

СӘТБАЕВ
УНИВЕРСИТЕТІ



ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ
ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И. СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ
ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

«ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОХИМИЯЛЫҚ
ИНЖЕНЕРИЯ» КАФЕДРАСЫ

«Қорғауға жіберілді»
ХжБИ кафедра меңгерушісі
хим. ғыл. докторы, проф.
Г.Ж Елигбаева
« _____ » _____ 2020 ж.

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

Тақырыбы: « ТАРАЗ ҚАЛАСЫ ЖАҒДАЙЫНДА 60 МЫҢ ТОННА/ЖЫЛ
ЭКСТРАКЦИЯЛЫҚ ФОСФОР ҚЫШҚЫЛЫ ӨНДІРІСІНДЕГІ НЕГІЗГІ
ҚОНДЫРҒЫНЫ ЖОБАЛАУ»

5B072000 – «БЕЙОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАРДЫҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ»

Орындаған

М.Ж.Асқар

Ғылыми жетекші

Б.К Мустахимов

тех. ғыл. канд., доцент

АЛМАТЫ 2020

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Сәтбаев университеті

Химиялық және биологиялық технологиялар институты

Химиялық және биохимиялық инженерия кафедрасы

5B072000 – «Бейорганикалық заттардың химиялық технологиясы»

БЕКІТЕМІН

ХжБИ кафедра меңгерушісі

хим. ғыл. докторы, проф.

_____ Г.Ж.Елигбаева

« ____ » _____ 2020 ж.

**Дипломдық жобаға берілген
ТАПСЫРМА**

Студент Асқар Мейірім Жандосқызы

Тақырыбы: Тараз қаласы жағдайында 60 мың тонна/жыл экстракциялық фосфор қышқылы өндірісіндегі негізгі қондырғыны жобалау

Университет ректорының « ____ » _____ бұйрығымен бекітілген

Аяқталған жұмысты тапсыру мерзімі

« ____ » _____

Дипломдық жұмыстың бастапқы берілістері Технологиялық регламент, өндірістік тәжірибе нәтижелері, әдебиеттер

Дипломдық жұмыста қарастырылатын мәселелер тізімі:

а) Әдебиеттік технологиялық шолу.

б) Негізгі бөлім: таңдап алынған технологиялық жобаны ашып жазу. Материалдық баланстар. Негізгі аппараттар мен қондырғыларды таңдау.

в) Өндірістегі негізгі аппараты толығымен есептеп жобалау.

Сызбалық материалдардың тізімі (міндетті сызбалар дәл көрсетілуі тиіс)

Технологиялық жоба АЗ нұсқасында; негізгі аппарат АЗ нұсқасында.

Ұсынылған негізгі әдебиеттер:

1. Ю.И.Дытнерский «Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию». Москва, Химия, 1991г.
2. Технология фосфорных и комплексных удобрений /под. ред. С.Д. Эвенчика, А. А. Бродского. –М.: Химия, 1987. - 464с.
3. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений. –М.: Химия, 1983. - 432с.

АНДАТПА

Бұл дипломдық жобада Тараз қаласы жағдайында 60 мың тонна/жыл экстракциялық фосфор қышқылы өндірісіндегі негізгі қондырғыны жобалау қарастырылған. Дипломдық жобада кәсіпорынның, бастапқы шикізаттың, экстракциялық фосфор қышқылы өнімнің сипаттамасы және физика – химиялық қасиеттері, теориялық негіздемелері мен үрдістің технологиялық режимдері қарастырылған. Жобаланып отырған цехтың құрылыс бөлімі мен цехтардың атқаратын функциялары көрсетілген. Үрдістің материалдық балансы есептелген және негізгі аппарат экстрактордың диаметрлері, көлемінің есептелуі қарастырылған. Қондырғының технологиялық сұлбасы мен технологиялық процесі сипатталған.

АННОТАЦИЯ

В данном дипломном проекте предусмотрено проектирование основного оборудования по производству экстракционной фосфорной кислоты производительностью 60 тыс. тонн/год. в условиях города Тараза. В проекте предусмотрена характеристика и физико – химические свойства, теоретические основы и технологические режимы процесса, исходного сырья, экстракционного фосфорнокислотного продукта. Так же в проекте определены функции строительной части проектируемого цеха. Рассчитан материальный баланс процесса и предусмотрен расчет количества, диаметров экстрактора основного аппарата. Описаны технологические схемы и технологический процесс установки.

ANNOTATION

This diploma project provides for the design of the main equipment for the production of extraction phosphoric acid with a capacity of 60 thousand tons / year. in the conditions of the city of Taraz. The project provides characteristics and physical and chemical properties, theoretical bases and technological modes of the process, raw materials, and extraction phosphoric acid product. The project also defines the functions of the construction part of the projected shop. The material balance of the process is calculated and the calculation of the number and diameters of the main device's extractor is provided. Flow charts and the installation process are described.

МАЗМҰНЫ

	Кіріспе	
1	Экстракциялық фосфор қышқылы туралы түсінік	6
1.1	Бастапқы шикізат сипаттамасы	6
1.2	Өндірілетін өнім сипаттамасы	8
2	Технологиялық үрдістердің сипаттамасы	10
2.1	Технологиялық сызба - нұсқаның сипаттамасы	13
3	Есептеу бөлімі	23
3.1	Негізгі аппараттарды таңдау және есептеу	27
	Қорытынды	
	Қысқартулар тізімі	
	Пайдаланылған әдебиеттер	

КІРІСПЕ

Экстракциялық фосфор қышқылы H_3PO_4 химиялық формуласы құнарлы бір жақты және күрделі тыңайтқыштар өндірісінде қоректік элемент - фосфор тасушы ретінде қолданылады және шәрбат тәрізді сұйықтық болып табылады.

Экстракциялық фосфор қышқылының құрамы экстракция кезінде қолданылатын фосфат шикізатының құрамына және оны қайта өңдеу жағдайларына байланысты болады.

Қаратау фосфор шикізаты негізінде алынатын қышқылда H_3PO_4 негізгі компоненттен басқа күкірт қышқылының қоспалары, бір жарым тотықтардың тұздары, фтор мен магний қосындылары, кальций сульфаты бар. Фосфор қышқылы фосфорлы тыңайтқыштарды, жемдік қоспаларды, инсектицидтерді және басқа да фосфор бар өнімдерді өндіруге арналған негізгі шикізат болып табылады. Қазіргі уақытта фосфат шикізатын жалпы әлемдік тұтыну жылына 150 млн.т. құрайды. Фосфат шикізатының 85% - ға жуығы минералды тыңайтқыштарды өндіру үшін пайдаланылады. Құрамында фосфор бар тыңайтқыштар технологиясы табиғи фосфаттардың қышқылдармен ыдырауына негізделген. Фосфор тыңайтқыштарын алудың ең тиімді тәсілі-фосфаттарды фосфор қышқылымен өңдеу, өйткені бұл жағдайда концентрацияланған тыңайтқыштар алынады. Демек, фосфор қышқылы фосфор тыңайтқыштарын өндірудегі негізгі шикізат болып табылады.

Фосфор қышқылының өнеркәсіптік өндірісінің екі негізгі әдісі белгілі: экстракциялық және термиялық.

Қазіргі уақытта фосфор қышқылы кеңінен қолданылады. Ол көптеген салаларда, сондай-ақ медицинада, машина жасауда қолданылады. Бірақ оның негізгі тұтынушысы - ауыл шаруашылығы болып табылады.

Дипломдық жобада басты мақсат болып экстракциялық фосфор қышқылын өндірудің экстракциялық тәсілі қарастырылған. Экстракциялық фосфор қышқылының өндірісін зерттеу, шикізаттың сипаттамасын талдау, физика - химиялық қасиеттерін зерттеу, технологиялық схемасын сипаттау, негізгі және қосалқы жабдықтарды есептеу сияқты экстракциялық фосфор қышқылын алудың әдістерін талдау болып келеді.

1 Экстракциялық фосфор қышқылы туралы түсінік

Экстракциялық фосфор қышқылы (ЭФҚ) химия өнеркәсібінің ірі тоннажды өнімдерінің бірі болып табылады. ЭФҚ өндірісінің үлкен көлемі мен жоғары өсу қарқыны ЭФҚ минералдық тыңайтқыштардағы (қарапайым суперфосфатпен салыстырғанда 2-3 есе) қоректік заттардың шоғырлануын айтарлықтай арттыру мүмкіндігіне байланысты болып келеді, оларды тұтыну үздіксіз ұлғаюда. Сонымен қатар, ЭФҚ-ын қолдану жаңа тыңайтқыш түрлерін өндіруді қамтамасыз етеді, мысалы сұйықтықтардың, барлық өндіріс сатыларының көп мөлшерде қарқындауына және құнының арзандауына мүмкіндік береді, минералды тыңайтқыштардың тасымалданылуы және енгізілуі, қоймалануы, яғни ЭФҚ өнеркәсібіндегі техникалық прогресті елеулі түрде анықтайды. Қоспалардан тазартылған ЭФҚ азықтық және техникалық фосфаттар детергенттері өндірісінде кеңінен қолданылады.

ЭФҚ алуға алғашқы әрекеттер суперфосфат арқылы 30-40%-дық H_2SO_4 -ті ыдырату жолымен жүзеге асырылды. Процесс кезеңді, аз өнімді болды. Суперфосфатты, кейінірек - табиғи фосфатты ыдыратудың үздіксіз емес тәсілін әзірлеу және бір мезгілде - аппаратураны құру жолдары бойынша өндірісін жетілдіру қолға алынды. Бірінші өнеркәсіптік жүйелер "Дорре жүйелері" деп аталады. Ыдырау реакциясы Дорре реакторларында пульпаны сығылған ауамен араластыру жолымен жүзеге асырылды. Алынған қойыртпақты Дорраның қоюландырғыштары жүйесінде декантациялап жуады. 1917-1929 жылдары 20-дан астам ұқсас қондырғылар салынды. Процесс технологиясы мен аппаратурасы уақыт өте келе үздіксіз жетілдірілді. Процесті айтарлықтай жеңілдетуге тұнбаны, механикалық араластырғыштары бар реакторды және қойыртпақты рециркуляциялау жүйесі бар вакуумдық сүзгіні құру кезінде қол жеткізілді. Қазіргі уақытта экстракторлар мен вакуум-сүзгілердің көптеген түрлері бар, және де олардың конструкциясы сенімді арттыру мақсатында үздіксіз жетілдірілуде.

