

**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI
OLIY VA O'RTA MAXSUS TAHLIM VAZIRLIGI**

FARG'ONA POLITEKNIKA INSTITUTI

KIMYA – TEXNOLOGIYA FAKULG'TETI

«KIMYOVIY TEXNOLOGIYA» kafedrası

**« MINERAL O`G`ITLAR ISHLAB CHIQARISH NAZARIYASI VA
TEXHOLOGIK {ISOBLARI } »**

fanidan amaliy mashg'ulotlarini bajarish uchun

O`QUV            QO`LLANMA

FARG'ONA – 2018

O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI
OLIY VA O'RTA MAXSUS TAHLIM VAZIRLIGI

FARG'ONA POLITEKNIKA INSTITUTI

KIMYO – TEXNOLOGIYA FAKULTETI

«KIMYOVIY TEXNOLOGIYA» kafedresi

**« MINERAL O`G`ITLAR ISHLAB CHIQARISH NAZARIYASI VA
TEXHOLOGIK XISOBLARI »**

fanidan amaliy mashg'ulotlarini bajarish uchun

O`QUV

QO`LLANMA

Institut uslubiy
kengashida tasdiqlangan.
Majlis bayoni № ____
« ____ » _____ 2018 y.

FARG'ONA – 2018

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 darsligi asosida tayorlangan.

O‘quv qo‘llanmada mineral o‘g‘itlar va murakkab o‘g‘itlar va 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 “Mineral o‘g‘itlar ishlab chiqarish nazariyasi va texnologik xisoblari ” fanidan amaliy mashg‘ulotlar jarayonida qo‘llanma sifatida foydalanishlari mumkin.

Uslubiy qo‘llanma kunduzgi bo‘lim talabalari uchun mo‘ljallangan bo‘lib, ularning mahruzalarda olgan nazariy bilimlarini mustahkamlashga, mustaqil ishlashga ko‘nikmalar hosil qilishga xizmat qiladi. Uslubiy qo‘llanma amaliy mashg‘ulotlarida bajarish tartibi yetarlicha yoritilgan.

Har bir amaliy mashg‘ulotlarni bajarishdan oldin uning nazariy asoslari, tekshirilayotgan moddaning fizik – kimyoviy xossalari to‘g‘risida qisqacha mahlumot berilgan, ish bajarish tartibi qisqa va mazmunli tushuntirib berilgan. Uslubiy ko‘rsatma so‘ngida foydalanilgan adabiyotlar ko‘rsatib o‘tilgan.

Uslubiy qo‘llanma «Kimyoviy texnologiya» kafedrasining uslubiy komissiya yig‘ilishida muhokama qilingan.

(Majlis bayoni №__ «__»_____ 2018 yil).

Uslubiy qo‘llanma Kimyo - texnologiya fakulg‘metining uslubiy kengash tomonidan mahqullangan.

(Majlis bayoni №__ «__»_____ 2018 yil).

Tuzuvchi:

dots. Kodirova D.T.

Taqrizchi:

dots.Usmonov B.S.

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.

1. Kaliy xlorid ishlab chiqarish hisoblari

Tarkibi % larda ifodalangan quydagi ma'lumotlar asosida silg'vinitni kimyoviy fabrikada qayta ishlanishidagi kaliy xloridning taqsimlanishini aniqlash:

Silg'vinit		CHiqindi	
KCl	24,5	KCl	2,3
NaCl	71,7	NaCl	85,9
e.q. (erimaydigan qoldiq)	3,8	e.q. (erimaydigan qoldiq)	2,2
jami	100,0	N ₂ O	9,6
		jami	100,0
Olingan kaliy xlorid		Tashlandiq loyqa	
KCl	93,0	KCl	8,3
NaCl	7,0	NaCl	10,5
jami	100,0	e.q. (erimaydigan qoldiq)	17,4
		N ₂ O	63,8
		jami	100,0

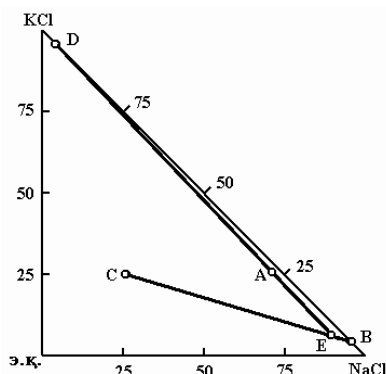
Olingan mahsulotga KCl ning umumiy ajratib olish darajasi 87,5%

Hisoblash

Barcha komponentlarni suvsiz miqdorini hisoblaymiz:

		KCl	NaCl	e.q.	Σ
A	silg'vinit	24,5	71,7	3,8	100,0
B	chiqindi	2,5	95,1	2,4	100,0
C	loyqalar.....	22,9	29,0	48,1	100,0
D	kaliy xlorid.....	93,0	7,0	-	100,0

Bunday suvsiz tarkibdagi komponentlar 1,2-rasmda yuqoridagi tarkibga muvofiq keladigan nuqtalar tarzida e.q., KCl, NaCl burchak uchlari bilan uchburchakda ifodalangan.



1– rasm. Kaliy xlorid taqsimlanishi hisobi uchun e.q. – NaCl – KCl sistema

diagrammasi

1-rasmdagi AD va BC chiqiqlarini o'tkazamiz va ularning kesishish nuqtasi E ni topamiz. A silg'vinit D va E mahsulotlari (loyqaning chiqindi bilan aralashmasi) ga bo'linadi. Bu aralashma o'z navbatida chiqindi B va loyqa C ga bo'linadi. AD va DE kesmalar uzunliklari nisbati $ADG'DE = 0,764$ bo'lganligi uchun 1000 kg silg'vinitdan:

$$1000 \cdot 0,764 = 764 \text{ kg E kompleksi}$$

$$1000 \cdot (1 - 0,764) = 236 \text{ kg D mahsuloti olinadi.}$$

Bundan jarayonda KCl ning taqsimlanishini topamiz:

	kg	%
silg'vinit	$1000 \cdot 0,245 =$	245 100
kaliy xlorid	$1000 \cdot 0,245 =$	219,5 89,05
chiqindi	$1000 \cdot 0,245 =$	18,1 7,34
loyqa	$1000 \cdot 0,245 =$	8,9 3,61
Jami	246,5	100,0

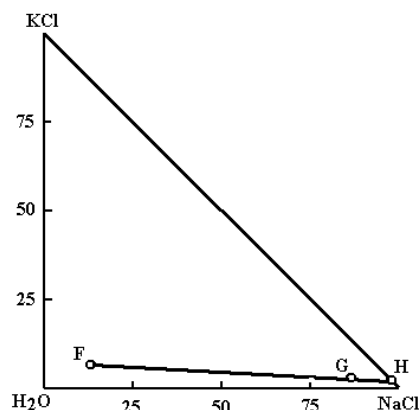
Mahsulotga KCl ning hisoblash orqali va amalda topilgan ajralish natijalari orasidagi farq $89,05 - 87,5 = 1,55\%$ mexanik yo'qotish va hisoblash hatoliklari (taqribiy hisolashlardagi) kelib chiqadi.

CHiqindining suyuq fazasi tarkibida 8% KCl, 15% NaCl va 77% H_2O bo'lsa, yuqoridagi hisoblashdagi tarkib bo'yicha kaliy fabrikasi eritmasida silg'vinitdan kaliy xloridni eritmaga o'tishini aniqlash.

CHiqindining qattiq fazasida 1,7% KCl bor.

Hisoblash

Burchaklari NaCl, KCl va H_2O bo'lgan tarkibli uchburchak chizamiz va unda chiqindi suyuq fazasi tarkibini ko'rsatadigan F nuqtani belgilaymiz (2 – rasm).



2 – rasm. Kaliy xlorid erishini hisoblash uchun diagramma.

Erimaydigan qoldiqni hissobga olmagan holda chiqindi tarkibini tuzlar va suv yig'indisiga qayta hisoblaymiz:

	kg	%
KCl	2,3	2,35
NaCl	85,9	87,83
N ₂ O	9,6	9,82
jami	97,8	100

Diagrammada bu tarkibga muvofiq keladigan nuqta G dir. So'ngra FG to'g'ri chizig'ini o'tkazamiz va uni uchburchak gipotenuzasidagi chiqindining qattiq fazasi tarkibini ifodalaydigan H nuqta bilan kesishguncha davom ettiramiz. Eritish sharoitiga ko'ra KCl ham, NaCl ham kristallogidrat hosil qilmaydi.

GH va HF kesmalari orasidagi nisbat $GH/GF = 0,125$ bo'lganligi uchun, 1000 kg chiqindi tarkibida (loyqalarsiz):

$$1000 \cdot 0,125 = 125 \text{ kg F suyuq faza};$$

$$1000 \cdot (1 - 0,125) = 875 \text{ kg H qattiq faza bo'ladi.}$$

Bundan chiqindida KCl ning taqsimlanishini topamiz:

qattiq faza	$875 \cdot 0,017 =$	14,9	59,8
suyuq faza	$125 \cdot 0,080 =$	10,0	40,2
Jami		24,9	100,0

Oldingi bajargan hisoblash ishimizda silvinitdan chiqindi bilan yo'qotiladigan KCl 7,34% ekanligi topilgan edi. Undan qattiq fazada, yahni erimaydigan holatda:

$$7,34 \cdot 0,598 = 4,39 \text{ \% bo'ladi.}$$

Demak, eritmaga: $100,0 - 4,39 = 95,63\%$ KCl (silg'vinitdan) o'tadi.

12- §. Kaliyli selitra ishlab chiqarish texnologik hisoblari

Kaliyli selitra olishning ikki sxemasida energetik sarflarni grafik usulda hisoblash

Hisoblash uchun ma'lumotlar:

1. Qayta ishlashga 100°C haroratdagi 64% li NH_4NO_3 eritmasi tushadi.
2. Sistemaga 20°C haroratda KCl eritmasi kiritiladi va uning konsentratsiyasi hisoblash orqali aniqlanadi.
3. Reaksiya natijasida amalda qo'shimchalardan holi KNO_3 hosil bo'ladi, deb faraz qilingan (qoldiq eritma – matochnikda KNO_3 miqdori ko'proq bo'lgan tuzlar miqdorini hisobga olinmagan).
4. KNO_3 ni ajratib olingunga qadar eritma 100°C haroratga ega va $\text{KCl}:\text{NH}_4\text{NO}_3$ mol nisbati = 0,365:0,635 bo'ladi. Undagi suv miqdori hisoblashlar orqali aniqlanadi.

Solishtirish ikki sxemadagi jarayonlarda energetik sarflarga tegishli:

– birinchi sxema: boshlang'ich eritma 20°C haroratgacha sovutiladi. Bunda KNO_3 cho'kadi va qoldiq eritmadan ajratiladi. Bu eritma 60°C haroratda (izotermik) bug'latiladi va cho'kmaga tushgan NH_4Cl filtrlanadi. Filtrat 100°C haroratgacha qizdiriladi va boshlang'ich eritmalar (NH_4NO_3 va KCl) qo'shilgach, yana sovutiladi.

– ikkinchi sxema: bunda eritma 20°C gacha emas, balki 0°C haroratgacha sovutiladi. Jarayonning boshqa bosqichlari birinchi sxemaga o'xshash bo'ladi.

Birinchi sxema moddiy hisobi. 2.8-rasmdagi politerma boshlang'ich eritma tarkibiga, ya'ni 0,365 g-ion K^+ , 0,635 g-ion NH_4^+ , 0,365 g-ion Cl^- va 0,635 g-ion NO_3^- larga muvofiq keluvchi «a» nuqtasi qo'yiladi. Bunda «a» nuqta 20°C (va 0°C) da KNO_3 ning kristallanish maydonida joylashadi, shuning uchun uni KNO_3 cho'qqisi bilan to'g'ri chiziq bo'yicha bug'latiladi va 20°C dagi izoterma bilan «b» nuqtada va 0°C izoterma bilan «c» nuqtada kesishguncha davom ettiriladi. «b» nuqtada eritma tarkibi anaqlanadi va 20°C dagi izotermaga (2.4-rasmga qarang) bu nuqtani ko'chirib, eritmadagi suv miqdori topiladi. «a» nuqtaga muvofiq keladigan boshlang'ich eritma sovutilishi natijasida «ab» chiziq bo'ylab KNO_3 cho'kmaga tushadi va «b» nuqtaga to'g'ri keladigan tarkibda qoldiq eritma qoladi.

Sovutish jarayonining hisobi quyidagi sxemada tasvirlangan:

40

$$\left. \begin{array}{l} \text{"a" nuqta} \\ 0,365 \text{ } K^+ \\ 0,635 \text{ } NH_4^+ \\ 0,365 \text{ } Cl^- \\ 0,635 \text{ } NO_3^- \\ X \text{ } H_2O \end{array} \right\} = \left| \begin{array}{l} \text{jarayonda} \\ \text{cho'kadi} \\ Y \text{ } KNO_3 \end{array} \right| + Z \left\{ \begin{array}{l} \text{"b" nuqta} \\ K^+ \quad 0,252 \\ NH_4^+ \quad 0,748 \\ Cl^- \quad 0,430 \\ NO_3^- \quad 0,570 \\ H_2O \quad 4,05 \end{array} \right.$$

Bunda «Z» – eritmadagi tuzlarning jami miqdori, u boshlang'ich eritmadagi jami tuzlar bir moldan hosil bo'ladi, mol/mol hisobida.

Noma'lum kattaliklar X, Y, Z larni aniqlashda tenglamalar sistemasidan foydalanish mumkin. Bunday tenglamalar har bir komponent uchun alohida-alohida tuziladi. NH_4^+ va Cl^- uchun tenglamada bitta noma'lum bo'ladi, boshqa tenglamalarda ikkita noma'lum kattalik bo'ladi. Shuning uchun hisoblashni NH_4^+ bo'yicha (shuningdek, Cl^- ioni bo'yicha) «Z» ni aniqlashdan boshlanadi:

$$0,635 = Z \cdot 0,748, \text{ bundan } Z = \frac{0,635}{0,748} = 0,849.$$

Bu holda «Y» ni K^+ yoki NO_3^- ionlari bo'yicha aniqlanishi mumkin. NO_3^- ioni bo'yicha hisoblash:

$$0,635 = Y + Z \cdot 0,570 = Y + 0,849 \cdot 0,570, \text{ bundan} \\ Y = 0,635 - 0,484 = 0,151.$$

«X» uchun esa:

$$X = Z \cdot 4,05 = 0,849 \cdot 4,05 = 3,44.$$

Shunday qilib, boshlang'ich eritmada 1 mol tuzlar aralashmasida 3,44 mol H_2O bo'ladi.

Shart bo'yicha KNO_3 cho'kmasidan ajratilgan qoldiq eritma $60^\circ C$ haroratgacha qizdiriladi. Bunda «b» nuqta $60^\circ C$ li izotermada NH_4Cl kristallanish maydonida joylashadi. Politermada «b» nuqta NH_4Cl cho'qqisi bilan bog'lanadi va $NH_4NO_3 - KCl$ kvadratidagi diagonal bilan «d» nuqtada kesishguncha davom ettiriladi. Suvning bug'lanishi natijasida («bd» chiziq bo'yicha) cho'kmaga NH_4Cl tushadi, eritma esa $60^\circ C$ dagi izotermada «d» nuqta bilan aniqlanadigan tarkibga ega bo'ladi.

Qoldiq eritmaning izotermik bug'lanish jarayoni quyidagi sxema bilan ifodalanadi:

$$\left. \begin{array}{ll} \text{"b"} & \text{nuqtada} \\ K^+ & 0,252 \\ NH_4^+ & 0,748 \\ Cl^- & 0,430 \\ NO_3^- & 0,570 \\ H_2O & 4,05 \end{array} \right\} 0,849 = \left. \begin{array}{l} \text{bug'lanadi} \\ \text{va cho'kadi} \\ \omega_{H_2O} + v_{NH_4Cl} \end{array} \right\} + \text{"u"} \left\{ \begin{array}{ll} \text{"d"} & \text{nuqtada} \\ K^+ & 0,307 \\ NH_4^+ & 0,693 \\ Cl^- & 0,307 \\ NO_3^- & 0,693 \\ H_2O & 1,70 \end{array} \right.$$

Bunda «u» boshlang'ich eritmadagi jami tuzlarning bir molidan («a» nuqta) bug'latilgan qoldiq eritmada hosil bo'lgan tuzlarning umumiy miqdori, mol/mol hisobida. «u» ni K^+ yoki NO_3^- bo'yicha hisoblash mumkin.

Hisoblashni K^+ bo'yicha bajarish:

$$0,252 \cdot 0,849 = 0,307 \cdot u, \text{ bundan } u = \frac{0,252 \cdot 0,849}{0,307} = 0,698.$$

Cho'kmaga tushgan NH_4Cl miqdorini NH_4^+ yoki Cl^- bo'yicha hisoblash mumkin. V ni NH_4^+ bo'yicha hisoblash:

$$0,748 \cdot 0,849 = V + u \cdot 0,698 = V + 0,698 \cdot 0,693, V = 0,151.$$

Bug'langan suv miqdori quyidagi tenglama orqali topadi:

$$4,05 \cdot 0,849 = \omega + u \cdot 1,70 = \omega + 0,698 \cdot 1,70$$

$$\omega = 4,05 \cdot 0,849 - 0,698 \cdot 1,70 = 2,25.$$

«d» nuqtadagi filtrat $100^\circ C$ haroratgacha qizdirilganda KCl kristallanish maydoniga o'tadi. Ammo undagi suv miqdori to'yingan eritmada $100^\circ C$ dagi izotermasi bo'yicha aniqlanadigan miqdoridan (2.6-rasm) ko'proq bo'ladi (1 mol tuz miqdoriga nisbatan 0,95 mol) va shu sabab cho'kma hosil bo'lmaydi. Sistemani «a» nuqtaga qaytarish uchun «d» nuqtadagi qizdirilgan eritmaga NH_4NO_3 va KCl eritmaları qo'shiladi:

$$\left. \begin{array}{cc} \text{"d"} & \text{nuqtada} \\ K^+ & 0,307 \\ NH_4^+ & 0,693 \\ Cl^- & 0,307 \\ NO_3^- & 0,693 \\ H_2O & 1,70 \end{array} \right\} 0,698 + \left| \begin{array}{c} \text{qo'shiladi} \\ n_{H_2O} + s_{NH_4NO_3} + q_{KCl} \end{array} \right| = \left\{ \begin{array}{cc} \text{"a"} & \text{nuqtada} \\ K^+ & 0,365 \\ NH_4^+ & 0,635 \\ Cl^- & 0,365 \\ NO_3^- & 0,635 \\ H_2O & 3,44 \end{array} \right.$$

Qo'shilgan NH_4NO_3 miqdorini aniqlash uchun NH_4^+ yoki NO_3^- uchun tenglamalardan foydalanish mumkin. «S» ni NH_4^+ bo'yicha hisoblash:

$$0,693 \cdot 0,698 + S = 0,635, \quad S = 0,635 - 0,693 \cdot 0,698 = 0,151.$$

Xuddi shunday KCl uchun «g» ni Cl^- bo'yicha hisoblash:

$$0,307 \cdot 0,698 + g = 0,365, \quad g = 0,365 - 0,307 \cdot 0,698 = 0,151.$$

$$\text{Suv uchun: } 1,70 \cdot 0,698 + n = 3,44, \quad n = 3,44 - 1,70 \cdot 0,698 = 2,25.$$

NH_4NO_3 va KCl eritmalari o'rtasida suvning taqsimlanishining hisobi quyida keltirilgan.

Energetik sarflarni hisoblash uchun mol va g-ionlarda ifodalangan moddalar massalarini kilogrammga o'tkaziladi. Hisobni 1000 kg kaliyli selitra olish uchun bajariladi.

«a» nuqtaga muvofiq keladigan eritmadan 0,151 mol KNO_3 hosil bo'ladi, ya'ni 1000 kg olish uchun «a» nuqtadagi eritma massasiga teng

$$\frac{1000 \cdot 1000}{0,151 \cdot 101,108} = 65500 \text{ kg yuklamani qayta ishlashga to'g'ri keladi:}$$

$$65500 \cdot 39,100 \cdot 0,365 \cdot 10^{-3} = 934,8 \text{ kg } K^+$$

$$65500 \cdot 18,040 \cdot 0,635 \cdot 10^{-3} = 750,3 \text{ kg } NH_4^+$$

$$65500 \cdot 35,457 \cdot 0,365 \cdot 10^{-3} = 847,7 \text{ kg } Cl^-$$

$$65500 \cdot 62,008 \cdot 0,635 \cdot 10^{-3} = 2580,1 \text{ kg } NO_3^-$$

$$65500 \cdot 18,016 \cdot 3,44 \cdot 10^{-3} = 4059,4 \text{ kg } H_2O$$

Cho'kmaga tushadigan tuz miqdori:

$$65500 \cdot 101,108 \cdot 0,151 \cdot 10^{-3} = 1000 \text{ kg } KNO_3,$$

bunda 386,7 kg K^+ va 613,3 kg NO_3^- bor. Qoldiq eritmada:

$$934,8 - 386,7 = 548,1 \text{ kg } K^+ \text{ va } 2580,1 - 613,3 = 1966,8 \text{ kg } NO_3^- \text{ qoladi.}$$

Boshqa komponentlar miqdori o'zgarmaydi.

