsial bosimi hisobiga 10 marta oshadi. Shunday qilib, 10 atm bosim qo'llash orqali atmosfera bosimiga nisbatan oksidlanish vaqti va jihoz hajmini 1000 marta kamaytirish mumkin. Shuning uchun bosim 10 atm gacha oshirilgan qurilmalarda azot(II)-oksidni amalda to'la azot(IV)-oksidgacha oksidlanadi va uning 98–99% miqdori to'g'ridan to'g'ri nitrat kislotaga qayta ishlanadi.

Ko'pgina moddalar, masalan, yog'och ko'miri, silikagel va boshqalar NO ning $NO_2$ ga oksidlanish jarayonini tezlashtiradi, ya'ni mazkur reaksiya uchun katalizatorlar hisoblanadi, ammo suv bug'ining zaharlovchilik ta'sirida bu katalizatorlardan amalda foydalanish qiyinchiliklar tug'diradi.

Azot(IV)-oksidi dimer $(NO_2)_2$ hosil qilib assotsillanishi mumkin:

$$2NO_2 \rightleftarrows N_2O_4 + 57 \text{ kJ}$$

Bu reaksiya tezligi juda katta va muvozanat sharoiti orqali $NO_2$:$N_2O_4$ nisbatni amalda belgilanadi. 0°C haroratda $NO_2$ ning assotsillanish darajasi 71% ni tashkil etadi. Bosim oshirilganda muvozanat dimer hosil bo'lishi tomonga siljiydi.

Azot(IV)-oksid nitrit angidrid hosil qilish orqali azot(II)-oksid bilan ta'sirlashishi mumkin:

$$NO + NO_2 \rightleftarrows N_2O_3 + 40{,}2\ kJ$$

Bu reaksiya muvozanati amalda bir zumda o'rnatiladi. Bosim oshirilishi va haroratning pasaytirilishi muvozanatni o'ngga siljitadi. Amaliy sharoitda ammiak oksidlanishidan olinadigan nitroza gazlari tarkibida $N_2O_3$ miqdori ko'p bo'lmaydi.

Oksidlanish reaksiyasi va oksidlarning assotsillanishi natijasida nitroza gazlari aralashmasi hosil bo'ladi, uning tarkibida havo bilan kiradigan azot va kisloroddan tashqari $NO_2$, $N_2O_4$, $N_2O_3$, NO, $N_2O$ va $H_2O$ bo'ladi. Turli xil azot oksidlarining nisbati sharoitga bog'liq holda tez o'zgarib turadi, lekin atmosfera bosimidagi suvli absorbsiya jarayonida asosiy komponent $NO_2$ hisoblanadi.

*Azot(IV)-oksidni suv bilan absorbsiyalash.* Azot(IV)-oksidni suv bilan absorbsiyalash nitrat kislota ishlab chiqarishning oxirgi bosqichi hisoblanadi. Azot(IV)-oksid va uning dimeri suv bilan quyidagi reaksiya bo'yicha ta'sirlashadi:

$$2NO_2 + H_2O \rightarrow HNO_3 + HNO_2 + 116\ kJ$$

$$N_2O_4 + H_2O \rightarrow HNO_3 + HNO_2 + 59\ kJ$$

Hosil bo'lgan nitrit kislota beqaror bo'lib, tez parchalanadi:

$$3HNO_2 \rightarrow HNO_3 + 2NO + H_2O - 75{,}8\ kJ$$

Jarayonning umumiy tenglamasi:

$$3NO_2 + H_2O \rightarrow 2HNO_3 + NO + 136{,}1\ kJ$$ bo'ladi.

Nitrit angidrid suv bilan ta'sirlashib nitrit kislota hosil qiladi. Azot(II)-oksid va azot(I)-oksid suvda amalda erimaydi.

$NO_2$ absorbsiyasi sodir bo'lish davomida hosil bo'ladigan nitrat kislotasi konsentratsiyasi ortib boradi. Bunda nitrat kislota ustidagi

azot oksidlari bug‘ bosimi ortadi, bu esa jarayon harakatlantiruvchi kuchini kamaytiradi va shunday qilib, azot(IV)-oksidning nitrat kislotaga aylanishi sekinlashadi. Harorat pasaytirilganda azot(IV)-oksidning yutilish tezligi ortadi, bunda azot(II)-oksidning oksidlanish tezligi ham ortadi. Lekin harorat pasaytirilganda $NO_2$ ning kislotada eruvchanligi ortsa-da, u suv bilan ta’sirlashmaydi. Shuning uchun nitroza gazlarini nitrat kislotaga qayta ishlash, odatda, 20—30°C haroratda o‘tkaziladi.

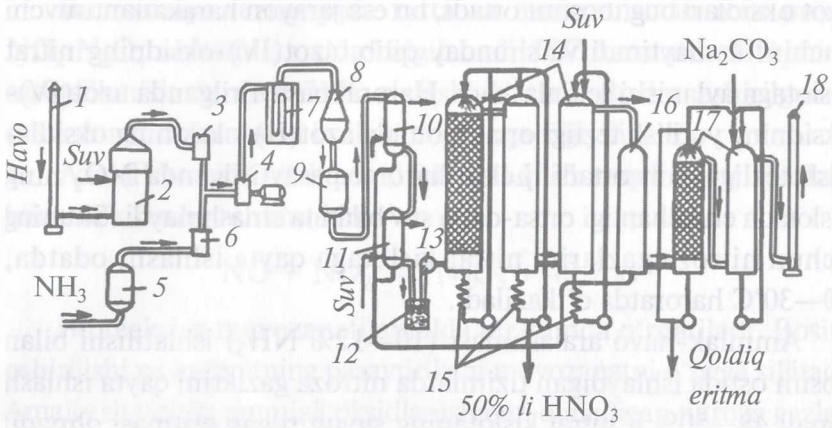
Ammiak-havo aralashmasi (10—12% $NH_3$) ishlatilishi bilan bosim ostida ishlaydigan tizimlarda nitroza gazlarini qayta ishlash orqali 48—50% li nitrat kislotaning suyultirilgan eritmasi olinadi. Bosimning 10 atm ga oshirilishi tarkibida 60—62% $HNO_3$ bo‘lgan nitrat kislota olish imkoniyatini yaratadi.

Nitrat kislota ishlab chiqarishda kislorod bilan boyitilgan havo ishlatish ko‘p miqdorda azot(II)-oksid tutgan nitroza gazlari olishni ta’minlaydi va NO ning $NO_2$ ga oksidlanish reaksiyasi tezligini oshiradi.

*Suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish sxemasi.* Suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish qurilmalari bosim ishlatilishiga bog‘liq holda klassifikatsiyalanadi: 1) atmosfera bosimi ostida ishlaydigan qurilmalar; 2) yuqori bosim ostida ishlaydigan qurilmalar; 3) kombinatsiyalashgan qurilmalar, bunda ammiakni oksidlash atmosfera bosimida, NO ni oksidlash va $NO_2$ ning suv bilan absorbsiyasi esa yuqori bosimda amalga oshiriladi.

Atmosfera bosimi ostida ishlaydigan suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish sxemasi 2.20-rasmda ko‘rsatilgan.

Qurilmaga havo korxona maydoni tashqarisidan keladigan tashqi quvur (1) orqali kiradi. Havoni mexanik va kimyoviy qo‘shimchalardan tozalash uchun elakli ko‘pikli yuvgich (2) va karton filtr (3) o‘rnatiladi. Ammiak mexanik qo‘shimchalar va moydan koksli filtr (5) va karton filtr (6) da tozalanadi. Havo, ammiak va qo‘shimcha kislorodni uzatish ammiak-havo ventilatori (4) yordamida shunday hisobda amalga oshiriladiki, bunda gaz aralashmasi tarkibida 10—12% $NH_3$ bo‘lishi kerak. So‘ngra gazlar




*2.20-rasm.* Atmosfera bosimi ostida ishlaydigan suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish qurilmasining sxemasi:
*1*—tashqi quvur; *2*—yuvgich; *3,6*—karton filtr; *4*—ventilator; *5*—koksli filtr; *7*—porolit filtr; *8*—kontakt jihozi; *9*—yuttirish qozoni; *10,11,15*—sovitgich; *12*—gidrozatvor; *13*—gaz purkagich; *14*—absorbsiya minoralari; *16*—oksidlash uchun minora; *17*—minora; *18*—gaz chiqarish quvuri.

aralashmasi porolit filtr (7) orqali o'tadi, unda g'ovak sopol bilan filtrlab tozalanadi hamda kontakt jihozi (8) ning (2.19-rasm) yuqori qismiga beriladi. Kontakt jihozidan chiqishda nitroza gazlarining harorati odatda 800°C atrofida ushlab turiladi. Yuttirish qozoni (9) da gazlar issiqligidan suv bug'i ishlab chiqarishda foydalaniladi va gazlar harorati 250°C gacha pasaytiriladi. So'ngra gazlar suv bilan sovitgich (10) va (11) da 30°C haroratgacha sovitiladi. Bunda suv bug'i kondensatsiyasi va azot(II)-oksidning oksidlanishi qisman sodir bo'ladi. Tezkor sovitgich (10) da NO ning oksidlanish darajasi oz bo'ladi, shuning uchun unda 3% li nitrat kislota hosil bo'ladi. Sovitgich (11) da esa 25% $HNO_3$ konsentratsiyali kislota olinadi.

Nitroza gazlari gidrozatvor (12) dan o'tgach, gaz purkagich (13) bilan absorbsiya minorasiga uzatiladi, u yerda birin-ketin ulangan kislotali absorbsiya minoralari (14) dan o'tadi. Minoralar

kislotabardosh halqalardan iborat to'ldirgichlar bilan to'ldirilgan. Minoralarga sovitgichlar (15) va nasoslar o'rnatilgan bo'ladi. Agar nitroza gazlarini qayta ishlash atmosfera bosimida amalga oshirilsa, odatda, kislotali absorbsiya olti-sakkiz minorada o'tkaziladi. $NO_2$ ni yuttirish uchun suv oxirgi minora (14) ga gaz yo'nalishi bo'yicha beriladi. Hosil bo'ladigan kislota gaz oqimiga qarama-qarshi oqimda barcha minoralardan o'tadi va oxiri birinchi minoraga kelib tushadi. Mahsulot — taxminan 50% li nitrat kislota eritmasi ikkinchi minoradan gaz oqimi yo'nalishida ajratib olinadi. Kislotali minoralarda absorbsiyaga keladigan azot oksidlarining taxminan 90% miqdori qayta ishlanadi. Kislotali absorbsiya minoralaridan tashqarida qoldiq NO ni $NO_2$ ga oksidlash uchun minora (16) o'rnatilgan, nitroza gazlari undan o'tib minora (17) da soda eritmasi bilan ishqorli absorbsiyaga keladi va chiqindi gaz chiqarish quvuri (18) orqali atmosferaga chiqarib yuboriladi.

Ishqoriy absorbsiya minorasida bir vaqtning o'zida azot(IV)-oksid va $NO + NO_2$ ($N_2O_3$) aralashmasi yutiladi, bunda gaz fazasiga NO ajralishi yo'qotiladi, bu xuddi suvli absorbsiya kabi sodir bo'ladi:

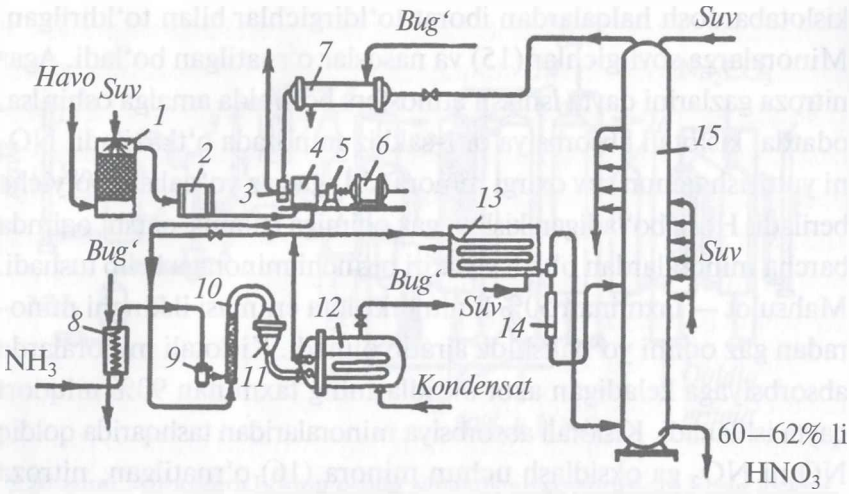
$$NO + NO_2 + Na_2CO_3 \rightarrow 2NaNO_2 + CO_2$$

$$2NO_2 + Na_2CO_3 \rightarrow NaNO_2 + NaNO_3 + CO_2$$

Tarkibida natriy nitrit va nitrat tutgan eritma gaz harakat yo'nalishi bo'yicha birinchi ishqoriy absorbsiya minorasidan chiqariladi, undan qishloq xo'jaligida mineral o'g'it sifatida ishlatiladigan natriy nitrat olinadi. Chiqindi gaz tarkibida 0,05—0,15% atrofida azot oksidlari bo'ladi.

Yuqori bosim ostida (7—10 atm) suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish sxemasi 2.21-rasmda ko'rsatilgan.

Suv yoki soda eritmasi bilan skrubber (1) da yuvilgan va asbest yoki kartonli quruq filtr (2) da filtrlab tozalangan atmosfera havosi belgilangan bosimgacha siqish uchun quvurli kompressor (4) ga yuboriladi, bunda u taxminan 110—120°C gacha qiziydi va aralashtirgich (10) ga boradi. Bu yerda u bug'latgich (8) dan keladigan hamda moy va katalizator changidan tozalash uchun




*2.21-rasm.* 7—10 atm bosim ostida suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish uchun qurilma sxemasi: *1*—skrubber; *2*—quruq filtr; *3*—kengayish turbinalari; *4*—quvurli kompressor; *5*—reduktor; *6*—kompressor dvigateli; *7*—qizdirgich; *8*—bug'latgich; *9, 14*—filtr; *10*—aralashtirgich; *11*—kontakt jihozi; *12*—yuttirish qozoni; *13*— kondensator-sovitgich; *15*—absorbsiya minorasi.

filtr (9) orqali o'tgan ammiak bilan aralashadi. Aralashtirgich (10) da olingan tarkibida 10—12% $NH_3$ tutgan ammiak-havo aralashmasi kontakt jihozi (11) ga yuboriladi. Kontakt jihozida ammiakning azot(II)-oksidga oksidlanishi 900°C haroratda sodir bo'ladi. Qaynoq nitroza gazlari kontakt jihozidan yuttirish qozoni (12) ga yuboriladi, u yerda 400°C haroratgacha sovitiladi. So'ngra gaz 40—50°C gacha keyingi sovitish uchun kondensator-sovitgich (13) ga beriladi. Kondensator yo'li bo'yicha nitroza gaziga havo qo'shib boriladi. Bu NO ning $NO_2$ ga keyingi oksidlanishini yaxshilaydi. Nitroza gazlarining kondensatorda oksidlanishi tez sodir bo'ladi, bunda $NO_2$ kondensatsiyalanadigan suv bug'i bilan 53—56% li nitrat kislota hosil qiladi. Nitrat kislotaning bu miqdori kislota qurilmasida olinadigan barcha kislotaning 50% gachasini tashkil etadi. Kontakt jihozidan nitroza gazlari bilan chiqadigan platina zarrachalarini ajratish uchun kondensatorda hosil bo'ladigan nitrat kislota filtr

(14) orqali o'tadi va tarelkali absorbsiya minorasi (15) ga kelib tushadi. Nitroza gazlari kondensator (13) dan absorbsiya minorasi (15) ning quyi qismiga yuboriladi va unda pastdan yuqoriga qarab o'tadi. Absorbsiya minorasining yuqorisidan kondensat beriladi, hosil bo'ladigan 60—62% $HNO_3$ konsentratsiyali nitrat kislota esa minoraning pastki qismidan chiqariladi. Nitrat kislota hosil bo'lishida kolonnada ajraladigan issiqlikni chiqarib olish uchun minora tarelkalariga sovuq suv aylanadigan aylana quvurli sovitgichlar joylashtirilgan bo'ladi.

Absorbsiya minoralaridan chiqadigan gazlar (chiqindi gazlar) tarkibida 0,15% gacha azot oksidlari (NO va $NO_2$) bo'ladi. Bu gazlar qizdirgich (7) ga, u yerda yuttirish qozonidan olinadigan bug' bilan qizdiriladi, so'ngra ular bosimidan foydalanish uchun kengayish turbinalari (3) ga yuboriladi. Bu esa havoni siqish uchun sarflanadigan 40% gacha energiyani tejash imkonini beradi. Minora (15) dan chiqadigan gazlarni qizdirish uchun yuttirish qozonidan keyingi nitroza gazlarini bug' bilan birgalikda ishlatish mumkin.

Tizimning asosiy jihozlari (kondensator, absorbsiya minoralari va boshqalar) xrom-nikelli po'latdan tayyorlanadi. Absorbsiya minorasi konstruksiyasi qalpoqli yoki teshikli (elakli) barbotaj tarelkali qilib tayyorlanadi.

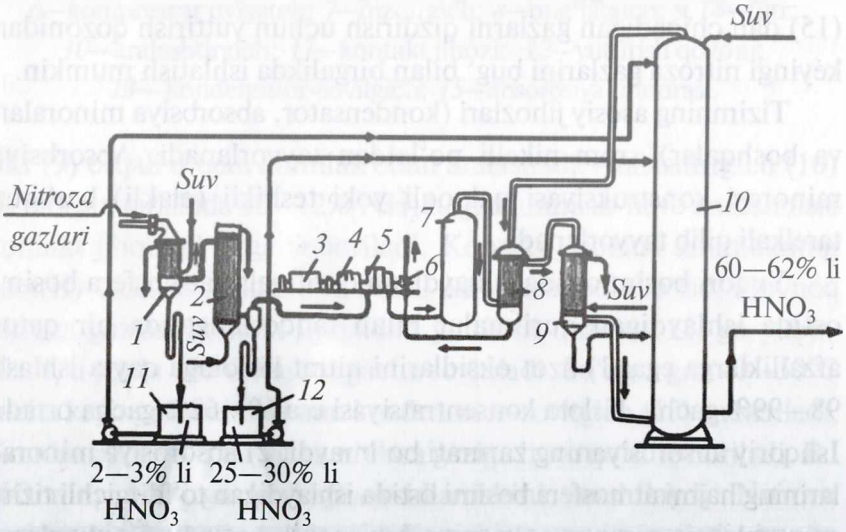
Yuqori bosim ostida ishlaydigan qurilmalar atmosfera bosimi ostida ishlaydigan qurilmalar bilan taqqoslanganda bir qator afzalliklarga ega: 1) azot oksidlarini nitrat kislotaga qayta ishlash 98—99% gacha, kislota konsentratsiyasi esa 60—62% gacha ortadi. Ishqoriy absorbsiyaning zarurati bo'lmaydi; 2) absorbsiya minoralarining hajmi atmosfera bosimi ostida ishlaydigan to'ldirgichli tizim minoralariga nisbatan o'n martalab kichik bo'ladi; 3) jihozlarni maxsus po'latdan tayyorlash sarfi va qurilmani barpo etish kapital xarajatlari kamayadi.

Qimmatbaho platina katalizatori yo'qotilishining ko'payishi va bosimning oshirilishi hisobiga energiya sarfining ortishi bu usulning asosiy kamchiligi hisoblanadi.

Nitrat kislota ishlab chiqarishning kombinatsiyalashgan usulida ammiakni oksidlash atmosfera bosimi ostida, azot(II)-oksidni oksidlash va azot oksidlarini suvga yuttirish jarayonlari esa bosim ostida ishlaydigan qurilmalarda amalga oshiriladi (2.22-rasm).

Nitroza gazlari birin-ketin ikkita sovitgichda sovitiladi va quvurli kompressor bilan 3,5 atm bosimgacha siqiladi, bunda ular 120—130°C haroratgacha qiziydi. NO oksidlanish reaksiyasi issiqligi hisobiga oksidlagichda gazlar harorati 200—220°C gacha ortadi. Nitroza gazlari oksidlagichdan so'ng dastlab issiqlik almashtirgichda chiqindi gazlari bilan, so'ngra sovitgich-kondensatorda suv bilan sovitiladi.

3,5 atm bosim ostida nitroza gazlarini nitrat kislotaga qayta ishlash tarelkali absorbsiya minoralarida o'tkaziladi. Chiqindi gazlari energiya rekuperatsiyasi uchun quvurli kompressor elektromotori bilan bir valga biriktirilgan kengaytirish quvuriga yuboriladi.




*2.22-rasm.* Kombinatsiyalashgan usulda suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish uchun qurilma sxemasi: *1,2*—sovitgichlar; *3*—quvurli kompressor dvigateli; *4*—reduktor; *5*—nitroza gazlari quvurli kompressori; *6*—chiqindi gazlarini kengaytirish uchun quvur; *7*—oksidlash minorasi; *8*—issiqlik almashtirgich; *9*—sovitgich-kondensator; *10*—absorbsiya minorasi; *11,12*—nitrat kislota yig'gichi.

Turli xil usullarda nitrat kislota ishlab chiqarish bo'yicha solishtirma ma'lumotlar 2.1-jadvalda keltirilgan.

*2.1-jadval*

**Nitrat kislota ishlab chiqarishning turli xil usullarini taqqoslash**

| Ko'rsatkichlar | Qurilma uchun 1 t $HNO_3$ hisobiga sarf koeffitsiyentlari | | |
|---|---|---|---|
| | atmosfera bosimida | yuqori bosimda | kombina-tsiyalashgan |
| Ammiak, t | 0,29—0,30 | 0,29—0,295 | 0,29 |
| Elektr energiyasi, kVt·soat | 70—90 | 340—500 | 230 |
| Bug' (12 atm), kkal | $13 \cdot 10^6$ | $13 \cdot 10^6$ | — |
| Platina, g | 0,048—0,05 | 0,15—0,2 | 0,049 |

Shunday qilib, yuqori bosim ostida ishlaydigan nitrat kislota ishlab chiqarish tizimi kam kapital xarajatlar hisobiga yuqori ekspluatatsiya (elektr energiyasi, platina) sarfiga ega bo'ladi. Kombinatsiyalashgan sxemada yuqori bosim (kam kapital xarajatlar) va atmosfera bosimidagi (platina va elektr energiyasi sarfini kamaytirish) yutuqlar uyg'unlashtiriladi.

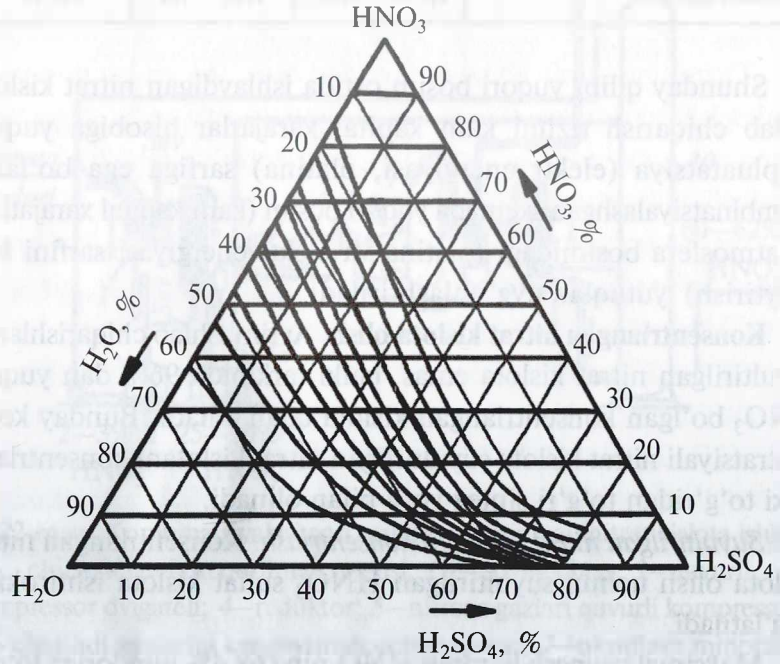
**Konsentrlangan nitrat kislota olish.** Ayrim ishlab chiqarishlarda suyultirilgan nitrat kislota emas, balki tarkibida 96% dan yuqori $HNO_3$ bo'lgan konsentrlangan kislota talab etiladi. Bunday konsentratsiyali nitrat kislota suyultirilgan nitrat kislotani konsentrlash yoki to'g'ridan to'g'ri sintez yo'li bilan olinadi.

*Suyultirilgan nitrat kislotani konsentrlash.* Konsentrlangan nitrat kislota olish uchun suyultirilgan $HNO_3$ sulfat kislota ishtirokida bug'latiladi.

Maksimal qaynash harorati $HNO_3$ning 68,4% miqdoriga to'g'ri keladi (2.14-rasmga qarang). Bu nuqtada bug'ning tarkibi suyuq

faza tarkibi bilan bir xil bo‘ladi (azeotrop aralashma) va shundan keyingi haydash orqali nitrat kislota konsentratsiyasini oshirish mumkin emas. Konsentrlangan (68% dan yuqori) nitrat kislota olish uchun suyultirilgan nitrat kislotani haydash, odatda, suv tortuvchi muhit — konsentrlangan sulfat kislota ishtirokida o‘tkaziladi. Konsentrlangan sulfat kislota suyultirilgan nitrat kislota tarkibidagi suvni bog‘lab, 100% li $HNO_3$ qaynash haroratidan yuqori haroratda qaynaydigan sulfat kislota gidratlarini hosil qiladi. Bunday aralashmani bug‘latishda bug‘da deyarli nitrat kislota bo‘lmaydigan sharoitni tanlash mumkin.

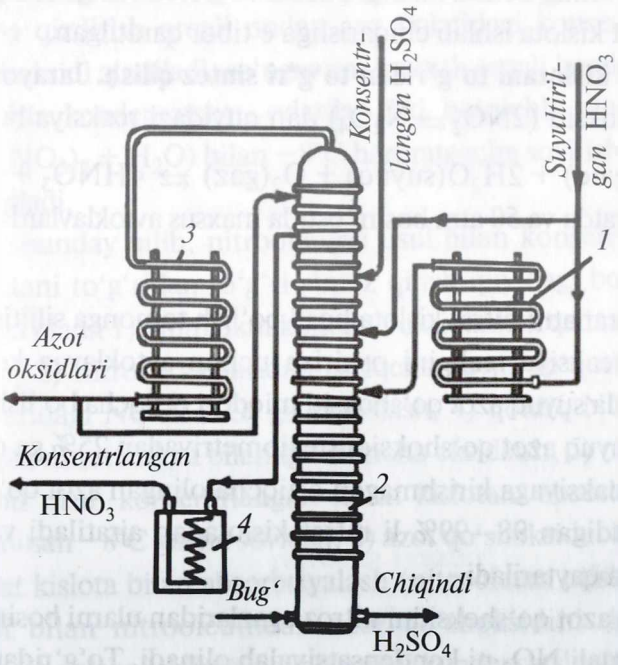
2.23-rasmda $H_2O$—$HNO_3$—$H_2SO_4$ uchlamchi aralashma diagrammasi keltirilgan bo‘lib, unda doimiy tarkibdagi bug‘ni ifodalaydigan egri chiziqlar keltirilgan. Suyuqlikda nitrat kislota konsentratsiyasi saqlangan holda uchlamchi aralashmada sulfat kislota miqdori ortishi bilan bug‘dagi $HNO_3$ konsentratsiyasi ortadi, suv esa kamayadi.




*2.23-rasm.* Uchlamchi aralashma bug‘lari tarkibi.

Suyultirilgan nitrat kislotani konsentrlangan sulfat kislota (92—94% li $H_2SO_4$) bilan haydash tarelkali barbotaj minoralarida yoki halqali to'ldirgichli minoralarda amalga oshiriladi. Minoralarni tayyorlash uchun materiallar sifatida tarkibida 14—18% Si bo'lgan hamda yuqori haroratda sulfat va nitrat kislotalar aralashmasi ta'siriga chidamli kislotabardosh cho'yan (ferrosilitsid) xizmat qiladi.

Suyultirilgan nitrat kislotani konsentrlash uchun qurilmaning prinsipial sxemasi 2.24-rasmda ko'rsatilgan. Sulfat kislota minora (2) yuqori tarelkalaridan biriga tushadi. Minoraning sal quyirog'iga tarkibida 50% $HNO_3$ bo'lgan suyultirilgan nitrat kislota beriladi. Uning bir qismi bug'latgich (1) orqali o'tadi. Aralashmani qizdirish minora ostki qismidan kiritiladigan qaynoq (180—200°C) bug' bilan amalga oshiriladi. $HNO_3$ parchalanishi natijasida hosil bo'ladigan oz miqdorda suv bug'i va azot oksidlari tutgan konsentrlangan




*2.24-rasm.* Suyultirilgan nitrat kislotani konsentrlash uchun qurilma sxemasi: *1*—bug'latgich; *2*—minora; *3*—kondensator; *4*—sovitgich.

nitrat kislota bug'lari minora (2) dan kondensator (3) ga yuboriladi, u yerda kislota kondensatsiyalanadi, nitroza gazlari (azot oksidlari) esa keyingi tutib qolishga boradi. Azot oksidlarining bir qismi nitrat kislotada eriydi, shuning uchun u kondensator (3) dan minoraning yuqori tarelkasiga qaytariladi, u yerda qizdirilgan bug' bilan nitrat kislota haydaladi. Konsentrlangan nitrat kislota sovitgich (4) orqali chiqarib olinadi.

Ishlatilgan chiqindi (70% li) sulfat kislota minoraning quyi qismidan oqib tushadi, uni sovitilmagan holda to'g'ridan to'g'ri bug'latishga beriladi. Konsentrlangan sulfat kislota sarfi 1 t konsentrlangan nitrat kislota uchun 3—4 t ni tashkil etadi. Ishlatilgan sulfat kislotani jarayonga qaytarish uchun uni konsentrlash kerak bo'ladi. Bu ko'p miqdorda yoqilg'i sarflash, sulfat kislotaning bir qismini yo'qotish va jihozlarning kuchli korroziyalanishi bilan bog'liq. Shuning uchun hozirgi paytda to'g'ridan to'g'ri sintez usuli bilan nitrat kislota ishlab chiqarishga e'tibor qaratilgan.

**Nitrat kislotani to'g'ridan to'g'ri sintez qilish.** Jarayon suyuq azot qo'shoksid ($2NO_2 \rightleftarrows N_2O_4$) dan quyidagi reaksiya bo'yicha:

$$2N_2O_4(suyuq) + 2H_2O(suyuq) + O_2(gaz) \rightleftarrows 4HNO_3 + 59{,}5\ kJ$$

75°C haroratda va 50 atm bosim ostida maxsus avtoklavlarda amalga oshiriladi.

Muvozanatni nitrat kislota hosil bo'lish tomonga siljitish, shuningdek, reaksiya tezligini oshirish uchun avtoklavga keladigan aralashmada suyuq azot qo'shoksid miqdori ortiqcha bo'lishi kerak. Odatda, suyuq azot qo'shoksidi stexiometriyadan 25% ga ortiqcha bo'ladi. Reaksiyaga kirishmagan ortiqcha olingan azot qo'shoksid hosil bo'ladigan 98—99% li nitrat kislotadan ajratiladi va ishlab chiqarishga qaytariladi.

Suyuq azot qo'shoksidni nitroza gazlaridan ularni bosim ostida sovitish orqali $NO_2$ ni kondensatsiyalab olinadi. To'g'ridan to'g'ri kondensatsiyalab suyuq azot qo'shoksid olish uchun nitroza gazlaridagi NO ni $NO_2$ ga to'la oksidlanishi va azot oksidlarining

boshlang'ich parsial bosimi yetarlicha yuqori bo'lishi kerak. Ishlab chiqarish sharoitida jihozlarga qattiq $N_2O_4$ kristallari cho'kib qolmasligi uchun gazlar −8°C dan past bo'lmagan haroratgacha sovitiladi.

Ikkinchi usul quyi haroratda konsentrlangan nitrat kislota bilan nitroza gazlaridan $NO_2$ ni absorbsiyalanishiga asoslangan. Absorbsiya jarayonida nitroza gazlaridagi azot(II)-oksidning bir qismi kislorod bilan, qolgan qismi esa konsentrlangan nitrat kislota bilan oksidlanadi:

$$2NO + O_2 = 2NO_2$$

$$NO + 2HNO_3 = 3NO_2 + H_2O$$

Nitroza gazlaridagi azot qo'shoksid ishlab chiqarish qurilmalarida 98% li nitrat kislota bilan absorbsiyalanadi va tarkibida 30% gacha $NO_2$ bo'lgan nitrooleum — $HNO_3 \cdot nNO_2$ olinadi. Bu eritmani 80°C gacha qizdirish orqali undan gaz holatidagi konsentrlangan azot qo'shoksidi ajratiladi, so'ngra uni sovitish orqali kondesatsiyalanadi. Amalda kondensatsiya, odatda, ikki bosqichli: suv va namakob ($Ca(NO_3)_2 + H_2O$) bilan −8°C haroratgacha sovitish orqali amalga oshiriladi.

Shunday qilib, nitrooleumli usul bilan konsentrlangan nitrat kislotani to'g'ridan to'g'ri sintez qilish quyidagi bosqichlarni o'z ichiga oladi: 1) ammiakni kontaktli oksidlash orqali nitroza gazlarini olish; 2) nitroza gazlaridan ortiqcha suvni yo'qotish; 3) nitroza gazlaridagi NO ni $NO_2$ ga oksidlash; 4) qoldiq NO ni konsentrlangan nitrat kislota bilan qo'shimcha oksidlash; 5) nitroza gazlarini va bir qism konsentrlangan nitrat kislotani absorbsiyadan oldin taxminan −8°C gacha sovitish; 6) azot qo'shoksidni konsentrlangan nitrat kislota bilan absorbsiyalash (nitrooleum olish); 7) qizdirish yo'li bilan nitrooleumdan azot qo'shoksidini desorbsiyalash; 8) azot qo'shoksidini sovitish orqali kondensatsiyalash (suyuq azot qo'shoksid — $N_2O_4$ olish); 9) 50 atm bosim va 75°C haroratda avtoklavda suyuq azot qo'shoksidining suv va kislorod bilan

ta'sirlashishini amalga oshirish; 10) erigan azot qo'shoksidini haydash uchun konsentrlangan nitrat kislotani qizdirish. Bu jarayon tayyor konsentrlangan nitrat kislotani «oqartirish» deb ataladi.

**Nitrat kislotani saqlash va tashish.** Kuchsiz nitrat kislota (45—60% li $HNO_3$) po'latdan yasalgan rezervuarlarda omborda saqlanadi.

Ko'p bo'lmagan miqdordagi suyultirilgan nitrat kislota shisha idishlarda tashiladi, ular korzinkaga yoki yog'och panjaraga joylanib, osti va atrofi yong'inga chidamli moddalar shimdirilgan qirindi bilan o'raladi. Ko'p miqdordagi suyultirilgan nitrat kislota zanglamaydigan po'latdan tayyorlangan temiryo'l sisternalarida tashiladi.

Konsentrlangan nitrat kislota aluminiydan yasalgan rezervuarlarda saqlanadi va temiryo'l sisternalarida tashiladi.

Nitrat kislotaning 7,5% $H_2SO_4$ bilan aralashmasi melanj deb ataladi, u uglerodli po'latdan tayyorlangan sisternalarda tashiladi. Konsentrlangan nitrat kislotani yog'och panjaraga solingan shisha idishlarda tashish taqiqlanadi.

Azot oksidlari va nitrat kislota zaharlash xossasini namoyon etadi. Binolardagi azot oksidlarining chegaraviy me'yor konsentratsiyasi $N_2O_5$ hisobida 0,005 mg/l ni tashkil etadi.

Nitrat kislota teriga tekkanda qattiq kuydiradi va yara hosil qiladi. Konsentrlangan nitrat kislota paxtali materiallar va yog'ochni yondirishi mumkin.

Nitrat kislota bilan ishlaydiganlar movut jundan tayyorlangan maxsus kiyim kiyishi, sariq rang qutili V markali protivogazi, rezina qo'lqopi va himoya ko'zoynagi bo'lishi kerak.

## Nazorat savollari

1. Azotning xalq xo'jaligidagi ahamiyati.
2. Ammiakning fizik-kimyoviy xossalarini ayting.
3. Ammiak ishlab chiqarishda qanday qo'llaniladi?
4. Metan konversiyasining fizik-kimyoviy asoslari.

5. Shaxta turidagi metan konvertori va metanning yuqori haroratli konversiyasi uchun qurilmaning tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.

6. Is gazi konversiyasi jarayoni qanday kechadi?

7. Azot-vodorod aralashmasini karbonat angidrid, is gazi va oltingugurtdan tozalash jarayonini tushuntiring.

8. Sintetik ammiak ishlab chiqarishning fizik-kimyoviy asoslari.

9. Ammiak sintezi reaktorining tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.

10. Havoni siqish qurilmasi qanday tuzilgan?

11. Ikki qaytali rektifikatsiyalash orqali havoni ajratish jihozining tuzilishi va ishlash prinsipi.

12. Nitrat kislotaning fizik-kimyoviy xossalarini ayting.

13. Nitrat kislota ishlab chiqarishning fizik-kimyoviy asoslari.

14. Ammiakni kontaktli oksidlashning fizik-kimyoviy asoslari.

15. Suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish jarayoni qanday kechadi?

16. 7—10 atm bosim ostida suyultirilgan nitrat kislota ishlab chiqarish uchun qurilma qanday tuzilgan?

17. Konsentrlangan nitrat kislota olishning fizik-kimyoviy asoslari.

## *III BOB.* MINERAL O'G'ITLAR ISHLAB CHIQARISH

### 1-§. Mineral o'g'itlarning ahamiyati va umumiy tavsifi

**Tuproqqa mineral o'g'itlar solishning zarurati.** Kimyolashtirish, kompleks mexanizatsiyalash, elektrlashtirish, melioratsiya ishlari va tuproqning unumdorligini oshirish borasidagi boshqa tadbirlar asosida ishlab chiqarishni yanada jadallashtirish qishloq xo'jaligini yuksaltirishdagi asosiy yo'nalish hisoblanadi.

Qishloq xo'jaligini izchil va har tomonlama jadallashda kimyolashtirish alohida ahamiyat kasb etadi. Kimyolashtirish o'g'itlar, o'simliklarni muhofaza qilishning kimyoviy vositalari, gerbitsidlar, defoliantlar va desikantlardan foydalanishdan iborat.

O'simlik o'sish davrida ba'zi elementlarni havodan bargi orqali, ba'zilarini tuproqdan oladi.

O'simliklar tarkibiga 70 dan ortiq kimyoviy elementlar kiradi. Ulardan 16 tasi: *organogenlar* deb ataladigan – uglerod, kislorod, vodorod, azot; *kul hosil qiluvchi elementlar* deb ataladigan — fosfor, kaliy, kalsiy, magniy va oltingugurt; *mikroelementlar* deb ataladigan — bor, molibden, mis, rux, kobalt, marganes va temir o'simliklarning hayot faoliyati davomida muhim ahamiyatga egadir. Bir element o'rnini boshqasi bosa olmaydi, chunki ularning har biri o'simliklarda o'ziga xos funksiyalarni bajaradi. O'simliklar va tuproq tarkibiga boshqa elementlar ham, masalan, kremniy, natriy, xlor va boshqalar kirishi mumkin. Ammo bu yoki boshqa elementlarning bo'lishi o'simliklar hayoti uchun muhim ahamiyat kasb etmaydi. Atmosferadan keluvchi asosiy elementlar — uglerod, kislorod va vodorod yashil elementlar hisoblanadi. Bu elementlarning ulushi o'simlikning quruq massasiga nisbatan 93,5% ni tashkil etadi, shu jumladan uglerodga — 45%, kislorodga — 42% va vodorodga 6,5% to'g'ri keladi.

O‘simlikning me’yorida o‘sishi va rivojlanishi uchun uni yetarli miqdordagi ozuqa moddalari bilan ta’minlanishi kerak. O‘simliklar uchun azot, fosfor, kaliy, kalsiy, magniy, oltingugurt va temir asosiy ozuqa moddalari hisoblanadi. O‘simliklardagi bu elementlar miqdori yuzdan bir ulush foizdan bir necha foizgacha bo‘ladi va *makroelementlar* deyiladi. O‘simliklarga bulardan tashqari, shuningdek, bor, molibden, mis, marganes, rux va boshqa shular kabi bir qator o‘simlik va tuproqda mingdan bir ulush foizda bo‘ladigan moddalar zarurdir.

O‘simliklarning hayotida uglerod, kislorod va vodoroddan keyin azot, fosfor va kaliy ham muhim ahamiyatga ega. Bunday elementlar tutgan o‘simliklarning ozuqa mahsulotlari qishloq xo‘jaligida asosiy *mineral o‘g‘itlar* nomi bilan yuritiladi.

Fosfor, azot va kaliy o‘simlik uchun eng zarur ozuqa moddalardir. O‘simlik bu elementlarni tuproqdan oladi, tuproqda bu moddalar miqdori yildan yilga kamayib, tuproqning unumdorligi pasayib boradi, bu ekinning hosildorligiga salbiy ta’sir etadi. Tuproqning unumdorligini oshirish uchun yerni yetarli darajada o‘g‘itlanishi kerak.

Go‘ng organik o‘g‘itlardan eng foydaligi hisoblanadi. Go‘ng tarkibida uning har tonnasida 5 kg azot, 2,5 kg fosfat angidrid va 6 kg kaliy oksid bo‘ladi. Tuproqni ozuqa moddalari bilan yetarlicha ta’minlash uchun gektariga 20 t dan 40 t gacha go‘ng solinishi lozim. Organik o‘g‘itlar qishloq xo‘jaligining kun sayin o‘sib borayotgan talabini qondira olmaydi, chunki go‘ng va boshqa organik o‘g‘itlar tarkibidagi ozuqa moddalari mineral o‘g‘itlardagiga nisbatan bir necha barobar kamdir. Masalan, 1 t go‘ng tarkibida 5 kg azot bo‘lsa, 1 t ammiakli selitrada 350 kg azot bo‘ladi.

Lekin, mineral o‘g‘itlarni bilgan holda, me’yorida ishlatilishi kerak. Tuproqni o‘g‘itlashtirishning o‘zigina hosildorlikni oshirishning yagona sharti bo‘lib hisoblanmaydi. Buning uchun tuproq sifati yaxshilanishi, ekin belgilangan vaqtda sug‘orilishi, o‘simliklar to‘g‘ri rivojlantirilishi, turli kasallik va zararkunandalarga qarshi kurashish lozimdir.

Mineral o‘g‘itlardan foydalanilishidan yildan yilga paxta va boshqa texnika ekinlarining hosili tobora ortmoqda. Masalan, 1930-yilda

Markaziy Osiyo respublikalarida har gektar yerdan 7—8 sentner paxta olingan bo'lsa, hozirgi paytga kelib, gektaridan o'rta hisobda 29,2 sentner hosil olinmoqda. Tuproqqa solingan har 1 kg fosfor qo'shimcha 6—7 kg paxta, 50—60 kg kartoshka, har 1 kg azot esa, qo'shimcha ravishda 15—20 kg paxta va 150 kg kartoshka olish imkonini bermoqda (3.1-jadval).

*3.1-jadval*

**Mineral o'g'itlarning hosildorlikka ta'siri**

| Ekinlar | 1 t mahsulot olish uchun sarflanadigan o'g'it miqdori (kg) | | | 1 ga dan 1 t qo'shimcha mahsulot olish uchun kerak bo'ladigan o'g'it miqdori (kg) | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | N | $P_2O_5$ | $K_2O$ | N | $P_2O_5$ | $K_2O$ |
| Paxta | 50 | 15 | 50 | 77,0 | 37,0 | 0—50* |
| Donli o'simliklar | 30 | 11,5 | 20 | 46,0 | 28,9 | 33,4 |
| Jo'xori (don uchun) | 25 | 9 | 20 | 38,4 | 22,4 | 33,4 |
| Jo'xori (silos uchun) | 3,4 | 1,2 | 3,2 | 5,3 | 3,0 | 5,3 |
| Qandlavlagi | 5,2 | 1,8 | 7,5 | 8,0 | 4,5 | 12,5 |
| Kartoshka | 5,0 | 1,5 | 7,0 | 7,7 | 3,7 | 11,7 |

*Tuproqdagi zaxirasiga qarab kaliyli o'g'it solinadi.

Mineral o'g'itlar ekinning hosildorligini oshirishi bilan birgalikda mahsulotlar sifatini ham yaxshilaydi: dondagi oqsil va kartoshkadagi kraxmal miqdorlarini ko'paytiradi, paxta tolasining pishiqligini oshiradi.

AQSH da 50% gacha, Fransiyada 50—70% gacha qo'shimcha hosil olish o'g'itlar hissasiga to'g'ri keladi. O'tkazilgan tadqiqotlar natijalariga ko'ra, hosildorlikni oshirishda o'g'itlarning ulushi MDH mamlakatlarining qoratuproqli mintaqalarida 40—50% ga, noqoratuproqli mintaqalarida 60—75% ga, Markaziy Osiyoda, xususan, O'zbekiston Respublikasi hududidagi unumdor tuproqlarda 50—60% ga to'g'ri keladi.

**O‘g‘itlar klassifikatsiyasi.** O‘g‘itlar kelib chiqishiga ko‘ra, noorganik-mineral, organik, organomineral va bakterial turlariga klassifikatsiyalanadi. Ular qattiq, suyuq va suspenziyali holatda bo‘lishi mumkin.

**Mineral o‘g‘itlar (yoki sun’iy o‘g‘itlar).** Ular sanoat-ishlab chiqarish yo‘li: noorganik xomashyolarni kimyoviy yoki mexanik qayta ishlash (masalan, agrokimyoviy rudalar – fosforitlar, kaliyli tuzlar, dolomitlar va hokazolarni maydalash) orqali tayyorlanadigan noorganik mahsulotlardan hosil qilinadi. Xomashyo sifatida xizmat qiladigan havo azotidan yoki tarkibida o‘simliklar uchun ozuqa bo‘ladigan moddalar tutgan ayrim kimyoviy ishlab chiqarish korxonalarining oraliq mahsulotlaridan olingan moddalar ham mineral o‘g‘itlar qatoriga kiradi. Masalan, ammoniy sulfat koks-lash pechi gazlari yoki kaprolaktam ishlab chiqarishning oraliq mahsulotlaridan olinadi. Fosfor tutgan rudalardan metallarni suyuqlantirib olinishida fosforli o‘g‘itlar sifatida qo‘llaniladigan tomasshlak yoki martenli asosiy dashqollar olinadi. Xomashyoni kimyoviy qayta ishlash natijasida olinadigan mineral o‘g‘itlar ta’sir etuvchi moddalarning yuqori konsentratsiyaliligi bilan ajralib turadi.

Ta’sir etuvchi modda bo‘yicha mineral o‘g‘itlar: azotli, fosforli, kaliyli va mikroelementli (borli, molibdenli va boshqa) turlarga bo‘linadi.

**Organik o‘g‘itlar.** Ulardagi elementlar o‘simlik va hayvonlardan olinadigan chiqindi moddalar tarkibida bo‘ladi. Bunday o‘g‘itlarga birinchi navbatda go‘ng, shuningdek, o‘simlik va hayvonlardan kelib chiqadigan chiqindilar (torf, kunjara, baliq va parranda chiqindisi, suyak uni, aholi chiqindisi va turli oziq-ovqat mahsulotlari chiqindilari) ni qayta ishlash natijasida olinadigan mahsulotlar ham kiradi, bunga yashil o‘g‘itlarni ham kiritish mumkin.

**Organomineral o‘g‘itlar** tarkibida organik va mineral moddalar bo‘ladi; bunday o‘g‘itlar torf, ko‘mir va boshqalar kabi organik moddalarni ammiak yoki fosfat kislota bilan qayta ishlash orqali olinadi. Ularni, shuningdek, go‘ng yoki torfni fosforli o‘g‘itlar bilan aralashtirish yo‘li bilan ham olinadi.

**Bakterial o‘g‘itlarga** tuproqdagi va o‘g‘itlardagi havo azoti yoki minerallashgan organik moddalar bilan oziqlanuvchi mikro-

organizmlar tutgan preparatlar kiradi. Bunday o'g'itlar qatoriga azotobakterin, tuproq nitragini kiradi.

Mineral o'g'itlar agrokimyoviy ta'siri bo'yicha to'g'ridan to'g'ri ishlatiladigan, bilvosita foydalaniladigan va o'simliklar o'sishini boshqaruvchi preparatlar turlariga bo'linadi.

*To'g'ridan to'g'ri ishlatiladigan o'g'itlar* o'simliklarning bevosita oziqlanishiga mo'ljallangan. Ular tarkibida o'simliklar hayoti uchun muhim bo'lgan elementlar: azot, fosfor, kaliy, magniy, oltingugurt, temir, shuningdek, mikroelementlar (bor, molibden, mis, rux, kobalt) tutadi. To'g'ridan to'g'ri ishlatiladigan o'g'itlar, o'z navbatida, oddiy (bir yoqlama) va kompleks (ko'p yoqlama) o'g'itlarga bo'linadi.

*Oddiy o'g'itlar* tarkibida o'simliklar oziqlanuvchi elementlar: azot, fosfor, kaliy, magniy, bor va boshqalardan bittasi bo'ladi. Ular ham o'z navbatida azotli, fosforli, kaliyli, mikroelementli o'g'itlar turlariga bo'linadi.

*Azotli o'g'itlar* suvda yaxshi eriydi, ular azot birikmalarining: ammiakli, ammoniyli, amidli va bu shaklning turli hosilalari (ammiak-nitratli, ammiak-amidli va hokazo) shakllari bilan farqlanadi. Bundan tashqari, yuvilmaydigan va suvda qiyin eriydigan azotli o'g'itlar, masalan karbamid-formaldegidli, izobutilendikarbamid, oksamid va boshqalar ham ishlatiladi.

*Fosforli o'g'itlar.* Eruvchanligi va o'simliklarga o'zlashishi jihatdan fosforli o'g'itlar uchta guruhga bo'linadi:

1) suvda eruvchan, ulardagi fosforli birikmalarning asosiy qismi suvda eriydi, shu sababli o'simliklarga oson o'zlashadi; bunday o'g'itlar tarkibiga superfosfat, qo'shaloq superfosfatlar, shuningdek, murakkab fosforli o'g'itlar — ammofos, nitroammofos, nitroammofoska, nitrofoska, karboammofoska va boshqalar kiradi;

2) sitratli eruvchan, ularga tarkibida limon kislota ammoniyli tuzining ammiakli eritmasi (ammoniy sitrat) da eriydigan fosfor birikmalari tutgan o'g'itlar kiradi; ammoniy sitrat eritmasining muhiti tuproq eritmasi muhitiga yaqin bo'lganligi uchun bunday o'g'itlar o'simliklar tomonidan yaxshi o'zlashtiriladi; sitratli eruvchan o'g'itlarga pretsipitat (dikalsiyfosfat) kabi o'g'itlar kiradi;

3) limonli eruvchan, bunday o'g'itlar suvda va ammoniy sitrat eritmasida erimaydi, ammo limon kislotasining 2% li eritmasida eriydi; ularga: ftorsizlangan fosfatlar, tomasshlak, qisman fosforit uni (mayda fraksiyasi) kiradi; kam eruvchanligiga qaramay, bunday o'g'itlar kislotali tuproqlarda yaxshi samara beradi; bunday o'g'itlardagi fosfor birikmalari sekinlik bilan (hattoki yillab) tuproq eritmasiga o'tadi va o'simliklarga o'zlashadi, shuning uchun ularni sekin ta'sir etuvchi o'g'itlar deb ham ataladi.

*Kaliyli o'g'itlar* konsentrlangan (kaliy xlorid, kaliy sulfat, kalimagneziya va boshqa) va yetilmagan tuzlar (silvinit, kainit) turlariga bo'linadi. Suvda erimaydigan minerallar (nefelin, dala shpati) to'g'ridan to'g'ri o'g'it sifatida foydalanilmaydi, ular kaliyli o'g'itlar olish uchun xomashyo vazifasini o'taydi. Masalan, nefelindan kaliy sulfat olinadi.

*Mikroelementli o'g'itlar* kam me'yorda (gektariga gramm va kilogrammlarda) qo'llaniladigan o'g'itlar hisoblanadi. Tarkibida mikroelementlar tutgan borat kislota, mis(II)-sulfat, ammoniy molibdat va boshqa texnik tuzlar ishlatiladi. Kolchedan kuyundisi, marganesli quyqum (shlam), cho'ktirilgan magniy borat va boshqa mikroelementli chiqindilar suvda erimaydi. Ularni suvda eriydigan holatga qayta ishlanadi yoki to'g'ridan to'g'ri o'g'it sifatida ishlatiladi. Qishloq xo'jaligida suvda eriydigan hamda suvda erimaydigan mikroo'g'itlar ishlatiladi.

*Kompleks o'g'itlar* tarkibida kamida ikkita ozuqa elementi tutadi. Kompleks o'g'itlar ikkilamchi (masalan, azot-fosforli, azot-kaliyli, fosfor-kaliyli) va uchlamchi (masalan, azot-fosfor-kaliyli) turlarga bo'linadi. Uchlamchi o'g'itlar to'la tarkibli o'g'itlar deyiladi. Kompleks o'g'itlar tarkibida, shuningdek, mikroelementlar, pestitsid va o'stiruvchi moddalar qo'shimchalari bo'lishi mumkin.

Kompleks o'g'itlar ularni ishlab chiqarish xususiyatiga ko'ra guruhlanadi:

— aralash o'g'itlar turli kukunsimon yoki donadorlangan tayyor o'g'itlarni mexanik usulda aralashtirish yo'li bilan olinadi;

— murakkab-aralash donadorlangan o'g'itlar aralashtirish jarayonida kukunsimon tayyor o'g'itlarni suyuq reagentlar (ammi-

akli suv, fosfat yoki sulfat kislota va boshqalar) qo'shish bilan aralashtirish orqali olinadi;

— murakkab o'g'itlar yagona texnologik jarayonda xomashyoni qayta ishlash orqali olinadi.

Ta'sir etuvchi moddalarning konsentratsiyasi bo'yicha o'g'itlar shartli ravishda quyi konsentratsiyali (oddiy), — 20—25% gacha; konsentrlangan — 30—38%; yuqori konsentratsiyali — 60% dan ko'p va ultra konsentrlangan — 100% dan ko'p ta'sir etuvchi komponentli turlarga bo'linadi.

*Bilvosita foydalaniladigan o'g'itlar* o'g'itlardan foydalanish sharoitini yaxshilash maqsadida tuproqqa kimyoviy, fizik va mikrobiologik ta'sir etish uchun qo'llaniladi, masalan, tuproq kislotaliligini neytrallash uchun maydalangan ohaktosh, dolomit yoki so'ndirilgan ohak qo'llaniladi; sho'rxok tuproqlar melioratsiyasi uchun gips ishlatiladi, shu bilan bir vaqtda u kalsiy manbayi hisoblanadi; tuproq kislotaliligini (fosforli o'g'it bilan solinadigan fosfor birikmalarining eruvchanligini oshirish maqsadida) oshirish uchun natriy bisulfit ishlatiladi.

O'g'itlar fiziologik kislotali, fiziologik ishqoriy va fiziologik neytral turlarga bo'linadi. Fiziologik kislotali o'g'itlarga o'simliklar, asosan, kationlarni o'zlashtiradigan o'g'itlar kiradi, anionlar esa tuproq kislotaliligini oshiradi, masalan, ammoniy sulfat, ammoniy nitrat, kaliy xlorid, kaliy sulfat va boshqalar. Fiziologik kislotali o'g'itlarga ammoniyli azotli o'g'itlar, shuningdek, karbamid ham kirishi mumkin. Nitrifikatsiyalovchi bakteriyalar ta'sirida ammiak nitrat kislotagacha oksidlanishi natijasida tuproq kislotaliligi ortadi.

Fiziologik ishqoriy o'g'itlarga anioni o'simliklarga assimilatsiyalanadigan o'g'itlar kiradi, ulardagi kation esa tuproq muhitini ishqorlashtirgan holda to'planadi. Masalan, bunday o'g'itlarga natriy, kaliy va kalsiy nitratlari kiradi.

Mineral o'g'itlar assortimenti barcha turdagi o'g'itlar: azotli, fosforli, kaliyli, mikroo'g'itlar, kompleks o'g'itlar, ohakli va boshqa materiallarni qamrab oladi.

O'g'itlarning muhim sifat ko'rsatkichi ulardagi o'simliklar uchun zarur bo'lgan ta'sir etuvchi moddalar miqdori hisoblanadi.

Asosiy ta'sir etuvchi moddalar azot, fosfor va kaliy birikmalari hisoblanadi. Hozirgi paytda o'g'itdagi ularning miqdori elementar azot — N, fosfor(V)-oksid – fosfat angidrid — $P_2O_5$ va kaliy oksid — $K_2O$ hisobida o'lchanadi.

**Mineral o'g'itlarning fizik-kimyoviy va mexanik xossalari.** O'g'itlar xossalarini tavsiflovchi asosiy ko'rsatkichlarga gigroskopikligi, yopishuvchanligi, donadorlanish (fraksiyali) tarkibi, zarrachalarning o'rtacha o'lchami, donachalar mustahkamligi, tabiiy qiyalanish burchagi, nam tortuvchanligi, haqiqiy va to'kma zichligi, aralashmalarning bir jinsliligi va qatlamli tarqalishi (segresiyasi), elanishi, tuzli tarkibi, kristall tuzilishi, eruvchanligi, bug' bosimi, termodinamik tavsifi kiradi.

*Gigroskopiklik.* Gigroskopiklik moddaning havodan namlikni yutish xususiyati bilan tavsiflanadi. Gigroskopiklikni keng tarqalgan baholashda % bilan ifodalangan gigroskopiklik nuqtasi aniqlanadi. Suvda eruvchan tuzlar uchun gigroskopiklik nuqtasi ($h$) tuzning to'yingan eritmasi ustidagi suv bug'ining parsial bosimini ($P_a$) xuddi shu haroratdagi bug' bilan to'yintirilgan havodagi suvning bug' ($P$) bosimiga nisbati orqali aniqlanadi:

$$h = (P_a/P)\cdot 100$$

Gigroskopiklik nuqtasi moddaning namlik yutmaydigan va yo'qotmaydigan nisbiy namligiga muvofiq keladi. Cheklangan me'yorda namlik tutgan o'g'itning gigroskopiklik nuqtasi havoning yillik o'rtacha nisbiy namligidan katta bo'lmaydi.

Moddalarning gigroskopikligini baholash uchun gigroskopiklik koeffitsiyenti ($K_{gigr.}$) ishlatiladi. Gigroskopiklik koeffitsiyenti namunaning kritik (maksimal) namligiga to'g'ri proporsionaldir:

$$K_{gigr.} = K_1 \cdot W_m,$$

bu yerda: $W_m$ – namunaning kritik (maksimal) namligi; $K_1$ – tajriba yo'li bilan aniqlanadigan kinetik konstanta.

Havoning nisbiy namligi ($\varphi_{nis.}$) 81% bo'lganda gigroskopiklik koeffitsiyentiga bog'liq holdagi gigroskopiklik shkalasi quyidagicha bo'ladi:

| $K_{gigr.}$ mmol/(g·s) | 1 va undan kichik | 1—3 | 3—5 | 5—10 |
|---|---|---|---|---|
| Sifat bahosi | amalda gigroskopik emas | oz darajada gigroskopik | gigroskopik | kuchli gigroskopik |

Gigroskopiklik shkalasi va ko‘rsatkichlari turli hududlarda qisman farq qiladi.

*Yopishqoqlik.* Yopishqoqlik — ma’lum tashqi sharoitda dispers materialning turli darajadagi kattalik va mustahkamlikka ega bo‘lgan aglomeratlarni hosil qilish xossasidir. Yopishqoqlik aniq standart sharoitda tekshirib olingan aglomeratlarning mustahkamligi bilan tavsiflanadi.

Suvda eruvchan mineral o‘g‘itlarni donadorlanish, tarkibidagi namligini kamaytirish, donachalar mushahkamligini oshirish, mahsulotni omborga joylashtirish yoki qoplashdan oldin sovitish, uni konditsionirlash, uni saqlashda saqlash sharoitini ta’minlaydigan germetiklikni ta’minlash natijasida uning yopishqoqligini kamaytirish mumkin.

*Elanishi.* Elanish — o‘g‘itni solishda tuproqda bir tekisda taqsimlanishi uchun mashinalarning ta’minlovchi va tashlovchi qurilmalaridan o‘g‘itning tushishni belgilaydigan xususiyatidir. Tashlovchi qurilmalarda o‘g‘itlarning bir tekisda taqsimlanishi sepiluvchanligi (harakatchanligi) orqali aniqlanadi. Zamonaviy mashinalar bilan o‘g‘itlarni solishda ularning bir tekisda taqsimlanishi o‘g‘itlarning donadorlik (fraksiyali) tarkibiga bog‘liq bo‘ladi.

*Donachalarning mustahkamligi.* Donachalarning mustahkamligi o‘g‘itlarni tashish, saqlash va tuproqqa solishdagi donadorlik darajasining saqlanishidir. U namlikka, kristallarning joylashish o‘lchami, shakli va zichligiga, boshqa yuzalarga ishqalanish tabiatiga va hokazolarga bog‘liqdir. Donachalarning mustahkamligi dinamik mustahkamlik ($R_d$), ishqalanishga mustahkamligi ($R_i$) va statik mustahkamlik ($R_s$) bilan tavsiflanadi. Dinamik mustahkamlik ma’lum balandlikdan tashlanganda donachalarning maydalanishi

soni bilan; donachalarning ishqalanishga mustahkamligi ishqalanishi tekshirilganda hosil bo'ladigan kukun ulushi bilan tavsiflanadi. Statik mustahkamligi ularni bir tekislik bo'yicha siqishdagi mustahkamlik chegarasi bilan tavsiflanadi.

*Tabiiy og'ish burchagi.* Sepiluvchi materialning to'kilishi natijasida to'plamning gorizontal yuza bilan hosil qiladigan burchagi tabiiy og'ish burchagi deyiladi.

*Namlik sig'imi.* Namlik sig'imining chegarasi o'g'itning ekish agregatlaridan bir tekisda tushishini ta'minlashdagi maksimal namlik bilan tavsiflanadi. O'g'itlarning sorbsiyali namlik sig'imi o'g'itning belgilangan namlik va haroratdagi havodan yutadigan maksimal namligi bilan aniqlanadi. «Buferli» namlik sig'imi o'g'itning yoyilish xususiyatini yomonlashtirmagan holda standart o'g'itga qo'shiladigan namlik orqali aniqlanadi.

*To'kma zichlik.* To'kma zichlik – sochiluvchan moddaning hajm birligidagi massasidir, birligi $t/m^3$ bilan aniqlanadi. U modda zichligi, zarrachalar o'lchami, fraksiyali tarkibi, namligi va yotqizilgan qatlamlar bosimining funksiyasi hisoblanadi. Massa birligidagi hajm ($Y$) to'kma zichlikning teskari qiymatidir:

$$Y = 1 : X$$

Vertikal devorli bunker va siloslar uchun moddaning o'rtacha massasi ($X$) quyidagi tenglama bilan aniqlanadi: $X = \frac{a+b}{2}$.

Taxminan kesik piramida shaklidagi o'g'it to'plami uchun esa:

$$X = \frac{3f(b-a)+2d(2a+b)}{6d}$$

tenglama bilan hisoblanadi. Bu yerda: $a$ — erkin to'kilgan mahsulotning to'kma zichligi; $b$ — ostki qatlamning to'kma zichligi; $f$ — kesik piramida ustki asosining yuzasi: $d = f + F + \sqrt{Ff}$; $F$ — kesik piramida ostki qatlamining yuzasi;

Mineral o'g'itlarning fizik-kimyoviy, mexanik va termodinamik xossalari bilan mineral o'g'itlar texnologiyasi bo'yicha ma'lumotnoma adabiyotlaridan foydalangan holda batafsil tanishish mumkin.

## 2-§. Azotli o‘g‘itlar ishlab chiqarish

Azotli o‘g‘itlar ishlab chiqarish yo‘lga qo‘yilgunga qadar faqatgina Chili selitrasi – $NaNO_3$ qishloq xo‘jaligida o‘simliklar uchun mineral ozuqa sifatida ishlatib kelingan.

Hozirgi paytda kimyo sanoati korxonalarida turli xildagi azotli o‘g‘itlar ishlab chiqarilmoqda.

Azotli o‘g‘itlarning asosiy turlari: ammiakli (ammiak), ammoniyli (ammoniy tuzlari – fosfat, sulfat, xlorid va boshqalar), ammoniy nitratli – $NH_4NO_3$, nitratli (nitrat kislotaning kalsiyli, kaliyli, natriyli selitralari) va amidli (karbamid – $(NH_2)_2CO$, kalsiy sianamid – $CaCN_2$ va boshqalar) o‘g‘itlar hisoblanadi.

Bundan tashqari, bu tuzlar asosida aralash va murakkab o‘g‘itlar, suyuq azotli o‘g‘itlar — ammiak va ammiakli suv, aminlar va boshqa tuzlarning suvli eritmalari ishlab chiqariladi va ishlatiladi.

Ammoniyli va nitratli tuzlarning ko‘pchiligi hamda karbamid suvda yaxshi eriydi. Ulardagi azot o‘simliklarga yaxshi o‘zlashadi (ayniqsa, $NO_3^-$ ning tuproqda harakatchanligi yuqori bo‘ladi).

Ammoniyli o‘g‘itlar uchun xomashyo sifatida ammiak, nitratli o‘g‘itlar uchun esa nitrat kislotasidan foydalaniladi. Ular esa atmosferadagi behisob miqdordagi azotdan olinadi.

**Ammiakli selitra.** Ammoniy nitrat — $NH_4NO_3$ ni ammiakli selitra deb ham yuritiladi. Ammoniy nitrat 110°C haroratdan yuqorida parchalana boshlaydi:

$$NH_4NO_3 \rightarrow NH_3 + HNO_3 - 174{,}4\ kJ$$

Bu reaksiya sekin sodir bo‘ladi. Masalan, 165°C haroratda bir sutka davomida massa jihatdan 6% miqdori parchalanadi. Namlik ortishi bilan parchalanish tezligi ham ortadi. Harorat 200—270°C da parchalanish tezligi yanada ortadi:

$$NH_4NO_3 \rightarrow N_2O + 2H_2O + 36{,}8\ kJ$$

Harorat 400—500°C gacha tez ko‘tarilsa, parchalanish reaksiyasi portlash bilan sodir bo‘ladi:

$$2NH_4NO_3 \rightarrow 2N_2 + 4H_2O + O_2 + 118\ kJ$$

Amalda 300°C harorat portlashga sabab bo‘ladi.

$NH_4NO_3$ ning mineral kislotalar va yengil oksidlanuvchi (moylovchi va boshqa organik moddalar kabi) qo‘shimchalar ishtirokida portlashi tezlashadi. Toza holatda esa zarbaga chidamli, lekin yopiq muhitda qizdirish natijasida portlashi mumkin. Portlash xususiyatini kamaytirish maqsadida unga karbamid (0,05—0,1%), kalsiy karbonat, magniy karbonat va boshqa qo‘shimchalar qo‘shilishi mumkin.

Ammoniy nitratdan portlovchi moddalar ishlab chiqarish xomashyosi sifatida ham foydalaniladi. Bunda yog‘och kukuni va organik materiallar, ammonallar (aluminiy kukunli aralashmalari) va boshqalar qo‘shiladi. Bunday aralashmalar detonator ishtirokida portlatiladi.

Davlat standarti bo‘yicha donadorlangan ammiakli selitraning yuqori sifatli A va B kategoriyali (oliy nav) va 1-kategoriyali (1-nav) turlari mavjud. Qishloq xo‘jaligida va sanoatda qo‘llaniladigan ammiakli selitra tarkibida $NH_4NO_3$ ning miqdori 98% dan kam emas. B markali ammiakli selitraning oliy navida 34,4% N, 1-navida esa 34,0% N bo‘ladi. Suv (namlik) esa sulfat va sulfat-fosfat qo‘shimchali ammiakli selitrada 0,2% dan ko‘p emas (B markali 1-navda esa 0,3% dan ko‘p emas). Suv tutuvchi qo‘shimcha 0,3% bo‘lsa, bu miqdor 0,6% ga yetishi mumkin. Yuqori sifat kategoriyali A va B markali ammiakli selitra tarkibidagi qo‘shimchalar miqdori: kalsiy va magniy nitrat CaO (MgO) hisobida 0,2—0,5%, fosfatlar $P_2O_5$ hisobida 0,5—1,2%, ammoniy sulfat 0,3—0,7%, ammoniy sulfati va fosfatlari 0,4—0,6% bo‘ladi. B markali 1-navda esa qo‘shimchalar miqdori me’yorlanmaydi. Ammiakli selitra 10% li suvli eritmasining pH muhiti barcha navlarda: sulfat-fosfat qo‘shimchasi bo‘lsa 4,0 va boshqa qo‘shimchasi bo‘lsa 5,0 ga teng bo‘ladi.

Ammiakli selitraning donadorlik tarkibi: A markada 1—3 mm li donachalar 93% dan kam emas; B markada 1—4 mm li donachalar 95% dan kam emas (shuningdek, barcha yuqori navlarda 2—3 mm li donachalar 50% dan kam emas). Barcha navlarda 1 mm dan kichik donachalar 4% dan ortiq emas.

Ammoniy nitrat donachalarining statik mustahkamligi: A marka uchun 5n, B marka uchun 7n va 1-nav uchun 5n bo'ladi. Sepiluvchanligi har ikkala marka uchun ham 100% bo'ladi. Buning uchun 5 qop ammiakli selitra 1 m balandlikdan yerga tashlanadi, teshiklari 5 mm bo'lgan elakdan 1 daqiqada to'la o'tishi kerak.

Ammiakli selitra yong'indan xavfli bo'lib, isitgichlardan xoli bo'lgan xonalarda saqlanadi. Boshqa moddalar bilan birgalikda saqlanmaydi va bir joydan boshqa joyga tashilmaydi.

*Ammiakli selitra ishlab chiqarish.* Nitrat kislotasini ammiak gazi bilan neytrallash natijasida ammoniy nitrat, ya'ni ammiakli selitra hosil qilinadi:

$$NH_{3(g)} + HNO_{3(s)} = NH_4NO_{3(q)} + 144{,}9\ kJ$$

Bu geterogen sistema ekzotermik jarayon bo'lib, katta tezlik bilan boradi va ko'p miqdordagi issiqlik ajralib chiqadi. Sanoatda bu issiqlikdan reaksiya natijasida hosil qilingan eritmaning konsentratsiyasini oshirishda unumli foydalaniladi.

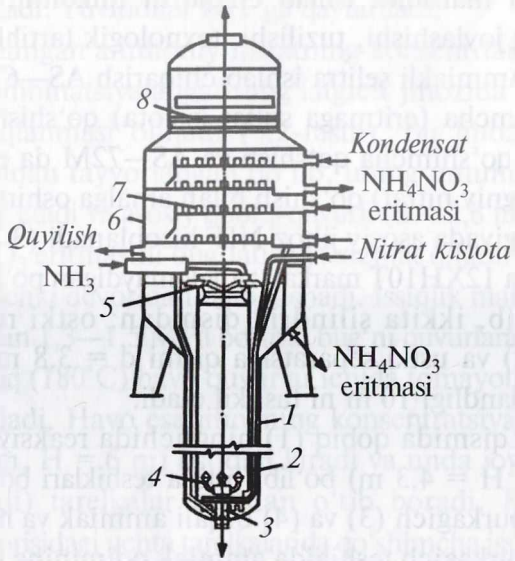
47—60% li nitrat kislotasini ammiak gazi bilan neytrallash natijasida ammoniy nitrat eritmasi hosil bo'ladi. Bu eritmani bug'latishda neytrallanish issiqligidan foydalaniladi. Bunda ajralib chiqadigan issiqlik miqdori nitrat kislotasining konsentratsiyasiga to'g'ri proporsional ravishda bog'liq bo'ladi. Olinadigan eritmadagi ammoniy nitrat miqdori reaksiya uchun olingan nitrat kislotasi konsentratsiyasiga proporsional o'zgaradi hamda neytrallanish issiqligidan foydalanilganda uning eritmadagi miqdori oshib boradi.

Reaksiya muhitidan issiqlikni chiqarib turish faqatgina undan unumli foydalanishgina emas, balki reaksiyadan unumli foydalanish uchun ham zarurdir. Chunki, issiqlik oshib borgan sayin nitrat kislotasi va ammoniy nitratning parchalanish jarayonlari sodir bo'lib, azotning yo'qotilishiga sabab bo'ladi. Bu esa issiqlikdan neytrallash jarayonida foydalanishni murakkablashtiradi. Natijada yangi texnologik sharoit va jihozlarni yaratish majburiyatini tug'diradi. Ilk bora ma'lum bo'lgan usullarda reaksiya issiqligidan foydalanilmas va ammoniy nitrat eritmasi suvli sovitgich orqali o'tib, neytrallash jihozi (reaktor) va ammiak yutgich (absorber)

oralig'ida aylanar edi. Keyinchalik bu usul o'rnini boshqasi egalladi, ya'ni eritma neytrallash jihozi (apparati)dan bug'latgichga beriladigan bo'ldi. Bu usulda neytrallash 180—200°C harorat va 0,35—0,6 MPa bosimda olib boriladi. Bug'latish esa atmosfera bosimida yoki undan pastroq bosimda o'tkaziladi. Bunda bug'latiladigan ammoniy nitrat eritmasining konsentratsiyasini 75—80% dan 95—99% gacha vakuum-jihozida bug'latish uchun ishlatiladi. Bu usullarning barchasi eritmani reaksiya muhitida qaynab ketishdan saqlaydi.

