

**O‘ZBEKISTON RESPUBLIKASI
OLIV VA O‘RTA MAXSUS TA‘LIM VAZIRLIGI**

FARG‘ONA POLITEKNIKA INSTITUTI

“KIMYO TEXNOLOGIYA” FAKULTETI

“KIMYO TEXNOLOGIYASI” KAFEDRASI

“SODA TEXNOLOGIYASI” fanidan

O‘QUV QO‘LLANMA

Farg‘ona - 2013

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

FARG‘ONA POLITEKNIKA INSTITUTI

“KIMYO TEXNOLOGIYA” FAKULTETI

“KIMYO TEXNOLOGIYASI” KAFEDRASI

“SODA TEXNOLOGIYASI” fanidan

O‘QUV QO‘LLANMA

**Institut uslubiy kengashi
yig‘ilishida ko‘rib
chiqildi va tasdiqlandi
Majlis bayoni № _____
«____» _____ 2013 y.**

Farg‘ona - 2013

Tuzuvchi: D.T. Kodirova, C.R. Mirsalimova, Sh.Sh. Xamdamova

5320400-Kimyoviy texnologiyasi yo‘nalishi bo‘yicha ta’lim olayotgan talabalar uchun o‘quv qo‘llanma sifatida tavsiya etilgan.

Ushbu o‘quv qo‘llanma M.E. Pozinning “Noorganik moddalar texnologiyasi bo‘yicha hisoblari” darsligining “Soda texnologiyasi” bo‘limini asosida tayorlangan.

O‘quv qo‘llanmada kalsinirlangan soda, kaustik soda ishlab chiqarishni asosiy texnologik jarayonlarni hisoblari keltirilgan.

Ushbu o‘quv qo‘llanmadan oliy o‘quv yurtlarining kimyo-texnologiya ta’lim yo‘nalishi bakalavr va magistr bosqichlarida taxsil oluvchi talabalari uchun “Soda texnologiyasi” fanidan amaliy mashg‘ulotlar jarayonida qo‘llanma sifatida foydalanishlari mumkin.

Taqrizchilar:

I.G`. Mamirov

SO‘Z BOSHI

Ma`lumki, texnologik hisoblar jarayonlarini fizik-kimyoviy printsiplariga asoslangan bo‘lib, ularni miqdoriy interpretatsiyasiga olib keladi.

Ular reaksiyasi natijalari hisobini jarayonlar tezligini, ishlab chiqarish rejimini, jixozlar o‘lchami va sonini aniqlashni, hamda hom-ashyo, materiallar, energiya resurslari va boshqa ishlab chiqarish sarflarini o‘z ichiga oladi.

Bunday hisoblardan bir qismini masalan reaksiyalar nazariy muvozanatini, tipik apparatlar hisobini talabalar umumtexnik tayyorgarlik jarayonida fizik-kimyo kursini o‘rganishdi, kimyoviy texnika jihozlarini jarayonlari bajariladi.

Shuning uchun mazkur qo‘llanmaning asosiy mazmuni- ishlab chiqarish jarayonlari va ularning alohida elementlari moddiy va issiqlik balansi xisoblari, hamda tipik kimyoviy apparatlarga taalluqli bo‘lmagan ba`zi ishlab chiqarish apparatlari hisoblaridan iborat.

Hisoblar amaldagi noorganik moddalar texnologiyasi kursi dasturiga asosan tuzilgan bo‘lib, uning asosiy bo‘limlarini ya`ni, kal`sinirlangan va kaustik soda ishlab chiqarishni o`z ichiga oladi.

MUNDARIJA

Kalsinirlangan soda	7
Umumiy tushunchalar	
Kalsinirlangan soda ishlab chiqarishning prinsipial sxemasi	9
Namakob (tuz eritmasi) ni tozalash.....	10
Namakobni ammoniylash.....	14
Issiqlik sarfi.....	25
Ammoniylangan namakob (tuz eritmasi) ni karbonlash va natriy bikarbonatni filtrlash.....	26
Natriy bikarbonatni kalsiylash	35
Distillash (ammiak regeneratsiya).....	42
Uglerod (IV) oksidi va oxak olish. (Bo‘r yoki oxaktoshni kuydirish).....	56
	66
Ishlab chiqarishning ferrit usuli.....	
Ishlab chiqarishning oxakli usuli.....	
Adabiyotlar.....	86

KALSINIRLANGAN SODA

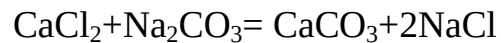
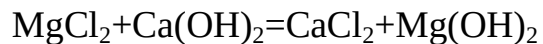
Umumiy tushunchalar

Osh tuzidan ammiakli usulda soda olish uchun NaCl ning tozalangan kontsentrangan eritmasi ammiak bilan qayta ishlanadi. So'ngra ammoniylangan rassol CO₂ tutuvchi gaz bilan karbonlanadi. Karbonlash natijasida natriy bikarbonatning ammoniy xlorid eritmasidagi suspenziya kristallari hosil bo'ladi. Suspenziyani filtrlash orqali beqaror bikarbonat va xira eritma (filtr suyuqligi)ga ajratiladi.

Beqaror bikarbonatni toblantirib kalsinirlangan soda olinadi. Ko'p miqdorda ammiak tutgan nursiz eritma, oxak suti bilan qayta ishlanib distillanadi. Ajralib chiqqan NH₃ yangi tuz eritmalari (namakob) bilan to'yintirish uchun yuboriladi. Jarayon uchun zarur oxak va CO₂ oxaktosh yoki bo'rni parchalash yo'li bilan olinadi.

Ammiak – soda jarayonining asosiy reaksiya va bosqichlari:

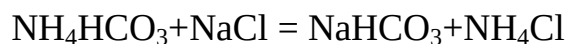
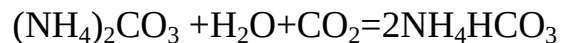
Namakobni (tuzli eritma) oxakli sodali tozalovi:



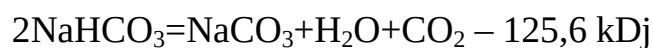
absorbsiya -



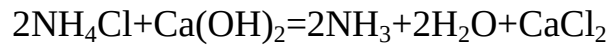
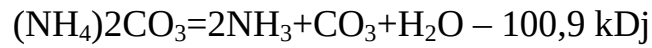
Ammiak tuzli eritmani karbonizatsiyalash –



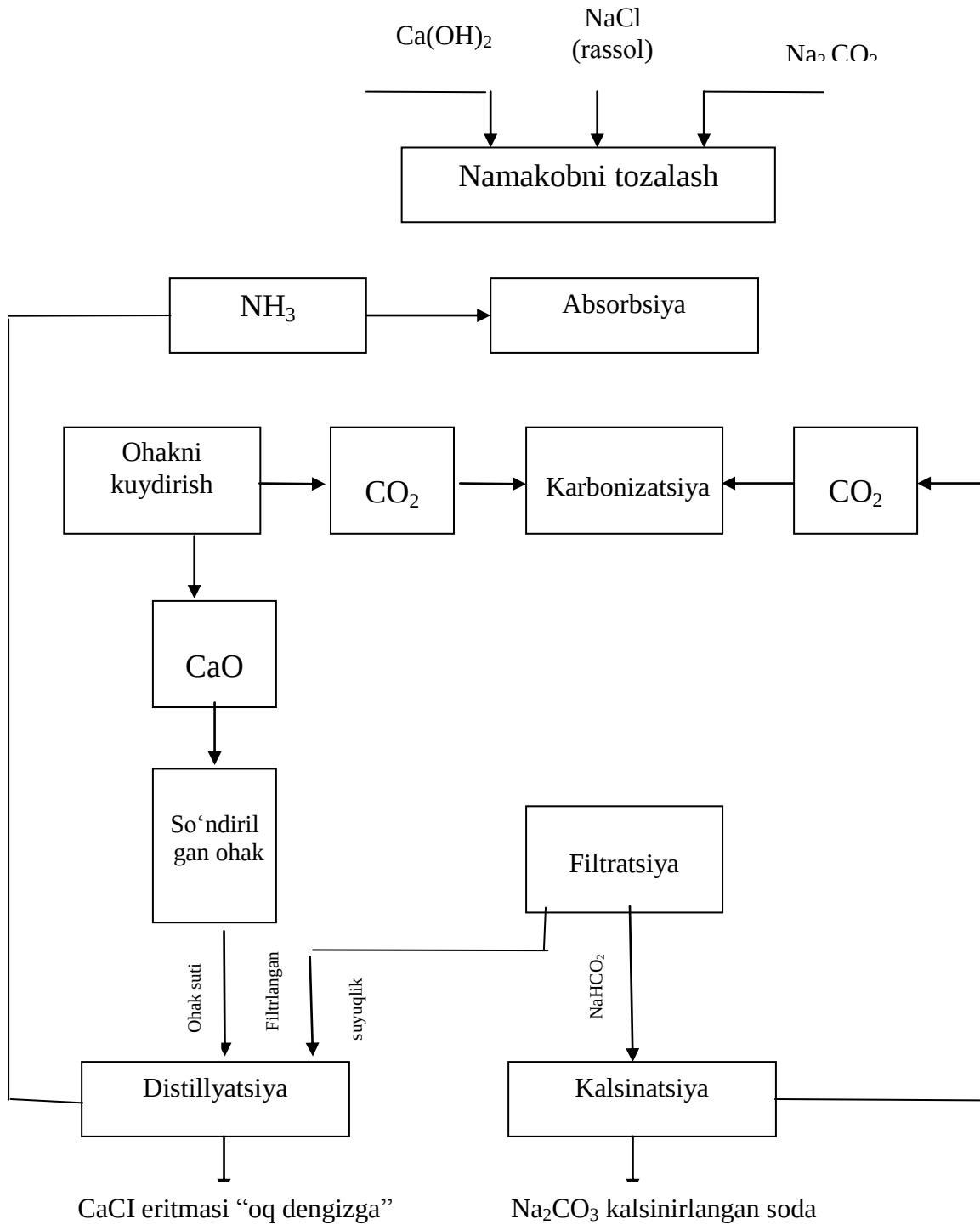
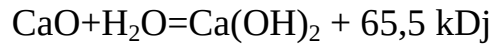
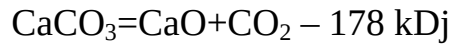
Bikarbonatni kalsinatsiyalash



Ammiakni regeneratsiya (tiklash) qilish.



CO_2 va oxak suti olish:



1- sxema. Kalsinirlangan soda ishlab chiqarish prinsipial sxemasi

Soda ishlab chiqarish zavodlarida eritma konsentratsiyasi normal nisbatlarda ifodalanadi. 1 normal nisbat 1 dm³ dagi 1/20 g – ekv modda konsentratsiyaga muvofiq keladi (410 bet). 20 sm³ suyuqlikni titrlash uchun 20 sm³ normal eritma sarflangan bo'lsa sinalayotgan suyuqlik xam 1 n ya'ni 1 dm³ 1 g – ekv modda tutadi.

10 sm³ n eritma 20 sm³ tekshirilgan suyuqlikda titrlashga sarflansa mahsulot 2 n eritma hisoblanadi va xokazo.

n nisbatni g/dm³ ga o'tkazish uchun n nisbat sonini berilgan modda g.ekv.ga ko'paytirib 20 ga bo'lish lozim.

Masalan:

20,5 n nisbatdagi NH₃ eritmada

$$(20,5 \cdot 17) / 20 = 17,4 \text{ g/dm}^3 \text{ NH}_3 \text{ to'g'ri keladi}$$

40 n nisbat Na₂CO₃ eritma konsentrlanadi

$(40 \cdot 53) / 20 = 106 \text{ g/dm}^3 \text{ Na}_2\text{CO}_3$ ga teng g/dm³ ifodalangan (A) konsentratsiyani n nisbat (x) ga qayta hisoblash uchun grammlar sonini 20 ga ko'paytirilib moddaning (M) g-ekv ko'rsatgichiga bo'lish kerak.

$$x = (A \cdot 20) / M$$

M: 312 g/dm³ NaCl tutgan eritma konsentratsiyasi:

$$(312 \cdot 20) / 58,5 = 106,7 \text{ n nisbatga teng bo'ladi.}$$

Normal nisbat ko'rsatilgan birikma va uning alohida ionlari konsentratsiyasi bir xil miqdoriy qiymatga g/dm³ da ifodalanganda turli qiymatga egaligini ko'rsatib o'tamiz.

Qayta hisoblarni yengillatish uchun alohida moddalar uchun belgilangan koeffisientlardan foydalanish mumkin.

Normal nisbatlar sonini ko'rsatgichiga ko'paytirib g/dm³ qiymati olinadi yoki aksincha g/dm³ qiymatini belgilash ko'rsatgichiga bo'lib normal nisb qiymati olinadi.

Quyida ammiak usulida soda ishlab chiqarishda ishlatiladigan moddalar uchun g-ekv / 20 ko'rsatgichlari keltirilgan.

1. misol.

Oxak sutidagi CaO konsentratsiyasi 189 n nisbatga teng. Oxak sutidagi CaO va Ca(OH)₂ miqdorini va Ca²⁺, OH⁻ ionlarining konsentratsiyasini (g/dm³ dagi) aniqlang.

Yechish: komponentlar tarkibi, g/dm³

$$CaO = \frac{189 (56 / 2)}{20} = 264$$

$$Ca(OH)_2 = \frac{189 (74 / 2)}{20} = 350$$

$$Ca^{2+} = \frac{189 (40 / 2)}{20} = 189$$

$$OH^- = \frac{189 * 17}{20} = 161$$

Namakob (tuz eritmasi) ni tozalash.

Soda ishlab chiqarishda qo'llaniladigan sun'iy va tabiiy tuz eritmalari Ca²⁺, Mg²⁺, SO₄²⁻ va boshqa aralashmalarni tutadi. Bu aralashmalar ammoniylash jarayonida cho'kmalar hosil qilib apparat devorlariga o'tadi va ishlab chiqarish quvvatini kamaytiradi. SHuning uchun odatda namakob oldindan Ca²⁺ Mg²⁺ ionlaridan tozalanadi. Tozalashning eng keng tarqalgan usullaridan biri soda-oxak usuli hisoblanadi. Bu usulda namakobga (tuz eritmasi) soda eritmasi va oxak suti qo'yiladi.

Reagentlarni uzatish ketma – ketligi tuz eritmasidagi magniy miqdori bilan aniqlanadi. Ko'p miqdorda Mg tutgan (Masalan: 2,3 normal nisbat Mg²⁺ va 1,5 normal nisbat Cu²⁺) namakobga oldin oxak suti quyiladi, so'ng soda.

Kam miqdorda (0,5 normal nisbat Mg²⁺ va 1,5 normal nisbat Ca²⁺) Mg tutgan namakobga oldin soda aralashtiriladi.

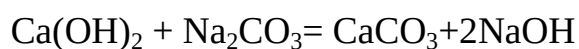
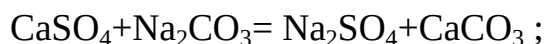
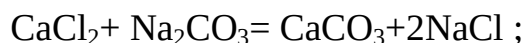
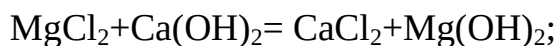
0,1 normal nisbat Mg²⁺ va 1,2 – 1,7 normal nisbat Ca²⁺ tutgan namakobni tozalashni oldindan aralashtirilgan reagentlar yordamida amalga oshiriladi. Tozalash jarayonida Mg namakobdan gidrooksid xolida cho'ktiriladi, kaltsiy – karbonat xolida cho'ktiriladi. Olingan suspenziya tindiriladi. Tindirilgan namakob tozalangan namakob rezervuariga keladi so'ng adsorbsiya bo'limiga o'tadi. Tozalangan namakob (tuz eritmasi) quyidagi tarkibga ega (n nisbatlarda).

Ca^{+2}	0,02 yuqori emas	Na_2CO_3	0,25 – 0,3
Mg^{2+}	0,07 yuqori emas	NaOH	0,02 – 0,08
		Cl^-	104 – 106

2. misol

6,71 kg CaSO_4 , 0,63 kg MgCl_2 va 0,33 kg CaCl_2 tutgan 1 m³ namakobni (tuz eritmasi) tozalash uchun soda va Ca(OH)_2 sarfini aniqlang.

Yechish: oxak sodali namakobni tozalashda quyidagi reaksiyalar boradi:



Mg(OH)_2 ni cho'ktirish uchun (1 – reaksiya bo'yicha) Ca(OH)_2 ning zaruriy sarfi

$$(0,63 \cdot 74) / 95,2 = 0,49 \text{ kg.}$$

[74 va 95,2 – Ca(OH)_2 va MgCl_2 larning molyar massasi] 10% mo'l miqdorida Ca(OH)_2 sarfi

$$0,49 \cdot 1,1 = 0,54 \text{ kg}$$

Soda sarfi, kg

Kalsiy xloridning CaCO_3 ga o'tishida

$$(0,63 \cdot 106) / 95,2 = 0,7$$

[106 Na_2CO_3 ning molekulyar massasi]

Sarflanadigan namakobdagi kalsiy xlorid CaCO_3 ga o'tishi uchun

$$(0,33 \cdot 106) / 111 = 0,32$$

[111 – CaCl₂ ning molekulyar massasi]

Namakobdagi kalsiy sulfatning CaCO₃ ga o'tishi uchun

$$(6,71 \cdot 106) / 136 = 5,22$$

[136 – CaSO₄ ning molekulyar massasi]

Mg (OH)₂ cho'ktirish uchun kiritilgan ortiqcha Ca(OH)₂ bug'lash uchun:

$$\frac{(0,54 - 0,49) \cdot 106}{74} = 0,07$$

Sodaning umumiy sarfi:

$$0,7 + 0,32 + 5,22 + 0,07 = 6,31 \text{ kg}$$

1 m³ namakobni tozalash uchun standart 95% li sodaga qayta hisoblanganda uning sarfi.

$$(6,31 \cdot 100) / 95 = 6,64 \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

3. misol.

1,7 normal nisbat Ca²⁺ va 0,5 normal nisbat Mg²⁺ tutgan namakobli soda uchun oxak va soda sarfini hisoblash.

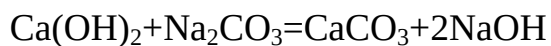
Tozalangan namakobdagi NaOH miqdori 0,01 normal nisbat ortiqcha soda 0,3 normal nisbat.

Yechish:

Oxak sarfi, kg:

Mg²⁺ + Ca(OH)₂ = Mg(OH)₂ + Ca²⁺ reaksiya asosida Mg²⁺ ionlarini cho'ktirish uchun

Tozalangan namakobdagi mavjud NaOH ni olishga (texnologik rejim normalariga asosan 0,08 normal nisbat)



Oxakning ma'lum miqdori reaksiyaga kirishmay quyqumga chiqib ketadi, amaliy xolda bu 0,1 normal nisbat tashkil etadi.

Shunday qilib Mg^{2+} ionlarini cho'ktirish uchun 0,5 normal nisbat oxak, 0,08 normal nisbat NaOH hosil bo'lishi uchun 0,08 normal nisbat oxak zarur bo'ladi.

Oxakning umumiy sarfi: $0,5 + 0,08 + 0,1 = 0,68$ normal nisbat.

Shunday 1 m³ namakobni tozalash uchun
 $(0,68 \cdot 28) / 20 = 0,951$ kg CaO zarur.

Oxak tarkibida 85% CaO bo'lgani uchun uning sarfi
 $0,951 / 0,85 = 1,12$ kg ga teng.

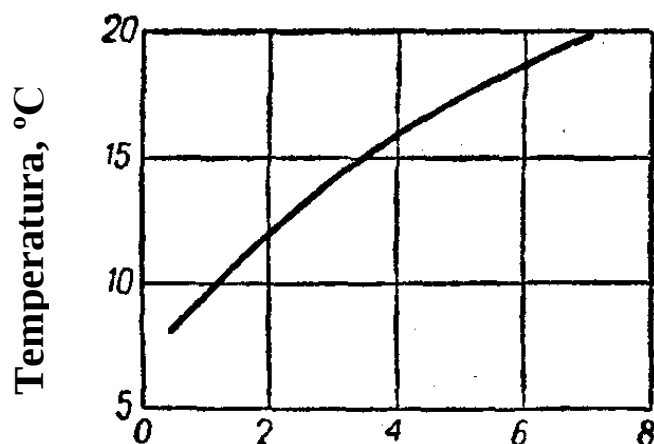
Soda sarfi, normal nisbat :

$\text{Ca}^{2+} + \text{Na}_2\text{CO}_3 = \text{CaCO}_3 + 2\text{Na}^+$ reaksiya asosida Ca^{2+} ionlarini cho'ktirish uchun 1,7 normal nisbat Mg^{2+} ionlarini cho'ktirishda hosil bo'ladigan Ca^{2+} ionlarini cho'ktirishga 0,5 normal nisbat NaOH hosil bo'lishiga – 0,08 normal nisbat Na_2CO_3 mo'lligini ta'minlashga – 0,3 normal nisbat ; jami zaruriy Na_2CO_3
 $1,7 + 0,5 + 0,08 + 0,3 = 2,58$ normal nisbat yoki

$$(53,0 \cdot 2,58) / 20 = 6,84 \text{ g/dm}^3$$

1m³ namakob uchun 100% li soda sarfi 6,84 kg ni tashkil etadi. Texnik soda tarkibida 95% Na_2CO_3 borligi sababli 1m³ namakob uchun sarfi:

$$6,84 / 0,95 = 7,2 \text{ kg}$$



Cho'ktirish tezligi ($\omega \cdot 10^{-4}$), m/s

1-rasm. Shlamni cho'ktirish tezligini haroratga bog'liqligi

4. misol.

Diametri 18m bo'lgan namakob (tuz eritmasi) tozalash uchun tindirgichning unumdorligini aniqlang. Tindirish 15 – 17°C da amalga oshadi. Quyqumning cho'kish tezligining xaroratga bog'liqligi 1. rasmda keltirilgan (413-b)

Yechish: Tindirgichning unumdorligini (m^3/s)

$$V_0 = F \frac{wx^2}{x_2 - x_1} \text{ formula asosida hisoblash mumkin.}$$

Bu yerda: V_0 – Tozalangan namakob bo'yicha tindirgichning unumdorligi (taxminan beqaror namakob bo'yicha unumdorligiga teng) m^3/s ;

F – tindirgich yuzasi, m^2 ;

x_1 va x_2 – tozalanmagan namakob va quyiqlashgan suspenziyadagi qattiq zarrachalar kontsentratsiyasi;

w – qattiq fazaning cho'kish tezligi, m/s;

x_1 ifoda qiymati x_2 ga nisbatan kichikligi sababli uni hisobga olmaslik xam mumkin, u xolda ifoda

$$V_0 = Fw \text{ ko'rinishga ega bo'ladi.}$$

Apparat butun yuzasi bo'yicha suyuqlik oqimlari tarqalishining notekisligini hisobga olgan xolda 1,33 amaliy koeffitsienti kiritilsa ifoda

$$V = Fw/1,33 \text{ ko'rinishiga keladi.}$$

Tindirgich yuzasini uning diametri D orqali ifodalab, quyidagi hisob formulasini olamiz:

$$V=0,785D^2w/1,33=0,59D^2w$$

1. rasmdagi diagrammadan quyqaning 15-17⁰C xaroratdagi cho‘kish tezligi $(3,5-4,7) \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ ga tengligini aniqlaymiz. Tindirilgandagi quyqaning cho‘kish tezligini $3,5 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ deb qabul qilib (quyi chegara bo‘yicha) uning unumdorligini hisoblaymiz.

$$V=0,59 \cdot 18^2 \cdot 3,5 \cdot 10^{-4} = 0,0668 \text{ m/s yoki}$$

$$0,0668 \cdot 3600 = 241 \text{ m}^3/\text{soat}.$$

Namakobni ammoniylash (2- rasm)

Absorbsiya stantsiyasida oldindan tozalangan namakob distillyatsiyadan kelayotgan, ammoniylangan namakobni karbonlashdan ajraladigan va biokarbonatni filtrlashda ajraladigan ammiak bilan to‘yintiriladi (qisman CO₂ bilan xam)

Ammoniylashda ajralayotgan issiqlikni muzlatgichdagi suv yordamida qaytariladi.