Olingan eritma 60°C haroratda izotermik bug'latiladi. Bunda bug'langan suv miqdori:

$$65500 \cdot 18,016 \cdot 2,25 \cdot 10^{-3} = 2655,1 \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

Cho'kadigan NH_4Cl miqdori: $65500 \cdot 53,497,151 \cdot 10^{-3} = 529,1 \text{ kg}$ bo'lib, bunda $178,4 \text{ kg NH}_4^+$ va $350,7 \text{ kg Cl}^-$ bo'ladi.

Eritmadagi «d» nuqtada:

$$548,1 \text{ kg K}^+ \text{ va } 750,3 - 178,4 = 571,9 \text{ kg NH}_4^+,$$

$$847,7 - 350,7 = 497,0 \text{ kg Cl}^-,$$

$$1966,8 \text{ kg NO}_3^- \text{ va } 4059,4 - 2655,1 = 1404,3 \text{ kg suv qoladi.}$$

Bunda eritmaga boshlang'ich eritmani hosil qilish uchun quyidagi moddalarni qo'shish kerak bo'ladi:

a) NH_4NO_3 eritmasida: $750,3 - 571,9 = 178,4 \text{ kg NH}_4^+$, $2580,1 - 1966,8 = 613,3 \text{ kg NO}_3^-$ bo'lishini nazarda tutgan holda, jami $178,4 + 613,3 = 791,7 \text{ kg NH}_4\text{NO}_3$ beriladi.

Sistemaga NH_4NO_3 ning 64% li eritmasi berilishi hisobga olinsa, $791,7 \text{ kg NH}_4\text{NO}_3$ bilan:

$$\frac{791,7 \cdot 36}{64} = 445,3 \text{ kg suv beriladi.}$$

b) KCl eritmasida: $934,8 - 548,1 = 386,7 \text{ kg K}^+$ va $847,7 - 497,0 = 350,7 \text{ kg Cl}^-$ bo'lishini nazarda tutgan holda, jami $386,7 + 350,7 = 737,4 \text{ kg KCl}$ beriladi.

Sistemaga NH_4NO_3 va KCl bilan tushadigan suv miqdori: $4059,4 - 1404,3 = 2655,1 \text{ kg}$, bundan $445,3 \text{ kg NH}_4\text{NO}_3$ eritmasida bo'lsa, qolgan $2655,1 - 445,3 = 2209,8 \text{ kg suv KCl eritmasida bo'ladi.}$

Demak, beriladigan KCl eritmasining konsentratsiyasi:

$$\frac{737,4 \cdot 100}{2209,8 + 737,4} = 25,02\% \text{ li bo'ladi.}$$

2.1-jadval

KNO_3 olish bosqichlari bo'yicha moddiy balans

Kirish		Sarf	
komponentlar	massasi, kg	komponentlar	massasi, kg
1	2	3	4
Harorat 100°C dan 20°C gacha pasayganda va filtrlashda			
Eritma:		Qoldiq eritma:	
K^+	934,8	K^+	548,1
NH_4^+	750,3	NH_4^+	750,3
Cl^-	847,7	Cl^-	847,7

1	2	3	4
NO ₃ ⁻	2580,1	NO ₃ ⁻	1966,8
H ₂ O	4059,4	H ₂ O	4059,4
Jami:	9172,3	Jami:	8172,3
		Kaliyli selitra tarkibi:	
		K ⁺	386,7
		NO ₃ ⁻	613,3
		Jami:	1000,0
		Hammasi:	9172,3
Qoldiq eritmani 20⁰C dan 60⁰C haroratgacha qizdirish, bug'latish va filtrlash			
Qoldiq eritma:		Filtrat:	
K ⁺	548,1	K ⁺	548,1
NH ₄ ⁺	750,3	NH ₄ ⁺	571,9
Cl ⁻	847,7	Cl ⁻	497,0
NO ₃ ⁻	1966,8	NO ₃ ⁻	1966,8
H ₂ O	4059,4	H ₂ O	1404,3
Jami:	8172,3	Jami filtrat:	4988,1
		Ammoniy xlorid tarkibi:	
		NH ₄ ⁺	178,4
		Cl ⁻	350,7
		Jami:	529,1
		Bug':	2655,1
		Hammasi:	8172,3
Filtratni 100⁰C haroratgacha qizdirish, ammiakli selitra va kaliy xlorid bilan aralashtirish			
Filtrat:		Sovutishga beriladigan eritma:	
K ⁺	548,1	K ⁺	934,8
NH ₄ ⁺	571,9	NH ₄ ⁺	750,3
Cl ⁻	497,0	Cl ⁻	847,7
NO ₃ ⁻	1966,8	NO ₃ ⁻	2580,1
H ₂ O	1404,3	H ₂ O	4059,4
Jami filtrat:	4988,1	Jami:	9172,3
Ammiakli selitra eritmasi:			
NH ₄ ⁺	178,4		
NO ₃ ⁻	613,3		
Jami NH₄NO₃	791,7		
H ₂ O	445,3		
Jami NH₄NO₃ eritmasi:	1237,0		

1	2	3	4
Kaliy xlorid eritmasi:			
K ⁺	386,7		
Cl ⁻	350,7		
Jami KCl:	737,4		
H ₂ O	2209,8		
Jami KCl eritmasi:	2947,2		
Hammasi:	9172,3		

Birinchi sxema energetik hisobi

Energetik hisoblarda quyidagi shartlarga amal qilinadi:

1. Kristallanish issiqliklari hisobga olinmaydi.
2. Eritma issiqlik sig'imi suvning eritmadagi miqdori issiqlik sig'imiga teng deb olinadi.
3. Eritmani 100⁰C dan 20⁰C haroratgacha sovutishda deyarli energiya talab etilmaydi. Chunki, issiqlikni tashqi muhitga berish yoki suv bilan sovutish orqali amalga oshirish mumkin. Bunga juda oz energiya sarf bo'ladi.

Bunday cheklanishlarni nazarda tutgan holda birinchi sxemada energiya sarfi quyidagicha aniqlanadi.

Qizdirishga beriladigan qoldiq eritmada 4059,4 kg suv bo'ladi (moddiy balansga qarang). Uning issiqligi:

$$4059,4 \cdot 4,19 \cdot 20 = 340000 \text{ kj}$$

Filtratda 60⁰C haroratda 1404,3 kg suv bor va issiqligi:

$$1404,3 \cdot 4,19 \cdot 60 = 353000 \text{ kj}$$

60⁰C haroratda 2655,1 kg bug' bilan:

$$2655,1 \cdot 2609 = 6930000 \text{ kj issiqlik chiqib ketadi.}$$

Filtrat 100⁰C haroratgacha qizdiriladi. Unda issiqlik miqdori:

$$1404,3 \cdot 4,19 \cdot 100 = 588000 \text{ kj}$$

Filtratni 60⁰C dan 100⁰C gacha qizdirilganda issiqlik sarfi:

$$588000 - 353000 = 235000 \text{ kj bo'ladi.}$$

Kaliy xlorid eritmasi bilan 20⁰C da kirgan issiqlik:

$$2209,8 \cdot 4,19 \cdot 20 = 185000 \text{ kj}$$

Kaliy xlorid eritmasining 100⁰C dagi issiqligi:

$$2209,8 \cdot 4,19 \cdot 100 = 926000 \text{ kj}$$

Eritmani qizdirish uchun issiqlik sarfi:

$$926000 - 185000 = 741000 \text{ kj}$$

Birinchi sxema bo'yicha 1000 kg KNO_3 olish uchun zarur bo'lgan foydali issiqlik:

$$6943000 + 235000 + 741000 = 7919000 \text{ kj}$$

Isitish uchun foydali ish koeffitsienti (FIK) ni 0,3 deb qabul qilinsa, sarflangan issiqlik 26400000 kj ga yaqin bo'ladi.

Ikkinchi sxema moddiy hisobi

Birinchi sxema moddiy hisobida «a» nuqtadan KNO_3 cho'qqisini bog'lovchi chiziq 0°C izotermani «c» nuqtada kesib o'tgan edi. «c» nuqtada eritma tarkibi aniqlanadi. «c» nuqtani izoterma 0°C ga o'tkaziladi (2.3-rasm) va bu eritmadagi suv miqdori topiladi:

$$\left. \begin{array}{cc} \text{"a"} & \text{nuqta} \\ K^+ & 0,365 \\ NH_4^+ & 0,635 \\ Cl^- & 0,365 \\ NO_3^- & 0,635 \\ H_2O & X \end{array} \right\} = \left. \begin{array}{c} \text{jarayonda} \\ \text{cho'kadi} \\ Y \text{ } KNO_3 \end{array} \right\} + Z \left\{ \begin{array}{cc} \text{"c"} & \text{nuqta} \\ K^+ & 0,190 \\ NH_4^+ & 0,810 \\ Cl^- & 0,466 \\ NO_3^- & 0,534 \\ H_2O & 4,40 \end{array} \right.$$

«Z» ni Cl^- bo'yicha aniqlash:

$$0,365 = Z \cdot 0,466, \quad Z = \frac{0,365}{0,466} = 0,783$$

«Y» ni K^+ bo'yicha aniqlash:

$$0,365 = Y + Z \cdot 0,190 = Y + 0,783 \cdot 0,190, \quad Y = 0,365 - 0,149 = 0,216$$

Suv uchun:

$$X = Z \cdot 4,40 - 0,783 \cdot 4,40 = 3,44 \text{ ga ega bo'linadi.}$$

«c» nuqta 60°C da NH_4Cl kristallanish maydonida yotadi. «c» nuqta NH_4Cl cho'qqisiga tomon chiziq bilan bog'lanadi va $\text{NH}_4\text{NO}_3 - \text{KCl}$ diagonal bilan kesishguncha, ya'ni «g» nuqttagacha davom ettiriladi.

«cg» chizig'i bo'yicha suv bug'langanda cho'kmaga NH_4Cl tushadi va 60°C izotermada «g» nuqtada aniqlanuvchi tarkibdagi eritma qoladi:

$$\begin{array}{c}
 \begin{array}{cc}
 \text{"c"} & \text{nuqta} \\
 K^+ & 0,190 \\
 NH_4^+ & 0,810 \\
 Cl^- & 0,466 \\
 NO_3^- & 0,534 \\
 H_2O & 4,40
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{c} \\ \\ \\ \\ \\ \end{array}} \right\} 0,783 =
 \left| \begin{array}{c}
 \text{bug'lanadi} \\
 \text{va cho'kadi} \\
 \omega H_2O + v NH_4Cl
 \end{array} \right|
 + \text{"u"}
 \left. \vphantom{\begin{array}{c} \\ \\ \\ \\ \\ \end{array}} \right\}
 \begin{array}{cc}
 \text{"g"} & \text{nuqta} \\
 K^+ & 0,262 \\
 NH_4^+ & 0,738 \\
 Cl^- & 0,262 \\
 NO_3^- & 0,738 \\
 H_2O & 1,45
 \end{array}
 \end{array}$$

«u» ni NO_3^- bo'yicha aniqlash:

$$0,534 \cdot 0,783 = u \cdot 0,738, \quad u = \frac{0,534 \cdot 0,783}{0,738} = 0,567$$

«v» ni Cl^- bo'yicha hisoblash:

$$0,466 \cdot 0,783 = v + u \cdot 0,262 = v + 0,567 \cdot 0,262, \quad v = 0,365 - 0,149 = 0,216$$

Bug'langan suv miqdori:

$$4,40 \cdot 0,783 = w + u \cdot 1,45 = w + 0,567 \cdot 1,45, \quad w = 3,44 - 0,82 = 2,62$$

«g» nuqtadagi filtrat $100^\circ C$ gacha qizdiriladi. Bunda tuzlar cho'kmaydi, chunki unda suv miqdori (1,45 mol) to'yingan eritmadagi (0,75 mol) dan ko'proq bo'ladi (2.7-rasm, $100^\circ C$ dagi izoterma).

Sistema «a» nuqtaga qaytguncha qizdirilgan eritmaga NH_4Cl va KCl eritmasi qo'shiladi:

$$\begin{array}{c}
 \begin{array}{cc}
 \text{"g"} & \text{nuqta} \\
 K^+ & 0,262 \\
 NH_4^+ & 0,738 \\
 Cl^- & 0,262 \\
 NO_3^- & 0,738 \\
 H_2O & 1,45
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{c} \\ \\ \\ \\ \\ \end{array}} \right\} 0,567 +
 \left| \begin{array}{c}
 \text{qo'shiladi} \\
 n H_2O + s NH_4NO_3 + g KCl
 \end{array} \right| =
 \left\{ \begin{array}{cc}
 \text{"a"} & \text{nuqta} \\
 K^+ & 0,365 \\
 NH_4^+ & 0,635 \\
 Cl^- & 0,365 \\
 NO_3^- & 0,635 \\
 H_2O & 3,44
 \end{array} \right.
 \end{array}$$

Qo'shilgan ammoniy nitrat miqdorini aniqlash uchun S ni NO_3^- bo'yicha hisoblanadi:

$$0,738 \cdot 0,567 + S = 0,635; \quad S = 0,635 - 0,738 \cdot 0,567 = 0,635 - 0,419 = 0,216$$

Shunga o'xshash KCl uchun g ni K^+ bo'yicha aniqlanadi:

$$0,262 \cdot 0,567 + g = 0,365; \quad g = 0,365 - 0,262 \cdot 0,567 = 0,365 - 0,146 = 0,216$$

Suv uchun:

$$1,45 \cdot 0,567 + n = 3,44; \quad n = 3,445 - 1,45 \cdot 0,567 = 3,44 - 0,82 = 2,62$$

NH_4NO_3 va KCl o'rtasida suvning taqsimlanishi quyida hisoblangan.

Olingan natijalarni 1000 kg KNO₃ olish hisobida kilogrammlarda qayta hisoblanadi.

«a» nuqtadagi eritmadan 0,216 mol KNO₃ hosil bo'ladi, ya'ni 1000 kg KNO₃ olish uchun:

$$\frac{1000 \cdot 1000}{0,216 \cdot 101,108} = 45790 \text{ kg/s yuklama berish kerak, bu massa}$$

bo'yicha «a» nuqtadagi eritmaga tengdir.

Bunday massadagi eritmada bo'ladigan ionlar massasi:

$$45790 \cdot 39,100 \cdot 0,365 \cdot 10^{-3} = 653,5 \text{ kg K}^+$$

$$45790 \cdot 18,040 \cdot 0,635 \cdot 10^{-3} = 524,5 \text{ kg NH}_4^+$$

$$45790 \cdot 35,457 \cdot 0,365 \cdot 10^{-3} = 592,6 \text{ kg Cl}^-$$

$$45790 \cdot 62,008 \cdot 0,635 \cdot 10^{-3} = 1803,0 \text{ kg NO}_3^-$$

$$45790 \cdot 18,016 \cdot 3,44 \cdot 10^{-3} = 2837,8 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Jami:	6411,4 kg
-------	-----------

Cho'kmaga tushadi:

$$45790 \cdot 101,108 \cdot 0,216 \cdot 10^{-3} = 1000 \text{ kg KNO}_3,$$

bunda: 386,7 kg K⁺ va 613,3 kg NO₃⁻ bor. Qoldiq eritmada 653,5 – 386,7 = 266,8 kg K⁺ va 1803,0 – 613,3 = 1189,7 kg NO₃⁻ qoladi. Boshqa komponentlar miqdori o'zgarmaydi.

Qoldiq eritma 60°C da bug'latiladi. Bunda bug'langan suv miqdori:

$$45790 \cdot 18,016 \cdot 2,62 \cdot 10^{-3} = 2161,4 \text{ kg.}$$

Cho'kmaga tushadi:

$$45790 \cdot 53,497 \cdot 0,216 \cdot 10^{-3} = 529,1 \text{ kg NH}_4\text{Cl},$$

uning tarkibida: 178,4 kg NH₄⁺ va 350,7 kg Cl⁻ bor.

«g» nuqtada qoladi:

$$268,8 \text{ kg K}^+,$$

$$524,5 - 178,4 = 346,1 \text{ kg NH}_4^+,$$

$$592,6 - 350,7 = 241,9 \text{ kg Cl}^-,$$

$$1189,7 \text{ kg NO}_3^-,$$

$$2837,8 - 2161,4 = 676,4 \text{ kg suv.}$$

NH₄NO₃ eritmasi bilan berilishi kerak:

$$524,5 - 346,1 = 178,4 \text{ kg NH}_4^+,$$

$$1803 - 1189,7 = 613,3 \text{ kg NO}_3^-,$$

$$\text{Jami: } 791,7 \text{ kg NH}_4\text{NO}_3.$$

Ammiakli selitra bilan 445,3 kg suv kiradi.

KCl eritmasida esa:

$$653,5 - 266,8 = 386,7 \text{ kg K}^+, 592,6 - 241,9 = 350,7 \text{ kg Cl}^- \text{ bor,}$$

Jami: 737,4 kg KCl.

NH₄NO₃ va KCl bilan kiradigan jami suv miqdori:

$$2837,8 - 676,4 = 2161,4 \text{ kg ni tashkil etadi.}$$

Bundan 445,3 kg suv NH₄NO₃ bilan, qolgan: $2161,4 - 445,3 = 1716,1$ kg suv esa KCl bilan beriladi. Eritmadagi KCl konsentratsiyasi:

$$\frac{737,4 \cdot 100}{737,4 + 1716,1} = 30,06\% \text{ ni tashkil qiladi.}$$

Demak, KCl to'yingan eritmasining 20°C haroratdagi konsentratsiyasi 25,5% bo'lganligi sababli eritmani 100°C gacha qizdirish va shu haroratda bug'latish kerak.

Tarkibida 737,4 kg KCl bo'lgan 25,5% eritma miqdori:

$$\frac{737,4 \cdot 100}{25,5} = 2891,8 \text{ kg}$$

Eritmada: $2891,8 - 737,4 = 2154,4$ kg suv bo'ladi. Bunda $2154,4 - 1716,1 = 438,3$ kg suvni bug'latish kerak.

2.2-jadval

Ikkinchi sxemada KNO₃ olishning bosqichlar bo'yicha moddiy balansi

Kirish		Chiqish	
komponentlar	kg	komponentlar	kg
1	2	3	4
100°C dan 20°C gacha sovutish va filtrlash			
Eritma:		Qoldiq eritma:	
K ⁺	653,5	K ⁺	266,8
NH ₄ ⁺	524,5	NH ₄ ⁺	524,5
Cl ⁻	592,6	Cl ⁻	592,6
NO ₃ ⁻	1803,0	NO ₃ ⁻	1189,7
H ₂ O	2837,8	H ₂ O	2837,8
Jami eritma:	6411,4	Jami qoldiq eritma:	5411,4
		Kaliyli selitra tarkibi:	
		K ⁺	386,7
		NO ₃ ⁻	613,3
		Jami KNO₃:	1000,0
		Hammasi:	6411,4
Qoldiq eritmani 0°C dan 60°C gacha qizdirish, 60°C da bug'latish va filtrlash			
Qoldiq eritma:		Filtrat:	
K ⁺	266,8	K ⁺	266,8

NH ₄ ⁺	524,5	NH ₄ ⁺	346,1
Cl ⁻	592,6	Cl ⁻	241,9
NO ₃ ⁻	1189,7	NO ₃ ⁻	1189,7
H ₂ O	2837,8	H ₂ O	676,4
Jami qoldiq eritma:	5411,4	Jami filtrat:	2720,9
Ammoniy xlorid tarkibi:			
		NH ₄ ⁺	178,4
		Cl ⁻	350,7
		Jami NH₄Cl	529,1
		Bug‘	2161,4
		Hammasi	5411,4
Filtratni 100°C gacha qizdirish va KCl eritmasini bug‘latish, filtratni NH₄NO₃ va KCl eritmalari bilan aralashtirish			
Filtrat:		Sovutishga berilayotgan eritma	
K ⁺	266,8	K ⁺	653,5
NH ₄ ⁺	346,1	NH ₄ ⁺	524,5
Cl ⁻	241,9	Cl ⁻	592,6
NO ₃ ⁻	1189,7	NO ₃ ⁻	1803,0
H ₂ O	676,4	H ₂ O	2837,8
Jami filtrat:	2720,9	Jami	6411,4
Ammiakli selitra eritmasi:		Bug‘	438,3

1	2	3	4
NH ₄ ⁺	178,4	Hammasi	6849,7
NO ₃ ⁻	613,3		
Jami NH₄NO₃	791,7		
H ₂ O	445,3		
Jami NH₄NO₃ eritmasi	1237,0		
Kaliy xlorid eritmasi:			
K ⁺	386,7		
Cl ⁻	350,7		
Jami KCl	737,4		
H ₂ O	2154,4		
Jami KCl eritmasi	2891,8		
Hammasi	6849,7		

Ikkinchi sxemaning energetik hisobi

Yuqorida ta’kidlanganidek, eritmani 100°C dan 20°C gacha sovutish energiya sarfini talab qilmaydi. Eritmani 20°C dan 0°C gacha pasaytirishda undan $2837,8 \cdot 4,19 \cdot 20 = 238000$ kJ issiqlikni ajratib olish kerak.