1.2 Бастапқы шикізат сипаттамасы

Фосфор қышқылы мен фосфор тыңайтқыштарын өндіруге арналған шикізат ретінде табиғи фосфат кендері қызмет етеді: апатиттер және фосфориттер. Негізгі құрамында фосфор бар компонент - қос тұз $3Ca_3(PO_4)_2 \cdot CaX$ құрамды үшқальцийфосфаты, мұнда $X=F, OH, Cl$. Апатиттер-жанартау тұқымы басқа, ірі түйіршікті құрылымы бар фтор (гидроксил) апатит, құрамында негізгі құрамы нефелин $Na_2O(K_2O) \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ болып табылады. Сондықтан алдын ала апатитті байыту өнімі пайдаланылады (флотация әдісімен)

- құрамында 40%-ға дейін P_2O_5 бар апатитті концентрат, оның шығуы апатит-нефелин кенінің массасының 20%-ын құрайды. Фосфориттің көп қоспалары бар, тіпті байытудан кейін де 20-30% P_2O_5 құрайды.

Қаратау фосфориттерінде фосфатты зат негізінен фторкарбонатапатит болып табылады. Кеннің сапасы қоспалардың құрамы мен санымен анықталады. Апатит вулкандық қызмет нәтижесінде пайда болған фосфат кендері деп аталады. Фосфориттер - шөгінді кендер. Олардың пайда болуы теңіз суынан кальций фосфатының өсуімен байланысты. ЭФҚ өндірісінде табиғи фосфат кендері сирек қолданылады. Оларды алдын ала байытады. Байытудың бірқатар әдістері бар. Олар кеннен шығарылатын қоспалардың құрамына және концентратты одан әрі қайта өңдеу процесіне байланысты іріктеледі. Құмды және саз балшықты жою үшін фосфат кенін сумен жуады. Бұл байытудың қарапайым тәсілі. Флотациямен байыту әдісі кенінен таралған. Ол бос жыныстар мен фосфаттардың бөлшектерінің әртүрлі сулануына негізделген. Әлемдегі фосфаттардың ең ірі өндірушілері Марокко, АҚШ, Ресей болып табылады, олардың үлесіне бүкіл әлемдік өндірістің шамамен 75% - ы келеді.

ЭФҚ алу процесінде фосфаттар үшін H_2SO_4 қолданылады. Бұл ауыр майлы сұйықтық, химиялық таза - түссіз, техникалық - боялған. Химиялық қасиеттері бойынша - органикалық заттарды өндіретін және металдарды бұзатын күшті қышқыл. Күкірт қышқылының тығыздығы концентрацияға байланысты (кесте 1). Қайнау және кристалдану температурасы концентрацияға байланысты. Күкірт қышқылын сумен араластыру кезінде көптеген жылу (гидратация жылуы) бөлінеді.

1 Кесте – Күкірт қышқылының сулы ерітінділерінің қасиеттері

Массалық үлес H_2SO_4 , %	Тығыздық (20°C кезінде), г/см ³	Кристаллизация температурасы, °C	Қайнау температурасы, °C
55	1,4453	-27,1	132,0
60	1,4983	-25,8	141,8
65	1,5533	-35,3	154,1
70	1,6105	-42,0	169,2
75	1,6692	-51,0	187,8
80	1,7272	-3,0	210,2
85	1,7786	+7,9	237,1
90	1,8144	-10,2	268,9
95	1,8337	-21,8	306,3
100	1,8305	+10,45	296,2

ЭФҚ өндірісінде 92,5-95%-дық H_2SO_4 , сондай-ақ 74-75% - дық мұнаралы H_2SO_4 қолданылады. Технологиялық схемаға байланысты бұл қышқыл тікелей экстракторға берілуі мүмкін немесе 55-75% - ға дейінгі концентрациядағы сумен араластырылуы және графитті тоңазытқыштарда жаңа схемаларда салқындатылуы мүмкін.

1.3 Өндірілетін өнім сипаттамасы

Экстракциялық фосфор қышқылы – H_3PO_4 химиялық формуласы құнарлы бір жақты және күрделі тыңайтқыштар өндірісінде қоректік элемент - фосфор тасушы ретінде қолданылады және шәрбат тәрізді сұйықтық болып табылады. Экстракциялық фосфор қышқылының құрамы экстракция кезінде қолданылатын фосфат шикізатының құрамына және оны қайта өңдеу жағдайларына байланысты болады.

Қаратау фосфор шикізаты негізінде алынатын қышқылда H_3PO_4 негізгі компоненттен басқа күкірт қышқылының қоспалары, бір жарым тотықтардың тұздары, фтор мен магний қосындылары, кальций сульфаты бар.

Экстракциялық фосфор қышқылы ҚР ФС ОКПО 3908381201421.0-2006 техникалық талаптарын қанағаттандыруы тиіс:

2 – Кесте

Көрсеткіштер атауы	Нормасы
1 P_2O_5 -ке есептегенде H_3PO_4 -тің салмақтық үлесі, %, кем емес	18
2 Тұнбаның салмақтық үлесі,%, артық емес	2

Қышқылдың тығыздығы оның концентрациясы мен температурасына байланысты өзгереді. Концентрацияның ұлғаюымен және температураның төмендеуімен қышқыл тығыздығы артады.

Фосфор қышқылының су ерітінділерінің қайнау температурасы қышқыл концентрациясының ұлғаюымен жоғарылайды: массалық құрамы 18% P_2O_5 фосфор қышқылының қайнау температурасы 102,44°C.

Фосфор қышқылының тұтқырлығы оның концентрациясы мен температурасына байланысты. Концентрациясының ұлғаюымен және температураның төмендеуімен қышқылдың тұтқырлығы артады.

Кесте 3 - Фосфат концентратының химиялық құрамы

	Қаратау
--	---------

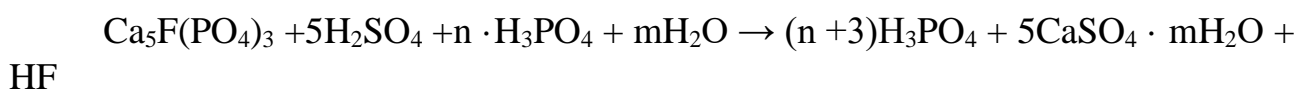
Компоненттер, %	Фосфориттік ұн маркасы		Фосфориттік концентрат
	К	Р	
P ₂ O ₅	28,0	24,5	24,5
CaO	40,0...44,0	39,0...42,0	39,0...42,0
R ₂ O ₃	3,0	3,0	2,5
CO ₂	8,0	8,0	8,0
SiO ₂	9,0...12,0	13,0...15,0	13,0...15,0
(Na,K) ₂ O	0,8...1,0	0,8...1,5	0,8...1,5
MgO	3,0	3,0	2,5
F	2,6...3,0	2,5...2,8	2,5...2,8
Органикалық зат	0,1...0,2	0,1...0,2	0,3
H ₂ O	1,0	1,0	1,0
Ситадағы қалдық +0,16, артық емес	14	30	5...30

2 Технологиялық процесстің сипаттамасы

Күкірт қышқылды экстракция әдісімен фосфор қышқылын өндіру табиғи фосфат шикізатының күкірт қышқылымен ыдырауына әкеледі, кейіннен алынған қойыртпақты тұнбаға түскен кальций сульфатынан фосфор қышқылын бөлу үшін сүзгілейді.

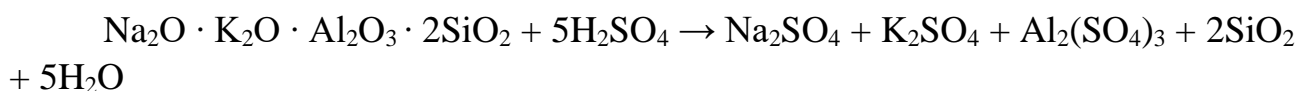
Экстракциялық қойыртпақтың жеткілікті қозғалуын қамтамасыз ету үшін экстракторға өнімдік фосфор қышқылы мен сүзгіштің бөлігін араластыру арқылы алынған сұйылту ерітіндісін сүзгіде тұнбаны жуғаннан кейін қайтару қажет.

Фосфат шикізатының ыдырауы күкірт және фосфор қышқылдарының су ерітінділерінің қосындысы негізгі теңдеу бойынша жүргізіледі:

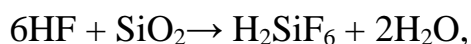


Жүйедегі фосфор қышқылының температурасы мен концентрациясына байланысты $\text{CaSO}_4\text{-H}_3\text{PO}_4\text{-mH}_2\text{O}$ кальций сульфаты дигидрат ($m=2$)- $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (гипс), полугидрат ($m=0.5$)- $\text{CaSO}_4 \cdot 0.5\text{H}_2\text{O}$ немесе ангидрит ($m=0$)- CaSO_4 түрінде тұнады.