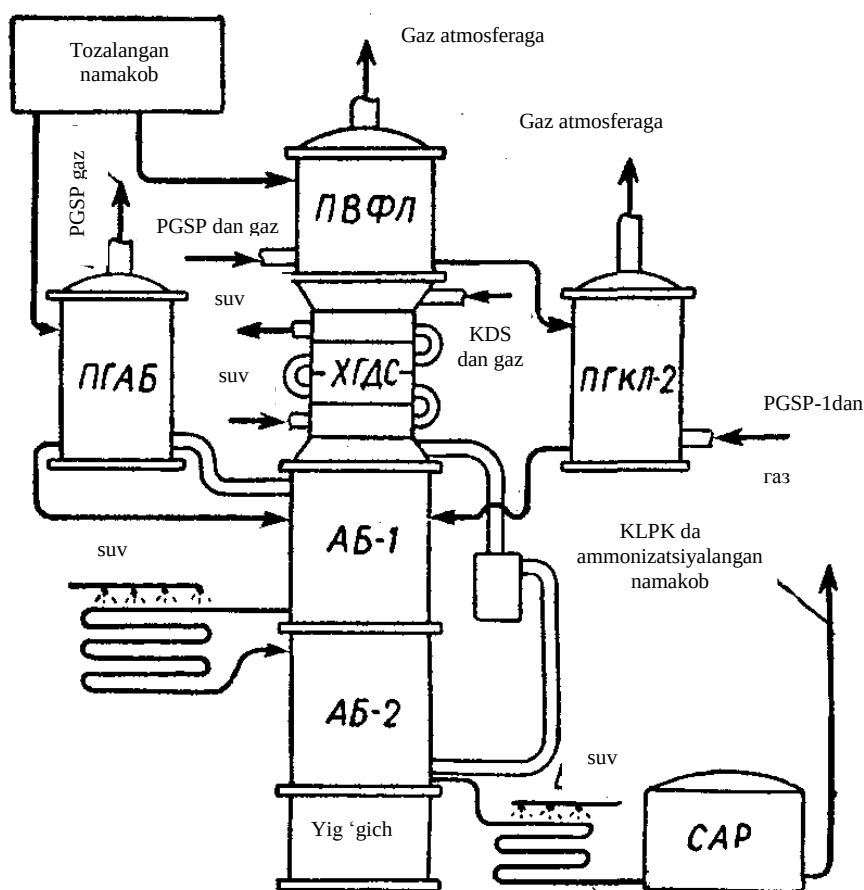
Ammiak absorbttsiyasi barbotanli apparat-absorber (AB-1 va AB-2) larda Havo yuvuvchi filtrlar (PVFl) va gaz yuvuvchi kolonka (PGKL) larda kechadi.

Bosim bakidan tozalangan tuz eritmasi (namakob) 2 oqimga ajratiladi. Tuz eritmasining katta qismi (-80%) Havo yuvuvchi filtr (PVFl) va 2-gaz yuvish kolonnasi (PGKL-2) orqali 1-absorber (AB-1) ga keladi. Qolgan qismi (-20%) absortin gazlarini yuvish (PTAB) ga va 1-absorberga keladi.

Absorber (AB-1) dan namakob to‘yintiruvchi xalodilnikka (muzlatgich) va undan 2-absorberga (AB-2) keladi. 2-absorberdan oqib chiqayotgan ammoniylangan namakob to‘yintiruvchi muzlatgichda 30⁰C gacha sovutiladi va ammoniylangan namakob yig‘gichga (SAR) keladi.

Namakob (tuz eritmasi) ammiak bilan asosan distillyatsiya kondensatoridan 1-2 absorberlar to‘yinadi. (KDS). Gaz oldindan distillyatsiya gazi sovutgichlarida (XGDS) sovutilib, so‘ng 2-absorberning quyi qismiga keladi. 2-absorberdan gaz 1-absorberga, (AB-1), absorbttsiya gazlarini yuvish qurilmasiga (PGAB) va vakuum nasoslar yordamida soda pechlari (PGSP) gaz yuvish qismiga xaydaladi.

Filtratsiya bo'limidan va 1-karbonlangan gaz yuvish kolonnalaridan keladigan gaz Havo yuvish filtrlarida yakuniy tozalanadi. Bu apparatlardan so'ng gaz atmosferaga tashlanadi.



2-rasm. Absorbsiya bo'limini printsiptial sxemasi

AB-1 va AB-2 – absorbenlar; PGAB – absorbsiya gaz yuvgichi; PGKL – gaz yuvish kolonnasi; PVFL – havo yuvgich filtri; XGDS – sovitgich gazlar distillyatsiya; SAR – Ammoniyashgan namakob yig'gichi; KDS – Distillyatsiya kondensatori; PGSP – Soda pechi gaz yuvgichi.

Ammoniyash bo'limiga kelayotgan gaz tarkibida ammiak bilan bir qatorda ma'lum miqdorda CO_2 xam beradi. Shuning uchun bu yerda namakobni (tuz eritmasini) qisman karbonlash amalga oshadi. Ammoniyashgan namakob yig'gichdan karbonlash bo'limiga keladigan namakob (tuz eritmasi) odatda quyidagi tarkibga ega bo'ladi:

100-106 normal nisbat NH_3 , 30-35 nor nisb CO_3^{2-} , 88-90 normal nisbat Cl^-

5. misol.

Agar namlik yo'qotilmasa, $80,7 \text{ g/dm}^3$ konsentratsiyaga to'yintiriladigan namakob (tuz eritmasi) qanday xaroratgacha istishi mumkin?

Berilgan qiymatlar.

Distillyatsiya stantsiyasidan ammiak bilan birga 1000 kg ammiak hisobiga 400 kg miqdorda suv bug'i keladi.

Ammiak bilan bir vaqtda 1m^3 namakob 49,1 kg CO_2 ni yutadi.

Namakobning issiqlik sig'imi $C=327 \text{ kDj} / (\text{kg} \cdot \text{k})$

Ammoniylangan namakob zichligi 1175 kg/m^3

Erish xaroratlari: $\text{NH}_3 - 35400 \text{ kDj} / \text{mol}$

$\text{CO}_2 - 24700 \text{ kDj} / \text{mol}$

Neytrallanish xarorati

$\text{CO}_2 - (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ gacha – $70500 \text{ kDj} / \text{kmol}$

Shartli ravishda suv bug'i absorberda 55°C da kondensatlanadi deb qabul qilinadi; suv bug'i kondensatining 55°C dagi issiqligi $2360 \text{ kDj} / \text{kg}$.

Namakob (tuz eritmasi) ning boshlang'ich xarorati 25°C .

Hisobni 1000 kg absor bilanadigan ammiakka nisbatan olib boramiz.

Yechish: $80,7 \text{ g/dm}^3$ (yoki kg/m^3) ammiak konsentratsiyasida namakob miqdori

$1000 / 80,7 = 12,4 \text{ m}^3$ ni tashkil etadi.

Absorbsiya jarayonida ajralayotgan issiqlik ammiakni va CO_2 ning erish CO_2 nitratlanishi va suv bug'i kondensatsiyasi issiqligi yig'indisidir.

$$Q_{il} = Q_{\text{NH}_3 + \text{erish}} + Q_{\text{CO}_2 \text{erish}} + Q_{\text{nitr}} + Q_{\text{kond}}$$

Namakobning yakuniy xaroratini issiqlik balansi tenglamasidan aniqlaymiz.

$$Q_{kel} = GC(t_{ox} - t_{bosh}), \quad t_{ox} = Q_{kel} / GC + t_{bosh}$$

Shunday qilib issiqliklar quyidagiga teng, kDj;

$$Q_{\text{NH}_3 \text{erish}} = \frac{1000}{17} * 35400 = 2080000$$

$$Q_{\text{CO}_2 \text{erish}} = \frac{12,4 * 49,1}{44} * 24700 = 342000$$

$$Q_{neytr} = 12,4 * \frac{49,1}{44} * 70500 = 975000$$

$$Q_{kodn} = 400 \cdot 2360 = 946000$$

Umumiy miqdori: $Q_{kel} = 2080000 + 342000 + 975000 + 946000 = 4343000 \text{ kDj}$

1000 kg NH_3 ni yutish uchun zarur bo'lgan namakob miqdori:

$$12,4 \cdot 1175 = 14500 \text{ kg}$$

Kondensirlangan bug'ni inobatga olganda sarflanadigan namakob miqdori

$$14500 + 400 = 14900 \text{ kg ga teng.}$$

Issiqlik yo'qotilgan taqdirda namakob xarorati

$$t_{oxir} = \frac{4343000}{14900 \cdot 3,27} + 25 = 89 + 25 = 114^0\text{C gacha ko'tarilishi kerak edi. Bu}$$

mantiqqa to'g'ri emas, chunki bu xarorat atmosfera bosimidagi namakobning qaynash xaroratidan yuqori.

6. misol.

1 – absorber (AB-1) ning moddiy balansini tuzing.

Berilgan ma'lumotlar:

Kelayotgan suyuqlik tarkibi (nor nisbatda);

$$\text{Cl}^- - 120,5; \text{NH}_3 - 19,2; \text{CO}_2 - 7,9;$$

Namakob (tuz eritmasi) zichligi 1197 kg/m^3 AB-1 ni to'ldiruvchi suyuqlik miqdori 1000 kg sodaga suyuqlikning bu miqdorida 36,2 kg Na_2SO_4 va 4,7 kg aralashma mavjud.

Chiqayotgan suyuqlik miqdori (nor nisb da).

$\text{Cl}^- - 95,4; \text{NH}_3 - 61,2; \text{CO}_2 - 27,1;$ namakob zichligi 1179 kg/m^3 AB-2 dagi AB-1 ga kelayotgan gaz aralashmasi tarkibi va miqdori (1000 kg sodaga nisbatan kg da)

206,9 NH_3 , 122,3 CO_2 , 41,98 H_2O ; 10 – Havo.

Hisobni 1000 kg sodaga olib boramiz:

Yechish:

410 betdagi ma'lumotlardan foydalanib, AB-1 kirayotgan suyuqlikning tuz tarkibini hisoblaymiz.

$$NaCl \quad 102,5 \cdot 2,923 = 300 \text{ kg/m}^3 \quad 300 \cdot 5,19 = 1557 \text{ kg}$$

$$(NH_4)_2CO_3 \quad 7,9 \cdot 2,402 = 18,97 \quad 18,97 \cdot 5,19 = 98,4$$

$$NH_4OH \quad (19,2 - 7,9) \cdot 1,752 = 19,8 \quad 19,8 \cdot 5,19 = 102,8$$

$$Na_2SO_4 \quad 36,2$$

$$\text{Aralashmalar} \quad 4,7$$

$$\text{Jami:} \quad 1799,1 \text{ kg}$$

Kelayotgan suyuqlikdagi suv miqdori

$$5,19 \cdot 1197 - 1799,1 = 4413,32 \text{ kg}$$

(1197 – namakobning zichligi, kg/m^3)

AB-1 dan chiqayotgan suyuqlik xajmi

$$V_{AB-1} = V_{kir} \frac{(Cl_{\text{êêđ}})}{Cl_{\text{ĀĀ}} - 1} = 5,19 \cdot \frac{120,5}{96,4} = 5,58 \text{ m}^3$$

AB-1 dagi suyuqlik bilan chiqayotgan $(NH_4)_2CO_3$ miqdori

$$27,1 \cdot 2,402 \cdot 5,58 = 363,7 \text{ kg}$$

Bu yerda 2,402 – n nisb ni kg/m^3 ga o'tkazish koeffitsienti (410 bet)

AB-1 dagi hosil bo'lgan $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ $363,7 - 98,4 = 265,3$ kg

Suyuqlik bilan AB-1 dan chiqayotgan NH_4OH miqdori
 $(61,2 - 27,1) \cdot 1,752 \cdot 5,58 = 333,7$ kg

$(1,752 - 410$ b qarang)

AB-1 da hosil bo'lgan $\text{NH}_4\text{OH} = 333,7 - 102,8 = 230,9$ kg

265,3 kg $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ hosil bo'lishi uchun

$$\text{NH}_3 \quad 265,3 \frac{34}{96} = 94,1 \text{ t}$$

$$\text{CO}_2 \quad 265,3 \frac{44}{96} = 121,5 \text{ t}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 265,3 \frac{18}{96} = 49,7 \text{ t}$$

Jami: 265,3 kg zarur

$(96 - (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ ning molekulyar og'irligi; $34,44,18 - \text{NH}_3, \text{CO}_2$ va H_2O ning (kg) 1 k mol $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ hosil bo'lishi uchun ketgan miqdori).

230,9 kg NH_4OH hosil bo'lishi uchun:

$$\text{NH}_3 \quad 230,9 \frac{17}{35} = 111,9 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 230,9 \frac{18}{35} = 119 \text{ kg}$$

Jami: 230,9 kg zarur

$(17,18,35 - \text{NH}_3, \text{H}_2\text{O}$ va NH_4OH ning molekulyar massasi)

$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ va NH_4OH hosil bo'lishi uchun jami

NH_3 94,1+111,9 = 206 kg, CO_2 – 121,5 kg

H_2O 49,7 + 119 = 168,7 kg sarflangan

AB-1 dan chiqayotgan suyuqlik miqdori (kg)

NaCl 1557

Na_2SO_4 36,2

Aralashmalar 4,7

$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 363,7

NH_4OH 333,7

Jami: 2295,3

AB-1 dan chiqayotgan suyuqlikdagi suv miqdori:

$1179 \cdot 5,58 - 2295,3 = 1286,39$ kg

Gaz bilan chiqib ketayotgan suv miqdorini aniqlaymiz. AB-1 ga suv boshlang'ich eritma (4413,32 kg) va AB-2 dan gaz bilan (41,98 kg) keladi. Eritma bilan suvning ma'lum qismi (4286,39 kg) AB-2 ga va ma'lum qismi NH_4OH va $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ hosil bo'lishiga (168,7 kg) sarflanadi. Suvning qolgan qismi AB-1 dan chiqayotgan gaz bilan olib ketiladi (yo'qotiladi).

Uning miqdori:

$(4413,32 + 41,98) - (4286,39 + 168,7) = 0,21$ kg

AB-1 dagi gaz aralashmasining moddiy balansini tuzamiz (1000 kg sodaga kg da)

Nomlanishi	Kelishi	Reaksiyadagi sarfi	Gaz bilan ketadi
NH_3	206,9	206,0	0,9
CO_2	122,3	121,5	0,8
H_2O	41,98	168,7	0,21
Havo	10	-	10

**Quyida AB-1 absorberining moddiy balansi keltiriladi:
(1000 kg sodaga nisbatan kg da)**

Kelishi	Kg	Sarf	kg
---------	----	------	----

PGKL-2 va PGAB dan suyuqlik		AB-2 ga suyuqlik	
NaCl	1557	NaCl	1557
(NH ₄) ₂ CO ₃	98,4	(NH ₄) ₂ CO ₃	363,7
NH ₄ OH	102,8	NH ₄ OH	333,7
Na ₂ SO ₄	36,2	Na ₂ SO ₄	36,2
H ₂ O	4413,32	H ₂ O	4286,39
Aralashmalar	4,7	Aralashmalar	4,7
Jami	6212,42	Jami	6581,69

AB-2 dan gaz		PGAB ga gaz	
CO ₂	122,3	CO ₂	0,8
NH ₃	206,9	NH ₃	0,9
Havo	10	Havo	10
H ₂ O	41,98	H ₂ O	0,21
Jami	381,18	Jami	11,91
Umumiy	6593,6	Umumiy	6593,6

Mustaqil ish bajarish uchun topshiriqlar

№	Cl ⁻	NH ₃	CO ₂	Zichlik, kg/m ³
1	103,5	20,2	8,0	1198
2	104,2	21,6	8,1	1199
3	105,4	22,8	8,2	1200
4	106,2	23,2	8,3	1202
5	107,4	24,4	8,4	1204
6	108,6	25,6	8,5	1206
7	109,8	26,8	8,6	1208
8	110,2	27,2	8,7	1210
9	111,4	28,4	8,8	1212
10	112,6	29,6	8,9	1214
11	113,8	30,8	9,0	1216
12	114,2	31,2	9,1	1218
13	115,4	32,4	9,2	1220
14	116,6	33,6	9,3	1222
15	117,8	34,8	9,4	1224
16	118,2	35,2	9,5	1226

17	119,4	36,4	9,6	1228
18	120,2	37,6	9,7	1230
19	121,4	38,8	9,8	1232
20	122,6	39,2	9,9	1234
21	123,8	40,4	10,0	1236
22	124,2	41,6	11,1	1238
23	125,4	42,8	11,2	1240
24	126,6	43,2	11,3	1242
25	127,8	44,6	11,4	1244
26	128,2	45,8	11,5	1246
27	129,4	46,2	11,6	1248
28	130,2	47,4	11,7	1250
29	131,4	48,6	11,8	1252
30	132,6	49,8	11,9	1254

7. misol.

Yuqoridagi misol shartlariga asoslanib AB-2 absorberining moddiy balansini tuzing.

Berilgan ma'lumotlar:

AB-2 dan oqib chiqayotgan suyuqlik tarkibi (n nisb).

NH_3 – 98,3; Cl^- - 88, CO_2 – 39,8 suyuqlik zichligi 1168 kg/m^3

AB-2 ga kelayotgan gaz tarkibi (1t sodaga nisbatan kg da)

NH_3 – 422,1 ; CO_2 – 220,8 ; H_2O – 212,98; Havo – 10

Hisobni 1000 kg sodaga olib boramiz. AB-2 ga kelayotgan suyuqlik tarkibi oldingi misolda hisoblangan edi.

Yechish:

AB-2 dan chiqayotgan suyuqlik hajmi:

$$V_{AB-2} = V_{AB-1} \frac{(Cl\ddot{A}\ddot{A} - 1)}{Cl\ddot{A}\ddot{A} - 2} = 5,58 \cdot \frac{95,4}{88} = 6,05 \text{ m}^3$$

AB-2 dan suyuqlik bilan chiqayotgan $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ miqdori:

$$39,8 \cdot 2,402 \cdot 6,05 = 578,4 \text{ kg}$$

(2,402 – 410 betga qarang)

AB-2 da hosil bo‘lgan $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$

$$578,4 - 363,7 = 214,7 \text{ kg}$$

AB-2 dan suyuqlik bilan chiqayotgan NH_4OH miqdori:

$$(98,3 - 39,8) \cdot 1,752 \cdot 6,05 = 620,0 \text{ kg}$$

(1,752 – 410 betga qarang)

AB-2 da hosil bo‘lgan NH_4OH

$$620,0 - 333,7 = 286,3 \text{ kg}$$

214,7 kg $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ hosil bo‘lishi uchun

$$\text{NH}_3 \quad 214,7 \frac{34}{96} = 76,1 \text{ t}$$

$$\text{CO}_2 \quad 214,7 \frac{44}{96} = 98,5 \text{ t}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 214,7 \frac{18}{96} = 40,1 \text{ t}$$

Jami: 214,7 kg zarur.

286,3 kg NH_4OH hosil bo‘lishi uchun

$$\text{NH}_3 \quad 286,3 \frac{17}{35} = 139,1 \text{ t}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 286,3 \frac{18}{35} = 147,2 \text{ kg}$$

Jami: 286,3 kg zarur

Jami $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ va NH_4OH hosil bo'lishiga

$$\text{NH}_3 \quad 76,1 + 139,1 = 215,2 \text{ kg}$$

$$\text{CO}_2 = 98,5 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 40,1 + 147,2 = 187,3 \text{ kg ketgan.}$$

AB-2 dan chiqayotgan suyuqlik tarkibi:

kg da

NaCl 1557 kg

Na_2SO_4 36,2

Aralashmalar 4,7

$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 578,4

NH_4OH 620,0

Jami: 2796,3

Suv miqdori (kg):

AB-2 dan chiqayotgan suyuqlikda

$$1168 \cdot 6,05 - 2796,3 = 4270,09$$

AB-1 ga gaz bilan ketayotgan

$$4286,39 + 212,98 - 4270,09 - 187,3 = 41,98$$

AB-2 dagi gaz aralashmasining moddiy balansini tuzamiz (1000 kg sodaga nisbatan kg da)

	Kelish	Reaktsiyaga sarfi	AB-1 ga gaz bilan ketish
NH ₃	422,1	215,2	206,9
CO ₂	220,8	98,5	122,3
H ₂ O	212,98	187,3	41,98
Havo	10	-	10

Quyida AB-2 absorberining moddiy balansi keltiriladi:

Kelish kg / 1000 kg Na₂CO₃

Sarf kg / 1000 kg Na₂CO₃

AB-1 da suyuqlik		SAR ga suyuqlik	
NaCl	15557	NaCl	1557
(NH ₄) ₂ CO ₃	363,7	(NH ₄) ₂ CO ₃	578,4
NH ₄ OH	333,7	NH ₄ OH	620,0
Na ₂ SO ₄	36,2	Na ₂ SO ₄	36,2
H ₂ O	4286,39	H ₂ O	4270,09
Aralashmalar	4,7	Aralashmalar	4,7
Jami	6581,69	Jami	7066,39
XGDS dan gaz		AB-1 ga gaz	
CO ₂	220,8	CO ₂	122,3
NH ₃	422,1	NH ₃	206,9
Havo	10	Havo	10
H ₂ O	212,98	H ₂ O	11,98
Jami	865,88	Jami	381,18
Umumiy	7447,57	Umumiy	7447,57

Mustaqil ish bajarish uchun topshiriqlar

№	NH ₃	Cl ⁻	CO ₂	zichlik, km/m ³
1	98,4	89	39,9	1169
2	98,6	90	40,0	1170

3	98,8	91	41,2	1172
4	99,2	92	42,4	1174
5	99,4	93	43,6	1176
6	99,6	94	44,8	1178
7	99,8	95	45,2	1180
8	100,0	96	46,4	1182
9	101,2	97	47,6	1184
10	102,4	98	48,8	1186
11	103,6	99	49,2	1188
12	104,8	100	50,2	1190
13	105,2	101	51,4	1192
14	106,4	102	52,6	1194
15	107,6	103	53,8	1196
16	108,8	104	54,2	1198
17	109,2	105	55,4	1200
18	110,4	106	56,6	1202
19	111,6	107	57,8	1204
20	112,8	108	58,2	1206
21	113,2	109	59,4	1208
22	114,4	110	60,6	1210
23	115,6	111	61,8	1212
24	116,8	112	62,2	1214
25	117,2	113	63,4	1216
26	118,4	114	64,6	1218
27	119,8	115	65,8	1220
28	120,2	116	66,2	1222
29	121,4	117	67,4	1224
30	122,6	118	68,6	1226

8. misol.

Oldindan to'yintiruvchi yuvitgichda 30°C gacha sovutilib AB-1 dan AB-2 ga kelayotgan suyuqlikning yuqoridagi misol sharoitida (AB-2) absorberdan chiqishdagi ammoniylangan namakob xaroratini hisoblang.

AB-2 ga kirayotgan gaz xarorati 50°C , apparat devori xarorati 55°C , tashqi Havo xarorati 15°C , AB-2 dan oqib chiqayotgan suyuqlik issiqlik sig‘imi $3,27 \text{ kDj} / (\text{kg}\cdot\text{k})$.

AB-2 diametri 2,8 m, balandligi 7,4 m soda bo‘yiga absorber unumdorligi 17,6 t/soat. Hisob 1000 kg sodaga olib boriladi.

