

Қ.И. СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ  
ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ  
УНИВЕРСИТЕТІ

СӘТБАЕВ  
УНИВЕРСИТЕТІ



ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ  
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

БЕЙОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАРДЫҢ  
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ



«Қорғауға жіберілді»

ХХХТ кафедра меңгерушісі

Н.М. Жунусбекова

«21» мамыр 2019

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

Тақырыбы: «ЖШС Казфосфат аясында а маркалы (тағамдық) термиялық фосфор қышқылының өндірісі бойынша цехты жобалау»

5B072000 – «Бейорганикалық заттардың химиялық технологиясы» оқу бағдарламасы бойынша

Орындаған

Т. Ұ. Қыдырбай

Ғылыми жетекшісі

х.ғ.к., сениор-лектор  
М.Б. Журсумбаева

Норма бақылау

Ш.У. Мырзабекова

## КІРІСПЕ

Фосфор қышқылы тыңайтқыш және әртүрлі фосфор құрамдас тұздар алу кезіндегі компоненттердің бірі болып табылады. Фосфор қышқылын өндірісте екі түрлі әдіспен алады: термиялық және экстракциялық.

Фосфор қышқылын электротермиялық әдіс арқылы өндіру үрдісі екі негізгі сатыдан тұрады: фосфорды электроайналдыру және оны фосфордың жарты бес тотығының фосфор қышқылына дейін айналатын келесі гидратациясымен тотығу.

Электротермиялық әдістің құндылығына төменгі сапалы фосфат шикізатынан салыстырмалы түрдегі таза және байытылған фосфор қышқылын алу мүмкіндігі жатады.

ТФҚ өндірісінің көп таралған екісатылы нобайы бойынша айналдыру газдары шаңнан тазартылады, кейін фосфор 60С температура шамасында, яғни фосфордың балқу шамасынан жоғары температурада концентрленеді. Сұйық фосфорды күйдіру камерасында ұстайды, түзілген фосфор ангидридін суытылады және сумен жұтылады.

Термиялық фосфор қышқылы өнеркәсіпте экстракциялық фосфор қышқылына қарағанда қымбатырақ, себебі ол анағұрлым таза және құрамында фтор қоспасының болмауы себебімен жемдік фторсызданған фосфат алуда жарамды. Ол, сонымен қатар, жуу құралдары өндірісінде, әртүрлі техникалық фосфат және т.б. өндірістерде кеңінен қолданылады. Термиялық фосфор қышқылын концентрленген фосфор тыңайтқыштары өндірісінде аз мөлшерде қолданады.

Термиялық фосфор қышқылының концентрациясы 80%-ға  $\text{H}_3\text{PO}_4$  дейін құрайды (56.8%  $\text{P}_2\text{O}_5$ ).

Сондықтан ТФҚ өндірісі бойынша цех құрылысын айтылған болжамды және ұсынылып отырған негізгі үрдіс сатылары параметрлеріне негізгі физика-химиялық сипаттамаларының әсерін есепке ала отырып жүргізу қажет.

Дипломдық жобада ЖЖФЗ негізінде жылдық өнімділігі 120 000 тонна термиялық фосфор қышқылын алу цехын жобалау қарастырылады.

### 1 Жобаланатын кәсіпорынның құрылыс орны негіздемесі

Өндірістің тиімділігін жоғарылатуда маңызды рөлді шикізат көзін орналастыру, арзан электроэнергия, өндірістің техника деңгейі, су ресурстары,

табиғи газ және т.б. факторларға тәуелді химиялық өндіріс кәсіпорындарын оңтайлы орналастыру ойнайды.

Термиялық фосфор қышқылын өндіру Тараз қаласында қарастырылған. Зауыт қаланың оңтүстік батысында қаладан 15 км қашықтықта орналасқан. Мұнда өнеркәсіптік кәсіпорын табиғи газбен, шикізатпен және жұмыс күшімен толығымен қамтамасыздандырылады. Қалада химиялық кәсіпорынға кадрлар дайындайтын үш жоғарғы оқу орны бар. Кадрлар дайындау мәселесі сол орында шешіледі. Кенорын және байыту фабрикасы Тараз қаласынан 180 км жерде орналасқан. Сонымен қатар, жанында темір және автокөлік жолдары бар.

Қондырғы кәсіпорын алаңында цех жанында санитарлық ара қашықтықты сақтай отырып орналастырылады: оңтүстік батыстағы кәсіпорын алаңының 1,5 км-де және тұрғын үйлер алаңынан 3 км жерде.

Жоба келесі табиғи шарттар үшін жасалған:

Қаңтардағы орташа температура – минус 10С

Шілдедегі орташа температура – плюс 20 – 27С

Құрылыс ауданы климаты континентальді. Қалдықтардың орташа жылдық мөлшері – 350-900мм. Қар қалыңдығы 40 – 50см.

Аймақ бедері тегіс, оңтүстік батысқа қарай жалпы еңіс – 0,005. Топырақ 2 метрге тоңдайды. Жел оңтүстік шығыс бағытында 5 м/с жылдамдықпен жылжиды және сондықтан, тазалаудан кейінгі қалдық газдар қарама-қарсы жаққа бағыт алады.

Жамбыл ГРЭС 1230МВт қуаттылығымен жобаланатын бөлімді электроэнергиямен қамтамасыз етеді. Сумен қамтамасыз ету көзі Талас өзені болып табылады. Аудан жанармаймен, газбен және мазутпен жабдықтандырылған.

Қалада қажетті шикізат баратын фосфор қосылыстары өндірісінің көптеген ірі өнеркәсіптері бар. Сонымен қатар, шикізат Қазақстанның фосфор шикізатына қажеттілігі бар барлық зауыттарына жеткізіледі.

## 2 ӘДЕБИЕТТІК ШОЛУ

Фосфор табиғатта көп таралған элемент болып табылады. Оның жер қыртысындағы құрамы 0,08-0,12% (салмағы бойынша) немесе жер қыртысы атомының жалпы санының 0,07% шамасын құрайды. Элементарлы фосфордың және оның тотықтарының жоғары активтілігі салдарынан ол суда аз және қиын еритін минералдарды түзеді. Құрамында фосфор бар 120 минерал белгілі. Олардың ішіндегі өндірістік мәні бар – фосфоритті кен

құрамына кіретін апатитті топ. Аргономикалық кен деп аталатын табиғи фосфаттар элементарлы фосфор, фосфор қышқылы, минералды тыңайтқыш, жемдік құрал, полифосфат және т.б. өндірістері үшін бастапқы шикізат болып табылады.

## 2.1 Апатит және фосфорит кендерінің минералдық құрамы

Табиғи фосфор кендері өзінің физикалық және химиялық қасиеттері бойынша минералдық құрамы, құрылымы, қоспалар құрамына тәуелді ажыратылады. Олар екі түрге бөлінеді – апатитті және фосфоритті кендері. Шикізаттың екі түрінде де жалпы формуласы  $3M_3(PO_4)_2 \cdot CaX_2$  апатитті топ минералдары фосфор заты болып табылады, мұндағы М - Са ретінде, ал Х – фтор, хлор, ОН ретінде қабылданады. Сонымен қатар фосфатты кендерге қоспалар кіреді. Табиғатта көптеп кальцийфторапатит  $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot CaF_2$  немесе  $Ca_5(PO_4)_3F$ , тағы гидросилапатит  $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot Ca(OH)_2$  немесе  $Ca_5(PO_4)_3OH$  таралған. Гидросилапатит жануарлар сүйегінде табылады.

Апатитті кендерде негізгі фосфорқұрамды минерал кальцийфторапатит және аз мөлшерде гидросилапатит және басқа да изоморфты ауыстыру қалыптар болып табылады. Фторапатит кенде жасыл және сарғыш жасыл түске боялған жартылай түссіз бұрыс минерал түрінде болады. Дәндері кейде алты бұрышты призма қалпын иеленеді. Апатиттер полидисперстілігі және микрокеуектілігі жоқ ірі кристалдық бөліктерден тұрады. Фосфориттер майда кристалдық құрылыммен, жоғары полидисперстілік және бөлшектердің кеуектілігімен сипатталады.

Фосфатты минерал саны жер қыртысында 0,75%-дан көп емес. Фосфордың 95%-ға жуығы присутствующих почти во всех изверженных породах в рассеянном состоянии апатит түрінде кездеседі. Ірі апатитті кенорындар – магмалық текті. Фосфориттер кенорындары теңіз суларындағы фосфаттың тұндырмалары салдарынан пайда болды.

