

СӘТБАЕВ
УНИВЕРСИТЕТИ



ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ
ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ
Қ.И. СӘТБАЕВ атындағы
ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ
УНИВЕРСИТЕТИ

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 100 МЫҢ ТОННА/ЖЫЛ
КҮКІРТ ҚЫШҚЫЛЫ ӨНДІРІСІНДЕГІ НЕГІЗГІ ҚОНДЫРҒЫНЫ ЖОБАЛАУ»

5В072000 – «БЕЙОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАРДЫҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ»

Орындаған

Ә.Б Айтказинова

Ғылыми жетекші

Б.К Мустахимов
т.ғ.к., ассис.профессор

АЛМАТЫ 2020

АННОТАЦИЯ

Бұл дипломдық жобада Тараз қаласы жағдайында 100 мың тонна/жыл күкірт қышқылы өндірісіндегі негізгі қондырғыны жобалау қарастырылған. Дипломдық жобада өндіріс орынының, бастапқы шикізаттың, аралық және дайын өнім сипаттамалары және физика – химиялық қасиеттері, үрдістің технологиялық режимдері мен теориялық негіздері қарастырылған.

Сонымен қатар жобаланып отырған цехтың атқаратын функциялары көрсетілген. Негізгі аппараттағы үрдістің материалдық балансы есептелген және негізгі аппараттың есептелуі қарастырылған.

АННОТАЦИЯ

В данном дипломном проекте предусмотрено проектирование основного оборудования производства серной кислоты на 100 тыс. тонн/год в условиях города Тараз. В дипломном проекте предусмотрены теоретические основы и технологические режимы процесса, физико – химические свойства и характеристики производственного помещения, исходного сырья, промежуточного и готового продукта.

Также приведены функции проектируемого цеха. Рассчитан материальный баланс процесса основного аппарата, и предусмотрен расчет основного аппарата.

ANNOTATION

This diploma project provides for the design of the main equipment for the production of sulfuric acid for 100 thousand tons / year in the city of Taraz. The diploma project provides the theoretical basis and technological modes of the process, physical and chemical properties and characteristics of the production premises, raw materials, intermediate and finished product.

The functions of the projected shop are also shown. The material balance of the process is calculated and the calculation of the main device is provided.

МАЗМҰНЫ

	Кіріспе	5
1	Әдебиеттік – технологиялық бөлім	7
1.1	Күкірт қышқылының қасиеттері	7
1.2	Күкірт қышқылы өндірісі шикізаттары	9
1.3	Күкірт қышқылын алу әдістері	10
2	Негізгі бөлім	13
2.1	Өндірістің сипаттамасы, таңдап алынған технология	13
2.2	Материалдық баланстар	16
3	Есептеу бөлімі	25
3.1	Өндірістегі негізгі аппараттарды толығымен есептеу	25
3.2	Күкірт қышқылы өндірісіндегі қондырғылар	29
	ҚОРЫТЫНДЫ	31
	ҚЫСҚАРТУЛАР ТІЗІМІ	32
	ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ	33

КІРІСПЕ

Дипломдық жоба Тараз қаласы жағдайында ЖШС «КАЗФОСФАТ» зауытынан аралық абсорбциясы бар қос жанасу әдісі арқылы күкірт қышқылын алу цехын жобалауға негізделген.

Статистика бойынша, күкірт қышқылының ең ірі өндірушілері фосфор тыңайтқыштарын өндіретін кәсіпорындар болып табылады, өйткені дәл осындай өнімді өндіру үшін күкірт қышқылының ең көп мөлшері талап етіледі.

Күкірт қышқылы – химиялық өндірістің кең ауқымында қолданылатын негізгі өнім. Химия өнеркәсібінде кең көлемде қолданылуына сәйкес күкірт қышқылы бірінші орында тұр. Metallургияда түсті металдар алу үшін, мұнай өндеуде түрлі өнімдерді тазартуға, қопарылғыш заттар, жасанды талшық, бояу, дәрі –дәрмек, парфюмерия өндіруде, тері илеуде, пластмасса синтездеуде, түрлі минералды тұздар және қышқылдар алуда кеңінен пайдаланылады.

Күкірт қышқылы минералдық тыңайтқыштар (суперфосфат, аммоний сульфаты) өндірістерінде де қолданылады.

Күкірт гипстің, күкірт газының және түсті металдар кендерінің күйіндісінің құрамында болады. Күкірт қышқылын: 1) ауыр металдардың металлургиялық орталықтарында (Жезқазған, Балқаш, Өскемен, Риддер); 2) уран алатын орталықтарда (Степногор, Маңғыстау); 3) фосфатты тыңайтқыштар өндірісі орталықтарында (Тараз) шығарады. Бірінші жағдайда негізгі – шикізаттық және экологиялық факторлар; ал екінші мен үшіншісінде – тұтыну факторы.

Өнеркәсіпте күкірт қышқылын күкірт диоксидінің (күкірт немесе күкірт колчеданын жағу процесінде пайда болатын күкіртті газ) триоксидке (күкірт ангидридін) дейін тотығуы арқылы, кейіннен SO_3 сумен өзара әрекеттесуі абсорбциясы арқылы алады.

Күкірт қышқылын өндіретін зауыттар Қазақстанның әр түрлі аймақтарында орналасқан. Соңғы уақытта күкірт қышқылы өндірісін дамытуда әр түрлі химиялық өндірістердің қалдықтарын пайдалану мақсаты алға қойылып отыр. Қазіргі уақытта жанасу әдісімен концентрлі күкірт қышқылы, олеум, және күкіртті ангидрид алынады.

1 Әдебиеттік – технологиялық бөлім

1.1 Күкірт қышқылының қасиеттері

Қандай да бір затты пайдалану мүмкіндігі оның қасиеттерімен анықталады. Бұл мәселені шешу кезінде оны қолданудың экономикалық орындылығы да ескеріледі. Сондықтан затты қолданудан бұрын, алдымен оның физикалық және химиялық қасиеттері зерттеледі.

Күкірт қышқылы – бұл ковалентті қосылыс, оның молекулалары тетраэдр құрылымды. Күкірт қышқылы – түссіз, күйдіргіш ауыр май тәрізді иіссіз сұйықтық, тығыздығы $1,84 \text{ г/см}^3$, кез келген қатынаста сумен араласады. Қышқыл суда еритін, қалпына келтіруші агенттермен, органикалық қосылыстармен, металдармен, сілтілермен өзара әрекеттескен кезде жоғары белсенділікке ие, түсті металдар мен жеңіл болаттарға арналған агрессивті орта болып табылады (90% концентрация кезінде). Күкірт қышқылы сумен өте жылдам әрекеттеседі, осы себепті күкірт қышқылын суға құйып, сұйылту керек, керісінше емес.

Күкірт қышқылы гигроскопиялық, яғни ауадан ылғалды жақсы сіңіре алады. Сондықтан күкірт қышқылы арқылы онымен әсер етпейтін газдарды өткізіп, құрғату үшін пайдаланады. Сусыз күкірт қышқылы 70% дейін күкірт тотығын ерітеді. Қалыпты температурада ол ұшып кетпейді және иісі жоқ. Күкірт қышқылының қайнау температурасы мен қату температурасы құрамындағы судың мөлшеріне байланысты. Сумен ол үш түрлі кристаллогидрат құрайды, оларды салқындатқанда тиісті концентрациядағы қышқылды бөлуге болады. Кристаллогидраттар ұқсас мөлдір кристалл түрінде түседі. Сондықтан қышқылды қыста, күзде немесе көктемде тасымалдауға болмайды – ол қатты күйге ауысады. Судың аздаған мөлшерінен оның балқу температурасы тез төмендейді. Құрамында 6,4% таза су бар күкірт қышқылы $-37,9^\circ\text{C}$ кезінде қатады, мұндай қышқылды жылдың кез келген уақытында тасымалдауға болады. Су мөлшері 15% дейін ұлғайған кезде күкірт қышқылы $+8^\circ\text{C}$ шамасында қатып қалады. Осылайша, 75% таза күкірт қышқылынан тұратын мұнара қышқылы қатты суықтарда қатпайды, және оны елдің ең суық аудандарына да тасымалдауға болады.