Sovutish mashinasi foydali ish koeffitsienti (FIK) ni 0,15 deb qabul qilinadi, ya'ni sovutish uchun:

$$\frac{238000}{0,15} = 1587000 \text{ kj sarflanadi.}$$

Qoldiq eritmani 0°C dan 20°C gacha isitish issiqlik sarflanmasdan sodir bo'ladi deb qabul qilinadi. Qoldiq eritma bilan 238000 kj issiqlik kiradi. 60°C haroratdagi filtratda 676,4 kg suv bo'ladi, uning issiqligi:

$$676,4 \cdot 4,19 \cdot 60 = 170000 \text{ kj ga teng.}$$

2161,4 kg bug' bilan chiqib ketadigan issiqlik:

$$2161,4 \cdot 2609 = 5640000 \text{ kj ni tashkil etadi.}$$

20°C dan 60°C gacha qizdirish va bug'latish uchun:

$$5640000 + 170000 - 238000 = 5572000 \text{ kj issiqlik zarur bo'ladi.}$$

Filtrat 100°C gacha qiziydi. Undagi issiqlik:

$$676,4 \cdot 4,19 \cdot 100 = 283000 \text{ kj ni tashkil qiladi.}$$

Sistemaga kiritish zarur bo'lgan issiqlik:

$$283000 - 170000 = 113000 \text{ kj ga teng.}$$

Kaliy xlorid eritmasi bilan 20°C da kiradigan issiqlik esa:

$$2154 \cdot 4,19 \cdot 20 = 181000 \text{ kj ga teng.}$$

100°C haroratda bug'latilgan kaliy xlorid bilan:

$$1716,1 \cdot 4,19 \cdot 100 = 719000 \text{ kj issiqlik chiqib ketadi.}$$

100°C haroratdagi 438,3 kg suv bug'i bilan:

$$438,3 \cdot 2676 = 1173000 \text{ kj issiqlik chiqib ketadi.}$$

KCl eritmasini qizdirish va bug'latish uchun:

$$1173000 + 719000 - 181000 = 1711000 \text{ kj issiqlik kiritiladi.}$$

Ikkinchi sxema bo'yicha zarur bo'lgan jami foydali issiqlik:

$$5572000 + 113000 + 1711000 = 7396000 \text{ kj ni tashkil qiladi.}$$

Qizdiruvchi qurilmaning FIK 0,3 bo'lsa, qizdirish uchun 24653000 kj energiya sarf bo'ladi.

Sovutish va qizdirish uchun sarflanadigan umumiy issiqlik miqdori:

$$24653000 + 1587000 = 26240000 \text{ kj ga teng bo'ladi.}$$

Birinchi va ikkinchi sxemalarni solishtirsak, ikkinchi sxemadagi energiya sarfi: $26400000 - 26240000 = 160000 \text{ kj}$, ya'ni 0,6% ga kam sarf bo'lishini ko'rish mumkin.

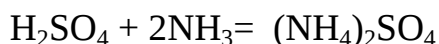
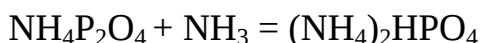
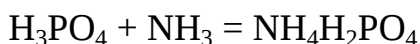
Boshqacha so'z bilan aytganda, energiya sarfi foydalanilayotgan sxemaga deyarli bog'liq emas. Shu sababli birinchi sxemaning afzalligi shundaki, unda KCl ni oldindan bug'latish va sovutish tizimini tashkil etish zarur emas.

Murakkab o'g'itlar.

Ammofosni ekstratsion yoki termik fosfat kislotasini ammiak bilan neytrallab olinadi. Hosil bo'lgan pulpa qattiq fazasi $\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$, $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ dan va fosfat kislotadan qo'shimchalardan tashkil topgan bo'ladi, bug'latiladi, donador xolga keltiriladi, keyin BGS – baraban donadorlagich quritish apparatida quritiladi, bunda retir bilan aralashgan xolatda tayyor mahsulot hosil bo'ladi.

1Misol Tarkibida 25% P_2O_5 , 3.75% SO_3 va 3.6% MgO tutgan 1000 kg fosfat kislotasini neytrallash uchun ammiak sarfi topilsin. Boshqa qo'shimchalar xisobga olinmaydi.

Yechish: Fosfat kislotasini ammiak bilan neytrallashda quydagi reaksiyalar sodir bo'ladi:



Ammiak va fosfat kislotasi ta'sirlashda kislotaning yarimi monoammoniy fosfatgacha, qolgan yarimi diammoniy fosfatgacha neytrallanadi deb qabul qilamiz. Kislotadagi qo'shimcha MgO netralizatsiyadan keyin diammoniyfosfat $\text{MgHPO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ shaklida bo'ldi.

Sarflanayotgan P_2O_5 miqdori kg:

$$\text{MgHPO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O} \frac{1000 \cdot 0,036 \cdot 142}{2 \cdot 40} = 63,9$$

$$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ va } (\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 \quad 1000 \cdot 0,25 - 63,9 = 186,1$$

$$\text{Har bir fosfat ammoniysi uchun } 186,1/2 = 93,05$$

Ammiak sarifi kg:

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \frac{1000 \cdot 0,375 \cdot 2 \cdot 17}{80} = 15,9$$

$$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \frac{93,05 \cdot 17 \cdot 2}{142} = 22,3$$

Diammoniy fosfat hosil bo'lishi uchun monoammoniy fosfat xosil bo'lishida sarflanadigan ammiakka nisbatan 2 barobar ko'p ammiak sarflanadi: 22,3 * 2 = 44,6 kg

1000 kg fosfat kislotasi uchun ammiakning umumiy stexometrik sarfi:

$$15,9 + 22,3 + 44,6 = 82,8 \text{ kg}$$

2.Misol . 10% namlikka ega bo`lgan shixta olish uchun qancha miqdorda tayyor mahsulot ammosfosning 2,5% H₂O li returini hamda 40% H₂O li amofos pulpasini aralashtirish kerak. Hisobni 1000 kg pulpa uchun olib boramiz.

Yechish : Retur miqdorini x orqali belgilab olamiz.

$$0,40 * 1000 + 0,025x = 0,1(1000 + x)$$

Bunda x=4000 kg

3.Misol. Misol. Boshlang`ich namligi 40% bo`lgan ammosfos pulpasini oxirgi namligi 2,5 % gacha quritilganda ajralayotgan suv miqdorini toping . zavod quvvati 640000 t/yil, bunda 1000 kg fosfat kislotasidan 588,7 kg quruq tuzlar olinadi, bunda to`g`iri keladigan pulpa miqdori 990 kg .

Yechish : Zavod bir yilda 340 kun ishlaganda, soatdagi unumdorligi quydagiga teng:

$$\frac{640000 * 1000}{340 * 24} = 78431 \text{ kg/soat}$$

1% yo`qotilishlarni hisobga olsak:

$$78431 * 1.01 = 79215,7 \text{ kg/soat}$$

1000 kg fosfat kislotasidan 2,5 % namlikda ega bo`lgan tayyor mahsulotni chiqishi:

$$588,7/0,975 = 603,8 \text{ kg}$$

Fosfat kislotasining 1 soatda ishlatilayotgan miqdori:

$$\frac{79215 * 1000}{603,8} = 131194 \text{ kg/soat}$$

Qayta ishlatilayotgan pulpa miqdori:

$$\frac{131197 * 990}{1000} = 129882 \text{ kg/soat}$$

1000 kg fosfat kislotadan olingan pulpadan ajratilishi kerak bo`lgan suv miqdori:

$$990 - 603,8 = 386,2 \text{ kg}$$

Pulpani quritishda 1 soatda ajratilayotgan suv miqdori:

$$\frac{386,2 * 131194}{1000} = 50667 \text{ kg} = 50,7 \text{ m}^3$$

4.Misol Misol.Ammofos ishlab chiqarishda fosfat kislotasi neytrallash uchun saturator moddiy balansini tuzing. Ekstraksion fosfat kislotasi tarkibi: P₂O₅-25% , SO₃-3,75%, MgO-3,6%,CaO-0,2%, Al₂O₃-1,3%, Fe₂O₃

Suyuq ammiak tarkibi: NH_3 -99%, H_2O -1% .Kislotani ammiak bilan to'yinish jarayonida 1000 kg kislota uchun 75 kg suv bug'lanadi. Neytrallanganda pulpada ammiakning miqdori umumiy P_2O_5 miqdorining 27 % ni tashkil qiladi.

Yechish: Balansga fosfat kislotasi va ammiak kiradi.

1000 kg fosfat kislotasidagi (P_2O_5 -25%) miqdori.

$$\text{H}_3\text{PO}_4 \frac{1000 \cdot 0,25 \cdot 2 \cdot 98}{142} = 345$$

$$1000 - 345 = 655$$

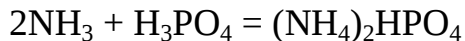
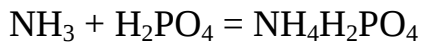
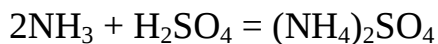
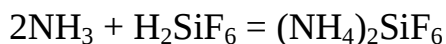
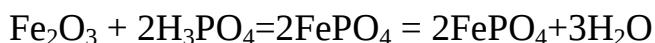
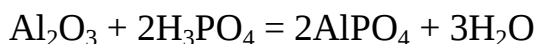
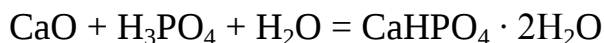
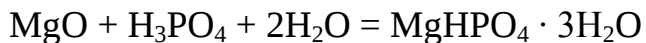
Sarflanayotgan ammiak miqdori P_2O_5 ning umumiy miqdorini 27% ni tashkil qiladi, u xolda:

$$1000 \cdot 0,25 \cdot 0,27 = 67,5 \text{ kg}$$

Ammiak bilan kelayotgan suv miqdori:

$$(67,5 \cdot 1) / 99 = 0,68 = 0,7 \text{ kg}$$

Sarf: Fosfat kislotasini ammiak bilan qayta ishlangan jarayonida pulpa hosil bo'ladi va bir qism suv bug'lanadi. Hosil bo'layotgan massa tarkibi fosfat kislotasi va uning tarkibidagi qo'shimchalarni ammik bilan ta'sirlashishi natijasida aniqlanadi. Hisoblar uchun quydagi tenglamalarni asos qilib olamiz.



Fosfat kislotasi eritmasini ammiak bilan neytrallashda saturatsiya bo'limida quydagi tuzlar xosil bo'ladi:

$$\text{Dimagniyfosfat} \frac{1000 \cdot 0,036 \cdot 174}{40} = 156,6$$

Bunda kristalizatsiya suvi:

$$\frac{1000 \cdot 0,036 \cdot 3 \cdot 18}{40} = 48,6$$

$$\text{P}_2\text{O}_5 \frac{1000 * 0,036 * 142}{40 * 2} = 63,9$$

[40, 174, 18, 142 – MgO, MgHPO₄ · 3H₂O va P₂O₅ molekular massasi]

$$\text{Dikalsiyfosfat} \frac{1000 * 0,002 * 172}{56} = 6,1$$

Bunda kristalizatsiya suvi:

$$\frac{1000 * 0,002 * 2 * 18}{56} = 1,3$$

$$\text{P}_2\text{O}_5 \frac{1000 * 0,002 * 142}{56 * 2} = 2,5$$

[56 va 172 CaO va CaHPO₄ · 2H₂O molekulyar massasi]

$$\text{Alyuminiy fosfat} \frac{1000 * 0,013 * 2 * 122}{102} = 31,1$$

$$\text{P}_2\text{O}_5 \frac{1000 * 0,013 * 142}{102} = 18,1$$

[102 va 122 – Al₂O₃ va AlPO₄ molekulyar massalari]

$$\text{Temir fosfat} \frac{1000 * 0,013 * 2 * 207}{160} = 33,6$$

$$\text{P}_2\text{O}_5 \frac{1000 * 0,013 * 142}{102} = 11,5$$

[160 va 207 – Fe₂O₃ va FePO₄ molekulyar massalari]

$$\text{Ammoniy kremniyftorid} \frac{1000 * 0,0186 * 178}{6 * 13} = 29$$

$$\text{Shundan NH}_3 \frac{1000 * 0,0186 * 2 * 17}{6 * 19} = 5,5$$

[178,17 va 19 – (NH₄)₂SiF₆, NH₃ molekulyar massalari va ftor atomi massasi]

$$\text{Ammoniy sulfat} \frac{1000 * 0,0375 * 132}{80} = 61,9$$

$$\text{Shundan ammiak} \frac{1000 * 0,0375 * 2 * 17}{80} = 15,9$$

[132 va 80 – (NH₄)₂SO₄ va SO₃ molekulyar massalari]

Birinchi to`rta reaksiya bo`yicha bog`langan P₂O₅ miqdori:

$$63,9 + 2,5 + 18,1 + 11,5 = 96 \text{ kg}$$

Qolgan P₂O₅ ammiak bilan birikib , ammoniy fosfat xosil qiladi:

$$1000 * 0,25 - 96 = 154 \text{ kg}$$

Neytrallangan pulpadagi ammiak miqdori umumiy P_2O_5 miqdorining 27 % ni tashkil qiladi. Kremniy ftorid va ammoniy sulfat hosil bo`lishi uchun sarflangan ammiak:

$$5,5 + 15,9 = 21,4 \text{ kg}$$

Ammoniy fosfat xosil bo`lishi uchun sarflangan ammiak:

$$250 * 0,27 - 21,4 = 46,1 \text{ kg}$$

Qolgan barcha P_2O_5 (154 kg) ni monoammoniy fosfatga biriktrish uchun ammiak sarfi:

$$\frac{2 * 17 * 154}{142} = 36,9 \text{ kg}$$

Lekin bunda $46,1 - 36,9 = 9,2 \text{ kg}$ ortiqcha ammiak qoladi va diammoniy fosfatga sarflanadi, uning miqdori:

$$\frac{9,2 * 132}{2 * 17} = 35,7 \text{ kg}$$

Buning uchun kerak bo`ladigan monoammoniy fosfat:

$$(35,7 * 115) / 132 = 31,1 \text{ kg}$$

[bu yerda 115 va 132 – $NH_4H_2PO_4$ va $(NH_4)_2HPO_4$ molekulyar massasi]

154 kg P_2O_5 dan hosil bo`ladigan monoammoniy fosfat:

$$(115 * 36,9) / 17 = 249,6$$

Diammoniy fosfat hosil bo`lgandan keyin qoladigan monoammoniy fosfat:

$$249 - 31,1 = 218,5 \text{ kg}$$

Quruq tuzlar miqdori (kristalizatsiya suvini hisobiga olgan holda):

$$156,6 + 6,1 + 31,1 + 33,6 + 29 + 61,9 + 218,5 + 35,7 = 572,5 \text{ kg}$$

Kristalizatsiya suvi: $48,6 + 1,3 = 49,9 \text{ kg}$

Kristallizatsiya quruq tuzlar miqdori:

$$572,5 - 49,9 = 522,6 \text{ kg}$$

Kristallizatsiya suvini hisobga olgan holda quruq tuzlar tarkibi:

Modda nomi	Kg	%
$MgHPO_4 \cdot 3H_2O$	156,6	27,35

$\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	6,1	1,07
AlPO_4	31.1	5.43
FePO_4	33.6	5.87
$(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$	29	5.07
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	61.9	10.81
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	35.7	6.24
$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	218.5	38.16
Jami:	572.5	100

Jarayonga kelayotgan komponentlar(fosfat kislota, ammiak va suv):

$$1000 + 67.5 + 0.7 = 1068.2 \text{ kg}$$

Saturatsiya jarayonida sistemadan 1000 kg kislota uchun 78 kg suv bug`latiladi.
Bug`latilgandan keyin pulpa miqdori:

$$1068.2 - 78 = 990.2 \text{ kg}$$

Pulpada qolgan erkin suv miqdori:

$$990.2 - 572.5 = 417.7 \text{ kg}$$

Pulpadagi jami suv: $417.7 + 49.9 = 467.6 \text{ kg}$

Pulpadagi namlik:

$$(467.6 * 100) / 990.2 = 47.2\%$$

Ammofos ishlab chiqarish uchun (1000 kg fosfat kislota sig'a nisbatan) moddiy balans tuzamiz:

Nomi	kg	%	Nomi	kg	%
Monogidratga hisoblangan(100%)	345	32.30	Pulpadagi tuzli massa	572.5	53.6
Ektraksion fosfat kislota			Jumladan:		
H_3PO_4 bilan suv	655	61.32	$\text{MgHPO}_4 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	156.6	

²⁷ $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

AlPO_4

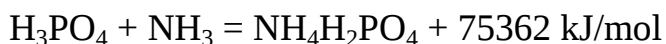
miq					
Ammiak	67.5	6.32		6.1	
Ammiakdagi suv	07	0.06		31.1	
				33.6	
				29	
				61.9	
				35.7	
				218.5	
			Pupadagi suv miqdori	417.7	39.1
			Suv bug`i	78	7.3
Jami:	1068.2	100	Jami:	1068.2	100

5.Misol Masala.Oldingi misolning ma`lumotlaridan foydalanib 1000 kg fosfat kislotaga nisbatan ammos fos ishlab chiqarishning saturatsiya bo`lishi issiqlik hisobini bajaring. Harorat kelayotgan kislotaga 60° C , ammiak 27 ° C , bosimi 152 kPa chiqib ketayotgan pulpadan 102°C

Yechish:

Issiqlik kelishi:

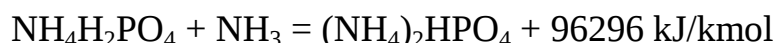
Reaksiya natijasida ajralayotgan issiqlik kJ: monoammoniy xosil bo`lishida:



$$(36,9 * 75362)/17=163580$$

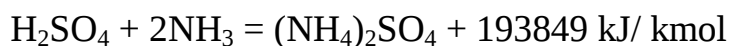
[36,9- reaksiyaga kirishayotgan ammiak miqdori (kg)]

Monoammoniy fosfatdan diammoniy fosfatning hosil bo`lishida:



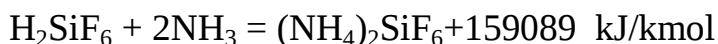
$$(9,2 * 96296)/17 = 52113$$

[9,2 – monoammoniy fosfat bilan ta`sirlashgan ammiak miqdori (kg)]



$$(15,9 * 193849)/(2*17)=90653$$

[15 , 9 – sulfatlar bilan birikayotgan ammiak miqdori (kg)]



$$(5,5 * 159088)/(2 * 17) = 25736$$

[5,5 – reaksiyaga kirishgan ammiak miqdori (kg)]

Kimyoviy reaksiyalar natijasida : 332082

(Qolgan reaksiyalar issiqlik effekti kichik bo`lganligi uchun hisobgd kiritiladi)

Kislota va ammiak bilan kelayotgan issiqlik miqdori:

$$1000 * 2,868 * 60 + (-117,2 * 67,5) = 164169 \text{ kJ}$$

Bu yerda:

2,868 – kislota solishtirma issiqligi

1000 – fosfat kislota miqdori kg;

60 – kislota xarorati °C;

-117,2 – ammiakning -27 °C va 152 kPa dagi entalpiyasi kJ/kg;

67,5 – ammiak miqdori kg;

Jami kelayotgan issiqlik miqdori:

$$332082 + 164169 = 496251 \text{ kJ}$$

Issiqlik sarfi:

Pulpani 102 °C gacha qizdirish uchun:

$$1068.2 * 2.721 * 102 = 277542 \text{ kJ}$$

Bu yerda:

1068.2 – pulpa miqdori kg;

2.721 – pulpani solishtirma issiqlik sig`imi kJ/ (kg*K)

102 – pulpa xarorati °C ;

Atrof muhitga issiqlik yo`qotilishini umumiy kelayotgan issiqlik miqdori 3% deb qabul qilamiz:

$$496251 * 0.03 = 14888 \text{ kJ}$$

Jami issiqlik sarfi: $277542 + 14888 = 292430 \text{ kJ}$.