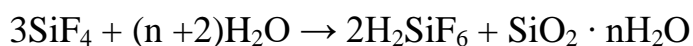
Фосфатпен бірге сульфаттар мен кремний диоксидінің түзілуімен алюмосиликаттардың қоспалары ыдырайды:



Кремнийдің бөлінген диоксиді негізгі реакция бойынша бөлінетін HF сутегі фторидімен гексафторкремний қышқылдың пайда болуымен жауап береді:



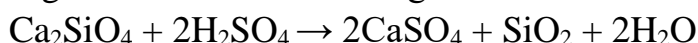
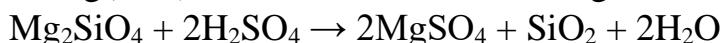
ол $2\text{HF} + \text{SiF}_4$ эквимолекулярлық қоспа түрінде газды фазаға ішінара бөлінеді. Газ фазасына фтордың бөліну дәрежесі температураның жоғарылауымен артады. Газ фазасына бөлінетін фтордың қосылыстары гексафторкремний қышқыл ерітіндісінің пайда болуымен сумен сіңіріледі:



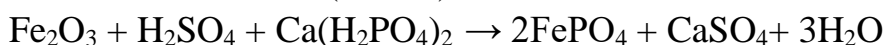
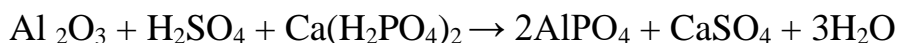
Ерітіндіде ішінара қалатын гексафторкремний қышқылы нефелин, глауконит және басқа еритін минералдардың сілтілі оксидтерімен әрекеттеседі, аз еритін натрий мен калий кремнефторидтерін түзеді:



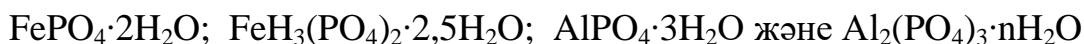
Кальций мен магний карбонаттары мен силикаттары тиісті сульфаттар түзіле отырып ыдырайды:



Темір мен алюминийдің жартылай тотықтарының қосындылары реакциялық қоспада тиісті фосфаттар түзіле отырып ериді:



Бұл ретте қанықпаған ерітінділер түзіледі, олардан темір және алюминий фосфаттарының гидраттары баяу бөлінеді:



Фосфатты шикізаттағы қоспалар экстракция процесін күрделендіреді, оның көрсеткіштерін нашарлатады, алынатын қышқылдың сапасын төмендетеді, шикізаттың ыдырауына берілетін күкірт қышқылының шығынын арттырады. Кальций сульфатының кристалды торына қоспалардың фосфаттарын енгізу орын алады (сокристаллизация деп аталады).

Еркін күкірт қышқылының жоғарылауы кальций фосфатының сокристалдануын төмендетеді, бірақ фосфат дәндерінің бетінде кальций сульфатының кристалдануына алып келеді және олардың ыдырауына кедергі келтіреді.

Шикізаттың әрбір түрі және оны қайта өңдеу процесі үшін іс жүзінде оңтайлы сульфатты режим шикізаттың бөлінбеуінен, фосфаттардың кристалдануынан және экстракциялық қойыртпақты сүзу кезінде фосфогипсті жуудың толық болмауынан болатын ең аз шығындарға сүйене отырып анықтайды.

Фосфатты шикізатты күкірт қышқылымен ыдырату процесін жүргізу үшін кальций сульфаты кристаллогидратының оңай сүзетін тұнбасын алу мақсатында қойыртпақтың сұйық фазасында күкірт және фосфор қышқылдарының белгіленген концентрациясына, сондай-ақ сұйық және қатты фазалардың ара-

қатынасына қатаң түрде төтеп беру қажет. Бұл реагенттерді үздіксіз және біркелкі беру кезінде жүзеге асырылуы мүмкін: шикізат, күкірт қышқылы және экстракторға айналым фосфор қышқылы.

Экстракторда экстракциялық қойыртпақтың болу уақыты кристалдану жылдамдығымен және кальций сульфаты кристаллогидраттарының өсуімен анықталады, олардың оңтайлы нысандары мен өлшемдері шөгіндінің жақсы сүзілуін және оны фосфор қышқылынан судың ең аз мөлшерін тиімді жууды қамтамасыз етуі тиіс. Ол үшін ұсақ кристалды, нашар сүзетін тұнбаның түзілуін болдырмау үшін экстракцияның белгілі бір режимі қатаң қамтамасыз етілуі тиіс.

Осылайша, экстракция процесінің оңтайлы режимін сақтау үшін келесі шарттарды сақтау қажет:

- сығындыда пульпаның жеткілікті болу уақыты;
- экстракторға реагенттердің үздіксіз және біркелкі түсуі және біркелкі одан қойыртпақты бұру;
- тұрақты құралды қамтамасыз ету үшін пульпаны қарқынды араластыру қойыртпақтың барлық көлеміндегі концентрациялар мен температуралар;
- пульпадағы қатты және сұйық фазалардың оңтайлы арақатынасы (Қ:С);
- қажетті артық иондар SO_4^{2-} (күкірт триоксидінің құрамына қайта есептеледі SO_3).

Қаратау фосфат шикізатынан фосфор қышқылын экстракциялау процесі дигидраттық процеске қарағанда ($95^\circ C$ дейін) жоғары температурада жүргізіледі. Бұл ретте кальций сульфаты метастабильді дигидратта кристалдануы үшін пульпадағы SO_3 артық массалық концентрациясы $1,3 \div 3,0\%$ құрайды.

Бұл кальций сульфатының кристалдану жағдайын айтарлықтай жақсартуға мүмкіндік береді, ол температураның жоғарылауы кезінде гипстің ерігіштігінің артуы салдарынан аз қанықпаған ерітінділерде болады, бұл неғұрлым ірі, біртекті және изометриялық кристалдардың пайда болуына ықпал етеді.

Экстракциялық қойыртпақты сүзу процесінің өнімділігін арттыруға қойыртпақтың сұйық фазасының тұтқырлығын азайтуға және фосфогипсті жуу үшін берілетін судың температурасын $95^\circ C$ дейін арттыруға ықпал етеді.

Фосфор қышқылын экстракциялау әдісі қолданылады, ол екі сатыда күкірт қышқылын береді. Бұл жағдайда экстракторлар температурасы сақталады $90 \div 95^\circ C$, бұл шикізаттың ыдырау коэффициентін $96-97\%$ - ға дейін арттыруға мүмкіндік береді.

Экстракциялық қойыртпақты сүзу кезінде өнімдік қышқыл ретінде дәстүрлі түрде бірінші сүзгіш қолданылады. Мата арқылы өткен фосфогипс бөлшектері қышқылды ластайды, бұл оның негізінде алынған тыңайтқыштардағы қоректік заттардың құрамын төмендетеді.

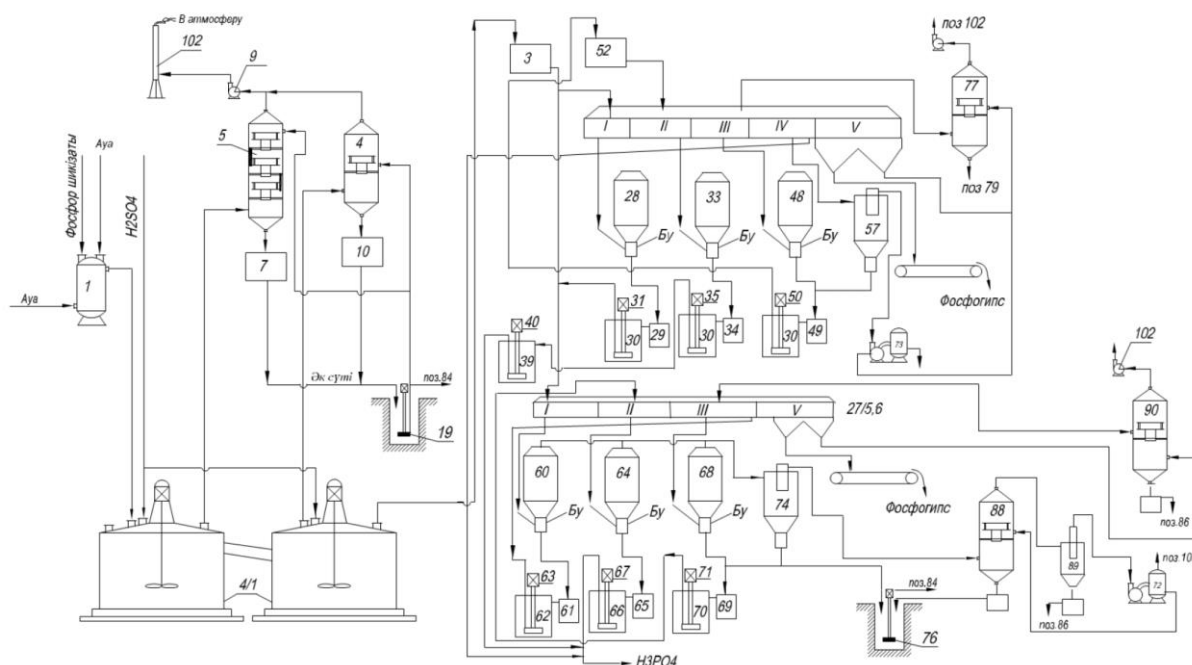
Фосфогипс қоспасының құрамын қышқылда төмендету тәсілі фосфогипсті бірінші рет жуғаннан кейін шаю сүзгішін өнім қышқылы ретінде пайдалану

болып табылады. Сүзгіштің концентрациясы сүзуге берілетін экстракциялық қойыртпақтың мөлшерін немесе фосфогипсті жууға берілетін судың мөлшерін өзгерту жолымен реттелуі мүмкін.

2.1 Технологиялық сызба-нұсқаның сипаттамасы

Экстракциялық фосфор қышқылын алудың технологиялық процесі келесі кезеңдерден тұрады:

- процеске реагенттерді беру;
- экстракциялық қойыртпақты алумен фосфат шикізатының ыдырауы;
- экстракциялық пульпаны сүзу, тұнбаны жуу;
- фосфогипсті алып тастау;
- қалдық газдардан фторлы қосылыстардың абсорбциясы.



1-сурет – Экстракциялық фосфор қышқылын алудың технологиялық процесі

2.1.1 Реагенттерді процеске жіберу

Шикізат силостардан шикізатты пневмоөткізгіш бойынша дайындау бөлімшелері дискілі ысырма және тиеу клапаны арқылы пневмокамералық сорғының камерасына түседі 1. Пневмокамералық сорғыға шикізатты мөлшерлеу оның берілген салмағы 10000 кг-нан аспайтын автоматты түрде жүргізіледі. Берілген массаға жеткен кезде тиеу клапаны, диск ысырмасы және пневмокамералық сорғы жабылады 1 қысымы 0,4-0,5 Мпа (4-5 кгс/см²) қысымдағы сығылған ауа беріледі, ол шикізатты пневмокамералық сорғыдан

пневможабдыққа шығарады. Пневмокамералық сорғыны тиеу, түсіру және оны үрлеу кезінде дабыл жүйесі жұмыс істейді.

