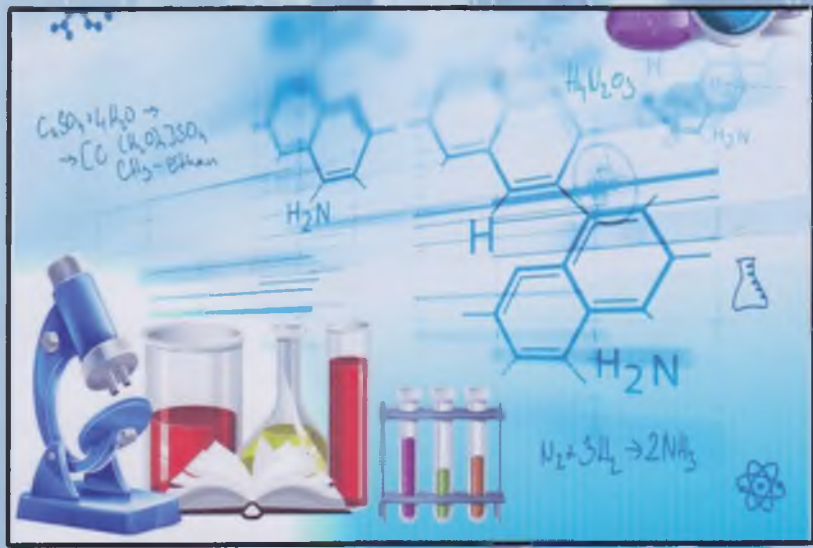


M. YO.TOJIMAMATOVA

# NOORGANIK MODDALAR KIMYOVIY TEXNOLOGIYASI



546(078.8)

T 60

**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI**  
**OLIV TA'LIM, FAN VA INNOVATSIYALAR VAZIRLIGI**  
**FARG'ONA POLITEXNIKA INSTITUTI**

**TOJIMAMATOVA M. YO.**

Farg'ona ARM  
O'quv zali

**«NOORGANIK MODDALAR**  
**KIMYOVIIY TEXNOLOGIYASI»**  
**FANIDAN AMALIY MASHG'ULOTLAR BAJARISH**  
**UCHUN**  
**O'QUV QO'LLANMA**

**Oliy ta'lim, fan va innovatsiyalar vazirligi tomonidan**  
**5320400- Kimyoviy texnologiya yo'nalishi talabalari uchun**  
**o'quv qo'llanma sifatida tavsiya etilgan**

FARG'ONA POLITEXNIKA INSTITUTINING  
AXBOROT RESURS MARKAZI  
REV. NO. 119/2  
FARG'ONA - 2023

UO'K 546(075.8)

KBK 38.639ya73

T 60

M.Yo.TOJIMAMATOVA «**NOORGANIK MODDALAR KIMYOVIY TEXNOLOGIYASI**» FANIDAN AMALIY MASHG'ULOTLAR BAJARISH UCHUN O'QUV QO'LLANMA -F.: «**FARPI ALPHA**» nashriyoti, 2023.- 160 b.

Ushbu o'quv qo'llanma oliy o'quv yurtlarining 5320400 –Kimyoviy texnologiya (ishlab chiqarish turlari bo'yicha) bakalavriat mutaxassisligi bo'yicha talabalar uchun mo'ljallangan. O'quv qo'llanma o'quv darsturlari asosida yozilgan va yoritilgan. Ya'ni bu qo'llanmada sulfat kislota, kaustik va kalsinatsiyalangan soda, havoni ajratish, metanni konversiyalash, ammiak sintezi, nitrat kislota, ammoniyli selitra va karbamid, metanol ishlab chiqarishlari bo'yicha ma'lumotlar berilgan.

Taqrizchilar:

**B.Ch.Nurimbetov** – Qoraqalpoq Davlat Universiteti “Fizik va kolloid kimyo” kafedrasini mudiri, k.f.n., dosent. :

**S.S.Ortikova** – Farg'ona politexnika instituti, “Kimyoviy texnologiya” kafedrasini dotsenti, PhD.

O'quv qo'llanma Farg'ona politexnika institutining Ilmiy Kengashining 2022 yil 30 avgust kungi yig'ilishida muhokama qilingan va nashr etishga tavsiya etilgan (Yig'ilish bayonnomasi №12 “30” “08” 2022 yil ).

ISBN: 978-9943-8872-0-6

© “Farg'ona “FARPI ALPHA” nashriyoti, 2023

© “Classic”-2023

## ANNOTATSIYA

Ushbu o'quv qo'llanma oliy o'quv yurtlarining 5320400 – Kimyoviy texnologiya (ishlab chiqarish turlari bo'yicha) bakalavriat mutaxassisligi bo'yicha talabalar uchun mo'ljallangan. O'quv qo'llanma o'quv darsturlari asosida yozilgan va yoritilgan. Ya'ni bu qo'llanmada sulfat kislota, kaustik va kalsiatsiyalangan soda, havoni ajratish, metanni konversiyalash, ammiak sintezi, nitrat kislota, ammoniyli selitra va karbamid, metanol ishlab chiqirishlari bo'yicha ma'lumotlarlar berilgan.

## АННОТАЦИЯ

Настоящее учебное пособие предназначено для студентов высших учебных заведений по специальности 5320400 - Химическая технология (по видам производства) и составлено на основе образовательных программ. То есть, в данном пособии представлена информация о серной кислоте, каустической и кальцинированной соде, разделении воздуха, конверсии метана, синтезе аммиака, азотной кислоты, аммиачной селитры и мочевины, производстве метанола.

## ANNOTATION

This textbook is intended for students of higher educational institutions in the specialty 5320400 - Chemical technology (by type of production) and is compiled based on educational programs. That is, this manual provides information on sulfuric acid, caustic and soda ash, air separation, methane conversion, synthesis of ammonia, nitric acid, ammonium nitrate, and urea, and production of methanol.

## MUNDARIJA

<b>SO'Z BOSHI</b> .....	9
<b>KIRISH</b> .....	10
Gramm – atom va gramm – molekula.....	10
<b>I BOB. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQRARISH</b> .....	12
1.1 SULFAT KISLOTA SAQLAGICHLARI HISOBLARI.....	13
1.2. SULFAT KISLOTANING KUCHLI ERITMALARINI SUYILTIRISH HISOBLARI.....	20
1.3. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQRARISH UCHUN ZARUR BO'LGAN OLTINGUGURTNING SARFLANISH MIQDORINI TOPISH .....	24
1.4. TEMIR KOLCHEDANINI YOQISH JARAYONINING ISSIQLIGI HISOBLARINI BAJARISH .....	25
1.5 OLTINGUGURT OKSIDLARINI ABSORBSIYALASH.....	31
1.6. FLOTASIYALANGAN KOLCHEDANNING YOQISH JARAYONIDA HOSIL BO'LAYOTGAN TEMIR ZANGI MIQDORI VA TEMIR KOLCHEDANINING YOQILISH FOIZLARI HISOBLARI.....	33
1.7. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQRARISH UCHUN KERAK BO'LGAN O'CHOQ GAZI SARFI HISOBLARI .....	39
1.8. O'CHOQ GAZI TARKIBIDAGI OLTINGUGURT DIOKSIDINI OLTINGUGUT UCH OKSIDIGA OKSIDLASH MUVOZANAT DOIMIYSI VA MUVOZANAT SHAROITIDAGI OKSIDLANISH DARAJASINI ANIQLASH HISOBLARI .....	41
<b>II BOB. KALSINATSIYALANGAN VA KAUSTIK SODA ISHLAB CHIQRARISH TEXNOLOGIYASI</b> .....	46
2.1. KALSINATSIYALANGAN SODA ISHLAB CHIQRARISH TEXNOLOGIYASI.....	47
2.2 OHAK USULIDA KAUSTIK SODA ISHLAB CHIQRARISH .....	54
<b>III BOB. BOG'LANGAN AZOT TEXNOLOGIYASI</b> .....	64
3.1. ATMOSFERA HAVOSINI AJRATISH QURILMALARI HISOBLARI .....	65
3.2. AMMIAK SINTEZI KOMPLEMENTLARI SARFI HISOBI .....	67
3.3 SINTETIK AMMIAK ISHLAB CHIQRARISH UCHUN SARFLANAYOTGAN VODOROD VA AZOT MIQDORLARI HISOBI. AMMIAK SINTEZI JARAYONIDA AJRALAYOTGAN ISSIQLIK HISOBLARI .....	69
3.4. AMMIAKNI OKSIDLASH(KONTAKT) KOMPLEMENTLARI SARFI HISOBI ...	73
3.5. AZOT OKSIDLARINI ABSORBSIYALASH .....	75
3.6. KUCHSIZ NITRAT KISLOTASI ISHLAB CHIQRARISH UCHUN ZARURIY AMMIAK VA ATMOSFERA HAVOSI SARFLARINI ANIQLASH HISOBI.....	81
<b>IV BOB. MINE RAL O'G'ITLAR TEXNOLOGIYASI</b> .....	84
4.1. AMMONIYLI SELITRA ISHLAB CHIQRARISH .....	87
4.2. KARBAMID ISHLAB CHIQRARISH. ....	99
4.3. EKSTRAKSION FOSFOR KISLOTASI OLIISH MODDIY BALANSI. ....	130

4.4	AMMOFOS ISHLAB CHIQRISH HISOBLARI .....	134
4.5.	QO'SH SUPERFOSFAT ISHLAB CHIQRISH MODDIY HISOBLARI .....	136
V BOB.	METANOL ISHLAB CHIQRISH VA TABIIY GAZ PIROLIZI.....	139
5.1.	TABIIY GAZ PIROLIZI JARAYONINING MODDIY BALANS HISOBI.....	141
	GLOSSARIY.....	146
	ILOVALAR.....	150
	FOYDALANILGAN ADABIYOTLAR. ....	159

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие.....	9
Введение.....	10
Грамм — атом и грамм — молекула.....	10
<b>ГЛАВА I ПРОИЗВОДСТВО СЕРНОЙ КИСЛОТЫ .....</b>	<b>12</b>
1.1. Расчет сернокислотных хранилищ .....	13
1.2. Расчеты разбавления концентрированных растворов серной кислоты .....	20
1.1. Определение расхода серы необходимого для производства серной кислоты .....	24
1.2. Выполнение тепловых расчетов процесса обжига железного колчедана.....	25
1.3. Абсорбция оксидов серы.....	31
1.4. Определить количество образования окиси железа, при горении флотационного колчедана. ....	33
1.5. Расчет затраты печного газа при производстве серной кислоты.....	39
1.6. Расчеты по определению константы равновесия окисления диоксида серы в топочных газах до триоксида серы и степени окисления в равновесных условиях.....	41
<b>ГЛАВА II. ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА КАЛЬЦИНИРОВАННОЙ И КАУСТИЧЕСКОЙ СОДЫ.....</b>	<b>45</b>
2.1. Технология производства кальцинированной соды.....	47
2.2. Производство каустической соды известковым способом.....	53
<b>ГЛАВА III . ТЕХНОЛОГИЯ СВЯЗАННОГО АЗОТА.....</b>	<b>62</b>
3.1. Расчеты аппаратов разделения атмосферного воздуха.....	64
3.2. Расчет расхода компонентов синтеза аммиака.....	66
3.3. Расчет количества водорода и азота, используемых для производства синтетического аммиака. Расчеты тепловыделения при синтезе аммиака.....	68
3.4. Расчет расхода компонентов окисления(контактных) аммиака.....	71
3.5. Абсорбция азотных оксидов.....	74
3.6. Расчет необходимого расхода аммиака и атмосферного воздуха на производство слабой азотной кислоты.....	79
<b>ГЛАВА IV. ТЕХНОЛОГИЯ МИНЕРАЛЬНЫХ УДОБРЕНИЙ.....</b>	<b>83</b>
4.1. Производство аммиачной селитры.....	86
4.2. Производство мочевины.....	98
4.3. Материальный баланс экстракции фосфорной кислоты.....	129
4.4. Расчет производства аммофоса .....	133
4.5. Материальные расчеты для производства двойного суперфосфата.....	135
<b>ГЛАВА V. ПРОИЗВОДСТВО МЕТАНОЛА И ПИРОЛИЗ ПРИРОДНОГО ГАЗА .....</b>	<b>138</b>

5.1. Расчет материального баланса процесса пиролиза природного газа.....	140
<b>ГЛОССАРИЙ</b> .....	<b>145</b>
<b>ПРИЛОЖЕНИЯ</b> .....	<b>149</b>
<b>СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ</b> .....	<b>159</b>

## CONTENTS

Foreword.....	9
Introduction.....	10
<b>CHAPTER I PRODUCTION OF SULFURIC ACID.....</b>	<b>12</b>
1.1. Calculation of sulfuric acid storages.....	13
1.2. Dilution Calculations for Concentrated Sulfuric Acid Solutions.....	20
1.3. Determination of the sulfur consumption required for the production of sulfuric acid.....	24
1.4. Performing thermal calculations for the process of roasting iron pyrites ...	25
1.5. Sulfur oxide absorption.....	31
1.6. Determine the amount of iron oxide formation during the combustion of flotation pyrite.....	33
1.7. Calculation of furnace gas costs in the production of sulfuric acid.....	39
1.8. Calculations to determine the equilibrium constant for the oxidation of sulfur dioxide in flue gases to sulfur trioxide and the degree of oxidation under equilibrium conditions .....	41
<b>CHAPTER II. SODA ASH AND CAUSTIC PRODUCTION TECHNOLOGY .....</b>	<b>45</b>
2.3. Soda ash production technology .....	47
2.4. Production of caustic soda by the lime method .....	53
<b>CHAPTER III. FOUND NITROGEN TECHNOLOGY .....</b>	<b>62</b>
3.1. Calculations of atmospheric air separation apparatuses .....	64
3.2. Calculation of the consumption of ammonia synthesis components .....	66
3.3. Calculation of the amount of hydrogen and nitrogen used to produce synthetic ammonia. Calculations of heat release in the synthesis of ammonia .....	68
3.4. Calculation of the consumption of components of oxidation (contact) ammonia.....	71
3.5. Absorption of nitrogen oxides.....	74
3.6. Calculation of the required consumption of ammonia and atmospheric air for the production of weak nitric acid .....	79
<b>CHAPTER IV. TECHNOLOGY OF MINERAL FERTILIZERS .....</b>	<b>83</b>
4.1. Production of ammonium nitrate .....	86
4.2. Urea production .....	98
4.3. Material balance of phosphoric acid extraction .....	129
4.4. Calculation of ammophos production .....	133
4.5. Material calculations for the production of double superphosphate .....	135
<b>CHAPTER V. METHANOL PRODUCTION AND NATURAL GAS PYROLYSIS .....</b>	<b>138</b>
5.1. Calculation of the material balance of the natural gas pyrolysis process ..	140
<b>APPS .....</b>	<b>145</b>
<b>GLOSSARIY .....</b>	<b>149</b>
<b>BIBLIOGRAPHY .....</b>	<b>159</b>

## SO'Z BOSHI

Hozirgi kunda kimyo mahsulotlari va jarayonlari qo'llanilmaydigan biron-bir soha yo'q. Ammo, texnologiya borligi uchungina kimyo ishlab chiqaruvchi kuchga aylanganligini hamma ham anglab yetmaydi. Kimyoviy texnologiya tufayli hozirgi kunda qudratli kimyo korxonalari xalq xo'jaligining barcha tarmoqlariga mahsulotlar yetkazib bermoqda, turmush darajasini o'sib borishini ta'minlashda salmoqli hissa qo'shmoqda.

O'zbekiston Respublikasining davlat mustaqilligiga erishuvi, o'ziga xos rivojlanish yo'lini tanlab olishi, kadrlar tayyorlash tuzulmasini, uning mazmunini qayta tashkil etish, takomillashtirish zaruriyatini keltirib chiqardi. Jumladan, „Ta'lim to'g'risida“gi qonun va unga aloqador me'yoriy hujjatlar, ta'lim standartlari qabul qilinishi shular jumlasidandir.

Respublikamiz mustaqillikka erishgan kundanoq hayotimizda muhim siyosiy, huquqiy, iqtisodiy va ma'naviy o'zgarishlar ro'y bermoqda. O'zbekiston Respublikasida chuqur, keng ko'lamli islohotlar amalga oshirilgan ekan, uzluksiz ta'lim tizimini rivojlantirishga katta e'tibor berila boshlandi.

Texnologik hisoblar kimyoviy jarayonlarining fizik-kimyoviy prinsiplariga asoslangan bo'lib, ularni miqdoriy interpretatsiyasiga olib keladi.

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

Shu sababli ushbu qo'llanmaning tarkibi – ishlab chiqarish jarayonlarining moddiy va issiqlik balansi yoki alohida elementlari, hamda tipik kimyoviy apparatlarga taalluqli bo'lmagan ishlab chiqarish jihozlarini hisoblaridan iborat.

Hisoblar "Noorganik moddalar texnologiyasi" kursi dasturi asosida tuzilgan bo'lib, uning asosiy bo'limlari sulfat kislota ishlab chiqarish, kalsinatsiyalangan va kaustik soda texnologiyasi, bog'langan azot texnologiyasi, mineral o'g'itlar texnologiyasi, metanol ishlab chiqarish va tabiiy gaz piroliziga oid ma'lumotlar, masalalar namunalarini o'z ichiga oladi.

## KIRISH

«Noorganik moddalar kimyoviy texnologiyasi» fanidan amaliy mashg'ulotlar o'tkazishdan asosiy maqsad – talabalarga namunaviy misol va masalalarni yechishni orgatish orqali tipik qurilmalarni va kurs ishlarini loyihalash bilim va ko'nikmalarini shakllantirishdan iboratdir.

Amaliy mashg'ulotlarni bajarishda xalqaro birlik sistemasida (SI), asosiy o'lchov birliklari sifatida quyidagilar xizmat qiladi:

**1 – jadval**

Parametr	O'lchov birligi
Uzunlik	Metr, (m)
Massa	Kilogramm, (kg)
Vaqt	Sekund, (s)
Elektr tokining kuchi	Amper, (A)
Harorat	Kelvin (K)
Yorug'lik kuchi	Kandela (kd)
Modda miqdori	Mol

Undan tashqari, standartda yana ikkita qo'shimcha birlik nazarda tutilgan:

**2 – jadval**

Parametr	O'lchov birligi
Yassi burchak	Radian (rad)
Fazoviy burchak	Steradian (sr)

Qolgan hamma birliklar yuqorida qayd etilgan birliklar asosida keltirilib chiqarilgan va ularning birliklari fizik tenglamalar orqali topiladi.

Misol yoki masalani yechishni boshlashdan avval qurilmaning tasviri (sxemasi yoki ishlab chiqarishning texnologik tasviri) ni chizib olib, unga hamma o'lcham va kattaliklar qo'yiladi. So'ngra, masalaning boshlanqich ma'lumotlari va asosiy hisoblash tenglamalari bilan birgalikda asosiy formulalari aniqlanadi. Hisoblash formulasiga parametrlarning son qiymatlarini qo'yib, to'qri qo'yilganligi tekshiriladi va undan keyin algebrik hisoblashga kirishiladi. Olingan natijalar, qurilma yoki uskunaning amaliy ishlash rejimiga to'qri kelishi, mosligi tahlil qilinadi va jadval shakliga keltiriladi.

### Gramm – atom va gramm – molekula.

Kimyoviy element atomlarining massasini o'lchash uchun maxsus birlik – uglerod birligi (u.b) qabul qilingan. Uglerod birligi qilib, massasi 12 ga teng bo'lgan uglerod atomining 1/12 massa qismi qabul qilingan.

$$1 \text{ u.b.} = 1,66 \cdot 10^{24} \text{ g}; \quad 1 \text{ g} = 6,02 \cdot 10^{23} \text{ u.b.}$$

Ayni atomning uglerod birligidagi ifodalangan massasi atom – massa deyiladi. Elementning atom massasiga son jihatdan teng qilib grammlar hisobida olingan miqdori gramm– atom deyiladi.

**Eslatma:** Ba'zi adabiyotlarda moddaning miqdori quyidagicha ifodalanmoqda: element atom massasi uglerod atom massasining 1/12 qismiga nisbati elementning nisbiy atom massasi deyiladi. Elementning atom massasi Ar (r -

«relative» soʻzining birinchi harfi boʻlib, «nisbiy» degan maʼnoni bildiradi) bilan belgilanadi. Uglorod atomining massasi  $2,0 \cdot 10^{-23}$  g, kislorod atomining massasi  $2,66 \cdot 10^{-23}$  g keladi. Elementning atom massasini ifodalash uchun mahsus atom massa birligi (a.m.b) qabul qilingan. I.a.m.b. uglorod atomi massasining  $1/12$  qismiga, yaʼni  $1,66 \cdot 10^{-24}$  ga teng. Element atomlarining massasini 1 a.m.b. bilan taqqoslab, sonlar topiladi, ularni nisbiy atom massalar deyiladi. Masalan, kislorod uchun

$$2,66 \cdot 10^{-23} / 0,166 \cdot 10^{-23} = 16$$

Nisbiy atom massa, atom massa birligida (a.m.b) ifodalangan massadan farq qilishi kerak.

$$m_a(S) = 12 \text{ a.m.b.} \quad Ar(C) = 1$$

$$m_a(S) = 32 \text{ a.m.b.} \quad Ar(S) = 32$$

Ayni modda massasi uglorod atomi massasining  $1/12$  qismiga nisbati shu moddaning nisbiy molekulyar massasi deyiladi. Masalan,

$$m_m(H_2O) = 18 \text{ a.m.b.} \quad Mr(H_2O) = 18$$

Moddaning miqdori ( $v$ ) shu moddaning struktura zarrachalari (atomlari, molekullari yoki boshqa zarrachalari) soni bilan aniqlanadi. Modda miqdori mollar (mol) bilan ifodalanaadi. «Mol» soʻzi lotincha «moles» soʻzidan olingan. Har qanday moddaning 1 molida  $6,02 \cdot 10^{23}$  ta zarracha boʻladi. Amalda modda miqdorini mollar bilan ifodalash oʻrniga modda massasini gramm bilan hisoblanadi. Shuning uchun moddaning molyar massasi degan kattalikdan foydalaniladi. Moddaning molyar massasi  $M$  – shu modda massasining modda miqdoriga boʻlgan nisbatiga teng. Molyar massa – gramm taqsim mol (g/mol) bilan ifodalanadi; masalan,

$$M = m / v$$

bu yerda,

$m$  – gramm hisobidagi massa;

$v$  – mollar hisobidagi modda miqdori;

$$\text{masalan, } M(H_2O) = 18 \text{ g} / 1 \text{ mol} = 18 \text{ g/mol}$$

**Eslatma:** molyar massa har bir modda uchun doimiy kattalikdir.

Moddaning molekulyar massasiga son jihatdan teng qilib olingan grammlar miqdori g/mol deyiladi.

Atom massa bilan g/atom, molekulyar massa bilan g/mol orasida quyidagicha bogʻlanish mavjud:

$$g/\text{atom} = m/A$$

bu yerda,

$m$  – gramm bilan ifodalangan massa;

$A$  – atom massa.

$$g/\text{mol} = m/M$$

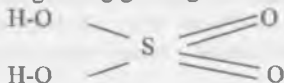
bu yerda,

$m$  – gramm bilan ifodalangan massa;

$M$  – molekulyar massa.

## I BOB. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQUARISH

Sulfat kislotasining kimyoviy formulasi  $H_2SO_4$  bo'lib, uning molekulyar og'irligi 98,08 gr.birligiga teng. Tuzilish formulasi.



Sulfat kislota normal sharoitda ( $t=0^\circ\text{C}$ ,  $p=1\text{ atm}$ ) rangsiz, hidsiz modda. Sulfat kislota 81,63%  $SO_3$  va 18,37% suvdan iboratdir; ya'ni



Sulfat kislotasini birinchi bo'lib, IX asr boshlarida arab alximigi Jabr Ibn Xayyan (ruschasiga Geber) tomonidan temir kuporosini qizdirib, undan chiqqan gazlarni suvda yuttirish natijasida olingandir. Shuning uchun ham, shu vaqtga qadar sulfat kislotasining quyuq eritmasini texnikada kuporos moyi deb ataladi. Bu 93-95% li sulfat kislotasidir. 1742 yili ulug' rus kimyogari M.V. Lomonosov bu suyuqlikka sulfat kislotasi deb nom beradi.

Sulfat kislotasi tannarxi bo'yicha arzon, kuchliligi jihatidan eng kuchli kislotalardan biridir; shuning uchun ham sulfat kislotasi xalq xo'jaligida eng ko'p qo'llaniladigan mahsulotlardan biridir; u medisinada, tekstil sanoatida, kimyo sanoatidagi nam gazlarni quritishda, mudofaada, neftni qayta ishlash sanoatida, ammiakli chiqindi gazlar aralashmasidan ammiakni ushlab, quyidagi reaksiya bo'yicha ammoniy sulfati kabi mineral o'g'it ishlab chiqarishda ham ko'p ishlatiladi:



Sulfat kislota noorganik kimyo sanoatida eng ko'p qo'llaniladigan moddadir. Sulfat kislota xossalari jihatdan kuchli kislotalar qatoriga kiradi. Uning oksidlovchi, namlikni tortib olish xususiyatlari alohida ko'zga tashlanadi. Sulfat kislota Uzbekiston Respublikasining asosan quyidagi korxonalarida ishlab chiqariladi:

1. Olmaliq tog' - kon metallurgiya kombinatida;
2. Olmaliq "Ammofos" ishlab chiqarish birlashmasida;
3. Samarqand kimyo zavodida;
4. Chirchiq "Elektrokimyo sanoati" birlashmasida ;
5. Navoiy tog' - kon metallurgiya kombinatida va x.k.

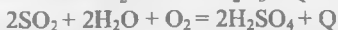
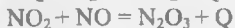
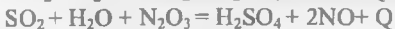
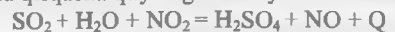
Hozirgi vaqtda dunyo bo'yicha sulfat kislotasi ishlab chiqarishning 2 xil usuli mavjuddir:

1. Nitroza usuli;
2. Kontakt usuli.

Nitroza usuli 2 xil turga:

- a) Kamerali tur;
- b) Minorali turga bo'linadi.

Nitroza va kontakt usullarining bir-biridan asosiy farqi asosan SO<sub>2</sub> gazini SO<sub>3</sub> gaziga qanday oksidlashga bogliqdir. Nitroza usulida o'choq gazi tarkibidagi SO<sub>2</sub> yuqori bo'lmagan haroratda suyuq fazadan iborat nitrozada absorbsiyalanib, shu vaqtning o'zida SO<sub>2</sub> oksidlanib, suyuq fazada sulfat kislotasi hosil qiladi. Bu jarayonni sxematik tarzda qisqacha quyidagi reaksiyalar bilan ifoda etish mumkin:



Bu reaksiyalar majmuasidan ko'rinib turibdiki, azot oksidlari-NO, NO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O<sub>3</sub> lar SO<sub>2</sub> gazini oksidlash uchun zarur bo'lgan kislorodni yetkazib beruvchi moddalar bo'lib hisoblanishi mumkin. Boshqacha qilib aytganda, bu azot oksidlarini, nitroza usulining katalizatori deb atalishi ham mumkin.

Nitroza usuli sanoat miqyosida, avvalo meditsina maqsadlari uchun 15 asr boshlarida Angliyada oltingugurt bilan ammoniy selitrasini qo'shib qizdirilganda ajralib chiqadigan gazlarni idish devoridagi namlik orqali yutib, moysimon modda, ya'ni sulfat kislotasi olingan; bu yerlarda soni juda ko'p miqdorida, ammo unumdorligi juda kam bo'lgan, qo'rg'oshindan yasalgan kameralar ishlatilganligi uchun bu texnologiya kamerali sulfat kislotasi olish deb ataladi. Bu vaqtda quyugligi 65% sulfat kislotadan iborat, ammo tarkibida juda ko'p iflos birikmalar, ya'ni azot oksidlari, mish'yak, fluor birikmalari, sulfat qoldiqlari, qum va xokazolardan iborat bo'lgan sulfat kislotasi olishga erishilgan.

Sulfat kislotani har qanday usul bilan ishlab chiqarish uchun oltingugurtli gaz yoki o'choq gazi kerakdir. Oltingugurtli yoki o'choq gazi deb, oltingugurtli xom ashyolarning o'choqlarda kuydirib, olingan gazlar aralashmasiga aytiladi. Texnikada o'choq gazi deb, tarkibida 7 va undan ortiq foiz oltingugurt oksidi bo'lgan, ya'ni oltingugurt dioksidi bo'lgan gazlar aralashmasiga aytiladi. O'choq gazi tarkibiga oltingugurt dioksididan tashqari 0.2 -0.3% oltingugurt uch oksidi, deyarli shuncha miqdorda azot oksidlari, temir sulfat tuzlari yoki boshqa metall sulfatlari, oksidlari, qum, chang, suv bug'i, uglerod monooksidi, uglerod dioksidi gazlari, kislorod, azot, vodorod floridi, vodorod xloridi, mishyak birikmalari va xokazolalar kiradi. Shunday qilib, o'choq gazi ishlab chiqarish uchun quyidagi xom ashyolar ishlatiladi. Xom ashyo bo'lib, umuman, tarkibida oltingugurt bo'lgan barcha moddalar ishlatilishi mumkin.

## 1.1 SULFAT KISLOTA SAQLAGICHLARI HISOBLARI.

Sulfat kislotasi laboratoriyalarda hajmi 1; 5; 10; 20 litrli shisha idishlarda, sanoatda esa har birining sig'imi 3000m<sup>3</sup> keladigan oddiy po'latdan yasalgan saqlagichlarda saqlanadi. Bu idishlarning soni sulfat kislotasi sexining kamida 15 kunlik unumdorligini ta'minlashi bilan belgilanadi. Hozirgi kunda sulfat kislotasi qurilmalarining bir donasi bir kunda o'rta hisobda 15000 tonna sulfat kislotasi monogidratini ishlab chiqaradi. Sulfat kislotasi va oleum hajmi 20 litrli shisha

idishlarida yog'och yashiklarida qipiqalar orasiga solinib, hamda tashish tannarxini nisbatan arzon qilish uchun sig'imi 60 tonnagacha boradigan po'latdan yasalgan katta sisternalarda tashiladi.

### Fizik xossalari:

Toza sulfat kislota suvsiz og'ir, moysimon suyuqlik, suvda issiqlik ajralishi bilan eriydi. Sulfat kislotaning umumiy formulasi:  $H_2SO_4$

1.1-jadval

Molekulyar og'irligi: (gr)	98.08
0°C da zichligi, (gr/sm <sup>3</sup> )	1.85
Erish harorati: 100% uchun (°C)	10.37
Qaynash harorati 100% uchun (°C)	296.2
Issiqlik sigimi 100% uchun (kj/kg)	1.994

### Kimyoviy xossalari:

Sulfat kislota juda faol bo'lib, metall oksidlarini va ko'plab toza metallarni eritadi. U boshqa kislota va kristallogidratlardan suvni tortib oladi. Sellyuloza tutgan o'simlik va hayvon to'qimalari, kraxmal va shakar konsentrlangan sulfat kislotalarda eriydi. Odam terisini kuydiradi. Sulfat kislotasi kuchli kislota xossalari ega bo'lib, suvsizlantiruvchi va oksidlovchi moddadir. Uni sanoatda 75%, 92,5-94%, 92,5% ligi hamda tarkibida 18.5-24% erkin oltingugurt anhidridiga ega oleum ishlab chiqariladi.

n kilomol suvda l kmol eritilganda ajraladigan issiqlik miqdorini aniqlash formulasi:

$$Q = \frac{n \cdot 74833}{n + 1,7983} \quad (1.1)$$

Suyiltirishning differensial issiqligini, ya'ni boshlang'ich l kmol  $H_2SO_4$  ga  $n_2$  kmol suvli kislotalagacha suyiltirish – boshlang'ich ( $Q_1$ ) hamda oxirgi ( $Q_2$ ) kislotalar suyiltirishining issiqlik ta'sirlari farqi orqali aniqlanadi:

$$Q_2 - Q_1 = \frac{n_2 \cdot 74833}{n_2 + 1,7983} - \frac{n_1 \cdot 74833}{n_1 + 1,7983} \quad (1.2)$$

Har xil konsentratsiyali kislotalarning aralashishidan ajraluvchi issiqlik quyidagi formula orqali topiladi:

$$Q = Q_3(m_1 + m_2) - Q_1 m_1 - Q_2 m_2 \quad (1.3)$$

Bu yerda

$Q_1$  va  $Q_2$  — boshlang'ich kislotalar uchun suyiltirish issiqligi,

$Q_3$  — natijaviy kislota uchun;

$m_1$  va  $m_2$  — aralashtirish uchun olingan kislotalarda 100%  $H_2SO_4$  miqdori, kmol. Suyiltirishdan kelib chiquvchi issiqlik temperaturaga bog'liqdir. Shuning uchun aniq hisobda, temperaturani hisobga oluvchi formula ishlatiladi:

$$H = \frac{2113M}{M+0,2013} + \frac{2,99(t-15)}{M+0,062} \quad (1.4)$$

H — SO<sub>3</sub> ning suvda erishidan chiqadigan issiqlik, kDj /kg SO<sub>3</sub>.

M — H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dagi suvning miqdori, kg /kg SO<sub>3</sub>.

t — temperatura, °C.

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dagi suvning miqdorini aniqlash formulasi

$$M = \frac{100-C}{C_{SO_3}} \quad (1.5)$$

Bu yerda C<sub>SO<sub>3</sub></sub> — sulfat kislotadagi SO<sub>3</sub> ning konsentratsiyasi, %.

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> eritmalarini suyultirishdagi chiqadigan issiqlik ΔH suyultirish issiqligi farqi orqali, ya'ni 100% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ni boshlang'ich C<sub>2</sub> hamda oxirgi C<sub>1</sub> konsentratsiyagacha suyultirishda ajraluvchi issiqlik farqi orqali topiladi:

$$Q_p = \Delta H = H_2 - H_1 \quad (1.6)$$

Har xil konsentratsiyali kislotalar aralashishida ajraluvchi issiqlikni topish:

$$Q_{ap} = H_3 + 2113 - H_1 - H_2 \quad (1.7)$$

Bu yerda,

H<sub>1</sub>, H<sub>2</sub> va H<sub>3</sub> — 100% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ni boshlang'ich kislotada konsentratsiyalarigacha suyultirilgandagi va aralashtirishdan keyingi issiqlik.

Ushbu reaksiyasi orqali hosil bo'luvchi sulfat kislotada entalpiyasi



Ushbu tenglama orqali hisoblanadi:

$$Q = Q_{H_2SO_4} - Q_{SO_2} - Q_{H_2O} \quad (1.8)$$

25° C da hosil bo'luvchi boshlang'ich moddalar entalpiyasidan foydalanib aniqlaymiz (kJ/kmol):

SO<sub>2</sub> — 297,3

H<sub>2</sub>O — 286,3

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> — 802

25° C da H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> hosil bo'lish entalpiyasi:

$$802 - (297,3 + 286,3) = 218,4 \text{ kDj/kmol}$$

**1.1-masala.** Diametri 3 m bo'lgan vertical silindrik yig'gichni 92% li H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> bilan 1,5 m gacha to'ldirilgan. Yig'gichdagi monogidrat miqdorini aniqlang.

92% li H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ning 20°C dagi zichligi 1824 kg/m<sup>3</sup>

Yechish:

Kislotaning haqiqiy og'irligi:

$$0,785 \cdot 3^2 \cdot 1,5 \cdot 1824 = 19300 \text{ kg}$$

Monogidrat og'irligi: 19,3 · 0,92 = 17,8 T

**1.2-masala:** Sulfat kislotaning 50°C dagi zichligi 1600 kg/m<sup>3</sup>. Shu kislotaning 20°C dagi zichligi va konsentratsiyasini toping.

Yechish:

Xulosa qilib aytganda adabiyot ma'lumotiga ko'ra berilgan zichlikni 1K ga to'g'rilash 0,93 ga mos keladi. Temperaturalar farqi  $50 - 20 = 30$  K bo'lganda, umumiy to'g'rilash

$$0,93 \cdot 30 = 28$$

Bundan,  $20^{\circ}\text{C}$  da kislotaning zichligi

$$1600 + 28 = 1628 \text{ kg/m}^3$$

$\text{H}_2\text{SO}_4$  ning bu zichligida 72.6% konsentratsiya to'g'ri keladi.

**1.3-masala.** Diametri  $D=13\text{M}$ , balandligi  $N=5\text{M}$  bo'lgan silindrik shaklidagi kislotaning saqlagichida konsentratsiyasi  $C=97\%$  sulfat kislotasi saqlanmoqda. Kislotaning saqlagichida to'ldirish koeffitsienti  $\eta=0,65$  bo'lsa, bu saqlagich ichidagi sulfat kislotaning hajmi va og'irlik miqdori hisoblanсин.

Berilgan:

$$D=13\text{M}$$

$$H=5\text{M}$$

$$\eta=0,65$$

$$C=97\% \text{ H}_2\text{SO}_4$$

$$97\% \text{ H}_2\text{SO}_4$$

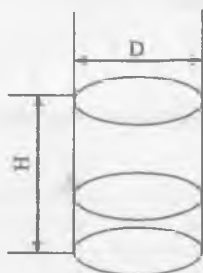
zichligi  $1,8364 \text{ t/m}^3$  (ma'lumotnomadan olinadi)

$$V \text{ H}_2\text{SO}_4 - ?$$

$$m \text{ H}_2\text{SO}_4 - ?$$

Masalaning yechimi:

1. Kislotaning saqlagichining umumiy ko'rinishi quyidagicha bo'lishi mumkin:



2. Kislotaning saqlagichini umumiy hajmini aniqlaymiz:

$$1. V_1 = \frac{\pi D^2 \cdot H}{4} = \frac{3,14169 \cdot 13^2 \cdot 5}{4} = 663,32 \text{ M}^3$$

3. Kislotaning saqlagichida saqlanayotgan sulfat kislotaning hajmini topamiz:

$$V_2 \text{ H}_2\text{SO}_4 = V_1 \text{ M}^3 \cdot \eta = 663,32 \text{ M}^3 \cdot 0,65 = 431,16 \text{ M}^3 \text{ H}_2\text{SO}_4$$

4. Kislotaning saqlagichida saqlanayotgan 97% sulfat kislotasining og'irlik miqdorini hisoblaymiz:

$$m \text{H}_2\text{SO}_4 = V \text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \rho \cdot 97\% \text{H}_2\text{SO}_4 = 431,16 \text{M}^3 \cdot 1,8364 \text{t/M}^3 = 791,79 \text{t H}_2\text{SO}_4$$

5. Hozirgi vaqtda sulfat kislotasi omborxonalarida ishlatilayotgan kislotasi saqlagichlarining har birining hajmi  $3000 \text{M}^3$  va undan ortiqroq ham bo'lishi mumkin va unda o'rtacha 5500 tonna atrofida kuporos moyi (93:94%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) saqlanadi. Amaliyotda kislotasi saqlagichlarni qisqartirib «banka» lar deyiladi va hozirgi zamon sulfat kislotasi omborxonalari 3 va undan ortiq «banka» lardan iborat bo'lib, ularda 15000 tonnadan ortiq yuqori konsentratsiyali sulfat kislotasi saqlanadi.

**1.4-masala.** 150 t/soat kolchedanni pechda yoqiladi. 1 t kolchedandan normal sharoitda  $2549,7 \text{m}^3$  gaz hosil bo'ladi, uning zichligi normal sharoitda  $1,42 \text{kg/m}^3$  ga teng. Pechdan chiqayotgan gaz harorati  $400^\circ\text{C}$ . Elektrofiltirlardan oldin gazni tozalash uchun kerak bo'ladigan NIIOGAZ siklonini sonini aniqlang.

Yechish: NIIOGAZ siklonini quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$\left(\frac{V}{F}\right)^2 = \frac{\Delta P \cdot 2 \cdot g}{1030 \cdot \rho} \quad (1.9)$$

Bu yerda:

$V$  – gaz hajmi,  $\text{m}^3/\text{c}$

$F$  – Siklon yuzasi,  $\text{m}^2$

$\rho$  – ishchi haroratdagi gazning zichligi,  $\text{kg/m}^3$

$\Delta P$  – Siklonning gidravlik qarshiligi.

Ishchi sharoitdagi gaz hajmi:

$$\frac{150}{24 \cdot 3600} \cdot 2549,7 \cdot \frac{273 + 400}{273} = 10,9 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Amaliy berilganlar bo'yicha  $\Delta P = 430 \text{Pa}$  deb qabul qilamiz

Gaz zichligi

$$\rho = 1,42 \cdot \frac{273}{273 + 400} = 0,577 \text{kg/m}^3$$

Hamma siklonlarning umumiy ko'ndalang kesimi

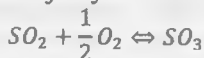
$$F = \frac{10,9}{\sqrt{\frac{430 \cdot 2 \cdot 9,81}{1030 \cdot 0,575}}} = 2,9$$

Konstruktiv tuzilishiga ko'ra siklon korpusi diametri 800 mm dan yuqori bo'lmasligi kerak. Siklon diametrini 700 mm deb qabul qilamiz. Unda parallel ishlovchi siklonlar soni quyidagicha:

$$\frac{2,9}{0,785 \cdot 0,7^2} = 7,5$$

ya'ni 8 dona.

**1.5-masala.** Ideal siqib chiqarish rejimida ishlovchi bir qatlamli katalitik reaktor mavjud. Reaktorda vannadiy katalizatorli filtr qatlamida  $SO_2$  ni oksidlanishi qaytar ekzotermik jarayon asosida amalga oshadi:



Reaktorni reaksiyon hajmini, reaktorga joylanishi lozim bo'lgan  $SO_2$  ni  $SO_3$  ga aylanishi darajasini ta'minlash uchun katalizator hajmi 0,5 ga teng.

Reaktor diametri va katalizator qatlami qalinligi aniqlanishi lozim.

**Berilgan:** Katalizator qatlamidagi harorat  $570^\circ C$ , boshlang'ich gaz tarkibi (hajm%):

$SO_2 - 11.0\%$ ;  $O_2 - 10\%$ ;  $N_2 - 79\%$

\*Gaz sarfi  $15500 \text{ m}^3/\text{soat}$ . Apparatdagi gaz tezligi  $1,4 \text{ m/s}$ .  $585^\circ C$  da  $SO_2$  ning  $SO_3$  ga aylanish reaksiya tezligi konstantasi  $13,7$  ga teng. Muvozanat konstantasi quyidagi formuladan aniqlanadi.

$$\lg K_p = \frac{4905}{T} - 4.6455 \quad (1.10)$$

Aktivlanish energiyasi  $E = 87800 \text{ kDj/mol}$

Zahira koeffisienti  $c = 1,3$

Yechish: quyidagi tenglamaga muvofiq ideal siqib chiqaruvchi reaktor uchun

$$\tau = \frac{v}{v_{CM}} = C_{60m} \int_0^x \frac{dx}{u} \quad (1.11)$$

$SO_2$  va  $SO_3$  ni oksidlanish reaksiyasi tezligi T.K. Bereskovning ba'zi parametrlarni o'zgarish oraliqi uchun soddalashtirilgan tenglamasi asosida aniqlanadi.

$$u = \frac{k}{2a} \left( \frac{x_p - x}{x} \right)^{0.8} \cdot (2b - ax)^{\frac{273}{T}} \quad (1.12)$$

Bu yerda :  $a$  –gazdagi  $SO_2$  ning boshlang'ich konsentratsiyasi %,

$b$  – gazdagi  $O_2$  ning boshlang'ich konsentratsiyasi (hajm).

Yuqoridagi ikkala tenglama qiymatlarini qo'yib

$$\tau = \frac{v}{v_{CM}} = \int_0^x \frac{dx}{\frac{k}{2a} \left( \frac{x_p - x}{x} \right)^{0.8} \cdot (2b - ax)^{\frac{273}{T}}}; \quad (1.13)$$

Yuqoridagi tenglamani yechish uchun grafik integrallash formulasidan foydalanamiz.

Buning uchun  $\frac{1}{x} - x$  koordinatalar grafigini tuzib uning  $x$  ning 0 dan

0,5 gacha oralig'idagi bir nechta qiymatlarini integral osti qiymatini hisoblaymiz.  $570^\circ C$  uchun  $SO_2$  ning  $SO_3$  ga oksidlanish jarayoni tezligi konstantasini aniqaymiz.

$$2.3 \lg \frac{13.7}{k} = \frac{87800}{8.31} \left( \frac{1}{843} - \frac{1}{858} \right) = 0.222$$

$$\lg 13.7 - \lg k = \frac{0.222}{2.3} = 0.0965$$

$$\lg R = \lg 13.7 - 0.0965 = 1.04$$

$$k_{570} = 11.0$$

Xr ning muvozanat aylanish darajasini konsentratsiyasining teng muvozanat sifatida aniqlash mumkin.

$$x_p = \frac{G_p}{G_{\max} C_{pSO_2} + C_{pSO_3}} \quad (1.14)$$

yoki muvozanat konstantasi va reagentlarning boshlang'ich konsentratsiyalariga asosan quyidagi tenglamadan topish mumkin.

$$X_p = \frac{K_p}{k_p + \sqrt{\frac{100 - 0.5ax_p}{b - 0.5ax_p}}}; \quad (1.15)$$

$$\lg k_p = \frac{4905}{843} - 4.645 = 1.18; \quad k_p = 15.15$$

$$X_p = \frac{15.15}{15.15 + \sqrt{\frac{100 - 0.5 \cdot 11x_p}{10 - 0.5 \cdot 11x_p}}}$$

x ning 0,1 dan 0,5 gacha oralig'idan ixtiyoriy qiymatlarini topamiz

$$x_1 = 0,1, \quad x_2 = 0,2, \quad x_3 = 0,3, \quad x_4 = 0,4, \quad x_5 = 0,5$$

va 1/u qiymatini hisoblaymiz

$$\frac{1}{u} = \frac{2a}{R} \cdot \left( \frac{x}{x_p} \right)^{0,8} \cdot \left( \frac{1}{2b - ax} \right) \cdot \frac{843}{T} \quad (1.16)$$

$x_1 = 0,1$  bo'lganda

$$\frac{1}{u_1} = \frac{2 \cdot 11}{11} \cdot \frac{843}{273} \left( \frac{0,1}{0,79 - 0,1} \right)^{0,8} \cdot \left( \frac{1}{2 \cdot 10 - 11 \cdot 0,1} \right) = 0,059$$

$X = 0,2$  bo'lganda

$$\frac{1}{u_1} = \frac{2 \cdot 11}{11} \cdot \frac{843}{273} \left( \frac{0,2}{0,79 - 0,2} \right)^{0,8} \cdot \left( \frac{1}{2 \cdot 10 - 11 \cdot 0,2} \right) = 0,145$$

$$x_3 = 0,3 \quad \frac{1}{u_3} = 0,248$$

$$x_4 = 0,4 \quad \frac{1}{u_4} = 0,4$$

$$x_5 = 0,5 \quad \frac{1}{u_5} = 0,655$$

$\frac{1}{u}$  quyidagi grafigini tuzamiz.

Maydon hisobi

$\tau = 0,117$ ;  $c = 0,12$  sek ni beradi.

Katalizator hajmini aniqlaymiz.

$$V = 0,12 \cdot \frac{15500}{3600} \cdot 1,3 = 0,675 \text{ m}^3$$

Reaktoring kesishuv maydoni

$$S = \frac{V_{SM}}{w} = \frac{15500}{3600} \cdot \frac{843}{273} \cdot \frac{1}{1,4} = 9,5 \text{ m}^2$$

Apparat diametri

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{9,5 \cdot 4}{3,14}} = \sqrt{12,1} = 3,48 \text{ m} \quad (1.17)$$

Katalizator qatlam balandligi:

$$h_0 = \frac{V}{S} = \frac{0,675}{9,5} = 0,071 \text{ m} = 71 \text{ mm}$$

## 1.2. SULFAT KISLOTANING KUCHLI ERITMALARINI SUYILTIRISH HISOBLARI.

Ma'lumki, sulfat kislotasi ishlab chiqarish uchun, umumiy tarzda, o'choq gazi tarkibidagi oltingurt uch oksidini suv bilan absorbsiyalash zarurdir:



Bu reaksiya geterogen, amaliy qaytar va ekzotermik bo'lgani uchun, Le-Shatel'e prinsipiga muvofiq sulfat kislotasi chiqishini oshirish uchun bosimni oshirib (chunki reaksiya hajm torayishi bilan ketganligi uchun), haroratni pasaytirish kerak (chunki reaksiya ekzotermik bo'lib, issiqlik chiqishi bilan boradi). Ammo, bu reaksiya amaliyotda to'g'ridan to'g'ri to'liq ketmaydi, chunki reaksiya natijasida chiqayotgan katta issiqlik hisobiga suyuq sulfat kislotasi emas, balki kondensatsiyalanishi qiyin bo'lgan sulfat kislotasi bug'lari hosil bo'lib, ular o'choq gazi bilan havoga chiqib ketadi. Bu esa atrof muhitni ifloslanishiga va sulfat kislotani yo'qolishiga olib keladi. Shuning uchun, amaliyotda o'choq gazi tarkibidagi  $\text{SO}_3$  ni toza suv bilan emas, balki sulfat kislotasi eritmasi tarkibidagi suv bilan yutish keng qo'llaniladi, garchand bu holatda sulfat kislotasining chiqishi anchagina kamayib ketsa ham. Ishlab chiqarilayotgan sulfat kislotasining chiqishini oshirish bir qator eng qulay texnologik sharoitlarga bog'liqdir.

Avvalom bor shuni ta'kidlash kerakki, absorbsiya jarayonida, o'choq gazi tarkibidagi  $\text{SO}_3$ , dastavval, sulfat kislotasi eritmasida kondensatlanadi, so'ng suv bilan reaksiyaga kirishib, kuchsiz sulfat kislotasi eritmasini hosil qilib, u esa absorber tepasidan berilayotgan sulfat kislotasi eritmasi bilan aralashib, natijada qo'shimcha sulfat kislotasi hosil qilib, uni konsentratsiyasini oshiradi. Bu fizik va kimyoviy jarayonlarning hammasida katta miqdorda issiqlik chiqadi.

Shuning uchun, o'choq gazi tarkibidagi  $\text{SO}_3$  ni to'liq absorbsiyalanishi va uning tezligi bir qator omillarga bog'liqdir: absorbsiya jarayonidagi temperaturaga, tepadan berilayotgan sulfat kislotasi konsentratsiyasiga, o'choq gazi bilan kislotaning uchrashish yuzasiga, o'choq gazining chiziqli tezligiga va hokozolarga bog'liqdir. O'choq gazi tarkibidagi  $\text{SO}_3$ ni absorbsiyalash jarayonida temperatura

qanchalik kichik bo'lsa,  $\text{SO}_3$  ni absorbsiyalanish darajasi shunchalik yuqori bo'ladi. Xuddi shunday natijaga olib keladi, agarda absorberga berilayotgan sulfat kislotani konsratsiyasini yuqori ko'tarsak. Ammo, kislotani konsratsiyasi 98,3%  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ga etganda absorbsiyalanish darajasi eng yuqori bo'lib, keyinchalik kislotani konsratsiyasini oshirishni yana davom ettirilganda, absorbsiyalanish darajasi kamayib ketadi. Bunga sabab shuki, absorberga berilayotgan sulfat kislotani konsratsiyasi 98,3% ga yetganda, sulfat kislotani suv bilan azeotrop aralashmasi hosil bo'ladi, ya'ni suyuqlik tarkibi (98,3%  $\text{H}_2\text{SO}_4 + 1,7\% \text{H}_2\text{O}$ ) uning ustidagi bug' tarkibi (98,3%  $\text{H}_2\text{SO}_{4(b)} + 1,7\% \text{H}_2\text{O}_{(b)}$ ) ga teng bo'lib qoladi, shuning uchun, suyuqlikdagi sulfat kislotani konsratsiyasi 98,3% dan ortiq bo'lsa, bunday kislotani bug' tarkibida sulfat kislotani bug'lari ko'p bo'lib, ular absorber pastidan berilayotgan o'choq gazidagi  $\text{SO}_3$  ni absorbsiyasiga halaqit beradi va u chiqindi gaz bilan apparatdan olib chiqib ketilib, atmosfera havosida baland mo'rining tepa cho'qqisidan bir oz narida havodagi suv bug'i bilan birikib, sulfat kislotani oq tumanini hosil qilib,  $\text{SO}_3$  ning bir qismini yo'qolishiga olib keladi.