Ortiqcha issiqlik suvni bug`latishga sarflanadi:

$$496251 - 292430 = 203821 \text{ kJ}$$

Bug`lanayotgan suv miqdori:

$$203821/2253 = 90.5 \text{ kg}$$

Bu yerda: $2253 - 102 \text{ }^{\circ}\text{C}$ da suvning bug`lanish issiqligi kJ/kg

Issiqlikni umumiy sarfi:

$$277542 + 14888 + 203821 = 496251 \text{ kJ}$$

Issiqlik balansi quydagicha bo`ladi

Kelish			Sarf		
nomi	kJ	%	nomi	kJ	%
Reaksiya issiqligi:			Pulpani qizdirish u/n	277542	35.93
$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	163580	32.96	Suvni bug`latish u/n	203821	41.07
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	52113	10.50	Issiqlik yoqotilishi	14888	3.00
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	90653	18.17			
$(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$	25736	5.19			
Fosfat kislota va ammiak bilan kel. issiqlik	164169	33.08			
Jami:	496251	100	Jami:	496251	100

NITRAFOSKA ISHLAB CHIQARISH

Tarkibida uchta asosiy oзуqа elementlari: azot, fosfor va kaliy tutgan murakkab o'g'it nitrofoska deyiladi. Nitrofoska tarkibidagi oзуqа moddalarining nisbati qishloq xo'jaligi talablaridan kelib chiqib, turli xil bo'lishi mumkin. $N:P_2O_5:K_2O$ nisbatining eng ko'p tarqalgan qiymatlari quyidagicha: 1:1:1, 1:1,5:1 va 1:1,5:1,5.

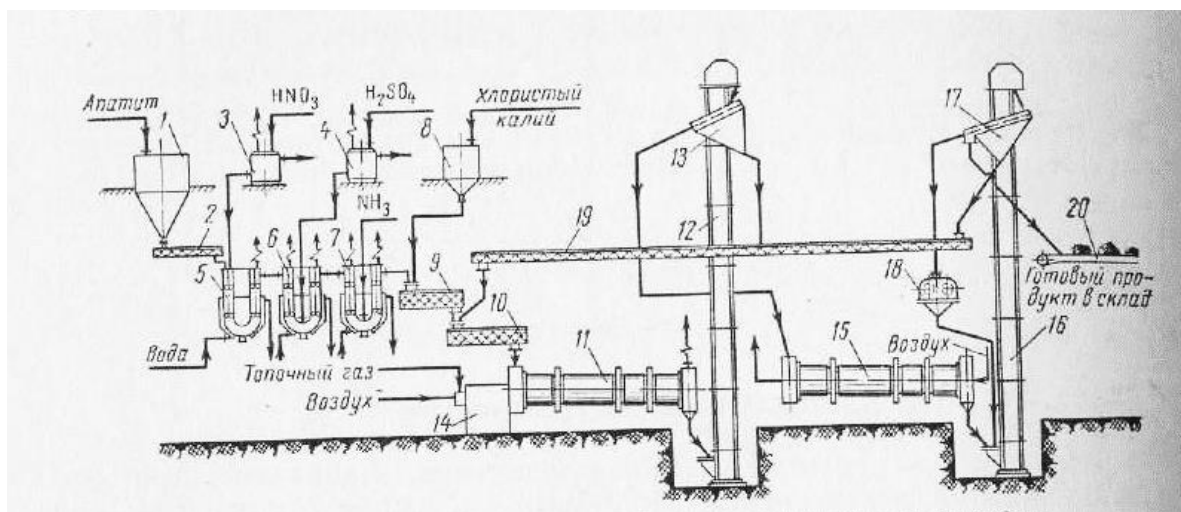
Nitrofoskada fosfor suvda eriydigan shaklda -ammoniy fosfat $NH_4H_2PO_4$ ko'rinishida, va limon kislotasida eriydigan shaklda – kalsiy fosfat $CaHPO_4$ ko'rinishida bo'ladi. Odatda 50% P_2O_5 suvda eriydigan holatda va qolgan 50% i limon kislotasida eriydigan holatda bo'ladi. Qishloq xo'jaligi ekinlarining turiga qarab, ishlatiladigan nitrofoska tarkibidagi oзуqа elementlari nisbati va P_2O_5 ning formasi o'zgarib turadi.

Nitrofoska granula holatida ishlab chiqariladi. Ishlab chiqarish usuli va xom ashyoga qarab, oзуqа moddalari umumiy miqdori 30 dan 50% gacha bo'ladi.

Nitrofoska tabiiy fosfatlarni azot kislotasi bilan qayta ishlash usuli orqali orqali olinadi, bunda pulpa ammonizatsiya qilinadi. Bunday qayta ishlab olingan fosfat va nitratlar aralashmasiga 3-chi oзуqа elementi kaliy xlorid ko'rinishida qo'shiladi.

Tabiiy fosfatlarda $CaO:P_2O_5$ nisbati 1,32 dan 1,62 gacha bo'ladi. Agar barcha kalsiy oksidi CaO nitrofoskada $CaHPO_4$ ko'rinishida biriksa, u holda $CaO:P_2O_5$ nisbati 0,78 bo'ladi. P_2O_5 ni bir qismi suvda eriydigan holatda bo'lishi uchun bu nisbat qiymati kamroq bo'lishi kerak. Shu sababli nitrofoska ishlab chiqarishda CaO ning ortiqcha miqdorini biriktirish uchun sifat yoki fosfat kislotasi, gaz xoldagi CO_2 jarayonga kiritiladi, yoki jarayondan ortiqcha CaO ni $Ca(NO_3)_2$ ko'rinishida olib chiqiladi.

Nitrofoska ishlab chiqarish usullari CaO ortiqcha miqdorini biriktirish uchun qo'llaniladigan reagentlarga qarab bir biridan farqlanadi. Sanoatda keng qo'llaniladigan usul sulfat kislotali usul hisoblanadi, bunda ortiqcha CaO ni biriktirish uchun jarayonga sulfat kislota kiritiladi. Jarayon quyidagi sxema asosida amalga oshiriladi (rasm 23.).



Rasm 23 nitrofoskani sulfatli usulda ishlab chiqarish sxemasi

1-Appatit uchun bunker. 2-shnekli dozator. 3- nitrat kislotasi uchun napor baki. 4- sulfat kislotasi uchun napor baki. 5 va 6-parchalash reaktorlari. 7- ammonizatsiya reaktori. 8- kaliy xlorid bunker. 9- aralashtiruvchi shek. 10- shnek- granulyator . 11- qurituvchi baraban. 12- elevator. 13- issiq maxsulot uchun elak. 14- yoqish kamerasi. 15- sovituvchi baraban. 16- elevator. 17- sovutilgan maxsulot uchun 2 tali elak. 18-valli maydalagich. 19-retur uchun shnek. 20- tayyor maxsulot uchun lentali konveyr.

Dastlab tabiiy fosfatlar azot va sulfat kislota aralashmalarida parchalanadi. Parchalanish jarayoni bir nechta U simon shaklli 5 va 6 reaktorlarda amalga oshiriladi. Odatda reaktorlar soni 2-4 ta bo`ladi. Birinchi reaktorga fosfatlar va azot kislotasi beriladi, ikkinchi reaktorga sulfat kislotasi qo`shiladi. Reaktorlar hami fosfatlarni parchalash uchun sarflangan vaqtga qarab tanlanadi (1-1,5 soat). Parchalanish jarayoni 45-50°C dan otmaydi. Fosfatlarni sulfat kislotani o`zi bilan parchalash jarayonidan farqli ravishda (superfosfat ishlab chiqarishda) azot kislotasi bilan parchalash jarayoni past xaroratda olib borilganligi sababli ftor gaz fazaga ajralib chiqmaydi, pulpada qoladi.

Parchalanish jarayoni pulpani kuchli kuchli aralashtirish orqali amalga oshiriladi. (aralashtirgichning aylanishi minutiga 200-250 marta)

Parchalanish reaktorlaridan pulpa ammonizatsiyalash reaktoriga (7) oqib o`tadi, ularida jarayonning ikkinchi bosqichi – pulpani gaz xolidagi ammiak bilan reaktorlarda ketma ket amalga oshiriladi, reaktorlar xuddi parchalanish reaktori bilan bir xil ko`rinishga ega. Ketma ket ulangan reaktorlar soni ammonizatsiya jarayoni ketishi uchun sarflanadigan vaqtdan kelib chiqib (taxminan 2-3 soat) tanlanadi. Odatda ammonizatsiya uchun ketma ket 7-10 ta reaktorlar o`rnatiladi. Gaz xolidagi ammiak barcha reaktorlarga beriladi. Ammonizatsiya jarayonida pulpadan 25% suv bug`lanib ketadi.

Pulpa oxirgi reaktor-ammonizatoridan to'xtovsiz oqib chiqadi va aralashtiruvchi shnek 9 ga keladi, u yerda 3-kaliy ozuqa moodasi kaliy xlorid ko'rinishida qo'shiladi. Aralashtirgich shnekdan pulpa shnek-granulator(10)ga boradi, unga pulpa namligini 20-24% dan 5-6% gacha kamaytirish uchun retur (tayyor maxsulot mayda fraksiya) qo'shiladi. Granulyatorda bir vaqtda donadorlash jarayoni amalga oshiriladi. Xosil bo'lgan granulalar qurituvchi barabanda (11) quritiladi. Quritish yoqish kamerasidan (14) kelayotgan 250°C xaroratli tutun gazlari yordamida amalga oshiriladi.

Qurilgan maxsulot elak (13) da elakdan o'tkaziladi. Eng kichik fraksiya zarrachalar o'lchami 2mm.dan kichik bo'lgan maxsulot retur ko'rinishda siklga qaytariladi. Katta fraksiya sovituvchi barabanga (15) yuboriladi, u yerda xavo yordamida 40-50°C gacha sovutiladi va yana elak (17) qurilmasida elanadi. Zarrachalar o'lchami 2-4mm. bo'lgan fraksiya tayyor maxsulot xisoblanadi. U omborga jo'natiladi va qadoqlanadi. Zarrachalar o'lchami 2 mm. dan kichik fraksiya shnek granulyatga (10) retur shaklida qaytariladi, zarracha o'lchami 4mm dan katta fraksiya maydalagich (18) da maydalagichda maydalanadi.

Nitrafoska ishlab chiqarish xisobi

Dastlabki malumotlar:

Qurilma unumdorligi(kg/s nitofoska).....10000

Tayyor maxsulotda ozuq moddalari N:P₂O₅:K₂O nisbati1:1:1

Nitrofoskada 50% ga yaqin fosfor suvda eriydigan xolatda, qolgani limonda eriydigan xolatda bo'ladi.

Xom ashyo:

- Azot va sulfat kislota aralashmasi 30% HNO₃, 20% H₂SO₄ va 50% suvdan iborat.
- Gaz xolidagi ammiak (100%)
- Kaliy xlorid (95%).
- Appatit konsentranti tarkibi (% da)
 - P₂O₅39.4
 - CaO.....47.4
 - CaF₂.....6.2
 - Ce₂O₃.....1.0
 - Fe₂O₃.....2.0
 - erimaydigan qoldiq – 3.5
 - suv0.5

Appatitdan komponentlarni ajratib olish darajasi:

P₂O₅ va CaO 0.98

CaF₂0.95

Fe₂O₃ va Ce₂O₃0.70

1000 kg apatitga 2700 kg kislotalar aralashmasi beriladi. Ammonizatsiya jarayoni so`ngida suv miqdori25%

Kiritilgan KCl 90%i KNO₃ va NH₄Cl ga aylanadi. 100kg apatitdan eksperimental malumotlarga ko`ra yo`qotilishlarni xisobga olgan xolda 3323 kg nitrofoska xosil bo`ladi.

Nitrofoska yo`qotilishi (%)0.5.

Apatitni kislotali parchalashning moddiy xisobi:

10000 kg/s nitrofoska olish uchun qayta ishlanadigan apatit miqdori:

$$\frac{10000 \cdot 1000}{3323} = 3009 \text{ kg/s}$$

Bu miqdor apatitdagi tarkib:

Bu miqdor apatitdagi tarkib	%	Kg/soat
P ₂ O ₅	39.4	1186
CaO	47.4	1426
CaF ₂	6.2	187
Ce ₂ O ₃	1.0	30
Fe ₂ O ₃	2.0	60
Erimaydigan qoldiq	3.5	1.5
Suv	0.5	15
Jami	100	3009

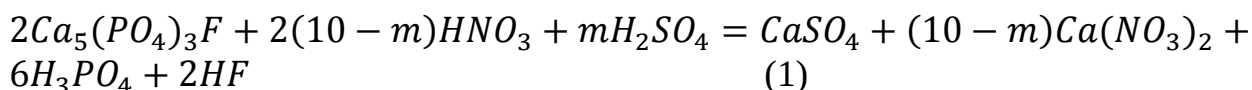
Parchalash uchun berilayotgan kislota eritmalari:

$$2700 \cdot \frac{3009}{1000} = 8124 \text{ kg/s}$$

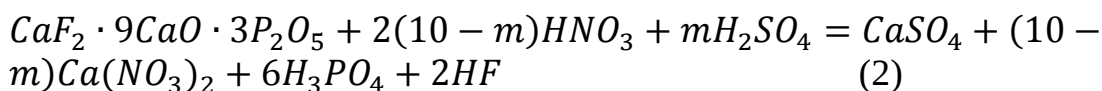
Bu miqdor eritma tarkibida:

$$8124 \cdot 0.2 = 1625 \text{ kg/s } H_2SO_4, \text{ kg/s } HNO_3 \text{ va } 4062 \text{ kg/s } H_2O \text{ bo`ladi}$$

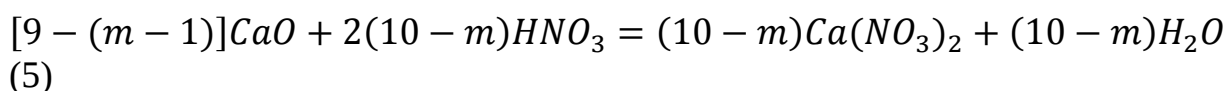
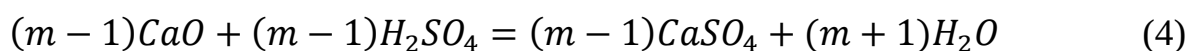
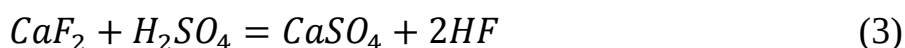
Kislota aralashmasida apatit erish reaksiyasini quyidagi tenglama bo'yicha jamlab ifodalasa bo'ladi:



Yoki quyidagicha



Ikkinchi reaksiya osongina xususiy reaksiyalarga bo'linadi:



Keltirilgan tenglamalarda m-H₂SO₄ mol sonlari, 2 mol apatitga berilayotgan.

(3)-(6) reaksiyalar bo'yicha apatitni kislota bilan parchalash jarayonini xisoblaymiz.

Xamma ajralayotgan CaF₂ miqdori CaSO₄ va HF ga o'tadi. Shart bo'yicha 95% CaF₂ ajratib olinadi, yani 187·0.95=178 kg/s. va cho'kmada 187-178=9kg/s. CaF₂ qoladi. (3) reaksiya bo'yicha 178 kg/s CaF₂ bilan tasirlashuvchi kislota miqdori

$$\frac{178 \cdot 98}{78} = 223 \text{ kg/s } H_2SO_4$$

Xosil bo'ladi:

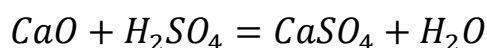
$$\frac{178 \cdot 136}{78} = 310 \text{ kg/s } CaSO_4 \text{ va } \frac{178 \cdot 2 \cdot 20}{78} = 91 \text{ kg/s } HF$$

Qolgan 1625-223=1402 kg/s H₂SO₄ apatitdagi CaO bilan tasirlashadi.

Jami ajralayotgan CaO:

$$1426 \cdot 0.98 = 1397 \text{ kg/s } CaO$$

Quyidagi reaksiya bo'yicha:



1402 kg/s H₂SO₄ tasirlashadi:

$$\frac{1402 \cdot 56}{98} = 801 \text{ kg/s } CaO$$

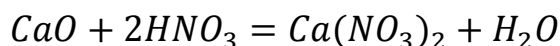
Bunda xosil bo`ladi:

$$\frac{1402 \cdot 136}{98} = 1964 \text{ kg/s } CaSO_4 \text{ va } \frac{1402 \cdot 18}{98} = 257 \text{ kg/s } H_2O$$

Jami xosil bo`ladi:

$$310 + 1946 = 2256 \text{ kg/s } CaSO_4 \text{ yoki } \frac{2256 \cdot 145}{136} = 2405 \text{ kg/s } CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$$

Bunda tasirlashadi 2405-2256=149kg/s H₂O. Qolgan 1397-801=596 kg/s CaO quyidagi reaksiya bo`yicha HNO₃ bilan tasirlashadi:



Reaksiya uchun kerak bo`ladi:

$$\frac{596 \cdot 2 \cdot 63}{56} = 1341 \text{ kg/s } HNO_3$$

Bunda xosil bo`ladi:

$$\frac{596 \cdot 164}{56} = 1745 \text{ kg/s } Ca(NO_3)_2$$

Va ajraladi:

$$\frac{596 \cdot 18}{56} = 192 \text{ kg/s } H_2O$$

Jami eritmaga o`tadi:

$$1186 \cdot 0.98 = 1162 \text{ kg/s } P_2O_5$$

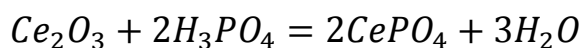
1162kg/s P₂O₅ eritilganda:

$$\frac{1162 \cdot 3 \cdot 18}{142} = 442 \text{ kg/s } H_2O$$

Bilan birikadi va xosil bo`ladi:

$$\frac{1162 \cdot 2 \cdot 98}{142} = 1604 \text{ kg/s } H_3PO_4$$

Quyidagi reaksiya bo`yicha tasirlashganda:



30·0.7=21 kg/s Ce_2O_3 ajratib olinadi va cho`kmada 9 kg/s qoladi. 21 kg/s Ce_2O_3 kirishish uchun

$$\frac{21 \cdot 2 \cdot 98}{328} = 13kg/sH_3PO_4$$

Bunga xosil bo`ladi:

$$\frac{21 \cdot 2 \cdot 235}{328} 30kg/sCePo_4$$

Va ajralib chiqadi:

$$\frac{21 \cdot 3 \cdot 18}{328} 4kg/s\ suv$$

60· 0.7 = 42kg Fe_2O_3 ajratib olinadi va cho`kmada qoladi:

$$60 - 42 = 18kg/sFe_2O_3$$

42kg/s Fe_2O_3 bilan reaksiyaga kirilishiga kerak bo`ladi:

$$\frac{42 \cdot 2 \cdot 98}{160} = 51kg/sH_3PO_4$$

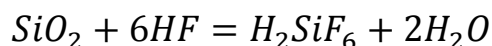
Bunda xosil bo`ladi:

$$\frac{42 \cdot 3 \cdot 18}{160} = \frac{14kg}{s} suv$$

1341 kg/s HNO_3 sarflanadi va eritmada 2437-1341=1096kg/s HNO_3 qoladi.

H_3PO_4 umumiy sarfi 13+51=64kg/s, eritmada qoladi 1604-64=1540kg/s H_3PO_4

Quyidagi reaksiya bo`yicha:



91kg xosil bo`lgan HF reaksiya kirishadi. Bunda eriydi:

$$\frac{91 \cdot 60}{6 \cdot 20} = 46kg/sSiO_2$$

Xosil bo`ladi:

$$\frac{91 \cdot 144}{6 \cdot 20} = 109kg/sH_2SiF_6$$

Ajralib chiqadi:

$$\frac{91 \cdot 2 \cdot 18}{6 \cdot 20} = 28 \text{ kg/s suv}$$

Kelayotgan suv:

$$15+4062+257+192+4+14+28=4572 \text{ kg/s}$$

Sarflanadi:

$$442+149=591 \text{ kg/s}$$

Kelayotgan erkin suv:

$$4572-591=3981 \text{ kg/s}$$

Erimaydigan qoldiqdagi tartib (kg/s): CaF_2 9, CaO 29, P_2O_5 24, Si_2O_3 9, Fe_2O_3 18, H_2SiF_6 xosil bo'lishi uchun sarflangan SiO_6 chiqarib tashlansa, erimaydigan qoldiq: $105-46=59$. Jami qoldiq;

$$9+29+24+9+18+59=148 \text{ kg/s}$$

Eritish jarayoni moddiy xisobi:

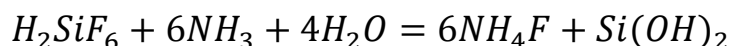
Kelish		Sarf	
Nomi	Kg/s	Nomi	Kg/s
Konsentr:		Ammonizatsiyaga kelayotgan pulpa:	
P_2O_5	1186	$CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$	2405
CaO	1426	$Ca(NO_3)_2$	1745
CaF_2	187	H_3PO_4	1540
Si_2O_3	30	$CePO_4$	30
Fe_2O_3	60	$FePO_4$	79
Eriydigan qoldiq	105	HNO_3	1096
Suv	15	H_2SiF_6	109
Jami	3009	Erimaydigan qoldiq	148

Kislotalar eritmasi:		Suv	3981
Azot	2437		
Sulfat	1625		
suv	4062		
jami eritma			
umumiy	8124		
	11133	Jami pulpa	11133

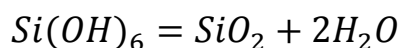
Ammonizya moddiy balansi:

Ammonizasiya kislotali parchalashdan keyingi va 100%li gaz xolidagi ammiak keldi. Pulpa ammiak bilan ta'sirlashganda $CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$, $CePO_4$ va $FePO_4$ o'zgarmasdan qoladi.