Күкірт қышқылы екі негізді қышқылға жатады және оның молекулалары сатылы диссоциацияланады. Концентрлі ерітінділерде бір сутегі ионы ыдырайды. Қышқыл күші диссоциация дәрежесімен сипатталады, ол молекулалардың су ерітіндісінде сутегі иондарына және қышқыл қалдықтарға қаншалықты диссоциацияланатынын көрсетеді, осы тұрғыда күкірт қышқылы – күшті қышқыл. Сулы ерітіндідегі қышқылдар иондарға диссоциацияланады.

Күкірт қышқылы барлық металдармен өзара әрекеттеседі. Бұл өзара әрекеттесудің жылдамдығы металдың табиғатына, қышқылдың концентрациясына және температураға байланысты. Концентрленген күкірт қышқылы органикалық заттарды – қант, қағаз, ағаш, талшық және т.б. сусыздандырады және көмір түзеді. Бұл ретте күкірт қышқылының гидраттары түзіледі, ал пайда болған көмір, қышқылмен өзара әрекеттеседі. Сондықтан

нарыққа шығатын қышқыл, кездейсоқ түскен шаң мен органикалық заттардан қоңыр түске боялады. Күкірт қышқылы – 296°С жоғары қыздыру кезінде SO₃ және суға ыдырай бастайды.

Күкірт қышқылының бернеше сорттары шығарылады, олар концентрациясы мен және қоспалардың санымен ерекшеленеді. Медициналық препараттарды, аса таза реактивтерді өндіру үшін, аккумуляторларды құю үшін таза қышқыл қажет. Металдарды өңдеу кезінде, суперфосфат өндірісінде кейбір ластануы бар қышқыл пайдалануға болады, бұл экономикалық тиімді, әрі арзан. Күкірт қышқылының ең көп тараған түрі – купорос майы. Мұнаралы тәсілмен алынатын купорос майы 92,2% таза қышқылдан, ал контактілі әдіспен алынатын купорос майы 92,5% қышқылдан тұрады. 92-92% аккумулятор қышқылын ерекше таза деп атауға болады, мұндай қышқылды буландырған кезде құрғақ қалдық (қоспалар) 0,003% аспауы тиіс. Аккумуляторлардың тез отырып қалуына темір тұздарының, қоспаларының әсері тиеді, сондықтан аккумуляторлық қышқылда темір тұздарының ең аз мөлшері болуы тиіс, ол 0,006% артық болмауы керек.

Кәдімгі мұнара қышқылы 75% таза қышқылдан тұрады. Күкірт қышқылы өнеркәсібі кейбір органикалық препараттар, жарылғыш заттар өндірісінде пайдаланылатын олеум шығарады. Олеум – күкірт қышқылындағы күкірт ангидридін ерітіндісі. Олеум сорттары күкірт қышқылындағы күкірт ангидридін концентрациясы бойынша ерекшеленеді. Кейбір мақсатта 60% дейін күкірт ангидриднен тұратын олеум шығарады. Техникалық олеум күкірт қышқылы (МЕСТ 2184-77) әртүрлі тұздар, қышқылдар, барлық мүмкін органикалық өнімдер, бояғыштар, жарылғыш заттар, минералдық тыңайтқыштар өндірісінде, су тұндырғыш және құрғататын құралдар ретінде, бейтараптандыру, өңдеу және көп жақты үрдістерде қолданылады. Бұл өнімдер жанбайтын және 2-ші классты уытты заттарға жатады.

Күкірт қышқылын сақтау және тасымалдау кезінде кристалдану мүмкіндігін азайту күкірт қышқылының тауарлы сорттарына оның шоғырларының ең төмен кристалдану температураларына сәйкес стандарттар бекітілген және ол 1 - кестеде келтірілген.

1 - кесте . Күкірт қышқылының тауарлы сорттарына оның шоғырларының ең төмен кристалдану температуралары

Аталуы	%, H ₂ SO ₄	%, SO ₃	T _{крист.} , °C
Мұнара қышқылы	75	–	–29,5
Контактілі қышқыл	92,5	–	22,0
Олеум	104,5	20	+2
Жоғары пайызды олеум	114,5	65	–0,35

Күкірт қышқылының техникалық сорттарының кристалдану температурасы таза күкірт қышқылының кристалдану температурасынан біршама төмен және қоспалардың мөлшері жоғарылаған сайын бұл айырмашылық артады.

1.2 Күкірт қышқылы өндірісі шикізаттары

Күкірт қышқылы өндірісінде күкірт немесе тікелей күкірт (IV) оксиді алынатындай қарапайым күкірт және құрамында күкірті бар қосылыстар әртүрлі шикізаттар болуы мүмкін.

Күкірттің табиғи шоғыры көп емес, күкірт көбінесе табиғатта металл сульфидтері мен металл сульфаттары түрінде, сондай-ақ мұнай, тас көмір, табиғи және ілеспе газ құрамына кіреді. Күкірттің едәуір мөлшері жағатын газдардағы және түсті металлургия газдарындағы күкірт оксиді түрінде және жанғыш газдарды тазарту кезінде бөлінетін күкіртсутегі түрінде болады.

Күкірт қышқылын өндірудің шикізат көздері алуан түрлі, бірақ әлі күнге дейін шикізат ретінде негізінен қарапайым күкірт пен темір колчеданын пайдаланады. Жылу электр станцияларының отындық газдары мен мыс балқыту өндірісінің газдары сияқты шикізат түрлерін шектеулі пайдалану оларда күкірт (IV) оксидінің төмен концентрациясымен түсіндіріледі. Күкірт қышқылын алу үшін күкіртті немесе құрамында күкірті бар күкірт ангидридін алынуы мүмкін қосылыстарды пайдаланады.

Күкірт қышқылын алу үшін шикізаттың кең таралған түрлерінің бірі – *пирит* немесе *темір колчеданы* FeS_2 . Күкірттің екі металмен, мыс және темірмен (халькопирит) қосылысы бар. Күкірт көмірде, мұнайда, жанғыш және оттық газдардың құрамында бар. Металлургиялық пештерден шығатын күкірт ангидридін түріндегі газдардың құрамында да күкірт көп. Күкірт көмірді кокстеу кезінде алынатын немесе генераторлық газда, мұнай өңдеу газдарында, ілеспе мұнай газдарында және табиғи газда болатын күкіртсутекте де ұсталады. Кейде күкірт қышқылын өндіру үшін күкірт қышқылын қолданатын кейбір өндірістердің қалдықтарын пайдаланады, бұл қышқыл гудрондар, өңдеу ерітінділері, фосфогипс және т.б.