Пневмокамералық сорғылар қал. 1 қашықтықтан жұмысқа қосылады және ОБП-дан ажыратылады. ПЗ пневмокамералық сорғыдан шикізатты мерзімді түсіру жолымен 1 доза экстракторларының бірінші банкасына дозалау жүргізіледі 4/1,2. Шикізат шығыны экстракциялық пульпадағы сульфат-иондардың мөлшері бойынша түзетіледі (SO_3 күкірт триоксидіне қайта есептегенде).

Аммофос цехының шикізатты дайындау бөлімшесінің қоймаларынан кемінде 92,5% моногидраттың (H_2SO_4) салмақтық үлесі бар техникалық күкірт қышқылы экстракторларға беріледі қал. 4/1,2 немесе күкірт қышқылының жинағына 14 ЭФҚ-2 бөлімшесі.

Фосфогипстің жақсы сүзетін тұнбасын алу мақсатында кальций сульфатын кристалдау процесін түзету үшін экстракторға күкірт қышқылын беру 4/1,2 бірінші және екінші банктерге жүзеге асырылады. Бұл ретте күкірт қышқылының көлемді шығыны:

- бірінші банкке $25\text{м}^3/\text{сағат}$ артық емес;
- екінші банкке $8\text{м}^3/\text{сағат}$ артық емес.

Қышқыл шығынын реттеу ОБП қашықтықтан жүзеге асырылады. Жинағындағы күкірт қышқылының деңгейі ЭФҚ-2 бөлімшесі 3,5 м-ден аспауы тиіс, осы деңгейге жеткен кезде сигнал беру іске қосылады.

Доза экстракторларының бірінші банкасына 4/1,2 әлсіз фосфор қышқылы болып табылатын карусельді вакуум-сүзгілерден кейін айналмалы ерітінді беріледі.

ЭФҚ-1 бөлімінде айналмалы ерітінді экстрактордың бірінші банкіне түседі қал. 4/1 енгізілетін айналым ерітіндісінің науасы бойынша:

- электросорап агрегатты қал. 31 сүзгілер багынан қал. 30 кейін бірінші сүзгі К-100-15Н2 карусельді вакуум-сүзгісі қал. 27/2;
- карусельді вакуум-сүзгілердің табандығынан шайындыларды өздігінен ағумен 27/2; 27/5,6;
- электросорап агрегаттармен қамтамасыз ету 40,67 фосфор өнімдерінің бір бөлігін қайтару, саңылаулы шығын өлшегіштер арқылы қышқылдар 44,45;
- электросорап агрегатты қал. бірінші фильтрат багынан қал. 62 бірінші вакуум-сүзгілерден кейінгі сүзгіш-50-11/ 27/5,6;
- электросорап агрегатты қал. 85 жабдықтан төгінділер ЭФҚ-2 бөлімінде экстрактордың бірінші банкасына айналмалы ерітінді 4/2 енгізілетін науа бойынша беріледі:
- электросорап агрегатты қал. 31 сүзгіш блогынан 30 бірінші сүзгі карусельді вакуум-сүзгілерден кейін қал. 27/3,4;
- өнім фосфор қышқылының бір бөлігі өз бетімен ағады 36 арқылы саңылаулы шығын өлшегіш қал. 38;

- карусельді вакуум-сүзгілердің табандығынан өздігінен жуу 27/3,4;
- электросорап агрегатты қал. 92 жабдыктан төгінділер.

Аммофос өндіру үшін термиялық фосфор қышқылы мен экстракциялық фосфор қышқылының қоспасы қолданылуы мүмкін.

Термиялық фосфор қышқылы (H_3PO_4 ортофосфорлық қышқылының салмақтық үлесі 73% - дан кем емес) темір жол цистерналарында жеткізіледі, олар төгу торабына құйылады.

Темір жол цистернасының жоғарғы люгіне ағызуға арналған құрылғы түсіріледі және болттармен бекітіледі. Сифон жинағы арқылы термиялық фосфор қышқылы 40 электр сорғыш агрегат қал. 41 реакторына беріледі 86 және доза қыздырғышқа өтеді 87.

Жылытқыштан жинақ арқылы. 88 электр сорғыш агрегат қал. 89 термиялық фосфор қышқылы аммофос цехын кептіру бөлімшесінің қоймасына немесе экстракторға беріледі 4/2.

Термиялық фосфор қышқылын төгу кезінде мүмкін болатын төгінділер темір жол цистернасының астына табандыққа жиналады және өздігінен ағып, шұңқырға түседі 42, қайтадан электросорапқа агрегатты қал. 43 реакторына беріледі 86.

2.1.2 Экстракциялық пульпа алу арқылы фосфат шикізатының ыдырауы

Экстракциялық қойыртпақты алумен фосфат шикізатының ыдырауы экстракторларда жүзеге асырылады 4/1,2. Экстракциялық пульпа фосфор қышқылында кальций сульфатының суспензиясын білдіреді.

Экстракторлар 4/1,2 көмірграфитті блоктар бойынша қышқылға төзімді силикатты кірпішпен футерленген, көлемі 450 м^3 болатын екі болат банкадан тұратын каскад түрінде кездеседі.

Доза экстракторларының банклары 4/1,2 өзара ағындармен қосылған. Бұл экстракторының бірінші банкісі 4/1 қуыс, екінші банкке ағар алдында орнатылған бір радиалды қалқасы орнатылған.

Экстрактордың екінші банкісі 4/1 және доза экстракторы банклары 4/2 үш секцияға бөлінген: А, В, С.

80 м^3 көлеміндегі орталық секция басқа екі секциядан сақиналы қоршаумен бөлінген. А секциясы жоғарғы ағынға секциямен хабарланады. В секциясы төменгі ағысы бар бөлікпен бөлінген. А және С секциялары барлық ұзындығы бойынша газдың шығуына арналған жоғарғы терезесі болады. Газдарды сору В секциясынан жүргізіледі.

Доза экстракторларының банклары 4/1,2 концентрациясы мен температураның барлық көлемде тұрақтылығын қамтамасыз ететін

экстракциялық қойыртпақты қарқынды араластыру үшін екі қабатты қалақты араластырғыштармен жабдықталған.

Бірінші банка экстрактор қал. 4/1,2 8 араластырғыш орнатылған, екінші банк 7 араластырғыштан тұрады.

Кальций сульфатының біртектес ірі кристалды шөгіндісінің пайда болуы үшін экстракциялық пульпада ұстап тұру қажет 4/1,2 күкірт үшөксидіне есептегенде сульфат-иондармен SO_3 қанықтыру керек:

- бірінші банкте $1,5 \div 2,0\%$ масс.;
- екінші банкте $1,8 \div 2,5\%$ масс.

Экстракциялық сұйық фазадағы P_2O_5 фосфор ангидридiнің массалық құрамы екінші банктегі қойыртпақ 20% - дан кем болмауы тиіс, ал қойыртпақтың қозғалуын қамтамасыз ету мақсатында қатты және сұйық фазалардың (Қ:С) массалық қатынасы $(1:1,8) \div (1:3,0)$ болуы тиіс. Экстракцияның оңтайлы режимін сақтау үшін экстракциялық пульпаның $80-95^\circ C$ температурасын экстракциялық пульпаның бірінші банкларына реагенттердің үздіксіз және біркелкі түсуін және экстракциялық пульпаның екінші банкларынан біркелкі бұрылуын қамтамасыз ету қажет. Бұл ретте доза экстракторларының банкларындағы қойыртпақтың деңгейі 4/1,2 қақпақтан 800 мм кем болмауы тиіс, берілген деңгейге жеткенде сигнал беру іске қосылады.

ПЗ экстракторларының бірінші банкінде алынған 4/1,2 экстракциялық пульпа қал. экстракторларының екінші банкасына ағады 4/1,2, қайта шығып, 17,18,19,20 карусельді вакуум-сүзгілерде сүзу үшін беріледі. Электр сорғыш агрегаттар тоқтаған кезде сигнал беру іске қосылады.

Фосфатты шикізатты ыдырату процесінде бөлінетін фторлы құрамында фтор бар газдар фторлы қосындылардан абсорбциялық аппараттарға: экстрактордан тазартуға түседі 4/1-АПС-50 қал. 5 және АПС-40 қал. 6, экстрактор қал. 4/2-в АПС-80 қал. 7.

2.1.3 Экстракциялық пульпаны сүзу және тұнбаны жуу

Экстракциялық қойыртпақты сүзу-фазаларға бөлінеді: қатты (фосфогипс) және сұйық (фосфор қышқылы) - үш карусельді вакуум-сүзгілерде жүргізіледі яғни, К-100-15Н-2 жұмыс (сүзгіш) беті 80 м^2 және екі карусельді вакуум-сүзгіштерде К-50-11/К4 жұмыс беті 45 м^2 қал. 27/2-6 тұрады.

Сүзгілердің әрқайсысы 24 жеке науадан (шөміштерден) тұрады. Олардың түбінде тірек торларында сүзгіш мата төселінген. Науалар қозғалмалы шеңберлі рельстер бойынша дөңгелектері бар каретаға орналастырылған. Сүзгіш бастиегін құрайтын екі шайбаның көмегімен: жылжымалы, науалармен бірге айналатын және қозғалмайтын сүзгіштер. Тиісті вакуум-жинағыштарға науаларда сүзгіш бастиекпен қосатын иілгіш шлангілер арқылы сорылады. Әр науаның жұмыс

циклі сүзгілеуден, тұнбаны сусыздандырудан, аралық сусыздандырумен тұнбаны екі рет шаюдан, фосфогипсті түсіру және матаны жуудан тұрады.

Сүзу процесінің қозғаушы күші ВВН-2-150 вакуумдық қондырғылардың көмегімен жүзеге асырылады. Сүзгіш қалқаның екі жағынан түзілетін қысымның айырмасы болып табылады қал. 72 және ВВН-50 қал. 70,73. Тұнбаны сүзу, жуу және сусыздандыру кезінде науа вакуум көмегімен тұнбаны түсіру және матаны жуу кезінде - атмосферамен қоса қолданылған. Вакуумдық қондырғы 80 кПа (0,8 кгс/см²) дейін құруды қамтамасыз етеді.