Agarda absorberga berilayotgan sulfat kislotani konsratsiyasi 98,3%  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan kichik bo'lsa, u vaqtda bunday kislotani ustida nisbatan  $\text{H}_2\text{O}$  bug'lari ko'p bo'lib, ular, o'choq gazni tarkibidagi  $\text{SO}_3$  bilan absorber ichidayoq kondensatlanishi qiyin bo'lgan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  oq tumanini hosil qilib, u mo'rining bevosita cho'qqisidan chiqib turadi, va bu holatda ham o'choq gazni tarkibidagi  $\text{SO}_3$  ni bir qismini yo'qolishiga olib keladi. Shunday qilib, absorberga beriladigan sulfat kislotani eng qulay konsratsiyasi nazariy jihatdan 98,3%  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dir, amaliyotda esa 97,8% dan 98,9% li sulfat kislotani eritmasi 60°C dan yuqori bo'lmagan haroratda ishlatiladi. Absorbsiya jarayoni ekzotermik bo'lgani uchun, sulfat kislotani absorberdan chiqishdagi konsratsiyasi kirishdagiga qaraganda 0,5-1,0 % gagina yuqori bo'lishiga yo'l qo'yiladi, holos. Absorber tepasidan berilayotgan sulfat kislotani bilan pastdan berilayotgan o'choq gazning uchrashish yuzasi qanchalik katta bo'lsa, absorbsiya jarayoni shunchalik to'liqroq va tezroq amalga oshadi. Uchrashish yuzasini oshirish uchun, odatda, har xil shakl va o'lchamdagi keramika, plastmassa, po'lat va hokazolardan yasalgan jinslar ishlatiladi. Umumiy yuzani oshirish uchun jinslar hajmini oshirish kerak: bu vaqtda absorberlar o'lchamlari va qolaversa ularni qiymatlari ham oshib, kislotani tannarxi oshib ketadi. Shuning uchun, o'choq gazni fiktiv chiziqli tezligini oshirish hisobiga  $\text{SO}_3$  ni absorbsiyalanish ko'effitsientining o'stirishiga harakat qilinadi, chunki quyidagi tenglamadan ko'ringanidek:

$$K = K_0 W^m \quad (1.18)$$

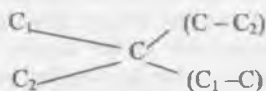
Bu yerda:  $K$ -absorbsiya ko'effitsienti,  $\text{kg/m}^2 \cdot \text{soat} \cdot \text{mm} \cdot \text{simob}$  ustuni;  $W$ -absorberdagi gazning fiktiv tezligi (absorber ichidagi jinslar e'tiborga olinmagan holatda),  $\text{m/sek}$ .  $K_0$ -o'choq gazni tezligi  $W=1 \text{m/sek}$  bo'lganidagi absorbsiyalanish ko'effitsientiga teng doimiy sondir.  $m$ -daraja ko'effitsienti: laminar rejimda 0,5 ga teng; turbulent rejimida 0,8 ga tengdir. Ammo o'choq gazning fiktivli tezligi meyoridan oshirilganda, u aks ta'sir ko'rsatib, absorberning gidravlik qarshiligini oshirishga va sachratqini tomchilarni o'choq bilan birga absorberdan chiqib ketishiga

olib keladi. Bunday holat esa minora va absorberlar unumdorligini pasayishiga olib keladi:

$$R_2 = R_1 \frac{(w_2)^2}{w_1} \quad (1.19)$$

Bu yerda  $R_1, R_2$ -lar mos ravishda  $W_1, W_2$  chiziqli tezliklarga to'g'ri kelgan gidravlik qarshiliklardir. Bu tenglamadan ko'rinadiki, gazning tezligi ikki marta oshirilganda, gidravlik qarshilik esa 4 marotaba ortar ekan.

Ikki xil yoki boshqa moddalarni suyultirish va aralastirish uchun olib boriladigan hisoblarga "krest usuli" deb nomlangan usulni qo'llash qulay hisoblanadi. U quyidagi sxema ko'rinishida bo'ladi:



Bunda  $(C_1, C_2)$  nuqtalarda eritmalarining konsentratsiyalarini chap tomonga tayyorlanish kerak bo'lgan eritmaning konsentratsiyasi  $C$  ni o'ng tomon bilan kesishadigan joyiga yoziladi va ulardan diagonalar o'tkaziladi. Bunda  $C_1$  va  $C_2$  eritmani suv bilan suyultirishda  $C_2 = 0$  bo'ladi.

**1.6-masala.** Og'irligi  $m_2=750$  tonna  $C_2=5\%$  li  $H_2SO_4$  eritmasini tayyorlash uchun necha tonna  $C_1=93\%$  kuporos moyi va texnologik suv kerak. Kuporos moyi va texnologik suvning miqdorlari og'irlik va hajmiy o'lchov birliklarida hisoblansin.

Berilgan:

$$m_2=750 \text{ t } H_2SO_4$$

$$C_2=5\% H_2SO_4$$

$$\rho_1=93\% H_2SO_4=1,8279 \text{ t/M}^3 \text{ (Bu qiymatlar ma'lumotnomadan olinadi).}$$

$$\rho_2=5\% H_2SO_4=1,0317 \text{ t/M}^3$$

$$m_2 \text{ 93\% } H_2SO_4 \quad m_3 H_2O?$$

$$V_1 \text{ 93\% } H_2SO_4 \quad V_2 H_2O?$$

Masalani yechimi:

1. Bu masalaning yechimi uchun diagonal qoidasi asosida proporsiya tuzamiz.



2.  $m_2 = 750 \text{ t } C_2=5\% H_2SO_4$  eritmasini tayyorlash uchun 93%-li kuporos moyini sarfini hisoblaymiz;

$$\begin{array}{l} \rightarrow 93\text{t } 5\% H_2SO_4 \quad 5\text{t } 93\% H_2SO_4 \\ \rightarrow m_1\text{t } 5\% H_2SO_4 \quad m_2\text{t } H_2O_4 \\ m_2 \text{ 93\% } H_2SO_4 = \frac{m_1 \cdot 5\text{t}}{93\text{t}} \end{array}$$

$$m_2 \text{ 93\% H}_2\text{SO}_4 = \frac{750t \cdot 5t}{93t} = 40,3 \text{ t 93\% H}_2\text{SO}_4$$

3. Texnologik suvni sarfini hisoblaymiz:

93t 5% H<sub>2</sub>O<sub>4</sub>    88t texnologik H<sub>2</sub>O

m<sub>1</sub>t 5% H<sub>2</sub>O<sub>4</sub>    m<sup>3</sup>t texnologik suv

Bu yerdan:

$$m_3 \text{ H}_2\text{O} = \frac{m_1 t \cdot 88}{93t};$$

$$m_3 \text{ H}_2\text{O} = \frac{750t \cdot 88t}{93t} = 709,7t \text{ H}_2\text{O}$$

4. Hisobimiz to'g'riligini bilish uchun

$$m_2 + m_3 = 40,3t + 709,7t = 750t \text{ 5\% H}_2\text{SO}_4$$

Demak, og'irlik o'lchov birliklarida bajarilgan hisoblar to'g'ri ekan.

Endi sulfat kislotasi va texnologik suvning hisoblab topilgan og'irlik miqdoridan ular hajmi miqdorlarini hisoblaymiz.

5. 40,3t 93% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> necha M<sup>3</sup> hajmni egallaydi?

$$V_1 \text{ 93\% H}_2\text{SO}_4 = \frac{m_1}{\rho} = \frac{40,3t}{1,8279 \text{ t/m}^3} = 22,047 \text{ M}^3 \text{ 93\% H}_2\text{SO}_4$$

6. 709,7 H<sub>2</sub>O necha M<sup>3</sup> hajmni egallaydi?

$$V_2 \text{ H}_2\text{O} = \frac{m_2 \text{ H}_2\text{O}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{709,7t}{1,0000 \text{ t/m}^3} = 709,7 \text{ M}^3 \text{ H}_2\text{O}$$

bu yerda ρ<sub>H<sub>2</sub>O</sub> texnologik suvning zichligi.

7. 750 t 5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ning hajmini aniqlaymiz.

Bu hajm ikki usul bilan aniqlanishi mumkin.

A). 93% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> hajmiga H<sub>2</sub>O hajmini oddiy qo'shish usuli bilan, ya'ni;

$$V_{3/6} = V_1 + V_2 = 22,047 \text{ M}^3 + 709,7 \text{ M}^3 = 731,747 \text{ M}^3 \text{ 5\% H}_2\text{SO}_4$$

B). 5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> hajmini uning zichligi orqali hisoblash:

$$V_{3/6} = \frac{m_1 t}{\rho_1 \text{ t/m}^3} = \frac{750t}{1,0317 \text{ t/m}^3} = 726,955 \text{ M}^3 \text{ 5\% H}_2\text{SO}_4$$

Bu natijalardan haqiqiyi V<sub>3/6</sub> = 726,955 M<sup>3</sup>dir, V<sub>3/6</sub> = 731,474 M<sup>3</sup> esa noto'g'ri javobdir, chunki sulfat kislotasi suvda juda yaxshi eriydi. Shu munosabat bilan A) usuli bir-birida erimaydigan moddalar uchungina to'g'ridir.

### 1.3. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQRISH UCHUN ZARUR BO'LGAN OLTINGUGURTNING SARFLANISH MIQDORINI TOPISH

Kontakt usulda sulfat kislota ishlab chiqarish sanoatida gazi zararli aralashmalardan nozik tozalashga, ya'ni mishyak qotishmalari, selen, sulfat kislota changlari va kuyindi kuli qoldiqlaridan tozalashga asoslangan. Dastlab elektrofiltirlar va siklonlarda mexanik aralashmalardan tozalanadi, keyin esa mishyakni sulfat kislota tumanini ma'lum qismini tutib qolish joyidagi xo'l elektrofiltirlar orqali beriladigan, yumshatiladigan va sovitiladigan nozik gaz tozalash jarayonida tozalanadi. 1000 kg kolchedandan kuydirilgan gazga quyidagicha namlik (kg 1000 kg kolchedanga)

$$\frac{1000 \cdot w_{H_2O}}{1000 - w_{H_2O}} \quad (1.20)$$

( $w_{H_2O}$  - nam kolchedandagi namlik tarkibi %) nam havodan esa, shuningdek, 1000 kg quruq kolchedan uchun hisobda gazga quyidagicha namlik kiradi:

$$a_{H_2O} \cdot \frac{V_{havo}}{1000} \quad (1.21)$$

Bu yerda

$a_{H_2O}$  - 1 m<sup>3</sup> quruq havo uchun havodagi namlik tarkibi;

$V_{havo}$  - kuydiririshga kelayotgan quruq havo miqdori, m<sup>3</sup>

1 t produksion kontakt kislota uchun hisobda (kg. da) gazdagi suv miqdorini quyidagi formuladan topish mumkin.

$$W_{H_2O} = \frac{228,3 \cdot a_{H_2O}}{C_{SO_2} \cdot \eta \cdot 10}; \quad (1.22)$$

Bu yerda;

$a_{H_2O}$  - 1 m<sup>3</sup> gazdagi suv bug'i miqdori, gr;

28,3 - 1 t produksion kislota uchun SO<sub>2</sub> miqdori, m<sup>3</sup>

$C_{SO_2}$  - quruq kuydirilgan gazdagi SO<sub>2</sub> konsentratsiyasi % (hajmi)

$\eta$  - produksion kontakt kislota dagi SO<sub>2</sub> foydalanish ko'rsatkichi.

**1.7-masala.** Yuvish bo'limini gaz 20°C haroratda tark etadi. Boyituvchi kislota harorati 40°C.

Agar gazdagi SO<sub>2</sub> konsentratsiyasi 10% va foydalanish darajasi 95% bo'lsa 1 t mahsulot uchun hisobda gaz bilan chiqib ketayotgan suv bug'ini miqdorini toping.

Yechish.

$$\frac{228,3 \cdot 30,4}{10 \cdot 0,95 \cdot 10} = 73 \text{ kg} \quad (1.23)$$

Bu yerda: 30,4 - 30°C ga teng bo'lgan o'rtacha haroratdagi gazning namlik tutib qolishi.

**1.8-masala** Soatiga tarkibida S=94% sulfat kislota bo'lgan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> eritmasidan m=110 tonna ishlab chiqarish uchun kuniga necha tonna 2-navli oltingugurt

sarflanadi. Agarda oltingugurtni ishlab chiqarishdagi yo'qotilishi  $\eta=1,5\%$  tashkil etsa.

Berilgan:

1.  $C=94\% \text{ H}_2\text{SO}_4$

2.  $m=110 \text{ t/soat}$

3.  $\eta=1,5\%$

4.  $C_s=99,5\% \text{ S (III-nav uchun ma'lumotnomadan olinadi)}$

$m_4=?$

$94\% \text{ H}_2\text{SO}_4=1,8312 \text{ t/M}^3, C_s^{II} = 99 \cdot \%S$

Masalaning yechimi:

1. 1 kunda necha tonna 94% lik sulfat kislota ishlab chiqariladi?

$m_1=m \text{ t/soat} \cdot \text{soat} = 110 \cdot 24=2640 \text{ t } 94\% \text{ H}_2\text{SO}_4/\text{kun}$

2. Kuniga  $m_1 \text{ t } 94\% \text{ H}_2\text{SO}_4$  dan necha  $t \text{ } 100\% \text{ H}_2\text{SO}_4$  ishlab chiqarish mumkin?

$m_2 = \frac{m_1 \text{ t/kun } 94\%}{100\%} = 2481,6 \text{ t } 100\% \text{ H}_2\text{SO}_4/\text{kun}$

3. Agarda ishlatilayotgan oltingugut tarkibida  $C_s=99,5\% \text{ S}$  bor bo'lsa, kuniga qancha oltingugut kerak?

$m_3 = \frac{m_2 \text{ t/kun } C_s \%}{100} = \frac{2481,6 \cdot 99,5\%}{100\%} = 2456,8 \text{ t } 2 - \text{navli Skerak.}$

4. Xom ashyo ishlab chiqarishdagi yo'qotilishni e'tiborga olib, uni sarfini aniqlaymiz;

$m_4 = m_3 \text{ t} \left( 1 + \frac{\eta\%}{100} \right) = 2456,8 \text{ t} \left( 1 + \frac{1,5}{100} \right) = 2493,6 \text{ t/kun } 2 \text{ navli S}$

#### 1.4. TEMIR KOLCHEDANINI YOQISH JARAYONINING ISSIQLIGI HISOBLARINI BAJARISH

Hozirgi vaqtda oltingugurt tutgan gazlarni olish uchun asosiy manbaa oltingugurt kolchedani kuydirish hisoblanadi. Kolchedan yoqish jarayoni bir necha bosqichlardan iborat:

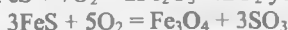
1.  $\text{FeS}_2$  ni termik parchalanishi.



2. Oltingugurtni yonishi.



3.  $\text{FeS}$  ni oksidlanishi. Bu jarayon juda murakkab bo'lib, borish mexanizimi o'rganilmagan.  $\text{FeS}$  ni oksidlanish umumiy reaksiyasi quyidagi tenglama bilan ifodalanadi.



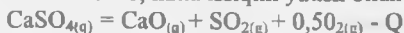
Kolchedanni oxirigacha yonishida temir oksidi hosil bo'lishini quyidagi umumiy tenglama bilan ifodalash mumkin.



Va temir (VI)- oksidi

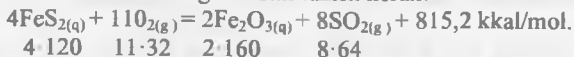


Umuman barcha S li xom ashyolarni yonish reaksiyasi yuqorida ko'rib o'tilganidek, ekzotermik bo'lib, issiqlik chiqishi bilan ketadi. Faqat sulfatlarning dissosiyasiyasigina endotermik bo'lib, katta issiqlik yutish bilan ketadi.



Shuning uchun, tabiiy sulfatlar va gipslar hozirgi vaqtda xom-ashyo sifatida ishlatilmaydi. Bundan fosfogips mustasnodir, chunki fosfogips juda ko'plab miqdorda har yili sanoat miqyosida ajralib chiqib, ko'plab gektar maydonlarni va atrof muhitni ifloslantirayapti.

Shuning uchun, u kelajakda xom-ashyo sifatida ishlatiladi. Har qanday oltingugurtli xom-ashyoni yoqish issiqligini bilish uchun uni yoqish reaksiyasini yozish kerak, ya'ni termodinamik tenglamasini tuzish kerak:



Xom ashyoni yonish issiqligi ikki xil bo'ladi.

1. Nazariy. -  $Q_{\text{naz}}$

2. Amaliy yonish issiqligi -q amaliy,

1. Nazariy yonish issiqligi;

$$Q_{\text{nazariy}} = \frac{815,2 \cdot 1000 \text{ gramm}}{53,46} = 1700 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \text{FeS}_2 \quad (1.24)$$

Yani, 1kg kimyoviy toza FeS<sub>2</sub> yoqishda ajralib chiqadigan issiqlik miqdori nazariy yoqish issiqlik miqdoridir.

2. Yuqoridagi reaksiya geterogen bo'lgani uchun va uning ketishi bir qator omillarga bog'liq bo'lgani uchun amaliyotda bu reaksiya to'liq ketmaydi.

Shuning uchun, ko'proq amaliy yonish issiqligidan foydalaniladi. Buning uchun, biz quyidagi tenglamani yechamiz:

$$Q_{\text{Fe}_2\text{O}_3} \frac{1700 \cdot P_{s(yo)\%}}{53,46} = \frac{31,8 P_{s(yo)} \text{ kkal}}{\text{kg}} \text{FeS}_2 \quad (1.25)$$

Bu yerda -  $P_{s(yo)}$  - yongan oltingugurtning prosenti. Bu keltirilgan tenglama FeS<sub>2</sub> ni yonishdagi hosil bo'layotgan temir zangining qanday turda hosil bo'lishiga bog'liqdir. Agarda temir zangi sifatida Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> hosil bo'ladigan bo'lsa, yonish issiqligi quyidagicha belgilanadi:

$$Q_{\text{Fe}_3\text{O}_4} = 30,2 \cdot P_{s(yo)} \text{ kkal/kg FeS}_2$$

Agarda oltingugurt rudasi ishlatilsa:

$$Q_S = 22,11 \cdot P_{s(yo)} \text{ kkal/kg S rudasi.}$$

Agarda rux amalgamasi ishlatilsa

$$Q_{\text{ZnS}} = 35 \cdot P_{s(yo)} \text{ kkal/kg ZnS}$$

$P_{s(yo)}$  quyidagicha topiladi:

$$P_{S(e)} = P_{S(a)} - X \cdot P_{S(3)} - \%$$

$P_{S(A)}$ -S li xom ashyodagi S ning amaliy miqdori, % hisobida.

$P_S(3)$ -hosil bo'layotgan zang (chiqindi) tarkibidagi S miqdori, % da

X-temir zangini yoki biron -bir qattiq oksidni amaliy chiqimi, birlik ulushda hisoblanadi.

Hosil bo'layotgan issiqlik miqdorlarining bir qismi avvalo sulfat kislotada ishlab chiqarish jarayonida, qolgan qismi qo'shni korxonalariga beriladi.

**1.9-masala.** 1 soatda aralashtirgichga 20%  $SO_3$ (*crkin*) (104,5%  $H_2SO_4$ ) tutgan 1000 kg oleum va komponentlarning 100°C boshlang'ich haroratdagi 90%li sulfat kislotadan 500 kg keladi. Aralashtirgichda qancha issiqlik ajraladi.

Yechish:

Olingan aralashmadagi  $H_2SO_4$  konsentratsiyasi

$$\frac{1000 \cdot 1,045 + 500 \cdot 0,9}{1000 + 500} \cdot 100 = 100\%$$

Suv miqdori:

$$1000 \text{ kg oleumda } (1000 - 1000 \cdot 0,8531) = 147 \text{ kg}$$

$$500 \text{ kg kislotada } (500 - 500 \cdot 0,7347) = 132,5 \text{ kg}$$

(0,8531 va 0,7347 oleum va kislotadagi  $SO_3$  umumiy tarkibi).

Aralashmadagi suv tarkibi:

$$147 + 132,4 = 279,5 \text{ kg}$$

Adabiyotlar ma'lumotiga ko'ra 20% li oleumning hosil bo'lish issiqligi 90 va 100 % li  $H_2SO_4$  ga 6419,1; 4353,4 va suv 5845 kDj/kg ga teng.

Aralashtirishda ajralayotgan umumiy issiqlik miqdori quyidagiga teng.

$$5845 \cdot 279,5 - (6419,1 \cdot 147 + 4353,4 \cdot 132,5) = 1633691 - (933604,8 + 5768262) = 123260 \text{ kDj}$$

**1.10-masala.** Aralashtirgichda 1 soatga 20 tonna 75%  $H_2SO_4$  ni 68% konsentratsiyagacha suv bilan suyultiriladi. Agar oqimdagi kislotada harorati 25°C da ushlab turilsa aralashmadagi sovituvchi elementning issiqlik kuchlanishini aniqlang.

Yechish:

Adabiyot ma'lumotlaridan quyidagilarni topamiz

$$20000 \cdot 0,75(471,8 - 406) = 987000 \text{ kDj/soat.}$$

**1.11-masala.** 75%li  $H_2SO_4$  olish uchun 1 T 95%li  $H_2SO_4$  ni 40% li  $H_2SO_4$  bilan suyultiriladi. Bunda qancha issiqlik ajralib chiqadi?

Yechish: miqdori, kg

Qo'shilayotgan 40% li  $H_2SO_4$

$$\frac{1000 \cdot (0,95 - 0,75)}{0,75 - 0,40} = 571,4$$

olinayotgan 75 %  $H_2SO_4$

$$1000 + 571,4 = 1571,4$$

Kislotada hosil qilish entalpiyasi kDj

95% li .....  $1000 \cdot 0,95 \cdot 92,2 = 87571$

40%li .....  $571,4 \cdot 0,4 \cdot 660,8 = 151024$

75%li .....  $1571,4 \cdot 0,75 \cdot 406 = 478491$

Ajralayotgan issiqlik miqdori:

$$478491 - (87571 + 151024) = 239896 \text{ kDj.}$$

**1.12-masala:** 1 soatda aralashtirgichga 3200 kg  $\text{SO}_3$ (suyuq) va 65 kg suv keladi. Oqayotgan oleumning harorati  $18^\circ\text{C}$  bo'lishi uchun qancha issiqlik sarflanadi?

Yechish:

Olinayotgan eritmadagi  $\text{SO}_3$  ning umumiy tarkibi:

$$\frac{3200}{3200 + 65} * 100 = 98\%$$

Bu 45%li  $\text{SO}_3$ (erkin) bilan oleumga mos bo'ladi.

Adabiyot ma'lumotlariga ko'ra, suv bilan suyuq oltingugurt angidrididan 45%li oleum hosil bo'lishiga 1kg  $\text{SO}_3$  uchun 645,3 kDj issiqlik ajraladi.

Aralashtirgichdan quyidagicha issiqlik chiqishi kerak bo'ladi:

$$645,3 \cdot 3200 = 2064832 \text{ kDj/soat.}$$

**1.13-masala.** Agarda kolchedan tarkibida oltingugut miqdori 52% ni va temir zangi  $\text{Fe}_3\text{O}_4$  shaklida hosil bo'lib, temir zangi tarkibida 2,5% oltingugut bo'lib, temir kolchedanini ishlab chiqarishdagi yo'qolishi 1,9% ni tashkil etsa, kuniga 450 t temir kolchedani yonganda soatiga ajralib chiqadigan yonish reaksiyasi issiqligi hisoblan sin.

Berilgan:

1.  $m=450 \text{ t/kun}$
2.  $P_{s(a)}=52\% \text{ S (amal)}$
3.  $P_{s(3)}=2,5\% \text{ S}$
4.  $\eta=1,9$
5. zang =  $\text{Fe}_3\text{O}_4$
6.  $\tau=24 \text{ soat/kun}$

Masalaning yechimi:

1. Avval temir kolchedanini yonish reaksiyasini yozamiz:



2. Temir zangini chiqishini hisoblaymiz:

$$X^{\text{Fe}_3\text{O}_4} = \frac{148 - P_{s(a)}}{148 - P_{s(3)}} = \frac{148 - 52\%}{148 - 2,5} = \frac{96}{145,5} = 0,66 \text{ kg Fe}_3\text{O}_4 / \text{kg FeS}_2$$

3. Temir kolchedanini yonish foizini hisoblaymiz:

$$P_{s(y)} = P_{s(a)} - X * P_{s(2)} = 52\% - 0,66 * 2,5\% = 50,35\%$$

4. 1 kg  $\text{FeS}_2$  yonganda chiqqan issiqlikni hisoblaymiz:

$$Q^{\text{Fe}_3\text{O}_4} = 30,2 * P_{s(y)} = \text{kcal/kg FeS}_2 = 30,2 * 50,35 = 1520,6 \text{ kcal/kg}$$

5. Soatiga necha tonna temir kolchedani yonganini aniqlaymiz

$$m^1 = \frac{m}{24} = \frac{450t}{24} = \frac{450000}{24} = 18750 \text{ FeS}_2 \text{ kg/soat}$$

6. Temir kolchedanini amaliyotda yo'qolishini e'tiborga olib, uni sarfini hisoblaymiz:

$$m_2 = m_1(1 - (\eta\%/100\%)) = 18750(1 - (1,9/100)) = 18393,8 \text{ kg FeS}_2 / \text{soat}$$

7. Soatiga necha kilokoloriya issiqlik ajralib chiqadi?

$$Q = Q^{Fe_3O_4} * m_2 = 18393,8 * 1520,6 = 27969536 \text{ kkal/kg}$$

8. Xalqaro SI sistemasi bo'yicha hosil bo'layotgan issiqlik miqdorini aniqlaymiz:

$$Q_1 = 4,19 * Q = 4,19 * 27969536 = 117192350 \text{ kJ/soat}$$

**1.14-masala:** Tarkibida 42% S va 4% H<sub>2</sub>O bo'lgan kolchedanni kuydirish moddiy balansini tuzing. Quruq kuydirilgan gazdagi SO<sub>2</sub> va SO<sub>3</sub> konsentratsiyalari 14.5% va 0.1% (hajm) kuyindidagi S miqdori 1%.

Yechish:

1000 kg kolchedan uchun sarflanayotgan moddalar moddiy balansini tuzamiz.

Komponentlarni kelishi:

Miqdori, kg:

Kuydirishga kelayotgan quruq kolchedan

$$1000 * 0.96 = 960$$

Kolchedan bilan kelayotgan namlik

$$1000 * 0.04 = 40$$

Kolchedanni yoqish uchun kerak bo'ladigan havo hajmi:

Quruq kolchedandagi S miqdori:

$$C_{S_{fakt}} = \frac{42}{0.96} = 43.75\%$$

It quruq kolchedan uchun kuyindi chiqishi.

$$X = \frac{160 - 43.75}{160 - 1} = 0.731 \text{ t.}$$

Yonib bo'lgan S miqdori.

$$C_{S_{yb}} = 43.75 - 0.731 * 1 = 43\% \text{ (quruq kolchedan massasidan)}$$

It quruq kolchedan uchun havo sarfi.

$$V_{\text{havo}} = \left( \frac{700}{C_{\text{SO}_2}} + 2.625 \right) * C_{S_{y.b}} = \left( \frac{700}{14.6} + 2.625 \right) * 43 = 2190 \text{ m}^3$$

Bu yerda:  $14.6 = 14.5 + 0.1$  – gazdagi  $\text{SO}_2$  va  $\text{SO}_3$  konsentratsiyalari yig'indisi.  
It nam kolchedan uchun havo sarfi

$$2190 * 0.96 = 2100 \text{ M}^3.$$

Havo bilan kelayotgan kislorod va azot miqdorlari.

$$V_{\text{O}_2} = 2100 * \frac{21}{100} = 441 \text{ m}^3 \text{ yoki } 441 * \frac{32}{22.4} = 629 \text{ kg}$$

$$V_{\text{N}_2} = 2100 * \frac{79}{100} = 1660 \text{ m}^3 \text{ yoki } 1660 * \frac{28}{22.4} = 2075 \text{ kg}$$

Havo bilan kelayotgan namlik miqdori.

Kelayotgan havo haroratini  $20^\circ\text{C}$  va uni to'yinish darajasini 0.5 deb qabul qilamiz.  
 $20^\circ\text{C}$  dagi havodagi suv bug'ining miqdori  $17.29 \text{ g/m}^3$  ga teng.

Havo bilan kelayotgan namlik miqdori.

$$2100 \frac{17.29 * 0.5}{760 - 17.29 * 0.5} = 23.6 \text{ kg}$$

Sarf komponentlari.

Olingan kuyindi miqdori:

$$731 * 0.96 = 703 \text{ kg}$$

(731kg – 1000kg quruq kolchedan uchun kuyindi chiqishi)

Hosil bo'layotgan quruq kuydirilgan gaz miqdorini quyidagi formuladan topamiz.

$$V_g = \frac{700 * C_{S_{y.b}}}{C_{\text{SO}_2} + C_{\text{SO}_3}} = \frac{0.96 * 700 * 43}{14.6} = 1980 \text{ m}^3$$

Gaz tarkibidagi:

Kislorod :

$$C_{\text{O}_2} = 21 - 1.296 * C_{\text{SO}_2} - 1.692 C_{\text{SO}_3} = 21 - 1.296 * 14.5 - 1.642 * 0.1 = 2.05\% (\text{hajm})$$

Azot (farq bo'yicha)

$$100 - 14.5 - 0.1 - 2.05 = 83.35\% (\text{hajm})$$

Kolchedandan va havodan kelayotgan namlik:

$$40+23.6=63.6 \text{ kg yoki } 79 \text{ m}^3.$$

Nam pech gazining tarkibi:

1.2-jadval

Komponent	m <sup>3</sup>	% (hajm)	Kg
SO <sub>2</sub>	287	14,5	820
SO <sub>3</sub>	2	0.1	7.1
O <sub>2</sub>	42	2.05	60
N <sub>2</sub>	1650	80.35	2075
H <sub>2</sub> O	79	3.6	63.6

It nam kolchedan kuydirish moddiy balansi.

1.3-jadval

Kelishi	Kg	m <sup>3</sup>	Sarfi	Kg	m <sup>3</sup>
Quruq kolchedan	960	-	Kuyindi	703	-
Kolchedan namligi	40	-	Pech gazi: SO <sub>2</sub>	820	287
Quruq havo:			SO <sub>3</sub>	7.1	2
O <sub>2</sub>	629	441	O <sub>2</sub>	60	42
N <sub>2</sub>	2075	1659	N <sub>2</sub>	2075	1659
Havo namligi	23.6	29.3	H <sub>2</sub> O	63.6	79
Jami:	3727.6	2129.3	Jami:	3728.7	2068

Balansdagi xatolik:

$$\frac{3728.7 - 3727.6}{3728.7} * 100 = 0.03\%$$

### 1.5 OLTINGUGURT OKSIDLARINI ABSORBSIYALASH.

Oltिंगugurt angidrid SO<sub>3</sub> absorbsiyasi 2 xil qurilmada - oleumli va monogidratli absorberlarda olib boriladi. Oleumli absorberda SO<sub>3</sub> 70% gacha yutiladi, monogidratli absorberda esa to'laligicha ushlab qolinadi. Jarayonning temperaturali rejimini nazorat qilish zarur. SO<sub>3</sub> ning yutilishi ma'lum bir haroratda qisqaradi.

Konsentrlangan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> kislota bilan boradigan SO<sub>3</sub> absorbsiyasi jarayoni hisobini quyidagi tenglamadan topiladi:

$$G=KF\Delta P_{cp} \quad (1.26)$$

Bu yerda:

G- absorbsiyalanadigan SO<sub>3</sub> ning miqdori, kg/soat

K- absorbsiya tezligi koeffisienti, kg/(m<sup>2</sup>·soat·Pa)

F- absorbsion minora nasadkasi yuzasi,  $m^2$

$\Delta P_{cp}$ - absorbsiyaning o'rtacha harakatlantiruvchi kuchi (gazdagi  $SO_3$  parsial bosimi va kislotada ustidagi  $SO_3$  bir xil bosimi o'rtasidagi o'rtacha farq), Pa.

Absorbsiya tezligi koeffitsienti quyidagi formuladan topiladi:

$$K = K_0 W^{0.8}$$

Bu yerda:

W- gazning absorbsiyadagi fiktiv tezligi, m/c.

K- gazning 1 m/c tezlikkacha yetkazilish, kislotada harorati va konsentratsiyaga bog'liqlik koeffitsienti.

**1.15-masala.** Oleumli absorberga 7,5% (hajm)  $SO_3$  tutgan 30800  $m^3$ /soat gaz kirmoqda,  $SO_3$  ning absorbsiyalanish darajasi – 48 %; absorberni boyituvchi oleum xarorati – 45  $^{\circ}C$ ; absorberdan oqib chiqib ketayotgan oleum xarorati – 55  $^{\circ}C$ ; nasadkaning solishtirma yuzasi – 87,5  $m^2/m^3$ ; to'ldirish zichligi – 10  $m^3/(m^2 \cdot soat)$ . Absorber tarkibida 19.5 %  $SO_3$  bo'lgan oleum bilan to'ldiriladi, oqib chiqib ketayotgan oleum esa 21 %  $SO_3$  tutadi.

**Yechish:** Gazdagi  $SO_3$  ning umumiy tarkibi:

$$30800 \cdot 0.075 = 2310 m^3$$

Absorberda yutilishi kerak:

$$\frac{(2310 \cdot 0,4 \cdot 80)}{22.4} = 3300 kg$$

To'ldirish uchun berilayotgan oleum miqdori G ni aniqlaymiz, kg

$$G \cdot 0,195 + 3300 = (G + 3300) \cdot 0,21$$

0.195 va 0.21 –  $SO_{3(erkin)}$  ning boyituvchi va oqib chiquvchi oleumdagi massaviy ulush. Bu tenglamani yechib, quyidagiga ega bo'lamiz:  $G=180500$  kg/soat yoki 95  $m^3$ /soat.

Absorberning kesim yuzasi va diametri:

$$S = \frac{95}{10} = 9.5 m^2$$

$$D = \sqrt{\frac{9.5 \cdot 4}{3.14}} = 3.5 m$$

Gaz tezligi 0.8-1 m/c ga teng bo'lganda mana shu absorber diametri qoniqtiradi.

Absorberdagi gaz tezligi:

$$\frac{30800}{3600 \cdot 9.5} = 0.91 m/c$$

Jarayonni meyorda borishi uchun fazalarni to'qnashish yuzasini topish:

$$F = \frac{Q}{K \Delta P} \quad (1.27)$$

Bu yerda:

Q-absorberlangan  $SO_3$  miqdori (3300 kg)

K-absorbsiya tezligi koeffitsienti.

$$K = 1.95 \cdot 10^{-4} \cdot 0.91^{0.8} = 1.58 \cdot 10^{-4} kg/(m^2 \cdot Pa)$$

$\Delta P$ - jarayonning harakatlantiruvchi kuchi.

$$\Delta P = 2.31g \frac{(7730 - 1390) - (4530 - 680)}{(7730 - 1390)/(4530 - 680)} = 5070 \text{ Pa}$$

Bu yerda:

7730 va 4530- absorberga kirishdagi va chiqishdagi SO<sub>3</sub> ning parsial bosimi, Pa.  
1390 va 680- 55 °C dagi 21% li oleum va 45 °C dagi 19.5% li SO<sub>3</sub> ning bir xil parsial bosimlari.

Shunday qilib:

$$F = \frac{3300}{1.53 \cdot 10^{-4} \cdot 5070} = 4320 \text{ m}^2$$

Yoki zapas koefitsientni hisobga olganda (30%)

$$F = 4320 \cdot 1.3 = 5600 \text{ m}^2$$

Absorber nasadkali qismi balandligi va hajmi:

$$V = \frac{5600}{87.5} = 63.5 \text{ m}^3$$

$$H = \frac{63.5}{9.5} = 6.7 \text{ m}$$

## 1.6. FLOTASIYALANGAN KOLCHEDANNING YOQISH JARAYONIDA HOSIL BO'LAYOTGAN TEMIR ZANGI MIQDORI VA TEMIR KOLCHEDANINING YOQILISH FOIZLARI HISOBLARI

SO<sub>2</sub> olishda asosiy xom ashyo bo'lib oltingugurt kolchedani va oltingugurt xizmat qiladi. Uning yonishi quyidagicha kechadi:



Pechdagi qoldiq tarkibida yonib ulgurmagan kolchedan tarkibidagi oltingugurt mavjud bo'lib, u SiO<sub>2</sub> va CaSO<sub>4</sub> moddalari bilan birga keladi.

Qoldiq X miqdorini aniqlash:

$$X = \frac{C_{S_{naz}} - (1-a)C_{S_{haq}}}{C_{S_{naz}} - (1-a)C_{S_{qold}}} \quad (1.28)$$

$C_{S_{naz}}$  – xom ashyodagi oltingugurtning nazariy miqdori, %;

$C_{S_{haq}}$  – quruq xom ashyodagi oltingugurtning haqiqiy miqdori, %;

$C_{S_{qold}}$  – Qoldiqdagi oltingugurt miqdori, %;

a — Qoldiqning nazariy (oltingugurt to'liq yongandagi) hosil bo'lish miqdori, ulush birligida.

Yuqoridagi formula sur'ati hamda mahrajini (1-a) ga bo'lib,  $C_{S_{haq}}$  va a sonlarini qo'yib, turli xom ashyo uchun quyidagi formulalarni keltirib chiqaramiz:

1.4-jadval

Xom ashyo	Yonish reaksiyasi	$C_S$	a	Formula
Kolchedan	$4FeS_2 + 11O_2 = 2Fe_2O_3 + 8SO_2$	53,46	0,67	$X = \frac{160 - C_{S_{haq}}}{160 - C_{S_{gold}}}$
	$3FeS_2 + 8O_2 = Fe_3O_4 + 6SO_2$	53,46	0,64	$X = \frac{148 - C_{S_{haq}}}{148 - C_{S_{gold}}}$
Pirrotin	$4Fe_7S_8 + 53O_2 = 14Fe_2O_3 + 32SO_2$	39,62	0,86	$X = \frac{283 - C_{S_{haq}}}{283 - C_{S_{gold}}}$
Rux amalgamasi	$2ZnS + 3O_2 = 2ZnO + 2SO_2$	32,49	0,83	$X = \frac{191 - C_{S_{haq}}}{191 - C_{S_{gold}}}$

Yongan oltingugurt miqdori, mass. %:

$$C_{S_{yongan}} = C_{S_{haq}} - xC_{S_{gold}} \quad (1.29)$$

Yonishdagi oltingugurtning ishlatilish darajasi, %:

$$\eta = (C_{S_{yongan}} / C_{S_{haq}}) \cdot 100 \quad (1.30)$$

Pechga solingan oltingugurt bilan qoldiq tarkibidagi yo'qotilgan oltingugurt nisbati, %:

$$A = x(C_{S_{gold}} / C_{S_{haq}}) \cdot 100 \quad (1.31)$$

1 tonna oltingugurt xom ashyosini yoqish uchun sarflanadigan havo ( $m^3$ ) sarfini aniqlash formulasi:

$$V_{havo} = \left[ \frac{700}{C_{SO_2}} + 7(m - 1) \right] C_{S_{yongan}} \quad (1.32)$$

Bu yerda,  $m$  — kislorod molekulari soniga  $SO_2$  molekulari soni stexiometrik nisbati, reaksiya tenglamasiga asosan;

$C_{SO_2}$  — yonganda hosil bo'luvchi gaz tarkibidagi  $SO_2$  konsentratsiyasi, hajmiy %.

Odatda, yonish natijasida hosil bo'luvchi gaz tarkibidagi  $SO_2$  konsentratsiyasi oldindan beriladi. Lekin uni berilgan a ortiqcha havo koeffitsienti, xom ashyo hamda pech turi orqali hisoblab chiqsa ham bo'ladi. a koeffitsienti ishlatilishi nazarda tutilgan havo va haqiqatda kuydirish uchun sarflangan havo miqdorlari nisbati orqali topiladi:

$$a = \frac{n}{mC_{SO_2}} + \frac{n(m-1)}{100} \quad (1.33)$$

Bu yerda,  $n$  — havodagi kislorod miqdori, hajmiy %.

Quyida 1 tonna turli xil quruq xom ashyolarni yoqish hamda 1 tonna kislotani olish uchun sarf bo'ladigan havo hajmini aniqlash formulalari keltirilgan:

1.5-jadval

Xom ashyo	A	Havo hajmi, m <sup>3</sup> /t	
		Xom ashyoni yoqishga	Kislotani olishga
Kolchedan	$4\text{FeS}_2 + 11\text{O}_2 = 2\text{Fe}_2\text{O}_3 + 8\text{SO}_2$	$1,37$ $5$	$\left(\frac{700}{C_{\text{SO}_2}} + 2,625\right)C_{\text{yong'an}}$ $\frac{22860}{C_{\text{SO}_2}} + 86$
Oltinugurt	$\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2$	$1$	$\frac{700}{C_{\text{SO}_2}} C_{\text{yong'an}}$ $\frac{22860}{C_{\text{SO}_2}}$
Rux amalgamasi	$2\text{ZnS} + 3\text{O}_2 = 2\text{ZnO} + 2\text{SO}_2$	$1,5$	$\left(\frac{700}{C_{\text{SO}_2}} + 3,5\right)C_{\text{yong'an}}$ $\frac{22860}{C_{\text{SO}_2}}$

1 tonna xom ashyoni yoqishda hosil bo'luvchi gaz hajmi:

Gaz tarkibida  $\text{SO}_3$  yo'qligida:

$$V_r = \frac{700C_{\text{yong'an}}}{C_{\text{SO}_2}} \quad (1.34)$$

$\text{SO}_3$  borligida:

$$V_r = \frac{700C_{\text{yong'an}}}{C_{\text{SO}_2} + C_{\text{SO}_3}} \quad (1.35)$$

1 tonna sulfat kislotani hisobida:

$\text{SO}_3$  yo'qligida:

$$V_r = \frac{22860}{C_{\text{SO}_2}} \quad (1.36)$$

$\text{SO}_3$  borligida:

$$V_r = \frac{22860}{C_{\text{SO}_2} + C_{\text{SO}_3}} \quad (1.37)$$

Gazsimon yonish mahsuloti tarkibidagi kislorod va oltinugurt oksidlari nisbatlari:

$$C_{\text{O}_2} = n - \left[ m - \frac{n(m-1)}{100} \right] C_{\text{SO}_2} - \left[ m + 0,5 \frac{n-(m-0,5)}{100} \right] C_{\text{SO}_3} \quad (1.38)$$

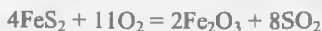
Turli xom ashyolar uchun yonish mahsulotidagi kislorod miqdorini aniqlash formulasi:

1.6-jadval

Xom ashyo	Yonish reaksiyasi	Formula
Kolchedan	$4\text{FeS}_2 + 11\text{O}_2 = 2\text{Fe}_2\text{O}_3 + 8\text{SO}_2$	$C_{\text{O}_2} = 21 - 1,296C_{\text{SO}_2}$
Oltinugurt	$\text{S} + \text{O}_2 = \text{SO}_2$	$C_{\text{O}_2} = 21 - 1,395C_{\text{SO}_2}$
Rux amalgamasi	$2\text{ZnS} + 3\text{O}_2 = 2\text{ZnO} + 2\text{SO}_2$	$C_{\text{O}_2} = 21 - 1,395C_{\text{SO}_2}$
Vodorod sulfid	$2\text{H}_2\text{S} + 3\text{O}_2 = 2\text{H}_2\text{O} + 2\text{SO}_2$	$C_{\text{O}_2} = 21 - 1,395C_{\text{SO}_2}$

**1.16-masala.** Agar oltinugurt to'liq yonsa, tarkibida 45% oltinugurt tutgan kolchedan yonishidan qolgan qoldiq miqdorini aniqlang.

Yechish:



1 tonna xom ashyodan qoluvchi qoldiq:

$$\frac{(2 * 160)}{(4 * 120)} = 0,667 t$$

Tarkibida 45% oltinugurt tutgan kolchedanda  $\text{FeS}_2$  miqdori:

$$\frac{(0,45 * 120)}{64} = 0,844 \text{ yoki } 84,4 \%$$

Qolgan  $100 - 84,4 = 15,6\%$  yot moddalar. Ularni to'liq qoldiqqa o'tib ketadi deb qabul qilamiz. Nazariy qoldiqning chiqishi:

$$0,667 * 0,844 + 0,156 = 0,719 t$$

Yoki

$$x = \frac{160 - C_{\text{S}_{\text{haq}}}}{160 - C_{\text{S}_{\text{qold}}}} = \frac{160 - 45}{160 - 0} = 0,719 t$$

**1.17-masala.** Pech bir sutkada 400 t kolchedan yoqadi. Kolchedan tarkibida 43%, qoldiqda esa 1% oltinugurt bo'lsa, 1 soatda pechda hosil bo'ladigan qoldiq miqdorini aniqlang.

Yechish:

$$x = \frac{160 - C_{\text{S}_{\text{haq}}}}{160 - C_{\text{S}_{\text{qold}}}} = \frac{160 - 43}{160 - 1} = 0,736 t$$

$$\frac{0,736 * 400}{24} = 12,26 t$$

**1.18-masala.** Agar kolchedan tarkibida 41%, qoldiq tarkibida esa 0,5% oltinugurt bo'lsa, 1 tonna kolchedan yoqish uchun sarf bo'ladigan quruq havo miqdorini hamda hosil bo'luvchi gaz hajmini aniqlang. Kolchedan namligi 7,4%. Yonishda hosil bo'luvchi gazdagi  $\text{SO}_2$  konsentratsiyasi 10% (haj).

Yechish:

quruq kolchedandagi oltingugurt:

$$C_{S_{hav}} = \frac{41}{100-7,4} \cdot 100 = 44,4\%$$

hosil bo'layotgan qoldiq miqdori:

$$x = \frac{160 - 44,4}{160 - 0,5} \cdot 100 = 0,725 \tau$$

Yongan oltingugurt miqdori:

$$C_{S_{yongan}} = 44,4 - 0,725 \cdot 0,5 = 44\%$$

1000 kg kolchedanni yoqish uchun sarf bo'ladigan havo hajmini hisoblaymiz:

$$V_{havo} = \left( \frac{700}{10} + 2,625 \right) \cdot 44 = 3190 \text{ m}^3$$

Hosil bo'layotgan gaz hajmi:

$$V_{gaz} = \frac{700 C_{S_{yongan}}}{C_{SO_2}} = \frac{700 \cdot 44}{10} = 3090 \text{ m}^3$$

Tabiiy(nam) kolchedan hisobida:

$$V_{havo} = 3190 \left( \frac{100 - 7,4}{100} \right) = 2945 \text{ m}^3/\tau$$

$$V_{gaz} = 3090 \left( \frac{100 - 7,4}{100} \right) = 2850 \text{ m}^3/\tau$$

Yoki

Oltinugurt miqdori, kg:

qoldiqda—  $0,725 \cdot 0,005 = 3,6$

Yongan—  $410 - 3,6 = 406,4$

Yonishda hosil bo'lgan gazdagi  $SO_2$  ni hajmi:  $(406,4 \cdot 22,4) / 32 = 285 \text{ m}^3$

Yonishda hosil bo'lgan gazdagi  $O_2$  ni hajmi:

$$C_{O_2} = 21 - 1,296 C_{SO_2} = 21 - 1,296 \cdot 10 = 8\% \quad \text{hajm, m}^3:$$

Hosil bo'layotgan quruq gaz hajmi —  $285 / 0,1 = 2850$

Undagi kislorod  $2850 \cdot 0,08 = 227$

Azot  $2850 - 285 - 227 = 2338$

1t kolchedanni yoqish uchun sarflanadigan quruq havo

$$2338/0.79 = 2945$$

**1.19-masala.** Kolchedanni yonishida havo pechiga kelayotgan kislarodning hammasi kuydirishga sarflanishi talab qilinganda kuydirilgan gazdagi oltingugurt (II)-oksidini maksimal tarkibini hisoblang.

**Yechish:** Piritni yonish tenglamasiga asosan, 11 hajm kislorod sarflanganda jami 8 hajm SO<sub>2</sub> hosil bo'ladi, shuningdek, 1 qism kislorod temir oksidi hosil bo'lishiga ham sarflanadi.

100 hajm havoda 79 hajm azot va 21 hajm kislorod va quyidagicha hajm SO<sub>2</sub> mavjud.

$$\frac{(21 \cdot 8)}{11} = 15,27 \text{ hajm SO}_2.$$

Shuning uchun 100 hajm havo sarfida olingan kuydirilgan gaz quyidagicha hajmni tashkil qiladi:

$$15,27 + 79 = 94,27 \text{ hajm}$$

Bundan,

Olinayotgan kuydirilgan pirit hosil bo'lishidagi Fe<sub>2</sub>S<sub>3</sub> kuyindi tarkibidagi SO<sub>2</sub> ning maksimal konsetnratsiyasi quyidagiga teng bo'lishi mumkin:

$$\frac{(15,27 \cdot 100)}{94,27} = 16,2$$

Agar kuydirishga 50% yo'qotishi bilan havo berilsa, undan u bilan qo'shimcha 21 · 0,5 = 10,5 hajm kislorod va 79 · 0,5 = 39,5 hajm azot beriladi. U holda gazdagi SO<sub>2</sub> tarkibi quyidagicha (% hajm) ko'rinishda bo'ladi.

$$SO_2 \quad \frac{15,27}{94,27 + 50} \cdot 100 = 10,55$$

Erkin kislorod

$$\frac{10,5}{94,27 + 50} \cdot 100 = 7,27$$

**1.20-masala.** Tarkibida 51% oltingugut bo'lgan temir kolchedanidan 20 t/soat yoqilsa, agarda temir zangidagi oltingugut miqdori 0,4% ni tashkil etsa va temir kolchedanining yo'qolish koeffitsienti 2% ni tashkil qilsa, kuniga necha tonna Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> ko'rinishidagi temir zangi hosil bo'ladi?

