

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И.Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті

Қ. Тұрысов атындағы геология және мұнай-газ ісі институты

Химиялық процестер және өнеркәсіптік экология кафедрасы

Толеубекова Аяулым Толеубековна

Балқаш мыс қорыту зауытынан шыққан технологиялық газдан өнімділігі
100 мың т/жыл күкірт қышқылын өндіру цехын жобалау

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

Мамандығы: 5В072000— «Бейорганикалық заттардың химиялық технологиясы»

Алматы 2022

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И. Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті

Қ. Тұрысов атындағы геология және мұнай-газ ісі институты

Химиялық процестер және өнеркәсіптік экология кафедрасы

ҚОРҒАУҒА ЖІБЕРІЛДІ

Химиялық процестер және
өнеркәсіптік экология
кафедра меңгерушісі

Кубекова Ш.Н.

2022 ж.



Дипломдық жобаға
ТҮСІНІКТЕМЕЛІК ЖАЗБА

Тақырыбы: «Балқаш мыс қорыту зауытынан шыққан технологиялық газдан
өнімділігі 100 мың т/жыл күкірт қышқылын өндіру цехын жобалау»

Мамандығы 5B072000 – «Бейорганикалық заттардың химиялық технологиясы»

Орындаған

Толубекова А.Т.

Пікір беруші
физикалық химия, катализ және
мұнайхимия кафедрасының
аға оқытушысы, техн.ғыл.канд.

 Батырбаева А.А.
«20» 05 2022 ж.

Ғылыми жетекші
тех. ғыл. канд., доцент

 Кубекова Ш.Н.
«18» 05 2022 ж.

Алматы 2022

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И.Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті

Қ. Тұрысов атындағы геология және мұнай-газ ісі институты

Химиялық процестер және өнеркәсіптік экология кафедрасы

5B072000 – «Бейорганикалық заттардың химиялық технологиясы»

БЕКІТЕМІН

Химиялық процестер және
өнеркәсіптік экология
кафедра меңгерушісі

Кубекова Ш.Н.
2022 ж.



**Дипломдық жоба орындауға
ТАПСЫРМА**

Білім алушы: Толеубекова Аяулым

Тақырыбы: «Балқаш мыс қорыту зауытынан шыққан технологиялық газдан өнімділігі 100 мың т/жыл күкірт қышқылын өндіру цехын жобалау»

Университет Ректорының 2021 жылғы "24" желтоқсан №489-П/Ө» бұйрығымен бекітілген

Аяқталған жұмысты тапсыру мерзімі: 2022 жылғы "5" мамыр

Дипломдық жұмыстың бастапқы берілістері:

Дипломдық жұмыста қарастырылатын мәселелер тізімі

- а) Күкірт қышқылын алу технологиясының әдебиеттік шолуы;
- ә) Күкірт қышқылын алу өндірісінің бас жоспары;
- б) Күкірт қышқылын алу өндірісінің технологиялық есептеулері;
- в) Күкірт қышқылын алу өндірісінің қорытынды тұжырымдары.

Сызбалық материалдар тізімі (міндетті сызбалар дәл көрсетілуі керек)

Сызбалық материалдар слайдпен көрсетілген

Ұсынылатын негізгі әдебиет

- 1 Жантасов Қ.Т., Молдабеков Ш., Алтеев Т., Айбалаева К.Д., Анарбаев А.А. Күкірт қышқылының технологиясы. Шымкент, 2001.
- 2 Осмұлькевич В.А. Производство серной кислоты из технологических газов предприятий цветной металлургии. М.: Металлургия, 1997.
- 3 Жұманов Қ.Б. Күкірт қышқыл өндірісі – Астана Фолиант, 2019.

Дипломдық жобаны дайындау
КЕСТЕСІ

Бөлім атауы, қарастырылатын мәселелер тізімі	Ғылыми жетекшіге ұсыну мерзімі	Ескерту
Күкірт қышқылын алу технологиясы-ның әдебиеттік шолуы	31.01.2022	
Күкірт қышқылын алу өндірісінің бас жоспары мен технологиялық есептеулері	01.03.2022	
Күкірт қышқылын алу өндірісінің қорытынды тұжырымдары	29.04.2022	

Дипломдық жоба бөлімдерінің кеңесшілері мен
норма бақылаушысының аяқталған жобаға қойған
қолтаңбалары

Бөлімдер атауы	Кеңесшілер аты, әкесінің аты, тегі (ғылыми дәрежесі, атағы)	Қол қойылған күні	Қолтаңба
Нормалық бақылаушы	Далбанбай А., сениор-лектор, магистр	11.05.2022	

Ғылыми жетекші  Кубекова Ш.Н.

Тапсырманы орындауға алған білім алушы  Төлеубекова А.Т.

Күні « 13 » 05 2022 ж.

АҢДАТПА

“Балкаш мыс қорыту зауытынан шыққан технологиялық газдан өнімділігі 100 мың т/жыл күкірт қышқылын өндіру цехын жобалау” атты дипломдық жобада күкірт қышқылын жанасу әдісімен өндірудің сипаты мен технологиялық сызба-анықтамалары және күкірт қышқылын алудың басқа да жолдары баяндалған. Яғни, күкірт қышқылын өндіру кезеңдері, технологиялық үлгісі мен оны өндіру сатысындағы негізгі технологиялық есептеулер мен қолданылатын аппараттар егжей-тегжейлі көрсетілген. Бұл технология атмосфераға SO_2 , N_2 , SO_3 сынды уытты газдардың, қатты микротүйіршіктердің таралуын азайтып, елді мекен аумағына түсетін экологиялық қысымды төмендетеді. Сонымен қатар өндірілетін күкірт қышқылы қосымша экономикалық табыс көзі ретінде қарастырылатындықтан, технологияны енгізуге кететін өз құнын ақтайды.

Дипломдық жоба 31 бет, 4 қосымша және 16-кестеден тұрады.

АННОТАЦИЯ

В дипломном проекте "проектирование цеха по производству серной кислоты производительностью 100 тыс. т/год из технологического газа балкашского медеплавильного завода" изложены описание и технологические схемы производства серной кислоты методом сопряжения. То есть подробно изложены этапы производства серной кислоты, технологическая модель и основные технологические расчеты и применяемые аппараты на стадии ее производства. Эта технология снижает экологическое давление на территорию населенного пункта, уменьшая распространение токсичных газов, твердых микрогранул, таких как SO_2 , N_2 , SO_3 в атмосферу. Кроме того, производимая серная кислота является дополнительным источником экономического дохода, что оправдывает свои затраты на внедрение технологии.

Дипломный проект состоит из 31 страницы, 4 приложений и 16 таблиц.

ANNOTATION

The diploma project "Design of the plant for the production of 100 000 t/year of sulfuric acid from the process gas of Balkhash copper-smelter" describes the process, technological schemes and definitions of the method of production of sulfuric acid by contacting and other methods of obtaining sulfuric acid. That is the stages of sulfuric acid production, the technological model and the main technological calculations and the devices used at the stage of its production are described in detail. This technology reduces the environmental pressure on the territory of the settlement, reducing the spread of toxic gases, solid microgranules, such as SO_2 , N_2 , SO_3 into the atmosphere. In addition, the produced sulfuric acid is an additional source of economic income, which justifies the cost of implementing the technology.

The graduation project consists of 31 pages, 4 appendices and table 16.