## 2.2 Фосфорит кендерінің түрлері және кенорындары

Фторапатиттің ең ірі қоры Хибин тундрасындағы (Кольский полуостров) магма текті кенорындар болып табылады. Мұнда апатитті-нефелинді кеннің 6 кенорны қаралған: Кукисвумчоррское, Юкспорское, Расвумчоррское, Саамское, Куэльпорское және Ено-Ковдорское, олардың алғашқы үшеуі эксплуатирленеді. Шетелде апатиттік кеннің магмалық кенорындары фосфоритті темір кендердің кенорындарымен байланысты Солтүстік және Орталық Швецияда орналасқан. Фосфор кенінде апатиттің мөлшері 8-13% құрайды. Оңтүстік Африка Республикасында контактілі апатиттің кенорны бар (перокси-апатитті текіден құрамы 34-40,5%  $P_2O_5$  құрамды таза деуге болатын апатитке дейін). Апатиттің гидротермальді кіші кенорындары

Канадада және Оңтүстік Норвегияда бар. Апатиттің ірі кендері Бразилияда (Минас-Жерайс) және Угандада (Шығыс Африкада) орналасқан [1-3].

Кенді затты қалыптастыру бойынша қалдықты фосфорит кенорындар 2 түрге бөлінеді: платформалы және геосинклинальді.

Платформалы қорлар кенді үлкен алаңдарда аз қалыңдықты иеленетін қабатты, (5 м-ден жоғары емес) бос жынысты қаттаммен бөлінген фосфоритті қабаттардың горизонтальді қатпар түрінде орналастырумен сипатталады.

Геосинклинальді кенорындар түзу созылған, күрделі қатпарды иеленетін (крутые наклоны пластов), 15м қалыңдықты фосфоритті жыныстар фосфатты-кремнийлі және фосфатты-карбонатты түрлермен және басқаларымен кезек-кезек кездеседі.

Кенорындардың екі түрінде де фосфоритті түрлеріне қарай ажыратады: пластты, желвақты, дәнді және ұлу қабыршақты.

Пластты фосфориттердің ірі кенорындары Қазақстанның Жамбыл облысында (Қаратау таулары) табылады. Бұл аймақтың ең негізгі кенорындары – Шұлақтау, Ақсай, Жанытас, Көксу. Кендер 26% –ға дейін  $P_2O_5$  және 2-3%-дан көп емес бір жарым есе тотық. Кеннің сапасына доломиттің және магний силикаттары (3%-дан жоғары) қоспалары кері әсерін тигізеді.

Желвақты фосфориттер бұрынғы КСРО Еуропалық бөлігінде және Солтүстік-Батыс Қазақстанда кварцты-глауконитті, кейде әктік құмдар және саз араларында желвақтың (тастың) әртүрлі формасында және түсінде кездеседі. Желвақты фосфориттер үш топқа бөлінеді: 1) құмды, 2) глауконитті, 3) сазды.

Дәнді фосфориттер кенорындары – Тәжікстан, Шығыс Сібір. Олар өндірістік мәнге ие емес.

Эстонияның (Маарду) және Ленинград облысының (Кингисеппское) ірі жыныстары ұлу қабыршақты фосфориттер түрінде қалыптасқан – олар қанық фосфориттелген ұяшықтар қабаттарының түрлері.

Фосфат шикізаттарының кенорындары бұрынғы КСРО аймақтарында тегіс емес орналасқан. “Русская Платформа” көптеген кенорындары төмен сапалы фосфориттерді құрайды. Химиялық өңдеуге арналған шикізат базасы негізі хибин апатиттері және Қаратау фосфориттері болып табылады.

Кольский кенорнының апатитті-нефелинді кені және Қаратау фосфориттерінен басқа шикізат ресурстары үшін Ақтөбе фосфориттері және Вятско-Камский кенорындары қаралған.

Фосфорит қорының шетелдегі ірі аудандарына Солтүстік Африка (Тунис, Алжир, Марокко), АҚШ, Тынық мұхит аралдары және Иордания жатады.

### 2.3 Фосфаттың қолданылуы

Фосфор кендерінің қазіргі бар мөлшері минералды тыңайтқыш өндірісінде және аз мөлшерде – элементарлы фосфор және фосфор құрамды өнеркәсіптік тауарлар алуда, сонымен қатар қара және түсті металлургияда қолданылады.

Тыңайтқыш алу арқылы фосфатты қайта өндірудің негізгі мақсаты суда және басқа ерітінділерде ерімейтін табиғи фосфортотықты қосылыстарды еритін күйге ауыстыру болып табылады. Фосфаттың қасиеттеріне, оның минералдық және химиялық құрамы, алынып жатқан өнім бағыттары және техника-экономикалық шарттарына [2] байланысты өндеудің түрлі әдістері қолданылады. Барлық жағдайда табиғи фосфаттарды алдын-ала бөлшектеуге және құрғақ немесе ылғал сепарация әдістері арқылы байытуға, күйдіруге және флоатацияға ұшыратады. [4-6]

Механикалық және физика-механикалық әдістермен кейбір мөлшерде дайын өнім – фосфорит ұнын алады. Ол қышқыл тыңайтқыш түрінде және суперфосфатқа бейтараптау қоспасы ретінде қолданылады. Фосфаттың химиялық қайта өңдеуі минералдық қышқылдар көмегімен іске асырылады. Фосфориттің элементарлы дәні ірілігінің азаюы немесе олардың жалпы салыстырмалы сыртының үлкеюімен фосфор кенінің химиялық активтілігі және аргономикалық құндылығы өсетіні дәлелденген [7].

Флотация әдісі апатитті-нефелинді кенді байыту үшін қолданылады. Нәтижесінде жоғары сапалы апатитті концентрат (39.4%  $P_2O_5$ ) алынады. Апатитті-нефелинді кеннің байыту үрдісі апатитті және нефелинді шаңды аспирационды жүйедегі ауамен және құрғату қондырғыларындағы газдармен бірге шығарумен тығыз байланысты.

### 2.4 Фосфаттың физика-механикалық қасиеттері

Фосфорит тастарының қаттылығы 2 мен 5-тің шегінде болады, ал таза апатиттің дәнінікі 5-ке тең (Моос шкаласы бойынша). Апатиттің балқу температурасы 1500-1570°C; 25°C-тағы қалыпты жылу түзу 28 ккал/моль. Апатитті концентраттың жылусыйымдылығы 0,187 кал/(г\*град) [6]. Апатитті концентраттың көлемдік салмағы оның ылғалдылығы аз мөлшерде жоғарылағанда кенет төмендейді. Қалыпты жағдайда стандартты өнім үшін бұл салмақ топтасқан күйде 1,8т/м, ал тасымалдағышта және кіші бункерлерде 1,5т/м болып есептеледі. Фосфорит ұны 0,1-0,3% ылғанданғанда көлемдік салмағы (т/м): тасымалдағыш лентасында 1,1-1,2 , вагонға жаңа тиелгенде 1,45-,5 , темір жол арқылы тасымалданғаннан соң 1,6 , қоймада ұзақ сақталғаннан соң 1,8-2,0-ге теңеседі. Ылғалдылық концентраттың сусымалдылығына да әсер етеді.

Ылғалдылығы 0,1% апатит концентраты үшін кейбір қосымша қасиеттер: динамикалық діріл коэффициенті 1,20; ішкі діріл коэффициенті 0,68; ізсіз

ығысуға бастапқы кедергі 6-55 кгс/м; тығыздық 3,22; біту коэффициенті 0,2. Апатитті концентраттың 3 тәулік жатуы кезінде оның қасиеті және діріл коэффициенттері өзгермейді деуге болады.

Табиғи фосфаттың топырақтық ерітіндіде ерігіштігі және оның тыңайтқыш ретінде эффективтілігі ұсақ ұн, фосфат құрамы және жалпы салыстырмалы сыртына тәуелді.

Фосфат шикізатының әртүрлі түрлері қышқылда түрлі жылдамдықта ыдырайды. Фосфаттың реакциялық қабілеті ыдырау кезінде әдетте дәннің пісуі және кристалдың өсуінен соң оны қайнатудан кейін төмендейді. Егер табиғи фосфатта көміртектің қостотығы кейбір мөлшерде болатын болса жеңіл ыдырайды.