Berilgan:

$$m = 20 \text{ t/soat}$$

$$P_{S(a)} = 51\% \text{ S(flat)}$$

$$P_{N(3)} = 0,4\%$$

$$FeS_2 = 2\% \text{ yo'qotish}$$

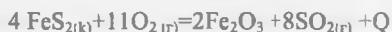
$$t = 24 \text{ soat/kun}$$

---


$$m_{(3)}Fe_2O_3 = ?$$

### Masalaning yechimi:

1. Avvalo temir kolchedanini  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  shaklida zang hosil qilish reaksiyasini yozamiz:



2. Temir zangi chiqishini aniqlaymiz.

$$X^{\text{Fe}_2\text{O}_3} = \frac{160 - P_S(\alpha)}{160 - P_S(3)} = \frac{160 - 51}{160 - 0,4} = \frac{109}{159,6} = 0,69 \text{ t Fe}_2\text{O}_3/\text{FeS}$$

3. Amaliyotda yoqilayotgan temir kolchedani miqdorini hisoblaymiz:

$$m_1 = m_{\text{FeS}_2} \tau / \text{coaT} \left(1 - \frac{\eta\%}{100}\right) = 20\% \cdot \left(1 - \frac{2}{100\%}\right) = 19,6 \text{ t/soat}$$

2. Hosil bo'lgan  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  miqorini aniqlaymiz:

$$m_2 = m_1 \tau / \text{coaT} \cdot X^{\text{Fe}_2\text{O}_3} \tau / \tau = 19,6 \cdot 0,69 = 13,33 \text{ t Fe}_2\text{O}_3/\text{soat}$$

5. Bir kunda hosil bo'layotgan temir zangi miqdorini hisoblaymiz:

$$m_3 = m_2 \text{ t/soat} \cdot \tau / \text{soat} = 13,33 \cdot 24 = 319,87 \text{ t Fe}_2\text{O}_3/\text{kun}$$

## 1.7. SULFAT KISLOTA ISHLAB CHIQRARISH UCHUN KERAK BO'LGAN O'CHOQ GAZI SARFI HISOBLARI

Sulfat kislota ishlab chiqarish sanoatining eng nozik masalalaridan biri o'choq gazining tarkibini topish. Texnikada o'choq gazi deb-asosan quyidagi 3 ta gaz komponentining yig'indisiga aytiladi. Yani,

$$P_{\text{SO}_2} + P_{\text{O}_{2(\text{u.g.})}} + P_{\text{N}_2} = 100\% \text{ ga teng bo'lmog'i kerak}$$

Bu yerda  $P_{\text{O}_2}$  (u.ch.) o'choq gazi tarkibidagi erkin  $\text{O}_2$  % (hajmiy) miqdori.  $P_{\text{SO}_2}$ ,  $P_{\text{N}_2}$  o'choq gazi tarkibidagi  $\text{SO}_2$  va  $\text{N}_2$  larni % (hajmiy) miqdori.

Bu gaz aralashmasining tarkibi bir qator omillarga bog'liqdir.

Shulardan birinchisi  $\text{FeS}_2$  ning tarkibiga, tozaligiga, karbonatlar bor-yo'qligiga, namlik bor-yo'qligiga, havoning toza-tozamasliga, uning qanchalik nazariy hisoblangandan ko'p-oz bo'lishiga, yonish reaksiyasining to'liq ketishiga, haroratga va hokazolarga bog'liqdir. Amaliyotda bu tarkibni topish uchun qo'llanilayotgan o'choqlarning turkumlari, ulardagi sharoitlarni e'tiborga olib,  $P_{\text{SO}_2}$  ning miqdori qabul qilinadi. Endi eng asosiy hisob, o'choq gazi tarkibida  $\text{O}_2$  ning % hisobini topishga qaratilgan. Agar u topilsa, azotning miqdori osongina topiladi:

$$P_{\text{N}_2} = 100 - P_{\text{SO}_2} - P_{\text{O}_{2(\text{u.g.})}} = \% \text{ (hajmiy)da} \quad (1.39)$$

O'choq gazi tarkibidagi erkin  $\text{O}_2$  ning % miqdori quyidagi formula bilan belgilanadi:

$$Po_{2(u.g.)} = Po_{2(d.g.)} - \left\{ m \cdot \frac{(m-1) \cdot Ro_{2(d.g.)}}{100} \right\} \cdot Pso_2 = \% \text{ (hajmiy)} \quad (1.40)$$

$Po_{2(d.g.)} - O_2$  ning dastlabki gaz, ya'ni atmosfera havosidagi hajmiy % miqdori, 21% ga teng.

$Pso_2$  - o'choq gazi tarkibidagi  $SO_2$  ning % miqdori. Amaliyotda u 7-12% gacha qabul qilinadi.

M-bu reaksiyaga kirishuvchi erkin  $O_2$  molekularining sonini reaksiya natijasida hosil bo'layotgan  $SO_2$  molekulari sonini nisbatiga teng. Bu har bir holat uchun reaksiyaning turiga qarab topiladi:



$$M = [nO_{2(u.g.)}] / [nSO_2] = 11/8 = 1,375 \text{ birlik ulushida;}$$

U vaqtda o'choq gazi tarkibidagi erkin  $O_2$  ni miqdori quyidagi tenglama orqali topiladi:

$$P(Fe_2O_3)_{O_2(u.g.)} = 21 - 1,296 Pso_2 = \% (x)$$

Agarda oltingugurt rudasi yoqish uchun ishlatilsa quyidagi tenglama kelib chiqadi:



$$S \text{ ruda} \quad Po_{2(u.g.)} = 21 - Pso_2 = \% (x)$$

Chunki bu reaksiya uchun

$$M = \frac{1}{1} = 1 \quad (1.41)$$

Oltingugurtli xom ashyoni yoqqanda hosil bo'luvchi  $SO_2$  ning nazariy miqdorini ( $Pso_2$ ) topish uchun faraz qilinadiki, yuqoridagi reaksiyalar to'liq ketadi va o'choq gazi tarkibida erkin  $O_2$  qolmaydi deb, ya'ni  $Po_2(u.g.)$  nolga teng, deb qabul qilinadi: u holatda

$$P(Fe_2O_3)_{O_2(u.g.)} = 21 - 1,296 \cdot Pnso_2 = \% (x) = 0, \text{ bu yerdan } Pnso_2 = 16,2\% SO_2$$

$$P(Sruda)_{O_2(u.g.)} = 21 - Rnso_2 \% (x) = 0; \quad Pnso_2 = 21\% SO_2$$

$FeS_2$  bu vaqtda  $Fe_2O_3$  holida zang hosil qilib yonganda hosil bo'luvchi  $SO_2$  ning nazariy miqdori 16,2%  $SO_2$  ni tashkil etsa, oltingugurt rudasini yoqqanda hosil bo'luvchi  $SO_2$  ning nazariy miqdori esa 21%  $SO_2$  ni tashkil etadi. Bundan ko'rinib turibdiki, sulfat kislotasi ishlab chiqarish uchun eng yaxshi xom-ashyo oltingugurt ekan. Amaliyotda bu reaksiyalarni to'liq ketishini amalga oshirish uchun atmosfera havosini miqdori nazariydagiga nisbatan 1,2-1,4 marta ko'proq beriladi. Bu vaqtda hosil bo'luvchi o'choq gazi tarkibidagi  $SO_2$  ning % miqdori 12-13% larni tashkil etadi.

**1.21-masala.** Agarda sexning sulfat kislotasi bo'yicha quvvati 1560 t/kun bo'lsa va  $H_2SO_4$  konsentratsiyasi 93% li  $H_2SO_4$  bo'lsa, o'choq gazini yo'qolishi 0,5% bo'lsa, tarkibida 9% oltingugurt dioksidi gazi bo'lgan o'choq gazidan soatiga necha  $m^3$  ishlab chiqarish kerak?

Berilgan:

1.  $P_{(SO_2)} = 9\%$   $SO_2$
  2.  $m = 1560$  t/kun
  3.  $C_{H_2SO_4} = 93\%$   $H_2SO_4$
  4.  $\eta = 0,5\%$
  5.  $\tau = 24$  soat/kun
- $$V_{(o'g)}^{III} = ?$$

Masalaning yechimi:

1 t 100% li  $H_2SO_4$  ishlab chiqarish uchun kerak bo'lgan o'choq gazini hajmini aniqlaymiz;

$$V_{o'g} = \frac{22860}{P_{(SO_2)}} = \frac{22860}{9\%} = 2540 \frac{M^3 (o'g)}{\tau 100\% H_2SO_4}$$

2. Agar o'choq gazining yo'qolishi 0,5% bo'lsa 1 tonna 100% li  $H_2SO_4$  ishlab chiqarish uchun necha  $M^3$  o'choq gazi sarflanadi?

$$V_{(o'g)}^I = V_{(o'g)} * (1 + \eta\% / 100\%) = 2540 * (1 + 0,5 / 100) = \frac{2552,73 M^3}{100\%} (o'g) H_2SO_4$$

3. 1t 93%  $H_2SO_4$  ishlab chiqarish uchun necha  $M^3$  o'choq gazi kerak bo'ladi?

$$V_{(o'g)}^{II} = V_{(o'g)}^I * 93\% / 100\% = 2552,7 * 93\% / 100\% = \frac{2374 M^3}{100\%} (o'g) H_2SO_4$$

4. Soatiga necha tonna  $H_2SO_4$  ishlab chiqiladi?

$$m^1 = \frac{m}{24} = \frac{1560 t / kun}{24} = 65 t / soat$$

5. Soatiga necha  $M^3$  o'choq gazi kerak?

$$V_{(o'g)}^{III} = V_{(o'g)}^{II} * m^1 = 2374 * 65 = 154310 \frac{M^3 (o'g)}{soat}$$

### 1.8. O'CHOQ GAZI TARKIBIDAGI OLTINGUGURT DIOKSIDINI OLTINGUGUT UCH OKSIDIGA OKSIDLASH MUVOZANAT DOIMIYSI VA MUVOZANAT SHAROITIDAGI OKSIDLANISH DARAJASINI ANIQLASH HISOBLARI

Oltिंगugurt uch oksid normal sharoitda rangsiz, o'tkir hidli gazdir. Uni molekulyar og'irligi 80,06 u.b.ga tengdir. U suv bilan birikib, sulfat kislota hosil qiladi va bu vaqtda juda katta issiqlik ajralib chiqadi. Oltिंगugurt 3 oksidi gazi atmosfera havosiga chiqsa, u yerdagi suv bug' bilan birikib, kondensatlanishi qiyin bo'lgan oq rangli tuman hosil qiladi. Oltिंगugurt 3 oksidi gazi nafaqat suvda, balki sulfat kislota ham absorbsiyalanishi mumkin. Natijada tutuvchi sulfat kislota-oleumni hosil qiladi. Oltिंगugurt 3 oksid gazi 3 xil fizik shaklga ega:  $\alpha, \beta, \gamma$ .

Ulardan  $\alpha$ -formasi aktivlik xususiyatiga egadir.  $\beta$  va  $\gamma$  formalari esa polimerlanish xususiyatiga ega. Oltinugurt uch oksidi  $44,75^{\circ}\text{C}$  da kritik bosimda suyuqlanadi.

Bu yerda oltinugurt uch oksidini chiqishiga ta'zir etuvchi omillar o'rganiladi. Oksidlanish jarayoni quyidagi reaksiya bo'yicha ketadi:



Bu reaksiya gomogen, ekzotermik va amaliy qaytardir, hamda hajm torayishi bilan ketadi.  $\text{SO}_2$  ni  $\text{SO}_3$  ga oksidlanish jarayoni hajm torayishi va harorati oshishi bilan ketganligi uchun Le - Shtat'e prinsipiga asosan, oltinugurt uch oksidini chiqishini oshirish uchun bosimni oshirib, temperaturani kamaytirish kerak.  $400-700^{\circ}\text{C}$  oralig'ida oltinugurt ikki oksidini oltinugurt uch oksidga oksidlanish reaksiyasining bosim domiyligidagi issiqlik effekti  $Q_p$  quyidagi ko'rinishda bo'lishi mumkin:

$$Q_p = A - B T; \quad (1.42)$$

Yoki

$$Q_p \approx 1/T \quad (1.43)$$

ya'ni reaksiya issiqlik effekti temperaturaga teskari proporsional; Reaksiyaning muvozanat domiysi  $K_{MD}$ :

$$K_{MD} = \frac{R_{\text{SO}_3}}{P_{\text{SO}_2} * P_{\text{O}_2}^{0,5}} = \text{atm}^{-0,5} = \text{Pa}^{-0,5}; \quad (1.44)$$

Bu yerdan:  $K_{md} \approx 1/t$  temperaturaga teskari proporsional.

$$\text{Lg}K_{m,d} = \frac{A^1}{T} - B^1; \quad (1.45)$$

Bu yerdan

$$K_{m,d} \approx \frac{1}{T} \quad (1.46)$$

Bu yerda:

T - temperatura, K; A, B,  $A^1$ ,  $B^1$  - o'zgarmas miqdorlar;

$P_{\text{SO}_2}$ ,  $P_{\text{O}_2}$ ,  $P_{\text{SO}_3}$ , - muvozanat sharoitidagi  $\text{SO}_2$ ,  $\text{O}_2$  va  $\text{SO}_3$  ulushli bosimlari.

**1.22-masala.** Oltinugurt ikki oksidini oltinugurt uch oksidiga oksidlash jarayoni muvozanat doimiysi va muvozanat sharoitidagi oksidlash darajasi hisoblab topilsin, agarda kontakt apparatiga kirayotgan o'choq gazining tarkibida oltinugurt dioksidi 10%(x), kislorod 10,5(x), azot 79,5%(x)ni tashkil etib, temperatura  $460^{\circ}\text{C}$ , bosim 1 atm ga teng bo'lsa.

Berilgan:

1.  $P = 1 \text{ atm}$

2.  $t = 460^{\circ}\text{C}$ ,

3.  $P_{\text{SO}_2} = 10\% (x) = a$

4.  $P_{\text{O}_2} = (o'r) = 10,5\% (x) = b$

$$5. P_{N_2} = 79,5\% (x) \\ K_{m,d} - ? X_{m,sh.o.d} - ?$$

Masalaning yechimi:

1.  $SO_2$  ni  $SO_3$  ga oksidlash muvozanat doimiysini hisoblaymiz:

$$1gkp = \frac{A^1}{T} - B^1 = \frac{4905,5}{460 + 273} - 6,1734 = 0,518896$$

bu yerda:  $A^1 - B^1$  lar – doimiy son bo‘lib, ular ma'lumotnomadan topiladi.

T- temperatura, Kelvin gradusi,  $T = t + 273 = K$

Olingan natijani antilogarifmlab,  $Km.d = 3,000$

2.  $SO_2$  ni  $SO_3$  ga muvozanat sharoitidagi oksidlash muvozanat darajasini hisoblaymiz.

$$X_{mshod} = \frac{Km.d}{Km.d + \sqrt{(100 - 0,5aX_{msh.o.d}) / (b - 0,5aX_{m.sh.o.d})}}$$

Bu yerda:  $Km.d$  – muvozanat doimiysi,

$a, v, r$  lar – doimiy sonlar bo‘lib, masala shartidan topiladi.

Bu tenglamani tanlash usuli bilan yechiladi:

$X(b)mshod = 0,6879$  ni qo‘yib, (1) tenglamani yechamiz:

$$3. X(x) mshod = \frac{3}{3 + \sqrt{100 - 0,5 \cdot 10,0 \cdot 0,6879 / (10,5 - 0,5 \cdot 10,0 \cdot 0,6879)}} = 0,4478$$

Erishilgan natija shuni ko‘rsatadiki:  $X^{(x)}_{mshod} \neq X^{(6)}_{mshod}$  ya'ni, muvozanat sharoitida oksidlanish darajasi (m.sh.o.d)ning berilgan va hisoblangan qiymatlari bir-biriga teng emas.

Endi  $X^{(6)}_{mshod} = 0,4478$  uchun (1) tenglamani yechamiz:

$$4. X^{(x)}_{mshod} = \frac{3}{3 + \sqrt{100 - 0,5 \cdot 10,0 \cdot 0,4478 / (10,5 - 0,5 \cdot 10,0 \cdot 0,4478)}} = 0,4658$$

Erishilgan natija shuni ko‘rsatadiki:  $X(x)_{mshod} \neq X^{(6)}_{mshod}$  ya'ni, muvozanat sharoitida oksidlanish darajasi (m.sh.o.d)ning berilgan va hisoblangan qiymatlari bir-biriga teng emas.

Endi  $X^{(6)}_{mshod} = 0,4658$  uchun (1) tenglamani yechamiz:

$$5. X^{(x)}_{mshod} = \frac{3}{3 + \sqrt{100 - 0,5 \cdot 10,0 \cdot 0,4658 / (10,5 - 0,5 \cdot 10,0 \cdot 0,4658)}} = 0,4645$$

Muvozanat sharoitida oksidlanish darajasi (m.sh.o.d)ning berilgan va hisoblangan qiymatlari bir-biriga solishtirish jadvali.

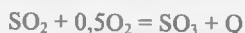
1.7-jadval

(6) X mshod	0,6879	0,4479	0,4658
(x) Xmshod	0,4479	0,4658	0,4645

**1.23– masala.** Kontakt usuli bilan sulfat kislota ishlab chiqarishda  $SO_2$  ni  $SO_3$ ga oksidlash jarayonida forkontakt qurilmasiga quyidagi tarkibdagi o'choq gazi kiradi:  $SO_2 = a = 11\%(h)$ ;  $O_2 = b = 10\%(h)$ ;  $N_2 = v = 79\%(h)$

Oksidlash jarayoni harorati  $t = 570^{\circ}C$ da va  $R = 1,2 \cdot 10^5 Pa$  bosimda olib boriladi. Oksidlanish darajasi  $X = 70\%$  ga teng. Oksidlangan gaz tarkibi va muvozanat doimiysi miqdori aniqlansin.

**Echimi:**  $SO_2$  ni  $SO_3$ ga oksidlanishi quyidagi reaksiya bo'yicha amalga oshiriladi:



Bu reaksiyalar amaliy qaytar, gomogen va ekzotermikdir. Masala shartiga ko'ra muvozanatga erishilgan vaqtda, ya'ni  $SO_2$   $SO_3$  ga  $X = 70\%$  oksidlangan vaqtda, o'choq gazi tarkibiga kiruvchi gazlar molekullari soni mollar hisobida quyidagicha o'zgarishi mumkin:

Reaksiyaga qadar:

$$n_{SO_2} = 0.11 \text{ mol}$$

$$n_{O_2} = 0.10 \text{ mol}$$

$$n_{N_2} = 0.79 \text{ mol}$$

$$\sum n = 1.00 \text{ mol}$$

Reaksiyadan so'ng, ya'ni muvozanat vaqtida hosil bo'ladi.  $SO_3$ dan:

$$SO_3 = 0.11 \cdot 0.7 = 0.077 \text{ mol}$$

qoladi  $SO_2$  dan

$$SO_2 = 0.11 - 0.077 = 0.0330 \text{ mol}$$

Qoladi  $O_2$  dan:

$$O_2 = 0.10 - \frac{0.077}{2} = 0.0615$$

Azot reaksiyaga kirishmagani uchun o'zgarmaydi:

$$N_2 = 0.79 \text{ mol}$$

$$\sum = 0.9615 \text{ моль}$$

Shunday qilib, reaksiya natijasida o'choq gazining umumiy hajmi  $1,000 - 0,9615 = 0,0385$  molga kamayib,  $0,9615$  molga teng bo'lib qoladi. Bog' vaqti o'choq gazini muvozanat sharoitidagi tarkibi, mollar ulushida quyidagicha bo'ladi:

$$M_{SO_3} = \frac{n_{SO_3}}{\sum n} = \frac{0.077}{0.9615} = 0.0797 \text{ m.u.}$$

$$M_{SO_2} = \frac{n_{SO_2}}{\sum n} = \frac{0.0330}{0.9615} = 0.0342 \text{ m.u.}$$

$$M_{O_2} = \frac{n_{O_2}}{\sum n} = \frac{0.0615}{0.9615} = 0.0638 \text{ m.u.}$$

$$M_{N_2} = \frac{n_{N_2}}{\sum n} = \frac{0.79}{0.9615} = 0.8223 \text{ m.u.}$$

$$\sum M = 1.0000 \text{ m.u.}$$

O'choq gazining muvozanat sharoitidagi hajmiy % dagi tarkibi:

$$\sum M \longrightarrow 100\% (\%) \quad P_{SO_3} = \frac{M_{SO_3} 100\%}{\sum M} = \frac{0.0797}{1.000} 100\% = 7.97\% (x)$$

$$M_{SO_3} \longrightarrow P_{SO_3} (x) \quad P_{SO_2} = \frac{M_{SO_2} 100\%}{\sum M} = 3.42\% (x)$$

$$P_{O_2} = \frac{M_{O_2} 100\%}{\sum M} = 6.38\% (x)$$

$$P_{N_2} = \frac{M_{N_2} 100\%}{\sum M} = 82.23\% (x)$$

$$\sum P = 100\% (x)$$

Endi o'choq gazni komponentlarining muvozanat sharoitidagi parsial (umumiy) bosimini aniqlaymiz:

$$R_{SO_3} = M_{SO_3} P = 0.0797 \cdot 1.2 \cdot 10^5 = 0.096 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$R_{SO_2} = M_{SO_2} P = 0.0342 \cdot 1.2 \cdot 10^5 = 0.041 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$R_{O_2} = M_{O_2} P = 0.0638 \cdot 1.2 \cdot 10^5 = 0.076 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

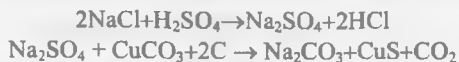
$$R_{N_2} = M_{N_2} P = 0.8223 \cdot 1.2 \cdot 10^5 = 0.987 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$\sum P = 1,2 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

## II BOB. KALSINATSIYALANGAN VA KAUSTIK SODA ISHLAB CHIQRISH TEXNOLOGIYASI

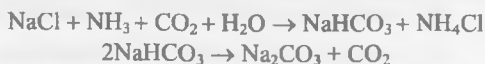
Kalsinatsiyalangan soda -  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , molekulyar massasi-106, natriy karbonat kristall kukun, zichligi  $2,53 \text{ g/sm}^3$ , suyuqlanish temperaturasi  $853^0 \text{ C}$ , suvda yaxshi eriydi. Soda (natriy karbonat) qadimgi davrlardan ma'lum bo'lgan. Soda dengiz o'simliklari, ko'llar va tabiiy sodaviy ko'llardan olinagan.

1775 yilda fransuz olimi Leblan sanoatda quyidagi usul bo'yicha soda ishlab chiqarishni taklif etgan:



Hosil bo'lgan qattiq moddadan suv yuvish usuli bilan soda eritmasi olinagan. Eritmani bug'latish natijasida qattiq soda ishlab chiqarilgan.

1865 yilda Belgiyalik muhandis Solve soda ishlab chiqarishning ammiakli usulini amalga oshirgan:



Leblan usuliga nisbatan Solve usuli quyidagi ijobiy tomonlaridan iborat:

1. Mahsulotning sifati yuqori, toza soda hosil bo'ladi;
2. Ishlab chiqarish jarayonining uzluksizligi;
3. Mehnat sharoitlari yaxshilanishi va ish kuchi kam sarflanishi;
4. Elektroenergiya va yoqilg'ilarning kamroq sarflanishi;

O'zbekiston Respublikasini xalq xo'jaligi uchun sodaga talab katta bo'lmoqda. Hozirgi kunda soda xorijiy davlatlardan katta miqdordagi valyuta bilan import qilinadi. Shuning uchun Qoraqalpog'iston Respublikasi Qo'ng'iro't shahrida soda zavodi qurilgan. Bu zavod ham sodani Solve usulida ishlab chiqaradi.

Yuqoridagi usullardan tashqari sodani natriy gidrooksididan olish mumkin:



Rossiyada soda nefelin tabiiy rudasidan ham olish usuli mavjud. Bu ruda tarkibida asosan nefelin bo'lib ( $3\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{K}_2\text{O} \cdot 4\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 9\text{SiO}_2$ ), undan alyuminiy oksid, potash va sement mahsulotlari ham ishlab chiqariladi.

O'yuvchi natriy-NaOH, qattiq, gigroskopik oq modda,  $322^0 \text{ C}$  da suyuqlanadi, terini, materialarni o'yadi, shuning uchun o'yuvchi natriy deyiladi, suvda eriganda suv bilan reaksiyaga kirishib, turli gidratlar hosil qiladi; shuning uchun juda ko'p issiqlik chiqaradi; havodan  $\text{CO}_2$  ni yutib, karbonatga aylanadi, uni yaxshi berkitiladigan idishda saqlash lozim; NaCl eritmasini elektroliz qilib olinadi; neft mahsulotlarini tozalashda, to'qimachilik sanoatida, qog'oz, sun'iy ipak ishlab chiqarishda ishlatiladi; sotiladigan o'yuvchi natriy kaustik soda deb ham yuritiladi.

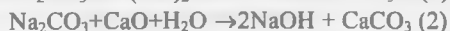
Uning havodagi aerazolini ruxsat etilgan konsentratsiyasi  $0.5 \text{ mg/m}^3$ .

Suvsiz ishqorni ikki xil modifikatsiyasi mavjud: NaON rombik shakldagi kristalli va - NaON – kub shaklidagi kristalli. Zichligi 2130 kg/m<sup>3</sup>.

Kaustik sodani kimyoviy (ohakli va ferritli) va elektrokimyoviy usullarda olinadi. Natriy gidrooksid ishlab chiqarish jarayoni bosqichlarda ya'ni suvli critmalari, konsentrlangan va suyuqlanma holida olinadi.

Ferritli usulida kaltsinirlangan sodani temir oksidi bilan aylanuvchi baraban pechida 1000°C-1200°C hosil bo'ladi.

Natriy gidrooksidini ohakli usulda olish 10-12 % li natriy karbonatini ohak suvi bilan kaustiklantirishga asoslangan:



Kaustifikatsiyalash 60-80 °C da , undan ham yaxshisi 100°C da yuqori haroratda reaksiya tezligi va kaltsiy karbonat cho'kishi tezlashadi.

Kaustiklantirish uchun ohak suvi o'miga ohak berilganda, ohak so'ndirish issiqligidan ham foydalanish mumkin. Kaustiklantirish jarayonini boshida eritmada katta miqdorda CO<sub>3</sub><sup>-</sup> ionlari mavjud, shuning uchun CaCO<sub>3</sub> –ni erigan miqdori juda kam. Kaustiklantirish ortishi bilan eritmada OH – ionlari yig'iladi va CO<sub>2</sub> – ionlari kamayadi, shuning uchun CaCO<sub>3</sub> erish qobiliyati ortadi, Ca(OH)<sub>2</sub> – niki esa kamayadi. Tuzlarni erish qobiliyati bir xil bo'lganda muvozanat vujudga keladi. (1) – reaksiyani muvozanat konstantasi quyidagi nisbatga teng bo'ladi.

$$K = \frac{[\text{NaOH}]^2}{[\text{Na}_2\text{CO}_3]} = \frac{[\text{OH}^-]^2}{\text{CO}_3^-} \quad (2.1)$$

Kaustiklantirish jarayonini asosiy xarakteristikalaridan biri muvozanat kaustiklantirish darajasidir. ON—ionlarini konsentratsiyasi muvozanat konstantasi va CO<sub>3</sub><sup>-</sup> ionlari konsentratsiyasi orqali ifodalash yo'li bilan quyidagini olamiz:

$$\eta = \frac{\sqrt{K[\text{CO}_3^-]}}{\sqrt{K[\text{CO}_3^-] + [\text{CO}_3^-]}} \cdot 100 \quad (2.2)$$

Bu ifodadan ko'rinib turibdiki, kaustiklanish darajasi dastlabki eritmada soda konsentratsiyasi kamaysa, kaustiklanish darajasi ortadi. Lekin shu yo'l bilan birga suvni nisbiy miqdori kaustiklangan eritmada ortadi. Suvning nisbiy miqdorini ortishi, kuchsiz sheloklarni bug'latish uchun ketadigan bug' miqdorini ko'payishiga olib keladi.

## 2.1. KALSINATSIYALANGAN SODA ISHLAB CHIQRISH TEXNOLOGIYASI

Soda xalq xo'jaligida ko'p sohalarda qo'llaniladi va shuning uchun bu m ahsulot ko'p miqdorda ishlab chiqariladi. Hozirgi kunda jahon bo'yicha 30 mln. t dan ortiq soda ishlab chiqarilmoqda.

O'zbekiston Respublikasida bir yilda 120000 tonna miqdorida sodaga talab bor.

Soda xalq xo'jaligining quyidagi sohalarida qo'llaniladi:  
 Kimyo sanoatida (fenol, bo'yoq moddalar ishlab chiqarish uchun);  
 Shisha ishlab chiqarish sanoatida;  
 Rangli metallurgiyada;  
 Oziq-ovqat, sellyuloza, qog'oz sanoatida;  
 Neft-kimyo va neftni qayta ishlash sanoatida;  
 Medisina sanoatida;  
 Elektrotexnika sanoatida;

**2.1-masala.** Natriy bikarbonatni kalsinatsiya qilish pechi moddiy va issiqlik hisobi.

**Dastlabki ma'lumotlar**

Bikarbonat tarkibi.....	(% da)
NaHCO <sub>3</sub> .....	81
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HCO <sub>3</sub> .....	1,5
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub> .....	0,7
NH <sub>4</sub> Cl .....	0,1
NaCl .....	0,35
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	0,06
H <sub>2</sub> O.....	16,29
Kalsinatsiyalangan soda tarkibi:	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> .....	93,58
NaHCO <sub>3</sub> .....	5,42
Sodaning qaytmas yo'qotilishi (gaz bilan chiqayotgan)(tayyor mahsulotdan % hisobida).....	0,15x
Kelayotgan bikarbonat harorati (°C) .....	25
Yuklanayotgan soda harorati (°C).....	160
Chiqayotgan gazlarning harorati (°C).....	130

Moddiy hisob.

$$\frac{105000 \cdot 1000}{335 \cdot 24} = 13060 \text{ kg/soat}$$

Pechdagi yo'qotilishni hisobga olmagan holda quyidagicha texnik soda hosil bo'ladi:

$$13060 \cdot (1 + 0,0015) = 13079,59 \text{ kg}$$

Shu miqdorda quyidagicha Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> bor:

$$13079,59 \cdot 0,9358 = 12240 \text{ kg}$$

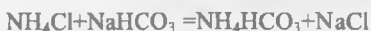
12240 kg soda uchun quyidagicha natriy bikarbonat talab qilinadi:

$$(12240 \cdot 2 \cdot 84) / 106 = 19399,24 \text{ kg}$$

Tayyor kalsinatsiyalangan sodada 5,42 % parchalanmay qolgan natriy bikarbonat, shuningdek, 13079,59 kg sodaga – 708,9 kg to'g'ri keladi. Shuni hisobga olganda:

$$19399,24 + 708,9 = 20108,14 \text{ kg}$$

Reaksiya bo'yicha



1 kg  $\text{NH}_4\text{Cl}$  uchun quyidagicha  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  sarflanadi.

$$(1 \cdot 84) / 53,5 = 1,57 \text{ kg}$$

Pechga hammasi bo'lib,  $19399,24 + 1,57X$  kg  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  yuklangan bo'lishi kerak. Bunda quruq bikarbonat massasidan 81 % ni tashkil qiladi. Shartga ko'ra,  $x=0,1$  %, shu massadan . Bundan :

$$\begin{aligned} (19399,24 + 1,57 X) & \text{-----} 81 \\ X & \text{-----} 0,1 \\ (19399,24 + 1,57 X) \cdot 0,1 & = 81X \\ X & = 24 \end{aligned}$$

Bu miqdor bilan  $\text{NH}_4\text{Cl}$  miqdori birgalikda quyidagicha  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  ga to'g'ri keladi.

$$1,57 \cdot 24 = 39,05 \text{ kg}$$

13060 kg tayyor soda uchun pechga quyidagicha bikarbonat yuklanishi kerak bo'ladi.

$$19399,24 + 39,05 = 20147,02 \text{ kg}$$

Pechga Kalsinatsiya uchun kirayotgan quruq bikarbonat tarkibi.

2.1-jadval

Komponent	Kg	%
$\text{NaHCO}_3$	20147,02	81
$(\text{NH}_4) \text{CO}_3$	373,093	1,5
$\text{NH}_4\text{HCO}_3$	174,1101	0,7
$\text{NH}_4\text{Cl}$	24,87287	0,1
$\text{NaCl}$	87,05503	0,35
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	14,92372	0,06
$\text{H}_2\text{O}$	4051,79	16,29
Jami:	24872,87	100

Kalsinatsiya jarayonida boradigan reaksiyalar.



23,9 kg  $\text{NH}_4\text{Cl}$  , 37,5 kg  $\text{NaHCO}_3$  sarf bo'ladi, hosil bo'ladi:

$$(24,87287 \cdot 58,5) / 53,5 = 27,19743 \text{ kg NaCl}$$

$$(24,87287 \cdot 17) / 53,5 = 7,903528 \text{ kg NH}_3$$

$$(24,87287*44)/53,5 = 20,45619 \text{ kg CO}_2$$

$$(24,87287*18)/53,5 = 8,368441 \text{ kg H}_2\text{O}$$



167,5 kg  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  sarf bo'ladi.

Hosil bo'ladi:

$$(174,1101*17)/79 = 37,46672 \text{ kg NH}_3$$

$$(174,1101*44)/79 = 96,9727 \text{ kg CO}_2$$

$$(174,1101*18)/79 = 39,67065 \text{ kg H}_2\text{O}$$



256,5 kg  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$  sarf bo'ladi. Hosil bo'ladi:

$$(256,5*34)/66 = 132,1371 \text{ kg NH}_3$$

$$(256,5*18)/66 = 69,9545 \text{ kg H}_2\text{O}$$

$$(256,5*44)/66 = 171,001 \text{ kg CO}_2$$



Sarf bo'ladi:

$$201,4702 - 708,97 - 39,5 = 19399,06 \text{ kg NaHCO}_3$$

Hosil bo'ladi: 12239,88 kg  $\text{Na}_2\text{CO}_3$

$$(14,92372*44)/168 = 5080,705$$

$$(14,92372*18)/168 = 2078,47$$

Hammasi bo'lib, quyidagilar hosil bo'ladi:

$$708,9138 + 37,46672 + 132,1371 = 177,5074 \text{ кг NH}_3$$

$$20,45619 + 96,9727 + 171,001 + 5080,705 = 5369,135 \text{ CO}_2$$

$$39,67065 + 69,95494 + 2078,47 = 2188,096 \text{ H}_2\text{O}$$

Kalsinatsiyalangan soda ishlab chiqarish moddiy balans jadvali.

2.2 - jadval

Komponent	Kelishi			Sarf			
	Bikarbonat xom-ashyosi bilan	Pechdagi reaksiyalar bo'yicha			Tayyor soda	Gazlar	Jami
	Hosil bo'ladi	Ishlatildi	Jami:				
NaCl	87,05503	27,19743		27,19743	114,2525		114,2525
NaHCO <sub>3</sub>	20147,02		19438,11	-19438,1	708,9138		708,9138
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	14,92372				14,92372		14,92372
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		12239,88		12239,88	12221,55	18,33232	12239,88
NH <sub>4</sub> Cl	24,87287		24,87287	-24,8729			
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	373,093		373,093	-373,093			
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	174,1101		174,1101	-174,11			
CO <sub>2</sub>		5369,135		5369,135		5369,135	5369,135
NH <sub>3</sub>		177,5074		177,5074		177,5074	177,5074
H <sub>2</sub> O	4051,79	2188,096		2188,096		6239,886	6239,886
Jami:	<b>24872,87</b>	20001,82	20010,18	-8,36844	13060,01	11812,86	<b>24872,87</b>

**Issiqlik hisobi.**

**Issiqlikni kelishi.** Baraban pechi ostida yoqilganda pechga yoqilg'i bilan kelayotgan issiqlik. Hisobni shartli issiqlik hosil qilishi 29300 kj/kg ga olib boriladi. 13060 kg kalsinatsiyalangan soda olish uchun kerakli yoqilg'i miqdori (kg da) X deb qabul qilamiz va uni quyidagi issiqlik balansidan aniqlaymiz.

$$q_1 = 29300 * X \text{ kj}$$

Natriy bikarbonat bilan barabanga kirayotgan issiqlik.

$$q_2 = ((24864.5 - 4051.79) * 1.17 * 25) + (4051.79 * 104.8) = 1033399 \text{ kj}$$

Bu yerda, 1.17 - natriy bikarbonatning issiqlik sig'imi, kj/kg\*grad.

104.8 – suvning entalpiyasi, kj/kg.

$$Q_{kel} = 29300X + 1033399 \text{ kj}$$

$$X = 1062699 \text{ kj}$$

**Issiqlik sarfi.**

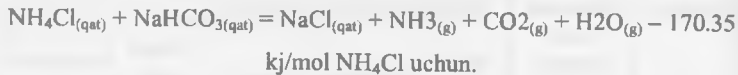
Chiqayotgan soda bilan chiqib ketayotgan issiqlik.

$$q_1 = 13060 * 1.13 * 160 = 2361248 \text{ kj}$$

Bu yerda,

1.13 – sodaning issiqlik sig'imi.

Endotermik reaksiya uchun sarflanayotgan issiqlik.



$$Q_p = (410.9 + 46.19 + 393.51 + 241.84) - (315.39 + 947.4) = -170.35 \text{ kJ}$$

issiqlik 1 mol  $\text{NH}_4\text{Cl}$  uchun.

Bu yerda,

410,9 –  $\text{NaCl}$  ni hosil bo'lish issiqligi, kJ/mol

393.51 –  $\text{CO}_2$  hosil bo'lish issiqligi kJ/mol

241.84 –  $\text{H}_2\text{O}$  hosil bo'lish issiqligi kJ/mol

315.39 – hosil bo'lish issiqligi kJ/mol

$$q_a = (-170.35 * (-1) * 13060 * 127) / 53.5 = 1034326 \text{ kJ}$$



$$Q_p = (1129 + 393.51 + 241.84) - (2 * 947.4) = -130.45 \text{ kJ 1 mol } \text{Na}_2\text{CO}_3$$

Bu yerda, 1129 -  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  hosil bo'lish issiqligi kJ/mol

$$Q_6 = (130.45 * 13060 * 12240) / 106 = 196726476 \text{ kJ}$$



$$Q_p = (2 * 46.19 + 393.51 + 241.84) - 927.17 = -199.44 \text{ kJ 1 mol } (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$$

uchun.

Bu yerda 927.17 -  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$  hosil bo'lish issiqligi kJ/mol

$$Q_6 = (-199.44 * 13060 * 128) / 96 = 10122815 \text{ kJ}$$



$$Q_p = (46.19 + 393.51 + 241.84) - 852.87 = -171.33 \text{ kJ 1 mol } \text{NH}_4\text{HCO}_3$$

uchun.

Bu yerda 852.87  $\text{NH}_4\text{CO}_3$  hosil bo'lish issiqligi kJ/mol

$$Q_2 = (-171.33 * 13060 * 129) / 84 = 4637898 \text{ kJ}$$

$$Q_2 = 1034326 + 196726476 + 10122815 + 4637898 = 212521515 \text{ kJ}$$

Gaz bilan chiqib ketayotgan issiqlik.

$$Q_3 = (5369.135 * 0.895 + 177.5074 * 2.218 + 2188.096 * 1.876) * 130 + 4051.79 * 2741 = 12308491$$

0.885; 2.218; 1.876 – CO<sub>2</sub>; NH<sub>3</sub>; H<sub>2</sub>O larning issiqlik sig'implari, kj/(kg\*grad);

2741 – suv bug'i entalpiyasi, kj/kg;

Reaksiya natijasida suv bug'lanishidan olingan issiqlik, reaksiya issiqligi hisobga olinganda.

4) Gaz bilan chiqib ketayotgan soda changlari issiqligi

$$1.5 * 1.3 * 130 = 220.35$$

$$Q = 2361248 + 212521515 + 12308491 + 220.35 = 227191474.35$$

Bundan, 13060 kg soda olish uchun shartli ravishda X=7718,64 kg yoqilg'i to'g'ri keladi.

Amaliy sarf issiqligi F.I.K.ni hisobga olganda yoqish sezilarli darajada yuqori bo'ladi:

$$Q = (227191474.35 - 1033399)/29300 = 7718.64$$

Issiqlik balans jadvali.

2.3-jadval

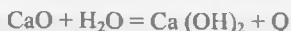
Kelishi			Sarf		
Komponentlar	Kж	%	Komponentlar	Kj	%
Yoqilg'ini yonishidan 29300*7718,64	226156152	96,7	Soda bilan	2361248	7,7
Natriy bikarbonat bilan	1033399	3,3	Reaksiya uchun	212521515	52,4
			Gazlar bilan	12308491	39,9
			Soda changlari bilan	220,35	
Jami:	227189551	100	Jami:	227189551	100

## 2.2 OHAK USULIDA KAUSTIK SODA ISHLAB CHIQRISH

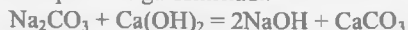
Kaustik soda yoki gidroksidi sifatida qisqartirilgan kaustik soda turli sohalarda keng qo'llaniladi: sovun, sun'iy tola, qog'oz ishlab chiqarishda, organik sintez sanoatida, neft, metallurgiya va boshqa ko'plab sohalarda. Eng keng tarqalgani - kaustik soda ishlab chiqarish uchun ohak usuli (kimyoviy usullar bilan olingan NaOH dunyoda ishlab chiqarishning 98% ni tashkil etadi) hisoblanadi. Ushbu usul bilan kaustik soda olish uchun asosiy xom ashyo soda eritmasi va ohakdir.

Kimyoviy vositalar yordamida kaustik soda ishlab chiqarish odatda sodali suv (kalsinirlangan soda) ishlab chiqarish bilan birlashtiriladi. Bunday holda, bikarbonat dekarbonizatsiyasi orqali soda eritmasini olish ancha tejamkor bo'ladi. Sodali suv (kalsinirlangan soda) ishlab chiqarishda oraliq mahsulot natriy hisoblanadi. Qattiq ohakda CaO ning bir qismi bog'langan holatda - SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub> bilan birikmalar shaklida bo'ladi. Kaustik soda kalsinirlangan soda bilan qabul qilinganda, faqat faol ohak CaO (faol) deb ataladigan erkin ohak reaksiyaga kirishadi.

Qattiq ohakdan foydalanganda, avval ohakni suv bilan so'ndirish reaksiyasi davom etadi



Kaustik soda hosil bo'lishi odatda tuzlarni olish usulida almashinuv - parchalanish reaksiyasi orqali amalga oshiriladi.



Reaksiya natijasida natriy gidroksid va kam eriydigan CaCO<sub>3</sub> tuzi hosil bo'ladi, bu ularni dekantatsiya yoki filtrlash orqali osongina ajratish imkonini beradi.

Ohakli kaustik soda ishlab chiqaruvchi sex uchta bo'limga ega: kaustiklantirish, kuchsiz ishqorlarni bug'latish va eritish.

Kaustiklantirish bo'limi – bu tasvirni alohida xususiyati shundaki, bitta apparatni o'zida ohakni so'ndirish va sodali eritmani kaustiklash jarayonlarini o'tishidir. So'ndirgich kaustifikatorda kaustiklantirish darajasi 75-80% tashkil etadi.

Olingan kuchsiz sheloklarni konsentrlash odatda ikki bosqichda amalga oshiriladi. Birinchi bug'latish jarayoni: uch korpusli bug'latish apparatida bajariladi. Eritma xarakati yo'nalishi bo'ylab 1 – apparat 980 kPa (10 kgs/sm<sup>2</sup>) bug' bosimda bug'latiladi, ishqor konsentratsiyasi 130 dan 200 g/lgacha ko'tariladi. Eritma keyin ikkinchi va uchinchi korpuslarga o'tadi. Uchinchi korpus 80 kPa (600mm.simob.ust) da ya'ni vakuum ostida bug'latiladi. Natriy ishqorini konsentratsiyasi 3-korpus bug'latish apparatidan chiqishda 610-660 g/l ni tashkil qiladi. Natriy ishqorini konsentratsiyasini oshirishda ajralib chiqqan natriy sulfat va karbonat, eritmadan o'rta sheloklar tindirgichida ajratiladi. Tindirilgan eritma o'rta sheloklar yig'gichiga, shlam vakuum filtrga xaydaladi. O'rta sheloklar

yig'gichidagi tindirilgan eritma tovar mahsuloti hisoblanadi. Qattiq kaustik olish uchun suyuq kaustik soda ikkinchi bosqich bug'latishga yuboriladi, uni konsentratsiyasi 1000-1200 g/l NaOH gacha ko'tariladi. Ikkinchi bosqich bug'latgich, bitta vakuum bug'latgich apparatidan iborat bo'lib, 1- bosqich bug'latgichni birinchi apparatidan chiqayotgan, ikkilamchi bug' bilan isitiladi. Bu apparatda vakuum 80 kPa (600 mm.simob.ust) bo'lishi kerak.

Natriy ishqorini suvsizlantirish yakka qozonlarda davriy amalga oshirilgan. Hozirgi kunda NaOH ni suvsizlantirish uzluksiz ishlaydigan eritish qozonlari batareyasida amalga oshiriladi. Bu usulda «kuchli ishqor» - 1000 –1200 g/l NaOH konsentratsiyada bug'latish bo'limidan kelgandan keyin ketma-ket oltita isitgichdan o'tadi. Uni temperaturasi 130-140<sup>0</sup> C dan 200-210<sup>0</sup> C gacha ko'tariladi. Keyin ishqor ketma-ket 9-ta eritish qozonlaridan o'tadi va 9-qozonda barabanlarga quyiladi. Isitgich va qozonlar oddiy yonganda ajralib chiqqan issiqlik hisobiga qizdiriladi. Tayyor mahsulot qozondan, 400<sup>0</sup> C temperaturali natriy ishqori, cho'yandan tayyorlangan markazdan qochma nasos yordamida (botirma nasos) olib chiqiladi.

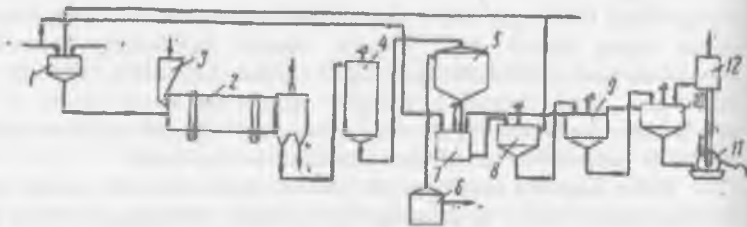
**Ohak usuli bilan kaustik soda olishning texnologik sxemasi.** Quyida ohak usuli bilan kaustik soda olishning texnologik sxemasi bayoni keltirilgan.

Soda eritmasi soda ishlab chiqarishning dekarbonizatsiya bo'limidan soda eritmasini tayyorlash uchun kollektorga beriladi:

1. Kuchsiz suyuqlik u yerda ham, keyin - loyni yuvish va suyuqlik bug'lanishi jarayonida ham cho'kma soda eritmasi bilan oziqlanadi. Suyuqliklar regulyatorlar yordamida oddiy soda eritmasini tayyorlash uchun dozalanadi. Tayyorlangan soda eritmasi markazdan qochma nasos yordamida aylanuvchi namlagich-kaustifikatorga beriladi.

2. Ohak ham u yerdagi bunkerdan ta'minlanadi. So'ndiruvchi-kaustifikatorida hosil bo'lgan suspenziya quvur orqali qabul qilgichga quyiladi. Boshqa quvur orqali so'ndiruvchi chiqindilari yuvgichga tushiriladi, suv bilan yuviladi va kanalizatsiyaga olib boriladi. Asosiy so'ndirish jarayoni birinchi bosqich kaustifikatorida tugaydi. Loy suyuqlikdan birinchi kaustiklanishning cho'ktirgichida ajratiladi.

3. Tindirilgan suyuqlik kuchsiz suyuqliklar rezervuariga quyiladi, so'ngra bug'lanish bo'limiga va kaustik sodaning erishiga o'tadi. Muayyan miqdorda reaksiyaga kirishmagan CaO ni o'z ichiga olgan loy, qo'shimcha ravishda soda eritmasi bilan ta'minlangan aralashtirgich 7 bo'lgan apparatda ikkinchi kaustifikatsiyaga kiradi.



2.1-rasm. Ohak usuli bilan kaustik soda olishning texnologik sxemasi:

- 1- aralashtirgich
- 2- aylanuvchi namlagich-kaustifikator
- 3-ohak tushuvchi bunker
- 4- chiqindi va bug' ajraluvchi bunker
- 5- tindirgich
- 6- Eritma yig'gich
- 7- aralashtirgich 8,9,10- yuvuvchi filtrlar
- 11-markazdan qochma nasos
- 12-separator

Ikkinchi kaustifikatsiyadan so'ng, suspenziya nasos bilan ikkinchi kaustifikatsiya 8 qozoniga solinadi. Tozalangan suyuqlik qoldiq tuzlarni eritishga va soda eritmasini tayyorlashga yo'naltiriladi. Keyin hosil qilingan kaustiklangan loyning yuvilishi kuzatiladi. Loy nasoslar tomonidan bir nechta yuvish vositalaridan ketma-ket tozalanadi (rasmda ikkitasi ko'rsatilgan: birinchi 9 va oxirgi 10); yuvish suvi qarshi oqim bilan ta'minlanadi. Oxirgi yuvish vositasidan loy vakuum filtrining 11 trubasiga kiradi, unda u yuvish suvidan siqib chiqariladi va toza suv bilan yuviladi. Keyin loy kanalizatsiyaga yuboriladi. Vakuum filtrdagi suv 12-separatorida havodan ajratiladi va oxirgi yuvish mashinasiga beriladi. Keyin teskari tartibda barcha yuvish vositalaridan o'tadi. Birinchi yuvish mashinasidan yuvish suvi ikki bosqichli kaustifikatorga yo'naltiriladi.

Kaustik soda olishning ohakli metodi natriy karbonatni ohak yoki kaltsiy gidroksidi bilan ta'sirlashishga asoslangan.



Kaustifikatsiya jarayonida kaltsiy gidroksidi o'rniga kaltsiy oksidini ishlatib, CaO sindirish issiqligidan foydalanish imkoni paydo bo'ladi. Bundan tashqari natriy gidroksidining konsentrlangan eritmasi hosil bo'ladi. Bu eritma tarkibidagi suvning chiqib ketishi natijasida hosil bo'ladi. Jarayon boshida reaksiya unga yo'nalgan. Chunki  $CaCO_3$  ning eruvchanligi  $Ca(OH)_2$  100 °C da  $Ca(OH)_2$  ning eruvchanligi 0,7 bo'lsa  $CaCO_3$  ning eruvchanligi esa bor yo'gi 0,002 g ni tashkil etadi.

Kaustifikatsiya jarayonining boshida eritma tarkibida  $CO_3^{2-}$  larning miqdori ko'proq bo'lib, o'zi  $CaCO_3$  ning eruvchanligini pasaytirib turadi. Kaustifikatsiya

jarayonida eritma tarkibida  $\text{OH}^-$  ionlarining miqdori ortib  $\text{CO}_3^{2-}$  ionlarining miqdori kamayadi. Shuning uchun  $\text{CaCO}_3$  eruvchanligi ortadi.  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ning eruvchanligi esa kamayadi. Tuzlarning eruvchanliklari tenglashganda muvozanat yuzaga keladi. Reaksiyaning muvozanat konstantasi quyidagicha ifodalanadi.

$$K = \frac{[\text{NaOH}]^2}{[\text{Na}_2\text{CO}_3]} = \frac{[\text{OH}^-]^2}{[\text{CO}_3^{2-}]} \quad (2.3)$$

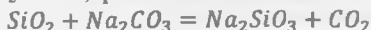
$\text{CaCO}_3$  va  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ning eruvchanligi temperaturaga bog'liq. Demak, muvozanat konstantasi temperaturaga bog'liq ekan. Amalda bu bog'liqlik hisobga olinmaydi. Kaustifikatsiya jarayonining asosiy xarakteristikasi kaustifikatsiya darajasi bilan ifodalanadi, uni  $\eta$  xarfi bilan belgilanadi.

$$\eta = \frac{[\text{OH}^-]}{[\text{OH}^-] + [\text{CO}_3^{2-}]} 100 \quad (2.4)$$

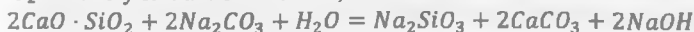
Ionlarning konsentratsiyalarini muvozanat konstantasi bilan ifodalab quydagilarni olamiz.

$$\eta = \frac{\sqrt{K[\text{CO}_3^{2-}]}}{K[\text{CO}_3^{2-}] + [\text{CO}_3^{2-}]} 100 \quad (2.5)$$

Soda eritmasida va kaltsiy gidroksid eritmasida har xil qo'shimchalar bo'ladi. Bular kaustifikatsiya jarayoniga ta'sir qiladi. Masalan, soda eritmasi tarkibida 3-10 g natriy sulfat bo'lsa kaustifikatsiya darajasini 0,004-0,014 gacha pasaytiradi. Agar ohak takibida  $\text{SiO}_2$  bo'lsa, qo'shimcha soda sarflanishiga olib keladi.