Hozirgi paytda qo'llanilayotgan usullarda reaksiya issiqligidan foydalanishda neytrallash jihozining o'zi ishlatilmoqda. Bunda neytrallanish bilan bir paytda eritma qaynaydi va bug'lanadi. Bunday jihozni neytrallanish issiqligidan foydalanuvchi (NIF) deb ataladi (3.1-rasm).

Ilgarilari sanoatda 47—57% li nitrat kislotasi ishlab chiqarilar edi. NIF da neytrallash natijasida 62—83% $NH_4NO_3$ eritmasi olinar edi va undan 98,7% li ammoniy nitrat suyuqlanmasini hosil qilish




*3.1-rasm.* NIF jihozi: *1*—reaktor-neytrallagich qismi qobig'i; *2*—reaksiya stakani; *3*—ammiak purkagich; *4*—nitrat kislota purkagich; *5*—girdoblagich; *6*—separator qobig'i; *7*—qalpoqli tarelka; *8*—turli tomchi qaytargich.

uchun uch bosqichli vakuum-bug'latgichdan foydalanilgan. Bu jarayonda NIF da hosil bo'lgan bug' va qo'shimcha bug'dan samarali foydalanilgan.

Suyuqlanmani donadorlash jarayoni esa diametri 12—16 m va balandligi 30—35 m bo'lgan kislotabardosh g'isht bilan qoplangan, sovuq havoning qarama-qarshi oqimidan foydalanuvchi temir-betonli minorada amalga oshiriladi.

Ishlab chiqarish quvvati sutkasiga 450—600 tonna ammiakli selitra bo'lgan, eskirgan bunday qurilmalar hozirda ham ayrim korxonalarda ishlatilmoqda.

XX asrning oltmishinchi yillaridan boshlab 58—60% li nitrat kislotasi ishlab chiqarish yo'lga qo'yilgan. Sutkasiga 1360—1575 tonna mahsulot ishlab chiqariladigan ammiakli selitra (AS) qurilmalari ishlatib kelinmoqda. Bunday qurilmalar — AS—67, AS—72 va AS—72M (takomillashgan) yuqori texnik darajada ishlangan, avtomatlashgan, samarali usul va sharoitlar barpo qilingan bo'lib, yuqori sifatli mahsulot ishlab chiqarish imkonini beradi. Ular jihozlarining joylashishi, tuzilishi, texnologik tartibi bilan o'zaro farqlanadi. Ammiakli selitra ishlab chiqarish AS—67 qurilmasida sulfat qo'shimcha (eritmaga sulfat kislota) qo'shish, AS—72 da sulfat-fosfat qo'shimcha qo'shish va AS—72M da esa magnezial birikma (magniy nitrat) qo'shish bilan amalga oshiriladi.

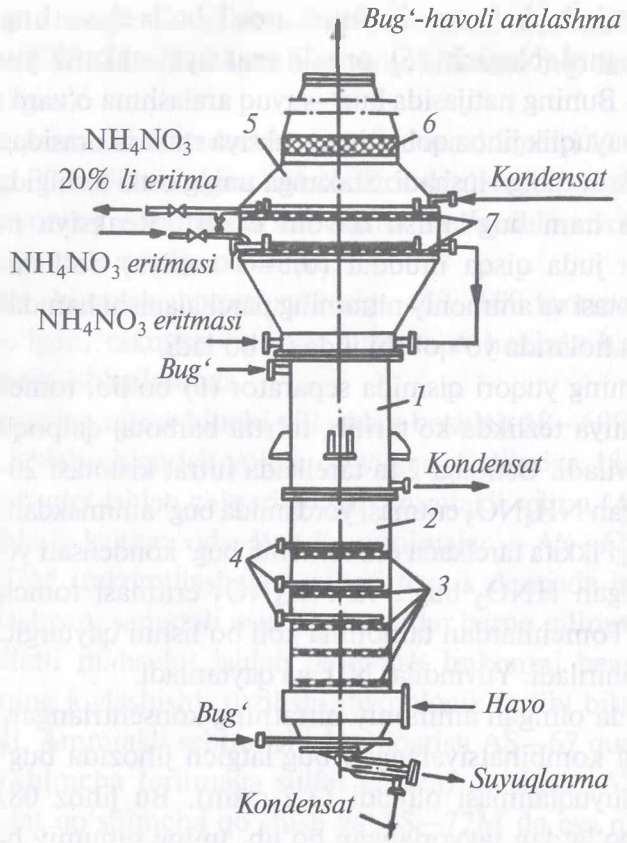
Texnologiyada asosiy jihoz NIF hisoblanadi (3.1-rasm). NIF 03X18H11 va 12XH10T markali zanglamaydigan po'latdan tayyorlangan bo'lib, ikkita silindrik qismdan: ostki reaktor qismi (d = 1,6 m) va ustki separatsiya qismi d = 3,8 m) dan iborat. Umumiy balandligi 10 m ni tashkil etadi.

Reaktor qismida qobiq (1) ning ichida reaksiya stakani (2) (d = 1,2 m, H = 4,3 m) bo'lib, ostida teshiklari bo'ladi. Reaktor ostiga titan purkagich (3) va (4) orqali ammiak va nitrat kislotasi purkaladi. Purkagich teshigida ammiak oqimining tezligi 30—50 m/soniya bo'ladi (3 mm diametli 6650 ta teshik bor). Nitrat kislotasining oqim tezligi esa 2—3 m/soniyaga yetadi (purkagichda 1,5 mm diametrli 2160 ta teshik bor). Hosil bo'lgan $NH_4NO_3$ eritmasidagi ma'lum miqdor suv reaksiya issiqligi ta'sirida bug'la-

nadi. Natijada ko'taruvchi kuch hosil bo'ladi va bug'-suyuq emulsiya girdoblagich (5) orqali reaksiya stakani yuqorisiga sochiladi. Buning natijasida bug'-suyuq aralashma o'zaro ajraladi. Ajralgan suyuqlik jihoz qobig'i va reaksiya stakani orasidagi tirqish orqali reaktor tubiga tushadi. Stakanga uning ostki teshigidan kiradi (tirqishda ham bug'lanish davom etadi). Reaksiya muhitida reagentlar juda qisqa muddat (0,5—1 soniya) bo'lishi sababli nitrat kislotasi va ammoniy nitratning parchalanishi hamda ularning erkin azot holatida yo'qolishi juda oz bo'ladi.

Jihozning yuqori qismida separator (6) bo'lib, tomchili bug' 0,6 m/soniya tezlikda ko'tarilib, to'rtta barbotaj qalpoqli tarelka (7) da yuviladi. Ostidagi 2 ta tarelkada nitrat kislotasi 20—25% li hosil bo'lgan $NH_4NO_3$ eritmasi yordamida bug' ammiakdan yuviladi. Yuqoridagi ikkita tarelkada esa tomchili bug' kondensati yordamida hosil bo'lgan $HNO_3$ bug'i va $NH_4NO_3$ eritmasi tomchilaridan yuviladi. Tomchilardan tamomila xoli bo'lishni qaytargich (8) da amalga oshiriladi. Yuvindilar NIF ga qaytariladi.

NIF da olingan ammoniy nitratning konsentrlangan (~90%) eritmasini kombinatsiyalangan bug'latgich jihozida bug'latib bu tuzning suyuqlanmasi olinadi (3.2-rasm). Bu jihoz 08X22H6T markali po'latdan tayyorlangan bo'lib, uning umumiy balandligi 16 m ni tashkil etadi va asosiy qobiq-quvurli (d = 2,8 m, H = 6,4 m) qismi $NH_4NO_3$ eritmasini bug'latishga xizmat qiladi. Eritma unga quvurlarning ichki devoridan oqib tushadi. Issiqlik manbayi sifatida foydalaniladigan 1,3—1,5 MPa bosimli bug'ni quvurlararo bo'shliqqa beriladi va issiq (180°C) havo quvurlar ichida tomayotgan eritmaga qarshi yuboriladi. Havo esa jihozning konsentratsiyalovchi qismi (2) (d = 2,8 m, H = 6 m) ostidan kiradi va unda joylashgan 5 ta teshikli (elakli) tarelkalar (3) dan o'tib boradi. Konsentrlash qismining yuqorisidagi uchta tarelkalarida qo'shimcha issiqlik beruvchi ilonizi quvurlar bo'ladi. Bu jarayonni amalga oshirishda havoning namligi 20 g/kg dan oshmasligi lozim. Konsentrlash qismidan harorati 175—185°C bo'lgan 99,7% li $NH_4NO_3$ suyuqlanmasi oqib tushadi.



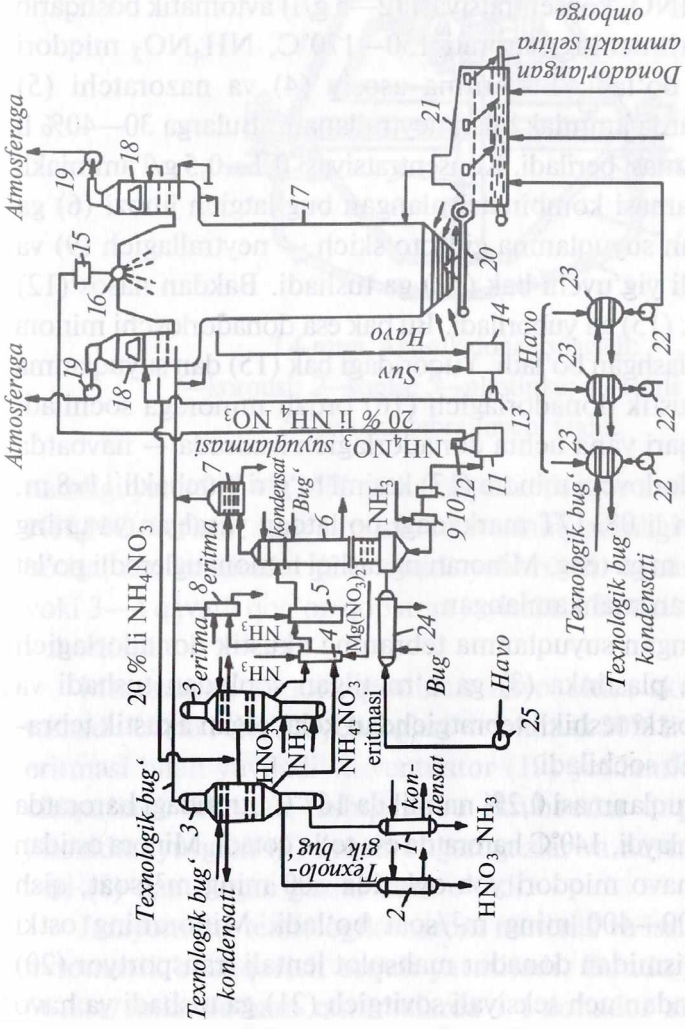

*3.2-rasm.* Kombinatsiyalangan bug'latgich jihozi: *1*—qobiq-quvurli qism; *2*—konsentratsiyalash qismi; *3*—teshikli tarelkalar; *4*—issiqlik kiritish quvurlari; *5*—tozalash qismi; *6*—turli tomchi qaytargich; *7*—teshikli tarelkalar.

Jihozning yuqori tozalovchi qismi (5) da (d = 3,8 m) ikkita teshikli (elakli) tarelka (7) lar bo'lib, yuqoridagi tarelka kondensat bilan, ostki tarelka esa ammoniy nitrat eritmasi bilan yuvilib turadi. Ular kirayotgan $NH_4NO_3$ eritmasini qisman bug'latish va bug'-havo aralashmasini yuvishga xizmat qiladi.

Ammiakli selitra ishlab chiqaradigan qurilma AS—72M ning texnologik sxemasi 3.3-rasmda ko'rsatilgan.

Gaz holatidagi ammiak isitgich (1) dan o'tib, 120—160°C gacha qiziydi. Nitrat kislota (58—60% li) esa isitgich (2) dan o'tib, harorati





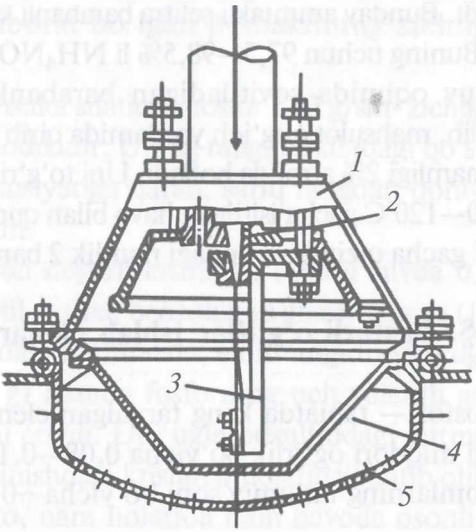

*3.3-rasm.* AS—72M qurilmasining texnologik sxemasi: *1*—ammiak gazini isitgich; *2*—nitrat kislotasini isitgich; *3*—NIF jihozi; *4,5*—qo'shimcha neytrallagichlar; *6*—kombinatsiyalangan bug'latish jihozi; *7*—bug'-havo aralashmasini yuvgich; *8,18*—skrubberlar; *9*—gidroto'skich; *10*—suyuqlanma filtri; *11*—suyuqlanma baki; *12*—nasos; *13*—markazdan qochma nasos; *14*—ammoniy nitrat eritmasi uchun bak; *15*—bak; *16*—akustik donadorlagich; *17*—donadorlash minorasi; *19*—ventilator; *20*—lentali transportyor; *21*—sovitgich; *22, 25*—nasoslar; *23*—isitgichlar; *24*—issiqlik almashtirgich.

80—90°C gacha ko'tariladi. Ular ikkita parallel ishlaydigan NIF jihoziga tushadi.

Azotni bug'-tomchi bilan ($NH_3$, $HNO_3$, $NH_4NO_3$, $NO_2$ holida) yo'qotilishini kamaytirish uchun nitrat kislota me'yoridan ortiqroq bo'ladi. Chunki ammoniy nitrat eritmasi yuzasida $HNO_3$ bug' bosimi ammiaknikiga nisbatan kamroq bo'ladi. Jihozdan chiqayotgan $HNO_3$ konsentratsiyasi (2—5 g/l) avtomatik boshqarib turiladi. Bu eritmaning harorati 150—170°C, $NH_4NO_3$ miqdori esa 89—92% bo'ladi. Bu eritma asosiy (4) va nazoratchi (5) neytrallagichlarda ammiak bilan neytrallanadi. Bularga 30—40% li $Mg(NO_3)_2$ eritmasi beriladi. Konsentratsiyasi 0,1—0,5 g/l ammiakli $NH_4NO_3$ eritamasi kombinatsiyalangan bug'latgich jihozi (6) ga tushadi. Undan suyuqlanma gidroto'skich — neytrallagich (9) va filtr (10) orqali yig'uvchi bak (11) ga tushadi. Bakdan nasos (12) yordamida bak (15) ga yuboriladi. Bu bak esa donadorlovchi minora (17) ustida joylashgan bo'ladi. Yuqoridagi bak (15) dan suyuqlanma uchta vibroakustik donadorlagich (16) orqali minoraga sochiladi (bundan tashqari yana uchta donadorlagich zaxirada — navbatda turadi). Donadorlovchi minora (17) kesimi to'g'ri burchakli 11×8 m, qalinligi 2 mm li 08×17T markadagi po'latdan yasalgan va uning balandligi 63,5 m ga teng. Minoraning tashqi tomoni uglerodli po'lat bog'lamlar bilan mahkamlangan.

Hosil qilingan suyuqlanma tebranma akustik donadorlagich (3.4-rasm) da plastinka (3) ga o'rnatilgan soplodan tushadi va plastinkadan ostki teshikli tebratgichdan kelayotgan akustik tebranishni singdirib sochiladi.

Selitra suyuqlanmasi 0,2% namlikda 167°C atrofidagi haroratda kristallana boshlaydi, 140°C haroratda esa to'la qotadi. Minora ostidan berilayotgan havo miqdori yoz oylarida 500 ming $m^3$/soat, qish faslida esa 300—400 ming $m^3$/soat bo'ladi. Minoraning ostki konussimon qismidan donador mahsulot lentali transportyor (20) ga tushadi. Undan uch seksiyali sovitgich (21) ga tushadi va havo yordamida «qaynovchi qatlam»da sovitiladi. Sovitgichdan o'tgan mahsulotning harorati yoz faslida 40—50°C, qish faslida esa 20—30°C bo'ladi. Donadorlash va sovitish jarayonlarida selitraning




*3.4-rasm.* Akustik donadorlagich:
*1*—korpusi; *2*—soplo; *3*—plastinka; *4*—to'rli filtr;
*5*—teshikli tebranuvchi taglik.

namligi yana 0,1—0,15% ga kamayadi. Tayyor mahsulotda 99,8% $NH_4NO_3$ bo'ladi. Agar atmosfera havosining namligi 60% dan yuqori bo'lsa, uni isitgichlar (23) orqali yuboriladi. Mahsulot polietilen yoki 3—4 qavatli qog'oz qoplarga joylashtirilib tikiladi va omborga yuboriladi.

Minoraning yuqori qismidan havo oltita skrubber (18) ga tushadi. Unda $NH_4NO_3$ changlari va ammiak 20% li ammoniy nitrat eritmasi bilan yuviladi va ventilator (19) yordamida atmosferaga chiqariladi. Bundan tashqari, bu skrubberlar orqali bug'latgich jihozidan yuvgich (7) orqali o'tgan gazlar va neytralizator skrubberi (8) dan o'tgan gazlar ham o'tadi.

Jarayonning texnologik sharoiti material va issiqlik oqimlarini avtomatik boshqarish orqali yaratiladi. Bunda mahsuldorligi 56,8 t/sutka bo'lgan qurilmalarda 1 t donador ammiakli selitra (34,5% N) ishlab chiqarish uchun: 0,213 t ammiak (100% li), 0,793 t nitrat kislotasi (100% li), 0,96 gJ bug' va 28,3 kVt/soat elektr energiyasi sarf bo'ladi.

Ko‘pincha texnik maqsadlarda kristall holatidagi ammiakli selitra ishlatiladi. Bunday ammiakli selitra barabanli kristallizatorlarda hosil qilinadi. Buning uchun 97,5—98,5% li $NH_4NO_3$ suyuqlanmasi ichki qismi suv oqimida sovitiladigan barabanli kristallizator yuzasida quritilib, mahsulot qirg‘ich yordamida qirib olinadi. Kristall mahsulotning namligi 2% atrofida bo‘ladi. Uni to‘g‘ri oqimli baraban quritgichda 110—120°C gacha isitilgan havo bilan quritiladi. Natijada mahsulot 75°C gacha qiziydi va undagi namlik 2 barobar kamayadi.

## 3-§. Fosforli o‘g‘itlar ishlab chiqarish

**Fosfor.** Fosfor — tabiatda keng tarqalgan elementdir. Uning yer qobig‘idagi miqdori og‘irlik bo‘yicha 0,08—0,12% ni yoki yer qobig‘idagi atomlarning umumiy soni bo‘yicha ~0,07% ni tashkil qiladi.

Elementar fosfor va uning oksidlari yuqori kimyoviy faollikka ega bo‘lganligi sababli u yer qobig‘ida kimyoviy barqaror, suvda va tuproq eritmalarida erimaydigan minerallar shaklida bo‘ladi. Bu minerallar tarqoq va ba’zan esa yirik to‘planishlar tarzida uchraydi.

Priyanishnikov ma’lumotlariga ko‘ra, 20 sm chuqurlikkacha 1 gektar maydondagi fosforning zaxirasi 300 dan 6000 kg gachani tashkil etadi.

Fosfor oddiy moddasi, asosan, uch xil: rangsiz (oq yoki sariq), binafsha (qizil) va qora rangdagi allotropik shakl o‘zgarishlarini namoyon qiladi. Fosforning 11 ta modifikatsiyasi ma’lum bo‘lib, qora fosforni e’tiborga olinmasa ularning tuzilishi kam o‘rganilgan. Ularning ko‘pchiligi oq va pushti modifikatsiyalarining uyg‘unlashishidan kelib chiqadi.

Oq fosfor – rangsiz modifikatsiyaning keng tarqalgan shaklidir. U fosfor bug‘larini intensiv kondensatsiyalash natijasida hosil qilinadi va uning tarkibida ma’lum miqdordagi oq va yorqin sariq rangdagi oraliq mahsulotlar bo‘ladi. Yorug‘lik nuri ta’sirida u qisman qizil modifikatsiyaga aylanadi.

Oq fosforning ikki xil shakli ma’lum: kubsimon singoniyadagi kristallardan iborat bo‘lgan α-shaklining zichligi 1,828 g/sm$^3$ bo‘lib,

44,1°C da suyuqlanadi; rombik yoki monoklinik singoniyadagi kristallardan iborat bo'lgan β-shaklining zichligi 1,88 g/sm$^3$ dir.

Texnik mahsulot sifatidagi fosfor 1,83 g/sm$^3$ zichlikka ega bo'lgan kukunsimon moddadir. Uning rangi tarkibidagi qo'shimchalarning miqdori va xususiyatiga qarab, sariq rangdan qora-qo'ng'irgacha bo'lishi mumkin.

Fosfor suvda deyarli erimaydi (100 g suvda 0,003 g eriydi), etil spirtida, dietil efirida, benzolda va glitserinda oz (100 g da 0,17 g) va suyuq holatdagi ammiakda, sulfit angidridda, uglerod sulfidda (100 g da 880 g) hamda fosforning uch valentli galogenli birikmalarida yaxshi eriydi. Uni uglerodsulfiddagi eritmasidan rombik dodekaedr ko'rinishdagi kristallar holatida ajratib olinishi mumkin. Oq fosfor, hatto, nam holatida ham havoda osonlik bilan yonib, sarg'ish-oq alanga hosil qiladi. Hosil bo'lgan oq tutun tarkibida asosan fosfat angidrid, shuningdek, ma'lum miqdordagi fosforning boshqa oksidlari va fosfat kislotalari bo'ladi. Qizdirish, ishqalanish, qisish kabi ta'sirlar natijasida fosforning o'z-o'zidan alangalanishining oldini olish maqsadida uni suv ostida saqlanadi.

Fosfor o'z nomiga ko'ra qorong'i joyda shu'lalanadi. Fosfor so'zi yunoncha «fos» – yorug'lik, «foros» – tashuvchi ma'nolarini anglatadi. Fosforessensiya aynan fosfor bug'lariga xosdir. Oq fosforning 25°C dagi bug' bosimi 0,043 mm sim. ust. ga teng.

800°C haroratgacha fosfor molekulalari to'rt atomli ($P_4$), undan yuqori haroratda esa ikki atomli ($P_2$) bo'ladi.

Oq fosfor kuchli qaytaruvchi bo'lib, u galogenlar, metallar, bir qator kislota va tuzlar eritmalari bilan shiddatli ta'sirlashadi. Oq fosfor qattiq holatda ham, bug' holatida ham kuchli zaharli moddadir. U, ayniqsa, nafas olish a'zolari va terini juda tez shikastlantiradi.

**Fosfatli minerallar.** Tabiatda 120 dan ortiq turdagi fosfatli minerallar uchraydi. Apatit guruhidagi minerallar, ulardan eng asosiysi ftorapatit — $Ca_5F(PO_4)_3$ eng keng tarqalgan va sanoat ahamiyatiga ega bo'lgan mineral hisoblanadi (3.2-jadval).

*3.2-jadval*

**Apatit guruhi fosfatlarining tarkibi**

| Minerallar | Miqdori, % | | | |
|---|---|---|---|---|
| | $P_2O_5$ | CaO | F(Cl) | $CO_2$ |
| Ftorapatit — $Ca_5(PO_4)_3F$ | 42,24 | 55,58 | 3,77 | — |
| Xlorapatit — $Ca_5(PO_4)_3Cl$ | 42,91 | 55,72 | — | — |
| Gidroksilapatit — $Ca_5(PO_4)_3OH$ | 42,40 | 56,88 | — | — |
| Karbonatapatit — $Ca_{10}P_5CO_{23}(OH)_3$ | 35,97 | 56,79 | — | 4,46 |
| Frankolit — $Ca_{10}P_{5,2}C_{0,8}O_{23,2}F_{1,8}OH$ | 37,14 | 56,46 | 3,44 | 3,54 |
| Kurskit — $Ca_{10}P_{4,8}C_{1,2}O_{22,8}F_2(OH)_{1,2}$ | 34,52 | 56,86 | 3,85 | 5,35 |

Apatitning fosfatli guruhlariga yoki apatitlarga $Ca_{10}R_2(PO_4)_6$ umumiy formulaga ega bo'lgan 42 zarrachadan iborat bo'lgan elementar kristall yacheykali minerallar kiradi (bu yerda R — ftor, xlor yoki gidroksil).

Apatitdagi kalsiyning bir qismi Sr, Ba, Mg, Mn, Fe, shuningdek, uch valentli nodir elementlarning ishqoriy metallar bilan birgalikdagi atomlari bilan almashgan holatda bo'ladi. Apatitning kristall panjarasida kalsiyga nisbatan katta atom massaga ega bo'lgan kationlarning kirishi mineraldagi $P_2O_5$ miqdorining, masalan ftorapatit — $Ca_5F(PO_4)_3$ dagiga nisbatan kamayishiga olib keladi. Masalan, mineralda o'rtacha 2,7% SrO va 1,5% nodir elementlar oksidlarining yig'indisi bo'lsa (nodir elementlarning o'rtacha atom massasi 160), undagi $P_2O_5$ miqdori toza apatitdagi 42,2% o'rniga 40,7% bo'ladi.

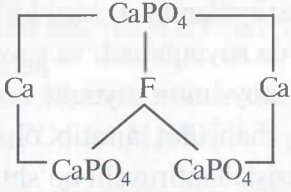
Boshqa apatit minerallari ftorning o'rnini OH, xlor olishi yoki fosfor o'rnini uglerod olishi natijasida hosil bo'lgan mahsulotlar sifatida qaralishi mumkin.

Fosfor kalsiy fosfatlaridan tashqari boshqa minerallar tarkibiga ham kiradi. Ulardan eng muhimlari ambligonit — $LiAl(PO_4)F$, biryuza —

$CuAl_6(PO_4)_4(OH)_8 \cdot 5H_2O$, vavellit — $4AlPO_4 \cdot 2Al(OH)_3 \cdot 9H_2O$, vagnerit — $Mg_2PO_4F$, varissit — $AlPO_4 \cdot 2H_2O$, vivianit — $Fe_3(PO_4)_2 \cdot 8H_2O$, ksenotim — $YPO_4$, libetenit — $Cu_2(PO_4)_3OH$, litiofilit — $Li(Mn, Fe)PO_4$, monatsit — $(Ce,La,Dy)PO_4$, otenit — $Ca(UO_2)_2(PO_4)_2 \cdot 8H_2O$, piromorfit — $Pb_5(PO_4)_3Cl$, triplit — $(Mn,Fe)_2PO_4F$, trifilit — $Li(Fe,Mn)PO_4$ va boshqalar hisoblanadi.

Bu minerallardan ayrimlari nodir elementlar, uran va boshqalar olishning manbayi bo'lib xizmat qiladi, bunday qayta ishlashda hosil qilinadigan fosfor birikmalari esa qo'shimcha mahsulot hisoblanadi.

*Fizik xossalari.* Fosfatli minerallarning fizik xossasi kristall panjarada hosil bo'luvchi ionlar zaryadining kattaligi va ular tuzilishining ixchamligi bilan aniqlanadi. Ftorapatit o'zining tuzilishiga ko'ra, ikki molekula $Ca_5(PO_4)_3F$ dan iborat fazoviy guruhga egadir:




Bunday tuzilish ftorapatit molekulasining termodinamik mustahkamligi bilan izohlanadi. Ftorapatit kristall panjarasining energiyasi ~5300 kkal/mol (NaCl uchun 164 kkal/mol) ga tengdir, ftorapatit kristallarining solishtirma sirt energiyasi ~1520 erg/sm$^2$ (NaCl uchun 160 erg/sm$^2$) ni tashkil etadi.

Ftorapatit fazoviy tuzilishining bunday ifodalanishi ftorning asosiy valentlikdan tashqari qo'shimcha valentlikni ham namoyon etishini ko'rsatadi. Shunday qilib, ftorapatitni markaziy atomi ftor bo'lgan ichki kompleks tuz deb qaralishi mumkin.

Apatitning turli izomorf ko'rinishlari geksagonal singoniyali kristallanadi. Ftorapatit yashil, sarg'ish-yashil rangda, qisman ko'k, pushti yoki safsar ranglar aralashgan yarim shaffof donachalar hosil qiladi. U 1660°C haroratda (xlorapatit esa 1530°C haroratda)

suyuqlanadi. Apatitning zichligi 3,41—3,68 g/sm$^3$ oralig'ida bo'ladi, qattiqligi esa Moos darajasi bo'yicha 5 ga tengdir.

Apatit suvda va 2% li limon kislota eritmasida amalda erimaydi, mineral kislotalarda parchalanadi. 3 mm o'lchamli yirik donachalar shaklidagi karbonatli ko'rinishlari — kurskit, frankolit va karbonat-apatit 3% li HCl eritmasida 1 soat mobaynida deyarli to'la eriydi.

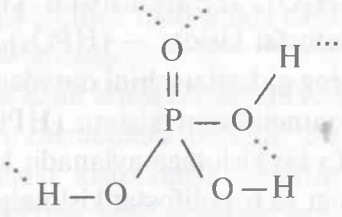
Ftorapatitni suv bug'i ishtirokida 1400—1550°C haroratgacha qizdirilganda gidroksilapatitga, u esa tetrakalsiyfosfat — $4CaO{\cdot}P_2O_5$ (limon kislotada eriydi) va trikalsiyfosfat — $Ca_3(PO_4)_2$ ga aylanadi. Trikalsiyfosfat ikki xil allotropik shaklda mavjud bo'ladi: α-modifikatsiya yuqori haroratda barqaror, 1700°C da suyuqlanadi, limon kislotada eriydi; β-modifikatsiya past haroratda barqaror, limon kislotada erimaydi. α-modifikatsiya 1100°C gacha sovitilganda β-modifikatsiyaga o'tadi. $Ca_3(PO_4)_2$ ni tez sovitilganda past (15—20°C) haroratda ham stabil holatdagi α-modifikatsiya shakli saqlanib qoladi.

**Fosfat kislota va uning xossalari.** *Fizik xossalari.* Toza holatdagi ortofosfat (yoki soddaroq aytilganda fosfat) kislota rangsiz prizmatik kristall bo'lib, 42,35°C da suyuqlanadi va suvda yaxshi eiydi.

Odatda uni quyuq, moysimon suyuqlik holatida olinadi, undan sovitish orqali kristall mahsulot ajratib olinadi. Ko'p hollarda kristallanish faqatgina kristallantiruvchi qo'shimcha (zatravka) qo'shilgandagina amalga oshadi. Buni fosfat kislotaning −121°C gacha qayta sovitish orqali suyuqlikning shishasimon holatga o'tishga va 13°C gacha sovitish orqali 1,88 g/sm$^3$ zichlikka ega bo'lgan moysimon suyuqlikka aylanishga moyilligi orqali izohlanadi.

Ozgina miqdordagi suvning ishtiroki kislota suyuqlanish haroratining pasayishiga olib keladi va uning kristallanishi sekinlashadi. Kristallanish jarayoni 29,32°C da suyuqlanadigan yarim-gidratli fosfat kislota — $H_3PO_4{\cdot}0{,}5H_2O$ hosil bo'lishida tezlashadi.

Fosfat kislota har qanday konsentratsiyadagi suvli eritmalarni hosil qiladi. 0,5°C haroratda suvda 78,7% $H_3PO_4$ eriydi. Fosfat kislota eritmalarining konsentratsiyasi ortishi bilan uning xossalari keskin o'zgaradi — ularning zichligi va qovushqoqligi ortadi va issiqlik sig'imi pasayadi.



*3.5-rasm.* Suvsiz ortofosfat kislotaning tuzilishi.

*Kimyoviy xossalari.* Fosfat kislota va uning kristallogidratlari vodorod bog'lanish orqali bog'langan tetraedrik tuzilishli $PO_4$ guruhdan tarkib topgan bo'ladi (3.5-rasm).

Bu struktura $H_3PO_4$ konsentrlangan eritmasi qiyomsimon holatining tuzilishini ifodalaydi. Tarkibida 50% dan $H_3PO_4$ bo'lgan eritmalarda fosfat anionlari bir-biriga birikishiga nisbatan suv bilan osonlikcha birikadi. Fosfat kislota 350—450°C dan yuqori haroratda kuchsiz oksidlovchi hisoblanadi, shuningdek, kvars bilan ta'sirlashadi. Suyuqlantirilgan holatda u sezilarli darajadagi elektr o'tkazuvchanligiga ega. Bunda:

$$2H_3PO_4 \rightleftarrows H_4PO_4^+ + H_2PO_4^-$$

jarayon sodir bo'lishi ehtimoldan xoli emas.

Fosfat kislota suvli eritmalarda uch asosli va bosqichli dissotsillanadi:

$$H_3PO_4 \rightleftarrows H^+ + H_2PO_4^- \quad K_1 = 7{,}52 \cdot 10^{-3} \quad pK_1 = 2{,}15$$

$$H_2PO_4^- \rightleftarrows H^+ + HPO_4^{2-} \quad K_2 = 6{,}31 \cdot 10^{-8} \quad pK_2 = 7{,}10$$

$$HPO_4^{2-} \rightleftarrows H^+ + PO_4^{3-} \quad K_3 = 1{,}26 \cdot 10^{-12} \quad pK_3 = 12{,}4$$

Ortofosfat kislota fosfat angidrid gidratatsiyasining oxirgi mahsuloti hisoblanadi. Fosfat angidridning suv bilan bosqichli ta'sirlashuvi — gidratlanish darajasi bilan farqlanadigan bir qator fosfat kislotalari hosil bo'lishi bilan boradi. Fosfat angidridning 5 ta asosiy gidratlari mavjud: ortofosfat kislota — $H_3PO_4$ ($P_2O_5 \cdot 3H_2O$), pirofosfat kislota — $H_4P_2O_7$ ($P_2O_5 \cdot 2H_2O$), tripolifosfat kislota —

$H_5P_3O_{10}$ ($3P_2O_5 \cdot 5H_2O$), tetrapolifosfat kislota — $H_6P_4O_{13}$ ($2P_2O_5 \cdot 3H_2O$), metafosfat kislota — $(HPO_3)_n$ ($P_2O_5 \cdot H_2O$).

Fosfat angidridning gidratlanishini quyidagicha tasavvur etish mumkin: dastlab tetrametafosfat kislota $(HPO_3)_4$ yoki $H_4P_4O_{12}$ ga, so'ngra tetrapolifosfat kislotaga aylanadi; keyingi gidratlanish jarayonlarida ortofosfat va tripolifosfat kislotalar aralashmasi hosil bo'ladi. Tripolifosfat kislotaning gidratlanishi quyidagicha bo'ladi:

$$H_5P_3O_{10} + H_2O = H_3PO_4 + H_4P_2O_7$$

Nihoyat pirofosfat kislota suvni biriktirib olib, gidratatsiyaning oxirgi mahsuloti — ortofosfat kislotaga aylanadi.

Fosfat kislotalarning bir-biriga aylanishi qaytar jarayondir. Fosfat kislotani 284°C haroratda qizdirilganda qisman pirofosfat kislotaga aylanadi:

$$2H_3PO_4 = H_4P_2O_7 + H_2O$$

Haroratni 400°C gacha ko'tarish orqali qizdirishni davom ettirish natijasida suvning ajralishi hisobiga shishasimon metafosfat kislota hosil bo'ladi:

$$0{,}5nH_4P_2O_7 = (HPO_3)n + 0{,}5nH_2O$$

Gidratatsiya jarayoni siklik metafosfat kislota hosil bo'lishi bilan tugaydi.

Tarkibida ~68,7% gacha $P_2O_5$ bo'lgan eritmada, asosan, suv va ortofosfat kislota bo'ladi. Pirofosfat kislotaning dastlabki sezilarli miqdorlarini tarkibida 68,8% $P_2O_5$, ya'ni mol nisbati $H_2O:P_2O_5 = \sim 3{,}6$ ga teng bo'lgan eritmadan aniqlash mumkin. 100% li suyuq ortofosfat kislota — ($H_2O:P_2O_5 = 3$) da $P_2O_5$ umumiy miqdorining 12,7% pirofosfat kislota shaklida bo'ladi. Fosfat kislota eritmasida qo'shimchalar (ayniqsa, kristallogidrat hosil qiluvchi tuzlar)ning bo'lishi 68,7% ($P_2O_5$) dan kichik konsentratsiyali fosfat kislota eritmalarida ham pirofosfat va hatto, polifosfat kislotalarining ham bo'lishini ta'minlaydi. Shuning uchun yuqori konsentratsiyali kislotalarni ortofosfat holatida saqlash uchun:

$$2H_3PO_4 \rightleftarrows H_4P_2O_7 + H_2O$$

muvozanatni chapga siljitish maqsadida ortiqcha miqdordagi suv ($H_2O:P_2O_5>3$) talab etiladi.

72,4% $P_2O_5$ dan katta konsentratsiyali fosfat kislotali eritmalar tarkibida polianion zarrachalar bo'ladi. Shuning uchun ularni kondensirlangan fosfat kislotalari, tuzlarini esa polimerli yoki kondensirlangan fosfatlar yoki (olinish usuliga ko'ra) degidratlangan fosfatlar deyiladi.

Hozirgi paytda fosfat kislota bilan bir qatorda orto-, piro-, tripoli-, tetrapoli- va boshqa oktapoli- va nonapolifosfat kislotalarigacha bo'lgan aralashmadan iborat superfosfat yoki polifosfat kislotalari ishlab chiqariladi. Tarkibida ~76% $P_2O_5$ (~105% $H_3PO_4$) bo'lgan superfosfat kislotada: 49% $P_2O_5$ ortofosfat holatida, 42% $P_2O_5$ pirofosfat holatida, 8% $P_2O_5$ tripolifosfat holatida va 1% esa tetrapolifosfat kislota holatida bo'ladi. Superfosfat kislotalariga begona qo'shimchalarning kirishi natijasida fosfat kislotalar kondensirlangan shakllari miqdorlarining ortishini kuzatish mumkin.

Superfosfat kislotalari suyuq suspenziyali o'g'itlar va sintetik yuvuvchi vositalar ishlab chiqarishda muhim amaliy ahamiyatga ega.

**Termik fosfat kislota.** Fosfor — elektrotermik usulda, uni yuqori haroratli elektropechlarda tabiiy fosfatlardan ko'mir yordamida qaytarish orqali olinadi. Elektropechlardan chiqadigan fosfor bug'larini kondensatsiyalash orqali suyuq fosfor va uni tashqi muhit haroratigacha sovitish natijasida qattiq mahsulot olinadi. Suyuq fosfor va uning bug'larini oksidlash (yondirish) yo'li bilan fosfor(V)-oksid — $P_4O_{10}$ va hosil bo'lgan mahsulotni gidratlash natijasida fosfat kislota olinadi. Shunday usulda hosil qilingan kislota termik fosfat kislota (TFK) deb ataladi.

Fosfatlarni termik qayta ishlashning afzalligi — har qanday, shu bilan birgalikda past sifatli fosfatlardan ham yuqori tozalikdagi konsentrlangan (hatto 100% $P_2O_5$ gacha) fosfat kislotalari olish imkoniyati bor. Kislotali qayta ishlash uchun esa yuqori sifatli fosfatlar ishlatiladi, ammo shu o'rinda ham nisbatan past konsentratsiyali va ko'p miqdordagi qo'shimchalar bilan ifloslangan ekstraksion fosfat kislotasi hosil qilinadi. Yetarli darajada toza bo'lishi

lozim bo'lgan ozuqali va texnik fosfatlar, shuningdek, reaktivlarni termik fosfat kislotadan olish usullari ularni ekstraksion kislotadan olishga nisbatan soddaroq va arzonroqdir. Termik fosfat kislota tannarxining qariyb 92% ni fosforning narxi tashkil etadi, chunki uni olishda elektr energiyasi sarfi katta. Konsentrlangan fosforli o'g'itlar olish uchun esa arzon ekstraksiyali kislota ishlatiladi.

Sanoatda tarkibida 73% dan kam bo'lmagan $H_3PO_4$ (52,9% $P_2O_5$) li A (ozuqa maqsadlari uchun) va B (texnik) markali mahsulot sifatidagi termik fosfat kislota ishlab chiqariladi. Reglament bo'yicha 1- va 2-nav texnik kislotadagi qo'shimchalarning miqdori mos holda (% da) quyidagicha: xloridlar — 0,01 va 0,02; sulfatlar — 0,015 va 0,02; nitratlar — 0,0005 va 0,001, temir — 0,01 va 0,015; og'ir metallar — 0,002 va 0,005; mishyak — 0,006 va 0,008 dan ko'p bo'lmasligi belgilanadi. Ozuqa maqsadlari uchun ishlab chiqariladigan kislotada esa (% da): mishyak — 0,0003, qo'rg'oshin — 0,0005, nitrat 0,0003 dan ko'p bo'lmasligi lozim.

*Elektrotermik usulda fosfor olishning fizik-kimyoviy asoslari.* Fosfor ishlab chiqarish uchun fosforit, flus (qum) va qaytaruvchi (koks)dan iborat uch komponentli shixta ishlatiladi. Bu shixta xomashyoli elektrotermik pechlarda qayta ishlanadi. Fosfatli pech kimyoviy reaktor hisoblanadi, unda suyuqlanish va kimyoviy ta'sirlashuv jarayonlari sodir bo'ladi. Pechning reaksion qismini shartli ravishda to'rtta qismga: yuqori – shixtani qizdirish va qattiq fazali reaksiyalar qismi; quyi – minerallarni suyuqlantirish, qattiq va qiyin suyuqlanadigan komponentlarni suyuqlanmada eritish hamda fosfat-kremniyli suyuq fazani hosil qilish qismi; yanada quyi – kalsiy fosfatni $SiO_2$ ishtirokida qaytarishning asosiy kimyoviy reaksiyasi amalga oshiriluvchi uglerodli qismi; eng quyi – dashqol va ferrofosfor qismiga ajratish mumkin.

Qum ishtirokida kalsiy fosfatni uglerod bilan fosforgacha qaytarishni umumiy holatda quyidagicha ifodalanadi:

$$Ca_3(PO_4)_2 + 5C + nSiO_2 = 3CaO \cdot nSiO_2 + 5CO + P_2$$

Bu 1000—1300°C haroratda katta miqdordagi (qariyb 1600 kJ/mol) issiqlikning yutilishi hisobiga boradigan endotermik reak-

siyani pechdan dashqolni ajratib olishni osonlashtirish maqsadida 1400—1600°C da amalga oshiriladi.

Aslida kalsiy fosfatni qaytarilish mexanizmi murakkab bo'lib, jarayonning o'zi ko'p bosqichlidir. Zamonaviy tushunchalarga muvofiq bu mexanizmni quyidagicha talqin etilishi mumkin. Fosfat-kremniyli suyuqlanmada boshlang'ich fosfatli minerallarni eritish yoki suyuqlantirish natijasida hosil qilingan suyuqlanmaga kalsiy fosfat kiritiladi. Suyuqlanmada $Ca_3(PO_4)_2$ qisman $Ca^{2+}$, $PO_4^{3-}$, $P^{5+}$, $O^{2-}$ ionlariga dissotsillanadi. Bundan tashqari, kalsiy fosfat PO va $PO_2$ hosil qilgani holda parchalanishi mumkin:

$$Ca_3(PO_4)_2 = 3CaO + 2PO + 1{,}5O_2$$

$$Ca_3(PO_4)_2 = 3CaO + 2PO_2 + 0{,}5O_2$$

Shunday qilib, suyuqlanmada uglerodning sirtiga diffuziyalanuvchi harakatchan fosfatli zarrachalar (molekulalar, ionlar) hosil bo'ladi. Gazlarning to'xtovsiz ajralishi va qisman konvektiv oqimi tufayli reaksiya qismida suyuqlanma bilan uglerodning ta'sirlashuvi uchun qulay sharoit yuzaga keladi. Bu ta'sirlashuv reaksiyasini quyidagicha ifodalash mumkin:

$$Ca_3(PO_4)_2 + 5C = 3CaO + P_2 + 5CO$$

$$PO_4^{2-} + C + 3SiO_2 = P_2 + CO + 3SiO_3^{2-}$$

$$Ca_3(PO_4)_2 = 3CaO + 2PO + 1{,}5O_2$$

$$2PO + 2C = P_2 + 2CO$$

$$2C + O_2 = 2CO$$

Birinchi reaksiya dissotsillanmagan kalsiy fosfatning uglerod sirtida diffuziyalanishiga bog'liq. Uning borishini ta'minlash uchun kontakt qismdan CaO ni yo'qotib turilishi kerak, chunki kalsiy oksidning to'planishi reaksiyaning to'xtashiga olib keladi. Ikkinchi reaksiya bo'yicha qaytarilish tezligi kontakt qismda uglerod bilan $SiO_2$ ning o'zaro to'qnashishiga bog'liq. Qolgan reaksiyalar kalsiy fosfatning fosfor quyi oksidlarini hosil qilib, termik dissotsillanishi orqali sodir bo'luvchi jarayonlarni ifodalaydi.

Shuni ham ta'kidlash lozimki, fosforning qaytarilish jarayonida $SiO_2$ yoki silikat ionlar hal qiluvchi vazifani o'taydi. Uning CaO bilan bog'lanishi hisobiga fosfatning dissotsillanishi tezlashadi va qiyin suyuqlanuvchan ($t_s$ = 2580°C) kalsiy oksidning nisbatan oson suyuqlanadigan kalsiy silikat holatida yo'qotilishini ta'minlaydi, bunda suyuq holatdagi quyqum pechdan osonlik bilan chiqariladi.

Shunday qilib, qaytarilish sxemasida quyidagi jarayonlar shakllantiriladi: 1) boshlang'ich materiallar (shixta) ni suyuqlantirish va undan namlikni yo'qotish; 2) suyuqlanmaga kalsiy fosfat va kremniy oksid kiritish; 3) $Ca_3(PO_4)_2$ ni yanada oddiy zarracha va ionlarga parchalash; 4) ularni uglerod sirtiga diffuziyalash; 5) silikat zarrachalarini uglerod sirtiga diffuziyalash; 6) uglerod bilan $P_2$, CO va CaO hosil qilish orqali ta'sirlashish; 7) reaksiya doirasidan CaO ni kalsiy silikat shaklida ($SiO_3^{2-}$ ionlari bilan birgalikda) yo'qotish.

Kalsiy fosfatning uglerod bilan ta'sirlashuv tezligi harorat, kislotalilik moduli ($M_k$; $SiO_2$:CaO ning massa nisbati) va boshlang'ich materiallar sifati bilan aniqlanadi. Kislotalilik moduli va $P_2O_5$ miqdori bo'yicha shixta, pechdagi suyuqlanma va dashqolning tarkibi haqida fikr yuritish mumkin.

Kalsiy fosfatdan fosforning qaytarilishi shixtadagi qo'shimchalarning ishtirok etishi sabab bo'ladigan qo'shimcha: karbonat va sulfatlarning parchalanishi, sulfid va sulfatlardan vodorod sulfidning hosil bo'lishi va boshqa jarayonlarning sodir bo'lishi bilan kechadi. Xomashyoda namlikning bo'lishi pechning yuqori doirasida fosfor gidridlari – fosfin — $PH_3$, difosfan — $P_2H_4$, ya'ni ma'lum miqdordagi fosforning yo'qotilishi hisobiga hosil bo'lishiga olib keladi. Yuqori haroratda $PH_3$ ni elementlardan to'g'ridan to'g'ri sintez qilib bo'lmaydi. Lekin 400—1000°C harorat chegarasida suv (shuningdek, $CO_2$) fosfor bug'lari bilan to'xtovsiz ta'sirlashadi va $P_4O_6$, $H_3PO_4$, $PH_3$ hosil qiladi:

$$P_4 + 6H_2O = P_4O_6 + 6H_2$$

$$P_4O_6 + 6H_2O = 4H_3PO_3$$

$$4H_3PO_3 = 3H_3PO_4 + PH_3$$

Boshlang'ich xomashyo tarkibidagi temir birikmalarining qaytarilishi va pechda almashinuv jarayonlari sodir bo'lishi natijasida temir fosfidlari $Fe_3P$, $Fe_2P$, FeP hosil bo'ladi:

$$Fe_2O_3 + C = 2Fe + 3CO$$

$$2Fe + P_2 = 2FeP$$

$$4Fe + P_2 = 2Fe_2P$$

Pechdan ajratib olinadigan ferrofosfor deb ataluvchi temir fosfidlari aralashmasida 15—28% P bo'ladi. Uni pechdan suyuqlanma holatida yo'qotiladi.

Qumning uglerod bilan ta'sirlashuvi elementar kremniy, kremniyning monooksidi va karbidi hosil bo'lishiga olib keladi:

$$SiO_2 + 2C = Si + 2CO$$

$$SiO_2 + C = SiO + CO$$

$$SiO_2 + 3C = SiC + 2CO$$

Ularning temir bilan ta'sirlashishi natijasida ferrosilitsiy hosil bo'ladi:

$$Si + Fe = FeSi$$

$$2SiO + Fe = FeSi + SiO_2$$

$$SiC + 4Fe = FeSi + Fe_3C$$

Qaytarilgan kremniyning qariyb 40% ferrosilitsiyga o'tadi, qolgan 60% pechdan chang tarzida chiqib ketadi.

Dashqoldagi erkin $SiO_2$ miqdorining kamayishi, shuningdek, uning qayta ishlanadigan tabiiy fosfatlar tarkibidagi $CaF_2$ bilan ta'sirlashishi tufayli ham sodir bo'lishi mumkin:

$$3SiO_2 + 2CaF_2 = 2CaSiO_3 + SiF_4$$

Bu reaksiya natijasida ma'lum miqdordagi ftor dashqoldan gazli fazaga o'tadi.

Pechdagi yuqori harorat ishqoriy metall oksidlarini bug'latish (vozgonka) imkoniyatiga ega. Ularning pechdan yo'qotilishi xomashyo tarkibidagi umumiy miqdorining 15% ni tashkil etadi.

*Oq (sariq) fosforning olinishi.* Oq (sariq) fosfor ishlab chiqarish sxemasiga: boshlang'ich xomashyo (fosforit, kvarsit, koks) ni qabul qilish; uni joylashtirish bo'yicha ishlar; rudalarni termik tayyorlash; shixtani tayyorlash; elektropechlarda fosfatning qaytarilishi, pechdan chiquvchi gazni tozalash va undan fosfor bug'larini kondensatsiyalash, tayyorlangan mahsulotni omborga uzatish kiradi.

Fosfor olish uchun, ko'pincha, nisbatan yuqori bo'lmagan miqdorda (21—23%) $P_2O_5$ tutgan, yuqori miqdorda (10% gacha) qumtuproq, ishqoriy metallar birikmalari, oltingugurt birikmalari va boshqa qo'shimchalari bo'lgan fosforitlar ishlatiladi. Flus sifatida esa tarkibida 92% dan ko'p $SiO_2$, 2% dan kam $Fe_2O_3$ bo'lgan yuqori sifatli kvarsitlar ishlatiladi. Qaytaruvchi sifatida 80—85% uglerodli koks qo'llaniladi; undagi kul miqdori 12% atrofida, oltingugurt miqdori 0,7% gacha bo'ladi.

Ko'pchilik hollarda jarayonning texnik-iqtisodiy ko'rsatkichlari shixtani tashkil etuvchi komponentlar sifatiga bog'liq. Boshlang'ich materiallar zarrachalar o'lchami bo'yicha bir jinsli bo'lishi lozim. Ularning tarkibidagi karbonatlar va zararli qo'shimchalar ($Fe_2O_3$, $K_2O$ va boshqalar)ning miqdori minimal bo'lishi lozim. Karbonatlar miqdorining ko'p bo'lishi ularning dissotsillanishi uchun energiya sarfini va ajraladigan $CO_2$ ni CO gacha qaytarish uchun koks sarfini oshiradi.

Fosfatli xomashyo sifatini yaxshilash maqsadida dastlabki qayta ishlovdan o'tkaziladi. 10—70 mm o'lchamli bo'laklardan iborat rudani karbonatsizlantirish uchun teshikli shaxtali pechlarda kuydiriladi, mayda (bo'laklar o'lchami 10 mm dan kichik) bo'lakchalari namlangan holda bog'lovchi materiallar (masalan, tuproq) bilan qorishtirilib guvalachalarga aylantiriladi va konveyerli kuydirish mashinalarida kuydiriladi.

Flus sifatida ishlatiladigan kremniyli fosfatli jinslar va koks oldindan quritiladi.

Shixta fosforit yoki apatitning (bo'laklar o'lchami 50—60 mm li) va koks yoki antratsitning (bo'laklar o'lchami 4—6 mm li) bo'laklaridan tarkib topgan bo'ladi. Xomashyo oldindan maydala-

nadi va quritiladi. Maydalashdan so'ng, elangan mayda ruda va mayda fraksiya aglomeratsiyalanadi yoki briketlanadi.

Fosfor olish uchun shixta o'lchash bo'linmalarida tayyorlanadi, u yerda mayda fraksiyalardan dastlabki elangan komponentlarni elektropechga uzatish uchun konveyerga belgilangan me'yorda (kimyoviy tahlil natijalariga muvofiq holda) beriladi. Shixta tarkibini hisoblashda fosforit (F) va kvarsit (K) nisbati tanlangan kislotalilik moduli va undagi CaO, MgO, $SiO_2$ va $Al_2O_3$ miqdori bo'yicha aniqlanadi:

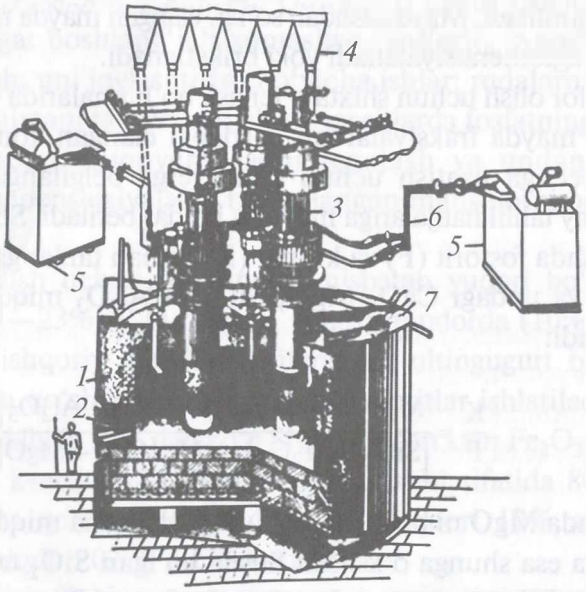
$$\frac{K}{F} = \frac{M_k\left[CaO + MgO\right]_f - \left[SiO_2 + Al_2O_3\right]_f}{\left[SiO_2 + Al_2O_3\right]_k - M_k\left[CaO + MgO\right]_k}$$

Bunda MgO ni bog'lash uchun qo'shimcha miqdordagi $SiO_2$, $Al_2O_3$ ga esa shunga o'xshash flusda bo'lgan $SiO_2$ talab etilishini hisobga olish kerak. Agarda tabiiy fosfat tarkibida qum miqdori yetarlicha bo'lmasa, shixtaga qo'shimcha miqdorda yirik qum yoki maydalangan kvars qo'shiladi.

Belgilangan me'yordagi koksning berilishi fosfatning, uglerod dioksid (CO gacha 80% ga), temir oksidining (80% ga) qaytarilish reaksiyasini va suvning CO va $H_2$ hosil qilishi orqali (80% ga) parchalanishini hisobga olgan holda amalga oshiriladi; bunda 10% gacha ortiqcha miqdordagi uglerod beriladi.

Kalsiy fosfatning fosforgacha qaytarilishi shixtaga ko'mir yoki grafit elektrodlar tushirilgan uch fazali elektr pechlarda amalga oshiriladi (3.6-rasm). Qizdirish shixtaning qarshiligi hisobiga elektrodlar orasida hosil bo'ladigan elektr yoyi alangasida amalga oshiriladi. Pechning silindrik g'ilofiga qalinligi 20—25 mm bo'lgan uglerodli po'lat payvandlangan bo'ladi. Pechning ustki va reaksion qismlarining orasi ko'mir bloklardan tayyorlangan.

Ko'mir elektrodlari uglerodli materiallar – toshko'mir, koks, elektrodli qoldiqlar va boshqalar aralashmasining toshko'mir smolasi bilan kuydirilishi orqali tayyorlanadi. Ular bilan 3—4 A/sm² tok zichligida ishlanadi. Grafitli elektrodlarda esa tok zichligi yuqoriroq (7—12 A/sm²) bo'ladi. Elektrodlar diametri 1,4—1,7 m bo'ladi.




*3.6-rasm.* Fosforni haydash uchun elektrodlari uchburchakli joylashgan uch fazali elektropech: *1*—pechning g'ilofi; *2*—dashqol cho'michli quygichi; *3*—elektrod ushlagich; *4*—shixta komponentlari uchun teshikli bunkerlar; *5*—transformator; *6*—shinalar; *7*—gaz chiqarish qismi.

Elektrodlar suv bilan sovitiladigan metall elektrod ushlagich yordamida pechga mahkamlanadi. Elektrodli materialning shixtaga botib turuvchi qismi reaksiya paytida qatnashib, o'z-o'zidan yo'qolib boradi. Shuning uchun vaqt-vaqti bilan elektrodlarni chiqarib olib (boshqasi bilan almashtirib, unisi ta'mirlanadi). Ko'p hollarda o'z-o'zidan kuyuvchi elektrodlar qo'llaniladi.

Fosforni haydash uchun pechlarning quvvati 25—50 ming kVt va undan katta bo'ladi. Bunday pechlar vannasining diametri 8,5 m (g'ilof diametri 10,5 m) gacha yetadi. Ularda sutkasiga 60 t gacha fosfor ishlab chiqariladi. Yuqori quvvatdagi pechlar ishlatilganda fosfor ishlab chiqarishga sarflanadigan energiya kamayadi. Masalan, 5 ming kVt quvvatdagi pechda 1 t fosfor ishlab chiqarish uchun 17,5—18 ming kVt·soat (63—65 ming mJ), 25—50 ming kVt quvvatdagi pechda esa energiya sarfi 14—15 ming soat (50—54 ming mJ)

gacha kamayadi. O'rtacha quvvatdagi pechlarda kuchlanishi 170—260 V bo'lgan o'zgaruvchan tok tarmog'idan foydalaniladi. 35—50 ming kVt quvvatli pechlar 300—500 V kuchlanishda ishlaydi.

Pech vannasidagi suyuq ferrofosfor va dashqol (shlak) ning harorati 1500°C gacha bo'lganligi uchun uning ichki yuzasi o'tga chidamli maxsus materiallar bilan qoplanadi. Futirovkalar kimyoviy tarkibi va o'tga chidamliligi jihatlaridan kislotali, asosli va neytral materiallarga bo'linadi: kislotali o'tga chidamli materiallar (kvarsli qum va dinas g'isht) tarkibida 95% gacha $SiO_2$ bo'ladi, kislota ta'siriga yaxshi chidamli bo'ladi va 1800°C li haroratgacha o'tga chidamlidir; asosli o'tga chidamli materiallar (magnezit kukuni va undan quyilgan g'isht) tarkibida 93—94% gacha MgO bo'ladi, ular ishqoriy ta'sirlarga chidamli va 2200°C gacha bardoshlidir. Pech vannasining pastki qismi shunday usullarda furerovka qilinadi. Xromli g'isht, giltuproq, shamot kukuni va undan quyilgan g'isht neytral o'tga chidamli materiallar qatoriga kiradi, ular arzon va 1800°C haroratgacha chidamli bo'ladi. Pech vannasining yuqori qismi shamotli g'isht bilan qoplanadi.

Gazlar pechning yuqori qismidan ~300°C haroratda chiqadi. Pech qopqog'idagi teshikdan tushiriladigan shixta dashqolning undan chiqishiga mos holda kiritiladi va harorat ta'sirida dastlab kuyadi, so'ngra suyuqlanadi hamda dashqol va ma'lum miqdordagi ferrofosfor holatida pechdan chiqariladi.

Xizmat ko'rsatishni osonlashtirish maqsadida yuqori quvvatli pechlarda elektrodlarning (ya'ni, kuchlanish bo'yicha ish va quvvat doimiyligi), gazlar bosimining va shixta komponentlarini kiritishning avtomatlashtirilgan boshqarish tizimlaridan foydalaniladi.

Fosfatdan fosforning to'la qaytarilishi haqida fosforning qaytarilish koeffitsiyenti – pechdan gaz bilan birgalikda va ferrofosfat ko'rinishida chiqadigan fosfor miqdorining, uning shixtadagi miqdoriga nisbati orqali ifodalangan kattalikdan bilib olish mumkin. Odatda, elektropechlardagi fosforning qaytarilish koeffitsiyenti 0,96—0,97 ga teng. Shixtadagi temir qanchalik kam bo'lsa, *haydalish*

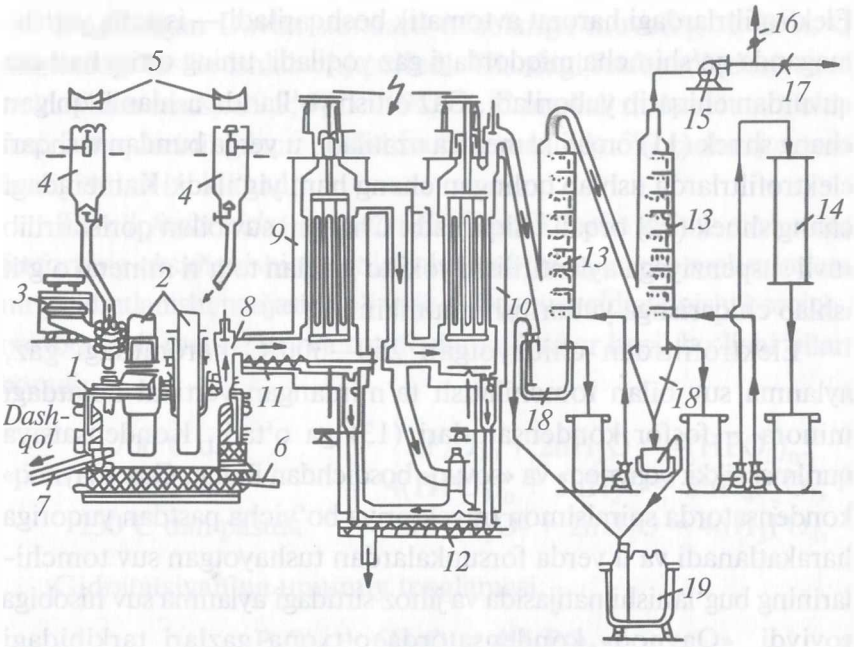
*(vozgonka) koeffitsiyenti* — gaz bilan chiqadigan fosfor miqdorining, uning shixtadagi miqdoriga nisbati shunchalik ko'p bo'ladi. Elektropechlardagi fosforning haydalish koeffitsiyenti, odatda, 0,95 atrofida bo'ladi.

Pechdan chiqadigan dashqol quyma buyumlar (kimyoviy jihoz detallari, yo'l qurilishi uchun plitkalar va hokazo), dashqolli sement va g'ishtlar, issiqlik himoya materiallari va boshqalar tayyorlashda ishlatiladi. Dashqolning taxminiy tarkibi: 38—44% $SiO_2$, 2—5% $Al_2O_3$, 0,5—1% $Fe_2O_3$, 44—48% CaO, 0,5—7% MgO, 0,5—3% $P_2O_5$. Dashqol ostida yig'iladigan ferrofosfor temir fosfidlari ($Fe_2P$ va $Fe_2O_3$) va unga qo'shimcha sifatida oz miqdordagi boshqa metallarning (marganes, xrom va hokazo) fosfidlaridan iborat. Uning tarkibida 21—27% fosfor, 67—73% temir va oz miqdorda uglerod, kremniy qo'shimchalari bo'ladi. U, asosan, metallurgiya sanoatida ishlatiladi.

1 t fosfor olishda 10500 kJ/$m^3$ issiqlik beruvchi 2500—3000 $m^3$ (n.sh. da) pech gazi, 25—27 kg ferrofosfor, 10—12 t dashqol hosil bo'ladi. Pechdan chiqadigan gaz tarkibida 0,2—2,15 g/$m^3$ fosfor bug'lari, 60—85% CO, 3,4—16,5% $CO_2$, 6—10% $N_2$ (% lar hajm bo'yicha), qo'shimcha $H_2S$ va boshqalar bo'ladi.

Sariq fosfor ishlab chiqarish sxemasi 3.7-rasmda keltirilgan. Elektropech (1) ga shixta tashlash uchun uning tepasiga yuklash bunkerlari (4) joylashtirilgan, ulardan shixta pechning kesim yuzasi bo'yicha bir xilda taqsimlanadi. Shixta yuklash bunkerlariga transportyor (5) yordamida uzatiladi. Tashqaridan havo kirishi va uning natijasida fosfor yonishining oldini olish maqsadida pechda va pechdan chiqadigan gazlar o'tadigan barcha jihozlarda 0,3—0,6 kPa bosim ushlab turiladi. Bunker doimo shixtaga to'ldirilgan va qopqog'i berkitilgan bo'ladi. Uning pastki qismidan esa sexning atmosferasiga zararli pech gazlarining chiqib ketishiga yo'l qo'ymaydigan bufer bo'lib xizmat qiluvchi azot muntazam ravishda berib turiladi.

Pechdan ferrofosfor cho'michli quygichi (6) orqali quyqum ostida yig'iladigan ferrofosfor davriy ravishda (sutkasiga 1—2 marta) temiryo'l iziga o'rnatilgan kovshga quyiladi. Undan yuqoriroqda




*3.7-rasm.* Sariq fosfor ishlab chiqarish:
*1*—elektropech; *2*—elektrodlar; *3*—transformator; *4*—yuklash bunkeri; *5*—transportyor; *6*—ferrofosfor cho'michli quygichi; *7*—dashqol chiqarish tuynugi; *8*—gaz yig'gich; *9, 10*—elektrofiltrlar; *11, 12*—chang uchun shneklar; *13*—kondensatorlar; *14*—bug' ejeksiyali qurilma; *15*—gaz haydagich; *16*—gazni yoqish quvuri; *17*—gaz o'tkazish quvuri; *18*—suyuq fosforni yig'gich; *19*—suyuq fosforni saqlagich.

joylashgan boshqa ikkita dashqol chiqarish tuynugi (7) orqali muntazam ravishda dashqol chiqarilib turiladi.

Pechdan chiqadigan gaz gaz yig'gich (8) orqali pech changlaridan tozalash uchun elektrofiltrlar (9) va (10) ga o'tadi. Elektrofiltrlar 40000—80000 V kuchlanish bilan ishlaydi. Fosfor kondensatsiyalanishining oldini olish uchun elektrofiltrlardagi harorat 280—300°C da ushlab turiladi. Shu maqsadda elektrofiltrlar va gaz o'tish yo'llarining sirti g'isht bilan qoplanadi. G'ilof bilan elektrofiltrlar orasida o'txona gazlari aylanuvchi bo'shliq bo'ladi va shu orqali elektrofiltrdagi harorat belgilangan darajada ushlab turiladi.

Elektrofiltrlardagi harorat avtomatik boshqariladi — issiqlik yetishmaganda qo‘shimcha miqdordagi gaz yoqiladi, uning ortiqchasi esa quvurdan chiqarib yuboriladi. Gaz o‘tish yo‘llarida ushlanib qolgan chang shnek (11) orqali kameraga uzatiladi, u yerda bundan tashqari elektrofiltrlarda ushlab qolingan chang ham yig‘iladi. Kameradagi chang shnek (12) orqali chiqariladi. Changni suv bilan qorishtirilib suvli suspenziyaga aylantirilishi yoki to‘g‘ridan to‘g‘ri mineral o‘g‘it ishlab chiqarishga yuborilishi mumkin.

Elektrofiltrdan chiqayotgan 250—300°C haroratdagi gaz, aylanma suv bilan tomchilatish ta’minlangan vertikal holatdagi minora – fosfor kondensatorlari (13) ga o‘tadi. Kondensatsiya qurilmasi ikki: «qaynoq» va «sovuq» bosqichdan iborat. Gaz «qaynoq» kondensatorda spiralsimon trayektoriya bo‘yicha pastdan yuqoriga harakatlanadi va u yerda forsunkalardan tushayotgan suv tomchilarining bug‘lanishi natijasida va jihoz sirtidagi aylanma suv hisobiga soviydi. «Qaynoq» kondensatorda o‘txona gazlari tarkibidagi fosforning 99% miqdori kondensatlanadi. Gazni sovitish va fosforni yuvish uchun suv yopiq kontur: fosfor yig‘gich – nasoslar – o‘tkazuvchi quvurlar – forsunka – fosfor yig‘gich bo‘yicha aylanadi.

O‘txona gazi, tarkibidagi fosforni yanada ko‘proq ajratib olinishini ta’minlash maqsadida, «qaynoq» kondensatordan «sovuq» kondensatorga uzatiladi. Bu kondensatorda bug‘ ejeksiyali qurilma (BEQ) (14) yordamida sovitilgan aylanma suvdan foydalaniladi. «Sovuq» kondensatorda gaz harorati 27 dan 17°C gacha pasayadi va bunda fosforning ajralish darajasi 99,95% gacha yetadi.

Kondensatorlardagi aylanuvchi suv vaqt-vaqti bilan neytrallab turiladi, chunki gaz tarkibidagi kislotali oksidlarning gidrolizi va $SiF_4$ ning gidrolizi hisobiga $H_2SiF_6$ ning hosil bo‘lishi natijasida suvning kislotaliligi ortib ketadi va jihozlarning korroziyalanishi kuchayadi. Neytrallash uchun soda eritmasi yoki ammiakli suv ishlatiladi.

O‘txona gazi kondensatordan gaz haydagich (15) orqali chiqarib yuboriladi. Fosfordan tozalangan gaz yoqilg‘i sifatida foydalanilishi yoki yoqilg‘i yondirgich (16) da yoqib yuborilishi mumkin.

Belgilangan Davlat standarti talablariga muvofiq, A, B va C markadagi fosfor ishlab chiqariladi. Ulardagi fosfor miqdori, mos holda (kam emas): 99,9; 99,5 va 94,5%. C markali mahsulot tarkibida fosfor miqdorining kam bo'lishi uning tarkibida 5% gacha quyqum borligi bilan izohlanadi.

*Termik fosfat kislotaning olinishi.* Termik fosfat kislota elementar fosforning oksidlanishi (yondirilishi) va hosil qilingan mahsulotlarning gidratlanishi natijasida olinadi. $P_4O_{10}$ ning gidratlanishi bosqich-ma-bosqich meta-, di- va ortofosfat kislotalar hosil bo'lishi bilan boradi:

| | |
|---|---|
| 700°C da | $nP_4O_{10} + 2nH_2O = 4(HPO_3)_n;$ |
| 450°C da | $4(HPO_3)_n + 2nH_2O = 2nH_4P_2O_7;$ |
| 230°C dan pastda | $2nH_4P_2O_7 + 2nH_2O = 4nH_3PO_4;$ |

Gidratatsiyaning umumiy tenglamasi:

$$P_4O_{10} + 6H_2O = 4H_3PO_4$$

orqali ifodalanadi.

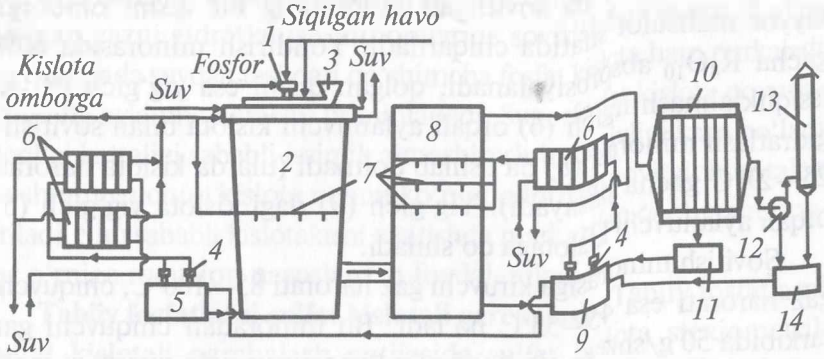
1 kg fosforning yonishida ajraladigan issiqlik miqdori 23614 kJ ni, gidratlanishi natijasida esa 3035 kJ (yoki 1 kg $H_3PO_4$ ga 1017 kJ) ni tashkil etadi. $H_3PO_4$ ni mahsulot kislotasi konsentratsiyasigacha suv bilan suyultirilganda qo'shimcha miqdordagi issiqlik ajralib chiqadi. Texnik termik kislotada 73% dan kam bo'lmagan $H_3PO_4$ bo'ladi.

Termik fosfat kislota ikki: bir bosqichli va ikki bosqichli usullar bilan olinishi mumkin. Bir bosqichli usul pechdan chiqayotgan gazni (fosfor bug'larini oldindan kondensatlanmasdan) yoqish va hosil bo'lgan $P_4O_{10}$ ning gidratlanishiga asoslangan. Bu usul soddaligiga qaramay, kam qo'llaniladi, chunki pech gazi tarkibidagi fosfor bug'larining konsentratsiyasi oz bo'lganligi sababli uni qayta ishlashda juda yirik, katta o'lchamdagi jihozlar talab etiladi. Bundan tashqari, gaz tarkibidagi begona qo'shimchalar (chang) hosil qilinadigan kislotani ifloslantiradi. Bu usulning asosiy kamchiligi shundaki, fosfor pechi va fosfat kislota olish tizimlari bir vaqtda ishlashi talab etiladi.