## 2.5 Фосфатты химиялық қайта өңдеудің өнімдері және әдістері

Фосфат шикізатын химиялық қайта өңдеудің барлық әдістерін екіге бөлуге болады:

- 1) Шикізатты дайын өнім алумен тура өңделеу;
- 2) Шикізатты ыдырату арқылы аралық өнім алу – келешекте әр түрлі соңғы өнімдер алуда қолданылатын фосфор және фосфор қышқылы.

Фосфатты қайта өңдеу үшін қышқылдық, сонымен бірге термиялық әдісті қолданады.

Фосфатты шикізатты күкірт қышқылымен өңдеу арқылы жай суперфосфат, фосфор қышқылы арқылы қос (немесе үш-), күкірт және фосфор қышқыолдары қоспасы арқылы байытылған (немесе бір жарым еселік) суперфосфат алады. Барлық аталған өнімдер табиғи фосфатқа қарағанда суда еритін фосфор қосылыстарын құрайды. Олар фосфор тыңайтқыштары рөлін атқарады және сіңіргіш  $P_2O_5$  құрамы бойынша ажыратылады. Фосфатты тура термиялық өңдеу кезінде түрлі фосфорлы тыңайтқыштарын және техникалық мақсатта қолданылатын фосфат – 23,5-38%  $P_2O_5$  құрамды фторсызданған фосфат (жемдік немесе тыңайтқыштық) алады.

## 3 ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ БӨЛІМ

### 3.1 Термиялық фосфор қышқылын алу

Термиялық фосфор қышқылы балқытылған фосфорды немесе фосфорды электроайдау кезінде түзілетін фосфорқұрамды газдарды күйдіру арқылы алынады. Фосфор қышқылы өндірісінің электропеш газдарын тура күйдіругеден қарағанда екісатылы әдісі кезінде, яғни электропеш газдарынан конденсациялау кезінде және тазалау фосфор қышқылы шығады. Одан басқа, екісатылы әдістің артықшылығы газдан фосфорды конденсациялаудан кейінгі қалатын жоғары пайызды көміртек тотығын қолдану мүмкіндігі болып табылады [2]. Бірсатылы әдіс кезінде көміртек тотығы фосформен бірге күйдіріледі, ал фосфор қышқылын үлкен көлемде түзіліп жатқан газдан ұстап қалу ауқымдырақ аппарат қажет етеді; электроэнергия, су және шығыны бұл әдісте айтарлықтай көп. Ауада бу тәрізді немесе сұйық фосфорды күйдіру кезінде фосфор ангидридін құрайтын газ түзіледі, оның фосфор қышқылына айналуы газды сумен шаймалау кезінде іске асады. Газдың жоғары температурасы салдарынан (800-1000°C) фосфор ангидридін гидратациясы кезінде бастапқыда кейінгі суыту және гидратацияда тұман тәрізді ортофосфор қышқылына айналатын бу тәрізді метафосфор қышқылы түзіледі. Фосфордың гидратация кезінде фосфорлау және фосфорлылау қышқылдарына өтетін төмен тотықтарын болдырмау үшін фосфорды күйдіру ауаның екі еселік артығында орындалады [1].

Фосфордың жанғыш оты және ыстық фосфор қышқылы көптеген материалға жойғыш әрекет етеді. Фосфор қышқылы өндірісі үшін аппараттар әзірлеу кезінде графитті блок және құбырлар, қышқылға төзімді кірпіштер, хром-никельді шойын және хромды қазандықтар қолданады [5]. Фосфор қышқылы үшін резервуарды гуммирлейді немесе полиизобутиленмен қаптайды және қышқылға төзімді кірпішпен немесе диабазалы секілді пештермен футерлейді.

### 3.2 Технологиялық схемаға сипаттама

Балқыған фосфордан термиялық фосфор қышқылын алудың технологиялық нобайы бейнеленген. Шығыс резервардан ыстық су қысымы астында фосфор құбырөткізгіш арқылы 6-7 форсункаға (1) мұнара-күйдіру камерасын жауып тұратын горизонтальді торда құрылған қышқылға төзімді хром-никельді шойыннан немесе хромды қазандықтан беріледі. Мұнара корпусы шойыннан жасалған, ішкі жағы гуммирленген және резеңке қабаты бойынша қышқылға төзімді кірпіштермен қаланған. Биіктігі 10м, үстіңгі



диаметрі 2,75м, астыңғы диаметрі 2,35м мұнарада тәулігіне 12 т фосфор өңдеуге болады, бұнда 37,5 т/тәулік 100% фосфор қышқылына сәйкес келеді. Фосфор қысылған ауаболып түсетін форсункаға шашыратылады және төменге қаратылған факел түзіп күйдіріледі. Күйдіруге қажет қосымша ауа форсунка бекітілген тор арқылы келеді. Мұнаның үстіңгі аумағында ‘воротник’ – салқын фосфор қышқылы және күйдірілетін фосфордан фосфор қышқылы түзілуі үшін керек су түсетін (30-40°C) [3] сақиналы науа бар. Су, сонымен бірге, мұнаның ортаңғы бөліктерінде орналасқан бірнеше тесік арқылы беріледі; кірпішке су ағыны пәрменімен шашырайды және газбен араласады. Су мөлшері мұнарадан ағатын қышқыл концентрациясы 88%  $H_3PO_4$  болатындай ретке келтіріледі [8].

Үстіңгі сақиналы науада сумен ыдыратылған суық фосфор қышқылы оның ішкі жағы арқылы құйылады және оларды фосфор отынан және қатты агрессивті ыстық метафосфор қышқылынан зардап шегуден сақтай отырып мұнара қабырғасы арқылы ағады. Мұнара қабырғаларының қышқылмен тең мөлшерде жуылуына оның конус тәрізді формасы көмегін тигізеді. Қабырға арқылы түсетін қышқыл фосфор күйдірілуі кезінде түзілетін жылу есебімен буланып ұшып кетеді [9].

Судың 80-100°C-қа дейін булану есебінде мұнаның астыңғы бөлігінен суыған газ оның құрамында болатын тұман тәрізді фосфор қышқылы ұсталатын пластинкалы электросүзгішке (3) түседі, кейін гуммирленген вентилятормен (4) атмосфераға шығарылады. Қышқылға төзімді кірпішпен қаланған шойынды электросүзгіш камерасының ұзындығы 11,5м, ені 3м және биіктігі 5,7м. Электросүзгіштің ішкі детальдары тотықпайтын болаттан дайындалған. Қышқылдың шығарылуы үшін электросүзгіш түбі ортасы еңіске ие. Электросүзгіштен шығатын қышқыл концентрациясы 75-77%  $H_3PO_4$ , яғни мұнарадағыдан азырақ. Электросүзгіште алынатын қышқыл концентрациясы ондағы газ температурасы төмен болған сайын төмендейді, себебі төмен температурада су буының көп мөлшері конденсирленеді.

Мұнарадағы 85-86°C қышқыл және электросүзгіштегі қышқыл болатты гуммирленген және қышқылға төзімді кірпішпен қаланған олардың араласып, 85-86%-дық фосфор қышқылын [7] түзетін топтама (5) науа бойынша ағады. Бұл қышқыл тотықпайтын болаттан жасалған насос (6) арқылы сумен 30-40°C-қа дейін суытылатын суармалы суытқышқа (7) беріледі және дайын өнім қоймасына бағытталады. Бұл қышқылдың бір бөлігі мұнара суармасына түседі.

Термиялық фосфор қышқылы маңызы шамалы қоспаларды құрайды:  $SO_3$ ,  $R_2O_3$ , Pb, F,  $SiO_2$  мөлшері жүздік немесе мыңдық пайыз үлесін құрайды; As мөлшері 0,002-0,004% шегінде ауысып тұрады [10].