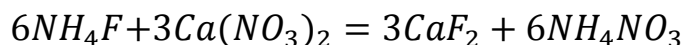
Kremniy fluorid vodorod kisloya ammiak bilan quyidagigi reaksiya bo'yicha ta'sirlashadi:



Xosil bo'lgan kremniy kisloyasi qizdirilganda parchalanadi:



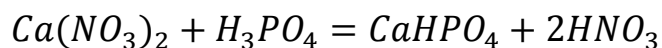
Ammoniy fluorid kalsiy nitrat bilan ta'sirlashadi:



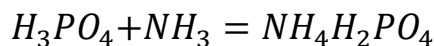
Umumiy tenglama:



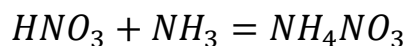
Qolgan kalsiy nitrat H_3PO_4 bilan ta'sirlashadi:



Ortiqcha fosfat kislotasi kislotali ammoniy fosfat xosil qiladi:



Erkin va (13) reaksiya bo'yicha xosil bo'lgan azot kislatasi ammiak silitra xosil qiladi:



(12) reaksiya bo'yicha 109kg/s H_2SiF_6 BILAN ISHLATILADI: $\frac{109 \cdot 6 \cdot 17}{144} = 77kg/s NH_3$, $\frac{109 \cdot 2 \cdot 18}{144} = 28kg/s H_2O$ va $\frac{109 \cdot 3 \cdot 164}{144} = 373kg/s Ca(NO_3)_2$

Bunda xosil bo'ladi:

$$\frac{109 \cdot 60}{144} 46kg/s SiO_2, \frac{109 \cdot 3 \cdot 78}{144} = 178kg/s CaF_2 \text{ VA } \frac{109 \cdot 6 \cdot 80}{144} = 363kg/s NH_4NO_3$$

qolayotgan 1745-373=1372kg/s $Ca(NO_3)_2$ (13)reaksiya bo'yicha fosfat kisloya bilan ta'sirlashadi.

Fosfat kislota sarfi:

$$\frac{1372 \cdot 98}{164} = 820kg/s$$

Bunda xosil bo'ladi:

$$\frac{1372 \cdot 136}{164} 1138kg/s CaHPO_4 \text{ va } \frac{1372}{164} = 1054kg/s HNO_3$$

Qolayotgan 1540-820=720kg/s

H_3PO_4 (14)reaksiya bo'yicha $\frac{720 \cdot 17}{98} = 125kg/s NH_3$ ni biriktirib, xosil qiladi

720+125=845kg/s $NH_4H_2PO_4$

Ertiladi 1096+1054=2150kg/s HNO_3 bor

Ushbu miqdordagi azot kislatasi bilan (15) reaksiya bo'yicha sarf bo'ladi:

$$\frac{2150 \cdot 17}{63} = 580kg/s NH_3$$

va xosil bo'ladi

2150+580=2730 kg/s NH_4NO_3

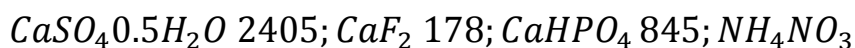
Ammoniziya jami xosil bo'ladi:

363+2730=3093 kg/s NH_4NO_3

Ammonizasiyaga berilishi kerak

77+125+580=782 kg/s NH_3

Pulpa tarkibi (kg/s ga



3093; SiO_2 46; $CePO_4$ 30; $FePO_4$ 79; erimaydigan qoldiq 148: jami 7962 kg/s erigan va boshqa moddalar/

Shart bo'yicha ammonizatsiya jarayoni so'ngida pulpada 25% suv bo'lishi kerak yoki

$$\frac{7962 \cdot 25}{75} = 2654 \text{ kg/s}$$

Shunday qilib, ammonizatsiyada bug'lanadi.

$$3981 - (2654 + 28) = 1299 \text{ kg/s suv.}$$

Ballast qo'shimchalar ($CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$ dan tashqari) miqdori umumiy rq Vishda:

$$148 + 178 + 46 = 372 \text{ kg/s}$$

Ammonizatsiya jarayoni moddiy balansi

Kelish		Sarf	
Nomi	Kg/s	Nomi	Kg/s
Kislatali parchalashda keying pulpa:		Pulpa:	
$CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$	2405	$CaSO_4 \cdot H_2O$	2405
$Ca(NO_3)_2$	1745	$CaHPO_4$	1138
H_3PO_4	1540	$NH_4H_2PO_4$	309
$CePO_4$	30	$CePO_4$	3845
$FePO_4$	79	$FePO_4$	30
HNO_3	1096	Erimaydigan qoldiq	372
H_2SiF_6	109	Suv	2654
Erimaydigan qoldiq	148		10616
Suv	3981		1299
Jami pulpa	11133	Jami pulpa	11915
Ammiak (100%)	782	Suv bug'lari	
Umumiy	11915	Umumiy	

Ammonizatsiya pulpani kaliy xlorid aralashtirish jarayoni moddiy xisobi:

Murakkab o'g'it tarkibiga uchinchi ozuqa komponentini kiritish – amminizatsiya kaliy qo'shib aralashtirishi orqali amalga oshiriladi. Qo'shish $P_2:K_2O = 1:1$ nisbatni xisobga olgan xolda amalga oshiriladi. Qo'shiladigan K_2O miqdori:

$$1186 \cdot 0.98 = 1162 \text{ kg/s}$$

Bu yerda: $1186 - P_2O_5$ miqdori, jarayoniga allatit bilan kelgan; kg/s; $0.98 - 0.98$ – P_2O_5 ni eritmaga o'tish darajasi.

Bu yerdagi K_2O ga mos keluvchi KCl miqdori:

$$\frac{1162 \cdot 2 \cdot 74.6}{94.2} = 1840 \text{ kg/s } 100\% \text{ KCL}$$

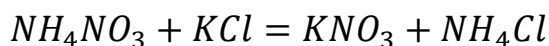
$$\text{Yoki } \frac{1840}{0.95} = 1937$$

Kg/s 95% KCl.

KCl bilan kelgan qo'shimchalar miqdori:

$$1937 - 1840 = 97 \text{ kg/s}$$

Jarayonga kiritilgan KCl ming 90% ammiakni selitra bilan ta'sirlashida:



Bunda sarflanadi $1840 \cdot 0.9 = 1656 \frac{kg}{s}$ KCl va xosil bo'ladi

$$\frac{1656 \cdot 101.1}{74.6} = 2244 \text{ kg/s } KNO_3$$

$$\frac{1656 \cdot 53.5}{74.6} = 1188 \text{ kg/s } NH_4Cl$$

Sarflanayotgan NH_4NO_3

$$\frac{1656 \cdot 80}{74.6} = 1776 \text{ kg/s}$$

Murakkab o'g'it tarkibida qolayotgan NH_4NO_3

$$3093 - 1776 = 1317 \text{ kg/s}$$

Murakkab o'g'itda qolayotgan KCl $1840 - 1656 = 184 \text{ kg/s}$

Pulpadagi jami qo'shimchalar

$$372 + 97 = 469 \text{ kg/s}$$

Retur miqdorini aniqlash.

Retur (tayyor maxsulotning mayda o'lchamli zarrachalari) pulpada quritishdan oldin namlikni kamaytirishi maqsadida qo'yiladi. Pulpa namligi $\frac{2654 \cdot 100}{12553} = 21.14\%$ dan 5%gacha kamaytiriladi. Aralashtirilishidan oldin retur namligi 1.5%.

Retur miqdori (pulpa nisbatan)

$$\frac{21.14 - 5.5}{5.5 - 1.5} = \frac{15.64}{4} = 3.91 \text{ marta pulpa miqdoridan ko'p.}$$

Pulpani KCl bilan aralashtirish jarayoni moddiy balansi.

Kelishi		Sarf	
Nomi	Kg/s	nomi	Kg/s
Pulpa:		Donadorlashga ketayotgan pulpa:	
Ca H PO_4	1138	CaHPO_4	1138
$\text{CaSO}_4 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$	2405	$\text{CaSO}_4 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$	2405
NH_4NO_3	3093	$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	845
$\text{NH}_3\text{H}_2\text{PO}_4$	845	NH_4NO_3	1317
CePO_4	30	KNO_3	2244
FePO_4	79	NH_4Cl	1188
Erimaydigan qoldiq	372	KCl	184
Suv	2654	CePO_4	30
Pulpa jami	10616	FePO_4	79
KCl (texnik)		Erimaydigan qoldiq	469
KCl	1840	Suv	2654
Qo'shimchalar	97		
Jami KCl(texnik)	1937		
Umumiy jami	12553	Umumiy jami	12553

Pulpaga qo'shilyotgan retur:

$$12553 \cdot 3.91 = 49082 \text{ kg/s}$$

Quritishida bug`lanayotgan suv miqdori: L

$$2654 - \frac{(12553 - 2654) \cdot 1.5}{98.5} = 2654 - 151 = 2503 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ bu yerda : } 1.5 - \text{tayyor maxsulotdagi namlik, \%}$$

Tayyor maxsulot miqdori: $12553 - 2503 = 10050 \text{ kg/s}$

Quritish jarayoni moddiy balansi:

kelishi		Sarf	
Nomi	Kg/s	nomi	Kg/s
Pulpa:		Quruq retur	48346
$CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$	2405	Returdagi suv	736
$CaHPO_4$	1138	jami retur	49082
$NH_4H_2PO_4$	845		
NH_4NO_3	1317		
NH_4Cl	1188		
KNO_3	2244		
KCl	184		
$CePO_4$	30		
$FePO_4$	79		
Qo`shimchalar	469		
Suv	42544		
Jami pulpa	12553	Quruq maxsulot	9899
Quriq retur	48346	Maxsulotdagi suv	151
Returdagi suv	738		
Jami retur	49082	Jami maxsulot	10050
		Suv bug`lari	2503
umumiy	61635	Umumiy	61635

10050 kg/s maxsulotdan yo`qotilishi 0.5%ni tashkil qiladi, ya'ni 50kg/s. u xolda tayyor maxsulot miqdori 10000 kg/s.

Olingan murakkab o`g`it tarkibidagi ozuqa moddalar $N:P_2O_5:K_2O$ nisbatni aniqlash.

Azot miqdori:

$$\frac{1310 \cdot 2 \cdot 14}{80} = 459 \text{ kg/s } NH_4NO_3 \text{ ga}$$

$$\frac{2233 \cdot 14}{53.5} = 309 \text{ kg/s } KNO_3 \text{ ga}$$

$$\frac{1182 \cdot 14}{53.5} = 309 \text{ kg/s } NH_4Cl \text{ ga}$$

$$\frac{841 \cdot 14}{115} = 102 \text{ kg/s } NH_4H_2PO_4 \text{ ga}$$

Jami: 1179 kg/s

Qadoqlash jarayoni moddiy balansi

Kelish		Sarf	
Nomi	Kg/s	Nomi	Kg/s
uruq maxsulot	9899	Yo`qotishlar	50
Maxsulotlardagi suv	151	Tayyor maxsulot	
		$CaSO_4 \cdot 0.5H_2O$	2393
		$CaHPO_4$	1132
		$CePO_4$	30
		$FePO_4$	79
		$NH_4H_2PO_4$	841
		NH_4NO_3	1310
		NH_4Cl	1182
		KNO_3	2233
		KCl	183
		Qo`shimchalar	467
		Suv	150
Jami	10050	Jami tayyor maxsulot	1000
		Umumiy	10050

Fasfor miqdori:

$$\frac{1132 \cdot 31}{136} = 258 \text{ kg/s } CaHPO_4 \text{ ga}$$

$$\frac{841 \cdot 31}{115} = 227 \text{ kg/s } NH_4H_2PO_4 \text{ da}$$

$$\frac{30 \cdot 31}{235} = 4 \text{ kg/s } CePO_4$$

$$\frac{79 \cdot 31}{151} = 16 \text{ kg/s } FePO_4$$

Jami: 505 kg/s

Bu miqdor fosfor

$$\frac{505 \cdot 142}{62} = 1156 \text{ kg/s } P_2O_5 \text{ ga to`g`ri keladi}$$

Kaliy miqdori:

$$\frac{2233 \cdot 39.1}{101.1} = 863 \text{ kg/s } KNO_3 \text{ da}$$

$$\frac{183 \cdot 39.1}{74.6} = 96 \text{ kg/sKCl da}$$

Jami:.....959kg/s

Bu miqdor kaliy: $\frac{959 \cdot 94.2}{78.2} = 1156 \text{ kg/sK}_2\text{O}$ ga to'g'ri keladi.

Nitrofoskadagi ozuqa moddalari miqdori:

$$\frac{1179 \cdot 100}{10000} = 11.79\%N$$

$$\frac{1156 \cdot 100}{10000} = 11.56\%P_2O$$

$$\frac{1156 \cdot 100}{1000} = 11.56\%K_2O$$

Jami:...34.91%

Olingan murakkab o'g'itlar ozuqa moddalari nisbati quyidagiga teng:

$N:P_2O_5:K_2O = 1.02: 1: 1.$

Nitrofoskadagi suvda eriydagan fosfar miqdori $\frac{227 \cdot 100}{505} = 45\%$ va limonda eriydigan fosfor miqdori 55% o'zlashtiriladigan fosforiga nisbatan, bu esa odatda kuzatiladigan meyorga yaqin qiymat xisoblanadi.

KALSINIRLANGAN SODA

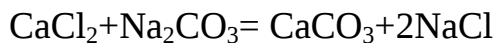
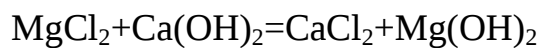
Umumiy tushunchalar

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 eritmaları (namakob) bilan to'yintirish uchun yuboriladi. Jarayon uchun zarur oxak va CO₂ oxaktosh yoki bo'ri parchalash yo'li bilan olinadi.

Ammiak – soda jarayonining asosiy reaksiya va bosqichlari:

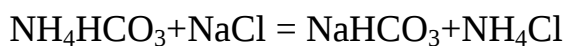
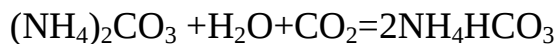
Namakobni (tuzli eritma) oxakli sodali tozalovi:



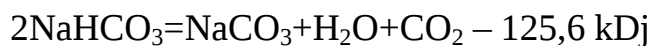
absorbsiya -



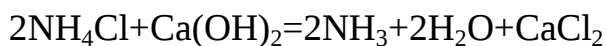
Ammiak tuzli eritmani karbonizatsiyalash –



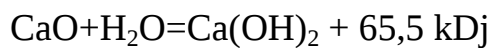
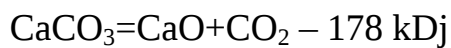
Bikarbonatni kalsinatsiyalash

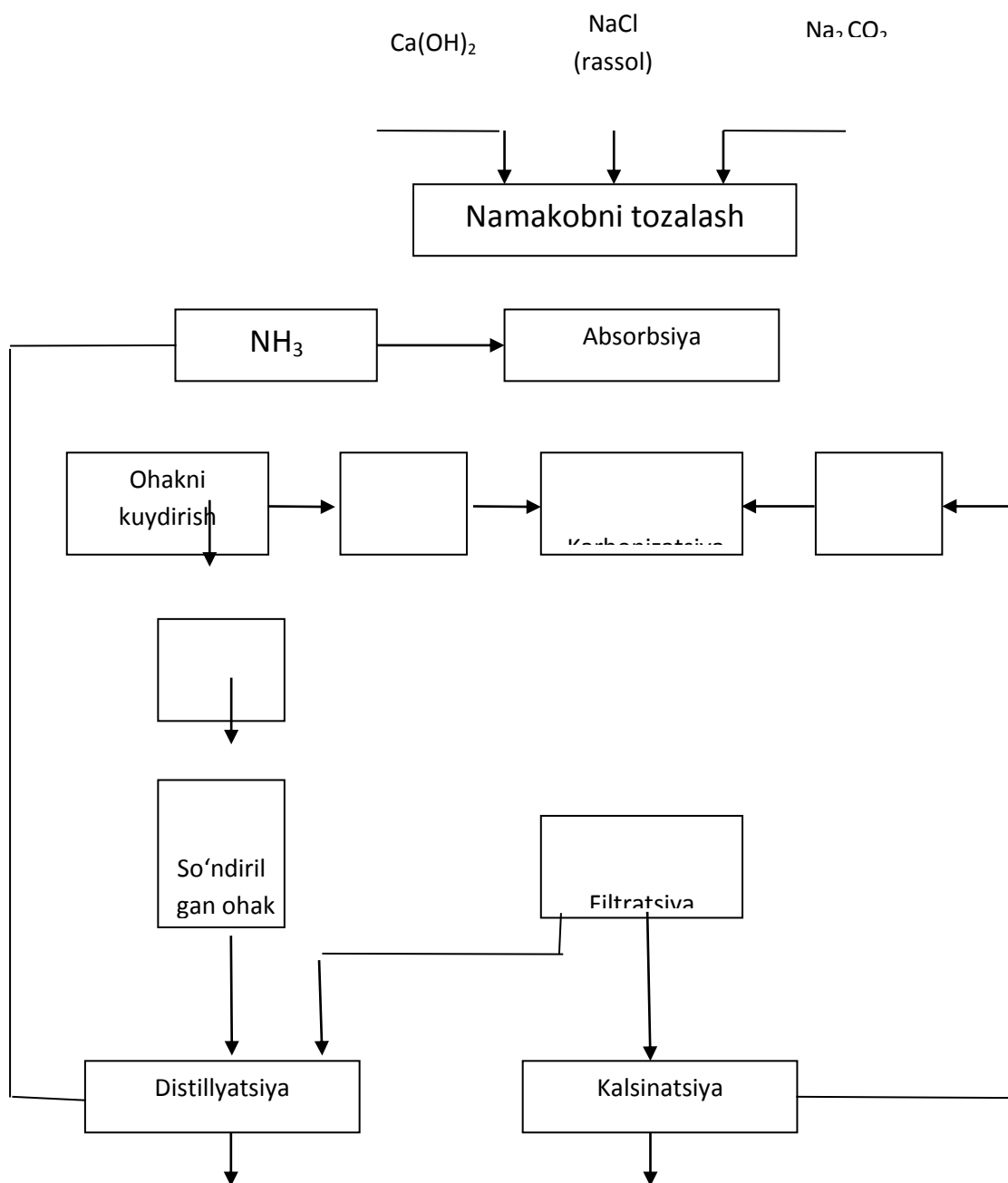


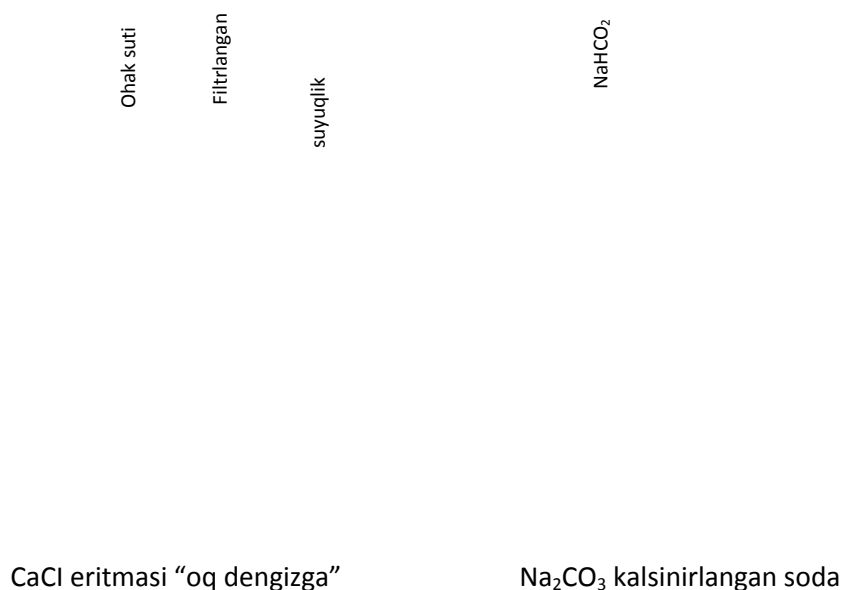
Ammiakni regeneratsiya (tiklash) qilish.



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

$(20,5 \cdot 17) / 20 = 17,4$ g/dm³ NH₃ to'g'ri keladi

40 n nisbat Na₂CO₃ eritma kontsentrlanadi

$(40 \cdot 53) / 20 = 106 \text{ g/dm}^3$ Na_2CO_3 ga teng g/dm^3 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/dm^3 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/dm^3 da ifodalanganda turli qiymatga egaligini ko'rsatib o'tamiz.

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

Normal nisbatlar sonini koeffitsient ko'rsatgichiga ko'paytirib g/dm^3 qiymati olinadi yoki aksincha g/dm^3 qiymatini belgilash koeffitsienti 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 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ miqdorini va Ca^{2+} , OH^- ionlarining konsentratsiyasini (g/dm^3 dagi) aniqlang.