Termik fosfat kislota, asosan, ikki bosqichli usulda, ya'ni fosfor pechi tarkibidagi gazdan fosforni kondensatlash va so'ngra uni fosfat kislotaga aylantirish orqali ishlab chiqariladi. Bunda toza holdagi kislota olinadi va fosforning kondensatlanishidan keyingi qolgan yuqori kaloriyali gazdan foydalanish imkoniyati yaratiladi.

Fosforning oksidlanishi va $P_4O_{10}$ ning gidratlanishi natijasida katta miqdordagi issiqlik ajralib chiqadi va undan hozircha foydalanilmaydi. Tizim issiqlik ajratish usullari bo'yicha sirkulatsion (sovituvchi suvning issiqligini ajratib olish bilan) va bug'latgichli (bug'lanuvchi suvning issiqligini ajratib olish bilan) ishlab chiqarishga bo'linadi. Sirkulatsion tizimlardan elektrofiltr yoki skrubberli sirkulatsion bir minorali va sirkulatsion ikki minorali tizim keng tarqalgan. Odatda, sirkulatsion ikki minorali tizim keng qo'llaniladi. Bug'latgichli tizim esa ishlab chiqarishning kelajakdagi istiqboliga daxldordir. Sirkulatsion tizimdan farqli o'laroq, ularda nasos-sovitgichli jihozlarga ehtiyoj yo'q, shu sababli energetik xarajatlar kam talab etiladi. Lekin ularning asosiy kamchiligi shundan iboratki, minoradagi gidratlanishda suvning bug'lanishi tufayli hosil bo'ladigan chiqib ketuvchi gaz hajmining ko'payishi hisobiga va shuning uchun uning tarkibidagi kislota tomchilarini ushlab qolishga katta o'lchamdagi elektrofiltr qurilmalar talab etiladi.

3.8-rasmda sirkulatsion ikki minorali tizimda fosfat kislota ishlab chiqarish sxemasi keltirilgan. Suyuq fosfor ombordan nasos yordamida dozator orqali yondirish minorasi (2) ning forsunkasi (1) ga beriladi. Yondirish minorasi kesik konus (pastki qismi kichrayib boradigan) shaklida bo'ladi, hosil bo'lgan kislota tomchilari minoraning ichki devorlarida bir tekisda tarqalib, yupqa qavat hosil bo'lishini ta'minlaydi va suyuqlik pastga devor yuzasidan oqib tushadi. Bu esa minora ichki devorini qaynoq fosfor alangasining yemiruvchilik ta'siridan saqlaydi. Fosfor yonishining nazariy harorati 3500°C atrofida bo'ladi. Ammo, fosforning yonishida ikki hissa ko'p miqdordagi havo ishlatiladi va natijada alanga harorati 2100—1800°C gacha pasayadi. Gazning keyingi sovishi kislotadagi suvning bug'lanishi hisobiga ketadi. Havoning ortiqcha miqdorda olinishi fosforning quyi oksidlari hosil bo'lishining, ularning gidratlanishi




*3.8-rasm.* Sirkulatsion ikki minorali tizimda termik fosfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *1*—forsunka; *2*—yondirish minorasi; *3*—ikkilamchi havoni uzatish uchun chig'anoq; *4*—yuklash nasoslari; *5*—yondirish minorasi aylanuvchi kislotasining yig'gichi; *6*—plastinkali issiqlik almashtirgich; *7*—kislotali forsunka kanal (kollektor) lari; *8*—sovitish-gidratlash minorasi; *9*—sovitish-gidratlash minorasi aylanuvchi kislotasining yig'gichi; *10*—elektrofiltr; *11*—kislota yig'gich; *12*—quyruq-simon gaz ventilatori; *13*—gaz chiqarish quvuri; *14*—kondensat yig'gich.

natijasida esa mahsulotni ifloslantiruvchi kislotalar ($H_3PO_2$, $H_3PO_3$) hosil bo'lishining olidini olish uchun zarurdir.

Gaz haroratining yuqori (800—1000°C) bo'lishi hisobiga $P_2O_5$ ning gidratlanishida dastlab bug' holatdagi metafosfat kislota, uning keyinchalik sovitilishi va gidratlanishidan tumansimon ortofosfat kislota hosil bo'ladi. Fosforning changlanishi forsunkaga keluvchi bug' bilan 70—80°C gacha qizdirilgan birlamchi siqilgan havo yordamida amalga oshiriladi. Ikkilamchi havo yondirish minorasiga chig'anoq (3) orqali yuboriladi. Fosforning oksidlanishidan ajraladigan issiqlik minora tomi qismidan uzatiladigan aylanuvchi suvga hamda yig'gich (5) va issiqlik almashtirgich (6) orqali minoraning yuqorisiga 46—50°C haroratda yuklash nasosi (4) yordamida quyiladigan aylanuvchi fosfat kislotaga yuttiriladi va bu suyuqliklar minoraning devorlaridan yupqa qavat hosil qilgan holda oqib tushadi. Bundan tashqari, kislota minora ichida joylashtirilgan uch qavat kislotali forsunkalar (7) da sachratiladi. Issiqlik

almashtirgich (6) da sovitilgan kislotaning bir qismi omborga tayyor mahsulot sifatida chiqariladi. Yondirish minorasida 60% gacha $R_4O_{10}$ absorbsiyalanadi, qolgan qismi esa yig'gich (9) va issiqlik almashtirgich (6) orqali aylanuvchi kislota bilan sovitish-gidratlash minorasi (8) da ushlab qolinadi (ularda kislota harorati 25—27°C gacha pasayadi). Yig'gich (9) dagi kislota yig'gich (5) orqali aylanuvchi kislotaga qo'shiladi.

Sovitish minorasiga kiruvchi gaz harorati 85—100°C, chiquvchi gaz harorati esa 45—55°C bo'ladi. Bu minoradan chiquvchi gaz tarkibida 50 g/sm³ (n.sh. da) fosfat kislota tumani holatidagi $P_2O_5$ bo'ladi. Uni elektrofiltr (10) da tutib qolinadi. Umumiy tutib qolish darajasi 99,9% ni tashkil etadi. Elektrofiltrdagi kislota yig'gich (11) ga, undagi esa yig'gich (9) ga oqib tushadi. Quyruqsimon gaz ventilatori (12) yondirish minorasidagi ikkilamchi havoni so'rib oladi va uni gaz chiqarish quvuri (13) ga atmosferaga chiqarib yuborish uchun purkaydi. Atmosferaga chiqariluvchi gaz tarkibida 80 mg/sm³ dan kam miqdordagi (n.sh. da) $P_2O_5$ bo'ladi. Quyruq-simon gaz ventilatori va gaz chiqarish quvuridagi kondensat yig'gich (14) ga oqib tushadi.

Yondirish va sovitish minoralari polietilen, diabraziv plitka va kislotabardosh g'ishtlar bilan himoyalangan metall qobiqqa ega bo'ladi. Yondirish minorasining o'rtacha diametri 5 m, balandligi esa 13 m bo'ladi. Sovitish minorasi 3,2 m diametrga, 13 metr baland-likka ega va unda ikki qator Rashig halqali to'ldirgich bor. Elektrofiltr 40—90 ming volt kuchlanishdagi doiymiy tok manbayiga ulanadi.

Bayon etilgan sistema yiliga 60 ming t 100% li $H_3PO_4$ ishlab chiqarish unumdorligiga ega. Unda 2,5—3 t/soat fosfor qayta ishlanadi. 1 tonna termik fosfat kislota (100% li $H_3PO_4$ hisobida) ishlab chiqarish uchun 0,32—0,33 t sariq fosfor sarflanadi.

Termik fosfat kislota tarkibida juda oz miqdorda begona qo'shimchalar bo'ladi: $SO_3$, $R_2O_3$, Pb, F, $SiO_2$ ning miqdori foizning yuz yoki mingdan bir ulushini, As ning miqdori esa 0,002—0,004% ni tashkil qiladi.

Superfosfat kislota (76% $P_2O_5$ yoki 105% $H_3PO_4$) ishlab chiqarish ham xuddi oddiy fosfat kislota (62% $P_2O_5$ yoki 85%

$H_3PO_4$) ishlab chiqarish kabi suyuq fosforni yondirilishidan hosil bo'lgan gazni gidratlanish minoralarida sovitishdan iborat. Lekin bu minorada suvdan tashqari qo'shimcha fosfat kislota ham purkaladi va uning aylanma harakati ta'minlanadi. Superfosfat kislota qovushqoqligi kattaligi sababli issiqlik almashinish intensivligi kam bo'ladi va shuning uchun kislota uchun ko'p miqdordagi sovitgichlar talab etiladi. Shu sababli kislotalarni uzatishda markazdan qochma nasoslar o'rniga rotatsion nasoslardan foydalaniladi.

**Tabiiy fosfatlarni sulfat kislotali parchalash.** Tabiiy fosfatlarni sulfat kislotali parchalash natijasida sulfat kislota stexiometrik me'yoriga qarab mahsulot sifatida oddiy superfosfat va ekstraksion fosfat kislota (EFK) olinadi.

*Tabiiy fosfatlarni sulfat kislotali parchalashning umumiy fizik-kimyoviy asoslari.* Tabiiy kalsiy fosfatlarning kislotalar bilan parchalanishidan fosfat kislotasi va kalsiyning tegishli tuzlari hosil bo'ladi. Kalsiyli tuzlari suvda yaxshi eriydigan kislotalar (masalan, nitrat yoki xlorid kislota) ishlatilganda olingan eritmalarni o'g'itga aylantirish, o'simliklar tomonidan o'zlashmaydigan yoki qiyin o'zlashadigan fosfatli birikmalarga aylanishiga olib keladigan kimyoviy o'zgarishlarning oldini olish kalsiyning bir qismini ajratib olish yoki bog'lash orqali amalga oshiriladi. Bundan farqli o'laroq, fosfatlarni sulfat kislotali parchalashda ajraladigan suvda kam eruvchi kalsiy sulfat qattiq fazaga o'tadi; u o'g'it tarkibida ballast (keraksiz qo'shimcha) sifatida qatnashishi yoki eritmadan ajratib olinishi mumkin. Birinchi holatda oddiy superfosfat, ikkinchisida esa ekstraksion fosfat kislota olinadi.

Tabiiy fosfatlarni sulfat kislota bilan ishlov berilganda, ftorapatit:

— fosfat kislota olishda:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 5H_2SO_4 + 5nH_2O = 3H_3PO_4 + 5CaSO_4 \cdot nH_2O + HF$$

— superfosfat olishda:

$$2Ca_5(PO_4)_3F + 7H_2SO_4 + 3H_2O = 3Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + 7CaSO_4 + 2HF$$

reaksiya tenglamalari bo'yicha parchalanadi.

Shu bilan bir vaqtda fosfatli xomashyo tarkibidagi boshqa minerallar: kalsit, dolomit, temir- va alumosilikatlar ham parchalanadi. Masalan:

$$CaMg(CO_3)_2+2H_2SO_4+(n-2)H_2O=CaSO_4\cdot nH_2O+MgSO_4+2CO_2$$

$$K_2O\cdot Na_2O\cdot Al_2O_3\cdot 2SiO_2+5H_2SO_4=$$
$$=Na_2SO_4+K_2SO_4+Al_2(SO_4)_3+2SiO_2+5H_2O$$

Kremniy dioksid HF bilan ta'sirlashib, $SiF_4$ hosil qiladi:

$$SiO_2 + 4HF = SiF_4 + 2H_2O$$

$SiF_4$ ning bir qismi gazli fazaga o'tadi, qolgan qismi esa eritmada qoladigan geksaftorsilikat kislotaga aylanadi:

$$SiF_4 + 2HF = H_2SiF_6$$

Tarkibida kislotada eruvchan ko'p miqdordagi magniy, aluminiy, temir birikmalari bo'lgan tabiiy fosfatlar sulfat kislotali ishlov berish uchun yaroqsizdir. Ayniqsa, temir tutgan qo'shimchali minerallar yaroqsiz hisoblanadi.

Hosil bo'ladigan temir fosfatlari barqaror to'yingan eritmalarga aylanib, ulardan asosan $FePO_4\cdot 2H_2O$ shaklida kristallanish sekin kechadi. Buning oqibatida fosfat kislota olishda kalsiy sulfat cho'kmasi bilan birgalikda erimaydigan temir fosfati shaklida $P_2O_5$ ning bir qismi yo'qotilishi hisobiga uning unumi kamayadi; superfosfat olishda esa mahsulotdagi suvda eriydigan $P_2O_5$ ning miqdori kamayadi, chunki uning ma'lum ulushi o'simliklarga qiyin o'zlashadigan, sitratli eritmada qisman eriydigan $FePO_4\cdot 2H_2O$ shakliga o'tadi. Eritmadan qiyin eriydigan shaklga o'tish $P_2O_5$ ning retrogradatsiyasi deyiladi. Shu boisdan sulfat kislotali parchalashda tarkibida ko'p miqdorda temir tutgan fosforitlar ishlatilmaydi.

Rudalarni oldindan oksidlovchilik atmosferasida 850—1150°C haroratda qizdirish Fe(II) birikmalari – gyotet — FeO(OH), gidrogyotet — $FeO(OH)\cdot nH_2O$ larning kislotalarda qiyin eriydigan gematit — $Fe_2O_3$, magnetit — $Fe_3O_4$ va boshqa birikmalarga aylanishiga olib keladi. Lekin, hatto uzoq vaqt qizdirish ham bu qo'shimchalarning tayyor mahsulot sifatiga va ishlab chiqarishning texnologik

ko‘rsatkichlariga salbiy ta’sirini to‘la bartaraf eta olmaydi. Shuning uchun sulfat kislotali parchalash jarayonida, odatda, tarkibidagi $Fe_2O_3$:$P_2O_5$ og‘irlik nisbati 0,08 dan katta bo‘lmagan ruda va konsentratlar qo‘llaniladi; bunda $P_2O_5$ retrogradatsiyasi sezilarsiz darajada bo‘ladi.

Fosfatli rudalardagi karbonatlar — kalsit, dolomit qo‘shimchalari ularning parchalanishi uchun qo‘shimcha miqdordagi sulfat kislota sarflanishiga, $CO_2$ ajralishi hisobiga reaksion jihozlarda ko‘p miqdorda ko‘pik hosil bo‘lishiga, buning natijasida esa ular ish unumining pasayishiga olib keladi. Kalsit va dolomitning parchalanishi natijasida superfosfatdagi usiz ham unchalik katta bo‘lmagan $P_2O_5$ konsentratsiyasini kamaytiruvchi yoki fosfat kislota olishdagi chiqindi gips miqdorini oshiruvchi qo‘shimcha miqdordagi kalsiy sulfat hosil bo‘ladi.

Rudani kuydirish natijasida karbonatlar parchalanadi va $CO_2$ yo‘qotiladi. Shuning uchun kuydirilgan ruda ishlatilganda ko‘piklanishning oldi olinadi. Ko‘piklanishni birdaniga kamaytirishning boshqacha usuli, bu reaktorga uzatiluvchi rudalarni tashish moslamalari (shnek yoki lentali transportyor)da uncha ko‘p miqdorda bo‘lmagan sulfat yoki fosfat kislotalar bilan namlash hisoblanadi. Bunda karbonatlarning asosiy qismi parchalanib bo‘ladi.

Rudalarning kislotali parchalanishida uning tarkibidagi magniy birikmalari xomashyoni yuqori parchalanish darajasiga erishishda to‘sqinlik qiluvchi va olinadigan mahsulot sifatini yomonlashtiruvchi suvda eruvchan magniy sulfat va fosfatlariga aylanadi. Shuning uchun tarkibida ko‘p miqdorda magniy tutgan xomashyodan uni kimyoviy boyitish orqali yo‘qotish lozim.

*Superfosfat.* Superfosfatni nisbatan yuqori konsentratsiyali qo‘shaloq superfosfatdan farqlash maqsadida oddiy superfosfat deb ham ataladi. Tabiiy fosfatlar (apatit konsentrati yoki fosforit uni) ni sulfat kislota bilan parchalash orqali superfosfat olinadi. Sulfat kislota miqdori tabiiy fosfatdagi kalsiyni to‘la bog‘lashga ketadigan miqdorga nisbatan shunday hisobda kam olinadiki, buning natijasida quyidagi tenglama bo‘yicha monokalsiyfosfat va kalsiy sulfatning aralashmasi hosil bo‘ladi:

$$2Ca_5(PO_4)_3F+7H_2SO_4+3H_2O=3Ca(H_2PO_4)_2\cdot H_2O+7CaSO_4+2HF$$

Superfosfat ishlab chiqarishda fosfatli xomashyo va sulfat kislotaning aralashtirilishidan dastlab suspenziya hosil bo'ladi, unda kimyoviy reaksiyalar va kristallanish jarayonining sodir bo'lishi tufayli u asta-sekin quyuladi va yaxlit massa holatida qotadi. Uning maydalanishidan hosil qilingan superfosfat – kulrang kukun yoki donador mahsulot. U bir necha qattiq faza va ularga shimilgan suyuq fazadan iboratdir. Qattiq fazada kalsiy (asosan monokalsiyfosfat), magniy, temir, aluminiy fosfatlari, $CaSO_4\cdot 0{,}5H_2O$ qo'shimchasi bilan $CaSO_4$ (apatit konsentratini qayta ishlashda esa, shuningdek $CdSO_4$), boshlang'ich fosfat tarkibiga kiruvchi parchalanmagan mineral qoldiqlari, kremnegel – $SiO_2\cdot nH_2O$ va boshqalar bo'ladi. Qattiq fazaning miqdori 65–72% ni, shu jumladan 50–55% $CaSO_4$ (va $CdSO_4$) ni tashkil etadi. Suyuq faza esa monokalsiyfosfatga to'yingan va tarkibida $Mg^{2+}$, $Fe^{3+}$, $Al^{3+}$, $F^-$, $SiF_6^{2-}$ va boshqa ionlar bo'lgan fosfat kislotaning suvli eritmasidan iboratdir.

Superfosfat ishlab chiqarishdagi asosiy vazifalar: apatit konsentrati yoki fosforit unini sulfat kislotasi bilan qorishtirish va hosil qilingan suspenziyani kameralarda pishitish (yetiltirish) dan iborat. Uning batamom pishitilishi kimyoviy sexlarda mahsulotni saqlashda to'la amalga oshadi. Xomashyolar aralashtirgichlaridan va superfosfat kamerasidan chiqadigan ftorli gazlar – ftor tutgan boshqa mahsulotlarga aylantiriladi.

Kukunsimon superfosfat gigroskopikdir va suyuq fazadan monokalsiyfosfatning kristallanishi natijasida kuchli yopishqoq bo'lib qoladi. Sovitilgan va yetarli darajada pishitilgan superfosfatda kristallanish tugallanganligi uchun yopishqoqligi kam bo'ladi. Neytrallangan va donadorlangan superfosfat deyarli yopishib qolmaydi.

Hozirgi paytda konsentrlangan fosforli va murakkab o'g'itlar ishlab chiqarish juda tez sur'atlarda rivojlanayotganligi sababli mineral o'g'itlarning dunyodagi assortimentida oddiy superfosfatning nisbiy ulushi kamayib bormoqda.

**Superfosfat olishning fizik-kimyoviy asoslari.** *Fosfatning parchalanishi.* Superfosfat olishda ftorapatitning parchalanishi ikki bosqichda sodir bo'ladi. Avval erkin fosfat kislota hosil bo'ladi:

$$Ca_5(PO_4)_3F+5H_2SO_4+2,5H_2O=3H_3PO_4+5CaSO_4\cdot 0,5H_2O+HF.$$

Bu reaksiya 20—40 daqiqa davomida kamerada superfosfat massasining pishitilishi davrida tugaydi. Kalsiy sulfat yarimgidrat shaklida cho'kmaga tushadi, ammo juda tez, bir necha daqiqada angidritga aylanadi, uning shakli tayyor superfosfatda saqlanib qoladi. Buni superfosfat kamerasidagi reaksion massa haroratining yuqoriligi (110—120°C) va suyuq fazada (birinchi bosqich jarayoni oxirida 42—46%) $P_2O_5$ miqdorining ko'pligi bilan izohlanadi. Bunday sharoitda kalsiy sulfatning stabil shakli angidrit hisoblanadi.

Sulfat kislota to'la sarflangandan so'ng ikkinchi bosqich jarayoni — qolgan apatitning to'plangan fosfat kislota bilan reaksiyasi boshlanadi:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 7H_3PO_4 + 5H_2O = 5Ca(H_2PO_4)_2\cdot H_2O + HF$$

Hosil bo'lgan monokalsiyfosfat dastlab eritmada bo'ladi, uning to'yinishidan kristallanishi boshlanadi. Eritmadagi $P_2O_5$ miqdori 42—46% va harorat 100°C dan yuqori (bu ikkinchi bosqich jarayonining boshlanish sharoitiga muvofiq keladi) bo'lganda monokalsiyfosfat — $Ca(H_2PO_4)_2\cdot H_2O$ kristallanadi.

Stexiometrik nisbatdagi komponentlarning ta'sirlashuvi natijasida sodir bo'ladigan quyidagi:

$$2Ca_5(PO_4)_3F+7H_2SO_4+3H_2O=3Ca(H_2PO_4)_2\cdot H_2O+7CaSO_4+2HF$$

tenglama bo'yicha boradigan reaksiyaning birinchi bosqich jarayonida 70%, ikkinchi bosqichida esa 30% apatit ta'sirlashadi. Birinchi bosqichda ko'p miqdordagi suyuq fazaga to'lgan to'r tuzilishli mikrokristallardan iborat kalsiy sulfat hosil bo'ladi. Reaksion massaning qotishi sulfat kislota to'la sarflanguncha sodir bo'ladi, uning ishtirokida monokalsiyfosfatning hosil bo'lishi mumkin emas; shu boisdan massa qotishining sababini faqat kalsiy sulfatning kristallanishiga bog'lash mumkin. Ikkinchi bosqich kamerali yetiltirish davrida boshlanadi va omborda mahsulotni uzoq vaqt (xomashyo naviga, ishlab chiqarish tartibiga va pishitish sharoitiga bog'liq holda 6—25 sutka) pishitishda yakunlanadi.

*Sulfat kislotaning me'yori.* Fosfatni parchalashga sarflanadigan sulfat kislotaning stexiometrik me'yori $7H_2SO_4{:}3P_2O_5$ nisbat orqali aniqlanadi va u 1 qism $P_2O_5$ ga 1,61 qism $H_2SO_4$ to'g'ri keladigan miqdorga teng (bu yerda va keyinchalik ham massa nisbatida bo'ladi). Apatit konsentratida 39,4% $P_2O_5$ bo'lsa, 100 qism xomashyoga to'g'ri keladigan $H_2SO_4$ ning stexiometrik me'yori 39,4x1,61 = 63,4 qismni tashkil qiladi. Parchalanishni tezlashtirish maqsadida va begona qo'shimchalar borligini hisobga olgan holda kislotaning amaliy me'yori nisbatan yuqori – 68 dan 72 qismgacha olinadi.

Fosforitlardan oddiy superfosfat olishda sulfat kislotaning stexiometrik me'yorini hisoblash — xomashyoning kimyoviy va mineralogik tarkibini hamda reaksion muhit kislotaliligining kamayish darajasi bo'yicha uning parchalanish jarayonida sodir bo'ladigan ikkilamchi reaksiyalarni ham e'tiborga olingan holda amalga oshiriladi. Ajralib chiqadigan kislotalar ($H_3PO_4$, HF) ham boshlang'ich xomashyo komponentlarini parchalaydi. Boshlang'ich xomashyo tarkibidagi kalsiyning bir qismigina monofosfatga aylanadi, qolgan asosiy qismi esa sulfat kislota sarflanishi hisobiga kalsiy sulfatga aylanadi. Fosfatli anionlarning bir qismi kationli qo'shimchalar – $Mg^{2+}$, $Fe^{3+}$, $Al^{3+}$ bilan birikadi, natijada monofosfatga aylanadigan kalsiyning ma'lum ulushini kamayishiga, ya'ni hosil bo'ladigan $CaSO_4$ miqdorining ortishiga olib keladi; bu esa sarflanadigan $H_2SO_4$ me'yorini orttirishni talab etadi.

Fosforitda kalsiydan tashqari erimaydigan sulfatlar hosil qiluvchi boshqa elementlar yo'q bo'lganda, sulfat kislotaning stexiometrik me'yori ($n$) quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$n = 98[l/56 - (m/142 - p/40 - q/160 - r/102)],$$

bu yerda: $l$, $m$, $p$, $q$, $r$ – xomashyo tarkibidagi (mos holda) CaO, $P_2O_5$, MgO, $Fe_2O_3$ va $Al_2O_3$ larning massa bo'yicha % miqdorlari; 56, 142, 40, 160 va 102 — tegishlicha ularning molekular massalari.

Sulfat kislotaning aniq (real) me'yori uning hisoblangan me'yoridan birmuncha kichik bo'ladi, chunki $Ca^{2+}$ ionining bir qismi $F^-$ va $SiF_6^{2-}$ ionlari bilan ham birikadi. Boshqa qo'shimchalar esa

uning miqdorini oshirishi mumkin. Shuning uchun har bir turdagi xomashyo uchun sulfat kislotaning amaliy me'yori tajriba yo'li bilan belgilanadi.

Boshlang'ich sulfat kislotaning konsentratsiyasi qanchalik katta bo'lsa, mahsulotning namligi ham shunchalik kam bo'ladi va undagi $P_2O_5$ miqdori ortadi. Lekin, sulfat kislota konsentratsiyasining yetarli darajadan yuqori bo'lishi yuqorida izohlangan holatni keltirib chiqaradi. Shunday qilib, kislota konsentratsiyasining optimal doirasi bo'lib, uning chegarasi harorat va aralashtirish sharoitiga bog'liq. Optimal konsentratsiya, harorat va sulfat kislota me'yori fosfat xomashyosining har bir navi uchun tajriba sharoitidan kelib chiqib aniqlanadi.

Ishlab chiqarish jarayonida reagentlarni uzluksiz aralashtirishda qisman ta'sirlashgan reaksion aralashma – suspenziya kiritiladi, bunda 50—60°C haroratdagi 68—69% li sulfat kislota ishlatiladi. Bu holda suyuq fazada sulfat va fosfat kislotalarning ma'lum nisbati o'rnatiladi, kalsiy sulfatning kristallanishi yaxshilanadi va qorishuvchi (qotuvchi) massa g'ovak holatda hosil bo'ladi.

Suspeziyaning oquvchanligini yo'qotish va qotib qolishining oldini olish maqsadida uning aralashtirgichda bo'lish vaqti qisqa muddatli bo'ladi, ammo bu vaqtda xomashyoning parchalanish darajasi belgilangan darajaga yetib borishi kerak. Boshlang'ich sulfat kislota konsentratsiyasi qanchalik katta bo'lsa, aralashtirgichdan chiqadigan suspeziyadagi apatitning parchalanish darajasi shunchalik yuqori darajada ushlab turiladi va fosfat zarrachalari sirtiga suyuqlik o'tkazmaydigan kalsiy sulfat qobig'ining hosil bo'lmasligi uchun $H_2SO_4$:$H_3PO_4$ nisbat ham shunchalik kichik darajada bo'lishi kerak. Agar boshlang'ich sulfat kislota konsentratsiyasi 68% li bo'lsa, optimal sharoit uchun aralashtirgichda suspenziyaning bo'lish vaqti 5—7 daqiqa, uning aralashtirgichdan chiqish harorati 110—115°C bo'ladi.

Fosfat parchalanishining birinchi bosqichida sulfat kislota bilan fosfatning mayda zarrachalari ta'sirlashadi, reaksiya nihoyatda shiddatli kechadi va fosfat kislota hosil bo'ladi. Ikkinchi bosqichda esa fosfatning yirik zarrachalari bilan fosfat kislota va reaksiyaga

kirishmagan sulfat kislota ta'sirlashadi. Bunda suyuq fazadagi eritmaning neytrallanib borishi tufayli reaksiya tezligi birmuncha pasayadi. Kamerada superfosfat massasi suyuq fazasining monokalsiyfosfatga to'yinib borishi bilan ham parchalanish tezligi yanada pasayadi. Ikkinchi fazada parchalanish tezligining pasayishini suyuq fazaning neytrallanib borishi, yirik fosfat zarrachalarining parchalanishi va fosfat sirtida kalsiy sulfat qobiqlarining hosil bo'lishi bilan izohlanishi mumkin.

*Fosforitlar asosidagi superfosfat.* Fosforitlardan superfosfat olish jarayoni – unda dolomit va magnezial silikatlar qo'shimchalarining bo'lganligi sababli o'ziga xos xususiyatga ega. Magniy birikmalari ishtirok etadigan fosfatlarning sulfat kislota bilan parchalanishi uchta bosqichda amalga oshadi. Birinchi bosqichda quyidagi reaksiyalar sodir bo'ladi:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 5H_2SO_4 = 3H_3PO_4 + 5CaSO_4 + HF$$

$$CaMg(CO_3)_2 + 2H_2SO_4 = MgSO_4 + CaSO_4 + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg_2SiO_4 + 2H_2SO_4 = 2MgSO_4 + SiO_2 + 2H_2O$$

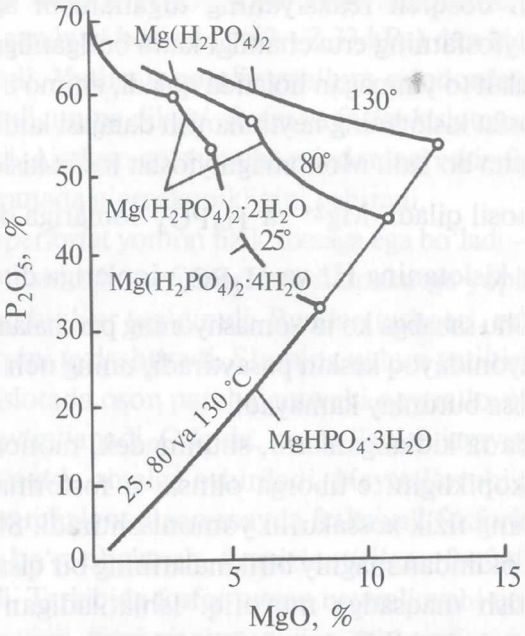
Buning natijasida tarkibida fosfat kislota va magniy sulfat bo'lgan eritma hosil bo'ladi. Ikkinchi bosqichda fosfatni fosfat kislota bilan parchalanadi, ammo eritmada magniy sulfat bo'lganligi uchun monokalsiyfosfat o'rniga monomagniyfosfat hosil bo'ladi:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 7H_3PO_4 + 5MgSO_4 = 5Mg(H_2PO_4)_2 + 5CaSO_4 + HF$$

Ikkinchi bosqich $MgSO_4$ ning $Mg(H_2PO_4)_2$ ga to'la aylanishi bilan yakunlanadi. Uchinchi bosqichda esa qolgan fosfatli xomashyo tarkibida monomagniyfosfat tutgan fosfat kislota bilan parchalanadi va monokalsiyfosfatga aylanadi:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 7H_3PO_4 = 5Ca(H_2PO_4)_2 + HF$$

Ikkinchi bosqich oxirida fosfatli kompleks MgO, $P_2O_5$ va $H_2O$ dan iborat bo'ladi. $MgO - P_2O_5 - H_2O$ sistemadagi eruvchanlik diagrammasidan (3.9-rasm) ko'rinadiki, monomagniyfosfatning eruvchanligi $CaO-P_2O_5-H_2O$ sistemadagi monokalsiyfosfatning eruvchanligidan nisbatan katta bo'ladi. Mono- va dimagniyfosfatlar




*3.9-rasm.* 25, 80 va 130°C haroratdagi $MgO—P_2O_5—H_2O$ sistemasida eruvchanlik izotermasi (ikkita qattiq fazali muvozanatdagi eritmaning tarkibi nuqtalar bilan belgilangan).

to'yingan suvli eritmalarga nisbati bo'yicha inkongruent bo'lishiga qaramay, ya'ni qattiq fazaga kislotaliligi kam bo'lgan fosfatlar holatida o'tish bilan parchalanadi; magniy fosfatning parchalanish darajasi kalsiy fosfatning parchalanish darajasidan (tuz va suvning nisbati bir xil bo'lganda) nisbatan kichik bo'ladi. 25—80°C harorat va $Mg(H_2PO_4)_2:H_2O<0,287$ nisbatda monomagniyfosfat parchalanmasdan eriydi; bu nisbat katta bo'lganda monomagniyfosfat parchalanadi va dimagniyfosfat qattiq fazaga o'tadi; monokalsiyfosfatning parchalanishi esa $Ca(H_2PO_4)_2:H_2O>0,01$ dan sodir bo'la boshlaydi.

Xuddi kalsiy tuzlaridagi kabi $P_2O_5$ konsentratsiyasi ortishi bilan dimagniyfosfat eruvchanligi ortadi, monomagniyfosfatning eruvchanligi esa kamayadi (3.9-rasm), ammo monokalsiyfosfatdan farqli o'laroq monomagniyfosfatning suv ta'sirida parchalanish darajasi haroratga deyarli bog'liq emas.

Ikkinchi bosqich reaksiyaning tugallanishi arafasida ham monomagniyfosfatning eruvchanligi katta bo'lganligi uchun suyuq faza uning bilan to'yinmagan holatida qoladi, ammo u to'la eritmada bo'ladi va fosfat kislotaning neytrallanish darajasi kutilganidan ko'ra nihoyatda katta bo'ladi. Monomagniyfosfat fosfat kislota bilan bufer aralashma hosil qiladi, $Mg^{2+}$ va $H_2PO_4^-$ ionlariga dissotsillanadi, bu esa fosfat kislotaning $H^+$ va $H_2PO_4^-$ ionlariga dissotsillanishini susaytiradi. Shu sababga ko'ra xomashyoning parchalanishini ikkinchi bosqich jarayonidayoq keskin pasaytiradi, uning uchinchi bosqichdagi tezligi esa butunlay kamayadi.

Yuqorida ta'kidlanganlarni, shuningdek, monomagniyfosfatning gigroskopikligini e'tiborga olinsa, u fosforitlardan olingan superfosfatning fizik xossalarini yomonlashtiradi. Shuning uchun fosforitlarni oldindan magniy birikmalarining bir qismini yo'qotish orqali boyitish maqsadga muvofiq. Ishlatiladigan xomashyoda magniyning miqdori $P_2O_5$ miqdorining 6—8% dan ortib ketmasligi lozim. Fosforitlardan olinadigan superfosfat uchun ombordagi optimal harorat (65—80°C) apatit yoki magniy tutmagan fosforitlardan olinadigan superfosfatlarga nisbatan ancha yuqori bo'ladi. Bu holatda superfosfat massasining sovishi parchalanish jarayonini tezlashtirmaydi, balki sekinlashtiradi. Buning sababini yuqorida ko'rsatib o'tilganidek, suyuq fazaning yuqori darajada neytrallanganligi va haroratning pasayishi bilan monomagniyfosfat eruvchanligining kamaymasligi bilan izohlanadi.

Tarkibida 27,5% $P_2O_5$, 6,6% $CO_2$ va 2,5% $R_2O_3$ bo'lgan fosforitni 68% li sulfat kislota bilan 64 og'irlik qism stexiometrik me'yorda parchalash yo'li bilan olingan kukunsimon oddiy superfosfatda xomashyoning parchalanish darajasi 90% ga yetadi va mahsulot quyidagi tarkibga ega bo'ladi: $P_2O_{5umum.}$ = 15,6%; $P_2O_{5o'zl.}$ = 14,0%; $P_2O_{5erkin}$ = 5,0%; $H_2O$ = 10,5%.

*Mahsulotning gigroskopikligi va uning neytrallanishi.* Yuqori erkin kislotalilikka (5% dan yuqori $P_2O_5$) ega bo'lgan superfosfat 20°C haroratda havoning nisbiy namligi 70—100% bo'lganda atmosfera namligini yutadi. Buni superfosfat suyuq fazasining

to‘yingan bug‘ bosimi (1,33—1,81 kPa) xuddi shu haroratdagi suvning to‘yingan bug‘ bosimi (1,63—2,33 kPa) dan kichik ekanligi bilan izohlanadi. Yutilgan namlik ma’lum miqdordagi monokalsiyfosfatni eritadi, uning dikalsiyfosfat va fosfat kislotaga parchalanishiga olib keladi. Ajralgan qo‘shimcha miqdordagi erkin fosfat kislotasi superfosfatni yanada gigroskopikligini oshiradi.

Bunday superfosfat yomon fizik xossaga ega bo‘ladi — yopishqoq bo‘lib qoladi, tushirish va yuklash moslamalariga yopishib qolishi natijasida qiyinchiliklar tug‘diradi. Bundan tashqari, mexanizmlarning korroziyasini tezlashtiradi. Shuning uchun yetiltirilgan superfosfat fosfat kislotada oson parchalanuvchi neytrallovchi qo‘shimchalar bilan neytrallanadi. Odatda, neytrallanish jarayoni donadorlash bilan bir vaqtda amalga oshiriladi. Neytrallovchi qo‘shimcha sifatida oson parchalanadigan mayda fraksiyali fosforit uni, suyak kukuni, ohak, bo‘r, ohaktosh, ftorsizlantirilgan fosfatlar va boshqalar ishlatiladi. Tarkibida fosfor tutgan neytrallovchi qo‘shimchalar mahsulotni boyitadi. Fosforitning qo‘llanilishi natijasida erkin $P_2O_5$ ning 1% ga kamayishi hisobiga, ekvivalent suratda mahsulotdagi o‘zlashadigan $P_2O_5$ ning miqdori o‘rtacha 0,42% ga ortadi. Superfosfatdagi fosfat kislotani kalsiy birikmalari bilan neytrallash natijasida mahsulot tarkibida qo‘shimcha miqdordagi kalsiy monofosfat hosil bo‘ladi. Bunda superfosfatdagi qattiq komponentlar miqdori ortadi va uning fizik xossasi yaxshilanadi. Superfosfatdagi kislotalilikni keragidan ortiq darajada kamaytirish suvda kam eriydigan dikalsiyfosfatning hosil bo‘lishiga olib keladi, ohakning ortiqcha bo‘lishi esa qiyin eriydigan trikalsiyfosfat hosil bo‘lish bilan boradigan retrogradatsiyalanishga olib keladi. Mahsulot tarkibining ayrim qismlaridagi retrogradatsiya esa reagentlarning yomon aralashtirilishi hisobiga yuzaga keladi. Shuning uchun neytrallash jarayonida qo‘shimchalarni mahsulot bilan yaxshi aralashishini ta’minlash lozim.

*Ammoniylashtirish.* Superfosfat sifatini yaxshilash usullaridan yana biri bu uning ammoniylashtirilishidir, ya’ni erkin fosfat kislotani ammiak gazi bilan neytrallashdir. Ammoniylashgan superfosfat gigroskopik bo‘lmagan, quruq, yopishmaydigan kukundir.

Uning tarkibidagi azot esa kerakli ozuqa elementidir. Superfosfat tarkibidagi erkin fosfat kislotani gaz holatidagi ammiak bilan neytrallash jarayonida dastlab monoammoniyfosfat hosil bo'ladi:

$$H_3PO_4 + NH_3 = NH_4H_2PO_4$$

Neytrallanish issiqligining ajralishi hisobiga massaning harorati 80—90°C gacha ko'tariladi va buning hisobiga superfosfat birmuncha quriydi. Bunda suvda eriydigan $P_2O_5$ miqdori kamaymaydi.

Nisbatan kuchliroq ammoniylashtirish natijasida hosil bo'lgan diammoniyfosfat kalsiy sulfat bilan ta'sirlashib, dikalsiyfosfatga aylanadi:

$$H_3PO_4 + 2NH_3 = (NH_4)_2HPO_4$$

$$(NH_4)_2HPO_4 + CaSO_4 = CaHPO_4 + (NH_4)_2SO_4$$

Monokalsiyfosfat ham dikalsiyfosfatga aylanadi:

$$Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + CaSO_4 + 2NH_3 = 2CaHPO_4 + (NH_4)_2SO_4 + H_2O$$

Bunday chuqur ammoniylashtirish natijasida superfosfatdagi suvda eriydigan $P_2O_5$ miqdori anchagina kamayadi, ammo o'zlashadigan $P_2O_5$ miqdori sezilarli o'zgarmaydi. Ammoniylashtirishni yanada davom ettirish $P_2O_5$ retrogradatsiyasiga olib keladi — dikalsiyfosfat o'simliklar qiyin o'zlashtiriadigan trikalsiyfosfat shakliga aylanadi:

$$2CaHPO_4 + CaSO_4 + 2NH_3 = Ca_3(PO_4)_2 + (NH_4)_2SO_4$$

Shuning uchun superfosfat ammiak bilan neytrallash natijasida tarkibida 2% atrofida azot bo'lgan mahsulot olinadi. Tarkibida ko'p miqdorda (8% gacha) azot tutgan ammoniylashtirilgan superfosfat olishda neytrallovchi vosita sifatida suyuq ammiakatlar qo'llaniladi.

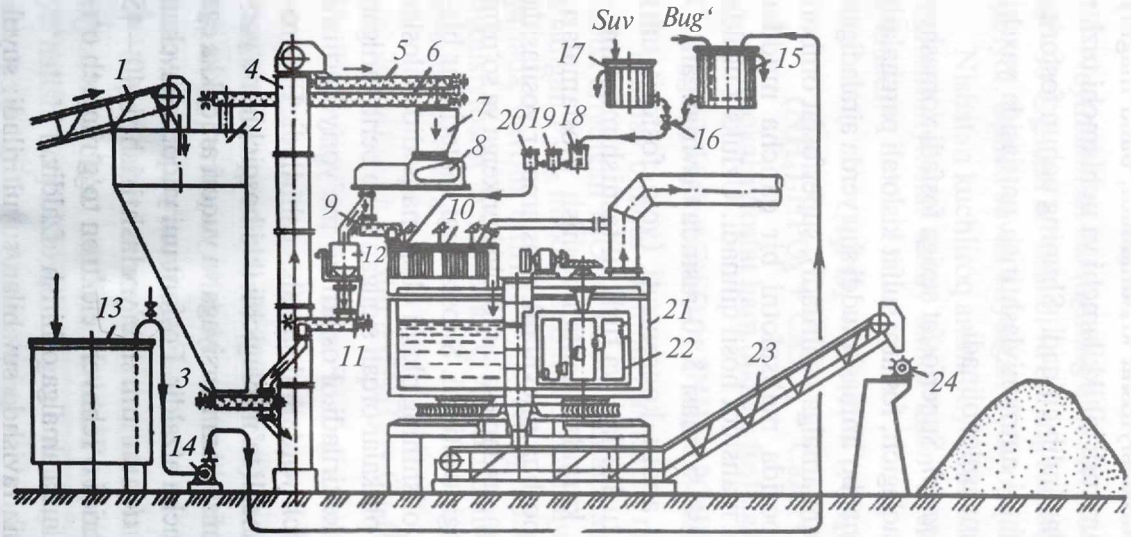
Superfosfatni ammoniylashtirish aylanuvchi barabanli ammoniylashtirgichga uzluksiz ravishda superfosfat kiritish va uning yo'nalishi bo'yicha oqimda gaz holatdagi ammiak yuborish orqali amalga oshiriladi. Ammiakning me'yori superfosfat massasining 2% ni, uning yutilish darajasi esa 97—99% ni tashkil etadi. Ammoniylashtirishda hosil bo'ladigan guvala holatdagi superfosfat elanadi va maydalanadi.

Fosforitlardan olingan superfosfatni ammoniylashtirish, ayniqsa, samarali hisoblanadi. Bunda kalsiy va magniy fosfat tuzlarining eritmadan to'la ajralishi kuzatiladi va 25°C gacha sovitilganda nafaqat monokalsiyfosfat kristallanadi, balki magniy va ammoniy fosfatlari ham turli xil ikkilamchi va uchlamchi tuzlar kristallogidratlari holatida ajralib chiqadi. Shuning uchun fosforitlardan olingan superfosfatni ammoniylashtirish natijasida yaxshi fizik xossaga ega bo'lgan mahsulot olinadi.

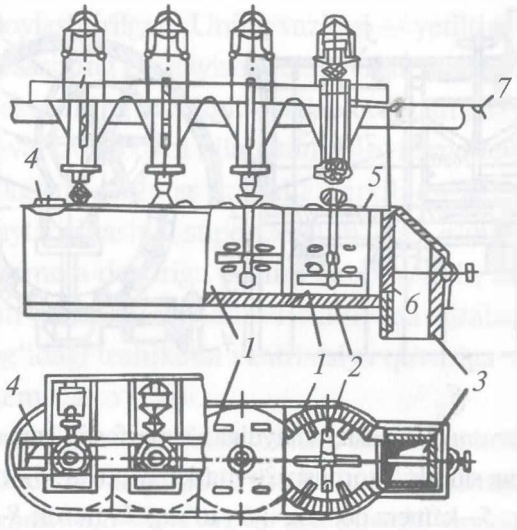
*Superfosfat ishlab chiqarish.* Superfosfat sexiga fosfatli xomashyo ombori va sulfat kislota saqlagich; fosfatni sulfat kislotali parchalash amalga oshiriladigan xizmat bo'linmasi (xuddi shu yerda ajraladigan ftorli gazlarni yuttirish ham amalga oshiriladi); superfosfat ombori kiradi. Superfosfat omborida mahsulotni bir qancha muddat yetiltiriladi va pishitilgan mahsulot hosil qilinadi. Uzluksiz usulda superfosfat ishlab chiqarish sxemasi 3.10-rasmda tasvirlangan.

Zavodga keltirilgan apatit konsentrati (yoki fosforit uni) temiryo'l vagonlaridan tushiriladi va turli xil tashish moslamalari – elektromexanik kuraklar, lentali tashish moslamalari, shneklar, elevatorlar va boshqa pnevmatik moslamalar vositasida xomashyo ombori (silos)ga, undan esa sarflovchi bunkerga va so'ngra me'yorlashtirish bunkeriga uzatiladi. Siloslardagi materiallar birbiriga kirishib yopishib qolishining oldini olish maqsadida siloslar tagiga o'rnatilgan yoriqli plitkalar orqali siqilgan havo berib turilgan holda aeratsiya yuzaga keltiriladi. Fosfatning me'yoriy berilishi o'lchovli me'yorlashtirgich yordamida amalga oshiriladi. Elektromagnit tebratgichli va shnekli ta'minlagichli ikki bosqichli me'yorlashtirgichlardan foydalanish kam inersiyaga va yuqori aniqlikka ega bo'lganligi uchun birmuncha afzaldir. Fosforit uni yuqori oquvchan xossaga ega, shuning uchun uni me'yorlashtirishni 40—45 soniyadagi kukun miqdorini o'lchovchi elektron to'g'rilagich o'rnatilgan miqdoriy tarozilarda amalga oshirish afzaldir.

Sulfat kislota uluksiz ravishda suv bilan suyultiriladi; suyultirishni kislota zichligi bo'yicha konsentratomer orqali nazorat qilinadi. So'ngra sarflagich orqali apatit konsentrati bilan aralashtirishga oqib tushadi.

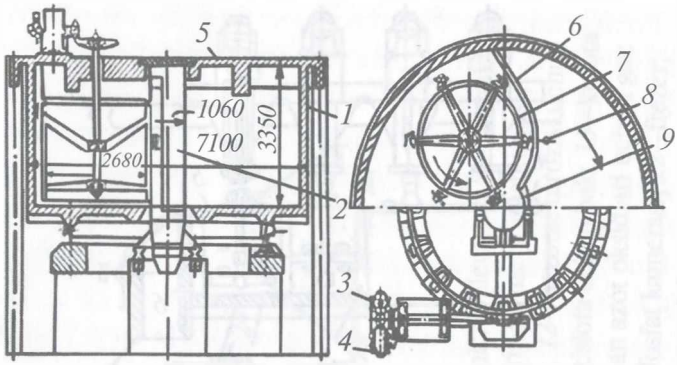



*3.10-rasm.* Superfosfat ishlab chiqarish sxemasi:
*1*—apatit konsentrati uchun transportyor; *2*—bunker; *3*—shnekli ta'minlagich; *4*—cho'michli elevator; *5, 9*—shneklar; *6*—ortiqcha apatit konsentrati uchun qaytuvchi shnek; *7*—me'yorlashtirgich bunkeri; *8*—me'yorlashtirgich; *10*—aralashtirgich; *11*—o'lchovli me'yorlashtirgichni tekshirish uchun nazorat tarozisi; *12*—nazorat tarozisi uchun bunker; *13*—sulfat kislota uchun rezervuar; *14*—markazdan qochma kislotali nasos; *15*—kislota uchun bak; *16*—kislota aralashtirgich; *17*—suv uchun bak; *18*—minorali sulfat kislotani suyultirishda ajraladigan azot oksidlari uchun gaz ajratgich; *19*—kislota uchun konsentratomer; *20*—tirqishli kislota sarflagich; *21*—superfosfat kamerasi; *22*—frezer; *23*—kamerali superfosfat transportyori; *24*—superfosfatni omborga tashlagich.




*3.11-rasm.* To‘rt kamerali aralashtirgich:
*1*—kameralar; *2*—aralashtirgichlar; *3*—suspenziya yig‘gich quti; *4*—kirish tuynugi; *5*—qopqoq; *6*—cho‘yanli shiber; *7*—shiberni ko‘tarish va tushirish uchun mexanik tross.

Apatitni kislota bilan aralashtirish uchun uzluksiz ishlaydigan uch yoki to‘rt kamerali vertikal aralashtirgichlar qo‘llaniladi (3.11-rasm). Suspenziya (bo‘tqa) hajmi shiber (ishchi organi tekis shakldor plastinka) orqali tartibga solinadi, bunda uning aralashtirilishi 5—7 daqiqa (fosforitlar bilan ishlanganda esa — 2—3 daqiqa) davom ettirilishi ta’minlanadi. Suspenziya aralashtirgichdan superfosfat kamerasiga oqib tushadi (3.12-rasm). U po‘lat g‘ilofli va ichki qismi futirovka qilingan vertikal temir-betonli silindrik korpus (1) dan iborat. Kamera (16) rolikli tirgakka tayantirilgan, ular vositasida kamera ostidagi mustahkam salniklar orqali o‘tuvchi qo‘zg‘almaydigan cho‘yan quvur (2) atrofida aylanadi. Aylantirish reduktor (4) orqali elektromotor (3) yordamida amalga oshiriladi; 1—2 soat mobaynida kamera bir marta aylanadi (aylanish yo‘nalishi tasvirda strelka bilan ko‘rsatilgan). Kameraning temir-betonli qopqog‘i (5) qo‘zg‘almasdir, kamera va qopqoq orasida rezinali




*3.12-rasm.* Uzluksiz ishlaydigan superfosfat kamerasi:
*1*—kameraning silindrik korpusi; *2*—markaziy quvur; *3*—elektromotor; *4*—reduktor; *5*—kamera qopqog'i; *6*—to'siq; *7*—frezer; *8*—suspenziya tushish joyi; *9*—ekssentrik.

zichlashtirgich bor. Qopqoqqa vertikal holatda markaziy quvurga tegib turuvchi qo'zg'almas cho'yanli to'siq (6) mahkamlangan va u yuklash zonasini chiqarish zonasidan ajratib turadi. Shu to'siq atrofida, chiqarish zonasi tomonida frezer (7) joylashgan. Bu tik o'qda aylanuvchi po'lat moslama («karusel») ga xromli cho'yandan tayyorlangan pichoqli qanotlar mahkamlangan. Frezer kamera qopqog'iga osilgan holatda bo'lib, kamera aylanishiga qarama-qarshi yo'nalishda 0,13—0,17 $s^{-1}$ (8—10 ayl./daq.) chastotada aylanadi.

Suspenziya aralashtirgichdan qopqoqdagi teshik (8) dan o'tuvchi quvur orqali uzluksiz ravishda kameraga oqib tushadi. Kameraning aylanish jarayonida superfosfat massasi frezerga tomon yo'nalishida qattiqlashib boradi va tayyor mahsulot frezerda qirib olinadi. Frezerning bir marta aylanishi natijasida 5—25 mm qalinlikdagi superfosfat qatlami qirib olinadi. Qirilgan superfosfat markaziy quvurga undagi yirik tirqish orqali tushadi va undan esa mahsulotni omborga uzatuvchi transportyorga tushadi. Qo'zg'almas markaziy quvur bo'yicha superfosfat massasining ishqalanishi hisobiga yuzaga keladigan aylanish qarshiligini kamaytirish maqsadida kameraning yuklash zonasida markaziy quvurning tashqi devoriga yog'ochli

ekssentrik (9) joylashtirilgan. Uning vazifasi — yetiltirish jarayonida superfosfat massasining kengayishi uchun erkin hajm hosil qilishdir. Superfosfat massasining zichligi, dastlabki qotish jarayonida 1500 kg/m$^3$ ga teng va vaqt o'tishi bilan kamayib, kameradan chiqarish paytida 1100 kg/m$^3$ ga teng bo'ladi. Tarkibida karbonat tutgan fosforitlarni qayta ishlashda superfosfat massasi g'ovak bo'lganligi uchun uning kamera devoriga bosimi kam bo'ladi, uning zichligi 800—900 kg/m$^3$ ni tashkil etadi. Reaksiyada ajraladigan gazlar kamera qopqog'idagi teshikdan ventilatsiya quvuriga va undan esa absorbsion sistemaga so'riladi.

Omborga uzatilgan superfosfat tashlab qo'yilgan holatda ma'lum darajada sovitiladi. Bu maqsadda uncha katta bo'lmagan (uzunligi 0,7—1 m, diametri 0,6—0,8 m) tez aylanuvchi (aylanish chastotasi 17—24 s$^{-1}$ yoki 1000—1450 ayl./daq.) gorizontal baraban qo'llaniladi. Odatda, ombor aralashtirgichlar va transportyor mexanizmlar bilan jihozlangan bo'ladi. Ular yordamida mahsulot sovitiladi, vaqt-vaqti bilan aralashtirib turiladi, uning yetilishi tezlashtiriladi, ombordan chiqarilishi ta'minlanadi.

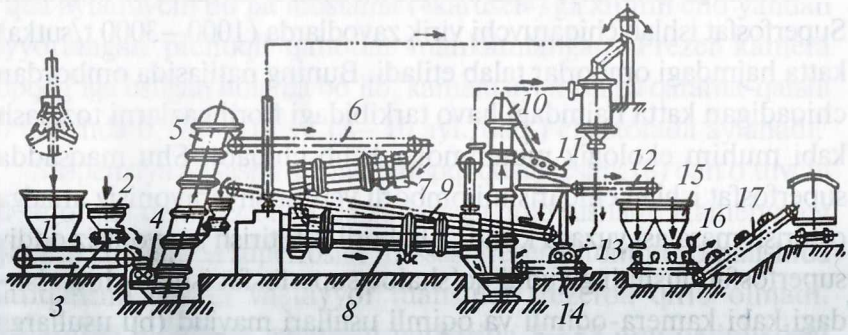
Shularga qaramay, superfosfat omborda 2—3 hafta turib qoladi. Superfosfat ishlab chiqaruvchi yirik zavodlarda (1000—3000 t/sutka) katta hajmdagi omborlar talab etiladi. Buning natijasida ombordan chiqadigan katta hajmdagi havo tarkibidagi ftorli gazlarni tozalash kabi muhim ekologik muammolar kelib chiqadi. Shu maqsadda superfosfat ishlab chiqarishni omborli yetiltirish jarayonisiz amalga oshirish masalasi yuzaga keladi. Omborli yetiltirish jarayonisiz oddiy superfosfat olishning xuddi qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishdagi kabi kamera-oqimli va oqimli usullari mavjud (bu usullarga keyinroq to'xtalamiz).

1 t kukunsimon superfosfat ishlab chiqarish uchun 0,53—0,55 t apatit konsentrati va 0,37—0,38 t sulfat kislota (100% li) talab etiladi.

*Donadorlangan va ammoniylangan superfosfatlar.* Hozirgi vaqtda donadorlangan shakldagi superfosfat ham ishlab chiqarilmoqda. Quritilgan donador superfosfat yopishqoq emasligi, qotib qolmas-

ligi, tarkibidagi $P_2O_5$ ning ko'pligi, namlikning ozligi va boshqa xossalari bo'yicha kukunsimon superfosfatdan farqlanadi. Uni, hatto, urug' bilan birgalikda ekish mumkin, buning natijasida o'g'it tuproqda bir tekisda taqsimlanadi va samaradorligi yaxshilanadi. Donachalarning tuproq eritmasida sekin erishi tufayli, undagi suvda eruvchan $P_2O_5$ ning juda oz miqdorigina tuproqdagi temir va aluminiy oksidlari bilan ta'sirlashib, qiyin eriydigan birikmalarga aylanadi. Natijada o'g'itdan samarali foydalanish imkoniyati yaratiladi, ya'ni o'g'itning foydali ta'sir koeffitsiyenti (FTK) ortadi.

Donadorlangan superfosfat ishlab chiqarish sxemasi 3.13-rasmda tasvirlangan. Superfosfat va neytrallovchi qo'shimcha tagiga me'yorlashtirgich o'rnatilgan bunkerlar (1) va (2) dan lentali ta'minlagich (3) orqali o'qli tegirmon (4) ga tushadi, u yerda maydalanadi va aralashtiriladi. So'ngra aralashma elevator (5) ga tushadi, u yerga, shuningdek, donadorlangan superfosfatni elashdan qaytarilgan mayda fraksiya — retur muntazam ravishda kelib tushadi. Elevatorda uzatilgan aralashma transportyor (6) orqali




*3.13-rasm.* Donadorlangan superfosfat ishlab chiqarish sxemasi: *1*—superfosfat uchun bunker; *2*—neytrallovchi qo'shimcha uchun bunker; *3*—lentali ta'minlagich; *4*—valli tegirmon; *5, 10*—elevatorlar; *6*—donadorlagichga uzatish transportyori; *7*—donadorlagich; *8*—quritish barabani; *9*—retur transportyori; *11*—elak; *12*—tayyor mahsulot transportyori; *13*—tegirmon; *14, 17*—transportyorlar; *15*—tayyor mahsulot uchun bunkerlar; *16*—tikuv mashinasi.

donadorlagich (7) ga kelib tushadi. Bu aylanuvchi barabanda namlangan kukunsimon material donadorlanadi. Materialni 16% gacha namlash uchun kerak bo'ladigan suv sachratgich forsunka orqali donadorlagich ichiga purkab turiladi. Superfosfat diametri 1,4 m, uzunligi 7,5 m va 0,125 $s^{-1}$ (7,5 ayl./daq.) chastotada aylanuvchi barabandan 7 daqiqa vaqt mobaynida o'tadi. Hosil bo'lgan nam donador mahsulot diametri 2,2 m, uzunligi 14 m va 0,125 $s^{-1}$ (7,5 ayl./daq.) chastotada aylanuvchi quritish barabani (8) ga tushadi, u yerda 3—5% namlikkacha quritiladi. Suvda yaxshi eriydigan monokalsiyfosfatning yomon eriydigan kalsiy di- va metafosfatlarga aylanishining oldini olish maqsadida quritish jarayonida mahsulotning haroratini 95°C dan oshirmaslik kerak. Shuning uchun superfosfat va qizdiruvchi gaz bir xil yo'nalishda beriladi, ya'ni qaynoq gaz oqimi ko'proq nam mahsulot bilan to'qnashadi, natijada mahsulotning qizib ketish xavfi kamaytiriladi. Qizdiruvchi gaz quritgichga kirishda 600°C, undan chiqishda esa 100—120°C haroratda bo'ladi.

Quritishda ftor birikmalari ($2HF + SiF_4$ ning taxminan ekvivalent aralashmasi tarzida) uchib chiqadi. Superfosfat quritilishidan oldin qanchalik chuqur neytrallangan bo'lsa, ftorli birikmalarning ajralishi ham shunchalik kamayadi, chunki superfosfat suyuq fazasidagi erkin fosfat kislotasining kamayishi natijasida $SiF_4$ ning parsial bosimi ham kamayadi. Odatda, superfosfatda qolgan ftorning 10—17% quritishda ajraladi; ftorning ajralish darajasi haroratning ko'tarilishi va quritish davomiyligining uzayishi bilan ortadi. Donadorlangan superfosfatdagi ftorning ulushi boshlang'ich superfosfatdagiga qaraganda 0,1—0,15% ga kamayadi. Quritgichdan chiqadigan gazlar siklonli changtutgich orqali o'tib, absorberlarda tozalanadi va atmosferaga chiqariladi.

Absorberda hosil bo'ladigan eritma superfosfat changi bilan ifloslangan bo'ladi. Uni tozalash qiyinchilik tug'diradi. Shuning uchun eritma zararsizlantirishga (bo'r bilan neytrallashga) yuboriladi yoki uni granulyatorda superfosfatni namlashga qaytariladi.

Quritilgan mahsulot elevator (10) orqali elak (11) ga kelib tushadi, u yerda fraksiyalarga ajratiladi. 4 mm dan yirik bo'laklar tegirmon (13) ga va maydalangandan so'ng, transportyor (14) da yana elakka qaytariladi. 2—4 mm o'lchamli fraksiya transportyor (12) yordamida tayyor mahsulot bunkerlari (15) ga, mayda fraksiya esa (umumiy miqdorning 20—30%) retur transportyori (9) yordamida superfosfatning donadorlashdan oldingi massasiga qo'shish uchun yuboriladi. Donadorlangan superfosfat tayyor mahsulot bunkerlaridan vagonlarga to'kish orqali yuklanadi yoki qoplarga joylanib, trasportyorlar yordamida va tikuv mashinasi (16) da qoplarning og'zi mahkamlanadi. Qoplangan superfosfat transportyor (17) orqali vagonlarga yuklanadi.

1 tonna donadorlangan superfosfat ishlab chiqarish uchun 1,015—1,025 t oddiy superfosfat sarflanadi.

Fosforitlardan donadorlangan superfosfat olish uning ammoniylashtirish jarayoni bilan birgalikda amalga oshiriladi. Bu esa ishlab chiqarish jarayonidan superfosfatni namlash va quritish bosqichlarini chiqarib tashlaydi, shuningdek, neytrallash uchun ishlatiladigan ohak sarfini qisqartiradi.

Fosforitlardan olingan superfosfatni ammiak bilan pH = 4÷4,5 gacha neytrallash o'zlashadigan $P_2O_5$ ni kamaytirmaydi. Suvda eriydigan $P_2O_5$ miqdori esa 12—18% ga kamayadi va o'zlashadigan $P_2O_5$ ning 73—82% ni tashkil etadi. Ammoniylashtirishda ajraladigan issiqlik hisobiga mahsulot namligi 4—5% ga kamayadi. Fosforitlardan olingan superfosfatni ammiakli selitra yoki karbamidning ammiakatlari bilan ammoniylashtirish orqali, tarkibida 20—21% ozuqa elementlari, shu jumladan 5—6% azot tutgan yaxshi fizik va agrokimyoviy xossali donadorlangan murakkab o'g'itlar olish mumkin.

Yetiltirilgan superfosfatni gaz holatdagi ammiak bilan ammoniylashtirish, aylanuvchi gorizontal barabanlar — ammoniylagich-donadorlagichlarda amalga oshiriladi. So'ngra mahsulot omborga kelib tushadi, u yerda ammoniylangan donador superfosfat 3—4 sutka

mobaynida aralashtirib turgan holda 28—32°C gacha sovitiladi. Sovitilgan mahsulot qoplanadi.

Ammiakdan foydalanish darajasi 93—96% ni tashkil qiladi. Tarkibida 5—8 g/m$^3$ $NH_3$ bo'lgan ammoniylashtirgichdan chiquvchi gaz suvli absorberga yuboriladi. Hosil bo'lgan ammiakli suv (2—2,5% $NH_3$) superfosfat ishlab chiqarishda ishlatiladigan sulfat kislotani suyultirishda foydalaniladi.

1 t ammoniylangan donador superfosfat olish uchun 1,02 t nordon superfosfat va ~190 kg ammiak sarflanadi. Tayyor mahsulot tarkibida (% hisobida): $P_2O_{5umum.}$ = 16—16,8; $P_2O_{5o'zl.}$ = 15—15,5; $P_2O_{5s.e.}$ = 11,5—12; N = 1,5—2,5; $P_2O_{5erkin}$ < 0,5 va 3% namlik bo'ladi.

**Ekstraksion fosfat kislota.** Tabiiy fosfatlarning sulfat kislotali parchalanishi bo'yicha boradigan reaksiyaga:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 5H_2SO_4 + 5nH_2O = 5CaSO_4 \cdot nH_2O + 3H_3PO_4 + HF$$

va keyingi bosqichda suyuq fazadan sulfatli cho'kmani ajratib olishga asoslangan usul ekstraksiyali yoki ho'l usul deyiladi. Bunda olingan mahsulot ekstraksion fosfat kislota (EFK) deb yuritiladi. Bu keng tarqalgan fosfat kislota olish usuli mineral o'g'itlar, ozuqali va termik fosfatlar ishlab chiqarishda ishlatiladi.

Sulfat kislotali ekstraksiyalash jarayonini amalga oshirishning asosiy sharti fosfat kislotadan kalsiy sulfatning yetarli darajada yirik bo'lgan, oson ajraladigan va yaxshi yuviladigan kristallarini ajratib olishdan iborat. Bunga jarayonning ayrim bosqichlari uchun jihozlarni oqilona tanlash va ekstraksiyalashda belgilangan texnologik tartibni, ya'ni talab etiladigan (gips, yarimgidrat yoki angidrid) shakldagi kalsiy sulfatning cho'ktirilishini va belgilangan konsentratsiyadagi mahsulot sifatidagi fosfat kislota olishni ta'minlovchi konsentratsiyali, haroratli va boshqa parametrlarni ushlab turish orqali erishiladi.

Ekstraksiyalash jarayonida kalsiy sulfatning fosfat kislotadagi harakatchan suspenziyasini olish, uni aralashtirish va tashish mumkin bo'lishi kerak. Tabiiy fosfatni konsentrlangan sulfat kislota

bilan to‘g‘ridan to‘g‘ri aralashtirilganda fazalarga ajralishga amalda imkon bermaydigan quyuq suspenziya hosil bo‘ladi. Uning harakatchanligini ta’minlash uchun «aylanma kislota» deb ataluvchi mahsulot sifatidagi fosfat kislotaning bir qismi bilan fosfat kislotadan ajratib olingan fosfatli cho‘kma (fosfogips)ni suvda yuvishda hosil bo‘ladigan eritmaning aralashmasini resirkulatsiyasi hisobiga suyuq va qattiq (S:Q) fazalarning massa nisbati 2:1 dan 3,5:1 oralig‘ida ushlab turiladi.

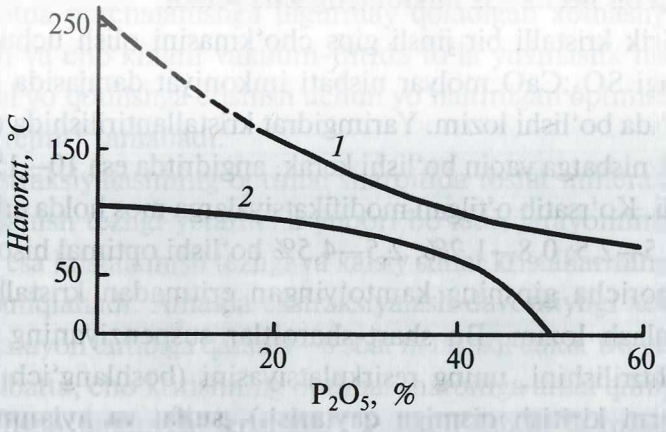
Resirkulatsiya bilan bog‘liq holda fosfatli xomashyodan o‘tadigan qo‘shimchalarning eritmalarda to‘planishi ekstraksiya jarayoni uchun xosdir. Qo‘shimchalar konsentratsiyasi xomashyo tarkibidan ham, suyuq, gaz va qattiq fazalar orasida taqsimlanadigan tegishli komponentlar tarkibidan ham aniqlanadi. Ishlab chiqarish eritmalarida ishqoriy metall kationlari, magniy, aluminiy, temir kationlar va $SO_4^{2-}$, $F^-$, $SiF_6^{2-}$ anionlar qo‘shimchalarining mavjud bo‘lishi sulfatli cho‘kma va mahsulot kislotasining xossasini yetarli darajada o‘zgartiradi.

Ekstraksiyalash jarayonining haroratli va konsentratsiyali parametrlarini tanlash uchun kalsiy sulfat turli modifikatsiyalarining mavjud bo‘lish chegaralari va ularning fosfat kislotali eritmalarda bir-biriga aylanish tezligi haqidagi ma’lumotlar asos bo‘ladi; bu ma’lumotlar toza eritmalar uchun yuqorida ko‘rsatib o‘tilgan edi. Ammo ekstraksion fosfat kislotaning real eritmalarida gips, kalsiy sulfat yarimgidrati va angidriti kristallanish sohalarining aniq chegaralari va ayniqsa, sodir bo‘ladigan fazali bir-biriga aylanish tezliklari yetarli darajada o‘zgaradi. Masalan, tarkibida 10—25% $P_2O_5$ bo‘lgan fosfat kislotaning toza eritmalarida, 80°C da yarimgidratning katta qismi sistemaning birinchi kristallanuvchi fazasi hisoblanadi va 1,5—2 soat mobaynida gipsga aylanadi. Temir fosfatlari, qum kabi qo‘shimchalar bu jarayonni sezilarli darajada kuchaytiradi. Hosil bo‘lgan gips tarkibida 10% dan kam $P_2O_5$ tutgan eritmalarda bir necha oy va 25% dan kam $P_2O_5$ tutgan eritmalarda bir necha kun mobaynida metastabil (stabil faza – angidrit) shaklda mavjud bo‘la oladi. Ekstraksiyalash sharoitiga mos holda, suyuq

faza suspenziyasi tarkibida 25—30% $P_2O_5$, harorat 70—80°C va massaning reaktorda turish vaqti 5—8 soat bo'lganda ajratiladigan cho'kma stabil angidrit emas, balki metastabil digidrat shaklda namoyon bo'ladi.

Shunday qilib, ekstraksiyalashda ajratiladigan kalsiy sulfatning gidratatsiya darajasi stabil shakllarga mos kelmasligi mumkin va u jarayon o'tkazilishining aniq sharoitiga bog'liq. 3.14-rasmda tasvirlangan diagrammada kalsiy sulfat amaliy gidratatsiya darajasining ekstraksiya usuli (rejimi) fosfat kislotaning konsentratsiyasi va haroratiga bog'liqligi ko'rsatilgan. Egri chiziq (2) dan pastki sohada kalsiy sulfat gips shaklida, egri chiziq (1) dan yuqorida angidrit shaklida, ular orasidagi sohada esa yarimgidrat shaklida ajraladi.

Shunga mos holda fosfat kislotani ekstraksiyalashning uchta: digidratli, yarimgidratli va angidritli usullari bir-biridan farqlanadi. Digidratli usul keng tarqalgan bo'lib, uni 65—80°C haroratda o'tkaziladi va tarkibida 30—32% gacha $P_2O_5$ bo'lgan kislota olinadi. 90—105°C haroratda amalga oshiriladigan yarimgidratli usul 50% gacha $P_2O_5$ tutgan kislota ishlab chiqarish imkoniyatini beradi. Ekstraksiyalashning kombinatsiyalashgan yarimgidrat-digidratli usullari yanada kengroq tarqalmoqda, unda dastlab yarimgidrat




*3.14-rasm.* Harorat va eritmadagi $P_2O_5$ miqdorining ajratiladigan kalsiy sulfat cho'kmasining amaliy gidratlanishiga ta'siri.

hosil qilinadi, so'ngra suspenziyani suyultirish va sovitish orqali uni gipsga qayta kristallantiriladi. Bunday usullar xomashyodan unumli foydalangan holda yuqori konsentratsiyali (50% gacha $P_2O_5$) kislota olish imkoniyatini yaratadi. Angidridli rejim yuqori haroratda jihozlarning korroziyalanish xavfi katta bo'lganligi va kalsiy sulfatning mayda kristallaridan fosfat kislota va yuvuvchi eritmaning o'tishi qiyinligi tufayli filtrlanishning yomonlashishi sababli hozircha qo'llanilmaydi. Bu qiyinchiliklarni bartaraf etish bo'yicha izlanishlar o'tkazilmoqda.

Ekstraksiyalashda hosil bo'ladigan kalsiy sulfat kristallarining shakli va o'lchami cho'kma qatlamining filtrlash xossasini belgilab beradi, shunday ekan, uning fosfat kislotadan yuvilish samaradorligi haroratga va kislota konsentratsiyasiga, to'yinishning pasayish darajasi va sharoitiga bog'liq. Ular ham, shuningdek, eritmadagi $Ca^{2+}$ va $SO_4^{2-}$ ionlarining nisbatiga va magniy, aluminiy, ftor birikmalari kabi qo'shimchalarning konsentratsiyasiga bog'liq. $Ca^{2+}$ ionlari ortiqcha bo'lganda gips uzunligi 20—80 mkm bo'lgan yupqa ignasimon shaklda ajraladi; $SO_4^{2-}$ ionlari ortiqcha bo'lganda esa, aksincha, gips kristallarining o'lchami eniga 100 mkm gacha va bo'yiga bir necha yuz mikrometrgacha yetadi.

Yirik kristalli bir jinsli gips cho'kmasini olish uchun suyuq fazadagi $SO_3$:CaO molyar nisbati imkoniyat darajasida 1,5—4,0 oralig'ida bo'lishi lozim. Yarimgidrat kristallantirilishida u stexiometrik nisbatga yaqin bo'lishi kerak, angidritda esa 10—15 ga teng bo'ladi. Ko'rsatib o'tilgan modifikatsiyalarga mos holda eritmadagi $SO_3$ 1,5—2,5; 0,8—1,2%; 2,5—4,5% bo'lishi optimal hisoblanadi. Iloji boricha gipsning kamto'yingan eritmadan kristallanishini ta'minlash lozim. Bu shart-sharoitlar suspenziyaning intensiv aralashtirilishini, uning resirkulatsiyasini (boshlang'ich komponentlarni kiritish qismiga qaytarish), sulfat va aylanma fosfat kislotalarni oldindan aralashtirishni va boshqa yo'l-yo'riqlarni amalga oshirish yo'li bilan ta'minlanadi. Ekstraksiyalashning digidratli

usulida esa, aksincha, ixcham sharsimon kristallar bo‘laklari hosil qilish xususiyatiga ega bo‘lgan yuqori to‘yinuvchanlik ushlab turiladi.