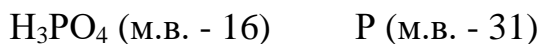
### 3.3 Технологиялық бөлім

#### 3.3.1 Шығатын газдардың материалдық балансы

Дипломдық жұмыс тапсырмасы бойынша цех жылына 120 000 тонна моногидрат өндіреді,

$$\text{немесе } \frac{120000}{320 \cdot 24} = 15.63 \frac{\text{т}}{\text{сағ}} \text{ (моногидрат)}$$

Күйдіретін фосфорды есептеу, кг/сағ:



$$15.625 \quad \quad \quad \text{х} \quad \quad \quad \text{х}=4175.6 \text{ (қоспасыз фосфор)}$$

100 кг - 96%

X - 4176  $\quad \quad \quad \text{х}=4349.6=4350 \text{ кг/сағ (фосфор қоспамен)}$

96% сары фосфор, 2% қоспалар, 2% су құрайтын 1000кг техникалық фосфорды күйдіруге кететін ауаның шығынын анықтаймыз.

A кг фосфорды күйдіруге қажет  $V_{\text{ауа}}$  шығынын ауа формула бойынша келтіреміз:

$$V_{\text{ауа}} = \frac{A \cdot 5 \cdot 22.4 \cdot a \cdot \alpha}{4 \cdot 31 \cdot 21}$$

Мұндағы: 31 – фосфордың атомдық салмағы; а – элементарлы фосфордың техникалық сары сұйық фосфордағы құрамы, %; 21 – ауадағы оттегі құрамы, %;  $\alpha$  – стехиометриялық санына қатысты 1,9-2,1 кг/м<sup>3</sup> ауа артығы коэффициенті;

$$V_{\text{ауа}} = \frac{1000 \cdot 5 \cdot 22.4 \cdot 99,6 \cdot 1}{4 \cdot 31 \cdot 21} = 4284 \text{ м}^3$$

Оның ішінде, кг: оттегі  $4284 \cdot 0,21 = 900 \text{ м}^3$  немесе  $\frac{900 \cdot 32}{22.4} = 1285 \text{ кг}$

азот  $4284 - 900 = 3384 \text{ м}^3$  немесе  $\frac{3384 \cdot 28}{22.4} = 4230 \text{ кг}$

барлығы:  $1285 + 4230 = 5515 \text{ кг}$

Ауаның практикалық шығыны тең:  $1,882 \cdot 4284 = 8062 \text{ м}^3$

Фосфорды күйдіру мұнарасынан газбен шығатын су буы мөлшерін және шығатын газ мөлшерін анықтаймыз.

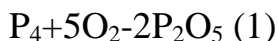
Есептеуді 4% қоспасы бар 1000кг фосфорға жүргіземіз.

Ауамен бірге түсетін азот және оттегі мөлшері құрайды:

азоттыкі:  $0,79 \cdot 8062 = 6369 \text{ м}^3$  немесе  $\frac{6369 \cdot 28}{22.4} = 7961 \text{ кг}$

оттегінікі:  $0,21 \cdot 8062 = 1693 \text{ м}^3$  немесе  $\frac{1693 \cdot 32}{22.4} = 2419 \text{ кг}$

Фосфорды күйдіруге оттегі шығындалады:



$$\frac{1000 \cdot 0.996 \cdot 32 \cdot 5}{4 \cdot 31} = 1285 \text{ кг немесе } \frac{1285 \cdot 22.4}{32} = 900 \text{ м}^3$$

Фосфорды күйдіргеннен кейін шығатын ауа мөлшері (фосфор ангидридін есептемегенде) құрайды:

$$7961 + 2419 - 1285 = 10380 - 1285 = 9095 \text{ кг немесе } 8062 - 900 = 7162 \text{ м}^3$$

$$\text{Онда оттегі бар: } 2419 - 1285 = 1134 \text{ кг немесе } \frac{1134 \cdot 22.4}{32} = 794 \text{ м}^3$$

Бірге шығатын су буы мөлшері:

$$0.18 \cdot 9095 = 1637 \text{ кг немесе } \frac{1637 \cdot 24}{18} = 2037 \text{ м}^3$$

мұндағы: 0,18 - шығатын газдағы су буы құрамы кг/кг.

Төменде фосфорды күйдіру мұнарасынан шығатын ылғал газ құрамы және мөлшері келтірілген, 1-кестені қараңыз.

1-кесте

#### Шығатын газ құрамы

№	Компонент	Өлшем бірліктер		
		Кг	м <sup>3</sup>	% (жалпы)
1	Оттегі	1134	794	8,63
2	Азот	7961	6369	69,23
3	Су буы	1637	2037	22,14
	Барлығы	10732	9200	100

### 3.3.2 Термиялық фосфор қышқылы өндірісінің материалдық балансы

Бұл материалдық баланста кіріс ретінде болып табылады: күйдіруге түсетін 1000 кг мөлшеріндегі фосфор; күйдіру мұнарасына берілетін 10380 кг-ға тең ауа, оның ішінде: оттегі 2419 кг және азот 7961 кг.

Шығатын газбен бірге кететін және фосфор қышқылының түзілуі және сұйылуы үшін қажет суды түзілетін қышқыл және шығатын газ мөлшерін есептеу кезінде анықтаймыз.

Түзілетін  $H_3PO_4$  мөлшерін табамыз, кг:

$$100\% \text{-ды } \frac{1000 \cdot 0.996 \cdot 98}{31} = 3149 \text{ кг}$$

$$75\% \text{-ды } \frac{3149}{0.75} = 4199 \text{ кг}$$

Сонымен бірге технологиялық үрдістің бөлек сатыларында фосфор қышқылы түзіледі:

қышқылдың жалпы мөлшерінен 50% күйдіру камерасында:

$$3149 \cdot 0.5 = 1575 \text{ кг (100\% H}_3\text{PO}_4\text{)}$$

$$\frac{1575}{0.75} = 2099 \text{ кг (75\% H}_3\text{PO}_4\text{)}$$

қышқылдың жалпы мөлшерінен 44,5% суыту камерасында (гидратация):

$$3149 \cdot 0.445 = 1401 \text{ кг (100\% H}_3\text{PO}_4\text{)}$$

$$\frac{1401}{0.65} = 2155 \text{ кг (65\% H}_3\text{PO}_4\text{)}$$

қышқылдың жалпы мөлшерінен 5,5% электросүзгіште:

$$3149 \cdot 0.055 = 173 \text{ кг (100\% H}_3\text{PO}_4\text{)}$$

$$(3149 - 1575 - 1401 = 173 \text{ кг})$$

$$\frac{173}{0.75} = 231 \text{ кг (75\% H}_3\text{PO}_4\text{)}$$

9095 кг-ға тең фосфорды күйдірген соң оның әртүрлі температурадағы шығатын газдағы ылғалқұрамдылығына сәйкес кететін су буын (кг) табамыз:

$$\text{күйдіру мұнарасынан шығуы: } 9095 \cdot 0.18 = 1637 \text{ кг}$$

$$\text{гидратация мұнарасынан шығуы: } 9095 \cdot 0.116 = 1055 \text{ кг}$$

$$\text{электросүзгіш мұнарасынан шығуы: } 9095 \cdot 0.11 = 1000 \text{ кг}$$

Мұндағы: 0.18; 0.116; 0.11 – шығатын газдағы су буы құрамы (кг/кг).

Шығатын газдың су буымен бірге жалпы мөлшері:

$$9095 + 1000 = 10095 \text{ кг}$$

Алып кетілетін фосфор қышқылы легіндегі су мөлшері кг:

$$4199 - 3149 + 3149 \frac{3 \cdot 18}{2 \cdot 98} = 1050 + 868 = 1918 \text{ кг}$$

мұндағы:  $2\text{H}_3\text{PO}_4 = \text{P}_2\text{O}_5 + 3\text{H}_2\text{O}$  (2)

$$2 \cdot 98 - 3 \cdot 18 \quad x = 3149 \frac{3 \cdot 18}{2 \cdot 98}$$

3149 – x

Шығатын газдағы моногидрат құрамындағы су мөлшері 1000кг. Демек, жүйеге су енгізу керек:  $1918 + 1000 = 2918$ кг.

Төменде фосфор қышқылы өндірісінің материалдық балансы келтірілген.