МАЗМҰНЫ

	Кіріспе	9
1	Күкірт қышқылы жайында жалпы мағұлмат	10
1.1	Күкірт қышқылының ерекшеліктері	10
1.2	Күкірт қышқылын өндіруге қажетті шикізаттар	12
1.3	Күкірт қышқылының стандартты сұрыптары	13
1.4	Күкірт қышқылын өндіру жолдары	14
2	Өндіріс жобасы	15
3	Жалпы технологиялық қондырғылар	16
3.1	Өндіріске жалпы шолу	16
3.2	Технологиялық есептеулер	17
3.2.1	Шаю бөлімінің материалдық балансы	19
3.2.2	Кептіру бөлімінің материалдық балансы	22
3.2.3	Жанасу бөлімінің материалдық балансы	24
3.3	Негізгі қондырғыны есептеу	28
	Қорытынды	30
	Пайдаланылған әдебиеттер тізімі	31
	Қосымшалар	32

КІРІСПЕ

Жобаның өзектілігі Балқаш мыс қорыту зауытынан келетін шығарынды газдардың қоршаған ортаға зияндылығын ескеріп, жанасу әдісі негізінде күкірт қышқылы өнімін алу үшін цехты жобалау болып отыр. Күкірт қышқылы химия саласының түгелдей дерлік бағытында қолданыс тауып отырған маңызды қышқылдардың бірі. Оның дәлелі күкірт қышқылы өнімі минералды тыңайтқыштар, металдарды өңдеуде, жасанды химиялық талшықтар алуда, уранды шаймалауда, мұнай туындыларын тазарту үшін, органикалық қосылыстарға, бейорганикалық химия реакцияларында жаппай пайдаланылуда. Күкірт қышқылын алу мақсатында өндірістегі технологиялық процестерде бірқатар реакциялар ұсынылған. Шығарынды газдағы негізгі химиялық қосылыс күкірт қостотығын таза күкіртті жағу, темір колчеданын күйдіру және құрамында сульфаттар мен сульфиттері бар кейбір заттарды өртеу арқылы алуға болады. Одан ары күкірт қостотығын зиянды қоспа газдардан тазартып күкірт ангидридіне дейін өршіткі көмегімен жанасу бөлімінде оттегімен тотықтырады. Соңғы бөлімінде күкірт ұштотығынан абсорбция процесімен олеумді өндіреді. Қазіргі әлемдегі экологиялық ахуалды жақсарту және күкірт қышқылын тиімді өндіру мақсатында өндірістік қалдықтарды екіншілік пайдаға асыру қолайлы шешім болып отыр. Мысалға алсақ, күкірттің едәуір мөлшері түтін газдары мен түсті металлургия газдарының құрамында күкірт оксиді түрінде және жанғыш газдарды тазарту кезінде бөлінетін күкіртсутек түрінде болады. Қазақстанда мұндай ұтымды технологияларды пайдаланып отырған өндіріс орындарына Балқаш, Өскемен, Тараз, Шымкент қалаларын жатқызамыз.

1 КҮКІРТ ҚЫШҚЫЛЫ ЖАЙЫНДА ЖАЛПЫ МАҒҰЛМАТ

1.1 Күкірт қышқылының ерекшеліктері

Қазіргі химия өндірісінде күкірт қышқылы саланың барлық дерлік өндірістерінде қолданыс тауып отырған қосылыстардың бірі. Күкірт қышқылы атап айтқанда, бейорганикалық химия өндірісінде, минералдық тыңайтқыштар, кендерді өңдеуде, әсіресе уран, иридий, осмий тәрізді сирек элементтерді өндіруде, мұнай туындыларын және металдарды өңдеуде, жасанды химиялық талшықтар, бояулар алу барысында, жарылғыш заттар алуда, тамақ өнеркәсібінде – тағамдық қоспа ретінде, сонымен бірге, органикалық синтез реакцияларында және тағы да басқа салаларда қолданылады. Күкірт қышқылы жоғары гигроскопиялық қасиеттерге ие болғандықтан химиялық технологиялар мен үрдістерде кептіргіш, ылғал тартқыш зат ретінде, металдарды жұмсартуға, бейтараптау реакцияларында, сондай ақ ұшқыштығы төмен болғандықтан, ол басқа ұшпа қышқылдарды олардың тұздарынан ығыстыру үшін қолданылады. Күкірт қышқылын алу сонау XV ғасырдан бастау алып келседе, қазіргі кезеңдегі жетілген нитроздық және контактылық әдістері тек кейіннен XVIII-XIX ғғ. кеңінен қолданыс тапты.

Күкірт қышқылы өндірісінің шикізаты ретінде әртүрлі өнеркәсіптен шыққан күкіртті газдар қолданылады. Күкіртті газды күкірт қышқылына өңдеу үшін оны оттегімен тотықтырады және түзілген күкірт үштотығын қышқыл катысында суландырады. Бұл процесс төмендегідей екі реакция негізінде жүреді:



Күкіртті газдан күкірт қышқылын алу процесінде жылдамдығы өте аз. Сол себепті бұл реакциялар катализатор катысында жүреді. Қазіргі уақытта жанасу әдісі бойынша концентрленген күкірт қышқылын, олеум және 100 пайыздық күкіртті ангидрид алады [1].

Күкірт қышқылы - ірі өнеркәсіп өнімдерінің бірі. Күкірт қышқылы азот, тұз, сірке және басқа қышқылдарға қарағанда көбірек өндіріледі. Бүгінгі таңда күкірт қышқылының ең алпауыт өндірушілері болып Жапония мен Алмания елдері алдыға шығып отыр.

Концентрлі күкірт қышқылы қалыпты жағдайда түссіз, иіссіз сұйықтық және өзіне тән күштіқышқылды дәмі бар. Күкірт қышқылын бір молекула күкірт үштотығының бір молекула сумен қосылысы деп қарастырамыз. Яғни, сусыз күкірт қышқылының құрамында 81,63 % SO_3 пен 18.37% H_2O бар. Күкірт қышқылының молекулалық массасы 98,07 тең.

Техникада күкірт қышқылы деп оның әртүрлі концентрациядағы сулы ерітінділерін айтамыз. Егер үштотықты күкірт қышқылының бір моліне қарапайым судың бір молінен артық келетін болса бұл қосылыс күкірт қышқылының сулы ерітіндісі, ал бір молінен аз мөлшерде келетін болса олеум

деп аталады. Күкірт қышқылының сулы ерітінділері құрамы жалпы немесе бос күкіртті ангидридтің және суды олеумге қосқанда алуға болатын H_2SO_4 мөлшерімен көрсетіледі.

Күкірт қышқылы – қышқылдық қасиеті өте жоғары бейорганикалық қосылыстардың бірі. Концентрлі күкірт қышқылы металдардың белсенділік қатарындағы сутектің алдында және одан кейін тұрған металдардың көбімен реакцияға түсе алады. Күкірт қышқылы негізгі оксидтермен, негіздермен, амфотерлі оксидтермен және амфотерлі гидроксидтермен әрекеттеседі. Күкірт қышқылының тотықтырғыштық қасиеті басым, соған қарай алмасу, орынбасу тәрізді маңызды сегіз химиялық қасиеттерімен сипатталады. Оның жоғары химиялық активтілігі әртүрлі өнеркәсіп салаларында кең қолданыс табуына жол ашты. Сусыз күкірт қышқылы $20^{\circ}C$ кезінде түсі жоқ майлы сұйықтық болса, $10,37^{\circ}C$ кристалл күйінде болады.

Күкірт ангидридi және су күкірт қышқылымен барлық үлестік қатынаста қосыла алады. Бұл жағдайда төменде көрсетілген қосылыстардың жылусыйымдылығы, тығыздығы және кристалдану температурасы сынды көрсеткіштері құрамына байланысты өзгеріп отырады. Күкірт үштотығының күкірт қышқылындағы ерітіндісі және күкірт қышқылының судағы ерітінділері 1.1 кестеде көрсетілген. Өнеркәсіпте өндірілетін күкірт қышқылының сұрыптары құрамы бойынша сәйкес эвтетикалық қоспаларға жақын болады, бұл құбылыс мейлінше төмен кристалдану температурасынан байқалады.