Kalsiy sulfatning kristallanishiga eritmadagi qo‘shimchalar ham ta’sir etadi. Kristallanishga eritmada $(AlF_n)^{(3-n)+}$ turidagi kompleks ionlar hosil qiluvchi aluminiy va ftor birikmalari kabi qo‘shimchalar yanada ko‘proq ta’sir qiladi; $(AlF_n)^{(3-n)+}$ kompleks ionlari kristallarning ma’lum tomonlariga so‘rilib, izometrik yassi gips kristallari va oltiqirrali yarimgidrat prizmalari ajralib chiqishiga sabab bo‘ladi.

Suspenziyaning suyuq fazasida sulfatlar miqdorini optimal darajada ushlab turish mahsulot kislotasiga yuqori darajadagi $P_2O_5$ o‘tishiga erishishda muhim sharoit hisoblanadi. Sulfatlar konsentratsiyasining pasayishi natijasida fosfat minerallarining parchalanish darajasi va tezligi kamayadi, shu bilan birgalikda $SO_4^{2-}$ va $HPO_4^{2-}$ ionlarining radiuslari yaqin bo‘lganligi sababli kalsiy sulfat kristall panjarasiga kalsiy fosfatlarning o‘rinlashishi («$P_2O_5$ egallash») ortadi. Erkin sulfat kislota konsentratsiyasining ortishi $P_2O_5$ egallashni kamaytiradi, ammo fosfat zarrachalari sirtida diffuziyalanish va parchalanishni pasaytiruvchi kalsiy sulfatning quyqali mustahkam qatlam hosil qilib kristallanishiga olib keladi. Shuning uchun amaliyotda parchalanishga ulgurmay qoladigan xomashyo $P_2O_5$ egallash va cho‘kmani vakuum-filtrda to‘la yuvmaslik hisobidan minimal yo‘qotilishga erishish uchun yo‘naltirilgan optimal sulfatli tartib (rejim) tanlanadi.

Ekstraksiyalashning optimal sharoitida fosfat minerallarining parchalanish tezligi yetarlicha yuqori bo‘ladi, jarayonning davomiyligi esa kristallanish tezligi va kalsiy sulfat kristallarining o‘sishi orqali aniqlanadi. Amalda ekstraksiyalash davomiyligi xomashyo turi va jarayon tartibiga qarab 4—8 soat ni tashkil etadi. Bu yetarlicha yirik (albatta, cho‘ktirishning optimal sharoitiga amal qilinganda), filtrda oson ajraluvchi kristallar hosil bo‘lishini ta’minlaydi va reagentlarni qisqa muddatda qo‘shish natijasida yuzaga keluvchi jarayon ko‘rsatkichlariga salbiy ta’sir etuvchi omillardan yiroq

bo‘lishga olib keladi. Jarayon davom etishining kerakli vaqti, tegishlicha reaksion hajm (ekstraktor) tanlash va u orqali reaksion massa (suspenziya)ning sekinlik bilan, ammo shiddatli aralashtirilgan holda o‘tishi hisobiga ta’minlanadi. Reaksion hajm sifatida bir, ikki va undan ortiq sondagi reaktorlar ishlatiladi. Masalan, aralashtirgichlar bilan ta’minlangan va to‘siqlar bilan ajratilgan bir necha bo‘linmalardan iborat to‘g‘ri burchakli katta rezervuar shaklidagi bir bankali ekstraktor, bo‘linmalarga ajratilgan yoki to‘siqsiz 2—8 silindrik ekstraktorlardan iborat pog‘onali qurilma (kaskad) kabilardan foydalaniladi.

Ekstraktorlar, aralashtirgichlar, o‘tkazuvchi quvurlar, nasoslar va boshqa jihozlar qaynoq fosfat kislota ta’siri (korroziyasi) dan va suspenziyaning aralashishi hisobiga yuzaga keladigan ishqalanish ta’sirida yemirilish (eroziya)dan himoya qilingan bo‘lishi lozim.

Fosfatli xomashyo, sulfat va aylanma fosfat kislota me’yorlashtiruvchi qurilmalar va nasoslar yordamida ekstraktorning birinchi bo‘linmasiga uzatiladi. Dastlabki aralashmada fosfat kislota ham bo‘lganligi sababli:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 7H_3PO_4 + 5H_2O = 5Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + HF$$

tenglama bilan ifodalanuvchi reaksiya ham sodir bo‘lishi mumkin. Hosil bo‘ladigan monokalsiyfosfat sulfat kislota bilan qayta ishlanib, kalsiy sulfat kristallantiriladi. Ekstraktorning birinchi bo‘linmasiga, shuningdek, oxirgi yoki undan oldingi bo‘linmadan suspenziyaning talay qismi qaytariladi, bu esa to‘yinishning kamayishini va kalsiy sulfatning kristallanish sharoiti yaxshilanishini ta’minlaydi. Ekstraktorning gazli bo‘shlig‘idan xomashyo parchalanishi natijasida ajraladigan ftorli gazlar absorbsion sistemaga so‘rib olinadi, u yerda $H_2SiF_6$ ning suvli eritmasi bilan tutib qolinadi.

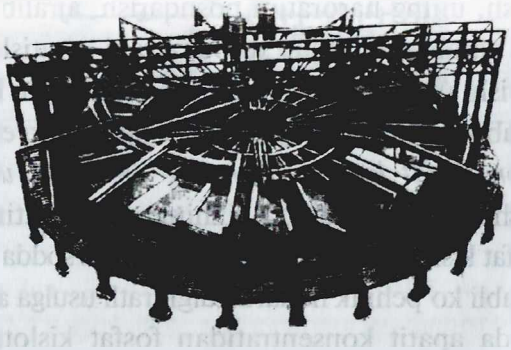
Ekstraktorning oxirgi bo‘linmasidan kalsiy sulfatning fosfat kislotali suspenziyasidagi komponentlarni ajratish uchun filtrlashga yuboriladi. Fosfogipsni reaksion massa suyuq fazasidan ajratish natijasida *asosiy filtrat,* fosfogipsni suv bilan yuvish natijasida esa

*yuvindi filtrat* hosil qilinadi. Asosiy filtratning bir qismi tayyor mahsulot sifatida chiqariladi, qolgan qismi esa yuvindi filtrat bilan aralashtiriladi va *aylanadigan eritma* tarzida ekstraktorga qaytariladi. Yuvish soniga bog'liq holda turli konsentratsiyadagi bir necha filtratlar hosil bo'ladi. Yuvish soni bo'yicha filtrlash sxemasi nomlanadi, masalan uch-, to'rt filtratli va hokazo.

Fosfogipsning ajratilishi va yuvilishi baraban lentali, aylanuvchi konveyer-tarnovli (karuselli) va boshqa vakuum-filtrlarda amalga oshiriladi. Filtrlarga qo'yiladigan asosiy talab fosfat kislotadan cho'kmani yaxshi yuvib olishni ta'minlashdir.

Ko'pincha, katta quvvatdagi ekstraksion sistemalarda tarnovli karusel vakuum-filtrlar qo'llaniladi (3.15-rasm). U alohida-alohida 24 tarnovdan iborat va ularning tag qismiga filtrlovchi to'qima yotqizilgan bo'ladi. Tarnov uzunligi 1,9 m ni, eni ichki bo'lmasida 0,9 m ni, tashqi bo'lmasida esa 1,2 m ni va chuqurligi 0,2 m ni tashkil etadi. Tarnovlar aylanma rels bo'yicha harakatlanadigan g'ildirakli aravachalarga o'rnatilgan bo'ladi.

Ikkita — biri tarnov bilan birgalikda aylanuvchi harakatchan va ikkinchisi tegishli vakuum-yig'gichlardagi qo'zg'almas golovkalar yordamida filtratlar so'rib olinadi. Har bir tarnov filtrlash va yuvish doirasi (zonasi)dan o'tgandan so'ng, fosfogips qatlamini to'kish uchun avtomatik sur'atda ag'dariladi. Filtrlovchi to'qima yuviladi va havo bilan quritiladi. So'ngra tarnov yana ishchi holatga keladi va



*3.15-rasm.* Tarnovli karusel vakuum-filtr.

asosiy filtrlash doirasiga ko'chadi. Filtrlash yuzasi 40—100 $m^2$ ga teng. Bu filtrning afzalliklaridan biri — cho'kmani minimal miqdordagi suv bilan yuvish mumkin.

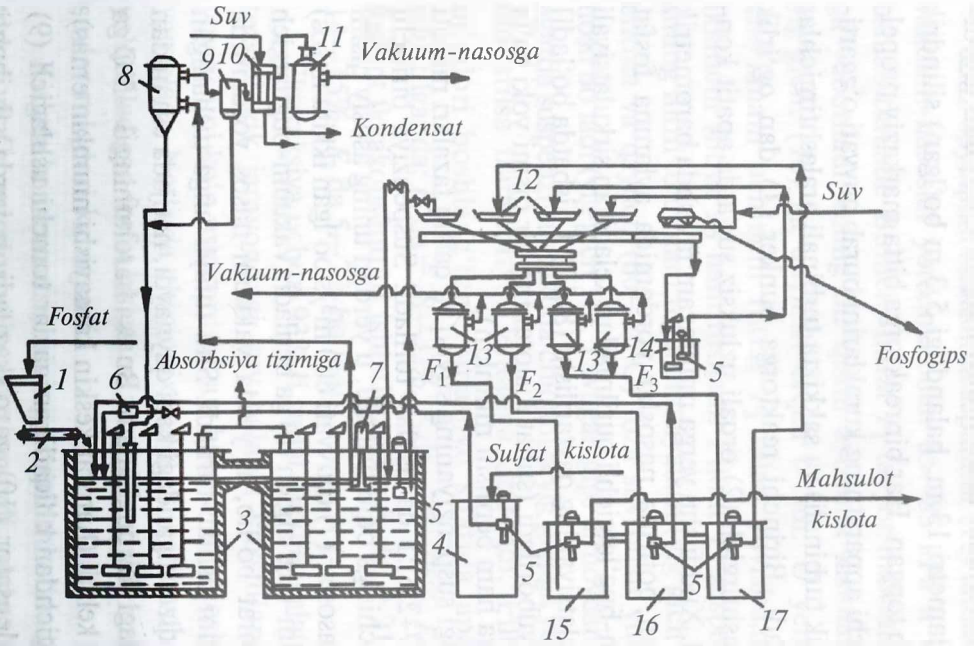
Vakuum-filtrlarda fosfogipsni ajratishda 1 $m^2$ filtrlash yuzasidan bir soat ichida 500—800 kg gips cho'kmasi yoki 1000—1400 kg yarimgidrat ajratiladi (quruq massa hisobida). Fosfogipsning gigroskopik namligi 35—40% ni tashkil etadi. Olinadigan (quruq) fosfogipsning miqdori fosfatning navi va kalsiy sulfatning gidratlanish darajasiga bog'liq holatda qayta ishlanadigan tabiiy fosfat massasining 120—160% ni tashkil etadi. Apatitning qayta ishlanishida kalsiy sulfat yarimgidratining unumi 140% ni, digidratining unumi esa 160% ni tashkil qiladi. Yuvilgan sulfatli cho'kma filtrlash sexidan «quruq» holatda transportyor, avtomashina va boshqalar yordamida yo'qotiladi yoki suv bilan qorishtirilib nasos yordamida chiqindi hovuzlariga haydaladi.

Fosforitlar tarkibida magniy, aluminiy va temir birikmalari singari qo'shimchalar ko'p bo'lganligi uchun ekstraksiyalash jarayonida talay qiyinchiliklar kelib chiqadi, ishlab chiqarishning texnologik ko'rsatkichlari birmuncha pasayadi va chiqindi fosfogipsning solishtirma hajmi ko'payadi.

Hozirgi paytda butun dunyo sanoatlari amaliyotida sulfat kislotali ekstraksiyalash jarayonining kalsiy sulfatni cho'ktirish tartibi va texnologik sxemalar alohida bo'g'inlari uskunali jihozlanishining: boshlang'ich reagentlarni me'yoriy kiritish, reaksion suspenziya olish, uning haroratini boshqarish, ajralib chiqadigan ftorli gazlarni zararsizlantirish, suspenziyani ajratish va sulfatli cho'kmani yuvish, uni chiqindixonaga yo'qotish bilan farqlanuvchi bir necha o'nlab variantlari ishlab chiqarishga tatbiq etilgan.

*Ekstraksion fosfat kislota olishning digidratli usuli.* Jahon amaliyotida (shu bilan birgalikda bizning mamlakatimizda ham) ekstraksion fosfat kislota ishlab chiqarish nisbatan sodda va ishonchli bo'lganligi sababli ko'pchilik hollarda digidratli usulga asoslangan.

3.16-rasmda apatit konsentratidan fosfat kislota (28—32% $P_2O_5$) ishlab chiqarishning prinsipial sxemasi tasvirlangan (shunga




*3.16-rasm.* Digidratli usulda ekstraksion fosfat kislota ishlab chiqarish sxemasi: *1*—fosfatli xomashyo uchun bunker; *2*—og'irlik o'lchov me'yorlagichi; *3,6*—ikki bankali ekstraktor; *4*—sulfat kislota saqlagich; *5*—botirma nasoslar; *7*—sirkulatsiyali botirma nasos; *8*—bug'latgich; *9*—tomchi ushlagich; *10*—kondensator; *11*—barbotajli neytrallagich; *12*—karusel vakuum-filtrining tarnovlari; *13*—separatorlar; *14*—filtrli to'qima regeneratsiyasidan hosil bo'luvchi suspenziyaning oraliq yig'gichi; *15*—birinchi (asosiy) filtrat uchun; *16*— aylanma fosfat kislota uchun; *17*— yuvindi filtrat uchun barometrik yig'gichlar.

o‘xshash sxema bo‘yicha fosforitlardan 20—22% $P_2O_5$ konsentratsiyali kislota olinadi). Fosfatning parchalanishi ~900 $m^3$ hajmli ekstraktorda (to‘ldirilish koeffitsiyenti 0,8) amalga oshiriladi. Ekstraktor ЗИ—35 markadagi xromnikelmolibdenli po‘lat (yoki kislotabardosh materiallar bilan himoyalangan Ст.3) dan tayyorlangan ikkita (diametri 13 m, balandligi 5,3 m bo‘lgan) silindrik reaktordan tarkib topgan. Har bir reaktorga bitta markaziy propellerli (yo‘naltiruvchi apparatning kuraklarini burab quvvati o‘zgartiriladigan gidravlik turbinali) va sakkizta turbinali aralashtirgichlar o‘rnatilgan bo‘ladi. Birinchi reaktorga bunker (1) dan og‘irlik o‘lchov me’yorlashtirgich (2) orqali uzluksiz sur’atda apatit konsentrati kiritiladi. Xuddi shu yerga muntazam ravishda barometrik yig‘gich (16) dan botirma nasoslar yordamida aylanma fosfat kislotasi, vakuum-bug‘latgichli qurilmadan keladigan sirkulatsiyali suspenziya [sirkulatsiyaning qaytarilishi (8÷12):1 nisbatda bo‘ladi] va sulfat kislota yuboriladi (sulfat kislotaning bir qismi yoki to‘la ikkinchi reaktorga ham berilishi mumkin).

Ekstraktordagi suspenziyaning suyuq va qattiq fazalari nisbati ya’ni S:Q = (1,7÷2,5):1 da ushlab turiladi. Suspenziya birinchi reaktordan ikkinchisiga oqib tushadi, u yerdan uning asosiy qismi kuchli botirma nasoslar (7) (quvvati 600 $m^3/s$ bo‘lgan ikkita nasos) yordamida vakuum-bug‘latgich (8) ga beriladi. Vakuum-bug‘latgich rezervuardan iborat bo‘lib, u yerda vakuum-nasos yordamida pasaytirilgan bosim ushlab turiladi. Shu tufayli unga tushadigan suyuqlik go‘yoki qizdirilgandagi kabi qaynaydi, natijada esa undan ma’lum miqdordagi suv bug‘lanadi. Bu esa haroratning 3—5°C ga kamayishiga olib keladi (harorat keskin kamayishi mumkin emas). Vakuum-bug‘latgichdan chiqadigan gazlar tomchi ushlagich (9) orqali ustki kondensator (10) ga o‘tkaziladi, u yerda suv bug‘i kondensatsiyalanadi va ftor birikmalarining ma’lum bir qismi ushlab qolinadi. Gazlarni ftordan tozalashning oxirgi bosqichi barbotaj neytrallagich (11) da amalga oshiriladi.

Mahsulot sifatidagi suspenziya tarnovli karusel filtrga kelib tushadi, u yerda uch filtratli sxema bo‘yicha gips ajratiladi va yuviladi.

Aktiv sirt yuzasi 80 $m^2$ bo'lgan filtr kattaligi: uzunasi — 3,27 m, ichki eni — 0,97 m, tashqi eni — 1,92 m, chuqurligi 0,2 m bo'lgan tarnovdan iborat. Filtrlovchi material sifatida fosfat kislotaga chidamli bo'lgan lavsanli va boshqa sintetik to'qimalar ishlatiladi.

Gaz-suyuqlikli aralashma separator (13) larda ajratiladi, ularda vakuum-nasoslar yordami bilan 65—85 kPa li vakuum sharoiti ushlab turiladi. Birinchi filtrat $F_1$ tayyor mahsulot yig'gichi (15) ga yuboriladi, uning bir qismi aylanma kislotaning barometrik yig'gichi (16) ga quyilish orqali o'tadi. U yerga, shuningdek, cho'kmani uchinchi filtrat $F_3$ bilan yuvishdan hosil bo'lgan ikkinchi filtrat $F_2$ ham tushadi. Filtrat $F_3$ suspenziya cho'kmasining filtrli to'qimani regeneratsiyalash (yig'gich 14) dan olingan eritma va qaynoq (60—70°C) toza suv bilan yuvilishi natijasida hosil bo'ladi (yig'gich 17). Yuvilgan gips tarnovdan chiqindixonaga, agarda suspenziya shaklida chiqarilsa yig'gichga yoki «quruq» holda chiqarilsa transportyor lentasiga uzatiladi. Filtratlardagi $P_2O_5$ miqdori boshlang'ich xomashyo sifatida apatit konsentrati ishlatilganda: $F_1$ da — 28—32%, $F_2$ da — 22—25%, $F_3$ da esa — 5—10%; fosforit flotakonsentrati ishlatilganda: $F_1$ da — 21—22%, $F_2$ da — 14—15%, $F_3$ da 5—7% bo'ladi.

Ekstraksiya uchun 93% li sulfat kislota ishlatish afzal. Bunda texnologik jarayondagi suv balansi yaxshilanadi — gipsning yuvilishini ko'p miqdordagi suv bilan amalga oshirish imkoniyati yaratiladi. Natijada chiqindixonaga chiqariluvchi fosfogips bilan yo'qotiladigan fosfat kislota va zararsizlantirish lozim bo'lgan oqava suvlar miqdori kamayadi.

Kislota konsentratsiyasining oshirilishi olinadigan fosfat kislotadagi $P_2O_5$ miqdorini o'zgartirmaydi, uning konsentratsiyasi yuqorida ta'kidlanganidek, gips kristallanishining optimal sharoiti orqali oldindan belgilanadi. Yanada kattaroq konsentratsiyali sulfat kislota ishlatilganda issiqlik ajralishi (suyultirish issiqligining ortishi hisobiga) keskin ortadi, ammo uni sistemadan ajratib olish talab etiladi.

Digidratli usulda fosfat kislota olishda fosfat xomashyosi tarkibidagi barcha ftorning (asosan $SiF_4$ tarzida) 3—5% gina gazli faza bilan ajraladi (~80% mahsulot kislotasiga, 15—17% esa fosfogipsga o'tadi). Sovitish usuli va ventilatorning uzatishiga bog'liq holda ekstraktordan ajratib olinadigan gaz tarkibidagi ftoridlar konsentratsiyasi ftor hisobida 0,2—2,5 g/m$^3$ ni tashkil etadi. Ekstraksiya sexida o'rnatilgan absorbsiya sistemalari, asosan, chiqindi gazlarini tozalash uchun mo'ljallangan, bunda hosil bo'ladigan $H_2SIF_6$ ning kuchsiz eritmalari neytrallash stansiyalariga yuboriladi yoki fosfogipsni yuvish uchun ishlatiladi.

Tabiiy fosfatlardan ekstraksion fosfat kislota ishlab chiqarish ko'rsatkichlari analitik ma'lumotlar bo'yicha aniqlanadi: $P_2O_5$ ning texnologik unumi ($K_{unum}$,%), ya'ni $P_2O_5$ ning xomashyodan fosfat kislotaga o'tish darajasi apatitni qayta ishlashda 95—96% ni va turli fosforitlar uchun 71—94% ni tashkil qiladi. U $P_2O_5$ ning eritmaga ajralish koeffitsiyenti ($K_{ajr.}$, %) dan 2—3% ga kichikdir. Buni fosfogipsni fosfat kislotadan yuvilishining to'la bo'lmasligi bilan izohlanadi: yuvilish koeffitsiyenti ($K_{yuvish}$, %), odatda, 97—99% ni tashkil etadi. Vaholanki:

$$K_{unum} = K_{ajr.} \cdot K_{yuvish}/100 \text{ ga teng.}$$

Ekstraksiyalashning digidratli usulida kislotaga $P_2O_5$ ning mahsulot unumi 93—95% ni tashkil etadi, shunga mos ravishda 1 t $P_2O_5$ li mahsulotga 2,73—2,65 t apatit (1075—1045 kg $P_2O_5$) va 2,48—2,45 t (CaO ni bog'lash uchun stexiometrik me'yordagi, ya'ni 1 t apatitga 0,915 t) 100% li sulfat kislota sarflanadi. Fosforitlarni qayta ishlashdagi sarf koeffitsiyentlari apatitlarni qayta ishlashdagiga nisbatan: fosfat bo'yicha 1,5—2,3 marta; fosfat tarkibidagi $P_2O_5$ bo'yicha 1,02—1,27 marta; sulfat kislota bo'yicha 1,2—1,7 marta kattaroqdir. Xomashyo xarajatlari ekstraksion fosfat kislota ishlab chiqarish umumiy xarajatlarining 70—80% ni tashkil etadi.

Apatitdan digidratli usulda olinadigan ekstraksion fosfat kislota tarkibida: 25—32% $P_2O_5$; 1,8—2,8% $SO_3$; 0,1—0,4% CaO; 0,3—0,4% $Al_2O_3$; 0,3—0,5% $Fe_2O_3$; 1,7—2% F bo'ladi.

Ekstraksion fosfat kislota tarkibidagi ftor, asosan, $H_2SiF_6$ shaklida bo'ladi. Kislotani ftordan tozalash $H_2SiF_6$ ni natriy, kaliy, bariy tuzlari bilan cho'ktirish orqali o'tkazilishi mumkin. Odatda, 1 *l* fosfat kilotaga 30—40 g NaCl qo'shiladi.

$$H_2SiF_6 + 2NaCl = Na_2SiF_6 + 2HCl$$

Reaksiya bo'yicha hosil bo'ladigan kam eruvchan natriy kremneftorid cho'kmaga tushadi va dastlab tindirilib, so'ngra sentrifugalash va filtrlash yo'li bilan ajratib olinadi. Shunday qilib 75—85% gacha ftorni ajratiladi va fosfat kislotadagi uning miqdori 0,2—0,3% gacha kamayadi. Natriy xlorid bilan ftorsizlantirilgan fosfat kislota, ayniqsa, harorat oshirilganda jihozlarning kuchli korroziyalanishiga sabab bo'ladi. Shuning uchun kislotani bug'latish yo'li bilan konsentrlashga zarurat tug'ilganda, ftorsizlantirish soda yoki natriy fosfat yordamida amalga oshiriladi.

Fosfogips tarkibida ozgina miqdorda yuvilmagan fosfat kislota bo'ladi va shuning uchun uni ishlab chiqarishga yaqin hududlardagina mineral o'g'it sifatida foydalanilishi mumkin, chunki ozuqa elementi juda kam bo'lganligi uchun bir joydan ikkinchi joyga tashish iqtisodiy samarasizdir. Fosfogips sho'rxok tuproqlarni gipslashtirishda yoki shuvoq alebastrlari va boshqa quyma qurilish buyumlari ishlab chiqarishda ishlatilishi mumkin. Uni sementli shixta tarkibida termik parchalanishi natijasida sementli klinker va sulfitli gazlarga aylantirilishi mumkin. Sulfit angidriddan sulfat kislota olinadi va shu usul bilan fosfatni parchalashga sarflanadigan sulfat kislota regeneratsiyalanishi mumkin. Fosfogips, shuningdek, ammoniy sulfat olishda sulfat anioni manbayi (sulfat kislota o'rniga) vazifasini bajarishi mumkin. Ishlatiladigan joyga fosfogipsni tashishni yaxshilash (va qishki vaqtda tashish paytida muzlab qolmasligi) uchun jo'natishdan oldin uni 3% dan kam bo'lgan namlikkacha quritilishi va quritishda hosil bo'ladigan guvalasimon materialni kukunsimon holatgacha maydalanishi lozim. Hozircha O'zbekistonda va boshqa chet mamlakatlarda ham fosogipsdan keng miqyosda foydalanish yo'lga qo'yilmagan — u ishlab chiqarishning to'pla-

nayotgan chiqindisi hisoblanadi. Chunki, fosfogipsga qaraganda tabiatda keng tarqalgan kalsiy sulfatni qayta ishlash ancha soddadir. Vaqti kelganda bu sanoat chiqindisi ham kerakli ishlab chiqarish korxonalari uchun eng zarur va qimmatli xomashyo manbayiga aylanishi mumkin.

Fosforitlardan ekstraksion fosfat kislota olishdagi ishlab chiqarish ko'rsatkichlari apatit konsentratini qayta ishlashdagiga nisbatan yomondir: olinadigan kislota konsentratsiyasi past (21—22% $P_2O_5$), uning tarkibida ko'p miqdorda qo'shimchalar bo'lganligi uchun qisman neytrallangan bo'ladi, nisbatan ko'p miqdordagi chiqindi — fosfogips hosil bo'ladi. $CO_2$ ajralishidan reaksion massaning ko'piklanishi hisobiga ekstraktor hajmidan to'la foydalanilmaydi, bu esa sistemaning unumdorligini pasaytiradi. Ko'pik hosil bo'lishini kamaytirishga xomashyodagi karbonatlarni oldindan parchalash — rudani kuydirish yoki fosforit unini ekstraktorga uzatishdan oldin oz miqdordagi kislota bilan namlash orqali erishiladi.

Fosforit flotakonsentratlardan digidratli usulda olinadigan ekstraksion fosfat kislota tarkibida: 20—22% $P_2O_5$; 2,2—3,5% $SO_3$; 0,2—0,4% CaO; 1,8—2,0% MgO; 0,4—1,2% $Al_2O_3$; 0,4—0,8% $Fe_2O_3$; 1,4—2,1% F bo'ladi.

*Ekstraksion fosfat kislota olishning yarimgidratli va yarimgidrat-digidratli usuli.* Yarimgidratli usullar ekstraksiyalash jarayonida to'g'ridan to'g'ri konsentrlangan fosfat kislota olish yo'llari bo'yicha izlanishlar natijasida yaratildi. Ularni amaliyotda tatbiq etilishi shuni ko'rsatadiki, bunda ular ham afzallikka (reaktor va filtrlash qurilmalarining yuqori intensivlikka egaligi, mahsulot kislotasi konsentratsiyasining 35—48% $P_2O_5$ gacha ortishi, sulfatli cho'kma chiqindisining kamayishi), ham yetarlicha kamchilikka (reaksion muhit agressivligining ortishi, $P_2O_5$ va ftor yo'qotilishining ortishi, nostabil yarimgidrat cho'kmasining qisman gidratlanishi natijasida filtr tagligiga yopishib qolgan cho'kmanining o'sishi hisobiga filtrning yirtilib ishdan chiqishi va hokazo) egadirlar. Bu kamchiliklar birinketin bartarf etilmoqda va jahon amaliyotidagi yarimgidratli usulning o'rni yanada kengaymoqda.

Fosfat kislotani ekstraksiyalashning yarimgidratli jarayoni bir necha sxemalar bo'yicha amalga oshirilishi mumkin. Ulardan birida barcha reagentlarni reaktorning birinchi bo'linmasiga kiritish bilan xuddi yuqorida bayon etilgan digidratli usuldagidek jarayon amalga oshiriladi. Yarimgidratning cho'kishi suyuq faza tarkibida 35—38% $P_2O_5$ va 1—1,5% $SO_3$, harorat 95—105°C bo'lganda sodir bo'ladi. Boshqa xil variantda esa apatitni oldindan 3—4 karra ko'p miqdordagi konsentrlangan (45—48% $P_2O_5$) fosfat kislota (birinchi filtrat va aylanma suspenziya) bilan 95—102°C da parchalanadi; so'ngra olingan monokalsiyfosfat tutgan suspenziya, 92—93% li sulfat kislota bilan qayta ishlanadi. Apatitni parchalash va yarimgidratni kristallantirish bosqichlarining jihozli bo'linishi natijasida xom-ashyodan yuqori darajada (97—98,5%) foydalanishga erishiladi va tarkibida: 0,2—0,4% CaO; 0,5—0,8% $SO_3$; 1—1,2% $(Fe, Al)_2O_3$; 1—1,1% F yoki 0,2—0,3% F (suspenziya suyuq fazasini soda yordamida ftorsizlantirish orqali) bo'lgan konsentrlangan (45—48% $P_2O_5$) mahsulot kislotasi olinadi.

Yarimgidratli jaryonlarda nostabil kalsiy sulfat cho'kmasini suv bilan yuvish va sexdan yo'qotishni ta'minlash kerak. Ammo uni digidratga o'tkazish, hatto, suvli suspenziyaga ma'lum miqdorda stabilizatorlar [masalan, $Ca(OH)_2$] qo'shilganda ham sekin kechadi. Bu esa uni suvli suspenziya holatida quvurli gidrouzatgichlarda uzatilishini talab etadi. Suyuq fazadagi $P_2O_5$ konsentratsiyasi va reaktordagi harorat nisbatan yuqori bo'lganligi uchun digidratli jarayonga nisbatan yarimgidratli jarayonlarda ajraladigan gazli fazadagi ftorning miqdori ko'p bo'ladi va 15—50% ni tashkil qiladi; uning tutib qolinishi va boshqa maqsadlarda foydalanilishini ta'minlash lozim bo'ladi. Umuman olganda, yarimgidratli jarayonlardagi $P_2O_5$ ning texnologik unumi digidratli usulga nisbatan 1—2% ga kam bo'ladi, shunga mos holda mahsulotli unum ham kamayadi.

Keyingi paytlarda jahon amaliyotida yarimgidrat-digidratli jarayonlar keng tarqalmoqda. Ularda fosfat rudasi yarimgidrat hosil qilib parchalanadi, so'ngra u gidratlanadi, ya'ni digidratga qayta

kristallantiriladi. Bu esa kislotaga yuqori unum bilan $P_2O_5$ ning (98—99%) o'tishini va keyingi maqsadlarda ishlatish imkoniyatini oshiruvchi, tarkibida juda kam miqdordagi suvda eruvchan $P_2O_5$ bo'lgan gips hosil bo'lishini ta'minlaydi. Bunday jarayonning yutug'i shundaki, unda nisbatan yirik zarrachali xomashyolarni kislotaga o'tadigan $P_2O_5$ unumini pasaytirmagan holda qayta ishlash imkoniyati yaratiladi. Chunki, yarimgidratning digidratga qayta kristallanish jarayonida ham sulfatli qobiq bilan ajralib qolgan fosfat zarrachalarining parchalanishi davom etadi.

Yuqori haroratni ushlab turish yo'li bilan yarimgidratning sekin gidratlanishiga qaratilgan yarimgidratli usuldan farqli ravishda, kombinatsiyalashgan jarayonda, tarkibida kam miqdordagi $P_2O_5$ ushlab qoladigan yirik kristalli (200÷500×40÷80 mkm) gipsning ajralishiga erishilgan holda gidratlanish sharoiti har tomonlama boshqariladi. Kombinatsiyalashgan jarayonning birinchi variantiga 90—95°C da fosforitning sulfat va aylanma fosfat kislotalar bilan aralashishidagi yarimgidratning cho'ktirilish, suspenziyaning 50—60°C gacha sovitilish va gipsning kristallanishida kristall markazlari hosil qiluvchi qo'shimchalar, sulfat kislota va $Al^{3+}$ bilan birgalikda kristall o'sishini so'ndiruvchi ftorid ionlarini bog'lash maqsadida faol kremniy dioksid qo'shish yo'li bilan yarimgidratni gidratlantirish jarayonlari kiradi. Gidratlanish vaqti 5—16 s ga teng, yuvilgandan so'ng cho'kmaning tarkibida 1 mol $CaSO_4$ ga to'g'ri keladigan 1,8—1,9 mol $H_2O$, 0,3% umumiy $P_2O_5$ (digidratli jarayonda esa 0,5—1,5%) va hammasi 0,02—0,08% bo'lgan suvda eruvchan $P_2O_5$ bo'ladi. Yarimgidratning cho'ktirilishi va uning gidratlanishi deyarli bir xil tarkibdagi eritmalarda amalga oshiriladi va bayon etilgan usul tarkibida 32% $P_2O_5$ dan ko'p bo'lmagan konsentratsiyali fosfat kilota olish imkoniyatini yaratadi. 1 t $P_2O_5$ hisobida mahsulot ishlab chiqarish uchun 2,95 t fosforit (1,03 t $P_2O_5$), 2,72 t $H_2SO_4$, 0,25 t bug', 160 kVt·s elektroenergiya sarflanadi.

Keyingi davrlarda bunga nisbatan takomillashgan, mahsulot kislotasini oraliq bosqichda ajratib olishga asoslangan yarimgidrat-

digidratli usullari yaratildi. Yarimgidratning cho'ktirilishi 90—100°C haroratda 45—50% $P_2O_5$ tutgan eritmalarda amalga oshiriladi, mahsulot sifatidagi konsentrlangan kislota ajratib olgan holda suspenziya filtrlanadi, sentrifugalanadi yoki tindiriladi; cho'kmani tarkibida 10—25% $P_2O_5$ va 5—10% $H_2SO_4$ bo'lgan eritma bilan qayta suspenziya holatiga keltiriladi va 55—65°C haroratda yarimgidratning gidratlanishi amalga oshiriladi; uni jarayonga qaytariluvchi suyuq fazadan ajratiladi. Oraliq filtrlash bilan amalga oshiriladigan yarimgidrat-digidratli (yarimgidrat-filtr-digidratli) usullarning afzalligi shundaki, bunda: yuqori konsentratsiyali kislota olinadi; yirik zarrachali xomashyolarni ham ishlatish mumkin, bu esa ruda tayyorlash kapital mablag'lari va ishlab chiqarish xarajatlarini kamaytiradi; nisbatan toza fosfogips hosil bo'lganligi uchun undan xomashyo sifatida foydalanish imkoniyatlari kengayadi. Bularning hammasi ikkinchi filtrlash xarajatlarini to'la qoplaydi.

Yarimgidratli va yarimgidrat-digidratli usullarda konsentrlangan (35—50% $P_2O_5$) fosfat kislota ishlab chiqarishdagi ftorli gazlarning absorbsiyasi $SiF_4$ ning nisbatan oz miqdordagi HF bilan aralashmasidan mahsulot sifatidagi geksaftorsilikat kislota olish orqali amalga oshiriladi. Bu holdagi gazlarda ftorning konsentratsiyasi 2—10 g/m$^2$ ga yetadi, uni ajratib olish mexanik absorberlarda, suzuvchi sharli absorberlarda, shar to'ldirgichli absorberlarda yoki Venturi absorberlarida amalga oshirilishi mumkin. Venturi absorberlari tuzilishi bo'yicha yuqori tezlikdagi gazlarni (20—30 m/s) tozalashda ishlatilishi mumkin, kam gidravlik qarshilikka ega va shuning uchun keng ko'lamda qo'llaniladi.

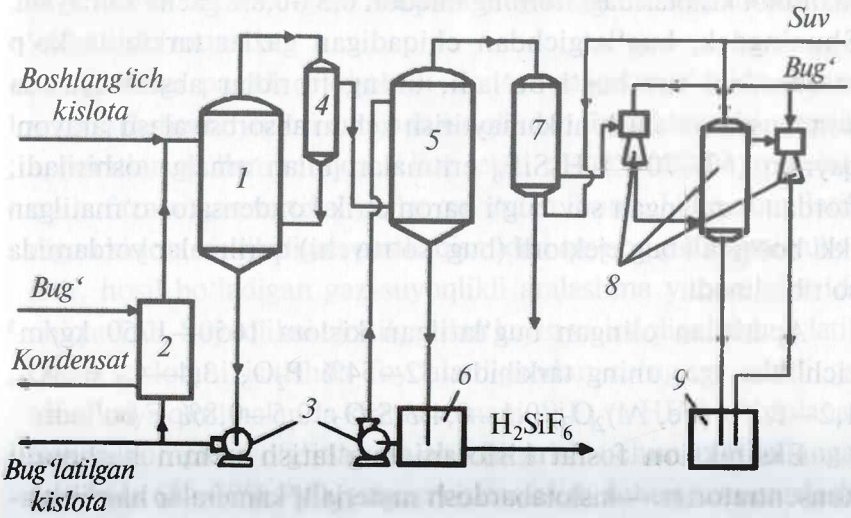
Lekin, shuni ham ta'kidlash lozimki, tabiiy fosfatlarni ekstraksion fosfat kislota va boshqa mahsulotlarga qayta ishlaydigan sanoatlardagi gazlarni ftor birikmalaridan tozalashda ishlatiladigan sistemalar yer shari sirtidagi havoda CHMK (chegaralangan me'yordagi konsentratsiya) talablariga javob bermaydi va gazlarning atmosferada yoyilib ketishi hisobiga konsentratsiyasi kamaytirilishi uchun juda uzun (180 m gacha) mo'rili quvurlar ishlatiladi. Nisbatan murakkab absorbsion tizimli qurilmalar esa ishlab

chiqarishning 1,3—1,5 marta qimmatlashishiga olib keladi. Atmosferaga chiqariladigan zaharli chiqindilarni kamaytirishga gaz aylanma sikllarini, ya'ni chiqadigan gazlarni asosiy ishlab chiqarish jarayoniga qaytarilishini ta'minlash orqali ham erishilishi mumkin. Masalan, ekstraksion fosfat kislotasi sexida absorbsion qurilmadan chiqadigan gaz, ya'ni 60 mg/m$^3$ gacha qoldiq ftor tutgan nam havo ekstraktorga qaytarilishi mumkin, u yerda u qaynoq reaksion suspenziya bilan to'qnashadi va ekstraktordagi talab etiladigan darajadagi haroratni ushlab turadi, bug'lanadigan suv hisobiga qiziydi va to'yinadi. Shu yo'l bilan ekstraktordagi ortiqcha reaksiya issiqligi ham chiqarib olinadi. So'ngra, 1 m$^3$ quruq havo hisobiga ~3 g ftor to'g'ri keladigan anchagina namlangan gaz yana absorbsion sistemaga keladi, u yerda undan ftor birikmalarining asosiy massasi va suv bug'i ajratib olinadi, sovitilgan geksaftorsilikat kislotasi bilan absorbsiyalashga uzatilishi hisobiga uning harorati yana pasayadi.

**Fosfat kislotani konsentrlash.** Qo'shaloq superfosfat, ammofos, nitroammofoska ishlab chiqarish uchun 45—55% $P_2O_5$ tutgan fosfat kislota, ammoniy polifosfatlari va suyuq o'g'itlar olish uchun esa 72—83% $P_2O_5$ li fosfat kislotalari talab etiladi. Bunday hollarda ekstraksion fosfat kislota bug'latiladi. Ma'lumki, har qanday (98% li $H_3PO_4$ gacha) konsentratsiyadagi toza fosfat kislotaning bug'i faqat suvdan iborat, nazariy olganda uni bug'latish orqali yuqori konsentratsiyali eritmalarini olish mumkin. Amalda esa jihozlar materiallarining korroziyalanishi hisobiga bug'latish qiyinchilik tug'diradi. Harorat va kislota konsentratsiyasining ortishi bilan korroziyalanish tezlashadi. Bundan tashqari, konsentratsiya ortishi bilan kislota tarkibidagi qo'shimchalar eruvchanlikning keskin kamayishi hisobiga cho'kmaga tushadi (quyqa hosil qiladi). Cho'kmali qoldiq (quyqa) lar qizdiriluvchi yuzaning ichki sirtiga o'tirib qolib, issiqlik almashinuvini yomonlashtiradi.

Loyiha quvvati yiliga 110 ming t $P_2O_5$ bo'lgan ekstraksiyali sistemalarda kislotani 28—30 dan 52—55% $P_2O_5$ gacha konsentrlash uchun, odatda, bir korpusli bug' bilan isitiladigan (130°C) qizdiruvchi kamerali 3—4 ta vakuum-bug'latgichli apparatlar o'rnatilgan

(3.17-rasm). Vakuum-nasos yordamida apparat ichida ~0,09 MPa li vakuum hosil qilinadi. Bu esa bug'latishni nisbatan past (80—90°C) haroratda amalga oshirish imkoniyatini beradi. Apparat korpusi gummirlangan, qizdiruvchi kamera grafitli (kislota va bug' harakatlanadigan yo'llari bo'lgan grafitli bloklardan iborat, issiqlik almashinuv yuza maydoni ~158 $m^2$ ga teng) bo'ladi. Qizdiriluvchi yuzada cho'kmali quyqa hosil bo'lishining oldini olish maqsadida, uzluksiz ravishda kuchsiz kislota qo'shish orqali konsentrlangan kislotaning majburiy jadal sirkulatsiyasi (sirkulatsiyaning qaytarilishi 100—150 marta) amalga oshiriladi. Shu tufayli sirkulatsiyali eritma konsentratsiyasi aralashishdan so'ng ham kam o'zgaradi. Bunday kislotadagi qo'shimchalarning eruvchanligi boshlang'ich kislotadagiga qaraganda anchagina kam bo'ladi. Shuning uchun aralashtirilgan vaqtda kuchsiz kislotadagi qo'shimchalar kristallanadi.




*3.17-rasm.* Fosfat kislotani konsentrlash uchun vakuum-bug'latgichli qurilma sxemasi: *1*—bug'latuvchi apparat (bug'latgich) korpusi; *2*—qizdiruvchi kamera; *3*—sirkulatsiya nasosi; *4*—tomchi ushlagich; *5*—ftorli gazlar absorberi (yuvish minorasi); *6*—$H_2SiF_6$ eritmasining barometrik yig'gichi; *7*—yuza kondensatori; *8*—ikki bosqichli ejektorli qurilma; *9*—barometrik bak.

Ularni tindirgichdayoq ajratib olish va so'ngra bug'latuvchi apparatga yo'llash maqsadga muvofiq. Bug'latilgan kislotani sirkulatsiyali konturdan muntazam chiqarib turiladi.

Qizdiruvchi kameraning ichki yuzasiga kalsiy sulfat va ftorsilikatlardan iborat qo'shimchalar o'tirib qoladi. Bu har uch kunda toza suv bilan yuvib turishni talab etadi. Nisbatan ko'proq vaqt ishlatilganda quyqa bu yuzani yanada to'laroq egallab oladi, uni mexanik usullar bilan tozalanadi, so'ngra $H_2SiF_6$ ning 4—5% li eritmasi bilan yuviladi.

Ekstraksion fosfat kislotaning konsentratsiyasi ortishi bilan unda erigan geksaftorsilikat kislotaning bug' bosimi ham ortadi. Shu tufayli fosfat kislotani 52—57% $P_2O_5$ gacha bug'latishda boshlang'ich kislotadagi ftorning 80—90% ($2HF+SiF_4$ ning taxminan ekvivalent aralashmasi tarzida) gazli fazaga ajralib chiqadi; mahsulot kislotasidagi ftorning miqdori 0,5—0,8% gacha kamayadi. Shuningdek, bug'latgichdan chiqadigan gazlar tarkibida ko'p miqdordagi suv bug'i bo'ladi, uning ftoridlar absorbsiyasida kondensatsiyalanishini kamaytirish uchun absorbsiyalash jarayoni qaynoq (60—70°C) $H_2SiF_6$ eritmalari bilan amalga oshiriladi; ftordan tozalangan suv bug'i barometrik kondensator o'rnatilgan ikki bosqichli bug'ejektorli (bug' so'ruvchi) qurilmalar yordamida so'rib olinadi.

Apatitdan olingan bug'latilgan kislota 1650—1750 kg/m$^3$ zichlikka ega, uning tarkibida: 52—54% $P_2O_5$; 3,4—4,2% $SO_3$; 1,2—1,3% $(Fe, Al)_2O_3$; 0,1—0,4% $SiO_2$; 0,5—0,8% F bo'ladi.

Ekstraksion fosfat kislotani bug'latish uchun barbotajli konsentratorlar — kislotabardosh materialli kameralar ham ishlatiladi, ularda bug'latish kislotaning yuza qatlami orqali yoqilgan qaynoq gaz berish orqali amalga oshiriladi. Bu yerda issiqlik uzatuvchi yuza bo'lmaydi, issiqlik almashinish qaynoq gaz bilan kislotaning to'g'ridan to'g'ri to'qnashishidan amalga oshadi; bunda hosil bo'ladigan cho'kma muallaq holatda qoladi va apparatdan kislota bilan birgalikda chiqadi, so'ngra uni tindirish orqali tozalanadi. Kameraga o'txona gazlari 650—900°C haroratda beriladi. Ayniqsa,

tabiiy gaz yondiriladigan grafitli botirma yondirgichli konsentratorlar jadal ishlaydi. Barbotajli konsentrator va botirma yondirgichli apparatlarda gaz o'zi bilan birga anchagina miqdordagi fosfat kislota bug'ini olib chiqadi, uni esa elektrofiltrlarda tutib qolish lozim bo'ladi. Tarkibida 8,5—9 g/m$^3$ ftor (elektrofiltrga kirishdan oldin havo bilan aralashishi hisobiga – 3 g/m$^3$) bo'lgan chiqindi gazlarini tozalashdan ko'p miqdorda $P_2O_5$ tutgan $H_2SiF_6$ eritmasi olinadi; ularni ishlatish qiyinchilik tug'diradi. Tuman hosil bo'lishi $P_2O_5$ yo'qotilishini oshiradi, bundan tashqari, atrof muhit ifloslanishiga sabab bo'ladi.

Bunday jihozlar ko'proq superfosfat kislotalar olish uchun qo'llaniladi. Bu holda bug'latishga tarkibida 54—55% $P_2O_5$ tutgan eritmalar (vakuum-bug'latgichdan so'ng) beriladi. Bunday maqsadlar uchun qizdiruvchi kameraga yuqori bosimdagi bug' (~3 MPa) uzatiladigan vakuum-bug'latgichli apparatlar ham ishlatilishi mumkin.

Hozirgi paytda barbotajli konsentratorlar o'rnida yanada takomillashgan, yuqori darajada issiqlikdan foydalanuvchi, aeroliftli apparatlar qo'llanilmoqda. Ular ichki qismi grafitli quvur bilan muhofazalangan vertikal po'lat quvurdan iborat. Uning bug'latiladigan kislota kiritiladigan pastki qismidan qaynoq gaz oqimi yuboriladi, hosil bo'ladigan gaz-suyuqlikli aralashma yuqori qismidan chiqariladi. Suyuqlikni ajratilgandan keyin va issiqligidan bug'latiladigan kislotani isitishda foydalanilgandan so'ng, chiqindi gazi absorbsiya qurilmalarida kislota tumani, $SiF_4$ va HF dan tozalanadi. Suyuq kompleks o'g'itlar ishlab chiqarish uchun mo'ljallangan, tarkibida 68—70% $P_2O_5$ tutgan kislota olish uchun konsentrlashni ikkita ketma-ket bosqichda: birinchisida 52—54 dan 64% gacha, ikkinchisida esa 68—70% $P_2O_5$ gacha o'tkaziladi.

**Qo'shaloq superfosfat.** Tabiiy fosfatlarni fosfat kislotasi bilan parchalash natijasida oddiy superfosfatdan, asosan, fosfatli birikmalar (monokalsiyfosfat va ma'lum miqdordagi erkin fosfat kislotasi) bo'lishligi bilan farqlanadigan qo'shaloq superfosfat olinadi. Qo'shaloq superfosfatdagi kalsiy sulfat qo'shimchasi fosfatning

tarkibida sulfat ioni bo'lgan ekstraksion fosfat kislota bilan parchalanishi yoki ruda tarkibida sulfatlarning bo'lishi hisobidan ishtirok etishi mumkin. Chunki qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish uchun, odatda, ekstraksion fosfat kislotasi ishlatiladi, lekin tabiiy fosfatning bir qismi fosfat kislota olish uchun sulfat kislota bilan, qolgan qismi esa tayyor mahsulot olish uchun fosfat kislota bilan parchalanadi.

Qo'shaloq superfosfat (uni chet ellarda, ba'zan, uchlik superfosfat nomi bilan yuritiladi) tarkibidagi $P_2O_5$ ning miqdori oddiy superfosfatdagiga nisbatan 2—3 marta ko'p va uning tarkibida: $P_2O_{5o'zl.}$ = 42—50% (xomashyo sifatiga bog'liq holda); $P_2O_{5umum.}$ = = 45—56%; $P_2O_{5s.e.}$ = 38—42% va $P_2O_{5erkin}$ = 1,5—5% bo'ladi.

Qo'shaloq superfosfat konsentrlangan fosfat kislota (52—54% $P_2O_5$) ishlatilgan holda kamerali (oddiy superfosfatga o'xshash) usulda va 28—36% $P_2O_5$ li kislota qo'llagan holda oqimli (kamerasiz) usullarda olinadi. Kamerali superfosfat omborga tashlangan holda yetiltiriladi. Oqimli usulda esa birdaniga donadorlangan (omborli yetiltirishsiz) mahsulot olinadi. Kamera-oqimli usul ham mavjud bo'lib, unda oson parchalanadigan fosforit unidan olingan kamerali superfosfat yetiltirish bosqichisiz to'g'ridan to'g'ri donadorlash va quritishga uzatiladi.

*Qo'shaloq superfosfat olishning fizik-kimyoviy asoslari.* Tabiiy fosfatlar tarkibidagi minerallarning fosfat kislotasi bilan parchalanishi quyidagi asosiy reaksiyalar bo'yicha sodir bo'ladi:

$$Ca_5(PO_4)_3F + 7H_3PO_4 + 5H_2O = 5Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + HF$$

$$CaMg(CO_3)_2 + 4H_3PO_4 = Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O +$$

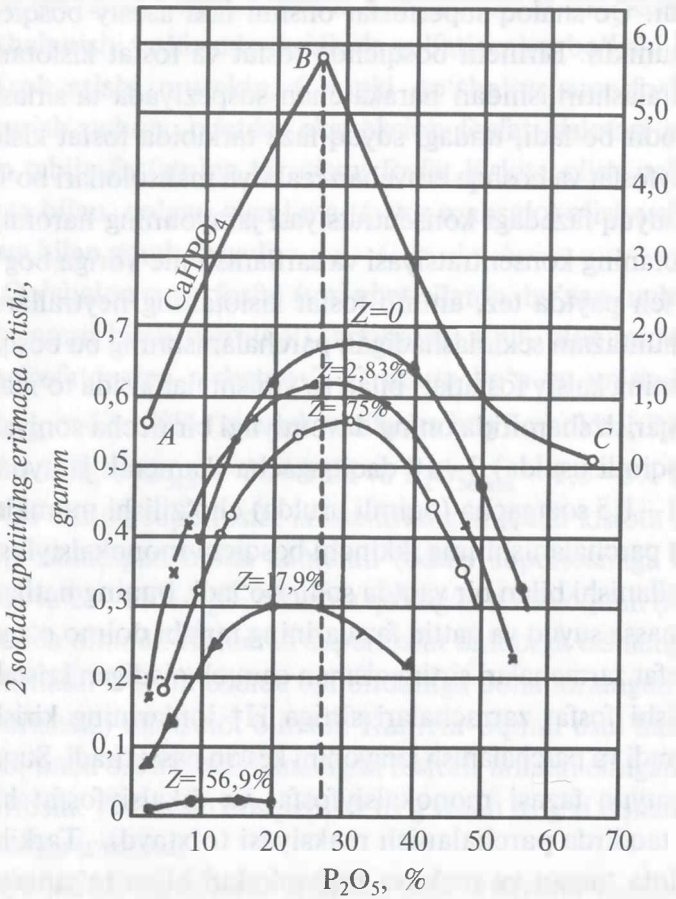
$$Mg(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + 2CO_2$$

$$R_2O_3 + 2H_3PO_4 + H_2O = 2[RPO_4 \cdot 2H_2O].$$

Ma'lum xomashyo uchun fosfat kislotaning stexiometrik me'yori ko'rsatilgan reaksiyalarni va boshlang'ich ekstraksion fosfat kislota eritmasidagi neytrallovchi (CaO, MgO, $R_2O_3$) va kislotali ($H_2SO_4$) qo'shimchalarning bo'lishini e'tiborga olgan holda

hisoblanadi. Qo'shaloq superfosfat olishni ikki asosiy bosqichga ajratish mumkin. Birinchi bosqichda fosfat va fosfat kislotaning uzluksiz aralashtirilishidan harakatchan suspeziyada ta'sirlashuv jarayoni sodir bo'ladi, undagi suyuq faza tarkibida fosfat kislota, monokalsiyfosfat va boshqa eruvchan reaksiya mahsulotlari bo'ladi. Ularning suyuq fazadagi konsentratsiyasi jarayonning haroratiga, fosfat kislotaning konsentratsiyasi va sarflanish me'yoriga bog'liq. Boshlang'ich paytda tez, ammo fosfat kislotaning neytrallanishi hisobiga muntazam sekinlashadigan parchalanishning bu bosqichi suyuq fazaning kalsiy fosfatlari bilan to'yinishi natijasida to'xtaydi. Ishlab chiqarish sharoitida uning davomiyligi bir necha soniyadan (kamera-oqimli usulda) 3—10 daqiqagacha (kamerali jarayonda) va hatto, 1—1,5 soatgacha (oqimli usulda) cho'zilishi mumkin.

Fosfat parchalanishining ikkinchi bosqichi monokalsiyfosfatning kristallanishi bilan bir vaqtda sodir bo'ladi, buning natijasida reaksion massa suyuq va qattiq fazalarining tarkibi doimo o'zgarib turadi. Fosfat zarrachalari sirtini qisman qamrab oladigan kristallarning ajralishi fosfat zarrachalari sirtiga $H^+$ ionlarining kirishini qiyinlashtiradi va parchalanish jarayonini keskin pasaytiradi. Suspenziyaning suyuq fazasi monokalsiyfosfat va dikalsiyfosfat bilan to'yingan taqdirda parchalanish reaksiyasi to'xtaydi. Tarkibida fosfat kislota tutgan va reaksiya mahsulotlari bilan to'yinmagan eritmalarda fosfatlarning erish tezligi fosfat zarrachalari sirtidan ajralib chiqadigan nisbatan kam harakatchan kalsiy ionlarining suyuq fazada diffuziyalanishi bilan belgilanadi. Bunday mulohaza uchun $CaO - P_2O_5 - H_2O$ sistemasidagi eruvchanlik va apatitning erish egri chiziqlariga mos ma'lumotlar asos bo'ladi (3.18-rasm). Oz darajadagi neytrallanish, ya'ni jarayonning birinchi bosqichida apatitning maksimum erish tezligi eruvchanlik diagrammasidagi B nuqtaga tutashgan holatiga to'g'ri keladi. B nuqtada, fosfat zarrachalari sirtida hosil bo'ladigan to'yingan eritmada $Ca^{2+}$ ionlarining konsentratsiyasi eng katta qiymatli, shunday ekan, eritmada bu ionlar diffuziyasining haraktalantiruvchi kuchi ham katta bo'ladi. Shuning uchun jarayonning birinchi bosqichida yuqori parcha-




*3.18-rasm.* Apatitning qisman neytrallangan (*Z*—turli neytrallanish darajali, %) fosfat kislota eritmalarida erish egri chizig'ini 40°C dagi $CaO - P_2O_5 - H_2O$ sistemasi izotermasi (*ABC* chiziq) bilan taqqoslash.

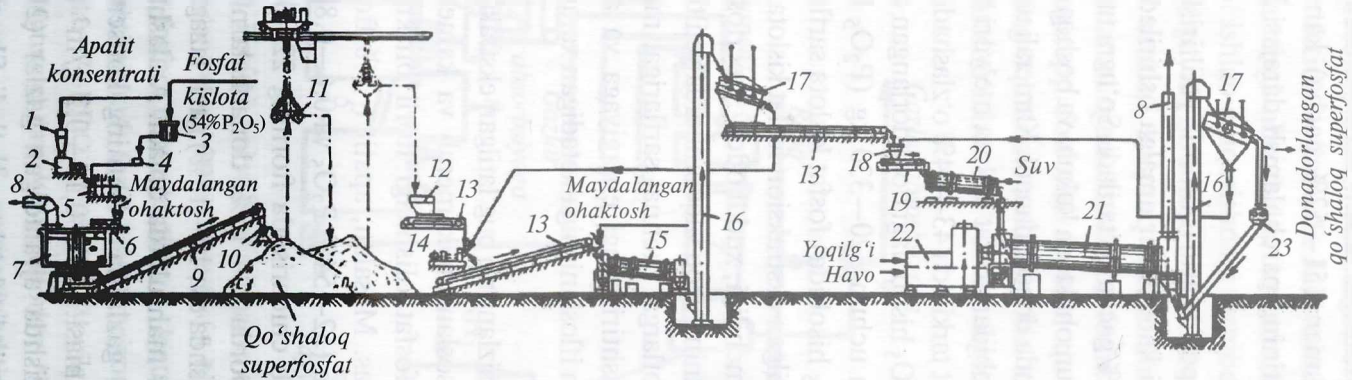
lanish darajasiga erishish uchun shunday boshlang'ich konsentratsiyali fosfat kislota qo'llanilishi maqsadga muvofiqki, u $Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O$ va $CaHPO_4$ lar bilan muvozanatdagi nuqtaga mos keluvchi tarkibga yaqin bo'lgan to'yingan eritma hosil bo'lishiga olib kelishi kerak. Masalan, 75°C da suyuq faza to'yinish paytida apatitning maksimal parchalanishi uchun fosfat kislotadagi $P_2O_5$

ning boshlang'ich miqdori 33,6% ga ega bo'lishi lozim. Hatto, bu holda ham, kislota me'yori stexiometriya bo'yicha 110% bo'lishiga qaramay, apatitning parchalanish darajasi 36,5% ga teng bo'ladi. Ma'lumki, tayyor mahsulotdagi fosfatning yuqori darajadagi parchalanish darajasiga erishish jarayonning ikkinchi bosqichini amalga oshirish sharoiti orqali aniqlanadi. Shunga muvofiq holda, 30—75°C harorat oralig'ida tarkibida 46—47% $P_2O_5$ tutgan monokalsiyfosfat bilan muvozanatdagi eritmalarda apatitning parchalanish tezligi eng yuqori darajaga erishishi aniqlandi.

Qo'shaloq superfosfat olishning ishlab chiqarish tartibi ko'rsatib o'tilgan sharoitlarni hisobga olgan holda tanlanadi. Masalan, kamerali usul bilan apatit konsentratidan qo'shaloq superfosfat olishda fosfat kislotaning optimal konsentratsiyasi shunday tanlanadiki, bunda parchalanish koeffitsiyenti ~60% ga yetgan paytda kamerali superfosfat suyuq fazasining tarkibida 46—47% $P_2O_5$ bo'lishi kerak. Bu shartga boshlang'ich tarkibi 55% $P_2O_5$ li bo'lgan kislota javob beradi. Birinchi bosqich oxirida 75—100°C da undagi xomashyoning maksimal (muvozanatli) parchalanish darajasini 10% ga ko'tarish mumkin emas va parchalanish tezligi ham nisbatan kam bo'ladi. Qachonki, ikkinchi bosqichda apatitning parchalanish koeffitsiyenti ~60% ga yetsa, suyuq fazaning tarkibi maksimal parchalanish tezligiga muvofiq keladi, superfosfat suspenziyasi qota boshlaydi va reaksiya keskin pasayadi. Bundan keyingi parchalanishi omborda, kamerali superfosfatning uzoq vaqt (15—30 sutka) yotishida sodir bo'ladi. Bu vaqtda yetiltirishning optimal harorati 40—60°C ni tashkil etadi, uning pasayishi yoki ortishi apatitning keyingi parchalanishini sekinlashtiradi. Dolomitli Qoratog', Qizilqum va Kingisepp fosforitlarini kamerali jarayonda 45—50% $P_2O_5$ tutgan kislota bilan parchalanadi. Ular apatit konsentratiga nisbatan tez va to'la parchalanadi, chunki ularning strukturasi zich emas va karbonatlarning parchalanishi natijasida hosil bo'ladigan $CO_2$ hisobiga parchalanmagan fosfatlar sirtidagi quyqali qobiqning buzilishi ta'minlanadi.

Kamerasiz usullarda fosforitlar 50—100°C haroratdagi 28—40% $P_2O_5$ tutgan fosfat kislota bilan qayta ishlanadi, bu ko'p darajada jarayonning birinchi bosqichi uchun optimal sharoitga muvofiq keladi. Ammo fosfat kislotaning bunday kichik boshlang'ich konsentratsiyasi parchalanishning ikkinchi bosqichi uchun noqulay bo'lib, u $Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + CaHPO_4$ bilan yoki $CaHPO_4$ bilan muvozanatdagi eritmalarda amalda sodir bo'lmaydi. Jarayon reaksion massaning quritilishida yakunlanadi. Undan suvning yo'qotilishi sistemaning monokalsiyfosfat bilan muvozanatdagi doirasiga o'tish va apatitning keyingi parchalanishini ta'minlash imkonini beradi. Quritish jarayonida reaksion massadagi monokalsiyfosfat kristallanadi va suyuq fazaning neytrallanish darajasi kamayadi, uning faolligi esa ortadi. Shuning uchun birinchi bosqichda parchalanish darajasi kichik bo'lsa-da, jarayon oxirida xomashyoning yuqori parchalanish darajasiga erishiladi.

*Qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish.* 3.19-rasmda kamerali usul bilan qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish sxemasi tasvirlangan. Bu usul jarayonlar ketma-ketligi bo'yicha ham, ishlatiladigan jihozlar bo'yicha ham oddiy superfosfat ishlab chiqarishdagi kamerali usulga o'xshaydi. Apatit konsentrati va konsentrlangan fosfat kislota aralashtirgichga uzluksiz berib turiladi, hosil bo'ladigan suspenziyaga ozgina miqdorda (apatit massasining 3% gacha) maydalangan ohaktosh kukuni qo'shiladi. Shuning hisobiga kamerada shakllanadigan superfosfat massasi (ohaktosh parchalanishi natijasida hosil bo'ladigan karbonat angidrid hisobiga) g'ovaklashib qoladi va kameradan osonlik bilan frezer yordamida tushiriladi. Massaning turish vaqti aralashtirgichda 3—6 daqiqani, kamerada 1—1,5 soatni, harorati esa aralashtirgichda 70—80°C ni, kamerada 90—100°C ni tashkil qiladi. Hozirda qo'llanilayotgan (7,1 m diametrli) kameralarga reagentlarning bir soatdagi sarfi apatit uchun 12—13 t, fosfat kislota (52—54 % $P_2O_5$) uchun 22—24 t, ohaktosh uchun 0,4 t ni tashkil etadi. Kameradagi massani shakllantirish balandligi 1,2—2 m ga teng. Fosfat kislotaga konsentrlangan sulfat kislota ham qo'shilishi mumkin, bu esa (mahsulot birligiga




*3.19-rasm.* Apatit konsentratidan kamerali usulda qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish sxemasi: *1*—bunker; *2*—me'yorlashtirgich; *3*—quyish baki; *4*—sarflagich; *5*—aralashtirgich; *6*—suspenziyani ohaktosh kukuni bilan shnekli aralashtirgich; *7*—superfosfat kamerasi; *8*—absorberlarga ftorli gazlarni o'tkazish uchun gaz o'tkazgich quvur; *9*—kamerali superfosfatning lentali konveyeri; *10*—kamerali superfosfatni yoyib tashlagich; *11*—greyferli (kovshli) aralashtirgich; *12*—qo'shaloq superfosfat uchun bunker; *13*—lentali konveyer; *14*—dezintegrator; *15*—neytrallash barabani; *16*—elevator; *17*—elak; *18*—neytrallangan superfosfat uchun bunker; *19*—lentali ta'minlagich; *20*—donadorlagich; *21*—quritish barabani; *22*—yoqilg'i yondirgich; *23*—tegirmon.

nisbatan) fosfat kislota solishtirma sarfini kamaytirish imkonini beradi, undagi $P_2O_5$ ni qisman (51—52% gacha) kamaytiradi. Kamerada apatit konsentratining parchalanish darajasi 70% dan oshmaydi.

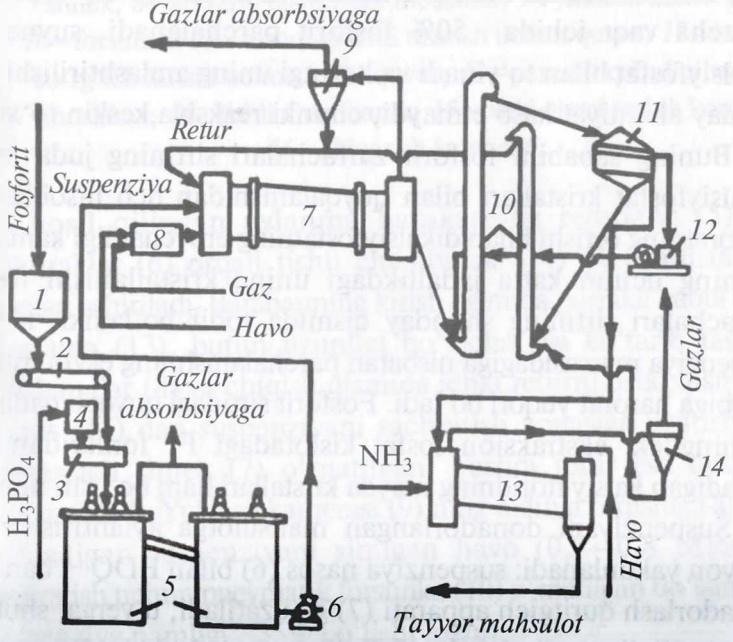
Kamerali qo'shaloq superfosfatni omborli yetiltirishda ham xuddi oddiy superfosfatdagi kabi ishlar amalga oshiriladi, bunda parchalanish darajasi 77—80% gacha ko'tariladi. So'ngra uning erkin kilotaliligini kamaytirish uchun ohaktosh kukuni va boshqa qo'shimchalar bilan neytrallanadi hamda donadorlanadi. Kamerali usulda (100 kg apatitga 110 kg $P_2O_5$ hisobidan fosfat kislota me'yori bo'yicha) olingan qo'shaloq superfosfat tarkibida 43—44% o'zlashadigan $P_2O_5$ bo'ladi. 1 t o'zlashadigan $P_2O_5$ hisobidagi donadorlangan qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish uchun 320—330 kg ($P_2O_5$ hisobida) apatit va 810—820 kg ($P_2O_5$ hisobida) fosfat kislota sarflanadi.

Kamerali usulda bug'latilgan ekstraksion fosfat kislota qo'llanilishi talab etiladi. Uning kamchiligi, xuddi oddiy superfosfat ishlab chiqarishdagi kabi, mahsulotning uzoq vaqt omborda yetiltirilishidir; bu esa yirik omborli inshootlarga, mehnat sarflariga, mahsulotni bir necha bor davriy aralashtirishdagi energiyaga va atmosfera havosining ftorli gazlar bilan ifloslanishiga ketadigan xarajatlarning ortishi bilan bog'liq.

Anchagina darajada ftorsizlantirib bug'latilgan ekstraksion fosfat kislotaning ishlatilishiga asoslangan kamerali va kamera-oqimli usullarda qo'shaloq superfosfat olishdagi ftorli birikmalarning ajralishi unchalik ko'p emas. Masalan, apatit (~3% ftor tutgan) va bug'latilgan fosfat kislota (52—54% $P_2O_5$ va 0,6—0,8% F) dan qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishda ftorning 22—32% (aralashtirgich, kamera va omborda 12—15%, donachalarni quritish, ajratish, maydalash va sovitishda esa 10—15%) gazli fazaga ajraladi, qolgan 70—80% esa tayyor mahsulotda qoladi. Aralashtirgich va kameradan chiqariladigan gazlardagi ftorning konsentratsiyasi (asosan $SiF_4$ tarzida) hammasi bo'lib 0,15—0,2 g/m$^3$ ni tashkil etadi. Donachalarni quritishda ajraladigan gazlar ($2HF+SiF_4$ aralashmasi) tarkibida ko'p miqdorda chang bo'ladi. Shuning uchun

$SiF_4$ ning absorbsiyasidan olinadigan $H_2SiF_6$ ning kuchsiz eritmasi mahsulot sifatida bo'lmaydi. Jarayonni o'tkazish va donadorlash bo'linmalaridagi absorbsiya tarmoqlarining qurilmalari oddiy superfosfat ishlab chiqarishdagi tarmoqlar bilan bir xilda bo'ladi.

Hozirgi paytda qo'shaloq superfosfatning oqimli sxema bo'yicha boradigan usullari ko'proq qo'llanilmoqda. 3.20-rasmda apatit konsentratidan olingan ekstraksion fosfat kislota va oson parchalanadigan Kingisepp fosforiti asosida qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishning oqimli sxemalaridan biri tasvirlangan. Fosforit bunker (1) dan lentali o'lchov me'yorlashtirgichi (2) orqali aralashtirgich



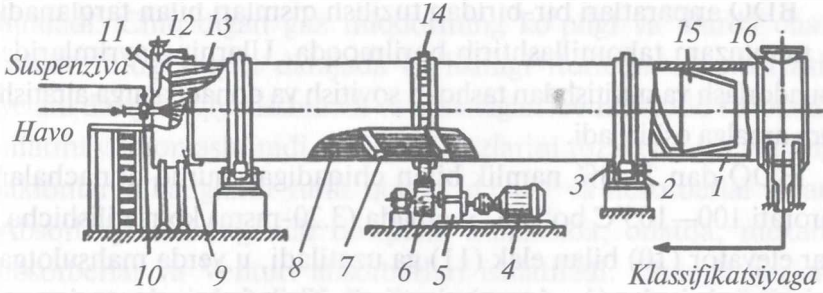

*3.20-rasm.* Fosforit uni va bug'latilmagan ekstraksion fosfat kislotadan donadorlangan qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishning oqimli sxemasi: *1*—fosforit uchun bunker; *2*—lentali o'lchov me'yorlashtirgich; *3*—aralashtirgich; *4*—fosfat kislota me'yorlashtirgichi; *5*—reaktorlar; *6*—nasoslar; *7*—BDQ apparati; *8*—yoqilg'i yondirgich; *9, 14*—siklon (changtutgich)lar; *10*—elevatorlar; *11*—elak; *12*—tegirmon; *13*—ammoniylashtirgich.

(3) ga beriladi. Xuddi shu yerga me'yorlashtirgich (4) orqali fosfat kislota (28—36% $P_2O_5$) kelib tushadi. Yuqori konsentratsiyali kislotaning qovushqoqligi katta bo'lganligi uchun hosil bo'ladigan suspenziyaning oquvchanligi yomonlashadi. Shuning uchun bug'latilgan ekstraksion fosfat kislota (52—54% $P_2O_5$) ishlatilganda, bu kislotani ishlatishdan oldin 34—36% $P_2O_5$ gacha jihozlardan chiquvchi gazlarni, undagi qo'shaloq superfosfat changlarini tutib qolish uchun yuvishdan olinadigan absorbsion eritmalar bilan suyultiriladi. Suspenziya aralashtirgichdan uzluksiz ravishda reaktorlar (5) ga tushadi, ularning hajmi undagi reaksion massaning 60—90 daqiqa aralashtirilishini ta'minlaydi. 70—100°C da shuncha vaqt ichida ~50% fosforit parchalanadi, suyuq faza dikalsiyfosfat bilan to'yinadi va keyingi uning aralashtirilishi hech qanday ahamiyat kasb etmaydi, chunki reaksiya keskin to'xtaydi.

Buning sababini fosforit zarrachalari sirtining juda mayda dikalsiyfosfat kristallari bilan quyqalanishidan deb hisoblashadi. Haroratning ortishi bilan dikalsiyfosfatning eruvchanligi kamayadi, shuning uchun katta jadallikdagi uning kristallanishi fosforit zarrachalari sirtining shunday qismida sodir bo'ladiki, u yerda suspenziya massasidagiga nisbatan parchalanishning ekzotermikligi hisobiga harorat yuqori bo'ladi. Fosforit sirtidagi quyqali qatlamda, shuningdek, ekstraksion fosfat kislotadagi $F^-$ ionlaridan hosil bo'ladigan kalsiy ftoridning mayda kristallari ham bo'lishi mumkin.

Suspenziyani donadorlangan mahsulotga aylantirish orqali jarayon yakunlanadi: suspenziya nasos (6) bilan BDQ – barabanli donadorlash quritgich apparati (7) ga uzatiladi, u yerga, shuningdek, yoqilg'i yondirgich (8) dan o'txona gazlari kiradi.