2-кесте

Фосфор қышқылы өндірісінің материалдық балансы

Кіріс	Кг	ШЫҒЫН	Кг
Фосфор	1000	Өнімдік 75% - $H_3PO_4$	4199
Ауа	10380	оның ішінде:	
оның ішінде:		$H_3PO_4$	3149
$O_2$	2419	$H_2O$	1050
$N_2$	7961	Оның ішінде шығатын газдар:	9095
		$O_2$	1134
$H_2O$	2918	$N_2$	7961
		$H_2O$	1000
		қоспалар	4
барлығы	14298	барлығы	14298

### 3.3.3 Фосфорды күйдіру мұнарасының материалдық балансы

Мұнараға түсетін фосфордың, ауаның және фосфор қышқылының жалпы саны тең:  $1000 + 10380 + 2155 = 13535$ кг

Күйдіру мұнарасына берілетін қажет су мөлшерін материалдар балансынан табамыз:

Күйдіру мұнарасында түзілетін 50%  $P_2O_5$  жұтылады; бұл:

$$\frac{1000 \cdot 0.996 \cdot 142 \cdot 0.5}{2 \cdot 31} = 1141 \text{ кг}$$

мұндағы: 142 және 31 – фосфордың және  $P_2O_5$ -тің молекулярлық салмағы.

$P_2O_5$ -тің басқа жартысы гидратация мұнарасына кіреді. 1000кг фосфорды күйдіру үшін 1285кг шығындалады, ал шығатын азот қоспасы және оттегі қалдығы мөлшері 9095кг. Оны 7961кг азот және 1134кг оттегі құрайды. Олармен бірге 1637кг су буы шығады.

Шығатын газ-булы қоспаның жалпы мөлшері:

$$7961 + 1134 + 1637 = 10732 \text{ кг}$$

Түзілетін  $\text{P}_2\text{O}_5$  –пен шығатын газ мөлшері құрайды:

$$1141 + 10732 = 11873 \text{ кг}$$

Өнімдік 75%-ды фосфор қышқылының жалпы мөлшерінің 50%-ы күйдіру мұнарасында, ал 44,5%-ы гидратация мұнарасында түзіледі (4199кг). Онымен сәйкес, күйдіру мұнарасынан өнімдік 75%-ды  $\text{H}_3\text{PO}_4$

$$4199(0,5 + 0,445) = 2099 + 1869 = 3968 \text{ шығарылады, оның құрамы (кг): } \text{H}_3\text{PO}_4 (100\%) 3968 \cdot 0,75 = 2976$$

$$\text{H}_2\text{O (сұйылту)} 3968 \cdot 0,25 = 992$$

Күйдіру мұнарасынан шығатын материалдармен бірге фосфор құрамында 4кг мөлшерінде болатын қоспалар да шығарылады. Демек, күйдіру мұнарасындағы материалдар шығыны тең:  $1141 + 10732 + 3968 + 4 = 15845$  кг. Материалдар шығыны және күйдіру мұнарасына түсетін белгілі материалдар мөлшері арасындағы айырмашылық арқылы берілетін су мөлшерін анықтаймыз:  $15845 - 13535 = 2310$  кг.

Алынған мәнді судың күйдіру мұнарасындағы жеке балансы бойынша тексереміз. Күйдіру мұнарасынан шығатын өнімдегі су мөлшері:

шығатын газда: 1637кг

қышқылда: сұйылтқыш су ретінде: 992кг

$$\text{гидратты су ретінде: } \frac{2976 \cdot 1,5 \cdot 18}{98} = 820 \text{ кг}$$

мұндағы: 2976 – 100% түзілген  $\text{H}_3\text{PO}_4$  мөлшері.

$$1,5 \cdot 18 - 98 \text{ вес. ч. } \text{H}_3\text{PO}_4\text{-ке сәйкес келетін су мөлшері.}$$

Күйдіру мұнарасынан шығатын барлық су мөлшері: кг.

Гидратация мұнарасынан күйдіру мұнарасына түсетін 65%-ды  $\text{H}_3\text{PO}_4$ -тегі су мөлшері:

$$\text{Сұйылтқыш су ретінде } 2155 \cdot 0,35 = 754 \text{ кг}$$

$$\text{Гидратты су ретінде } \frac{(2155 - 754) \cdot 3 \cdot 18}{2 \cdot 98} = 385 \text{ кг}$$

Берілетін таза су мөлшері 2308кг.

Сонымен, кіріс және шығын су құрайды:

$$754 + 385 + 2308 = 1637 + 992 + 820 = 3449 \text{ кг}$$

3-кесте

Фосфорды күйдіру мұнарасының материалдық балансы

Кіріс	Кг	Шығыс	Кг
фосфор	1000	Шығатын газ	11873
оның ішінде:		оның ішінде:	
фосфор (100%)	996	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1141
қоспалар	4	O <sub>2</sub>	1134
ауа	10380	N <sub>2</sub>	7961
Оның ішінде:		H <sub>2</sub> O	1637
O <sub>2</sub>	2419		
N <sub>2</sub>	7961	Өнімдік 75% - H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3968
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (65%)	2155	оның ішінде:	
Оның ішінде:		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	2976
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1401	H <sub>2</sub> O	992
H <sub>2</sub> O	754		
су	2310	қоспалар	4
барлығы	15845	барлығы	15845

3.3.4 Гидратация мұнарасының материалдық балансы

Күйдіру мұнарасынан гидратация мұнарасына 10732кг шығатын газ және 1141кг мөлшерінде фосфор ангидриді түседі. Одан басқа, гидратация мұнарасына біршама мөлшерде су беріледі.

Электросүзгішке гидратация мұнарасынан толық реакцияға түспеген газдар және тұман тәрізді фосфор қышқылы беріледі, ал күйдіру мұнарасына 65%-ды H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> түседі.

Қажет судың мөлшерін есептеу үшін гидратация мұнарасындағы материалдар шығынын анықтаймыз. Оттегі және азот мөлшері 9095кг, сонымен бірге шығатын су буы 1055кг болатын жалпы шығатын газ мөлшері: кг тұман тәрізді 100%-ды H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>; жалпы мөлшерден 5,5% түзіледі, яғни 173кг.

Мұнарадан шығатын 65%-ды H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> мөлшері 2155кг.

Сонымен, гидратация мұнарасындағы жалпы материалдар шығыны:

$$9095 + 1055 + 173 + 2155 = 12478\text{кг}$$

Демек, мұнараға су берілуі керек:

$$12478 - (10732 + 1141) = 12478 - 11873 = 605\text{кг}$$

Гидратация мұнарасындағы су балансы:

$$\text{Кіріс: } 1637 + 605 = 2242\text{кг}$$

мұндағы 1637 – күйдіру мұнарасындағы шығатын газдармен түсетін су буы мөлшері, кг.

Шығыс: шығатын газдармен 1055кг

концентрациясы 65%  $H_3PO_4$  фосфор қышқылымен

$$754 + 385 = 1139\text{кг}$$

100%  $H_3PO_4$  тұман тәрізді қышқылмен:

$$173 \frac{1,5 \cdot 18}{98} = 48\text{кг}$$

Су шығыны құрайды:  $1055 + 1139 + 48 = 2242\text{кг}$

Гидратация мұнарасының балансына қажет мәндер 4-кестеде келтірілген.

4-кесте

Гидратация мұнарасының материалдық балансы

Кіріс	Кг	Шығын	Кг
Күйдіру мұнарасының газы оның ішінде:	11873	Шығатын газ,	10150
		оның ішінде:	
	1141	O <sub>2</sub>	1134
		N <sub>2</sub>	7961
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1134	H <sub>2</sub> O	1055
O <sub>2</sub>	7961	65% $H_3PO_4$ , оның ішінде:	2155
N <sub>2</sub>	1637	$H_3PO_4$	1401
H <sub>2</sub> O	605	H <sub>2</sub> O	754
су	12478	Тұман тәрізді 100% - $H_3PO_4$	173
барлығы		барлығы	12478

### 3.3.5 Тұманды ұстап қалу үрдісінің материалдық балансы

Гидратация мұнарасындағы шығатын газдар, оның ішінде тұман тәрізді фосфор қышқылы электросүзгішке түседі. Оған біршама мөлшерде су беріледі.

Фосфор қышқылының тұманынан тазартылған газдар атмосфераға шығарылады, ал 75-ға дейін конденсирленген  $H_3PO_4$ -ті өнімдік қышқылдың күйдіру мұнарасында алынатын негізгі массасына қосады.

Электросүзгіштегі үрдістің материалдық балансынқұру үшін тек материалдың және басқа (су мөлшерінен басқа) берілетін материалдардың



мөлшерінің белгілі мәндерінің арасындағы айырмашылықты анықтайтын су мәні жетіспейді.

5-кестеде тұманды ұстап қалу үрдісінің есебі келтірілген.