Кесте 1.1 - Күкірт ангидридiмен және сумен H_2SO_4 қоспасымен қату (кристалдану) температуралары $T_{кр}$

Қоспа	Шоғыры, %			
	H_2SO_4	SO_3	$SO_{3, бос}$	$T_{кр}^{\circ}C$
$H_2SO_4 \cdot 4H_2O$	57,6	46,9	-	-23,36
$H_2SO_4 \cdot 2H_2O$	73,2	59,8	-	-39,6
$H_2SO_4 \cdot H_2O$	84,5	69,0	-	8,46
H_2SO_4	100,0	81,6	-	10,37
$H_2SO_4 \cdot SO_3$	110,1	89,9	-	33,15
$H_2SO_4 \cdot 2SO_3$	113,9	113,9	93,0	1,2

Пайыздық үлесі 80% тең күкірт қышқылы - $H_2SO_4 \cdot 4H_2O$ әрі $H_2SO_4 \cdot H_2O$ заттарының біріккен туындысы. Жалпы қосылыстағы мөлшері 20% тең SO_3 қарапайым товарлы олеум H_2SO_4 әрі $H_2SO_4 \cdot SO_3$ заттардың араласқан массасы болып келеді.

Құрамында 70% H_2SO_4 - тен төмен болған күкірт қышқылдарын қыздыру барысында қайнау температурасына дейін іс жүзінде тек су буын бөледі. Концентрациясы одан жоғары (98% дейін) күкірт қышқылы ерітінділері үстінде су буымен бірге күкірт қышқылының булары да болады, сонымен қатар қайнау температурасында да және одан да төмен температураларда да будағы $H_2O : H_2SO_4$ қатынасы сұйықтықтағы қатынастан жоғары болады. Күкірт

қышқылының ерітінділері атмосфреалық қысымда 100 °C жоғары температурада қайнайды. H_2SO_4 құрамы өскен сайын 98,3 % дейін қайнау температурасы артады. Ерітіндіде H_2SO_4 құрамы әрі қарай жоғарыласа, оның қайнау температурасы төмендейді. Сұйықтықтың азеотропты қоспалары тұрақты температурада құрамы өзгерместен қайнайды. Күкірт қышқылының түзілу реакциясы үлкен мөлшерде жылу бөле жүреді. Есептелген мәліметтерге сүйенсек 25 °C температурада SO_2 , O_2 және H_2O –дан H_2SO_4 -тің түзілуінің жылулық эффекті 52,12 ккал/моль H_2SO_4 немесе 532 ккал/кг H_2SO_4 құрайды. Олеумның қайнау температурасы оның құрамында SO_3 артқан сайын төмендейді, ал олеум үстіндегі бу қысымы артады. Құрамында 20% жоғары SO_3 (бос) болған олеум үстінде іс жүзінде тек қана SO_3 булары болады. Қышқылдың концентрациясы артқан сайын H_2SO_4 – тің сулы ерітінділерінің жылуусыйымдылығы төмендейді, температура жоғарыласа артады. Сусыз күкірт қышқылының жылуусыйымдылығы ең минималды болып, 0,338 кал/г · град тең; олеумнің жылуусыйымдылығы құрамында SO_3 (бос) артқан сайын жоғарылайды. Технологиялық есептеулерде әдетте белгілі бір температуралар аралығындағы орташа жылуусыйымдылық қолданылады. Концентрация жоғарылап, температура төмендеуімен күкірт қышқылының жылуөткізгіштігі төмендейді [3].

1.2 Күкірт қышқылы өндірісінің шикізаттары

Күкірт қышқылы өндірісте негізгі екі жолмен алынады: біріншісі жер қыртысында көп кездесетін күкірттің қосылыстарын, екінші түсті металлургияның тастанды газдарын пайдалану. Сонымен, құрамында күкірт элементі бар маңызды сульфидтерге темір колчеданы (пирит) FeS_2 , мыс колчеданы (халькопирит) $FeCuS_2$, қорғасын жылтыры (галенит) PbS , мырыш алдамышы (сфалерит) ZnS , күкіртті сынап (киноварь) HgS жатады. Күкірттің жер қыртысындағы көп бөлігі қиын еритін сульфаттар түрінде кездеседі, оларға: ғаныш (гипс) - $CaSO_4 \cdot 2H_2O$, ангидрит - $CaSO_4$, барит - $BaSO_4$, целистин - $SrSO_4$, т.б. жатады.

Қазақстанда күкірт қышқылын екіншілік әдіспен Өскемен, Тараз, Шымкент, Балқаш қалаларындағы өндірістердің шығарынды газдарынан алады. Күкірт қышқылын игеру үшін өнеркәсіптерде күкірт қостотығын алады, ары қарай күкірт үшоксидіне тотықтырады және алынған күкірт үш оксидін катализатор қатысында күкірт қышқылына дейін сумен сіңіреді. Жоғарыда атап өткендей, күкірт қышқылының шикізаты ретінде қарапайым күкірт немесе құрамында күкірттің қос тотығын ажыратып алуға болатын күкірттің қосылыстары бар заттар пайдаланылады. Табиғи таза күкірт кен орындары өте аз, жер қыртысындағы кларктары небары 0,1 пайызды құрайды. Сондықтан, өндірісте қолданылып жүрген күкірт туындылары күкірттің мырышпен, мыспен, темірмен, қорғасынмен және т.б. металдармен қосындылары болып

келеді. Көбінесе күкірт табиғатта металл сульфидтері мен сульфаттары түрінде кездеседі, сонымен қатар мұнайдың, тас көмірдің, табиғи және іліспе газдардың құрамына кіреді. Күкірттің едәуір мөлшері түтін газдары мен түсті металлургия газдарының құрамында күкірт оксиді түрінде және жанғыш газдарды тазарту кезінде бөлінетін күкіртсутек түрінде болады. Күкірт қышқылын өндіруге қолданылатын шикізаттар қоры айтарлықтай әртүрлі, дегенмен өндірісте қолданыс тауып жүрген технологияларға қойылатын негізгі талаптар өнімнің құрамындағы шикізаттың әдеуір көп болуы және технологиялық алу жағынан неғұрлым тиімділігі болып отыр.

Құрамында улы заттары бар тастанды газдар мен шандардың елеулі бөлігінің ауаға таралуы түсті металлургия зауыттарында, қорғасын, мырыш, мыс, алюминий кендерін оған қоса концентраттарын өңдеу және т.б. жағдайларда байқалады. Әлемдегі барланған күкірт қорлары сарқылуға жақын екенін және шығарынды газдардың атмосферадағы мөлшерінің біршама көптігін ескере отырып, құрамында SO_2 бар газдарды күкірт, күкірт қышқылы және сульфаттарға айналдыру және оларды өңдеудің тиімді әдістерін жасау экономикалық тұрғыдан қолайлы шешім болады. Бұл әдістің тиімділігін іс жүзінде негіздейтін болсақ, құрамында күкіртті шикізаты бар мыс өнімінің әрбір тоннасын күйдіргенде елеулі шығынсыз он тоннаға жуық күкірт қышқылын түзуге жеткілікті күкірт қостотығы шығарылады. Бұл ретте күкірт қышқылының шикізаты, күкірт қышқылы цехының пеш бөлімін салу және оны кәдеге асыру шығындарынсыз алынады, күкірт газдарының қалдықтары кәдеге жаратылады, ол өз кезегінде металлургиялық зауыттар орналасқан және оған жақын аумақтардың экологиялық әл-аухатын жақсартады.

1.3 Күкірт қышқылының стандартты сұрыптары

Күкірт қышқылының әртүрлі тауарлы сұрыптарының сапасына белгіленген талаптар ГОСТ 2184-77 сынды стандарттармен реттеледі, демек қышқылдың белгілі әдістерге сай өндірілуі, тұтынушылардың қажеттіліктерінің қанағаттандырылуы немесе жаңа сұраныстардың пайда болуы осы стандарттардың қайта түзетілуін айқындайды.