BDQ apparati ichki va tashqi retur (donachalar o'lchami belgilangan talablarga javob bermaydigan zarrachalar) bilan ishlaydi (3.21-rasm). U gorizontal yuzaga nisbatan 1—3° qiyalikda o'rnatilgan 35 m gacha uzunlikdagi, 1 m dan 4,5 m gacha diametrdagi aylanuvchi barabandan iborat bo'lib, temir-beton taglik ustidagi tayanch roliklari (2) ga tayantirilgan. Qisgich roliklari (3) esa baraban surilishining oldini oladi. Barabanning aylanishi elektrodvigatel (4)




*3.21-rasm.* Barabanli donadorlash quritgichi (BDQ): *1*—aylanuvchi baraban korpusi; *2*—tayanch rolik; *3*—qisgich rolik; *4*—elektrodivigatel; *5*—reduktor; *6*—tishli g'ildiraklar; *7*—qaytargich shnek; *8*—ko'tarib tashlovchi moslama; *9*—yuklash kamerasi; *10*—forsunka; *11*—tashqi returni uzatish uchun quvur; *12*—issiqlik so'rg'ich kirishi uchun ichki quvur; *13*—parrakli qabul qiluvchi moslama; *14*—tishli chambarak; *15*—ostki qismi teshik konus; *16*—chiqarish kamerasi.

da hosil qilingan aylanma harakatning reduktor (5), tishli g'ildiraklar (6) orqali tishli chambarak (14) ga uzatilishi orqali amalga oshiriladi. Barabanning kirish qismida parrakli qabul qiluvchi moslama (13), butun uzunligi bo'yicha esa ko'tarib tashlovchi moslamalar (8) va chiqish qismida ichki returni ostki qismi teshik konus (15) dan suspenziyani sachratish zonasiga uzatish uchun qaytargich shnek (7) o'rnatilgan. Tashqi retur esa quvur (11) dan uzatiladi. Yuklash kamerasi (9) ning oldingi tirqishiga apparatga beriladigan suspenziyani siqilgan havo (0,7—0,8 MPa) bilan sachratish uchun pnevmatik forsunka (10) o'rnatilgan bo'ladi. Bunda suspenziya namligi ~35% bo'lishi lozim.

Issiqlik so'rg'ich yuklash kamerasiga ichki quvur (12) orqali kiradi. Ko'tarib tashlovchi moslama quritilayotgan donachalarning erkin tushishidan parda hosil qiladi. Bu pardadagi donachalarga changlatilgan suspenziyaning mayda tomchilari yopishadi va uning qurishi natijasida donachalar yiriklashadi. BDQ dan chiquvchi gazning harorati 120—125°C bo'ladi. U changdan dastlab siklon (chang tutgich) da, so'ngra esa absorbsion qurilmada yuvilish orqali tozalanadi.

BDQ apparatlari bir-biridan tuzilish qismlari bilan farqlanadi va muntazam takomillashtirib borilmoqda. Ularning ayrimlarida donadorlash va quritishdan tashqari sovitish va donachalarga ajratish ham amalga oshiriladi.

BDQ dan 2—3% namlik bilan chiqadigan quruq donachalar harorati 100—105°C bo'ladi. Sxemada (3.20-rasm) ko'rsatilishicha, ular elevator (10) bilan elak (11) ga uzatiladi, u yerda mahsulotga tegishli fraksiyalar (1—4 mm) ajratiladi. Yirik fraksiyalar tegirmon (12) da maydalangandan so'ng yana elakka qaytariladi, maydasi esa tutib qolingan chang bilan birgalikda BDQ apparatiga tashqi retur sifatida qaytariladi. Retur soni (retur massasining mahsulot massasiga nisbati) 1—2 oralig'ida bo'lishi kerak.

BDQ apparatida suspenziyadan suvning bug'lanishiga qarab undagi suyuq fazada erkin $H_3PO_4$ konsentratsiyasi ortadi, erigan monokalsiyfosfat konsentratsiyasi kamayadi, shuning uchun $H^+$ ionlarining faolligi oshadi. Bu esa dikalsiyfosfat quyqali qatlamining qisman erishini ta'minlaydi va fosforit zarrachalarining parchalanishi davom etadi. Quritilgan qo'shaloq superfosfatda uning parchalanish koeffitsiyenti 80—85% ga yetadi. Quritilgan donador qo'shaloq superfosfatning kislotaliligini kamaytirish uchun donachalar aylanuvchi barabanda bo'r bilan changlatib yoki ammoniylashtirilib neytrallanadi. Barabanli ammoniylashtirgich (13) da ammiak kollektor orqali donachalar qatlami ostiga beriladi. Ammoniylashtirishda ajraladigan issiqlikni yo'qotish uchun barabanga qarama-qarshi tomondan havo oqimi kiritiladi. Ammoniylashtirgichdan chiqadigan mahsulotning harorati 40—45°C bo'ladi. Havo oqimi bilan chiqadigan chang siklon (changtutgich) (14) da, so'ngra esa absorbsiya qurilmalarida — ftor birikmalari va ammiakdan yuvishda ushlab qolinadi. 9- va 14-siklonlarda ushlab qolingan chang returga qo'shiladi. Ammoniylashtirishdan so'ng mahsulotdagi erkin fosfat kislota 4—5% $P_2O_5$ (o'zlashadigan $P_2O_5$ 43—47% ) gacha kamayadi.

Qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishning oqimli usullarida suspenziyani quritish jarayonida fosforit va ekstraksion fosfat kislotadagi ftorning 50—55% gaz fazasiga (HF va $SiF_4$ aralashmasi tarzida)

ajraladi. Chiqadigan gaz miqdorining ko'pligi va ularda chang miqdorining yuqori darajada bo'lishligi ftoridlar absorbsiyasini yetarli darajada qiyinlashtiradi va olinadigan kremneftorid kislotaning sifatini yomonlashtiradi. Chiqindi gazlarini tozalash sistemalariga siklonlar (changlarni tutib qolish uchun) va absorberlar kiradi. Absorbsiyalashning uch bosqichli sxemasida, odatda, mexanik absorberlar va Venturi absorberlari ishlatiladi. Changli gazlarni tozalashda, shuningdek, $SiF_4$ ning gidrolizlanishi natijasida kremnegel cho'kmasi ajraladigan hollarda qayta tiklanadigan shar to'ldirgichli absorberlar yoki ko'pik qatlam stabilizatori bo'lgan ko'pikli absorberlar ishlatiladi. Apparatda stabilizator sifatida vertikal plastikadan iborat yuz teshikli panjara qo'llaniladi, shuning hisobiga qurilmada gaz tezligini oshirish mumkin bo'ladi. Chiqindi gazlarini to'laroq tozalash maqsadida adsorbsiyaning oxirgi bosqichida ohak suti beriladi, bu esa chiqindi gazidagi ftor konsentratsiyasini 2—3 marta kamaytiradi.

Qo'shaloq superfosfatning yuqori harorat (130—140°C) dagi qisqa muddat (30—40 daqiqa) li quritilishini amalga oshirish orqali uning ancha chuqur degidratlanishiga erishish mumkin, buning natijasida monokalsiyfosfat kam eriydigan polifosfatlarga aylanadi. Yuqori darajadagi ozuqa elementlari (60—65% $P_2O_{5umum.}$, 52—56% $P_2O_{5o'zl.}$, 18—32% $P_2O_{5s.e.}$) bo'lgan bunday o'g'itlar — tuproqdagi fosfor zaxirasini uzoq vaqt saqlab turuvchi sekin ta'sir etuvchi o'g'itlar qatoriga kiradi.

Qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishning oqimli usullarini sanoatda to'la egallangandan so'ng, kamerali usullarni omborli yetiltirishdan so'ng, donadorlash va quritishda oqimli sxema usullaridan foydalanilgan holda amalga oshirishga katta e'tibor berila boshlandi. Bunday jarayon *kamera-oqimli usul* deyiladi. Bunda oson parchalanadigan mayda zarrachali fosforit uni (0,074 mm dan yirik zarrachalar miqdori 20% dan oshmasligi kerak) va 47—49% $P_2O_5$ li fosfat kislota ishlatiladi. Maydalangan kamerali superfosfat retur bilan aralashtiriladi, donadorlanadi va quritiladi. Quritish jarayonida fosforitning parchalanish darajasi 60—70% dan 80—90% gacha

ko'tariladi. Donachalarning mahsulot fraksiyalari ammiak bilan neytrallanadi, sovitiladi va tarkibida 45—47% umumiy, 42,5—44,5% o'zlashadigan, 37—38% suvda eruvchan, 3—5% erkin $P_2O_5$ va 1,5—2% azot bo'lgan mahsulot olinadi. 1 t $P_2O_5$ li mahsulot ishlab chiqarish uchun 824—835 kg fosfat kislota (100% $P_2O_5$ hisobida), 271—280 kg fosforit uni (100% $P_2O_5$ hisobida) va 35 kg $NH_3$ sarflanadi.

Suyuq fazasining konsentratsiyasi 45—50% $P_2O_5$ bo'lgan tabiiy fosfatni 3—5 karra ortiqcha miqdordagi fosfat kislota bilan parchalashga asoslangan kamerasiz siklik qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish usuli ham ma'lumdir. Bunda hosil bo'ladigan monokalsiyfosfat cho'kmasi ajratiladi, neytrallanadi, donadorlanadi va quritiladi, bu tuz bilan to'yingan eritma esa parchalanish bosqichiga qaytariladi, shu bilan bir vaqtda u yerga tarkibida 53—58% $P_2O_5$ tutgan yangi fosfat kislota ham qo'shiladi. Bu usullar xomashyo parchalanishining juda yuqori daraja (98—99%) ga yetish imkoniyatini beradi, ammo 1 t o'zlashadigan $P_2O_5$ li mahsulot olishga sarflanadigan fosfat kislota miqdorining oldingi bayon etilgan usullardagiga nisbatan anchagina kattaligi bilan ajralib turadi; bundan tashqari suspenziyada filtrlanish xususiyatiga ega bo'lgan o'lchamdagi kristallarni hosil qilish qiyin kechadi. Shuning uchun bayon etilgan bu usul ishlab chiqarishga tatbiq etilmagan.

Boyitilgan fosforitlarni (28% $P_2O_5$) polifosfat kislotada (73-77% $P_2O_5$) parchalash orqali tarkibida orto- va polifosfatlar aralashmasi tutgan tez qotuvchi massa olish mumkin. Uni yetiltirishda, ayniqsa, yuqori haroratda, kondensirlangan fosfatlarning monokalsiyfosfatga aylanishi hisobiga qisman gidrolizlanish sodir bo'ladi. Mahsulot ammoniylashtirilgandan so'ng, tarkibida: 47—49% $P_2O_{5o'zl.}$ (shu bilan birga uning 90% $P_2O_{5\ s.e.}$) va 3—7% N tutgan polisuperfosfat deb ataluvchi o'g'it olinishi mumkin.

*Superfos.* Superfos nomi bilan ataladigan uzoq muddat o'zlashadigan yangi turdagi o'g'it ishlab chiqarish usuli ham yaratilgan. Bu kimyoviy boyitilgan va kislotalar bilan faollangan, tarkibida qiyin o'zlashadigan shakldagi $P_2O_5$ tutgan (Pribaltika, Qoratog',

Qizilqum, Chilisoy va bir qancha) fosforitlardan olingan fosforit kukunidir va shuning uchun uni to'g'ridan to'g'ri o'g'it sifatida ishlatish samarasizdir.

Fosforit unining suvli suspenziyasiga unchalik ko'p bo'lmagan miqdordagi sulfat kislotasi (yoki gaz holatidagi oltingugurt dioksid) qo'shiladi. Muhit pH < 4 da karbonatlar – dolomit va kalsit, pH < 2,5 da esa fosfat parchalanadi. Kislotalilik muhitini boshqarish orqali fosfatdagi $P_2O_5$ ning bir qismi, shunga ekvivalent miqdordagi magniy eritmaga o'tishini ta'minlash mumkin. Fosforitni boyitish uchun sulfat kislota dolomit va kalsitdan o'tuvchi $Ca^{2+}$ ionlari bilan neytrallanadi va ozgina miqdordagi kalsiy sulfatga aylanadi, uni fosforit bilan birgalikda suyuq fazadan ajratiladi va undan kationli flotatsiyalash orqali oson yo'qotilishi mumkin.

Kimyoviy boyitilgan va faollangan fosforit unidan superfos olish uchun uni fosfat kislota bilan namlash orqali qo'shimcha faollanadi, donadorlanadi va quritiladi.

Superfos tarkibida 38—40% $P_2O_5$, undan 19—20% suvda eruvchan shaklda bo'ladi va samaradorligi jihatdan qo'shaloq superfosfatga tenglashtiriladi. 1 t $P_2O_5$ li superfos ishlab chiqarishga kislota sarfi (1—1,3 t $H_2SO_4$ va 0,355 t $P_2O_5$ li fosfat kislota) 1 t $P_2O_5$ li qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishga nisbatan ikki marta kamdir. Kimyoviy boyitishda hosil bo'ladigan va tarkibida $Mg^{2+}$ va $HPO_4^{2-}$ ionlari tutgan eritmadan qimmatli o'g'it hisoblangan magniyammoniyfosfat $NH_4MgPO_4 \cdot H_2O$ ni cho'ktirish uchun ammoniylanish amalga oshiriladi. Fosfatli xomashyodagi $P_2O_5$ dan foydalanish samaradorligi 95% ga yetadi. Jarayon yopiq suv aylanma siklida amalga oshiriladi.

**Fosforitlar asosidagi qo'shaloq superfosfat.** Tarkibida magniy birikmalari (dolomit) tutgan boyitilmagan (24—25% $P_2O_5$) fosforitlardan ekstraksiyalash jarayonida 20—22% $P_2O_5$ li fosfat kislota olinadi. Bunday kislotaning faolligi kam bo'lganligi uchun unda tabiiy fosfatlarning parchalanish darajasi qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishdagi texnologik talablar darajasini bermaydi. Bundan tashqari, hosil bo'ladigan superfosfat suspenziyasi tarkibida suvning solishtirma hajmi ko'p bo'lganligi sababli uni bug'latishga ko'p

energiya talab etiladi, bu esa o'ziga xos texnologik muammolarni keltirib chiqaradi.

Ma'lumki, qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishning kamerali usulida 52—54% $P_2O_5$ konsentratsiyali, oqimli usulida esa 28—36% $P_2O_5$ li ekstraksion fosfat kislota ishlatiladi. Odatdagi usullarda Qizilqum, Qoratog', Kingisepp va boshqa fosforitlardan olingan ekstraksion fosfat kislotani to'g'ridan to'g'ri konsentrlash jarayonida qovushqoqligi keskin ortadi, uning 37—38% $P_2O_5$ gacha bug'latilishidan olingan mahsulot kislotasi o'zining salbiy fizik-kimyoviy xossaga ega ekanligini namoyon etadi, ya'ni kislota qovushqoqligi katta bo'lib, 30—40°C dan past haroratgacha sovitilishi natijasida u quyulib boradi va oquvchanligini yo'qotadi. Bu esa undan qo'shaloq superfosfat turidagi o'g'it olish imkoniyatlarini yo'qotadi.

Shunday bo'lsa-da, fosforitlar apatit konsentratiga nisbatan tez va to'la parchalanadi, chunki ularning strukturasi zich emas va karbonatlarning parchalanishi natijasida hosil bo'ladigan $CO_2$ hisobiga parchalanmagan fosfatlar sirtidagi quyqali qobiqning buzilishi ta'minlanadi. Hozirgi paytda dolomitli fosforitlarni apatitdan olingan ekstraksion fosfat kislotada kamerali (45—50% li $P_2O_5$ kislotada) va oqimli (28—36% li $P_2O_5$ kislotada) usullar bilan parchalanish jarayonlari o'rganilib, qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarish usullari ham ishlab chiqilgan.

Tarkibida magniy tutgan ekstraksion fosfat kislotani bug'latish yo'li bilan konsentrlash (50—55% $P_2O_5$ gacha) natijasida olingan kislotani fizik-kimyoviy xossalarini atroflicha o'rganish yuzasidan olib borilgan tadqiqotlar yuqori samara berdi. Natijada magniyli (hattoki yuqori magniyli — boyitilmagan) fosforitlardan olingan ekstraksion fosfat kislotada fosforitlarni parchalash yo'li bilan oqimli usulda qo'shaloq superfosfat turidagi (shu jumladan ftorsizlangan) o'g'itlar ishlab chiqarish texnologiyalari yaratildi va ishlab chiqarishda sinovdan o'tkazildi. Olingan o'g'itlarning agrokimyoviy tekshiruv natijalariga ko'ra, boshqa turdagi konsentrlangan o'g'itlarga nisbatan tarkibida kalsiy tutganligi sababli ustun ekanligi aniqlandi.

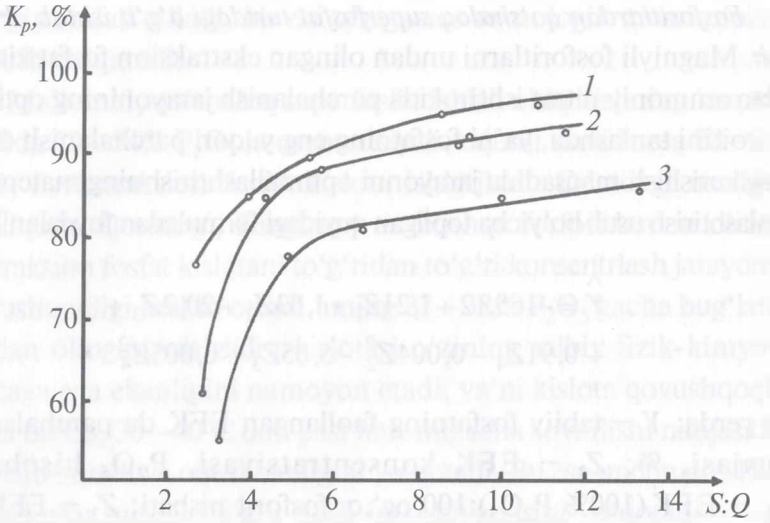
*Fosforitlardan qo'shaloq superfosfat turidagi o'g'it ishlab chiqarish.* Magniyli fosforitlarni undan olingan ekstraksion fosfat kislota bilan ammoniy nitrat ishtirokida parchalanish jarayonining optimal sharoitini tanlashda, ya'ni fosfatning eng yuqori parchalanish darajasiga erishish maqsadida jarayonni optimallashtirishning matematik rejalashtirish usuli bo'yicha topilgan quyidagi formuladan foydalaniladi:

$$\hat{Y} = -165,12 + 1,21Z_1 + 1,63Z_2 + 20,2Z_3 + \\ + 0,91Z_4 - 0,004Z_2^2 - 5,05Z_3^2 - 0,005Z_4^2 \ ,$$

bu yerda: $Y$ – tabiiy fosfatning faollangan EFK da parchalanish darajasi, %; $Z_1$ – EFK konsentratsiyasi, $P_2O_5$ hisobida; $Z_2$ – EFK(100% $P_2O_5$):100 og'.q. fosforit nisbati; $Z_3$ – EFK ga qo'shiladigan $NH_4NO_3$, %; $Z_4$ – parchalanish vaqti, daqiqa.

Dasturlashtirilgan hisoblashni EHM da amalga oshirish orqali tabiiy fosfatning parchalanish darajasi ($K_p$) ning eng yuqori qiymati ($Y$ = ~88—90%) ga erishish uchun: EFK konsentratsiyasi 35% $P_2O_5$ ($Z_1$) ni; EFK(100% $P_2O_5$):100 og'irlik qism fosforit nisbati = 170:100 ($Z_2$) ni; EFK ga qo'shiladigan $NH_4NO_3$ 2% ($Z_3$) ni; parchalanish vaqti esa 95 daqiqa ($Z_4$) ni tashkil etishi kerak.

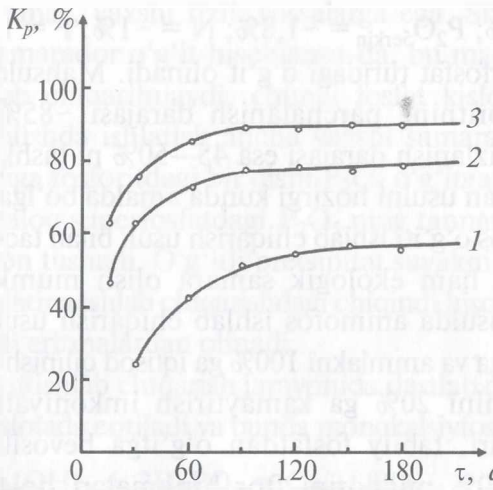
Ekstraksion fosfat kislota konsentratsiyasi va unda parchalanadigan fosforitning me'yori [EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbati] parchalanish natijasida hosil bo'ladigan superfosfat suspenziyasining fizik-kimyoviy xossalari (qovushqoqligi, S:Q fazalar nisbati va boshqalar)ni va jarayonning texnologik ko'rsatkichlari (masalan, parchalanish darajasi)ni belgilab beradi. Shuning uchun texnologik parametlarni tanlashda kislota konsentratsiyasiga mos holdagi fosforit me'yori olinadi, ya'ni qanchalik yuqori konsentratsiyali kislota ishlatilsa, EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbati ham shunchalik darajada katta bo'lishi lozim (3.22-rasm). Shuningdek, parchalanish jarayonida parchalanish vaqti ham muhim rol o'ynaydi. Parchalanish jarayonini o'tkazish vaqti ko'proq darajada EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbatiga bog'liqdir. Masalan, EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbati 1 ga




*3.22-rasm.* Fosforit fosfat kislotali parchalanish darajasining suspenziya S:Q nisbatiga bog'liqligi: kislota konsentratsiyasi: *1*—37% $P_2O_5$; *2*—35% $P_2O_5$; *3*—30% $P_2O_5$; (jarayonning davomiyligi 2 soat).

teng bo'lsa, pachalanishni 1,5—2 soat, EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbati 1,5 va undan katta bo'lsa, parchalanishni 90—95 daqiqa davom ettirilishi maqsadga muvofiq (3.23-rasm). Buning natijasida fosforitning eng ko'p miqdorda parchalanishiga erishiladi. Parchalanish davrining ortib borishi bilan ishlab chiqarish jadalligi ham kamayadi.

Tarkibida ~20% $P_2O_5$ va ~2,5% MgO bo'lgan ekstraksion fosfat kislotaga uning massasining 2% atrofida $NH_4NO_3$ qo'shib bug'latilishidan hosil qilingan 35—37% $P_2O_5$ konsentratsiyali faollangan kislotada fosforitning EFK(100% $P_2O_5$):fosforit = 100:100 nisbatida va 60°C haroratda 1,5 soat parchalanishidan tarkibida: $P_2O_{5umum.}$ = 37—38%; $P_2O_{5o'zl.}$ = 34—36%; $P_2O_{5s.e.}$ = 32—33,5%; N = ~0,7%; F = 1,4—1,6% bo'lgan yaxshi fizik-kimyoviy xossaga (S:Q = 2,7—2,8, pH = ~2,5) ega bo'lgan superfosfat suspenziyasi hosil qilinishi mumkin (optimal sharoit). Bunda fosforitning parchalanish darajasi 76% ga yetadi. Parchalanish




*3.23-rasm.* Fosforit fosfat kislotali parchalanish darajasining vaqt bo'yicha o'zgarishi: kislota konsentratsiyasi: *1*–37% $P_2O_5$; *2*–35% $P_2O_5$; *3*–30% $P_2O_5$; EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbati: *1*–1:1; *2*–1,5:1; *3*–1,5:1; jarayonning harorati: *1*–60°C; *2*–60°C; *3*–80°C.

jarayonidagi kislota me'yorini 1,5 marta oshirilishi [EFK(100% $P_2O_5$): fosforit = 150:100 nisbatida] natijasida parchalanish darajasini 85% gacha ko'tarish mumkin, lekin suspenziyani quritishdan hosil qilinadigan mahsulotda $P_2O_{5erkin}$ = ~6,7 ga teng bo'lib, standart talablari ($P_2O_{5erkin} \leq 5$) ga javob bermaydi. Kislota konsentratsiyasini 40% $P_2O_5$ ga va EFK(100% $P_2O_5$):fosforit nisbatini 2 marta (200:100) oshirish orqali parchalanish darajasini ~90% gacha oshirish mumkin, lekin hosil qilingan suspenziyaning fizik-kimyoviy xossasi [S:Q = ~5 (erkin fosfat kislotasi hisobiga), pH = ~2] birmuncha yomonlashadi, natijada ishlab chiqarish jadalligi va samaradorligi pasayadi. Ularni neytrallovchi qo'shimchalar (ammiak gazi, bo'r va boshqalar) ishtirokida fizik-kimyoviy xossalari yaxshilanishi va undan murakkab azot-fosforli o'g'itlar ishlab chiqarilishi mumkin.

Optimal sharoitda olingan superfosfat suspenziyasini 100—105°C da quritish orqali tarkibida $P_2O_{5umum.}$ = ~ 48%; $P_2O_{5o'zl.}$ = 46,5%;

$P_2O_{5s.e.}$ = 42,8%; $P_2O_{5erkin}$ = ~1,8%; N = ~1%; F = 1,8% bo'lgan qo'shaloq superfosfat turidagi o'g'it olinadi. Mahsulotni quritish natijasida fosforitning parchalanish darajasi ~85% ga yetadi. O'g'itning ftorsizlanish darajasi esa 45—50% ni tashkil etadi.

Bayon etilgan usulni hozirgi kunda amalda bo'lgan fosforitlar asosida ammofos o'g'iti ishlab chiqarish usuli bilan taqqoslanganda ham iqtisodiy, ham ekologik samara olish mumkin ekanligi ko'rinadi. Bu usulda ammofos ishlab chiqarish usulidagi sulfat kislotasini 20% ga va ammiakni 100% ga iqtisod qilinishi, chiqindi — fosfogips unumini 20% ga kamaytirish imkoniyati yaratiladi. Bundan tashqari, tabiiy fosfatdan o'g'itga bevosita o'tadigan ftorning 45—50% miqdorini ftor birikmalari holatida ajratib olinishini ta'minlash mumkin. Bu esa, bir tomondan, ishlab chiqariladigan o'g'itning ekologik tozaligini oshirsa, ikkinchi tomondan, ayrim xalq xo'jaligi mahsulotlarini ishlab chiqarishda muhim xomashyo bo'lgan ftor birikmalarining qo'shimcha mahsulot sifatida olinishiga erishiladi.

O'g'it tarkibidagi ftor miqdorini yanada kamaytirilishiga erishish mumkin. Buning uchun bir qism boshlang'ich ekstraksion fosfat kislotasi ammoniy nitrat ishtirokida 50—55% $P_2O_5$ gacha bug'latiladi, uni boshlang'ich ekstraksion fosfat kislotasining qolgan qismi (unga ham kerakli miqdordagi ammoniy nitrat qo'shilgan) bilan ~37% $P_2O_5$ li kislota hosil qilinishi orqali aralashtiriladi. Hosil qilingan kislotadan olingan qo'shaloq superfosfatning ftorsizlanish darajasi 70—75% ga yetadi.

**Pretsipitat ishlab chiqarish.** Pretsipitat ohak (ohaktosh) ning fosfat kislotasi bilan ta'sirlashish mahsulotidir. Sitratli eruvchan dikalsiyfosfat — $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ dan iborat fosforli o'g'it *pretsipitat* deyiladi. «Pretsipitat» so'zi nemischa «*Pratzipitierung*» — cho'ktirish ma'nosini anglatadi. Texnik pretsipitat turli darajada boshqa tuzlar: temir va aluminiy fosfatlari, gips, kalsiy ftoridlari va karbonatlari va boshqalar bilan ifloslangan bo'ladi. Texnik pretsipitatdagi $P_2O_5$(sit.) miqdori 40% gacha yetadi. Ozuqali pretsipitat (dikalsiyfosfat) da 0,4% li HCl da eruvchi $P_2O_5$ 43—47% gacha yetadi. U amalda

gigroskopik emas, yaxshi fizik xossalarga ega. Shunga qaramay, pretsipitat samarador o'g'it hisoblansa-da, bu maqsad uchun uni maxsus ishlab chiqarilmaydi, chunki fosfat kislotani qo'shaloq superfosfat olishda ishlatish ancha yaxshi samara beradi, bunda kislota hisobiga fosforitdagi bir qism $P_2O_5$ o'g'itga o'tadi, shuning uchun qo'shaloq superfosfatdagi $P_2O_5$ ning tannarxi pretsipitatga nisbatan arzon tushadi. O'g'itli pretsipitat suyakni qayta ishlovchi zavodlarda jelatina ishlab chiqarishdagi chiqindi hisoblangan kuchsiz fosfat kislotali eritmalardan olinadi.

Pretsipitat ishlab chiqarish jarayonida dastlab ohak yoki ohaktosh fosfat kislotada eritiladi va bunda monokalsiyfosfat hosil bo'ladi.

$$Ca(OH)_2 + 2H_3PO_4 = Ca(H_2PO_4)_2 + 2H_2O$$

So'ngra fosfat kislotaning neytrallanib borishi natijasida monokalsiyfosfat inkongruent parchalanadi va dikalsiyfosfat cho'kmasi ajralib chiqadi:

$$Ca(H_2PO_4)_2 + 2H_2O = CaHPO_4 \cdot 2H_2O + H_3PO_4$$

Shuningdek, monokalsiyfosfat ohak yoki ohaktosh bilan ham ta'sirlashadi:

$$Ca(OH)_2 + Ca(H_2PO_4)_2 + 2H_2O = 2[CaHPO_4 \cdot 2H_2O]$$

Dikalsiyfosfatdagi $CaO:P_2O_5$ ning nazariy massa nisbati (0,79 ga teng) dan ortiqcha miqdordagi so'ndirilgan ohak qo'shilganda va shunga muvofiq ravishda eritmaning pH qiymati 6,3 dan ortganda dikalsiyfosfatning parchalanishi sodir bo'ladi:

$$4CaHPO_4 = Ca(H_2PO_4)_2 + Ca_3(PO_4)_2$$

Fosfat kislota tarkibidagi qo'shimchalar ham ohak yoki ohaktosh bilan ta'sirlashadi:

$$H_2SO_4 + Ca(OH)_2 = CaSO_4 \cdot 2H_2O$$

$$H_2SiF_6 + 3Ca(OH)_2 = 3CaF_2 + SiO_2 + 4H_2O$$

$$(Fe,Al)_2(SO_4)_3 + 3Ca(OH)_2 + 2H_3PO_4 + 4H_2O =$$

$$= 2(Fe,\ Al)PO_4 \cdot 2H_2O + 3CaSO_4 \cdot 2H_2O$$

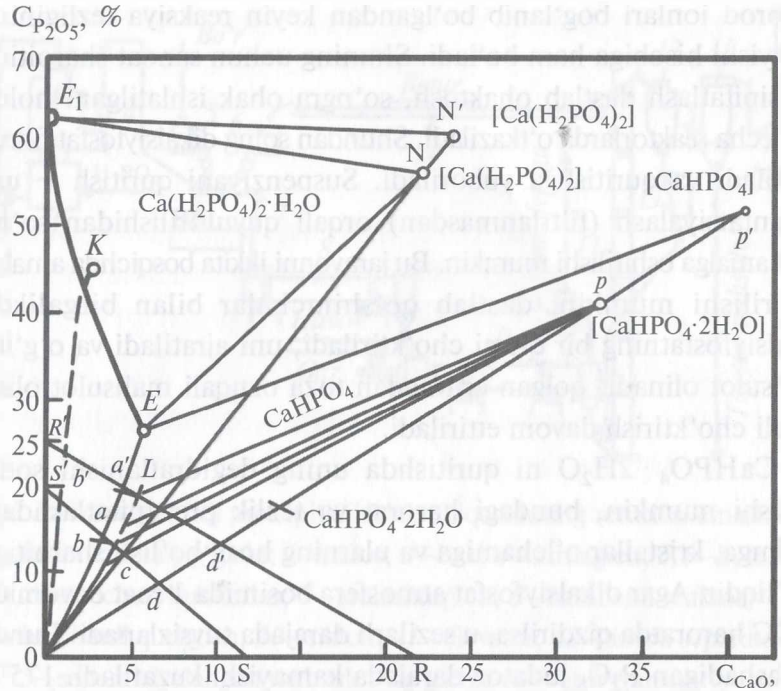
Temir va aluminiy fosfatlari, kalsiy ftoridi va silikat kislotadan iborat balchiqli cho'kma pretsipitatning filtrlanishini qiyinlashtiradi.

Dikalsiyfosfatning pretsipitatlanish jarayoni asosida $CaO - P_2O_5 - H_2O$ sistemasining holat diagrammasi yotadi. $CaO - P_2O_5 - H_2O$ sistemasida 36°C dan quyi haroratda sitratli eruvchan dikalsiyfosfat digidrati $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ (brushit), yuqori haroratda esa suvsiz $CaHPO_4$ (monetit) stabil (turg'un) bo'ladi. Ammo suvsiz tuz eritmadan faqatgina 60°C dan yuqori haroratdagina ajralib chiqadi, bundan past haroratda esa metastabil faza sifatida muntazam ravishda $CaHPO_4$ ga aylanib turadigan $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ cho'kadi. $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ ga nisbatan suvsiz $CaHPO_4$ tarkibida $P_2O_5$ ko'p bo'ladi, ammo $CaHPO_4$ jonivor va o'simliklarga yomon o'zlashadi.

20% $P_2O_5$ konsentratsiyali (*S'* nuqta) fosfat kislotaning tarkibida 12% CaO tutgan (*S* nuqta) ohak suti bilan pretsipitatlash va 25% $P_2O_5$ konsentratsiyali (*R'* nuqta) kislotani tarkibida ~22% CaO tutgan (*R* nuqta) va S:Q nisbati 1,5:1 ga teng bo'lgan ohaktosh suspenziyasi bilan pretsipitatlash sharoiti 40°C dagi $CaO - P_2O_5 - H_2O$ sistemasi diagrammasida ko'rsatilgan (3.24-rasm). Pretsipitatlashda sistema tarkibi *SS'* va *RR'* biriktiruvchi chiziqlar bo'ylab o'zgaradi.

Muvozanatdagi sharoitda kislotani to'yingan eritma hosil bo'lguncha neytrallashdagi erkin $H_3PO_4$ va $Ca(H_2PO_4)_2$ dan iborat suyuq faza *a* va *a'* nuqtalarda $CaHPO_4$ ga nisbati bo'yicha to'yingan bo'lishi kerak. Amalda esa to'yinish keyinroq, qattiq fazadagi $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ eruvchanligining metastabil tarmog'i *ML* ga to'g'ri keluvchi *b* va *b'* nuqtalarda yuzaga keladi. Uning kristallanishi uchun metastabil faza bilan to'yingan eritma hosil bo'lishi kerak. Fosfat kislota birinchi vodorod ionlarining to'la neytrallanish, ya'ni pretsipitatning cho'ktirilishiga sarflanadigan kalsiy oksid yarim miqdorining erish paytida dikalsiyfosfatning intensiv hosil bo'lishi boshlanadi (*c* va *c'* nuqtalar).

60°C dagi $CaO - P_2O_5 - H_2SiF_6 - H_2O$ sistemasini o'rganish shuni ko'rsatadiki, hosil bo'ladigan $CaF_2$ ta'siri natijasida dikalsiyfosfatning eruvchanligi keskin kamayadi.




*3.24-rasm.* Fosfat kislotadan dikalsiyfosfatni cho'ktirish jarayonining diagrammasi: 40°C dagi CaO – $P_2O_5$ – $H_2O$ sistemasi izotermasida *OE* – stabil va *ML* – metastabil tarmog'i; 60°C dagi CaO – $P_2O_5$ – $H_2SiF_6$ – $H_2O$ sistemasida *KT* – $CaHPO_4$ ning eruvchanlik tarmog'i.

Tarkibida $P_2O_5$ ga nisbati bo'yicha 15% gacha MgO tutgan fosfat kislota eritmasidan dikalsifosfatni cho'ktirish MgO – $P_2O_5$ – CaO – $H_2O$ sistemasi diagrammasi yordamida ko'rib chiqilishi kerak.

CaO – $P_2O_5$ – $H_2O$ sistemasidagi muvozanat sharoiti bo'yicha fosfat kislota ohak bilan ham, ohaktosh bilan ham to'la cho'kishi kerak. Amalda esa pretsipitatlashning oxirida ohaktoshning va, ayniqsa, ohakning bir qismi dikalsiyfosfat kristallaridan iborat bo'lgan eritmadagi ionlarning o'tishini qiyinlashtiruvchi qobiq bilan o'ralib qoladi va reaksiya keskin sekinlashadi. Fosfat kislotani ohaktosh bilan talab etilgan darajagacha neytrallash mumkin emasligi nafaqat qobiqlanish tufayli, balki fosfat kislota birinchi

vodorod ionlari bog'lanib bo'lgandan keyin reaksiya tezligining pasayishi hisobiga ham bo'ladi. Shuning uchun sanoat sharoitida pretsipitatlash dastlab ohaktosh, so'ngra ohak ishlatilgani holda bir necha reaktorlarda o'tkaziladi. Shundan so'ng dikalsiyfosfat filtrda ajratiladi va quritishga yuboriladi. Suspenziyani quritish – uni dekantatsiyalash (filtrlanmasdan) orqali quyultirilishidan so'ng ham amalga oshirilishi mumkin. Bu jarayonni ikkita bosqichda amalga oshirilishi mumkin: dastlab qo'shimchalar bilan birgalikda dikalsiyfosfatning bir qismi cho'ktiriladi, uni ajratiladi va o'g'itli mahsulot olinadi; qolgan eritmadan toza ozuqali mahsulot olish orqali cho'ktirish davom ettiriladi.

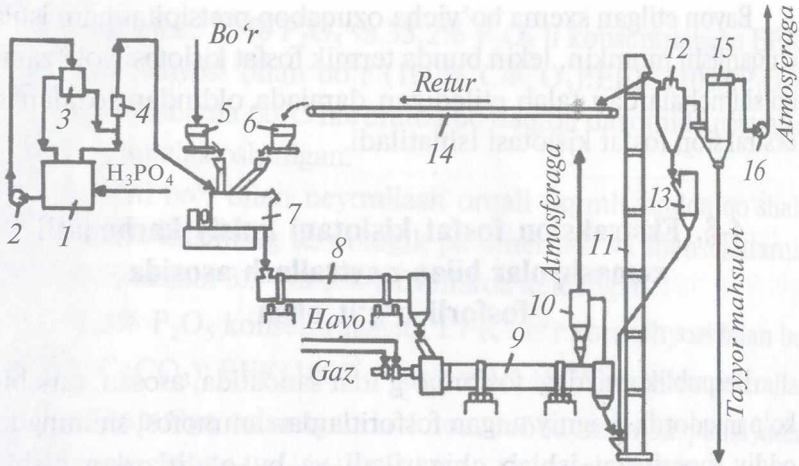
$CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ ni quritishda uning degidratlanishi sodir bo'lishi mumkin, bundagi harorat va tezlik pretsipitatlashdagi bosimga, kristallar o'lchamiga va ularning hosil bo'lish sharoitiga bog'liqdir. Agar dikalsiyfosfat atmosfera bosimida 1 soat davomida 100°C haroratda qizdirilsa, u sezilarli darajada suvsizlanadi. Bunda o'zlashadigan $P_2O_5$ juda oz darajada kamayishi kuzatiladi. 175°C dan yuqori haroratda qizdirilganda dikalsiyfosfatdan suv ajralib chiqadi va kalsiy difosfatga aylanadi undagi $P_2O_5$ esa qiyin eruvchan shaklda bo'ladi:

$$2CaHPO_4 = Ca_2P_2O_7 + H_2O$$

Termik fosfat kislotadan yoxud bug'latish siklida yoki organik ekstragentlar yordamida zararli qo'shimchalardan oldindan tozalangan ekstraksion fosfat kislotadan ozuqabop dikalsiyfosfat ishlab chiqarish afzaldir. Bu holda suspenziyani filtrlash uchun zarurat tug'ilmaydi va konsentrlangan (50–55% $P_2O_5$ li) fosfat kislota ishlatish mumkin. MDH davlatlarida ozuqabop dikalsiyfosfat xuddi shunday olinadi.

Texnologik jarayon va presipitatlash sxemasi, asosan, fosfat kislotali eritmalar konsentratsiyasi orqali belgilanadi.

O'g'itli pretsipitat ishlab chiqarishning returli sxemasi 3.25-rasmda tasvirlangan. Bu sxema bo'yicha 80–85°C haroratgacha qizdirilgan fosfat kislota gorizontal aralashtirgichda bo'r va retur bilan




*3.25-rasm.* O'g'itli pretsipitat ishlab chiqarishning returli sxemasi: *1*—fosfat kislota yig'gichi; *2*—nasos; *3*—bak; *4*—sarflagich; *5,6*—bo'r va retur uchun bunkerlar; *7*—aralashtirgich; *8*—barabanli reaktor; *9*—barabanli quritgich; *10*—siklon; *11*—elevator; *12*—havoli separator; *13*—separatsiyalangan mahsulot yig'gichi; *14*—retur transportyori; *15*—yengli filtr; *16*—ventilator.

$CaO:P_2O_5$ = 0,7—0,8 nisbatda aralashtiriladi. Retur soni, ya'ni retur massasining mahsulot massasiga nisbati (0,5·1):1 ni tashkil etadi. Uch daqiqa aralashtirishdan so'ng 80% dikalsiyfosfat tutgan massa hosil bo'ladi. Aralashma aylanuvchi barabanli reaktorda 45—50°C haroratda 90 daqiqa yetiltiriladi. Shundan so'ng mahsulotda yana 4—6% monokalsiyfosfat va 18% gacha suv qoladi. Uni barabanli quritgichda me'yoriga (3% dan kam $H_2O$) yetguncha parallel harakatdagi o'txona gazlari (kirishda 550—600°C, chiqishda esa 100—110°C harorat) bilan quritiladi va bunda chiqadigan mahsulotning harorati 90°C dan oshmasligi kerak. So'ngra uni separatordan o'tkaziladi; mayda fraksiyaning bir qismi (retur) aralashtirgichga qaytariladi, yirik fraksiya (>0,5 mm) esa dezintegratorda maydalanadi. O'lchami <0,5 mm dan kichik zarrachalar yengli filtrga tushadi, u yerda separatordan keladigan havo bilan changlatilib, tayyor mahsulot ajratib olinadi.

vodorod ionlari bog'lanib bo'lgandan keyin reaksiya tezligining pasayishi hisobiga ham bo'ladi. Shuning uchun sanoat sharoitida pretsipitatlash dastlab ohaktosh, so'ngra ohak ishlatilgani holda bir necha reaktorlarda o'tkaziladi. Shundan so'ng dikalsiyfosfat filtrda ajratiladi va quritishga yuboriladi. Suspenziyani quritish – uni dekantatsiyalash (filtrlanmasdan) orqali quyultirilishidan so'ng ham amalga oshirilishi mumkin. Bu jarayonni ikkita bosqichda amalga oshirilishi mumkin: dastlab qo'shimchalar bilan birgalikda dikalsiyfosfatning bir qismi cho'ktiriladi, uni ajratiladi va o'g'itli mahsulot olinadi; qolgan eritmadan toza ozuqali mahsulot olish orqali cho'ktirish davom ettiriladi.

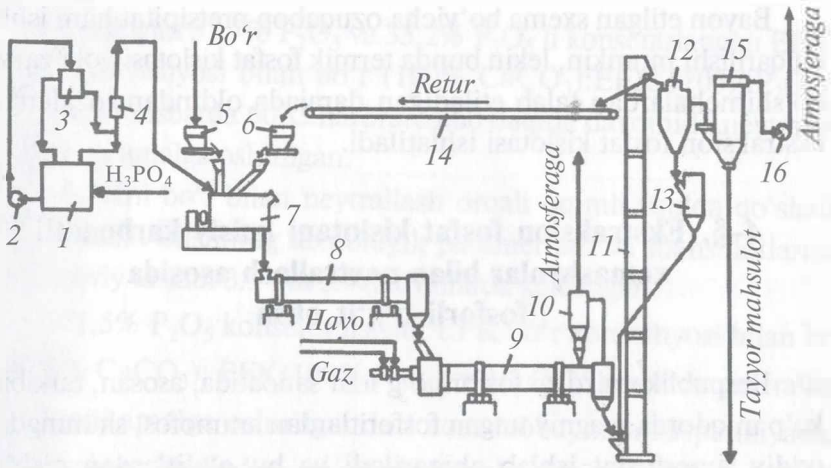
$CaHPO_4 \cdot 2H_2O$ ni quritishda uning degidratlanishi sodir bo'lishi mumkin, bundagi harorat va tezlik pretsipitatlashdagi bosimga, kristallar o'lchamiga va ularning hosil bo'lish sharoitiga bog'liqdir. Agar dikalsiyfosfat atmosfera bosimida 1 soat davomida 100°C haroratda qizdirilsa, u sezilarli darajada suvsizlanadi. Bunda o'zlashadigan $P_2O_5$ juda oz darajada kamayishi kuzatiladi. 175°C dan yuqori haroratda qizdirilganda dikalsiyfosfatdan suv ajralib chiqadi va kalsiy difosfatga aylanadi undagi $P_2O_5$ esa qiyin eruvchan shaklda bo'ladi:

$$2CaHPO_4 = Ca_2P_2O_7 + H_2O$$

Termik fosfat kislotadan yoxud bug'latish siklida yoki organik ekstragentlar yordamida zararli qo'shimchalardan oldindan tozalangan ekstraksion fosfat kislotadan ozuqabop dikalsiyfosfat ishlab chiqarish afzaldir. Bu holda suspenziyani filtrlash uchun zarurat tug'ilmaydi va konsentrlangan (50—55% $P_2O_5$ li) fosfat kislota ishlatish mumkin. MDH davlatlarida ozuqabop dikalsiyfosfat xuddi shunday olinadi.

Texnologik jarayon va presipitatlash sxemasi, asosan, fosfat kislotali eritmalar konsentratsiyasi orqali belgilanadi.

O'g'itli pretsipitat ishlab chiqarishning returli sxemasi 3.25-rasmda tasvirlangan. Bu sxema bo'yicha 80—85°C haroratgacha qizdirilgan fosfat kislota gorizontal aralashtirgichda bo'r va retur bilan




*3.25-rasm.* O'g'itli pretsipitat ishlab chiqarishning returli sxemasi: *1*—fosfat kislota yig'gichi; *2*—nasos; *3*—bak; *4*—sarflagich; *5,6*—bo'r va retur uchun bunkerlar; *7*—aralashtirgich; *8*—barabanli reaktor; *9*—barabanli quritgich; *10*—siklon; *11*—elevator; *12*—havoli separator; *13*—separatsiyalangan mahsulot yig'gichi; *14*—retur transportyori; *15*—yengli filtr; *16*—ventilator.

$CaO:P_2O_5$ = 0,7—0,8 nisbatda aralashtiriladi. Retur soni, ya'ni retur massasining mahsulot massasiga nisbati (0,5·1):1 ni tashkil etadi. Uch daqiqa aralashtirishdan so'ng 80% dikalsiyfosfat tutgan massa hosil bo'ladi. Aralashma aylanuvchi barabanli reaktorda 45—50°C haroratda 90 daqiqa yetiltiriladi. Shundan so'ng mahsulotda yana 4—6% monokalsiyfosfat va 18% gacha suv qoladi. Uni barabanli quritgichda me'yoriga (3% dan kam $H_2O$) yetguncha parallel harakatdagi o'txona gazlari (kirishda 550—600°C, chiqishda esa 100—110°C harorat) bilan quritiladi va bunda chiqadigan mahsulotning harorati 90°C dan oshmasligi kerak. So'ngra uni separatordan o'tkaziladi; mayda fraksiyaning bir qismi (retur) aralashtirgichga qaytariladi, yirik fraksiya (>0,5 mm) esa dezintegratorda maydalanadi. O'lchami <0,5 mm dan kichik zarrachalar yengli filtrga tushadi, u yerda separatordan keladigan havo bilan changlatilib, tayyor mahsulot ajratib olinadi.

Bayon etilgan sxema bo'yicha ozuqabop pretsipitat ham ishlab chiqarilishi mumkin, lekin bunda termik fosfat kislotasi yoki zararli qo'shimchalardan talab etiladigan darajada oldindan tozalangan ekstraksion fosfat kislotasi ishlatiladi.

## 4-§. Ekstraksion fosfat kislotani kalsiy karbonatli xomashyolar bilan neytrallash asosida fosforli o'g'it olish

Respublikamizdagi fosforli o'g'itlar sanoatida, asosan, tarkibida ko'p miqdorda magniy tutgan fosforitlardan ammofos, shuningdek, oddiy superfosfat ishlab chiqariladi va bu o'g'itlardan qishloq xo'jaligida foydalaniladi. Natijada tuproqqa solinadigan eruvchan (o'simliklar o'zlashtiradigan) kalsiy birikmalari yildan yilga kamayib bormoqda. Bu esa o'simlik va tirik organizmlardagi kalsiyning yetishmovchiligiga olib keladi.

Fosforitlardan olingan ekstraksion fosfat kislotani (EFK) neytrallash orqali konsentrlangan fosforli o'g'itlar ishlab chiqariladi. Bunda neytrallovchi vosita sifatida ammiak gazi (ammofos ishlab chiqarishda), fosforit (qo'shaloq superfosfat turidagi o'g'itlar ishlab chiqarishda) kabilardan foydalaniladi. EFKni neytrallanish jarayonini tabiiy karbonatli xomashyolar (bo'r, ohaktosh va boshqa), suv tozalash inshootlari chiqindisi — kalsiy va magniy karbonatlari kabilar bilan ham amalga oshirilishi mumkin. Natijada tarkibida kalsiy va magniy tutgan qo'shaloq superfosfat turidagi o'g'itlar olish mumkin bo'ladi.

Tarkibida kalsiy tutgan fosforli o'g'it olish, sanoat chiqindisidan kompleks foydalanish, ishlab chiqariladigan o'g'it hajmini oshirish va tannarxini kamaytirish maqsadida Qizilqum fosforiti termokonsentratidan olingan EFKni oldindan faollash va uni tarkibida kalsiy karbonat bo'lgan xomashyo bilan neytrallash orqali qo'shaloq superfosfat turidagi o'g'itlar olish usuli o'rganilgan.

Buning uchun ekstraksion fosfat kislotasini (21,50% $P_2O_5$) ammoniy nitrat ishtirokida faollash yoki uning bug'latilishidan

hosil qilingan 31,7% $P_2O_5$ va 35,2% $P_2O_5$ li konsentrlangan EFK ni bo'r xomashyosi bilan bo'r (100% $CaCO_3$):EFK (100%$P_2O_5$) = 1:1÷1,25 nisbatda 60°C haroratda 60 daqiqa davomida neytrallash jarayoni amalga oshirilgan.

EFKni bo'r bilan neytrallash orqali oqimli usulda qo'shaloq superfosfat olishning texnologik parametrlari va mahsulotlarning kimyoviy tarkibi 3.3- va 3.4-jadvallarda keltirilgan.

21,5% $P_2O_5$ konsentratsiyali EFK bo'r xomashyosi bilan bo'r (100% $CaCO_3$): EFK(100% $P_2O_5$) = 1:1÷1,25 nisbatda neytrallash jarayoni amalga oshirilganda 1 soat mobaynida suspenziyadagi $P_2O_5$ ning o'zlashadigan miqdori (*K*), ya'ni ($P_2O_{5o'zl}/P_2O_{5umum}$) · 100 nisbat 82,7% ga yetadi. Kislota me'yori 1,25 marta oshirilganda, ya'ni bo'r (100% $CaCO_3$): EFK(100% $P_2O_5$) = 1:1÷1,25 nisbatda *K* ning qiymati 87,6% ga yetadi. Xuddi shu nisbatda boshlang'ich kislota konsentratsiyasi 31,7% $P_2O_5$ va 35,2% $P_2O_5$ gacha oshirilganda esa kislota faolligining ortishi hisobiga *K* ning qiymati mos ravishda 92,5% va 94,9% gacha ortishi kuzatiladi.

Ekstraksion fosfat kislota bo'r bilan neytrallanganda uning tarkibidagi erkin kislota neytrallanadi:

$$2H_3PO_4 + CaCO_3 = Ca(H_2PO_4)_2 + CO_2 + H_2O$$

*3.3-jadval*

**EFKni bo'r (90% $CaCO_3$) bilan neytrallash orqali qo'shaloq superfosfat suspenziyasi olishning texnologik parametrlari**

| Ko'rsatkichlar | Bo'r (100% $CaCO_3$) va EFK (100% $P_2O_5$) massa nisbatida texnologik ko'rsatkichlar va komponentlar miqdori | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 100:100 | 100:125 | 100:125 | 100:125 |
| Boshlang'ich EFK konsentratsiyasi, % $P_2O_5$ | 21,5 | 21,5 | 31,7 | 35,2 |
| $P_2O_5$ (umumiy), % | 19,7 | 20,1 | 27,9 | 31,5 |

*3.3-jadvalning davomi*

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| $P_2O_5$ (o'zlashadigan), % | 16,3 | 17,6 | 25,8 | 29,9 |
| $P_2O_5$ (suvda eriydigan), % | 13,2 | 13,8 | 19,4 | 21,9 |
| CaO (umumiy), % | 10,0 | 8,4 | 11,7 | 12,8 |
| N (umumiy), % | 0,52 | 0,53 | 0,68 | 0,77 |
| pH | 3,4 | 2,7 | 2,8 | 2,8 |
| $H_2O$, % | 58,9 | 59,3 | 45,4 | 40,1 |
| $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$, % (yoki K) | 82,7 | 87,6 | 92,5 | 94,9 |

*3.4-jadval*

**Qo'shaloq superfosfat kimyoviy tarkibi va ishlab chiqarish jarayonining texnologik parametrlari**

| Ko'rsatkichlar | Bo'r (100% $CaCO_3$) va EFK (100% $P_2O_5$) massa nisbatida texnologik ko'rsatkichlar va komponentlar miqdori | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 100:100 | 100:125 | 100:125 | 100:125 |
| Boshlang'ich EFK konsentratsiyasi, % $P_2O_5$ | 21,5 | 21,5 | 31,7 | 35,2 |
| $P_2O_5$ (umumiy), % | 46,9 | 48,7 | 50,1 | 51,4 |
| $P_2O_5$ (o'zlashadigan), % | 39,7 | 43,9 | 47,3 | 49,4 |
| $P_2O_5$ (suvda eriydigan), % | 31,3 | 33,6 | 35,2 | 36,0 |
| $P_2O_5$ (erkin), % | 0,85 | 2,42 | 2,28 | 2,14 |
| CaO (umumiy), % | 23,7 | 20,3 | 21,4 | 20,9 |
| N (umumiy), % | 1,24 | 1,28 | 1,23 | 1,26 |
| pH | 3,5 | 3,0 | 3,1 | 3,3 |
| $H_2O$, % | 2,15 | 1,38 | 1,96 | 2,29 |
| $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$, % (yoki K) | 84,6 | 90,2 | 94,4 | 96,1 |

Shu bilan bir vaqtda EFK va kalsiy karbonat xomashyosi tarkibidagi temir birikmalari ham fosfat kislota bilan ta'sirlashadi:

$$Fe_2O_3 + 2H_3PO_4 = 2FePO_4 + 3H_2O$$

Buning natijasida $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$ nisbat kamayadi. $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$ nisbat qiymati xomashyo tarkibidagi temir birikmalari miqdoriga bog'liq bo'ladi. Kislota me'yorining 1,25 marta ortishi K qiymatining 4,9% ga ortishini ko'rsatadi. Chunki bunda sistemadagi $Fe_2O_3$ ning nisbiy ulushi kamayadi.

Suspenziyani quritish jarayonida sistemadagi komponentlar nisbati barqaror holatga keladi, natijada sistemadagi *K* qiymati 1,2—2,6% ga ortadi.

Ma'lumki, Davlat standartlari talablariga ko'ra, mahsulotdagi $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$ nisbat 90% dan ortiq, erkin kislotalilik ($P_2O_{5erkin}$) 5% dan oshmasligi kerak. O'z navbatida olingan natijalardan ko'rinadiki, boshlang'ich kislota konsentratsiyasi 21,50%, bo'r: EFK(100% $P_2O_5$) = 1:1,25 bo'lganda hosil qilingan suspenziyani quritish yo'li bilan Davlat standartlari talablariga javob beradigan mahsulot hosil qilinishi mumkin. Bunday mahsulot tarkibida (og'irlik % hisobida) $P_2O_{5umum.} = 48,7$; $P_2O_{5o'zl.} = 43,9$; $P_2O_{5s.e.} = 33,6$; $P_2O_{5erkin} = 2,42$; $CaO = 20,3$; $N = 1,28$; $H_2O = 1,42$ va boshqalar bo'lgan qo'shaloq superfosfat olish mumkin bo'ladi. Bunda $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$ nisbat 90,2% ni tashkil etadi. O'g'it sifatini oshirish uchun boshlang'ich kislotani oldindan bug'latish yo'li bilan konsentrlashning maqsadga muvofiqligini ko'rish mumkin. Konsentratsiyasi 31,7% $P_2O_5$ va 35,2% $P_2O_5$ bo'lgan EFK ni bo'r xomashyosi bilan neytrallash, suspensiyani quritish natijasida hosil qilingan mahsulotlar tarkibida (mos holda og'irlik % hisobida) $P_2O_{5umum.} = 50,1$ va 51,4; $P_2O_{5o'zl.} = 47,3$ va 49,4; $P_2O_{5s.e.} = 35,2$ va 36,0; $P_2O_{5erkin} = 2,28$ va 2,14; $CaO = 21,4$ va 20,9; $N = 1,23$ va 1,26; $H_2O = 1,90$ va 3,26 va boshqalar bo'ladi. Bunda mahsulotlardagi $(P_2O_{5o'zl.}/P_2O_{5umum.})\cdot 100$ nisbat 94,4 va 96,1% ni tashkil etadi.

Shunday qilib, Qizilqum fosforit termokonsentratidan olingan va faollangan EFKni kalsiy karbonatli xomashyolar bilan neytrallash va mahsulotni quritish natijasida qo'shaloq superfosfat ishlab chiqarishning optimal sharoiti: boshlang'ich faollangan EFK konsentratsiyasi 30—35% $P_2O_5$, bo'r (100% $CaCO_3$): EFK(100% $P_2O_5$) = 1:1,25, parchalanish vaqti 1 soat, quritish harorati 90—100°C bo'lishi aniqlangan.

## 5-§. Kompleks o'g'itlar ishlab chiqarish

**Murakkab o'g'itlar.** Murakkab o'g'itlarga shunday kompleks (ya'ni bir necha ozuqa elementi bo'lgan) o'g'itlar kiradiki, bunda barcha zarrachalar (kristallar va donachalar) deyarli bir xil kimyoviy tarkibga ega bo'lishi kerak. Bunday o'g'itlarga tarkibida bir necha ozuqa elementi bo'lgan bitta tuz, masalan $KNO_3$, $(NH_4)_2HPO_4$ va boshqalar; tarkibiga ikkita (N+P, N+K, P+K) yoki uchta (N+P+K) ozuqa elementi kiruvchi ikki yoki undan ortiq tuzlar kompozitsiyasi kiradi. Bunday kompozitsiyalar nitrat, fosfat va sulfat kislotalarning ammiak; tabiiy fosfatlar; kaliy, ammoniy va boshqalarning tuzlari bilan o'zaro ta'sirlashuvidan olinadi.

O'g'itdagi ta'sir etuvchi moddalar qanchalik ko'p bo'lsa, ular shunchalik ahamiyatli bo'ladi. Turli ekinlar, tuproqlar, iqlim va boshqa sharoitlar uchun azot, fosfor va kaliyning miqdori va nisbati har xil bo'lgan murakkab o'g'itlar talab etiladi. Ular $N:P_2O_5:K_2O$ massalari nisbati bilan tavsiflanadi, masalan 1:1,5:0,5. Bunda ta'sir etuvchi moddalarning umumiy miqdori tarzida ham ifodalanishi mumkin, masalan $N+P_2O_5+K_2O = 36\%$; ayrim hollarda $N:P_2O_5:K_2O$ ning massa bo'yicha foiz nisbati, masalan 12:18:6 yoki 12—18—6 shaklida ifodalanishi mumkin, bu sonlarning umumiy yig'indisi o'g'itdagi ta'sir etuvchi moddalarning umumiy miqdorini ko'rsatadi.

Uch komponentli 1:1:1; 1:1,5:1; 1:1:0,5; 1:1:1,5; 1:0,67:0,67 va ikki komponentli 1:4;0; 1:1:0; 0:1:1; 0:1;1,5 markali o'g'itlar eng ko'p ishlatiladi.

**Kaliy nitrat.** *Xossalari va olinish usullari.* Kaliy nitrat (kaliyli selitra) — $KNO_3$ – kristall rangsiz kukun bo'lib, 337°C da suyuqlanadi. Texnik mahsulot sarg'ish rangga ega. Suyuqlanish haroratidan yuqorida $KNO_2$ va $O_2$ ga parchalanadi. 20°C haroratda 100 g suvda 31,5 g, 114°C da esa 312 g $KNO_3$ eriydi.

Kaliy nitrat porox ishlab chiqarishda, pirotexnikada, oziq-ovqat va shisha sanoatida ishlatiladi. U tarkibida ikkita ozuqa elementi – azot va kaliy (nazariy tarkibi – 13,85% N va 46,5% $K_2O$) bo'lgan ballastsiz (keraksiz qo'shimchasi bo'lmagan) bebaho o'g'it hisoblanadi. Bu o'g'itning yana bir muhim xususiyati shundaki, u gigroskopikligi kam va fiziologik ishqoriydir. Ammo uni, asosan, sanoatda ishlatiladi, chunki kaliy nitratdagi azot va kaliyning narxi boshqa o'g'itlardagiga nisbatan qimmatdir.

Sanoatda ishlatish uchun bir necha navlardagi kaliy nitrat ishlab chiqariladi; ular tarkibida 99,9; 99,85 va 99,7% dan kam bo'lmagan $KNO_3$ va shunga muvofiq ravishda 0,08; 0,1 va 0,2% dan ko'p bo'lmagan namlik bo'ladi. Shuningdek, ular tarkibidagi xloridli, karbonatli, nitritli va boshqa qo'shimchalar ham me'yorlanadi.

Kaliy nitrat oz bo'lsa-da, turli biokimyoviy jarayonlar natijasida yuzaga keladigan tabiiy mineral tarzida ham uchraydi. Shulardan biri hind selitrasi hisoblanadi. Uning asosiy tarkibi kaliy nitratdan iborat.

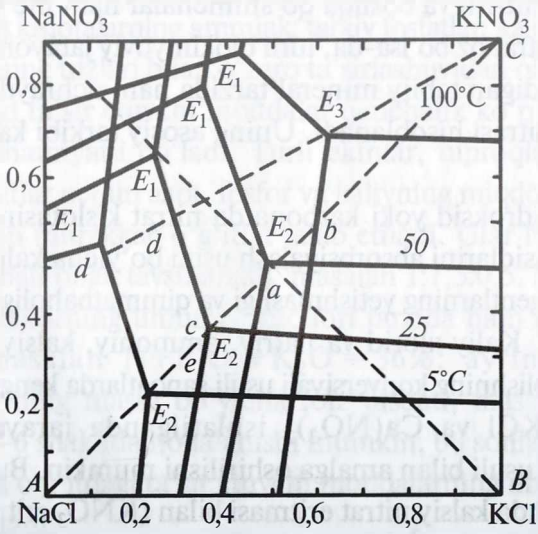
Kaliy gidroksid yoki karbonatda nitrat kislotasini neytrallash yoki azot oksidlarini absorbsiyalash usuli bo'yicha kaliy nitrat olish ishqoriy reagentlarning yetishmasligi va qimmatbaholigi sababli kam qo'llaniladi. Kaliy xlorid va natriy, ammoniy, kalsiy nitratlardan kaliy nitrat olishning konversiyali usuli sanoatlarda keng tarqalgandir. Masalan, KCl va $Ca(NO_3)_2$ ishlatilganda jarayonni kation almashinuv usuli bilan amalga oshirilishi mumkin. Bunda kationit davriy ravishda kalsiy nitrat eritmasi bilan ($KNO_3$ eritmasi olishda) va kaliy xlorid eritmasi bilan (kationitning regeneratsiyasida) ishlov berib turiladi. So'ngra kaliy nitrat eritmasi bug'latiladi, sovitiladi, $KNO_3$ kristallari sentrifugada ajratiladi va quritiladi.

Kaliy xlorid va nitrat kislota yoki azot oksidlaridan kaliy nitrat olish ham o'ziga xos xususiyatga egadir.

*Kaliy nitrat ishlab chiqarishning konversiyali usuli.* Quyidagi almashinish reaksiyasiga asoslangan usul keng tarqalgan:

$$KCl + NaNO_3 = NaCl + KNO_3$$

5, 25, 50 va 100°C haroratdagi $KCl + NaNO_3 = NaCl + KNO_3$ suvli sistemasida eruvchanlik diagrammasi 3.26-rasmda tasvirlangan. Bundan ko'rinadiki, 5—25°C haroratdagi kaliy tuzlarining eruvchanligi natriy tuzlariga nisbatan kam; 100°C da, aksincha, NaCl ning kristallanlanish sohasi keskin ortadi. Agar 100°C da KCl va $NaNO_3$ larning ekvimolyar aralashmasining eritmasi tayyorlansa, kvadrat diagonallari kesishishiga to'g'ri keladigan *a* nuqta NaCl ning kristallanish sohasida yotadi. Bunday eritmadan 100°C haroratda suv bug'latilganda, eritma to'yinishi natijasida NaCl kristallana boshlaydi va eritma tuzli massasining tarkibi *ab* chiziq bo'yicha o'zgaradi.

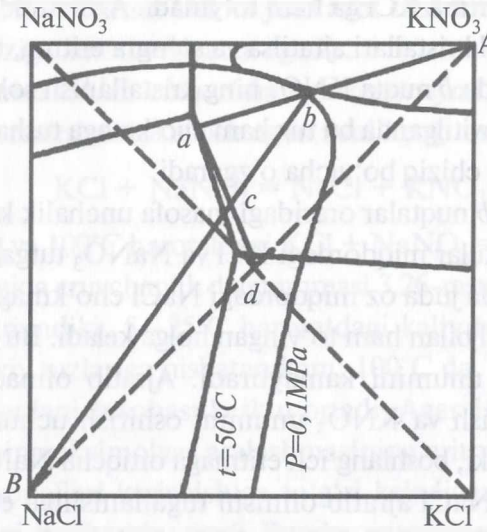



*3.26-rasm.* 5, 25, 50 va 100°C haroratdagi $KCl + NaNO_3 = NaCl + KNO_3$ suvli sistemasida eruvchanlik izotermasi.

*b* nuqtada eritma KCl ga ham to'yinadi. Agar xuddi shu paytda ajraladigan NaCl kristallari ajratilsa va so'ngra eritma, masalan 5°C ga sovitilsa, bunda *b* nuqta $KNO_3$ ning kristallanish sohasida bo'lib qoladi. Eritma sovitilganda bu tuz ham cho'kmaga tushadi va qolgan eritma tarkibi *bc* chiziq bo'yicha o'zgaradi.

Bunda *a* va *b* nuqtalar orasidagi masofa unchalik katta emas, u holda ekvimolekular miqdordagi KCl va $NaNO_3$ tutgan eritmadan suvni bug'latishda juda oz miqdordagi NaCl cho'kmaga tushadi va eritma tezda KCl bilan ham to'yingan holga keladi. Bu esa eritmani sovitish $KNO_3$ unumini kamaytiradi. Ajratib olinadigan NaCl miqdorini oshirish va $KNO_3$ unumini oshirish uchun, diagrammadan ko'rinadiki, boshlang'ich eritmaga ortiqcha $NaNO_3$ qo'shish lozimdir. Agar NaCl ajratib olinishi tugallanishiga eritma uchta tuz – NaCl, KCl va $KNO_3$ bilan to'yinsa (ya'ni uning tuzli massasi $E_2$ nuqta bilan tasvirlangan) eng yuqori unumga erishiladi. Bunda hosil bo'lgan NaCl kristallarini ajratib olingandan so'ng, eritma sovitilishi natijasida $KNO_3$ ning kristallanishi eng uzun yo'l $E_2d$ bo'yicha sodir bo'ladi va eng yuqori unumda mahsulot olinishi ta'minlanadi.

KCl va $NaNO_3$ orasidagi almashinishni ta'minlashning eng samarador va tejamkor usuli o'zgarmas bosim va o'zgaruvchan haroratda sistemadan suvni bug'latish paytida NaCl ning kristallanishi sodir bo'ladigan siklik jarayonda amalga oshirish hisoblanadi. Bunday optimal siklning tartibi va hisobi izotermik va izobarik diagrammalar kesishuvi yordamida amalga oshirilishi mumkin. $KNO_3$ kristallanishi 50°C da tugallanadigan optimal sikl uchun misol 3.27-rasmda ko'rsatilgan. Izotermik kesishuvda *a* nuqta sovitish jarayonida *ba* kesimda $KNO_3$ kristallanganidan so'ng qoladigan eritmani tavsiflaydi. Kristallanish boshlanishida eritmaning tuzli tarkibiga *b* nuqta muvofiq keladi. Kristallanishdan oldin unga shunday miqdordagi suv qo'shiladiki, u kristallanish oxirida faqat belgilangan haroratdagina (50°C) natriy xlorid bilan to'yinishi kerak. *b* eritma qaynayotgan *c* eritmadan suvning bug'lanishi va NaCl ning kristallanishi natijasida olinadi. Bug'latish uchun boshlang'ich




*3.27-rasm.* Izotermik (50°C) va izobarik (0,1 MPa) kesishuvli diagrammada $KCl + NaNO_3 = NaCl + KNO_3$ konversiyaning optimal sikli.

eritma *c* eritma *a* ning KCl va $NaNO_3$ lar ekvimolyar aralashmasi bilan aralashtirilishidan olinadi.

Shunday qilib, sikl *cab* uchburchagi bo'yicha amalga oshiriladi. Siklning tuzli koeffitsiyenti (ya'ni olingan $KNO_3$ massasining bug'latilgan suv massasiga nisbati) qanchalik katta bo'lsa, bug'latishga shunchalik oz energiya sarflanadi. $KNO_3$ kristallanishining oxirgi harorati qanchalik katta bo'lsa, eritmani sovitishga shunchalik oz xarajat ketadi. 50—25°C oralig'ida joylashgan qaynash nuqtasidan kristallantirishning oxirgi haroratigacha chegarasidagi haroratli sikl eng tejamkor hisoblanadi. Bunda *Bb* chiziqli bug'lanish uchun optimal $K^+$: $NO_3^-$ nisbati 0,69—0,96 oralig'ida bo'ladi; ular nisbatan yuqori tuzli koeffitsiyentlar va kam hajmli aylanma eritmalar bo'lishini ta'minlaydi.

*Kaliy xlorid va nitrat kislota yoki azot oksidlaridan kaliy nitrat olish.* Jihozlarning yuqori darajada korroziyalanishi va qo'shimcha mahsulotlar — HCl, $Cl_2$, NOCl ni tutib qolish va ishlatilishidagi

qiyinchiliklar sababli sanoatda kam qo'llaniladigan bu usulda kamyob ishqor va ko'p miqdordagi bug' talab etiladi.

Kaliy xloridning nitrat kislota yoki azot oksidlari bilan reaksiyasi quyidagi sxemalar bo'yicha boradi:

$$KCl + HNO_3 = KNO_3 + HCl \quad (3.1)$$

$$3HCl + HNO_3 = NOCl + Cl_2 + 2H_2O \quad (3.2)$$

$$2KCl + 3NO_2 + H_2O = 2KNO_3 + 2HCl + NO \quad (3.3)$$

$$HCl + 2NO_2 = HNO_3 + NOCl \quad (3.4)$$

Nisbatan past haroratda (25—60°C) reaksiya (3.1) chapdan o'ngga boradi. Reaksiya (3.2) ning qaytarligi oson, past haroratda boshlanadi; 100°C haroratda muvozanat deyarli to'la NOCl va $Cl_2$ tomonga siljiydi.

Nitrozil xlorid — NOCl va xlorning hosil bo'lishi eritma konsentratsiyasi va haroratning ko'tarilishiga bog'liq. 30—40% li nitrat kislota ishlatilganda va 60°C dan past haroratda azotning nitrozil xlorid tarzida yo'qotilishi unchalik ko'p bo'lmaydi va xlor eritmada HCl shaklida to'planadi. Eritma sovitilganda undagi $KNO_3$ ning anchagina qismi ajralib chiqadi, qolgan eritma siklga qaytarilishi mumkin. Bunda undan vodorod xlorid haydalishi kerak. Haydalgan bug'ni xlorid kislota tarzida kondensatlanadi.

Reaksiya (3.1) bo'yicha $KNO_3$ olishni organik erituvchilar – butil, izoamil spirtlari va boshqalar muhitida amalga oshirilishi ham mumkin, bunda organik erituvchilar regeneratsiyalab turiladi.