5-кесте

$H_3PO_4$  тұманын ұстап қалу үрдісінің материалдық балансы

Кіріс	Кг	ШЫҒЫН	Кг
1	2	3	4
Гидратация мұнарасының газы	10150	Шығатын газ, оның ішінде:	10095
5-кестенің жалғасы		$O_2$	1134
1	2	3	4
оның ішінде:		$N_2$	7961
$O_2$	1134	$H_2O$	1000
$N_2$	7961	75%-ды $H_3PO_4$	231
$H_2O$	1055		
Тұман тәрізді 100% - $H_3PO_4$	173		
Су (айырмашылық бойынша)	3		
барлығы	10326	барлығы	10326

### 3.3.6 ТФҚ өндірісінің сағаттық өнімділігіне материалдық балансы

Қайта есептеу коэффициентін сағаттық өнімділікке есептейміз. Тапсырма бойынша цех жылына 120 000 тонна моногидрат өндіреді,

$$\text{немесе } \frac{120000}{320 \cdot 24} = 5.63 \text{ т/сағ (моногидрат)}$$

Бұдан қайта есептеу коэффициентін сағаттық өнімділікке есептейміз:

$$1000 \text{ (техникалық фосфор)} - 3149 \text{ (} H_3PO_4 - 100\%)$$

$$X - 15.63 \text{ (} H_3PO_4 - 100\%)$$

$$x = \frac{15.63 \cdot 1000}{3149} = 5 \text{ т/сағ}$$

Әрі қарай 6, 7, 8, 9-кестелерде сағаттық материалдық баланстар келтірілген.

6-кесте

ТФҚ өндірісінің сағаттық өнімділігіне материалдық балансы

Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫС	Кг/сағ
1	2	3	4
Фосфор	10000	Өнімдік 75%-ды Н <sub>3</sub> РO <sub>4</sub>	41990
Ауа	103800	оның ішінде:	
Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫС	Кг/сағ
оның ішінде:		Н <sub>3</sub> РO <sub>4</sub>	31490
O <sub>2</sub>	24190	H <sub>2</sub> O	10500
6 - кестенің жалғасы			
1	2	3	4
N <sub>2</sub>	79610	Шығатын газдар, оның ішінде:	90950
		O <sub>2</sub>	11340
H <sub>2</sub> O	29180	N <sub>2</sub>	79610
		H <sub>2</sub> O	10000
		қоспалар	40
барлығы	142980	барлығы	142980

7-кесте

Күйдіру мұнарасының сағаттық материалдық балансы

Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫС	Кг/сағ
Фосфор	10000	Шығатын газ	118730
оның ішінде:		оның ішінде:	
Фосфор (100%)	9960	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	11410
қоспалар	40	O <sub>2</sub>	11340
Ауа	103800	N <sub>2</sub>	79610
оның ішінде:		H <sub>2</sub> O	16370
O <sub>2</sub>	24190	Өнімдік 75%-ды Н <sub>3</sub> РO <sub>4</sub>	39680
N <sub>2</sub>	79610		
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (65%)	21550	оның ішінде:	
оның ішінде:		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	29760
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	14010	H <sub>2</sub> O	9920
H <sub>2</sub> O	7540		
Су	23100	қоспалар	40
барлығы	158450	барлығы	158450

8- кесте

Гидратация мұнарасының сағаттық материалдық балансы

Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫС	Кг/сағ
1	2	3	4
Күйдіру мұнарасының газы	118730	Шығатын газ, оның ішінде:	101500
		O <sub>2</sub>	11340
оның ішінде:		N <sub>2</sub>	79610
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	11410	H <sub>2</sub> O	10550
8 – кестенің жалғасы			
1	2	3	4
Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫС	Кг/сағ
O <sub>2</sub>	11340	75%-ды H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , оның ішінде:	21550
N <sub>2</sub>	79610	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	14010
H <sub>2</sub> O	16370	H <sub>2</sub> O	7540
Su	6050	Тұман тәрізді 100% - H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1730
барлығы	124780	барлығы	124780

9-кесте

Тұманды ұстап қалу үрдісінің сағаттық материалдық балансы

Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫН	Кг/сағ
Гидратация мұнарасының газы	101500	Шығатын газ, оның ішінде:	100950
		O <sub>2</sub>	11340
Кіріс	Кг/сағ	ШЫҒЫН	Кг/сағ
оның ішінде:	11340	N <sub>2</sub>	79610
O <sub>2</sub>	79610	H <sub>2</sub> O	10000
N <sub>2</sub>	10550	75%-ды H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	2310
H <sub>2</sub> O			
Тұман тәрізді 100% - H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	1730		
Su (айырмашылық бойынша)	30		
барлығы	103260	барлығы	103260

3.4 Температураны анықтау

Фосфордың жануы кезіндегі көтерілетін температураны анықтаймыз.

Фосфордың теоретикалық жану температурасын формула бойынша анықтаймыз:

$$t_r = \frac{Q_\phi + \alpha V_a c_a t_a + c_p t_p}{V_r c_r}$$

Мұндағы:  $Q_\phi$  - 700 ккал-ға тең 1г/моль  $P_4O_{10}$  фосфордың жылу беру қабілеті;

$\alpha$  - ауа артығы коэффициенті;

$V_a$  - ауаның теоретикалық шығыны, м<sup>3</sup>/кг;

$c_a$  - ауаның салыстырмалы жылусыйымдылығы, ккал/(м<sup>3</sup>\*град);

$t_a$  - жануға түсетін ауа температурасы, °С;

$c_p$  - фосфордың салыстырмалы жылусыйымдылығы, 0,18 ккал/(м<sup>3</sup>\*град);

$t_p$  - жануға түсетін фосфор температурасы;

$V_r$  - түзілетін газ көлемі, м<sup>3</sup>;

$c_r$  - түзілетін газ жылусыйымдылығы, ккал/(м<sup>3</sup>\*град)

Өлшем мәндерін жеке алып анықтаймыз.

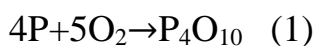
Сұйық фосфордың жылу беру қабілеті:

$$Q_\phi = \frac{700 \cdot 1000}{4 \cdot 31} = 5640 \text{ ккал/кг}$$

1 кг фосфордың жануына кететін ауаның ( $V_a$ ) теоретикалық шығыны формула бойынша:

$$V_a = \frac{1 \cdot 5 \cdot 22.4 \cdot 100}{4 \cdot 31 \cdot 21} = 4.3 \text{ м}^3/\text{кг}$$

1 кг фосфорды күйдіру кезінде түзілетін газ көлемі ( $V_r$ ) реакция бойынша:



$$\text{Оттегі шығындалады: } \frac{5 \cdot 22.4}{4 \cdot 31} = 0.9 \text{ м}^3$$

$$P_4O_{10} \text{ түзіледі: } \frac{0.9}{5} = 0.18 \text{ м}^3$$

Демек, газ көлемі 1 кг фосфорды күйдіргеннен кейін ауаның теоретикалық мөлшері болады:  $4.3 - 0.9 + 0.18 = 3.58 \text{ м}^3/\text{кг}$

Қолданылатын ауа артығымен газ көлемін аламыз:

$$V_r = 4.3(1.95 - 1.0) + 3.58 = 7.665 \text{ м}^3/\text{кг}$$

мұндағы 1,95 – ауа артығы коэффициенті.

Анықталған өлшем мәндерін формулаға қоямыз:

$$t_r = \frac{5640 + 1.95 \cdot 4.3 \cdot 0.31 \cdot 15 + 0.18 \cdot 60}{7.665 \cdot 0.354} = 2180^\circ\text{C}$$

мұндағы: 0,31; 0,354 – ауаның және жану өнімдерінің салыстырмалы жылусыйымдылығы, ккал/(м<sup>3</sup>\*град).

Жану кезінде көтерілетін фактикалық температураны егер 0,9-ға тең деп алынатын каллометриялық пирометриялық жану коэффициентін есепке алсақ анықтаймыз

$$t_r = 2180 \cdot 0.9 = 1962^\circ\text{C}$$

### 3.4.1 Фосфорды күйдіру мұнарасының жылу балансы

Мұнараның өнімділігі – 4350кг/сағ фосфор

Берілетін материалдар температуралары		шығатын (°C)
Фосфор	60	60
Гидратация мұнарасындағы Н <sub>3</sub> Р <sub>4</sub> (65%)	40	--
Айналымды Н <sub>3</sub> Р <sub>4</sub> (75%)	60	80
Ауа 10-15%	60	150
Өнімдік (75% - Н <sub>3</sub> Р <sub>4</sub> )	--	80

Жылудың кірісі.