Экстракциялық қойыртпақ бөлгіш арқылы сүзгіш науасы бойынша ыдырайды. Сүзгі бастарының екі шайбасында бірқатар тесіктер бар. Жылжымалы шайба қозғалмайтын жолмен айналады және бір тесік кезекпен екінші тесіктермен сәйкес келеді. Бұл ретте, қозғалмайтын шайба тесіктерімен жалғанған тиісті ресиверлері бар науаларды кезекпен хабарлай отырып жүреді. Осылайша, негізгі және жуу сүзгілерінің тізбектей бөлінуі жүзеге асады.

ЭФҚ-1 бөлімшесінің технологиялық сұлбасы бойынша екінші банкадан экстракциялық пульпа қал. 4/1 электр сорғыш агрегат қал. 17,18 қысым бағына беріледі 3, сол жерден карусельді вакуум-сүзгілеріне сүзу үшін бөлінеді 27/2, 27/5,6.

Сүзгіштің бірінші аймағында экстракциялық пульпаны қатты және сұйық фазаларға бөлу жүргізіледі. Барометрлік желі бойынша ресивер арқылы бірінші сүзгіш 28,60 карусель вакуум-сүзгісінен жіберіледі 27/2 гидрозатвор арқылы қал. 29 сүзгіш блогы 30, ал карусель вакуум-сүзгісінен қал. 27/5, 6 гидрозатвор арқылы қал. 61 бірінші сүзгіш бак қал. 62 келіп түседі.

Бірінші сүзгіш электр сорғыш агрегатпен қал. 31,63 айналым ерітіндісінің науасына беріледі, ол бойынша ол экстрактордың бірінші банкіне тасымалданады 4/1.

Сүзгіштің бірінші аймағында пайда болған тұнба қабаты екінші аймаққа ауыстырылады, онда ол үшінші сүзгішпен жуылады 52 саңылаулы Шығыс өлшегіш арқылы қал. 53 карусель вакуум-сүзгісіне 27/2, ал қысым бағынан қал. 96 саңылаулы шығыс өлшегіш арқылы 97 карусель вакуум-сүзгісіне 27/5,6 келеді.

Фосфогипсті бірінші шаюға барлық үшінші сүзгіш емес берілуі мүмкін, сонда оның қалған бөлігі төменгі қысым бағынан өздігінен ағады 52,96 және карусель вакуум-сүзгісінің табанын шаюға 27/2,5, 6, ал табандықты жуғаннан кейін айналмалы ерітіндінің науасына түседі.

Үшінші сүзгіш екінші аймақта тұнба қабаты арқылы өтіп, одан концентрацияланған фосфор қышқылын ығыстырады, өзі бекітіледі және екінші сүзгіш - өнімдік фосфор қышқылы түрінде филтроден кейін барометрлік құбыр бойынша өздігінен 27/2 ресивер арқылы ағады да , қал. 33, гидрозатвор қал. 34 сүзгіш бактарының блогына құйылады 30, мұнда электр сорғыш агрегат қал. 35 өнім фосфор қышқылының қысым бағына беріледі 39.

Онда орнатылған электр сорғыш агрегат қал. 40 фосфор қышқылын өнімдік фосфор қышқылының науасына және айналым ерітіндісінің науасына саңылаулық шығын өлшегіш арқылы береді 44.

Сүзгінің карусель вакуум-сүзгісінен кейінгі екінші сүзгіш 27/5,6 барометрлік құбыр бойынша ресивер арқылы өздігінен ағып 64, гидрозатвор қал. 65 екінші сүзгіш багына құйылады 66, мұнда электр сорғыш агрегат қал. 67 өнімдік фосфор қышқылының науасына және айналым ерітіндісінің науасына саңылаулық шығын өлшегіш арқылы беріледі 45.

Науа бойынша өнімдік фосфор қышқылы саңылаулық шығын өлшегіш арқылы 43 БГС бөлімшесіне келеді.

Карусельді вакуумдық сүзгінің екінші аймағынан ішінара жуылған тұнба қал. 27/2,5,6 соңғы ыстық сумен жуылатын үшінші аймаққа ауыстырылады.

Бактардағы қал.54,94 суды жылыту 0,1-0,65 МПа қысымды бұмен жүргізіледі (1-6,5 кгс/см²). Суды қыздырудың берілген температурасы 85°C-тан кем емес автоматты түрде суды жылыту бактарына берілетін бу шығынын реттеу жолымен ұсталады қал.54,94.

Суды жылыту фосфор қышқылының тұнбасын жуу тиімділігін арттыру үшін және карусельді вакуум-сүзгі коммуникацияларындағы фосфор қышқылы ерітінділерінің температуралық градиентін төмендету үшін қажет, бұл аппаратура мен құбыржолдар қабырғаларындағы тұнбаның инкрустациясын едәуір дәрежеде азайтады. Осы мақсатта сүзгілер ресиверлеріне бу беріледі.

Фосфогипсті жуу үшін пайдаланылған өнеркәсіптік су пайдаланылады. Бастапқы өнеркәсіптік су вакуумдық қондырғыларына беріледі 72,73.

ПЗ вакуумдық қондырғыларынан кейін пайдаланылған су 72,73 түседі де, шұңқырлар электросорап агрегаттың қал.76 және барометрлік конденсаторды 88 суландыруға жіберіледі.

Электр сорғыш агрегаттың шұңқырына сондай-ақ барометрлік конденсатордан 99 ағызу келіп түседі және шашыратқышқа 71 жөнелтілінеді.

Барометрлік конденсатордан 88 төгу және шашыратқыш 89 жинағына түседі 86.

Пайдаланылған өнеркәсіптік су электр сорғыш агрегаттармен су жылытатын бактарға беріледі 54,94 және саңылау дозаторлары арқылы қал. 55,95 фосфогипсті жууға түседі.

Үшінші аймақтағы шөгіндіден ығыстырылған барометрлік құбыр бойынша ресивер арқылы үшінші сүзгі 48,68, гидрозатвор қал. 49,69 сүзгіш бактарының блогына құйылады 30, немесе үшінші сүзгі бак қал. 70 қайтадан электросорап агрегаттармен қал. 50,11 арынды бактарына беріледі 52,96.

Карусельді вакуум-сүзгісінің үшінші аймағынан жуылған шөгінділер 27/2 төртінші аймаққа жылжиды, онда ол вакуумдық қондырғысымен жасалатын вакуум астында 73 жете алады.

Төртінші аймақта түзілетін сүзгіш - үшінші сүзгіш болып табылады. Ол барометриялық құбыр арқылы шашыратқыш арқылы 57 гидрозатвор қал. 49 жуылған фосфогипсі бар науа үрлеу аймағына ауыстырылады.

ЭФҚ-2 бөлімшесінің технологиялық сұлбасы бойынша екінші банкадан экстракциялық пульпа қал.4/2 электр сорғыш агрегаттары 19,20 Карусельді вакуум-сүзгісіне сүзу үшін беріледі 27/3,4.

Барометрлік желі бойынша ресивер арқылы бірінші Сүзгіш 28, гидротвор қал. 29 сүзгіш бактарының блогына қиылады және электр сору агрегатымен 31 айналым ерітіндісінің науасына беріледі.

Сүзгіштің бірінші аймағында пайда болған тұнба қабаты екінші аймаққа жылжиды, онда ол үшінші сүзгішпен 52 саңылаулы шығыс өлшегіш арқылы қал.53 жуылады.

Бірінші жууға барлық үшінші сүзгіш емес берілуі мүмкін, сонда оның қалған бөлігі өздігінен ағатын карусельді вакуум-сүзгі табандығының шайылуына қал. 27/3,4 түседі.

Үшінші сүзгіш екінші аймақта тұнба қабаты арқылы өтіп, барометрлік құбыр бойынша екінші сүзгіш түрінде ресивер арқылы 33 өтеді де, гидрозатвор қал. 34 сүзгіш бактарының блогына қиылады 30, мұнда электр сорғыш агрегат қал. 35 өнім фосфор қышқылының қысым бағына беріледі 36.

Саңылаулы шығын өлшегіш арқылы қышқылдың бір бөлігі қал. 38 оны бекіту үшін айналмалы ерітіндінің науасына, ал қалған қышқыл саңылаулы шығын өлшегіші арқылы 37 БГС бөлімшесіне немесе саңылаулы шығын өлшегіш арқылы 38 реакторға 86 оны одан әрі өңдеу үшін беріледі.

Карусельді вакуум-сүзгісінің екінші аймағынан ішінара жуылған тұнба 27/3,4 үшінші аймаққа ауыстырылады, онда ол ыстық сумен жуылады, су қыздырғыш бактан келіп түсетін суы өздігінен 54 саңылаулы шығыс өлшегіш арқылы 55 ағады.

Суды жылыту қысымы 0,1-0,65 МПа (1-6,5 кгс/см²) бумен жүргізіледі. Су қыздырудың берілген температурасы 85°С-тан кем емес су қыздырғыш бактарына берілетін бу шығынын қашықтықтан реттеу жолымен ұсталады 54.

Шөгінді шаю үші 27/3,4 сүзгі науаларында сүзгіш матаны жуғаннан кейін пайда болатын шаю суы пайдаланылады.

Матаны жуу үшін вакуумдық қондырғысынан кейін 72 орнатылады, барометрлік конденсатор қал. 62, шашыратқыш 59,71, қал.абсорбері 77 қолданылады.

Слив жинағына түседі 22, мұнда 55°С-тан кем емес температураға дейін бумен және электр сорғыш агрегатымен жылытылады 23 және маталарды жууға жіберіледі, содан кейін жинаққа құйылады және электр сору агрегатымен су жылытатын бакқа 54 беріледі.

Таза өнеркәсіптік су бакқа түседі 82, онда қақпақтан 1,5м кем емес судың берілген деңгейі сақталады. Су деңгейі автоматты түрде бакқа түсетін су

шығынын өзгерту жолымен реттеледі. Берілген деңгейге жеткен кезде сигнал беру іске қосылады.

Өнеркәсіптік су бағынан өнеркәсіптік су қал.82 электр сорғыш агрегатымен 83 вакуумдық қондырғыларына б 70,72, су жылытқыш бак қал.54. беріледі. Вакуумдық қондырғыдан кейін өңделген су барометрлік конденсаторды суғаруға 62, шашыратқыш 59 және суландыру абсорберге қал. 77 келіп түседі.