Yechish: komponentlar tarkibi, g/dm^3

$$\text{CaO} = \frac{189(56/2)}{20} = 264 \qquad \text{Ca}(\text{OH})_2 = \frac{189(74/2)}{20} = 350$$

$$\text{Ca}^{2+} = \frac{189(40/2)}{20} = 189 \qquad \text{OH}^- = \frac{189 \cdot 17}{20} = 161$$

Namakob (tuz eritmasi) ni tozalash.

Soda ishlab chiqarishda qo'llaniladigan sun'iy va tabiiy tuz eritmaları Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} 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 Ca^{2+} Mg^{2+} ionlaridan tozalanadi. Tozalashning eng keng tarqalgan usullaridan biri soda-oxak usuli hisoblanadi. Bu usulda namakobga (tuz eritmasi) soda eritmasi va oxak suti qo'yiladi.

Reogentlarni uzatish ketma – ketligi tuz eritmasidagi magniy miqdori bilan aniqlanadi. Ko‘p miqdorda Mg tutgan (Masalan: 2,3 normal nisbat Mg^{2+} va 1,5 normal nisbat Cu^{2+}) namakobga oldin oxak suti quyiladi, so‘ng soda.

Kam miqdorda (0,5 normal nisbat Mg^{2+} va 1,5 normal nisbat Ca^{2+}) Mg tutgan namakobga oldin soda aralashtiriladi.

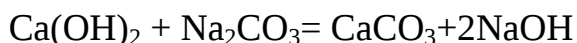
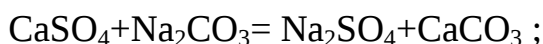
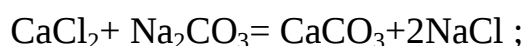
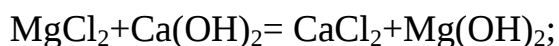
0,1 normal nisbat Mg^{2+} va 1,2 – 1,7 normal nisbat Ca^{2+} tutgan namakobni tozalashni oldindan aralashtirilgan reagentlar yordamida amalga oshiriladi. Tozalash jarayonida Mg namakobdan gidrooksid xolida cho‘ktiriladi, kaltsiy – karbonat xolida cho‘ktiriladi. Olingan suspenziya tindiriladi. Tindirilgan 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 Na₂CO₃ ning molekulyar massasi]

Sarflanadigan namakobdagi kalsiy xlorid CaCO₃ 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.

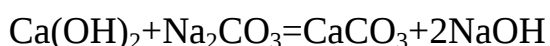
Tozalangan namakobdagi NaOH miqdori 0,01 normal nisbat ortiqcha soda 0,3 normal nisbat.

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 :

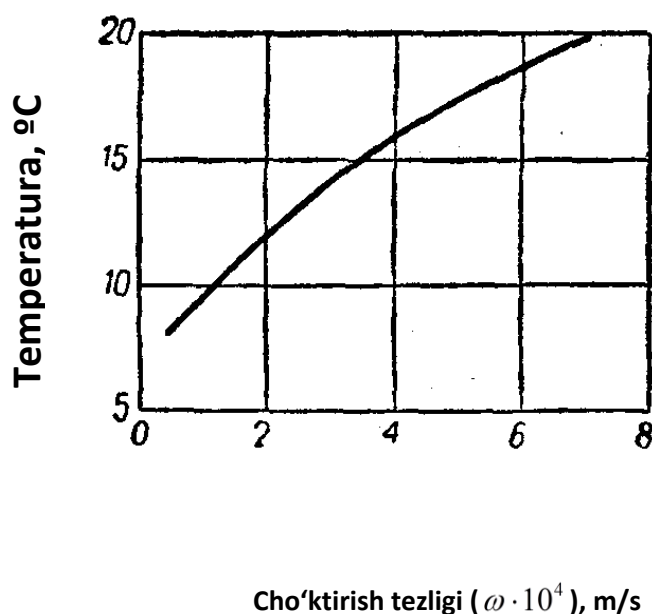
$Ca^{2+}+Na_2CO_3=CaCO_3+2Na^+$ reaksiya asosida Ca^{2+} ionlarini cho'ktirish uchun 1,7 normal nisbat Mg^{2+} ionlarini cho'ktirishda hosil bo'ladigan Ca^{2+} ionlarini cho'ktirishga 0,5 normal nisbat NaOH hosil bo'lishiga – 0,08 normal nisbat Na_2CO_3 mo'lligini ta'minlashga – 0,3 normal nisbat ; jami 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:

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



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 15-17°C xaroratdagi choʻkish tezligi $(3,5-4,7) \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ ga tengligini aniqlaymiz. Tindirilgandagi quyqaning choʻkish tezligini $3,5 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ deb qabul qilib (quyi chegara boʻyicha) 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 toʻyintiriladi (qisman CO₂ bilan xam)

Ammoniylashda ajralayotgan issiqlikni muzlatgichdagi suv yordamida qaytariladi.

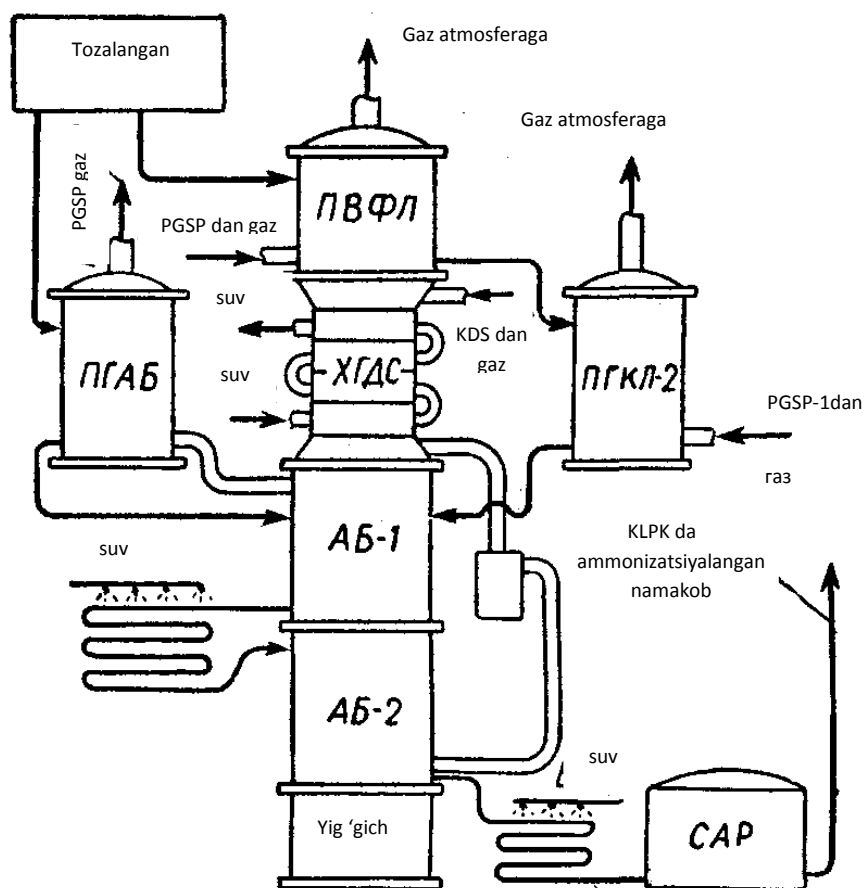
Ammiak absorbttsiyasi barbotanli apparat-absorber (AB-1 va AB-2) larda Havo yuvuvchi filtrlar (PVFl) va gaz yuvuvchi kolonka (PGKL) larda kechadi.

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 toʻyintiruvchi xalodilnikka (muzlatgich) va undan 2-absorberga (AB-2) keladi. 2-absorberdan oqib chiqayotgan ammoniylangan namakob toʻyintiruvchi muzlatgichda 30°C gacha sovutiladi va ammoniylangan namakob yigʻgichga (SAR) keladi.

Namakob (tuz eritmasi) ammiak bilan asosan distillyatsiya kondensatoridan 1-2 absorberlar toʻyinadi. (KDS). Gaz oldindan distillyatsiya gazi sovutgichlarida (XGDS) sovutilib, soʻng 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 absorbilanadigan 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 CO₂ ning erish CO₂ nitratlanishi va suv bug‘i kondensatsiyasi issiqligi yig‘indisidir.

$$Q_{il} = Q_{NH_3 + erish} + Q_{CO_2 erish} + Q_{nitr} + Q_{kond}$$

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;

$$Q_{NH_3 erish} = \frac{1000}{17} * 35400 = 2080000$$

$$Q_{CO_2 erish} = \frac{12,4 * 49,1}{44} * 24700 = 342000$$

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

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

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

1000 kg NH₃ 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

$t_{oxir} = \frac{4343000}{14900 \cdot 3,27} + 25 = 89 + 25 = 114^{\circ}C$ 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);

$$Cl^- - 120,5; NH_3 - 19,2; CO_2 - 7,9;$$

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).

$Cl^- - 95,4; NH_3 - 61,2; CO_2 - 27,1$; 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

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

AB-1 dagi suyuqlik bilan chiqayotgan $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 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 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ $363,7 - 98,4 = 265,3 \text{ kg}$

Suyuqlik bilan AB-1 dan chiqayotgan NH_4OH miqdori

$$(61,2 - 27,1) \cdot 1,752 \cdot 5,58 = 333,7 \text{ kg}$$

(1,752 – 410 b qarang)

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

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 – NH_3 , 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 - NH_3 , H_2O va NH_4OH ning molekulyar massasi)

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

$\text{NH}_3 \quad 94,1 + 111,9 = 206 \text{ kg}$, $\text{CO}_2 - 121,5 \text{ kg}$

$\text{H}_2\text{O} \quad 49,7 + 119 = 168,7 \text{ kg}$ sarflangan

AB-1 dan chiqayotgan suyuqlik miqdori (kg)

$\text{NaCl} \quad 1557$

$\text{Na}_2\text{SO}_4 \quad 36,2$

Aralashmalar 4,7

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

$\text{NH}_4\text{OH} \quad 333,7$

Jami: 2295,3

AB-1 dan chiqayotgan suyuqlikdagi suv miqdori:

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

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:

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

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
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	98,4	$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	363,7
NH_4OH	102,8	NH_4OH	333,7
Na_2SO_4	36,2	Na_2SO_4	36,2
H_2O	4413,32	H_2O	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

7. misol.

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

Berilgan ma'lumotlar:

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

NH₃ – 98,3; Cl⁻ - 88, CO₂ – 39,8 suyuqlik zichligi 1168 kg/m³

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

NH₃ – 422,1 ; CO₂ – 220,8 ; H₂O – 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:

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

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

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

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

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

Na₂SO₄ 36,2

Aralashmalar 4,7

(NH₄)₂CO₃ 578,4

NH₄OH 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	Reaksiyaga 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

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

8. misol.

Oldindan to'yintiruvchi yuvitgichda 30⁰C 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 50⁰C, apparat devori xarorati 55⁰C, tashqi Havo xarorati 15⁰C, AB-2 dan oqib chiqayotgan suyuqlik issiqlik sig'imi

3,27 kDj / (kg-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 (Q₁) gazlar bilan (Q₂) va kimyoviy reaksiyalar hisobiga (Q₃) 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, kDj / (k₂·k) , 30 – eritma xarorati, °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)

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

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

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

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

Jamlangani hisoblaymiz

(214,7 va 286,3 – hosil bo‘lgan $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 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 yo‘qotishi 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 sig‘imi, 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 sig‘imi; kDj / ($k_2 - k_1$); 50-xarorat, $^{\circ}\text{C}$).

$$\text{Suv bug'i bilan } 41,98 \cdot 2589 = 108686$$

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 yo'qotilayotgan 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 ;

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

So'ng

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

1000 kg sodaga issiqlik yo'qotilishi

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

(17,6 – soda bo'yicha 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 / (k₂ · k))

Quyida AB-2 ning issiqlik balansi keltirilgan

(1 t sodaga nisbatan kDj da)

Kelishi	kDj / 1000 kg Na ₂ CO ₃	Sarf	kDj / 1000 kg Na ₂ CO ₃
AB-1dan suyuqlik bilan	645700	AB-1 ga gazlar bilan	136863,5
Gazlar bilan	608061	Issiqlik yoʻqotilishi	6360
Kimyoviy reaktsiyalar hisoboti	609950	Sovutgichdagi eritma bilan	1720487,5
Jami	1863711	Jami:	1863711

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

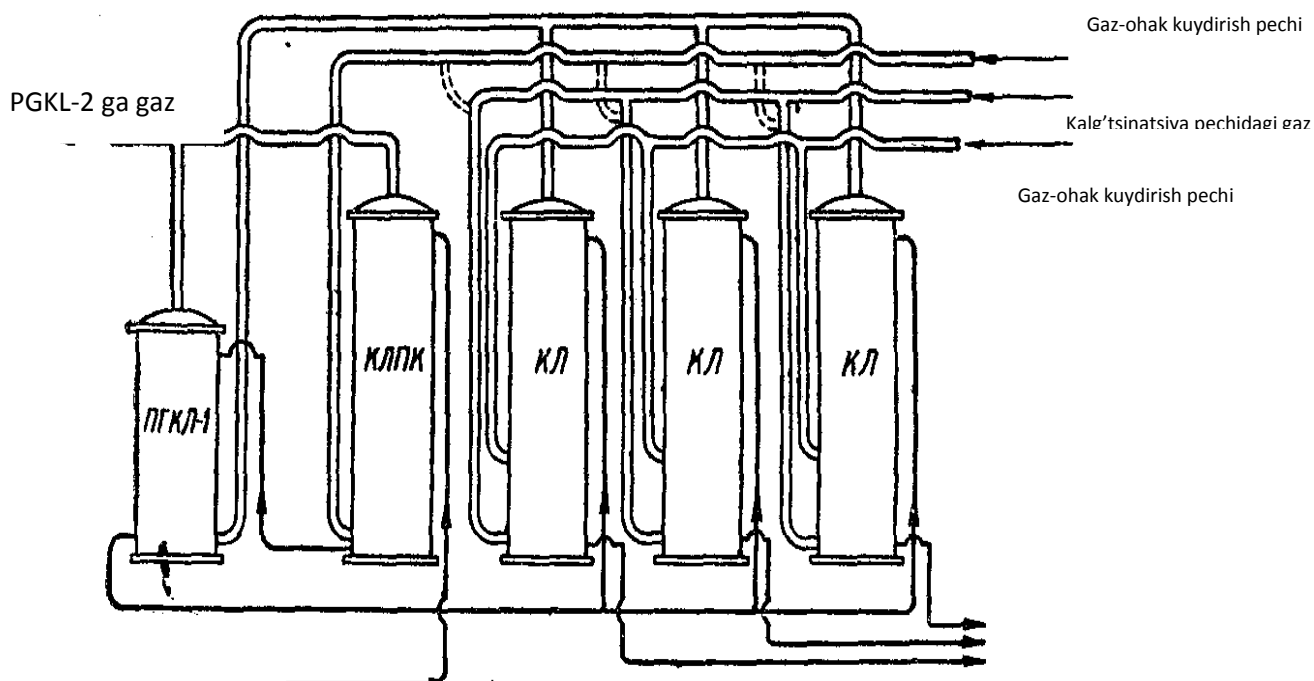
Uglerod oksidi yordamida qayta ishlash ammoniylangan namakobni karbonlash jarayonida qattiq fazaga ajraladigan natriy bikarbonat hosil boʻladi.

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

Ammoniylangan namakob yigʻgichdan (SAR) tuz eritmasi dastlabki karbonlash kolonnasiga yoʻnaltiriladi, soʻng ishchi kolonnalariga taqsimlanadi.

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

Bikarbonatning kristall quyqalari rangsiz eritmadan filtrlash yoʻli 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; %,

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

($[NH_4Cl]$ va $[Cl^-]$ – rangsiz suyuqlikdagi ammoniy xlorid (bog'langan NH_3) va xlor ioni konsentratsiyalari, n nisb)

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

((NH_3) bog'1, (Cl^-) va (SO_4^{2-}) – filtrlangan suyuqlikdagi bog'langan NH_3 , xlor ioni va sulfat ionlarining konsentratsiyasi, n nisb)

Filtrlashda natriy bikorbonatning yo'qotilishi karbonlash va filtrlashda natriyning ishlatilishi darajasiga asosan hisoblanadi, %,

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

NH₃ ishlatilish darajasi (%) quyidagi formuladan hisoblanadi.

$$UNH_3 = \frac{[NH_3]_{\text{ishlatilgan}}}{[NH_3]_{\text{qo'llanilgan}}} * 100$$

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.

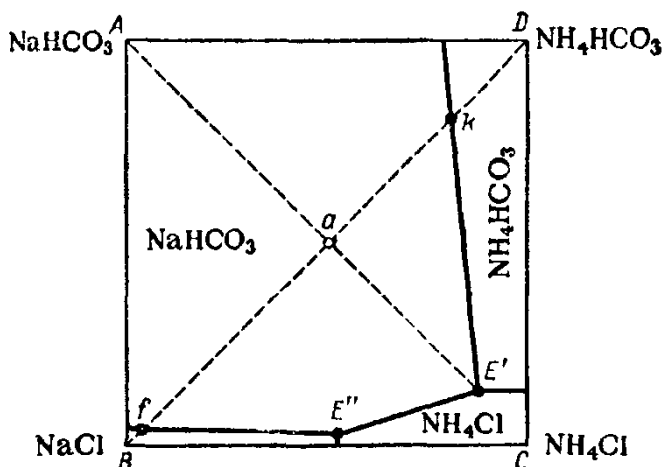
Yechish: Hisobni olib borish uchun VIII.4. rasmdan foydalanamiz.

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, ya'ni 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

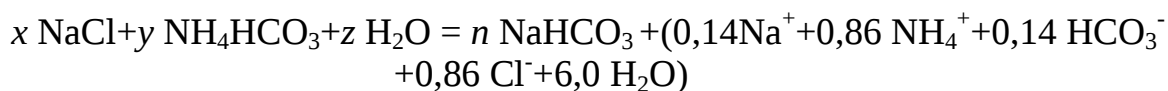
chizig'i bilan kesishayotgan joydagi a(·) sistemaning muvozanat tarkibini belgilaydi.



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 cho'kmaga tushadi.

1000 kg NaHCO_3 olish uchun sarflanadigan NaCl miqdori

$$\frac{0,86 \cdot 58,5}{0,72 \cdot 84} \cdot 100 = 83,8\% \text{ ni tashkil etadi.}$$

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

Foydalanish darajasi, %.

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

$$\text{Ammiakniki } U_{\text{NH}_3} = \frac{(NH_4^+) - (HCO_3^-)}{NH_4^+} \cdot 100 = \frac{0,86 - 0,14}{0,86} \cdot 100 = 83,8$$

Osh tuzining boshlang'ich eritmasi 0,86 mol NaCl , 6 mol H_2O , 0,86 mol H_2O tutishi kerak.

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

(1170-29% li NaCl eritmasining zichligi, kg/m^3)

Soda ishlab chiqarishda odatda tarkibida – 310 g/dm^3 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 CaCl_2 , NH_4Cl 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/dm^3 , Cl^- ioni konsentratsiyasi $177,5 \text{ g/dm}^3$ bo'lganda karbonlashdagi Na ning qo'llanilishi darajasini aniqlang.

Yechish:

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

$$\text{NH}_4\text{Cl} \frac{187}{2,675} = 70$$

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

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

11. misol.

Natriyning ish-sh darajasi 67%, namakobdagi NaCl kontsentratsiyasi 106 normal nisbat bo'lganda 1000 kg standart 99,2 li soda olish uchun zarur bo'lgan namakob (tuz eritmasi) miqdorini (m^3) aniqlang.

Yechish.

1m^3 namakobdan (tuz eritmasi)

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

Bu yerda 2,65 – 1 n nisb kontsentratsiyali 1m^3 eritmadagi soda massasi (kg)

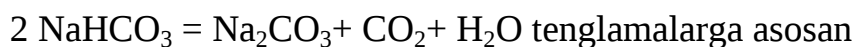
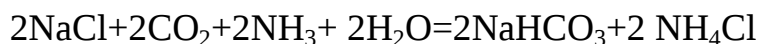
Standart (99,2% li) 1000 kg soda olish uchun

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

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 Na_2CO_3 hosil bo'lishi uchun 2 k mol NaCl,

1 k mol CaCO_3 va 2 k mol NH_3 sarflanadi.

NaCl ning stexometrik sarfi:

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

Mahsulotdagi Na_2CO_3 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'liqligini, 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.

$$\text{CaCO}_3 \text{ ning nazariy sarfi: } (1000 \cdot 100) / 106 = 940 \text{ kg}$$

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

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

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

NH_3 amaliy sarfi yo‘qotishlar asosida aniqlab 1,3 kg (1000 kg sodaga) ni tashkil etadi.

13. misol.

Karbonlash kolonnasidagi haydalayotgan ammiak miqdori, yutilgan CO_2 miqdori, natriy va ammiakning ishlatilishi koeffitsientini hisoblang.