KCl va nitrat kislotadan NOCl hosil qilinmagan holda ham $KNO_3$ olish usullari yaratilgan. Masalan, nisbatan (100°C dan) past haroratda suvli muhitda boradigan quyidagi reaksiya tenglama bilan ifodalanuvchi jarayondan foydalanish taklif etilgan:

$$(Na_2SO_4 + 2KCl) + CaCO_3 + 2HNO_3 + H_2O =$$

$$= CaSO_4 \cdot 2H_2O + 2NaCl + CO_2 + 2KNO_3$$

yoki 300—700°C haroratda kaliy xloridni dastlab ortiqcha miqdordagi fosfat kislota (HCl ning haydalishi) bilan parchalash, so'ngra fosfat

kislotani jarayonga qaytarish orqali kaliy fosfatni nitratga konversiyalashni amalga oshirish mumkin:

$$KCl + 2H_3PO_4 = KH_2PO_4 + H_3PO_4 + HCl$$

$$KH_2PO_4 + H_3PO_4 + HNO_3 = KNO_3 + 2H_3PO_4$$

**Kaliy orto- va metafosfatlar.** Kaliy orto- va metafosfatlar yuqori konsentratsiyali fosfor-kaliyli o'g'itlar hisoblanadi. Mono-, di- va trikaliyfosfatlar fosfat kislotaning kaliy gidroksid yoki karbonat bilan neytrallanishi natijasida olinadi, masalan:

$$2H_3PO_4 + K_2CO_3 = 2KH_2PO_4 + H_2O + CO_2$$

Kaliy ishqorining qimmatligi va kamyobligi sababli bu usul mineral o'g'itlar sanoatida qo'llanilmaydi.

Kaliy xlorid, sulfat kislota va fosforit asosida ham monokaliyfosfat olinishi mumkin. Shunday usullardan birida kaliy xlorid 200°C haroratda ortiqcha miqdordagi konsentrlangan sulfat kislota bilan aralashtiriladi — bunda HCl yo'qotiladi va kaliy gidrosulfatning sulfat kislotadagi suspenziyasi olinadi; unda 70°C haroratda fosforitga ishlov beriladi:

$$KCl + H_2SO_4 \rightarrow KHSO_4 + HCl$$

$$3KHSO_4 + Ca_3(PO_4)_2 + 6H_2O \rightarrow KH_2PO_4 +$$

$$+ K_2HPO_4 + 3CaSO_4 \cdot 2H_2O$$

Gips ajratiladi va suv bilan yuviladi, eritma esa 50—60% $KH_2PO_4$ gacha bug'latiladi va unga metanol qo'shib, $KH_2PO_4$ kristallantiriladi. Qolgan eritmadan metanolni uchirish va tarkibida ~54% $P_2O_5$ bo'lgan fosfat kislota hosil qilish uchun distillatsiyalanadi hamda metanol jarayonga qaytariladi. Marokko fosforitini qayta ishlashdagi fosfor va kaliydan foydalanish darajasi mos ravishda 92 va 90—95% ni tashkil etadi; mahsulot tarkibida: 30% $K_2O$; 46% $P_2O_5$; 0,6% Al; 0,6% Fe; 1,5% F; 3% $SO_4^{2-}$ bo'ladi.

$KH_2PO_4$ ni 320°C da degidratatsiyalash natijasida tarkibida 57—58% $P_2O_5$ va ~38% $K_2O$ bo'lgan kaliy metafosfat — $(KHPO_3)n$ olinadi [nazariy jihatdan $(KHPO_3)n$ tarkibida 50,13% $P_2O_5$ va

39,87% $K_2O$ bo‘ladi]. Qizdirilgan massani sekin sovitish natijasida suvda erimaydigan shishasimon suyuqlanma olinadi; tez sovitish natijasida esa hosil qilingan mahsulot tarkibidagi bir qism $P_2O_5$ suvda eruvchan, qolgan qismi esa sitratli eritmada eruvchan bo‘ladi. Kaliy metafosfatning suvda eruvchanligi uning fizik holati (kristall mahsulot — Kurrol tuzi — shishasimon mahsulotga nisbatan kam eruvchi) va tarkibi bilan aniqlanadi. Degidratlanish to‘la bo‘lmasa yoki degidratlanish turli xil qo‘shimchalar (masalan, ishqoriy-yer metallari xloridlari yoki sulfatlari, $Fe_2O_3$) ishtirokida amalga oshirilsa, tarkibida barcha fosfor suvda eruvchan shaklda bo‘lgan mahsulot olinishi mumkin. Kaliy metafosfat yuqori samarador, amalda gigroskopik bo‘lmagan va bir-biriga yopishib qolmaydigan o‘g‘it hisoblanadi; u urug‘lar uchun zaharli emas, uning eritmalari ammoniylashtirilishi natijasida kaliy va ammoniy fosfatlarining aralashmasi olinishi mumkin.

Kaliy metafosfat kaliy xloridni fosfat kislota (~900°C) yoki fosfor(V)-oksid (1000—1050°C) bilan yuqori haroratli parchalash orqali olinishi mumkin; bu jarayonlar yuqori energiya sig‘imli va korroziyabardosh jihozlar qo‘llanilishi bilan bog‘liqdir. 60—70°C haroratda kaliy xloridni tarkibida 23% $P_2O_5$ bo‘lgan termik yoki ekstraksion fosfat kislotada parchalash orqali nisbatan arzon usulda kaliy metafosfat ishlab chiqarilishi ham mumkin. Hosil qilingan suspenziya (~56% $H_2O$) quritiladi, so‘ngra esa 350—370°C da qizdiriladi. Sovitilishi natijasida tarkibida 54% $P_2O_5$ (sitratli eritmada eruvchan shakldagi), 35—39% $K_2O$ va 0,3% xlor bo‘lgan mahsulot olinadi. Gazli fazaga chiqadigan vodorod xlorid tutib qolinishi natijasida 16—18% li xlorid kislota hosil qilinadi, uning ishlatilish sohalarini topish muammolar keltirib chiqarishi mumkin. Yanada yuqoriroq konsentratsiyali xlorid kislota kaliy xloridni bug‘latilgan (~50% $P_2O_5$) ekstraksion fosfat kislotada ikki bosqichli parchalash orqali olinadi. Birinchi bosqichda ~300°C va ikkinchi bosqichda 700°C haroratda suyuqlanma olinadi, uni sovitish natijasida tarkibida 57% $P_2O_5$, 35% $K_2O$ bo‘lgan mahsulot olinadi.

**Ammoniy fosfatlari.** Ammoniy fosfatlari, odatda, fosfat kislota tuzlari – ammoniy digidrofosfat yoki monoammoniyfosfat [MAF] – $NH_4H_2PO_4$, ammoniy gidrofosfat yoki diammoniyfosfat [DAF] – $(NH_4)_2HPO_4$, va ammoniy fosfat yoki triammoniyfosfat – $(NH_4)_3PO_4$ nomlari bilan yuritiladi. Eng barqaror birikma monoammoniyfosfat hisoblanadi, uni 100—110°C gacha qizdirilganda amalda ammiakning ajralishi kuzatilmaydi. Diammoniyfosfat 70°C haroratdayoq ammiak yo'qota boshlaydi va monoammoniyfosfatga aylanadi:

$$(NH_4)_2HPO_4 \rightarrow NH_4H_2PO_4 + NH_3$$

triammoniyfosfat esa havoda 30—40°C da parchalanadi, shuning uchun uni sanoatda ishlab chiqarilmaydi.

0,1 M eritmaning pH qiymati $NH_4H_2PO_4$ uchun – 4,4, $(NH_4)_2HPO_4$ uchun — 8,0 va $(NH_4)_3PO_4$ uchun esa 9,4 ga tengdir. Mono- va diammoniyfosfatlarning gigroskopikligi kamdir.

Ammoniy fosfatlari qishloq xo'jaligida o'g'it sifatida keng qo'llaniladi. Ular yuqori konsentratsiyali ballastsiz o'g'itlar hisoblanadi va tarkibida ikkita asosiy ozuqa elementlari – suvda eruvchan shakldagi azot va fosfor tutadi.

Toza monoammoniyfosfatda 12,2% N va 61,7% $P_2O_5$ (jami 73,9%), diammoniyfosfatda 21,2% N va 53,8% $P_2O_5$ (75,0%) bo'ladi. Diammoniyfosfatda ozuqa moddalarining N:$P_2O_5$ massa nisbati (1:2,5) monoammoniy fosfatdagi (1:5,1) ga nisbatan ancha maqbul bo'ladi.

Ammoniyli-fosfatli o'g'itlardan ammofos — oz miqdordagi (~10%) diammoniy-fosfat qo'shimchasi bo'lgan monoammoniyfosfat ko'p miqdorda ishlab chiqariladi.

Davlat standartlari (GOST 18918-85) talablariga muvofiq, donadorlangan ammofos ikki xil markada: A – apatit konsentratidan va B – fosforitdan olingan ekstraksion fosfat kislotani ammiak bilan neytrallash natijasida ishlab chiqariladi. A markali oliy va 1-sifat kategoriyali va B markali oliy va 1-sifat kategoriyali mahsulotlar tarkibida muvofiq ravishda: 52 va 50±1% dan kam bo'lmagan, 44 va

42±1% dan kam bo'lmagan $P_2O_{5o'zl}$; 48, 46, 34 va 32% $P_2O_{5s.e}$; 12±1, 12±1, 11±1 va 10±1% N va 1% dan ko'p bo'lmagan $H_2O$ bo'ladi. O'lchamlari 1—4 mm bo'lgan donachalarning ulushi oliy navda 95% dan va birinchi navda 90% dan kam bo'lmasligi kerak. Ammofosdagi N:$P_2O_5$ nisbati ~1:4 ga tengdir.

Tarkibida diammoniyfosfat va fosfat kislotadan o'tadigan qo'shimchalari bo'lgan azot bo'yicha nisbatan konsentrlangan o'g'it — diammofos ham ishlab chiqariladi. Agar diammofos ishlab chiqarish uchun apatit konsentratidan olingan ekstraksion fosfat kislota ishlatilsa, bunda mahsulot tarkibida: 48±1% $P_2O_{5o'zl}$, 18% dan kam bo'lmagan N va 1,5% dan ko'p bo'lmagan $H_2O$ bo'ladi. N:$P_2O_5$ nisbati katta bo'lgan o'g'it ishlab chiqarish uchun ammofos va diammofosga azotli o'g'itlar — ammoniy nitrat yoki karbamid qo'shiladi.

Termik yoki tozalangan ekstraksion fosfat kislotadan olinadigan diammoniyfosfat hayvonlar ozuqasi uchun ishlatiladi. Ammoniy fosfatlari, shuningdek, oziq-ovqat va farmatsevtika sanoatida ham ishlatiladi; ular antipirenlar sifatida va qurilish materiallarining yong'inga bardoshliligini oshirish uchun ishlatiladi.

*Ammoniy fosfatlari ishlab chiqarishning fizik-kimyoviy asoslari.* Ammoniy fosfatlari ishlab chiqarish uchun ammiak va ortofosfat kislota (ekstraksiyali ham, termik ham) xomashyo hisoblanadi. Fosfat kislotani ammiak bilan neytrallanish ko'p miqdordagi issiqlik ajralishi bilan sodir bo'ladi:

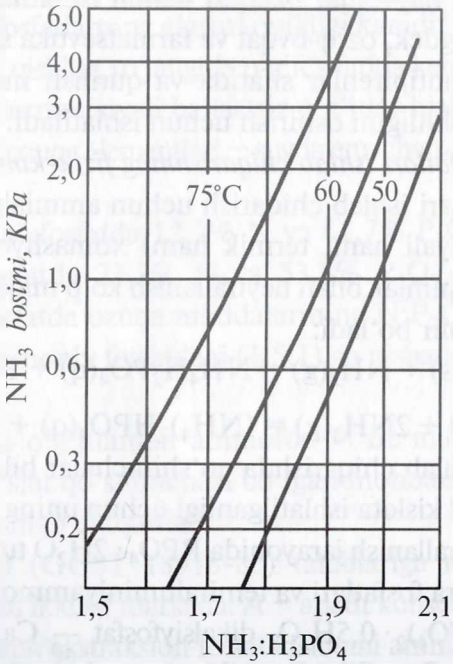
$$H_3PO_4(s) + NH_3(g) = NH_4H_2PO_4(q) + 147\ kJ$$

$$H_3PO_4(s) + 2NH_3(g) = (NH_4)_2HPO_4(q) + 215\ kJ$$

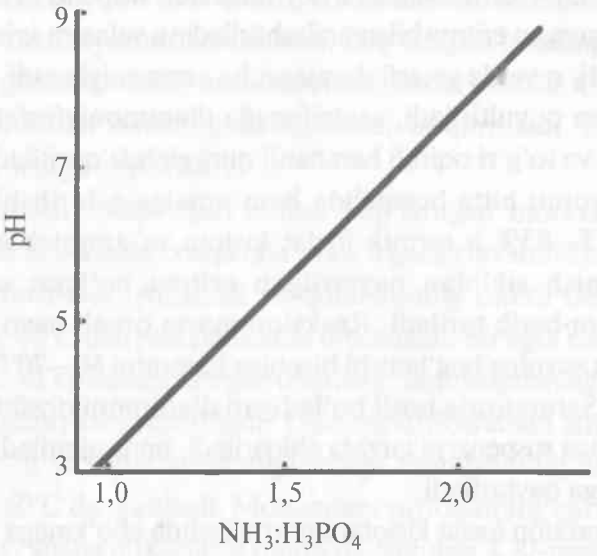
Ammofos ishlab chiqarishda qo'shimchalar bilan ifloslangan ekstraksion fosfat kislota ishlatilganligi uchun uning ammiak bilan pH≥3 gacha neytrallanish jarayonida $RPO_4 \cdot 2H_2O$ turidagi temir va aluminiyning o'rta fosfatlari va temiraluminiyammoniyfosfatlari — $NH_4(Fe, Al)(HPO_4)_2 \cdot 0{,}5H_2O$, dikalsiyfosfat — $CaHPO_4 \cdot 2H_2O$, gips, ftoridli va ftorsilikatli tuzlar, magniyammoniyfosfat — $NH_4MgPO_4 \cdot H_2O$ ajralib chiqadi, suyuq fazada esa ammoniy sulfat paydo bo'ladi.

Fosfat kislotani ammoniylashtirishda tarkibida ammoniy fosfatlari, erkin fosfat kislota, suv va cho‘kadigan qo‘shimchalar bo‘lgan kislotali suspenziya hosil bo‘ladi. Ammiakning yutilish me’yori bo‘yicha suspenziya miqdori va komponentlarining tarkibi hamda haroratining ortishi xuddi uning xossasi (pH qiymati, qattiq fazalar eruvchanligi, qovushqoqligi (oquvchanligi) va boshqalar) kabi muntazam o‘zgarib turadi.

To‘yingan suvli eritma ustidagi ammiakning muvozanatli bosimi $NH_3$:$N_3PO_4$ molyar nisbatiga bog‘liqdir (3.28-rasm). Unga esa vodorod ko‘rsatkich – pH qiymati bog‘liq (3.29-rasm), pH qiymati orqali jarayonni boshqarib turiladi. 25°C da $NH_3$:$H_3PO_4$ molyar nisbati 1,45 ga yaqin bo‘lgan to‘yingan eritma maksimal zichlik va qovushqoqlikka ega bo‘ladi. Suspenziya tarkibining o‘zgarishi ularning suyuq fazalarining qaynash haroratiga katta ta’sir ko‘rsatadi, buni




*3.28-rasm.* Ammoniy fosfatlar to‘yingan suvli eritmalari ustidagi ammiak bosimining $NH_3$:$H_3PO_4$ molyar nisbatiga bog‘liqligi.




*3.29-rasm.* 65—75°C haroratdagi ammoniy fosfatlar to'yingan eritmalari pH qiymatining $NH_3:H_3PO_4$ molyar nisbatiga bog'liqligi.

konsentrlash va suvsizlantirishning optimal tartib (rejim) larini tanlashda e'tiborga olish lozim.

*Monoammoniyfosfat va diammoniyfosfat ishlab chiqarish.* Termik fosfat kislotadan olinadigan ammoniy fosfatlari yuqori tozalikka ega va asosan, oziq-ovqat, farmatsevtika sanoatlarida va boshqa maqsadlar uchun ishlatiladi. Termik kislotada 77% dan ortiq $H_3PO_4$ bo'lmaydi. Boshlang'ich kislotaga kristallantirish bosqichida qoladigan eritma aralashtiriladi va uni $NH_3:H_3PO_4$ molyar nisbati ~1 ga teng bo'lguncha neytrallanadi, hosil bo'lgan monoammoniyfosfat suspenziyasi qo'shimcha kristallanishi uchun sovitiladi; so'ngra kristallar filtrlanadi, quritiladi, eritma esa reaktorga qaytariladi.

Kristalli diammoniyfosfat olish ikki bosqichda o'tkaziladi, chunki barcha ammiakning birdaniga berilishi hisobiga massa kuchli darajada qiziydi va juda quyuq suspenziya hosil bo'ladi, bu esa ammiakning yo'qotilishiga olib keladi. Termik kislota (47—48% $P_2O_5$)

$NH_3$:$H_3PO_4$ ≈ 0,7 nisbatgacha neytrallanadi, suspenziya kristallanish siklidan qaytgan eritma bilan aralashtiriladi va vakuum kristallizatorga yuboriladi, u yerda yetarli darajagacha ammoniylanadi. Sovitilgan suspenziya quyultiriladi, sentrifugada diammoniyfosfat kristallari ajratiladi va to'g'ri oqimli barabanli quritgichda quritiladi.

Jarayonni bitta bosqichda ham amalga oshirilishi mumkin. Bunda 75—85% li termik fosfat kislota va ammiak gazi ichida kristallanish siklidan qaytarilgan eritma bo'lgan saturatorga muntazam berib turiladi. Reaksion massa orqali havo purkalishi natijasida suvning bug'lanishi hisobiga haroratni 60—70°C da ushlab turiladi. Saturatorda hosil bo'ladigan diammoniyfosfat kristallari sentrifugaga suspenziya tarzida chiqariladi, unda ajratiladigan eritma saturatorga qaytariladi.

Ekstraksion fosfat kislotani neytrallashda cho'kmaga ajraladigan qo'shimchalar tayyor mahsulot tarkibida qoladi, uni ifloslantiradi va asosiy komponentlar miqdorini kamaytiradi. Ekstraksion fosfat kislotadan nisbatan toza mahsulot olish uchun neytrallanish jarayonini ikki bosqichda o'tkazish mumkin. Birinchi bosqichda bug'latilmagan kislota pH = 4÷4,5 gacha neytrallanadi, bunda qo'shimchalarning ko'p qismi cho'kmaga ajraladi, so'ngra ularni asosiy eritmadan ajratiladi. Filtrlangan cho'kma 5—6% namlikkacha quritiladi va u antipiren sifatida ishlatilishi mumkin. Cho'kma tarkibida 5% $NH_3$ va 30—35% o'zlashadigan shakldagi $P_2O_5$ bo'ladi. Agar ekstraksion fosfat kislotada magniy ionlari (masalan, uni Qoratog' yoki Qizilqum fosforitidan olingan) bo'lsa, unda birinchi bosqich neytrallanishdan magniyammoniyfosfat — $NH_4MgPO_4$ cho'kmaga tushadi, uni ajratib olish va quritish natijasida azotning sitratli eruvchan shakldagi azotli-magniyli o'g'iti sifatida iste'molga chiqarilishi mumkin.

Tarkibida, asosan, monoammoniyfosfat bo'lgan eritma vakuum ostida 34—36% $P_2O_5$ bo'lguncha bug'latiladi. Tozalangan va qisman neytrallangan eritmani bug'latish oldindan fosfat kislotaning bug'latilishiga nisbatan anchagina sodda va korroziyalanish kam bo'ladi. Chunki fosfat kislota bug'latilganda bug'latish jihozlarining qizdirish

elementlariga quyqa o'tirib qoladi, kuchli kislotali muhitda va yuqori haroratda korroziyalanish tezlashadi. Bug'latilgan tozalangan eritma 18—20°C gacha sovitilib, monoammoniyfosfat olinadi. Cho'kmaga tushgan kristallar sentrifugada ajratiladi va quritiladi. Eritma esa bug'latish sikliga qaytariladi.

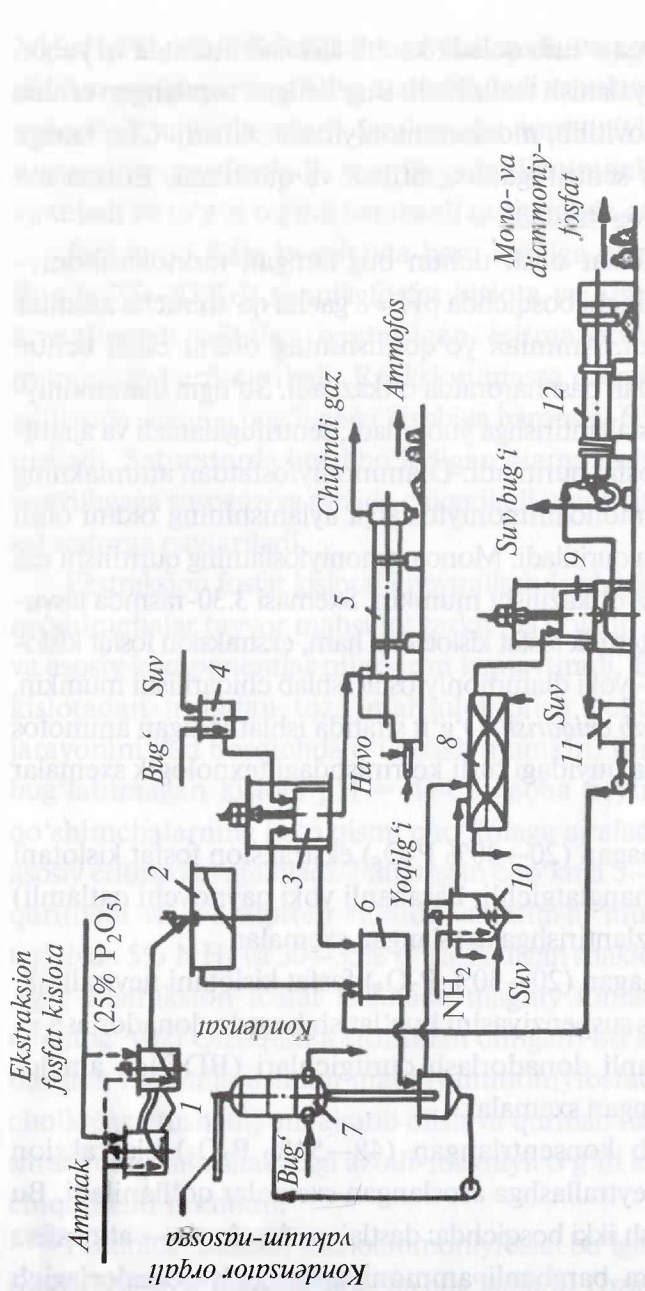
Diammoniyfosfat olish uchun bug'latilgan monoammoniyfosfat eritmasi ikkinchi bosqichda pH ≈ 8 gacha qo'shimcha ammiak bilan to'yintiriladi. Ammiak yo'qotilishining oldini olish uchun to'yintirish 80°C dan past haroratda o'tkaziladi. So'ngra diammoniyfosfat eritmasi kristallantirishga yuboriladi, sentrifugalanadi va ajratilgan diammoniyfosfat quritiladi. Diammoniyfosfatdan ammiakning yo'qotilishini va monoammoniyfosfatga aylanishining oldini olish uchun uni 60°C da quritiladi. Monoammoniyfosfatning quritilishi esa 100—110°C gacha o'tkazilishi mumkin. Sxemasi 3.30-rasmda tasvirlangan qurilmada termik fosfat kislotadan ham, ekstraksion fosfat kislotadan ham mono- yoki diammoniyfosfat ishlab chiqarilishi mumkin.

*Ammofos ishlab chiqarish.* O'g'it sifatida ishlatiladigan ammofos ishlab chiqarishda quyidagi turli ko'rinishdagi texnologik sxemalar qo'llaniladi:

1. Bug'latilmagan (20—30% $P_2O_5$) ekstraksion fosfat kislotani neytrallash va (changlatgichli, barabanli yoki qaynovchi qatlamli) quritgichda suvsizlantirishga asoslangan sxemalar.

2. Bug'latilmagan (20—30% $P_2O_5$) fosfat kislotani neytrallash, so'ngra ammofos suspenziyasini bug'latish hamda donadorlash va quritishni barabanli donadorlash quritgichlari (BDQ)da amalga oshirishga asoslangan sxemalar.

3. Bug'latilib konsentrlangan (48—54% $P_2O_5$) ekstraksion fosfat kislotani neytrallashga asoslangan sxemalar qo'llaniladi. Bu holda neytrallanish ikki bosqichda: dastlab reaktorlarda — atmosfera bosimida, so'ngra barabanli ammoniylashtirgich-donadorlagich (AD)da yoki yuqori bosimli bir bosqichda suspenziyani quritishni minorada changlatish yoki BDQ jihozlarida amalga oshirish orqali o'tkaziladi.




*3.30-rasm.* Ammoniy ortofosfatlari ishlab chiqarish uchun qurilma sxemasi: *1*—birinchi bosqich saturatori; *2*—quyultirgich; *3, 9*—sentrifuga; *4*—issiq suv uchun bak; *5*—birinchi bosqich cho'kmasi uchun barabanli quritgich; *6*—ammoniy fosfat eritmasining yig'gichi; *7*—ikkinchi bosqich bug'latish tizimi; *8*—mono- yoki diammoniyfosfat uchun kristallizator; *10*—ikkinchi bosqich saturatori; *11*—kristallanish siklidan qolgan eritma yig'gichi; *12*—mono- yoki diammoniyfosfat uchun quritgich.

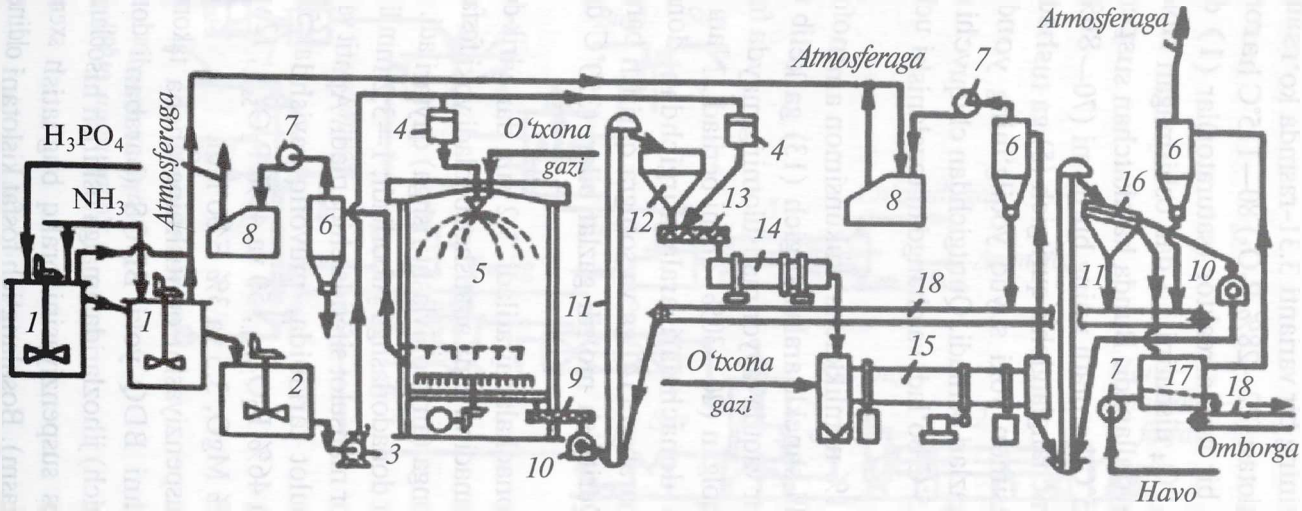


Changlatgichli quritgichlar ishlatilishi orqali ammofos ishlab chiqarish sxemasining bir varianti 3.31-rasmda ko'rsatilgan. Ekstraksion fosfat kislotasi (22—28% $P_2O_5$) 80—115°C haroratda birinketin joylashgan bir necha reaktor (saturator)lar (1) da uzluksiz sur'atda $NH_3$:$H_3PO_4$ nisbatini 1,1 dan oshirmagan holda (pH≤5) ammiak bilan neytrallanadi. Bunda harakatchan suspenziya hosil bo'ladi. 100—105°C haroratli uning bir qismi (70—80% miqdori) oxirgi reaktordan changlatgichli quritgich (5) ga tushadi, u yerga, shuningdek, gazsimon yoki suyuq yoqilg'ining yondirilishidan olingan o'txona gazlari beriladi. Quritgichdan chiquvchi mo'rili gaz harorati 100—115°C bo'ladi va changdan tozalanishi uchun siklon (6) dan o'tadi.

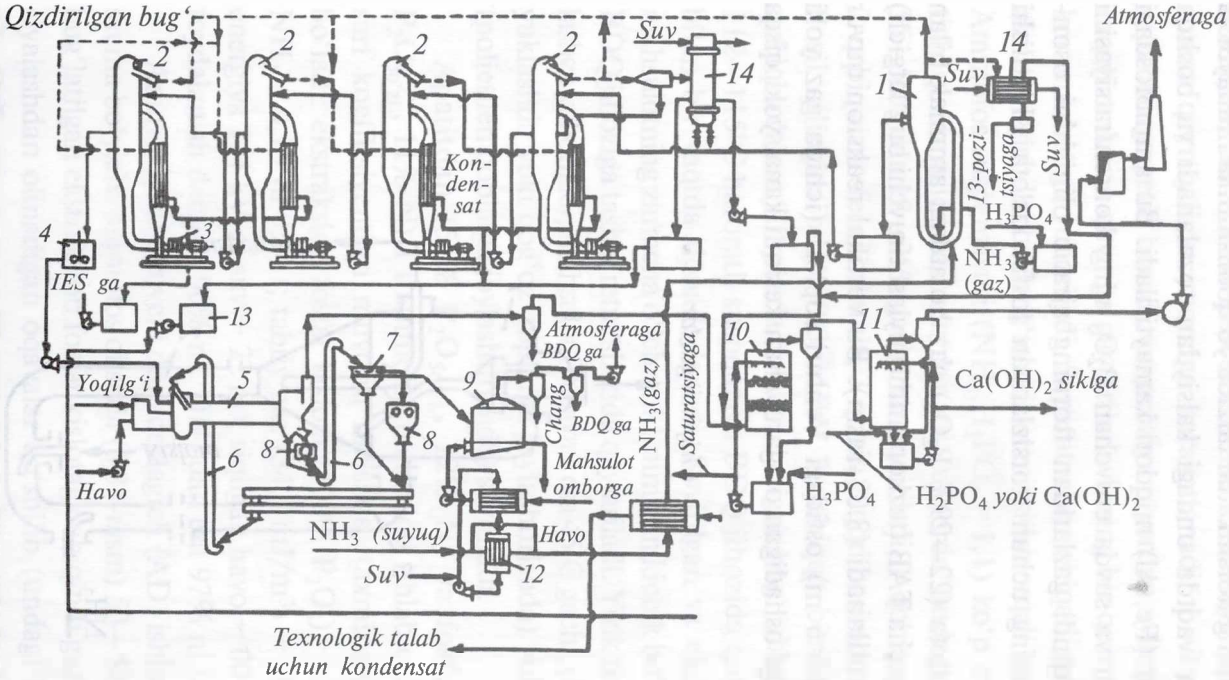
Quritilgan (1% namlikkacha) kukunsimon ammofos uzluksiz ravishda ikki valli shnekli aralashtirgich (13) ga kelib tushadi, u yerga shu bilan bir vaqtda tayyor mahsulotning mayda fraksiyasi va suspenziyaning qolgan (20—30%) qismi beriladi. Nam (10—12% $H_2O$) ammofos donachalari aralashtirgichdan donachalarni dumaloqlovchi baraban (14) ga va so'ngra quritish barabani (15) ga yuboriladi. Quritilish mo'rili gazlar bilan (350°C da) amalga oshiriladi.

Quritilgan donachalar ajratiladi. 3,2 mm dan yirik donachalar fraksiyasi maydalanadi va yana ajratishga beriladi yoki fosfat kislotada eritiladi va jarayonga (ammoniylashtirishga) qaytariladi. 1 mm dan mayda fraksiyalar donadorlashga yuboriladi; 1—3,2 mm li donachali fraksiya esa tayyor mahsulot sifatida chiqariladi. Apatit va fosforitlar asosidagi mahsulot tarkibida, muvofiq ravishda: 52 va 47% $P_2O_{5umum.}$, 51 va 46% $P_2O_{5o'zl.}$, 50 va 41% $P_2O_{5s.e.}$, 12 va 11% N, 1% $H_2O$, 0 va 4% MgO, 3,5 va 3% F bo'ladi.

Ammofos suspenziyasini quritishning ancha takomillashgan usuli — quritishni BDQ yoki BDQS (barabanli donadorlash quritgichli sovitgich) jihozlarida amalga oshirish hisoblanadi (3.21-rasm). Ammofos suspenziyasini oraliq bug'latish sxemasi keng tarqalgan (3.32-rasm). Boshlang'ich fosfat kislotani oldindan natriy yoki kaliy sulfat, yoki soda bilan qayta ishlash undan anchagina



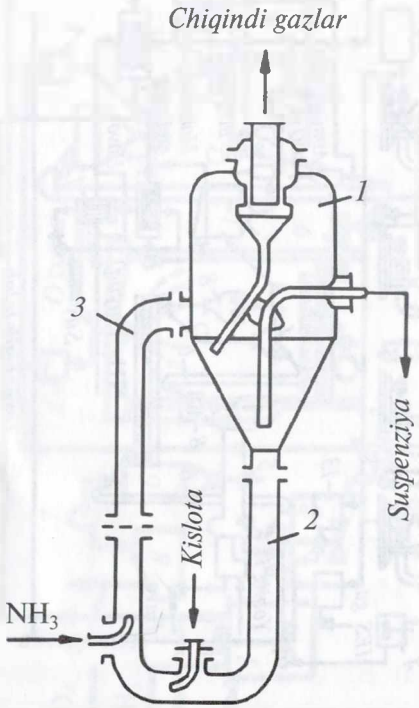

*3.31-rasm.* Changlatgichli quritgichda ammofos ishlab chiqarish sxemasi:
*1*—reaktor-saturator; *2*—suspenziyani yig'gich; *3*—markazdan qochma nasos; *4*—suspenziya me'yorlashtirgichi; *5*—changlatgichli quritgich; *6*—siklon; *7*—ventilator; *8*—absorber; *9*—shnek; *10*—maydalagich; *11*—elevator; *12*—bunker; *13*—ikki valli aralashtirgich; *14*—dumaloqlovchi baraban; *15*—barabanli quritgich; *16*—ikki xil teshikli elak; *17*—sovitgich; *18*—transportyor.




*3.32-rasm.* Ammofos suspenziyasini bug'latish va BDQ jihozida donadorlash orqali ammofos ishlab chiqarish sxemasi:
*1*—TAB jihozi; *2*—bug'latuvchi jihozlar; *3*—aylantiruvchi nasoslar; *4*—bug'latilgan suspenziya yig'gichi; *5*—BDQ jihozi; *6*—elevator; *7*—elak; *8*—valsovkali maydalagich; *9*—sovitgich; *10*—suzuvchi nasadkali absorber; *11*—yuvish minorasi; *12*—suyuq ammiakni bug'latgich; *13*—oraliq idish; *14*—issiqlik almashtirgich.

miqdorda ftorning ftorsilikatlar tarzida yo'qotilishini ta'minlaydi va shu bilan bir vaqtda undagi kalsiydan tozalanadi va boshqa qo'shimchalar (Fe, Al) miqdori kamaytiriladi. Bu ammofosdagi o'zlashuvchan va suvda eruvchan $P_2O_5$ ning konsentratsiyasini oshiradi, chiqindi gazlaridan ftorning ajratib olinishini osonlashtiradi, buning uchun ftorsizlangan fosfat kislota ishlatilishi mumkin.

Fosfat kislota (22—29% $P_2O_5$) gaz holatdagi ammiak bilan pH = 5÷5,5 gacha TAB (tezkor ammoniylashtiruvchi bug'latgich) jihozida neytrallanadi (3.33-rasm). Bu vertikal reaksion quvur (∅ 0,6 m, H = 6 m) ostidagi Venturi soplosi (ichida gaz yoki suyuqlik tezligi oshadigan o'zgaruvchan kesimli kanal yoki qisqa

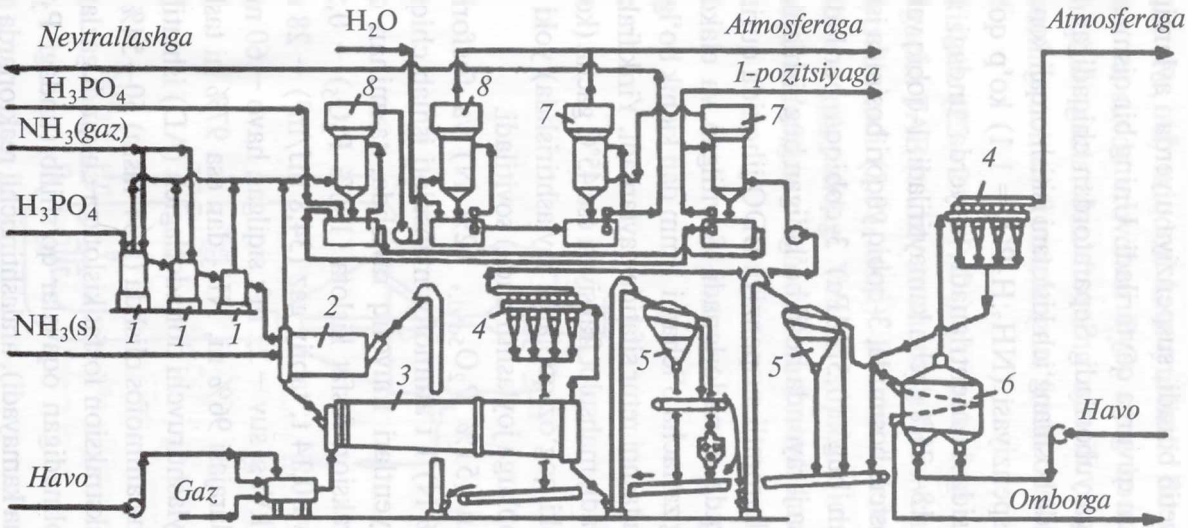



*3.33-rasm.* Tezkor ammoniylashtiruvchi bug'latgich (TAB): *1*— vakuum ostida, *2*—atmosfera bosimida, *3*—yuqori bosimda ishlovchi qobiqlar.

quvur)dan ammiak va kislota kiritiladi. Reaksiya issiqligi hisobiga massa qaynaydi va yuqoriga harakatlanadi, 1—2 daqiqa ichida separatorga yetib boradi, suspenziya u yerdan aylantiruvchi quvur orqali reaksion quvurga qaytariladi. Uning bir qismi separatordan konsentrlashga yuboriladi. Separatordan chiqadigan bug‘ issiqlik almashtirgichda boshlang‘ich kislotani isitish orqali kondensatlanadi. Ammofos suspenziyasi ($NH_3$:$H_3PO_4$ = 1,1) ko‘p qobiqli bug‘latish qurilmasida konsentrlanadi, u yerda undagi suv miqdori 55—56% dan 18—25% gacha kamaytiriladi; 1-qobiq vakuum ostida, 2-qobiq atmosfera bosimida, 3-qobiq yuqori bosimda ishlaydi; yangi hosil qilingan bug‘ (0,3 MPa) 3-qobiqqa beriladi, 1- va 2-qobiqlarda esa jarayonda hosil bo‘ladigan bug‘ ishlatiladi. So‘ngra 112—115°C haroratli suspenziya BDQ jihozida quritiladi va shu bilan bir vaqtda donadorlanadi. Sovitilgan va elakda ajratilgan mahsulotning zarracha o‘lchami 1 mm dan kichik bo‘lgan fraksiyasi BDQ jihoziga tashqi retur sifatida qaytariladi. Yirik fraksiya maydalashga yuboriladi, mahsulot fraksiyasi esa 45°C gacha (konteynerlarga yuklashda yoki qog‘oz qoplarga joylashtirishda) yoki 55°C gacha (polietilen qoplarga joylashtirishda) sovitiladi.

Apatitdan (51% $P_2O_{5o'zl.}$, 12% N) va fosforitdan (47% $P_2O_{5o'zl.}$, 11% N) 1 t ammofos mahsuloti ishlab chiqarish uchun sarf koeffitsiyentlari muvofiq ravishda, taxminan quyidagicha bo‘ladi: ekstraksion fosfat kislota (100% $P_2O_5$) – 0,54 va 0,5 t; $NH_3$ – 0,15 va 0,14 t; tabiiy gaz (34,8 mJ/m$^3$) – 28 m$^3$; elektroenergiya 111 kVt·s; suv – 22 m$^3$; siqilgan havo – 60 m$^3$. $P_2O_5$ dan foydalanish darajasi 96% ni, $NH_3$ dan esa 97% ni tashkil etadi.

Ammoniylashtiruvchi donadorlagich (AD) ishlatilgan holdagi sxema bo‘yicha ammofos olishda (3.34-rasm) 50—54% $P_2O_5$ gacha bug‘latilgan ekstraksion fosfat kislotaga chiqindi gazlarini absorbsiyalashdan olinadigan oqavalar qo‘shilib (undagi $P_2O_5$ miqdori 47—48% gacha kamayadi), aralashtirgichli reaktorlarda ammiak gazi bilan $NH_3$:$H_3PO_4$ = 0,6÷0,7 molyar nisbatigacha neytrallanadi. 120—125°C harorat va 17—18% namlikdagi (ammoniylashtirish issiqligi hisobiga reaktorlarda 20—25% bug‘langan) kislotali (pH≈3)

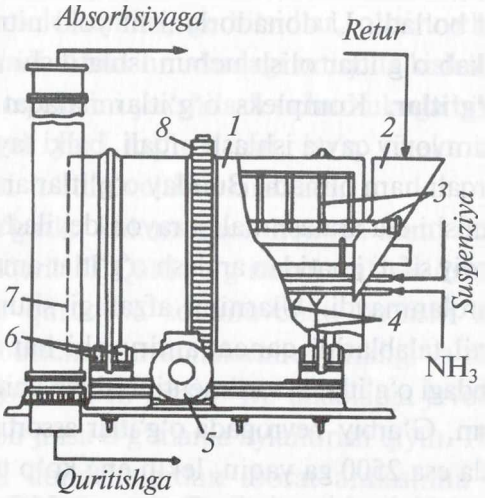



*3.34-rasm.* AD jihozi bilan donadorlangan ammofos olish sxemasi:
*1*—neytrallagich; *2*—ammoniylashtiruvchi donadorlagich (AD); *3*—quritish barabani; *4*—siklonlar; *5*—elaklar; *6*—sovitgich; *7,8*—absorberlar.

suspenziya AD jihoziga beriladi (3.35-rasm). AD jihozida 85—95°C haroratda massa $NH_3$:$H_3PO_4$ = 1÷1,05 molyar nisbatigacha qo'shimcha neytrallanadi va mahsulot donadorlanadi; unda jarayonga berilgan 50% suv bug'lanadi. AD jihozidan chiqadigan nam (2,5—3,5% $H_2O$) donachalar to'g'ri oqimli barabanli quritgichda (250—350°C haroratdagi) o'txona gazlari bilan donachalar harorati 75—90°C bo'lgan holda quritiladi. So'ngra u elanadi va mahsulot fraksiyasi sovitgichda 75—90°C dan 45—55°C haroratgacha sovitiladi.

Quritish barabanidan (105—115°C da) chiqadigan hamda neytrallagich va ammoniylashtiruvchi donadorlagichdan so'rib olinadigan gazlar chang, ammiak va ftordan tozalanadi; hosil bo'ladigan oqavalar reaktor-neytrallagichlarga yuboriladi.

Mahsulot tarkibida ftor miqdorining kamligi (1% dan oshmasligi) keltirib o'tilgan jarayonning afzalliklaridan biri hisoblanadi; kuchsiz kislota ishlatilganda esa u 3,5—4% ni tashkil qiladi.




*3.35-rasm.* Ammoniylashtiruvchi donadorlagich (AD): *1*—qobiq; *2*—sochiluvchi komponentlarni uzatish tuynugi; *3*—ichki devorni tozalash uchun pichoq; *4*—ammiak taqsimlagich; *5*—o'ram; *6*—tayanch va qisgich g'ildiraklar; *7*—tayanch halqa; *8*—bandaj.

Bu sxema bo'yicha 1 t ammofos (53% $P_2O_5$, 12% N) ga bug'latilgan kislota shaklida 0,588 t $P_2O_5$; 0,151 t $NH_3$; 9 $m^3$ tabiiy gaz (34,8 mJ/$m^3$); 67 kVt·s elektroenergiya talab etiladi.

Apatit konsentratidan olinadigan mahsulot tarkibida taxminan: 55—56,5% $P_2O_{5umum.}$, 54—55% $P_2O_{5o'zl.}$, 53—54% $P_2O_{5s.e.}$, 12—12,5% N; 0,5—1% $H_2O$ bo'ladi.

Keltirilgan sxemalarni mukammallashtirish bo'yicha turli takliflar berilgan. Masalan, kislotani neytrallash bosim ostida amalga oshiriladi. Bunda reaksiya issiqligidan amalda deyarli to'la foydalanilishiga erishish mumkin. Konsentrlangan (50—54% $P_2O_5$) ekstraksion fosfat kislota pH = 4÷4,5 gacha neytrallanishi 0,3—0,35 MPa bosimda quvurli reaktordan juda qisqa vaqtda o'tishi (~0,1 s) hisobiga amalga oshiriladi. Neytralizatsiya issiqligi hisobiga 180—200°C gacha qizigan suspenziya minoradagi forsunkada changlanadi, u yerda atmosfera bosimi ushlab turiladi; shu bilan bir vaqtda massaning sovitilishi natijasida o'z-o'zidan bug'lanish hisobiga qizigan eritmadan suv tezda yo'qotiladi; kukunsimon ammofos hosil bo'ladi. U donadorlanishi yoki nitroammofos va boshqa murakkab o'g'itlar olish uchun ishlatilishi mumkin.

**Aralash o'g'itlar.** Kompleks o'g'itlar nafaqat boshlang'ich materiallarni kimyoviy qayta ishlash orqali, balki tayyor o'g'itlarni aralashtirish orqali ham olinadi. Bunday o'g'itlar aralash o'g'itlar, uning tayyorlanishi esa aralashmali jarayon deyiladi.

Agrokimyoviy sifati jihatidan aralash o'g'itlar amalda murakkab o'g'itlardan farqlanmaydi. Ularning afzalligi shundaki, qishloq xo'jaligi turli xil talablarini qanoatlantiruvchi har qanday ozuqa elementli tarkibdagi o'g'itlar assortimentini ishlab chiqarish mumkin bo'ladi. Masalan, G'arbiy Yevropada o'g'itlar assortimenti 100 dan ortiq, AQSH da esa 2500 ga yaqin, lekin eng ko'p tarqalgan o'nta marka (nav)da ishlab chiqariladi. Ozuqa moddalarining har xil nisbatidagi aralashmalar tayyorlanadi, bunda har bir ozuqa elementi turli xil komponent tarzida aralashma tarkibiga kirishi mumkin. Masalan, azot ammoniy nitrat, karbamid, ammoniy fosfatlari va h.k. tarzida; fosfor superfosfatlar, ammofos va boshqalar tarzida

bo‘lishi mumkin. Aralashtiriladigan o‘g‘itlar turiga bog‘liq holda aralashmadagi ozuqa moddalarning umumiy miqdori katta chegarada — oddiy superfosfat, ammoniy sulfat yoki ammiakli selitra ishlatilganda 25—30% dan qo‘shaloq superfosfat, ammofos, karbamid va boshqa konsentrlangan o‘g‘itlar asosidagi aralashmalarda 40% gacha o‘zgarishi mumkin.

Aralash o‘g‘itlarning ishlatilishi juda keng yoyilgan. Barcha ishlab chiqariladigan o‘g‘itlarning taxminan uchdan bir qismi aralash o‘g‘itlar hissasiga to‘g‘ri keladi. Ayrim mamlakatlar (Angliya, AQSH)da umumiy o‘g‘it ishlab chiqarishning 60—70% qismini aralash o‘g‘itlar tashkil qiladi.

Amalda ularni ishlatish ozuqa moddalar nisbatining variantlari nisbatan ko‘p sonda emasligini ko‘rsatadi. Masalan, paxtaga $N:P_2O_5:K_2O$ nisbati: 1:2:0; 1:0,5:0 yoki 1:1:0; donli ekinlarga — 1:2:2; 1:2:1 yoki 1:1:1; qand lavlagiga esa 1:2:1; 1:1,5:1,5 va hokazo bo‘lgan aralashmalar taklif etiladi.

Aralash o‘g‘itlarda asosiy ozuqa elementlari (N + P + K) dan tashqari, mikroelementlar, gerbitsidlar, o‘stiruvchi moddalar va boshqalar bo‘ladi. Aralashmalardagi ortiqcha kislotalilikni neytrallash va fizik xossalarini yaxshilash uchun ularga qisman qo‘shimchalar — suyak yoki fosforit uni, bo‘r, ohaktosh, dolomit va boshqalar kabi to‘ldiruvchilar kiritiladi.

Aralash o‘g‘itlar kukunsimon holatda ham, donador shaklda ham ishlab chiqariladi. Qattiq o‘g‘itlarni aralashtirishda boshlang‘ich komponentlar quruq va sochiluvchan bo‘lishi kerak. Bundan tashqari, iloji boricha, zarrachalarning yirikligi va zichligi bo‘yicha bir-biriga yaqin bo‘lishi lozim. Bu talablarga javob bermaydigan materiallarni bir jinsli o‘g‘itlarga aylantirish qiyin. Turli xil o‘lcham va zichlikdagi donachalardan iborat aralashma segregatsiyaga uchraydi, ya’ni ajralib qoladi va saqlash, tashish, tuproqqa mashinali solishda bir tekisda tushmaydi. Tashqi kuch ta’sirida (masalan, tashishda) — mayda o‘lchamdagi yoki katta zichlikdagi zarrachalar yirik zarrachalar orasidagi bo‘shliqlar orqali kuch yo‘nalishi ta’sirida ajralib qoladi. Demak, har xil o‘lcham va zichlikdagi zarrachalarni

aralashtirilishidan deyarli bir jinsli bo‘lgan aralashma hosil qilib bo‘lmaydi.

Segregatsiya darajasi turli fraksiyalar zarrachalar o‘lchamining nisbatiga, ularning zichliklari nisbatiga va tashqi kuch kattaligiga bog‘liq. O‘lchamlari farqlanadigan donachalarda segregatsiyani yo‘qotishning iloji yo‘q. Shuning uchun nafaqat kukunsimon yoki donadorlangan mahsulotlarning aralashmasidan, balki komponentlarni aralashtirilgandan so‘ng donadorlashni amalga oshirilib ham aralash o‘g‘itlar olinadi.

Hozirgi paytda ayrim korxonalarda o‘g‘itlarni aralashtirish qo‘shimcha kimyoviy qayta ishlash — kislotalar (fosfat, nitrat, sulfat) va materiallarni neytrallovchi (gaz holatdagi ammiak, suyuq ammiakatlar va boshqa reagentlar) kiritish bilan birgalikda olib borish, shuningdek, suv o‘rniga eritmalar va suyuqlanmalar ishlatish orqali amalga oshirilmoqda. Buning natijasida komponentlarni aralashtirishda va donadorlashda kimyoviy reaksiyalar sodir bo‘ladi, mahsulotning donachalari esa mustahkam va bir jinsli bo‘ladi. Kimyoviy reaksiyalar issiqligi hisobiga donachalarning qurishi sodir bo‘ladi. Bunday aralash o‘g‘itlar murakkab o‘g‘itlardan deyarli farqlanmaydi, ba’zan ularni murakkab-aralash o‘g‘itlar deyiladi.

*O‘g‘itlar antagonizmi va sinergizmi.* Aralash kompleks o‘g‘itlar olishda nomaqbul kimyoviy jarayonlarning sodir bo‘lishi (uchuvchan mahsulotlarning hosil bo‘lishi yoki o‘zlashmaydigan shaklga retrogradatsiyalanishi) natijasida ozuqa moddalarning yo‘qotilishini va o‘g‘itlar fizik xossalarining yomonlashishini e’tiborga olish kerak. Bu o‘g‘itlar antagonizmi deb ataladigan hodisaga sabab bo‘ladi.

O‘g‘itlar alohida-alohida bo‘lgan holatdagiga nisbatan ular birgalikda solinganda ularning agrokimyoviy ta’siri yuqori samarali bo‘lishi sinergizm tushunchasi orqali tushuntiriladi. Sinergizm — yunoncha «sinergos» — birgalikda ta’sir etuvchi, ya’ni birgalikda va funksional bir jinsli ta’sir etuvchi ma’nosiga ega. O‘g‘itlar sinergizmini shartli ravishda ularning zararli qo‘shimcha jarayonlar kuzatil-

maydigan yaxshi agrokimyoviy va fizik xossali aralashmalar hosil qilish xususiyati deb ham ataladi.

Masalan, superfosfatni ammiakli selitra bilan aralashtirilganda:

$$NH_4NO_3 + H_3PO_4 = NH_4H_2PO_4 + HNO_3$$

$$2NH_4NO_3 + Ca(H_2PO_4)_2 = 2NH_4H_2PO_4 + Ca(NO_3)_2$$

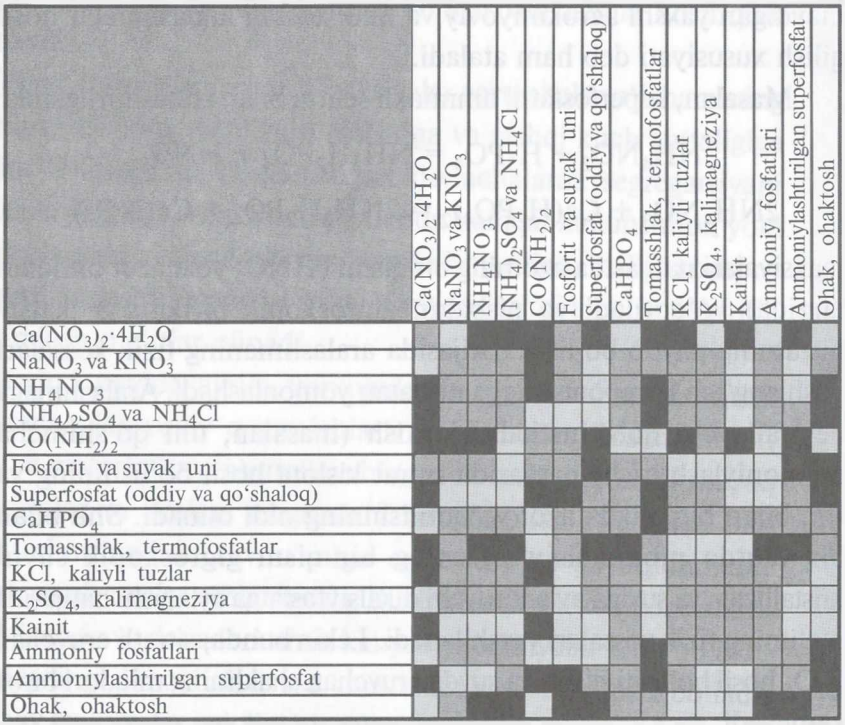
reaksiyalari natijasida azotning bir qismi ($HNO_3$ yoki azot oksidlari tarzida) yo'qotiladi va nisbatan gigroskopik birikma – kalsiy nitratning paydo bo'lishi natijasida aralashmaning fizik xossalari boshlang'ich komponentlarga nisbatan yomonlashadi. Aralashmaga neytrallovchi qo'shimchalar kiritish (masalan, uni qo'shimcha ammoniylashtirish) natijasida nitrat kislota hosil bo'lishining va shu bilan birgalikda azot yo'qotilishining oldi olinadi. Shu bilan bir vaqtda monokalsiyfosfatning bir qism gigroskopik suvni kristallizatsiya suviga aylantiruvchi dikalsiyfosfatga aylanishi natijasida o'g'itning fizik xossalari yaxshilanadi. Lekin bunda, sitratli eruvchan $P_2O_5$ hosil bo'lishi hisobiga suvda eruvchan shaklining miqdori biroz kamayadi.

Ko'pincha o'g'itlarning aralashtirilishidan boshlang'ich komponentlarga nisbatan yaxshi fizik xossalarni namoyon etuvchi aralash o'g'itlar hosil bo'ladi. Masalan, superfosfatning ammoniy sulfat bilan aralashtirilishidan sodir bo'ladigan:

$$(NH_4)_2SO_4 + Ca(H_2PO_4)_2 \cdot H_2O + H_2O = 2NH_4H_2PO_4 + CaSO_4 \cdot 2H_2O$$

reaksiyasi natijasida aralashma quriydi va gips hosil bo'lganligi sababli qotadi. U kam gigroskopiklikka ega, ammo uzoq vaqt saqlangandan so'ng keltirilgan reaksiya tugagach, yopishqoqligini yo'qotish uchun uni maydalashga to'g'ri keladi.

Ammoniy fosfat va kaliy xloridning superfosfat va ammoniy sulfat bilan aralashtirilishidan gigroskopikligi kam va saqlanganda yopishib qolmaydigan yaxshi fizik xossali o'g'itli aralashma olinadi. Ularning ammoniy nitrat yoki karbamid bilan aralashtirilishidan nam havoda saqlanganda sochiluvchanligi yomonlashadigan o'g'it olinadi.




*3.36-rasm.* O'g'itlarni aralashtirish diagrammasi:

Shartli belgilar:

— aralashtirish mumkin;

— o'g'itni solishdan oldin aralashtirish mumkin;

— aralashtirib bo'lmaydi.

U yoki bu o'g'itli tuzlarni aralashtirish imkoniyatlari haqidagi masalani yechish uchun nazariy tushunchalar va tajriba ma'lumotlari asosida tuzilgan turli diagrammalar qo'llaniladi. Lekin o'g'itlar antagonizmi yetarlicha o'rganilmagan va shuning uchun ba'zida turli aralashtirish diagrammalari bir-biriga zid bo'lgan ma'lumotlar beradi. 3.36-rasmda shunday diagrammalardan biri keltirilgan. Bu diagrammadagi gorizontal va vertikal qatorlarda muvofiq ravishda har xil turdagi tuzlar belgilangan. O'g'itlarni aralashtirish mumkinligi gorizontal va vertikal yo'nalishdagi

qatorlarning kesishishidan aniqlanadi: och qora rangli katakchalar aralashtirish mumkinligini, oq rangdagi katakchalar o‘g‘itlarni solishdan oldin aralashtirish lozimligini, to‘q qora rangdagi katakchalar esa aralashtirish mumkin emasligini ko‘rsatadi. O‘g‘itlarni aralashtirish doirasi ularga mikroelementlar qo‘shish orqali yanada kengayishi mumkin, lekin ushbu diargammada buni hisobga olinmagan.

*Aralash o‘g‘itlar ishlab chiqarish.* Aralash o‘g‘itlar kimyoviy korxonalarda va iste’molchiga yaqin hududlardagi maxsus aralashmali stansiyalarda tayyorlanadi. Aralash o‘g‘itlar iste’molchilarning o‘zlari tomonidan ham sodda usullarda tayyorlanadi.

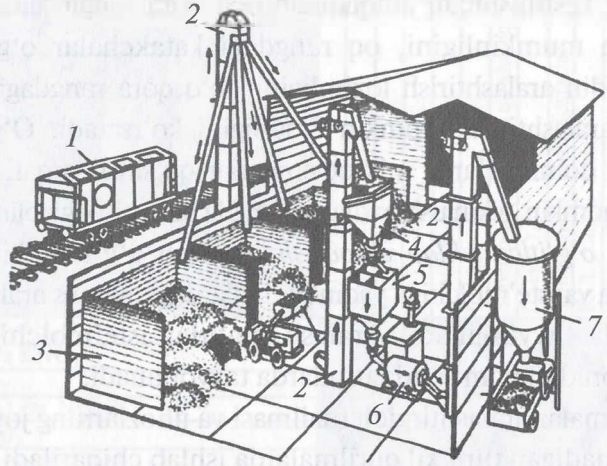
Aralashmalar aralashtirgich tuzilmasi va jihozlarning joylanishi bilan farqlanadigan turli xil qurilmalarda ishlab chiqariladi. Qurilmalar davriy yoki uzluksiz sxemalar bo‘yicha ishlaydi. Davriy ishlaydigan qurilmalarga nisbatan teng quvvatli bo‘lgan uzluksiz aralashtirish prinsipi bo‘yicha ishlaydigan qurilmalar ancha ixcham bo‘lib, ishlatilishi sodda, tayyorlash uchun kam metall sarflanadi. Bundan tashqari, jarayonning uzluksizligi tufayli yetarli darajadagi bir jinsli aralashma hosil bo‘ladi.

Aralashmalar uchun soddalashgan konstruksiyali (statsionar) qo‘zg‘almas va harakatli qurilmalar ishlatiladi (3.37—3.38-rasmlar).

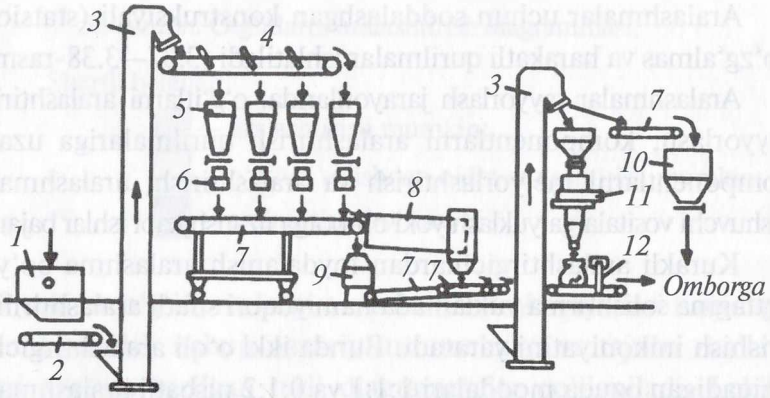
Aralashmalar tayyorlash jarayonlarida: o‘g‘itlarni aralashtirishga tayyorlash; komponentlarni aralashtirish qurilmalariga uzatish; komponentlarni me’yorlashtirish va aralashtirish; aralashmalarni tashuvchi vositalarga yuklash yoki omborga uzatish kabi ishlar bajariladi.

Kurakli aralashtirgichlardan foydalanish aralashma bo‘yicha kattagina solishtirma yuklamada ham yuqori sifatli aralashtirilishga erishish imkoniyatini yaratadi. Bunda ikki o‘qli aralashtirgichdan chiqadigan ozuqa moddalari 1:1:1 va 0:1:2 nisbatli aralashmaning bir jinsli bo‘lmagan qismi 8% dan oshmaydi.

O‘g‘itlar ostki qismi suv o‘tkazmaydigan maxsus omborlarda saqlanadi. Har bir turdagi o‘g‘it omborlarning yog‘och to‘siqlar bilan ajratilgan alohida bo‘lmalarida turadi. Quruq kunlarda ombor xonalari shamollatib turiladi, ob-havo namgarchilik sharoitida eshik va derazalar berkitib qo‘yiladi.




*3.37-rasm.* Aralashtirish qurilmasining umumiy ko‘rinishi (AQSH): *1*—temiryo‘l vagoni; *2*—elevatorlar; *3*—omborlar bo‘lmasi; *4*—alohida o‘g‘itlar taqsimlagich bunkeri; *5*—aralashtiriladigan o‘g‘itlar me’yorlashtirgich bunkeri; *6*—barabanli aralashtirgich; *7*—tayyor aralashma uchun bunker.




*3.38-rasm.* NIUIF Ramen agrokimyo tajriba stansiyasining uzluksiz ishlaydigan qurilmasi (Rossiya): *1*—komponentlar uchun bunkerlar; *2, 7*—transportyor; *3*—elevatorlar; *4*—taqsimlagichli transportyor; *5*—bunkerlar; *6*—me’yorlashtirgich; *8*—barabanli aralashtirgich; *9*—ikki valli kurakli aralashtirgich; *10*—yig‘uvchi bunker; *11*—bo‘laklovchi tarozi; *12*—qop tikuvchi mashina.

## Nazorat savollari

1. Makroelement va mikroelementlar deganda nimani tushunasiz?
2. Mineral o‘g‘itlar qanday turlarga bo‘linadi?
3. Organik va bakterial o‘g‘it deganda nimani tushunasiz?
4. Azotli, fosforli, kaliyli o‘g‘itlar va mikroo‘g‘itlarga qanday tuzlar kiradi?
5. Kompleks o‘g‘itlar deganda nimani tushunasiz?
6. To‘g‘ridan to‘g‘ri ishlatiladigan va bilvosita foydalaniladigan o‘g‘itlar.
7. Gigroskopiklik, o‘g‘itlarning yopishqoqligi, donachalarning mustahkamligi, namlik sig‘imi, to‘kma zichlik deganda nimani tushunasiz?
8. Ammiakli selitra ishlab chiqarishning fizik-kimyoviy asoslari.
9. Termik fosfat kislota olishning fizik-kimyoviy asoslari.
10. Oq (sariq) fosfor olish jarayoni qanday kechadi?
11. Termik fosfat kislota ishlab chiqarish texnologiyasi.
12. Superfosfat olishning fizik-kimyoviy asoslari.
13. Fosforitlar asosidagi superfosfat olishning fizik-kimyoviy asoslari.
14. Superfosfat ishlab chiqarish jarayonlarini bayon qiling.
15. Ekstraksion fosfat kislota olishning digidratli, yarimgidratli va yarimgidrat-digidratli usullari.
16. Fosfat kislota qanday konsentrlanadi?
17. Qo‘shaloq superfosfat olishning fizik-kimyoviy asoslari.
18. Apatit konsentratidan kamerali usulda qo‘shaloq superfosfat ishlab chiqarish jarayoni qanday kechadi?
19. Barabanli donadorlash-quritgich jihozining tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.
20. Fosforitlardan qo‘shaloq superfosfat turidagi o‘g‘it ishlab chiqarishning fizik-kimyoviy asoslari.
21. Pretsipitat ishlab chiqarish jarayonini tushuntiring.
22. Kaliy nitrat, orto- va metafosfatlar ishlab chiqarishning konversiyali usulini bayon qiling.
23. Diammoniyfosfat ishlab chiqarish usulini tushuntiring.
24. Monoammoniyfosfat ishlab chiqarish usulini tushuntiring.
25. Tezkor ammoniylashtiruvchi bug‘latgichning tuzilishi va ishlash prinsipi.
26. Segregatsiya, o‘g‘itlar antagonizmi va sinergizmi deganda nimani tushunasiz?
27. Aralash o‘g‘itlar qanday ishlab chiqariladi?

## *IV BOB.* ALUMINIY SULFAT ISHLAB CHIQARISH

### 1-§. Angren kaolinlariga termik ishlov berish va undan koagulant – aluminiy sulfat olish

Aluminiy sulfat ichimlik va sanoat suvlarini tozalash uchun ishlatiladigan keng ko'lamda tarqalgan koagulant hisoblanadi. U ko'p miqdorda selluloza-qog'oz sanoatida, matolarni bo'yashda, teri oshlashda, yog'ochni konservatsiya qilishda, sun'iy tola sanoatida va boshqa sohalarda ishlatiladi.

Aluminiy oksid miqdori bo'yicha nisbatan boy bo'lgan (38—43% $Al_2O_3$) kaolinlar Yevroosiyoning Yevropa qismida uchraydi va ulardan tozalangan glinozyom hamda tarkibida 13—14% $Al_2O_3$ bo'lgan aluminiy sulfat tuzi olinadi.

Asosiy komponenti bo'yicha boy bo'lgan (38—43% $Al_2O_3$) boksitlarni aluminiy gidroksid olish bosqichi orqali aluminiy sulfatga qayta ishlash usullari yaratilgan. Texnologiya bir necha bosqichdan iborat bo'lib, ularning har biri alohida-alohida ishlab chiqarishni tashkil etadi. Jarayonning ko'p bosqichliligi asosiy mahsulotning ko'p miqdorda yo'qotilishiga, bu esa mahsulot unumi pasayishiga va tannarxining ortishiga olib keladi.

Katta miqdorda asosiy komponent tutgan aluminiyli xomashyolarni (kaolinlar, nefelinlar va alunitlar) kislotali parchalash yo'li bilan glinozyomga qayta ishlash usullari ham ma'lumdir. Bunda kaolin xomashyosi 500—800°C haroratda kuydiriladi, unga 31, 50—55 va 63—65% li sulfat yoki nitrat kislota eritmalari bilan 90—105°C haroratda 6—8 soat ishlov beriladi. Mahsulotda ortiqcha sulfat kislota bo'lishini kamaytirish uchun sulfat kislotaning stexiometrik me'yorini 100% dan kam (90—95% atrofida) olinadi. Bu esa mahsulot unumi pasayishiga olib keladi.

Xomashyo kuydirilganda sulfat kislotada oson parchalanadigan yuqori faollikka ega bo'lgan metakaolinit hosil bo'ladi:

$$Al_2SI_2O_5(OH)_4 \xrightarrow{450-500°C} Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 + 2H_2O \quad (4.1)$$

Kuydirilgan kaolin sulfat kislotasi eritmasi bilan parchalanadi va suvda eritiladi:

$$Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 + 3H_2SO_4 = Al_2(SO_4)_3 + 2SiO_2 + 3H_2O \quad (4.2)$$

Suspenziyaning suyuq va qattiq fazalari ajratiladi. Suvli eritmani bug'latgandan va quritgandan so'ng aluminiy sulfat kristallogidrati — $Al_2(SO_4)_3 \cdot nH_2O$ hosil bo'ladi (n=12÷24, o'rtacha 18).

Xomashyoni kuydirish harorati 850°C va undan yuqori darajaga ko'tarilganda metakaolinitning sulfat kislotada qiyin eriydigan $\gamma$-$Al_2O_3$ va $Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ (mullit) ga aylanishi sodir bo'ladi.

Kuydirilgan kaolinni sulfat kislota eritmalari (20—78% $H_2SO_4$) bilan 60—110°C haroratda (shuningdek, 20% li sulfat kislota bilan 300—700°C haroratda, S:Q = 2—2,5) parchalash jarayoni taklif etilgan, jarayonning salbiy xususiyati unda gaz fazasiga sulfit angidrid gazining ajralishi hisoblanadi.

Kislotali usullarning kamchiligi ularning barchasida cho'kmani (shlamni) ajratish va yuvish qiyinligi, asosiy modda unumining kamligi va energiya sarfining kamligidir.

Angren shahri atrofida zaxirasi 0,45 mlrd. tonnadan ko'p bo'lgan birlamchi va ikkilamchi kaolinlar mavjud bo'lib, ularning tarkibida 19÷25% $Al_2O_3$, 1,5÷4,5% $Fe_2O_3$, 67% gacha $SiO_2$ va boshqalar bo'ladi. Kaolinlar tarkibida karbonatlar, pirit, glaukonit, alunit, levegit, gips va boshqa qo'shimchalar ham uchrab turadi.

Kaolin gilidan koagulant — aluminiy sulfat tuzi olishning optimal parametrlari o'rganilgan. Mazkur tadqiqot ishida Angren kaolinlaridan koagulant — aluminiy sulfat tuzi olish texnologiyasini sanoat ishlab chiqarish sharoitida o'zlashtirish maqsadida kaolin gillariga sanoat elektropechida termik ishlov berish jarayoni, shuningdek, kuydirilgan kaolin gilidan optimal (maqbul) texnologik parametrlar sharoitida aluminiy sulfat tuzi olish o'rganilgan. Bunda

tarkibida (og'irlik % hisobida) $Al_2O_3$=22,41, $Fe_2O_3$=2,24, $SiO_2$=63,83, $TiO_2$=0,34, $H_2O$=8,20 va boshqalar = 2,98 bo'lgan Angren kaolini ishlatilgan.

Texnologik jarayonning mohiyati kaolin gillarini dastlabki termik qayta ishlash, uni sulfat kislotasi eritmasida parchalash, hosil qilingan suspenziyaning suyuq va qattiq fazalarini ajratish, ayniqsa, xalaqit beradigan qo'shimchalardan tozalash, eritmani bug'latish va aluminiy sulfatni kristallantirishdan iboratdir.

1 tonna kaolin gili 300÷750°C haroratda 1÷3 soat kuydiriladi, undan o'rtacha namuna olinadi. Kuydirilgan kaolin gili sulfat kislotaning 60% li eritmasi bilan xomashyodagi $Al_2O_3$ ga nisbatan 100% stexiometrik me'yorda 1 soat davomida 80÷100°C haroratda parchalanadi, so'ngra hosil qilingan massa kaolin:suv = 1,5÷1,7 nisbatdagi suv bilan suyultiriladi, suspenziyaning suyuq va qattiq fazalari vakuum (—0,85 Kgf/sm²) sharoitida filtrlanadi. Qattiq faza boshlang'ich kaolin:suv = 0,8÷0,9 miqdoridagi suv bilan yuviladi. Eritma-filtrat qaynash haroratida bug'latiladi. Hosil qilingan aluminiy sulfat kristallogidratining suyuqlanmasi kristallantiriladi. Olingan natijalar 4.1-jadvalda keltirilgan.

Kaolinni 300÷500°C harorat intervalida kuydirilganda uning massasi 8,2% ga kamayadi va kaolin tarkibidagi namlik yo'qoladi. Kuydirish harorati 500°C dan boshlab kaolinning degidroksilatsiya jarayoni boshlanadi, 1 soatda 0,3% massa yo'qotiladi va undan olingan aluminiy sulfat unumi 15,5% ni tashkil etadi.

Kuydirishning 400÷550°C harorat intervalida boshlang'ich xomashyo massasi 8,2÷10,2% kamayadi, hosil qilingan kaolinga sulfat kislotali ishlov berish orqali undagi $Al_2O_3$ ning unumi 15,5 dan 52,1% ortadi, lekin mahsulot tarkibida erkin sulfat kislota ko'pligi sababli eritmani bug'latish yo'li bilan kristall mahsulot olishga erishib bo'lmaydi. Bunday jarayonni boshlang'ich xomashyo 850°C va undan yuqori haroratda kuydirilganda ham kuzatish mumkin, chunki bunda metakaolinitning kislotada qiyin eriydigan $\gamma$-$Al_2O_3$ va mullitga aylanishi sodir bo'ladi.