Agar  $\text{SiO}_2$  di kaltsiy silikat holda bo'lsa, u holda



qo'shimcha soda sarf bo'ladi.

Osh tuzining suvdagi to'yingan eritmasida  $\text{Na}$ ,  $\text{H}^+$ ,  $\text{Cl}^-$  va  $\text{OH}^-$  ionlari bo'ladi, critmadan doimiy tok o'tkazilganda bu ionlarning zaryadsizlanib ajralib chiqish tartibi elektrod potentsiallarining kattaligi zaryadsizlanib ajralib chiqish tartibi elektrod potentsialining kattaligi va bir-biriga bo'lgan nisbati bilan aniqlanadi. Natriy ionlarining po'lat katodlarida qaytarilishi mumkin emas, chunki, bu jarayonning potentsiali katta manfiy qiymatga ega. Shuning uchun katodda muvozanat potentsiali kichik bo'lgan vodorod ajralib chiqadi.



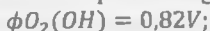
Katod bo'shlig'ida qolgan gidroksid ionlari natriy ionlari bilan birikib, natriy gidroksidni hosil qiladi.



Anodda esa xlor ajraladi:



Xlorning to'yingan eritmada muvozanat potentsiali gidroksid ionnikidan katta



Ammo ko'mir-grafitli yoki ruteniy oksidi bilan qoplangan anodlarda OH ioni o'ta katta kuchlanish bilan zaryadsizlanadi, shuning uchun ham anodda gaz holda ajraladi. Natriy xlor eritmasini elektrolizini umumiy holda quyidagicha yozish mumkin:



## 2.2-masala. So'ndiruvchi kaustifikator hisobi.

### Dastlabki ma'lumotlar

Sodali eritma tarkibi

Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> .....	58.5
NaOH .....	19.5
NaCl .....	0.1
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	7.0

Ohak tarkibi (%)

CaO .....	86
CaCO <sub>3</sub> .....	14

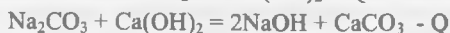
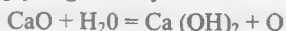
(CaCO<sub>3</sub> ning umumiy miqdori ohak tarkibidagi aralashmalarni ham o'z ichiga oladi.)

Ortiqcha CaO (faol) sodaga nisbatan (%): .....	5
Soda eritmasining zichligi (kg/m <sup>3</sup> ) .....	1150
Eritmaning kaustiklanish darajasi (%) .....	72
Ohakning chiqindilar bilan yo'qolishi (%) .....	7
Quruq moddalardagi chiqindilarda Ca (OH) <sub>2</sub> (%) .....	40
Chiqindi bilan erigan moddalarning yo'qotilishi (%) .....	1.00
Kiruvchi soda eritmasining harorati (°C da) .....	80
Kiruvchi ohak harorati (°C da) .....	50
Chiqish suspenziyasi harorati (°C da) .....	97

### Moddiy hisob.

Hisoblash 1000 kg ohak uchun amalga oshiriladi.

Kaustifikatsiya jarayonida quyidagi reaksiyalar sodir bo'ladi:



1000 kg ohak uchun ortiqcha CaO (faol) ni hisobga olgan holda, soda olish kerak.

$$\frac{860 \cdot 106}{1.05 \cdot 56} = 1550.3 \text{ kg}$$

Eritmadagi soda tarkibini bilish (n.d.da), siz hajmni hisoblashingiz mumkin bo'lgan soda eritmasi:

$$\frac{1550.3 \cdot 20}{58.5 \cdot 53} = 10.0 \text{ m}^3$$

Soda eritmasining massasi

$$10.0 \cdot 1150 = 11500.0 \text{ kg}$$

Ushbu hajmdagi soda eritmasi bilan kaustik soda kiritiladi

$$\frac{19.5 * 40 * 10}{20} = 390.0 \text{ kg}$$

Natriy xlorid

$$\frac{0.1 * 58.5 * 10}{20} = 2.9 \text{ kg}$$

Natriy sulfat

$$\frac{7 * 71 * 10}{20} = 248.5 \text{ kg}$$

Soda eritmasidagi suv miqdori

$$11500 - (1550.3 + 390.0 + 2.9 + 248.5) = 9308.3 \text{ kg}$$

$\text{Na}_2\text{CO}_3$  bo'yicha eritmadagi umumiy ishqor miqdori

$$1550.3 + \frac{390.0 * 106}{2 * 40} = 2067.0 \text{ kg}$$

So'ndiruvchi -kaustifikatorda eritmaning kaustiklanish darajasini bilish, so'ndiruvchida  $\text{NaOH}$  va  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ning tarkibini aniqlash mumkin:

$$\frac{2067.0 * 2 * 40 * 0.72}{106} = 1123.2 \text{ kg NaOH}$$

$$2067 * 0.28 = 578.8 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$$

So'ndiruvchi -kaustikizatorada hosil bo'lgan  $\text{NaOH}$  miqdori,

$$1123.2 - 390.0 = 733.2 \text{ kg}$$

So'ndirgichdagi 860 kg  $\text{CaO}$  ni so'ndirish uchun suv kerak bo'ladi

$$\frac{860 * 18}{56} = 276.4 \text{ kg}$$

Bu shaklda

$$\frac{860 * 74}{56} = 1136.4 \text{ kg Ca(OH)}_2$$

733,2 kg kaustik soda olish uchun soda va ohak kerak bo'ladi

$$\frac{733.2 * 106}{2 * 40} = 971.5 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$$

$$\frac{733.2 * 74}{2 * 40} = 678.2 \text{ kg Ca(OH)}_2$$

Bu  $\text{CaCO}_3$  hosil qiladi

$$\frac{733.2 * 100}{2 * 40} = 916.5 \text{ kg}$$

(h'iqindi bilan  $\text{CaO}$  ning yo'qolishi

$$\frac{860 * 7}{100} = 60.2 \text{ kg}$$

Gidratlangan holatda bu  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ning quyidagi miqdoriga to'g'ri keladi:

$$\frac{60.2 \cdot 74}{56} = 79.6 \text{ kg}$$

bu quruq chiqindilar massasining 40% ga to'g'ri keladi. Demak, quruq holatdagi chiqindilar massasi teng

$$\frac{79.6 \cdot 100}{40} = 199.0 \text{ kg}$$

Chiqindilarda  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  va suvdan tashqari  $\text{NaOH}$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaCl}$ ,  $\text{CaCO}_3$  mavjud. Shartga ko'ra, eruvchan moddalarning chiqindilar bilan yo'qolishi 1% ni tashkil qiladi, ya'ni chiqindilar tarkibida:  $1123,2 \cdot 0,01 = 11,2 \text{ kg NaOH}$ ,  $578,8 \cdot 0,01 = 5,8 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$ ,  $248,5 \cdot 0,01 = 2,5 \text{ kg Na}_2\text{SO}_4$ ,  $2,9 \cdot 0,01 = 0,03 \text{ kg NaCl}$  bor. Chiqindilardagi natriy xlorid miqdori keyingi hisob-kitoblarda e'tiborga olinmaydi. Shunday qilib, chiqindilardagi  $\text{CaCO}_3$  miqdori farq bilan topiladi

$$199.0 - (79.6 + 11.2 + 5.8 + 2.5) = 99.9 \text{ kg}$$

Agar chiqindilarda 1% eriydigan moddalar bo'lsa, demak, ular 1% eritmani va demak, chiqindilarni ajratish vaqtida suspenziyada bo'lgan suv massasining 1% ni o'z ichiga oladi. Yuqorida aytib o'tilganidek, 9308,3 kg suv soda eritmasi bilan birga keladi. Ushbu suvning bir qismi (276,4 kg) ohakni so'ndirish uchun ishlatiladi. Qolgan  $9308,3 - 276,4 = 9031,9 \text{ kg H}_2\text{O}$ . Kaustifikatsiya paytida ma'lum miqdorda suv bug'lanadi, biz uni X bilan belgilaymiz. Keyin, chiqindilar ajratilganda, eritmada  $9031,9 - X \text{ kg}$  suv bor edi. Bu miqdorning 1%, ya'ni  $90,3 - 0,01 X \text{ kg H}_2\text{O}$  chiqindilar bilan chiqariladi va  $8941,6 - 0,99X \text{ kg}$  birinchi bosqich kaustikizatoriga kiradi.

So'ndirilgan-kaustifikatordan chiqadigan suspenziyaning tarkibi:

$$1550.3 - (971.5 + 5.8) = 573.0 \text{ kg Na}_2\text{CO}_3$$

$$1123.2 - 11.2 = 1112.0 \text{ kg NaOH}$$

$$248.5 - 2.5 = 246.0 \text{ kg Na}_2\text{SO}_4$$

$$2.9 \text{ kg NaCl}$$

$$1136.4 - (678.2 + 79.6) = 378.6 \text{ kg Ca}(\text{OH})_2$$

$$1056.5 - 99.9 = 956.6 \text{ kg CaCO}_3$$

$$8941.6 - 0.99X \text{ kg H}_2\text{O}$$

$$\text{Barchasi} \dots\dots\dots 12210.7 - 0.99X \text{ kg}$$

Bug'langan suv X miqdorini topish uchun biz so'ndiruvchi-kaustifikatorning termal hisobini bajaramiz.

Issiqlikning kelishi.

1) ohak bilan

$$q_1 = 1000 * 0.795 * 50 = 40\,000 \text{ kJ}$$

bu yerda: 0.795 - ohakning issiqlik sig'imi, kJ/kg\*grad

2) Soda eritmasi bilan

$$q_2 = 11500 * 3.684 * 80 = 3\,389\,000 \text{ kJ}$$

bu yerda: 3,684 - soda eritmasining issiqlik sig'imi, kJ/kg-grad.

3) Ekzotermik reaksiyadan



$$Q_p = 986.20 - (635.10 + 285.84) = 65.26 \text{ kJ 1 mol CaO uchun,}$$

Bu yerda 986.20 - shakllanish issiqligi  $\text{Ca(OH)}_2$ , kJ/mol; 635.10 - shakllanish issiqligi CaO, kJ/mol; 285.84 - shakllanish issiqligi  $\text{H}_2\text{O}_{(\text{suy})}$ , kJ/mol;

$$q_3 = \frac{65.26 * 1000 * 860}{56} = 1\,002\,000 \text{ kJ}$$

4)  $\text{Ca(OH)}_2$  eritilish issiqligi

$$q_4 = \frac{16.25 * 678.2 * 1000}{74} = 149\,000 \text{ kJ}$$

Bu yerda; 16.25 -  $\text{Ca(OH)}_2$  erish issiqligi, kJ/mol;

$$Q_{\text{kirish}} = 40\,000 + 3\,389\,000 + 1\,002\,000 + 149\,000 = 4\,580\,000 \text{ kJ,}$$

**Issiqlik sarfi.**

1) 97°C da suspenziya bilan:

a)  $\text{CaCO}_3$  va  $\text{Ca(OH)}_2$  cho'kmasi bilan

$$(956.6 + 378.6) * 1.09 * 97 = 141\,200 \text{ kJ,}$$

Bu yerda: 1.09 - cho'maning issiqlik sig'imi, kJ/kg \* grad;

b) eritma bilan

$$(12\,210.7 - (956.6 + 378.6) - 0.99X) * 3.60 - 97 = 3\,798\,000 - 345.7X \text{ kJ;}$$

$$q_1 = 141\,200 + 3\,798\,000 - 345.7X = 3\,939\,200 - 345.7X \text{ kJ;}$$

2) Endotermik reaksiya uchun



$$Q_{\text{er}} = (2 * 469.61 + 1206.00) - (1161.06 + 1002.45) = -18.29 \text{ kJ 1 mol Ca(OH)}_2$$

bu yerda 469,61 - NaOH hosil bo'lish va erish issiqliklarining yig'indisi, kJ/mol, 1206,00 -  $\text{CaCO}_3$  hosil bo'lish issiqligi, kJ/mol, 1161,06 -  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  ning hosil

bo'lish va erish issiqliklari yig'indisi, kJ/mol; Ca(OH)<sub>2</sub> ning hosil bo'lishi va erishi issiqliklari,

$$q_2 = \frac{18.29 \cdot 1000 \cdot 678.2}{74} = 168\,000 \text{ kJ}$$

3) tashlama bilan

$$q_3 = 199.0 \cdot 0.92 \cdot 97 + (90.3 - 0.01X) \cdot 406.5 = 54\,466 - 4.01X \text{ kJ};$$

bu yerda 406,5 – (97 °C da) suvning entalpiyasi.

4) suv bug'lari bilan

$$q_4 = 2671X \text{ kJ},$$

bu yerda 2671 – (97 °C da) quruq bug'ning entalpiyasi, kJ/kg;

5) Atrof-muhitga issiqlik yo'qotilishi

$$q_5 = aFt \cdot 10^{-3},$$

bu yerda a - issiqlik uzatish koeffitsienti, Vt/m<sup>2</sup>\*grad; F - yutish yuzasi, m<sup>2</sup>; t - devor harorati va atrof-muhit harorati o'rtasidagi farq, gradus; 10<sup>-3</sup> - jouldan kilojounga o'tkazish koeffitsienti.

Devorining harorati = 50°C va atrof-muhit harorati  $t_{a,muh} = 20^\circ\text{C}$  ni qabul qilamiz.

$$a = 9.3 + 0.058t = 9.3 + 0.058 \cdot 50 = 12.21 \text{ vt/m}^2 \cdot \text{grad}$$

Yutilish yuzasi:

$$d = 2.75M, \text{ uzunligi } 9M, F = 3.14 \cdot 2.75 \cdot 9 = 77.7 \text{ m}^2$$

$$q_5 = 12.21 \cdot 77.7 \cdot 30 \cdot 3600 \cdot 10^{-3} = 102\,500 \text{ kJ},$$

$$Q_{sart} = 3\,939\,200 - 345.7X + 168\,000 + 54\,466 - 4.1X + 2671X + 102\,500 =$$

$$= 4\,264\,166 + 2321.2X$$

Bu issiqlik balansi tenglamasidan kelib chiqadi

$$4580000 = 4264166 + 2321.2X,$$

$$X = \frac{4\,580\,000 - 4\,264\,166}{2321.2} = 136.1 \text{ kg}.$$

Keyin, bug'langandan so'ng, eritma 9031,9-136,1 = 8895,8 kg H<sub>2</sub>O, shu jumladan chiqindilarda 89,0 kg va suspenziyada 8806,8 kg.

Olingan natijalarni jadval ko'rinishida ifodalaymiz.

**So'ndiruvchi kaustifikator moddiy balans jadvali**

2.4-jadval

	Kirim			Reaksiya vaqtidagi so'ndirilish			Sarf			
	Sodali eritma	Ohak	Jami:	Hosil bo'lishi	Sarflamishi	jami	Suspenziya	Tashlamalar	Bug'	Jami:
$\text{Na}_2\text{CO}_3$	1550.3		1550.3		971.5	-971.5	573.0	5.8		578.8
$\text{NaOH}$	390.0		390.0	733.2		+733.2	1112	11.2		123.2
$\text{CaO}$		860.0	860.0		860.0	-860.0				0
$\text{Ca(OH)}_2$				1136.4	678.2	+458.2	378.6	79.6		458.2
$\text{CaCO}_3$		140.0	140.0	916.5		+916.5	956.6	99.9		1056.5
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	248.5		248.5				246.0	2.5		248.5
$\text{NaCl}$	2.9		2.9				2.9			2.9
$\text{H}_2\text{O}$	9308.3		9308.3		276.4	-276.4	8806.8	89.0	136.1	9031.9
Jami:...	11500	1000	12500	2786.1	2786.1	0	12075.9	288.0	136.1	12500

So'ndiruvchi kaustifikator issiqlik balans jadvali

2.5-jadval

Kirish			Chiqim		
Nomi	Kj	%	Nomi	Kj	%
Ohak	40000	0.87	Suspenziya	3891000	84.98
Sodali eritma	3389000	74.00	Endotermik reaksiyalardan	168000	3.67
Ekzotermik reaksiyalardan	1002000	21.88	Tashlamalar	53900	1.18
Eriq harorati $\text{Ca(OH)}_2$	149000	3.25	Suv bug'i	363700	7.93
			Atrof muhitga yo'qotilishi	102500	2.24
Jami:	4580000	100.00	Jami:	4580000	100.

### III BOB. BOG'LANGAN AZOT TEXNOLOGIYASI

Tabiiy sharoitlarda azotning biologik aylanib turishi uch qismdan: azotning tirik organizmlardagi organik birikmalaridan, ulardan tuproqda hosil bo'ladigan organik birikmalaridan va anorganik birikmalaridan iborat. Bu sikl mikroorganizmlarda molekulyar azotning bog'lanishi hisobiga yana mukamallashadi. Bog'langan azotning bir qismi azot birikmalarini yo'qotuvchi (denitrifikatsion) mikroorganizmlarning faoliyati va azot tuzlarining tuproqdan yer osti suvlari ta'sirida yuvilib ketishi hisobiga yo'qoladi. Azot birikmalari tabiatda kimyoviy yo'l bilan ham atmosfera azotidan hosil bo'ladi. Qaysi reaksiyalarda va qanday sharoitlarda atmosfera azotidan anorganik birikmalar nitratlar hosil ajratishini ko'rsating? Chili selitrasi qatlamining qanday hosil ajratish ehtimolligi haqida o'ylab ko'ring?

Yer sharining anchagina qismida tez-tez momaqaldiroq bo'lib turadi va bu yo'l bilan ko'p miqdordagi erkin azot bog'lanadi, lekin planetamizning kattagina qismida bo'ladigan chaqmoqlar, azotning aylanishida hal qiluvchi rol o'ynamaydi. Azotning aylanishiga inson aralashmagunga qadar, tuproqdagi azotli birikmalar va ularning o'simliklar tomonidan o'zlashtirilishi o'rtasidagi muvozanat ma'lum darajada saqlanib turadi. Qulay iqlim sharoitlarda tuproq bog'langan azotga boyib boradi. Lekin yerdan olinadigan hosil bilan birga dalalardan yiliga yuz million tonnalab azotni olib ketiladi, natijada azot balansi buziladi va tuproqni kuchsizlantiradi. Hosildorlikni ma'lum darajada saqlab turish uchun tuproqdan olib ketilgan azot miqdorini to'ldirib turish kerak. Mamlakatimiz qishloq xo'jaligi oldiga barcha ekinlarning hosildorligini keskin oshirish masalasi qo'yilgan hozirgi davrda, tuproqni azotli birikmalar bilan boyitishga alohida e'tibor berish lozim.

Biz hajm bo'yicha 79% azot bo'lgan havo okeanining tubida yashaymiz. Azot - bizning planetamizda eng ko'p tarqalgan elementlardan biri hisoblanadi. U yer po'stlog'ining 0,02% ni tashkil etadi.

Azotning xom ashyolari sifatida avvalambor atmosfera havosini ko'rsatish mumkindir. Atmosfera havosi asosan azot va kisloroddan iboratdir.

Quruq havo tarkibi:  $N_2$  - 78,09 %,  $O_2$  - 20,95 %, Ar - 0,93 %,  $CO_2$  - 0,03%. Qolganlari neon, geliy, kripton,  $N_2$ , azonlardan iboratdir. Bu quruq havoning tarkibi. Tabiatda esa har qaysi geologik yerda yilning fasliga qarab, ma'lum miqdorda suv bug'i bo'ladi. Elementar azotning dunyodagi havo tarkibidagi zahirasi 4,1015 t ga teng; 1 gektar yer yuziga esa o'rtacha 80 ming tonna bog'lanmagan holdagi elementar azot to'g'ri kelar ekan. Bu yerda azot bog'lanmagan holdadir. Ammo azot tabiatda qisman bog'langan holda ham uchraydi:  $NaNO_3$ -chili selitrasi,  $KNO_3$ -hindiston selitrasi. Chaqmoq natijasida yuqori temperaturada  $N_2 + O_2 = 2NO - Q$  ga o'tadi. Keyinchalik azot monoksidi  $N_2$  ga, yomg'ir suvlari bilan  $HNO_3$  ga, yerga tushgan Ar  $Ca(NO_3)_2$  ga aylanadi.

Nima sababdan, bu paragraf sarlavhasida ifoda etilgan muammo insoniyat oldidagi juda muhim masala hisoblanadi va unga bo'lgan e'tibor vaqt o'tishi bilan kamaymayapti?

Bu savolga javob berish uchun shubhasiz, azotning hayot uchun ahamiyati qanday, azot va uning birikmalarining tabiiy manbaalari qanaqa, azotning yer sharida aylanib yurishi qanday, bu aylanishga insonning aql-idroki qanday o'zgartirishlar kiritmoqda, bular haqida o'ylab ko'rish kerak. Birinchi savolga biologiya javob beradi. Bizning planetamizda azotsiz hayot yo'q, chunki u oqsil moddalar tarkibiga kiradi va ularda azotning miqdori ancha ko'p (17% gacha). Oqsillarning asosiy fabrikasi yashil o'simliklar bo'lib, ular oqsil moddalarni ildizlari orqali tuproqdan so'rib oladigan ammoniy va nitrat ionlaridan sintez qiladilar.

Yashil o'simliklar o'zlashtira olmaydigan molekular azot ko'pgina mikroorganizmlar (erkin holda va yashil o'simliklar bilan simbioz holda yashaydigan) va ko'k-yashil suv o'tlari uchun oziq hisoblanadi. Boshqa xil mikroorganizmlar organik birikmalardagi azotdan foydalanadilar va uni noorganik birikmalarga (ammiak, nitrat kislota va tuzlarga) va qisman molekular azotga uylantiradilar.

Ikkinchi savolga kimyo va agrokimyo, mineralogiya va geologiya javob beradi. Azotning kattagina qismi atmosferada molekula holida bo'lib, yer sirtining 1 km<sup>2</sup> ustida taxminan 8 mln.t azot bor. Azot birikmalarining konlari, hususan natriy nitrat holida Tinch okeanining ensiz va uzun qirg'og'i bo'yida joylashgan bo'lib, bunga ajablanmasa ham bo'ladi. Bu Chili selitrasi deb ataladigan natriy nitrat to'plamlari bo'lib, u hozirda deyarli qazib bo'lingan. Azot tuzlariniig konlarini O'rta Osiyoda, Hindistonda, Afrikada qidirish arzigulik yaxshi natijalar bermadi. Hamma tuproqda azotning organik va ozroq miqdorda anorganik birikmalari bo'ladi. Azotning organik birikmalari hamma turdagi qattiq va suyuq qazilma yoqilg'ilar tarkibida ham uchraydi.

### 3.1. ATMOSFERA HAVOSINI AJRATISH QURILMALARI HISOBLARI

**3.1-masala.** Quyidagi sharoitlar uchun ya'ni ajratilayotgan havoning harorati 120°C va normal sharoit uchun umumiy soatbay sarfi, havo bo'yicha turbakompressorning unumdorligi hisoblansin.

1) Texnologik O<sub>2</sub> bo'yicha ajratish qurilmalarining unumdorligi V<sub>0</sub>=12500 m<sup>3</sup>/soat

2) Bu texnologik O<sub>2</sub> kislorod harorati t<sub>1</sub> = 20 °C

3) Bu texnologik O<sub>2</sub> ishlab chiqarish bosimi R<sub>1</sub> = 1 atm.

4) O<sub>2</sub> ning regeneratordan keyingi konsentratsiyasi S=95,5% O<sub>2</sub>

5) Chiqindi azotning regeneratordan oldidagi konsentratsiyasi

C=98,5%(x) N<sub>2</sub>

6) Pastki rektifikatsion qurilmadagi suyuq azotning miqdori.

XR=0,62 mol ulushi

7) N<sub>2</sub> ning suyuq azot flegmasi miqdori X<sub>N<sub>2</sub></sub>=0,985 mol ulushi.

8) N ning gazli N<sub>2</sub> miqdori Y<sub>A</sub>=0,985 mol ulush.

9) N<sub>2</sub> gazli (bug'li) O<sub>2</sub> dagi miqdori Y<sub>K</sub>=0,045 mol

10) Atmosfera havosining tarkibi P=79,1% (x) N<sub>2</sub>

11) Atmosfera havosining qurilmadagi yo'qolishi  $\eta=6\%$  (x)

Yechilishi

Masalani yechish uchun havoni ajratish qurilmasini  $1 \text{ m}^3$  havoga nisbatan moddiy balansni tenglamasini tuzamiz.

$$1=K+A \quad (1) \quad (3.1)$$

bu yerda: -K ishlab chiqarilgan kislorodning miqdori  $\text{m}^3$  da  
 -A ishlab chiqarilgan azotning miqdori.

Umuman olganda atmosfera havosi bu komponentlarga ularning qaynash temperaturalari har xilligi tufayli rektifikatsion minoralarda ajratiladi. Ya'ni 1 atm. bosimda suyuq kislorodning qaynash temperaturasi:  $t_{\text{qO}_2} = -183,5 \text{ }^\circ\text{C}$ . Azotning qaynash temperaturasi:  $t_{\text{qN}_2} = -195,2 \text{ }^\circ\text{C}$ . Ular orasidagi farq  $t = -12 \text{ }^\circ\text{C}$ .

1-tenglamani past haroratli component, ya'ni  $\text{N}_2$  ning miqdori bo'yicha qayta tuzib chiqamiz.

$$\frac{PN_2\%}{100\%} = K \cdot Y_k + Y_a \quad (3.2)$$

$$\frac{1 \times 79,1\%}{100\%} = K \cdot Y_k + Y_a \quad (3.3)$$

$$0,791 = K \cdot Y_k + A \cdot Y_a \quad (3.4)$$

2;3 va 4 tenglamalardan foydalanib  $\text{O}_2$  ni miqdorini aniqlaymiz.

$$K = \frac{Y_a - 0,791}{Y_a - Y_k} \quad (3.5)$$

Ya'ni azotning miqdorini topish tenglamasini tuzdik.

$$K = \frac{0,985 - 0,791}{0,985 - 0,0045} = 0,2062 \text{ m}^3 \text{ O}_2$$

Chiqib ketayotgan azot miqdorini 1-tenglamadan foydalanib hisoblaymiz.

$$A = 1 - K = 1 - 0,2062 = 0,7938 \text{ m}^3 \text{ N}_2$$

Bu yerda havoni ajratish qurilmasining havo buyicha ishchi sharoitdagi, ya'ni  $t_1 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $R1 = 1 \text{ atm}$ . uchun unumdorligini hisoblaymiz.

$$V_1 = \frac{V_0}{K} = \frac{25001}{0,2062} = 60600 \text{ m}^3 \text{ havo/soat}$$

Normal sharoit uchun havoni ajratish qurilmasining havo bo'yicha unumdorligini hisoblaymiz.

$t_0 = 0 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $P_0 = 1 \text{ atm}$ . uchun. Mendeleev-Klayperon tenglamasidan foydalangan holda:

$$P_0 \cdot V_0 \cdot T_1 = P_1 \cdot V_1 \cdot T_0 \quad (3.6)$$

$$V_n = \frac{P_1 \cdot V_1 \cdot T_0}{P_0 \cdot T_1} = \frac{1 \cdot 60600 \cdot 273}{1 \cdot 293} = 56500 \text{ nm}^3 \text{ havo/soat}$$

Havoni ajratish qurilmasidagi havoni yo'qolishini e'tiborga olgan holda turbokompressorning unumdorligini hisoblaymiz. Normal sharoit uchun:

$$V_1^1 \cdot V_1 \cdot (1 + \eta\%) = 64200 \text{ m}^3 \text{ havo/soat}$$

100%

Ishchi sharoitdagi turbokompressorning havo bo'yicha unumdorligini hisoblaymiz:

$$V_n^1 = V_n \cdot (1 + \eta\%) = 59900 \text{ nm}^3 \text{ havo/soat}$$

100%

### 3.2. AMMIK SINTEZI KOMPONENTLARI SARFI HISOBI

Sintez kolonnasining moddiy hisobi

Elementlardan qaytar reaksiyasi boyicha ammiak olish:



Muvozanat konstantasini Larson va Dodjning empirik tenglamasi boyicha hisoblash mumkin:

$$\lg \sqrt{Kp} = \lg \sqrt{\frac{P_{N_2} P_{H_2}^3}{P_{NH_3}^2}} = \frac{2074,8}{T} + 2,4943 \lg T + \beta T - 1,8564 \cdot 10^{-7} T^2 - J \quad (3.7)$$

Bu yerda  $P_{N_2}$ ,  $P_{H_2}$  va  $P_{NH_3}$  gazlarni parsial bosimi, atm. va koeffitsientlari qiymatlari umumiy bosimga bogliqligi

Gazlarni partsial bosimi, atmosfera va koeffitsientlari qiymatlari umumiy bosimga bogliqligi

3.1-jadval

P			
Pa	АТМ	$\beta$	J
$10,13 \cdot 10^5$	10	0	1,993
$30,39 \cdot 10^5$	30	$3,4 \cdot 10^{-5}$	2,021
$50,65 \cdot 10^5$	50	$1,256 \cdot 10^{-4}$	2,090
$10,13 \cdot 10^6$	100	$1,256 \cdot 10^{-4}$	2,113
$30,39 \cdot 10^6$	300	$1,256 \cdot 10^{-4}$	2,206
$0,78 \cdot 10^6$	600	$1,0856 \cdot 10^{-3}$	3,059
$10,13 \cdot 10^7$	1000	$2,6833 \cdot 10^{-3}$	4,473

Sintezda ammiakni muvozanat konsentratsiyasini va uning ekvimolekulyar azot-vodorod aralashmasini (AVA) tenglama bo'yicha aniqlash mumkin

$$C_{NH_3}^2 - 200C_{NH_3} - \frac{308\sqrt{k}P}{P}C_{NH_3} + 10^4 = 0 \quad (3.8)$$

bu yerda  $C_{NH_3}$ —muvozanatdagi ammiakni konsentratsiyasi, % (hajmda.);  
 $P$ - gazning umumiy bosimi, atm.

Reaksiyaning issiqlik effekti( kJ/kmol  $NH_3$ ) harorat va bosimga bo'liq quyidagi formula bo'yicha hisoblash mumkin:

$$Q = 382767 + (2,278 + \frac{3513,7}{T} + \frac{1921,5 \cdot 10^6}{T^2})P + 22,35T + 10,554 \cdot 10^{-4}T^2 - 7,077 \cdot 10^{-6}T^3 \quad (3.9)$$

Ammiak sintezi  $10^8$  Pa ( $10^3$  atm) bosimi ostida 450-500 °C da temir katalizatorida,  $H_2/N_2 = 3/1$  optimal nisbatda olib boriladi. Jarayonni yuqori tezligini ta'minlash uchun uni shu sharoitda olib boriladi. Ammiakni kerakli konsentratsiyasida gazning muvozanati biliarli darajada kamayadi. Ammiak konsentratsiyasini dinamik sharoitda quyidagi formuladan aniqlash mumkin.

$$\frac{K_c}{W_1 P^{0,5}} = 0,5(1-x)(1+x)^4 \ln \left[ 1 - \frac{x^2(1-x_p)^4}{x_p^2(1-x)^4} \right] \quad (3.10)$$

**3.2-masala.** Ammiak sintezi minorasining unumdorligi 60 m/soat. Katalizator unumdorligi 1400kg/( $M^3$ \*soat). Kalonnaga (minoraga) kirishdagi gazning hajmiy tezligi 20000 soat-1 sintez minorasigacha gazdagi ammiak miqdori 3% (hajm)ni, minoradan song 15% (hajm)ni tashkil etadi. Suv kondensatoridagi bosim 295\*105 Pa (295 atm). Suyuq ammiak bo'yicha kondensator unumdorligi aniqlansin.

**Yechish:** Kolonnadagi katalizator hajmi:

$$V_K = (60 \cdot 1000)/1400 = 42,9M^3.$$

Sintez kolonnasidan oldingi soatli gaz sarfi:

$$V = WV_K = 20000 \cdot 42,9 = 858000M^3/coat.$$

Gazdagi ammiakni tarkibi suv kondensatoridan keyingi tarkib nisbatlari quyidagi tenglama bilan yechiladi:

$$\lg C_{NH_3} = 4,1856 + \frac{5,98788}{\sqrt{295}} - \frac{1099,544}{273 + 30} = 0,9046$$

$$C_{NH_3} = 8,03\%(hajm)$$

Sintez reaksiyasi hisobiga gaz aralashmasi hajmi qisqaradi:

$$\sigma = \frac{100 + 3}{100 + 15} = 0,895$$

Sovitgich –kondensatorga kirishdagi gazdagi ammiakni umumiy miqdori:

$$V = \frac{858000 \cdot 0,895}{100} = 115000 M^3$$

Tenglama bo'yicha sovitgichda kondensatlanayotgan ammiak miqdoriga teng:

$$V_K = V \frac{(A_1 - A_3) \cdot 100}{A_1(100 - A_3)} = 115000 \frac{(15 - 8,03) \cdot 100}{15(100 - 8,03)} = 58100 \text{ m}^3$$

Suv kondensatorini unumdorligi:

$$(58100 \cdot 17) / (22,4 \cdot 1000) = 44,1 \text{ t/soat suyuq NH}_3$$

### 3.3 SINTETIK AMMIK ISHLAB CHIQRISH UCHUN SARFLANAYOTGAN VODOROD VA AZOT MIQDORLARI HISOBI. AMMIK SINTEZI JARAYONIDA AJRALAYOTGAN ISSIQLIK HISOBLARI

**1-masala.** Sintetik  $\text{NH}_3$  ishlab chiqarish uchun mo'ljallangan, ya'ni vodorod ishlab chiqarishda konvertrlangan gazlarning muvozanat sharoitlardagi tarkibi hisoblansin.

$\text{CH}_4$  ning konversiyasi suv bug'i va 40% gacha kislorod bilan boyitilgan havo bilan amalga oshadi, hamda tabiiy gaz, suv bug'i va havo komponentlari ( $\text{O}_2$  va  $\text{N}_2$ ) ning dastlabki aralashmada nisbatlari quyidagicha bo'lsa:

Dastlabki ma'lumotlar.

$$1. \text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O}_{(g)} : \text{O}_2 : \text{N}_2 = 1 : 1 : 0,6 : 0,9$$

2. Qo'llanilgan havoning tarkibi:

$$\text{A) PO}_2 = 40\% \text{ (x) O}_2$$

$$\text{B) PN}_2 = 60\% \text{ (x) N}_2$$

3. Konversiya jarayonining temperaturasi:

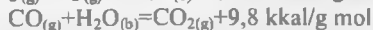
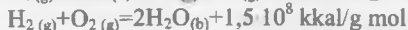
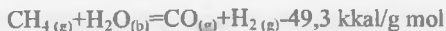
$$T = 1100 \text{ K (t} = 827^\circ\text{C)}$$

4. Jarayonlarning umumiy bosimi:

$$P_{\text{um}} = 1 \text{ atm.}$$

Yechilishi.

Bu masalalarni yechish uchun tabiiy gazni 2 bosqichli konversiyalash jarayonida ketishi mumkin bo'lgan kimyoviy reaksiyalarni yozamiz.



Bu masalani yechish uchun quyidagi reaksiyalar muvozanat doimiylarini topish tenglamalarini yozamiz.

$$K \text{ m-d.1} = \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}}{P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}_{(b)}}} = 313$$

$$P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}_{(b)}}$$

$$K \text{ m-d.2} = \frac{P_{\text{H}_2\text{O}_{(b)}}^2}{P_{\text{H}_2} \cdot P_{\text{O}_2}} = 1,5 \cdot 10^{15}$$

$$P_{\text{H}_2} \cdot P_{\text{O}_2}$$

$$K \text{ m-d.3} = \frac{(P_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2(g)})}{(P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}_{(b)}})} = 0,943$$

Yuqoridagi reaksiyalar muvozanat doimiysi miqdorini solishtirish 1100 K uchun shuni ko'rsatadiki 2-reaksiya amaliy jihatdan qaytmas ekan va o'ngga batamom siljigan. Shuning uchun biz muvozanat sharoitlarida gaz aralashmalari tarkibini hisoblashda (1) va (3) kimyoviy reaksiyalardan foydalanamiz. Chunki ular amaliy jihatdan qaytar. Shunday qilib, hosil qilinayotgan gaz fazasida O<sub>2</sub> molekullari deyarli bo'lmas ekan. Masalani yechish uchun (1) reaksiya bo'yicha CH<sub>4</sub> ning reaksiyaga kirishayotgan molekullar sonini  $\beta$  bilan belgilaymiz. (3) reaksiya bo'yicha CO<sub>2</sub> ga kirishgan molekullar sonini  $\alpha$  bilan belgilaymiz va quyidagi jadvalda reaksiyaga kirishgan va reaksiya jarayonida hosil bo'lgan kimyoviy moddalar molekullar sonini, hamda ular ulushli bosimlarini hisoblab ko'rsatamiz.

Reaksiyaga kirishgan va reaksiya jarayonida hosil bo'lgan kimyoviy moddalar molekullar sonini, hamda ular ulushli bosimlarini hisoblash jadvali

3.2-jadval

Modda	molekullar soni	Tenglamalar	Ulushli bosimlari
CH <sub>4</sub>	1	1- $\beta$	$(1-\beta)/(2\beta+0,9)=P_{CH_4}$
H <sub>2</sub> O	1	1- $\beta-\alpha+2\cdot0,6$	$(1-\beta-\alpha+2\cdot0,6)/(2\beta+0,9)=P_{H_2O}$
O <sub>2</sub>	0,6	----	-----
CO <sub>2</sub>	--	$\alpha$	$\alpha/(2\beta-0,9)=P_{CO_2}$
CO	--	$\beta-\alpha$	$(\beta-\alpha)/(2\beta+0,9)=P_{CO}$
H <sub>2</sub>	--	3 $\beta+\alpha-2\cdot0,6$	$(3\beta+\alpha-2\cdot0,6)/(2\beta+0,9)=P_{H_2}$
N <sub>2</sub>	0,9	0,9	$0,9/(2\beta+0,9)=P_{N_2}$
Jami:	3,5 kg/mol	2 $\beta+0,9$ mol	1

Bu jadvaldagi  $\beta$ ,  $\alpha$  va boshqa ulushli bosimlarni hisoblash uchun biz jadvaldagi ulushli bosimlar qiymatlarini quyida ko'rsatilgan kimyoviy reaksiyalar muvozanat doimiysini topish tenglamalariga qo'yib 2 noma'lumli tenglamalar sistemasini tuzamiz va ularni yechib  $\alpha$  va  $\beta$  miqdorini hisoblaymiz.

$$K_{m,d_1} = (P_{CO} \cdot P_{H_2}^2) / (P_{CH_4} \cdot P_{H_2O}) = (\beta - \alpha) (3\beta + \alpha - 2 \cdot 0,6)^3 \cdot (2\beta + 0,9) (P + 0,9) / (2\beta + 0,9) \cdot (2\beta + 0,9) (1 - \beta) \cdot (1 - \beta - \alpha + 2 \cdot 0,6) = 313$$

$$K_{m,d_2} = (P_{CO_2} \cdot P_{H_2}) / (P_{CO} \cdot P_{H_2O}) = \alpha \cdot (3\beta + \alpha - 2 \cdot 0,6) \cdot (2\beta + 0,9) \cdot (2\beta + 0,9) / (2\beta + 0,9) \cdot (2\beta + 0,9) \cdot (\beta - \alpha) \cdot (1 - \beta - \alpha + 2 \cdot 0,6) = 0,943$$

Bu tenglamalar oxiriga 1100 K dagi muvozanat doimiysi miqdorini qo'llaymiz, natijada 2 noma'lumli tenglamalar sistemasini hosil qilamiz. Biz bu tenglamalarni soddalashtirish va o'rniga qo'yish usuli bilan aniqlaymiz.

Natijada  $\beta=0,999$  kg/mol CH<sub>4</sub> reaksiyaga kirishayotgan,  $\alpha=0,291$  kg/mol CO<sub>2</sub> hosil bo'lganligini aniqlaymiz. Bu sonlardan foydalanib CH<sub>4</sub> konversiyasi

jarayonining muvozanat sharoitidagi quruq gaz tarkibini hisoblab topamiz. Ikki xil o'lchov birliklarida ya'ni kg/mol va hajmi % da quyidagi jadvalni tuzamiz.

3.3-jadval

Komponentlar	Tenglamalar	kg/mol	%
CH <sub>4</sub>	1-β	0,001	(0,001*100)/3,988=0,025
CO	β-α	0,708	17,66
CO <sub>2</sub>	α	0,291	7,315
H <sub>2</sub>	3β+α-2*0,6	2,088	52,50
N <sub>2</sub>	0,9	0,9	22,50
Jami:		3,988	100,00

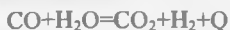
Metanni hajmini % da topish uchun kg/molni summaga bo'lib, 100 ga ko'paytiramiz. Quyidagi jadvallarda konvertirlangan quruq gazlarning tarkibida keltirilgan, konversiya jarayonida muvozanat sharoitidagi suv bug'larining miqdorini aniqlaymiz.

$$H_2O=1-0,999-0,291+2,0,6=0,91 \text{ kg/mol } H_2O \text{ (b)}$$

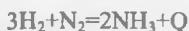
CO gazining suv bug'i bilan konversiyasi natijasida 1 kg/mol N<sub>2</sub> hosil bo'ladi. Shuni e'tiborga olgan holda, texnologik hisoblarda quruq konversiyalangan gaz tarkibidagi CO+N<sub>2</sub> miqdori yig'indisini azot miqdoriga yig'indisini aniqlaymiz.

$$N_1=(CO+H_2)/N_2=(17,66+52,50\%)/22,50\%=3,12$$

Bu yerda shuni eslash kerakki, CH<sub>4</sub> ni konversiyasi natijasida hosil bo'lgan CO gazi birinchi konversiyalanganidan keyin ikkinchi konversiyaga ham yuboriladi.



Birinchi tenglamaga muvofiq CO ga teng miqdorida N<sub>2</sub> hosil bo'lishi mumkin. Bu vaqtda hosil bo'lgan 3,12 soni N<sub>2</sub> ni N<sub>2</sub> ga nisbati NH<sub>3</sub> ishlab chiqarish uchun kerak bo'lgan nisbatga juda yaqin, chunki sintetik ammiak quyidagi reaksiya orqali ishlab chiqariladi:



va bu yerda H<sub>2</sub> ni N<sub>2</sub> ga nazariy nisbatlari

$$n_2=H_2/N_2=3/1=3,00$$

bu nazariy reaksiyalar uchun.

Endi bu konvertirlangan gaz tarkibidagi suv bug'ini quruq gaz aralashmasiga nisbatlarini aniqlaymiz.

$$n_3 = H_2O / \text{summa} = 0,91 / 3,988 = 0,228$$

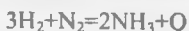
Bu olingan natijalar amaliyotdagiga juda yaqin.

**3.3-masala.** Kuniga 1200t  $NH_3$  ishlab chiqarish uchun zarur bo'lgan toza  $N_2$  va  $H_2$  ning soatbay sarflari aniqlansin. Agarda dastlabki xom-ashyo orasidagi vodorodni azotga nisbati.  $H_2:N_2=3:1$  bo'lsa, qurilmaning tashlab yuboriladigan puflovchi gazlar hajmi  $n=3\%$  (x) bo'lsa.

Vaqt o'tishi bilan inert gazlar miqdori oshib ketadi va bu esa  $N_2$  va  $H_2$  ning foydali ulushli bosimini kamaytirishga olib keladi, bu yaxshi emas. Shuning uchun bir qism gaz aralashmasi havoga puflanib turiladi.

#### Masalaning yechimi.

Masalani yechish uchun  $NH_3$  ni sintez qilish reaksiyasini yozamiz:

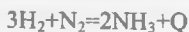


Amaliyotda qo'llaniladigan  $H_2$  va  $N_2$  tarkibida har xil inert gazlar: Ar, Kr, He, Xe va hokazolar bo'ladi.  $NH_3$  sintezida siklik qurilma ishlatilayotganligi uchun gaz aralashmasi tarkibida:

1. Qurilmaning ammiak bo'yicha soatbay unumdorligini aniqlaymiz.

$$m_2 = m_1(t/kun) / 24\text{soat} = 1200 / 24 = 50t \text{ } NH_3 / \text{soat}$$

2. Soatiga 50 t ammiak ishlab chiqarish uchun kerak bo'lgan vodorodning nazariy sarfini aniqlaymiz. Quyidagi reaksiya asosida reaksiyada qatnashuvchi va mos bo'luvchi moddalar molekulyar massalarini hisoblaymiz:



shu yerdan kelib chiqib  $H_2$  ni sarfini aniqlaymiz:

$$m_3 = m_2(t/ \text{soat}) / 2 * 17 = 3,82t \text{ } H_2 / \text{soat}$$

3. Sarf bo'layotgan  $H_2$  ning nazariy hajmini hisoblaymiz:

$$V_{H_2} = (m_3 t / \text{soat} * 22,4m^3 * 1000) / 6t = 98784m^3 \text{ } H_2 / \text{soat}$$

4.  $N_2$  ning nazariy hajmiy sarfini aniqlaymiz:

$$V_{N_2} = V_{H_2} / 3 = 32928m^3 \text{ } N_2 / \text{soat}$$

5.  $N_2$  ning amaliy sarfini aniqlaymiz:

$$V_{H_2} = V_{H_2}(1 + (\eta\% / 100\%)) = 101747,52 \text{ m}^3 \text{ H}_2/\text{soat}$$

6. Sintetik  $\text{NH}_3$  ishlab chiqarish uchun  $\text{N}_2$  ning amaliy sarfini hisoblaymiz.

$$V_{N_2} = V_{N_2}(1 + (\eta\% / 100\%)) = 33915,84 \text{ m}^3 \text{ N}_2/\text{soat}.$$

#### 1.4. AMMIAKNI OKSIDLASH(KONTAKT) KOMPONENTLARI SARFI HISOBI

Kontaktlanish qurilmasi moddiy hisobi

Agregatning monogidrat bo'yicha unumdorligi  $G = 6000 \text{ kg/soat}$ .

Oksidlanish darajasi  $\eta_k = 0.975$

Absorbsiya darajasi  $\eta_a = 0.985$

Jarayon bo'yicha umumiy chiqishi.

$$\eta = \eta_k \cdot \eta_a = 0.975 \cdot 0.985 = 0.96$$

Ammiak havo aralashmasidagi ammiak miqdori (% , hajmiy)  $C_{NH_3} = 11.0$ .

Suv bug'ining harorati  $31^\circ\text{C}$

Havo yuvgichdagi bosim –  $2500 \text{ H/M}^2$

Apparatdagi qoldiq bosimi:

$$101325 - 2500 = 98825 \text{ H/M}^2$$

Bu yerda: 101325 – normal borometrik bosim,  $\text{H/M}^2$   $31^\circ\text{C}$  dagi 100% to'yinishida havo tarkibida suv big'ining bosimi  $\text{H/M}^2$  – 4520.

Bunda suv bug'ining miqdori:

$$C_{H_2O} = \frac{100 \cdot 4520}{98825} = 4.57\%$$

Ammiakning sarfi:

$$m_{NH_3} = (M_{NH_3} \cdot G) / (M_{HNO_3} \cdot \eta) = (17 \cdot 6000) / (63 \cdot 0.96) = 1687 \text{ kg/soat}$$

$$V_{NH_3} = \frac{m_{NH_3} \cdot 22.4}{M_{NH_3}} = \frac{1687 \cdot 22.4}{17} = 2223 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}}$$

Oksidlanishga kelayotgan ammiak havo aralashmasining miqdori.

$$V_{NH_3+havo} = \frac{V_{NH_3} \cdot 100}{C_{NH_3}} = \frac{2223 \cdot 100}{11} = 20209 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}}$$

Unda havoning miqdori quyidagicha:

$$V_{havo} = V_{NH_3+havo} - V_{NH_3} = 20209 - 2223 = 17986 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}}$$

Ammiakni oksidlanishga kelayotgan havoning tarkibi:

Suv bug'ining miqdori:

$$V_{H_2O} = \frac{V_{havo} * C_{H_2O}}{100} = \frac{17986 * 4.57}{100} = 822 \frac{HM^3}{soat}$$

Kislorodning miqdori:

$$V_{O_2} = (V_{havo} - V_{H_2O})C_{O_2} = (17986 - 822)0.209 = 3587 \frac{HM^3}{soat}$$

$C_{O_2}$  – atmosfera havosidagi kislorod miqdori.  $C_{O_2} = 0.209$

Azot miqdori:

$$V_{N_2} = V_{havo} - (V_{H_2O} + V_{O_2}) = 17986 - (822 + 3587) = 13577 \frac{HM^3}{soat}$$

Amiakning oksidlanishi natijasida hosil bo'lgan nitroza gazlarining tarkibi:

Kontakt apparatidagi asosiy reaksiyalar:



Berilgan shartlarga asoslangan holda birinchi reaksiya bo'yicha ammiakning 97.5% oksidlanadi, ikkinchi reaksiya bo'yicha 2.5% oksidlanadi.