Көптеген елдерде әлі күнге дейін күкірт қышқылын өндіру үшін негізгі шикізат пирит болып табылады. Химиялық таза пиритте FeS_2 формула бойынша, құрамында 53,46% күкірт және 46,54% темір бар. Табиғи колчеданда күкірт – 25-52%, ал темір – 35-44% бар. Колчеданның негізгі қоспалары: мыстың күкіртті қосылыстары, мырыш, қорғасын, күшән, никель, кобальт, селен, теллур, карбонаттары және сульфаттары кальций, магний тұздары және т.б.; тальк, кварц және аз мөлшерде алтын және күміс. Мышьяк құрамында бар, $FeAsS$ (мышьяк колчеданы), $FeCuS$ (мыс колчеданы), Cu_2S (мысты жылтыр) және CuS (коввеллин) түрінде. Колчеданды өндіріске дайындау кезінде, одан бірінші бағалы металлдарды бөліп алады, одан кейін, FeS_2 концентрациясын көбейтеді.

Күкірт колчеданы FeS_2 , екі кристалдық модификация түрінде:

- 1) пирит – дұрыс жүйелерге кристалданады, сарғыш және жасыл-сұр түсті;
- 2) марказит – пириттен әлдеқайда сирек кездеседі.

Түсті металлургияның газдары, бұл газдар құрамында 4% — 10% дейін SO_2 бар. Түсті металдар (мыс, мырыш, қорғасын) кендерін немесе олардың концентраттарын күйдіру кезінде құрамында SO_2 бар газдар пайда болады.

Мысалы, 1 тонна мыс алған кезде 10 тонна күкірт қышқылына баламалы мөлшерде күкірт ангидридін алуға болады. Бұл ретте күкірт қышқылына арналған шикізат күкірт қышқылы цехының пешін салу мен пайдалануға шығынсыз алынады, лақтырылатын күкірт газдары кәдеге жаратылады, бұл металлургия зауыттарында және жақын аудандарда ортаны ластанудың алдын алады. Түрлі-түсті металлургия газдарынан алынатын газды күкірттің құрамында күшән және басқа да зиянды қоспалар мөлшері көп болады, сондықтан газды күкіртті жаққанда түзілетін күкірт қос тотығын жанасу күкірт қышқылы өндірісінде катализаторға жіберер алдында мұқият тазалау қажет.

Күкіртті күкірт рудаларынан немесе құрамында SO_2 немесе H_2S бар газдарынан алады. Күкірт – күкірт қышқылын алуға арналған құнды шикізат, өйткені оны жағу кезінде құрамында SO_2 және оттегі жоғары концентрациялы газ түзіледі, бұл газ таза (күкіртте күшәннің шамалы мөлшері бар), күкіртті күйдіру кезінде күйе қалмайды, сондықтан шикізаттың осы түрін күкірт қышқылына қайта өңдеу схемасы жеңілдетіледі және үнемді болып табылады. Әлемдегі барлық қарапайым күкірттің 50% дейін күкірт қышқылын өндіруге жұмсалады.

Күкіртсутек, оны алудың негізгі көзі түрлі жанғыш газдар: коксты, генераторлы, мұнай өнімдерінің газдары. Тазартылғанда құрамдарында H_2S мөлшері 90 % дейін жетеді, арнайы тазартуларды қажет етпейді және күкірт қышқылы өндірісінде пайдаланылады.

Күкірт қышқылын өндіруге арналған шикізаттың өзге де түрлері агломерациялық, оттық және жанғыш газдар мен құрамында күкірт бар шикізат: гипс, фосфогипс, ангидрид, өңделген қышқылдар, өңдеу ерітінділері, алуниттер пайдаланылуы мүмкін.

Күкірт қышқылы өндірісінің жалпы схемасында, бастапқы екі сатының елеулі мәні бар – шикізатты дайындау және оны жағу немесе күйдіру. Мазмұны мен аппаратуралық ресімделуі күкірт қышқылының технологиялық өндірісінің күрделілігін анықтайтын шикізаттың табиғатына байланысты. Қолданылатын шикізаттар негізінен күкірт қышқылы технологиясының күрделілігі мен пайдалану шығындарының мөлшерін анықтайды. Күкірт қышқылын тасымалдаудағы қиындықтар салдарынан күкірт қышқылы зауыттары көбінесе оны тұтыну аудандарында орналасады. Күкірт қышқылы өндірісі өнімінің өзіндік құнындағы шикізаттың үлесі өте үлкен болғандықтан, осы өндірістің техника-экономикалық көрсеткіштері қолданылатын шикізаттың түріне байланысты.

1.3 Күкірт қышқылын алу әдістері

Қазіргі уақытта күкірт қышқылы екі тәсілмен өндіріледі: 1) нитрозды әдіс – 200 жылдан астам уақыт, қолданылып келе жатқан әдіс, және 2) контактілі әдіс – XIX ғасырдың соңы мен XX ғасырдың басында өнеркәсіпте игерілген.

Контактілі әдіс нитрозды (мұнаралы) әдістен әлдеқайда тиімді. Кез келген әдіс бойынша күкірт қышқылы өндірісінің бірінші сатысы күкірт құрамды шикізатты жағу кезінде күкірт диоксидін алу болып табылады.

Контактілі әдіс көптеген тұтынушылар үшін қажетті концентрациялы күкірт қышқылы мен олеум (күкірт қышқылындағы күкірттің үш тотығы ерітіндісі) алынады. Бұл әдістің тағы бір маңызды артықшылығы – тоқыма өнеркәсібі үшін талап етілетін өте таза, жоғары концентрациялы қышқыл алу мүмкіндігі.

Нитрозды тәсілмен алынатын мұнара қышқылы 75% H_2SO_4 , азот тотықтарының қоспалары мен қатты қалдықтардан тұрады, сондықтан ол контактілі күкірт қышқылымен бәсекелесе алмайды.

Күкірт қышқылын өндірудің жанасу әдісі бойынша күкірт диоксидінің үшөксидке тотығуы қатты контактілі массаларда жүзеге асырылады. Өндірістің жанасу әдісін жетілдіру арқасында, таза және жоғары шоғырланған контактілі күкірт қышқылының өзіндік құны мұнаралы қышқылдан сәл жоғары. Қазіргі уақытта барлық қышқылдың 90% астамы контактілі әдісімен өндіріледі. Жанасу процесінің катализаторлары ретінде тұтану температурасы төмен термиялық тұрақты ванадий контактілі массасы (түйіршіктер мен сақиналар түрінде) қолданылады. Катализатордың қайнаған қабатында SO_2 тотығу процесін игеру бойынша жұмыстар жүргізілді. Маңызды жетілдіру қос жанасу әдісі – болып табылады, онда катализатордағы SO_2 тотығуының жоғары дәрежесі қамтамасыз етіледі (99,8% дейін) және қалдық газдардың қосымша санитарлық тазарту қажеттілігі болмайды.

Контактілі әдіспен күкірт қышқылы өндірісін дамытудың аса маңызды сатылары төмендегідей:

- оттегіні қолдану арқылы үрдістерді өлшенген қабатта жүргізу, концентрацияланған газды өндіру және қайта өңдеу, белсенді катализаторларды қолдану нәтижесінде үдерістерін қарқындету;
- газды шаңдардан және контактілі улардан тазарту тәсілдерін оңайлату (неғұрлым қысқа технологиялық схема);
- аппаратураның қуатын арттыру;
- өндірісті кешенді автоматтандыру;
- шикізат бойынша шығындық коэффициенттерді төмендету және әртүрлі өндірістердің құрамында күкірті бар қалдықтарын шикізат ретінде пайдалану;
- қалдық газдарды залалсыздандыру.

Күкірт қышқылын өндірудің үлкен ауқымы әсіресе оны жетілдіру мәселесін қойып отыр. Мұнда келесі негізгі бағыттарды атап өтуге болады:

1. Жылу электр орталықтары қазандықтарының және әртүрлі өндірістердің қалдық газдарын пайдалану есебінен шикізат базасын кеңейту.