Сүзгінің үшінші аймағында шөгіндіден ығыстырылған қал. 27/3,4 ресивер арқылы барометрлік құбыр бойынша үшінші сүзгіш 48, гидрозатвор қал.49 сүзгіш бактарының блогына құйылады және электр сору агрегатымен 51 қысым бағына жіберіледі 52, себебі тұнбаны бірінші жуу қажетті.

Сүзгіштің үшінші аймағында жуылған шөгінділер төртінші аймаққа ауыстырылады, онда ол вакуумдық қондырғысымен құрылатын вакууммен жете дезинфекцияланады 70.

Осы аймақта пайда болатын сүзгіш, шашыратқыш арқылы 61, гидрозатвор қал. 63 түседі.

ЭФҚ-1, ЭФҚ-2 бөлімдерінің технологиялық схемалары бойынша

Жуылған фосфогипсі бар науа үрлеу аймағына ауыстырылады. Фосфогипсті карусельді вакуум-сүзгілерінің науаларында сүзбеден үрлеу 27/2,3,4,5,6 желдеткіштерімен берілетін 56 бумен жүргізіледі.

Шөгіндісі бар науа төңкеріс аймағына түседі және жуылған тұнба – фосфогипс карусельді вакуум-сүзгісінен 27/2,3,4,5,6 шығарылады.

Жуылған фосфогипстегі P_2O_5 массалық үлесі жалпы 1,0-ден көп емес; сулы – 0,4-тен көп емес; су – 35% - дан көп емес. Бұл жағдайларда фосфат шикізатын қайта өңдеудің мынадай технологиялық коэффициенттеріне қол жеткізіледі: ыдырау – 95-тен кем емес, жуу – 97-ден кем емес, шығу – 92% - дан кем емес болу қажет.

ЭФҚ-1,2 бөлімшелерінде алынған өнім фосфор қышқылы (екінші сүзгіш), арынды бактардан алынған қал.39 ЭФҚ-1 және 36 ЭФҚ-2 бөлімшесінде шөгінді кемінде 18% масс. P_2O_5 2% масс. артық емес болуы тиіс.

Фосфогипстен босатылған сүзгіш маталар электр сорғыш агрегатымен берілетін ыстық сумен 23 жуылады.

2.1.4 Фосфогипсті алып тастау

Технологиялық схемалармен фосфогипсті жоюдың екі тәсілі енгізілген: карусельді вакуум-сүзгілерінің науаларынан 27/2,3,4 сулы және құрғақ жою, ал карусель вакуум-сүзгі науаларынан қал.27/5,6-құрғақ жою тәсілдері жатады.

Су жою кезінде карусельді вакуум-сүзгіш науасын ауыстырған кезде фосфогипс науаның айналмалы аймағында сүзгішпен орнатылған бункерлер блогында ағартылған сумен жуылады, ал науадағы сүзгіш мата сумен жуылады.

Фосфогипс суспензиясы бункерлерден суда өздігінен ағатын репульпаторына түседі 79 (ЭФҚ-1 бөлімшесі) және қал.80 (ЭФҚ-2 бөлімшесі), ол жерден электр сорғыш агрегаттар қал.80 (ЭФҚ-1 бөлімшесі) және қал. 81 (ЭФҚ-2 бөлімшесі) гидрооқшаулау науасына сорылады 84, онда әк сүтімен араласады және шлам жинағышқа тасымалданады. Әк сүті ЭФҚ-1 бөлімшесінен электр сорғыш агрегатымен 19 беріледі.

Шлам жинағыштың тазартылған суы құбыр бойымен ақшылған су баққа 82 оралады (ЭФҚ-1 бөлімшесі) және қал. 80 (ЭФҚ-2 бөлімшесі).

Электросорап агрегатты қал.83 (ЭФҚ-1 бөлімшесі) ағартылған су маталарды жууға және фосфогипсті шаюға арналған карусельді вакуум-сүзгіштің шашырауына беріледі 27/2,5,6.

Фосфогипсті құрғақ алып тастағанда фосфогипс науасын қайта салғанда карусельді вакуум-сүзгішпен орнатылған бункерлер блогының бірінші бункеріне түседі. Бункерлерден фосфогипс таспалы конвейерлерге түсіріледі.

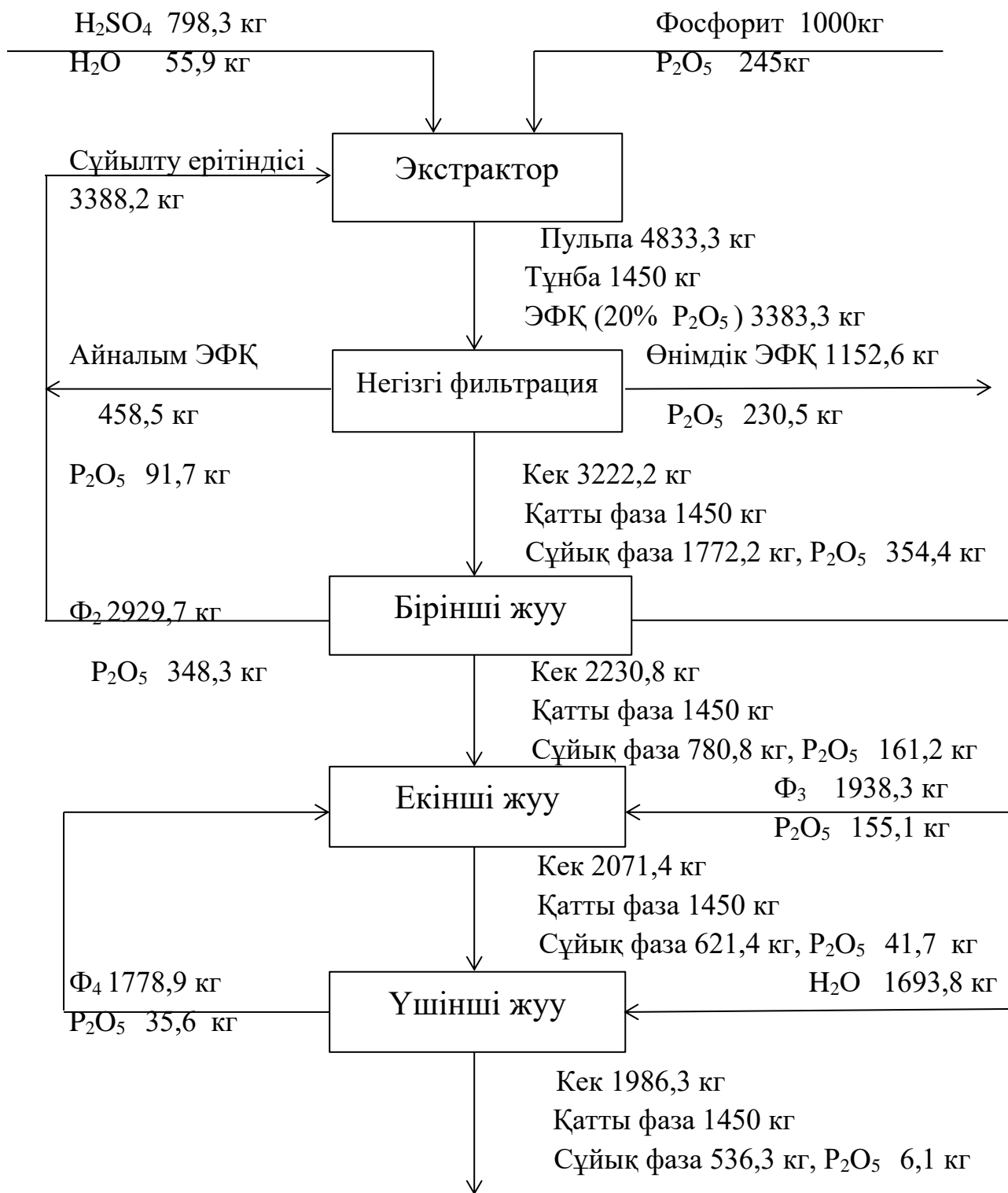
ЭФҚ-1 бөлімшесінде фосфогипс түсіріледі:

- карусель вакуум-сүзгішінің астына 27/2 – таспалы конвейерге қал. 88;
- карусель вакуум-сүзгішінің астына. 27/5,6 – ленталы конвейеріне 81, ол ленталы конвейерге құйылады 88.

Конвейер қал. 88 фосфогипсті фосфогипс бункеріне 100 тасымалдайды. Ашылуы және жабылуы көтергіш механизммен жүргізілетін шибер орнатылған қал.101. Поз бункерінен 100 ЭФҚ-1 және ЭФҚ-2 бөлімшелерінің түсіру тораптарын қосатын фосфогипс автомашинаға немесе жолақты конвейеріне түсірілуі мүмкін 95.

ЭФҚ-2 бөлімшесінде сүзгілерінен фосфогипс бар.27/3,4 жолақты конвейерге 73 түсіріледі. Оны фосфогипс бункеріне тасымалдайтын 75 бункерде шибер орнатылған, оны ашу және жабу, көтеру механизмімен 74 жүргізіледі.

Бункерлерінен жасалған фосфогипс 75 автомашинаға немесе ленталық конвейеріне 100 түсірілуі мүмкін. Ол фосфогипсті бункеріне 96 тасымалдайды. Бункерде қал. 96 шибер орнатылған, оны ашу және жабу, көтеру механизмімен 97 жүргізіледі. Бункерлерінен автомашинаға тиелген фосфогипс 75,96,100, үйіндіге автосамосвалдармен шығарылады.



3 Есептеу бөлімі

Бастапқы деректер

Фосфаттық шикізат құрамы фосфориттік концентрат 3 – кестеде көрсетілген.