Nitroza gazlarining tarkibi reaksiyalaridagi stexiometrik nisbatlari bilan aniqlanadi:

Birinchi reaksiya bo'yicha hosil bo'lgan NO ning miqdori.

$$V_{NO} = V_{NH_3} \cdot \eta_k = 2223 * 0.975 = 2167 \frac{HM^3}{soat}$$

Ikkinchi reaksiya bo'yicha hosil bo'lgan azotning miqdori"

$$V'_{N_2} = 0.5V_{NH_3} (1 - \eta_k) = 0.5 * 2223(1 - 0.975) = 28 \frac{HM^3}{soat}$$

Nitroza gazlardagi azotning umumiy miqdori:

$$V''_{N_2} = V_{N_2} + V'_{N_2} = 13577 + 28 = 13605 \frac{HM^3}{soat}$$

Birinchi va ikkinchi reaksiyalar bo'yicha hosil bo'lgan suv bug'ining miqdori:

$$V'_{H_2O} = \frac{6}{4}V_{NH_3} = \frac{6}{3} * 2223 = 3335 \frac{HM^3}{soat}$$

Nitroza gazlaridagi hosil bo'lgan suv bug'ining umumiy miqdori:

$$V''_{H_2O} = V_{H_2O} + V'_{H_2O} = 822 + 3335 = 4157 \frac{HM^3}{soat}$$

Birinchi reaksiya bo'yicha sarflanayotgan kislorod miqdori:

$$V'_{O_2} = \frac{5}{4}V_{NH_3} * \eta_k = \frac{5}{4} * 2223 * 0.975 = 2708 \frac{HM^3}{soat}$$

Ikkinchi reaksiya bo'yicha:

$$V''_{O_2} = \frac{3}{4}V_{NH_3} (1 - \eta_k) = \frac{3}{4} * 2223(1 - 0.975) = 42 \frac{HM^3}{soat}$$

Nitroza gazlarida qolgan kislorodning umumiy miqdori:

$$V_{O_2}''' = V_{O_2} - (V_{O_2}' + V_{O_2}'') = 3587 - (2708 + 42) = 837 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}}$$

Olingan natijalarga asoslanib, moddiy balans jadvalini tuzamiz:

3.4-jadval

Kelishi			Sarfi		
Nomi	Kg/soat	HM <sup>3</sup> /soat	Nomi	Kg/soat	HM <sup>3</sup> /soat
Ammiak	1687	2223	NO	2902	2167
Havo:					
Kislorod	5124	3587	Kislorod	1195	837
Azot	16971	13577	Azot	17006	13605
Suv bug'i	661	822	Suv bug'i	3340	4157
Jami:	24443	20209	Jami:	24443	20766

### 3.5. AZOT OKSIDLARINI ABSORBSIYALASH

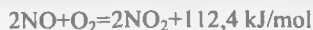
Nitrat kislotasi sanoatda ammiakni havo bilan oksidlash va hosil bo'lgan oksidlarni qayta ishlash orqali olinadi. Katalizator yordamida boruvchi oksidlanish jarayonning kimyoviy formulasi quyidagicha:



Asosiy reaksiya bilan birgalikda qo'shimcha reaksiyalar ham boradi. Ularni umumlashtirib quyidagicha yozsa bo'ladi:



Hosil bo'lgan gaz sovitilishi natijasida ushbu reaksiya boradi:



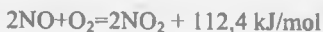
Hosil bo'lgan oksid suvga yuttirilishi natijasida nitrit va nitrat kislotalari hosil bo'ladi:



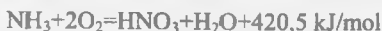
Nitrit kislotasi barqaror bo'lmay, nitrat kislotasi va azot oksidiga bo'linib ketadi:



Umumiy qilib yuqoridagi reaksiyalarni quyidagicha yozsa bo'ladi:



Ammiakdan nitrat kislotasi olish jarayonining balans tenglamasini quyidagicha tasvirlasa bo'ladi:



**3.4-masala.** 1 tonna nitrat kislotasi ishlab chiqarish uchun kerakli bo'lgan ammiak va havo miqdorini, hamda oksidlanishdan keyingi gaz tarkibini aniqlang.

Berilishi:

Ammiakning oksidga aylanish darajasi – 97%; absorbttsiya darajasi – 92%; ammiakli havo tarkibidagi ammiakning miqdori – 11,5 %.

Yechish:

Ammiakdan nitrat kislotasi olish jarayonining balans tenglamasidan 1 kmol ammiakdan 1 kmol kislotasi hosil bo'lishi aniqlanadi. Bu esa 1 tonna kislotasi uchun ketadigan ammiak miqdorini aniqlash imkonini beradi:

$$A_{\text{NH}_3} = \frac{17}{63} * \frac{1000}{K_1 K_2} = \frac{17 * 1000}{63 * 0,97 * 0,92} = 302 \text{ кг}$$

Bu yerda 17 va 63 – ammiak va nitrat kislotasi molekulyar massalari.

Ushbu ammiakning hajmi:

$$v_{\text{NH}_3} = \frac{22,4}{17} A_{\text{NH}_3} = \frac{22,4}{17} 302 = 398 \text{ м}^3$$

Kislotasi olish uchun kerakli havo hajmi:

$$v_{\text{havo}} = \frac{100 - 11,5}{11,5} 398 = 3060 \text{ м}^3$$

Havo tarkibi:

$$v_{\text{O}_2} = \frac{31,82}{760} 3060 = 128 \text{ м}^3$$

$$v_{\text{N}_2} = 3060 - 128 = 2932 \text{ м}^3$$

Bu yerda 31,82 mm. s.ust. - 30°C dagi to'yingan suv bug'ining bosimi.

Havo tarkibini 21% kislorod va 79% azot deb olamiz:

$$v_{\text{Kisl.}} = 0,21 * 2932 = 616 \text{ м}^3$$

$$v_{\text{a\u0430\u0442}} = 0,79 * 2932 = 2316 \text{ m}^3$$

Reaksiya (1) komponentlari miqdorini hisoblaymiz:

$$v_{\text{NO}} = 0,97 * 398 = 386 \text{ m}^3$$

$$v_{\text{cyB}} = \frac{6}{4} 0,97 * 398 = 580 \text{ m}^3$$

$$v_{\text{O}_2} = \frac{5}{4} 0,97 * 398 = 482 \text{ m}^3$$

Reaksiya (2) komponentlari miqdorini hisoblaymiz:

$$v_{\text{N}_2} = \frac{1}{2} (1 - 0,97) * 398 = 5,98 \text{ m}^3$$

$$v_{\text{cyB}} = \frac{6}{4} (1 - 0,97) * 398 = 17,9 \text{ m}^3$$

$$v_{\text{O}_2} = \frac{3}{4} (1 - 0,97) * 398 = 8,98 \text{ m}^3$$

Oksidlanishdan keyingi gaz tarkibini hisoblaymiz:

$$v_{\text{O}_2} = 612 - (482 + 8,98) = 125 \text{ m}^3$$

$$v_{\text{N}_2} = 2316 + 5,98 = 2322 \text{ m}^3$$

$$v_{\text{cyB}} = 128 + 580 + 17,9 = 726 \text{ m}^3$$

**3.5-masala.** 1 tonna nitrat kislota ishlab chiqarish uchun kerakli bo'lgan ammiak va havo miqdorini, hamda oksidlanishdan keyingi gaz tarkibini aniqlang.

Absorbtsion kolonnadagi asosiy reaksiyalar.



Ikkinchi reaksiya bo'yicha  $\text{HNO}_3$  hosil bo'lishiga sarflanayotgan  $\text{NO}_2$  miqdori:

$$G_{\text{NO}_2} = \frac{3M_{\text{NO}_2} * G}{2M_{\text{HNO}_3}} = \frac{3 * 46 * 52000}{2 * 63} = 56952 \frac{\text{kg}}{\text{soat}}$$

Absorbtsiya darajasini 98,5% hisobga olgan  $\text{NO}_2$  kerakli miqdori.

$$G'_{NO_2} = \frac{G_{NO_2}}{\eta_a} = \frac{56952}{0.985} = 57819 \frac{kg}{soat}$$

NO<sub>2</sub>ning qolgan miqdori.

$$G''_{NO_2} = G'_{NO_2} - G_{NO_2} = 57819 - 56952 = 867 \frac{kg}{soat}$$

yoki

$$V''_{NO_2} = (G''_{NO_2} * 22.4) / M_{NO_2} = (867 * 22.4) / 46 = 422 \text{ m}^3 / soat$$

Birinchi reaksiya bo'yicha NO<sub>2</sub> hosil bo'lishiga sarflanayotgan NO miqdori:

$$G'_{NO} = \frac{2M_{NO} * G'_{NO_2}}{2M_{NO_2}} = \frac{2 * 30 * 57819}{2 * 46} = 37708 \frac{kg}{soat}$$

yoki

$$V'_{NO} = \frac{G'_{NO} * 22.4}{M_{NO}} = \frac{37708 * 22.4}{30} = 28155 \frac{\text{m}^3}{soat}$$

2-reaksiyaga ko'ra suvning kerakli miqdori quyidagicha:

$$G_{H_2O} = \frac{G * M_{H_2O}}{2M_{HNO_3}} = \frac{52000 * 18}{2 * 63} = \frac{936000}{126} = 7428 \frac{kg}{soat}$$

yoki

$$V_{H_2O} = \frac{G_{H_2O} * 22.4}{M_{H_2O}} = \frac{7428 * 22.4}{18} = 9244 \frac{\text{m}^3}{soat}$$

2-reaksiyaga ko'ra NO hosil bo'lishi.

$$G''_{NO} = \frac{M_{NO} * G_{NO_2}}{3M_{NO_2}} = \frac{30 * 56952}{3 * 46} = \frac{1708560}{138} = 12381 \frac{kg}{soat}$$

yoki

$$V''_{NO} = \frac{G''_{NO} * 22.4}{M_{NO}} = \frac{12381 * 22.4}{30} = 9244 \frac{\text{m}^3}{soat}$$

NO<sub>2</sub> ning hosil bo'lishiga sarflanayotgan O<sub>2</sub> ning miqdori (1- reaksiya bo'yicha).

$$G_{O_2} = \frac{M_{O_2} * G'_{NO_2}}{2M_{NO_2}} = \frac{32 * 57819}{2 * 46} = \frac{1850208}{92} = 20111 \frac{kg}{soat}$$

Yoki

$$V_{O_2} = \frac{G_{O_2} * 22.4}{M_{O_2}} = \frac{20111 * 22.4}{32} = 14078 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}}$$

Kislorodning boyitishga sarflanayotgan havoning qo'shimcha miqdori.

$$G_{havo} = \sum G_{O_2} - G_{O_2} \quad (3.11)$$

Bu yerda  $\sum G_{O_2} = (G_{O_2}^I + G_{O_2}^{II})$  kontakt qurilmasidagi

1 va 2 reaksiyalar bo'yicha sarflanayotgan  $O_2$  umumiy miqdori.

$$G_{havo} = 33514 - 20111 = 13403 \frac{\text{kg}}{\text{soat}}$$

Yoki

$$V_{havo} = \frac{G_{havo} * 22.4}{M_{O_2} * C_{O_2}} = \frac{13403 * 22.4}{32 * 0,209} = \frac{300227}{6,688} = 44890 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}}$$

Havo bilan kelayotgan  $N_2$  ning miqdori.

$$\begin{aligned} V_{N_2} &= \frac{(G_{havo} * 22,4) - V_{havo}}{M_{O_2}} = \frac{(13403 * 22,4) - 44890}{32} \\ &= 7979 \frac{\text{HM}^3}{\text{soat}} \end{aligned}$$

Yoki

$$G_{N_2} = \frac{M_{N_2} * V_{N_2}}{22,4} = \frac{28 * 7979}{22,4} = 9974 \frac{\text{kg}}{\text{soat}}$$

$O_1$  ning zarur bo'lgan umumiy miqdori.

$$V_{um.O_2} = \frac{\sum G_{O_2} * 22,4}{M_{O_2}} = \frac{33514 * 22,4}{32} = 23460$$

yoki

$$G_{um.O_2} = \frac{M_{O_2} * V_{um.O_2}}{22,4} = \frac{32 * 23460}{22,4} = 33514 \frac{\text{kg}}{\text{soat}}$$

60%  $HNO_3$  hosil bo'lishiga sarflanayotgan suvning miqdori.

$$G'_{H_2O} = \frac{G}{K} = \frac{52000}{0,6} = 86667 \frac{kg}{soat}$$

K-kondentsatsiya.

$$V'_{H_2O} = \frac{G'_{H_2O} * 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{86667 * 22,4}{18} = 107852 \frac{HM^3}{soat}$$

Bundan,

$$G'''_{H_2O} = G'_{H_2O} - G = 86667 - 52000 = 34667 \frac{kg}{soat}$$

-Boyitish uchun kelayotgan suvning miqdori:

$$G''_{H_2O} = \frac{G'''_{H_2O}}{\eta_a} = \frac{34667}{0,985} = 35195 \frac{kg}{soat}$$

yoki

$$V''_{H_2O} = \frac{G''_{H_2O} * 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{35195 * 22,4}{18} = 43798 \frac{HM^3}{soat}$$

Chiqib ketayotgan suvning umumiy miqdori:

$$G_{um.H_2O} = G''_{H_2O} - G'''_{H_2O} = 35195 - 34667 = 528 \frac{kg}{soat}$$

Yoki

$$V_{um.H_2O} = \frac{G_{um.H_2O} * 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{528 * 22,4}{18} = 657 \frac{HM^3}{soat}$$

3.5-jadval

Kelishi			Sarfi		
Nomi	Kg/soat	$\frac{HM^3}{soat}$	Nomi	Kg/soat	$\frac{HM^3}{soat}$
NO	$G'_{NO} = 37708$	28155	NO	$G''_{NO} = 12381$	9144
O <sub>2</sub>	$G'_{O_2} = 20111$	14028	NO <sub>2</sub>	$G''_{NO_2} = 867$	422
N <sub>2</sub>	$G'_{N_2} = 9974$	7979	N <sub>2</sub>	$G'_{N_2} = 9974$	7979
Suv bug'lari	$G'_{H_2O} = 7428$	9244	Suv bug'lari	$G_{um.H_2O} = 528$	657
Jami:	75221	59456	Jami:	22969	18302
Suv boyitishga	$G''_{H_2O} = 35195$	43798	HNO <sub>3</sub> :	51000	
			Suv kislota bilan	$G'''_{H_2O} = 34667$	
Jami:	110416	103254	Jami:	109636	

### 3.6. KUCHSIZ NITRAT KISLOTASI ISHLAB CHIQRISH UCHUN ZARURIY AMMIK VA ATMOSFERA HAVOSI SARFLARINI ANIQLASH HISOBI

**3.6-masala.** Konsentrlanmagan azot kislotasi ishlab chiqarish texnologik hisobi. Dastlabki ma'lumotlar asosida  $\text{HNO}_3$  ishlab chiqarishda sintetik ammiak va atmosfera havosi sarflari hamda hosil bo'layotgan nitroza gazlari tarkibini aniqlaymiz.

1.  $\text{HNO}_3$  bo'yicha sexning yillik quvvati:

$$N=170000 \text{ t/y}$$

2. Ishlab chiqarilayotgan  $\text{HNO}_3$  ning konsentratsiyasi:

$$C_{\text{HNO}_3}=58,82\% \text{ HNO}_3$$

3. Ammiakni NOga oksidlanish darajasi:

$$\eta = 96,8\%$$

4.  $\text{NO}_2$  ni suvda absorbttsiyalanish koefitsienti:

$$K=92\%$$

5. Ammiak-havo aralashmasidagi ammiakning hajmiy miqdori:

$$C_{\text{NH}_3}=11,5\% \text{ (x)}$$

6. Havo temperaturasi:  $t_{\text{havo}}=30^\circ \text{ C}$

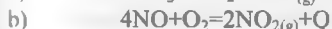
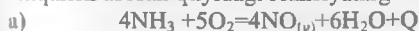
7. Atmosfera havosi tarkibida  $\text{Po}_2=21\%$ ,  $\text{PN}_2=79\%$ .

Masalaning yechimi:

1) Sex quvvatini 100% li azot kislotasiga nisbatan aniqlaymiz:

$$m_f = (N \cdot C_{\text{HNO}_3}) / 100\% = (170000 \cdot 58,82) / 100 = 99994 \text{ t HNO}_3/\text{y}$$

2) Konsentrlanmagan, ya'ni kuchsiz azot kislotasini sintetik ammiakdan ishlab chiqarish asosan quyidagi reaksiyalarga asoslangan:



3) Yiliga  $m_1$  t 100%li azot kislotasi ishlab chiqarish uchun zarur bo'lgan ammiakni sarfmi hisoblaymiz:

$$m_2 = \frac{m_1 \cdot M_{\text{NH}_3}}{M_{\text{HNO}_3}} = \frac{99994 \text{ t/y} \cdot 17}{63} = 269882 \text{ t NH}_3/\text{yil}$$

4) Keyingi hisoblarni 1t azot kislotasi uchun yozamiz:

$$m_3 = (m_2 \text{ t/yil} \cdot 1000) / m_1 \text{ t/yil} = \frac{26982 \cdot 1000}{99994} = 270 \text{ kg}$$

Buning uchun azot kislotasi ishlab chiqarishdagi ammiak bo'yicha sarflanishi koefitsientini aniqlaymiz.

5) Bu topilgan ammiakni hajmini aniqlaymiz:

$$V_2 = (m_3 \text{kg} 22,4) / M_{\text{NH}_3} \text{kg} = \frac{270 \cdot 22,4}{17} = 356 \text{m}^3 / \text{t}$$

6) Shuncha ammiakni oksidlash uchun kerak bo'lgan atmosfera havosini hajmini aniqlaymiz:

$$V_3 = ((V_2 \cdot 100) + C_{\text{NH}_3}) / C_{\text{NH}_3} = \frac{356 \cdot 100 + 11,5}{11,5} = 3097 \text{m}^3 / \text{t}$$

7) Bu atmosfera havosidagi suv bug'ini miqdorini aniqlaymiz. Buning uchun sexga berilayotgan atmosfera havosining temperaturasidan foydalanamiz va suv bug'ining bosimini aniqlaymiz. Jadvalga ko'ra  $P_{\text{H}_2\text{O}} = 31,8$  mm.sim.ust. Keyin sarflanish birligining miqdorini aniqlaymiz:

$$V_4 = (V_3 \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}) / 760 = \frac{3097 \cdot 318}{760} = 1296 \text{m}^3 / \text{t}$$

Quruq havoning hajmini aniqlaymiz.

$$V_5 = V_3 - V_4 = 3097 - 1296 = 1801 \text{m}^3 / \text{t}$$

8) Bu quruq havoning tarkibidagi  $\text{O}_2$  miqdorini hisoblaymiz:

$$V_6 = (V_5 \cdot P_{\text{O}_2}) / 100 = \frac{1801 \cdot 21}{100} = 378 \text{m}^3 / \text{t}$$

9) Quruq havoning tarkibidagi  $\text{N}_2$  miqdorini aniqlaymiz:

$$V_7 = (V_5 \cdot P_{\text{N}_2}) / 100 = \frac{1801 \cdot 79}{100} = 1432 \text{m}^3 / \text{t}$$

10) Ammiakni oksidlash natijasida hosil bo'lgan NO hajmini aniqlaymiz. Bu hajm, ya'ni NO hajmi reaksiyaga kirishgan ammiak hajmiga teng (a) reaksiyadan:

$$V_8 = (V_2 \cdot \eta) / 100 = 344,6 \text{m}^3$$

11) (a) reaksiya bo'yicha hosil bo'layotgan suv bug'ining hajmini aniqlaymiz:

$$V_9 = (V_8 \cdot 6) / 4 = \frac{344,6 \cdot 6}{4} = 517 \text{m}^3$$

12) (a) reaksiyasidan foydalanib ammiakni oksidlash uchun sarf bo'layotgan kislorodning sarfini aniqlaymiz:

$$V_{10} = (V_8 \cdot 5) / 4 = \frac{344,6 \cdot 5}{4} = 431 \text{m}^3$$

13) Sarflanish koeffitsienti shu mahsulotning tannarxini hisoblash uchun kerakdir. Amalda I qism ammiak atmosfera havosidagi  $\text{O}_2$  bilan oksidlanib quyidagi reaksiya bo'yicha elementar  $\text{N}_2$  hosil bo'ladi.



Bu reaksiyaning ketishi yaxshi emas, chunki bu yerda qimmatbaho ammiak bekor sarflanib ishlab chiqarilayotgan  $\text{HNO}_3$  hissasining tannarxini oshishiga olib keladi. Shunday qilib, bu reaksiya natijasida hosil bo'layotgan elementar azotning miqdorini aniqlaymiz.

$$V_{11} = \frac{(V_2 - V_8)}{2} = \frac{(356 - 344,6)}{2} = 5,7 \text{m}^3 / \text{t}$$

14) Yuqoridagi reaksiya bo'yicha sarflanayotgan  $\text{O}_2$  miqdorini aniqlaymiz:

$$V_{12} = \frac{(6-3)}{2} = 9\text{M}^3 \text{ O}_2/\text{HNO}_3$$

15) Yuqoridagi reaksiya bo'yicha hosil bo'layotgan suv miqdorini aniqlaymiz:

$$V_{13} = \frac{(6-6)}{2} = 18\text{M}^3 \text{ H}_2\text{O}_{(b)}/\text{t HNO}_3$$

16) Yuqorida bajarilgan hisoblar asosida hosil bo'lgan nitroza gazi tarkibini ( $\text{M}^3/\text{t}$ ) va hajmini (%) aniqlaymiz:

3.6-jadval

$N_i$	Gazlar nomi	$\text{HNO}_3$ , $\text{M}^3/\text{t}$	% hajmiy
1	NO	$V_8=344,6$	9,5
2	$\text{O}_2$	$V_{14}=V_6-(V_{10}-V_{13})=35$	1,1
3	$\text{N}_2$	$V_{15}=V_7+V_{11}=1428,7$	39,3
4	$\text{H}_2\text{O}$ (6)	$V_{16}=V_4+V_9+V_{12}=1822,2$	50,1
Jami:		3630,3	100,00

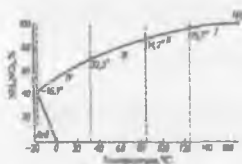
## IV BOB. MINE RAL O'G'ITLAR TEXNOLOGIYASI

Qishloq ho'jaligida qo'llaniladigan mineral o'g'itlar ichida azotli o'g'itlar o'simliklarni rivojlanishida katta o'rin tutadi. Azotli o'g'itlarga, ammoniy nitrat ( $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ), karbamid ( $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ ), ammoniy sulfat ( $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ), ammoniy gidroksidi ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ) misol bo'la oladi.

Bizning tabiiy sharoitimizda azotli o'g'itlar ichida keng qo'llaniladigan o'g'itlar ammoniyli selitra va karbamiddir. Ammoniyli selitra – rangsiz kristall modda bo'lib, tarkibida 60% kislorod, 5% vodorod, 35% azotdan iborat bo'lgan, donador holdagi tuzdir, suvda yaxshi eriydi. Masalan, 100°C da 1kg suvda 10 kg dan ko'p ammoniyli selitra eriydi. Shuningdek, havodagi namlikni tez tortib olib, qo'llash uchun noqulaylik tug'diradi. Gigroskopikligi yuqori bo'lganligi uchun, havo nisbiy namligi 60% dan ortganda o'z-o'zidan namlanadi. Umuman, mineral o'g'itlarni gigroskopik nuqtasi quyidagi formula orqali aniqlanadi.

$$h = \frac{P_a}{P} \cdot 100\% \quad (4.1)$$

bu yerda  $h$  – gigroskopik nuqta,  $R_a$  - tuzlarning to'yingan eritmasi ustidagi suv bug'ining parsial bosimidir,  $R$  - shu haroratdagi to'yingan suv bug'ining parsial bosimi.



4.1-rasm. 1 - kub kristall holati (169,6°C - 125,2°C); 2 - tetragonal kristall holati (125,2°C - 84,2°C); 3-rombik monoklin kristall holati (84,2°C - 32,3°C); 4 -rombik bipiramidalik kristall holati (32,3°C - 169,6°C dan past).

Ammoniyli selitra bir kristall holatidan ikkinchi kristall holatiga o'tishda (4.1-rasm) issiqlik ajralishi yoki issiqlik yutilishi mumkin.

Mahsulotlarni gigroskopikligini kamaytirish va saqlash muddatini oshirish uchun turli xil usullardan foydalaniladi:

- yirik kristall holatida ishlab chiqariladi (ammoniyli selitras uchun; A - markasi 1 - 3 mm li 93% gacha; V - markasi 1 - 4 mm li 4% dan oshmasligi kerak).

- ammoniyli selitra suyuqlanmasini donadorlash minorasiga bergunga qadar, uning tarkibiga turli xil qo'shimchalar; masalan, magniy nitrat  $\text{Mg}(\text{NO}_3)_2$ ,  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ , fosforit kukuni eritmasi va boshqalar qo'shiladi.

- donador selitra yuzasi gidrofob plyonkalar hosil qiluvchi sirt aktiv moddalar (SAM) bilan qayta ishlanadi; masalan, suyuq parafin, yog', neft va boshqalar.

- donador sirtiga kam gigroskopik moddalar – diatamit, kaolin, vermikulitlar purkaladi.

- tayyor mahsulot zich, germetik polietilen yoki qog'oz qoplarda saqlanadi. Gigroskopik nuqta havo nisbiy namligiga to'g'ri kelsa, modda o'ziga namlikni olmaydi va qirimaydi. Ammoniyli selitra atmosfera bosimida minus 50°C dan

suyuqlanish harorati  $169,6^{\circ}\text{C}$  gacha oraliqda beshta kristall modifikatsiyaga ega. Yuqorida ammoniy selitrning suvdagi eruvchanligi keltirilgan.

Ammoniyli selitra oldin ammiak sintez qilingunga qadar nitratli tuzlardan olinar edi. Ammiak sintez qilingandan so'ng ammiak va nitrat kislotasidan olina boshlandi. Ammoniyli selitrani olish, nitrat kislotasini ammiak bilan neytrallanish reaksiyasiga asoslangan.



Amalda bu reaksiya qaytmas reaksiya bo'lib, qo'shimcha mahsulotlar hosil bo'lmaydi. Neytrallanish jarayonida juda katta issiqlik ajralib chiqadi (ekzotermik reaksiya). Jarayonning issiqlik effekti nitrat kislota konsentratsiyasi va reagentlar temperaturasi orqali aniqlanadi:

- gaz holidagi ammiak uchun 45795 J/mol
- suyuq nitrat kislotasi uchun 177344 J/mol
- qattiq ammoniy nitrat uchun 368075 J/mol

Gess qonuniga asosan, standart holatlarda toza moddalarning reaksiya mahsulotlarining hosil bo'lishi issiqlik effektlari yig'indisidan dastlabki moddalarning hosil bo'lish issiqlik effektlari yig'indisi ayrilishiga erishishning sharti bo'lib hisoblanadi. Lekin, foyda korxonaning boshqa maqsadlarini siqib chiqarmasdigi lozim.

Korxonaning rivojlanish maqsadi va strategiyasini tanlash menejerlarning mustaqil reja - boshqaruv faoliyatining asosini tashkil etadi. Uzoq muddatli ammoniyli selitra qishloq xo'jaligida o'g'it sifatida ishlatilishi bilan bir qatorda, texnikada portlovchi moddalar tayyorlashda (ammonal - alyuminiy kukuni, ko'mirdan iborat) ishlatiladi.

Ammoniyli selitra portlash hususiyatiga ega. Uning portlash hususiyatini tezlashishga mineral kislotalar, tez oksidlanadigan organik moddalar, asosan, kukun holatidagi metallar va boshqalar ta'sir qiladi. Isitishning boshlanish davrida, ya'ni  $110^{\circ}\text{C}$  da selitra endotermik parchalanadi:



Eritmada nitrat kislotasi bo'lsa, selitrani parchalanishi avtokatalitik holatda bo'ladi.  $200 - 270^{\circ}\text{C}$  haroratda ekzotermik parchalanadi:



$400 - 500^{\circ}\text{C}$  haroratgacha selitrani tez qizdirsak, parchalanish jarayoni portlash bilan boradi:



Ammoniyli selitra ishlab chiqarish texnologiyasi quyidagi jarayonlarni o'z ichiga oladi:

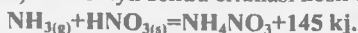
- 58 – 60 % li nitrat kislotasini gazsimon ammiak bilan neytrallash.
- Selitra eritmasini yuqori konsentrlangan suyuqlanma hosil bo'lguncha bug'latish.
- Suyuqlanmani donadorlash.
- Selitra donalarni sovitish.
- Donalar sirt faol moddalar (SFM) bilan ishlov berish.
- Sovituvchi havo va sharbat bug'ini tozalash.

Tayyor mahsulotni qadoqlash va saqlash.

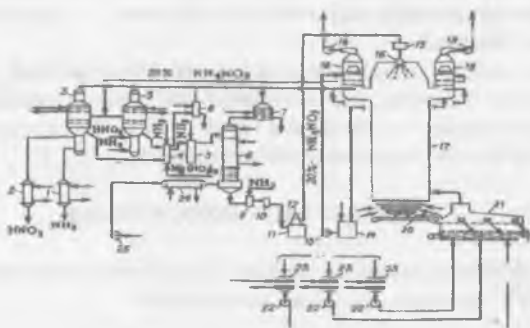
Quyida (4.1-rasm) unumdorligi 1360 t/kun bo'lgan yuqori tonnajli AS-72M agregatining texnologik tasviri keltirilgan.

Ammoniyli selitra ishlab chiqarish uchun zarur bo'lgan ammiak ombordan 1,4 MPa bosim ostida so'rib olinib, bug'latgichlarda gaz holatiga o'tkaziladi. Gaz holatidagi ammiak isitgich (1) ga beriladi, u yerda 120 – 160°C gacha isitiladi. Isitilgan ammiak ikkita parallel holatda joylashgan NIF qurilmasi (3) ni pastki qismiga beriladi.

Bir vaqtning o'zida ammoniyli selitra ishlab chiqarish uchun zarur bo'lgan 58 – 60 % li nitrat kislotasi isitgich (2) da 80–90°C haroratgacha isitilib, NIF (neytralizasiya issiqligi dan foydalanish) qurilmasiga beriladi. NIF qurilmasida gaz holidagi ammiak, nitrat kislotasi bilan neytrallanishi natijasida (bu yerda harorat 155–170°C oralg'ida bo'ladi) ammoniyli selitra eritmasi hosil bo'ladi:



NIF qurilmasida hosil bo'lgan ammoniyli selitra eritmasi (konsentrasiyasi 89 - 90%) parallel joylashtirilgan doneytralizatorlarga beriladi.



#### 4.2- rasm. Yuqori tonnajli AS-72 M agregatining texnologik sxemasi

1 - ammiak isitgichi 2 - nitrat kislotasi isitgichi; 3 - NIF qurilmasi; 4, 5 - doneytralizatorlar; 6 - kombinirlangan bug'latish qurilmasi; 7 - bug'-havo aralashmasi sovitgichi; 8, 18 - skrubberlar; 9 - gidrozatvor-doneytralizator; 10 - suyuqlanma filtri; 11 - suyuqlanma baki; 12 - nasos; 13 - markazdan qochma nasos; 14 - Ammoniyli selitra eritmasi uchun bak; 15 - bosim (napor) baki; 16 - akkustik granulyator; 17 - donadorlash mineralisasi; 19, 22 - ventilyatorlar; 20 - lentali

transporter; 21 - qaynash qatlamli sovitchik; 23, 24 - havo isitgichi; 25 - havo haydagich.

Doneytralizatorlarda ammoniyli selitra eritmasi muhiti pH=6 gacha neytrallanadi. Doneytralizatorni yuqori qismidan gaz holidayi ammiak beriladi, pastki qismidan esa gigraskopiklikni kamaytirish maqsadida magniy nitratni 30 – 40% li eritmasi beriladi.

Gaz holidayi ammiakni berilishiga asosiy sabab shundaki, jarayon paytidagi yo'qotilayotgan ammiak miqdorini boyitish, hamda eritma tarkibidagi erkin kislotalar bilan ta'sirlashib ammoniyli selitrasini hosil qilishdir. Hosil bo'lgan ammoniyli selitra eritmasi kombinirlangan bug'latish qurilmasi (6) ga beriladi. Bu yerdan ammoniyli selitra eritmasi (99,7–99,8%) 175°C haroratda gidrozatvor–doneytralizator (9) va filtr (10) orqali yig'gich bak (11) ga beriladi. Bug'latish qurilmasining yuqorigi qismida bug'–gaz aralashmalarini yuvib tozalovchi skrubber (7) joylashgan. Bu yerda havo bilan chiqib ketayotgan eritma tomchilari tozalanadi.

Yig'gich bak (11) dan nasos (12) orqali ammoniyli selitra eritmasi donadorlash minorasining yuqori qismida joylashgan bosim baki (15) ga beriladi (minorani korpusi 2 mm li po'lat 08X17T). Ammoniyli selitra eritmasi donadorlash minorasi (17) ning yuqorigi qismida joylashgan uchta akustik granulyator (16) orqali minora kesim yuzasi bo'ylab sochib beriladi (minorada jami 6 ta akustik granulyator bo'lib, shundan 3 tasi yordamchi granulyator hisoblanadi). Minorani pastki qismidan mavhum qaynash qatlami (21) dan havo oqimi beriladi. Selitra suyuqlanmasi havo bilan to'qnashuvi natijasida selitra donador holatda qota boshlaydi. U 50 - 55 m balandlikdan tushadi. Berilayotgan havoni hajmi yozda 500 ming m<sup>3</sup>/soat, qishda esa 300–400 ming m<sup>3</sup>/soatni tashkil etadi. Minorani pastki qismidan donador selitra lentali transportyor (20) ga tushadi va uchta seksiyali mavhum qaynash qatlamli apparat (21) ga beriladi, donalarning harorati yozda 40 - 50°C, qishda esa 20 - 30°C gacha sovitiladi.

Minoraning yuqori qismidan chiqayotgan havo skrubber (18) ga beriladi. U yerda ammoniyli selitra changlardan 20% ammiakli selitra eritmasi bilan yuvilib, (19) ventilyator orqali atmosferaga chiqarib yuboriladi. Tayyor mahsulot lentali transportyor yordamida omborga beriladi. U yerdan iste'molchilarga jo'natiladi.

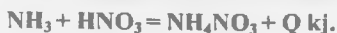
## 4.1. AMMONIYLI SELITRA ISHLAB CHIQRARISH

**4.1-masala.** Ammoniyli selitra ishlab chiqarishning neytralizasiya bo'limini moddiy balansini tuzing.

### Dastlabki ma'lumotlar:

qurilmaning unumdorligi (t/soat).....	24
nitrat kislotalar konsentratsiyasi (%).....	58
gaz holidayi ammiak konsentratsiyasi (%).....	100
1000 kg ammoniyli selitra uchun yo'qotilishi, (%):	
ammiak.....	2,5
nitrat kislotalar.....	7,5

Ammoniyli selitra olish quyidagi reaksiyaga asoslangan:



Neytrallanish jarayoniga asosan **1tonna** ammoniyli selitra olish uchun ammiak va nitrat kislotaning nazariy sarfini hisoblaymiz.

Ammiak uchun nazariy sarf, kg:

$$(17 \cdot 1000)/80 = 212,5$$

Nitrat kislota uchun nazariy sarf, kg:

$$63 \cdot 1000/80 = 787,5$$

bu yerda: 17, 63, 80 - ammiak, nitrat kislota va ammoniy nitratning molekulyar massalari.

Amaliy jihatdan reagentlarning yo'qotilishini hisobga olinganda, ammiak va nitrat kislota sarfi albatta nazariy sarfga nisbatan yuqori bo'ladi, kg.

Ammiak uchun amaliy sarf, kg:

$$212,5 + 2,5 = 215$$

Nitrat kislota uchun amaliy sarf, kg:

$$787,5 + 7,5 = 795$$

24 t/soat bo'lgan 100% li ammoniyli selitra olish uchun talab qilinadigan reagentlarning sarfi, kg/soat.

Ammiak sarfi, kg/soat:

$$24 \cdot 215 = 5160$$

Nitrat kislota sarfi, kg/soat:

$$24 \cdot 795 = 19080$$

Bundan ko'rinib turibdiki, 24 t/soat bo'lgan ammoniyli selitra olish uchun talab qilinadigan ammiak sarfi 5160 kg/soat, nitrat kislota sarfi esa 19080 kg/soatga teng.

Soatdagi unumdorlikka asosan reagentlarning yo'qotilishi, kg/soat:

Ammiakning yo'qotilishi, kg/soat:

$$5160 - 212,5 \cdot 24 = 60$$

Nitrat kislotaning yo'qotilishi, kg/soat:

$$19080 - 787,5 \cdot 24 = 180$$

58% li nitrat kislotaning sarfi, kg/soat:

$$19080/0,58 = 32896$$

Bu miqdor nitrat kislota tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$32896 - 19080 = 13816$$

Demak, neytralizator qurilmasiga kelayotgan reagentlarning umumiy miqdori, kg/soat:

$$5160 + 32896 = 38056$$

Suvning bug'lanishiga sarf bo'ladigan neytrallanish issiqligini hisobga olib, qurilmadan chiqayotgan selitraning konsentrasiyasini 90% deb qabul qilib, tanlangan konsentrasiyaning to'g'riligi - issiqlik hisobi yordamida tekshiriladi.

4.1 - jadval

T, °C	H	T, °C	$\eta$	T, °C	H	T, °C	H
40	0,6609	65	0,7899	90	0,9362	115	1,1025
45	0,6854	70	0,8177	95	0,9677	120	1,1384
50	0,7106	75	0,8463	100	1,0000	125	1,1757
55	0,7364	80	0,8755	105	1,0333	130	1,2135
60	0,7628	85	0,9056	110	1,0674	135	1,2525

Qurilmadan chiqayotgan 90% li ammoniyli selitra eritmasini miqdori, kg/soat:

$$24000/0,90 = 26667$$

90% li ammoniyli selitra eritmasining tarkibidagi suv miqdori, kg/soat:

$$26667 - 24000 = 2667$$

Neytrallanish jarayonida eritmadan bug'lanayotgan sharbat bug'ining miqdori, kg/soat:

$$13816 - 2667 = 11149$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

Neytralizatsiya bo'limining moddiy balansi.

4.2 - jadval

Kirish		Sarf	
Ko'rsatkichlar	kg/soat	Ko'rsatkichlar	kg/soat
Ammiak	5160	Ammoniyli selitra (90% li)	26667
Nitrat kislota (100% li)	19080	eritmasi	11149
Kislota bilan kelayotgan suv	13816	SHarbat bug'	
		Yo'qotishlar:	60
		Ammiak	180
		Nitrat kislota	
<b>Jami:</b>	<b>38056</b>	<b>Jami:</b>	<b>38056</b>

**Eslatma:** Ammoniyli selitra ishlab chiqarishda sarf bo'lgan ammiak ( $\text{NH}_3$ ) va nitrat kislota ( $\text{HNO}_3$ ) miqdori neytralizatsiya jarayoniga bog'liqligini unitmang!

**4.2-masala.** Ammoniyli selitra ishlab chiqarishning neytralizatsiya bo'limini issiqlik balansini tuzing.

**Dastlabki ma'lumotlar:**

nitrat kislota konsentratsiyasi (%).	58
nitrat kislota harorati ( $^{\circ}\text{C}$ ).	20
ammiak harorati ( $^{\circ}\text{C}$ ).	70

**Neytrallanish jarayoniga berilayotgan komponentlar sarfi, kg/soat:**

ammiak.	5160
58% li nitrat kislota	32896

**Hosil bo'lgan ammoniyli selitra:**

eritmasining miqdori, (kg/soat)	26667
eritma konsentratsiyasi (%).	64
bug'lanayotgan suv miqdori, (kg/soat)	11149
qurilmadagi bosim ( $\text{m/m}^2$ ).	$1,2 \cdot 10^5$

**Issiqlikning kelishi**

Gazsimon ammiak bilan kelayotgan issiqlik miqdori, **kJ/soat:**

$$Q_1 = 5160 \cdot 2,156 \cdot 70 = 778000$$

bu yerda, 2,156 ammiakning  $70^{\circ}\text{C}$  haroratdagi issiqlik sig'imi, kJ/kg grad.

4.3 - jadval

T, °C	T°K	O <sub>2</sub>	Havo	NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>
0	273	0,917	1,005	2,092	1,855	14,210	1,040	0,821
100	373	0,925	1,009	2,188	1,867	14,352	1,042	0,871
200	473	0,938	1,013	2,286	1,888	14,432	1,047	0,913
300	573	0,951	1,020	2,360	1,913	14,465	1,055	0,950
400	673	0,964	1,030	2,451	1,938	14,490	1,066	0,984

Nitrat kislota bilan kelayotgan issiqlik miqdori, **kJ/soat**:

$$Q_2 = 32896 \cdot 2,897 \cdot 20 = 2349000 \text{ kJ/soat}$$

bu yerda, 2,897 - nitrat kislotaning (47% li) 20°C haroratdagi issiqlik sig'imi, kJ/kg · grad.

**Nitrat kislotasining issiqlik sig'imi (kJ/kg · grad)**

4.4 - jadval

Konsen- trasiya, %	Harorat, °C				Konsent- trasiya, %	Harorat, °C			
	2	20	40	60		2	20	40	60
10	3,701	3,726	3,730	3,768	60	2,638	2,680	2,738	2,805
20	3,345	3,349	3,412	3,475	65	2,541	2,596	2,633	2,680
30	3,094	3,182	3,199	3,266	70	2,441	2,470	2,525	2,654
40	2,922	3,014	3,040	3,140	75	2,336	2,386	2,403	2,428
45	2,855	2,931	2,968	3,056	80	2,240	2,261	2,294	2,303
50	2,793	2,847	2,901	2,973	85	2,156	2,177	2,181	2,219
55	2,717	2,763	2,826	2,889	90	2,052	2,052	2,064	2,093

Nitrat kislotani 47% gacha suyultirishni hisobga olgan holda ammoniy nitrat hosil bo'lish issiqligini I egri chiziq bo'yicha aniqlaymiz. Bu issiqlik 1 kg ammoniy nitrat uchun 1487,1 kJ ga teng. Uning ma'lum qismi ammoniyli selitrasining eritish uchun sarf bo'ladi. II egri chiziqqa asosan, 64% li eritma hosil bo'lishida 1 kg ammoniyli selitra uchun 172,5 kJ issiqlik sarf bo'ladi. U holda, 47% li nitrat kislotadan 90% li ammoniyli selitra eritmasi hosil bo'lishidagi ajralib chiqayotgan issiqlik miqdori, kJ/soat:

$$1487,1 - 172,5 = 1314,6$$

Bir soatda ajraladigan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$24000 \cdot 1314,6 = 31550000$$

Kelayotgan issiqlikning umumiy miqdori, kj/soat:

$$Q_{um} = 778000 + 2349000 + 31550000 = 34677000$$

### Issiqlik sarfi

Ammoniyli selitra eritmasi bilan chiqib ketayotgan issiqlik miqdori, kj/soat

$$Q_1 = (26667 + 240) \cdot 2,560 \cdot t_{qayn}$$

(4.2)

bu

yerda, 26667 – hosil bo'lgan ammoniyli selitra eritmasining miqdori, kg/soat; 240 – ammiak va nitrat kislotaning umumiy yo'qotilishi, kg/soat; 2,560 – 90% li ammoniyli selitrasining issiqlik sig'imi, kj/kg grad;  $t_{qayn}$  – 90% li selitra

eritmasining qaynash harorati.

4.5 - jadval

Harorat, °C	Konsentrasiya, %	c, kj/kg · grad	Izoh
16 – 38	2,91	4,0419	Landolt – Bornstein Bd. II. Berlin, 1923.
18	9,18	3,890	
18	15,04	3,6831	
26 – 37	28,5	3,0258	
18	47,1	2,918	
20 – 52	63,9	2,5548	Amalda 16 – 52 °S ko'proq ishlatiladi
16 – 52	67	2,47	
16 – 52	84	2,01	
16 – 52	88	1,97	
16 – 52	92	1,88	
16 – 52	96	1,80	
16 – 52	98,5	1,76	

### 4.3-masala. Bug'latish bo'limining moddiy hisobi

#### Dastlabki ma'lumotlar:

Bug'lanishga kirayotgan eritma miqdori, (kg/soat).....	26667
Shundan:	
Ammoniyli selitra miqdori.....	24000
Suv miqdori.....	2667
Bug'latishga kirayotgan eritma konsentrasiyasi, (%). ....	90
Qurilmadan chiqayotgan eritma konsentrasiyasi, (%). . . . .	99,7
Bug'latishga kirayotgan eritma harorati, (°C). . . . .	100

Chiqib ketayotgan eritma miqdori, kg/soat:

$$24000 \cdot 100/99,7 = 24072$$

Chiqib ketayotgan eritma tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$24072 - 24000 = 72$$

Bug'langan suv miqdori, kg/soat:

$$2667 - 72 = 2595$$

#### Bug'latish bo'limining moddiy balansi

4.7 - jadval

Kirish		Sarf	
Ko'rsatkichlar	kg/soat	Ko'rsatkichlar	kg/soat
Ammoniyli selitra (90 % li) eritmasi	26667	Ammoniyli selitra (99,7 %) eritmasi	24072
Shundan:			
Ammoniyli selitra	24000	Sharbat bug'i	2595
Suv	2667		
Jami:	26667	Jami:	26667

### 4.4-masala. Bug'latish bo'limining issiqlik hisobi

#### Dastlabki ma'lumotlar:

Bug'lanishga kirayotgan eritma miqdori, (kg/soat).....	26667
Bug'latishga kirayotgan eritma konsentrasiyasi, (%). ....	90
Qurilmadan chiqayotgan eritma konsentrasiyasi, (%). ....	99,7
Bug'latishga kirayotgan eritma harorati, (°C). . . . .	100
Apparatning absolyut bosimi, (n/m <sup>2</sup> ). . . . .	0, 213 · 10 <sup>5</sup>
Qizdiruvchi agent sharbat bug'ining bosimi, (MPa). . . . .	1,2

### Eritmaning qaynash haroratini aniqlash.

90% li ammoniyli selitra eritmasining  $R_{abs} = 0,213 \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$  bosim ostidagi qaynash harorati quyidagi formula orqali topiladi:

$$t_{qay.} = t_{o'y.bug.} + \Delta t_{\eta} \quad (4.4)$$

bu yerda  $t_{o'y.bug.}$  - to'yingan suv bug'i harorati  $P_{atm} = 0,213 \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$  bosimda  $61^\circ\text{C}$ ;  $\Delta t$  - harorat depressiyasi ( $R_{abs.} = 101325 \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$  bosimdagi 84% li ammoniyli selitra eritmasining qaynash haroratidan suvning qaynash haroratining uyirmasiga teng, masalan,  $134 - 100 = 34$  grad);  $\eta$  - harorat depressiya koeffisienti,  $61^\circ\text{C}$  da 0,763 ga teng.

$$t_{kay} = 61 + 34 \cdot 0,763 = 86^\circ\text{S}$$

### Issiqlikning kelishi.

Ammoniyli selitra eritmasi bilan kelayotgan eritma miqdori, **kj/soat:**

$$26667 \cdot 100 \cdot 2,560 = 9600000$$

bu yerda 100 - ammoniyli selitra eritmasining harorati,  $^\circ\text{C}$ ; 2,560 - 90% li ammoniyli selitra eritmasining issiqlik sig'imi,  $\text{kJ/kg} \cdot \text{grad}$ .

Eritmani isitish uchun to'yingan bug' bilan kelayotgan issiqlikni X  $\text{kJ/soat}$  deb belgilab olamiz. Bunda umumiy issiqlikning kelishi quyidagicha:

$$9600000 + X \text{ kj/soat}$$

### Issiqlik sarfi

Ammoniyli selitra eritmasining bug'latishga sarf bo'lgan issiqlik miqdori, **kj/soat:**

$$24072 \cdot 86 \cdot 2,01 = 4940000$$

bu yerda 86 - eritmaning qaynash harorati,  $^\circ\text{C}$ ;

2,18 - 90% li ammoniyli selitra eritmasining issiqlik sig'imi,  $\text{kJ/kg} \cdot \text{grad}$ .

Bug'latish qurilmasidan sharbat bug'i bilan chiqib ketayotgan issiqlik miqdori, **kj/soat:**

$$2595 \cdot 2613 = 23330000$$

bu yerda  $2613 - R_{abs.} = 0,213 \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$  bosimdagi to'yingan bug' entalpiyasi.

Ammoniyli selitra eritmasining qaynash haroratini apparatdagi bosim  $(1,5 - 1,2) \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$  uchun aniqlaymiz. Bunday bosimda to'yingan suv bug'ining harorati  $103^\circ\text{C}$  ga teng. Atmosfera bosimida 64% li ammoniyli selitraning qaynash harorati  $115,2^\circ\text{C}$  ga to'g'ri keladi.

Harorat depressiyasi, ( $^\circ\text{C}$ ):

$$\Delta t = 115,2 - 100 = 15,2^\circ\text{C}$$

SHunga asoslangan holda, 64% li ammoniyli selitrasining qaynash haroratini aniqlaymiz, ( $^\circ\text{C}$ ):

$$t_{\text{qayn}} = t_{\text{to'yingan.bug'}} + \Delta t + \eta \quad (4.3)$$

$$t_{\text{qayn}} = 103 + 15,2 + 1,03 = 118,7^\circ\text{C}$$

bu yerda,  $\eta$  -- har qanday bosimdagi harorat depressiyasi koeffisienti,  $130^\circ\text{C}$  haroratda 1,03 ga teng.

To'yingan bug'ning  $40 - 135^\circ\text{C}$  haroratdagi koeffisienti yuqoridagi 4.3-jadvaldan olinadi.

Ammoniyli selitra eritmasi bilan chiqib ketayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$Q_1 = 26667 \cdot 2,56 \cdot 118,7 = 11500000$$

Eritmadan suv bug'ini bug'latish uchun sarflanayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$Q_2 = 11149 \cdot 2682 = 21700000$$

Atrof-muhitga yo'qotilayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$Q_{\text{at.mux}} = 34677000 - (11500000 + 21700000) = 1477000$$

Bu kattalik issiqlik umumiy sarfining 4,3% ni tashkil qilib, amaliy ma'lumotlarga to'g'ri keladi.

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

**Neytralizasiya bo'limining issiqlik balansi.**

**4.6 - jadval**

Kirish		Sarf	
Ko'rsatkichlar	KJ/soat	Ko'rsatkichlar	kj/soat
Ammiak	778000	Ammoniyli selitrasi	11500000
Nitrat kislota	2349000	eritmasi	21700000
Neytrallanish		Sharbat bug'i	

Jarayon paytida atrof muhitga yo'qotilayotgan issiqlik miqdorini 400000 kj/soat deb qabul qilamiz.

Umumiy issiqlik sarfi, kj/soat:

$$4940000 + 23330000 + 400000 = 28670000$$

Suv bug'i bilan kelayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$28670000 - 9600000 = 19070000$$

### Bug'latish bo'limining issiqlik balansi

4.8 - jadval

Kirish		Sarf	
Ko'rsatkichlar	kj/soat	Ko'rsatkichlar	kj/soat
Ammoniyli selitra eritmasi bilan	9600000	Ammoniyli selitra eritmasi bilan	4940000
Suv bug'i bilan	19070000	Sharbat bug'i bilan	23330000
		Atrof - muhitga yo'qotilayotgan issiqlik	400000
Jami	28670000	Jami	28670000

### 4.5-masala. Donadorlash bo'limining moddiy hisobi

#### Dastlabki ma'lumotlar:

Ammoniyli selitra suyuqlanmasini donadorlash minorasiga kelayotgan miqdori, (kg/soat) . . . . . 24072  
 Qurilmaga kelayotgan suyuqlanma konsentrasiyasi,(%) . . . . . 99,7  
 Qurilmadan chiqayotgan donalarning konsentrasiyasi,(%) . . . . . 99,8  
 Donadorlash minorasidan chiqayotgan ammoniyli selitra tarkibidagi namlik, (%) . . . . . 0,2

Minoradan kelayotgan eritmaning miqdori, kg/soat:

$$24000 - 100/99,7 = 24072$$

Tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$24072 - 24000 = 72$$

Minoradan chiqayotgan eritma miqdori, kg/soat:

$$24000 \cdot 100/99,8 = 24048$$

Minorada bug'latilgan suv miqdori, kg/soat:

$$72 - 48 = 24$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

### Donadorlash bo'limining moddiy balansi

4.9 – jadval

Kirish			Sarf		
Ko'rsatkichlar	kg/soat	%	Ko'rsatkichlar	kg/soat	%
Suyuqlanma:			Kristall holiday mahsulot:		
Ammoniyli selitra	24000	99,7	Ammoniyli selitra	24000	99,7
tarkibidagi suv	72	0,3	tarkibidagi suv	48	0,2
			bug'langan suv bug'i	24	0,1
Jami:	24072	100	Jami:	24072	100

### 4.6-masala. Donadorlash bo'limining issiqlik hisobi

#### Dastlabki ma'lumotlar:

Minoraga kelayotgan havoning maksimal harorati, ( $^{\circ}\text{C}$ ). . . . .	30
Qurilmaga kelayotgan suyuqlanma harorati, ( $^{\circ}\text{C}$ ). . . . .	150
Minoradan chiqayotgan donadorlashgan selitraning harorati, ( $^{\circ}\text{C}$ ). . . . .	80
Donadorlash minorasining yuklamasi, ( $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , kj/soat). . . . .	24000
Minoraga kelayotgan havoning miqdori, ( $\text{m}^3$ /soat). . . . .	200000

Ammoniyli selitra atmosfera bosimida minus  $50^{\circ}\text{C}$  dan suyuqlanish harorati  $169,6^{\circ}\text{C}$  gacha oraliqda beshta kristall modifikasiyaga ega. Ammoniyli selitra bir

Jarayon paytida atrof muhitga yo'qotilayotgan issiqlik miqdorini 400000 kJ/soat deb qabul qilamiz.