Өнеркәсіпте өндірілетін күкірт қышқылының сұрыптары құрамы бойынша сәйкес эстетикалық қоспаларға жақын болады, бұл құбылыс мейлінше төмен кристалдану температурасынан байқалады.

Қайнау және кристалдану температуралары күкірт қышқылының құрамына, яғни оның қоспасындағы су мөлшеріне байланысты. Қоймада сақтау және басқа орындарға жеткізу кезінде өнімнің кристалдану жағдайын болдырмау үшін күкірт қышқылының товарлы сұрыптарына олардың концентрацияларының ең минималды кристалдану температураларына қарай стандарттар белгіленген және ол төмендегі 1.2 – кестеде көрсетілген.

Кесте 1.2 - Күкірт қышқылының тауарлы сұрыптарының концентрациялы ең төмен кристалдану температуралары

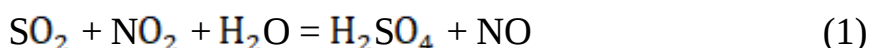
Аталуы	H ₂ SO ₄ %	SO ₃ %	T _{крис} °C
Мұнара қышқылы	75	—	—29,5
Контактілі қышқыл	92,5	—	22,0
Олеум	104,5	20	+2
Жоғары процентті oleум	114,5	65	-0,35

Күкірт қышқылының товарлы сұрыптары 760 мм.сын. бағ. қысымда әртүрлі қайнау температураларына ие болады. Мысалы, мұнаралық қышқыл (75%) -187,8 °C - та, ал регирленген (91%) қоспасы 275,9 °C -та қайнайды.

1.4 Күкірт қышқылын өндіру жолдары

Күкіртті газды (IV) күкірт ангидридіне (VI) айналдыру әдісіне қарай күкірт қышқылын алудың әртүрлі жолы белгілі, олар — күкірт қышқылын алудың нитроздық (мұнаралық, камералық) және байланыстырғыш әдістері. Күкірт қышқылын нитрозды әдіс бойынша өндіру XIX ғ басында сода өндірісінің өсуіне байланысты қарқынды дамыды. Күкіртті газды азот тотықтары мен оттектің қатысында күкірт ангидріне айналдыру ертеректе қорғасыннан жасалған камерада, қазір іші отқа отқа, қышқылға төзімді кірпіштен қаланған болат мұнараларда жүзеге асады.

Бұл процестің реакция теңдеуі мынадай:



Мұнара әдісі бойынша бұл реакцияда жоғарыдан кірпішті қуалай азот оксидіне қаныққан күкірт қышқылы себелеп ағызылады да, астыңғы жағынан күкіртті газ жіберіледі. Осы арада азот оксиді күкіртті газбен әрекеттесіп, күкірт ангидридін түзеді.

Контактілі әдісте нитрозды әдіске қарағанда жоғары техника-экономикалық көрсеткіштерге қол жеткізілді, аппаратуралары сенімдірек болды, процессті басқару жеңілдеді және жұмыс істеу жағдайыда жақсарды. Сонымен қатар контактілі жүйенің күкірт қышқылы концентрациясы жоғары және жеткілікті деңгейде таза болды [3].

Күкірт қышқылын байланыстырғыш әдіспен алуда бірнеше кезеңдерден тұрады. Олар: күкіртті газды алу, оны қоспалардан тазарту, күкіртті газды күкірт ангидридіне отықтыру, күкірт ангидридін күкірт қышқылына сіңіру арқылы oleум алу, oleумды сұйылту т.б.

2 ӨНДІРІС ЖОБАСЫ

Балқаш қаласында орналасқан Балқаш мысты қорыту зауытынан қаланың оңтүстік-шығыс бағытында жергілікті елді-мекеннен 1,6 км алшақтықта арнайы өндіріс аумағында салынған.

Күкірт қышқылы цехы жобасы бойынша өндіріс алаңы кең жерде бой түзеген. Жел раушаны сызбасына сәйкес цех елді мекенге жел ығына қарай салынған. Бой көтерген ғимараттар желісі санитарлы-гигиеналы ережелерге өзара сәйкес келуде.

Еңбекті қорғау және технологиялық талаптарға қарай цех химиялық өндіріс орыны болуы себепті шу, ұсақ және ірі түйіршікті шаңның және шығарынды газдардың бірден-бір көзі болып табылады. Осы мәселелерді ескере отырып, зауытпен елді-мекендердің аралығында орманды алқаптармен және санитарлы қауіпсіз аймақтар қарауға алынған, осы аумақтың арақашықтығы 500 м. Зауыттың өндіріс аймағында төмендегідей нысандармен жабдықталған:

- Зауыттың негізгі ғимараты, ел-тұрмыстық ғимараттар және аядамалар;
- Жанасу бөлімінің желісі;
- Басқару мекемесі, химиялық лаборатория;
- Тамақтану нысаны;
- Шеберхана.

Қажетті жабдықтардың орналасқан жүйесі көпсатылы. Негізгі нысанда құрылғыларды жүйеден қосып-ажырататын бөлімінде көп қабатты нысандар каскадты түрде салынған. Ғимараттардың пішіні тікбұрыш сипатты келеді. Өнімдерді сақтау бөлімі мен өндірістік негізгі бөлімдер аралығы көлік жолдар тұрпатымен жалғасқан. Зауыт аумағында көлікжолдар мен теміржолдар қиылысы бар. Жаяу жүргіншілер жолдарының ені 1,5-2 м. Жол жиегі, көлік жолдары және негізгі нысандардың жанына далалық ағаш-бұталар қолдан өсірілген.

3 ЖАЛПЫ ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ ҚОНДЫРҒЫЛАР

3.1 Өндіріске жалпы шолу

Күкірт қышқылы цехы “Қазақмыс” бірлестігінің мыс қорыту зауытының үлесіне тиесілі.

Цехтың жүйелі аппараттар бөліміне:

- шаң тұтып қалатын бірнеше электрсүзгіштер бөлімі;
- шаю, құрғату-абсорбция, жанасу-компресорлы жүйелері мен өнімді сақтау бөлімі тиесілі.

Конвентерде мысты және мысты концентратты қорыту барысында пайда болатын шығарынды газдар шаңды қалқу сатысында шикізат түрінде пайдаланылады. Газ үлесіндегі күкірт қостотығы жүзден 2 ден 6 пайызды үлеске шейін болады, ал шаң-тозаң құрамы $6,5 \text{ мг/м}^3$ - $12,5 \text{ мг/м}^3$ дейін жетеді. Шаңды тұту сатысында шығарынды өнеркәсіптік газдар жанасу технологиялық әдісі көмегімен басқа газдардан бөліп алынып, күкірт қышқылын синтездеуде шикізат есебінде пайдаланылады.

Кесте 3.1 - Күкірт қышқылы өндірісіне келіп түсетін мыс өндірісі газдарының құрамы

Материал атауы	Пайыздық үлестері					Шаң мг/м^3
	SO_2	SO_3	O_2	Басқа да инертті газдар	H_2O	
Металлургиялық газдар	$2,0 \div 6,0$	$0,05 \div 0,10$	$12,2 \div 16,0$	78,2	3,5	$6,5-12,5$ дейін

Күкірт қостотығынан күкірт ұштотығын оттегі қатысында алу үшін өршіткі түрінде келесі аталғандай жанасу массалары пайдаланылады: ұсақталып-түйіршікті әрі домалақ пішінді силикагельді сульфованадат және катализ институтының контактілі салмағы. Қалыпты кезде сорбентті-силикагель сульфанадатты контактілі салмағының катализдік белсенділігі 420°C тұсында 48 процент, ал 485°C болса катализдік ұтқырлығы 485°C 87 процентке дейін жетеді.

Тұманды қосылыстардағы селен мен мышьяк қоспаларын газды құрамнан ажыратуға ылғалды электрсүзгілер пайдаланылады.