2. Қондырғылардың бірлік қуатын арттыру. Қуатты екі-үш есе арттыру өнімнің өзіндік құнын 25-30% төмендетеді.

3. Оттегімен байытылған оттегі немесе ауаны пайдалану арқылы шикізатты күйдіру процесін қарқындету. Бұл аппаратура арқылы өтетін газ көлемін азайтады және оның өнімділігін арттырады.

4. Негізгі қондырғы жұмысының қарқындылығын арттыруға ықпал ететін үрдістердегі қысымның жоғарылауы.

5. Жоғары белсенділігі және төмен тұтану температурасы бар жаңа катализаторларды қолдану.

6. Жанасуға берілетін пеш газындағы күкірт (IV) оксиді концентрациясының артуы.

7. Шикізатты күйдіру және жанасу сатыларында қайнау қабатының реакторларын енгізу.

8. Химиялық реакциялардың жылулық әсерлерін өндірістің барлық сатыларында, оның ішінде энергетикалық буды өндіру үшін пайдалану.

Күкірт қышқылын өндірудегі маңызды мақсат SO_2 -нің SO_3 -ке айналу дәрежесін арттыру болып табылады. Күкірт қышқылының өнімділігін арттырудан басқа, экологиялық мәселелерді шешуге мүмкіндік береді және қоршаған ортаға зиянды SO_2 компонентінің шығарындыларын азайтуға мүмкіндік береді.

Бұл мәселені шешу үшін әртүрлі салаларда көптеген зерттеулер жүргізілді: SO_2 абсорбциясы, адсорбция, жанасу аппаратының құрылымын өзгертудегі зерттеулер.

Жанасу аппараттарының әртүрлі конструкциялары бар:

– Біржақты жанасу аппараты: БЖ аппарат күкірт диоксидінің үшоксидке айналуының төмен дәрежесімен сипатталады. Бұл аппараттың кемшілігі жанасу қондырғысынан шығатын күкірт диоксиді газының көп мөлшерде болуы, бұл экологиялық тұрғыдан тиіміз. Осы аппаратта, шығарынды газдарды SO_2 -ден тазарту жүргізіледі. SO_2 утилизациясының әртүрлі жолдары бар: абсорбция, адсорбция және т.б. Осыған сәйкес, атмосфераға SO_2 шығарындысының мөлшері төмендейді, бірақ бұл өз кезегінде, технологиялық процестегі аппараттардың санын арттырады, контактілі аппараттан кейін газдағы SO_2 жоғары құрамының SO_2 пайдаланудың төмен деңгейін көрсетеді, сондықтан осы аппаратты қолдану күкірт қышқылын өндіруде қолданбайды.

– Қос жанасу аппараты: ҚЖ химиялық тазартудан кейінгі пайдаланылған газдардағы SO_2 ең аз құрамына қол жеткізуге мүмкіндік береді. ҚЖ әдісі Ле-Шателье белгілі принципіне негізделген, оған сәйкес тепе-теңдіктің ығысу принципі – жүйені термодинамикалық тепе-теңдік күйден ауытқытатын сыртқы әсердің салдарынан сол жүйедегі тепе-теңдік осы әсерді әлсірететін (немесе оған қарсы әсер ететін) реакция бағытына қарай ығысатындығын тұжырымдайтын. ҚЖ әдісінің мәні қосымша абсорберде күкірт диоксидінің тотығу процесін жүргізу арқылы күкірт триоксидін бөлу болып табылады. ҚЖ әдісі концентрленген газдарды өндеуге мүмкіндік береді және ең көп қолданысқа ие.

– Аралық салқындатылатын жанасу аппараты. Бұл әдіс бойынша контактілі аппаратқа түсетін газ катализатордың қабаты арқылы өтіп, жылу алмастырғышқа түседі, жылуалмастырғышта газ салқындатылады, содан кейін катализатордың келесі қабатына түседі. Әдіс SO_2 қолдану дәрежесін және оның пайдаланылған газдардағы құрамын арттырады.

2 Негізгі бөлім

2.1 Өндірістің сипаттамасы, таңдап алынған технология

Контактiлi күкiрт қышқылының цехы.

Цех iске қосылған жылы – 2013 жыл.

Цехтың жобалық қуаты – моногидратқа қайта есептегенде жылына 600мың тонна контактiлi күкiрт қышқылы.

Өндiрiстiк процесс бiр технологиялық ағыннан тұрады.

Өндiрiстегi қолданылатын әдiсi – аралық абсорбциясы бар қос жанасу әдiсi.

Жобалаудың бастапқы деректерi, цех құрылысының жобалық және жұмыс құжаттамасы 2009 жылғы 09 шiлдедегi №990911047/1385/9-ТҚҰ келiсiм-шартына № 4 қосымша болып табылатын Тараз қ. "Минералды тыңайтқыштар" "Қазфосфат" ЖШС филиалының өндiрiстiк алаңында электр генерациясы бар қуаты жылына 600 мың тонна/жыл моногидраттың күкiрт қышқылды жүйесiн жобалау" техникалық тапсырмасына сәйкес әзiрленген.

2013 жылдың тамыз айында ҚР Президентi Н. Ә. Назарбаевтың ҚР химия өнеркәсiбiн дамыту жөнiндегi тапсырмаларын және ҮИИД мемлекеттiк бағдарламасын iске асыру шеңберiнде "Қазфосфат" ЖШС "Минералды тыңайтқыштар" филиалында қуаты жылына 600 мың тонна моногидраттың күкiрт қышқылын электрогенерациясымен өндiру iске қосылды.

Өндiрiстiк қызметiнiң 60 жыл iшiнде Минералдық тыңайтқыштар шығаратын зауыт техникалық қайта жарактандыру мен қайта жаңартудың бiрнеше кезеңдерiнен өттi, жаңа цехтарды пайдалануға беру және табиғи ескiрген өндiрiстердi жабу болды.

Зауыт жұмыс iстей бастағаннан берi минералды тыңайтқыштар өндiру үшiн өндiрiс орнында шығарылатын күкiрт қышқылы пайдаланылды. 1951 жылы мұнаралы тәсiлмен күкiрт қышқылын өндiретiн цех пайдалануға берiлдi, ол 1971 тоқтатылды. 1980 жылы Поляк жобасы бойынша жанасу тәсiлiмен күкiрт қышқылын өндiру бойынша СК-31 цехы салынып, пайдалануға берiлдi. Зауытта күкiрт қышқылының барлық өндiрiстерiнде бастапқы шикiзат ретiнде күкiрт колчедан қолданылған. 1993 жылдан бастап минералды тыңайтқыштар өндiрiсiнде түстi металдар өндiрiсiнiң қалдығы болып табылатын және сырттан тасымалданатын күкiрт қышқылы қолданылғаннан кейiн, осыған байланысты зауытта күкiрт қышқылын өндiру тоқтатылды.

2013 жылдан бастап қазiргi заманғы күкiрт қышқылы өндiрiсiн контактiлi тәсiлмен пайдалануға берудiң арқасында минералды тыңайтқыштар өндiрiсiн жылына 400-450 мың тоннаға дейiн ұлғайту мүмкiндiгi пайда болды. Күкiрт қышқылы өндiрiсiнiң құрылысына инвестиция сомасы 15 млн. теңгенi құрады. Цех Германия, Чехия, РФ, Жапония және Қазақстан өндiрiсiнiң жаңа жабдықтарымен жабдықталған. Күкiрт қышқылын өндiру процесiнде бу өндiру есебiнен алынатын 25 мегаватт электр энергиясын зауыт меншiктi электр энергиясымен қамтамасыз етедi. 138 адам тұрақты жұмыс орындарын алды.