Issiqlikning kelishi: sovutgichdan AB-2 absorberga issiqlik suyuqlik bilan (Q_1) gazlar bilan (Q_2) va kimyoviy reaksiyalar hisobiga (Q_3) keladi.

$$Q_1 = 6581,69 \cdot 3,27 \cdot 30 = 645\,700 \text{ kDj aniqalaymiz.}$$

(6581,69 – AB-2 ga kelayotgan eritma miqdori, kg, 3,27 – eritmaning issiqlik sig‘imi, $\text{kDj} / (\text{kg}\cdot\text{k})$, 30 – eritma xarorati, $^{\circ}\text{C}$)

$$Q_2 = Q_{\text{NH}_3} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{Havo}}$$

$$Q_{\text{NH}_3} = G_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3} t = 422,1 \cdot 2,18 \cdot 50 = 46\,000 \text{ kDj}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = G_{\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2} t = 220,8 \cdot 0,92 \cdot 50 = 10156 \text{ kDj}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = G_{\text{H}_2\text{O}} t = 212,98 \cdot 2589 = 551405 \text{ kDj}$$

$$Q_{\text{Havo}} = G_{\text{Havo}} C_{\text{Havo}} t = 10 \cdot 1,00 \cdot 50 = 500 \text{ kDj}$$

$$Q_2 = 608\,061 \text{ kDj ni aniqalaymiz.}$$

(i – bug‘ entalpiyasi)

$$Q_3 = Q_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} + Q_{\text{NH}_4\text{OH}} \text{ ni xisoblash.}$$

$$Q_{(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3} = \frac{144,5 \cdot 1000}{96} \cdot 214,7 = 322050 \text{ kDj}$$

$$Q_{\text{NH}_4\text{OH}} = \frac{35,2 \cdot 1000}{35} \cdot 286,3 = 287900 \text{ kDj}$$

$$Q_3 = 609\,950 \text{ kDj}$$

Jamlangani hisoblaymiz

(214,7 va 286,3 – hosil boʻlgan $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ va NH_4OH miqdori, kg;
144,5 va 35,2 – reaksiyalarning issiqlik effekti kDj / mol;
96 va 35 - $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ va NH_4OH larning molekulyar massasi)

Issiqlikning umumiy kelishi (AB-2 ga 1000 kg soda hisobida)

$$Q_{\text{kel}} = 645700 + 608061 + 609950 = 1863711 \text{ kDj}$$

Issiqlik sarfi

AB-2 dan issiqlik AB-1 ga ketayotgan gazlar bilan (Q_1), apparatning issiqlik yoʻqotishi hisobiga (Q_2) va sovutgichga ketayotgan suyuqlik bilan (Q_3) olib keladi.

AB-1 ga gaz olib ketayotgan issiqlik miqdori, kDj;

$$\text{CO}_2 \text{ bilan } 122,3 \cdot 0,92 \cdot 50 = 5625,5$$

(122,3 - CO_2 miqdori, (AB-1 ga ketayotgan) kDj;

0,92 – gazning issiqlik sigʻimi, kDj / ($k_2 - k_1$);

50 – gaz xarorati, $^{\circ}\text{C}$)

$$\text{NH}_3 \text{ bilan } 206,9 \cdot 2,18 \cdot 50 = 22552$$

(206,9 - NH_3 miqdori, kg; 2,18 – ammiakning issiqlik sigʻimi; kDj / ($k_2 - k_1$);
50-xarorat, $^{\circ}\text{C}$).

$$\text{Suv bugʻi bilan } 41,98 \cdot 2589 = 108686$$

AB-1 gazlar olib ketayotgan umumiy issiqlik miqdori

$$Q_1 = 5625,5 + 22552 + 108686 = 136863,5 \text{ kDj ni tashkil etadi.}$$

Apparat devori nurlanishni hisobiga yoʻqotilayotgan issiqlik quyidagi yaqinlashtirilgan formula asosida hisoblaymiz:

$$Q_2 = F [15,29 (T_1^4 - T_2^4) \cdot 10^{-8} + 25,14 (T_1 - T_2)]$$

Bu yerda: F – apparatning tashqi yuzasi, m^2 ;

T_1 – apparat tashqi devori xarorati, k;

T_2 – tashqi Havo xarorati, k;

$$F = \pi dH = 3,14 \cdot 2,8 \cdot 7,4 = 65 \text{ m}^2 \text{ topamiz}$$

Soʻng

$$Q_2 = 65 \cdot [15,29 (328^4 - 288^4) \cdot 10^{-8} + 25,14 (328 - 288)] = 111936 \text{ kDj / soat}$$

1000 kg sodaga issiqlik yoʻqotilishi

$$111936 / 17,6 = 6360 \text{ kDj ni tashkil etadi.}$$

(17,6 – soda boʻyicha absorber unumdorligi, t/soat)

Eritmani isitishga ketgan issiqlik miqdori (Q_3)

$$Q_3 = Q - Q_1 - Q_2 = 1863711 - 136863,5 - 6360 = 1\,720\,487,5 \text{ kDj}$$

AB-2 dan chiqayotgan eritma xarorati

$$1720487,5 / (7066,39 \cdot 3,27) = 74,5 \text{ k}$$

(7066,39 – AB-2 dan chiqayotgan eritma miqdori, kg;

3,27 – eritma issiqlik sigʻimi, kDj / ($k_2 \cdot k$))

**Quyida AB-2 ning issiqlik balansi keltirilgan
(1 t sodaga nisbatan kDj da)**

Kelishi	kDj / 1000 kg Na_2CO_3	Sarf	kDj / 1000 kg Na_2CO_3
AB-1dan suyuqlik bilan	645700	AB-1 ga gazlar bilan	136863,5
Gazlar bilan	608061	Issiqlik yoʻqotilishi	6360
Kimyoviy reaksiyalar hisoboti	609950	Sovutgichdagi eritma bilan	1720487,5
Jami	1863711	Jami:	1863711

Ammoniylangan namakob (tuz eritmasi) ni karbonlash va natriy bikorbonatni filtrlash (VIII.3 rasm, 423-bet)

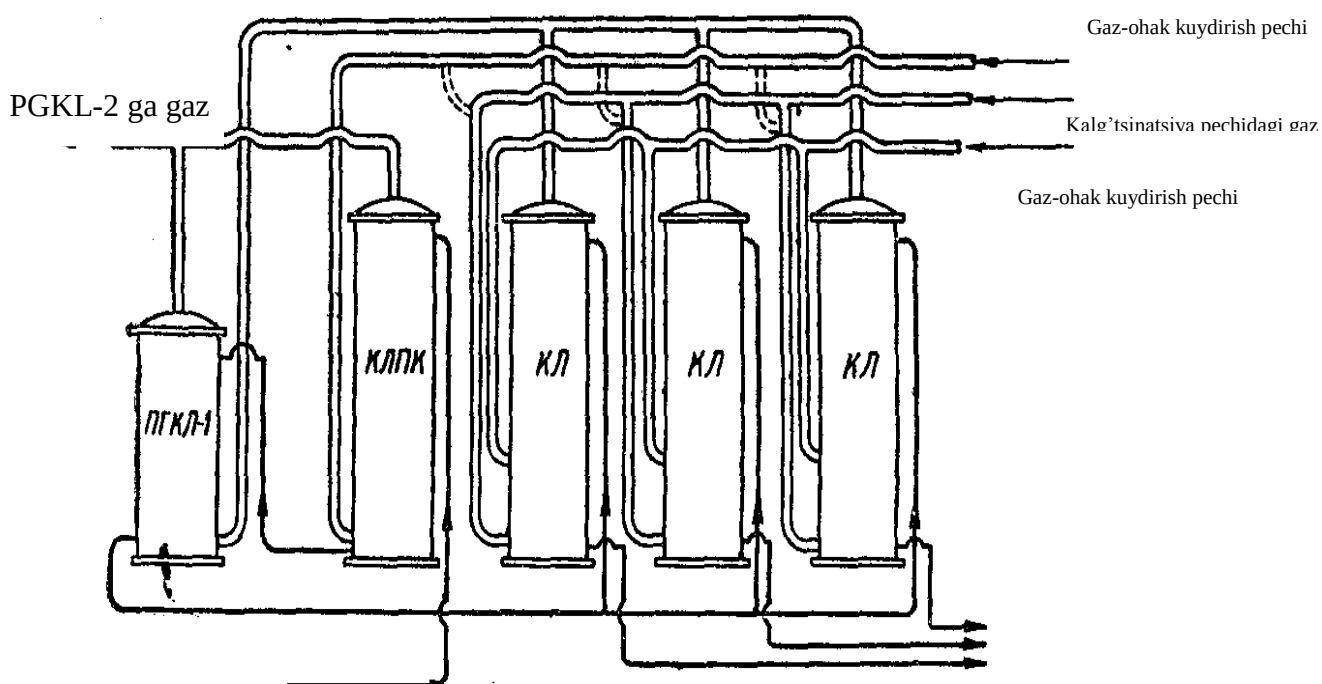
Uglerod oksidi yordamida qayta ishlash ammoniylangan namakobni karbonlash jarayonida qattiq fazaga ajraladigan natriy bikarbonat hosil bo‘ladi.

Karbonlash uchun oxak kuydirish pechlari gazi (tark 35-40% CO₂ bo‘lgan) va quritgich gazlaridan (80-90% CO₂ tutgan) foydalaniladi.

Ammoniylangan namakob yig‘gichdan (SAR) tuz eritmasi dastlabki karbonlash kolonnasiga yo‘naltiriladi, so‘ng ishchi kolonnalariga taqsimlanadi.

Kolonnalarda (minora) reaksiyaga kirishmay qolgan CO₂ (namakobdan so‘rilayotgan ammiak bilan) gaz yuvish minoralari (PGKL – 1) da tutib qolinadi.

Bikarbonatning kristall quyqalari rangsiz eritmadan filtrlash yo‘li bilan ajratiladi.



3-rasm. Karbonizatsiya bo‘limi printsipl sxemasi
KL – Karbonatsiya kolonnasi; KLPK – Birinchi karbonatsiya kolonnasi;
PGKL -1 - Birinchi gaz yuvgich kolonnasi.

Natriyning foydalanish darajasi quyidagi formulalardan hisoblanadi; %,

$$\text{Karbonlashda } U_{Na} = \frac{[Na_4Cl]}{[Cl]} * 100$$

([NH₄Cl] va [Cl⁻] – rangsiz suyuqlikdagi ammoniy xlorid (bog‘langan NH₃) va xlor ioni konsentratsiyalari, n nisb)

$$\text{Filtrlashda } U_{Na} = \frac{[NH_3]}{[Cl] + [SO_4]} * 100$$

((NH₃) bog‘l, (Cl⁻) va (SO₄²⁻) – filtrlangan suyuqlikdagi bog‘langan NH₃, xlor ioni va sulfat ionlarining konsentratsiyasi, n nisb)

Filtrlashda natriy bikarbonatning yo‘qotilishi karbonlash va filtrlashda natriyning ishlatilishi darajasiga asosan hisoblanadi, %,

$$\frac{UNa - UNa}{UNa} * 100$$

NH₃ ishlatilish darajasi (%) quyidagi formuladan hisoblanadi.

$$UNH_3 = \frac{[NH_3]_{\text{â€šâ€š}}}{[NH_3]_{\text{â€šâ€š}}} * 100$$

9. misol

Ammoniylangan namakob Na₂HCO₃, NH₄Cl, va NH₄HCO₃ ga to‘yingan eritma hosil bo‘lguncha karbonlanadi. Karbonlashning oxirgi xarorati 32 °C

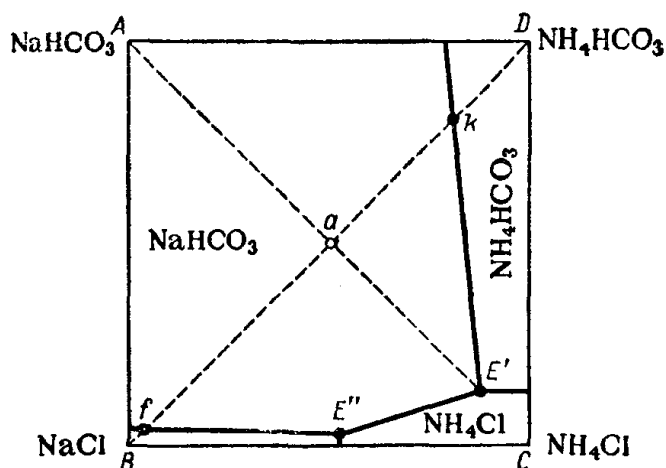
1000 kg Na₂HCO₃ olish uchun zarur bo‘lgan NaCl miqdori, natriy va ammiakning qo‘llanilish darajasi, boshlang‘ich NaCl eritmasi konsentratsiyasini aniqlang.

Yechish: Hisobni olib borish uchun VIII.4. rasmdan foydalanamiz.

Osh tuzi eritmasining ammiak va karbonat angidrid gazi bilan qayta ishlaganda sistema tarkibining tasvir nuqtasi NaCl ga mos keluvchi B (·) dan, NaHCO₃ tarkibini ifodalovchi D (·) ga tomon ko‘chadi. Uchastkadagi tarkib sistemasi NaHCO₃ kristallarining maydoniga tushadi. Shuning uchun bu diogramma chegarasida yetarli konsentrlangan NaCl eritmasi qo‘llanilganda ammoniylash va karbonlash jarayonida qattiq fazaga NaHCO₃ ajralish bilan kechadi.

Masala shartiga ko‘ra jarayon so‘ngida suyuq faza bir vaqtda NaHCO₃, NH₄Cl va NH₄HCO₃ bilan to‘yingan bo‘lishi, yahni uning tarkibi E(·) bilan ifodalanishi lozim.

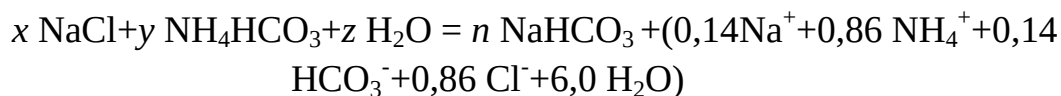
Eritma hosil qiluvchi NaHCO₃ kristallanishidagi sistema tarkibini aniqlash uchun NaHCO₃ kristaldan A (·) E(·) da kristallanish chizig‘i o‘tqazamiz. Nurlar chizig‘i bilan kesishayotgan joydagi a(·) sistemaning muvozanat tarkibini belgilaydi.



4-rasm. $\text{NaCl} - \text{NH}_4\text{HCO}_3 - \text{H}_2\text{O}$ eguvchanlik sistemasini 32°S dagi mzotermasi

Hisobni olib borish uchun E (•) dagi eritma tarkibini aniqlaymiz (1 mol quruq tarkibga mol hisobida): Na^+ - 0,14, NH_4^+ - 0,86, Cl^- - 0,86, HCO_3^- - 0,14, H_2O - 6,0.

Jarayonni moddiy balans tenglamasini tuzamiz:



$\text{Na} \dots x = n + 0,14$; $\text{Cl} \dots x = 0,86$; $\text{NH}_4 \dots y = 0,86$; $\text{HCO}_3 \dots y = n + 0,14$; $\text{H}_2\text{O} \dots z = 6,0$ asosida alohida tenglamalar tuzamiz.

Ularning yechimi $n = 0,72$ ni beradi.

Shunday qilib E eritma olish uchun 0,86 mol NaCl, 0,86 mol NH_4HCO_3 va 6,0 mol H_2O ni choʻkmaga tushadi.

1000 kg NaHCO_3 olish uchun sarflanadigan NaCl miqdori

$$\frac{0,86 \cdot 58,5}{0,72 \cdot 84} \cdot 100 = 833 \text{ g ni tashkil etadi.}$$

(84 va 58,5 - NaHCO_3 va NaCl ning molekulyar massasi)

Foydalanish darajasi, %.

$$\text{Natriyniki } U_{\text{Na}} = \frac{(\text{Cl}) - (\text{Na})}{\text{Cl}} \cdot 100 = \frac{0,86 - 0,14}{0,86} \cdot 100 = 83,8$$

$$\text{Ammiakniki } UNH_3 = \frac{(NH_4^+) - (HCO_3^-)}{NH_4^+} * 100 = \frac{0,86 - 0,14}{0,86} * 100 = 83,8$$

Osh tuzining boshlang'ich eritmasi 0,86 mol NaCl, 6 mol H₂O, 0,86 mol H₂O tutishi kerak.

$$\frac{0,86 - 58,5}{0,86 * 58,5 + 6,86 * 18} * 100 = 29 \% \text{ yoki } \frac{29 * 1170}{150} = 340 \text{ g/dm}^3$$

(1170-29% li NaCl eritmasining zichligi, kg/m³)

Soda ishlab chiqarishda odatda tarkibida – 310 g/dm³ NaCl tutgan eritmalar ishlatiladi. Bunda Na ning ishlatilish darajasi odatda 75% dan oshmaydi. U_{Na} ning maksimal ko'rsatkichiga erishish uchun karbonlash jarayonida namakob (tuz eritmasi) ga qattiq osh tuzi quyish maqsadga muvofiq. Buni faqat CaCl₂, NH₄Cl dan toza osh tuzi olinadigan sex mavjud bo'lgan zavodlarda amalga oshirish mumkin. Lekin bu mahsulot narxini oshirib quyishga texnik qiyinchiliklar tug'diradi. Bundan tashqari amalda iqtisodiy jixatdan noqulay bo'lgan uzoq muddat talab etilgani sababli sistemani muvozanat xolatiga olib borilmaydi.

10. misol.

Rangsiz suyuqlikdagi ammoniy xlorid konsentratsiyasi 187 g/dm³, Cl⁻ ioni konsentratsiyasi 177,5 g/dm³ bo'lganda karbonlashdagi Na ning qo'llanilishi darajasini aniqlang.

Yechish:

O'tkazish koeffitsientini qo'llagan xolda (410 bet)

$$NH_4Cl \frac{187}{2,675} = 70$$

$$Cl^- \frac{177,5 * 58,5}{2,923 * 35,5} = 100 \text{ konsentratsiyasini olamiz.}$$

$$\text{Bundan } U_{Na} = \frac{70}{100} * 100 = 70 \%$$

11. misol.

Natriyning ish-sh darajasi 67%, namakobdagi NaCl konsentratsiyasi 106 normal nisbat bo'lganda 1000 kg standart 99,2 li soda olish uchun zarur bo'lgan namakob (tuz eritmasi) miqdorini (m³) aniqlang.

Yechish.

1 m³ namakobdan (tuz eritmasi)

$$106 \cdot \frac{67}{100} \cdot 2,65 = 188,2 \text{ kg soda olinadi.}$$

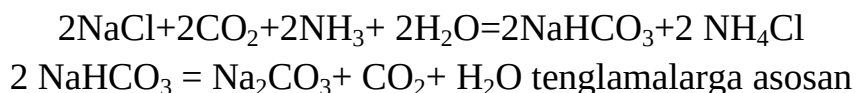
Bu yerda 2,65 – 1 n nisb konsentratsiyali 1 m³ eritmadagi soda massasi (kg)
Standart (99,2% li) 1000 kg soda olish uchun

$$\frac{99,2 \cdot 1000}{100 \cdot 188,2} = 5,57 \text{ m}^3 \text{ namakob zarur.}$$

12. misol.

Tarkibi 306,1 g/dm³ NaCl, NaCl ning sodaga aylanish darajasi 74% ni tashkil etganda 1000 kg soda (99,2% Na₂HCO₃) olish uchun sarflanadigan namakob, oxak (100% CaCO₃) va ammiak (100% NH₃) ni aniqlang.

Yechish:



1 k mol Na₂CO₃ hosil bo'lishi uchun 2 k mol NaCl,

1 k mol CaCO₃ va 2 k mol NH₃ sarflanadi.

NaCl ning stexometrik sarfi:

$$\frac{1000 \cdot 2 \cdot 58,5}{106} = 1104 \text{ kg}$$

Mahsulotdagi Na₂CO₃ miqdori (99,2) va aylanish darajasi (74%) ni hisobga olganda 1000 kg soda ishlab chiqarish uchun.

$$(1104 \cdot 99,2) / 74 = 1480 \text{ kg NaCl zarur bo'ladi.}$$

306,1 g/dm³ (yoki kg/m³) NaCl tutgan namakob xajmi (1000 kg sodaga).

$$1480 / 306,1 = 4,85 \text{ m}^3 \text{ ga teng.}$$

Reaksiyaning to'liqligligi, xom-ashyoning iflosligi va zavoddagi yo'qotishlarni hisobga olinganda 1000 kg sodaga NaCl ning amaliy sarfi 1550 kg (yoki 5,0 m³ namakob) ni tashkil etadi.

$$\text{CaCO}_3 \text{ ning nazariy sarfi: } (1000 \cdot 100) / 100 = 940 \text{ kg}$$

Tarkibidagi aralashmalar va dissotsialanishning to'liq emasligini hisobga olganda oxakning amaliy sarfi 1100-1250 kg.

Ammiakning nazariy sarfi (regeneratsiyasi e'tiborga olinganda) quyidagicha.

$$\frac{1000 \cdot 2 \cdot 17}{106} = 320 \text{ kg}$$

NH₃ amaliy sarfi yo'qotishlar asosida aniqlab 1,3 kg (1000 kg sodaga) ni tashkil etadi.

13. misol.

Karbonlash kolonnasidagi haydalayotgan ammiak miqdori, yutilgan CO₂ miqdori, natriy va ammiakning ishlatilishi koeffitsientini hisoblang.

Dastlabki berilganlar:

Suyuqlik bilan minoraga kelayotgan moddalar miqdori, kg / 1000 kg Na₂CO₃

nomi	kg	%
NaCl	1550.1	21.9
(NH ₄) ₂ CO ₃	923	13.07
NH ₄ OH	337.4	4.78
H ₂ O	4230.2	59.90
Aralashma	21.6	0.31
Jami	7062.3	100

Kolonnadan chiqayotgan suyuqlik tarkibi, n nisbat:

Cl ⁻	96
To'g'ri titr	24*
Umumiy titr	96*
Bog'langan NH ₃	71
CO ₂	37

*Soda ishlab chiqarishda umumiy titr deb suyuqlikdagi ammiakning umumiy miqdoriga, to'g'ri titr deb erkin va yarim bog'langan ammiak miqdoriga aytiladi.

1000 kg sodaga suyuqlik miqdori $5,54 \text{ m}^3$, uning zichligi 1108 kg/m^3

Yechish:

Yuqorida keltirilgan koeffitsientlardan foydalanib, 1000 kg sodaga kolonnadan chiqayotgan suyuqlikdagi moddalar miqdorini hisoblaymiz:

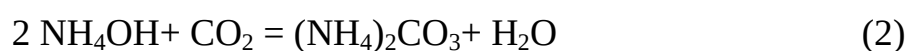
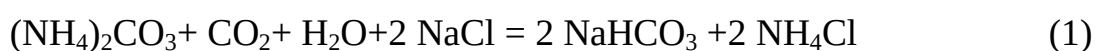
$$\text{NH}_4\text{Cl} \quad 71 \cdot 2,675 \cdot 5,54 = 1050 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} \quad (96-71) \cdot 2,923 \cdot 5,54 = 406 \text{ kg}$$

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 \quad 37-24 = 13 \text{ n nisb yoki } 13 \cdot 3,953 \cdot 5,54 = 285 \text{ kg}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \quad 24-13 = 11 \text{ n nisb yoki } 11 \cdot 2,402 \cdot 5,54 = 146 \text{ kg}$$

Kolonnada quyidagi jarayonlar kechadi:



(1) reaksiya asosida hosil bo'lgan NaHCO_3 miqdori kolonnadan chiqayotgan suyuqlikdagi NH_4Cl miqdoriga ekvivalent bo'lib

$$1050 \cdot \frac{84}{53,5} = 1650 \text{ kg ga teng.}$$

Bu yerda 84 va 53,5 – NaHCO_3 va NH_4Cl ning molekulyar massasi (og'irligi).