*4.1-jadval*

**Kaolin kuydirish haroratining mahsulot unumiga ta'siri**

| № | Kaolinni kuydirish harorati, °C | Kaolinni kuydirish vaqti, daqiqa | Massa yo'qotilishi, % | Olingan mahsulotning kimyoviy tarkibi, % | | | | $Al_2O_3$ bo'yicha mahsulot unumi, % | Mahsulotning agregat holati |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | $Al_2O_3$ | $Fe_2O_3$ | $SO_3$ | $H_2O$ | | |
| 1. | 300 | 60 | 8,2 | — | — | — | — | — | — |
| 2. | 400 | 60 | 8,2 | 0,73 | 2,75 | 63,98 | | 2,6 | suyuq |
| 3. | 500 | 60 | 8,5 | 4,03 | 1,81 | 59,74 | | 15,5 | suyuq |
| 4. | 550 | 60 | 9,4 | 9,61 | 1,26 | 47,71 | | 46,2 | suyuq |
| 5. | 550 | 120 | 9,9 | 10,15 | 1,19 | 46,30 | | 50,4 | suyuq |
| 6. | 550 | 180 | 10,2 | 10,38 | 1,16 | 45,85 | | 52,1 | suyuq |
| 7. | 600 | 60 | 11,3 | 13,32 | 0,89 | 39,35 | 44,92 | 78,9 | kristall |
| 8. | 650 | 60 | 14,4 | 15,61 | 0,80 | 38,01 | 45,10 | 91,7 | kristall |
| 9. | 650 | 120 | 14,8 | 16,93 | 0,85 | 41,17 | 40,62 | 92,2 | kristall |
| 10. | 650 | 180 | 14,9 | 16,06 | 0,79 | 39,03 | 43,67 | 92,6 | kristall |
| 11. | 700 | 60 | 15,3 | 16,75 | 0,77 | 40,60 | 41,51 | 94,8 | kristall |
| 12. | 750 | 60 | 15,4 | 16,64 | 0,70 | 40,23 | 42,04 | 95,1 | kristall |
| 13. | 800 | 60 | 15,4 | 15,92 | 0,63 | 38,42 | 44,70 | 95,2 | kristall |
| 14. | 850 | 60 | 15,4 | 10,54 | 0,74 | 46,14 | | 51,8 | suyuq |

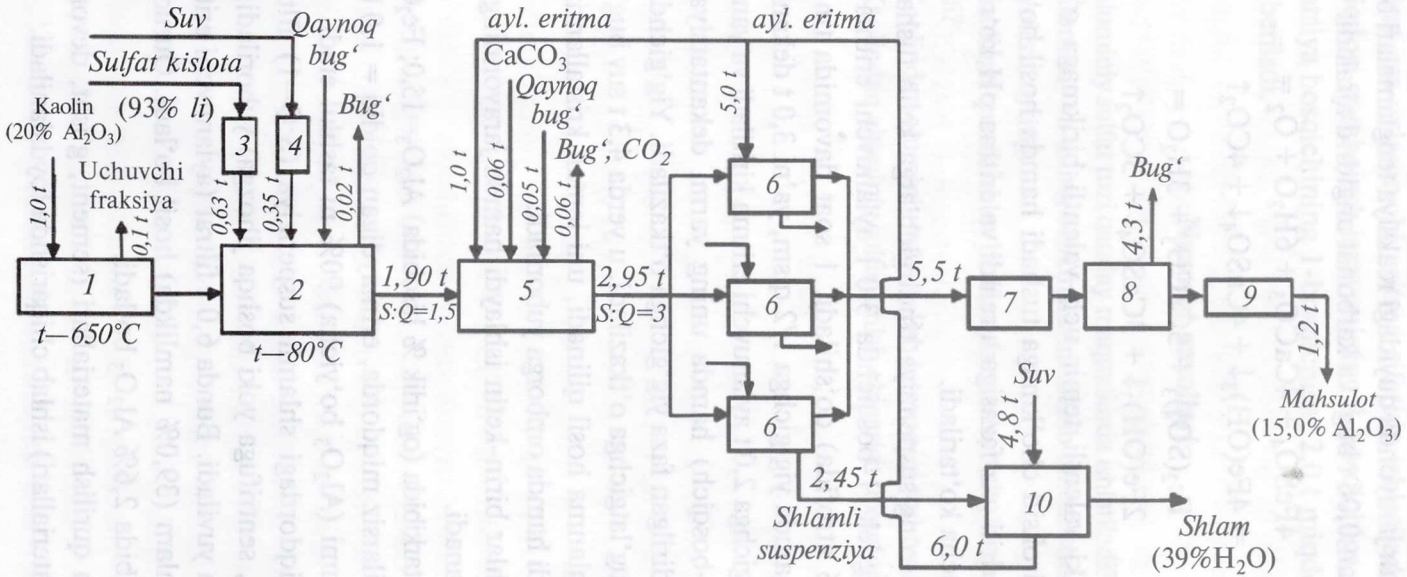
Boshlang'ich xomashyo 600÷800°C harorat intervalida kuydirilganda uning massasi 11,3—15,4% kamayadi, ya'ni degidroksilatsiya jarayonida mos holda 3,1—7,7% suv bug'i hosil bo'ladi. Kuydirilgan kaolinlardan $Al_2O_3$ bo'yicha 78,9—95,2% unum bilan kristall holatdagi mahsulot olinadi. Kristall mahsulot tarkibida (og'irlik % hisobida) $Al_2O_3$ = 13,32÷16,93, $Fe_2O_3$ = 0,63÷0,89, $SO_3$ = 38,01÷41,17, $H_2O$ = 40,62÷45,10 va boshqalar bo'ladi.

Shunday qilib, Angren birlamchi kaolinlariga termik ishlov berish jarayonini o'rganish natijasida kuydirishning optimal harorati 650—700°C bo'lishi va bunda maksimal miqdorda mahsulot (92—95%) olish mumkinligi aniqlangan.

## 2-§. Angren kaolinlaridan koagulant – aluminiy sulfat ishlab chiqarish texnologiyasi

Angren kaolin gilini sulfat kislotali qayta ishlash orqali koagulant – aluminiy sulfat ishlab chiqarishning prinsipial texnologik sxemasi va jarayonning moddiy balansi 4.1-rasmda tasvirlangan.

Kuydirish pechiga tarkibida ~20% $Al_2O_3$ va boshqalar bo'lgan 1 t miqdordagi maydalangan Angren kaolini kelib tushadi. Uni 1 soat davomida 650°C haroratda kuydiriladi. 0,1 t uchuvchi fraksiya gaz fazasiga chiqadi, kuydirilgan 0,9 t massa reaktorga uzatiladi, u yerga (kuydirilgan kaolin kelib tushguncha) 0,35 t suv va 0,63 t 93% li sulfat kislota kelib tushadi. Reaktordagi massa haroratini 80°C da ushlab turish uchun uni aralashtirib turgan holda 110°C haroratdagi 0,3 t miqdorida qaynoq bug' beriladi. Parchalanish jarayoni davomiyligi 1 soatni tashkil etadi. So'ngra reaksiya aralashmasi (S:Q = 1,5) ikkinchi reaktor – aralashtirgichga kelib tushadi, u yerda 1 t suv bilan S:Q = 3 gacha suyultiriladi hamda 110°C harorat va 0,05 t miqdordagi qaynoq bug' bilan qizdiriladi. Jarayon harorati 80°C da ushlab turiladi. Ortiqcha sulfat kislotani neytrallash va temirni (gidroksid tarzida) cho'ktirish uchun 0,06 t (jarayonga beriladigan $H_2SO_4$ umumiy miqdorining 10% ni bog'lash uchun) $CaCO_3$ kiritiladi va havo bilan barbotajlanadi. Bunda gaz




*4.1-rasm.* Angren kaolinini kaogulant — aluminiy sulfatga qayta ishlashning prinsipial texnologik sxemasi: *1*—pech; *2*—reaktor; *3*—sulfat ta’minlagich; *4*—suv ta’minlagich; *5*—neytrallagich; *6*—tindirgich; *7*—tindirilgan eritma yig‘gichlar; *8*—bug‘latgich jihozi; *9*—kristallantirgich; *10*—filtrlash qurilmasi.

fazasiga mazkur jarayonda quyidagi reaksiya tenglamalari bo'yicha hosil bo'ladigan 0,06 t bug' va karbonat angidrid ajraladi:

$$4FeSO_4 + 4CaCO_3 + 6H_2O + O_2 = \\ = 4Fe(OH)_3\downarrow + 4CaSO_4\downarrow + 4CO_2\uparrow \quad (4.3)$$

$$Fe_2(SO_4)_3 + 3CaCO_3 + 3H_2O = \\ 2Fe(OH)_3\downarrow + 3CaSO_4\downarrow + 3CO_2\uparrow \quad (4.4)$$

Bunda ikki valentli temir uch valentli birikmaga o'tadi va temir(III)-gidroksid cho'kmaga tushadi hamda hosil bo'ladigan karbonat angidrid gaz fazasiga ajraladi va eritma pH ko'rsatkichi 1,0 dan 2,5 gacha ko'tariladi.

Shundan so'ng suspenziya tindirgichlarga kelib tushadi va u yerga, shuningdek, 1-bosqichda 3,0 t aylanuvchi eritma ($Al_2O_3$ miqdori 0,4% atrofida) qo'shiladi, 1 soat davomida tindiriladi (1-bosqich) hamda yig'gichga 1/2 qism, ya'ni 3,0 t dekantatsiyalanadi. Tindirgichga 2,0 t aylanuvchi eritma kiritiladi va yana 1 soat tindiriladi (2-bosqich) hamda uning yarmi dekantatsiyalanadi, ya'ni 2,0 t tindirilgan faza yig'gichga o'tkaziladi. Yig'gichdan 5,5 t suvli eritma bug'latgichga o'tkaziladi, u yerda 4,3 t suv bug'latiladi va 1,2 t suyuqlanma hosil qilinadi, uni lentali kristallantirgichda kristallantiriladi hamda omborga yuboriladi.

Tindirgichlar birin-ketin ishlaydi hamda jarayonning uzluksizligi ta'minlanadi.

Mahsulot tarkibida (og'irlik % hisobida) $Al_2O_3$=15,0; $Fe_2O_3$=0.3; $H_2SO_4$ — sezilarsiz miqdorda, erimaydigan qoldiq = 1,0 bo'ladi. Mahsulot unumi ($Al_2O_3$ bo'yicha) 90% ni tashkil etadi.

2,45 t miqdordagi shlamli suspenziya (S:Q=1) filtrlashga (vakuum-filtr, sentrifuga yoki boshqa jihozga) yuboriladi, shlam 4,8 t suv bilan yuviladi. Bunda 6,0 t filtrat (aylanuvchi eritma) va 1,25 t nam shlam (39,0% namlikda) hosil bo'ladi. Quruq shlam (0,765 t) tarkibida 2,6% $Al_2O_3$ bo'ladi.

Shlamdan qurilish materiallari (sement, g'isht, devorbop va tomyopma materiallari) ishlab chiqarishda foydalaniladi.

Filtrat esa aylanuvchi eritma sifatida ishlatiladi, ya'ni uning 1,0 t miqdori parchalash jarayonining 2-bosqichiga, 3,0 t miqdori dekantatsiya bosqichining 1-bosqichiga, 2,0 t miqdori esa 2-bosqichiga beriladi.

## Nazorat savollari

1. Aluminiy sulfat tuzi qanday maqsadlarda ishlatiladi?
2. Aluminiy va uning birikmalarini ishlab chiqarishda ishlatiladigan xomashyolarni ayting.
3. Kaolinga termik ishlov berilganda qanday fizik-kimyoviy o'zgarishlar kuzatiladi?
4. Kaolindan aluminiy sulfat olish jarayonini tushuntiring.
5. Kaolindan aluminiy sulfat ishlab chiqarish texnologiyasini tushuntiring.

fazasiga mazkur jarayonda quyidagi reaksiya tenglamalari bo'yicha hosil bo'ladigan 0,06 t bug' va karbonat angidrid ajraladi:

$$4FeSO_4 + 4CaCO_3 + 6H_2O + O_2 = \\ = 4Fe(OH)_3\downarrow + 4CaSO_4\downarrow + 4CO_2\uparrow \quad (4.3)$$

$$Fe_2(SO_4)_3 + 3CaCO_3 + 3H_2O = \\ 2Fe(OH)_3\downarrow + 3CaSO_4\downarrow + 3CO_2\uparrow \quad (4.4)$$

Bunda ikki valentli temir uch valentli birikmaga o'tadi va temir(III)-gidroksid cho'kmaga tushadi hamda hosil bo'ladigan karbonat angidrid gaz fazasiga ajraladi va eritma pH ko'rsatkichi 1,0 dan 2,5 gacha ko'tariladi.

Shundan so'ng suspenziya tindirgichlarga kelib tushadi va u yerga, shuningdek, 1-bosqichda 3,0 t aylanuvchi eritma ($Al_2O_3$ miqdori 0,4% atrofida) qo'shiladi, 1 soat davomida tindiriladi (1-bosqich) hamda yig'gichga 1/2 qism, ya'ni 3,0 t dekantatsiyalanadi. Tindirgichga 2,0 t aylanuvchi eritma kiritiladi va yana 1 soat tindiriladi (2-bosqich) hamda uning yarmi dekantatsiyalanadi, ya'ni 2,0 t tindirilgan faza yig'gichga o'tkaziladi. Yig'gichdan 5,5 t suvli eritma bug'latgichga o'tkaziladi, u yerda 4,3 t suv bug'latiladi va 1,2 t suyuqlanma hosil qilinadi, uni lentali kristallantirgichda kristallantiriladi hamda omborga yuboriladi.

Tindirgichlar birin-ketin ishlaydi hamda jarayonning uzluksizligi ta'minlanadi.

Mahsulot tarkibida (og'irlik % hisobida) $Al_2O_3$=15,0; $Fe_2O_3$=0.3; $H_2SO_4$ — sezilarsiz miqdorda, erimaydigan qoldiq = 1,0 bo'ladi. Mahsulot unumi ($Al_2O_3$ bo'yicha) 90% ni tashkil etadi.

2,45 t miqdordagi shlamli suspenziya (S:Q=1) filtrlashga (vakuum-filtr, sentrifuga yoki boshqa jihozga) yuboriladi, shlam 4,8 t suv bilan yuviladi. Bunda 6,0 t filtrat (aylanuvchi eritma) va 1,25 t nam shlam (39,0% namlikda) hosil bo'ladi. Quruq shlam (0,765 t) tarkibida 2,6% $Al_2O_3$ bo'ladi.

Shlamdan qurilish materiallari (sement, g'isht, devorbop va tomyopma materiallari) ishlab chiqarishda foydalaniladi.

Filtrat esa aylanuvchi eritma sifatida ishlatiladi, ya'ni uning 1,0 t miqdori parchalash jarayonining 2-bosqichiga, 3,0 t miqdori dekantatsiya bosqichining 1-bosqichiga, 2,0 t miqdori esa 2-bosqichiga beriladi.

## Nazorat savollari

1. Aluminiy sulfat tuzi qanday maqsadlarda ishlatiladi?
2. Aluminiy va uning birikmalarini ishlab chiqarishda ishlatiladigan xomashyolarni ayting.
3. Kaolinga termik ishlov berilganda qanday fizik-kimyoviy o'zgarishlar kuzatiladi?
4. Kaolindan aluminiy sulfat olish jarayonini tushuntiring.
5. Kaolindan aluminiy sulfat ishlab chiqarish texnologiyasini tushuntiring.

## *V BOB.* SODA MAHSULOTLARI VA XLORID KISLOTA ISHLAB CHIQARISH

### 1-§. Kalsinirlangan soda ishlab chiqarish

Sanoatda «soda» nomi bilan turli xildagi kimyoviy moddalar: kalsinirlangan soda yoki natriy karbonat — $Na_2CO_3$ (to'kma zichligi 0,5 t/m³); shuningdek og'ir soda deb ataladigan $Na_2CO_3$ (to'kma zichligi 0,9—1,2 t/m³); natriy gidrokarbonat — $NaHCO_3$; kristall soda — $Na_2CO_3 \cdot 10H_2O$; kaustik soda yoki o'yuvchi natriy — NaOH ishlab chiqariladi.

Kalsinirlangan sodadan o'yuvchi natriy, natriy bikarbonat kabilar ishlab chiqarishda xomashyo sifatida foydalaniladi. Kalsinirlangan soda A va B markalarda ishlab chiqariladi: oily navda 99,4%, birinchi navda 99,0%, ikkinchi navda esa 98,5—99% $Na_2CO_3$ bo'ladi.

Barcha turdagi shisha ishlab chiqarishda, shu jumladan billur, optik va tibbiyot oynasi, shisha bloklari, eriydigan natriy silikat, sopol plitka, qora va rangli metallurgiyada (qo'rg'oshin, rux, volfram, stronsiy, xrom ishlab chiqarishda), cho'yanni oltingugurtsizlantirish va fosforsizlantirishda, chiqindi gazlarini tozalashda, chiqindi eritmalarni neytrallashda ishlatiladi.

Elektrovakuum shisha ishlab chiqarishda donadorlik tarkibiga qat'iy amal qilingan oliy A navli kalsinirlangan soda ishlatiladi.

B markali kalsinirlangan soda kimyo sanoatida sintetik yuvuvchi vositalar va moy kislotalari ishlab chiqarishda, eritmalarni tozalashda, fosforli, xromli, bariyli natriyli tuzlar ishlab chiqarishda karbonatli xomashyo sifatida, glitserin, allil spirt, selluloza-qog'oz ishlab chiqarishda, lok-bo'yoq va neft sanoatlarida ishlatiladi.

Natriy bikarbonat oziq-ovqat, qandolatchilik va kimyo-farmatsevtika sanoatlarida, tibbiyotda, o't o'chirish moslamalarida, sun'iy mineral suvlar ishlab chiqarishda ishlatiladi.

Kristall soda turmushda keng qo'llanilsa, og'ir soda metallurgiya, shisha va boshqa sanoat tarmoqlarida keng qo'llaniladi.

Kalsinirlangan soda oq kukun kristall modda bo'lib, zichligi 2,53 g/sm$^3$, 854°C da suyuqlanadi. Soda havodagi karbonat angidrid va suv bug'ini biriktirib olib qisman natriy gidrokarbonatga aylanadi. Natriy karbonat suv bilan bir qator birikmalar ($Na_2CO_3 \cdot 10H_2O$, $Na_2CO_3 \cdot 7H_2O$, $Na_2CO_3 \cdot H_2O$) hosil qiladi. Soda suvda yaxshi eriydi, uning eruvchanligi harorat oshishi bilan ortadi (0 va 100°C haroratda 100 g suvda tegishlicha 6,8 va 44 g eriydi). Soda suvdagi eritmasida kuchli ishqoriy xossani namoyon etadi.

Natriy karbonat ayrim tabiiy suvlar tarkibida bo'ladi, masalan tronlar deb ataluvchi $Na_2CO_3 \cdot NaHCO_3 \cdot 2H_2O$ tarkibiga kiradi, shuningdek, qattiq cho'kindi $Na_2CO_3 \cdot 10H_2O$ (natron) tarzida uchraydi.

**Kalsinirlangan soda olishning sintetik usullari.** Sanoat miqyosida soda olish usuli fransuz vrachi va kimyogari Leblan tomonidan 1791-yilda taklif etilgan. Bu usul bo'yicha qattiq osh tuzi va sulfat kislotadan olingan natriy sulfat, ohaktosh va ko'mirni aylanuvchi pechlarda 950—1000°C haroratda suyuqlantirish orqali sodali suyuqlanma hosil qilish bilan soda ishlab chiqarilgan:

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

Sodali suyuqlanma sovitilgandan so'ng maydalanadi va suvda eritiladi. Soda eritmasi erimaydigan cho'kma (kalsiy sulfid) dan ajratiladi, tarkibidagi o'yuvchi natriyni sodaga o'tkazish uchun karbonat angidrid bilan ishlanadi va bug'latiladi. Qattiq qizdirish va maydalashdan so'ng tayyor mahsulotga aylanadi. Leblan usuli bo'yicha olingan kalsinirlangan soda qimmat bo'lishi bilan bir qatorda sifati past va jarayonlarda ishlatiladigan jihozlar hajmdor bo'ladi.

Sodaga bo'lgan talab o'sib borganligi sababli uni tejamkor usullarda ishlab chiqarish yo'llari izlanadi. 1830-yil Angliyada ammiakli usul taklif etiladi. Ammiakli usul bilan soda olish jarayonining jihozlanishini 1861-yilda belgiyalik kimyogar-muhandis Ernest Solve taklif etdi. Shu usuldagi birinchi zavod 1863-yilda Belgiyada,

so'ngra boshqa mamlakatlarda quriladi. Solve usulida zavodlarning qurilishi soda ishlab chiqarish sanoatining tez sur'atda rivojlanishiga olib keladi.

Ammiakli usulda soda olish jarayonini quyidagi umumiy tenglamalar orqali ifodalanishi mumkin:

$$NaCl + NH_3 + CO_2 + H_2O \rightleftarrows NaHCO_3 + NH_4Cl + Q \quad (5.1)$$

$$2NaHCO_3 \rightleftarrows Na_2CO_3 + H_2O + CO_2 - Q \quad (5.2)$$

$$2NH_4Cl + Ca(OH)_2 = CaCl_2 + 2H_2O + 2NH_3 + Q \quad (5.3)$$

$$CaCO_3 = CaO + CO_2 - Q \quad (5.4)$$

$$CaO + H_2O = Ca(OH)_2 + Q \quad (5.5)$$

(5.1)–(5.2) reaksiyalardan ko'rinadiki, soda ishlab chiqarishning alohida bosqichlari bir-biriga uzviy bog'liqdir.

Karbonat angidrid (5.4) reaksiya bo'yicha hosil bo'ladi, shuningdek, natriy bikarbonatning (5.2) reaksiya bo'yicha parchalanishida (kalsinatsiya jarayonida) ajralib chiqadi. Nazariy jihatdan olganda ammiak (5.1) reaksiyada sarflanmaydi, chunki uni (5.3) reaksiya bo'yicha regeneratsiyalanadi. Buning uchun sarflanadigan ohakli suv (5.5) reaksiya bo'yicha ohakdan, ohak esa (5.4) reaksiya bo'yicha ohaktoshdan olinadi.

Soda ishlab chiqarishning yagona chiqindisi kalsiy xlorid hisoblanadi.

Kalsinirlangan soda olish uchun osh tuzi, ohaktosh (yoki bo'r) va ammiak xomashyo sifatida ishlatiladi. Ammiak ishlab chiqarish siklida uning yo'qotilishi hisobigagina ishlatiladi.

Osh tuzi 305—310 g/l konsentratsiyali eritma (namakob) tarzida ishlatiladi. Soda ishlab chiqarishda sun'iy va tabiiy namakoblar ishlatiladi.

*Ohaktosh*. Soda ishlab chiqarishda ishlatiladigan ohaktosh tarkibida $CaCO_3$ 92—94%; $Fe_2O_3+Al_2O_3$ 0,2—0,6%; $SiO_2$ 3% dan ko'p emas; MgO 1,5—2,5%; $CaSO_4$ 1%; $H_2O$ 0,5% bo'lishi kerak.

*Ammiak.* (5.1) va (5.3) reaksiyalardan ko'rinadiki, ishlab chiqarishdagi aylanma harakatda ammiak nazariy jihatdan sarf bo'lmaydi. Ammo amalda u oz miqdorda yo'qotiladi. Ammiak yo'qotilishini to'ldirib turish uchun tizimga ammiakli suv kiritiladi.

Yoqilg'i (5.4) reaksiya bo'yicha ohaktoshni kuydirish, (5.2) reaksiya bo'yicha natriy gidrokarbonatni kalsinatsiyalash uchun ishlatiladi. Birinchi holatda kam kulli koks va antratsit, ikkinchi holatda esa turli xil yoqilg'ilar: toshko'mir, mazut, tabiiy gaz va boshqalar ishlatiladi.

Qo'ng'irot soda zavodida toshko'mirni kuydirish jarayonida ham tabiiy gaz yoqilg'isidan foydalaniladi. Hosil bo'lgan karbonat angidridli pech gazi changdan tozalanadi.

*Nefelin* — $n(Na,K)_2O \cdot Al_2O_3 \cdot mSiO_2$ soda olish uchun manba hisoblanadi. Nefelindan aluminiy oksid (glinozyom) olishda tarkibida 10% $Na_2CO_3$ va 3—4% $K_2CO_3$ bo'lgan chiqindi hosil bo'ladi. Chiqindili suyuqlikni turli xil haroratda bug'latish orqali soda va potash alohida-alohida ajratib olinadi.

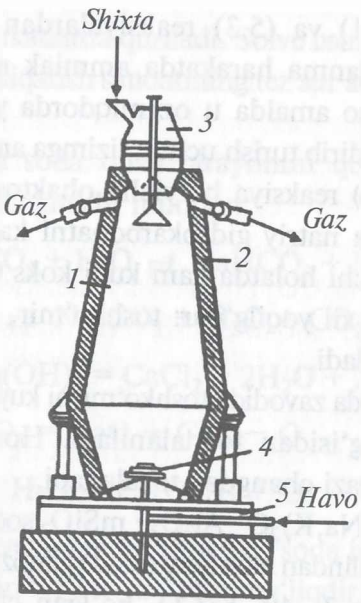
Nefelinni kompleks qayta ishlash ($Al_2O_3$, sement, $Na_2CO_3$, $K_2CO_3$ larni bir vaqtda olish) soda olish xarajatlarining ammiakli usulga nisbatan kam bo'lishiga olib keladi.

**Ammiakli usulda kalsinirlangan soda olish.** *Kalsiy oksid (ohak) va karbonat angidrid olish.* Ohaktoshni kuydirish 1100—1250°C haroratda amalga oshiriladi va bunda quyidagi reaksiya sodir bo'ladi:

$$CaCO_3 = CaO + CO_2 - Q \ (Q=177{,}9 \text{ kJ})$$

Bu reaksiya endotermik bo'lib, uni amalga oshirish uchun issiqlik kiritish kerak bo'ladi. Bu issiqlikni yoqilg'ining yonishi natijasida hosil qilinadi. Ohaktoshni kuydirish pechlarda amalga oshiriladi (5.1-rasm). Kuydirish pechi aylana ko'ndalang kesimli shaxta (1) dan (balandligi 8—20 m, diametri 4 m) iborat bo'lib, ichki qismi issiqlikka bardoshli material bilan qoplangan bo'ladi.

50—1200 mm o'lchamli ohaktosh bo'lakchalari va koksdan (30—80 mm o'lchamli bo'lakcha) iborat shixta (aralashma) pechga yuklash qurilmasi (3) orqali tushadi; pechning pastki qismidagi




*5.1-rasm.* Ohaktoshni kuydirish shaxtali pechi:
*1*—shaxta; *2*—shaxta korpusi; *3*—yuklash qurilmasi; *4*—tirqish; *5*—taglik.

maxsus tirqish (4) orqali havo kiritiladi. Koksning yonishi natijasida hosil bo'ladigan issiqlik hisobiga pechda ohaktoshning parchalanishi uchun kerak bo'ladigan harorat ta'minlanadi. Ohak pechdan uning quyi qismidagi 2—3 ayl./soat tezlikda aylanuvchi taglik (5) dan chiqariladi va ohak suti — $Ca(OH)_2$ olish uchun yuboriladi.

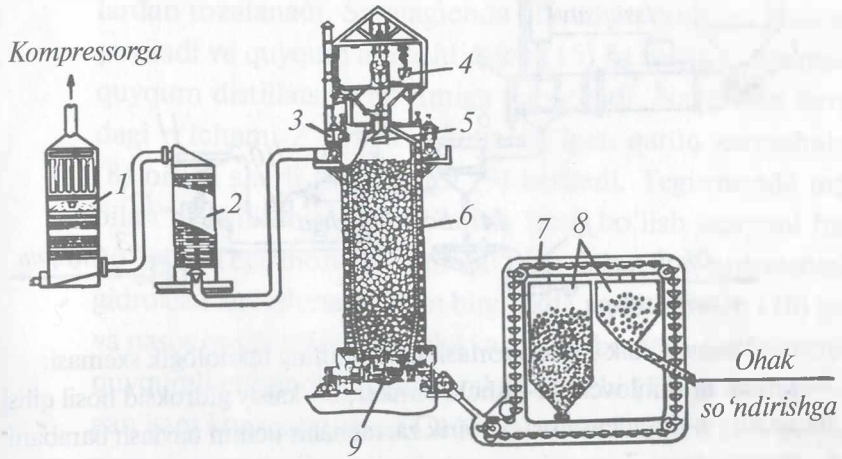
Shaxtali pech unumdorligi 140—160 kg/t koks sarflanganda sutkasiga 25—125 t CaO ni tashkil etadi.

Soda ishlab chiqarishda karbonat xomashyosi kuydiriladigan pechdan $CO_2$ ning konsentratsiyasi iloji boricha yuqori bo'lgan gaz chiqishini ta'minlash lozim. Shu sababli pechdan chiqayotgan gaz va CaO bilan issiqlik minimal ravishda yo'qolishi kerak. Bu talabga shaxtali pech yuqori darajada javob beradi. Vertikal shaxtaning yuqori qismidan karbonat xomashyosi va yoqilg'i (koks), pastki qismidan esa havo beriladi. Issiq gazlar pechning yuqori qismiga chiqib sovuq shaxtani qizdiradi, pastga tushgan yuqori haroratdagi kalsiy oksid kirib kelayotgan havoni qizdiradi.



Ohaktoshni kuydirish jarayonining texnologik sxemasi 5.2-rasmda keltirilgan. Karbonat xomashyosi pechlarga havoli kanat yo'l bilan vagonchalarda (4) beriladi. Pechga berishdan oldin har bir vagonchaga dozator orqali yoqilg'i beriladi. Tayyorlangan shixta maxsus yuklash mexanizmi (5) yordamida pechga (6) oshiriladi. Hosil bo'lgan kalsiy oksid mexanizm (9) orqali pechdan chiqariladi va transportyorlar (7) yordamida bunkerlarga (8) beriladi. Pechda hosil bo'lgan gaz umumiy kollektorga (3) keladi. Sovitish va tozalanishi uchun gaz kollektordan yuvgichga (2) va undan keyin elektrofiltrlarning skrubberli qismiga beriladi. Elektrofiltrning skrubber qismi yog'ochli namuna bilan to'ldirilgan bo'ladi. Yuvgichda gaz sovitiladi va yirik zarrachalardan tozalanadi. Bundan tashqari, bu yerda suv bug'lari ham kondensatsiyalanadi. Elektrofiltrning skrubber qismida gaz mayda zarrachalar (tuman)dan tozalanadi. Sovitilgan va tozalangan gaz kompressorlar orqali karbonizatsiya bo'limiga yuboriladi.

*Ohak suti tayyorlash texnologiyasi.* Ohakni so'ndirish gorizontal holatda joylashgan (3—4 ayl./daq. tezlikda aylanuvchi) silindr

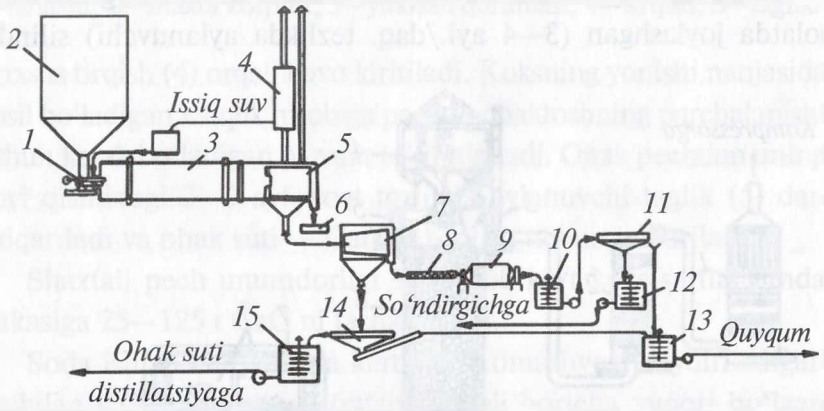



*5.2-rasm.* Ohaktoshni kuydirish jarayonining texnologik sxemasi:
*1*—elektrofiltr; *2*—gaz yuvgich; *3*—umumiy kollektor; *4*—vagoncha; *5*—yuklovchi mexanizm; *6*—pech; *7*—kovshli transportyor; *8*—bunker; *9*—to'kuvchi mexanizm.

shaklidagi po'lat barabanlarda (diametri 2,5 m, uzunligi 15 m) amalga oshiriladi. Jihozning bir tomonidan va bir vaqtda beriluvchi ohakning suv bilan ta'sirlashishidan suvda kam eriydigan kalsiy gidroksid (ohak suti) hosil qilinadi. Shundan kelib chiqqan holda tarkibida 280—290 g/l mayda dispers $Ca(OH)_2$ bo'lgan ohak suti olish uchun so'ndirish 95—96°C haroratda issiq suv (50—60°C) bilan amalga oshiriladi.

Kalsiy gidroksid olish jarayonining texnologik sxemasi 2 ta asosiy jarayon: kalsiy oksid bilan issiq suv orasidagi reaksiya va kalsiy gidroksidni kuymagan karbonat xomashyosi hamda erimaydigan qo'shimchalardan tozalashdan iborat.

Kalsiy gidroksid tayyorlash jarayonining texnologik sxemasi 5.3-rasmda tasvirlangan. Ishchi bunker (2) dan kalsiy oksid ta'minlovchi (1) yordamida aylanuvchi baraban-reaktor (3) ga beriladi. Bu yerga bir vaqtning o'zida issiq suv va chiqindi kalsiy oksidini yuvishdan hosil bo'lgan eritma beriladi. Reaksiya natijasida




*5.3-rasm.* Ohak suti tayyorlash jarayonining texnologik sxemasi: *1*—lotokli ta'minlovchi; *2*—ishchi bunker; *3*—kalsiy gidroksid hosil qilish barabani; *4*—kondensator; *5*—yirik zarrachalar uchun navlash barabani; *6*—transportyor; *7*—mayda zarrachalar uchun navlash barabani; *8*—shnek; *9*—ho'l maydalash uchun sharli tegirmon; *10*—tozalanmagan kuchsiz ohak suti aralashtirgichi; *11*—silkinuvchi elak; *12*—tozalangan kuchsiz ohak suti aralashtirgichi; *13*—chiqindi quyqum aralashtirgichi; *14*—saralagich; *15*—konsentrlangan ohak suti aralashtirgichi.

baraban-reaktorda kalsiy gidroksid hosil bo'ladi. Uning tarkibida har xil o'lchamdagi qattiq aralashmalarning zarrachalari ham bo'ladi. Undan keyin kalsiy gidroksid navga ajratadigan baraban (5) ga kelib tushadi. Bu barabanda teshik o'lchamlari 40 mm li elak joylashtirilgan. Barabanda kuymagan karbonat xomashyosining 40 mm dan katta bo'lgan bo'laklari ajratiladi. Barabanning oxirida bo'laklar issiq suv bilan yuviladi va transportyor orqali qayta kuydirish uchun o'choqqa yuboriladi. Navlash barabani 2 ta quvurli maxsus kojuxning ichiga o'rnatiladi. Bitta quvur kondensator (4) ga boradi. Bu yerda bug' reaksiyaga berilayotgan suvni isitadi. Ta'mirlash yoki kondensatorni tozalash vaqtida bug'ni chiqarish uchun ikkinchi quvur atmosferaga chiqarilgan.

O'lchami 40 mm dan kichik bo'lgan zarrachalar bilan kalsiy gidroksid 2-navlash barabani (7) ga keladi. Bu barabanga aylanayotgan 2×10 mm o'lchamli elak o'rnatilgan bo'ladi. Bu yerda o'lchami 2 mm dan kam bo'lgan zarrachalar kalsiy gidroksiddan ajratiladi va kojuxning konusli qabul qilgichiga kelib tushadi. Undan keyin kalsiy gidroksid saralagich (14) da oxirigacha aralashmalardan tozalanadi. Saralagichda cho'kkan quyqum issiq suv bilan yuviladi va quyqum aralashtirgich (15) ga beriladi. Shundan so'ng quyqum distillatsiya bo'limiga yuboriladi. Navlovchi baraban (7) dagi o'lchami 2 mm dan katta bo'lgan qattiq zarrachalar shnek (8) orqali sharli tegirmonga (9) beriladi. Tegirmonda maydalash bilan birgalikda gidroksid kalsiy hosil bo'lish jarayoni ham sodir bo'ladi. Tegirmonda hosil bo'lgan kam konsentratsiyali kalsiy gidroksid aralashmalar bilan birgalikda aralashtirgich (10) ga beriladi va nasos orqali silkinuvchi elakka (11) yuboriladi. Silkinuvchi elakdan quyqumli chiqindi quyqum aralashtirgichi (13) ga beriladi, tozalangan kam konsentratsiyali $Ca(OH)_2$ aralashtirgich (12) ga yuboriladi va reaktorga yo'llanadi. Saralagich va silkinuvchi elakdan chiqqan quyqum aralashtirgich (13) ga beriladi, unga suv qo'shiladi va u nasos bilan chiqindi sifatida maxsus yig'gichga chiqarib tashlanadi.

Tebranuvchi elakda ohakli suvni ta'sirlashmagan ohak bo'lakchalari va qumdan ajratiladi hamda distillatsiyaga yuboriladi.

*Namakobni tozalash.* Namakobni tozalashga unda qo'shimchalarni yo'qotish kiradi. Qayta ishlashga keladigan tuzli namakobda oz miqdordagi mexanik aralashmalar (qum), kalsiy va magniy tuzlari bo'ladi. Namakob tarkibidagi kalsiy va magniy tuzlari ammiak va karbonat angdrid ta'sirida erimaydigan birikmalar: kalsiy karbonat va magniy gidroksidga aylantirilishi mumkin. Sodaning bunday qo'shimchalar bilan ifloslanishining oldini olish va soda ishlab chiqarish jihozlanishini murakkablashtirmaslik maqsadida namakob oldindan qo'shimchalardan tozalanishi lozim. Namakob mexanik qo'shimchalar hamda kalsiy va magniy tuzlaridan yaxshilab tozalanadi. Mexanik qo'shimchalar tindirish yo'li bilan ajratiladi. Magniy ionlaridan tozalashni $Ca(OH)_2$ yoki NaOH bilan qayta ishlash orqali amalga oshiriladi:

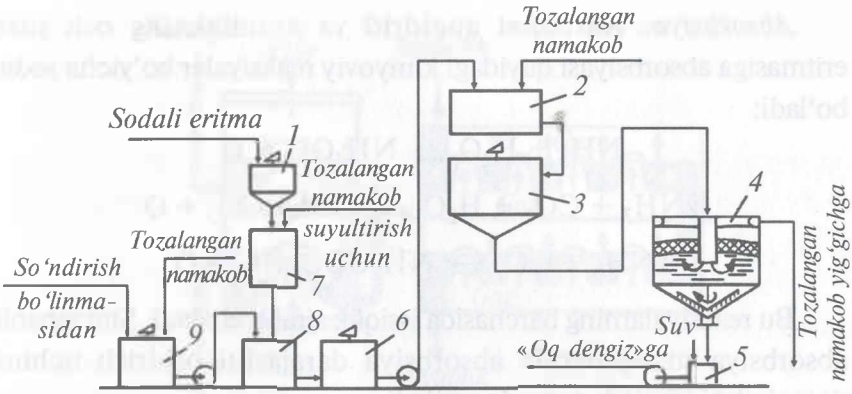
$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 = Mg(OH)_2\downarrow + CaCl_2$$

kalsiy ionlaridan esa soda yordamida tozalanadi:

$$CaCl_2 + Na_2CO_3 = CaCO_3\downarrow + 2NaCl$$

$Ca^{2+}$ va $Mg^{2+}$ ionlari nisbatiga muvofiq soda zavodlarida ikki xil texnologik sxema qo'llaniladi. Kalsiy ionlarining miqdori ko'p bo'lsa bir pog'onalik texnologik sxema qo'llaniladi. Bu sxema bo'yicha namakob bir vaqtda ham kalsiy, ham magniy ionlaridan tozalanadi. Magniy ionlarning miqdori ko'p bo'lganida tozalash jarayoni ikki bosqichli usulda amalga oshiriladi. Birinchi bosqichda $Ca(OH)_2$ yordamida $Mg(OH)_2$ cho'ktiriladi. Ikkinchi bosqichda $Na_2CO_3$ yordamida kalsiy ionlari $CaCO_3$ tarzida cho'ktiriladi. 5.4-rasmda soda eritmasini dastlabki ishqorlash o'tkazish bilan bir pog'onali namakobni tozalash jarayonining texnologik sxemasi ko'rsatilgan. Soda eritmasi aralashtirgich (1) ga kelib tushadi. Kalsiy gidroksid ham unga ajratilgan aralashtirgich (9) ga beriladi. Soda eritmasi va tozalangan namakob bak (7) da aralashtiriladi. Soda eritmasi va kalsiy gidroksid aralashtirgichlari orasidagi ishqorlagich (8) da reaksiya o'tkaziladi.

Ishqorlangan soda eritmasi bak (6) orqali aralashtirgich (2) ga beriladi. Bu yerga tozalangan namakob ham beriladi. Aralashma




*5.4-rasm.* Ohakli-sodali usulda bir bosqichli namakob xomashyosini tozalash jarayonining texnologik sxemasi: *1*—soda eritmasi idishi; *2*—aralashma; *3*—reaktor; *4*—tindirgich; *5*—quyqum yig'gich; *6*—ishqorlangan soda eritmasini saqlash sig'imi; *7*—suyultirilgan soda eritmasini saqlash sig'imi; *8*—ishqorlagich; *9*—suyultirilgan ohakli sut aralashtirgich.

aralashtirgichdan reaktor (3) ga o'tkaziladi. Reaktorda $CaCO_3$ va $Mg(OH)_2$ larning kristallanishi amalga oshiriladi. Kristallanish jarayoni tugallanishi, bir xil o'lchamli kristallarni hosil qilish, quyqumning zichlanishi va ajratilishi uchun suspenziya tindirgichga (4) beriladi. Quyqum eshkakli aralashtirgich (soatiga 5 ta aylanma) yordamida markaziy chiqaruvchi quvur tomonga suriladi va undan keyin quyqum yig'gich (5) ga kelib tushadi. Yig'gichga suv berilgandan keyin quyqum suspenziya holda «oq dengiz» ga tashlanadi. Agarda namakobning tozalanishi dastlabki ishqorlashsiz o'tkazilsa, ko'rsatilgan sxemadan ishqorlagich (8) olib tashlanadi. Reagentlar va tozalanmagan namakob bir vaqtda aralashtiruvchi (2) ga beriladi. Ikki bosqichli tozalash o'tkazilgan holda birinchi bosqichga faqat kalsiy gidroksid va ikkinchi bosqichga faqat soda eritmalari beriladi.

Tozalangan namakob ammiak (85 g/l $NH_3$ gacha) va qisman karbonat angdrid bilan (40 g/l $CO_2$) to'yintiriladi.

Ammiakli usulda soda olishning texnologik sxemasiga absorbsiya, karbonizatsiya, filtrlash, kalsinatsiya, distillatsiya bo'limlari kiradi.

*Absorbsiya.* Karbonat angidrid va ammiakning osh tuzi eritmasiga absorbsiyasi quyidagi kimyoviy reaksiyalar bo'yicha sodir bo'ladi:

$$NH_3 + H_2O \rightleftarrows NH_4OH + Q$$

$$2NH_3 + CO_2 + H_2O \rightleftarrows (NH_4)_2CO_3 + Q$$

$$2NH_3 + CO_2 \rightleftarrows NH_2COONH_4 + Q$$

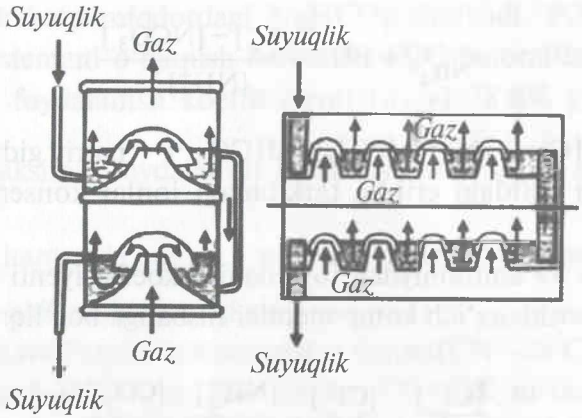
Bu reaksiyalarning barchasida issiqlik ajralib chiqadi. Shu sababli absorbsiya minoralarida absorbsiya darajasini oshirish uchun namakobni sovitish nazarda tutiladi.

Karbonat angidrid absorbsiyasi birin-ketin joylashgan ikkita katta va kichik absorbsiya minoralarida amalga oshiriladi. Katta minora havoni yuvish filtrlari, absorbsiya gazlarini yuvuvchi, gaz sovitgichi, birinchi absorber va tindirgichdan iborat. Kichik minora esa absorbsiya gazlarini yuvuvchi, ikkinchi absorber va tindirgichdan iborat bo'ladi. Bu jihozlarda gazlarning suyuqlik bilan ta'sirlashuv jarayoni amalga oshiriladi, uning tezligi quyidagi tenglama bilan ifodalanadi:

$$\omega_r = K \cdot F \cdot \Delta c$$

Absorbsiya jarayoni yuqori tezlikda o'tishini ta'minlash uchun fazalar orasidagi kontakt yuza ($F$) ni oshirish kerak. Shuning uchun absorbsiya bo'limida barbotaj minoralari o'rnatiladi. Ular tarelkadagi bir necha yirik qabariqlardan iborat bo'lib, qabariqlarga bitta katta qalpoqcha yoki 7—14 ta kichik barbotaj qalpoqchalari joylashtirilgan bo'ladi (5.5-rasm). Minora balandligi bo'yicha jarayonning harakatlantiruvchi kuchi $\Delta c$ bir tekisda bo'lishini ta'minlash maqsadida gazlar va suyuqlik orasida qarama-qarshi oqim yuzaga keltiriladi. Tizim qarshiligini kamaytirish uchun absorbsiya bo'limi jihozlari vakuum ostida ishlaydi. Tarkibida 80—85 g/l $NH_3$ tutgan absorbsiyalashdan olingan ammiak-tuzli namakob sovitilgandan so'ng karbonizatsiyaga yuboriladi.

*Karbonizatsiya.* Karbonizatsiya quyidagi reaksiyalar bo'yicha ammoniylashgan namakobga karbonat angidrid gazini yuttirish jarayonidir:




*5.5-rasm.* Bir va ko'p qalpoqchali tarelkalarning tuzilishi va ishlash prinsipi.

$$2NH_4OH + CO_2 \rightleftarrows (NH_4)_2CO_3 + H_2O + Q$$

$$(NH_4)_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightleftarrows 2NH_4HCO_3 + Q$$

$$NH_2COONH_4 + 2H_2O \rightleftarrows NH_4HCO_3 + NH_4OH + Q$$

Ammoniy gidrokarbonat ishqoriy muhitda NaCl bilan almashinish reaksiyasiga kirishadi, bunda ammoniy gidrokarbonatga nisbatan kam eriydigan natriy gidrokarbonat hosil bo'ladi:

$$2NH_4HCO_3 + NaCl \rightleftarrows NaHCO_3 + NH_4Cl + Q$$

Karbonizatsiya reaksiyasi qaytar va endotermikdir. Natriy xloridning natriy gidrokarbonatga konversiyalanishining muvozanat darajasi harorat va ta'sirlashuvchi moddalar konsentratsiyasiga bog'liq. Ta'sirlashuvchi moddalar harorati qanchalik past bo'lsa, konversiyalanish shunchalik katta bo'ladi.

Soda sanoatida konversiyalanish darajasi natriy yoki ammoniydan foydalanish koeffitsiyenti deb yuritiladi va quyidagi tenglamalar bo'yicha hisoblanadi:

$$u_{Na^+} = 100 \cdot \frac{[Cl^-] - [Na^+]}{[Cl^-]}$$

$$u_{NH_4^+} = 100 \cdot \frac{[NH_4^+] - [NCO_3^-]}{[NH_4^+]},$$

bu yerda: $[Cl^-]$, $[Na^+]$, $[NH_4^+]$ $[HCO_3^-]$ – natriy gidrokarbonat cho‘kmasi ustidagi eritma tarkibidagi ionlar konsentratsiyasi, g-ekv/l.

Natriy va ammoniydan foydalanish koeffitsiyenti eritmadagi quyidagi boshlang‘ich komponentlar nisbatiga bog‘liq:

$$\frac{[Cl^-]}{[NH_4^+]}, \frac{[Cl^-]}{[H_2O]}, \frac{[NH_4^+]}{[H_2O]}, \frac{[CO_2]}{[NH_3]}.$$

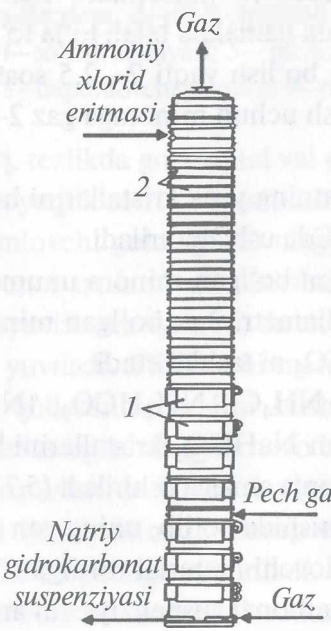
Natriy xloridni bikarbonatga, shuningdek, uni sodaga konversiyalanish darajasini maksimal qiymatga yetkazishda yuqoridagi nisbatni to‘g‘ri tanlash uchun $NaCl–NH_4HCO_3–NaHCO_3–H_2O$ sistemasidagi tuzlar eruvchanligini bilish lozim. Bu murakkab sistema P.P. Fedotyev, E.I. Orlov, A.P. Belopolskiy, I.N. Shokin va boshqalar tomonidan o‘rganilgan.

Karbonat angidrid bilan to‘yingan eritmada $\frac{[Cl^-]}{[NH_4^+]}$ nisbat o‘zgarmas haroratda natriy xloridni bikarbonatga konversiyalanish darajasiga ta’sir ko‘rsatadi. Bu nisbat kamayganda ajralib chiqadigan natriy gidrokarbonat miqdori massalar ta’siri qonuniga ko‘ra ortadi. Eritmani suv bilan suyultirish darajasining ortishi, ya’ni $\frac{[Cl^-]}{[H_2O]}$ va $\frac{[NH_4^+]}{[H_2O]}$ nisbatlarining kamayishi natijasida $NaHCO_3$ ning cho‘kish darajasi kamayadi, chunki uning suvda eruvchanligi ortadi. Eritmadagi $\frac{[CO_2]}{[NH_3]}$ nisbat bilan $NH_4HCO_3$ molekulasidagi $CO_2$:$NH_3$ stexiometrik nisbat qanchalik yaqin bo‘lsa, eritmadan

shunchalik ko'p miqdordagi $NaHCO_3$ cho'kadi. P.P.Fedotyev mazkur sistemani o'rganish natijasida 15°C haroratda natriydan maksimal foydalanish koeffitsiyenti ($u_{Na^+}$) 78,8% ga, ammoniydan maksimal foydalanish koeffitsiyenti $\left(u_{NH_4^+}\right)$ esa 85,1%, 30—32°C haroratda esa $u_{Na^+}$ va $\left(u_{NH_4^+}\right)$ bir-biriga tengligi, ya'ni 84% ni tashkil etishini aniqladi.

Soda zavodlarida karbonizatsiya harorati 24—28°C bo'lganda NaCl ning $NaHCO_3$ ga konversiyasi 75—76% ni tashkil etadi. Shunday qilib, soda ishlab chiqarishiga kiritilgan boshlang'ich osh tuzining 25% miqdori kalsiy xlorid eritmasi bilan yo'qotiladi.

Ammoniylangan tuzli namakobni karbonizatsiyalash cho'ktiruvchi karbonizatsiya minorasida amalga oshiriladi (5.6-rasm). Karbonizatsiya minorasining balandligi 23,1 dan 26,1 m gacha,




*5.6-rasm.* Karbonizatsiya minorasi:
*1*—yirik, *2*—mayda qabariqlar.

ichki diametri 2,3 dan 2,68 m gacha bo'lib, silindr shaklidagi minoradir. Minora sovitgichlar joylashtirilgan yettita sovituvchi yirik qabariqlar (1) va 29 ta mayda qabariqlar (2) dan iborat. Ammoniylangan namakob minora yuqori qismidan, tarkibida $CO_2$ tutgan gaz esa quyi qismidan beriladi va u quyidan yuqoriga qarab qaramaqarshi oqim bo'yicha harakatlanadi. Fazalar to'qnashish yuzasini oshirish maqsadida karbonizatsiya, shuningdek, absorbsiya minoralariga barbotaj qalpoqchalar o'rnatiladi.

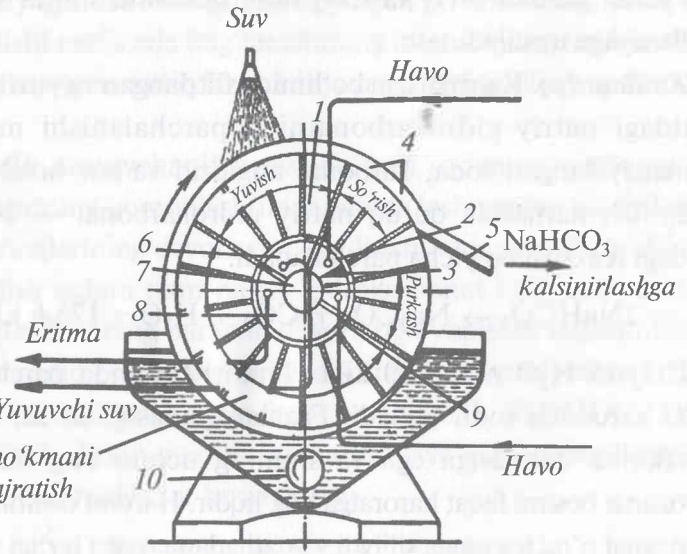
Ammoniy gidrokarbonatning hosil bo'lishi minoraning yuqori qismidayoq boshlanadi. Jarayon kechishiga muvofiq holda ammoniy gidrokarbonat natriy gidrokarbonatga konversiyalanadi. Natriy gidrokarbonat eritmani to'yintiradi va kristallanadi. Natriy gidrokarbonatning hosil bo'lish reaksiyasi va uning kristallanishiga vaqt sarflanadi, shuning uchun reagentlar ta'sirlashish vaqtini shunday ta'minlanishi lozimki, bunda ular deyarli to'la ta'sirlashishlari kerak. Buning uchun karbonizatsiya minoralari odatdagi absorbsiya jihozlaridan farqli ravishda namakob bilan to'la to'ldirilgan bo'ladi, namakobning reaktorda bo'lish vaqti 2—2,5 soatni tashkil etadi. Tizim qarshiligini yengish uchun minoraga gaz 2—2,5 atm. bosim ostida beriladi.

Natriy gidrokarbonatning yirik kristallarini hosil qilish uchun minora harorati 25—30°Cda ushlab turiladi.

Diametri 2,3—2,68 m bo'lgan minora unumdorligi sutkasiga 85—150 t $Na_2CO_3$ ni, diametri 3 m bo'lgan minora unumdorligi esa sutkasiga 250 t $Na_2CO_3$ ni tashkil etadi.

*Filtrlash.* Tarkibida $NH_4Cl$, $NH_4HCO_3$, $(NH_4)_2CO_3$, NaCl tuzlari bo'lgan eritmadan $NaHCO_3$ kristallarini filtrlash uzluksiz ishlaydigan vakuum-filtrlarda amalga oshiriladi (5.7-rasm). Vakuum-filtr ochiq baraban ko'rinishida bo'lib, uning yon sirt yuzasi metall to'rdan yasalgan va filtrlovchi material tortilgan bo'ladi. Baraban eritmadagi natriy gidrokarbonat suspenziyasini aralashtirgich (10) ga yetkazib beradi.

Vakuum-filtr vakuum yacheykasi (1), surib chiqarish yacheykasi (2), oraliq yacheykalar (3) dan iborat. Filtr barabani




*5.7-rasm.* Uzluksiz ishlaydigan vakuum-filtr sxemasi:
*1*—vakuum yacheykasi; *2*—surib chiqarish yacheykasi; *3*—oraliq yacheykalar; *4*—so'rish seksiyasi; *5*— pichoq; *6*—yuvish seksiyasi; *7*—gorizontal val; *8*—taqsimlovchi golovka; *9*—purkagich; *10*—aylantirgich.

1,1—3,4 ayl./daq. tezlikda gorizontal val (7) da aylanadi, u orqali havo, gazlar va suyuqlik so'rib chiqariladi. Uning yuzasi bo'yicha aylanishda taqsimlovchi golovka (8) ning so'rish seksiyasi (4) da natriy gidrokarbonat qatlami cho'ktiriladi, baraban aylanganda cho'kma qatlami yuvish seksiyasi (6) da eriydigan tuzlardan ajratish uchun suv bilan yuviladi. Filtrlovchi material to'qimalari orasiga cho'kma tiqilib qolishining oldini olish uchun purkagich (9) yacheykasidan beriladigan siqilgan havo bilan filtr tozalanadi.

Tarkibida taxminan 14% suv bo'lgan natriy gidrokarbonat pichoq (5) bilan ajratib olinadi, transportyorga kelib tushadi va uni kalsinatsiya uchun pechga yuboriladi.

Shunday filtrning unumdorligi sutkasiga 160—200 t sodani tashkil etadi.

Filtrdan so'rib olingan havo tarkibida karbonat angidrid va ammiak bo'ladi, uni filtr havosini yuvadigan absorberga yuboriladi

va u yerda gazdan $NH_3$ va $CO_2$ tutib qolinadi. Filtrat suyuqligi distillatsiyaga uzatiladi.

*Kalsinatsiya.* Kalsinatsiya bo'limida filtrlangan va yuvilgan nam holatdagi natriy gidrokarbonatning parchalanishi natijasida kalsinatsiyalangan soda, karbonat angidrid va suv hosil bo'ladi. Qizdirilish natijasida quruq natriy gidrokarbonat — $NaHCO_3$ quyidagi reaksiya bo'yicha parchalanadi:

$$2NaHCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O - 125{,}6\ kJ$$

$CO_2$ va $H_2O$ ning 100 kPa (1 atm) bosimda parchalanishi 120°C haroratda sodir bo'ladi. Fazalar qoidasiga ko'ra, bu tizim bir erkinlik darajasiga ega va shuning uchun bug' fazasining muvozanat bosimi faqat haroratga bog'liqdir. Harorat oshirilishi bilan muvozanat o'ng tomonga siljiydi va natijada reaksiya tezligi oshadi.

Natriy gidrokarbonat tarkibida nam va qo'shimchalar borligi uchun amaldagi sharoitlarda uning termik parchalanishi murakkablashadi.

Odatda, nam natriy gidrokarbonat quyidagi (%) tarkibga ega bo'ladi:

$NaHCO_3$ ..... 76—80
$Na_2CO_3$ ..... 2—3
$NH_4HCO_3$ ..... 1—2
$(NH_4)_2CO_3$ ..... 1
NaCl ..... 0,2—0,4
$H_2O$ ..... 14—20

Kalsinatsiya yoki natriy gidrokarbonatning parchalanishi tashqi yuzasi qizdirilgan gazlarda isitiladigan silindrik po'lat barabanlarda (uzunligi 18—25 m, diametri 2—2,5 m) 140—170°C haroratda o'tkaziladi. Shunday qilib, yoqilg'i gazlari barabanda olinadigan sodani ifloslantirmaydi.

Natriy gidrokarbonat tarkibidagi namlik jihozli tuzilishni murakkablashtiradi, chunki yopishqoq bo'lganligi sababli u jihozlar devorlariga yopishib qoladi.

Natriy gidrokarbonatning to‘yingan eritmasi issiq yuza bilan to‘qnashishi natijasida bug‘lanishining intensiv jarayoni kuzatiladi. Kristallanayotgan qattiq faza zich yuzaga yopishadigan qatlam hosil qiladi.

Issiqlik uzatuvchanligi past bo‘lgan sodaning qattiq qatlami issiqlik uzatishni yomonlashtiradi hamda tashqaridan qizdiriladigan soda o‘choqlarining devorlarini kuydirishi mumkin. Bu hodisaning oldini olish uchun nam natriy gidrokarbonat kalsinatsiyalashdan oldin, odatda, uning baraban devorlariga yopishib qolishini oldini olish maqsadida yangi kuydirilgan soda (soda returi) bilan aralashtiriladi. Natijada yangi qattiq faza tron ($Na_2CO_3 \cdot 3NaHCO_3 \cdot 2H_2O$) hosil qiladi. Erkin namlik kristallizatsiya suviga bog‘lanadi va sochiluvchan mahsulot hosil qiladi:

$$3NaHCO_3 + Na_2CO_3 + 2H_2O \rightarrow$$

$$\rightarrow Na_2CO_3 \cdot 3NaHCO_3 \cdot 2H_2O + 21{,}9\ kJ$$

Termografik tadqiqotlar natijasiga ko‘ra, 111°C haroratda qizdirilishi natijasida trondan kristallizatsiya suvi chiqib ketadi:

$$Na_2CO_3 \cdot 3NaHCO_3 \cdot 2H_2O \rightarrow$$

$$\rightarrow Na_2CO_3 \cdot 3NaHCO_3 + 2H_2O - 320{,}3\ kJ$$

127°C haroratda esa ikkilamchi tuzning parchalanishi kuzatiladi:

$$2(Na_2CO_3 \cdot 3NaHCO_3) \rightarrow 5Na_2CO_3 + 3H_2O + 3CO_2 - 472{,}6\ kJ$$

Ushbu reaksiya eng sekin o‘tadigan va umuman kalsinatsiya jarayoni borishini belgilaydigan reaksiya hisoblanadi.

Texnik natriy gidrokarbonat tarkibida ammoniy karbonat va xloridlari hamda natriy gidrokarbonat bilan birgalikda kristallanadigan natriy karbonat tuzlari ham mavjud.

Qizdirilganda natriy karbonat bilan birgalikda cho‘kmaga aralashgan ammoniy karbonatlari parchalanadi:

$$(NH_4)_2CO_3 = 2NH_3 + CO_2 + H_2O$$

$$NH_4HCO_3 = NH_3 + CO_2 + H_2O$$

Ushbu reaksiya natijasida ammiakning yarmi, qolgan qismi esa natriy gidrokarbonatning tronga o'tish jarayonida ajralib chiqadi.

Ammoniy xlorid natriy gidrokarbonat bilan reaksiyaga kirishadi va qattiq osh tuzi qo'shimchasi holatida qoladi:

$$NH_4Cl + NaHCO_3 \rightarrow NaCl + NH_3 + H_2O + CO_2$$

Shunday qilib, kalsinatsiya jarayoni sodaning, asosan, tron va natriy gidrokarbonatlardan hosil bo'lish jarayonlaridan iboratdir. Kalsinatsiya jarayoniga kelib tushayotgan tron va natriy gidrokarbonatlarning nisbati aralashtirish sifati hamda natriy gidrokarbonat namligi bilan belgilanadi.

Nam natriy gidrokarbonat tarkibidagi kristallizatsion shaklda bo'lgan fizikaviy namlikni bog'lash uchun stexiometriyaga muvofiq 1 kg namlik uchun 2,94 kg soda berilishi zarur. Sodaning umumiy miqdorini quyidagi formula bo'yicha hisoblash mumkin:

$$R = \frac{G_{soda}}{G_{namlik}} = 2,94 \cdot \frac{W_2}{d_{soda}}$$

Amalda ushbu nisbat kattaroq bo'ladi. Odatda, soda pechi yoki bug' kalsinatori normal ishlashi uchun natriy gidrokarbonat yoki kalsinatsiyaga kelib tushayotgan aralashmaning keltirilgan namligi 6—8% dan oshmagan bo'lishi zarur. Shundan kelib chiqqan holda soda returi miqdorini quyidagi formula bo'yicha hisoblash mumkin:

$$R = \frac{G_{soda}}{G_{namlik}} = 2,94 \cdot \frac{W_1}{W_1 - 1}$$

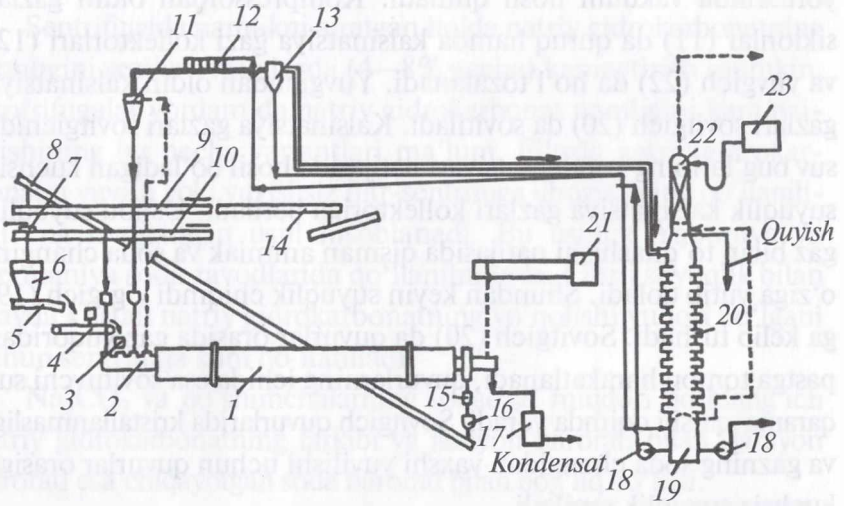
bu yerda: $R$ – soda returi sarfi, kg/kg nam natriy gidrokarbonatga nisbatan; $G_{soda}$ – sodadagi $Na_2CO_3$ miqdori, %; $W_1$ – kalsinatsiya jarayoniga kelib tushayotgan aralashmadagi namlik, amalda 7% deb qabul qilingan; $W_2$ – xom natriy gidrokarbonatning namligi, %.

Ko'p hollarda soda returi ishlatilmaydi. Barabanning ichida uning butun uzunligi bo'yicha temir zanjir joylashtirilgan bo'ladi, u baraban 5 ayl./daq. tezlikda aylanganda sodani aralashtiradi va yirik bo'lakchalarni maydalaydi.

Kalsinatsiya jarayonlarini amalga oshirish uchun returli yoki retursiz soda o'choqlari va bug' kalsinatorlari ishlatiladi. 5.8-rasmda natriy gidrokarbonatning kalsinatsiya jarayonida aylanma bug' kalsinatorlari qo'llanilgan texnologik sxemasi keltirilgan.

Filtrda yuvilgan natriy gidrokarbonat umumiy lentali transportyordan (10) kovshli tashlagich (7) yordamida tebranma ta'minlagich (5) bunkeri (6) ga uzatiladi. Undan tebranma ta'minlagich va lentali transportyorlar (4) bilan yacheykali ta'minlagich (3) orqali aralashtirgich (2) ga beriladi. Aralashtirgichga soda returi va siklon (11) da kalsinatsiya gazlaridan ajratilgan soda ham kelib tushadi.

Aralashtirgichda tayyorlangan soda-gidrokarbonat aralashmasi (tron) kalsinator (1) barabanining quvurlararo maydoniga




*5.8-rasm.* Kalsinatsiya bo'limining prinsipial sxemasi:
*1*—bug' kalsinatori; *2*—aralashtirgich; *3, 15*—yacheykali ta'minlagich; *4, 10*—lentali transportyor; *5*—tebranuvchi ta'minlagich; *6*—bunker; *7*—kovshli tashlagich; *8, 9, 14, 16*—transportyor; *11*—siklon; *12*—kalsinatsiya gazi kollektori; *13*—separator; *17*—kondensat yig'gich; *18*—markazdan qochma nasos; *19*—kuchsiz eritma yig'gichi; *20*—kalsinatsiya gazi sovitgichi; *21*—reduksiyali sovitgich qurilmasi (RSQ); *22*—kalsinatsiya gazini yuvgich; *23*—yuvilgan eritma sig'imi.

yuboriladi. Baraban egilishi va aylanishi hisobiga kalsinatsiya qilinayotgan massa issiqlik uzatuvchi yuza bilan (qobirg'ali quvurlar) kontakt hosil qiladi va qobirg'ali quvurlar bo'ylab mahsulot chiqishi tomoniga suriladi. Issiqlik, asosan, natriy gidrokarbonat namligini bug'latish, parchalanish kimyoviy reaksiyalari va mahsulotning qizdirilishiga sarflanadi. Tronning qizdirilishi hisobiga kalsinatsiyalangan soda va kalsinatsiya gazlari ($CO_2$+$NH_3$+$H_2O$) hosil bo'ladi. Yacheykali ta'minlagich (15) orqali kalsinatsiyalangan soda kalsinatordan chiqadi va transportyorlar (8,9,16) tizimiga kelib tushadi. Ta'minlagich orqali egilgan transportyor (8) dan aralashtirgichga soda beriladi. Sodaning qolgan qismi transportyorlar (9,14) orqali omborga yuboriladi. Aralashtirgich (2) orqali kalsinatordan kalsinatsiya gazlari chiqarib yuboriladi. Aralashtirgichda kompressor yordamida vakuum hosil qilinadi. Kompressordan oldin gazlar siklonlar (11) da quruq hamda kalsinatsiya gazi kollektorlari (12) va yuvgich (22) da ho'l tozalanadi. Yuvgichdan oldin kalsinatsiya gazlari sovitgich (20) da sovitiladi. Kalsinatsiya gazlari sovitgichida suv bug'larining kondensatsiyasi natijasida hosil bo'ladigan kuchsiz suyuqlik kalsinatsiya gazlari kollektoriga beriladi. Ushbu suyuqlik gaz bilan to'qnashishi natijasida qisman ammiak va soda changini o'ziga yutib qoladi. Shundan keyin suyuqlik chiqindi yig'gich (19) ga kelib tushadi. Sovitgich (20) da quvurlar orasida gaz yuqoridan pastga tomon harakatlanadi, quvurlarning ichida esa sovituvchi suv qarama-qarshi oqimda yuradi. Sovitgich quvurlarida kristallanmasligi va gazning soda changidan yaxshi yuvilishi uchun quvurlar orasiga kuchsiz suyuqlik sepiladi.

Yuvgichda gazga suv sepilishi hisobiga u qo'shimcha sovitiladi hamda soda va ammiakdan to'liq yuviladi.

Kalsinatorni qizdirish uchun yuqori bosimli suv bug'i beriladi. Kalsinatorga berishdan oldin suv bug'i reduksiyali sovitgich qurilmadan (RSQ) o'tadi hamda bu yerda uning harorati 270°C va bosimi 3 MPa gacha pasaytiriladi. Kalsinatsiyalanayotgan materialga issiqlik uzatilib, kalsinator quvurlari ichida suv bug'i kondensa-

tsiyalanadi. Kalsinatordan kondensat keyinchalik past bosimli bug'ga aylanishi uchun yig'gich (17) ga beriladi.

Soda returi ishlatiladigan pechlar sxemalari ko'rib chiqilgan texnologik sxemaga o'xshash bo'ladi. Retursiz soda pechlari qo'llanilganda nam natriy gidrokarbonat o'choq barabaniga maxsus tashlagich orqali beriladi. Uning soda bilan aralashishi o'choqning ichida o'tadi va shuning uchun texnologik sxemadan aralashtirgich chiqarib tashlanadi va sodaning tashilishi soddalashadi.

Yuqorida ko'rsatilganidek, vakuum-filtrdan keyin natriy gidrokarbonat tarkibidagi namlik miqdori 16—18% ni tashkil qiladi. Kalsinatsiyaga sarflanadigan 40% issiqlik ushbu namlikni bug'latishga sarflanadi va shuning uchun natriy gidrokarbonatning namligini kamaytirish kalsinatsiyadagi energiya sarflanishini kamaytirishning samarali yo'li deb hisoblanadi.

Sentrifugada namlikni ajratgan holda natriy gidrokarbonatning namligini sezilarli miqdorda (4—8% gacha) kamaytirish mumkin. Sentrifugalar yordamida natriy gidrokarbonat namligini kamaytirilishining bir necha variantlari ma'lum. Filtrda natriy gidrokarbonatni yuvish yoki yuvishsiz filtr-sentrifuga jihozlarining qo'llanilishi eng rivojlangan usul hisoblanadi. Bu usullar Yaponiya va Germaniya soda zavodlarida qo'llanilmoqda. Filtrli suyuqlik bilan mayda kristall natriy gidrokarbonatning yo'qolishi yuqori bo'lgani uchun sentrifuga kam qo'llaniladi.

$Na_2CO_3$ va qo'shimchalarning sodadagi miqdori boshlang'ich natriy gidrokarbonatning tarkibi va jarayon harorati bilan, jarayon harorati esa chiqayotgan soda harorati bilan bog'liq bo'ladi.

Jihozlarda materialni qizdirish vaqti va jarayonni o'tkazish sharoitiga bog'liq holatda soda pechlaridagi haroratning ish tartibi belgilanadi.

Barabanning to'ldirish koeffitsiyenti 0,3 bo'lgan holda returli soda pechida material bir soatgacha va bug' kalsinatorida 20—25 daq. davomida bo'ladi. Nam natriy gidrokarbonatning soda bilan aralashishi aglomeratlar hosil bo'lishiga olib keladi va retursiz soda o'choqlarida kalsinatsiya harorati oshib ketadi. Bunday hollarda yirik

donachalarning barcha massasi bo'yicha kalsinatsiya jarayonini yakunlash uchun harorat oshirilishi zarur.