Цехтың өзiнен өндiрiлетiн күкiрт қышқылы мен энергия ресурстары – бұл

Қазақстан Республикасының аумағында да, сыртқы нарықта да фосфор бар тыңайтқыштар өндірісін тұрақты дамыту және өнімді сату үшін тиімді жағдай.

Цехтың дайын өнімі МЕСТ 2184-77 бойынша контактілі күкірт қышқылы болып табылады. Цехтың қосалқы өнімі 4,0 МПа қысыммен және 440°C температурамен қыздырылған бу болып табылады, МЕСТ 13109-97 бойынша П-25-3,4/0,6 маркалы бу конденсациялық турбинаға электр энергиясын өндіруге бағытталған Т-25-2У3 маркалы электр генераторымен бір реттелетін іріктеу.

Физикалық-химиялық көрсеткіштер бойынша күкірт қышқылы 2-кестеде келтірілген № 1,2,3,4 өзгерістерімен МЕСТ 2184-77 талаптарына сәйкес болуы тиіс.

2 - кесте

Көрсеткіштің атауы	Норма				
	Контактілі			Олеум	
	жақсартылған	Техникалық		жақсартылған	Техникалық
		1-сорт	2-сорт		
Моногидраттың салмақтық үлесі (H ₂ SO ₄), %	92,5-94,0	92,5 кем емес		Нормаланбайды	
Еркін күкірт ангидридiнiң массалық үлесi (SO ₃), %, кем емес	-	-	-	24	19
Темірдің салмақтық үлесі (Fe), %, кем емес	0,006	0,02	0,1	0,006	Нормаланбайды
Күйдiруден кейiнгi қалдықтың салмақтық үлесi , %, кем емес	0,02	0,05	Нормаланбайды	0,02	Нормаланбайды
Азот тотықтарының салмақтық үлесі (N ₂ O ₃), %, кем емес	0,00005	Нормаланбайды		0,0002	Нормаланбайды
Нитро қосылыстардың салмақтық үлесі , %, кем емес	Нормаланбайды				
Күшәннің массалық үлесі (As), %, кем емес	0,00008	Нормаланбайды		0,00008	Нормаланбайды

Хлорлы қосылыстардың салмақтық үлесі (Cl), %, Мөлдірлігі кем емес	0,0001	Нормаланбайды		
Қорғасынның салмақтық үлесі (Pb), %, Мөлдірлігі	0,001	Нормаланбайды	0,0001	Нормаланбайды
Салыстыру ерітіндісінің см ³ түсі, артық емес	1	6	Нормаланбайды	

Өндіріс орынындағы таңдап алынған технология. Шаңнан тазартылғаннан кейін ауа кептіру мұнарасына газ үрлеумен беріледі, көлемі бойынша 0,01% ылғал мөлшеріне дейін 93-98% күкірт қышқылымен кептіріледі; құрғатылған ауа түйіспе торабының жылу алмастырғыштарының бірінде алдын ала қыздырғаннан кейін күкірт пешіне түседі. Күкіртті жағу (жану) гомогенді экзотермиялық реакция болып табылады, оның алдында қатты күкірттің сұйық күйге ауысуы және оның кейінгі булануы: $S_{ж} \rightarrow S_{пар}$

Жану процесі алдын ала кептірілген ауа ағынында газ фазасында өтеді, мынп теңдеумен сипатталады: $S + O_2 = SO_2 + 297,028 \text{ кДж}$; күкіртті жағу үшін форсункалы және циклонды типті пештерді қолданады. Форсункалы пештерде балқытылған күкірт сығылған ауамен жану камерасында бүріккіштер арқылы шашырайды, олар күкірт буының ауамен толық араластырылуын және жанудың қажетті жылдамдығын қамтамасыз етпейді. Ортадан тепкіш шаң ұстағыштар (циклондар) принципі бойынша жұмыс істейтін циклонды пештерде компоненттерді неғұрлым жақсы араластыруға ыңғайлы және форсункалы пештерге қарағанда күкірттің жануының жоғары қарқындылығы қамтамасыз етіледі.

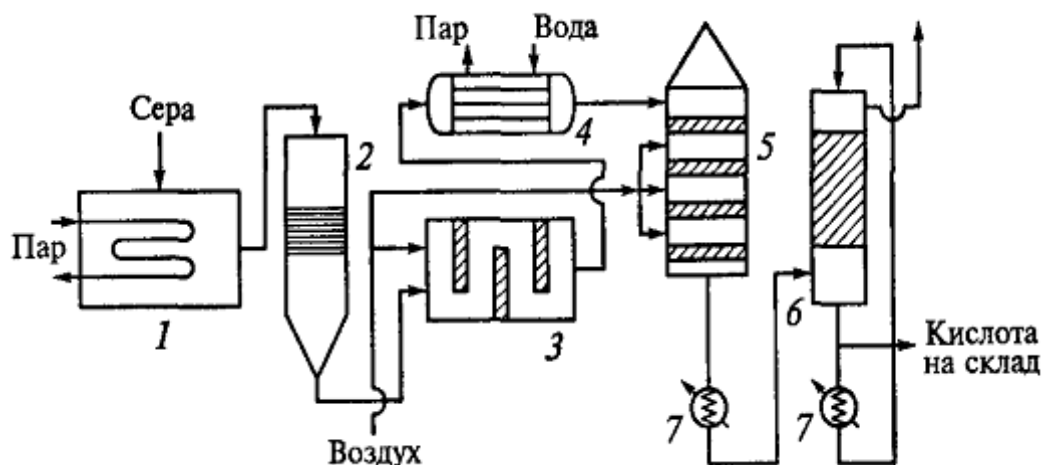
Газ мөлшері бойынша көлемі 10-14% SO_2 бар газ қазандықта салқындатылады және ауамен араластырылғаннан кейін көлемі SO_2 9-10% дейін 420°C болғанда жанасу аппаратына конверсияның бірінші сатысына түседі, ол катализатордың үш қабатынан ($SO_2 + O_2 \xrightarrow{(кат.)} SO_3 + 96,296 \text{ кДж}$) өтеді, содан кейін газ жылу алмастырғыштарда салқындатылады

Содан кейін құрамында 8,5-9,5% SO_3 бар газ 200°C кезінде абсорбцияның бірінші сатысына түседі, олеуммен және 98% күкірт қышқылымен суарылады: $SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4 + 130,56 \text{ кДж}$;

Бұдан әрі газ күкірт қышқылының шашырауынан тазартылады, 420°C дейін қызады және катализатордың екі қабатынан өтетін конверсияның екінші кезеңіне түседі. Екінші сатының абсорбциясы алдында газ экономайзерде салқындатылады және екінші сатының абсорберіне беріледі, ол 98% күкірт қышқылымен суарылады, содан кейін шашыраудан тазартылғаннан кейін атмосфераға шығарылады. Күкіртті жағу кезінде пеш газы күкірт (IV) оксидінің жоғары болуымен ерекшеленеді және шаңның көп мөлшері

болмайды. Күкіртті өртеу кезінде онда каталитикалық улар болып табылатын күшән мен селен қосылыстары мүлдем болмайды. Технологияны 1 – схемадан көруге болады.

1 - схема



1-күкіртке арналған балқыту камерасы; 2-сұйық күкірт сүзгісі; 3-күкіртті жағуға арналған пеш; 4-кәдеге жаратушы қазан; 5-контактілі аппарат; 6-күкірт оксидін абсорбциялау жүйесі (VI); 7-күкірт қышқылының тоңазытқыштары.