Kolonnadan chiqayotgan suyuqlikdagi alohida komponentlarning miqdori, kg.

$$\text{NaCl} \quad 405$$

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 \quad 285$$

NH ₄ Cl	1050
(NH ₄) ₂ CO ₃	146
Aralashmalar	21,6
Jami:	1907,6

Kolonnadan oqib chiqayotgan suyuqlikdagi suv miqdori

$$1108 \cdot 5,54 - 1907,6 = 4222,4 \text{ kg}$$

Kolonnadan oqib chiqayotgan suspenziyaning umumiy miqdori,

$$1108 \cdot 5,54 + 1650 = 7780 \text{ kg ga teng.}$$

Kolonnada karbonlash jarayonida suyuqlik (1) – (3) – reaksiya asosida boruvchi CO₂ ni yutadi. Yutilgan CO₂ miqdori uning oʻrtasidagi farq asosida hisoblanishi mumkin; yaʼni kolonnadan suyuqlik bilan ketadigan va dastlabki eritma bilan kolonnaga kelayotgan.

$$\text{CO}_2 \text{ kelishi, kg (NH}_4\text{)}_2\text{CO}_3 \text{ bilan } 923 \frac{44}{96} = 423$$

$$\text{CO}_2 \text{ sarfi, kg NH}_4\text{HCO}_3 \text{ bilan } 285 \frac{44}{79} = 159$$

$$\text{(NH}_4\text{)}_2\text{CO}_3 \text{ bilan } 146 \frac{44}{96} = 67$$

$$\text{NaHCO}_3 \text{ bilan } 1650 \frac{44}{84} = 865$$

Jami: 1091

$$\text{Yutilgan CO}_2 \quad 1091 - 423 = 668 \text{ kg}$$

Karbonlash jarayonida kolonnadan xaydalayotgan ammiak miqdori xuddi shu tartibda hisoblanadi.

NH₃ kelishi, kg

$$\text{(NH}_4\text{)}_2\text{CO}_3 \text{ bilan } 923 \frac{34}{96} = 327$$

$$\text{NH}_4\text{OH bilan } 337,4 \frac{17}{35} = 164$$

Jami: 491

Kolonnadan chiqayotgan suyuqlik bilan NH₃ sarfi, kg.

$$\text{NH}_4\text{Cl bilan } 1050 \frac{17}{53,5} = 334$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \text{ bilan } 146 \frac{34}{96} = 51,6$$

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 \text{ bilan } 285 \frac{17}{79} = 61,4$$

Jami: 447

Gaz bilan ketadigan ammiak: $491 - 447 = 44 \text{ kg}$

Foydalanish darajasi, %

$$\text{Ammiak } U_{\text{NH}_3} = \frac{[\text{NH}_3]_{\text{ââ}}}{[\text{NH}_3]_{\text{ôî}}} * 100 = \frac{334}{447} * 100 = 74,8$$

$$\text{Natriy xlorid } U_{\text{NaCl}} = \frac{[\text{NaCl}]_{\text{ôé}}}{[\text{NaCl}]_{\text{ôî}}} * 100 = \frac{1150}{1550} * 100 = 74,2$$

$(1150 = 1650 \frac{58,5}{84} - 1650 \text{ kg NaHCO}_3 \text{ hosil bo'lishiga ketgan NaCl miqdori}).$

Mustaqil ish bajarish uchun topshiriqlar

№	Unumdorlik, kg.
1	1200
2	1300
3	1400
4	1500
5	1600
6	1700
7	1800
8	1900
9	2000
10	2100
11	2200
12	2300
13	2400
14	2500
15	2600
16	2700
17	2800

18	2900
19	3000
20	3100
21	3200
22	3300
23	3400
24	3500
25	3600
26	3700
27	3800
28	3900
29	4000
30	4100

14. misol.

Bikarbonatni filtrlash uchun BS 5,6 – 1,8 / 1,0 barobanli vakuum – filtrining unumdorligini hisoblang.

Filtr barobani diametri $D = 1,8$ m, baroban uzunligi 1 m. Filtrdagi bikarbonat qalam eni $L = 0,98$ m. Filtr barobanining aylanish tezligi 1 min^{-1} . filtrdagi quyqa qatlam qalinligi $b = 40$ mm. Pichoq bilan kesilgandan so‘ng filtrda qalinligi $b = 5$ mm bo‘lgan quyqa qatlam qoladi. Bikarbonatdan soda chiqish koeffitsienti 0,52; quyqa zichligi 1320 kg/m^3 .

Yechish:

Vakkum filtrining unumdorligini (G t/soatda sodaga nisbatan qayta hisob) quyidagi formuladan aniqlaymiz

$$G = \frac{F \delta \rho \varphi \pi * 60 \omega}{1000 \eta}$$

Bu yerda:

F – filtrlovchi yuza maydoni, m^2 ;

δ – filtrdagi bikarbonat quyqasi qatlami qalinligi, m;

ρ – filtrdagi cho‘kma zichligi, kg/m^3 ;

φ – yechilish koeffitsienti;

π – barobanning aylanish tezligi, min^{-1} ;

ω – bikarbonatdan soda chiqish koeffitsienti;

η – standart sodaga (0,992) o‘tkazish koeffitsienti.

Barobanning bir marta aylanishida yuzadan yechiladigan cho‘kma.

$$F = PDL = 3,14 \cdot 1,8 \cdot 0,98 = 5,55 \text{ m}^2 \text{ ga teng.}$$

Choʻkmaning yechimi koeffitsientini choʻkmaning umumiy qatlam qalinligi va kesimidan soʻng qolgan uning qatlam qalinligidan kelib chiqib hisoblaymiz:

$$\varphi = \frac{\delta - \delta}{\delta} = \frac{40 - 5}{40} = 0,875$$

Mahsulot boʻyicha filtr unumdorligi:

$$G = \frac{5,55 \cdot 0,04 \cdot 1320 \cdot 0,875 \cdot 1 \cdot 60 \cdot 0,52}{1000 \cdot 0,992} = 8,07 \text{ kg/soat}$$

Natriy bikarbonatni kaltsiylash

Filtrlangan suyuqlikni ajratilgandan soʻng ammiak xom natriy bikarbonat aylanuvchi quritgich pechlarida toblantiriladi. Buning natijasida oxirgi mahsulot – kaltsinatsiyalangan soda hosil boʻladi. Bunda ajralib chiqayotgan uglerod(IV) oksidini suv bugʻini kondensatlash uchun sovutilib, soʻng soda changidan tozalanadi va ammoniylangan namakobni karbonlash kalonnalariga joʻnatiladi. Gazni sovutishda hosil boʻlgan eritma (kuchsiz suyuqlik) mahlum miqdor soda va ammiak tutadi. Undan distrlash stantsiyalari uchun ammiak ajratiladi va qolgan aralashtirilgan soda eritmasi natriy bikarbonatni yuvish, oxakni soʻndirish yoki natriy ishqori olish jarayonlarida ishlatiladi.

15. misol.

Tashqi isitishni kalsinatsiya pechlarida 1000 kg natriy bikarbonatni kaltsiylashga sarflanadigan tabiiy gazni aniqlab issiqlik balansini tuzing.

Dastlabki ma'lumotlar.

Natriy bikarbonatdan sodaning chiqishi	63%
Natriy bikarbonatning namligi	14%
Natriy bikarbonatdagi NH_4HCO_3 miqdori	3,5%

Xaroratlar, $^{\circ}\text{C}$ da, boshlangʻich:

Natriy bikarbonat, tabiiy gaz va Havoniki	25,	
Soda quritgichlardan chiqayotgan	140,	
Gaz gaz quritgichlardan chiqayotgan		140,
Chiqishda yoqilgʻi gazlar	380	

Tabiiy gazning yonish issiqligi 33430 kDj / kg,
Solishtirma issiqlik sig' imlar, kDj / (k₂ · k)

Tabiiy gazniki	0,84
Xom bikarbonatniki	1,84
Sodaniki	1,09
Havoniki	1,26
Yoqilg'i gaziniki	0,84

Atrof muhitga issiqlik yo'qotilishi
Sarflanayotgan umumiy issiqlikning 25% ni tashkil etadi.
1 kg tabiiy gaz yonishi uchun 17,5 kg Havo sarflanadi.

Yechish:

Issiqlikning kelishi

Yoqilg'ining yonishidan $Q_1=33430 \cdot x$

Bu yerda x – 1000 kg xom bikarbonatni kalsinatsiyalash uchun mazut sarfi,
kg.

Tabiiy gaz bilan:

$$Q_2=x \cdot 0,84 \cdot 25 = 21x$$

Mazutni yoqish uchun uzatilayotgan Havo bilan keladigan issiqlik miqdori:

$$Q_3= 17,5x \cdot 1,26 \cdot 25 = 551x$$

Xom bikarbonat bilan yoqishga keladigan issiqlik miqdori:

$$Q_4=1000 \cdot 1,84 \cdot 25 = 46000 \text{ kDj}$$

Shunday qilib: $Q_{\text{kelish}} = Q_1+Q_2+Q_3+Q_4=33430x+21x+46000+551x = 34002x+46000$

Issiqlik sarfi:

Kalsinatsiyalash pechidan tayyor soda bilan olib ketilayotgan.

$$Q_1 = 1000 \cdot 0,825 \cdot 0,63 \cdot 1,09 \cdot 140 = 79300 \text{ kDj}$$

Bu yerda: 0,825 – kalsinatsiyalash pechiga kelayotgan xom yarim mahsulot tarkibidagi bikarbonat miqdori;

0,63 – bikarbonatdan Na_2CO_3 chiqishi;

1,09 – sodaning issiqlik sig‘imi, $\text{kDj} / (\text{k}_2 \cdot \text{k})$;

140 – soda xarorati, $^{\circ}\text{C}$

Ajralishga safrlanadigan issiqlik miqdori, kDj :

$2 \text{ NaHCO}_3 = \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} - 125,6$ reaksiyaga asosan natriy bikarbonatga

$$Q_2 = \frac{1000 \cdot 0,825 \cdot 0,63 \cdot 125,6}{106} \cdot 1000 = 615000$$

$\text{NH}_4\text{HCO}_3 = \text{NH}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} - 172$ kDj reaksiyaga muvofiq ammoniy bikarbonatga

$$Q_3 = \frac{0,035 \cdot 1000 \cdot 172}{79} \cdot 1000 = 76100$$

140°C dagi ketuvchi gaz tarkibidagi, suv bug‘lari bilan yo‘qotilayotgan issiqlik miqdorini aniqlash uchun bug‘ massasini topish lozim,

Bikarbonatning gigroskopik namligi 140 kg.

NaHCO_3 parchalanganda ajraladigan suv bug‘i

$$\frac{18 \cdot 1000 \cdot 0,825 \cdot 0,63}{106} = 88,2 \text{ kg}$$

NH_4HCO_3 parchalanganda hosil bo‘luvchi suv bug‘i $(18 \cdot 35) / 79 = 8$ kg massalari yig‘indisidan iborat.

Jami suv bug‘i $140 + 88,2 + 8 = 236,2$ kg

Suv bug‘i bilan olib ketilayotgan issiqlik miqdori:

$$Q_4 = 236,2 \cdot 2750 = 647000 \text{ kDj}.$$

Bunda 2750 – bug‘ entalpiyasi, kDj / kg .

Issiqlik yo‘qotishlar

$$\text{Yoqilg‘i gazlar bilan } Q_5 = 18,5x \cdot 0,84 \cdot 380 = 5900x$$

Atrof muxitga yo‘qotish kelayotgan issiqlik miqdorining 25% ni tashkil etadi.

$$(34002x + 46000) \cdot 0,25 = 8520x + 11500$$

Jami issiqlik sarfi:

$$Q_{\text{sarf}} = 79300 + 615000 + 76100 + 647000 + 5900x + 8520x + 11500 = 1428900 + 14420x$$

$Q_{\text{kelish}} = Q_{\text{sarf}}$ tenglikdan x ni topamiz:

$$34002x + 46000 = 1428900 + 14420x \quad x = 70,7 \text{ kg}$$

Shunday qilib, 1000 kg xom bikarbonatni kaltsinatsiyashga sarf bo‘ladigan tabiiy gaz miqdori 70,7 kg teng 1000 kg sodaga qayta hisoblanganda

$$70,7 / 0,63 = 112 \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

1000 kg natriy bikarbonatni kaltsinatsiyalash issiqlik balansini tuzamiz:

Kelish	kDj	Sarf	kDj
Yoqilg‘i yonishi hisobiga	2361460	Pechdan soda bilan ketayotgan issiqlik	79700
Tabiiy gaz entalpiyasi hisobiga	1490	Parchalanishga sarflanayotgan issiqlik	
Yonishga Havo bilan kelgan issiqlik	38950	NaHCO_3	615000
Xom bikarbonat bilan	46000	NH_4HCO_3	76100
		Suv bug‘i bilan yo‘qotilgan issiqlik	647000
		Yoqilg‘i gazlari bilan	417000
		Atrof muxitga	613500
Jami	2447900	Jami:	2447900

16. misol.

Namakob zichligi $1,21 \text{ t/m}^3$, 312 g/dm^3 NaCl tutgan, soda ma'lum qismi 50000 t/yil natriy ishqori tayyorlash uchun 1 t kaustik soda, $1,335 \text{ t Na}_2\text{CO}_3$ sarflanganda unumdorligi 210 000 t/y (600 t/sut) 99,2% li kalsinatsiyalangan soda ishlab chiqarish zavodi, uchun zarur namakob (tuz eritmasi) miqdorini hisoblang.

Kaustifikatsiya uchun soda eritmasi dekarbonorda bikorbonatni bug' bilan qayta ishlash yo'li bilan tayyorlanadi:



Hisob 100% Na_2CO_3 sutkalik unumdorlikni olib boriladi.

Yechish:

Kaustik soda ishlab chiqarish uchun zaruriy kalsinatsiyalangan soda (100% li Na_2CO_3) miqdori:

$$(50\,000 \cdot 1,335) / (350 \cdot 24) = 7,95 \text{ t/soat}$$

Bunda 350 – 1 yilda ish kunlari soni.

Na_2CO_3 ga hisoblanganda zavod unumdorligi

$$\frac{600}{24 \cdot 0,992} = 24,8 \text{ t/soat yoki } 24,8 \cdot 24 = 595,2 \text{ t/sut.}$$

Mahsulot ko'rinishida chiqarilayotgan kalsinatsiyalangan soda tarkibidagi Na_2CO_3 miqdori.

$$24,8 - 7,95 = 16,85 \text{ t/soat yoki } 16,85 \cdot 24 = 404,4 \text{ t/sut}$$

Sodaning sutkalik yo'qotilishini (100% li Na_2CO_3) operatsiyalar asosida aniqlaymiz.

Ukupordagi yo'qotishni 0,25% deb qabul qilamiz. Faqat tayyor mahsulot sifatidagi kalsinatsiyalangan soda ukuporlanganligi sababli undagi yo'qotish.

$$\frac{404,4 \cdot 0,25}{100 - 0,25} = 1,01 \text{ t/sut}$$

1000 kg shartli mahsulotga qayta hisoblanganda

$$(1,01 \cdot 1000) / 600 = 1,68 \text{ kg}$$

Namakobni tozalashga sarflangan sodani

x t/sut deb qabul qilamiz.

1000 kg soda uchun namakobni tozalash bo'limida Na_2CO_3 ning sarfi.

$$(x/600) \cdot 1000 = 1,666 x \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

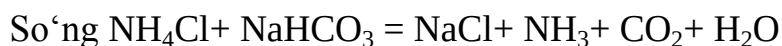
Gaz quritgichlarda changni tutib qolishidan olinadigan kuchsiz eritma bilan yo'qotiladigan sodani 1,5% ga teng deb olamiz, ular

$$\frac{(404,4 + 1,01 + x) \cdot 1,5}{100 - 1,5} = 6,17 + 0,0152 x \text{ t/sut ni tashkil etadi}$$

Yoki 1000 kg soda uchun

$$\frac{(6,17 + 0,0152 x) \cdot 1000}{600} = 1028 + 0,025 x \text{ kg}$$

(sodaning bu miqdori qaytmas tarzda yo'qotilmaydi, balki quritgich olib ketgan soda kollektor va serubberda tutilib, keyinchalik kaustik soda ishlab chiqarishda kuchsiz eritma ko'rinishida ishlatiladi).



Reaksiya natijasida dekarbonizator va quritgichlarda soda yo'qotilishini aniqlaymiz.

Amaliy ma'lumotlarga ko'ra xom bikarbonatdagi NH_4Cl ning miqdori 1000 kg soda uchun 4,15 kg ni tashkil etadi.

1 mol NaHCO_3 0,5 k mol Na_2CO_3 ga ekvivalentligi sababli 1000 kg soda uchun Na_2CO_3 ning yo'qotilish

$$(106 \cdot 4,15) / (2 \cdot 53,5) = 4,11 \text{ kg bo'ladi.}$$

Yoki sutkasiga:

$$(4,11 \cdot 600)/1000 = 2,47 \text{ t/sut}$$

Amaliy ma'lumotlarga ko'ra filtrlarda soda bikarbonat ko'rinishida yo'qotishlar 2,25% ni tashkil etib,

Ular

$$\frac{(595,2 + 1,01 + x + 2,47) \cdot 2,25}{100 - 2,25} = 13,78 + 0,023 x \text{ t/sut}$$

Yoki 1000 kg soda uchun :

$$\frac{(13,78 + 0,029 x) \cdot 1000}{600} = 22,97 + 0,0383 x \text{ kg/sut ga teng}$$

1000 kg shartli mahsulot olish uchun

$1000 \cdot 0,992 = 992 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$ ishlab chiqarish zarur

Ukuporkadagi yo'qotish (1,68 kg), namakobni tozalash uchun soda sarfi (1,666 ch kg), quritish va dekarbonlashdagi yo'qotish (4,11 kg) bikarbonatni filtrlashdagi yo'qotish ($22,97+0,0383x$) ni hisobga olganda Na_2CO_3 dan

$992+1,68+1,666x+4,11+22,97+0,0383x = 1020,76+1,704x \text{ kg}$ ishlab chiqarish zarur.

(kuchsiz suyuqliklar bilan yo'qotishlar jarayoniga qaytarilganligi sababli inobatga olinmaydi).

Aylanish darajasi 72% bo'lganda 1000 kg soda ishlab chiqarish uchun NaCl sarfi.

$$\frac{(1020,76 + 1,704 x) \cdot 2 \cdot 58,5}{106 \cdot 0,72} = 1505 + 2,613 x \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

$312 \text{ g/dm}^3 \text{ NaCl}$ tutgan namakob sarfi.

$$\frac{1565 + 2,613 x}{312} = 5,02 + 0,00836 x \text{ m}^3$$

Tozalashdagi namakobning yo'qotilishi $0,2\text{m}^3$ ligi hisobga olinsa 1000 kg soda uchun namakobning umumiy sarfi

$$5,02+0,2+0,00836x=5,22+0,00836x \text{ m}^3$$

Tajribaviy natijalarga ko'ra 1m^3 namakobni tozalashga $6,864\text{ kg Na}_2\text{CO}_3$ sarflanishi lozim, 1000 kg soda uchun namakobni tozalashga Na_2CO_3 ning sarfi.

$$(5,22+0,00836x) \cdot 6,864\text{ kg ga teng.}$$

Yuqorida bu sarf $1,666x$ ga tengligi aniqlangan edi. Bu kattaliklarni solishtirib Na_2CO_3 ning tozalash uchun sutkalik sarfini aniqlaymiz.

$$x = 22,23\text{ t}$$

topilgan x dan foydalanib barcha yo'qotishlar va namakob sarfini aniqlaymiz.

Namakobni tozalash bo'limidagi Na_2CO_3 sarfi:

$$1,666 \cdot 22,23 = 37,03\text{ kg} \quad 1000\text{ kg soda uchun}$$

Quritgichlardan chiqayotgan, tutilib kaustik soda ishlab chiqarishda qo'llaniladigan soda changi miqdori sutkasiga

$$6,17 + 0,0152 \cdot 22,23 = \text{t/sut ga teng} \quad \text{yoki } 1000\text{ kg soda uchun.}$$

$$(6,51 \cdot 1000) / 600 = 10,85\text{ kg Na}_2\text{CO}_3$$

Filtrlashdagi yo'qotish

$$13,78 + 0,023 \cdot 22,23 = 14,29\text{ t/sut} \quad \text{yoki } 1000\text{ kg soda uchun}$$

$$(14,29 \cdot 1000) / 600 = 23,82\text{ kg}$$

Shunday qilib yo'qotishlar:

nomi	kg	kg/sut
Ukuporkada	1,68	1,01
Tozalashga sarf	37,03	22,23
Kuchsiz eritma bilan sarf	10,85	6,51
Quritish bilan dekarbonizatsiyadagi	4,11	2,43

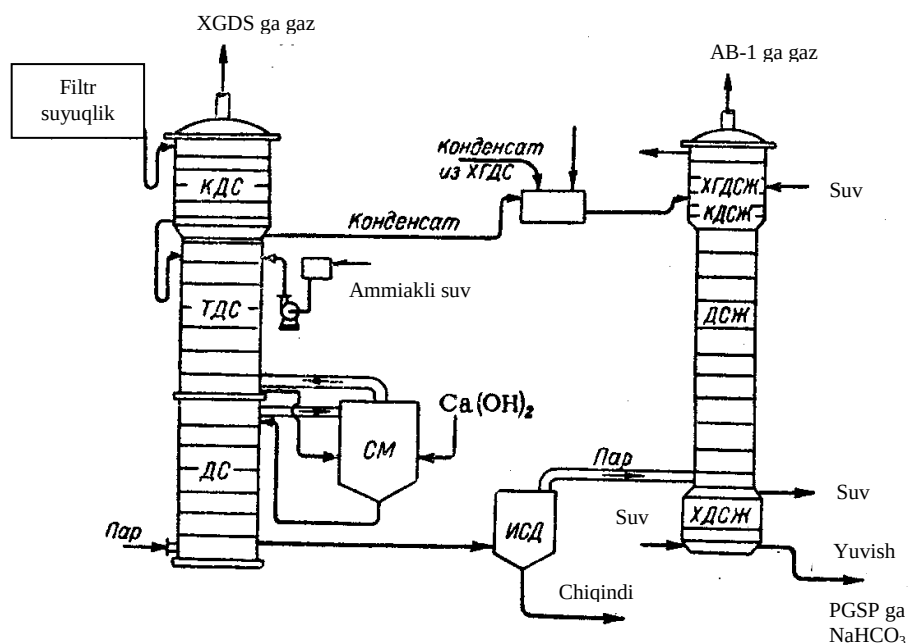
reaksiyalarga		
Filtrlashda	23,82	14,29
Jami yo‘qotishlar (kuchsiz eritma bilan yo‘qotishsiz)	77,49	46,51

1000 kg soda uchun namakob (tuz eritmasi) sarfi.

$$5,22 + 0,00836x = 5,22 + 0,00836 \cdot 22,23 = 5,4 \text{ m}^3$$

Distillash (ammiak regeneratsiya) (5. rasm)

Distillash jarayonida ammiakni soda ishlab chiqarish suyuqliklaridan regeneratsiya qilib namakobni ammoniylashga qaytariladi. distillyatsiyaga NH_4Cl ko‘rinishidagi va oz miqdorda $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ bog‘lagan, NH_4OH , NH_4HCO_3 va $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ ko‘rinishidagi ammoniyni yarim bog‘lagan filtr suyuqligi, shuningdek, quritish pechlari gazlarini yuvishda hosil bo‘ladigan kuchsiz suyuqliklar va asosan erkin va yarim bog‘langan ammiak birikmalarini parchalash uchun mo‘ljallangan qizdirgichlarda, oxak suti bilan bog‘langan azotni reaksiya qilishi aralashtirgichda va eritilgan ammiak bug‘ bilan xaydash distillerida olib boriladi.



5-rasm. Distillyatsiya bo‘limi prinsipial sxemasi.

KDS – Distillyatsiya kondensatori; TDS – distillyatsiya issiqlik olmashtirish apparati; DS – distillyator; SM – aralashtirgich; ISD – distillyatsiya bog‘latgich; XGDS – distillyatsiya gazini sovitgich; AB-1 – birinchi absorber; XGDSJ – suyuq eritma

distillyatsiya gazi sovitgichi; DSJ – suyuq eritma distelleri; XDSJ – suyuq eritma distelleri sovitgichi; KDSJ – suyuq eritma disteller kondensatori.

Distillash jarayonida filtr suyuqligi distillash kondensatoriga keladi (KDS), u yerda distillyatsiya issiqlik almashtirgichidan kelayotgan gaz bilan qizdiriladi. Bunda ajralib chiqadigan NH_3 va CO_2 separatorda ajratilib gazlarning KDS dan chiqayotgan umumiy oqimga qo'yiladi. Distillash kondensatoridan suyuqlik distillash issiqlik almashtirgichiga keladi.