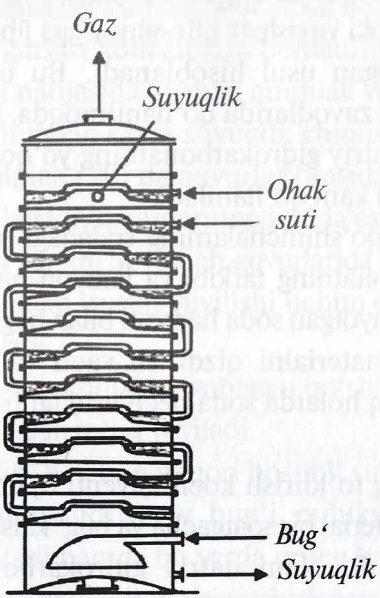
Natriy gidrokarbonat parchalanishida hosil bo'lgan tarkibida 85—95% $CO_2$ tutgan gaz pechdan chiqadi va uni soda changidan tozalangandan so'ng 2—2,5 atm bosim ostida karbonizatsiya kolonnasiga uzatiladi.

Soda pechining unumdorligi uning o'lchamiga, qizdirilish usuliga va hokazolarga bog'liq bo'lib, sutkasiga 100—220 t ni tashkil etadi.

*Distillatsiya yoki regeneratsiya.* Eritmadan ammiakni distillatsiyasi yoki regeneratsiyasi distillatsiya bo'limidagi balandligi 45 m bo'lgan distillatsiya minoralarida (minora tarkibiga distillyer, issiqlik almashtirgich va gaz sovitgichi kiradi) amalga oshiriladi (5.9-rasm).

$NaHCO_3$ kristallaridan ajratilgan filtrat regeneratsiyaga keladi.

Ammoniy xloridni parchalash uchun uni oldindan ohak so'ndirish jihozida tayyorlangan ohak suti bilan qayta ishlanadi. Bunda quyidagi reaksiya sodir bo'ladi:




*5.9-rasm.* Distillatsiya minorasi (distillyor) sxemasi.

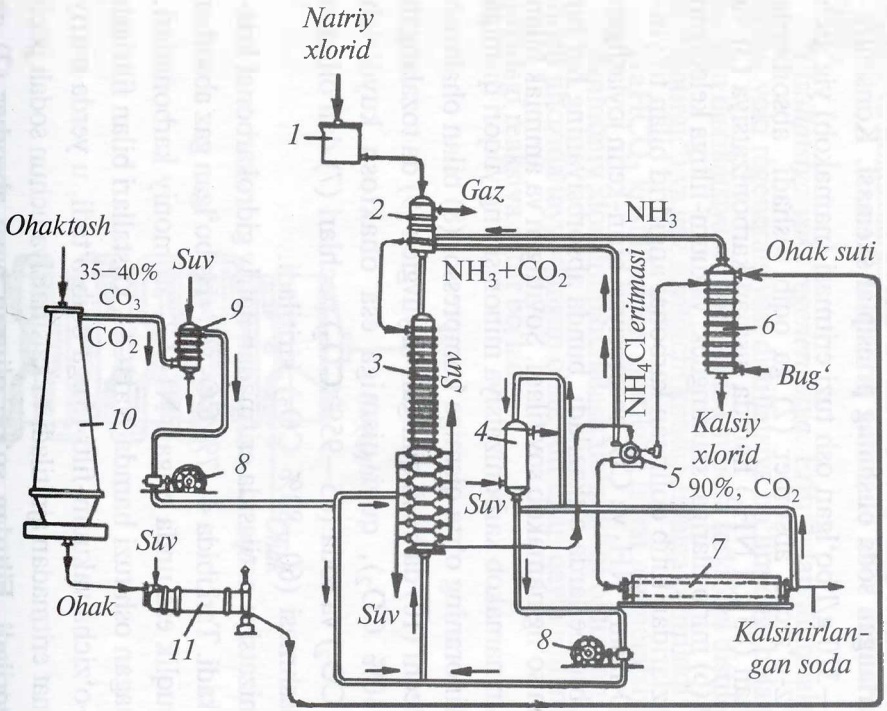
$$2NH_4Cl + Ca(OH)_2 = CaCl_2 + 2NH_3 + 2H_2O$$

$NH_4Cl$ ni parchalash, asosan, balandligi 15 m va diametri 2,8—3,0 m bo'lgan distillyerda o'tkaziladi. Ta'sirlashmagan osh tuzi, kalsiy xlorid va boshqa tuzlar bo'lgan qoldiq eritma suv bilan suyultiriladi, shundan so'ng quyqumli havzaga chiqindi sifatida tashlanadi, tarkibida $NH_3$ va $CO_2$ tutgan gaz esa absorbsiyaga yuboriladi.

**Kalsinirlangan soda olishning prinsipial sxemasi.** Konsentratsiyasi 305—310 g/l bo'lgan osh tuzi eritmasi (namakob) yig'gich (1) dan o'z-o'zicha absorber (2) ga oqib tushadi, absorberda ammiak bilan (85 g/l $NH_3$) hamda qisman karbonizatsiya (3) va distillatsiya (6) minoralariga, shuningdek, vakuum-filtrga keladigan chiqindi gazlaridan tutib qolingan karbonat angidrid bilan to'yintiriladi (5.10-rasm). $NH_3$ va $CO_2$ absorbsiyasi birin-ketin joylashgan bir necha absorberlarda o'tkaziladi, bunda absorbsiyaning har bir bosqichidan so'ng namakob sovitiladi. Sovitilgan va ammiak bilan to'yintirilgan namakob karbonizatsiya minorasining yuqori qismiga beriladi. Minoraning o'rta qismiga kompressor (8) bilan ohaktosh kuydirish pechi (10) da hosil qilingan va yuvgich (9) da tozalangan gaz (35—40% $CO_2$), quyi qismiga esa ohaktosh kuydirish (35—40% $CO_2$) va soda (85—95% $CO_2$) pechlari (7) dan olingan gazlar aralashmasi (60—80% $CO_2$) kiritiladi.

Karbonizatsiya natijasida eritmadan natriy gidrokarbonat kristallari cho'kadi. Tarkibida 4—7% $CO_2$ va $NH_3$ bo'lgan gaz absorber (2) ga, suyuqlik esa unda erigan $NH_4Cl$, ammoniy karbonatlari, ta'sirlashmagan osh tuzi hamda $NaHCO_3$ kristallari bilan filtrlash uchun o'z-o'zicha vakuum-filtr (5) ga oqib o'tadi, u yerda natriy gidrokarbonat eritmadan ajratiladi va kalsinatsiya uchun sodali pech (7) ga yuboriladi. Filtrdan so'rib olingan havo absorber (2) ga beriladi, u yerda $NH_3$ va $CO_2$ gazlari tutib qolinadi, suyuqlik (filtrat) esa distillatsiya uchun minora (6) ga beriladi.

Soda pechi (7) da natriy gidrokarbonat kalsinirlangan soda va karbonat angidridga parchalanadi. Shneklar va transportyorlar




*5.10-rasm.* Kalsinirlangan soda ishlab chiqarish uchun qurilma sxemasi:
*1*—namakob yig'gich; *2*—absorber; *3*—karbonizatsiya minorasi; *4*—sovitgich; *5*—vakuum-filtr; *6*—distillatsiya minorasi; *7*—soda pechi; *8*—kompressor; *9*—yuvgich; *10*—ohaktosh kuydirish pechi; *11*—ohakni so'ndirish jihozi.

yordamida soda qoplashga kelib tushadi, tarkibida 85—95% $CO_2$ bo'lgan gaz esa sovitgich (4) orqali karbonizatsiya minorasi (3) ga yuboriladi.

Distillatsiya minorasi (6) da filtratdan ammiak va karbonat angidrid regeneratsiyasi sodir bo'ladi. Ammoniy karbonat va bikarbonatlar qizdirilganda parchalanadi, ammoniy xloridni parchalash uchun esa minoraga ohakni so'ndirish jihozi (11) dan ohakli suv yuboriladi. Ajralib chiqqan gaz absorber (2) ga qaytariladi, u yerda namakobga $NH_3$ va $CO_2$ gazlari yuttiriladi. Kalsiy xlorid va ta'sirlashmagan natriy xlorid tutgan qoldiq eritma distillatsiyadan chiqarilgandan so'ng quyqumli chiqindi havzasiga yuboriladi.

Ammiak regeneratsiyasidan so'ng olinadigan 1 t soda hisobiga tarkibida 100 g/l $CaCl_2$, 50 g/l NaCl va boshqa qo'shimchalar bo'lgan 9 $m^3$ distillyor suyuqligi hosil bo'ladi. Uni qayta ishlash orqali kalsiy xlorid va osh tuzi mahsulotlari olinishi mumkin. Lekin kalsiy xloridga bo'lgan talab ko'p emas, shuning uchun chiqindi suyuqligi to'la qayta ishlanmaydi.

**Kalsinirlangan soda ishlab chiqarishni rivojlantirishning asosiy yo'nalishlari.** Soda ishlab chiqarishni rivojlantirish quyidagi yo'nalishlar bo'yicha amalga oshirilishi mumkin:

1. Soda zavodlarini azot birikmalari ishlab chiqarish korxonasi bilan uyg'unlashtirish. Bu esa azot birikmalari korxonasida hosil bo'ladigan konsentrlangan karbonat angidriddan foydalanishni ta'minlaydi. Konsentrlangan karbonat angidrid ishlatish shu maqsadda kerakki, natriy xloridning bikarbonatga konversiyasi $\frac{[CO_2]}{[NH_3]}$ nisbatga bog'liq bo'ladi. Demak, gazdagi $CO_2$ miqdori ortishi bilan natriy bikarbonat unumi ham oshadi.

2. Soda olish uchun yanada iqtisodiy tejamli bo'lgan yangi sxemalarni yaratish orqali xomashyo, energiya, yoqilg'i xarajatlarini kamaytirish hamda ishlab chiqarishning chiqindisiz ishlashiga erishish:

— tabiiy natriy sulfat — mirabalitdan soda olish, bunda natriy gidrokarbonat bilan bir qatorda o'g'it sifatida ishlatiladigan ammoniy sulfat ham ishlab chiqariladi.

Bu usul mohiyatini quyidagi umumiy tenglama ifodalaydi:

$$Na_2SO_4 + 2NH_3 + 2CO_2 + 2H_2O = 2NaHCO_3 + (NH_4)_2SO_4$$

— mirabalit $Na_2SO_4$ ni ko'mir bilan qaytarish va so'ngra hosil bo'lgan natriy sulfidlarini qo'shaloq karbonizatsiyalash orqali soda olish:

$$Na_2SO_4 + 2C = Na_2S + 2CO_2$$

$$Na_2S + CO_2 + H_2O = NaHCO_3 + NaHS$$

$$NaHS + CO_2 + H_2O = NaHCO_3 + H_2S$$

Natijada soda va vodorod sulfid olinadi, vodorod sulfidni oksidlab elementar oltingugurtga aylantiriladi;

— distillyor suyuqligidan ammiakni regeneratsiyalash amalga oshirilmaydi, soda va ammoniy xlorid olinadi, ammoniy xloriddan esa azotli o'g'it sifatida foydalaniladi;

— natriy xlorid o'rniga silvinit — $KCl \cdot NaCl$ ishlatish soda va azot-kaliyli murakkab o'g'it ($KCl + NH_4Cl$) olishni ta'minlaydi;

— karbonat angidrid manbayi sifatida dolomit — $CaCO_3 \cdot MgCO_3$ ishlatish distillyor suyuqligini qayta ishlashda undan ammiak, bishofit — $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ (magniy olish uchun xomashyo) va $CaCO_3$ (sement olish uchun xomashyo) olishni ta'minlaydi.

3. Ishlab chiqarishning avtomatik boshqarilishini tashkil etish natijasida soda olish jarayonining muqobil rejimini ta'minlash orqali natriy gidrokarbonat unumi oshiriladi va kalsinirlangan soda tannarxi pasaytiriladi.

**Natriy gidrokarbonat.** Natriy gidrokarbonat soda yoki natriy gidrokarbonat eritmalarini bug' bilan parchalash orqali olinadi:

$$2NaHCO_3 \rightleftarrows Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O$$

Olingan soda eritmasi karbonizatsiyalanadi:

$$Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightleftarrows 2NaHCO_3\downarrow$$

Natriy gidrokarbonat cho'kmasi filtrlanadi, quritiladi, maydalanadi, qoplanadi va quruq joyda saqlanadi. Unda 98,5% dan kam bo'lmagan $NaHCO_3$, 1—1,2% dan ko'p bo'lmagan $Na_2CO_3$, 0,05% dan ko'p bo'lmagan NaCl va 1,0% dan ko'p bo'lmagan

$H_2O$ bo'ladi. Mahsulot tarkibida mishyak, ammoniy tuzlari va og'ir metallar bo'lmasligi kerak.

## 2-§. O'yuvchi natriy, xlor va vodorod ishlab chiqarish

**O'yuvchi natriy.** O'yuvchi natriy yoki kaustik soda oq shaffof bo'lmagan modda bo'lib, suvda yaxshi eriydi. Qo'shimchalar miqdori va turiga qarab qisman rangli bo'lishi mumkin. Suvsiz o'yuvchi natriy atmosfera bosimida 328°C haroratda suyuqlanadi.

O'yuvchi natriy sovun pishirishda, sun'iy tolalar va qog'oz ishlab chiqarishda, organik, neft va boshqa sanoat tarmoqlarida keng miqyosda ishlatiladi.

Sanoatda qattiq holatdagi o'yuvchi natriy va uning suvdagi eritmalari ishlab chiqariladi.

Texnik o'yuvchi natriyning navlari bir-biridan NaOH konsentratsiyasi va qo'shimchalar miqdori bilan farq qiladi. Masalan, qattiq o'yuvchi natriy ikkita: A va B navlarda ishlab chiqariladi. NaOH miqdori A navdagi mahsulotda 95% dan kam bo'lmasligi, B navdagi mahsulotda esa 92% dan kam bo'lmasligi lozim. Suyuq holatdagi o'yuvchi natriy ham ikkita: elektrokimyoviy va kimyoviy navlarda ishlab chiqariladi. Ikkala navdagi mahsulotlarda ham NaOH konsentratsiyasi 610 g/l ni tashkil etadi. Ular tarkibidagi natriy karbonatlari va xloridi miqdorlari bilan bir-biridan farqlanadi.

Qattiq holatdagi o'yuvchi natriy germetik po'lat barabanlarda saqlanadi, suyuq o'yuvchi nartiy sisternalarda yoki po'lat bochkalarda tashiladi.

O'yuvchi natriy kimyoviy va elektrokimyoviy usullarda olinadi.

Kimyoviy usulda kalsinirlangan soda, elektrokimyoviy usulda esa osh tuzi eritmasi xomashyo sifatida qo'llaniladi.

**Xlor.** Xlor atmosfera bosimi va odatdagi haroratda sarg'ish-yashil rangdagi bo'g'uvchi gaz. Normal sharoitda xlorning zichligi 3,21 kg/m$^3$, atmosfera bosimida qaynash harorati —33,6°C, muzlash harorati —101,5°C ga teng. U osonlik bilan organik

moddalar, xususan, uglevodorodlar bilan ko'p sondagi xlorli birkmalar hosil qilish orqali reaksiyaga kirishadi. Bunday xlorli birikmalar plastmassalar, sintetik kauchuklar, kimyoviy tolalar, erituvchilar va boshqalar ishlab chiqarishda xomashyo sifatida ishlatiladi. Hozirgi paytda butun dunyoda yiliga 9 mln. tonna atrofida xlor ishlab chiqarilmoqda va uning taxminan 60% miqdori organik sintezda ishlatilmoqda. Bundan tashqari, xlor rudalarni qayta ishlash jarayonida, neft sanoatida, tibbiyotda, ichimlik va oqava suvlarni tozalashda va xalq xo'jaligining boshqa qator tarmoqlarida ishlatiladi.

Xlor zaharli xossali moddadir. Tarkibida 0,003—0,005 mg/l xlor bo'lgan havoda 30 daqiqa nafas olish yuqori nafas organlarini kuchli kuydiradi; tarkibida 0,1—0,2 mg/l xlor tutgan havoda nafas olish o'limga olib kelishi mumkin.

**O'yuvchi natriy olishning kimyoviy usullari.** *Ohakli usul.* O'yuvchi natriy olishning ohakli usulining mohiyati 80°C haroratda sodali eritmaning ohak suti bilan almashinish reaksiyasiga asoslangan:

$$Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow 2NaOH + CaCO_3$$

Sodaning kalsiy gidroksid bilan ta'sirlashish jarayoni kaustifikatsiyalash deb ataladi. U aralashtirish bilan reaktorlarda amalga oshiriladi. Vakuum-filtrlarda cho'kmani eritmadan ajratib olingandan so'ng, kaustik soda eritmasi vakuum-bug'latgich jihozlarida, so'ngra cho'yan qozonda mahsulotdagi o'yuvchi natriy miqdori 92% bo'lguncha bug'latiladi. Suyuqlantirilgan o'yuvchi natriy qozondan temir barabanlarga quyib olinadi, kristallantiriladi va iste'molchiga yuboriladi.

**Ferritli usul.** Ferritli usulda qattiq soda temir (III)-oksidi bilan 1100—1200°C haroratda aylanuvchi pechlarda kuydiriladi:

$$Na_2CO_3 + Fe_2O_3 \rightarrow Na_2O \cdot Fe_2O_3 + CO_2$$

Tarkibida natriy ferrit bo'lgan hosil bo'lgan kuyundi suv bilan qizdiriladi, bunda quyidagi reaksiya sodir bo'ladi:

$$Na_2O \cdot Fe_2O_3 + H_2O = 2NaOH + Fe_2O_3$$

Natijada tarkibida 400 g/l NaOH bo'lgan o'yuvchi natriy eritmasi olinadi, undan temir (III)-oksidi cho'kmasi ajratilgandan so'ng vakuum-bug'latgich jihozi va cho'yan qozonida eritma bug'latiladi. Temir (III)-oksidi esa soda bilan kuydirishga qaytariladi.

Kimyoviy usulning quyidagi asosiy kamchiliklari bor: yoqilg'i ko'p sarflanadi; o'yuvchi natriy qo'shimchalar bilan ifloslangan bo'ladi; ishlab chiqarish jarayoni murakkab, ko'p ishchi kuchi talab etadi va hokazo. Hozirgi paytda kimyoviy usul o'rnini to'la elektrokimyoviy usul egallagan.

**Elektrokimyoviy usulda o'yuvchi natriy, xlor va vodorod olish.** Doimiy elektr toki ta'siri ostida boradigan kimyoviy jarayonlar elektrokimyoviy jarayon deb ataladi. Elektrokimyoviy jarayonlarda doimiy elektr toki tuzlar yoki oksidlar eritmasi yoki suyuqlanmasi orqali o'tadi va elektroliz natijasida yangi moddalar olinadi.

Elektrokimyoviy jarayonlar elektrolizyor yoki elektrolitik vanna deb ataladigan jihozlarda amalga oshiriladi.

Elektrokimyoviy usul kimyoviy usulga nisbatan bir qator afzalliklarga ega: unda bitta jihozda bir paytning o'zida bir necha qimmatbaho mahsulotlar olinishi ta'minlanadi; ishlab chiqarishning kimyoviy usullarida qiyinchilik bilan erishiladigan yuqori tozalikka ega bo'lgan mahsulotlar olinadi; xomashyo va energiyadan deyarli to'la foydalaniladi. Shu sababli xalq xo'jaligida elektrokimyoviy usuldan keng miqyosda foydalaniladi. Kimyo sanoatida xlor, vodorod va kislorod, ishqorlar, oksidlovchilar, ayrim organik mahsulotlar va boshqalar faqat elektrokimyoviy usulda olinadi. Metallurgiyada elektroliz katta ahamiyat kasb etadi. Mis, rux, aluminiy, natriy va boshqa metallar elektrokimyoviy yo'l bilan olinadi. Metallarni korroziyadan saqlash ham elektrokimyoviy yo'lda o'tkaziladi: himoyalanuvchi metall sirtiga rangli metallar, masalan nikel, xromning yupqa qatlami yotqiziladi. Bu qoplama galvanik qoplama deb yuritiladi.

Elektrokimyoviy jarayonlarni amalga oshirish katta miqdordagi elektr energiyasi xarajatlari bilan bog'liq. Elektr energiyasining narxi ko'p hollarda olinadigan mahsulotlar narxini belgilaydi va

shuning uchun arzon elektr energiyasi bo'lgandagina elektrokimyoviy qurilmalar maqsadga muvofiq bo'ladi. Respublikamizda energetikaning keskin rivojlanishi elektrokimyoviy ishlab chiqarishning rivojlanishiga mustahkam asos yaratadi.

Binobarin elektrokimyoviy jarayonlarni amalga oshirish elektroenergiya bilan bog'liq ekan, bu holda undan samarali foydalanish masalasi katta ahamiyat kasb etadi.

Elektrolizda elektroenergiyadan samarali foydalanish mezoni sifatida tok bo'yicha unum va energiyadan foydalanish koeffitsiyenti xizmat qiladi.

*Tok bo'yicha unum.* Tok bo'yicha unum ($\eta$) ma'lum miqdordagi elektr energiyasi sarflanishi natijasida elektrolizda olingan moddaning miqdori ($G_a$) ni Faradey qonuniga muvofiq olinishi mumkin bo'lgan moddaning miqdori ($G_n$) ga nisbatidir. Tok bo'yicha unum, odatda, foizlarda ifodalanadi:

$$\eta = \frac{G_a}{G_n} \cdot 100\%$$

Olingan moddaning nazariy miqdori ($G_n$) quyidagi formula bo'yicha aniqlanadi:

$$G_n = \frac{I\tau E}{1000},$$

bu yerda: $I$ — tok kuchi, A; $\tau$ — elektroliz davomiyligi, soat; $E$ — elektrokimyoviy ekvivalent — elektroddan 1 A·s tok o'tganda ajraladigan moddaning miqdori (xlor uchun 1,323, o'yuvchi natriy uchun 1,492, vodorod uchun 0,0376).

**Misol.** 15500 A tok kuchida osh tuzi eritmasini 24 soat elektroliz qilish uchun vannada tarkibida 125 g/l NaOH bo'lgan 4200 *l* elektrolitik eritma olindi.

Quyidagi miqdordagi natriy xlorid nazariy jihatdan olinishi mumkin:

$$G_n = \frac{15500 \cdot 24 \cdot 1,492}{1000} = 555 \text{ kg}$$

Amalda esa quyidagi miqdorda o'yuvchi natriy olinadi:

$$G_a = \frac{125 \cdot 4200}{1000} = 525 \text{ kg}$$

Demak, tok bo'yicha unum:

$$\eta = \frac{525}{555} \cdot 100 = 94{,}6\% \text{ ni tashkil etadi.}$$

Sanoat elektrolizida unum doimo 100% dan kam bo'ladi, bu esa qo'shimcha kimyoviy va elektrokimyoviy jarayonlar sodir bo'lishini ko'rsatadi. Tok bo'yicha unumni oshirish bu jarayonlarni bartaraf etish choralarini ko'rishni taqozo etadi.

*Energiyadan foydalanish koeffitsiyenti.* Energiyadan foydalanish koeffitsiyenti ($\mu$) mahsulot birligini ajratib olish uchun kerak bo'ladigan energiya miqdori ($\omega_n$) ning haqiqatda sarflangan energiya miqdori ($\omega_a$) ga nisbatini ifodalaydi. U foizlarda ifodalanadi:

$$\mu = \frac{\omega_n}{\omega_a} \cdot 100\%$$

Mahsulot birligini ajratib olish uchun kerak bo'ladigan energiya miqdori quyidagi formula bo'yicha topiladi:

$$\omega_n = \frac{\upsilon_\tau I \tau}{G_\tau} \text{ kVt} \cdot \text{s/t},$$

bu yerda: $\upsilon_\tau$ — parchalanishning nazariy kuchlanishi.

Olinadigan mahsulot birligiga energiyaning amaldagi sarfi elektrolizga berilgan kuchlanish ($\upsilon_a$) ga bog'liqdir:

$$\omega_a = \frac{\upsilon_a I \tau}{G_a} \text{ kVt} \cdot \text{s/t}$$

Shunday qilib, energiyadan foydalanish koeffitsiyenti quyidagi tenglama bilan ifoda etiladi:

$$\mu = \frac{\upsilon_n}{\upsilon_a} \cdot \eta \ \%$$

Tenglamadan ko'rinadiki, tok bo'yicha unum qanchalik katta va vannadagi kuchlanish qanchalik kichik bo'lsa, energiyadan foydalanish koeffitsiyenti shunchalik katta bo'ladi.

Osh tuzi eritmasini temir katodli va grafit anodli vannada elektroliz qilinganda kuchlanish nazariy jihatdan ($\upsilon_n$) 2,14 V ga, amalda esa ($\upsilon_a$) 3,6 V ga teng bo'ladi. Agar tok bo'yicha unum 94,6% deb qabul qilinsa (misolga qarang), energiyadan foydalanish koeffitsiyenti:

$$\mu = \frac{2,14}{3,6} 94,6 = 56,2\%$$ ga teng bo'ladi.

Osh tuzi suvli eritmasining elektrolizi boshqa elektrokimyoviy jarayonlar orasida keng o'rin egallagan. Unda bir vaqtning o'zida xlor, vodorod va o'yuvchi natriy olinadi.

*Xomashyolar.* Xlor ishlab chiqarish uchun osh tuzi xomashyo vazifasini bajaradi.

Xlor olish uchun osh tuzining to'yingan eritmasi elektroliz qilinadi. Tabiiy osh tuzini suvda namakob tarzida eritiladi, mexanik qo'shimchalardan ajratiladi, kalsiy va magniy ionlaridan tozalanadi va elektrolizga yuboriladi.

Osh tuzi eritmasining elektrolizi qattiq, temir (po'lat) katodli va diafragma bilan ajratilgan vannalarda yoki suyuq simob katodli vannalarda amalga oshiriladi. Yirik zamonaviy xlor olish sexlari jihozlari uchun qo'llaniladigan sanoat elektrolizyorlari yuqori unumdorlikka va sodda konstruksiyaga ega bo'lishi, ixcham bo'lishi, ishonchli va barqaror ishlashi lozim.

Po'lat katodli va grafit anodli vannada osh tuzi eritmasining elektrolizi osh tuzi eritmasidan doimiy tok o'tkazishga asoslangan. Bu holatda anodda xlor ajralib chiqishi:

$$2Cl^- - 2e \rightarrow Cl_2$$

yoki kislorod ajralib chiqishi:

$$4OH^- - 4e \rightarrow O_2 + 2H_2O$$

yoki vodorod ajralib chiqishi:

$2H_2O - 4e \rightarrow O_2 + 4H^+$ kuzatilishi mumkin.

Natriy xloridning neytral to'yingan eritmasida $OH^-$ ionining muvozanatdagi potensial razryadi +0,82 V ni, xlor ionlarining normal elektrod potensiali esa +1,33 V ni tashkil etadi. Demak, anodda kichik qayta kuchlanish bilan birinchi navbatda kislorod zaryadsizlanadi.

Grafit anodda kislorodning zaryadsizlanish potensiali xlornikidan anchagina katta, shuning uchun anodda, asosan, xlorning zaryadsizlanishi sodir bo'ladi va gaz holatdagi xlor ajralib chiqadi.

NaCl konsentratsiyasining ortishi anodda xlor ajralishini ta'minlaydi, shu sababli elektroliz uchun tarkibida 310—315 g/l natriy xlorid bo'lgan konsentrlangan eritmadan foydalanish maqsadga muvofiq.

Katodda ishqoriy eritmada suv molekulalarining zaryadsizlanishi sodir bo'ladi:

$$2H_2O + 2e \rightarrow H_2 + 2OH^-$$

Qattiq katodda suvli eritmadan natriy ionlarining zaryadsizlanishi mumkin emas, chunki natriy ionining zaryadsizlanish potensiali vodorodga nisbatan anchagina kattadir. Eritmadagi gidroksid ionlari natriy ionlari bilan ishqor eritmasini hosil qiladi:

$$Na^+ + OH^- \rightarrow NaOH$$

Eritmada NaCl ning umumiy parchalanish jarayonini quyidagi reaksiyalar orqali ifodalanishi mumkin:

$$2Cl^- - 2e \rightarrow Cl_2$$

$$2H_2O + 2e \rightarrow H_2 + 2OH^-$$

$$2H_2O + 2Cl^- \rightarrow Cl_2 + H_2 + 2OH^-$$

yoki

$$2H_2O + 2NaCl \rightarrow Cl_2 + H_2 + 2NaOH$$

Shunday qilib, anodda xlor, katodda esa vodorod va o'yuvchi natriy hosil bo'ladi.

Elektrolizda asosiy jarayonlar bilan bir qatorda qo'shimcha jarayonlarning ham sodir bo'lishi kuzatiladi. Shunday qo'shimcha jarayonlardan biri anodda kislorodning hosil bo'lishidir. Bundan tashqari, xlor elektrolitda erishi va quyidagi reaksiya tenglamasi bo'yicha gidrolizlanishi mumkin:

$$Cl_2 + H_2O \rightarrow HClO + HCl$$

Ishqorning anodga diffuziyasi yoki katod va anod mahsulotlarining aralashishi natijasida gipoxlorid va xlorid kislotalarning tuzlari hosil bo'ladi:

$$HClO + NaOH = NaClO + H_2O$$

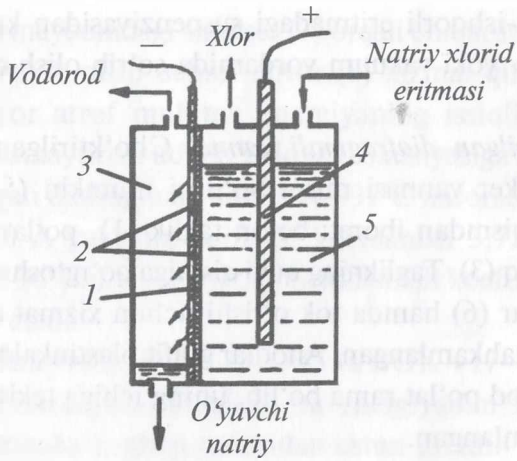
$$HCl + NaOH = NaCl + H_2O$$

$ClO^-$ ionlari anodda $ClO_3^-$ gacha oson oksidlanadi. Binobarin, elektrolizdagi qo'shimcha jarayonlar natijasida xlor, vodorod va o'yuvchi natriydan tashqari kislorod, natriy gipoxlorid, xlorit va xloratlari hosil bo'lishi mumkin, bu esa tok bo'yicha unum hamda energiyadan foydalanish koeffitsiyentini pasaytiradi.

Qo'shimcha reaksiyalarni kamaytirish uchun katod va anod mahsulotlari aralashishining oldini oladigan sharoitlar yuzaga keltirilishi lozim. Bunga katod va anod maydonlarini diafragma bilan ajratilishi hamda $OH^-$ ionlarining anod tomon harakatlanishiga qarama-qarshi yo'nalishida diafragma orqali elektrolitning filtrlanishi kiradi. Bunday diafragmalar «filtrlovchi diafragma» deb ataladi va asbestdan tayyorlanadi.

Elektroliz haroratining va elektrolitdagi NaCl konsentratsiyasining ortishi natijasida xlorning eruvchanligi kamayadi, shuningdek, katod eritmasida NaOH konsentratsiyasining kamayishi qo'shimcha jarayonlar sodir bo'lishini kamaytiradi.

Elektroliz haroratining ortishi nafaqat tok bo'yicha unumni oshiradi, balki elektrolit elektr o'tkazuvchanligini ham oshiradi, bu esa vanna kuchlanishini pasaytiradi. Shunday qilib, haroratning ortishi elektroenergiya sarfini kamaytiradi, shuning uchun, odatda, natriy xlorid eritmasining elektrolizi 70—80°C haroratda amalga oshiriladi.




*5.11-rasm.* Filtrlovchi diafragmali elektrolitik vanna sxemasi: *1*—po'lat katod; *2*—filtrlovchi diafragma; *3*—katod maydoni; *4*—grafit anod; *5*—anod maydoni.

*Sanoat elektrolizyorlari.* Filtrlovchi diafragmali sanoat elektrolizyorlari ishlab chiqarishda keng qo'llaniladi. Bunday vannalarning ishlash prinsipi 5.11-rasmda tasvirlangan. Vannada teshikli po'lat katod (1) va grafit anod (4) bo'ladi. Katodga asbest kartondan iborat filtrlovchi diafragma (2) zich yopishtirilgan bo'ladi.

Natriy xlorid eritmasi anod maydoni (5) ga beriladi, diafragmadan o'tishda filtrlanadi va katodga boradi.

O'zgarmas elektr toki o'tkazilganda anodda xlor, katodda esa vodorod va o'yuvchi natriy hosil bo'ladi, vodorod va o'yuvchi natriy katod teshiklaridan o'tib, katod maydoni (3) orqali vannadan chiqariladi.

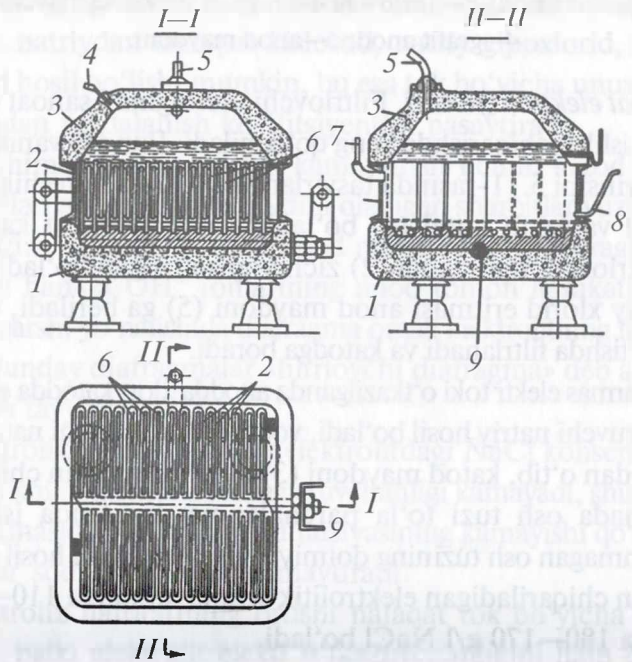
Vannada osh tuzi to'la parchalanmaydi hamda ishqor va parchalanmagan osh tuzining doimiy konsentratsiyasi hosil qilinadi. Vannadan chiqariladigan elektrolitik eritma tarkibida 110—120 g/l NaOH va 180—170 g/l NaCl bo'ladi.

Sanoat elektrolizyorlari katta unumdorlikka ega bo'lishi lozim, bunga amper yuklamani oshirish orqali erishiladi. 50000 A kuchlanishli quvvatli vannalar katta sirt yuzaga ega vertikal katod va vertikal anod bilan tayyorlanadi. Bunday holatda diafragma asbest

tolaning tuz-ishqorli eritmadagi suspenziyasidan katod yuzasiga «cho'ktirish» yoki vakuum yordamida so'rib olish orqali tayyorlanadi.

*Cho'ktirilgan diafragmali vanna.* Cho'ktirilgan diafragmali vannaga Xuker vannasi misol bo'lishi mumkin (5.12-rasm). U uch asosiy qismdan iborat: beton taglik (1), po'lat katod (2) va beton qopqoq (3). Taglikning quyi qismiga qo'rg'oshin quyish bilan grafit anodlar (6) hamda tok o'tishi uchun xizmat qiladigan mis sterjen (9) mahkamlangan. Anodlar grafit plastinkalar ko'rinishida bo'ladi. Katod po'lat rama bo'lib, uning ichiga tekis yuzali po'lat to'r mahkamlangan.

Vanna yuqori qismiga qopqoq o'rnatilgan, unda namakob berish uchun tirqish (4) va xlor chiqarish uchun tirqish (5) mavjud.




*5.12-rasm.* Cho'ktirilgan diafragmali elektrolitik vanna sxemasi:
*1*—beton taglik; *2*—po'lat katod; *3*—beton qopqoq; *4, 5*—tirqishlar; *6*—grafit anodlar; *7*—shutser; *8*—quvur; *9*—mis sterjen.

Vodorod katod maydonidagi shtutser (7) orqali chiqariladi. Elektrolitik eritmani quyib olish uchun quvur (8) xizmat qiladi.

Elektrolizyor atrof muhitga energiyaning issiqlik hisobida yo'qotilishini kamaytirish uchun issiqlik izolatsiyasiga ega.

Cho'ktirilgan diafragmali vanna 94—97°C haroratda ishlaydi. Vannaga 10000 A yuklama beriladi, kuchlanish 3,75 V ni, tok bo'yicha unum 96% ni, energiyadan foydalanish koeffitsiyenti esa 60% ni tashkil etadi.

Elektroliz jarayonida BGK—17—25 va BGK—17—50 turidagi vannalar ko'p ishlatiladi. Tuzilishi va energiyadan foydalanish bo'yicha bu vannalar boshqa turlaridan ustun turadi.

*Simob katodli vanna.* Simob katodli va grafit anodli vannalarda natriy xlorid eritmasining elektrolizi anodda xlor ionlarining zaryadsizlanishi hisobiga gaz holatdagi xlor ajralishi bilan amalga oshadi:

$$2Cl^- - 2e \rightarrow Cl_2$$

Simob katodda vodorodning ajralishi katta kuchlanish bilan sodir bo'ladi. Agar neytral eritmadan vodorodning ajralish potensiali temir katodda $-0{,}415$ V ni tashkil qilsa, simob katodda $-1{,}7 \div -1{,}85$ V ni tashkil etadi. Simobda natriy katta depolarizatsiya effekti bilan ajraladi, ortiqcha simobda erib, $NaHg_n$ amalgamasini hosil qiladi. Shuning uchun simob katodda natriyning zaryadsizlanish potensiali muvozanatli potensialidan kichik bo'ladi. Uning muvozanatli potensiali $-2{,}71$ V bo'lgani holda simob anodda $-1{,}2$ V ga teng. Shunday qilib, simob anodda quyidagi jarayonlar sodir bo'ladi:

$$Na^+ + e \rightarrow Na$$

$$Na + nHg \rightarrow NaHg_n$$

va vodorod ajralishi amalda kuzatilmaydi.

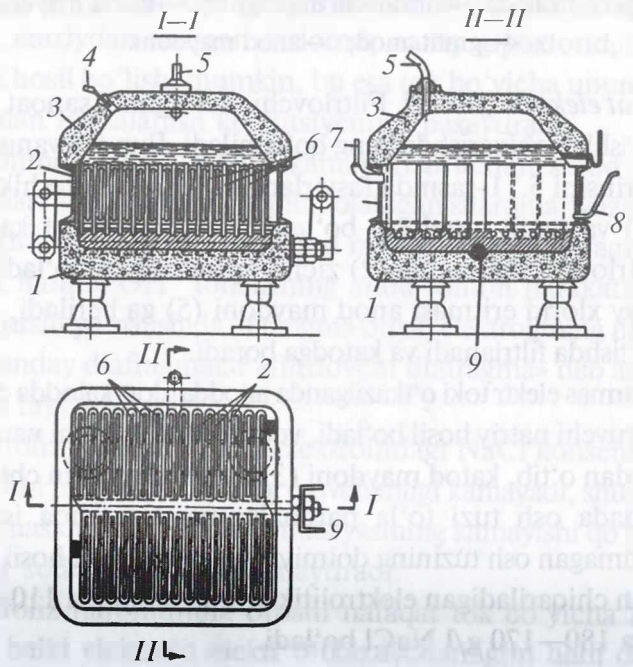
Natriy amalgamasi maxsus parchalash jihozida suv bilan quyidagi reaksiya bo'yicha parchalanadi:

$$2NaHg_n + 2H_2O = 2NaOH + H_2 + 2nHg$$

tolaning tuz-ishqorli eritmadagi suspenziyasidan katod yuzasiga «cho'ktirish» yoki vakuum yordamida so'rib olish orqali tayyorlanadi.

*Cho'ktirilgan diafragmali vanna.* Cho'ktirilgan diafragmali vannaga Xuker vannasi misol bo'lishi mumkin (5.12-rasm). U uch asosiy qismdan iborat: beton taglik (1), po'lat katod (2) va beton qopqoq (3). Taglikning quyi qismiga qo'rg'oshin quyish bilan grafit anodlar (6) hamda tok o'tishi uchun xizmat qiladigan mis sterjen (9) mahkamlangan. Anodlar grafit plastinkalar ko'rinishida bo'ladi. Katod po'lat rama bo'lib, uning ichiga tekis yuzali po'lat to'r mahkamlangan.

Vanna yuqori qismiga qopqoq o'rnatilgan, unda namakob berish uchun tirqish (4) va xlor chiqarish uchun tirqish (5) mavjud.




*5.12-rasm.* Cho'ktirilgan diafragmali elektrolitik vanna sxemasi:
*1*—beton taglik; *2*—po'lat katod; *3*—beton qopqoq; *4, 5*—tirqishlar; *6*—grafit anodlar; *7*—shutser; *8*—quvur; *9*—mis sterjen.

Vodorod katod maydonidagi shtutser (7) orqali chiqariladi. Elektrolitik eritmani quyib olish uchun quvur (8) xizmat qiladi.

Elektrolizyor atrof muhitga energiyaning issiqlik hisobida yo'qotilishini kamaytirish uchun issiqlik izolatsiyasiga ega.

Cho'ktirilgan diafragmali vanna 94—97°C haroratda ishlaydi. Vannaga 10000 A yuklama beriladi, kuchlanish 3,75 V ni, tok bo'yicha unum 96% ni, energiyadan foydalanish koeffitsiyenti esa 60% ni tashkil etadi.

Elektroliz jarayonida BGK—17—25 va BGK—17—50 turidagi vannalar ko'p ishlatiladi. Tuzilishi va energiyadan foydalanish bo'yicha bu vannalar boshqa turlaridan ustun turadi.

*Simob katodli vanna.* Simob katodli va grafit anodli vannalarda natriy xlorid eritmasining elektrolizi anodda xlor ionlarining zaryadsizlanishi hisobiga gaz holatdagi xlor ajralishi bilan amalga oshadi:

$$2Cl^- - 2e \rightarrow Cl_2$$

Simob katodda vodorodning ajralishi katta kuchlanish bilan sodir bo'ladi. Agar neytral eritmadan vodorodning ajralish potensiali temir katodda $-0{,}415$ V ni tashkil qilsa, simob katodda $-1{,}7 \div -1{,}85$ V ni tashkil etadi. Simobda natriy katta depolarizatsiya effekti bilan ajraladi, ortiqcha simobda erib, $NaHg_n$ amalgamasini hosil qiladi. Shuning uchun simob katodda natriyning zaryadsizlanish potensiali muvozanatli potensialidan kichik bo'ladi. Uning muvozanatli potensiali $-2{,}71$ V bo'lgani holda simob anodda $-1{,}2$ V ga teng. Shunday qilib, simob anodda quyidagi jarayonlar sodir bo'ladi:

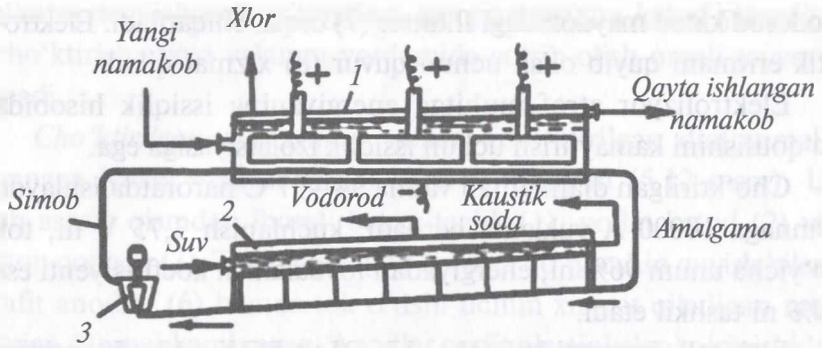
$$Na^+ + e \rightarrow Na$$

$$Na + nHg \rightarrow NaHg_n$$

va vodorod ajralishi amalda kuzatilmaydi.

Natriy amalgamasi maxsus parchalash jihozida suv bilan quyidagi reaksiya bo'yicha parchalanadi:

$$2NaHg_n + 2H_2O = 2NaOH + H_2 + 2nHg$$




*5.13-rasm.* Simob katodli elektrolitik vanna sxemasi:
*1*—elektrolizyor; *2*—parchalagich; *3*—ko'targich.

Simob katodli vannada elektroliz jarayoni o'rtacha 4,3—4,4 V kuchlanishda sodir bo'ladi.

Simob katodli vannaning prinsipial sxemasi 5.13-rasmda tasvirlangan. U ikki qismdan iborat: elektrolizyor va gorizontal parchalagich.

Elektroliz va parchalagich tuzilish jihatdan ajratilgan bo'lishi mumkin hamda ular bir-biri bilan o'tkazgich quvurlari bilan tutashtirilgan yoki bitta korpusga birlashtirilgan bo'ladi.

Elektrolizyor (1) to'g'ri burchak kesimli uzun vanna bo'lib, ustki qismi qopqoq bilan berkitilgan, qopqoqqa grafit anod biriktirilgan bo'ladi. Vannaning qisman qiya tagligiga katod shina joylangan va u orqali muntazam yupqa qatlamli simob harakatlanadi. Shunday qilib, vanna tagligi katod hisoblanadi. Elektrolizyor natriy xloridning to'yingan eritmasi (310—315 g/l) bilan ta'minlanadi, unga elektroliz jarayonida osh tuzining 260—270 g/l konsentratsiyagacha bo'lgan eritmasi qo'shiladi. Elektrolit vannadan unda erigan xlor bilan chiqadi, xlorni vakuum ostida ajratiladi, qisilgan havo purkash orqali tuz bilan to'yintiriladi, qo'shimchalardan tozalanadi va qayta elektrolizga beriladi. Hosil bo'lgan xlor vanna qopqog'i orqali chiqariladi.

Elektroliz jarayonida elektrolizyor tagligi bo'yicha simobning harakatlanishi natijasida natriy amalgamasi olinadi, u simobda eriydi

va elektrolizyordan parchalagich (2) ga o‘tkaziladi. Gorizontal parchalagich qopqoqli to‘g‘ri burchak tarnovdir. Parchalagichga suv beriladi va unda vodorod hamda ishqor mahsulotlari hosil bo‘ladi. Parchalagich tagligi qisman qiya bo‘lib, shu tufayli simob taglik bo‘yicha harakatlanadi, parchalagichdan ko‘targich (3) orqali elektrolizyorga uzatiladi.

Turli turdagi vannalar ish ko‘rsatkichlari 5.1-jadvalda keltirilgan.

*5.1-jadval*

**Elektrolizyorlarning ish ko‘rsatkichlari**

| Ko‘rsatkichlar | Elektrolizyor turlari | | | |
|---|---|---|---|---|
| | Cho‘ktirilgan diafragmali | | Simob katodli | |
| | BGK—17—25 | BGK—17—50 | Solve—200 | R—50 |
| Yuklama, A | 25000 | 50000 | 190000 | 30000 |
| Kuchlanish, V | 3,6 | 3,7 | 4,56 | 4,6 |
| Tok bo‘yicha unum, % | 96 | 96 | 96 | 96 |
| 1 t xlorga energiya sarfi, kVt·s | 2840 | 2920 | 3600 | 3240 |
| Ishqor konsentratsiyasi, g/l | 130—140 | 130—140 | 620—700 | 620—700 |

Ikki turdagi vannalar ishining ko‘rsatkichlarini taqqoslash ko‘rsatadiki, yuqori kuchlanish bo‘lganligi sababli simob katodli vannalarda diafragmali vannalarga nisbatan energiya sarfi katta bo‘ladi. Bundan tashqari, simob katodli vannalarni ishlatish birmuncha murakkab, ular qurilmalarining kapital xarajatlari katta bo‘ladi. Simob vannalari jihozlangan vannalarda mehnat sharoiti og‘ir, simobli vannalar katta hajmni egallaydi.

Simobli vannalarda osh tuzidan ajratilgan konsentrlangan eritmalar olish mumkinligi bunday vannalarning yagona ustunligi

hisoblanadi. Shundan kelib chiqqan holda, toza ishqor olish talab etilsa (masalan, viskoza tolasi ishlab chiqarishda), barcha holatlarda simob katodli vannalar ishlatiladi.

Elektroliz sexlarida vannalar doimiy tok bilan ta'minlanadi hamda seriyalar deb ataluvchi vannalar birin-ketin joylashtiriladi. Seriyalardagi vannalar soni tok to'g'rilagichga beriladigan kuchlanishga bog'liq bo'ladi. Ko'p hollarda o'zgarmas tok manbayining kuchlanishi 240—280 V bo'lganda seriya 60—70 vannadan iborat bo'ladi.

*Ishqor, vodorod va xlor.* Elektroliz natijasida eritma tarzidagi ishqor olinadi, u bug'latgich jihozlarida konsentrlanadi. Diafragmali vannalarda olingan ishqor tarkibida 130—140 g/l gacha NaOH va 170—180 g/l gacha NaCl bo'ladi. Past konsentratsiyali o'yuvchi natriy eritmasini saqlash va tashish iqtisodiy jihatdan maqbul emas. Diafragmali vannalarda olinadigan ishqor tarkibida ko'p miqdorda osh tuzi bo'ladi va undan ayrim ishlab chiqarishlarda foydalanib bo'lmaydi. Shunday qilib, elektrolizdan olingan eritmalarni konsentrlash, diafragmali vannalarda olingan ishqor eritmasini esa natriy xloriddan tozalash va osh tuzini elektrolizga qaytarish kerak bo'ladi.

Eritmalarni konsentrlash vakuum-bug'latgichli jihozlarda 40—50% NaOH konsentratsiyagacha bug'latish orqali amalga oshiriladi. Kaustik sodaning keyingi suvsizlantirilishi suyuqlantiruvchi qozonlarda o'tkaziladi, natijada qattiq kaustik soda olinadi.

Diafragmali vannalar elektrolitik eritmalarini bug'latish natijasida qattiq osh tuzi ajralib chiqadi. Bu eritmada NaOH konsentratsiyasi ortishi osh tuzi eruvchanligining keskin kamayishiga olib kelishi orqali izohlanadi.

Ajralib chiqqan osh tuzi filtrlash orqali eritmadan ajratiladi, yuviladi, suvda eritiladi va elektroliz jarayoniga qaytariladi.

Amalda bug'latish va suyuqlantirishdan so'ng tarkibida 1—3% NaCl bo'lgan ishqor olinadi.

Vodorod sovitiladi va iste'molchiga yuboriladi.

Elektrolizda olinadigan xlor suv bug'i bilan to'yingan bo'ladi. Xlorni quritish ikki bochqichda amalga oshiriladi. Xlordan namlik

ajralishi uchun u sovitgichda 20—30°C haroratgacha sovitiladi, so'ngra to'la quritish uchun kuporos moyi taqsimlanadigan to'ldirgichli minoraga beriladi. Quruq xlor ventilator yoki kompressor yordamida po'lat quvur orqali (quruq xlor metallni yemirmaydi) iste'molchi sexiga o'tkaziladi.

Ko'pgina korxonalarda xlorni siqish orqali suyuqlantirish amalga oshiriladi. Xlor uchta usul bilan suyuqlantiriladi: 1) 10—12 atm bosim va xona haroratida; 2) atmosfera bosimi va qariyb −50°C bo'lgan quyi haroratda; 3) 3—6 atm bosim va −5 dan −25°C gacha haroratda. Suyuq xlor 50 t gacha sig'imli po'lat ballonlar, bochkalar yoki sisternalarga quyiladi va shunday tarzda iste'molchiga yuboriladi.

## 3-§. Xlorid kislota ishlab chiqarish

**Vodorod xlorid va xlorid kislotaning xossalari.** Xlorid kislota vodorod xloridning suvdagi eritmasidir.

Vodorod xlorid rangsiz gaz bo'lib, −114,2°C haroratda suyuqlanadi va −85°C haroratda qaynaydi. Vodorod xlorid suvda juda yaxshi eriydi va bunda anchagina miqdorda issiqlik ajralib chiqadi. Vodorod xloridning suvda eruvchanligi haroratga bog'liq. 760 mm sim.ust. bosimida 0°C haroratda 1 *l* suvda 525,5 *l* HCl (eritmadagi massa ulushi 46,15% HCl) eriydi.

Vodorod xlorid suv bilan 760 mm sim.ust. bosimida 20,24% HCl bo'lgan azeotrop aralashma hosil qiladi va u 110°C haroratda qaynaydi.

Sanoatda vodorod xlorid ham, xlorid kislota ham ko'p ishlatiladi. Vodorod xlorid organik birikmalar: etilen (etil xlorid olish uchun), atsetilen (vinil xlorid olish uchun), etilen oksid (etilen xlorgidrin olish uchun) kabilarni gidroxlorlashda va boshqa organik xlorli birikmalar sintezida ko'p miqdorda ishlatiladi.

Xlorid kislota rux, bariy va boshqa noorganik tuzlar ishlab chiqarishda, rangli metallurgiyada, galvanotexnikada, monovinil-atsetilen (xlorpren olishda), atsetilen (vinilxlorid olishda) kabilarni gidroxlorlashda, anilin bo'yoqlari ishlab chiqarishda, kraxmal

gidrolizida (spirt olishda) va boshqa ishlab chiqarish tarmoqlarida ishlatiladi.

Quyidagi turlardagi texnik xlorid kislota ishlab chiqariladi: texnik xlorid kislota (1- va 2-nav), sintetik (texnik) xlorid kislota. Texnik xlorid kislota sifati tegishli GOST talablarida belgilab berilgan. GOST talabiga muvofiq, texnik xlorid kislotaning 1- va 2-navlari tarkibida 27,5% dan kam bo'lmagan HCl, sintetik kislotada esa 31% dan kam bo'lmagan HCl bo'lishi belgilangan.

Xlorid kislota 50 $m^3$ gacha hajmli ichki qismi qoplangan po'lat sisternalarda va 100 $m^3$ sig'imli baklarda saqlanadi va tashiladi.

**Xlorid kislota ishlab chiqarish.** Xlorid kislota ishlab chiqarish ikki bosqichda amalga oshiriladi: vodorod xlorid olish va vodorod xloridni suvga yuttirish (absorbsiyalash). Xlorid kislota olishning turli usullari bir-biridan vodorod xlorid olish usullari bilan farq qiladi.

*Vodorod xlorid olishning sulfatli usuli.* Vodorod xlorid olishning sulfatli usuli kimyoviy ishlab chiqarishning eski usullaridan biridir. Unda osh tuzi kuporos moyi bilan ta'sirlashib, quyidagi reaksiya bo'yicha vodorod xlorid hosil qilinadi:

$$2NaCl + H_2SO_4 = Na_2SO_4 + 2HCl - 68{,}25\ kJ$$

Jarayon kuydirish pechlarida 500—550°C haroratda o'tkaziladi, bunda qattiq natriy sulfat va tarkibida 30—40% vodorod xlorid bo'lgan gaz olinadi. Olinadigan gaz sulfat kislota va boshqa qo'shimchalar bilan ifloslangan bo'ladi. Undan vodorod xloridni absorbsiyalashda texnik xlorid kislota hosil bo'ladi va uning konsentratsiyasi 27—31% dan oshmaydi.

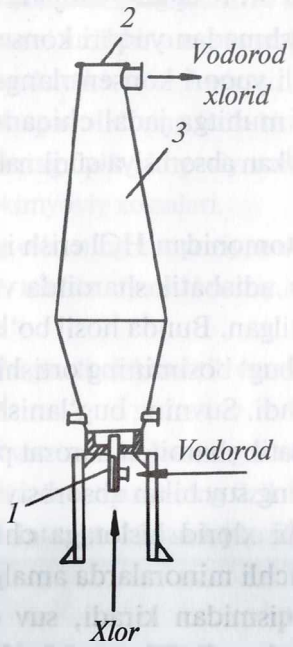
Bu jarayon, asosan, natriy sulfat olish maqsadida amalga oshirilgan. Tabiiy natriy sulfat konlari topilgandan so'ng bu usul o'z ahamiyatini yo'qotdi.

*Vodorod xlorid sintezi.* Osh tuzi suvli eritmasining elektrolizida olinadigan xlor va vodoroddan vodorod xlorid sintezi amalga oshiriladi. Vodorod xlorda ekzotermik reaksiya bo'yicha yonadi:

$$H_2 + Cl_2 \rightleftarrows 2HCl + 184{,}23\ kJ$$

Odatdagi haroratda va qorong'i sharoitda reaksiya sodir bo'lmaydi. Yorug'lik nuri ta'sirida va qizdirilganda reaksiya katta tezlikda sodir bo'ladi va portlash bilan o'tishi mumkin.

Amalda vodorodning xlorda portlashsiz yonishi 2300—2400°C haroratda amalga oshiriladi. Xlordan to'la foydalanish uchun reaksiya aralashmasida 5—10% ortiqcha vodorod bo'ladi. Xlorning vodorod bilan ta'sirlashuvi pechlarda o'tkaziladi (5.14-rasm). Pech qoplamasi (3) po'latdan tayyorlangan va ichki qismi o'tga chidamli g'isht bilan qoplangan bo'lib, ta'sirlashuvchi xlor va vodorod alangasining shu'lasiga yaqin shakldagi forsunka ko'rinishida bo'ladi. Pechning yuqori qismi asbestli qopqoq (2) bilan berkitilgan, u portlash bo'lganda ochilib ketadi. Pechning tag qismi o'tga chidamli g'isht bilan qoplangan va uning ustiga konsentrik joylashgan ikkita po'lat quvurdan iborat yondirgich (1) joylashtirilgan. Ichki quvurdan xlor, tashqi quvurdan esa vodorod beriladi. Yondirgichdan




*5.14-rasm.* Vodorod xloridni sintezlash pechining sxemasi:
*1*—yondirgich; *2*—asbestli qopqoq; *3*—pech qoplamasi.

chiqishda gazlar aralashadi va bir-biri bilan ta'sirlashadi. Pech unumdorligi 100% li HCl hisobida sutkasiga 15—16 t ni tashkil etadi.

Elementar xlor va vodoroddan vodorod xlorid sintezi ko'pgina afzalliklarga egadir: tarkibida 80—90% HCl tutgan vodorod xlorid gazi hosil bo'ladi, bu esa 31% va undan yuqori konsentratsiyali xlorid kislota olish imkonini beradi; yuqori tozalikka ega bo'lgan xlorid kislota olinadi; sulfat kislota olinmaydi; jarayon yoqilg'i sarflanmasdan o'tkaziladi.

Elementar xlor va vodoroddan vodorod xlorid sintezi keng ko'lamda ishlatiladi. Hozirgi paytda vodorod xlorid organik sintez sanoatining qo'shimcha mahsulotlaridan ham ko'p miqdorda ishlab chiqarilmoqda.

Vodorod xloridning suv bilan absorbsiyasi gidratlar hosil bo'lishi va issiqlik ajralib chiqishi bilan sodir bo'ladi. Agar absorbsiya jarayonida ajralib chiqadigan issiqlik atrof muhitga chiqarilmasa, kislota harorati keskin ortib ketadi, natijada tarkibida 20,24% HCl tutgan azeotrop aralashmadan yuqori konsentratsiyali kislota olib bo'lmaydi. Shu tufayli yuqori konsentrlangan kislota olish uchun erish issiqligini atrof muhitga jadal chiqarish choralarini ko'rish lozim bo'ladi, bu esa ulkan absorbsiya qurilmalarida amalga oshirilishi bilan bog'liqdir.

A.M. Gasparyan tomonidan HCl erish issiqligini atrof muhitga chiqarilmasdan, ya'ni adiabatik sharoitda vodorod xloridni suvga yuttirish usuli taklif etilgan. Bunda hosil bo'ladigan kislota harorati ortadi, bu esa kislota bug' bosimining ortishiga va suvning intensiv bug'lanishiga olib keladi. Suvning bug'lanishiga HCl erish issiqligi sarflanadi va bu adiabatik sharoitda harorat pasayishiga olib keladi.

Vodorod xloridning suv bilan absorbsiyasi sopol, kvars, plastmassa (viniplast) kabi xlorid kislotaga chidamli materiallardan tayyorlangan to'ldirgichli minoralarda amalga oshiriladi. Vodorod xlorid minora quyi qismidan kiradi, suv esa yuqoridan pastga qarama-qarshi harakatlanadi. Diametri 0,45 m va balandligi 6,4 m bo'lgan minorada sintetik vodorod xloriddan sutkasiga 30 t gacha 31% li xlorid kislota olinishi mumkin.

## Nazorat savollari

1. Kalsinirlangan soda olishning sintetik usullari.
2. Kalsinirlangan soda qanday xomashyolardan ishlab chiqariladi?
3. Ohaktoshni kuydirish shaxtali pechining tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.
4. Ohaktoshni kuydirish jarayoni qanday kechadi?
5. Ohak suti tayyorlash texnologiyasi.
6. Namakobni tozalashning fizik-kimyoviy asoslari.
7. Namakobni tozalash texnologiyasini bayon qiling.
8. Absorbsiya jarayonining fizik-kimyoviy asoslari.
9. Karbonizatsiya jarayonining fizik-kimyoviy asoslari.
10. Karbonizatsiya minorasining tuzilishi va ishlash prinsipi.
11. Uzluksiz ishlaydigan vakuum-filtrning tuzilishi va ishlash prinsipi.
12. Kalsinatsiya jarayonining fizik-kimyoviy asoslari.
13. Kalsinatsiya jarayoni texnologiyasi.
14. Distillatsiya minorasi tuzilishi va regeneratsiya jarayonini tushuntiring.
15. Kalsinirlangan soda olish texnologiyasi.
16. Natriy gidrokarbonat olishning fizik-kimyoviy asoslari.
17. O'yuvchi natriyning fizik-kimyoviy xossalari.
18. Xlorning fizik-kimyoviy xossalari.
19. O'yuvchi natriy olishning kimyoviy usullarini ayting.
20. Elektrokimyoviy usulda o'yuvchi natriy, xlor va vodorod olishning fizik-kimyoviy asoslari.
21. Filtrlovchi diafragmali elektrolitik vannaning tuzilishi va ishlash prinsipini tushuntiring.
22. Vodorod xlorid va xlorid kislotaning xossalarini ayting.
23. Xlorid kislota ishlab chiqarishning fizik-kimyoviy asoslari.
24. Vodorod xlorid sintez pechi qanday tuzilgan va u qanday ishlaydi?

15. *Кочетков В.Н.* Фосфорсодержащие удобрения: Справочник / Под ред. проф. А.А.Соколовского. — М.: «Химия», 1982.

16. *Вишнякова А.А.* Фосфорные удобрения из каратуских, гулиобских и других фосфоритов. — Т.: «Фан», 1973.

17. *Копылев Б.А.* Технология экстракционной фосфорной кислоты. — Л.: «Химия», 1981.

18. *Копылов В.А., Завертяева Т.И., Андрейченко А.М.,* Буслакова Л.П. Производство двойного суперфосфата. — М.: «Химия», 1976.

19. Двойной суперфосфат: Технология и применение / М.А. Шапкин, Т.И.Завертяева, Р.Ю.Зинюк, Б.Д.Гуллер. — Л.: «Химия», 1987.

20. *Кононов А.А., Стрелин В.Н., Евдокимова Л.И.* Основы технологии комплексных удобрений. — М.: «Химия», 1988.

21. *Кувшинников И.М.* Минеральные удобрения и соли: Свойства и способы их улучшения. — М.: «Химия», 1987.

22. *Соколовский А.А., Унанянц Т.П.* Краткий справочник по минеральным удобрениям. — М.: «Химия», 1977.

23. *Гафуров К.* Обесфторенные удобрения из фосфоритов Каратау. — Т.: «Фан», 1992.

24. *Зайцев И.Д., Ткач Г.А., Стоев Н.Д.* Производство соды. — М.: «Химия», 1986.

25. *Запольский А.К., Баран А.А.* Коагулянты и флокулянты в процессах очистки вод. — М.: «Химия», 1990.

26. А.с. 1491812. Способ переработки бокситов на глинозем / Фадеев Ф.Ф. и др. // Опубл. БИ, 1989. — №25.

27. А.с. 1284945. Способ получение гидратированного сульфата алюминия / Соколь В.А. и др. // Опубл. БИ, 1987. — №3.

28. *Позин М.Е.* Технология минеральных солей. Ч.1. — М.: «Химия», 1974.

29. *Лайнер Ю.А.* Комплексная переработка алюминийсодержащего сырья кислотными способами. — М.: «Наука», 1982.

30. *McKinstry H.A.* Thermal expansion of clay minerals ‖Amer. Mineral. 1965. — Vol.50. — N 1|2. — P. 212-222.

31. *Shamshidinov I.T., Mamadaliev A.T., Mamajanov Z.N.* Optimization of the process of decomposition of aluminosilicate of clays

## FOYDALANILGAN ADABIYOTLAR


1. Основы химической технологии / Мухленов И.П., Горштейн А.Е., Тумаркина Е.С. Под ред. И.П.Мухленова. — М.: «Высшая школа», 1991.

2. *Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г.* Общая химическая технология. — М.: «Высшая школа», 1990.

3. *Васильев Б.Т., Отвагина М.И.* Технология серной кислоты. — М.: «Химия», 1985.

4. *Амелин А.Г.* Технология серной кислоты. — М.: «Химия», 1983.

5. *Кузнецов Д.А. и др.* Общая химическая технология. — М.: «Высшая» школа, 1970.

6. *Isroilov J.* Sanoatning eng muhim tarmoqlari texnologiyasi asoslari. — T.: «O'qituvchi», 1978.

7. *Кафаров В.В., Ветохин В.Н.* Основы автоматизированного проектирования химических производств. — М.: «Наука», 1987.

8. Справочник азотчика. Производство разбавленной и концентрированной азотной кислоты. Производство азотных удобрений... — М.: «Химия», 1987.

9. *G'afurov Q., Shamshidinov I.* Mineral o'g'itlar va tuzlar texnologiyasi. — T.: «Fan va texnologiya», 2007.

10. *Kattayev N.* Kimyoviy texnologiya. — T.: «Yangiyul polygraph service» MCHJ, 2008.

11. *G'afurov Q., Shamshidinov I.* Mineral o'g'it ishlab chiqarish nazariyasi va texnologik hisoblari. — T.: «Fan va texnologiya», 2010.

12. *Позин М.Е.* Технология минеральных удобрений: Учебник для вузов. — Л.: «Химия», 1989.

13. Технология фосфорных и комплексных удобрений / Под ред. С. Д. Эвенчика и А. А. Бродского. — М.: «Химия», 1987.

14. Производство аммиачной селитры в агрегатах большой единичной мощности / Под ред. В.М.Олевского. — М.: «Химия», 1990.

15. *Кочетков В.Н.* Фосфорсодержащие удобрения: Справочник / Под ред. проф. А.А.Соколовского. — М.: «Химия», 1982.

16. *Вишнякова А.А.* Фосфорные удобрения из каратуских, гулиобских и других фосфоритов. — Т.: «Фан», 1973.

17. *Копылев Б.А.* Технология экстракционной фосфорной кислоты. — Л.: «Химия», 1981.

18. *Копылов В.А., Завертяева Т.И., Андрейченко А.М.,* Буслакова Л.П. Производство двойного суперфосфата. — М.: «Химия», 1976.

19. Двойной суперфосфат: Технология и применение / М. А. Шапкин, Т.И.Завертяева, Р.Ю.Зинюк, Б.Д.Гуллер. — Л.: «Химия», 1987.

20. *Кононов А.А., Стрелин В.Н., Евдокимова Л.И.* Основы технологии комплексных удобрений. — М.: «Химия», 1988.

21. *Кувшинников И.М.* Минеральные удобрения и соли: Свойства и способы их улучшения. — М.: «Химия», 1987.

22. *Соколовский А.А., Унанянц Т.П.* Краткий справочник по минеральным удобрениям. — М.: «Химия», 1977.

23. *Гафуров К.* Обесфторенные удобрения из фосфоритов Каратау. — Т.: «Фан», 1992.

24. *Зайцев И.Д., Ткач Г.А., Стоев Н.Д.* Производство соды. — М.: «Химия», 1986.

25. *Запольский А.К., Баран А.А.* Коагулянты и флокулянты в процессах очистки вод. — М.: «Химия», 1990.

26. А.с. 1491812. Способ переработки бокситов на глинозем / Фадеев Ф.Ф. и др. // Опубл. БИ, 1989. — №25.

27. А.с. 1284945. Способ получение гидратированного сульфата алюминия / Соколь В.А. и др. // Опубл. БИ, 1987. — №3.

28. *Позин М.Е.* Технология минеральных солей. Ч.1. — М.: «Химия», 1974.

29. *Лайнер Ю.А.* Комплексная переработка алюминийсодержащего сырья кислотными способами. — М.: «Наука», 1982.

30. *McKinstry H.A.* Thermal expansion of clay minerals ‖Amer. Mineral. 1965. — Vol.50. — N 1|2. — P. 212-222.

31. *Shamshidinov I.T., Mamadaliev A.T., Mamajanov Z.N.* Optimization of the process of decomposition of aluminosilicate of clays

with sulfuric acid (Оптимизация процесса разложения алюмосиликатных глин серной кислотой). // The First International Conference on Eurasian scientific development. — Vienna (Austria): «East West» Association for Advanced Studies and Higher Education GmbH, 11th April, 2014.

32. Обзор рынка коагулянтов в СНГ (Демонстрационная версия). — М.: ИнфоМайн, 2008.

## MUNDARIJA

Kirish....3

*I BOB.* **SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQARISH**

1-§. Sulfat kislota va uni ishlab chiqarish xomashyolari tavsifi....5
2-§. Sulfit angidrid olish....29
3-§. Kontakt usulida sulfat kislota ishlab chiqarish....59
4-§. Nitrozali usulda sulfat kislota ishlab chiqarish....97
5-§. Sulfat kislotani konsentrlash....122
6-§. Sulfat kislota ishlab chiqarishda kimyoviy energiyadan foydalanish....136

*II BOB.* **BOG'LANGAN AZOT TEXNOLOGIYASI**

1-§. Ammiak sintezi uchun azot-vodorod aralashmasi ishlab chiqarish....146
2-§. Azot-vodorod aralashmasini tozalash....153
3-§. Sintetik ammiak ishlab chiqarish....160
4-§. Havodan azot va kislorod olish....169
5-§. Nitrat kislota ishlab chiqarish....174

*III BOB.* **MINERAL O'G'ITLAR ISHLAB CHIQARISH**

1-§. Mineral o'g'itlarning ahamiyati va umumiy tavsifi....198
2-§. Azotli o'g'itlar ishlab chiqarish....208
3-§. Fosforli o'g'itlar ishlab chiqarish....218

4-§. Ekstraksion fosfat kislotani kalsiy karbonatli xomashyolar bilan neytrallash asosida fosforli o‘g‘it olish.....306
5-§. Kompleks o‘g‘itlar ishlab chiqarish.....310

*IV BOB.* **ALUMINIY SULFAT ISHLAB CHIQARISH**

1-§. Angren kaolinlariga termik ishlov berish va undan koagulant — aluminiy sulfat olish.....340
2-§. Angren kaolinlaridan koagulant — aluminiy sulfat ishlab chiqarish texnologiyasi.....344

*V BOB.* **SODA MAHSULOTLARI VA XLORID KISLOTA ISHLAB CHIQARISH**

1-§. Kalsinirlangan soda ishlab chiqarish.....348
2-§. O‘yuvchi natriy, xlor va vodorod ishlab chiqarish.....375
3-§. Xlorid kislota ishlab chiqarish.....389

Foydalanilgan adabiyotlar.....394

4-§. Ekstraksion fosfat kislotani kalsiy karbonatli xomashyolar bilan neytrallash asosida fosforli o‘g‘it olish.....306
5-§. Kompleks o‘g‘itlar ishlab chiqarish.....310

## *IV BOB.* ALUMINIY SULFAT ISHLAB CHIQARISH

1-§. Angren kaolinlariga termik ishlov berish va undan koagulant — aluminiy sulfat olish.....340
2-§. Angren kaolinlaridan koagulant — aluminiy sulfat ishlab chiqarish texnologiyasi.....344

## *V BOB.* SODA MAHSULOTLARI VA XLORID KISLOTA ISHLAB CHIQARISH

1-§. Kalsinirlangan soda ishlab chiqarish.....348
2-§. O‘yuvchi natriy, xlor va vodorod ishlab chiqarish.....375
3-§. Xlorid kislota ishlab chiqarish.....389

Foydalanilgan adabiyotlar.....394

SHAMSHIDINOV ISRAILJON TURGUNOVICH

# NOORGANIK MODDALAR VA MINERAL O‘G‘ITLAR TEXNOLOGIYASI

*Kasb-hunar kollejlari uchun o‘quv qo‘llanma*

Toshkent — «ILM ZIYO» — 2015

Muharrir *B. Xudoyorova*
Badiiy muharrir *M. Burxonov*
Texnik muharrir *F. Samadov*
Musahhih *D. Hamidullayev*

Nashriyot litsenziyasi №AI 275, 15.07.2015-y.

2015-yil 22-dekabrda chop etishga ruxsat berildi. Bichimi 60x90$^{1}/_{16}$.
«Times» harfida terilib, ofset usulida chop etildi.
Bosma tabog‘i 25,0. Nashr tabog‘i 23,0. 468 nusxa.
Buyurtma № 27.

«ILM ZIYO» nashriyot uyi. Toshkent, Navoiy ko‘chasi, 30-uy.

«PAPER MAX» xususiy korxonasida chop etildi.
Toshkent, Navoiy ko‘chasi, 30-uy.

Ш 22 **Shamshidinov I.T. Noorganik moddalar va mineral o'g'itlar texnologiyasi**. Kasb-hunar kollejlari uchun o'quv qo'llanma / T.: «ILM ZIYO», 2015. — 400 b.

**UO'K: 577.128(075)**
**KBK: 35.20**

ISBN 978-9943-16-241-9

44762

OHANGARON SANOAT KASB-HUNAR KOLLEJI AXBOROT-RESURS MARKAZI

«ILM ZIYO»

ISBN 978-9943-16-241-9

«ILM ZIYO»

ISBN 978-9943-16-241-9