Dastlabki berilganlar:

Suyuqlik bilan minoraga kelayotgan moddalar miqdori, kg / 1000 kg Na_2CO_3

nomi	kg	%
NaCl	1550.1	21.9
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	923	13.07
NH_4OH	337.4	4.78
H_2O	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:

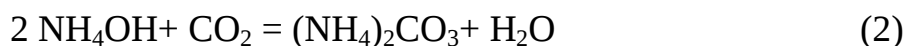
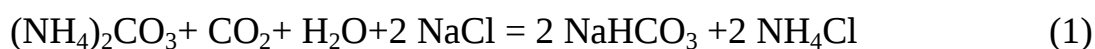
$$\text{NH}_4\text{Cl} \quad 71 \cdot 2,675 \cdot 5,54 = 1050 \text{ kg}$$

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

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

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

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.

NaCl	405
NH_4HCO_3	285
NH_4Cl	1050
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$	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 CO_2 ni yutadi. Yutilgan CO_2 miqdori uning o'rtasidagi farq asosida hisoblanishi mumkin; ya'ni kolonnadan suyuqlik bilan ketadigan va dastlabki eritma bilan kolonnaga kelayotgan.

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

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

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

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

Jami: 1091

Yutilgan CO₂ 1091-423 = 668 kg

Karbonlash jarayonida kolonnadan xaydalayotgan ammiak miqdori xuddi shu tartibda hisoblanadi.

NH₃ kelishi, kg

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

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

Jami: 491

Kolonnadan chiqayotgan suyuqlik bilan NH₃ sarfi, kg.

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

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

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

Jami: 447

Gaz bilan ketadigan ammiak: 491-447 = 44 kg

Foydalanish darajasi, %

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

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

($1150 = 1650 \cdot \frac{58,5}{84} - 1650$ kg NaHCO₃ hosil bo'lishiga ketgan NaCl miqdori).

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

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

Bu yerda:

F – filtrllovchi 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.

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

Cho'kmaning yechimi koeffitsientini cho'kmaning umumiy qatlam qalinligi va kesimidan so'ng qolgan uning qatlam qalinligidan kelib chiqib hisoblaymiz:

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

Mahsulot bo'yicha filtr unumdorligi:

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

Natriy bikarbonatni kaltsiylash

Filtrlangan suyuqlikni ajratilgandan so'ng ammiak xom natriy bikarbonat aylanuvchi quritgich pechlarida toblantiriladi. Buning natijasida oxirgi mahsulot – kaltsinatsiyalangan soda hosil bo'ladi. Bunda ajralib chiqayotgan uglerod(IV) oksidini suv bug'ini kondensatlash uchun sovutilib, so'ng soda changidan tozalanadi va ammoniylangan namakobni karbonlash kalonnalariga jo'natiladi. Gazni sovutishda hosil bo'lgan eritma (kuchsiz suyuqlik) mahlum miqdor soda va ammiak tutadi. Undan distrlash stantsiyalari uchun ammiak ajratiladi va qolgan aralashtirilgan soda eritmasi natriy bikarbonatni yuvish, oxakni so'ndirish 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 mahlumotlar.

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

Xaroratlar, $^{\circ}\text{C}$ da, boshlang'ich:

Natriy bikarbonat, tabiiy gaz va Havoniki	25,
Soda quritgichlardan chiqayotgan	140,

Gaz gaz quritgichlardan chiqayotgan	140,
Chiqishda yoqilg'i gazlar	380

Tabiiy gazning yonish issiqligi 33430 kDj / kg,

Solishtirma issiqlik sig'irlar, 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

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

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

Bikarbonatning gigroskopik namligi 140 kg.

NaHCO₃ parchalanganda ajraladigan suv bug‘i

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

NH₄HCO₃ parchalanganda hosil bo‘luvchi suv bug‘i $(18 \cdot 35) / 79 = 8 \text{ kg}$ massalari yig‘indisidan iborat.

Jami suv bug‘i $140 + 88,2 + 8 = 236,2 \text{ kg}$

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:

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

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.

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

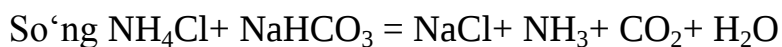
Gaz quritgichlarda changni tutib qolishidan olinadigan kuchsiz eritma bilan yo‘qotiladigan sodani 1,5% ga teng deb olamiz, ular

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

Yoki 1000 kg soda uchun

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

(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

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

Yoki 1000 kg soda uchun :

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

1000 kg shartli mahsulot olish uchun

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

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.

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

312 g/dm^3 NaCl tutgan namakob sarfi.

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

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 kg Na_2CO_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

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

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

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
------	----	--------

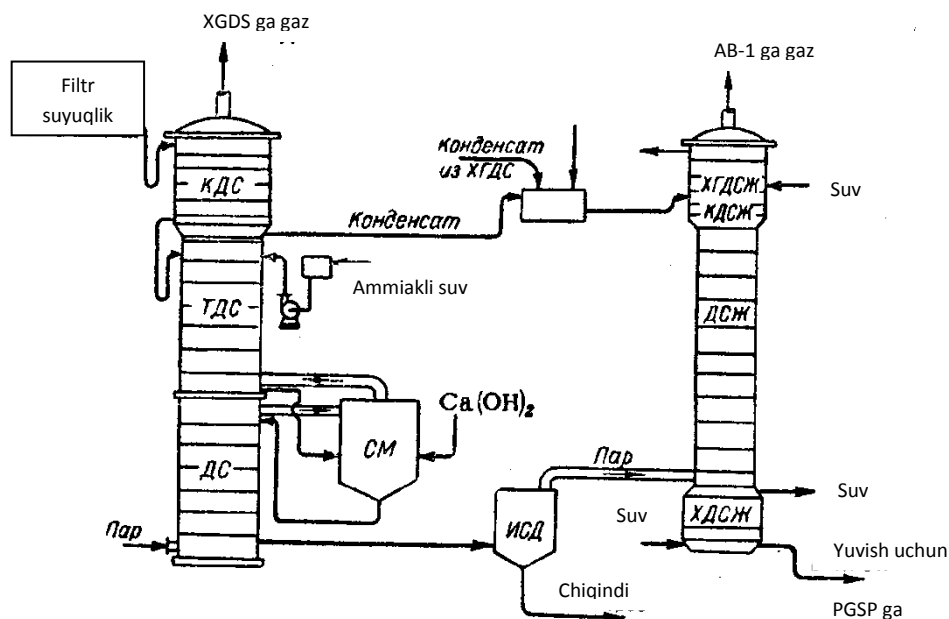
Ukuporkada	1,68	1,01
Tozalashga sarf	37,03	22,23
Kuchsiz eritma bilan sarf	10,85	6,51
Quritish bilan dekarbonizatsiyadagi reaksiyalarga	4,11	2,43
Filtrlashda	23,82	14,29
Jami yo‘qotishlar (kuchsiz eritma bilan yo‘qotishsiz)	77,49	46,51

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 reaktsiya 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 – distellyator; SM – aralashtirgich; ISD – distellyatsiya bog'latgich; XGDS – distellyatsiya gazini sovitgich; AB-1 – birinchi absorber; XGDSJ – suyuq eritma distellyatsiya 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 separatorada 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 ugleammoniy 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 suyuqlikdan 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 ₄ HCO ₃ ko'rinishidagi NH ₃	150 kg	TDS ga kelayotgan suyuqlik xarorati	45 ⁰ C
NH ₄ OH ko'rinishidagi NH ₃	350 kg	Aralashtirgichga kelayotgan oxak suti xarorati	55 ⁰ C
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 - NH_4HCO_3 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 $2182400 / 3780290 * 100 = 57,7 \%$	Issiqlikning umumiy sarfidan (issiqlikning yo‘qotilishi bilan) $2182400 / 4158319 * 100 = 52,5\%$

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;

$$\text{NaCl} \quad 9759 \cdot 0,0451 = 440$$

$$\text{CaCl}_2 \quad 9759 \cdot 0,109 = 1065$$

$$\text{CaSO}_4 \quad 9759 \cdot 0,0009 = 9$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \quad 9759 \cdot 0,0005 = 5$$

$$\text{NH}_3 \quad 9759 \cdot 0,0408 = 398$$

$$\text{Jami :} \quad 1917$$

$$\text{Eritmadagi suv miqdori } 9759 - 1917 = 7842 \text{ kg}$$

Eritma bilan kelayotgan choʻkma miqdori, kg

$$\text{Ca(OH)}_2 \quad 9759 \cdot 0,0118 = 115$$

$$\text{CaCO}_3 \quad 9759 \cdot 0,01525 = 149$$

$$\text{Jami:} \quad 264$$

Distillerga kelayotgan bugʻ miqdori:

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

Distillardan chiqayotgan ammiak miqdori:

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

Ammiak bilan kelayotgan bugʻ

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

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 89°C , issiqlik sig'imi $3,41 \text{ kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$. Cho'kma issiqlik sig'imi $1,05 \text{ kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$. Distillardan chiqayotgan gaz xarorati 97°C . Ammiakning issiqlik sig'imi $2,18 \text{ kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$. Issiqlik yo'qotishlar $0,4\%$.

Yechish. Issiqlikning kelishi.

Issiqlik aralashtirgichdan suyuqlik bilan

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

Aralashtirgichdan suyuqlikdagi cho'kma bilan

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

Bug' bilan $Q_3 = 1557 \cdot 2700 = 4203900$ keladi.

(2700 – bug' entalpiyasi ($p=172,2 \text{ kPa}$), kDj / kg)

Issiqlik sarfi.

Distillardan ketishi, kDj

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

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

Issiqlik aralashtirgichga gaz bilan

$$\text{NH}_3 \text{ bilan } 397 \cdot 97 \cdot 2,18 = 83950$$

$$\text{Bug' bilan } 951 \cdot 2670 = 2539170$$

$$Q_3 = 2623120$$

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

NH₃ ni xaydash uchun issiqlik sarfi

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

Bunda 35,3 - NH₃ ning parlanish issiqligi, kDj / mol

Issiqlik yo'qotishlar

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

Distillardan chiqayotgan suyuqlik xarorati

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

quyida distillerning solishtirma issiqlik balansi keltirilgan (1000 kg sodaga)

Kelish	kDj	Sarf	kDj
--------	-----	------	-----

Aralashtirigchdan 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

Na₂CO₃ – 5; CO₂um – 47.

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

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

DSJ yuqoridagi bosim $97,2 \text{ kPa}$,

XGDSJ yuqorisida $95,2 \text{ kPa}$.

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.

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

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, ya'ni:

NH_3 1530 kg; CO_2 2030 kg

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

$$\text{NH}_3 - F \cdot 0,0332 \text{ kg, } \text{CO}_2 \quad F \cdot 0,044 \text{ kg ga teng.}$$

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);

$$16,55\% \text{ NH}_3; \quad 21,95\% \text{ CO}_2; \quad 61,5\% \text{ (massa) H}_2\text{O}$$

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'leri (gaz fazaga chiqib ketayotgan NH₃ va CO₂ 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

NH₃ (1530+0,0332F)

CO₂ (2030+0,044F)

H₂O (1530+0,0332F) · 61,5

16,55

tarkibiga ega (kg)

Sarf.

Sovutgichdan chiqayotgan gaz xarorati 60⁰C. bosimi 95,2 kPa. Tajriba ma'lumotlariga ko'ra bu gazning tarkibi: 38% NH₃, 50% CO₂ va 12% (massa) H₂O

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

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

NH_3 - 0,0332 F

CO_2 - 0,044 F

H_2O - F (1-0,0332 – 0,044) tarkibiga ega (kg).

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

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

Flegma NH_3 $6510 \cdot 0,0332 = 216$

CO_2 $6510 \cdot 0,044 = 286$

H_2O $6510 - (216 + 286) = 6008$ tarkibiga ega (kg).

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

$$6510/1040 = 6,25 \text{ m}^3$$

Shundan ko‘rinib turibdiki DSJ ga jami

$$44+6,25 = 50,25 \text{ m}^3/\text{soat suyuqlik keladi.}$$

$$\text{U NH}_3 \quad 1530+216 = 1746 \text{ kg}$$

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:

$$\text{NH}_3 \quad 10550 \cdot 0,1655 = 1746$$

$$\text{CO}_2 \quad 10550 \cdot 0,2195 = 2314$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 10550 \cdot 0,615 = 6490$$

Sovutgichda hosil bo'layotgan kondensat komponentlari miqdori, kg.

$$\text{H}_2\text{O} \quad 6490 - 480 = 6010$$

$$\text{NH}_3 \quad 1746 - 1530 = 216$$

$$\text{CO}_2 \quad 2314 - 2030 = 284$$

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 bog'langan)	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 ($t=61^0\text{C}$)

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

XGDSJ dan flegma bilan ($t_1=88^0\text{C}$)

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

Suv bug'i 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 sig'imi, $\text{kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$

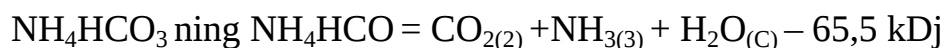
$C_{CO_2} - 1,03 \text{ CO}_2$ ning issiqlik sig'imi, kDj / (k²-k)

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

bundan tashqari issiqlik kimyoviy jarayonlar amalga oshirilishiga sarflanadi.

Tajribalarga asosan figmadagi yarim bog'langan ammiak titri, suvsiz suyuqlikdagi bilan bir xil ekanligi ma'lum. Bu yuqoridagi moddiy balans hisobidan ko'rinib turibdi, shuning uchun kuchsiz suyuqlikdagi 41 n nisb teng NH₃ umumiy titridan NH₄HCO₃ hisobiga 1 n nisb va (NH₄)₂CO₃ hisobiga 40 n nisb to'g'ri keladi deb qabul qilamiz.

Bu mahsulotlar parchalanishiga sarflanadigan issiqlik, kDj:



Reaksiya asosida parchalanishiga

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



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

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

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 $Q_1 = 17829700$

NH_3 ning erish hisobga

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

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

Ammoniylangan namakobdagi CO_2 ning NH_4HCO_3 va $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ hosil bo‘lib erish hisobiga

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

(1479 – 1 kg CO_2 ning NH_4HCO_3 va $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 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 – 60°C da suv bug‘ining entalpiyasi, kDj/kg)

Flegma bilan $Q_2^1 = 2188400$

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_4HCO_3 parchalanishiga	164400
		$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 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

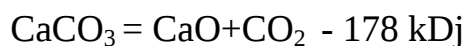
$$155,4 + 8 = 163,4 \text{ kg}$$

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 CO_2 ning konsentratsiyasini aniqlang. Uglerod sarfi nazoratga muvofiq keladi, CaCO_3 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

$$(5,25 \cdot 22,4) / 12 = 9,8 \text{ m}^3 \text{ CO}_2 \text{ hosil bo'ladi}$$

va $9,8 \text{ m}^3$ O_2 yonishi uchun qo'llaniladi.

Havodagi kislorodning bu miqdoriga

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

Shunday qilib gazlarning umumiy miqdori

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

Gazdagi CO₂ kontsentratsiyasi

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

23. misol.

28% O₂ tutgan kislorod bilan to'yingan Havo ishlatilib 100 kg CaCO₃ kuydirish uchun yoqilg'i sifatida 6,5 kg uglerod sarflanganda pech gazi tarkibidagi CO₂ ning nazariy miqdorini hisoblang.

Yechish:

100 kg CaCO₃ dissotsiyasida 22,4m³ CO₂ 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

$$(12,1 \cdot 72) / 28 = 31,1 \text{ m}^3 \text{ tashkil etadi.}$$

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 1050⁰C, kelayotgan Havo va oxak xarorati 15⁰C, bo'shatilayotgan oxakni 50⁰C.

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 $7,5 \cdot 0,8525$ 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 $0,8 \text{ kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$

Havoning esa $1,0 \text{ kDj} / (\text{k}^2\text{-k})$ 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:

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

hosil bo‘layotgan gazlar massasi yig‘indisiga Havo, uglerod oksidi, yoqilg‘i yonishi va uglerod oksidi yonishida hosil bo‘ladigan, CaCO_3 va MgCO_3 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/m^3)

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)

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

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:

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

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

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

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

1 kg yoqilg'ining yonishi uchun sarflangan kislorodning yig'indi miqdori:
 $0,075+1,92+0,128+0,017 = 2,14$ 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

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

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

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

1 kg oxaktosh yonishidan 0,03 kg H₂O ajraladi.

Jami 1 t oxaktosh yonishidan ajraladigan CO₂ va H₂O

$$0,391+0,003+0,03 = 0,424 \text{ kg}$$

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

$$\text{Oxaktosh parchalanishidan CO}_2 \frac{1,735(0,391+0,003)*22,4}{44} = 0,348$$

CO 0,105x

Yoqilg'i yonishidan H₂O 0,246x

$$\text{Oxaktoshdan H}_2\text{O } 1,735 \frac{0,03*22,4}{18} = 0,064$$

SO₂ 0,012x

N₂ 6,17x

O_2	$0,122 x$
-------	-----------

1 kg oxakka chiqadigan gazlar tarkib va miqdori, m^3 :

CO_2	$1,34x+0,348$
CO	$0,105x$
H_2O	$0,246x +0,064$
SO_2	$0,012x$
N_2	$6,17x$
O_2	$0,122 x$
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 $x \cdot 0,84 \cdot 15 = 12,6 x$

$(0,84 - \text{yoqilg'ining issiqlik sig'imi, kDj / (k}^2\text{-k) });$

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

$(1,26 - \text{Havoning issiqlik sig'imi, kDj / (m}^3\text{-k)})$

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

$$(0,88 - \text{Havoning issiqlik sig'imi, kDj / (m}^3\text{-k)})$$

Jami kelayotgan issiqlik:

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

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 - CaCO₃ va MgCO₃ ning parchalanishi issiqligi, kDj/kg);

300°C gacha qizdirilgan chiqindi gazlar bilan

$$(V_{CO_2}C_{CO_2}+V_{CO}C_{CO}+V_{N_2}C_{N_2}+V_{H_2O}C_{H_2O}+V_{SO_2}C_{SO_2}+V_{O_2}C_{O_2}) \cdot 300 = \\ (1,34x+0,348) \cdot 1,88 \cdot 300 + 0,105x \cdot 1,31 \cdot 300 + 3,17x \cdot 1,31 \cdot 300 + \\ (0,246x+0,064) \cdot 1,54 \cdot 300 + 0,012x \cdot 1,88 \cdot 300 + 0,122x \cdot 1,35 \cdot 300 = \\ 3387x+226,5$$

Pechdan boʻshatilayotgan 90°C gacha qizigan oxak bilan (oxak, zol, yonmagan yoqilgʻi)

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

Issiqlik yoʻqotilishini yoqilgʻi bilan kiritilgan issiqlikdan 6% deb qabul qilamiz6

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

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

Kelayotgan issiqlikni sarfiga tenglab

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

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

Bunda 1,293 – Havo zichligi, kg/m³.