Фосформен түседі:  $Q_1 = 4350 \cdot 0.18 \cdot 60 = 46980$ ккал/сағ

Мұндағы: 4350 – фосфор мөлшері, кг;

0,18 – сұйық фосфордың жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град).

Ауа кіргізеді:

60°С-қа дейін қыздырылған:

$$\frac{0.1 \cdot 8062 \cdot 4350}{1000} \cdot 31 \cdot 60 = 65230 \text{ ккал/сағ}$$

мұндағы: 8062 – 1 т фосфорды күйдіруге түсетін ауа мөлшері, м<sup>3</sup>; 0,31 – ауаның орташа жылусыйымдылығы, ккал/(м<sup>3</sup>\*град);

15°C температураны иеленетін:

$$\frac{0.9 \cdot 8062 \cdot 4350}{1000} \cdot 0.31 \cdot 15 = 146767 \text{ ккал/сағ}$$

$$\text{қорытынды: } Q_2 = 65230 + 146767 = 211997 \text{ ккал/сағ}$$

гидратация мұнарасынан түсетін 65%  $\text{H}_3\text{PO}_4$  әкеледі:

$$Q_3 = \frac{2155 \cdot 4350}{1000} \cdot 0.55 \cdot 40 = 206234 \text{ ккал/сағ}$$

мұндағы: 2155 – 1 т фосфорға кететін қышқыл мөлшері, кг;

0,55 – қышқыл жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град).

Химиялық реакция есебіне қышқыл түседі:

Фосфордың күйі –  $\text{P}_4 + 5\text{O}_2 \rightarrow \text{P}_4\text{O}_{10} + 700 \text{ ккал}$

$$\frac{700 \cdot 4350 \cdot 1000}{4 \cdot 31} = 24556452 \text{ ккал/сағ}$$

фосфор ангидридiнiң жалпы мөлшерiнiң 50% гидратациясы –

$\text{P}_4\text{O}_{10} + 6\text{H}_2\text{O} = \text{H}_3\text{PO}_4 + 93.2 \text{ ккал/Г-моль}$

$$\frac{93.2 \cdot 4350 \cdot 1000}{4 \cdot 31} \cdot 0.5 = 1634758 \text{ ккал/сағ}$$

Күю және гидратация есебiнен жылудың жалпы түсiмi:

$$Q_4 = 24556452 + 1634758 = 26191210 \text{ ккал/сағ}$$

Айналымды 75%  $\text{H}_3\text{PO}_4$  –пен түседі:

$$Q_5 = x \cdot 0.51 \cdot 60 = 30.6x$$

мұндағы:  $x$  – мұнараны суаратын (айналымды) қышқыл мөлшері, кг;

0,51 – 60°C-тағы қышқыл жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град).

Айналымды қышқыл  $x$  мөлшерін жылу балансы теңдеуін қолданып анықтаймыз. Соңғы нәтижесінде жылудың барлық мәні:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

$$Q_{\text{кіріс}} = 46980 + 211997 + 206234 + 26191210 + 30.6 = 26656421 + 30.6x$$

Жылу шығыны

Өнімдік 75%  $\text{H}_3\text{PO}_4$  –пен жоғалады:

$$Q_1 = 3968 \cdot \frac{4350}{1000} \cdot 0.52 \cdot 80 = 718049 \text{ ккал/сағ}$$

мұндағы: 4350 – кг/1000кг фосфор түзілетін мұнарадағы өнімдік қышқыл мөлшері;

$$3968 \cdot \frac{4350}{1000} - \text{өнімдік қышқылдың сағаттық мөлшері};$$

$$0.52 - 80^\circ\text{C-тағы } 75\% \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ жылусыйымдылығы, ккал/(кг*град).}$$

150°C-тағы күйдіру мұнарасынан шығатын газдар әкетеді:

$$Q_2 = \frac{9200 \cdot 4350}{1000} \cdot 0.312 \cdot 150 \cdot 0.778 + 1637 \cdot \frac{4350}{1000} \cdot 657 = 1457144 + 4678464 = 6135608 \text{ ккал/сағ}$$

мұндағы: 9200 – мұнарадан шығатын газдар мөлшері 1 т күйдірілетін фосфор есебінде, м<sup>3</sup>;

0,312 – азот-оттегі қоспаның жылусыйымдылығы, ккал/(м<sup>3</sup>\*град); ал 0,778 – оның 1м<sup>3</sup> ылғал шығатын газдағы үлесі;

637 – шығатын газдың ылғалдық құрамы, кг 1 т күйдірілетін фосфорға;

657 – 150°C-тағы су буының энтальпиясы, ккал/кг.

$$\text{Айналымды (75\%) қышқыл әкетеді: } Q_3 = x \cdot 0.52 \cdot 80 = 41.6x$$

мұндағы: 0,52 – 80°C-тағы қышқыл жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град).

Практикалық мәліметтер бойынша жылудың жоғалуын мұнараның 1м<sup>2</sup> үстімен 100 ккал/сағ тең немесе мұнараның үсті барлығы 200м<sup>2</sup> деп аламыз:

$$Q_4 = 100 \cdot 200 = 20000 \text{ ккал/сағ}$$

$$\text{Сонымен, жылу шығыны } Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

$$Q_{\text{шығын}} = 718049 + 6135608 + 41,6x + 20000 = 6873657 + 41,6x \text{ ккал/сағ}$$

Жылу балансы теңдеуінен  $Q_{\text{кіріс}} = Q_{\text{шығын}}$  суытқыш агент ретінде мұнарада айналдырып тұратын айналымды қышқыл мөлшерін анықтаймыз (алынған жылу су суытқышына әкетіледі):

$$26656421 + 30.6x = 6873657 + 41.6x$$

$$x = \frac{26656421 - 6873657}{41.6 - 30.6} = \frac{19782764}{11} = 1798433 \text{ кг/сағ } \frac{1798433}{1580} = 1138 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

мұндағы: 1580 - 75% H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> –ның тығыздығы, кг/м<sup>3</sup>.

10-кесте

Фосфорды күйдіру мұнарасының жылу балансы

Кіріс	Ккал/сағ	Шығын	Ккал/сағ
Сұйық фосформен	46980	Шығатын газдармен	6135608
Ауамен:	211997	Өнімдік 75% H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	718049
$T_1 = 60^\circ\text{C}$	65230		

$T_2 = 15^\circ\text{C}$	146767		
		Айналымдымен (айналдырушы)	
Кіріс	Ккал/сағ	Шығын	Ккал/сағ
Берілетін 65% $\text{H}_3\text{PO}_4$ -мен:		75% $\text{H}_3\text{PO}_4$ (1798433*41,6)	74814817
гидратация мұнарасымен	206234		
		Жылудың жоғалуы	20000
Жылу реакциясы есебінен:	26191210		
фосфорды күйдіру	24556452		
Фосфор ангидридiнiң гидратациясы	1634758		
Айналымдымен (айналдырушы)			
75% $\text{H}_3\text{PO}_4$ (1798433*30,6)	55032053		
барлығы	81688474	барлығы	81688474

### 3.4.2 Гидратация мұнарасының жылу балансы

4350кг/сағ фосфорды күйдіру барысында

Берілетін материалдар	температуралары	шығатын $^\circ\text{C}$
Газ	150	55
$\text{H}_3\text{PO}_4$	40	70

Күйдіру мұнарасынан келетін газдар береді:

$$Q_1 = \frac{9200 \cdot 4350}{1000} \cdot 0.312 \cdot 150 \cdot 0.778 + 1637 \cdot \frac{4350}{1000} \cdot 657 = 6135608 \text{ ккал/сағ}$$

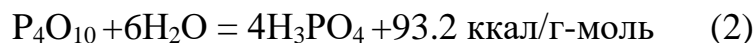
мұндағы: 9200 – мұнарадан шығатын газдар мөлшері 1 т күйдірілетін фосфор есебінде,  $\text{м}^3$ ;

0,312 – азот-оттегі қоспаның жылусыйымдылығы, ккал/( $\text{м}^3 \cdot \text{град}$ ); ал 0,778 – оның  $1 \text{ м}^3$  ылғал шығатын газдағы үлесі;

1637 – шығатын газдың ылғалдық құрамы, кг 1 т күйдірілетін фосфорға;

657 –  $150^\circ\text{C}$ -тағы су буының энтальпиясы, ккал/кг.