Shuningdek bu yerga ishlab chiqarishdagi yo'qotilgan ammiakni to'ldirish uchun ammiakli suv uzatiladi. Distillash issiqlik almashtirgichiga pastki tomonidan distillerdan olinadi aralashtirgichining yuqori qismi orqali o'tkazilgan gaz keladi.

Distillyatsiya issiqlik almashtirgichida uglearnmoniy tuzlarining yakuniy parchalanishi sodir bo'ladi.

Distillyatsiya issiqlik almashtirgichidan suyuqlik aralashtirgichiga keladi, bu yerda u oxak suti bilan qayta ishlanadi va ammiakni yakuniy xaydash uchun distillerga jo'natiladi. Distillerning quyi bochkasiga turbina yoki bug' mashinalarining ishlatilgan bug'i uzatiladi. Distillerdan suyuqlik bug'latgichga keladi, so'ng "Oq dengizga" tashlanadi. Bug'latgichdagi bug' kuchsiz eritma distilleriga keladi.

Kuchsiz suyuqlik, distillyatsiya gaz sovutgichdagi kondensat, KDS dagi kondensat kuchsiz suyuqlik distillyatsiya kondensatoriga uzatiladi. Kuchsiz suyuqlik kondensatori quvurlari aro bo'shlig'iga kuchsiz suyuqlik distilleridan keladi. Sovutiladigan gaz gaz sovutgichiga (XGDSK) so'ng 1-absorberga (AB-1) yo'naltiriladi.

Kuchsiz suyuqlik kondensatorida qizdirilgan suyuqlik kuchsiz suyuqlik distilleridan o'tadi va sovutgichga keladi (XDSK). Sovutilgan suyuqlik soda pechlari gaz yuvgichiga va bikarbonatni yuvishga yo'naltiriladi.

17. misol.

Xaydash (distiller) qurilmasining quyidagi ish sharoitida 1000 kg sodaga hisoblaganda suyulikdan ammiakni distillash uchun bug' sarfini aniqlash.

TDS dan kelayotgan suyuqlik xajmi	7m ³	115 ⁰ C da bug'ning kondensatlanish issiqligi	2220 kDj / kg
Oxak suti xajmi	2,5m ³	Nurlanish hisobiga yo'qotishlar	Issiqlikni umumiy yo'qotishlar 10%
Kelayotgan suyuqlikdagi miqdori NH_4HCO_3 ko'rinishidagi NH_3	150 kg	TDS ga kelayotgan suyuqlik xarorati	45 ⁰ C
NH_4OH	350 kg	Aralashtirgichga	55 ⁰ C

ko‘rinishidagi NH ₃		kelayotgan oxak suti xarorati	
CO ₂	39 g/dm ³		
Foydali bug‘ bosimi	172,2 kPa (115 ⁰ C)		

Suyuqliklarning solishtirma issiqlik sig‘imi 3,41 kDj / (k² · k) deb qabul qilinsin.

Yechish:

Bug‘ning sarfini issiqlik zarur miqdori bo‘yicha hisoblaymiz, kDj:

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 \text{ parchalanishi uchun } Q_1 = \frac{150 \cdot 1000}{17} \cdot 46,1 = 406764,7$$

(46,1 - NH₄HCO₃ ning parchalanishi issiqligi, kDj / mol)

$$\text{Ammiakni xaydash uchun } Q_2 = \frac{(150 + 350) \cdot 1000}{17} \cdot 35,3 = 1038233,3$$

(35,3 – ammiakning erish issiqligi, kDj / mol);

$$\text{Uglerod oksidini xaydash uchun } Q_3 = \frac{39 \cdot 7 \cdot 1000}{44} \cdot 24,6 = 152900$$

(24,6 – uglerod oksidining erish issiqligi, kDj / mol);

$$\text{Suyuqlikning isishi uchun } Q_4 = 7 \cdot 3410 (115-45) + 2,5 \cdot 3410 (115-55) = 1670900 + 511500 = 2182400$$

Zarur issiqlikning umumiy miqdori (yo‘qotishlarsiz);

$$Q_{\text{sarf}} = 406760 + 1038230 + 152900 + 2182400 = 3780032 \text{ kDj.}$$

10% li issiqlik yo‘qotishlarni, ya'ni 3780290 kDj hisobga olib, distillashga sarflanadigan umumiy issiqlikni topamiz:

$$Q_{\text{sarf}} = 3780290 + 378029 = 4158319 \text{ kDj}$$

$$\text{Talab qilinadigan bug‘ miqdori: } 4158319 / 2220 = 1873 \text{ kg}$$

Suyuqliklarni isitishga	Sarflanadigan issiqlik
Issiqlikning foydali sarfidan $2182400 / 3780290 \cdot 100 = 57,7 \%$	Issiqlikning umumiy sarfidan (issiqlikning yo‘qotilishi bilan) $2182400 / 4158319 \cdot 100 = 52,5\%$

Bundan, bug‘ning sarfini kamaytirish uchun distillash issiqlik almashtirgichidagi filtr suyuqligi va oxak sutini maksimal qizdirish yetarli natijani beradi deyish mumkin.

18. misol.

Aralashtirgichdan kelayotgan suyuqlik tarkibi.

NaCl	4,51	
NH ₃	4,08	
CaCl ₂	10,9	
CaSO ₄	0,09	
Ca(OH) ₂	0,05	
H ₂ O	80,34	% bo‘lganda

Distillash qurilmasi moddiy balansini tuzing.

Eritma zichligi 1104 kg/m³; 1000 kg sodaga distillashga kelayotgan eritma miqdori 8,84 m³

Aralashtirgichdan suyuqlik bilan birga muallaq zarrachalar keladi (suyuqlik massasiga nis b % da);

Ca(OH)₂ – 1,180 va CaCO₃ – 1,525; distillerning pastki qismiga 1 t eritmaga 159,5 kg hisobida suv bug‘i beriladi. Chiqayotgan suyuqlik 1000 kg sodaga nisbatan 4 kg NH₃ ni olib ketadi. Distillerdan chiqayotgan gazdagi ammiak miqdori 29,4% (massa).

Hisob 1000 kg sodaga olib boriladi.

Yechish:

Aralashtirgichdan distillerga kelayotgan eritma miqdori, kg

$$8,84 \cdot 1104 = 9759 \text{ kg}$$

Eritmadagi tuzlar tarkibi, kg;

NaCl	$9759 \cdot 0,0451 = 440$
CaCl ₂	$9759 \cdot 0,109 = 1065$

CaSO ₄	9759 · 0,0009 = 9
Ca(OH) ₂	9759 · 0,0005 = 5
NH ₃	9759 · 0,0408 = 398

Jami : 1917

Eritmadagi suv miqdori 9759 – 1917 = 7842 kg

Eritma bilan kelayotgan choʻkma miqdori, kg

Ca(OH) ₂	9759 · 0,0118 = 115
CaCO ₃	9759 · 0,01525 = 149

Jami: 264

Distillerga kelayotgan bugʻ miqdori:

$$159,5 (9759 / 1000) = 1557 \text{ kg}$$

Distillardan chiqayotgan ammiak miqdori:

$$398 - 1 = 397 \text{ kg}$$

Ammiak bilan kelayotgan bugʻ

$$397 * \frac{100 - 29,4}{29,4} = 951 \text{ kg}$$

Distillardan bugʻlatgichga chiqayotgan suyuqlik miqdori

$$9759 + 1557 - 397 - 951 = 9968 \text{ kg}$$

Bu suyuqlik tutgan suv

$$7842 + (1557 - 951) = 8448 \text{ kg}$$

va erigan moddalar, kg

NaCl	440
CaCl ₂	1065

CaSO ₄	9
Ca(OH) ₂	5
NH ₃	1

Quyida distillerning moddiy balansi keltiriladi. (1000 kg sodaga)

Kelish	kg	sarf	kg
Aralashtirilgandan suyuqlik		Bug‘latgichga suyuqlik	
NaCl	440	NaCl	440
CaCl ₂	1065	CaCl ₂	1065
CaSO ₄	9	CaSO ₄	9
Ca(OH) ₂	5	Ca(OH) ₂	5
NH ₃	398	NH ₃	1
H ₂ O	7842	H ₂ O	8448
Jami	9759	Jami	9968

Aralashtirgich suyuqligidagi cho‘kma		Distillerdan chiqqan suyuqlikdagi cho‘kma	
Ca(OH) ₂	115	Ca(OH) ₂	115
CaCO ₃	149	CaCO ₃	149
Jami	264	Jami	264
Bug‘	1557	Issiqlik almashtirgichga gazlar	
		NH ₃	397
Xammasi	11580	H ₂ O	951
		Jami	1348
		Xammasi	11580

19. misol.

Yuqoridagi misol shartlaridan kelib chiqib distillerning 1000 kg soda uchun balansini tuzing.

Aralashtirgichdan kelayotgan suyuqlik xarorati 89⁰C, issiqlik sig‘imi 3,41 kDj / (k2-k). Cho‘kma issiqlik sig‘imi 1,05 kDj / (k2-k). Distillerdan chiqayotgan gaz xarorati 97⁰C. Ammiakning issiqlik sig‘imi 2,18 kDj / (k2-k). Issiqlik yo‘qotishlar 0,4%.

Yechish. Issiqlikning kelishi.

Issiqlik aralashtirgichdan suyuqlik bilan

$$Q_1 = 9759 \cdot 89 \cdot 3,41 = 2961760$$

Aralashtirgichdan suyuqlikdagi choʻkma bilan

$$Q_2 = 264 \cdot 89 \cdot 1,05 = 24670$$

Bugʻ bilan $Q_3 = 1557 \cdot 2700 = 4203900$ keladi.

(2700 – bugʻ entalpiyasi ($\rho = 172,2$ kPa), kDj / kg)

Issiqlik sarfi.

Distillardan ketishi, kDj

Suyuqlik bilan $Q_1 = 9968 \cdot 3,41$ $t_{\text{suyuq}} = 33990$ t_{suyuq}

Choʻkma bilan $Q_2 = 264 \cdot 1,05$ $t_{\text{suyuq}} = 277,2$ t_{suyuq}

Issiqlik aralashtirgichga gaz bilan

NH_3 bilan $397 \cdot 97 \cdot 2,18 = 83950$

Bugʻ bilan $951 \cdot 2670 = 2539170$

$$Q_3 = 2623120$$

(2670 – 97°C da bugʻ entalpiyasi, kDj / kg)

NH_3 ni xaydash uchun issiqlik sarfi

$$Q_4 = \frac{397}{17} \cdot 35,3 \cdot 1000 = 824820 \text{ kDj}$$

Bunda 35,3 - NH_3 ning parlanish issiqligi, kDj / mol

Issiqlik yoʻqotishlar

$$Q_5 = (Q_1 + Q_2 + Q_3) \cdot 0,004 = (2961760 + 24670 + 4203900) \cdot 0,004 = 28760 \text{ kDj}$$

Distillerdan chiqayotgan suyuqlik xarorati

$$t_{\text{suyuq}} = \frac{(Q_1 + Q_2 + Q_3) - (Q_4 + Q_5)}{33990 + 277,2} = \frac{(2961760 + 24670 + 4203900) - (2623120 + 824820 + 28760)}{34267,2} = 108^{\circ}\text{C}$$

quyida distillerning solishtirma issiqlik balansi keltirilgan (1000 kg sodaga)

Kelish	kDj	Sarf	kDj
Aralashtirigichdan suyuqlik bilan	2961760	Bug‘latgichga suyuqlik bilan	3683690
Cho‘kma bilan	24670	Cho‘kma bilan	29940
Bug‘ bilan	4203900	Gazlar bilan	2623120
		NH ₃ ni xaydashga	824820
		Issiqlik yo‘qotishga	28760
Jami	7190330	Jami	7190330

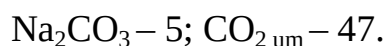
20. misol.

Kalsinirlangan soda zavodi kuchsiz suyuqlik kuchsiz distillerining moddiy va issiqlik balansini hisoblang.

Dastlabki ma’lumotlar.

Kuchsiz suyuqlik miqdori 44 m³ / soat

Suyuqlik tarkibi (nor nisb); umumiy titr NH₃= 41



Suyuqlik zichligi 1050 kg / m, flegma zichligi 1040 kg / m³

Xaroratlar: suyuqlik 61⁰C; flegma 88 (DSJ ga);

Tashlama suyuqlikning 104, XGDSJ ga DSJ dan chiqayotgan gazni 90, XGDJ dan chiqayotgan gazniki 60.

Issiqlik sig‘imlari, kDj / (k2-k). Kuchsiz suyuqlik va figmaning 3,82, tashlama suyuqlikning 3,9.

Bug‘ parametrlari: $p=122$ kPa, $t=105^{\circ}\text{C}$;

Bug‘ sarfi $275 \text{ kg} / \text{m}^3$ suyuqlikka

DSJ yuqoridagi bosim $97,2$ kPa,

XGDSJ yuqorisida $95,2$ kPa.

Oqimlar tasviri. 5. rasmda ko‘rsatilgan (437 bet).

Kuchsiz suyuqlik distilleri undan ketadigan gazlar sovutgichi bilan bevosita bog‘langan. DSJ dan ketayotgan gazlardagi suv bug‘lari ammiak birikmalarining kuchsiz eritmasini hosil qilib kondensatlanadi. U flegma xamda qayta DSJ ga oqib tushadi.

Yechish: DSJ ning moddiy balansi (soatbay).

Kelish.

Kelayotgan kuchsiz suyuqlik miqdori:

$$V=44 \text{ m}^3/\text{soat yoki } 44 \cdot 1060 = 46200 \text{ kg} / \text{soat}$$

Suyuqlikda mavjud NH_3 va unga bog‘langan uglerod oksidi.

$$\text{NH}_3 \quad 41 \cdot 0,85 \cdot 44 = 1530 \text{ kg (yoki } 3,32 \%)$$

$$\text{CO}_2 \quad (47-5) \cdot 1,1 \cdot 44 = 2030 \text{ kg (yoki } 4,4\%)$$

XGDSJ dan flegma miqdori. Flegma sovutgichidan chiqayotgan tarkibi 88°C da XGDSJ ga kirayotgan gaz suyuq fazasi tarkibiga teng nisbatda deb qabul qilish mumkin, ya’ni $3,32 \%$ NH_3 , $4,4\%$ CO_2 .

Flegma miqdorini (kg) F bilan belgilayomiz.

Kirayotgan suv bug‘i miqdori.

$$G_b=(44+F/r) \cdot 275 = 12100+0,264 F; p=1040 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Sarf.

DSJ dan chiqayotgan gaz tarkibini aniqlaymiz.

Apparatdan chiqayotgan suyuqlikdagi NH_3 va CO_2 miqdori ahamiyatsiz, shuning uchun keyingi hisobotlarda deyarli xatosiz NH_3 va unga bog'langan CO_2 suyuq fazasidan to'liq xaydaladi deb hisoblash mumkin.

DSJdan suyuqlik bilan Na_2CO_3 ko'rinishida ketayotgan CO_2 miqdori
 $5 \cdot 1,1 \cdot 44 = 242 \text{ kg}$ ga teng.

DSJ dan gazdagi NH_3 va CO_2 miqdori quyidagilardan hisoblanadi.

Kuchsiz eritmani distillyatsiya qilish jarayonida ajraladigan miqdori, yahni:
 NH_3 1530 kg; CO_2 2030 kg

DSJ va sovutgichda sirkulyatsiya (aylanuvchi) flegmadagi miqdorlari, ular flegma tarkibiga ko'ra.

$\text{NH}_3 - F$ 0,0332 kg, CO_2 F 0,044 kg ga teng.

Chiqishdagi gaz tarkibi DSJga uzatilayotgan suv bug'i miqdoriga, kuchsiz suyuqlik tarkibiga, xarorat va apparat yuqorisidagi bosimga bog'liq. Berilgan shartlarda gaz tarkibi (tajriba mahlumotlari);

16,55% NH_3 ; 21,95% CO_2 ; 61,5% (massa) H_2O

DSJdan chiqayotgan gaz miqdori (kg)

$$G_2 = \frac{(1530 + \hat{O} \cdot 0,0332) + (2030 + \hat{O} \cdot 0,044) \cdot 100}{21,95 + 16,55}$$

Apparatdan chiqayotgan tashlama suyuqlik miqdori kirayotgan kuchsiz suyuqlik, flegma va kontsentrlangan suv bug'lari (gaz fazaga chiqib ketayotgan NH_3 va CO_2 larni ayrilganda) miqdori yig'indisiga teng, ya'ni

$$L = [(46200 - 1530 - 2030) + (F - 0,0332F - 0,044F)] + \left[\left(44 + \frac{\hat{O}}{1040} \right) 275 - \frac{(1530 + 0,0332 \hat{O}) \cdot 61,5}{16,55} \right] = 49040 + 1,06F$$

XGDSJ moddiy balansi (soatbay)

Kelish:

Kirayotgan gaz miqdori DSJ dan chiqayotgan gaz miqdoriga teng. U
 NH_3 (1530+0,0332F)

$$\text{CO}_2 \quad (2030+0,044F)$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad (1530+0,0332F) \cdot 61,5$$

$$16,55 \qquad \text{tarkibiga ega (kg)}$$

Sarf.

Sovutgichdan chiqayotgan gaz xarorati 60°C . bosimi 95,2 kPa. Tajriba ma'lumotlariga ko'ra bu gazning tarkibi: 38% NH_3 , 50% CO_2 va 12% (massa) H_2O .

Flegmadagi NH_3 va CO_2 DSJ – sovutgich sistemasida aylanadi (sirkulyatsiyalanadi), shuning uchun sovutgichdan kelayotgan quruq gaz kuchsiz suyuqlikning ammiak va CO_2 dan iborat, uning miqdori:

$$1530+2030 = 3560 \text{ kg}$$

$$\text{Gazning umumiy massasi: } \frac{3560 \cdot 100}{38 + 50} = 4040 \text{ kg}$$

U NH_3 – 1530; CO_2 – 2030; H_2O – 480, tarkibiga ega (kg)
XGDSJdan kelayotgan flegma

$$\begin{array}{ll} \text{NH}_3 & - 0,0332 F \\ \text{CO}_2 & - 0,044 F \\ \text{H}_2\text{O} & - F (1-0,0332 - 0,044) \text{ tarkibiga ega (kg)}. \end{array}$$

Flegma massasini aniqlash uchun XGDSJ ning suv bo'yicha moddiy balans tenglamasini tuzamiz.

$$\frac{(1530 + 0,0332 \hat{O}) \cdot 61,5}{16,55} - 480 = \hat{O} (1 - 0,0332 - 0,044) ; F = 6510 \text{ kg}$$

$$\begin{array}{ll} \text{Flegma} & \text{NH}_3 \quad 6510 \cdot 0,0332 = 216 \\ & \text{CO}_2 \quad 6510 \cdot 0,044 = 286 \\ & \text{H}_2\text{O} \quad 6510 - (216+286) = 6008 \text{ tarkibiga ega (kg)}. \end{array}$$

Uning $\rho = 1040 \text{ kg / m}^3$ dagi xajmi
 $6510/1040 = 6,25 \text{ m}^3$

Shundan ko‘rinib turibdiki DSJ ga jami
 $44+6,25 = 50,25 \text{ m}^3/\text{soat}$ suyuqlik keladi.

U NH_3 $1530+216 = 1746 \text{ kg}$

Xaydalishiga qodir CO_2 $2030+286 = 2716 \text{ kg}$ tutadi.

Distillyatsiyani amalga oshirish uchun zarur bo‘lgan suv bug‘i miqdori:

$G_b = (44+6,25) \cdot 275 = 13800 \text{ kg}$

Tashlama suyuqlik miqdori:

$49040+1,06F = 49040+1,06 \cdot 6510 = 55960 \text{ kg}$

DSJ dan chiqayotgan (yoki XGDSJ ga kirayotgan) gaz massasi:

$$\frac{(1530 + 0,0332 \cdot 6510) + (2030 + 0,044 \cdot 6510) \cdot 100}{22 \cdot 16,55} = 10550 \text{ kg}$$

U quyidagi tarkibga ega, kg:

NH_3 $10550 \cdot 0,1655 = 1746$

CO_2 $10550 \cdot 0,2195 = 2314$

H_2O $10550 \cdot 0,615 = 6490$

Sovutgichda hosil bo‘layotgan kondensat komponentlari miqdori, kg.

H_2O $6490 - 480 = 6010$

NH_3 $1746 - 1530 = 216$

CO_2 $2314 - 2030 = 284$

Quyida soatbay moddiy balanslar keltiriladi:

DSJ

Kelish	kg	Sarf	kg
--------	----	------	----

Kuchsiz suyuqlik (L)		Tashlama suyuqlik (L)	55960
NH ₃	1530		
CO ₂ (NH ₃ bilan bogʻlangan)	2030		
Suv va boshqa tuzlar	42640		
Jami	46200		

Flegma F		Gaz G ₂	
NH ₃	216	NH ₃	1746
CO ₂	286	CO ₂	2314
H ₂ O	6008	H ₂ O	6490
Jami	6510	Jami	10550
Umumiy	66510	Umumiy	66510

XGDSJ

Kelish	kg	Sarf	kg
Gaz		CHiqayotgan gaz	
NH ₃	1746	NH ₃	1530
CO ₂	2314	CO ₂	2030
H ₂ O	6490	H ₂ O	480
Jami	10550	Jami	4040
		Flegma	6510
		Umumiy	10550

DSJning issiqlik balansi (soatbay).

Issiqlikning kelishi.

Kuchsiz suyuqlik bilan ($t=61^{\circ}\text{C}$)

$$Q_1 = LCt = 46200 \cdot 3,82 \cdot 61 = 10765500$$

XGDSJ dan flegma bilan ($t_1=88^{\circ}\text{C}$)

$$Q_2 = FC_1 t_1 = 6510 \cdot 3,82 \cdot 88 = 2188400$$

Suv bugʻi bilan ($p=122 \text{ kPa}$, $t=105^0\text{C}$)

$$Q_3 = G_u i_u = 13800 \cdot 2686 = 37066800 \text{ kDj issiqlik keladi.}$$

Issiqlik sarfi:

Tashlama suyuqlik bilan ($t^1=104^0\text{C}$)

$$Q_1^1 = L_1 C_1 t_1 = 55960 \cdot 3,9 \cdot 104 = 22697400$$

DSJ dan chiqayotgan gaz bilan ($t=90^0\text{C}$)

$$Q_2^1 = G_{\text{NH}_3} C_{\text{NH}_3} t + G_{\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2} t + C_b^1 i_b = 1746 \cdot 2,24 \cdot 90 + 2314 \cdot 1,03 \cdot 90 + 6490 \cdot 2660 = 17829700 \text{ kDj issiqlik keladi.}$$

[$C_{\text{NH}_3} - 2,24 - \text{NH}_3$ ning issiqlik sigʻimi, $\text{kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$

$C_{\text{CO}_2} - 1,03 \text{ CO}_2$ ning issiqlik sigʻimi, $\text{kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$

$i_n - 2660 \text{ kDj} / \text{kg} (90^0\text{C da})]$

bundan tashqari issiqlik kimyoviy jarayonlar amalga oshirilishiga sarflanadi.

Tajribalarga asosan figmadagi yarim bogʻlangan ammiak titri, suvsiz suyuqlikdagi bilan bir xil ekanligi maʼlum. Bu yuqoridagi moddiy balans hisobidan koʻrinib turibdi, shuning uchun kuchsiz suyuqlikdagi 41 n nisb teng NH_3 umumiy titridan NH_4HCO_3 hisobiga 1 n nisb va $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ hisobiga 40 n nisb toʻgʻri keladi deb qabul qilamiz.