Gazlarning tarkib va miqdori

CHiqindi gazlar

CO ₂	$1,34x+0,348=1,34 \cdot 0,142+0,348=0,538$	34,8
CO	$0,105x=0,105 \cdot 0,142=0,015$	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 Na_2CO_3 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;

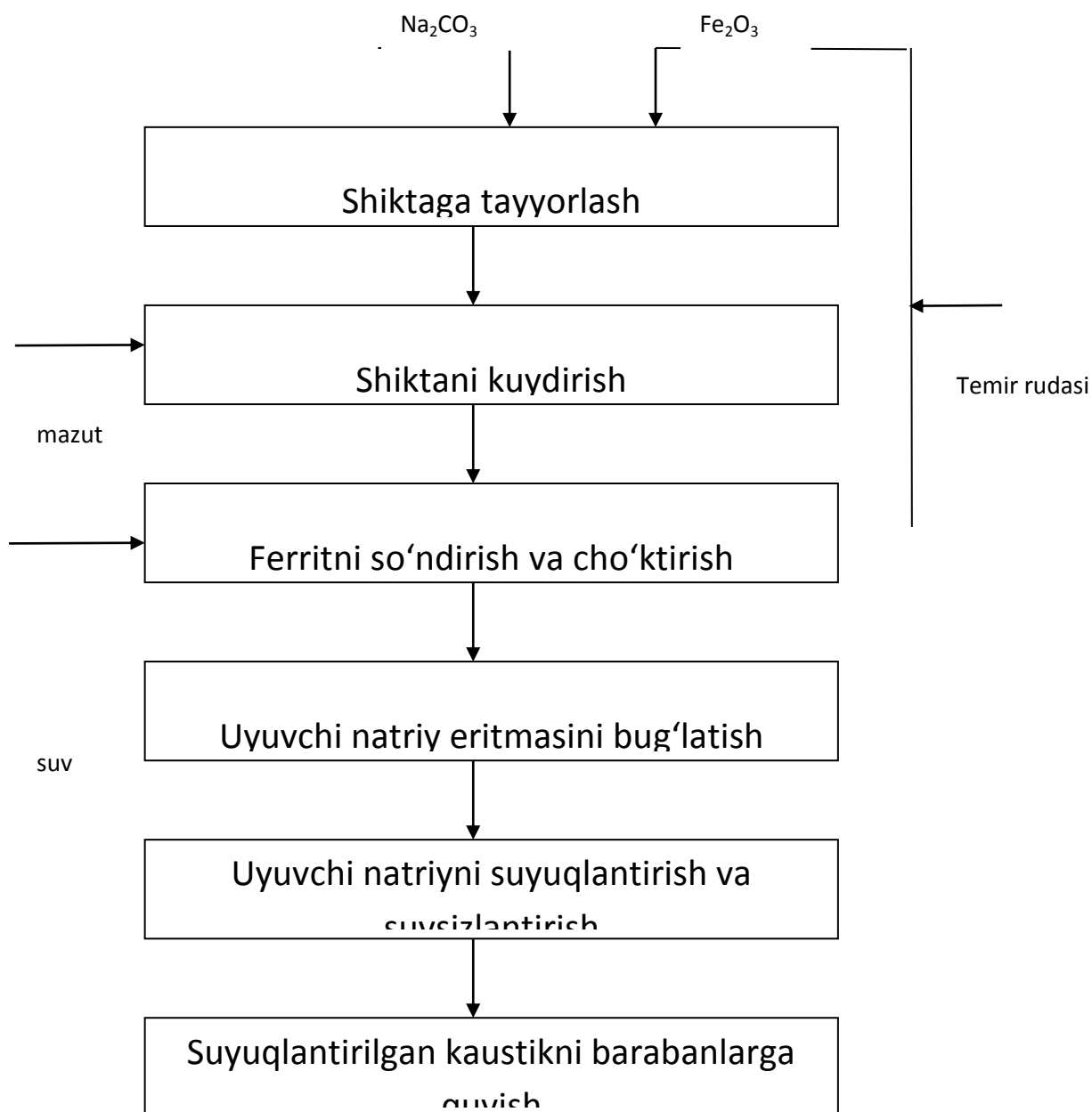
Bug‘langan ishqorni filtrlash;

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

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

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

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

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

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.

$$y = 100 \left[1 - \frac{(1,325C_{NaOH} - C_{Na_2CO_3})(100 - C_{Na_2CO_3} - CH_2O)}{C_{Na_2CO_3}(100 - 0,775C_{NaOH} - C_{Na_2CO_3})} \right]$$

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

C_{H_2O} – aralashmadagi namlik miqdori, %;

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

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

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:

$$(109,5 \cdot 100)/50,2 = 218,1 \text{ kg}$$

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:

Na_2CO_3 – 26,9% (a), Fe_2O_3 – 55,6% (b); H_2O – 13,3% (w)

Ferrit pechidan tarkibi (%);

NaOH – 20,8 (C); Na_2CO_3 – 2,9% (d), Fe_2O_3 – 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 Na_2CO_3 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

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

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

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

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.

Na₂CO₃

$$7413 \cdot 0,269 = 1994,1$$

Fe_2O_3	$7413 \cdot 0,556 = 4121,7$
H_2O	$7413 \cdot 0,133 = 985,9$
Aralashmalar	$7413 \cdot 0,042 = 311,8$

Tutun gazlari bilan

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

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

Ferritdan ishqor miqdori (Na_2CO_3 ga hisob)

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

Fe_2O_3 bilan $\frac{1,325 \cdot 18,8}{1,325 \cdot 18,8 + 3,1} \cdot 100 = 88,9\%$ 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 Fe_2O_3 :

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

Bunda 160 - Fe_2O_3 ning molekulyar massasi (og'irligi)

$\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3 = \text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO}_2$ reaksiya natijasida hosil bo'lgan mahsulotlar (sarflangan soda bo'yicha) kg:

$$\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 \quad (1340,2 \cdot 221,7)/106 = 2803$$

$$\text{CO}_2 \quad (1340,2 \cdot 44)/106 = 556,3$$

(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:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 1507,5 - 1340,2 = 167,3$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \quad 4121,7 - (2019,1 + 62,4) = 2040,2$$

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'ı 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

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 20^0C .

Yechish: Mazut miqdorini $x \text{ kg / soat}$ deb belgilaymiz.

Issiqlik kelishi.

Pechga 90^0C gacha qizdirilgan mazut bilan

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

(1,96 – mazutning issiqlik sig‘imi, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$);

Mazutni sochish uchun uzatilayotgan bug‘ bilan

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

(3059 – bosimi 1013 kPa va xarorati 300^0C bo‘lgan o‘ta isitilgan suv bug‘i entalpiyasi, kJ/kg)

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

(1,29 – 20^0C dagi Havoning issiqlik sig‘imi, $\text{kJ}/(\text{m}^3 \cdot \text{K})$)

Mazut yonishi hisobiga 3850x

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

Keladi.

Pechga ketayotgan umumiy issiqlik miqdori

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

10% li yo'qotishlarni hisobiga olingan mazut sarfi quyidagiga teng:

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

32. misol.

Reaksiyaga 50% $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ kirishishi va so'ndirish suv bilan olib borish shartida so'ndirilgan ferrit (quruq modda hisobiga) tarkibini va suv sarfini hisoblang.

So'ndirilgan Na_2CO_3 – 167,3; Fe_2O_3 – 2040,2; $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ – 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 ₂ O	167,3
Na ₂ O · Fe ₂ O ₃	1401,5
NaOH	505,7
Fe ₂ O ₃ · H ₂ O	1123,4
Fe ₂ O 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 Na₂O · Fe₂O₃ – 2803, Fe₂O₃ - 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% - Fe₂O₃, 0,77% NaOH, 0,89% Na₂CO₃ va 5,46% aralashmadan iborat.

Yechish:

Spekni qayta ishlash jarayonida hosil bo‘lgan Fe₂O₃ · H₂O miqdori.

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

Bunda 178 va 221,7 - Fe₂O₃ · H₂O va Na₂O · Fe₂O₃ 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 konsentratsiyasi: 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:

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

(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)

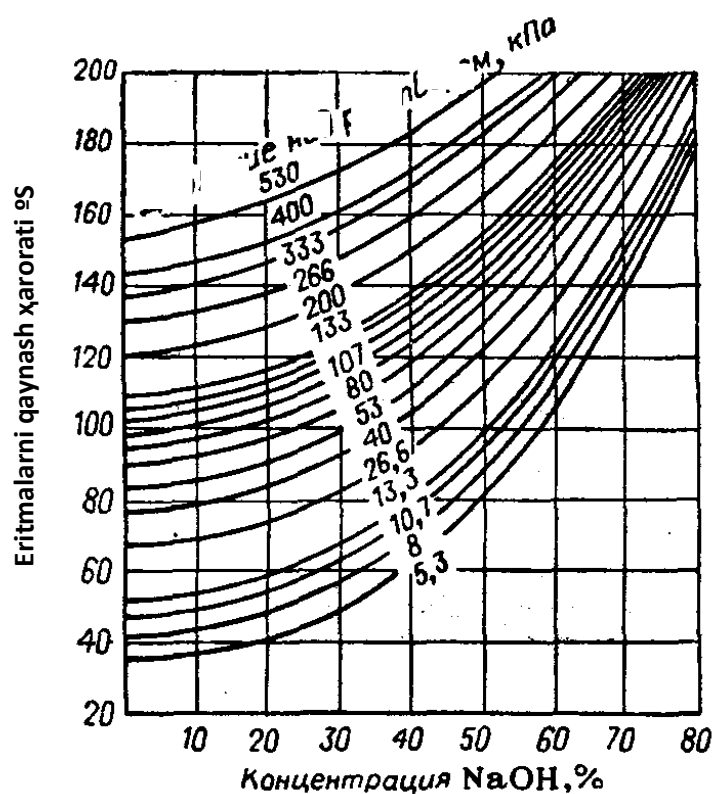
Hisob uchun zarur ko'rsatkichlar VIII.6. rasmda va quyida keltirilgan:

	I	II
Bug'latish apparatlaridagi bosim, kPa	173,3	13,3
NaOH kontsentratsiyasi		
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:

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

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



6-Rasm. Har xil bosimda NaOH kontsentratsiyalari eritmalarni 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:

$$1770 \cdot 732,3 = 7296170 \text{ kDj}$$

Oxirgi eritma miqdori: $(1000 \cdot 0,92)/0,551 = 1670 \text{ kg}$

55,1% li eritmaning qaynash xarorati $153,2^{\circ}\text{C}$,

Entalpiyasi $778,5 \text{ kDj}$.

Eritmaning umumiy entalpiyasi:

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

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

Bug‘latishga issiqlik sarflari:

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

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

Degeneratsiyaga (suvsizlanish) ketgan issiqlik miqdori:

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

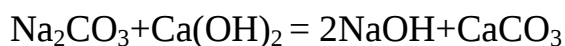
Shunday qilib, 1 – qozonda sarflangan foydali issiqlik miqdori

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

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

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

Natriy karbonat bilan kaltsiy gidroksid o'zaro ta'siridan natriy gidroksid va kaltsiy karbonat hosil bo'ladi:



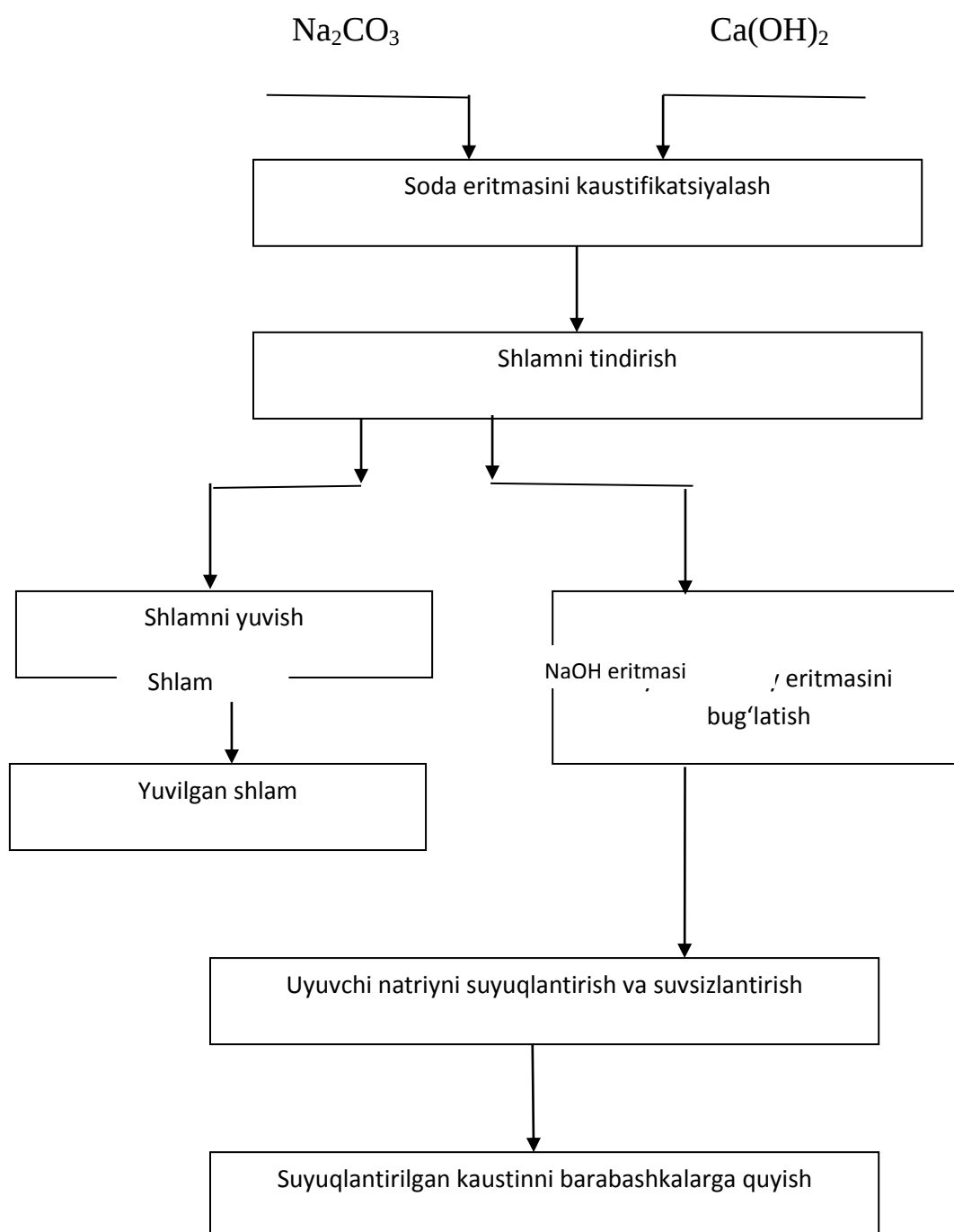
Bu qaytar jarayon. Muvozanat sharoitlari gidroksid va kaltsiy karbonat erituvchanligi orasidagi bog'liqlik bilan aniqlanadi.

Xarorat pasayishi va oxirgi mahsulotdagi soda kontsentratsiyasi kamayishi bilan kaustifikatsiya darajasi ortadi. Lekin. Amalda reaksiyalarning ta'sirlashuv tezligini oshirish va kaltsiy karbonatning yirik kristal cho'kmasini olish uchun jarayon 80-100°C da olib boriladi.

Odatda Na_2CO_3 ning 10-15% li eritmasi qo'llaniladi. Bunda Na_2CO_3 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 printsipl 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 mahlum 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 kaustifikatordagi 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 , %;

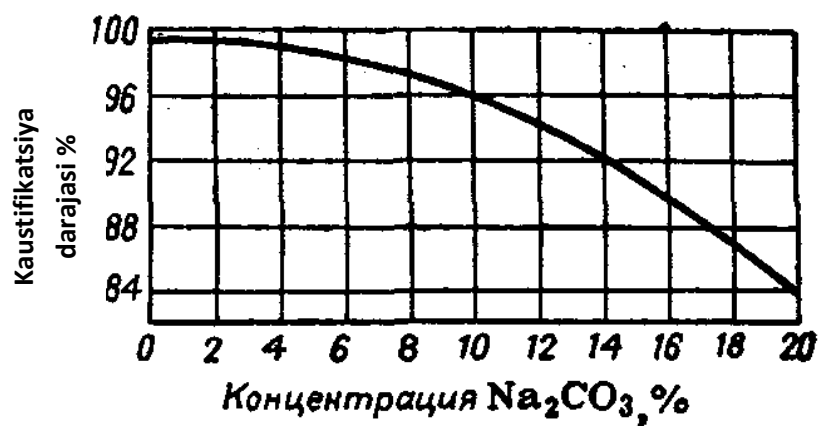
C_{oxak} – oxakdagi CaO miqdori, %.

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 Na_2CO_3 tarkibini kaustifikatsiya darajasini nazariy bog‘liqligi

7. rasmdan bu kontsentratsiyadagi eritmani kaustifikatsiyalashning nazariy darajasi 93% ga tengligini topamiz.

$$\text{Bundan: } A = \frac{1,4(80 \frac{93}{100} - 20)(100 + 5)}{85} = 94,1 \text{ kg/m}^3$$

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 $10,6 \cdot 20 \cdot 2,0 = 424$

H_2O $12200 - 1685 - 424 = 10091$

(1,65 va 2,0 - Na_2CO_3 va NaOH kontsentratsiyasini 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

$$0,25 \cdot 2247 = 562 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$$

$$0,75 \cdot 2247 \cdot 80/106 = 1273 \text{ kg NaOH mavjud.}$$

Kaustifikatsiyalash natijasida

$$1273 - 424 = 849 \text{ kg NaOH hosil bo'ladi.}$$

849 kg NaOH hosil bo'lishiga sarflangan:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 849 \cdot 106/2 \cdot 40 = 1123 \text{ kg}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \quad 849 \cdot 74/2 \cdot 40 = 786 \text{ kg}$$

$$\text{Bunda hosil bo'lgan CaCO}_3 : 849 (100/2 \cdot 40) = 1060,2 \text{ kg}$$

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:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 0,25 \cdot 6 = 1,5 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH} \quad 0,76 \cdot 6 \cdot 2 \cdot 40/100 = 3,4 \text{ kg}$$

H₂O $20(67,4+101+3,4+1,5)/80=43,3$ kg chiqib ketadi.

Yuvuvchi suvlar bilan chiqib ketadigan ishqor, kg:

Na₂CO₃ hisobiga $312,1 \cdot 4,8/100 = 15$

SHuningdek,

Na₂CO₃ $0,25 \cdot 15 = 3,8$

NaOH $0,75 \cdot 15 \cdot 2 \cdot 40/106 = 8,5$

Bu ishqorlar erigan suv miqdori

$312,1 - 8,5 - 3,8 = 299,9$ kg

1 – kaustifikatorga suspenziya bilan chiqariladigan reagentlar miqdori, kg:

Na ₂ CO ₃	1685-1123-1,5-3,8=556,7
NaOH	1273-3,4-8,5=1261,1
Ca(OH) ₂	1123-67,4-786=269,6
CaCO ₃	150+1060,2+101=1109,2
H ₂ O	10091-273-43,3=9774,7

Soʻndirgich kasutifikatorning moddiy balansini tuzamiz (1000 kg kaustik sodaga)

Kelish	kg	Sarf	kg
Soda eritmasi bilan		Kaustifikatorga suspenziya bilan	
Na ₂ CO ₃	1685	Na ₂ CO ₃	556,7
NaOH	424	NaOH	1261,1
H ₂ O	10091	Ca(OH) ₂	269,6
		CaCO ₃	1109,2
		H ₂ O	9774,7
Jami	12200	Jami	12971,3

Oxak bilan		Tashlamalar bilan	
CaO	850	Na ₂ CO 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

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 (Na₂CO₃ 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

$$\text{NaOH} \quad 1429,2 - 1261 = 168,1 \text{ kg}$$

$$\text{CaCO}_3 \quad 168,1 \cdot 100/2 \cdot 40 = 210,9 \text{ kg hosil bo'ladi.}$$

(100 - CaCO_3 molekulyar massasi)

Suspenziyadagi CaCO_3 ning umumiy miqdori.

$$1109,2 + 210,9 = 1320,1 \text{ kg}$$

Bunda

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad 168,1 \cdot 106/2 \cdot 10 = 224 \text{ kg}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \quad 168,1 \cdot 74/2 \cdot 40 = 156,3 \text{ kg tahsirlashadi.}$$

$$\text{Suspenziyada qolgan } \text{Ca(OH)}_2 : 269,6 - 156,3 = 113,3 \text{ kg}$$

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
Ca(OH)_2	269,6	Ca(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).

$t^{\circ}\text{C}$	900	1000	1200
$w \cdot 10^5, \text{ m/s}$	3,1	3,7	4,3

Yechish:

Suspenziyaning tindirgich yuzasida notekis tarqalishidan foydalanib

$V = Fw \cdot 24 \cdot 3600$ xolda yozish mumkin.

Bu yerda: V – tindirgich unumdorligi, m^3/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.

$$A_{900} = 170,7 \cdot 0,14 \cdot 1160 = 27700$$

$$A_{1000} = 203,6 \cdot 0,14 \cdot 1160 = 33060$$

$$A_{1200} = 236,6 \cdot 0,14 \cdot 1160 = 38400 \text{ kg/sutkani tashkil etadi.}$$

ADABIYOTLAR:

1. Зеликин М.Б. Производство каустической соды химическим способом. М., Госхимиздат, 1961 .231с.
2. Микулин Г.И., Поляков И.Б. Дистилляция в производство соды. Л., Госхимиздат, 1956. 348 с.
3. Позин М.Е., Мухленов И.П., Гарат. Э.Я. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы. Л., Госхимиздат, 1959. 122 с.
4. Шопин И.Н., Крашенинников С.А. Технология соды. М., Химия, 1975. 288 с.
5. Викторов М.М. Методы вычисления физических величин и прикладные расчеты. Л., Химия, 1977. 360 с.
6. Мухленов И.П. Расчеты химико-технологических процессов. Л., «Химия», 1976. 360 с.

Мундарижа	бет
Kaliy xlorid ishlab chiqarish hisoblari.....	
Kaliyli selitra ishlab chiqarish texnologik hisoblari.....	
Murakkab o`g`itlar.....	
Nitrafoska ishlab chiqarish.....	
Kalsinirlangan soda	
Umumiy tushunchalar	
Kalsinirlangan soda ishlab chiqarishning prinsipial sxemasi	
Namakob (tuz eritmasi) ni tozalash.....	
Namakobni ammoniylash.....	
Issiqlik sarfi.....	
Ammoniylangan namakob (tuz eritmasi) ni karbonlash va natriy bikarbonatni filtrlash.....	
Natriy bikarbonatni kalsiylash	
Distillash (ammiak regeneratsiya).....	
Uglerod (IV) oksidi va oxak olish. (Bo`r yoki oxaktoshni kuydirish).....	
Ishlab chiqarishning ferrit usuli.....	
Ishlab chiqarishning oxakli usuli.....	
Adabiyotlar.....	