2.2 Материалдық баланстар

Есептеу үшін бастапқы деректер:

1. күкірт қышқылын өндіру қуаты 100 мың т/жыл (моногидратқа қайта есептегенде); тәулігіне 303,03 т мгм; 12,62 т мгм/сағ.

Жылына жұмыс күндерінің саны – 330

Жұмыс режимі-үздіксіз

2. Шикізат: күкірт МЕСТ 127.1-93 сорт 9990

2.1 Күкірттегі күлдің салмақтық үлесі – 0,05%

2.2 басқа қоспалардың салмақтық үлесі – 0,05%

3. байланыс дәрежесі–99,72%; оның ішінде катализатор қабаты бойынша

1 қабаттан кейін – 60,00 %

2 қабаттан кейін – 83,00 %

3 қабаттан кейін – 93,00 %

4 қабаттан кейін – 92,00 %

5 қабаттан кейін – 96,00 %

4. күкірт триоксидінің массалық пайыздағы абсорбция дәрежесі:

бірінші абсорбциялық мұнарада-99,95

екінші абсорбциялық мұнарада-99,95

5. атмосфералық ауадағы ылғалдың салмақтық үлесі – 0,016 кг H₂O/нм³

кұрғақ ауа.

6. пештен кейінгі газдағы күкірт диоксидінің көлемдік үлесі – 11,75%

7. мұнара циклындағы күкірт қышқылының моногидраттың салмақтық үлесі – 98,5%

8. араластыру қондырғысынан кейін күкірт қышқылындағы моногидраттың салмақтық үлесі – 93,50%

9. сүзу кезіндегі қалдықтағы күкірттің салмақтық үлесі (шламда) – 70%

10. атмосфераға күкірт қышқылының жоғалуы – 40 мг/м³.

Кесек күкіртті балқыту бөлімінің сағаттық өнімге арналған материалдық балансы 3 - кестеде көрсетілген.

3 - кесте

Атауы, құрамы	Кіріс			Шығыс		
	м ³ /сағ	массалық үлесі, % масс.	кг/сағ	м ³ /сағ	массалық үлесі, % масс.	кг/сағ
Қоймадан 99,90 сортты қоймалық күкірт, оның ішінде:	15	100,000	25310			
- 100% күкіртке қайта есептегендегі күкірт	-	99,90	25281			
- күлді қоспалар;	-	0,05	13			
- органикалық қоспалар,	-	0,06	15			
- күкірт қышқылына қайта есептегендегі қышқылдар.	-	0,004	1			
Қышқылды бейтараптандыруға Әк		75 % Белсенді СаО және MgO	1			
Сүзу бөлімшесіндегі сұйық күкірт, соның ішінде				13,9	100,00	25023
- 100% күкіртке қайта есептегендегі күкірт				-	99,90	24998
- сұйық күкірттегі күл қоспалар				-	0,04	10
- сұйық күкірттегі органикалық қоспалар					0,06	15
Балқытқышатар мен жинақтардағы күкірт шламы, соның ішінде:				0,01	100,00	18
- күлді және органикалық қоспалар;				-	28	5
- 100% күкіртке қайта есептегендегі күкірт				-	72	13
100% күкіртке қайта есептегенде,				0,15	100,00	270

жинақтардағы шламы бар қоймаға тиеу кезіндегі өзге де шығындар						
Барлығы:			25311			25311

Күкіртті сүзу бөлімшесінің сағаттық материалдық балансы 4-кестеде көрсетілген.

4 - кесте

Атауы, құрамы	Кіріс			Шығыс		
	м ³ /сағ	массалық үлесі, % масс.	кг/сағ	м ³ /сағ	массалық үлесі, % масс.	кг/сағ
Сүзу бөлімшесіндегі сұйық күкірт, соның ішінде	15	100,000	25023			
- күкірт;	-	99,900	24998			
- күлді қоспалар;	-	0,04	10			
- органикалық қоспалар,	-	0,06	15			
Күкірт жинағышындағы инфузорлық жер поз.Е5.			1			
Сүзгілерден кейінгі күкірт шламы, соның ішінде:				0,01	100,00	47
- күлді және органикалық қоспалар;				-	32	16
- 100% күкіртке қайта есептегендегі күкірт				-	70	31
Пешке түсетін сұйық күкірт, соның ішінде:						24850
- сера;						24837
- сұйық күкірттегі күлді және органикалық қоспалар						13
Жинақтардағы шламды тұндыратын күкірттің өзге де						130

шығындары					
Барлығы:			25024		25027

Пеш және жанасу бөлімшелерінің материалдық балансы 5-кестеде көрсетілген.

5 - кесте

Атауы, құрамы	Кіріс			Шығыс		
	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ
Сұйық күкірттің циклонды қазан-утилизатор пешінде жануы поз. КУ-404						
Кептірілген ауа, соның ішінде:	144763	100,00	186447			
оттек	30400	21,0	43427			
азот	114363	79,0	143020			
Сұйық күкірт	13,9		24837			
Барлығы:			211284			
Оттықтан шығатын технологиялық газ, соның ішінде:				144376	100,00	211284
күкірт диоксиді				16964	11,75	49624
оттек				13049	9,04	18640
азот				114363	79,21	143020
Барлығы:			211284			211284
Жанасу аппарат поз. ЖА-501 - 1 қабат						
Тазартқыш-қазандықтан технологиялық газ, соның ішінде:	144376		211284			
күкірт диоксиді	16964	11,75	49624			
оттек	13049	9,04	18640			
азот	114363	79,21	143020			
Катализатордың 1 қабатынан шығатын технологиялық газ, соның ішінде:				139403	100,00	211284
күкірт диоксиді				6786	4,87	19850
күкірт үшоксиді				10411	7,47	37210
оттек				7843	5,63	11204
азот				114363	82,04	143020
Барлығы:			211284			211284
Жанасу аппарат поз. ЖА-501 – 2 қабат						
Катализатордың 2 қабатына кіретін технологиялық газ, соның ішінде:	139403	100,00	211284			
күкірт диоксиді	6786	4,87	19850			
күкірт үшоксиді	10411	7,47	37210			

оттек	7843	5,63	11204			
азот	114363	82,04	143020			

Атауы, құрамы	Кіріс			Шығыс		
	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ
Жанасу аппарат поз. ЖА-501 – 2 қабат						
Катализатордың 2 қабатынан шығатын технологиялық газ, соның ішінде:				137497	100,00	211284
күкірт диоксиді				2884	2,10	8436
күкірт үшоксиді				14402	10,47	51474
оттек				5848	4,25	8354
азот				114363	83,18	143020
Барлығы:			211284			211284
Жанасу аппарат поз. ЖА-501 –3 қабат						
Катализатордың 3 қабатына кіретін технологиялық газ, соның ішінде:	137497	100,00	211284			
күкірт диоксиді	2884	2,10	8436			
күкірт үшоксиді	14402	10,47	51474			
оттек	5848	4,25	8354			
азот	114363	83,18	143020			
Катализатордың 3 қабатынан шығатын технологиялық газ, соның ішінде:				136667	100,00	211284
күкірт диоксиді				1187	0,87	3474
күкірт үшоксиді				16137	11,81	57676
оттек				4980	3,64	7115
азот				114363	83,68	143020
Барлығы:			211284			211284
Жанасу аппарат поз. ЖА-501 – 4 қабат						
Катализатордың 4 қабатына кіретін технологиялық газ, соның ішінде:	120532	100,00	153615			
күкірт диоксиді	1187	0,99	3474			
күкірт үшоксиді	2	0,00	6			
оттек	4980	4,13	7114			
азот	114363	94,88	143020			
Катализатордың 4 қабатынан шығатын технологиялық газ,				119999	100,00	153615