3 Кесте – Фосфориттік концентрат құрамы

Атауы	%
P ₂ O ₅	24,5
CaO	42,0
MgO	3,0
CO ₂	8,0
H ₂ O	1,0
R ₂ O ₃	2,5
C _{орг}	0,3
F	2,8

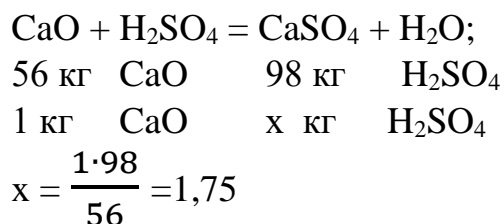
Фосфоритті жартылай гидратты жуу коэффициенті – 97,5 пайыз. Аналитикалық шығым коэффициенті – 94,1 пайыз. Шаруашылық шығым коэффициенті – 92,6 пайыз. Өнімдік ЭФҚ концентрациясы – 20 пайыз. Ерітіндідегі P₂O₅ мөлшері – 96,5 пайызға тең.

1 тонна ЭФҚ үшін материалдық балансты есептеу

1000кг фосфориттік концентрат құрамы:

P ₂ O ₅	245кг
CaO	420кг
MgO	30кг
CO ₂	80кг
H ₂ O	10кг
R ₂ O ₃	25кг
C _{орг}	3кг
F	28кг

Фосфат шикізаты CaO мен өзара әрекеттесетін 100% -дық күкірт қышқылының салмағы мына теңдеу бойынша есептеледі:



1 кг СаО-ға 1,75 кг 100% - дық H₂SO₄ жұмсалады. Фосфат шикізатындағы қоспаларға да күкірт қышқылы жұмсалады. Қаратау фосфориттері үшін бұл норма 101% - ға қабылданады. 1т фосфорит концентратына күкірт қышқылының шығыны:

$$1,75 \cdot 420 \cdot 1,01 = 742,4 \text{ кг } 100\% \text{ - дық } H_2SO_4,$$

93% - дық H₂SO₄ қайта есептегенде:

$$\frac{742,4}{0,93} = 798,3 \text{ кг,}$$

оның ішінде H₂O 56,9 кг.

Өнімдік фосфор қышқылын есептеу

Өнімдік фосфор қышқылының мөлшері мына формула бойынша есептеледі

$$\frac{1000 \cdot a \cdot K_p \cdot K_o \cdot 100}{b \cdot 100 \cdot 100 \cdot 100 \cdot 100},$$

мұндағы 1000 – фосфат мөлшері, кг;

a – фосфаттағы P₂O₅ –тің массалық үлесі, %;

b – өнімдік фосфор қышқылындағы P₂O₅ - тің массалық үлесі, %;

K_p – фосфаттың ыдырау коэффициенті, %;

K_o – тұнбаны жуу коэффициенті, %;

$$\frac{1000 \cdot 24,5 \cdot 96,5 \cdot 97,5 \cdot 100}{20 \cdot 100 \cdot 100 \cdot 100 \cdot 100} = 1152,6 \text{ кг,}$$

оның ішінде, кг (%):

P₂O₅ 230,5 (20)

H₃PO₄ 318,1 (27,6)

H₂O 746,9 (64,8)

қалған қос.: 87,6 (7,6)

(қалған қос.: CaSO₄ ерітілген – 0,1%; CaSO₄ · H₂O қатты – 1,5%;

R₂O₃ – 2,0%; F - 1,5%; MgO – 2,5%).

Өнімдік пульпаны есептеу

Өнімдік пульпа деп вакуум-сүзгіге берілетін пульпаның бөлігі аталады. Оның мөлшері қойыртпақта қатты және қатты тұнба 1т фосфатқа шығуымен анықталады. Қатты тұнбаның құрамын анықтаймыз:

$$\frac{1450 \cdot 100}{30} = 4833,3 \text{ кг,}$$

оның ішінде, кг:

қатты тұнба 1450,0

ондағы кристаллизациялық су 246,5 (17%)

фосфорлық қышқыл 3383,3 (20% P₂O₅),

Фосфор қышқылын сұйылту ерітіндісі

$$3383,3 - 1152,6 = 2230,7 \text{ кг}$$

4 Кесте – Процесстегі судың материалдық балансы

Кіріс		Шығыс	
Атауы	Масса,кг	Атауы	Масса,кг
H ₂ SO ₄	55,9	Өнімдік H ₃ PO ₄	746,9
Апатиттік концентратпен	10	Кристаллизациялық су	246,5
Вакуум-фильтрде жуу	1157,5	Су буы (суыту және фильтрация кезінде)	230
Барлығы:	1223,4	Барлығы:	1223,4

Сұйылту ерітіндісінің мөлшері

$$2230,7 + 1157,5 = 3388,2 \text{ кг (13,2\% P}_2\text{O}_5 \text{)}$$

Сүзгілеу кезінде тұнбаны жууға берілетін су

$$\frac{1450 \cdot 27}{73} = 536,3 \text{ кг;}$$

жууға кеткен судың жалпы мөлшері:

$$536,3 + 1157,5 = 1693,8 \text{ кг,}$$

мұндағы 27 және 73 – сүзгідегі тұнбадағы бос су мен қатты заттың құрамы, сәйкесінше;

1450 – құрғақ тұнба шығымы.

Негізгі сүзу (фильтрация)

Негізгі сүзуден кейін 55% сүзгіштегі тұнбадағы сұйық фазаның құрамын анықтаймыз

$$\frac{1450 \cdot 55}{45} = 1772,2 \text{ кг.}$$

5 Кесте – Негізгі фильтрацияның материалдық балансы

Кіріс		Шығыс	
Атауы	Масса,кг	Атауы	Масса ,кг
экстрактордан алынған пульпа:	4833,3	Ылғал тұнба:	3222,2
1)қатты фаза	1450,0	1)қатты фаза	1450,0
2)сұйық фаза	3383,3	2)сұйық фаза	1772,2
P ₂ O ₅	676,6	P ₂ O ₅	354,4
		Бірінші сүзгі	1611,1

		Сүзгідегі P ₂ O ₅	322,2
		Оның ішінде:	1152,6
		1) өнімдік қышқыл	
		P ₂ O ₅	230,5
		2) айналымдық ерітінді	458,5
		P ₂ O ₅	91,7
Барлығы:	4833,3	Барлығы:	4833,3
Оның ішінде P ₂ O ₅	676,6	Оның ішінде P ₂ O ₅	676,6

6-Кесте - Бірінші жуудың материалдық балансы

Кіріс		Шығыс	
Атауы	Масса, кг	Атауы	Масса, кг
Ылғал тұнба:	3222,2	Ылғал тұнба:	2230,8
1) қатты фаза	1450,0	1) қатты фаза	1450,0
1) қатты фаза	1772,2	1) қатты фаза	780,8
P ₂ O ₅	354,4	P ₂ O ₅	161,2
Үшінші сүзгі	1938,3	Екінші сүзгі	2929,7
Оның ішіндегі P ₂ O ₅	155,1	Оның ішіндегі P ₂ O ₅	348,3
Барлығы:	5160,5	Барлығы:	5160,5
Оның ішінде P ₂ O ₅	509,5	Оның ішінде P ₂ O ₅	509,5

Тұнбаны бірінші жуу

$$\frac{1450 \cdot 35}{65} = 780,8 \text{ кг,}$$

жалпы шлам:

$$1450 + 780,8 = 2230,8 \text{ кг}$$

Екінші сүзгі:

$$1157,5 + 1772,2 = 348,3 \text{ кг}$$

Тұнбаны екінші жуу

$$\frac{1450 \cdot 100}{70} = 2071,4 \text{ кг,}$$

сұйық фаза:

$$2071,4 \cdot 0,3 = 621,4 \text{ кг}$$

7-Кесте – Екінші жуудың материалдық балансы

Кіріс		Шығыс	
Атауы	Масса,кг	Атауы	Масса,кг
Білғал тұнба:	2230,8	Білғал тұнба:	2071,4
1)қатты фаза	1450,0	1)қатты фаза	1450,0
1)қатты фаза	780,8	1)қатты фаза	621,4
P ₂ O ₅	161,2	P ₂ O ₅	41,7
Төртінші сүзгі	1778,9	Үшінші сүзгі	1938,3
оның ішіндегі P ₂ O ₅	35,6	оның ішіндегі P ₂ O ₅	155,1
Барлығы:	4009,7	Барлығы:	4009,7
оның ішінде P ₂ O ₅	196,8	оның ішінде P ₂ O ₅	196,8

8-Кесте – Үшінші жуудың материалдық балансы

Кіріс		Шығыс	
Атауы	Масса,кг	Атауы	Масса,кг
Білғал тұнба:	2071,4	Білғал шлам:	1986,3
1)қатты фаза	1450,0	1)қатты фаза	1450,0
1)қатты фаза	621,4	1)қатты фаза	536,3
P ₂ O ₅	41,7	P ₂ O ₅	6,1
Су	1693,8	Төртінші сүзгі	1778,9
		оның ішіндегі P ₂ O ₅	35,6
Барлығы:	3765,2	Барлығы:	3765,2
оның ішінде P ₂ O ₅	41,7	оның ішінде P ₂ O ₅	41,7

3.1 Негізгі аппараттарды таңдау және есептеу

Экстрактордың реакциялық көлемін анықтау.

Екі секциялы идеалды араластыру реакторы.

Идеалдылық туралы жорамалдар:

- процесс параметрлерінің жылдам өзгеруі, секцияның барлық нүктелерінде және одан шығатын ағындарда параметрлердің теңдігі;

- кері әсердің болмауы: әрбір келесі реактор алдыңғы реакторға әсер етпейді.

Каскадты есептеудің графикалық әдісін қолданамыз.

Экстрактор үшін А компоненті бойынша материалдық теңгерім теңдеуі:

$$V_{C_{A,0}} - V_{C_{A1}} = W_{r,A1} V;$$

$$V_{C_{A,1}} - V_{C_{A2}} = W_{r,A2} V$$

$$\frac{C_{A,0}}{\tau} - \frac{1}{\tau} C_A = W_{r,A} V, \quad (C_{A,0} < C_A < C_{A,1})$$

$$\frac{C_{A,1}}{\tau} - \frac{1}{\tau} C_A = W_{r,A} V \quad (C_{A,1} < C_A < C_{A2})$$

мұнда C_A - ерітіндідегі кальций оксидінің концентрациясы, кмоль/м³;

$W_{r,A}$ – кальций сульфатының кристалдануының массалық жылдамдығы.