Фосфор ангидридiнiң жалпы мөлшерiнiң 50% гидратациясы салдарынан түзілетін жылу реакция бойынша:





Немесе 1 кг фосфорға қайта есептеу  $\frac{93.2 \cdot 1000}{4 \cdot 31} = 751.6$  ккал

құрайды:  $Q_2 = \frac{751.6 \cdot 4350 \cdot 50}{100} = 1634730$  ккал/сағ

Айналымды 65%  $H_3PO_4$ -пен түседі:  $Q_3 = x \cdot 0.55 \cdot 40 = 22x$

мұндағы:  $x$  - айналымды 65%  $H_3PO_4$  мөлшері;

0,55 – оның 40°C-тағы жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град)

Жылудың барлық кірісі:  $Q_1 + Q_2 + Q_3$

$$Q_{\text{кіріс}} = 6135508 + 16344730 + 22x = 7770338 + 22x$$

Жылудың шығыны.

Шығатын газдар 55°C-та әкетеді:

$$Q_1 = 9095 \cdot \frac{4350}{1000} \cdot 0.25 \cdot 0.55 + 1055 \cdot \frac{4350}{1000} \cdot 620.2 =$$

$$543995 + 2846253 = 3390246 \text{ ккал/сағ}$$

мұндағы: 9095 – гидратация мұнарасынан шығатын кг/1000кг фосфорға қалдық ауа мөлшері;

0,25 – ауа жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град).

1055 – шығатын газдармен бірге кететін су буы мөлшері, кг/1000кг фосфор;

620,2 – 55°C-тағы су буы энтальпиясы, ккал/кг.

Шығатын 65%  $H_3PO_4$ -мен жылу кетеді:

$$Q_2 = 2155 \cdot \frac{4350}{1000} \cdot 0.57 \cdot 70 = 374032 \text{ ккал/сағ}$$

мұндағы: 2155 – күйдіру мұнарасына әкетілетін қышқыл көлемі, кг/1000кг фосфор;

0,57 – 70°C-тағы 65%  $H_3PO_4$  жылусыйымдылығы, ккал/(кг\*град).

Гидратация мұнарасында айналдыратын айналымды қышқыл әкетеді.

$$Q_3 = x \cdot 0.57 \cdot 70 = 39.9x$$

мұндағы:  $x$  - айналдыратын қышқыл мөлшері, кг/сағ.

Гидратация мұнарасы төбесінен қоршаған ортаға жоғалатын жылу мөлшерін практикалық мәліметтер бойынша  $1m^2$  мұнара төбесі мен 70ккал/( $m^2 \cdot \text{сағ}$ )-ты тең деп қабылдаймыз. Онда мұнара төбесі  $165m^2$  болса құрайды:

$$Q_4 = 165 \cdot 70 = 11550 \text{ ккал/сағ}$$

Жылудың жалпы шығыны:  $Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$

$$Q_{\text{шығын}} = 3390246 + 374032 + 39.9 + 11550 = 3775828 + 39.9x$$

Жылу балансы теңдеуінен  $Q_{\text{кіріс}} = Q_{\text{шығын}}$  айналдыратын қышқыл мөлшерін анықтаймыз:  $7770338 + 22x = 3775830 + 39.9x$

$$\frac{7770338 - 3775828}{39.9 - 22} = \frac{3994510}{17.9} = 223157 \text{ ккал/сағ}$$

$$\text{немесе } \frac{223157}{1475} = 151 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

мұндағы: 1475 - 65%-ды қышқыл тығыздығы, кг/м<sup>3</sup>.

11-кесте

#### Гидратация мұнарасының жылу балансы

Кіріс	Ккал/сағ	ШЫҒЫН	Ккал/сағ
1	2	3	4
Күйдіру мұнарасындағы газдармен фосфор	6135608	Шығатын газдармен	3390246
Реакция жылу есебі 11- кестенің жалғасы		Күйдіру мұнарасына кететін қышқылмен (65%)	374032
1	2	3	4
Кіріс	Ккал/сағ	ШЫҒЫН	Ккал/сағ
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> гидратациясы	1634730		
Айналымды 65% H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> -мен		Айналымды 65% H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> -мен	
(223457*22)	4909454	(223457*39,9)	8903964
		жылудың жоғалуы	11550
барлығы	12679792	барлығы	12679792

#### ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

1. Позин М.Е. Технология минеральных удобрений. – Л.: “Химия”, 1989
2. Позин М.Е. Технология минеральных солей. – Л.: “Химия”, 1970
3. Бланкштейн В.А., Бродский А.А., Эксплуатация производства термической фосфорной кислоты (памятка – пособие для аппаратчиков) – Л.: “Химия”, 1973

4. Соколовский А.А., Яшке Е.В. Технология минеральных удобрений и кислот. – М.: “Химия”, 1966
5. Кармышов В.Ф. Химическая переработка фосфоритов. – М.: 1983
6. Соколовский А.А., Уманянц Т.П. Краткий справочник по минеральным удобрениям. – М.: “Химия”, 1979
7. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической технологии – М.: “Химия”, 1972
8. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию /Под редакцией Дытнерского Ю.И. – М.: “Химия”, 1991
9. Набиев М.Н., Беглов Б.М., Здукос А.Т. Конденсированные фосфаты и удобрения на их основе. – Ташкент, 1974
10. Кислотные методы переработки фосфатного сырья в фосфорную кислоту и минеральные удобрения / Под редакцией Позина М.Е. – Л.: «ЛТИ», 1982
11. Дыбина П.В. Расчеты по технологии неорганических веществ. – М.: «ВШ», 1967
12. Расчеты по технологии неорганических веществ. / Под редакцией Позина М.Е. – М.: 1977
13. Соловьев Н.В. Охрана труда в химической промышленности. – М.: “Химия”, 1966
14. Вредные вещества в промышленности. Неорганические и элементоорганические соединения. / Под общ. Ред. Проф. Лазарева Н.В. и докт. биол. наук проф. Педаскина И.Д. – Л.: “Химия”, 1977
15. Лапшенков Г.И., Полоцкий Л.М. Автоматизация производственных процессов в химической технологии. – М.: “Химия”, 1988
16. Иоффе И.И. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: “Химия”, 1991
17. Экономика химической промышленности. / Под редакцией Клименко В.Л. – Л.: “Химия”, 1990
18. Альперт А.З. Основы проектирования химических установок. — М.: «ВШ», 1989
19. Дятков С.В. Промышленные здания и их конструктивные элементы. – М.: «ВШ», 1971
20. Горячев В.Г. Основы автоматизации производства в химической технологии. . – М.: “Химия”, 1987

## Протокол анализа Отчета подобия Научным руководителем

Заявляю, что я ознакомился(-ась) с Полным отчетом подобия, который был сгенерирован Системой выявления и предотвращения плагиата в отношении работы:

**Автор:** Қыдырбай Т.Ұ.

**Название:** ЖШС КАЗФОСФАТ АЯСЫНДА А МАРКАЛЫ (ТАҒАМДЫҚ) ТЕРМИЯЛЫҚ ФОСФОР ҚЫШҚЫЛЫНЫҢ ӨНДІРІСІ БОЙЫНША ЦЕХТЫ ЖОБАЛАУ

**Координатор:** Марьямкуль Боркановна Журсумбаева

**Коэффициент подобия 1:1**

**Коэффициент подобия 2:0**

**Тревога:3**

**После анализа Отчета подобия констатирую следующее:**

- обнаруженные в работе заимствования являются добросовестными и не обладают признаками плагиата. В связи с чем, признаю работу самостоятельной и допускаю ее к защите;
- обнаруженные в работе заимствования не обладают признаками плагиата, но их чрезмерное количество вызывает сомнения в отношении ценности работы по существу и отсутствием самостоятельности ее автора. В связи с чем, работа должна быть вновь отредактирована с целью ограничения заимствований;
- обнаруженные в работе заимствования являются недобросовестными и обладают признаками плагиата, или в ней содержатся преднамеренные искажения текста, указывающие на попытки сокрытия недобросовестных заимствований. В связи с чем, не допускаю работу к защите.