соның ішінде:						
күкірт диоксиді				95	0,08	278
күкірт үшөксиді				1119	0,93	4000
оттек				4422	3,68	6316
азот				114363	95,30	143020
Барлығы:			153614			153614

5 – кесте жалғасы

Атауы, құрамы	Кіріс			Шығыс		
	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ	м ³ /ч	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ
4 қабаттан кейін газ және ауа араластырғыш						
Катализатордың 4 қабатынан шыққан технологиялық газ, соның ішінде:	119999	100,00	153614			
күкірт диоксиді	95	0,08	278			
күкірт үшөксиді	1119	0,93	4000			
оттек	4422	3,68	6316			
азот	114363	95,30	143020			
Араластыруға кептірілген ауа, соның ішінде:	7901	100,00	10216			
оттек	1659	21,00	2360			
азот	6242	79,00	7856			
Катализатордың 5 қабатына кіретін технологиялық газ, соның ішінде:				127933	100,00	163830
күкірт диоксиді				95	0,07	278
күкірт үшөксиді				1119	0,87	4000
оттек				6074	4,75	8676
оттек				120645	94,30	150876
Барлығы:			163830			163830
Жанасу аппарат поз. ЖА-501 –5 қабат						
Катализатордың 5 қабатына кіретін технологиялық газ, соның ішінде:	127933	100,00	163831			
күкірт диоксиді	95	0,07	278			
күкірт үшөксиді	1119	0,87	4000			
оттек	6074	4,75	8676			
азот	120645	94,30	150876			
Катализатордың 5 қабатынан шығатын технологиялық газ, соның ішінде:				127909	100,00	163832
күкірт диоксиді				47	0,04	139

күкірт үшөксиді				1168	0,91	4173
оттек				6049	4,73	8642
азот				120645	94,32	150876
Барлығы:			163830			163830

Кептіру-абсорбциялық бөлімшенің материалдық балансы 6-кестеде көрсетілген.

6 – кесте

Атауы, құрамы	Кіріс			Шығыс		
	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ
Кептіру мұнарасы поз. К -601						
Мұнараға кіретін атмосфералық ауа, соның ішінде:	155744	100,00	199106			
оттек	32059	21,0	45787			
азот	120645	79,00	150876			
су булары	3040		2443			
Күкірт қышқылын суландыруға 98,50 % мас. H ₂ SO ₄	957		1728988			
Мұнарадан шығатын жерде кептірілген ауа, соның ішінде:				152704	100,00	196663
оттек				32059	21,00	45787
азот				120645	79,00	150876
Мұнарадан шығатын күкірт қышқылы 98,36 % мас.				959		1731431
Барлығы:			1928094			1928094
Аралық абсорбер поз. АБ-606						
Кіре берістегі технологиялық газ, соның ішінде:	136667	100,00	211284			
күкірт диоксиді	1187	0,87	3474			
күкірт үшөксиді	16137	11,81	57676			
оттек	4980	3,64	7115			
азот	114363	83,68	143020			
Күкірт қышқылын суландыруға 98,50 % мас. H ₂ SO ₄	1000		1787900			
Шығудағы технологиялық газ, оның ішінде:				120535	100,00	153614
күкірт диоксиді				1187	0,985	3474
күкірт үшөксиді				2	0,002	6

оттек				4980	4,135	7114
азот				114363	94,878	143020
Мұнарадан шығатын күкірт қышқылы 99,25 % мас.				1049		1845570
Барлығы:				1999184		1999184

Атауы, құрамы	Атауы, құрамы			Шығыс		
	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ
Кептіру мұнарасы мен аралық абсорбердің біріккен жинағы поз. Е-602						
Кептіру мұнарасынан күкірт қышқылы	959	98,36	1731431			
Аралық абсорберден күкірт қышқылы	1049	99,25	1845570			
Соңғы абсорбер циклынан күкірт қышқылы	2,9	98,50	5188			
Су сұйылту үшін	11,6		11609			
Жинағыштан шығатын күкірт қышқылы				2026	98,50	3593800
			3593800			3593800
Кептіру мұнарасы мен аралық абсорбердің жинағы поз. Е-603/1,2						
Жинағыштан шығатын күкірт қышқылы поз.Е11		98,50	3593800			
Кептіру мұнарасының тоңазытқыштарындағы күкірт қышқылы, оның ішінде :				1018 при 85 °С	98,50	1805900
мұнараны суаруға				957,4	98,50	1728988
өнім қышқылының жинағына поз. Е14				42,6	98,50	76912
Аралық абсорбердің тоңазытқыштарындағы күкірт қышқылы				1002 при 85 °С	98,50	1787900
Барлығы:			359800			3593800
Өнім күкірт қышқылының жинағы поз. Е-613						
Кептіргіш мұнара циклінің тоңазытқыштарынан кейінгі күкірт қышқылы	43	98,50	76912			
Су сұйылту үшін	4		4113			
Ретурлық салқындатылған күкірт қышқылы	261	93,5	474639			
Өнім цикліндегі тоңазытқыштағы күкірт қышқылы, соның ішінде:				306	93,5	555664

қоймаға				45	93,5	81025
салқындатуға арналған ретурда				261	93,5	474639
Барлығы:				555664		555664

б – кесте жалғасы

Атауы, құрамы	Атауы, құрамы			Шығыс		
	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл..	кг/сағ	м ³ /сағ	көлемдік үлесі, % көл.	кг/сағ
Соңғы абсорбер поз. А-609						
Кіре берістегі технологиялық газ, оның ішінде:	127909	100,00	163832			
күкірт диоксиді	47	0,04	139			
күкірт үшөксиді	1168	0,91	4173			
оттек	6049	4,73	8642			
азот	120645	94,32	150876			
Күкірт қышқылын суландыруға 98,50 % мас. Н ₂ SO ₄	897		1603560			
Абсорберден шығару құбырына шығатын газ, соның ішінде:				126743	100,00	159664
күкірт диоксиді				47	0,0375	139
күкірт үшөксиді				0,6	0,0005	2
бүріккіштер және тұман күкірт қышқылы				1,1	0,0009	5
оттек				6049	4,7726	8642
азот				120645	95,1885	150876
Мұнарадан шығатын күкірт қышқылы 98,56 % мас.				899		1607728
Барлығы:			1767392			1767392
Соңғы абсорбер жинағы поз. Е-610						
Атауы, құрамы	м ³ /сағ	массалық үлесі, % масс.	кг/сағ	м ³ /сағ	массалық үлесі, % масс.	кг/сағ
Жинаққа кіретін күкірт қышқылы	899	98,56	1607728			
Су сұйылту үшін	1		1017			
Соңғы абсорбердің тоңазытқыштарына күкірт қышқылын, соның ішінде:				900	98,50	1608745
абсорберді суаруға				897	98,50	1603555
жинаққа поз.Е11				3	98,50	5190
Барлығы:			1608745			1608745

3 Есептеу бөлімі

3.1 Өндірістегі негізгі аппараттарды толығымен есептеу

Төртқабатты жанасу аппаратына қ.ж. 111857,226 м³ газ келіп түседі.
Газдың құрамы: SO₂ – 7,48 пайыз, O₂ – 10,46 пайыз және N₂ – 82,15 пайыз.

Келесі мәліметтерді қабылдаймыз

	1 – қабат	2 – қабат	3 – қабат	4 – қабат
Жанасу дәрежесі, пайыз	70	86	95	98
Қабатқа кірер алдындағы температура, °С	450	480	440	430
Жанасу массасының қор коэффициенті	2	2	1,5	1,5

Қабат бойынша газдың бастапқы және соңғы құрамы мен компоненттердің мөлшерін анықтаймыз.