Күкіртті қышқылға берік кірпіш – газағымдарын бекіту кезінде және кептіргіш абсорбция сатысының мұнара аппараттарында пайдаланылады.

Шамотты кірпіш – жанасу аппараты мен қыздырғыштарды жапсарлау үшін қолданылады.

Рөлді қорғасын – шаю мұнараларын, ылғалды электрсүзгілерді, тұндыру және жинау құрылғысын жапсарлауға пайдаланылады.

Керамикалы дөңгелек орамдар – моногидрат сипатты абсорбер және құрғату мұнараларын қондыру кезінде пайдаланылады.

Антегмит материалды дөңгелек орамдар – 2-ші шаю мұнарасын құру кезінде пайдаланылады. Түйіршікті әк – шөгіндіні нейтралдау үшін қолданылады.

3.2 Технологиялық есептеулер

- 1) Өндіріс көлемі - 100 000 т/жыл
- 2) Күкірт қышқылының сағаттық шығыны:

$$G_{H_2SO_4} = \frac{100000 \cdot 1000}{24 \cdot 330} = 44192 \text{ кг/сағ}$$

- 3) Мыс қорыту зауытынан келетін газдың жалпы мөлшері 77300 кг/сағ

$$V_{SO_2} = 77300 \cdot 0.1236 = 9554,28 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

бұнда 12,35% күйдірінді газдағы SO_2 мөлшері
немесе

$$m_{SO_2} = \frac{64 \cdot 9555}{22,4} = 27297 \text{ кг/сағ.}$$

- 4) Күкірт диоксидіндегі күкірт салмағы:

$$m_S = \frac{27297 \cdot 32}{64} = 13648,5 \text{ кг/сағ.}$$

- 5) Мыс қорыту зауытынан келетін SO_3 мөлшері

$$V_{SO_3} = 77300 \cdot 0,0074 = 572,02 \frac{\text{м}^3}{\text{сағ}}$$

бұнда 0,0074% шығарынды газындағы SO_3 мөлшері
немесе

$$m_{SO_3} = \frac{80 \cdot 572,02}{22,4} = 2042,92 \text{ кг/сағ}$$

- 6) SO_3 газындағы күкірт мөлшері:

$$m_{SO_3} = \frac{2042,92 \cdot 32}{80} = 817,16 \text{ кг/сағ.}$$

- 7) Мыс қорыту зауытынан түсетін жалпы күкірт мөлшері:

$$m_s = 136448,5 + 817,16 = 14465 \text{ кг/сағ.}$$

8) Мыс өндіру цехынан келетін газдардың мөлшері:

$$V_{O_2} = \frac{7,5 \cdot 77300}{100} = 5797,5 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$V_{CO_2} = \frac{2,01 \cdot 77300}{100} = 1553,73 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$V_{N_2} = \frac{69,58 \cdot 77300}{100} = 53785,34 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$V_{H_2O} = \frac{7,8 \cdot 77300}{100} = 6029,4 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

немесе

$$m_{O_2} = \frac{32 \cdot 5797,5}{22,4} = 8282 \text{ кг/сағ.}$$

$$m_{CO_2} = \frac{44 \cdot 1553,73}{22,4} = 3051 \text{ кг/сағ.}$$

$$m_{N_2} = \frac{28 \cdot 53785,34}{22,4} = 67231 \text{ кг/сағ.}$$

$$m_{H_2O} = \frac{18 \cdot 6029,4}{22,4} = 4845 \text{ кг/сағ}$$

Кесте 3.2 - Мыс қорыту зауытынан келетін газдардың құрамы

Газдың құрамы	Көлемі %	Көлемі м ³ /сағ
SO ₂	12,36	9554,28
SO ₃	0,74	572,02
O ₂	7,5	5797,5
N ₂	69,58	53785,34
H ₂ O	7,8	6029,4
CO ₂	2,01	1553,73
Барлығы	100	77300

3.2.1 Шаю бөлімінің материалдық балансы

Күкірт қышқылы цехына келетін технологиялық газдың құрамы 3.3 кестеде көрсетілген.

Кесте 3.3 Бірінші шаю мұнарасына келетін газ құрамы

Газдың құрамы	Көлемі %	Көлемі м ³ /сағ
SO ₂	12,36	9554,28
SO ₃	0,74	572,02
O ₂	7,5	5797,5
N ₂	69,58	53785,34
H ₂ O	7,8	6029,4
CO ₂	2,01	1553,73
Барлығы	100	77300

Күйдірілген газ (350-400°C) электрсүзгі арқылы шаю мұнарасына келіп, онда 60-70 % күкірт қышқылы шашыратылып газ шамамен 80 °C дейін суытылады. Бірінші шаю мұнарасынан газ екінші шаю мұнарасына беріледі де, онда 30 % күкірт қышқылы шашыратылып, газ шамамен 30°C салқындайды.

Мұнарадан газбен бірге кететін ылғал мөлшерін шашырататын қышқылмен кететін газдың орташа температурасы арқылы есептейді.

$$t_{\text{орт}} = \frac{80 + 30}{2} = 55^{\circ}\text{C}$$

60 % H₂SO₄ үстіндегі су буы қысымы орташа температурада 29,3 мм.сынап бағ. тең немесе

$$\frac{29,3 \cdot 101325}{760} = 3906,34 \text{ Па}$$

1) Бұл жерден шаю мұнарасынан газбен кететін ылғал

$$V_{\text{құр}} = 9554 + 572 + 5797 + 53785 + 1553 = 71262,87 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$V_{\text{ыл}} = \frac{71262,87 \cdot 3906,34}{101325 - 3906,34} = 2857,58 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

2) Бірінші шаю мұнарасынан шығатын 60% H₂SO₄ мөлшері

$$m_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{572,02 \cdot 80 \cdot 98 \cdot 0,4}{80 \cdot 0,60 \cdot 22,4} = 1668 \text{ кг/сағ}$$

бұнда 98 H_2SO_4 молекулалық массасы

80 SO_3 молекулалық массасы

Қышқылдың құрамындағы су шамасы

$$m_{H_2SO_4} = 667,2 - \frac{263 \cdot 0,4}{22,4} = 662,50 \text{ кг/сағ}$$

3) Екінші шаю мұнарасына тамшылармен түсетін 30% H_2SO_4 мөлшері

$$m_{H_2SO_4} = 0,5 \cdot 500,4 = 250,2$$

$$m_{SO_3} = \frac{250,2 \cdot 0,30 \cdot 80}{98} = 61,27$$

$$m_{H_2O} = 250,2 - 61,27 = 249,57$$

4) Қышқыл қондырма мұнарада 5% дейін сұйылып, қайтадан жуу мұнарасына H_2SO_4 ретінде түседі

$$m_{SO_3} = 61,27 \text{ кг/сағ}$$

$$m_{H_2O} = \frac{250,2 \cdot 0,30}{0,05} = 1501,2 \text{ кг/сағ}$$

Бұл бірінші шаю мұнарасында біршама газ шаңның қалдықтарынан сүзіледі, сондай-ақ күйдірілген газда міндетті түрде болатын күкірт ұштотығынан H_2SO_4 булары түзіледі.

Улы заттар мен тұманды қалқу үшін тұманұстағыш пайдаланылады. Сонымен бірден екінші шаю мұнарасына түсетін газдың құрамы 3.4 кестеде келтірілген.

Кесте 3.4 - Екінші мұнараға келетін газ құрамы

Газдың құрамы	Көлемі %	Көлемі m^3 /сағ
SO_2	11,36	9554,28
SO_3	0,4	336,41
O_2	7,29	6131,22
N_2	64,67	54390,42
H_2O	14,4	12111,05
CO_2	1,88	1581,16
Барлығы	100	84104,57

Жууға берілген 5 % әлсіз күкірт қышқылы температурасы 60 °C газ құрамынан күкірт қостотығын сіңіріп, 5% қышқылға айналады және уытты заттардың біразын ілестіріп кетеді.