Bu mahsulotlar parchalanishiga sarflanadigan issiqlik, kDj :



Reaksiya asosida parchalanishiga

$$\left(44 + \frac{6510}{1040} \right) \cdot 1 \cdot 3,9 \cdot \frac{65,5 \cdot 1000}{79,058} = 164400$$



Reaksiya asosida parchalanishiga

$$\left(44 + \frac{6510}{1040}\right) * 40 * 2,4 * \frac{93,1 * 1000}{96,09} = 4673600$$

1 kg NH₃ ni (NH₃₍₃₎ - NH₃₍₂₎) xaydashga 2050 kDj / kg sarflanishi zarur yoki umumiy

$$\left(1530 + \frac{6510}{1040} * 41 * 0,85\right) * 2050 = 3583000 \quad \text{kDj}$$

Atrof – muxitga issiqlik yo‘qotilishini issiqlikning kelishidagi 2% deb olamiz, yahni:

$$Q_3^1 = 0,02 (10765500 + 2188400 + 37066800) = 1000400 \text{ kDj}$$

XGDSJ ning issiqlik balansi (soatbay)

Issiqlik kelishi:

Gaz bilan DSJ dan Q₁=17829700

NH₃ ning erish hisobga

$$\text{NH}_{3(2)} - \text{NH}_{3(3)} + 2053 \text{ kDj / kg}$$

$$Q_2 = 216 \cdot 2053 = 443500$$

Ammoniylangan namakobdagi CO₂ ning NH₄HCO₃ va (NH₄)₂CO₃ hosil bo‘lib erish hisobiga

$$Q_3 = 286 \cdot 1479 = 423000$$

(1479 – 1 kg CO₂ ning NH₄HCO₃ va (NH₄)₂CO₃ hosil bo‘lib erishda ajraladigan issiqlik miqdori, kDj (kg)).

Issiqlik sarfi.

Sovutgichdan chiqayotgan gaz bilan chiqish, kDj

$$Q_1 = 1530 \cdot 2,22 \cdot 60 + 2030 \cdot 1,14 \cdot 60 + 480 \cdot 2610 = 1595450$$

(2610 – 60⁰C da suv bug‘ining entalpiyasi, kDj/kg)

Flegma bilan Q₂¹=2188400

Atrof muxitga issiqlik yo‘qotilishini uning kelishidan 1% deb olamiz, yahni:

$$Q_3^1 = (17829700 + 445500 + 423000) \cdot 0,01 = 186950$$

Kerakli xaroratgacha gazni sovutish uchun

$$Q_4^1 = \sum Q_{\text{kel}} - \sum Q_{\text{sarf}} = (1789700 + 443500 + 423000) - (1595450 + 2188400 + 186950) = 14725400 \text{ kDj ajratish zarur.}$$

Solishtirma (soatbay) issiqlik balanslarni keltiramiz.

DSJ

Kelish	kDj	Sarf	kDj
Kuchsiz eritma bilan	10765500	Tashlama suyuqlik bilan	22697400
Flegma bilan	2188400	Gaz bilan	17829700
Suv bug‘i bilan	37066800	Kimyoviy reaksiyalarga	
		NH ₄ HCO ₃ parchalanishiga	164400
		(NH ₄) ₂ CO ₃ parchalanishiga	3583000
		Issiqlik yo‘qotilishi	1000400
Jami	5020700	Jami	49948500

Balansdagi farq – 0,14% bo‘lishi mumkin xolos.

XGDSJ

Kelish	kDj	Sarf	kDj
DSJdan gaz bilan	17829700	Chiqayotgan gaz bilan	1595450
Erish hisobiga		Flegma bilan	2188400
NH ₃	443500	Issiqlik yo‘qotilishi	186950
CO ₂	423000	Sovuq suv bilan	14725400
Jami	18696200	Jami	18696200

Uglerod oksidi va oxak olish (Bo‘r yoki oxaktoshni kuydirish)

Ko‘p xollarda kalsiy karbonatni ko‘mir aralashmasidan (koks) termik xolda ajratiladi.

Koksning yonishi issiqligi hisobiga zarur xarorat tahminlanib uning kalsiy karbonat dissotsilanishiga sarfi to‘ldiriladi. Odatda jarayon shaxta pechlarda olib boriladi. CHiqindi gazni qattiq aralashmalardan tozalab ammoniylangan namakobni karbonlashga yuboriladi. Pechdan chiqadigan oxak filtr suyuqligidan ammiakli regeneratsiya qilish uchun qo‘llaniladi. Oxak sutigacha qayta ishlanadi. Parchalangan kaltsiy karbonat miqdorining pechga yuklangan miqdoriga nisbati oxakning parchalanishi (kuyish) darajasi deyiladi. Oxakning parchalangan qismi chala kuygan deb ataladi.

21. misol.

Kuydirilgan oxak tarkibi 87% CaO 8% CaCO₃ va 5% aralashmadan iborat bo‘lsa oxakning kuyish darajasini aniqlang.

Hisobki 87 kg CaO tutgan 100 kg oxakka olib boriladi.

Yechish: 87 kg CaO hosil bo‘lishi uchun CaCO₃ dan

$$(87 \cdot 100) / 56 = 155,4 \text{ kg kerak bo‘ladi.}$$

(56 va 100 – CaO va CaCO₃ ning molekulyar massasi, kg)

Demak, jami kuydirilgan CaCO₃

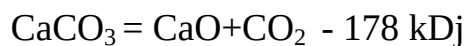
$$155,4 + 8 = 163,4 \text{ kg}$$

Bundan oxaktoshni kuydirish darajasi

$$(155,4 / 163,4) \cdot 100 = 95,1 \% \text{ ga teng jamligi kelib chiqadi.}$$

22. misol.

Oxakni kuydirishda pech gazi tarkibidagi CO₂ ning konsentratsiyasini aniqlang. Uglerod sarfi nazoratga muvofiq keladi, CaCO₃ dissotsiyasi quyidagi reaksiya asosida boradi:



CaCO_3 ning dissotsiyasida 100% CO_2 dan iborat gaz hosil bo‘ladi, uglerodning yonishida esa Havoning nazariy miqdorida 21% CO_2 dan iborat gaz hosil bo‘ladi.

Yechish:

1 k mol CaCO_3 ya’ni 100 kg CaCO_3 yoqilganda $22,4\text{m}^3$ CO_2 olinadi. Bunda 178000 kDj issiqlik sarflanadi. Bu miqdordagi issiqlikni olish uchun quyidagi miqdorda uglerod yoqilishi lozim.

(uning issiqlik axamiyati 33940 kDj / kg bo‘lganda)

$$178 / 33940 = 5,25 \text{ kg}$$

Bunday miqdorda uglerod yonganda

$(5,25 \cdot 22,4) / 12 = 9,8 \text{ m}^3$ CO_2 hosil bo‘ladi
va $9,8 \text{ m}^3$ O_2 yonishi uchun qo‘llaniladi.

Havodagi kislorodning bu miqdoriga

$(9,8 \cdot 79) / 21 = 36,9 \text{ m}^3$ xajm azot to‘g‘ri keladi.

Shunday qilib gazlarning umumiy miqdori

$$22,4 + 9,8 + 36,9 = 69,1 \text{ m}^3$$

Gazdagi CO_2 kontsentratsiyasi

$$(22,4 + 9,8) / 69,1 \cdot 100 = 46,6\% \text{ (xajmi)}$$

23. misol.

28% O_2 tutgan kislorod bilan to‘yingan Havo ishlatilib 100 kg CaCO_3 kuydirish uchun yoqilg‘i sifatida 6,5 kg uglerod sarflanganda pech gazi tarkibidagi CO_2 ning nazariy miqdorini hisoblang.

Yechish:

100 kg CaCO_3 dissotsiyasida $22,4\text{m}^3$ CO_2 ajraladi, uglerod yonish hisobiga esa

$$(6,5 \cdot 22,4) / 12 = 12,1 \text{ m}^3 \text{ CO}_2 \text{ ajraladi.}$$

Sarflangan kislorod xajmi xam shunchani tashkil etadi. SHuning uchun kislorod bilan to‘yingan Havodan gaz xoliga o‘tayotgan azot miqdori $(12,1 \cdot 72) / 28 = 31,1 \text{ m}^3$ tashkil etadi.

Bunda 72,28 – to‘yingan Havodagi azot va kislorod miqdori, % (xajm)

Shunday qilib jami hosil bo‘lgan gaz

$$22,4 + 12,1 + 31,1 = 65,6 \text{ m}^3$$

Gazdagi CO₂ kontsentratsiyasi

$$(22,4 + 12,1) / 65,6 \cdot 100 = 52,5 \% \text{ (xajm)}$$

24. misol.

Oxaktosh pechlari sexiga quyidagi tarkibda oxaktosh keladi: 89,9% CaCO₃, 5,94% MgCO₃, 85,25% C va 14,75% zal tutgan koks.

100 kg oxakka yoqilg‘ining sarfi 7,5 kg ga teng. Reaktsiya zonasidagi xarorat 1050°C, kelayotgan Havo va oxak xarorati 15°C, bo‘shatilayotgan oxakni 50°C.

Yoqilg‘i uglerod to‘liq yonadi; chiqindi gazlarda uglerod oksidi yo‘q va karbonatlar to‘liq parchalanadi deb qabul qilib oxak chiqish, Havo sarfi (yonish uchun zarur)ni, oxakning issiqlik xisobiga Havo qanday xaroratgacha isish mumkinligini, hosil bo‘layotgan gazlar miqdorini, oxaktosh va yoqilg‘i bilan sovutiladigan so‘ng pechdan chiqayotgan gazlar xaroratini hisoblang.

Hisobni 100 kg oxaktoshga olib boramiz.

Yechish:

CaO, MgO, kremniy tutgan birikmalar va koks zolini hisobiga olganda 100 kg oxaktoshdan hosil bo‘ladigan oxak:

$$98,9 \frac{56}{100} + 5,94 \frac{40,3}{84,3} + 4,16 + 7,5 \cdot 0,1475 = 58,4 \text{ kg}$$

Yoqilg‘i yonishi uchun Havo sarfini hisoblaymiz:

Yoqilg‘i bilan $7,5 \cdot 0,8525 \text{ kg}$ uglerod keladi, uni yoqish uchun zarur Havo miqdori:

$$\frac{7,5 \cdot 0,8525 \cdot 32 \cdot 100}{12 \cdot 23,1} = 73,7 \text{ kg}$$

Bunda: 23,1 – Havodagi kislorod miqdori, % (mas).

Oxak issiqligi hisobiga qizdirilgan so‘nggi Havo xarorati oxakka sovutish va Havoni isitish issiqlik balansi tenglamasidan aniqlanadi.

$$G_{\text{oxak}} C_{\text{oxak}} (t_{\text{bosh}} - t_{\text{oxirgi}}) = G_{\text{Havo}} C_{\text{Havo}} (t_{\text{oxirgi}} - t_b)$$

Tenglamadagi topilishi lozim bo‘lgan Havoning oxirig xarorati t_{oxir} dan boshqa xamma kattaliklar misol shartidan ma'lum.

Havoning issiqlik sig‘imi 0,8 kDj / (k²-k)

Havoning esa 1,0 kDj / (k²-k) deb qabul qilib

$$58,4 \cdot 0,8 (1050 - 50) = 73,7 \cdot 1,0 (t_{\text{ox}} - 15) \text{ ni olamiz.}$$

Bundan Havo isishi mumkin bo‘lgan xaroratni topamiz:

$$t_{\text{oxir}}^1 = 640^\circ\text{C}$$

hosil bo‘layotgan gazlar massasi yig‘indisiga Havo, uglerod oksidi, yoqilg‘i yonishi va uglerod oksidi yonishida hosil bo‘ladigan, CaCO₃ va MgCO₃ olinadigan miqdorlar yig‘indisiga teng:

$$73,7 + 7,5 \cdot 0,8525 + 89,9 \cdot 44/100 + 5,94 \cdot 44/84,3 = 122,7 \text{ kg}$$

Ketayotgan gazlar xaroratini oxaktosh va yoqilg‘ini qizdirish va gazni sovutish issiqlik balansi tenglamasidan aniqlaymiz

$$G_{\text{oxaktosh}} C_{\text{oxaktosh}} (t_{\text{ox}} - t_b) + G_{\text{yoqil}} C_{\text{yoqil}} (t_{\text{ox}} - t_b) = G C (t_b^1 - t_{\text{ox}}^1)$$

Oxaktoshning issiqlik sig‘imini 0,92 deb gazlarning o‘rtacha issiqlik sig‘imini 0,96 va ko‘mirnikini 0,84 kDj / (k²-k) qabul qilamiz va issiqlik balansi tenglamasiga qiymatlarni qo‘yib quyidagi natijani olamiz:

$$100 \cdot 0,92 (1050 - 15) + 7,5 \cdot 0,84 (1050 - 15) = 122,7 \cdot 0,96 (1050 - t_{\text{oxir}}^1)$$

$$24350 = 28,3 (1050 - t_{\text{oxir}}^1)$$

Pechdan ketayotgan gazlar xarorati:

$$T_{\text{oxir}}^1 = 179^{\circ}\text{C}$$

25. misol.

SHaxtasimon oxak kuydirish pechlaridan ajralayotgan gazning tarkibi va miqdorini aniqlang.

Yoqilg'ining ishchi tarkibi	%	Oxaktoshning tarkibi	%
C	80,1	CaCO ₃	93,5
H	1,6	MgCO ₃	0,5
S	1,7	Mg ₂ CO ₃ +SiO ₂	3,0
N	1,0	H ₂ O	3,0
O	0,9		
A	9,2		
W	5,5		
Jami	100	Jami	100

Yoqilg'i oxaktosh va tashqi Havo xarorati 15⁰C.

Yechish:

1 kg yoqilg'ining quyi issiqlik hosil qilish xususiyatini quyidagi formula asosida hisoblaymiz:

$$Q^H = 339C' + 1260H' + 109(S' - O') - 25,1 (9H' + W') = 339 \cdot 80,1 + 1260 \cdot 1,6 + 109 (1,7 - 0,9) - 25,1 (9 \cdot 1,6 + 5,5) = 28780 \text{ kDj / kg}$$

1 kg yoqilg'ining to'liq yonishi uchun Havoning nazariy sarfi:

$$V^1 = 0,089C' + 0,2680H' + 0,033(S' - O') = 0,089 \cdot 80,1 + 0,268 \cdot 1,6 + 0,033 (1,7 - 0,9) = 7,59 \text{ m}^3/\text{kg} \text{ ni tashkil etadi.}$$

Ortiqcha Havo koeffitsientini $\lambda = 1,02$ qabul qilamiz.

Havoning amaliy miqdori:

$$V^{11} = 1,02 \cdot 7,59 = 7,74 \text{ m}^3/\text{kg} \text{ yoki } 7,74 \cdot 1,293 = 10 \text{ kg}$$

(1,293 – Havoning zichligi, kg/m³)

Kimyoviy yonishning to‘liq emasligi hisobiga issiqlik yo‘qotilishini shaxta pechiga kiritilgan yoqilg‘i issiqligidan 2% deb qabul qilamiz.

$$28780 \cdot 0,02 = 580 \text{ kDj/kg}$$

CO gacha yonadigan uglerod miqdori:

$$580/10280 = 0,056 \text{ kg}$$

(10280 – uglerodning CO gacha yonish issiqligi, kDj/kg)

Yoqilg‘ining to‘liq bo‘lmagan mexanik yonish hisobiga issiqlik yo‘qotilishini 3% deb olamiz:

$$28780 \cdot 0,03 = 860 \text{ kDj/kg}$$

Yonmay qolgan uglerod miqdori:

$$860/33940 = 0,0255 \text{ kg}$$

(33940 – uglerodning CO₂ gacha yonish issiqligi, kDj / kg)

Yonishda yoqilg‘idagi uglerodning quyidagi miqdori ishtirok etadi:

$$0,801 - 0,0255 = 0,7755 \text{ kg}$$

Bunda

$$\text{CO } 0,056 \cdot 28/12 = 0,131 \text{ kg yoki } 0,131 \cdot 22,4/28 = 0,105 \text{ m}^3$$

(28 va 12 – CO va C ning molekulyar massasi)

$$\text{CO}_2 \text{ (} 0,7755 - 0,056 \text{) } \frac{44}{12} = 2,638 \text{ yoki } \frac{2,638 \cdot 22,4}{44} = 1,34 \text{ m}^3 \text{ hosil bo‘ladi.}$$

Yoqilg‘idagi vodorod yonishidan H₂O hosil bo‘ladi:

$$0,016 \cdot 18/2 = 0,144 \text{ kg}$$

Yonish mahsulotlaridagi suv bug'larining yig'indi miqdori (yoqilg'ining namligini uchib ketishi hisobga olinganda).

$$0,144+0,055 = 0,199 \text{ kg yoki } (0,199 \cdot 22,4) / 18 = 0,246 \text{ m}^3 \text{ ni tashkil etadi.}$$

Yoqilg'idagi S ning yonishidan hosil bo'luvchi SO₂

$$0,017 \frac{64}{32} = 0,034 \text{ kg yoki } \frac{0,034 \cdot 22,4}{64} = 0,012 \text{ m}^3$$

Yonish mahsulotlariga Havo olib kirayotgan azot miqdori:

$$10 \cdot 0,77 = 7,7 \text{ kg}$$

Bunda: 0,77 – Havodagi azot miqdori, massa nisbat

Yonish mahsulotlaridagi azotning yig'indi miqdori (yoqilg'idagi azot hisobiga olinganda)

$$7,7+0,01 = 7,71 \text{ kg yoki } (7,71 \cdot 22,4)/28 = 6,17 \text{ m}^3 \text{ ni tashkil etadi.}$$

Havo bilan pechga kelayotgan kislorod miqdori:

$$10 - 7,7 = 2,3 \text{ kg}$$

Yonishga sarflangan kislorod miqdori, kg:

$$0,056 \text{ kg C} \quad \text{CO gacha} \quad 0,056 \frac{16}{12} = 0,075$$

$$(0,7755-0,056) \text{ kg C} \quad \text{CO}_2 \text{ gacha } (0,7755-0,056) 32/12 = 1,92$$

$$0,016 \text{ kg H}_2 \quad \text{H}_2\text{O gacha} \quad 0,016 \frac{16}{2} = 0,128$$

$$0,017 \text{ kg S} \quad \text{SO}_2 \text{ gacha} \quad 0,017 \frac{32}{32} = 0,017$$

1 kg yoqilg'ining yonishi uchun sarflangan kislorodning yig'indi miqdori:

$$0,075+1,92+0,128+0,017 = 2,14 \text{ kg ga teng.}$$

Yonish mahsulotlaridagi ortiqcha kislorod miqdori:

$$2,3-2,14 = 0,16 \text{ kg yoki } 0,16 \cdot 22,4/32 = 0,122 \text{ m}^3$$

Quyida 1 kg yoqilg'i yonish mahsulotlari miqdori va tarkibi keltiriladi:

Komponentlar	kg	m ³
CO ₂	2,638	1,34
CO	0,131	0,105
H ₂ O	0,199	0,246
SO ₂	0,034	0,012
N ₂	7,71	6,17
O ₂	0,16	0,122
Jami	10,872	7,996

Oxaktoshni yoqishdagi yonmay qolgan mahsulot miqdorini 5% deb olsak, 1 kg oxaktoshga

$$\text{Bu: } 0,935 \cdot 0,05 = 0,047 \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

1 kg oxaktosh yonishidan chiqadigan CO₂, kg

$$\text{CaCO}_3 \text{ dan } (0,935 - 0,047) \cdot \frac{44}{100} = 0,391$$

$$\text{MgCO}_3 \text{ dan } 0,005 \cdot \frac{44}{84,33} = 0,003$$

(44,100 va 84,33 - CO₂, CaCO₃ va MgCO₃ ning molekulyar massalari).

1 kg oxaktosh yonishidan 0,03 kg H₂O ajraladi.

$$\text{Jami 1 t oxaktosh yonishidan ajraladigan CO}_2 \text{ va H}_2\text{O} \\ 0,391+0,003+0,03 = 0,424 \text{ kg}$$

1 kg oxakka oxaktosh sarfi.

$$1/(1-0,424) = 1,735 \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

1 kg mahsulotga yoqilg'i sarfini x kg deb olamiz.

Oxaktoshni yoqish jarayonida ajraladigan gazlar xajmi, m³:

Yoqilg'i yonishidan CO₂ 1,34 x

Oxaktosh parchalanishidan CO₂ $\frac{1,735 (0,391 + 0,003) * 22,4}{44} = 0,348$

CO 0,105x

Yoqilg'i yonishidan H₂O 0,246x

Oxaktoshdan H₂O $1,735 \frac{0,03 * 22,4}{18} = 0,064$

SO₂ 0,012x

N₂ 6,17x

O₂ 0,122 x

1 kg oxakka chiqadigan gazlar tarkib va miqdori, m³:

CO₂ 1,34x+0,348

CO 0,105x

H₂O 0,246x +0,064

SO₂ 0,012x

N₂ 6,17x

O₂ 0,122 x

Jami: 7,955x+0,412

1 kg oxak uchun yoqilg'i sarfini aniqlash uchun yonish issiqlik balansini tuzamiz:

Issiqlik kelishi.

Yoqilg'i bilan

Potentsial energiya shaklida $28780x$

Yoqilg'ining shaxsiy issiqligi $x \cdot 0,84 \cdot 15 = 12,6x$

(0,84 – yoqilg'ining issiqlik sig'imi, kDj / (kg-k));

Havo bilan $7,74 \cdot 1,26 \cdot 15x = 146,3x$

(1,26 – Havoning issiqlik sig'imi, kDj / (m³-k))

Oxaktosh bilan $1,735 \cdot 15 \cdot 0,88 = 22,9$

(0,88 – Havoning issiqlik sig'imi, kDj / (m³-k))

Jami kelayotgan issiqlik:

$$Q_{kel} = 28780x + 12,6x + 146,3x + 22,9 = 28938,9x + 22,9$$

Issiqlik sarfi

Yoqilg'ining mexanik to'liq yonmasligi hisobiga $860x$ (860 – yoqilg'ining mexanik to'liq yonmasligi hisobiga yo'qotish kDj/kg)

Yoqilg'ining kimyoviy to'liq yonmasligi hisobiga $580x$ (580 yoqilg'ining mexanik to'liq yonmasligi hisobiga issiqlik yo'qotilishi, kDj/kg)

Oxaktosh namligining uchib ketish hisobiga

$$0,03 \cdot 1,735 \cdot 2670 = 138,6$$

(2670 – bu + entalpiyasi, kDj/kg, 1,735 – 1 kg oxak uchun oxaktosh sarfi, kg).

CaCO₃ va MgCO₃ parchalanishini hisobiga

$$((0,935-0,047) 1780+0,005 \cdot 1320) \cdot 1,735 = 2750$$

(1780 va 1320 - CaCO_3 va MgCO_3 ning parchalanishi issiqligi, kDj/kg);

300°C gacha qizdirilgan chiqindi gazlar bilan

$$\begin{aligned} & (V_{\text{CO}_2}C_{\text{CO}_2}+V_{\text{CO}}C_{\text{CO}}+V_{\text{N}_2}C_{\text{N}_2}+V_{\text{H}_2\text{O}}C_{\text{H}_2\text{O}}+V_{\text{SO}_2}C_{\text{SO}_2}+V_{\text{O}_2}C_{\text{O}_2}) \cdot 300 = \\ & (1,34x+0,348) \cdot 1,88 \cdot 300 + 0,105x \cdot 1,31 \cdot 300+3,17x \cdot 1,31 \cdot 300+ \\ & (0,246x+0,064) \cdot 1,54 \cdot 300+0,012x \cdot 1,88 \cdot 300+ 0,122x \cdot 1,35 \cdot 300 = \\ & 3387x+226,5 \end{aligned}$$

Pechdan bo‘shatilayotgan 90°C gacha qizigan oxak bilan (oxak, zol, yonmagan yoqilg‘i)

$$G_{\text{oxak}}C_{\text{oxak}}t+(G_{\text{zol}}+G_{\text{yoqil}}) XCt= 1 \cdot 0,8 \cdot 90+(0,092+0,0255)x \cdot 0,84 \cdot 90=72+8,9x$$

Issiqlik yo‘qotilishini yoqilg‘i bilan kiritilgan issiqlikdan 6% deb qabul qilamiz

$$0,06 \cdot 28780x = 1730x$$

$$\text{Jami issiqlik sarfi: } Q_{\text{sarf}}= 6566x+3187$$

Kelayotgan issiqlikni sarfiga tenglab

28938,9x+22,9 = 6566x+3187 ni topamiz va $x=3164/22372,9=0,142$ kg ni aniqlaymiz

$$\text{Havo sarfi } 7,74x= 1,1\text{m}^3 \text{ yoki } 1,1 \cdot 1,293= 1,42 \text{ kg}$$

Bunda 1,293 – Havo zichligi, kg/m³.