Umumiy issiqlik sarfi, kJ/soat:

$$4940000 + 23330000 + 400000 = 28670000$$

Suv bug'i bilan kelayotgan issiqlik miqdori, kJ/soat:

$$28670000 - 9600000 = 19070000$$

### Bug'latish bo'limining issiqlik balansi

4.8 - jadval

Kirish		Sarf	
Ko'rsatkichlar	kJ/soat	Ko'rsatkichlar	kJ/soat
Ammoniyli selitra eritmasi bilan	9600000	Ammoniyli selitra eritmasi bilan	4940000
Suv bug'i bilan	19070000	Sharbat bug'i bilan	23330000
		Atrof - muhitga yo'qotilayotgan issiqlik	400000
Jami	28670000	Jami	28670000

#### 4.5-masala. Donadorlash bo'limining moddiy hisobi

##### Dastlabki ma'lumotlar:

Ammoniyli selitra suyuqlanmasini donadorlash minorasiga kelayotgan miqdori, (kg/soat) . . . . . 24072  
 Qurilmaga kelayotgan suyuqlanma konsentrasiyasi, (%) . . . . . 99,7  
 Qurilmadan chiqayotgan donalarning konsentrasiyasi, (%) . . . . . 99,8  
 Donadorlash minorasidan chiqayotgan ammoniyli selitra tarkibidagi namlik, (%) . . . . . 0,2

Minoradan kelayotgan eritmaning miqdori, kg/soat:

$$24000 \cdot 100/99,7 = 24072$$

Tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$24072 - 24000 = 72$$

Minoradan chiqayotgan eritma miqdori, kg/soat:

$$24000 \cdot 100/99,8 = 24048$$

Minorada bug'latilgan suv miqdori, kg/soat:

$$72 - 48 = 24$$

(Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

### Donadorlash bo'limining moddiy balansi

4.9 – jadval

Kirish			Sarf		
Ko'rsatkichlar	kg/soat	%	Ko'rsatkichlar	kg/soat	%
Suyuqlanma:			Kristall holidayi mahsulot:		
Ammoniyli selitra	24000	99,7	Ammoniyli selitra	24000	99,7
tarkibidagi suv	72	0,3	tarkibidagi suv	48	0,2
			bug'langan suv bug'i	24	0,1
Jami:	24072	100	Jami:	24072	100

#### 4.6-masala. Donadorlash bo'limining issiqlik hisobi

##### Dastlabki ma'lumotlar:

Minoraga kelayotgan havoning maksimal harorati, ( $^{\circ}\text{C}$ ). . . . .	30
Qurilmaga kelayotgan suyuqlanma harorati, ( $^{\circ}\text{C}$ ). . . . .	150
Minoradan chiqayotgan donadorlashgan selitraning harorati, ( $^{\circ}\text{C}$ ). . . . .	80
Donadorlash minorasining yuklamasi, ( $\text{NH}_4\text{NO}_3$ , kJ/soat). . . . .	24000
Minoraga kelayotgan havoning miqdori, ( $\text{m}^3/\text{soat}$ ). . . . .	200000

Ammoniyli selitra atmosfera bosimida minus  $50^{\circ}\text{C}$  dan suyuqlanish harorati  $169,6^{\circ}\text{C}$  gacha oraliqda beshta kristall modifikasiyaga ega. Ammoniyli selitra bir

kristall holatidan ikkinchi kristall holatiga o'tishda issiqlik ajralishi yoki issiqlik yutilishi mumkin.

Quyida ammoniyli selitra kristallarining issiqlik ta'sirida o'zgarishi berilgan.

4.10 – jadval

Kristall modifikasiyaga Aylanishi	Harorati, °C	Hosil bo'lish issiqligi, kj/kg
Eritilgan tuz—I	169.6	70.25
I – II	125.2	51.28
II – III	84.2	17.47
III – IV	32.3	20.91
IV – V	-16.9	6.70

### Issiqlikning kelishi

Kristallizatsiya jarayonida eritilgan tuzning III modifikasion holati 32,3 – 84,2 °C ni tashkil etadi.

$$70,25 + 51,28 + 17,47 = 139 \text{ kj/soat.}$$

Ammoniyli selitra yuklamasi 24000 kg/soat ni tashkil etsa, bir soatda ajralib chiqqan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$24000 \cdot 139 = 3340000$$

Suyuqlanma bilan kelayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$24072 \cdot 1,76 \cdot 150 = 6440000$$

bu yerda 1,76 – 98,5% li ammoniyli selitrasining issiqlik sig'imi, kj/kg grad; 150 –suyuqlanma harorati, °C.

Havo bilan kelayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$200000 \cdot 1,29 \cdot 1,006 \cdot 30 = 7750000$$

bu yerda 1,29 – havoning zichligi; 1,006 – havoning issiqlik sig'imi, kj/kg grad; 30 – havoning harorati, °C.

Donadorlash minorasiga kelayotgan umumiy issiqlik miqdori, kj/soat:

$$3340000 + 6440000 + 7750000 = 17530000$$

### Issiqlik sarfi

Donadorlashgan selitra bilan chiqib ketayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:  
 $24048 \cdot 1,761 \cdot 80 = 3420000$

bu yerda 1,761 – 99,8 % li ammoniyli selitranning issiqlik sig'imi, kj/kg · grad;  
80 – donadorlashgan selitranning harorati, °C.

Havo bilan chiqib ketayotgan issiqlik miqdori, kj/soat:

$$17530000 - 3420000 = 14110000$$

Minoradan chiqib ketayotgan havoning harorati, °C.

$$14110000/200000 \cdot 1,29 \cdot 1,007 = 54,5$$

Shunday qilib donadorlash minorasidagi havoning isitilishi

$$54,5 - 30 = 24,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### Donadorlash bo'limining issiqlik balansi

4.11- jadval

Kirish			Sarf		
Ko'rsatkichlar	kj/soat	%	Ko'rsatkichlar	kj/soat	%
Havo bilan	7750000	44,2	Havo bilan	14110000	80,5
Suyuqlanma bilan	6440000	36,7	Donalar bilan	3420000	19,5
Kristallanish issiqligi	3340000	19,1			
Jami:	17530000	100	Jami:	17530000	100

### 4.2. KARBAMID ISHLAB CHIQRISH.

Karbamid ishlab–chiqarish usuli va texnologiyasi 1868 yilda A.I. Bazarov tomonidan ishlab chiqilgan. Bu usul gaz holdagi ammiak va karbonat angidridning qaytar reaksiyasidan iborat. Jarayon ikki bosqichda boradi.

Birinchi bosqichda ammoniy karbamat hosil bo'ladi:



Ikkinchi bosqichda karbamid hosil bo'ladi:



Karbamid ( $\text{NH}_2$ )<sub>2</sub>CO azotli o'g'itlar ichida eng ko'p miqdorda azot elementini tutadi. Tarkibida 46-46,5% azot bor. Karbamidning texnik nomi mochevina bo'lib, u toza holda rangsiz, hidsiz oq kristall bo'ladi. Uning 25 °C dagi zichligi 1330 kg/m<sup>3</sup>, 132,7°C da eriydi.

Texnik mahsulot oq yoki sarg'ish kristall, shakli ignasimon rombik prizma holda bo'ladi. Atmosfera bosimida suyuqlanish haroratigacha qizdirilsa, karbamid parchalanadi, bunda ammiak ajraladi.

Bu jarayonda avval ammoniy sionit, so'ngra ammiak va sionat kislota hosil bo'ladi:



Sianit kislota karbamid bilan birikib biuret hosil qiladi:

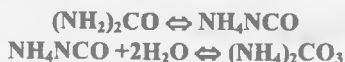


Karbamid suvda, spirtida va suyuq ammiakda yaxshi eriydi. To'yingan suvli eritma tarkibida 20 °C da 51,8 %, 60 °C da 71,9 %, 120 °C da 95 % karbamid bo'ladi. Karbamid ammiak bilan birikib ammiakat hosil qiladi. Unda 46 °C da 77,9 % karbamid bo'ladi. Harorat ortishi bilan karbamidning suyuq ammiakda erishi ko'payadi. Kislotalar bilan karbamid kuchsiz ishqorlar hosil qiladi:

Nitrat ( $\text{NH}_2$ )<sub>2</sub>CO · HNO<sub>3</sub> - suvda kam eriydi, qizdirilsa portlash bilan parchalanadi; fosfat ( $\text{NH}_2$ )<sub>2</sub>CO · H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> suvda yaxshi eriydi, to'la parchalanadi.

Karbamid tuzlar bilan kompleks birikmalar hosil qiladi. Bunda har ikki komponent o'g'it hisoblanadi. Masalan: Ca(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub> · 4(NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>CO; Ca(H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> · 4(NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>CO va eng asosiy karbofosfat ( $\text{NH}_2$ )<sub>2</sub>CO · H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> lar.

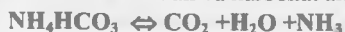
Karbamidning suvli eritmalari 80°C gacha o'z holatini saqlaydi. Undan ortiq haroratda karbamid ammoniy izosianatga, so'ngra ammoniy karbonatga o'tadi.



Ammoniy karbonat o'z navbatida ammoniy gidrokarbonat va ammiakka parchalanadi:



Ammoniy gidrokarbonatdan ammiak va karbonat angidrid ajratiladi



Ammoniy karbamat eritmasi ammoniy karbonatga o'tishi mumkin:



Toza ammoniy karbomatning suyuqlanish harorati 152 - 155 °C. Ugleammoniy tuzlar, karbamid va suv ishtirokida bu harorat pasayadi.

**Olinishi va ishlatilishi.** Karbamidni chiqish darajasi reagentlar bilan to'ldirish zichligiga, bosimiga, haroratiga, ammiak va suvni reagent tarkibidagi miqdoriga hamda boshqa sharoitlarga bog'liq. To'ldirish zichligi deb, boshlang'ich moddalar miqdorini reaktor hajmiga bo'lgan nisbatiga aytiladi.

Karbamid sintezi asosan suyuq fazada boradi. Boshlang'ich moddalar miqdori bir hajmda qancha ko'p bo'lsa, bosim shuncha yuqori bo'ladi. Jarayon 180 - 200 °C va 18 - 20 MPa bosimda olib boriladi. Undan yuqori haroratda apparat materiallarini korroziyaga olib keladi.

Reagentlar ta'sirida uglerod (IV) - oksidi ortiqcha miqdori karbomatni karbamidga aylantirishga ta'sir ko'rsatmaydi. Chunki, jarayon asosan gaz fazada bo'ladi. Ortiqcha ammiak muvozanatni karbamid hosil bo'lishi tomoniga siljitadi. Apparatlarning korroziyalanishlarini kamaytiradi, suvni o'ziga biriktirib oladi:



Karbamidni ammoniyli selitradan bir qancha afzalliklari bor. U portlashga xavfsiz, tuproqqa tushganda sekin eriydi, gigroskopligi kamroq, yopishqoqligi uncha yuqori emas. Shuning uchun u karbamidni donador holda idishsiz tashish mumkin. Karbamidni gigroskopligini oshirish uchun donadorlashdan oldin suyuqlanmagan karbamidoformaldegid smola (KFS) qo'shiladi. Karbamidning gigroskoplik nuqtasi 20°C da 80% ga teng.

Karbamidning birinchi marta 1828 yilda Vyoler ammoniy sianatdan sintez qilgan. Shundan buyon karbamid organik sintezning muhim moddalaridan bir bo'lib xizmat qiladi. U asosida bir necha moddalar sintez qilingan. Bir qancha moddalarni olish uchun xom - ashyo sifatida ishlatiladi. Farmasevtika sanoatida dori preparatlari olishda qo'llaniladi ftorokarbamid ishlab-chiqarish NH<sub>3</sub> va CO<sub>2</sub> ni 150 - 220°C haroratda va 7 - 100 MPa bosimdagi o'zaro ta'sirlashishini o'z ichiga oladi. Karbamid sintezi quyidagi qaytar reaksiyadan iborat: Dastlab karbomat ammoniy olinadi:



So'ngra ammoniy karbomat - karbamid va suvga parchalanadi. Jarayon ikki faza ishtirokida boradi: gaz va suyuq fazalar.

Ammoniy karbomat 150 - 220 °C da ammiak va uglerod (IV) - oksidiga parchalanadi. Bu jarayon sodir bo'lmasiligi uchun karbamid sintezi yuqori bosimda olib boriladi.

Ammoniy karbomatning hosil bo'lish tezligi bosimni kvadratiga proporsional ravishda ortadi. Atmosfera bosimi va past haroratda ammoniy karbomat hosil bo'lishi juda sekinlik bilan boradi. 10 MPa va 150°C da juda tez

hosil bo'ladi. Bosimni ortishi bilan sistemada ammoniy karbomatning konversiya darajasi ortadi.

Karbamidni karbomat ammoniy suyuqlanmasidan hosil bo'lishi ammoniy karbomatni suyuqlanish haroratidan past haroratda ( $152^{\circ}\text{C}$ ) sodir bo'ladi.

Qo'shimcha gazlar  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$  va boshqa gazlar ammiakni parsial bosimini va suyuq fazada erishini kamaytiradi. Ularni tarkibini (gaz aralashmasida)  $\text{CO}_2$  ning konsentrasiyasini 98 - 99% dan 85 - 86% gacha kamayishi, konversiya darajasini 65% dan 45 % gacha tushiradi.

Ortiqcha ammiak karbamidning chiqishiga ko'p ta'sir ko'rsatadi. Ortiqcha ammiak reaksiyadagi suv bilan birikib, jarayonga ijobiy ta'sir ko'rsatadi. U apparatlarni korroziyasini sekinlashtiradi.

Ortiqcha ammiak siklga qaytadan beriladi yoki boshqa maqsadlar uchun, masalan, ammoniyli selitra ishlab chiqarishga beriladi.

Ammiakni resirkulyasiyasi ishlab chiqarishni kengaytirish, kapital harajatlarni ortishi, ekspulatsioon sarflarni hisobga olgan holda amalga oshiriladi.

Ortiqcha ammiakni ammoniyli selitra ishlab-chiqarishga yuborish bilan katta foyda olinadi. 1 tonna karbamid olinganda 5 - 8 tonna selitra olinadi. Karbamid ishlab chiqarish selitra ishlab chiqarish uchun qo'shimcha hisoblanadi.

**Karbamid ishlab chiqarish texnologiyasi.** Gaz holda uglerod (IV)-oksidi taxminan quritilgan va har xil mexanik zarralardan, vodorod sulfid va oltingugut tutgan birikmalardan dag'al va mayin filtrlarda tozalanib, to'rt bosqichli kompressor (1) da 20 MPa bosimgacha siqiladi va  $95 - 100^{\circ}\text{C}$  haroratda aralastirgich (6) ga beriladi. Aralastirgich (6) ga 20 MPa bosimda plunjerli nasos (3) orqali so'rib olingan  $90^{\circ}\text{C}$  haroratdagi suyuq ammiak ham beriladi. Plunjerli nasos (7) orqali esa  $95^{\circ}\text{C}$  haroratli ugleammoniyli tuzlar beriladi, u siklga  $\text{NH}_3$  va  $\text{CO}_2$  holatida qaytariladi. Natijada komponentlarni aralastirgichda  $175^{\circ}\text{C}$  haroratda aralastirganda ammoniy karbomat hosil bo'la boshlaydi. So'ngra reaksiya aralashmasi ( $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = (4.3) : 1 : (0,5 - 0,8)$ ) sintez kollonasi (5) ga beriladi, bu yerda  $185^{\circ}\text{C}$  va 20 MPa bosim ostida ammoniy karbomatga aylanishi tugallanadi va karbamidga parchalanadi.

Sintez kollonasida hosil bo'lgan eritma, tarkibi 30 - 31% karbamid, 21 - 22% ammoniy karbomat, 33 - 34% ortiqcha ammiak va 16 - 17% suv, ikki bosqichli distilliyatorga beriladi. Distilliyasiya qurilmasining har bir bosqichi uchta apparatdan: rektifikasion kollona, isitgich va Seperatoridan iborat. Sintez kollansi (5) dan chiqayotgan karbamid eritmasi 20 MPa dan 1,8 - 2,0 MPa gacha drosellanadi va birinchi bosqich distilliyasiya qurilmasidagi rektifikasion kollonasi (9) ning yuqori qismiga beriladi. Bu yerda ortiqcha ammiakni  $120 - 125^{\circ}\text{C}$  haroratda gaz fazaga o'tkaziladi. So'ngra eritma ammoniy karbomatga parchalanishi uchun issiqlik almashinish apparati (10) da  $158 - 162^{\circ}\text{C}$

haroratgacha isitiladi va hosil bo'lgan bug' suyuq holdagi aralashma seperator (11) da ajratiladi. Gaz faza rektifikasion kolonasi (9) ning pastki qismidagi barbotaj qatlamiga keladi, suyuq faza esa 0,25 - 0,4 MPa gacha drosellanadi va ikkinchi bosqich distilliyasiyaga beriladi.

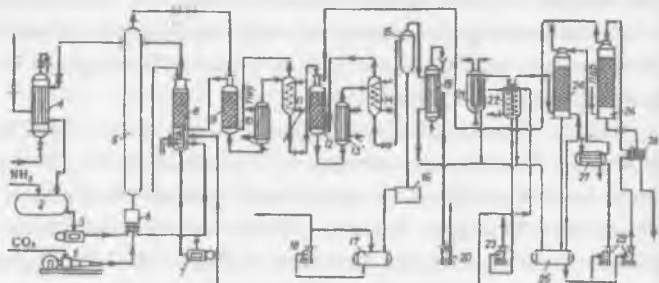
Rektifikasion kalonna (9) dan gaz faza aralashmalari (uning tarkibi 75-76% ammiak, 21 - 22% uglerod (IV) - oksidi va 3% gacha suv) yuvuvchi kalonna (8) ni pastki qismiga beriladi, u yerda bug'li isitgichda aralashma harorati 92 - 96°C gacha ushlab turiladi. Shu yerga ikkinchi bosqich distilyasiyadan ugleammoniyli tuzlar eritmasi ham beriladi. Bu yerda uglerod (IV) - oksidini asosiy qismi yutiladi va suv bug'i tarkibi 38 - 45% ammiak, 30 - 37% uglerod (IV) - oksidi, 22 - 27% suv bo'lgan eritma ko'rinishigacha kondensatlanadi. Bu eritma plunjerli nasos (7) da 20 MPa bosimgacha siqiladi va aralashtirgich (6) ga qaytariladi. Gaz holdagi ammiak 45 - 50 °S haroratda yuvuvchi kalonnasi (8) ning yuqori nasadkali qismida to'liq uglerod (IV) - oksididan ajratiladi, konsentrlangan ammiakli suv (93 - 96% ammiak) bilan boyitiladi va kondensator (4) ga beriladi; u yerda ammiak siqiladi va tank (2) orqali siklga qaytariladi. Kondensatlanmagan gazlar (asosan vodorod, azot, kislorod) absorbsiya jarayonida yutilmay qolgan ammiakdan yuviladi va atmosfera bosimigacha drosellanadi va atmosferaga chiqarib yuboriladi.

Ikkinchi bosqich distilliyasiyaga kelayotgan eritma tarkibida 55 - 61% karbamid, 4 - 5% ammoniy karbomat, 6 - 7% ammiak va 28 - 35% suvdan iborat. Ikkinchi bosqich distilliyasiya ham birinchi bosqich distilliyasiya kabi boradi. Avval eritma rektifikasion kalonna (12) ga beriladi. Rektifikasion kalonnasida bug'langan ammiak, ammoniy karbomat hisobiga 110°C haroratgacha sovitiladi. So'ngra isitgich (13) orqali 140 - 142°C haroratgacha isitiladi va seperator (14) ga beriladi, u yerda gaz va suyuq fazalarga ajratiladi. Ikkinchi bosqich distilliyasiyada ammoniy karbomatning parchalanishi hisobiga, ammiak va uglerod (IV) - oksidini berilishi to'xtatiladi.

Tarkibida 70-72% karbamid bo'lgan eritma separator (14) da drosellanadi va vakuum - isitgich (15) ga beriladi. Bu yerda qolgan 40 kPa bosim ostida konsentrsiyasi 74 -76% gacha oshiriladi va 90°C haroratgacha sovitiladi. So'ngra eritma yig'gich (16) dan ajratgich (17) ga beriladi va tayyor mahsulot ishlab chiqarishga jo'natiladi.

Rektifikasion kalonna (12) dan gaz fazasi (tarkibi 55 - 56 % NH<sub>3</sub>, 24 - 25% CO<sub>2</sub> va 20 - 21 % H<sub>2</sub>O) kondensator (12) ga beriladi. Bu yerda hosil bo'lgan 40°C haroratdagi ugleammoniyli tuzlar (33 - 50% NH<sub>3</sub>, 10 - 16% CO<sub>2</sub>, 35 - 55% H<sub>2</sub>O) rezervuar (22) dan nasos (23) orqali yuvuvchi kalonna (8) ga beriladi. Kondensator (21) dan chiqayotgan gaz faza (NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub> va boshqa gazlar) absorber (24) ga beriladi. Bu yerda (NH<sub>3</sub> va CO<sub>2</sub>) gazlar ugleammoniy tuzlar eritmasiga

yuttiriladi va sovutgich (27) dan o'tadi. Absorberdan chiqayotgan inert gazlar atmosferaga chiqarib yuboriladi. Absorber (24) da hosil bo'lgan ugleammoniy tuzlari isitgich (28) da 90 - 95 °C haroratgacha isitiladi va desorber (26) ga beriladi. Bu yerda 0,3 - 0,4 MPa bosimda va 135 - 145°C haroratda o'tkir bug' yordamida NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub> va H<sub>2</sub>O ga to'liq parchalanadi. Gaz holdagi NH<sub>3</sub> va CO<sub>2</sub> suv bug'i bilan birga ikkinchi bosqich kondensator (2) ga beriladi. Qolgan suv kanalizatsiyadan chiqarib yuboriladi. Hosil bo'lgan suyuqlanma nasos orqali donadorlash minorasi yuqori qismida joylashgan yig'gichga beriladi, nasosga berishdan oldin KFS qo'shiladi. Yig'gichdan filtrga tushadi va toza holdagi eritma donadorlash minorasiga beriladi. So'ngra akustik tebranuvchan granulyator yordamida sohib beriladi. Pastdan havo yuboriladi. Havo yordamida karbamid donador holatiga o'tadi. Hosil bo'lgan donalar sovutish uchun minoraning pastida joylashgan mavxum qaynash qatlamli qurilmasiga beriladi va 40-50°C haroratgacha sovutilgan donalar omborga va undan iste'molchilarga yuboriladi.



**4.4-rasm. Suyuqlik resikli bilan karbamid ishlab chiqarishning texnologik sxemasi.**

1-to'rt bosqichli kompressor CO gaz uchun; 2-ammiak yig'gich; 3-plunjerli nasos ammiak uchun; 4- I bosqich kondensatori; 5-sintez kalonna; 6-aralash tirgich; 7-plunjerli nasos; 8-yuvuvchi kalonna; 9- I bosqich rektifikasion kalonna; 10- I bosqich isitgich; 11- I bosqich seperator; 12- II bosqich rektifikasion kalonna; 13- II bosqich isitgich; 14- II bosqich seperator; 15- vakuumlug'latgich; 16-karbamid eritmasi yig'gichi; 17- yo ajratgich; 18- II bosqich kondensatori; 22-rezervuar; 23- markazdan qochma nasos; 24- absorber; 25- ugleammoniyli tuz eritmasini yig'gichi; 26- desorber; 27- xolodilnik; 28-issiqlik almashinish apparati; 29-markazdan qochma nasos.

Karbamid ishlab chiqarishni sanoat qurilmalari. Ammiak va uglerod (IV) - oksidini sintez qilish - sintez kalonnasida amalga oshiriladi. Sintez kalonna sferiksimon tubli silindr bo'lib, suyuqlanma tegib turgan qismi ichkaridan xrom

nikel, molibden kabi ligerlangan elementlardan X17N16M3T markali po'lat bilan himoyalangan. Qurilmaning korpusi uglerodli po'latdan tayyorlanib, 25 - 30 MPa bosimgacha chiday oladi. Sintez kalonnada 185°C haroratda va 20 MPa bosimda karbamid hosil bo'lishi tugallanadi. Karbomatdan karbamidga aylanishi boshlanadi. Qurilmani unumdorligi 1250 t/kun (450000 t/y) bo'lganda kalonna d = 2/2,5 m, balandligi N = 30 - 35 m, hajmi esa V = 160 m<sup>3</sup> ga teng bo'ladi. Sintez kalonnada hosil bo'lgan eritmaning tarkibi 30 - 31% karbamid, 20 - 21% ammoniy karbomat, 33 - 34% ortiqcha NH<sub>3</sub>, 16 - 17% suvdan iborat bo'lgan kalonnaga kelayotgan aralashmaning komponentlar nisbati: NH<sub>3</sub> : CO<sub>2</sub> : H<sub>2</sub>O = (3,8/4,5) : 1 : (10,5/0,8)

Aralashma kalonnaning pastki qismidan kirib yuqoriga chiqadi, kalonnadan chiqayotgan eritma drosselanadi va distilliyatga beriladi.

Disstiliyasiya jarayoni ikki bosqichdan iborat bo'lib, bunda ammoniy karbomat parchalanib karbamid miqdori oshiriladi (70% gacha).

Distilliyasiya jarayoning har bir bosqichi uchta qurilmadan iborat:

- Rektifikasion kalonna
- Isitgich
- Separator

Birinchi bosqich distilliyasiyada 51 - 61% karbamid 4 - 5% ammoniy karbomat, 6 - 7% NH<sub>3</sub> va 28 - 35% suv bo'lgan eritma chiqib, ikkinchi bosqich distilliyasiyaga keladi. So'ngra ikkinchi bosqichdan seperatoridan 70 - 72% li karbamid eritmasi chiqadi. Karbamidning bug'lanish jarayoni ikki bosqichli bug'latish qurilmasida amalga oshiriladi.

Birinchi bosqichda 70 - 72% li karbamid 45C<sup>0</sup> haroratda nasos yordamida birinchi bosqich bug'latish qurilmasini pastki qismidan beriladi.

Isitish bug'lanish yordamida amalga oshiradi. Birinchi bosqichdan karbamid eritmasi 95% konsentrasiyali va 125 - 135<sup>0</sup>C haroratda chiqib o'z oqimi bilan ikkinchi bosqichga keladi.

Ikkinchi bosqichda isituvchi bug' yordamida uni konsentrasiyasi oshiriladi (98,8% gacha) va 135 - 145<sup>0</sup>C haroratda ikkinchi bosqich bug'latish qurilmasidan chiqib, nasos yordamida donadorlash minorasining yuqori qismida joylashgan napor bakiga uzatiladi.

Bug'latish qurilmasi isitgich va seperatoridan iborat bo'lib, karbamid eritmasi isitgichdagi trubalar ichiga beriladi. Isituvchi bug' esa trubalar orasiga beriladi. Seperatorlarning vazifasi eritma tarkibidan chiqayotgan ikkilamchi bug'ni va uning tarkibidagi o'zi bilan birga olib chiqib ketayotgan tomchi holiday eritmalarni bir biridan ajratadi. Ikkilamchi bug' seperatorning yuqori qismidan chiqariladi. Eritma esa separatorning yon tomonidan chiqariladi.

Karbamid suyuqlanmasini donadorlash ishlari donadorlash minorasida amalga oshiriladi. Donadorlash minorasining balandligi 112 m, donalarni tushish balandligi 93 m. Eritmalarni sochib berish uchun 8 ta akustik donadorlash

qurilmasi joylashtirilgan bo'lib, 4 tasi zahira hisobida turadi, minora pastki qismida mavxum qaynash qurilmasi joylashgan bo'lib, bunda karbamid donalari havo yordamida sovutiladi. Minorani yuqori qismida ventilyator joylashgan bo'lib, ularning vazifasi havoni so'rib olish va havo bilan birga chiqayotgan karbamid changlarini skrubberlarda tutib qoladi. Changlarni yutib qolish uchun vannalardan o'tkaziladi yoki suv beriladi. Hosil bo'lgan eritma jarayonga qaytariladi.

Skrubbyerda suyuqlanma uchun vanna, nasos, karbamid tozalash uchun filtr va 40 dona purkovchi qurilmalar joylashgan.

Vannada yig'ilgan karbamid eritmasi 20 - 40% gacha yetganda karbamid yig'ish qurilmasiga uzatiladi.

**4.7-masala.** Karbamid ishlab chiqarishning sintez kolonnasini moddiy balansini tuzing (eslatma: ammiak va uglerod (IV) - oksidining resirkulyasiyasi ammoniy tuzlarining suvli eritmasi holatida sodir ettiriladi).

### Dastlabki ma'lumotlar.

100 % li mochevina olish uchun qurilmaning unumdorligi, (kg/soat). . . .12000

#### Suyuq ammiakning tarkibi, (%):

Ammiak. . . . .	99,8
Suv. . . . .	0,2

#### Ekspanzer gazining tarkibi, (%):

Uglerod (IV)-oksi. . . . .	97
Boshqa gazlar. . . . .	3

#### Shular bilan birga, (%):

(N <sub>2</sub> +H <sub>2</sub> ) aralashmasi. . . . .	2
Kislorod. . . . .	1
Jarayonga qaytayotgan ammoniy tuzlarining suvli aralashmasidagi ammiak miqdori, (%). . . . .	40
Sintez kolonnasidagi bosim, (n/m <sup>2</sup> ). . . . .	200 · 10 <sup>5</sup>
Harorat, (°C). . . . .	200

Sintez kolonnasiga berilayotgan komponentlarning mol nisbati (NH <sub>3</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O). . . . .	4,5 : 1,0 : ,5
45 min. davomida karbamatni karbamidga aylanishi darajasi, (%). . . . .	65

#### Mochevinaning yo'qotilishi, (%):

Distillyatsiya vaqtida. . . . .	5
Bug'lanish vaqtida. . . . .	1

7% (5+1+1) yo'qotilishni hisobga olgan holda 12000 kg/soat tayyor mahsulot olish uchun sintez kolonnasida hosil bo'lgan mochevina, kg/soat:

$$12000 \cdot 1,07 = 12840$$

Mochevinaning hosil bo'lishi quyidagi reaksiya bo'yicha boradi:



Quyidagi reaksiya bo'yicha 1000 kg mochevinaga sarflanayotgan ammiak va uglerod (IV) - oksidining stexiometrik sarfi, kg:



Ammiak uchun stexiometrik sarfi, kg:

$$(2 \cdot 17 \cdot 1000)/60 = 566,7$$

Uglerod (IV) - oksidi uchun stexiometrik sarfi, kg:

$$(44 \cdot 1000)/60 = 733,3$$

bu yerda: 17, 60 va 44 - ammiak, mochevina va uglerod (IV) - oksidlarining molekulyar massasi.

12840 kg/soat mochevina olish uchun siklga berilayotgan reagentlarning miqdori, kg/soat:

Ammiakning miqdori, kg/soat:

$$12840 \cdot 0,5667 = 7276$$

Uglerod (IV) - oksidining miqdori, kg/soat:

$$12840 \cdot 0,7333 = 9416$$

Reagentlarning amaliy sarfimi hisobga olgan holda, ammoniy karbomatni mochevinaga aylanishida ammiak va uglerod (IV) - oksidining mollar nisbati quyidagicha, kg/soat:

$$m_{\text{NH}_3} = 12840 \cdot \frac{17 \cdot 4,5 \cdot 100}{60 \cdot 65} = 25186$$

$$m_{\text{CO}_2} = 12840 \cdot \frac{44 \cdot 1 \cdot 100}{60 \cdot 65} = 14486$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 12840 \cdot \frac{18 \cdot 0,5 \cdot 100}{60 \cdot 65} = 2963$$

bu yerda: 4,5 : 1 va 0,5 - ammiak, uglerod (IV) - oksidining va suvning mol miqdorlari; 65 – ammoniy karbomatning mochevinaga aylanish darajasi, (%).

Ammiak, uglerod (IV) - oksidi va suvning ammoniy tuzlari eritmasi bilan siklga qaytarish miqdori.

Ammoniy tuzlaridagi ammiak, uglerod (IV)-oksidining va suvning foizlardagi miqdorini  $\alpha$ ,  $\beta$  va  $\gamma$  deb belgilaymiz. Boshlang'ich ma'lumotlarga ko'ra  $\alpha=40\%$  ni tashkil qiladi. Shunga asosan ammoniy tuzlari eritmasining tarkibi quyidagicha topiladi:

$$m'_{CO_2} = 12840 \frac{44(1-\eta)}{60\eta} + 12000 \frac{44\eta}{60} \quad (4.5)$$

bu yerda,  $\eta$  - ammoniy karbamatning mochevinaga aylanish darajasi, 0,65;  
P - distillyatsiya va bug'latilish jarayonida mochevinani yo'qotilishi (suvsiz nisbatlardan tashqari 0,05 + 0,01 - 0,005 = 0,055):

$$m'_{NH_3} = m'_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta} \quad (4.6)$$

$$m'_{H_2O} = m'_{CO_2} \cdot \frac{\gamma}{\beta} \quad (4.7)$$

Noma'lum sonlarni o'rni qo'yib, quyidagini hosil qilamiz, kg/soat:

$$m'_{CO_2} = 12840 \cdot \frac{44(1-0,65)}{60 \cdot 0,65} + 12000 \cdot \frac{44 \cdot 0,055}{60} = 5554$$

Ammoniy tuzlari eritmasidagi uglerod (IV) - oksidi va suv (aniqlangan) foiz miqdorini quyidagicha aniqlaymiz:

$$\begin{aligned} \beta + \gamma &= 1 - \alpha = 1 - 0,4 = 0,6 \\ \gamma &= 0,6 - \beta \end{aligned}$$

Ammoniy tuzlari eritmasidagi ammiak va yangi ammiak miqdorini quyidagi tenglamadan aniqlaymiz:

$$A_1 = m_{NH_3} - m'_{NH_3}$$

Qaytgan va yangi ammiak bilan berilayotgan suvning miqdori quyidagi tenglamadan topiladi:

$$B_1 = (m_{NH_3} - m'_{NH_3}) \frac{0,002}{1-0,002} = \left( m_{NH_3} - m'_{CO_2} \cdot \frac{\alpha}{\beta} \right) \frac{0,002}{1-0,002}$$

$$B_1 = \left( 25186 - 5554 \cdot \frac{0,4}{\beta} \right) \frac{0,002}{1-0,002} = 50,5 - 4,45 \cdot \frac{1}{\beta}$$

bu yerda, 0,002 - ammiakdagi suvning miqdori.

Bundan tashqari qaytgan va yangi ammiak bilan berilayotgan suvning miqdori quyidagicha topiladi:

$$B_1 = m_{H_2O} - m_{H_2O}^*$$

Ikkita tenglamalarning yig'indisi  $B_1$  ga nisbatan quyidagicha:

$$m_{H_2O} - m_{CO_2} \cdot \frac{\gamma}{\beta} = 50,5 - 4,45 \cdot \frac{1}{\beta}$$

Quyidagi tenglamani hisoblab,  $\beta$  ni aniqlaymiz:

$$2963 - 5554 \cdot \frac{0,6 - \beta}{\beta} = 50,5 - 4,45 \cdot \frac{1}{\beta}, \quad \beta = 0,3930$$

Shunga ko'ra,  $\gamma$  quyidagiga teng:

$$\gamma = 0,6 - 0,3930 = 0,2070$$

$\beta$  va  $\gamma$  sonlarini bilgan holda, (2) va (3) tenglamadan ammoniy tuzlari eritmasidagi ammiak va suvning miqdorini aniqlaymiz, kg/soat:

$$m_{NH_3}^* = 5554 \cdot \frac{0,4}{0,3930} = 5653$$

$$m_{H_2O}^* = 5554 \cdot \frac{0,2070}{0,3930} = 2924$$

Ammoniy tuzlari eritmasi bilan kelayotgan komponentlar miqdori, kg/soat:

$$5554 + 5653 + 2924 = 14131$$

Ammiakni hisobga olmagan holda, ammoniy tuzlari eritmasi bilan siklga qaytayotgan toza va qaytar ammiak miqdori, kg/soat:

$$A_1 = 25186 - 5653 = 19533$$

Siklga kirayotgan toza ammiak va qaytar ammiak tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$B_1 = 50,5 - 4,45 \cdot \frac{1}{0,3930} = 39$$

Sintez kolonnasi.

Sintez kolonnasiga kirayotgan komponentlarning umumiy miqdori, kg/soat:

$$m_{\text{NH}_3} = 25186, \quad m_{\text{SO}_2} = 14486, \quad m_{\text{H}_2\text{O}} = 2963$$

Toza uglerod (IV)-oksidining miqdori, kg/soat:

$$m_{\text{SO}_2} - m'_{\text{SO}_2} = 14486 - 5554 = 8932$$

Uglerod (IV)-oksidi bilan kirayotgan boshqa gazlarning miqdori (3 hajm %),  $\text{nm}^3/\text{soat}$ :

$$v_{\text{np}} = 8932 \cdot \frac{22,4}{44} \cdot \frac{3}{100 - 3} = 140,6$$

$$m_{\text{bg}} = 110,6 \cdot 0,73 = 103$$

bu yerda, 0,73 – boshqa gazlarning zichligi,  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

(1) reaksiya tenglamasiga muvofiq, ammoniy karbamatning hosil bo'lishi, kg/soat:

$$m_{\text{CO}_2} \cdot \frac{78}{44} = 14486 \cdot \frac{78}{44} = 25680$$

bu yerda, 78 va 44 – ammoniy karbomat va uglerod (IV)-oksidining molekulyar massasi.

Ushbu miqdordagi ammoniy karbomatning hosil bo'lishi uchun sarflanayotgan ammiakning miqdori, kg/soat:

$$\frac{25680 \cdot 2 \cdot 17}{78} = 11194$$

bu yerda, 17 – ammiakning molekulyar massasi.

Reaksiyaga kirishmay qolgan ammiakning miqdori, kg/soat:

$$25186 - 11194 = 13992$$

Ammoniy karbomatdan mochevinaning hosil bo'lishi, kg/soat:

$$25680 \cdot \frac{60}{78} \cdot \frac{65}{100} = 12840$$

Reaksiyaga kirishmay qolgan ammoniy karbomat miqdori, kg/soat:

$$25680 \cdot \frac{100 - 65}{100} = 8988$$

(2) reaksiya bo'yicha ammoniy karbomatdan mochevinaning hosil bo'lishida ajralib chiqayotgan suvning miqdori, kg/soat:

$$25680 \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{65}{100} = 3852$$

Sintez kolonnasidagi hosil bo'lgan jami suvning miqdori, kg/soat:

$$3852 + 2963 = 6815$$

Ortiqcha ammiak bilan suvning tahsirlashi natijasida hosil bo'lgan ammoniy gidroksidining miqdori, kg/soat:

$$\frac{6815 \cdot 35}{18} = 13251$$

bu yerda, 35 va 18 - ammoniy gidroksidi va suvning molekulyar massalari.

13251 kg/soat ammoniy gidroksidni hosil bo'lishida ammiakning sarfi:

$$13251 - 6815 = 6436$$

Gaz fazasida erkin ammiakning qolishi:

$$13992 - 6436 = 7556$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

### Mochevina sintezining moddiy balansi

4.12 - jadval

Kirish		Chiqish		
Nomlanishi	kg/soat	Nomlanishi	kg/soat	%
Ammiak (toza va qaytgan): NH <sub>3</sub> H <sub>2</sub> O	19533 39	Mochevina	12840	30,06
		Ammoniy karbomat		21,00
		Ortiqcha erkin ammiak	8988	17,70
		Suv+NH <sub>3</sub> NH <sub>4</sub> OH)	7556	31,00
		Boshqa gazlar	13251	
Umumiy ammiak:	19572		103	0,24
Jglerod (IV)-oksidi CO <sub>2</sub> Boshqa gazlar	8932 103	Jami:	42738	100
Umumiy CO <sub>2</sub> :	9035			
Ammoniy tuzlari eritmasi: NH <sub>3</sub> CO <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O	5653 5554 2924			
Jami eritma:	14131			
<b>Jami:</b>	<b>42738</b>			

## Sintez kolonnasining sonini aniqlash

Moddiy balansga muvofiq sintez kolonnasiga 42738 kg/soat turli hildagi moddalar aralashmasi keladi. Hosil bo'layotgan mochevina suyuqlanmasining hajmi, m<sup>3</sup>/soat:

$$42738/900 = 47,5$$

bu yerda, 900 – suyuqlanmaning zichligi, kg/m<sup>3</sup>.

Berilgan unumdorlikka erishish uchun suyuqlanmani sintez kolonnasida 45 minut atrofida ushlab turiladi, u holda sintez kolonnasining reaksiyon qismining hajmi, m<sup>3</sup>:

$$V_{r.s.} = v_{\text{cuyuq}} \cdot \tau = 47,5 \cdot 0,75 = 35,5$$

bu yerda, 0,75 – suyuqlanmani kalonnada ushlab turish vaqti, soat.

Sanoat miqiyosida ishlab chiqariladigan mochevina sintez kalonnalari 1200 mm diametrga, uzunligi 14000 mm, reaksiyon stakan qismi esa 11,8 m<sup>3</sup> hajmga teng. Berilgan quvvatni ta'minlash uchun kalonnalar soni, dona:

$$35,5/23 = 1,54 = 2$$

Sintez kolonnasining zahira quvvati, %:

$$(2 - 1,54) \cdot 100/1,54 = 30$$

Bu zahira quvvatidan ko'rinib turibdiki, ushbu shart uchun yuqoriroq quvvatli kalonnalarni tanlash maqsadga muvofiq emas.

### 4.8-masala. Sintez bo'limining issiqlik balansi.

Dastlabki ma'lumotlar

Reagentlar harorati: °C

Suyuq NH <sub>3</sub> .....	5			
CO <sub>2</sub> .....	35			
Ugleammoniy tuzlari eritmasi.....	100			
hosil bo'lish harorati .....	200			
ammiakning kritik harorati .....	132.4			
125% ortiqcha NH <sub>3</sub> va 200° C haroratda karbomatdan mochevina hosil bo'lish reaksiyasi issiqligi.....	19030			
155-210 ° C haroratda ortiqcha NH <sub>3</sub> dan ammoniy karbamat konversiya reaksiyasi issiqlik effektining bog'liqligi				
Ortiqcha NH <sub>3</sub> .....	0	100	200	300
Issiqlik effekti.....	14246	18436	20782	22626

## ISSIQLIK KELISHI

1. Gaz harorati  $\text{CO}_2$  bilan

$$Q_1 = 8932 - 67 = 598\,000 \text{ kJ/soat}$$

2.  $\text{CO}_2$  bilan kelayotgan boshqa gazlar

$$Q_2 = 103 - 1,026 - 35 = 3700 \text{ kJ/soat}$$

3. Suyuq ammiak bilan

$$Q_3 = 19\,533 * 23,0 = 449\,000 \text{ kJ/soat}$$

4. Ammoniy karbomat hosil bo'lish issiqligi

$$Q_4 = 25680 * (159320 - 25140) / 78 = 44200000 \text{ kJ/soat}$$

5. Ammoniy gidroksid hosil bo'lish issiqligi

$$(6436 - 5653) (29540 - 23680) = 270\,000 \text{ kJ/soat}$$

6.  $100\text{ }^\circ\text{C}$  va  $200 * 10^5 \text{ H/M}^2$  da ugleammoniy tuzlari eritmasi fizik issiqligi:

$\text{NH}_3$  bilan:

$$5653 * 485,0 = 2742000 \text{ kJ/soat}$$

$\text{CO}_2$  bilan:

$$5554 * 232,2 = 1290000 \text{ kJ/soat}$$

$\text{H}_2\text{O}$  bilan:

$$2924 * 234,2 = 1270000 \text{ kJ/soat}$$

Bu yerda 485,0 ; 232,2; 434,2 – ammiak, uglerod (IV) oksidi va suvning entalpiyasi

$$Q_5 = 2742000 + 1290000 + 1270000 = 5302000 \text{ kJ/soat}$$

Umumiy issiqlikning kelishi

$$Q_{\text{kel}} = 598000 + 3700 + 449000 + 44200000 + 270000 + 5302000 = 50822700 \text{ kJ/soat}$$

## ISSIQLIK SARFI

Mochevina hosil bo'lishi uchun

$$(12840 * 19080) / 60 = 4076000 \text{ kJ/soat}$$

Suyuq ammiakni isitish uchun  $5\text{ }^\circ\text{C}$  dan  $132,4\text{ }^\circ\text{C}$  gacha

$$11\,194 (674 - 23,0) = 7\,287\,000 \text{ kJ/soat}$$

Gaz holdagi  $\text{CO}_2$  ni qizdirish uchun  $35\text{ }^\circ\text{C}$  dan  $132,4\text{ }^\circ\text{C}$  gacha

$$8932 (297,8 - 67) = 2\,062\,000 \text{ kJ/soat}$$

Bu yerda,  $297,8 - \text{CO}_2$  ning  $132,4$  va  $200 \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$  dagi entalpiyasi

Ammoniyli tuzlar tarkibidan  $\text{CO}_2$  ajratishda chiqayotgan issiqlik

$$(5554 \cdot 24700) / 44 = 3118000 \text{ kJ/soat}$$

Ammoniyli tuzlar tarkibidagi  $\text{CO}_2$  ni  $100^\circ \text{C}$  dan  $132,4^\circ \text{C}$  gacha isitish uchun issiqlik miqdori

$$5554 \cdot (297,8 - 232,2) = 364000 \text{ kJ/soat}$$

Ammoniy karbomatdan mochevinaga aylanayotgan qismini  $132,4^\circ \text{C}$  dan  $200^\circ \text{C}$  gacha qizdirish uchun issiqlik miqdori

$$16692 \cdot 1,954 (200 - 132,4) = 2205000 \text{ kJ/soat}$$

Mochevina eritmasi bilan chiqib ketayotgan issiqlik miqdori

$$12840 \cdot 2,243 \cdot 200 + 8988 \cdot 1,951 \cdot 200 + 13992 \cdot 1292 + 6815 + 860,7 \cdot 103 \cdot 1,047 \cdot 200 = 33239000 \text{ kJ/soat}$$

Atrof muhitga yo'qotilishlar

$$11,63 \cdot 218 [40 - (-20)] \cdot 3600 \cdot 10^{-3} = 535000 \text{ kJ/soat}$$

4.13-jadval

Kelishi		Sarfi	
Nomi	kJ/soat	Nomi	kJ/soat
$\text{CO}_2$ bilan	598000	Mochevina hosil bo'lishi uchun	4076000
Boshqa gazlar b-n	3700	Ammiak isitishga	7287000
Ammiak bilan	449000	$\text{CO}_2$ ni isitishga	2062000
Ammoniy karbomat hosil bo'lish issiqligi	44200000	Ammoniyli tuzlar eritmasidan $\text{CO}_2$ ni ajratishga	3118000
Ammoniy gidroksid hosil bo'lish issiqligi	270000	$\text{CO}_2$ ni isitishga	364000
Ammoniyli tuzlar eritmasi bilan	5302000	Ammoniy karbomatni isitishga	2205000
		Mochevina suyuqlanmasi bilan	33239000
		At.muh.ga yo'qotilish	535000
<b>Umumiy</b>	<b>50822700</b>	<b>Umumiy</b>	<b>52886000</b>

13992-12593=1399

Haydalayotgan ammiakning umumiy miqdori, kg/soat:

3526+12593=16119

Gaz fazasi bilan chiqib ketayotgan suv bug'ining miqdori, kg/soat:

$$(103 + 4563 + 16119) \cdot \frac{3}{100 - 3} = 643$$

Suyuq fazada qolgan suvning miqdori, kg/soat:

6815-643=6172

bu yerda, 6815-suyuqlanmadagi suvning miqdori, kg/soat.

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

**Birinchi bosqich distillyasiyasining moddiy balansi.**

4.14 - jadval

Kelish			Sarf		
Nomlanishi	kg/soat	%	Nomlanishi	kg/soat	%
Mochevina	12840	30,1	Gaz faza (yuvish kalonnasiga):	16119	75,3
Ammoniy karbomat	8988	21,0	Ammiak	4563	21,2
Ammiak (ortiqcha):	7556	17,2	Uglerod (IV)-oksidi	643	3,0
Suv+ammiak	13251	31,0	Suv bug'i	103	0,5
Boshqa gazlar	103	0,24			
<b>Jami:</b>	<b>42738</b>	<b>100</b>	<b>Jami:</b>	<b>21428</b>	<b>100</b>
			Suyuq faza (II-bosqich distillyatsiyaga):		
			Mochevina	12840	60,2
			Ammoniy karbomat	899	4,2
			Ortiqcha ammiak	1399	6,6
			Suv	6172	29,0
			<b>Jami:</b>	<b>21310</b>	<b>100</b>
			<b>Umumiy:</b>	<b>42738</b>	

**4.10-masala. Ikkinchi bosqich distillyatsiya bo'limining moddiy balansi.**

Ikkinchi bosqich distillyatsiyada qolgan ammoniy karbomat to'liq parchalanadi. Parchalanish natijasida ajralib chiqayotgan ammiak va uglerod (IV) - oksidi ikkinchi bosqich kondensatoriga beriladi.

Hosil bo'lgan mochevina critnasi seperatorada drosellanadi va vakuum – bug'latgichga beriladi.

### Dastlabki ma'lumotlar:

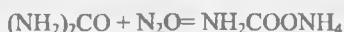
Kalonnadagi bosim,  $n/m^2$  .....  $3 \cdot 10^5$   
Mochevinani yo'qotilishi, % ..... 5  
Ikkinchi bosqich distillyatsiya kalonnasidan chiqayotgan gaz fazasi  
tarkibidagi suv bug'i, % ..... 30  
Ikkinchi bosqich distillyatsiya bo'limiga kelayotgan suyuqlanmaning tarkibi  
birinchi bosqich distillyatsiya bo'limining moddiy balansidan olinadi.

Ammoniy karbomatning parchalanishi, ammiakni haydalishi va suyuqlanma  
tarkibidagi uglerod (IV) – oksidlari hisoblash ishlari uchun to'liq olinadi.