Түзілген қышқылдың жартысы алынып, кері 3 пайыз қышқыл болып қайтарылады. Газ мұнарадағы 40 °C температурамен шығады.

1) Мұнарадан газбен бірге ілесіп кететін ылғал көлемін шашырататын қышқыл мен кететін газдың орташа температурасы көмегімен есептейді.

$$t_{\text{орт}} = \frac{50 + 40}{2} = 45^{\circ}\text{C}$$

5 процент H_2SO_4 үстіндегі су буы қысымы бұл орташа температурада 5145,9 Па (38,6 мм. сын.бағ.) тең.

2) Екінші шаю мұнарасынан газбен әкетілетін ылғал:

$$V_{\text{газ}} = 9554,28 + 336,41 + 6131,22 + 54390 + 1581,16 = 71993.52 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$V_{\text{ылғал}} = \frac{71993.52 \cdot 5145,9}{101323 - 5145,9} = 3851,9 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

3) Екінші шаю бөлімінен кететін 5 пайыз H_2SO_4 салмағы:

$$m_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{336,41 \cdot 80}{80 \cdot 0,05 \cdot 22,4} = 29435,8 \frac{\text{кг}}{\text{сағ}}$$

Қышқыл құрамындағы су мөлшері:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 29435,8 - \frac{336,41 \cdot 80}{22,4} = 28234,3 \text{ кг/сағ}$$

4) Электрсүзгілерге тұманмен түсетін 5 пайыз H_2SO_4 салмағы:

$$m_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 0,5 \cdot 29435,8 = 14717,9 \text{ кг/сағ}$$

$$m_{\text{SO}_2} = \frac{14717,9 \cdot 0,05 \cdot 80}{80} = 600,7 \text{ кг/сағ}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 14717 - 600,7 = 14117,2 \text{ кг/сағ}$$

5) Осы қышқыл электрсүзгілерде 3 % дейін сұйылып, қайтадан 2-ші шаю мұнарасына келіп түседі.

$$m_{\text{SO}_2} = 600,7 \frac{\text{кг}}{\text{сағ}}$$

$$m_{H_2O} = \frac{14117,2 \cdot 0,05}{0,03} - 600,7 = 22927,96 \frac{\text{кг}}{\text{сағ}}$$

Кесте 3.5 – Бірінші шаю мұнараның су бойынша материалдық балансы

Кіріс	кг	Шығыс	кг
Газбен Қондырмалы мұнарадан 5 % H_2SO_4 түрінде	4797,32	Газбен қондырмалы мұнараға тамшылармен 25 % H_2SO_4 түрінде	9650
Су қосу (кіріс пен шығыс айырымы бойынша)	7861,65 1358,62	25 % H_2SO_4 түрінде	1222,93 3144,66
Барлығы	14017,59	Барлығы	14017,59

Кесте 3.6 - Екінші шаю мұнараның су бойынша материалдық балансы

Кіріс	кг	Шығыс	кг
Газбен Қондырмалы мұнарадан 5 % H_2SO_4 түрінде	9554 22927,96	Газбен Электрсүзгіштерге тамшылармен 5% H_2SO_4 түрінде	3003,75 14117
Су қосу (кіріс пен шығыс айырымы бойынша)	12299,3	5 % H_2SO_4 түрінде	28418,22
Барлығы	44781	Барлығы	45538,97

3.2.2 Кептіру бөлімінің материалдық балансы

Кесте 3.7 - Кептіру мұнарасына келетін газдар

Газдың құрамы	Көлемі %	Көлем $m^3/\text{сағ}$	Масса кг.
SO_2	12,6	9554,28	27297
O_2	8,13	6164,7	8806,71
N_2	72	54595,87	68244
H_2O	5	3791,38	3046,6
CO_2	2	1516,55	2978,94
Барлығы	100	75827,6	100373,25

Газдың құрамындағы су буы 3791,38 немесе 3046,6 кг/сағ.

Газ ауамен 7,5 пайызға дейін SO_2 сұйытылады. Су буы 94,1 пайыз H_2SO_4 сіңіріп алады, бұл сәтте қышқыл 93,5 пайыз H_2SO_4 дейін сұйытылады.

Кептіру бөлімінен кететін газ құрамында 0,3 г/ m^3 H_2O бар.

1) Құрғақ газдың ауа арқылы сұйылтқанда алатын көлемі:

$$V_{\text{күр}} = \frac{V_{\text{SO}_2} \cdot 100}{7,5} = \frac{9554,28 \cdot 100}{7,5} = 127390,4 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

2) Газға араластыруға керекті құрғақ ауа көлемі:

$$V_{\text{күр}} = 127990,4 - (9554,28 + 6131,22 + 1581,16 + 54390,42) = 56333 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Ауаның ылғалдығын 50 пайыз және ауа температурасын 23°C деп аламыз. Бұл мәнде қаныққан су буы қысымы 2785,4 Па (20,9 мм.сынап бағ.) сәйкес келеді.

3) Ауамен ығысып шығатын ылғал көлемі:

$$V_{\text{ылғ}} = \frac{56333,32 \cdot 2785,4 \cdot 0,5}{101323 - 2785,4 \cdot 0,5} = 785 \frac{\text{м}^3}{\text{сағ}}$$

4) Ауамен кететін газдар көлемі:

$$V_{\text{N}_2} = 0,79 \cdot 56333,32 = 44503,32 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$V_{\text{O}_2} = 0,21 \cdot 56333,32 = 11829,99 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Кесте 3.8 - Ауаның құрамы

Ауа құрамы	Көлемі (м ³)	Массасы (кг)
N ₂	44503,32	55629,15
O ₂	11829,9	16899
H ₂ O	785	630

5) Ауа және газбен ығысып шығатын ылғалдың жалпы салмағы :

$$m_{\text{газ.ыл}} + m_{\text{ауа.ыл}} = 630 + 3046,6 = 3676,6 \text{ кг.}$$

6) Құрғату сатысынан келетін газдағы ылғал мөлшері:

$$m_{\text{ылғ.}} = \frac{V_{\text{күр}} \cdot 0,2}{1000} = \frac{127390,4 \cdot 0,2}{1000} = 25,47 \text{ кг}$$

7) Қышқыл сіңіріп жететін ылғал мөлшері :

$$m_{\text{ылғ.}} = m_{\text{ылғ.жал}} - m_{\text{ыл}} = 3676,6 - 25,47 = 3651,13 \text{ кг}$$

Газды суалтуға қажетті қышқыл мөлшерін x , келетін және кететін қышқылдың баланс теңдеуінен табамыз:

$$x \cdot 0,95 = (x + 3651,13) \cdot 0,935$$

$$x \cdot 0,95 = x \cdot 0,935 + 3413,8$$

$$x \cdot 0,05 = 3413,80$$

$$x = 68276 \text{ кг}$$

1825 кг/м³ Тығыздық шамасындағы қышқыл көлемі:

$$V_{\text{қыш}} = \frac{772860}{1825} = 429 \text{ м}^3$$

0,3 % күкірт диоксиді күкірт қышқылында еріп, газдан шығарылды деп пайымдаймыз. Қышқылда еритін күкірт диоксидінің мөлшері, массасы:

$$V_{\text{SO}_2} = 0,003 \cdot 9554,28 = 28,66$$

$$m_{\text{SO}_2} = 0,003 \cdot 27297 = 81,89$$

8) Кептіру бөлімнен шығатын газ көлемі:

$$V_{\text{SO}_2} = 9554,28 - 28,66 = 9525,62 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{O}_2} = 6131,22 + 11829,99 = 17961,21 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{N}_2} = 44503,322 + 54390,42 = 98893,74 \text{ м}^3$$

$$V_{\text{CO}_2} = 1581,16 \text{ м}^3 ; V_{\text{H}_2\text{O}} = 32,46 \text{ м}^3$$