Gazlarning tarkib va miqdori
CHiqindi gazlar

CO ₂	1,34x+0,348=1,34 · 0,142+0,348=0,538	34,8
CO	0,105x=0,105 · 0,142=0,015	0,97

H ₂ O	$0,246x+0,064=0,246 \cdot 0,142+0,064=0,1$	6,5
SO ₂	$0,012x=0,012 \cdot 0,142=0,002$	0,13
N ₂	$6,17x=6,17 \cdot 0,142=0,876$	58,5
O ₂	$0,122x=0,122 \cdot 0,142= 0,017$	1,1
Jami:	1,548	100

Quruq gaz	m ³	% (xaji)
CO ₂	0,538	37,2
CO	0,015	1,04
SO ₂	0,002	0,14
N ₂	0,876	60,45
O ₂	0,017	1,17
Jami:	1,488	100

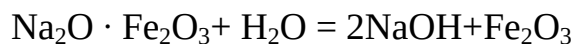
Kaustik soda.

Ishlab chiqarishning ferrit usuli. (2 sxema) 455 bet

Kaustik soda ishlab chiqarishning ferrit usuli kaltsilangan soda va temir oksidini eritib natriy ferrit olishga asoslangan:



Natriy ferrit suv bilan parchalanganda natriy ishqori eritmasi hosil bo‘aldi:

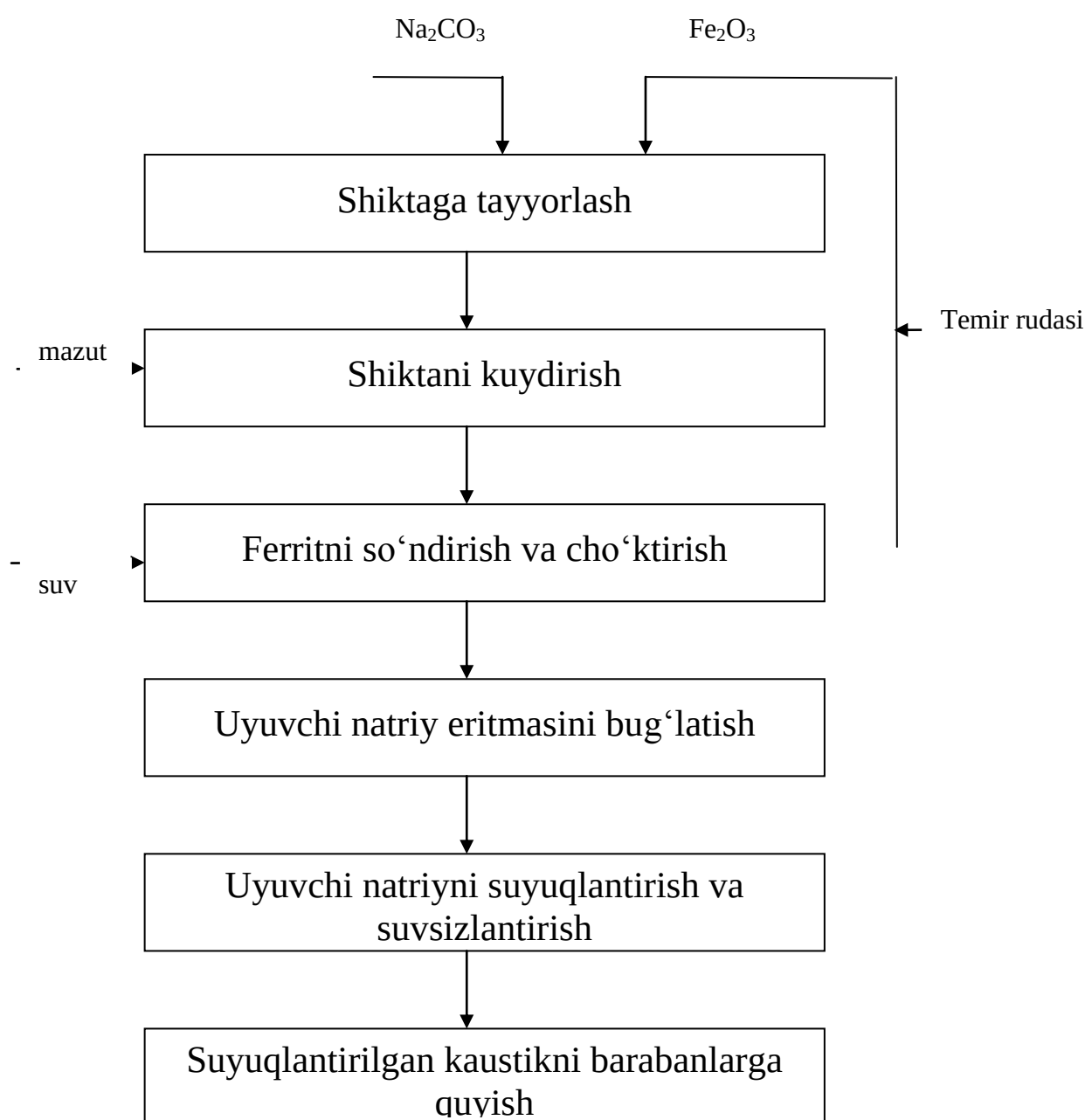


Eritmani bug‘latib qattiq natriy ishqori kaustik soda olinadi, temir oksidi esa ishlab chiqarish tsikliga qaytariladi.

Stexiometrik hisobga ko‘ra 92% li 1000 kg kaustik sodaga 95% li 1283 kg kaltsilangan soda sarflanadi, lekin ishlab chiqarish yo‘riqnomalar hisobiga Na₂CO₃ sarfi 1350-1400 kg oralig‘ida tebranadi.

Ishlab chiqarish jarayoni quyidagi bosqichlardan iborat:

Kaltsilangan soda va temir oksidi aralashmasi omixta tayyorlash;
 Aralashmani kuydirish bilan ferrit olish;
 Ferritni so'ndirish va ishqorlash;
 Natriy ishqorini bug'latish va tuzlarni kristallash;
 Bug'langan ishqorni filtrlash;
 Ajratilgan tuz cho'kmalarini rekulg'tatsiya va tsentrifugalash;
 Ishqorni keyingi bug'latish;
 Kaustik sodani so'nggi bug'latish va kuydirish;
 Eritilgan natriy ishqorini tindirish va quyish (to'kish).



Sxema – 2. Ferrit usulida kaustik soda ishlab chiqarishni printsiptial sxemasi

26. misol.

Agar ferritda 20,8% NaOH va 3,1% Na₂CO₃ mavjud bo'lsa kaltsilangan sodani kaustikatsiyalash darajasini aniqlang.

Yechish:

Kaustikatsiyalash darajasi K ni

$$K = \frac{1,325 \cdot C_{NaOH}}{1,325 \cdot C_{NaOH} + C_{Na_2CO_3}} \cdot 100 \% \quad \text{formuladan hisoblaymiz.}$$

Bunda: C_{NaOH} va C_{Na₂CO₃} – NaOH va Na₂CO₃ ning ferritdagi miqdori, %

1,325 = 53/40 - Na₂CO₃ va NaOH gramma ekvivalenti nisbatlari.

$$K = \frac{1,325 \cdot 20,8}{1,325 \cdot 20,8 + 3,1} \cdot 100 = 89,8 \% \quad \text{topamiz.}$$

27. misol.

Pechga yuklanayotgan aralashma 26,9% Na₂CO₃ va 13,3% H₂O iborat bo'lsa, pechdan chiqayotgan ferrit tarkibida 20,8 NaOH va 2,9% Na₂CO₃ mavjud bo'lsa, ferrit pechidan chiqayotgan yoqilg'i gazlari olib chiqib ketayotgan soda gazini miqdorini (%) aniqlang.

Yechish: ferrit pechidan olib ketilayotgan soda changi quyidagi formuladan aniqlanadi.

$$y = 100 \left[1 - \frac{(1,325 C_{NaOH} - C_{Na_2CO_3})(100 - C_{Na_2CO_3} - C_{H_2O})}{C_{Na_2CO_3}(100 - 0,775 C_{NaOH} - C_{Na_2CO_3})} \right]$$

Bu yerda y – ferrit pechidan sodaning olib ketilishi, %,

C_{H₂O} – aralashmadagi namlik miqdori, %;

1,325 va 0,775 - Na_2CO_3 va NaOH xamda Na_2O va NaOH larning grammlar ekvivalenti nisbatilari.

$$y = 100 \left[1 - \frac{(1,325 * 20,8 + 2,9) * (100 - 26,9 - 13,3)}{26,9 * (100 - 0,775 - 20,8 - 2,9)} \right] = 16,2\% \text{ ekanligini aniqlaymiz.}$$

28. misol.

Filtrlashgacha suspenziya tarkibi (g/dm^3):

Na_2CO_3 – 94,7%; NaOH – 644,7%; filtrlashdan so‘ng tiniq eritma tarkibi (g/dm^3 da). Na_2CO_3 – 18,6; NaOH – 666,0 bo‘lsa, cho‘kma 50,2% Na_2CO_3 va 4,4% NaOH dan iborat bo‘lsa ishqorni bug‘latib va ferrit pechiga qaytarilayotgandagi tuzlar cho‘kmasi massasini aniqlang.

Yechish:

Qattiq fazaga ajraladigan Na_2CO_3
(92% li kaustik sodaga kg/t da)

$$920(94,7/644,7 - 18,6/666,0) = 109,5$$

Cho‘kmaning umumiy massasi:
(109,5 · 100)/50,2 = 218,1 kg

29.misol.

Aralashtirgichga 1000 kg mahsulot:
95% li kalsilangan soda (A);

Tarkibida Fe_2O_3 - 71,3% (u); NaOH – 0,77% (l), Na_2CO_3 – 0,89 (f), soda changi (y) tutgan yuvilgan temir oksidi (E);

Tarkibi - Na_2CO_3 – 50,2% (h); NaOH – 4,4 % (S) bo‘lgan bug‘latish tuzlari cho‘kmasi yuklanadi.

Ferrit pechiga esa tarkibi quyidagicha bo‘lgan C aralashma to‘ldiriladi:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 - 26,9\% (a), \text{Fe}_2\text{O}_3 - 55,6\% (b); \text{H}_2\text{O} - 13,3\% (w)$$

Ferrit pechidan tarkibi (%);

NaOH – 20,8 (C); Na₂CO₃ – 2,9% (d), Fe₂O₃ – 73,2% (m); bo‘lgan F suyuqlanma bo‘shatiladi.

A = 1350 kg; B = 218,1 kg y = 16,2% deb qabul qilib, hosil bo‘lgan ferrit miqdori va aralashtirgichga kelgan materiallar miqdorini aniqlang.

Yechish: 1000 kg Ferrit uchun sarflanadigan aralashmani aniqlash uchun Na₂CO₃ bo‘yicha ferrit pechining moddiy balansini tuzamiz.

$$aC = (1,325c + 2,9)F + y/100 \cdot aC$$

bunda: C – aralashma sarfi, kg

F – hosil bo‘lgan ferrit miqdori, kg

Aralashma tarkibini topamiz:

$$26,9C = (1,325 \cdot 20,8 + 2,9)F + 16,2/100 \cdot 26,9C; C = 1,35F$$

Fe₂O₃ bo‘yicha aralashtirgichning moddiy balans tenglamasi:

$$uE = mF$$

$$71,3E = 73,2 \cdot F/1,35; E = 0,76 F$$

Na₂CO₃ bo‘yicha aralashtirgichning moddiy balans tenglamasi

$$\frac{aC}{100} = 0,95 A + \frac{y}{100} \cdot \frac{aC}{100} + \frac{(h + 1,325 s) B}{100} + \frac{(P + 1,325 k) E}{100} \cdot \frac{26,9}{100} C =$$

$$0,95 \cdot 1350 + \frac{16,2}{100} \cdot \frac{26,9}{100} C + \frac{50,2 + 1,325 \cdot 4,4}{100} \cdot 218,1 + \frac{0,89 + 1,325 \cdot 0,77}{100} \cdot 0,76 \hat{O}$$

$$C = 6630 \text{ kg}; F = 4910 \text{ kg}.$$

30.misol.

Tarkibida 26,9% Na₂CO₃, 55,6% Fe₂O₃ 13,3% H₂O va 4,2% aralashmalar bo‘lgan 7413 kg/soat shixta pechga kelayotgan bo‘lsa, ferrit pechining moddiy balansini tuzing.

Bo'shatilayotgan ferrit 18,8% NaOH, 3,1% Na₂CO₃, 73,2% Fe₂O₃ dan iborat. Yoqilg'i gazlari olib ketayotgan chang tarkibida 88,6% Na₂CO₃, 11,4% Fe₂O₃ mavjud. Chang olib ketayotgan umumiy soda 24,4% ni tashkil etadi.

Echish: pechga keladi, kg.

Na ₂ CO ₃	$7413 \cdot 0,269 = 1994,1$
Fe ₂ O ₃	$7413 \cdot 0,556 = 4121,7$
H ₂ O	$7413 \cdot 0,133 = 985,9$
Aralashmalar	$7413 \cdot 0,042 = 311,8$

Tutun gazlari bilan

$$1994,1 \cdot 0,244 = 486,6 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$$

$$(486,6 \cdot 0,114)/0,886 = 62,4 \text{ kg Fe}_2\text{O}_3 \text{ olib ketiladi.}$$

Ferritdan ishqor miqdori (Na₂CO₃ ga hisob)

$$1994,1 - 486,6 = 1507,5 \text{ kg}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ bilan } \frac{1,325 \cdot 18,8}{1,325 \cdot 18,8 + 3,1} \cdot 100 = 88,9\% \text{ ga teng kaustifikatsiyalash}$$

darajasida quyidagi miqdorda soda reaksiyaga kirishadi:

$$1507,5 \cdot 0,889 = 1340,2 \text{ kg}$$

Ferrit hosil bo'lishi uchun sarf bo'lgan Fe₂O₃:

$$(1340,2 \cdot 160)/106 = 2019,1 \text{ kg}$$

Bunda 160 - Fe₂O₃ ning molekulyar massasi (og'irligi)

Na₂CO₃ + Fe₂O₃ = Na₂O · Fe₂O₃ + CO₂ reaksiya natijasida hosil bo'lgan mahsulotlar (sarflangan soda bo'yicha) kg:

Na ₂ O · Fe ₂ O ₃	$(1340,2 \cdot 221,7)/106 = 2803$
CO ₂	$(1340,2 \cdot 44)/106 = 556,3$

(221,7 va 6 va 44 - $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$, Na_2CO_3 va CO_2 larning molekulyar massasi).

Aralashmada reaksiyaga kirishmay qolgan moddalar, kg:

Na_2CO_3 1507,5 – 1340,2 = 167,3

Fe_2O_3 4121,7 – (2019,1+62,4) = 2040,2

Ferrit pechining soatbay moddiy balansini tuzamiz:

Kelish	kg	Sarf	kg
Shixta		Natriy ferrit	
Na_2CO_3	1994,1	$\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$	2803
Fe_2O_3	4121,7	Fe_2O_3	2040,2
H_2O	985,9	Na_2CO_3	167,3
Aralashmalar	311,3	Aralashmalar	311,3
		Jami	5321,8
		Yoqilg'i gazlari bilan olib ketilgan	
		CO_2	556,3
		Na_2CO_3	486,6
		Fe_2O_3	62,4
		H_2O	985,9
		Jami	2091,2
Umumiy	7413	Umumiy	7413

Mustaqil ish bajarish uchun topshiriqlar

№	Unumdorlik, kg/soat
1	7414
2	7415
3	7416
4	7417
5	7418
6	7419
7	7420

8	7421
9	7422
10	7423
11	7424
12	7425
13	7426
14	7427
15	7428
16	7429
17	7430
18	7431
19	7432
20	7433
21	7434
22	7435
23	7436
24	7437
25	7438
26	7439
27	7440
28	7441
29	7442
30	7443

31. misol.

Issiqlik balansi ma'lumotlariga asosan nechga issiqlikning kelishi 2095000 kDj/soat bo'lishi lozimligida ferrit pechi forsunkasiga uzatilayotgan mazut sarfini hisoblang. Mazut xarorati 90°C mazut sochish uchun bosim 1013 kPa va $t=300^{\circ}\text{C}$ dagi bug' ishlatiladi. Bug' miqdori mazut massasining 60% ni tashkil etadi. Mazut Havo yordamida yoqiladi. Havo sarfi $11\text{m}^3/\text{kg}$; Havo xarorati 20°C .

Yechish: Mazut miqdorini x kg / soat deb belgilaymiz.

Issiqlik kelishi.

Pechga 90°C gacha qizdirilgan mazut bilan

$$x \cdot 1,96 \cdot 90 = 176,4x$$

(1,96 – mazutning issiqlik sigʻimi, kDj/(k²-k));

Mazutni sochish uchun uzatilayotgan bugʻ bilan

$$x \cdot 0,6 \cdot 3059 = 1835 x$$

(3059 – bosimi 1013 kPa va xarorati 300⁰C boʻlgan oʻta isitilgan suv bugʻi entalpiyasi, kDj/kg)

Havo bilan $x \cdot 11 \cdot 1,29 = 14,19x$

(1,29 – 20⁰C dagi Havoning issiqlik sigʻimi, kDj/(m³ · k))

Mazut yonishi hisobiga 3850x

(38500 – 1 kg mazutning issiqlik hosil qilish xususiyati, kDj/kg)

Keladi.

Pechga ketayotgan umumiy issiqlik miqdori

$$Q_{\text{kelish}} = 176,4x + 1835x + 14,19x + 38500x = 40525,6x \text{ ni tashkil etadi.}$$

10% li yoʻqotishlarni hisobiga olingan mazut sarfi quyidagiga teng:

$$x = 20950000 / (0,9 \cdot 40525,6) = 574 \text{ kg}$$

32. misol.

Reaksiyaga 50% Na₂O · Fe₂O₃ kirishishi va soʻndirish suv bilan olib borish shartida soʻndirilgan ferrit (quruq modda hisobiga) tarkibini va suv sarfini hisoblang.

Soʻndirilgan Na₂CO₃ – 167,3; Fe₂O₃ – 2040,2; Na₂O · Fe₂O₃ – 2803 va aralashmalar 311,3 kg tarkibli spek keladi.

Yechish: reaksiyaga $2803/2 = 1401,5$ kg ferrit kirishadi.

$$\text{NaOH} = \frac{1401,5 \cdot 2 \cdot 40}{221,7} = 505,7 \text{ kg}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O} \frac{1401,5 \cdot 177,7}{221,7} = 1123,4 \text{ kg so'ndirish mahsulotlari hosil bo'ladi.}$$

(40; 177,7 va 221,7 – NaOH, $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ va ferritning molekulyar massalari)

Shunday qilib, so'ndirilgan quruq mahsulot tarkibi (kg) quyidagicha:

Na_2O	167,3
$\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$	1401,5
NaOH	505,7
$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$	1123,4
Fe_2O_3	2040,2
Aralashmalar	311,3

Jami 5549,4

So'ndirilgan suv sarfi:

$$\frac{1401,5 \cdot 18,2}{221,7} = 227,6 \text{ kg}$$

33. misol

Ferrit pechiga qaytarilayotgan yuvilgan temir oksididan $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ – 2803, Fe_2O_3 - 2040 kg tarkibli spek chiqsa uning tarkibi va miqdorini aniqlang.

So'ndirilgan va ishqorlash jarayonidan barcha ferrit NaOH va aktiv temir oksidi hosil qilib parchalanadi. Yuvilgan temir oksidi:

71,3% - Fe_2O_3 , 0,77% NaOH, 0,89% Na_2CO_3 va 5,46% aralashmadan iborat.

Yechish:

Spekni qayta ishlash jarayonida hosil bo'lgan $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ miqdori.

$$(2803 \cdot 178) / 221,7 = 2246 \text{ kg}$$

Bunda 178 va 221,7 - $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ va $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ molekulyar massasi.

Gidratlangan temir oksidida Fe_2O_3 miqdori:

$$(2246 \cdot 160)/178 = 2019 \text{ kg}$$

Bu yerda 160 - Fe_2O_3 ning molekulyar massasi.

So'ndirilgandan so'ng yuvilgan qoldiqdagi jami temir oksidi:

$$2040 + 2019 = 4059 \text{ kg}$$

Yuvilgan oksid massasi $(4059 \cdot 100) / 71,3 = 5692,4 \text{ kg}$ ni tashkil etadi.

Ferrit pechiga qaytarilayotgan yuvilgan temir oksidi tarkibi, kg

NaOH	$(0,77 \cdot 5692,4)/100 = 43,8$
Na_2CO_3	$(0,89 \cdot 5692,4)/100 = 50,7$
Fe_2O_3	2040
$\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$	2246
Aralashmalar	$(5693,4 \cdot 5,46)/100 = 311,3$
H_2O (farq bo'yicha)	1000,6
Jami:	5692,4

34. misol.

Ikki bosqichli bug'latishda eritmadagi NaOH ni yo'qotadigan suv miqdori va korpuslar bo'yicha bug' sarfini hisoblang. NaOH bo'yicha qurilmaning unumdorligi 2t/soat. Eritmalar kontsentratsiyasi: bug'latishdan oldin 28,4%; 1 – korpusda bug'latishdan so'ng 33,1%; 2 – korpusda bug'latishdan so'ng 43,5%. Isituvchi bug' bosimi 911,7 kPa. Bug'latish apparatlaridagi sharbat bug'i bosimi (kPa da): 1 – korpusda 173,3 , 2 – korpusda – 13,3. boshlang'ich eritma xarorati 100°C . bug'latish apparatini qizdirishning keyingi bosqich bug'latishga uzatilayotganda sharbat bug'i xarorati $1,5^{\circ}\text{C}$ ga pasayadi. Issiqlik yo'qotishlarni sharbatga olmasa bo'ladi.

Yechish:

Bug'latish jarayonida yo'qotiladigan suv miqdori quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$G_{\text{suv}} = 100q / C_b C_{\text{ox}} \cdot (C_{\text{ox}} - C_b)$$

Bunda: q – 100% li NaOH ga hisoblanganda qurilmaning unumdorligi, kg/soat;

C_b va C_{ox} – NaOH eritmalarining boshlang‘ich va oxirgi konsentratsiyalari, %.