Distillyatsiya jarayonida ajratib olingan (parchalanib) mochevinani miqdori,  
tayyor mahsulot massasining 5% iga teng, kg/soat:

$$12000 \cdot 0,05 = 600$$

Quyidagi reaksiya bo'yicha mochevinadan ammoniy karbomatning hosil bo'lishi,  
kg/soat:



$$600 \cdot 78/60 = 780$$

Mochevinadan ammoniy karbomatning hosil bo'lishida sarflangan suvning  
miqdori, kg/soat:

$$600 \cdot 18/60 = 180$$

Kolonnada parchalanayotgan ammoniy karbomatning umumiy miqdori, kg/soat:

$$899 + 780 = 1679$$

Quyidagi reaksiya bo'yicha ammoniy karbomatning ammiak va uglerod  
(IV) – oksidlariga parchalanish (ajralish) miqdori, kg/soat:



Ammoniy karbomatning parchalanishi natijasida ajralib chiqayotgan ammiakning  
miqdori, kg/soat:

$$1679 \cdot 2 \cdot 17/78 = 732$$

Ammoniy karbomatning parchalanishi natijasida ajralib chiqayotgan uglerod (IV) - oksidining miqdori, kg/soat:

$$1679 \cdot 44/78=947$$

bu yerda, 17 va 44 – ammiak va uglerod (IV) – oksidining molekulyar massalari. Kolonnadan haydalayotgan ammiakning umumiy miqdori, kg/soat:

$$1399+732=2131$$

Kolonnadan haydalayotgan ammiak va uglerod (IV) – oksidlarining umumiy hajmi, m<sup>3</sup>/soat:

$$v_{n3} = 2131 \cdot 22,4(273+110) \cdot 101325/17 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5 = 1313$$

$$v_{SO_2} = 947 \cdot 22,4(273+110) \cdot 101325/44 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5 = 225$$

bu yerda, 22,4 – 1kmol gazning n.sh. dagi hajmi, m<sup>3</sup>; (273+110) – haydalayotgan gazlarning oʻrtacha harorati, °K; 3·10<sup>5</sup> – kalonnadagi bosim, n/m<sup>2</sup>.

Dastlabki ma'lumotlarga asosan, suv bug'leri quruq gazlarni hajmiga nisbatan 30% ni tashkil qilishini hisobga olgan holda, quyidagini hosil qilamiz, m<sup>3</sup>/soat:

$$v_{n20} = (1313+225) \cdot 0,3 = 461,4$$

Yoki normal sharoitda quyidagicha, nM<sup>3</sup>/soat:

$$461,4 \cdot 273 \cdot 3 \cdot 10^5 / (273+110) \cdot 101325 = 987$$

Bu esa quyidagiga teng bo'ladi, kg/soat:

$$987 \cdot 18/22,4 = 793$$

Ikkinchi bosqich distillyatsion kalonnasidan haydalayotgan ammiak va uglerod (IV) – oksidlarining umumiy miqdori, kg/soat:

$$1399+732+947 = 3078$$

Mochevina eritmasi tarkibidagi qolgan suvning miqdori, kg/soat:

$$6172-(793+180) = 5199$$

Distillyatsion kalonnasidan chiqayotgan mochevinaning miqdori, kg/soat:

$$12240 - 600 = 12240$$

Ikkinchi bosqich distillyatsion kalonnasidan chiqayotgan mochevina eritmasining miqdori, kg/soat:

$$12240 + 5199 = 17439$$

Mochevina eritmasining konsentrasiyasi, %:

$$12240 \cdot 100 / 17439 = 70,4$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

### Ikkinchi bosqich distillyatsiyaning moddiy balansi.

4.15 - jadval

Kelish			Sarf		
Nomlanishi	kg/soat	%	Nomlanishi	kg/soat	%
Suyuqlanma:					
Mochevina	12840	60,3	Eritma (tayyor mahsulot olish uchun):		
Ammoniy karbomat	899	4,22			
Ammiak	6172	29,0	Mochevina	12240	70,4
Suv	1399	0,005	Suv	5199	29,6
<b>Jami:</b>	<b>21310</b>	<b>100</b>	<b>Jami:</b>	<b>17439</b>	<b>100</b>
			Chiqindi gazlar (II-bosqich kondensatoriga):		
			ammiak	2131	55,1
			uglerod (IV)-oksidi	947	24,4
			Suv bug'i	793	20,5
			<b>Jami:</b>	<b>3871</b>	<b>100</b>
			<b>Umumiy:</b>	<b>21310</b>	

#### 4.11-masala. Mochevina eritmasini bug'latish jarayonining moddiy hisobi.

Mochevina eritmasini bug'latish jarayoni ikki bosqichda olib boriladi. Jarayonning birinchi bosqichi vakuum – bug'latgichlarda olib borilsa, ikkinchi bosqich esa plyonkali bug'latish apparatlarida olib boriladi.

#### Vakuum – bug'latgichning moddiy balansi.

##### Dastlabki ma'lumotlar:

Vakuum – bug'latgichga kelayotgan eritmaning miqdori, kg/soat. . . . . 17439  
 Eritmaning konsentrasiyasi, % . . . . . 70,4  
 Eritmaning harorati, °C:  
 kirayotgan. . . . . 140  
 chiqayotgan. . . . . 95  
 Bosim, (siyraklanish 440 mm sm. us.) n/m<sup>2</sup> . . . . . 0,127·10<sup>5</sup>

Vakuum – bug'latgichning moddiy va issiqlik balansi – quyidagi tenglamadan topiladi:

$$(m_1 c_1 + m_2 c_2) \cdot t_1 = m_1 c_3 t_2 + (m_2 - x) \cdot c_2 t_2 + x r + Q_{yo'q.} \quad (4.9)$$

Bu yerdan:

$$x = (m_1 c_1 + m_2 c_2) \cdot t_1 - m_1 c_3 t_2 + (m_2 - x) \cdot c_2 t_2 + x r + Q_{yo'q.} / (r - c_2 t_2), \text{ kg/soat:}$$

bu yerda,

$x$  – bug'lanayotgan suvning miqdori, kg/soat;

$m_1$  – eritma tarkibidagi mochevinaning miqdori, (12240 kg/soat);

$m_2$  – eritma tarkibidagi suvning miqdori, (5199 kg / soat);

$c_1$  – 140°C haroratdagi mochevinaning issiqlik sig'imi, (2,014 kJ / kg · grad);

$c_2$  – suvning issiqlik sig'imi: a) 140°C haroratda 4,208 kJ / kg · grad;

b) 95°C haroratda 4,19 kJ / kg · grad;

$c_3$  – mochevinaning 95°C haroratda issiqlik sig'imi, (1,845 kJ / kg · grad);

$t_1$  – eritmaning boshlang'ich harorati, (140°C);

$t_2$  – eritmaning ohirgi harorati, (95°C);

$r$  – 0,427 · 10<sup>3</sup> n/m<sup>2</sup> bosimdagi suv bug'ining issiqligi, (2320 kJ/kg);

$Q_{yo'q.}$  – atrof – muhitga yo'qotilayotgan issiqlik miqdori, (2000 kJ/soat).

$$x = [(12240 \cdot 2,014 + 5199 \cdot 4,208) \cdot 140 - 12240 \cdot 1,845 \cdot 95 - 5199 \cdot 4,19 \cdot 95 - 2000] / [2320 - 4,19 \cdot 95] = 1178$$

Mochevina tarkibidagi qolgan suvning miqdori, kg/soat:

$$5199 - 1178 = 4021$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

### Vakuum – bug'latgichning moddiy balans jadvali.

4.16 - jadval

Kelish			Sarf		
Nomlanishi	kg/soat	%	Nomlanishi	kg/soat	%
II- bosqich distillyatsiyadan kelayotgan mochevina erit-masi: Mochevina Suv	12240 5199	70,4 29,6	Suyuq faza (plyonkali bug'latish qurilmaga): Mochevina Suv	12240 4021	75,3 24,7
<b>Jami:</b>	<b>17439</b>	<b>100</b>	<b>Jami:</b>	<b>16261</b>	<b>100</b>
			Suv bug'lari (kondensatorga)	1178	
			<b>Jami:</b>	<b>3871</b>	<b>100</b>
			<b>Umumiy:</b>	<b>21310</b>	

#### 4.12-masala. Plyonkali bug'latish qurilmasining moddiy balansi

##### Dastlabki ma'lumotlar:

Bug'latish apparatiga kelayotgan mochevina eritmasining miqdori, kg/soat. ....	16261
Mochevina eritmasining konsentratsiyasi, %.....	75,3
Suyuqlanmaning oxirgi konsentratsiyasi, %.....	98,0
Bug'latish natijasida mochevinaning parchalanishi, %.....	1

Parchalanish natijasida ajratib olingan mochevinaning miqdori, kg/soat:

$$12000 \cdot 0,01 = 120$$

Ushbu parchalanish quyidagi reaksiya bo'yicha boradi:



Parchalanish natijasida ajralib chiqayotgan uglerod (IV)–oksidning miqdori, kg/soat:

$$120 \cdot 44/60 = 88$$

Parchalanish natijasida ajralib chiqayotgan ammiakning miqdori, kg/soat:

$$120 \cdot 2 \cdot 17/60 = 68$$

Mochevinaning parchalanishi uchun sarflanayotgan suvning miqdori, kg/soat:

$$120 \cdot 18/60 = 36$$

Bug'latish apparatidan chiqayotgan suyuqlanma tarkibidagi mochevinaning miqdori, kg/soat:

$$12240 - 120 = 12120$$

Suyuqlanma tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$12120 \cdot 2/98 = 247$$

Bug'latish apparatida bug'langan suvning miqdori, kg/soat:

$$4021 - (247 + 36) = 3738$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

**Plyonkali bug'latish qurilmasining moddiy balans jadvali.**

Kelish			Sarf		
Nomlanishi	kg/soat	%	Nomlanishi	kg/soat	%
Eritma:			Suyuqlanma		
Mochevina	12240	75,3	(donadorlash		
Suv	4021	24,7	qurilmasiga):		
			Mochevina	12120	98,0
			Suv	247	2,0
<b>Jami:</b>	<b>16261</b>	<b>100</b>	<b>Jami:</b>	<b>112367</b>	<b>100</b>
			Bug' gaz faza		
			(kondensatorga):		
			suv bug'i	3738	
			ammiak	68	
			uglerod (IV)-oksid	88	
			<b>Jami:</b>	<b>3894</b>	
			<b>Umumiy:</b>	<b>16261</b>	

#### 4.13-masala. Donadorlash minorasining moddiy balansi.

##### Dastlabki ma'lumotlar:

Donadorlash minorasiga kelayotgan suyuqlanmaning miqdori, kg/soat . . . . . 12367  
 Kelayotgan suyuqlanmaning konsentratsiyasi, % . . . . . 98  
 Donadorlash minorasidan chiqayotgan mochevinaning namligi, % . . . . . 0,8  
 Mochevinaning yo'qotilishi, % . . . . . 1

**Eslatma:** Suyuqlanma tarkibini bug'latish bo'limining moddiy balans jadvalidan olamiz.

Donadorlash minorasida yo'qotilayotgan mochevinaning miqdori, kg/soat:

$$12000 \cdot 0,01 = 120$$

Donadorlash minorasidan chiqayotgan mochevinaning miqdori, kg/soat:

$$12120 - 120/0,992 = 12097$$

Mochevina tarkibidagi suvning miqdori, kg/soat:

$$12097 - 12000 = 97$$

Bug'lanayotgan suvning miqdori, kg/soat:

$$247 - 97 = 150$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

**Donadorlash bo'limining moddiy balans jadvali.**

**4.18 - jadval**

Kelish			Sarf		
Nomlanishi	kg/soat	%	Nomlanishi	kg/soat	%
Suyuqlanma:			Donador mahsulot:		
Mochevina	12120	98,0	Mochevina	12000	99,2
Suv	247	2,0	Suv	97	0,8
<b>Jami:</b>	<b>12367</b>	<b>100</b>	<b>Jami:</b>	<b>12097</b>	<b>100</b>
			Suv bug'lari	150	
			Mochevinaning yo'qotilishi	120	
			<b>Jami:</b>	<b>3871</b>	
			<b>Umumiy:</b>	<b>21310</b>	

**4.14-masala. Karbamid suyuqlanmasini birinchi bosqich distilyatsiya issiqlik hisobi**

**Dastlabki ma'lumotlar**

Birinchi bosqich distillash uchun berilgan eritmaning miqdori (kg/soatda) ....	42738
Eritmaning kirish harorati (drosellashdan oldin) (°C da) .....	200
Distillash paytida chiqarilgan ammiakning ortiqcha miqdori (kg/soatda) .....	16119
Distillash jarayonida parchalangan ammoniy karbamat miqdori (kg/soatda) ..	8089
Drosellanishdan keyin erish harorati (°C da) .....	120
Distillash jarayonidagi erish harorati (°C) .....	160
Erta fazasining miqdori (kg/soat) .....	21428

**Issiqlikning kelishi.**

1) Karbamid erishi natijasida keladigan issiqlik. Sintez kolonnasining termal hisob-kitobiga ko'ra, u 33 239 000 kJ/soat ga teng.

2) Isitish bug'i bilan ta'minlangan issiqlik,  $Q_2 = X$  kJ/soat. Umumiy issiqlik kiritish

$$Q_1 + Q_2 = 33\,239\,000 + X \text{ kJ/soat}$$

**Issiqlik sarfi.**

3) Karbamid eritmasi bilan chiqarilgan issiqlik miqdori,

$$Q_i = m_{ucj} + m_{KcKt} + m_{am} + m_{Bia},$$

$$Q_i = 12\,840 * 2,243 * 160 + 899 * 1,954 * 160 + 1399 * 1611,5 + 6172 * 675,9 = 11\,315\,000 \text{ kJ/soat.}$$

Bu yerda  $m_M$ ,  $m_{Kt}$ ,  $m_a$ ,  $m_B$  - eritmadagi karbamid, karbamat, ammiak va suvning massalari, kg/soat  $c_m$ ,  $C_k$  - karbamid va karbamatning issiqlik sig'implari,

$\text{kJ/kg} \cdot \text{grad}$ ;  $i_a$ ,  $i_b$  ammiak va suvning entalpiyalari,  $\text{kJ/kg}$ ;  $t$  - suyuqlanmaning harorati,  $^{\circ}\text{C}$ .

2) ammoniy karbamatning parchalanishiga sarflangan issiqlik;

$$Q_2 = \frac{8089 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 13915000 \text{ kJ/soat}$$

bu yerda 8089 - parchalanadigan ammoniy karbamat miqdori,  $\text{kg/soat}$ .

3) ammoniy gidroksiddan ammiakni ajratish uchun sarflangan issiqlik;

$$Q_3 = \frac{6436 \cdot 29540 - 1399 \cdot 33330}{17} = 14349000 \text{ kJ/soat}$$

bu yerda 6436 - distillash moslamasiga berilgan ammoniy gidroksiddagi ammiak miqdori,  $\text{kg/soat}$ ; 1399 - birlikdan olingan ammoniy gidroksiddagi ammiak miqdori,  $\text{kg/soat}$ ; 29 540 - 1 kmol gazsimon ammiakning 1 kmol suyuq suvda erishining integral issiqligi,  $\text{kJ/kmol}$ ; 33330 - 1 kmol gazsimon ammiakning 4,2 kmol suyuq suvda erishining integral issiqligi,  $\text{kJ/kmol}$ .

4)  $120^{\circ}\text{C}$  da distillashning chiqindi gazlari tomonidan olib ketilgan issiqlik

$$Q_4 = m_a i_a + m_{du} i_{du} + m_{a3} i_{a3} + m_{az} c_{az} t,$$

$$Q_4 = 16 \cdot 119 \cdot 1515,1 + 4563 \cdot 397,1 + 643 \cdot 2714 + 103 \cdot 1,043 \cdot 120 = 27 \, 992 \, 000 \text{ kJ/soat},$$

bu yerda  $m_a$ ,  $m_{du}$ ,  $m_{a3}$ ,  $m_{az}$  - ammiak, karbonat anhidrid, suv bug'i va azotning massalari,  $\text{kg/soat}$ ;  $i_a$ ,  $i_{du}$ ,  $i_{a3}$  - ammiak, karbonat anhidrid va suv bug'larining qisman bosimidagi entalpiyalari,  $\text{kJ/kg}$ ;  $c_{az}$  - azotning issiqlik sig'imi,  $\text{kJ/kg} \cdot \text{grad}$ ;  $t$  - harorat,  $^{\circ}\text{C}$ .

5) Atrof-muhitga issiqlik yo'qotilishi taxminan

$$Q_5 = 100 \, 000 \text{ kJ/soat}$$

Umumiy issiqlik iste'moli

$$Q_{\text{sarf}} = 11 \, 315 \, 000 + 13915 \, 000 + 14 \, 349 \, 000 + 27 \, 992 \, 000 + 100 \, 000 = 67671000 \text{ kJ/soat}$$

Issiqlik kiritish sarfga teng

$$33 \, 239 \, 000 + X = 67 \, 671 \, 000 \text{ kJ/soat}$$

bu yerda  $x$  - isituvchi bug' bilan olib kelingan issiqlik miqdori,  $\text{kJ/soat}$ .

Bu yerdan

$$X = 67 \, 671 \, 000 - 33 \, 239 \, 000 = 34 \, 432 \, 000 \text{ kJ/soat}$$

Birinchi bosqichni distillash uchun bug' iste'moli

$$D = \frac{34432000}{1953} = 17630 \text{ kg/soat}$$

bu yerda 1953 - bug'lanish issiqligi  $15 \cdot 10^5 \text{ n/m}^2$ ,  $\text{kJ/kg}$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

## Birinci bosqich distillashning umumiy issiqlik balansi

4.19-jadval

Kirish		Sarf	
Nomi	kj/soat	Nomi	kj/soat
Karbamid suyqlanmasi bilan	33239000	Karbamid suyqlanmasi bilan	11315000
		Karbamatning parchalanishi	13915000
Ititish bug'i kondensatsiyalanganda	34432000	Ammiakning ajralib chiqish	14349000
		Distilyatsiyadagi gazlar	27992000
		Issiqlik yo'qotilishi	100000
Jami	67671000	Jami	6767100

### 4.15-masala. Karbamid suyuglanmasini ikkinchi bosqich distillyatsiya issiqlik hisobi

#### Dastlabki ma'lumotlar

Distillash tarkibiga kiradigan eritma miqdori (kg/soat) .....21310  
 Eritmaning kirish harorati (°C da) .....160  
 Bug'langan suv miqdori (kg/soat) .....793  
 Distillashning ikkinchi bosqichidan chiqadigan gazlar miqdori (kg/soatda) ....3871  
 Distillash paytida parchalanadigan karbamid miqdori (kg/soatda) .....600  
 Qurilma dizayni va ikkinchi bosqichning distillash sxemasi birinchi bosqich uchun bir xil

#### Issiqlikni kirishi.

- 1) Birinchi bosqich distillashning termal hisob-kitobiga ko'ra karbamid eritmasi olib keladigan issiqlik 11 315 000 kJ/g ni tashkil qiladi.
- 2) 600 kg/soat karbamidning parchalanishida ajralib chiqadigan issiqlik;

$$Q_2 = \frac{600 \cdot 14500}{60} = 145000 \text{ kJ/soat}$$

bu yerda 14,500 - ammiakning 10% ortiqligida karbamid hosil bo'lish reaksiyasining issiqlik effekti, kJ/kmol.

Umumiy issiqlik kiritish

$$Q_{kir} = 11\,315\,000 + 145\,000 = 11\,460\,000 \text{ kJ/soat.}$$

Issiqlik iste'moli.

- 1) ammoniy karbamatning parchalanishiga sarflangan issiqlik;

$$Q_1 = \frac{1679 \cdot (159320 - 25140)}{78} = 2888000 \text{ kJ/soat}$$

- bu yerda 1679 - parchalangan ammoniy karbamat miqdori, kg/soat;  
 159320- ammoniy karbamat hosil bo'lish reaksiyasining issiqlik effekti, kj/kmol;  
 25140 - ammoniy karbamatning erish issiqligi, kj/kmol.;

2) Oritqcha ammiakni chiqarishga sarflangan issiqlik;

$$Q_2 = \frac{1399 * 33330}{17} = 2743000 \text{ kj/soat}$$

bu yerda 33330 - 4,2 kmol suyuq suvda 1 kmol gazsimon ammiakni eritishning integral issiqligi, kj/kmol.

3) 110 °C da distillashning chiqindi gazlari tomonidan olib ketilgan issiqlik,

$$Q_3 = 2132 * 1527,5 + 947 * 388,3 + 793 * 2700 = 5764000 \text{ kj/soat},$$

4) karbamid eritmasi bilan olib tashlangan issiqlik;

$$Q_4 = 12240 * 2.014 * 140 + 5199 * 589.1 = 6518000 \text{ kj/soat}$$

bu yerda

12240 - yuqori bosqich distillash birligidan chiqadigan karbamid miqdori, kg/soat;

2,014 - karbamidning issiqlik sig'imi, kj/kg\*grad;

140 - kolonkaning pastki qismidagi harorat, °C;

589,1—suv entalpiyasi, kj/kg.

5) Atrof-muhitga issiqlik yo'qotilishi

$$Q_5 = 120000 \text{ kj/soat}$$

#### Umumiy issiqlik sarfi

$$Q_{\text{sari}} = 2888000 + 2743000 + 5764000 + 6518000 + 120000 = 18033000 \text{ kj/soat}$$

Tuzilgan issiqlik balansidan ko'rinib turibdiki, eritmani distillash jarayonida issiqlik iste'moli daromaddan oshib ketadi.

$$18033000 - 11460000 = 6573000 \text{ kj/soat}$$

Bu etishmayotgan issiqlik miqdori tashqaridan isitish bilan ta'minlanadi.

Isitish bug'ining kerakli oqim tezligi  $15 * 10^5 \text{ n/m}^2$  bo'ladi

$$\frac{6573000}{1953} = 3366 \text{ kg/soat}$$

bu yerda 1953 - bug'lanish issiqligi  $15 * 10^5 \text{ n/m}^2$ , kj/kg

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

**Karbamid suyuqlanmasini ikkinchi bosqich distillyatsiya issiqlik balans  
jadvali**

4.19-jadval

Kirish		Sarf	
Nomi	Kj/soat	Nomi	Kj/soat
Karbamid suyuqlanmasi	11315000	Ammoniy karbamatning parchalanishi	2888000
Karbamidni parchalanishi	145000	Ammiakni ajralishi	2743000
		Distilyatsiyadagi gazlar	5764000
Kirayotgan qo'shicha qizigan bug'	6573000	Karbamid eritmasi	6518000
		Issiqlik yo'qotilishi	120000
Jami	18033000	Jami	18033000

**4.16-masala. Plyonka tipidagi bug'latish apparatini issiqlik hisobi.**

Dastlabki ma'lumotlar

Bug'latish uchun kiradigan eritma miqdori (kg / soatda) .....	16261
Kirayotgan eritma konsentratsiyasi (%) .....	75.3
Kirayotgan eritma harorati (°C) .....	95
Bug'langan suv miqdori (kg/soatda) .....	3738
Chiqib ketgan suyuqlanma miqdori (kg/soatda) .....	12367
Chiqib ketgan suyuqlanmaning konsentratsiyasi (%) .....	98
Bug'lanish jarayoni qoldiq bosim ostida amalga oshiriladi ( $n/m^2$ da) .....	$0,347 \cdot 10^{-5}$
Qurilma to'yingan bug' bilan isitiladi, bosim ( $n/m^2$ da) .....	$8 \cdot 10^5$
Bug'lanishda parchalanadigan karbamid miqdori (kg/soatda) . . . . .	120
Qurilmadan chiqayotgan bug'-gaz aralashmasining tarkibi (kg/soatda):	
suv bug'i .....	3 738
ammiak .....	.68
karbonat anhidrid .....	.88

**Issiqlik kirishi.**

1) karbamid eritmasi olib keladigan issiqlik;

$$Q_1 = 12240 \cdot 1.845 \cdot 95 + 4021 \cdot 398.0 = 3745000 \text{ kJ/soat}$$

bu yerda 1,845 – (95 °C kJ/kg\*grad)da karbamidning issiqlik sig'imi.

2) isitish bug'i bilan birga keladigan issiqlik,

$$Q_2 = X \text{ kJ/soat.}$$

Umumiy issiqlik kiritish

$$Q_{\text{kirish}} = 3745000 + X \text{ kj/soat.}$$

\* Vakuum 500 mm. simob. ust.

Issiqlik sarfi.

1) karbamid suyuqlanmasi tomonidan olib ketilgan issiqlik,

$$Q_1 = (12120 * 1.347 + 247 * 4.208) * 140 = 2431000 \text{ kj/soat,}$$

bu yerda

12120 – karbamid suyuqlanmasi miqdori, kg/soat;

247 - suyuqlanmadagi suv miqdori, kg/soat;

1,347 - quruq karbamidning issiqlik sig'imi, kj/kg\*grad;

140 - karbamid suyuqlanmasining (98%) qaynash nuqtasi  $0,347 \cdot 10^5 \text{ n/M}^2$ .

2) Karbamidning parchalanishi paytida sarf qilinadigan issiqlik;

$$Q_2 = \frac{120 * 133050}{60} = 266000 \text{ kj/soat}$$

bu yerda 133050 - gazsimon mahsulotlardan karbamid sintezining issiqligi; kj/kmol.

3) bug 'gaz fazasi bilan chiqadigan issiqlik,

$$Q_3 = m_{H_2O} i_{H_2O} + m_{NH_3} c_{NH_3} t + m_{CO_2} i_{CO_2} \text{ kj/soat}$$

bu yerda  $i_{H_2O}$  -  $140^\circ\text{C}$  (karbamid eritmasining qaynash nuqtasi) va  $0,347 * 10^5 \text{ n/M}^2$  da o'ta qizdirilgan bug'ning entalpiyasi; tashkil qiladi 2762 kj/kg;

$$c_{NH_3} - 2,473 \text{ kj/kg*grad}; i_{CO_2} - 416,5 \text{ kj/kg.}$$

Gazsimon ammiak uchun biz issiqlik miqdorini emas, balki issiqlik sig'imini olamiz, chunki karbamid parchalanish reaksiyasining issiqlik ta'siri ammiakni gaz holatida ishlab chiqarishni ta'minlaydi.

$$Q_3 = 3738 * 2762 + 68 * 2.473 * 140 + 88 * 416.5 = 10384000 \text{ kj/soat.}$$

4) Atrof-muhitga issiqlik yo'qotilishi

$$Q_4 = 25 \text{ 000 kj/soat.}$$

**Umumiy issiqlik sarfi**

$$Q_{\text{sarf}} = 2 \text{ 431 000} + 266 \text{ 000} + 10 \text{ 384 000} + 25 \text{ 000} = 13 \text{ 106 000 kj/soat.}$$

Issiqlik kirishi uning sarfiga teng

$$3 \text{ 745 000} + X = 13 \text{ 106 000 kj/soat.}$$

Issiqlikni isitish bug'i bilan ta'minlash kerak

$$Q_{\text{bug}} = 13 \text{ 106 000} - 3 \text{ 745 000} = 9 \text{ 361 000 kj/soat.}$$

Bu issiqlik miqdori quyidagi arralash bug'ining miqdori  $8 * 10^5 \text{ n/M}^2$  bosimga to'g'ri keladi:

$$m_{\text{bug}} = \frac{9361000}{2057} = 4550 \text{ kg/soat}$$

Olingan natijalarni jadval shakliga keltiramiz.

## Bug'latish jarayonining issiqlik balans jadvali

4.20-jadval

Kirish		Sarf	
Nomi	kj/soat	Nomi	kj/soat
Karbamid eritmasi	3745000	Karbamid suyuqlanmasi	2431000
		Karbamid parchalanishi	266000
Qizigan bug'	9361000	Bug' -gaz fazalar	10384000
		Issiqlik yo'qotilishi	25000
Jami:	13106000	Jami:	13106000

### 4.17-masala. Donadorlash minorasidagi kristallash jarayonini issiqlik hisobi.

Dastlabki ma'lumotlar

Minoraga kelayotgan suyuqlanma miqdori (kg/soat) .....	12367
Suyuqlanma konsentratsiyasi (%) .....	98
Suyuqlanma kirishidagi harorati (°C) .....	140
Kristallanish jarayonidagi bug'lanayotgan suv miqdori (kg/soat) .....	150
Donadorlash minorasidan chiqayotgan karbamid harorati (°C) .....	80
Minoraga kirayotgan havo harorati (°C) .....	30
Havo namligi (%) .....	60
Minoraga kirayotgan havo miqdori (m <sup>3</sup> /soat) .....	100000

**Issiqlikning kelishi.**

1) Karbamid suyuqlanmasi bilan kelayotgan issiqlik,

$$Q_1 = 2431000 \text{ kj/soat (bug'latish jarayonidan olingan)}$$

2) Karbamidning kristallanish jarayonida ajralib chiqadigan issiqlik; erigan holatdan kristall holatga o'tishi;

$$Q_2 = 12120 \cdot 242.5 = 2945000 \text{ kj/soat}$$

Bu yerda

12120 – kristallanayotgan karbamid miqdori, kg/soat;

242.5 – suyuqlanish issiqligi, kj/kg;

3) Kirayotgan havo issiqligi. Quruq havo massasi

$$\frac{100\ 000}{0.899} = 111\ 000 \text{ kg/soat}$$

Bu yerda 0.899 – (1 kg quruq havodagi) nam havo hajmi, (m<sup>3</sup>)

$$Q_3 = 111\ 000 \cdot 71.89 = 7\ 980\ 000 \text{ kj/soat}$$

Kirayotgan umumiy issiqlik

$$Q_{\text{kirish}} = 2\ 431\ 000 + 2\ 945\ 000 + 7\ 980\ 000 = 13\ 356\ 000 \text{ kj/soat}$$

Issiqlik sarfi

Minoradan chiqayotgan donador kristall karbamid,

$$Q_1 = (12\,120 * 1.347 + 97 * 4.19) * 80 = 1\,340\,000 \text{ kj/soat}$$

Bu yerda

97 – karbamid suyuqlanmasidagi suv miqdori, kg/soat;

2) Havodan chiqarib yuborilayotgan issiqlik miqdori,

$$Q_2 = 13\,356\,000 - 1\,340\,000 = 12\,016\,000 \text{ kj/soat}$$

Minoradan chiqayotgan havo entalpiyasi,

$$\frac{12\,016\,000}{111\,000} = 108.3 \text{ kj/kg}$$

O'zida namlik saqlagan havo

$$\frac{111\,000 * 0.01637 + 150}{111\,000} = 0.01772 \text{ kg/kg}$$

Ushbu ma'lumotlardagi havo harorati 50°C, namligi 25% deb olingan.

### Karbamidni donadorlash jarayonining issiqlik balans jadvali

4.21-jadval

Kirish		Sarf	
Nomi	Kj/soat	Nomi	Kj/soat
Karbamid suyuqlanmasi	2 431 000	Karbamid	1 340 000
Krystallanish issiqligi	2 945 000	Havo	12 016 000
Havo	7 980 000		
Jami	13 356 000	Jami	13 356 000

### 4.3. EKSTRAKSION FOSFOR KISLOTASI OLISH MODDIY BALANSI.

**4.18-masala.** Quyidagi dastlabki ma'lumotlarga asosan apatit konsentratidan ekstraksiyon fosfor kislotasi ishlab chiqarish moddiy balansini tuzilsin.

**Berilgan:** Produksion kislotada tarkibida 32 %  $P_2O_5$  mavjud. Sulfat kislotada konsentratsiyasi 76%. Apatit konsentrati: 39,4%  $P_2O_5$ ; 52% CaO; va 3% ( $F_2$ ) ftordan tashkil topgan. Sulfat kislotaning normasi stixiometrik CaOga nisbatan 100%.  $P_2O_5$  ning ekstraksiyadagi ajralish koeffitsiyenti 98%, filtratsiyadagi tozalash koeffitsiyenti 98%.

Gaz fazasiga mavjud xom-ashyodan 20% ftor ajralib chiqadi. Pulpaning sirkulyatsiyasi 5,8 : 1ga teng; filtratsiyaga tushuvchi pulpadagi (Qattiq/Suyuq) nisbati 3/1. Filtratsiya jarayonida 1 tonna apatitga 29,5 kg suv bug'lanadi. Karusel filtrdagi gipsning namligi:

- Birinchi zonada - 47%,  
 Ikkinchi zonada - 44,2%,  
 Uchinchi zonada - 42%,  
 To'rtinchi zonada - 40%.

Hisobni 1 tonna apatitli konsentratga yo'naltiramiz.

**Yechilishi.**

(1) Tarkibida 52% CaO bo'lgan apatitning parchalanishiga ishlatiladi, kg:

(1.1) (monogidrat  $H_2SO_4$ )  $1000 \cdot 0,520 \cdot 98/56 = 910$  kg

(1.2) (76% li  $H_2SO_4$ )  $910/0,76 = 1197,4$  kg

(2) Apatit konsentrati va 76% li  $H_2SO_4$  miqdori:

$$1000 + 1197,4 = 2197,4 \text{ kg}$$

(3) Kislota tarkibida suv saqlaydi:

$$1197 - 910 = 287,4 \text{ kg.}$$

(4) Ekstraksiyada ajraluvchi ftorning soni:

$$1000 \cdot 0,03 \cdot 0,2 = 6 \text{ kg}$$

(5)  $SiF_4$  ga qayta hisoblashda ushbu ko'rsatkich quyidagicha bo'ladi:

$$(6 \cdot 104) / (19 \cdot 4) = 8,21 \text{ kg.}$$

(6) Ekstraksiyada eritmaga aylanuvchi  $P_2O_5$  miqdori, kg:

$$1000 \cdot 0,394 \cdot 0,98 = 386,12 \text{ kg}$$

(7) Gipsni tozalashda kislotaga aylanuvchi  $P_2O_5$  miqdori, kg:

$$386,12 \cdot 0,98 = 378,40 \text{ kg}$$

(8) Ekstraksiyada  $P_2O_5$  yo'qotishi, kg: (bo'linmaydigan apatit bilan)

$$394 - 386,12 = 7,88 \text{ kg}$$

(9) Tozalashda:

$$386,12 - 378,40 = 7,72 \text{ kg}$$

(10) Hosil bo'luvchi kislota miqdori: (32%  $P_2O_5$ )

$$378,40/0,32 = 1182,5 \text{ kg.}$$

(11) Kislota o'z tarkibida suv saqlaydi:

$$1182,5 - 378,4 = 804,1 \text{ kg.}$$

(12) Suyulish suyuqligi va sirkulyanayotgan pulpa miqdorlarini topamiz.  
Filtratsiyaga tushadigan pulpa miqdori ( $S/Q = 3/1$ ; gips soni 1,6):

$$1000 * 1,6 * (3 + 1) = 6400 \text{ kg}$$

(13) Unda yana suyuq faza ham bor:

$$6400 - 1600 = 4800 \text{ kg,}$$

(14) Jumladan 32 %  $P_2O_5$  ni ham:

$$(4800 - 9,1) * 0,32 = 1533,09 \text{ kg}$$

9,1 kg – filtratsiyaning birinchi zonasida bug‘lanib ketadigan namlik miqdori.

(15) Fosfogipsdagi suyuq fazaning birinchi filtratsiyadan keyingi miqdori (yuvilishidan avval cho‘kishning birinchi zonadagi topshiriq bo‘yicha namligi 47% ):

$$(1600 \cdot 47)/53 = 1418,6 \text{ kg}$$

Cho‘kishning suyuq fazasida mavjud bo‘lgan fosfor kislotasi fosfogips yuvilgandan so‘ng jarayonga qaytadi.

(16) Cho‘kishning suyuq fazasida  $P_2O_5$  bor:

$$1418,6 \cdot 0,32 = 454,0 \text{ kg.}$$

(17) Fosfogipsdan fosfor kislotasini yuvilishida  $P_2O_5$  ni yo‘qotilishini hisobga olgan holda, yuvuvchi eritma bilan ekstraksiyaga qayta berilayotgan miqdor:

$$454,0 - 7,72 = 446,28 \text{ kg}$$

(18) Aylanma kislota bilan ekstraksiyaga berilayotgan  $P_2O_5$  miqdori:

$$1533,09 - (394 - 7,88) - 446,28 = 700,7 \text{ kg}$$

Bu yerda 394 va 7,88-  $P_2O_5$  berilgan apatitdagi va parchalanmagan apatit miqdori, kg.

(19) 32%li  $P_2O_5$  konsentratsiyasi bilan kislotaga aylanish miqdori:

$$700,7/0,32=2189.53 \text{ кг.}$$

(20) Sarf va kelishdagi materiallar o‘zaro farqi eritmani yuvish miqdorini beradi,

Ekstraksiyaga uzatish

$$(6400+8,21+140)-(1000+1197,4+2189,53)=2161,28 \text{ kg}$$

Bu erda: 1197,4 (76% li)  $\text{H}_2\text{SO}_4$  miqdori, kg;

140- bug'latilayotgan suv miqdori, kg;

8,21 – gaz fazasidan ajralayotgan ftor miqdori, kg. ( $\text{SiF}_4$  ga hisoblanganda)

(21) Eritmani yuvishdagi  $\text{P}_2\text{O}_5$  konsentratsiyasi

$$\frac{(446,28 \cdot 100)}{2161,28} = 20,65 \%$$

(22) Eritmani suyultirishdagi miqdori:

$$2189,53 + 2161,28 = 4350,81 \text{ kg.}$$

(23) Sirkulyatsion pulpa miqdorini aniqlaymiz.

$$6400 \cdot 5,8 = 37120 \text{ kg.}$$

(24) Ekstraksiyaga kelayotgan pulpa miqdori:

$$6400 + 5,8 \cdot 6400 + 140 = 43660 \text{ kg}$$

(25) Ekstraksion pulpaning suyuq fazadagi  $\text{P}_2\text{O}_5$  miqdori:

$$1533,09 \cdot 5,8 + 1533,09 = 10425 \text{ kg}$$

(26) Shuningdek apattdagi 386,12 kg va aralastiruvchi eritmadagi  $\text{P}_2\text{O}_5$  miqdori:

$$700,7 + 446,28 = 1146,98 \text{ kg}$$

(27) Bundan kelib chiqadiki, hosil bo'layotgan pulpadagi  $\text{P}_2\text{O}_5$  miqdori:

$$386,12 + 1146,98 = 1533,01 \text{ kg}$$

(28) Sirkulyatsiyalanayotgan pulpa bilan kelayotgan  $\text{P}_2\text{O}_5$  miqdori:

$$10425 - (386,12 + 1146,98) = 8891,9 \text{ kg}$$

(29) Nam gips miqdori:

$$\frac{(1600 \cdot 100)}{(100 - 40)} = 2667\%$$

(30) Jarayondan chiqayotgan komponentlar miqdori:

$$2667+1182,5+8,21+29,5+140=4027,2 \text{ kg}$$

(31) Jarayonga kiritilishi lozim bo'ladigan suv miqdori:

$$4027,2-2197,4=1829,8 \text{ kg}$$

Ekstraksiya jarayonini moddiy balansini tuzamiz.

4.22-jadval

Kelishi kg		Sarfi kg	
Apatit konsentratsiasi	1000	Fosfor kislotasi	1182,5
Sulfat kislotasi	1197,4	Nam fosfogips	2667
Aralashma eritmasi	2189,5	Qayta ishlangan kislotasi	2189,5
Yuvuchi eritma	2161,3	Yuvuvchi eritma	2161,3
Sirkulyatsion pulpasi	37120	Ftor(SiF <sub>4</sub> hisoblanganda)	8,21
Suv	1829,8	Filtrasiyadagi suv	29,5
		Vakum quritgichdagi suv	140
		Sirkulyatsion pulpasi	37120
<b>Jami:</b>	<b>45498</b>	<b>Jami:</b>	<b>45498</b>

#### 4.4. AMMOFOS ISHLAB CHIQARISH HISOBLARI.

**4.19-masala.** Tarkibida 17% N<sub>2</sub>, 17% P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, va 17% K<sub>2</sub>O tutgan 40 t nitroammofos olish uchun granulyatorga kelayotgan asosiy reagentlar sarfi topilsin, ammiakli selitra suyuqlanmasi 97% NH<sub>4</sub>NO<sub>3</sub>, suyuq ammiak -99,3 % NH<sub>3</sub> tutadi. Ammoniy fosfat eritmasida NH<sub>3</sub> va H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> mol nisbati 0,7/1 buni fosfat kislotadan olinadi. Granulyatorada fosfat kislotasi NH<sub>3</sub>/H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>=1,05 mol nisbatigacha neytrallanadi. Ishlatilayotgan kaliy xlorid 98% KCl va 1% namlik tutadi. Hisobni 1000 kg nitroammofos uchun olib boramiz.

Yechish:

1000 kg mahsulotga 170 kg P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> va 170 kg K<sub>2</sub>O tutadi.

Kaliy xlorid sarf miqdori:

$$G_{KCl} = \frac{170 \cdot 2 \cdot 74,5}{94 \cdot 0,98} = 275 \text{ kg}$$

U bilan kelayotgan suv: W=(275\*1)/99=2,78 kg

Ammoniy fosfatlarni eritmasi miqdorini hisoblaymiz. Kelayotgan fosfat kislotasi

dastlabki miqdori:

$$G_{F,K}=170/0,47=361,7 \text{ kg}$$

Fosfat kislotasi bilan ammoniy fosfat olish bosqichiga ketayotgan suv miqdori:

$$361,7-170 \frac{98}{71=361,7-234,6} = 127,1 \text{ kg}$$

$\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4=0,7/1$  mol nisbatda kislotani neytrallashtirishda hosil bo'ladi:

Ammoniyfosfat-

$$G_{\text{a,r}} = \frac{(361,7-127,1) \cdot 0,7 \cdot 115}{98} = 192,7 \text{ kg}$$

Reaksiya kirishmagan fosfat kislotasi:

$$G_{F,K}=234,6 \cdot 0,3=70,38 \text{ kg}$$

90-95 kg suvni bug'latishni hisobga olsak, 1000 kg dastlabki kislotaga nisbatan, kelayotgan suv miqdori:

$$127,1-361,7 \cdot 93/1000=93,46 \text{ kg}$$

Shunday qilib ammoniyfosfatlari eritmasi miqdori:

$$192,7+70,38+93,46=356,6 \text{ kg}$$

Granulyatorga berilayotgan ammiak miqdorini topamiz. Donadorlashdan keyin mahsulotdagi  $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$  mol nisbati 1,05 ga teng bo'lganda granulyatorda fosfat kislotasi bilan reaksiyaga kirishayotgan ammiak miqdori:

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{(1,05-0,7) \cdot 234,6 \cdot 17}{98} = 14,24 \text{ kg}$$

Neytralizatorga kiritilayotgan ammiak:

$$G_{\text{NH}_3} = \frac{0,7 \cdot 234,6 \cdot 17}{98} = 28,49 \text{ kg}$$

Fosfat kislotasi bilan birikayotgan jami ammiak:

$$G_{\text{NH}_3}=14,24+28,49=42,73 \text{ kg}$$

Shundan azot:

$$G_N = \frac{42,73 \cdot 14}{17} = 35,15 \text{ kg}$$

Ammiakli selitra tarkibidagi azot miqdori.

$$(28 \cdot 97)/80 \cdot 100 = 33,95 \text{ kg}$$

Granulyatorga kelayotgan ammiakli selitra suyuqlanmasi miqdorini nitroammofoskadagi umumiy azot miqdori va ammoniyfosfatdagi azot miqdori fraksiyadan topiladi:

$$G_{a.c.}=(170-35.19)*100/33.95=397.1 \text{ kg}$$

Ammiakli selitra bilan kelayotgan suv:

$$W_{a.c.} \frac{3 \cdot 397.1}{97} = 12.28 \text{ kg}$$

Granulyatorga kelayotgan (1000 kg mahsulotga) materiallar umumiy miqdori:

Kaliy xlorid.....	275.0
Ammoniyfosfat eritmasi...	356.5
Suyuq ammiak.....	42.73
Ammiakli selitra.....	397.1
Jami:	1071.33

#### 4.5. QO'SH SUPERFOSFAT ISHLAB CHIQRISH MODDIY HISOBLARI .

**4.20-masala.** Kamerali usulda qo'shsuperfosfat balansini tuzing .

##### Dastlabki ma'lumotlar:

Bug'latilgan kislota (54%  $P_2O_5$ ); 1000 kg mahsulotga 366,7 kg fosforli kislota ishlatiladi ( $P_2O_5$  ga nisbatan); 349,1 kg apatit konsentrat va unga 3 kg (95%li  $CaCO_3$ ) qo'shiladi; fosfor tarkibi fosfor kislotasida 0,3%ga teng; apatit konsentratida 3% flor, 39.4% ( $P_2O_5$ ); ftorni gaz fazasiga chiqarilib yuborilishi unumiy miqdordan 15%ni tashkil qiladi; kamerali jarayonda 100 kg apatit uchun: 2 kg suv bug'i ajralib chiqadi; superfosfat qayta ishlangunga qadar 1,5 kg  $H_2O$  ajralib chiqadi; apatit parchalanish darajasi 80%.

Mahsulotni 95%li  $CaCO_3$  yordamida erkin  $P_2O_5$  1% tarkibgacha neytrallanadi. Hisobni 100 kg apatit konsentratga mo'ljallab chiqaramiz.

Yechish.

##### Materiallar kelishi .

100 kg apatit konsentratsiyaga fosfor kislotasi ishlatiladi, kg:

100%li  $(100 \cdot 366,7) / 349,1 = 105,04 \approx 105$

54%li  $105,04 / 0,54 = 194,52$

Dastlabki kislota ftorni o'z tarkibiga oladi:

$$194,2 \cdot 0,003 = 0,58 \text{ kg,}$$

Pultdagi ftorni umumiy tarkibi:

$$0,58 + 3 = 3,58 \text{ kg}$$

Hamma reagentlar almashtirgichga kiradi (fosfor kislotasi, apatit va ohak):

$$194,52+100+3,0=297,52 \text{ kg}$$

Materiallar sarfi.

Aralashtirish vaqtida gazlar miqdori va suv bug'ini ajralib chiqadi, kg:  
Hamma uglerod(VI) oksidi miqdorida

$$(3 \cdot 0,95 \cdot 44) / 100 = 1,25$$

Shuningdek 15% ftorni hisobga olgan holda, ya'ni

$$3,58 \cdot 0,15 = 0,54$$

Qayta ishlaganda  $\text{SiF}_4$  ga bu

$$0,54(104/76) = 0,74$$

Suv bug'ini (2) hosil qiladi.

Ajralib chiqayotgan gazlar va bug'larning umumiy miqdori:

$$1,25 + 0,74 + 2 = 3,99 \text{ kg}$$

Shunday qilib, aralashtirgichdan pulpa kamerasiga kiradi:

$$297,52 - 3,99 \text{ kg} = 293,53 \text{ kg}$$

Superfosfatni yuklash va tashish vaqtida suv bug'ini miqdori qo'shimcha 1,5 kg ajralishi kuzatiladi. Bundan mahsulotni qayta ishlagunga qadar omborda:

$$293,53 - 1,5 = 292,03 \text{ kg}$$

Hosil bo'lgan mahsulot quyidagi sifat ko'rsatgichlariga ega:

$$\text{P}_2\text{O}_5_{\text{um}} \quad \frac{105,04 + 39,4}{292} \cdot 100 = 49,47\%$$

80% xom ashyo parchalanish darajasida  $\text{P}_2\text{O}_5$  ning mahsulotga o'zlashish massaviy tarkibi quyidagicha:

$$39,4 \cdot 0,8 + 105,04 = 136,56 \text{ kg}$$

$$\text{P}_2\text{O}_5_{\text{oz}} \quad \frac{136,56}{292} \cdot 100 = 46,77\%$$

80 kg apatitni parchalash uchun fosfor kislotasi  $\text{P}_2\text{O}_5$  ko'rinishida sarflangan:

$$(80 \cdot 3,5 \cdot 142) / 504 = 78,89 \text{ kg}$$

$\text{P}_2\text{O}_5$  ning erkin holda qolishi:

$$105,04 - 78,89 = 26,15 \text{ kg}$$

$\text{P}_2\text{O}_5_{\text{erkin}}$  ning mahsulotdagi miqdori:

$$(26,15 / 292) \cdot 100 = 8,96$$

Qo'sh superfosfat hosil qilish reaksiyasiga sarf qilingan suv miqdori:

$$(80 \cdot 5 \cdot 18) / 504 = 14,29 \text{ kg}$$

54% li kislota quyidagicha  $\text{H}_3\text{PO}_4$  va  $\text{H}_2\text{O}$  tutadi %:

$$(2 \cdot 98 \cdot 54) / 142 = 74,54$$

$$100-74,54=25,46$$

Kislota bilan suv reaksiyaga kirishadi:

$$194,52 \cdot 0,2546 = 49,52 \text{ kg}$$

Mahsulotdagi gigroskopik namlikning miqdori

$$(49,52-14,29-2-1,5/292) \cdot 100=10,87\%$$

Bu yerda 2 va 15- reagentlar aralashtirish jarayonida suv bug'ini ajralib chiqish miqdori:

Kristalizatsion suvni hisobga olgan holda mahsulotdagi umumiy namlik:

$$(49,52-2-1,5/292) \cdot 100=15,76\%$$

Mahsulotdagi fluor miqdori:

$$(3,58-0,54/292) \cdot 100=1,04\%$$

Neytrallangan mahsulot olish moddiy balansini tuzamiz:

4.23-jadval

Kelishi	kg	Sarfi	kg
Apatit	100	Qo'shsuperfosfat	292.03
Bug'latilgan kislota(54% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	194.52	Ajralayotgan gazlar va bug'lar	
CaCO <sub>3</sub>	3	(0.74+1.25+2+1.5)	5.49
Jami:	297.52	Jami:	297.52

## V BOB. METANOL ISHLAB CHIQUARISH VA TABIIY GAZ PIROLIZI.

**Metanol** yoki **metil alkogol** ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ) — rangsiz, suv bilan yaxshi aralashadigan suyuqlik, eng oddiy bir atomli spirt. etil spirtinikiga o'xshash hidi bor. Molekulyar massasi 32,04. Zichligi 791,4 kg/m<sup>3</sup> (20° da), qaynash temperaturasi 64,5°, atseton, benzol bilan azeotrop aralashma hosil qiladi. Kuchsiz asos va yanada kuchsiz kislotalik xossalarini namoyon qiladi. Ishqoriy metallar bilan metiltilar, kislotalar bilan efirlar hosil qiladi. 500—600° da kumush, mis yoki ba'zi metallar oksidlari ishtirokida havo kislorodi bilan formaldegidgacha oksidlanadi, uglerod (II)-oksid va vodorod aralashmasi bilan etanol yoki boshqa spirtlarga aylanadi. Metanol sanoat miqyosida tabiiy gaz va neftni qayta ishlash korxonalarini chiqindilaridan olinadi.

Metanol formaldegid ishlab chiqarishda asosiy xom ashyodir. Erituvchi sifatida benzina qo'shiladi. Metilmetakrilat, metilaminlar, dimiltereftalat, metilformiat, metilxlorid, sirka kislota, doridarmon tayyorlash va boshqa sohalarda keng foydalaniladi. Juda zaharli. Ichilganda, bug'laridan nafas olganda organizmni zaharlaydi, ko'zni ko'r qiladi. Shuning uchun metanol olinadigan yoki ishlatiladigan joyda ishlovchi ishchilarni vaqti-vaqti bilan tibbiy ko'rikdan o'tkazib turish zarur.

Piroliz-bu moddalarni yuqori harorat natijasida parchalashdir. Vodorodni kimyoviy usulda olishga tabiiy gazni pirolizi paytida atsitelen bilan birga olinadigan vodorod ham kiradi. Atsitelen kimyo sanoatida kauchuk, plastmassa, spirtlar, kimyoviy tola va boshqalar ishlab chiqarishda hamda metallarni kesish va payvandlashda ishlatiladi. Shu vaqtga qadar atsitelenni kaltsiy karbididan olishgan:



Ammo bu usulda avvalgi kaltsiy karbidini olish uchun elektr energiyasi ko'p sarflanadi. Shuning uchun, hozirgi eng qulay usul bu tabiiy gaz tarkibidagi metanni pirolizidir:

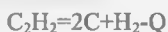


Atsitelenni muvozanatdagi konsentratsiyasi 1970 K da eng ko'p bo'lib, 25% (hajmiy)ga tengdir.