9) Құрғату бөлімінен кететін қышқыл салмағы:

$$m_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 669887 + 81,89 + 3651,13 = 673620 \text{ кг/сағ}$$

Бұл қышқылдағы күкірт қышқылының концентрациясы:

$$C_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{669887 \cdot 0,94}{673620} \cdot 100 = 98,97 \text{ м}^3$$

Кесте 3.9 - Кептіру бөлімінің материалдық балансы

Кіріс	м ³	кг	Шығыс	м ³	кг
Газ			Газ		
SO ₂	9554,28	27297	SO ₂	9525,62	27216
O ₂	6164,7	8806,71	O ₂	17961,21	25658
N ₂	54595,42	68244	N ₂	98893,74	123617
CO ₂	1581,16	3105,85	CO ₂	1581,16	3105,85
H ₂ O	3791,38	3046,6	H ₂ O	31,48	25,3
Ауа		16899	Күкірт қышқылы (93,5%)		673620
O ₂		55629,15			
N ₂		630			
H ₂ O		669887			
H ₂ SO ₄ (94%)					
Барлығы	75686,94	803545,31	Барлығы	127993,21	853242,15

3.2.3 Жанасу бөлімінің материалдық балансы

Жанасу бөліміне түсетін газдардың құрамы 3.10 кестеде келтірілген.

Кесте 3.10 - Жанасу бөліміне келетін газдар құрамы

Газ құрамы	Колемі %	м ³	кг
SO ₂	7,57	9525,62	27216
O ₂	13,97	17961,21	25658
N ₂	77,24	98893,74	123617
CO ₂	1,21	1581,16	3105,85
Барлығы	100	127961,73	179596,85

Алғашқы сатының есептелуі.

1) Айналу дәрежесі 65 пайыз түзілетін күкірт ұштотығының салмағы:

$$m_{SO_2} = \frac{27216 \cdot 0,65 \cdot 80}{64} = 22113$$

2) Шығындалатын оттегінің мөлшері:

$$m_{O_2} = \frac{27216 \cdot 0,65 \cdot 0,5 \cdot 32}{64} = 4422,6$$

3) Газда қалатын құрамы:

$$m_{SO_2} = 27216 \cdot 0,35 = 9\,525,6$$

$$m_{O_2} = 25658 - 4422,6 = 21235,4$$

Кесте 3.11 - Бірінші қабат бойынша материалдық баланс

Кіріс	кг	көл. %	ШЫҒЫС	кг	м ³	көл. %
SO ₂	27216	7,57	SO ₂	9525,6	3333,96	2,71
O ₂	25658	13,97	SO ₃	22113	6191,64	5
N ₂	123617	77,24	O ₂	21235,4	14864,7	11,79
CO ₂	3105,85	1,21	N ₂	123617	98893,6	79,2
			CO ₂	3105,85	1581,16	1,26
Барлығы	179596,85	100	Барлығы	179596,85	124865,6	100

Екінші сатының есептелуі:

1) Айналу дәрежесі 88 пайыз болатын, өнімдегі күкірт ангидридінің SO_3 мөлшері:

$$m_{SO_3} = \frac{27216 \cdot 0,88 \cdot 80}{80} = 29937,6 \text{ кг}$$

2) Шығындалған оттегі мөлшері:

$$m_{O_2} = \frac{27216 \cdot 0,89 \cdot 0,5 \cdot 32}{32} = 5443,2 \text{ кг}$$

3) Газда қалған құрам мәндері:

$$m_{SO_2} = 27216 \cdot 0,11 = 2993,76 \text{ кг}$$

$$m_{O_2} = 25658 - 5443,2 = 20214,8 \text{ кг}$$

Кесте 3.12 - Екінші сатының материалдық балансы

Кіріс	кг	көлем%	Шығыс	кг	м ³	көлем%
SO_2	9525,6	2,71	SO_2	2721,6	952,56	0,87
SO_3	22113	5	SO_3	29937,6	8382,5	6,97
O_2	21235,4	11,79	O_2	20214,8	14150,3	10,97
N_2	123617	79,2	N_2	123617	98893,6	79,93
CO_2	3105,85	1,26	CO_2	3105,85	1581,16	1,25
Барлығы	179596,85	100	Барлығы	179596,85	123961	100

Үшінші қабаттың есептелінуі:

1) Айналу пайыздық мәні 98 болатын, түзілетін SO_3 салмағы:

$$m_{SO_3} = \frac{27216 \cdot 0,98 \cdot 80}{64} = 33339,6 \text{ кг}$$

2) Шығындалатын оттегі көлемі:

$$m_{O_2} = \frac{27216 \cdot 0,98 \cdot 0,5 \cdot 32}{64} = 6667,92 \text{ кг}$$

3) Газ құрамындағы заттар мөлшері:

$$m_{SO_2} = 27216 \cdot 0,03 = 898,12 \text{ кг}$$

$$m_{O_2} = 25658 - 6667,92 = 18990 \text{ кг}$$

Кесте 3.13 - Үшінші сатыдан шыққан материалдық баланс

Кіріс	кг	көлем%	Шығыс	кг	м ³	көлем%
SO ₂	27216	0,87	SO ₂	898,12	314,34	0,25
SO ₃	29937,6	6,97	SO ₃	33339,6	9335,08	7,56
O ₂	20214,8	10,97	O ₂	18990	13293	10,77
N ₂	123617	79,93	N ₂	123617	98893,6	80,12
CO ₂	3105,85	1,25	CO ₂	3105,85	1581,16	1,3
Барлығы	179596,85	100	Барлығы	179950,57	123417,18	100

Үшінші сатыдан шыққан өнімнің конверсиясы 98% құрайды, тепе-теңдікті күкірт қостотығына SO₂ ығыстыру үшін газдан SO₃ алу керек. Бұл жағдайда газ аралық абсорберге жылжып, онда газдан күкірт ангидридi түгелдей күкірт қышқылымен сіңіріп алынады. Осыдан кейін газ төртінші сатыға жіберіледі.

Төртінші сатының есептелінуі:

1) Айналу дәрежесі 99,7 пайызды құрайтын, түзілетін күкірт ангидридi салмағы:

$$m_{SO_3} = \frac{27216 \cdot 0,997 \cdot 80}{64} = 33917,94 \text{ кг}$$

$$m_{SO_3} = 33917,94 - 33339,6 = 578,34 \text{ кг}$$

2) Шығындалатын оттегі салмағы:

$$m_{O_2} = \frac{27216 \cdot 0,997 \cdot 0,5 \cdot 32}{64} = 67833,58 \text{ кг}$$

3) Қалатын газдар мөлшері:

$$m_{SO_2} = 27216 \cdot 0,004 = 108,86 \text{ кг}$$

$$m_{O_2} = 25658 - 6783,58 = 18874,42 \text{ кг}$$

Кесте 3.14 – Төртінші сатыдан шығатын материалдық баланс

Кіріс	кг	көлем%	Шығыс	кг	м ³	көлем%
SO ₂	898,12	0,61	SO ₂	108,86	38,107	0,03
O ₂	18990,08	12,96	SO ₃	578,34	161,93	0,14
N ₂	123617	84,3	O ₂	18874,42	13212,04	11,60
CO ₂	3011,25	2,13	N ₂	123647	98893,6	86,63
			CO ₂	3105,85	1581,16	1,4
Барлығы	146516,45	100	Барлығы	146186,47	113886,83	100

3.4 Негізгі қондырғыны есептеу

Шешуге қойылған бастапқы шамалар:

44193 кг./сағ. өнімділіктегі құрғату мінберінің өлшемін есептеу. Газдағы SO_2 шоғыры 0,108%, құрғату мінберіне келген газдың температурасы 32°C ; Кептіру мұнарасын суландыратын қышқылдың концентрациясы 96% H_2SO_4 . Мұнараға кіретін қышқылдың температурасы $41,5^\circ\text{C}$. Газдың құрамында мұнарадан шыққан кезде 0,01% болатын су буы бар. Мұнараға түскен газдың жанастыру дәрежесі $x = 98\%$ абсорберде SO_3 – пен жанасып өту коэффициенті 99,98%. Мұнараға кірердегі газдағы су буының қысымы, $P_1' - 35,6$ мм.сын.бағ. Мұнарадан шығатын газдағы су буының қысымы, $P_1'' - 0,076$ мм.сын.бағ. Жүйедегі қысым, $P_{\text{ж}} - 22$ мм.сынап бағанасы.