Bug‘lanadigan suv, kg:

$$1 - \text{korpusda } G_{\text{suv}} = \frac{100 \cdot 2000}{28,4 \cdot 33,1} (33,1 - 28,4) = 1000$$

$$2 - \text{korpusda } G_{\text{suv}} = \frac{100 \cdot 2000}{33,1 \cdot 43,5} (43,5 - 33,1) = 1445$$

Bug‘latish korpusni isitish uchun bug‘ sarfini quyidagi formuladan hisoblaymiz:

$$G = \frac{100 \cdot q}{it - in} \cdot \frac{C_{\text{it}} (ic - h_a) - C_a (ic - h_{\text{it}})}{C_a C_{\text{it}}}$$

(i_i, i_c, i_n, h_b va h_{ox} – isituvchi va sharbat bug‘i, kondensat, boshlang‘ich va oxirgi eritmalar entalpiyalari, kDj/kg)

Hisob uchun zarur ko‘rsatkichlar VIII.6. rasmda va quyida keltirilgan:

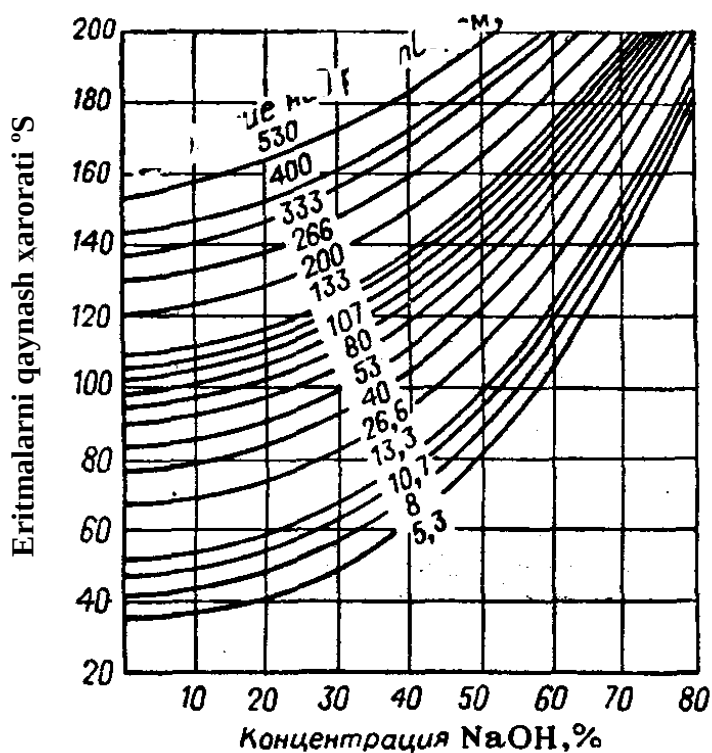
	I	II
Bug‘latish apparatlaridagi bosim, kPa	173,3	13,3
NaOH konsentratsiyasi		
Boshlang‘ich eritmada, %	28,4	33,1
Bug‘latishdan keyin, %	33,1	43,5
Xaroratlar, °C		
Shelokning qaynashi	139	84
Sharbat bug‘i	139	84
Isituvchi bug‘i	174,5	137,5
Entalpiyalar, kDj/kg		
Isituvchi bug‘	2780	2760

Kondensat i_n	735	480
Sharbat bug'i i_c	2760	2660
Boshlang'ich eritma h_b	375	540
Oxirgi eritma	540	420

Bug'lanishning 1 – 2 – bosqichlarida bug' sarfi, kg/soat:

$$G_{\text{suv}} = \frac{100 * 2000}{2780 - 735} * \frac{33,1(2760 - 375) - 28,4(2760 - 540)}{28,4 * 33,1} = 1653$$

$$G_{\text{suv}} = \frac{100 * 2000}{2760 - 480} * \frac{43,5(2660 - 540) - 33,1(2660 - 420)}{33,1 * 43,5} = 1101$$



6-Rasm. Har xil bosimda NaOH konsentratsiyalari eritmalarini qaynash haroratiga bog'liqligi

35. misol.

Qozonga kelayotgan shelokning tarkibi 52% li NaOH, chiqayotganini 55,1% bo'lsa 1000 kg 92% li kaustik sodaga hisoblaganda birinchi qizdirish qozonni batareyalarida suvni bug'latish uchun sarflanadigan issiqlik miqdorini aniqlang.

Yechish:

Kelayotgan eritma miqdori:

$$(1000 \cdot 0,92)/0,52 = 1770 \text{ kg}$$

52% li NaOH eritmasining atmosfera bosimidagi qaynash xarorati VIII.6.rasmda ko'rsatilgan. 150°C ,
Entalpiyasi 732,3 kDj / kg.

Eritmaning umumiy entalpiyasi:

$$1770 \cdot 732,3 = 1296170 \text{ kDj}$$

Oxirgi eritma miqdori: $(1000 \cdot 0,92)/0,551 = 1670 \text{ kg}$
55,1% li eritmaning qaynash xarorati $153,2^{\circ}\text{C}$,
Entalpiyasi 778,5 kDj.
Eritmaning umumiy entalpiyasi:

$$1670 \cdot 778,5 = 1300100 \text{ kDj.}$$

Bug'lanib ketgan suv miqdori: $1770-1670 = 100 \text{ kg}$

Bug'latishga issiqlik sarflari:

$$100 \cdot 2790 = 279000 \text{ kDj}$$

(2790 – 101,3 kPa va $153,2^{\circ}\text{C}$ da suv bug'i entalpiyasi kDj/kg)

Degeneratsiyaga (suvsizlanish) ketgan issiqlik miqdori:

$$1300100 - 1296170 = 3930 \text{ kDj}$$

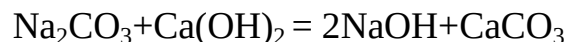
Shunday qilib, 1 – qozonda sarflangan foydali issiqlik miqdori

$$3930+279000= 282930 \text{ kDj ga teng.}$$

Amaliy mashg'ulotlarga asoslanib issiqlikning foydali sarflarini umumiy issiqlik sarfidan 40% ni tashkil etadi deb qabul qilish mumkin.

Yoki u $(282930 \cdot 100)/40 = 707320 \text{ kDj}$ ni tashkil etadi.

Natriy karbonat bilan kaltsiy gidrooksid o‘zaro taʼsiridan natriy gidrooksid va kaltsiy karbonat hosil bo‘ladi:

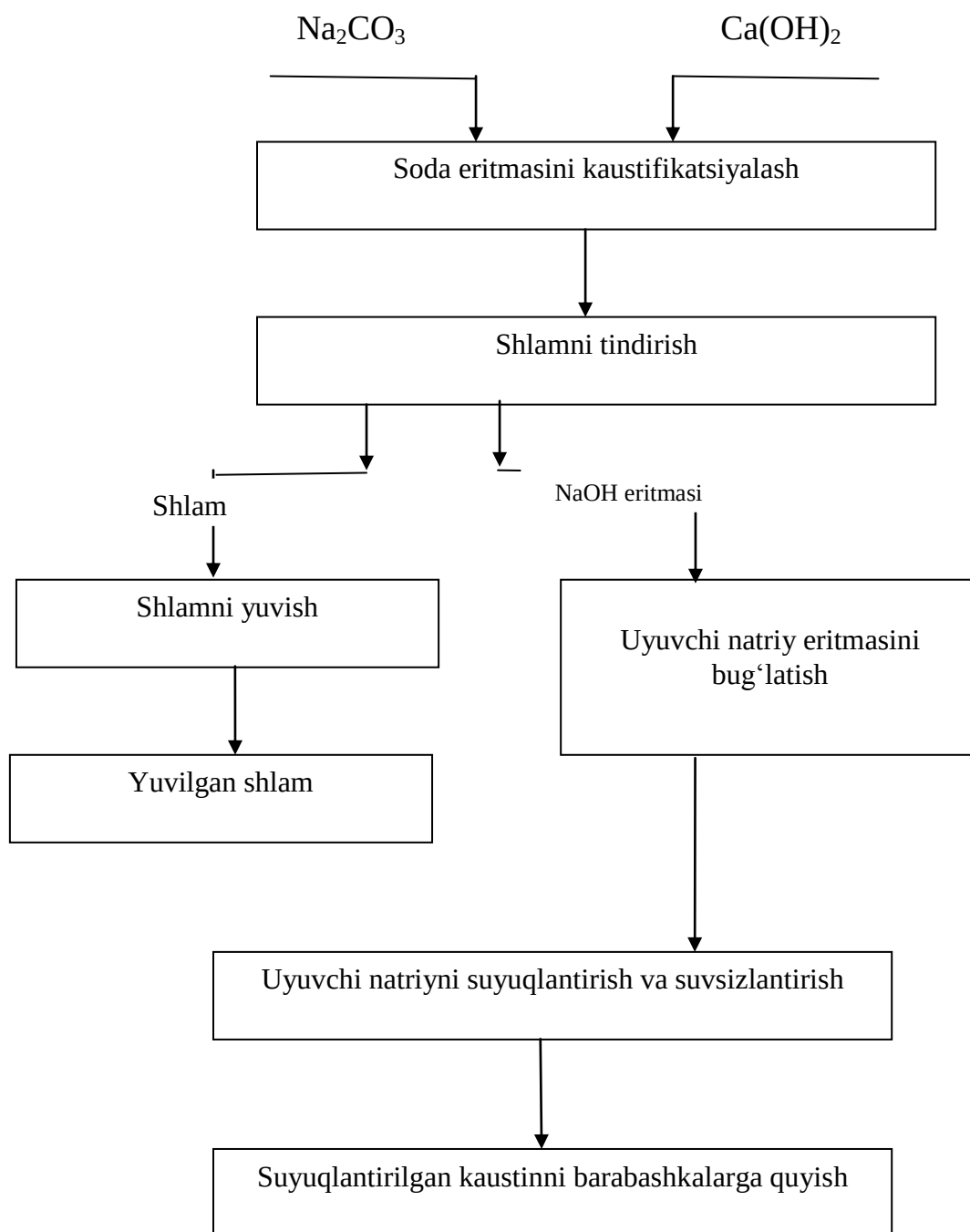


Bu qaytar jarayon. Muvozanat sharoitlari gidroksid va kaltsiy karbonat erituvchanligi orasidagi bog‘liqlik bilan aniqlanadi.

Xarorat pasayishi va oxirgi mahsulotdagi soda kontsentratsiyasi kamayishi bilan kaustifikatsiya darajasi ortadi. Lekin. Amalda reaksiyalarning taʼsirlashuv tezligini oshirish va kaltsiy karbonatning yirik kristal cho‘kmasini olish uchun jarayon 80-100⁰C da olib boriladi.

Odatda Na₂CO₃ ning 10-15% li eritmasi qo‘llaniladi. Bunda Na₂CO₃ ning 90-95% ga NaOH ga aylanishiga va 100-120 g/dm³ NaOH tutgan shelok olinishiga erishiladi.

**Ishlab chiqarishning oxakli usuli.
(3 – sxema)**



3 – sxema: Oxakli usulda kaustik soda ishlab chiqarish printsiptial sxemasi.

Usulning asosiy bosqichlarini keltiramiz:

- dekarbonator suyuqligi, yuvuvchi suv va bug‘latish tuzlari eritmasidan sodali eritma tayyorlash;
- kaustifikatorlardagi suspenziyani ketma-ketlikda aralashtirib kaustifikator so‘ndirgichdagi soda eritmasiga oxak bilan ishlov berish;
- quyqani ajratish;
- dekarbonator suyuqligining ma'lum qismini olingan quyqa bilan ishlash;
- quyqani yuvish;
- vakuum – bug‘latish apparatlarida NaOH eritmasini bug‘latish;
- bug‘latilgan shelokni filtrlash;
- shelokni 610 g/dm^3 konsentratsiyagacha bug‘latish;
- shelokning keyingi bug‘latilishi;
- kausik sodani so‘ngi bug‘latish va eritish;
- eritilgan natriy ishqorini tindirish va quyish (barobanlarga quyish).

36. misol.

60 nor nisbat Na_2CO_3 va 20 nor nisbat NaOH 85% aktiv kalsiy oksid tutgan oxakdan iborat tuz eritmasi kaustifikator so‘ndirgichga uzatilgandagi moddiy balansini tuzing. (hisobni ixchamlashtirish uchun 1000 kg oxak tarkibiga faqat 850 kg CaO va 150 kg CaCO_3 kiradi deb qabul qiling) 1000 kg 92% li kaustik sodaga 1000 kg oxak sarflanadi. Nazariy hisobga qarshi ortiqlik 5% sodali eritma zichligi 1150 kg/m^3 so‘ndirgich kaustifikatoridagi eritmaning kaustifikatsiyalanishi darajasi 75%. Tashlamalar bilan 85% li oxakning 60 kg. CaCO_3 dan 101 kg, Na_2CO_3 dan 6 kg yo‘qotiladi. Tashlamalar namligi 20%. Tashlamalarni yuvishda 4,8% umumiy ishqorlikli (Na_2CO_3 ga hisoblaganda) 312,1 kg eritma olinadi.

Yechish:

1 m^3 sodali eritma kaustifikatsiyasiga oxak sarfi $A \text{ (kg/m}^3\text{)}$ ni quyidagi formula asosida hisoblaymiz:

$$A = \frac{1,4(C_1 \frac{K}{100} - C_2)(100 + L)}{C_{\text{oxak}}}$$

Bu yerda: C_1 - Na_2CO_3 hisobida sodali eritmaning umumiy ishqoriyligi, n nisb;

C_2 – sodali eritmadagi NaOH miqdori, n nisb;

K – kaustifikatsiyalashning nazariy darajasi, %;

L – ortiqcha CaO, %;

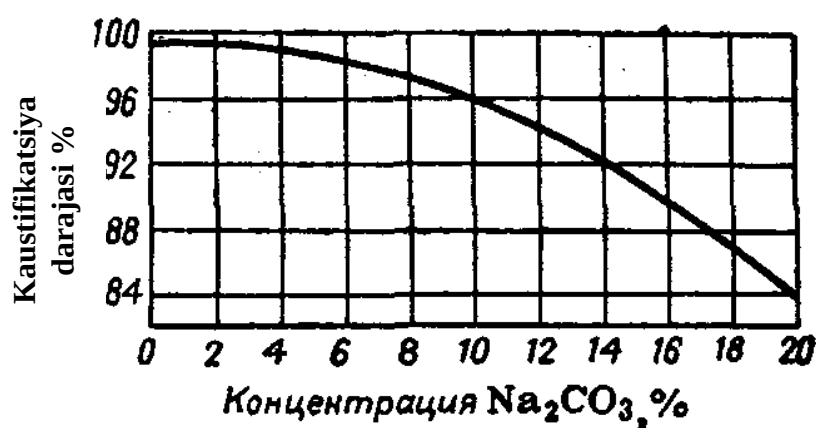
C_{oxak} – oxakdagi CaO miqdori, %.

K – nazariy kaustifikatsiya darajasini topish uchun soda eritmasidagi Na_2CO_3 ning foiz miqdorini aniqlaymiz:

$$\frac{60 \cdot 2,65}{1150} \cdot 100 = 13,85 \%$$

Bu yerda 2,65 – eritma konsentratsiyasini n nisb dan g/dm^3 yoki kg/m^3 ga o'tkazish koeffitsienti;

1150 – eritma zichligi, kg/m^3 .



7-rasm. Berilgan eritmada NaCO_2 tarkibini kaustifikatsiya darajasini nazariy bog'liqligi

7. rasmdan bu konsentratsiyadagi eritmani kaustifikatsiyalashning nazariy darajasi 93% ga tengligini topamiz.

$$\text{Bundan: } A = \frac{1,4 \left(80 \frac{93}{100} - 20 \right) (100 + 5)}{85} = 94,1 \text{ kg/m}^3$$

1000 kg kaustik soda uchun soda eritmasi sarfi

$1000/94,1 = 10,6 \text{ m}^3/\text{t}$ yoki $10,6 \cdot 1,15 = 12,2 \text{ t}$ ni tashkil etadi.

Eritma tarkibi, kg:

Na_2CO_3 $10,6 \cdot 60 \cdot 2,65 = 1685$

NaOH $10,6 \cdot 20 \cdot 2,0 = 424$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 12200 - 1685 - 424 = 10091$$

(1,65 va 2,0 - Na_2CO_3 va NaOH konsentratsiyasini n nisbatdan g/dm^3 yoki kg/m^3 ga o'tkazish koeffitsienti).

Soda eritmasidagi ishqorning umumiy miqdori:

$$1685 + 424 \cdot 106/2 \cdot 40 = 2247 \text{ kg}$$

Bu yerda: 106 va 40 - Na_2CO_3 va NaOH ning molekulyar massasi

CaO ni so'ndirish uchun suv sarfi: $850 (18/56) = 273 \text{ kg}$

Kaustifikatsiyalash darajasi 75% bo'lganda so'ndirgich kaustifikatsiyadan so'ng eritmada

$$0,25 \cdot 2247 = 562 \text{ kg } \text{Na}_2\text{CO}_3$$

$$0,75 \cdot 2247 \cdot 80/106 = 1273 \text{ kg } \text{NaOH} \text{ mavjud.}$$

Kaustifikatsiyalash natijasida

$$1273 - 424 = 849 \text{ kg } \text{NaOH} \text{ hosil bo'ladi.}$$

849 kg NaOH hosil bo'lishiga sarflangan:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 849 \cdot 106/2 \cdot 40 = 1123 \text{ kg}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \quad 849 \cdot 74/2 \cdot 40 = 786 \text{ kg}$$

$$\text{Bunda hosil bo'lgan } \text{CaCO}_3 : 849 (100/2 \cdot 40) = 1060,2 \text{ kg}$$

Tashlamalar bilan yo'qotilayotgan Ca(OH)_2 miqdori:

$$60 \cdot 0,85 \cdot 74/56 = 67,4 \text{ kg}$$

Bu yerda: 74 va 56 - Ca(OH)_2 va CaO molekulyar massasi.

Tashlamalar bilan:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 0,25 \cdot 6 = 1,5 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH} \quad 0,76 \cdot 6 \cdot 2 \cdot 40/100 = 3,4 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 20(67,4+101+3,4+1,5)/80=43,3 \text{ kg chiqib ketadi.}$$

Yuvuvchi suvlar bilan chiqib ketadigan ishqor, kg:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ hisobiga } 312,1 \cdot 4,8/100 = 15$$

SHuningdek,

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 0,25 \cdot 15 = 3,8$$

$$\text{NaOH} \quad 0,75 \cdot 15 \cdot 2 \cdot 40/106 = 8,5$$

Bu ishqorlar erigan suv miqdori

$$312,1 - 8,5 - 3,8 = 299,9 \text{ kg}$$

1 – kaustifikatorga suspenziya bilan chiqariladigan reagentlar miqdori, kg:

Na_2CO_3	$1685-1123-1,5-3,8=556,7$
NaOH	$1273-3,4-8,5=1261,1$
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	$1123-67,4-786=269,6$
CaCO_3	$150+1060,2+101=1109,2$
H_2O	$10091-273-43,3=9774,7$

So‘ndirgich kasutifikatorning moddiy balansini tuzamiz (1000 kg kaustik sodaga)

Kelish	kg	Sarf	kg
Soda eritmasi bilan		Kaustifikatorga suspenziya bilan	
Na_2CO_3	1685	Na_2CO_3	556,7
NaOH	424	NaOH	1261,1
H_2O	10091	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	269,6
		CaCO_3	1109,2
		H_2O	9774,7
Jami	12200	Jami	12971,3
Oxak bilan		Tashlamalar bilan	
CaO	850	Na_2CO_3	1,2
CaCO_3	150	NaOH	3,4
Жами	1000	CaCO_3	101,0

Tashlamalarni uvish uchun suv bilan		Ca(OH) ₂	67,4
H ₂ O	300	H ₂ O	43,3
		Jami	216,6
		Uvuvchi suvlar bilan	
		Na ₂ CO ₃	3,8
		NaOH	8,5
		H ₂ O	299,9
		Jami	312,1
Umumiy	13500	Umumiy	13500

Mustaqil ish bajarish uchun topshiriqlar

№	Unumdorlik,kg	CaO	CaCO ₃
1	1100	935	165
2	1200	1020	180
3	1300	1105	195
4	1400	1190	210
5	1500	1275	225
6	1600	1360	240
7	1700	1445	255
8	1800	1530	270
9	1900	1615	285
10	2000	1700	300
11	2100	1785	315
12	2200	1870	330
13	2300	1955	345
14	2400	2040	360
15	2500	2125	375
16	2600	2210	390
17	2700	2295	405
18	2800	2380	420
19	2900	2465	435
20	3000	2550	450
21	3100	2635	465
22	3200	2720	480

23	3300	2805	495
24	3400	2890	510
25	3500	2975	525
26	3600	3060	540
27	3700	3145	555
28	3800	3230	570
29	3900	3315	585
30	4000	3400	600

37. misol.

Yuqoridagi misol shartlaridan kelib chiqib kaustifikatorning unga soʻndirgich kaustifikatsiyasidan kaustifikatsiya darajasi 75% ga teng boʻlgan eritma kelgandagi moddiy balansini tuzing. Kaustifikatordan soʻng eritmaning kaustifikatsiyalash darajasi 85%.

Yechish: birinchi kaustifikatsiya kaustifikatorlaridan oqib chiquvchi suspenziyadagi ishqorning umumiy miqdori (Na_2CO_3 ga nisb hisob)

$$556,7 + 1261,1 \cdot 1 \cdot 106 / 2 \cdot 40 = 2226,7 \text{ kg}$$

85% darajasi kaustifikatsiyalash darajasida suspenziya:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 0,15 \cdot 2226,7 = 334 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH} \quad 0,85 \cdot 2226,7 \cdot 2 \cdot 40 / 106 = 1429,2 \text{ kg tutadi.}$$

Kaustifikatsiyalash natijasida

$$\text{NaOH} \quad 1429,2 - 1261 = 168,1 \text{ kg}$$

$$\text{CaCO}_3 \quad 168,1 \cdot 100 / 2 \cdot 40 = 210,9 \text{ kg hosil boʻladi.}$$

(100 - CaCO_3 molekulyar massasi)

Suspenziyadagi CaCO_3 ning umumiy miqdori.

$$1109,2 + 210,9 = 1320,1 \text{ kg}$$

Bunda

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \ 168,1 \cdot 106/2 \cdot 10 = 224 \text{ kg}$$

$$\text{Ca}(\text{OH})_2 \ 168,1 \cdot 74/2 \cdot 40 = 156,3 \text{ kg tahsirlashadi.}$$

$$\text{Suspenziyada qolgan } \text{Ca}(\text{OH})_2 : 269,6 - 156,3 = 113,3 \text{ kg}$$

1 – kaustifikatsiya kaustifikatorning moddiy balansini tuzamiz:

Kelish	kg	Sarf	kg
So‘ndirish kaustifikatordan suspenziya bilan		Tindirgichga suspenziya	
Na_2CO_3	556,7	Na_2CO_3	334
NaOH	1261,1	NaOH	1429,2
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	269,6	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	113,3
CaCO_3	1109,2	CaCO_3	1320,1
H_2O	9774,7	H_2O	9774,7
Jami	12971,3	Jami	12971,3

38. misol.

1 – kaustifikatsiya quyqa tindirishning sutkalik unumdorligini oxakni quyish xaroratiga bog‘liqligi qanday? Tindirgich diametri 9 m. Shelokdagi NaOH miqdori 14%, shelokning zichligi 1160 kg/m^3 quyqaning oxakni kuydirish xaroratiga bog‘liq cho‘kish tezligi (w).

$$t^{\circ}\text{C} \quad \quad \quad 900 \quad \quad \quad 1000 \quad \quad \quad 1200$$

$$w \cdot 10^5, \text{ m/s} \quad \quad \quad 3,1 \quad \quad \quad 3,7 \quad \quad \quad 4,3$$

Yechish:

Suspenziyaning tindirgich yuzasida notekis tarqalishidan foydalanib

$$V = Fw \cdot 24 \cdot 3600 \text{ xolda yozish mumkin.}$$

Bu yerda: V – tindirgich unumdorligi, $\text{m}^3/\text{sut.}$

F – tindirgich yuzasi, m^2

Tindirgich yuzasi $F=0,785 \cdot 9^2 = 63,7 \text{ m}^2$ ga teng.

Bu ko'rsatkichni yuqorida keltirilgan formulaga qo'yib turli xaroratda oxaktoshni quydirish, tindirgichning eritma bo'yicha sutkalik unumdorligini hisoblaymiz (m^3/sut)

$$V_{900} = 63,7 \cdot 3,1 \cdot 10^{-5} \cdot 24 \cdot 3600 = 170,6$$

$$V_{1000} = 63,7 \cdot 3,7 \cdot 10^{-5} \cdot 24 \cdot 3600 = 203,6$$

$$V_{1200} = 63,7 \cdot 4,3 \cdot 10^{-5} \cdot 24 \cdot 3600 = 236,6$$

100% li NaOH ga nisbatan tindirgich (A) ning sutkalik unumdorligi.

$$A_{900} = 170,7 \cdot 0,14 \cdot 1160 = 27700$$

$$A_{1000} = 203,6 \cdot 0,14 \cdot 1160 = 33060$$

$$A_{1200} = 236,6 \cdot 0,14 \cdot 1160 = 38400 \text{ kg/sutkani tashkil etadi.}$$