Экстракциялық пульпада $721 \cdot 56 = 40376$ кг/сағ кальций сульфаты бар (кальций сульфатының молярлық салмағы – 56 кг/кмоль).

Екі компонентті қоспа ретінде қойыртпақтың тығыздығы: фосфор қышқылы және фосфогипс:

$$\rho_{\Pi} = \rho_{H_3PO_4} \cdot \rho_{фг} + \rho_{фг} \cdot m_{фг};$$

$$\rho_{H_3PO_4} = 1,274 \text{ т/м}^3 = 1274 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{фг} = 2,3 \text{ г/см}^3 = 2300 \text{ кг/м}^3;$$

$$C : K = 2,6 : 1$$

Массалық үлестері:

$$m_{H_3PO_4} = 2,6/(1+2,6) = 0,72; \quad m_{фг} = 1/(1+2,6) = 0,28;$$

$$\rho_{\Pi} = 1274 \cdot 0,72 + 2300 \cdot 0,28 = 1561,28 \text{ кг/м}^3.$$

Кальций сульфатының концентрациясы:

$$C_{CaO} = \frac{40376/56}{(2,6 \cdot 40376 + 40376)/1561,28} = 7,75 \text{ кмоль/м}^3.$$

Кальций сульфатының тепе-тең концентрациясы $C_{CaO,e} = 1$ мас.%, яғни

1кг ерітіндіде 10 г CaO қатты зат немесе

$$C_{CaO} = \frac{10 \cdot 10^{-3} \cdot 1561,28}{56} = 0,27 \text{ кмоль/м}^3;$$

$$C_f = 8C_e = 8 \cdot 0,11 = 2,14 \text{ кмоль/м}^3.$$

Кальций сульфатының кристалдануының массалық жылдамдығы

$$W_{r,A} = \dot{L}_{фг} \rho_{фг} \cdot f,$$

Фосфогипс кристалдарының сызықтық жылдамдығы:

$$\dot{L}_{фг} = 3,3 \cdot 10^{-9} \exp \left[-\frac{8000}{RT} \right] \left(\frac{C_{CaO}}{C_{CaO,e}} \right)^2;$$

$T = 333\text{K}$; $f = 1,25 \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – улағыш кристалдардың меншікті беті;

$$\rho_{фг} = 2300/136 = 16,9 \text{ кмоль/м}^3;$$

$$W_{r,A} = 3,3 \cdot 10^{-9} \exp \left[-\frac{8000}{8,314 \cdot 333} \right] \left(\frac{0,27}{2,14} \right)^2 \cdot 16,9 \cdot 1,25 \cdot 10^3 = 2,48 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль}/(\text{м}^3\text{с});$$

Экстракторда реакциялық қоспаның болуының орташа уақыты:

$$\tau = \frac{V}{v}; \quad V = v \cdot \tau$$

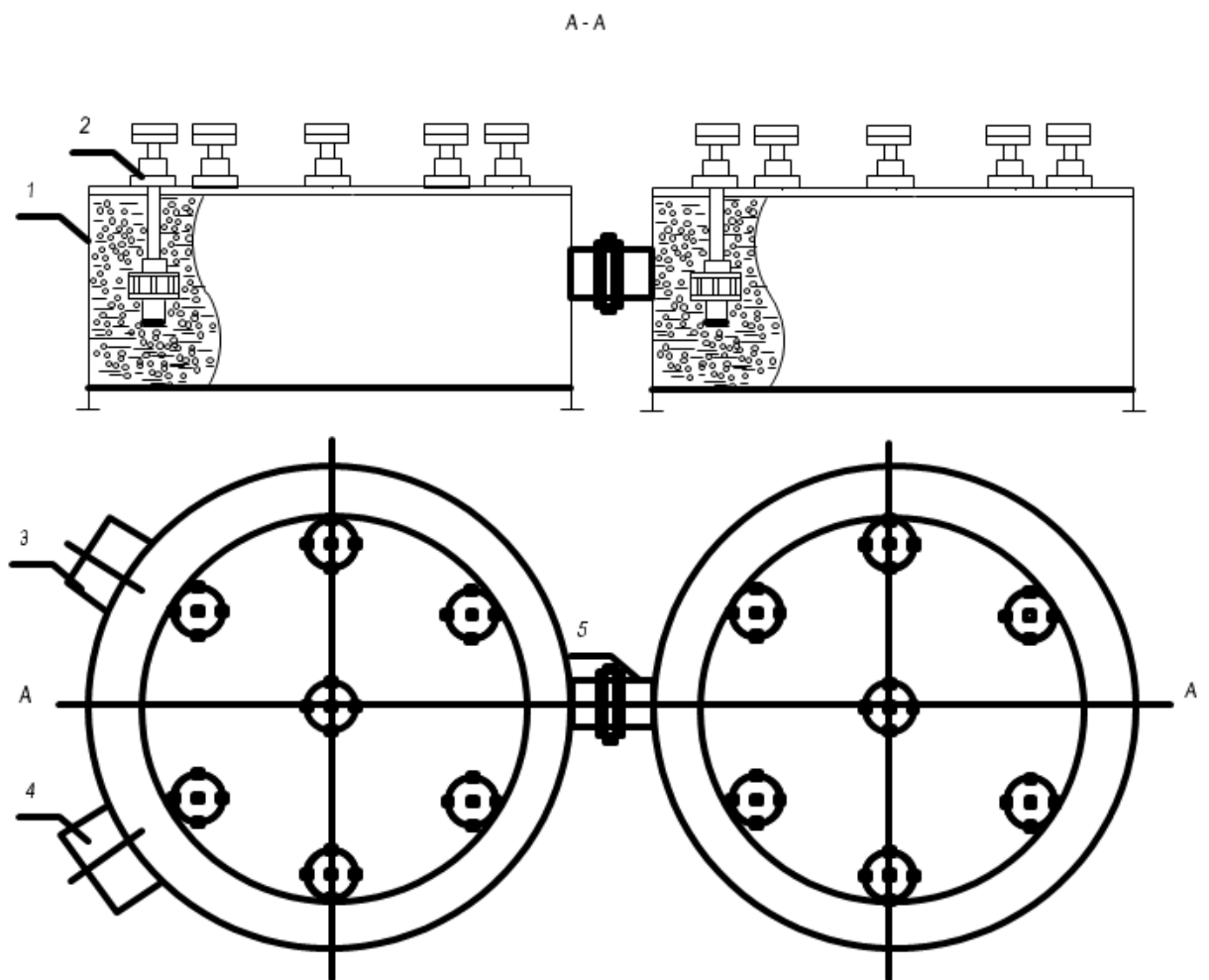
$$-1/\tau = \text{tg} \alpha; \quad \alpha = 157^\circ \quad \tau = -1/\text{tg} 157 = 2,38 \text{ сағат}$$

Экстрактордан шығу кезінде қойыртпақтың көлемді шығыны кезінде:

$$v_{\Pi} = m_{\Pi} / \rho_{\Pi} = 427213 / 1561,28 = 273,63 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Экстрактордың реакциялық кеңістігінің көлемі:

$$V = 2\tau v_{\Pi} = 2 \cdot 2,38 \cdot 273,63 = 1303 \text{ м}^3$$



2 - сурет – Болат корпусы бар екі дөңгелек резервуардан тұратын экстрактор
 1 – корпус; 2 – аралық араластырғыш; 3 – орталық араластырғыш; 4 –
 араластырғыш жетегі; 5 – араластырғыш жетегінің тірек металл конструкциясы.

ҚОРЫТЫНДЫ

Бұл дипломдық жобада Тараз қаласы жағдайында 60 мың тонна/жыл экстракциялық фосфор қышқылы өндірісіндегі негізгі қондырғыны жобалау қарастырылды. Жобаның негізінде төмендегідей қорытынды жасауға болады.

Жобада экстракциялық фосфор қышқылы өндірісі бойынша технологиялық әдебиеттік шолу жасалды. Әдебиеттік шолуда экстракциялық фосфор қышқылы өндірісіндегі бастапқы шикізаттар және экстракциялық фосфор қышқылының алынуы туралы мазмұндалды. Сонымен қатар материалдық баланс есептелді және негізгі аппарат экстрактор қарастырылды. Жалпы барлық компонент бойынша және жеке әр компонент бойынша экстрактордың технологиялық есебі жүргізілді. Сондай-ақ, экстрактордың өлшемдері анықталды. Процесті жүргізу жылдамдығы беттік химиялық өзара әрекеттесудің константамен анықталады.

ҚЫСҚАРТУЛАР ТІЗІМІ

ЭФҚ – Экстракциялық фосфор қышқылы

АҚШ – Америка Құрама Штаты

ҚР – Қазақстан Республикасы

ОБП – Объектілі бағытталған программалау

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

- 1 Технологиялық регламент. «КАЗФОСФАТ» зауыты аммофос алу цехындағы экстракциялық фосфор қышқылының өндірісі. -Тараз қ., 2008ж.
- 2 Технология фосфорных и комплексных удобрений /Под. ред. С. Д. Эвенчика, А.А. Бродского. –М.: Химия, 1987. - 464с.
- 3 Позин М.Е. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений. -М.: Химия, 1983. - 432 с.
- 4 Дыбина П.В., Соловьева А.С., Вишняк Ю.И. Расчеты по технологии неорганических веществ. -М.:Выс. школа, 1967. - 523 с
- 5 Позин М.Е. Расчеты по технологии неорганических веществ. -Л.: Химия, 1977. - 496 с.
- 6 Позин М.Е. Технология минеральных солей (удобрений, пестицидов, промышленных солей) часть 2, издание 4- Л.: Химия, 1974.- 768 с.
- 7 Соколовский А.А., Унанянц Т.П. Краткий справочник по минеральным удобрениям. –Москва, 1997; Агрохимия. - Москва, 1981.
- 8 Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии.-Л.:Химия,1970. -214 с
- 9 Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии, 2 изд., 1991 г. -453с.
- 10 Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.:Химия,1973.- 573 с.
- 11 Васильев С.И. Методы анализа фосфорного сырья, фосфорных и комплексных удобрений. - М.:Химия, - 1975. - 148 с.
- 12 Ведерников М.И., Кобозев В.С., Рудой И.В. Технология соединений фосфора. - М.:Химия, 1967. - 418с.