Bu vaqtda ko'plab vodorod chiqadi, ya'ni atsitelenga qaraganda uch marta ortiq vodorod olinadi. Bu reaksiya endotermik bo'lgani uchun metanni 1670-1770 K gacha (1400-1500°C) qizdirish lozim va bunga kerak bo'ladigan issiqlikni reaksiyaga kirishayotgan tabiiy gazni bir qismini kislorodda yoqish hisobiga (ya'ni termooksidlash hisobiga) olinadi:



1770 K dan yuqorida atsetilen uglerod va vodorodga parchalana boshlaydi:



Shuning uchun ham, piroliz sanoati harorat 1670-1770K atrofida amalga oshiriladi. Metanni juda qisqa vaqt 0,01sek.- 0,003 sek.dan oshirmay qizdirish kerak, aks holda atsitelen intensiv holda uglerod «C»ga parchalanib ketadi:



Bunga yo'l qo'ymaslik uchun reaktordan chiqayotgan gaz aralashmani «chiniqtirish» kerakdir, ya'ni reaksiyon gaz aralashmasini 1570:1770K dan 350-360K (80-900C) gacha tezlikda sovutish kerakdir, bu esa reaktordan chiqayotgan gaz aralashmasiga suv purkash bilan amalga oshiriladi. Metanni atsitelenga o'tish hajm kengayishi ya'ni 2 mol metan 4mol atsitelen va vodorod aralashmasi hosil qilish bilan ketgani uchun bosimni kamaytirish yoki metanga inert gaz qo'shib, atsitelen olishdir. Ammo, qurilmaning unumdorligini oshirish, apparatlar o'lchamini qisqartirish uchun 4MPa gacha bosim qo'llaniladi, lekin bu holda reaksiya chapga ketib qolmasligi uchun harorat biroz ko'tariladi. Piroliz vaqtida ketadigan ushbu umumiy reaksiyada:



⇒ Kislorod va metanni optimal nisbati (0,60 -0,67-1) ga tengdir. Reaktorda portlash ro'y bermasligi uchun reaktorga kelayotgan gaz aralashmasi tezligi reaksiya natijasida hosil bo'layotgan alangani tarqalish tezligidan bir necha marta ortiq bo'lishi kerak.

⇒ Hozirgi vaqtda qo'llanilyotgan reaktorlar ikki turga bo'linadi:

⇒ 1) Bir kanalli va 2) Ko'p kanalli.

⇒ Bir kanallida gazning tezligi 150-300 m/sek.bo'lib, uning afzalliklari: (Alangani orqaga tarqalishiga yo'l qo'ymaydi, singish xarakteri yuqori turbulent bo'lgani uchun jarayon juda intensiv ketadi, reaksiyon issiqlikni atrofga behuda yo'qolishi kamayadi.

⇒ Uning kamchiliklari:

Yuqori haroratga chidamli qimmatbaho g'ishtlar kerakligi, qo'llanadigan kislorodni 0,4MPa gacha siqish uchun elektr energiyasi sarfi borligidir. Ko'p panelli reaktorlarda nisbatan kichik tezlik (50-60m/sek.) qo'llanadi.

Piroliz jarayonidan va reaktoridan so'ng joylashgan «chiniqtirish» kamerasidan gazning gazning taxminan tarkibi (% hajmiy);

CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O
2,3	7,4	47,4	2,5	20,2	20,2

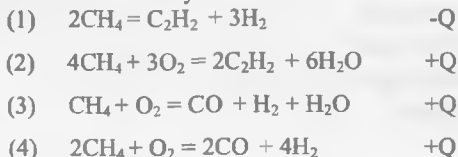
Bu aralashma bilan birga uglerod qurilma (qorakuya)  $2,5\text{g}/\text{m}^3$  quruq gazgacha boradi. Yuqoridagi gaz aralashmasidan atsitelenni dimetilformamid, N-metil pirrolidon eritmalarida selektiv absorbtseyalab yoki suyuq ammiakda past haroratda hamda atseton, metanolda absorbtseyalab ajratib olinadi. Shundan keyin hosil bo'lgan sintez-gaz quyidagi tarkibda bo'lishi mumkin (% hajmiy):

$\text{H}_2$	$\text{CO}$	$\text{CH}_4$	$\text{N}_2$	$\text{C}_2\text{H}_2$	$\text{C}_n\text{H}_m$
61,9	28,3	6,8	2,3	0,1	0,6

## 5.1. TABIIY GAZ PIROLIZI JARAYONINING MODDIY BALANS HISOBI.

**5.1-masala.** Tabiiy gaz pirolizi jarayonining moddiy balans hisobi bajarilsin.

Pirolizda quyidagi oksidlanish reaksiyalari boradi.



Hisob uchun berilgan:

1) Texnik  $\text{O}_2$  tarkibi (%) (hajmda):

Kislород ..... 98.0 %

Azot ..... 1.0 %

Argon ..... 1.0 %

2) Remont olib boriladigan kunlar 15 kun.

3) Tabiiy gaz tarkibi (%) (hajmda):

$\text{CH}_4$  ..... 97.5 %

$\text{C}_2\text{H}_6$  ..... 0.16 %

$\text{CO}_2$  ..... 0.50 %

$\text{N}_2$  ..... 1.80 %

Yuqori molekularli uglevodorodlar ..... 0.04 %

4) Atsitelning ishlab chiqarish quvvati 200000 tonna/yil

5) Umumiy sarflanayotgan metandan (1)chi va (2)chi reaksiyalar uchun  $\text{C}_2\text{H}_2$  chiqishi bo'yicha sarflanayotgan metan miqdori..... 8.8%

6) (1)chi reaksiyaga sarflangan  $\text{CH}_4$  ulushi 0.72 ni tashkil qiladi.

7) (3)chi va (4)chi reaksiyalar bo'yicha metanning taqsimlanishi 1 : 4 nisbatda boradi.

Hisobi:

1) Ishlab chiqarish quvvatini kg/soat ga aylantirib olamiz.

$$G_{\text{C}_2\text{H}_2} = \frac{200000 \cdot 1000}{350 \cdot 24} = 23809.5238 \text{ kg/coat}$$

2) (1)chi va (2)chi reaksiyalar uchun sarflanayotgan metan miqdori aniqlab olamiz, bunda 1 mol atsetilen olish uchun 2 mol metan sarf bo'ladi.

$$G_{\text{CH}_4} = \frac{23809.5238 \cdot 2 \cdot 16}{26} = 29304.0293 \text{ кг/соат}$$

3) Umumiy metan miqdorini aniqlab olamiz.

$$G_{\text{CH}_4} = \frac{23809.5238}{8.8} \cdot 100 = 270562.7705 \text{ кг/соат}$$

Har qanday 1 mol gazning normal sharoitdagi zichligi quyidagi formula yordamida aniqlanadi.

$$\rho = Mr/22.4 \quad (5.1)$$

shunga asoslangan holda.

$$\rho_{\text{CH}_4} = 16/22.4 = 0.7143 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{C}_2\text{H}_6} = 30/22.4 = 1.3393 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{CO}_2} = 44/22.4 = 1.9643 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{\text{N}_2} = 28/22.4 = 1.25 \text{ кг/м}^3$$

$$\sum \rho = 0.975 \cdot 0.7143 + 0.0016 \cdot 1.3393 + 0.005 \cdot 1.9643 + 0.018 \cdot 1.25 = 0.7309$$

$$X_{\text{CH}_4} = \frac{0.975 \cdot 0.7143}{\sum \rho} \cdot 100 = 95.2856 \% \text{ (massa)}$$

$$X_{\text{C}_2\text{H}_6} = \frac{0.0016 \cdot 1.3393}{\sum \rho} \cdot 100 = 0.2932 \% \text{ (massa)}$$

$$X_{\text{CO}_2} = \frac{0.005 \cdot 1.9643}{\sum \rho} \cdot 100 = 1.3437 \% \text{ (massa)}$$

$$X_{\text{N}_2} = \frac{0.018 \cdot 1.25}{\sum \rho} \cdot 100 = 3.0784 \% \text{ (massa)}$$

4) Tabiiy gaz miqdori.

$$G_{\text{Табийий.газ}} = \frac{270562.7705}{95.2856} \cdot 100 = 283949.2751 \text{ кг/соат}$$

$$G_{\text{C}_2\text{H}_6} = 283949.2751 \cdot 0.002932 = 832.539 \text{ кг/соат}$$

$$G_{\text{CO}_2} = 283949.2751 \cdot 0.013437 = 3815.426 \text{ кг/соат}$$

$$G_{\text{N}_2} = 283949.2751 \cdot 0.030784 = 8741.095 \text{ кг/соат}$$

5) 1chi va 2chi reaksiyalar bo'yicha metanning miqdori.

$$(1) G_{\text{CH}_4} = 29304.0293 \cdot 0.72 = 21098.9 \text{ кг/соат}$$

$$(2) G_{\text{CH}_4} = 29304.0293 - 21098.9 = 8205.13 \text{ кг/соат}$$

6) 3chi va 4chi reaksiyalar bo'yicha metanning miqdori.

$$G_{3,4} = 270562.7705 - 29304.0293 = 241258.74 \text{ kg/soat}$$

$$(3) G_{\text{CH}_4} = 241258.74 / 5 = 48251.75 \text{ kg/soat}$$

$$(4) G_{\text{CH}_4} = 241258.74 * 4/5 = 193007 \text{ kg/soat}$$

7) 1chi reaksiya bo'yicha:

7.1) Atsetilen miqdori.

$$X = \frac{21098.9 * 26}{32} = 17142.856 \text{ kg/coat}$$

7.2) Vodород miqdori.

$$X = \frac{21098.9 * 6}{32} = 3956.04 \text{ kg/coat}$$

8) 2chi reaksiya bo'yicha:

8.1) Atsetilen miqdori.

$$X = \frac{52 * 8205.13}{64} = 6666.667 \text{ kg/coat}$$

8.2) Suv miqdori.

$$X = \frac{108 * 8205.13}{64} = 13846.157 \text{ kg/coat}$$

8.3) Kislород miqdori.

$$X = \frac{96 * 8205.13}{64} = 12307.7 \text{ kg/coat}$$

9) 3chi reaksiya bo'yicha:

9.1) CO miqdori.

$$X = \frac{28 * 48251.75}{16} = 84440.56 \text{ kg/coat}$$

9.2) Suv miqdori.

$$X = \frac{18 * 48251.75}{16} = 54283.22 \text{ kg/coat}$$

9.3) Vodород miqdori.

$$X = \frac{2 * 48251.75}{16} = 6031.469 \text{ kg/coat}$$

9.4) Kislород miqdori.

$$X = \frac{32 * 48251.75}{16} = 96503.5 \text{ kg/coat}$$

10) 4chi reaksiya bo'yicha:

10.1) CO miqdori.

$$X = \frac{36 \cdot 193007}{32} = 337762.2 \text{ кг/soat}$$

**10.2) Vodород miqdori.**

$$X = \frac{8 \cdot 193007}{32} = 48251.75 \text{ кг/soat}$$

**10.3) Kislород miqdori.**

$$X = \frac{32 \cdot 193007}{32} = 193007 \text{ кг/soat}$$

**11) Texnik kislород sarfi bo'yicha:**

**11.1) Toza kislород sarfi.**

$$G_{O_2} = 12307.7 + 96503.5 + 193007 = 301818.19 \text{ kg/soat}$$

**11.2) Aralashma sarfi. (%) (massa)**

$$\rho_{O_2} = 32/22.4 = 1.4286 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{Ar} = 40/22.4 = 1.7857 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = 28/22.4 = 1.25 \text{ kg/m}^3$$

$$\sum \rho = 0.98 \cdot 1.4286 + 0.01 \cdot 1.7857 + 0.01 \cdot 1.25 = 1.4304$$

$$X_{O_2} = \frac{0.98 \cdot 1.4286}{\sum \rho} \cdot 100 = 97.8766 \% \text{ (massa)}$$

$$X_{N_2} = \frac{0.01 \cdot 1.25}{\sum \rho} \cdot 100 = 0.87388 \% \text{ (massa)}$$

$$X_{Ar} = \frac{0.01 \cdot 1.7857}{\sum \rho} \cdot 100 = 1.2484 \% \text{ (massa)}$$

**11.3) Texnik kislородning umumiy miqdori.**

$$G_{\text{texnik.kislород}} = \frac{301818.19}{97.8766} \cdot 100 = 308366.0344 \text{ кг/soat}$$

**11.4) Texnik O<sub>2</sub> tarkibidagi argon miqdori.**

$$G_{Ar} = 308366.0344 \cdot 0.012484 = 3849.641 \text{ kg/soat}$$

**11.5) Texnik O<sub>2</sub> tarkibidagi azot miqdori.**

$$G_{N_2} = 308366.0344 \cdot 0.0087388 = 2694.749 \text{ kg/soat}$$

**12) Umumiy CO miqdori.**

$$84440.56 + 337762.2 = 422202.8 \text{ kg/soat}$$

**13) Umumiy H<sub>2</sub> miqdori.**

$$3956.04 + 6031.469 + 48251.75 = 58239.26 \text{ kg/soat}$$

**14) Umumiy suv miqdori.**

$$13846.157+54283.22=68129.37 \text{ kg/soat}$$

15) Umumiy N<sub>2</sub> miqdori.

$$8741.095+2694.749=11435.844 \text{ kg/soat}$$

### Tabiiy gaz pirolizining moddiy balans jadvali.

5.1-jadval

Noml	Kelsht				Sarfl				
	kg/soat	%	nm <sup>3</sup> /soat	%	Nomi	kg/soat	%	nm <sup>3</sup> /soat	%
Tabiiy gaz	-----	-----	-----	-----	Atsetilen	23809.52	4.02	20512.82	1.85
CH <sub>4</sub>	270562.8	45.68	378787.9	62.72	CO	422202.8	71.28	337762.2	30.45
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	832.5	0.14	621.6	0.103	H <sub>2</sub>	58239.26	9.83	652279.7	58.8
CO <sub>2</sub>	3815.63	0.644	1942.5	0.3216	H <sub>2</sub> O	68129.37	11.5	84783.22	7.643
N <sub>2</sub>	8741.26	1.476	6993	1.158	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	832.5	0.14	621.6	0.056
Texnik gaz	-----	-----	-----	-----	CO <sub>2</sub>	3815.63	0.644	1942.5	0.176
O <sub>2</sub>	301818.2	50.96	211272.7	34.983	N <sub>2</sub>	11436.06	1.93	9148.851	0.825
N <sub>2</sub>	2694.8	0.45	2155.844	0.3572	Ar	3849.72	0.65	2155.844	0.195
Ar	3849.72	0.65	2155.844	0.3572	Jami:	592314.9	100	1109207	100
Jami:	592314.9	100	603929.4	100					

## GLOSSARIY

**Absorber** (lat) - absorbtsiya jarayonini amalga oshiriladigan qurilma.

**Absorbsiya** (lat) - gaz yoki bug' aralashmasidagi moddalarning suyuqlik yutilishi. Absorbsiya jarayoni yutgich (absorbent)ning butun xajmi bo'yicha y beradi.

**Avtoklav** (frans) - qizdirib va atmosfera bosimidan yuqori bosim ostida tur jarayonlar o'tkaziladigan qurilma.

**Agregat** (lat) - mashinaning to'la o'zaro almashinadigan va texnolog jarayonida ma'lum vazifani bajaradigan yiriklashgan,; unifikasiyalangan element yoki birgalikda ishlaydigan bir qancha mashinalarning mexanik birikmasi.

**Adsorbentlar** (lat) - yuqori darajada rivojlangan sirtida yutilish jarayo o'tadigan sintetik va tabiiy jismlar (aktiv ko'mir, silikagelp, alyumogel, tabiiy akt loylar).

**Adsorber** (lat) - adsorbtsiya jarayonini amalga oshiriladigan qurilma.

**Adsorbsiya** (lat) — gaz yoki suyuqlik aralashmasidagi moddalarning qatt jism sirtiga yutilishi.

**Apparat** (lat) - asbob, texnik qurilma, moslama.

**Barbotaj** (frans.) - aralashtirish, suyuqlik qatlamidan gaz yoki buqni bos bilan o'tkazish.

**Barbotyor** (frans.) - idishning ichiga suv buqi yoki gaz berishga mo'ljallangan tu shaklga ega bo'lgan teshikli tuba.

**Vakuum** (lat.) - idishga qamalgan, bosim, atmosfera bosimidan anchagi past bo'lgan gaz qolati.

**Vakuum-nasos** (lat., rus.) - siyrak gazlar (vakuum) qosil qilish maqsadi Idishlardan gaz yoki buq'larni so'rib oladigan qurilma.

**Ventil** (nem.) - trubada xarakatlanuvchi suyuqlik, gaz yoki buq' ber miqdorini zolotnik yordamida rostlaydigan berkitish-ochish moslamasi.

**Ventilyator** (lat.) - xonalarni shamollatish, aeroaralashmalarni trubalar uzatishda havo yoki boshqa gazlarni haydash uchun kichik bosim (0,01 MPa gacha) hosil qiladigan qurilma.

**Gazoduvka** (rus.) - havo yoki boshqa gazlarni siqish va haydash uch o'rtacha bosim (0,01 da 0,3 MPa gacha) hosil qiladigan qurilma.

**Gidravlika** (yunon) - suyuqliklarning xarakati va muvozanat qonunlar hamda bu qonunlarni muxandislik masalalarini qal qilishda tatbiq etish usullari o'rganuvchi fan.

**Gidrodinamika** (yunon.) - gidromexanikaning siqilmaydigan suyuqlik xarakatini va ularning qattiq jismlar bilan o'zaro ta'sirini o'rganadigan bo'limi.

**Gidromexanika** (yunon) - suyuqlikning muvozanati va xarakati shuningdek, suyuqlikning unga botirilgan yoki unda xarakatlanayotgan jism bil o'zaro ta'sirini o'rganadi.

**Gidrostatika** (yunon.) - gidromexanikaning qo'yilgan kuchlar ta'siri suyuqliklarning muvozanat sharoitlarini, shuningdek sokin suyuqliklarning ular botirilgan jismlarga va idish devorlariga ta'sirini o'rganadigan bo'limi.

**Gradirnya** (nem.) - suvni atmosfera havosi bilan sovitish qurilmasi.

**Granulash** (lat.) - moddaga mayda bo'laklar (granulalar) shaklini berish jarayoni.

**Desorbsiya** (lat) - yutilgan moddalarning adsorbent, ionit sirtidan yoki absorbent hajmidan chiqarib tashlash, sorbsiyaga teskari jarayon.

**Distillyasiya** (lat) - ko'p komponentli suyuq aralashmalarni qisman buqlatish va hosil bo'lgan buq'ni kondensatsiyalash yo'li bilan ularni tarkiban farq qiluvchi fraksiyalarga ajratish.

**Diffuziya** (lat) - muhit zarralarining xarakati; moddaning ko'chishiga va muhitda muayyan xildagi zarralar konsentratsiyalarining tenglashishi yoki ular konsentratsiyalarining teng taqsimlanishiga sabab bo'ladi. Muhitda makroskopik xarakat (masalan, konveksiya) bo'lmaganda molekular (atomlar) diffuziyasi ularning issiqlik xarakatiga boqliq bo'ladi; bunday diffuziya molekulyar diffuziya deb yuritiladi. Muhitda xarorat, elektr maydonlari va shu kabilar doimo o'zgarib turganda diffuziya konsentratsiyalarining tegishli gradient bo'yicha muvozanatli taqsimlanishiga olib keladi (termodiffuziya, elektrodiffuziya va boshqalar).

**Zadvijka** (rus.) - truboprovoddagi oqim miqdorini pona shakliga ega bo'lgan zatvor yordamida rostlaydigan berkitish-ochish moslamasi.

**Zaslonka** (rus.) - kanal (truba)ning kesim yuzini o'zgartiradigan hamda shu yo'l bilan undan o'tadigan gaz yoki suyuqlik massasi va hajmini rostlaydigan moslama.

**Kompressor** (lat.) - havo yoki gazni 0,3 MPa va undan yuqori bosim bilan siqadigan mashina.

**Kondensat** (lat.) - gaz yoki buq'ni kondensatsiyalashda hosil bo'ladigan suyuqlik.

**Kondensator** (lat.) - moddalarni sovitish yo'li bilan gaz (buq) holatdan suyuq holatga o'tkazadigan issiqlik almashtirgich.

**Konditsioner** (lat.) - havoni konditsirlash sistemalarida havoga ishlov beradigan va uni haydaydigan agregat.

**Kran** (goll.) - trubadagi berkitish - ochish uchun jo'mrak. Uning qo'zqaluvchan detali (tiqini) teshikli aylanuvchi jism shaklida bo'lib, suyuqlik (gaz) oqimi yo'lini ochish va berkitishda o'z o'qi atrofida oqim yo'nalishiga perpendikulyar ravishda buriladi.

**Konvektsiya** (lat) - muhit (gaz, suyuqlik) makroskopik qismining siljishi; massa issiqlik va boshqa fizik miqdorlarining ko'chishiga sabab bo'ladi. Konvektsiya muhitning har xil jinsliliigi (xarorat va zichlik gradientlari) sababli yuzaga keluvchi tabiiy (erkin) va muhitga tashqi ta'sir (nasos, ventilyator va boshqalar) bo'lgandagi majburiy turlarga bo'linadi.

**Kondensatsiya** (lag) - moddalarning gazsimon qolatdan suyuq yoki qattiq qolatga o'tishi.

**Konstruktsiya** (lat) - biror qurilma, mexanizm va boshqa qismlarning tuzilishi, joylashish tartibi, tarkibi.

**Kontakt** (lat) - turli holatdagi jismlarning bir-biripa tutashish sirti, joyi, zonasi.

**Kontsentratsiya** (lat) — eritma, aralashma, qotishma tarkibidagi, uning massasi (yoki hajmi) birligidagi modda miqdori.

**Korroziya** (lat) - qattiq jismlarning o'z-o'zidan emirilishi; jism sirtida uning tashqi muhit bilan o'zaro ta'siri tufayli avj oluvchi kimyoviy va elektrokimyoviy jarayonlardan vujudga keladi.

**Korpus** (lat) - mashina, mexanizm, asbob, qurilmalarning boshqa detallar montaj qilinadigan asosiy qismi.

**Kristallizatsiya** (yunon) - buq'lar, eritmalar, erigan metallar, boshqa kristall yoki amorf holatdagi moddalardan kristall hosil bo'lish jarayoni. Kristallizatsiya biror chegaraviy sharoitda, masalan, suyuqlikning o'ta sovishi yoki buq'ning o'ta to'yinishi holatiga yetganda boshlanadi.

**Mashina** (frans.) — energiya, materiallar yoki informatsiyani o'zlashtirish maqsadida mexanik xarakat bajaruvchi qurilma. Kimyoviy texnologiyada - odatda material (yoki ishlov beriladigan narsa)ning shakli, hossasi, holati, vaziyatini o'zgartiradigan qurilma.

**Manometr** (yunon.) - suyuqlik va gaz bosimini o'lchaydigan asbob. Bunday asboblardan bir necha turga bo'linadi: noldan (to'la vakuumdan) hisoblanadigan bosimni o'lchaydigan manometrlar; ortiqcha bosimni ya'ni absolyut bosim atmosfera bosimidan katta bo'lganda. Atmosfera bosimini o'lchash uchun barometrlar, nolga yaqin bosimlarni o'lchash uchun vakuummetrlar ishlatiladi.

**Nasos** (rus.) - suyuqlikni bosim ostida haydaydigan gidromashina.

**Protsess** (lat) - hodisalarning izchil almashinib turishi, biror narsaning taraqqiyot holati, jarayon.

**Patrubok** (rus.) – asosiy truba, rezervuar yoki qurilmalardan gaz, buq' yoki suyuqlik olinadigan qisqa truba.

**Rafinatsiya** (frans) - oziq-ovqat mahsulotlari (spirt, o'simlik moylari va boshqalar)ni aralashmalardan tozalash. Rafinatsiyaning gidratatsiya, kislotalar bilan ishlash, ishqorlar bilan neytrallash, dezodoratsiya va boshqa usullari bor. Nodir metallarni tozalash affina deb ataladi.

**Reaktor** (lat) - kimyoviy reaksiyalar o'tkaziladigan qurilmalar. Sanoatda kolonna, kamera, avtoklav va boshqa nomlar bilan ataladi.

**Salnik** (rus.) – mashinalarning qo'zqaluvchi va qo'zqalmas detallari masalan (shtok va silindr) orasidagi tirqishni germetik berkitib turadigan mashina detali.

**Sorbentlar** (lat) - gaz, buq' va erigan moddalarni yutadigan qattiq yoki suyuq moddalar. Gaz va buq'ni butun hajmicha yutuvchi suyuq sorbentlar adsorbentlar deyiladi. Yutilayotgan gaz, buq' yoki erigan moddalarni yuzasiga to'playdigan qattiq sorbentlar adsorbentlar deyiladi. Ion almashinuvchi smolalar (ionitlar) sorbentlarning alohida guruxiga mansub.

**Sorbtsiya** (lat) - gaz, buq' yoki erigan moddalarni qattiq jism yoki suyuqlikda yutilishi. Sorbtsiyaning adsorbtsiya, adsorbtsiya, xemosorbtsiya, ion almashinuvchi sorbtsiya, kapilyar kondensatsiya turlari mavjud. Sorbtsion jarayonlar sanoatda kimyoviy mahsulotlar, gazlar va boshqalarni tozalashda keng qo'llaniladi.

**Skрубber** (ing.) – changli gazlarni yuvish yo'li bilan tozalaydigan qurilma.

**Standart (ing)** - norma, andoza, namuna, o'lcham. Keng ma'noda boshqa ob'ekt (mahsulot)larni taqqoslash uchun dastlabki ob'ekt deb qabul qilingan o'ziga o'xshash namuna, etalon, model. Standart bajarilishi lozim bo'lgan bir qancha shartlardan iborat xujjat holida, kattaliklar birliklari yoki fizik konstantalar holida taqqoslash uchun biror predmet holida bo'lishi mumkin.

**Suspenziya (lat.)** - suyuq dispersion muhitli va zarrali broun xarakteriga to'sqinlik qila oladigan darajada yirik bo'lgan dispers fazali turli jinsli sistemalar.

**Texnologiya (yunon)** - ishlab chiqarish jarayonida tayyor mahsulot olish uchun ishlatiladigan xom-ashyo, material yoki yarim fabrikatlarning holati, xossasi va shakllarini o'zgartirish, ularga ishlov berish, tayyorlash uslublari majmui; xom-ashyo, material va yarim fabrikatlarga mos ishlab chiqarish qurollari ta'sir etish usullari haqidagi fan.

**Turbulent oqim (lat.)** - zarrachalari murakkab traektoriyalar bo'yicha turg'unlashmagan tartibsiz xarakterlanadigan suyuqlik (yoki gaz) oqimi. Bunday holatda suyuqlik tezligi va uning bosimi oqimining har bir nuqtasida tartibsiz o'zgaradi.

**Filtr (frans)** - qattiq va suyuq fazali har xil jinsli sistemani qovak to'siqlar bilan o'tkazib tarkibiy qismlarga ajratadigan, quyultiradigan yoki tindiradigan qurilma.

**Flanets (nem.)** - truba, armatura, rezervuar, vallar va boshqalarning birlashtiruvchi qismi; odatda, boltlar yoki shpilkalar o'tkazish uchun bir tekisda joylashgan teshiklari bo'lgan yassi xalqa yoki diskdan iborat.

**Forsunka (ing.)** - suyuqlikni zarralarga aylantiradigan bir necha teshikli qurilma.

**Faza (yunon)** - ajratish sirlari bilan chegaralangan va tashqi kuch maydoni bo'lmaganda o'zining barcha nuqtalarida bir xil fizik hossalari bilan xarakterlanadigan geterogen termodinamik sistemaning barcha qismlari majmui. Masalan, gazlarning aralashmasi yoki eritma bitta fazadan, muz - suv - suv buqi sistemasi uchta fazadan iborat.

**Shtutser (nem.)** - uchi rezbali biriktirish patrubkasi. Rezervuarlar yoki qurilmalarning trubalariga yoki chiqish patruboklariga payvandlanadi, kavsharlanadi yoki burab qo'yiladi. Trubaprovodlardagi kichikroq diametrlil (10 - 20 mm) truba bo'lagi shtutser deb ataladi; undan suv yoki havoni chiqarib yuborish uchun, shuningdek truboprovoddagi suyuqlik bosimini o'lchash maqsadida foydalaniladi.

**Ekivalent (lat.)** - biror narsaning o'mini bosa oladigan yoki uning ifodasi bo'lib xizmat qiladigan teng baholi, teng qimmatli narsa yoki miqdor.

**Emulsiya (lat.)** - bir suyuqlikning mayda tomchilari (dispers faza) boshqa suyuqlik (dispersion muhit) da tarqalishi natijasida hosil bo'lgan turli jinsli sistemalar.

**Ekstraktsiya (lat)** - qattiq yoki suyuq aralashmani ajratish usuli; bunda ularga komponentlari bir xilda erimaydigan har xil erituvchilar bilan ishlov beriladi. Ekstraktsiyaga teskari jarayon - reekstraksiyalash.

## ILOVALAR

Keltirilgan fizik va kimyoviy formulalardagi lotin va grek alfavitini to'g'ri keltirilishi.

1- ilova

Lotin alfaviti		Grek alfaviti	
Yozilishi	O'qilishi	Yozilishi	O'qilishi
Aa	A	Aα	Alfa
Bb	Be	Bβ	Beta
Cc	Se	Γγ	Gamma
Dd	De	Δδ	Delta
Ee	E	Eε	Epsilon
Ff	Ef	Zζ	Dzeta
Gg	Ge	Hη	Eta
Hh	Ash	Θθ	Teta
Ii	Y	Ιι	Yota
Jj	Yot	Κκ	Kappa
Kk	Ka	Λλ	Lambda
Ll	Elp	Μμ	Myu
Mm	Em	Νν	Nyu
Nn	En	Ξξ	Ksi
Oo	O	Οο	Omikron
Rr	Pe	Ππ	Pi
Qq	Qu	Ρρ	Ro
Rr	Er	Σς	--
Ss	Es	Σσ	Sigma
Tt	Te	Ττ	Tau
Uu	U	Υυ	Ipsilon
Vv	Ve	Φφ	Fi
Ww	Dubl-ve	Χχ	Xi
Xx	Iks	Ψψ	Psi
Yy	Igrek	Ωω	Omega

**Asosiy shartli belgilar va ularning o'lchov birliklari**

2 - ilova

№	Parametr	Belgi	O'lchov birligi
1.	Uzunlik	L,l	m
2.	Eni	B,b	m
3.	Vaqt	T	s, soat
4.	Diametr	D,d	m
5.	Hajm	V	m <sup>3</sup> , l
6.	Hajm, nisbiy	V	m <sup>3</sup> /kg
7.	Hajmiy kengayish koeffisienti	B	K <sup>-1</sup>
8.	Balandlik	H,h	m
9.	Quvvat	N	Vt

10.	Zichlik	P	$\text{kg}/\text{m}^3$
11.	Tezlik	W	$\text{m}/\text{c}$
12.	Burchak tezligi	$\Omega$	$\text{rad}/\text{c}$
13.	Radius	R,r	M
14.	Massaviy sarf, Hajmiy sarf,	G,L,M,W,V	$\text{kg}/\text{c}$ $\text{m}^3/\text{c}$
15.	Sarf koeffisienti	A	-
16.	Yuza	F	$\text{m}^2$
17.	Foydali ish koeffisienti	H	-
18.	G'ovaklik	E	-
19.	Ko'ndalang kesim yuzasi	f,S	$\text{m}^2$
20.	Bosim, parsial bosim	R	Pa
	Bosim, to'yingan bug' bosimi	R P	Pa Pa
	Bosim, gaz aralashmasi bosimi		
21.	Dinamik qovushqoqlik	M	$\text{Pa}\cdot\text{c}$
	Kinematik qovushqoqlik	N	$\text{m}^2/\text{c}$
22.	Harorat	T,t, $\theta$	$\text{K},^\circ\text{C}$
23.	Harorat o'tkazuvchanlik koef-ti	A	$\text{m}^2/\text{c}$
24.	Issiqlik miqdori, ish	Q	J
25.	Solishtirma issiqlik sig'imi	C	$\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$
26.	Solishtirma issiqlik yuklama	Q	$\text{Vt}/\text{m}^2$
27.	Issiqlik berish koeffisienti	$\alpha$	$\text{Vt}/\text{m}^2\cdot\text{K}$
28.	Issiqlik o'tkazish koeffisienti	K	$\text{Vt}/\text{m}^2\cdot\text{K}$
29.	Solishtirma bug'lanish issiqligi	R	$\text{J}/\text{kg}$
30.	Ishqalanish koeffisienti	$\Lambda$	-
31.	Mahalliy qarshilik koef-ti	$\Xi$	-
32.	Mol konsentrasiya	x,y	-
	Massaviy konsentrasiya	x, $\dot{y}$	-
	Nisbiy mol konsentrasiya	X,y	-
	Nisbiy massaviy konsentrasiya	X,Y	-
33.	Mol hajmiy konsentrasiya	C	$\text{kmol}/\text{m}^3$
	Massaviy hajmiy konsentrasiya	C	$\text{kg}/\text{m}^3$
34.	Mol massa	M	$\text{kg}/\text{mol}$
	Diffuziya koeffisienti	D	$\text{m}^2/\text{c}$
35.	Modda berish koeffisienti	$\beta_x, \beta_y$	$\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{c}(\text{h.k.k.b})$ $\text{kmol}/\text{m}^2$ $\text{c}(\text{h.k.k.b})]$

### Suvning fizik xususiyatlari

4 - ilova

Fizik kattaliklar	Harorat, °C					
	20	40	60	80	100	120
Zichlik, $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	998	992	983	972	958	943
Qovushqoqlik, $\mu \cdot 10^3$ , N · c/m <sup>2</sup>	1,005	0,656	0,468	0,356	0,284	0,180
Issiqlik sig'imi, c, J/kg · K	4190	3960	3771	3566	3387	2933
Issiqlik o'tkazuvchanlik, $\lambda$ , W/m · K	0,593	0,639	0,662	0,674	-	-

### To'yingan suv bug'i xossalari bosim bilan o'zaro bog'lanishi

5- ilova

Bosim, P		Harorat, °C		r – bug'lanish issiqligi	
Pa	Kg/cm <sup>2</sup>	K	°C	Kj/kg	Kkal/kg
0,07848 · 10 <sup>5</sup>	0,08	314,25	41,1	2400	572,70
0,09810 · 10 <sup>5</sup>	0,10	316,55	45,4	2390	570,40
0,11772 · 10 <sup>5</sup>	0,12	322,15	49,0	2382	566,49
0,14715 · 10 <sup>5</sup>	0,15	326,45	53,6	2372	566,11
0,19620 · 10 <sup>5</sup>	0,20	332,85	59,7	2358	562,76
0,29430 · 10 <sup>5</sup>	0,30	341,85	68,7	2336	557,52
0,39240 · 10 <sup>5</sup>	0,40	348,55	75,4	2320	553,70
0,49050 · 10 <sup>5</sup>	0,50	354,05	80,9	2307	550,59
0,58860 · 10 <sup>5</sup>	0,60	358,65	85,5	2296	547,97
0,68670 · 10 <sup>5</sup>	0,70	362,45	89,3	2286	545,58
0,78480 · 10 <sup>5</sup>	0,80	366,15	93,0	2276	543,67
0,88290 · 10 <sup>5</sup>	0,90	369,35	96,2	2270	541,76
0,98100 · 10 <sup>5</sup>	1,00	372,25	99,1	2264	540,33
1,17720 · 10 <sup>5</sup>	1,20	377,35	104,2	2249	536,75
1,37340 · 10 <sup>5</sup>	1,40	381,85	108,7	2237	533,89
1,56960 · 10 <sup>5</sup>	1,60	385,85	112,7	2227	531,50
1,76580 · 10 <sup>5</sup>	1,80	389,45	116,3	2217	529,11
1,96200 · 10 <sup>5</sup>	2,00	392,75	119,6	2208	526,97

### Havoning fizik xususiyatlari

6 - ilova

Zichlik, $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	Dinamik qovushqoqlik, $\mu \cdot 10^3$ , N · c/m <sup>2</sup>	Kinematik qovushqoqlik v, m <sup>2</sup> /c	Issiqlik sig'imi, s, J/kg · K	Issiqlik o'tkazuvchanlik, W/m · K
1,29	17,3 · 10 <sup>-6</sup>	13,4 · 10 <sup>-6</sup>	1,006	0,0261

Atmosfera bosimida qaynaydigan ba'zi suvli eritmalar konsentratsiyasi, mass.  
%

7 - ilova

Ergan modda	Qaynash temperaturasi, °C							
	101	102	103	104	105	107	110	115
CaCl <sub>2</sub>	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68
KOH	4,49	8,51	11,97	24,82	17,01	20,88	25,65	31,97
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	-43,97	-50,86
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	65,34	79,53
KNO <sub>3</sub>	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	24,41	29,48
MgCl <sub>2</sub>	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	-	-
MgSO <sub>4</sub>	14,31	22,78	28,81	32,23	35,32	42,66	23,08	26,21
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	-49,87	-
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	-	60,94
NaNO <sub>3</sub>	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15,26	24,81	30,73	-	-	-	-	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	-	-	-
CuSO <sub>4</sub>	26,95	39,98	40,88	44,47	-	-	35,98	-
ZnSO <sub>4</sub>	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	-	-	46,95
NH <sub>4</sub> Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	-	-

Old qo'shimchalar va ularning ko'paytiruvchilari

8- ilova

Old qo'shimchalar	Nomi	Halqaro	O'zbekcha
1000000000000000000 = 10 <sup>18</sup>	Eska	E	E
100000000000000000 = 10 <sup>15</sup>	Peta	R	P
100000000000000000 = 10 <sup>12</sup>	Tera	T	T
10000000000 = 10 <sup>9</sup>	Giga	G	
1000000 = 10 <sup>6</sup>	Mega	M	M
1000 = 10 <sup>3</sup>	Kilo	K	K
100 = 10 <sup>2</sup>	Gekto	N	
10 = 10 <sup>1</sup>	Deka	Da	Da
0,1 = 10 <sup>-1</sup>	Desa	D	D
0,01 = 10 <sup>-2</sup>	Santi	S	S
0,001 = 10 <sup>-3</sup>	Milli	M	M
0,000001 = 10 <sup>-6</sup>	Mikro	μ	Mkm
0,000000001 = 10 <sup>-9</sup>	Nano	N	N
0,000000000000000 = 10 <sup>-12</sup>	Piko	R	P
0,000000000000000001 = 10 <sup>-15</sup>	Femto	F	F
0,0000000000000000000 = 10 <sup>-18</sup>	Atto	A	A

Tuzatish koeffisientlar qiymatlari  $m = (d_0/d)^2$

9- ilova

Truba diametri, m	m = 0,1	m = 0,2	m = 0,3	m = 0,4	m = 0,5	m = 0,6	m = 0,7
0,05	1,0037	1,0063	1,0082	1,0118	1,0144	1,017	1,020
0,10	1,0024	1,0045	1,0064	1,0065	1,0108	1,013	1,014
0,20	1,0017	1,0023	1,0034	1,0040	1,0052	1,006	1,007
0,30	1,0005	1,0010	1,0010	1,0010	1,0010	1,001	1,001

Natriy nitratning suvdagi eruvchanligi

10- ilova

harorat, °C	100g suvdagi eruvchanligi	qattiq faza	harorat, °C	100g suvdagi eruvchanligi	qattiq faza
-6,7	20,0	Muz	119*	209,0	NaNO <sub>3</sub>
-12,1	40,0	Muz	120	213,0	NaNO <sub>3</sub>
-18,1	61,5	Evtetik	140	255,0	NaNO <sub>3</sub>
0	70,7	NaNO <sub>3</sub>	160	301,0	NaNO <sub>3</sub>
20	88,0	NaNO <sub>3</sub>	180	383,0	NaNO <sub>3</sub>
25	92,7	NaNO <sub>3</sub>	200	432,0	NaNO <sub>3</sub>
40	104,9	NaNO <sub>3</sub>	224,7	724,0	NaNO <sub>3</sub>
60	124,7	NaNO <sub>3</sub>	253,6	1250,0	NaNO <sub>3</sub>
80	148,0	NaNO <sub>3</sub>	289,2	4494,0	NaNO <sub>3</sub>
100	176,0	NaNO <sub>3</sub>			NaNO <sub>3</sub>

\*Natriy nitratning to'yingan eritmasi (736 mm.sim.ust.)

Natriy nitratning suvli eritma zichligi (ρ)

11- ilova

NaNO <sub>3</sub> , % kontsent- ratsiyasi	Harorat°C						
	10	25	40	50	60	80	100
1	1,0066	1,0037	0,9986	0,9944	0,9894	0,9779	0,9644
10	1,0712	1,0656	1,0584	1,0532	1,0473	1,0348	1,0208
20	1,1483	1,1402	4,1314	1,1250	1,1187	1,1048	1,0901
30	1,2320	1,2225	1,2122	1,2051	1,1980	1,1830	1,1674
45	1,3760	1,3646	1,3528	1,3448	1,3371	1,3206	1,3044

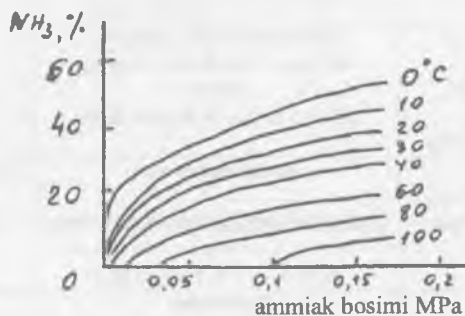
**Quyida azotli, fosforli, kaliyli va kompleks o'g'itlar majmuasi keltirilgan.**

**12-ilova**

Azotli o'g'itlar		Fosforli o'g'itlar	
<b>Suyuq ammiak</b> (NH <sub>3</sub> ) 82,3% N	<b>Suvli ammiak</b> (NH <sub>3</sub> +H <sub>2</sub> O) 16,5-20,5% N	<b>Oddiy superfosfat</b> Ca(H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> · H <sub>2</sub> O H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> + CaSO <sub>4</sub> 14-21% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	<b>Ikkilamchi superfosfat</b> Ca(H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> · H <sub>2</sub> O+H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> 42—52 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
<b>Ammoniyli selitra</b> NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> 32-34 % N	<b>Ammoniy sulfat</b> (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 19-21% N	<b>Fosforli un</b> Ca <sub>10</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>6</sub> [(OH)F] <sub>2</sub> 15-35 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	<b>Fosforli shlak</b> 4CaO·P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> +5CaO · P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> · SiO <sub>2</sub> 14- 20 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
<b>Natriy nitrat</b> NaNO <sub>3</sub> 15-16% N	<b>Kaltsy nitrat</b> Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> ·3H <sub>2</sub> O 13-15 % N	<b>Dikaltsy fosfat</b> CaHPO <sub>4</sub> · 2H <sub>2</sub> O 46-47 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	<b>Ftosizlantirilgan fosfor</b> 3CaO·P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> +4CaO · P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> 20-38 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
<b>Karbamid</b> (NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> CO 46-46,5 % N	<b>Karbamid formaldegid</b> NH <sub>2</sub> CONHCH <sub>2</sub> 33—42 % N	<b>Kaliy xlorid</b> KCl 50-62 % K <sub>2</sub> O	<b>Aralashtirilgan kaliyli tuzlar</b> KCl+NaCl yoki KCl+MgSO <sub>4</sub> 38-52 % K <sub>2</sub> O
		<b>Kaliyli sulfat</b> K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 48-52 % K <sub>2</sub> O	
<b>Ammoniyilashirilgan superfosfat</b> CaHPO <sub>4</sub> +NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> +CaSO <sub>4</sub> 1.5 - 3 % N, 19-20 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	<b>Nitroammofoska, azofoska</b> NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> +KNO <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> Cl 17-18.5 % dan N, P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> va K <sub>2</sub> O <sub>5</sub>		<b>Kaliy nitrat</b> KNO <sub>3</sub> 13,5 % N , 46,5 % K <sub>2</sub> O
<b>Ammofos</b> NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> + H <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> 11-14 % N, 46-55 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	<b>Karboammofoska</b> (NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> CO+(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> +KNO <sub>3</sub> +NH <sub>4</sub> Cl 18-20 % dan N, P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> va K <sub>2</sub> O		<b>Magniy ammoniy - fosfat</b> NH <sub>4</sub> MgPO <sub>4</sub> · H <sub>2</sub> O 34-35 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> 17-19 % MgO
<b>Diammofos</b> (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> +NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> 16-18 % dan N, 46-48 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	<b>Nitrofoska</b> NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> +CaHPO <sub>4</sub> +KNO <sub>3</sub> +NH <sub>4</sub> Cl (yoki (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> yoki NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> +CaSO <sub>4</sub> 2H <sub>2</sub> O yoki CaCO <sub>3</sub> ) 11-20 % N, 8-16 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ,10-21 % K <sub>2</sub> O		<b>Ammoniy metafosfat</b> (NH <sub>4</sub> PO <sub>4</sub> ) <sub>n</sub> 17% N, 80 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
<b>Neyroammofos</b> NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> 21-25% N, 20-25% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>			
<b>Ammofoska</b> NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> +(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> S <sub>0</sub> 4+KNO <sub>3</sub> + NH <sub>4</sub> Cl 8-12 % N, 10-24 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> , 15-24 % K <sub>2</sub> O			<b>Ammoniy polifosfat</b> (NH <sub>4</sub> ) <sub>5</sub> P <sub>3</sub> O <sub>10</sub> +(NH <sub>4</sub> ) <sub>4</sub> P <sub>2</sub> O <sub>7</sub> + +(NH <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> HP <sub>2</sub> O <sub>7</sub> +NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> 12 - 25 % N, 53-61 % P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>

Harorat °C	Eruvchanlik o'r. %	Qattiq faza	Harorat °C	Eruvchanlik o'r. %	Qattiq faza
-4,7	12,5	My <sub>3</sub>	40,0	66,3	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$
-9,0	22,9	My <sub>3</sub>	42,7*	69,7	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$
-16,1	33,2	My <sub>3</sub>	42,6	70,6	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
-28,0	42,9	My <sub>3</sub>	51,1*	75,2	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
0	50,5	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	50,6	77,0	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
20,0	56,0	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	51,6	78,0	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$
25,0	58,0	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	151,0	79,0	$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$
		$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$			$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$
		$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$			$\text{Ca}(\text{NO}_3)_2$

- suyuqlanish temperaturasi



Rasm 1. Ammiakni suvda eruvchanlik izotermasi.

## FOYDALANILGAN ADABIYOTLAR.

### Asosiy adabiyotlar

1. Mirziyoyev Sh.M. Milliy taraqqiyot yo‘limizni qat’iyat bilan davom ettirib, yangi bosqichga ko‘taramiz. – Toshkent. “O‘zbekiston” NMIU, 2017. 592 b.
2. Ataqo‘ziev T.A., Yakubov Sh.A. Noorganik moddalar kimyoviy texnologiyasi. Darslik. T. “O‘qituvchi”, 2008.
3. Shamshidinov I.T., Mirzaqulov X.Ch. “Sulfat kislota ishlab chiqarish nazariyasi va texnologik hisoblari”. Darslik. Namangan 2015y. 251 bet.
4. Ibragimov G.I., Erkaev A.U. Kaliy xlorid texnologiyasi. Darslik. Toshkent. “Muharrir” nashriyoti, 2010 y., 199 bet
5. G‘ofurov Q., Shamshidinov I. Mineral o‘g‘itlar va tuzlar texnologiyasi. T. Fan va texnologiya markazi. 2007 y. 352 bet.
6. Mirzaev F.M., Ataqo‘ziev T.A. Yakubov Sh.A., Noorganik moddalar va mineral o‘g‘itlar texnologiyasi. T. “Talqin”. 2007 y. 424 bet.
7. Амелин А.Г. Технология серной кислоты. Учеб. Пособ. Для вузов, 2 -е издан., перераб, М. Химия, 1983 – 360 с
8. Химическая технология неорганических веществ: в 2 кн. кн. I.. X 46 Учеб. Пособ. / Ахметов Т.Г., Порфирьева Р.Т. и др.; под ред. Ахметов Т.Г. М.: высш. шк., 2002. -688 с

### Qo‘shimcha adabiyotlar

1. Амелин А.Г., Яшке Е.В. Производство серной кислоты. Учебник для проф. техн. учеб. заведений. М. Высш. Шк., 1974-220 с.
2. Основы химической технологии. Учебник. Мухленов И.П., Горштейн А.Е. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Выс.школа, 1983-335 с.
3. Васильев Б.Т., Отвагина Б.И. Технология серной кислоты. Учебник. Л.: Химия, 1985-384 с.
4. Атрошенко В.И. и др. Технология связанного азота. Учебник .Л.: Химия, 1986.
5. Кутепов А.М., Бондарева Т.Н., Беренгертен М.Г. Общая химическая технология. Учеб. для техн. вузов. 2-е изд. Испр. и доп. М. Выс.школа 1990-520 с.

### Internet va Ziyonet saytlari

1. [www.texnologiv.ru](http://www.texnologiv.ru)
2. [www.google.ru](http://www.google.ru)
3. [www.ziyonet.uz](http://www.ziyonet.uz)
4. [www.iconstel.net](http://www.iconstel.net)
5. [www.chemport.ru](http://www.chemport.ru)

**TOJIMAMATOVA M. YO.**

**«NOORGANIK MODDALAR KIMYOVIY TEXNOLOGIYASI»  
FANIDAN AMALIY MASHG'ULOTLAR BAJARISH UCHUN  
O'QUV QO'LLANMA**

**Muharrir: D.Mamajonova**

**Texnik muharrir: A.Allaberganov**

**Sahifalovchi: A.Ayubjonov**

**Dizayner: G'iyosov Jasurbek**

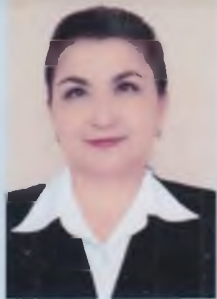
**Bosishga ruxsat etildi: 2023-yil. Nashriyot bosma tabog'i – 9,9375.**

**Bichimi 84x108 1/16**

**Adati 100.**

**“Farpi alpha” UK**

**Manzil: 150100, Farg'ona viloyati, Farg'ona shahri,  
Farg'ona ko'chasi, 86-uy.**



Tojimatova Muqaddam Yormaxammatovna - Farg'ona politexnika instituti "Kimyo va kimyoviy texnologiya" kafedrasida katta o'qituvchisi. Kimyoviy texnologiya sanoati ilm sohasida ilmiy izlanishlar olib bormoqda. Uning ilmiy maqolalari nufuzli ilmiy jurnallarda chop etilgan. 1992-1997 yillarda Farg'ona politexnika institutining "Kimyo texnologiya" fakultetining "Atrof muhit muhofazasi va tabiiy resurslardan oqilona foydalanish" yo'nalishida tahsil olgan. 1997-1998 yillarda Farg'ona viloyati Marg'ilon "Ipakchilar" fabrikasi laboranti, 2000-2004 yillarda Farg'ona sun'iy chirm zavodi laboranti, 2006-2008 yillarda Farg'ona politexnika instituti "Kimyoviy texnologiya" kafedrasida kabinet mudiri, 2008-2016 yillarda Farg'ona politexnika instituti "Kimyoviy texnologiya" kafedrasida assistenti, 2016-2018 yillarda Farg'ona politexnika instituti 1-bo'limi noziri, 2018-2020 yillarda "Kimyoviy texnologiya" kafedrasida assistenti lavozimlarida faoliyat olib bordi. Hozirda "Kimyo va kimyoviy texnologiya" kafedrasida katta o'qituvchisi lavozimida faoliyat olib bormoqda.