Барометрлік қысым, $P - 760$ мм.сын.бағ. Қондырғыдағы газдың жылдамдығы, $w = 0,8$ м/сек тең. Қалыпты жағдайға келтірілген құрғақ газдың көлемі, $\text{м}^3/\text{сағ}$.

$$V_{\text{SO}_2} = \frac{44193 \cdot 22,4}{98 \cdot 0,108 \cdot 0,98 \cdot 0,97} = 98899 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Мінбе (мұнара) аппаратындағы саптаманың (насадка) беттік қабаты келесідей формуламен есептеп шығарылады:

$$F = \frac{G}{K \Delta P_{\text{орт}}}$$

Су буының газдан сіңірілу шамасын табу үшін келесі теңдеуді қолданамыз, кг/сағ:

$$Q = \frac{V(P_1' - P_2'')M_{\text{H}_2\text{O}}}{(P - P_1' - P_p)RT}$$

бұл теңдеуден

$$Q = \frac{98899 \cdot (35,6 - 0,076) \cdot 18}{(760 - 22 - 35,6) \cdot 22,4} = 4022 \frac{\text{кг}}{\text{сағ}}$$

Көбінесе су буының жылдамдық коэффициенті K төмендегі формула бойынша табылады: [6]

$$K = K_0 \cdot w^{0,8}$$

K_0 шамасының мәні температураның ауытқуына қарай өзгеріп тұрады, демек оны анықтамалы кестелерден табуымыз ыңғайлырақ. Мінбедегі газдың жылдамдығы $w = 0,8$ м/сек; бұл кезде:

$$K = 0,037 \cdot 0,8^{0,8} = 0,031 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{сағ} \cdot \text{мм с.б.)}$$

Аппараттың үстіңгі және төменгі бөліміндегі қышқыл шоғырымен температурасын тең деп қарастыруға болады, демек $p_p' = p_p''$. 96,0 пайыз H_2SO_4 шоғырындағы және 40 °C температурадағы күкірт қышқылына сай $p_p' = p_p'' = 0,002$ мм с.б.

$$\Delta P_{\text{орт}} = \frac{(35,6 - 0,002) - (0,076 - 0,002)}{2,3 \lg \frac{(35,5 - 0,002)}{0,076 - 0,002}} = 5,8 \text{ мм.с.б.}$$

Қондырғы бетінің ауданы мәні тең болады:

$$F = \frac{4022}{0,031 \cdot 5,8} = 22376 \text{ м}^2$$

Мұнара саптамасы аппаратының толықтай пайдаланылмайтыны қолдану практикасынан көрінеді, сол себепті қордың коэффициент санын 1,3 деп аламыз. Бұл кезде кептіру мұнара саптамасының беті тең болады.

$$F' = 22376 \cdot 1,3 = 29089,0 \text{ м}^2$$

Егер саптамада ауданы 50×50 мм сақина-шеңберлер ретімен тұрса, онда (1м³ саптаманың беті 110м² тең) саптаманың жалпы көлемі келесідей мәнге ие болады:

$$V_n = \frac{F'}{110} = \frac{29089}{110} = 265$$

Мінбе аппаратының көлденең қимасының ені мен ұзындығының көбейтіндісі 3,6 м/сек жылдамадық кезінде келесідей:

$$S = \frac{98990}{3600 \cdot 0,8} = 34,3 \text{ м}^2$$

Қондырма сатысының биіктігі:

$$H = \frac{265}{34,3} = 8 \text{ м}$$

Мұнара аппаратының ұзындығы 11,6 м. Мұнара диаметрі мынаған тең:

$$D = \sqrt{0,785 \cdot 34,3} = 9 \text{ м}$$

ҚОРЫТЫНДЫ

Балхаш мыс өндіру зауытынан шығатын металлургиялық газдан қуаттылығы 100 мың тонна/жылына күкірт қышқылын өңдеу цехын жобалау келтірілген.

Негізгі бөлімде күкірт қышқылының қасиеттері мен тауарлы сұрыптары туралы және шикізат көздері туралы сипатталған. Технологиялық схемалар негізінде сатылы түрде жүйенің материалдық, жылулық шешімдері келтірілген.

Жанасу бөлімінің аппаратының мәндері келтірілген және оның көлемі мен есептеулері жасалынған.

Күкірт қышқылы химия саласының барлық дерлік салаларында қолданыс тауып отыр. Шығарынды газдағы негізгі химиялық қосылыс күкірт қостотығын таза күкіртті жағу, темір колчеданын күйдіру және құрамында сульфаттар мен сульфиттері бар кейбір заттарды өртеу арқылы алуға болады. Одан ары күкірт қостотығын зиянды қоспа газдардан тазартып күкірт ангидридіне дейін өршіткі көмегімен жанасу бөлімінде оттегімен тотықтырады. Соңғы бөлімінде күкірт үштотығынан абсорбция процесімен олеумді өндіреді. Қазіргі әлемдегі экологиялық ахуалды жақсарту және күкірт қышқылын тиімді өндіру мақсатында өндірістік қалдықтарды екіншілік пайдаға асыру қолайлы шешім болып отыр.

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТ ТІЗІМІ

- 1 Жантасов Қ.Т., Молдабеков Ш., Алтеев Т., Айбалаева К.Д., Анарбаев А.А. Күкірт қышқылының технологиясы. Шымкент, 2001.
- 2 Осмұлькевич В.А. Производство серной кислоты из технологических газов предприятий цветной металлургии. М.: Металлургия, 1997.
- 3 Жұманов Қ.Б. Күкірт қышқылн өндірісі – Астана Фолиант, 2019.
- 4 Временный технический регламент цеха контактной серной кислоты. “Казфосфат” “Минеральные удобрения”, 2013.
- 5 Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э., Батыршин Н.Н. Общая химическая технология материальный баланс химико-технологического процесса ; Учебное пособие для вузов. – М.; Университетскач; Логос, 2011.
- 6 Справочник сернокислотчика/ Под ред. К.М. Малина, 2-е изд М., Химия, 1991.
- 7 Шувалов В.В., Голубятников В.А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности. М.: Химия, 1985.
- 8 Санитарные правила и нормы по гигиене труда в промышленности. Часть 2. Под ред. проф. Козловского В.А. Омск., ИПК «ОМИЧ», 1995.
- 9 Ғимараттардың өрт қауіпсіздігі ҚР ҚН ж Е. 2.02 – 05 - 2002. Ресми басылым Астана, 2003
- 10 Хакимжанов Т.Е. Сборник задач по охране труда и безопасности жизнедеятельности. Алматы, 2007.
- 11 Бесков С.Д. Общая химическая технология и основы промышленной экологии. М.: 2002.
- 12 Осипова Г.М. Экономикалық теория негіздері. Алматы, 2002.
- 13 Қазақша – орысша, орысша – қазақша терминологиялық сөздік: Химия / жалпы редакциясын басқарған п.ғ.д., профессор А.Қ. Құсайынов – Алматы: Республикалық мемлекеттік «Рауан» баспасы, 2000.