Бірінші қабатқа келіп түсетін газ:

Компоненттер	Көлем, м ³	Көлем.мөлш., пайыз
SO ₂	8366,007	7,48
O ₂	11697,132	10,46
N ₂	91794,087	82,06
Барлығы	111857,226	100

Бірінші қабаттағы газдың жанасу дәрежесі 0,7 тең. Бірінші қабаттан кейінгі газдың құрамы:

Компоненттер	Көлем, м ³	Көлемд.мөлш., пайыз
SO ₃	5862,205	5,82
SO ₂	205,802	0,2
O ₂	2931,103	2,91
N ₂	91794,087	91,07
Барлығы	112585,67	100

Екінші қабатта газ қосымша 16 пайыз жанасады. Екінші қабаттан кейінгі газдың құрамы:

Компоненттер	Көлем, м ³	Көлемд.мөлш., пайыз
SO ₃	7200,765	6,92
SO ₂	1165,242	1,13
O ₂	600,383	3,47
N ₂	91794,087	88,47

Барлығы	103760,477	100
---------	------------	-----

Үшінші қабатта газ 9 пайыз жанасады. Үшінші қабаттан кейінгі газдың құрамы:

Компоненттер	Көлем, м ³	Көлемд.мөлш., пайыз
SO ₃	7953,705	7,64
SO ₂	412,302	0,4
O ₂	3976,85	3,82
N ₂	91794,087	88,15
Барлығы	113737,162	100

Төртінші қабатта газ 3 пайызға жанасады. Төртінші қабаттан кейінгі газдың құрамы:

Компоненттер	Көлем, м ³	Көлемд.мөлш., пайыз
SO ₃	8204,685	7,87
SO ₂	161,322	0,15
O ₂	4102,343	3,94
N ₂	91794,087	88,04
Барлығы	113874,081	100

Қабаттардан шығатын газдың температураларын анықтаймыз.

Бірінші қабатқа жылудың кірісі.

450°С кезінде газбен кіргізілетін жылу

$$Q = 16800076,63 \text{ кДж/сағ.}$$

Тотығу реакциясы кезінде бөлінетін жылу

$$Q = 5930248,451 \text{ кДж/сағ.}$$

Жылудың жалпы кірісі

$$1680076,73 + 5930248,451 = 22730325,18 \text{ кДж/сағ.}$$

Бірінші қабаттан жылудың шығысы

Кететін газбен бірге, оның температурасы t_x температурасына тең жылу

$$(205,802 \cdot 0,49 + 5862,205 \cdot 0,84 + 2931,103 \cdot 0,33 + 91794,087 \cdot 0,32) \cdot t_x = \\ = 35366,467 \cdot t_x$$

Кіріс пен шығысты салыстыра отырып, бірінші қабаттан кететін газдың температурасын табамыз:

$$24793367,9 = 39847,456 \cdot t_x$$

$$t_x = 590^{\circ}C.$$

Осы тәсіл сияқты қалған қабаттардан кететін газдың температурасын анықтаймыз[5]:

Екінші қабаттан	530 ⁰ С;
үшінші қабаттан	470 ⁰ С;
төртінші қабаттан	440 ⁰ С.

Қабаттар бойынша жанасу массасының мөлшерін анықтаймыз.

Жанасу массасының көлемін мына теңдеу бойынша анықтаймыз:

$$V_k = cV\tau_0(7)$$

Жанасу уақыты температураның көтерілуімен азаяды. Бірінші қабаттағы орташа температурасы

$$\frac{450 + 590}{2} = 520^{\circ}C.$$

Кестеден τ_0 мәнін 500 және 525⁰С кезінде анықтаймыз. $t_{op} = 520^{\circ}C$ кезіндегі бірінші қабат үшін τ_0 мәні

$$\tau_0^I = \tau_0^{525} + \frac{(\tau_0^{500} - \tau_0^{525}) \cdot (525 - 520)}{(525 - 500)} = 0,276 + \frac{(0,411 - 0,276) \cdot 5}{25} = 0,303c.$$

Дәл осы әдіспен қалған қабаттар үшін $\tau_0^{II} = 0,513c$, $\tau_0^{III} = 1,842c$, $\tau_0^{IV} = 2,876c$ деп аламыз.

Газдың көлемін және газдың жанасу массасымен жанасу уақтың біле отырып, әр қабат үшін жанасу массасының көлемін анықтаймыз, м³

$$V^I = 2 \cdot \frac{111857,226}{3600} \cdot 0,303 = 18,8$$

$$V^{II} = 2 \cdot \frac{100793,197}{3600} \cdot 0,513 = 28,7$$

$$V^{III} = 1,5 \cdot \frac{103760,477}{3600} \cdot 1,842 = 79,6$$

$$V^{IV} = 1,5 \cdot \frac{104136,944}{3600} \cdot 2,876 = 124,8$$

Жанасу аппаратының жоғарғы бөлігінің диаметрін 4,5 м деп қабылдап, әр қабаттың биіктігін аламыз, м

$$H_1 = \frac{18,8 \cdot 1,3}{0,785 \cdot 4,5^2} = 1,5$$

$$H_2 = \frac{28,7 \cdot 1,3}{0,785 \cdot 4,5^2} = 2;$$

$$H_3 = \frac{79,6 \cdot 1,3}{0,785 \cdot 4,5^2} = 5;$$

$$H_4 = \frac{124,8 \cdot 1,3}{0,785 \cdot 4,5^2} = 9,5.$$

Жанасу аппаратының төменгі бөлігінің диаметрін 5,5 м деп қабылдаймыз.

Есептелінген жанасу аппаратының өлшемдері:

Жоғарғы бөлігінің диаметрі 4,5 м;

Төменгі бөлігінің диаметрі 5,5 м;

1 – қабаттың биіктігі 1,5 м;

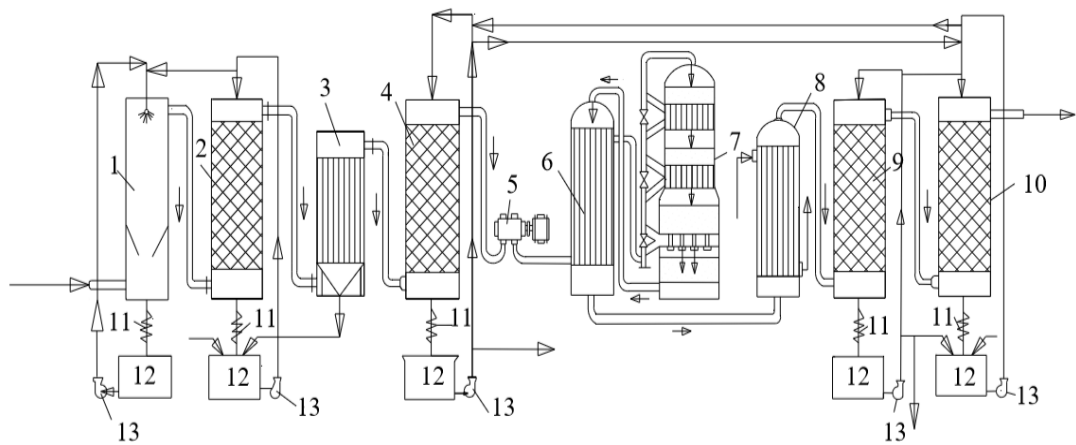
2 – қабаттың биіктігі 2 м;

3 – қабаттың биіктігі 5 м;

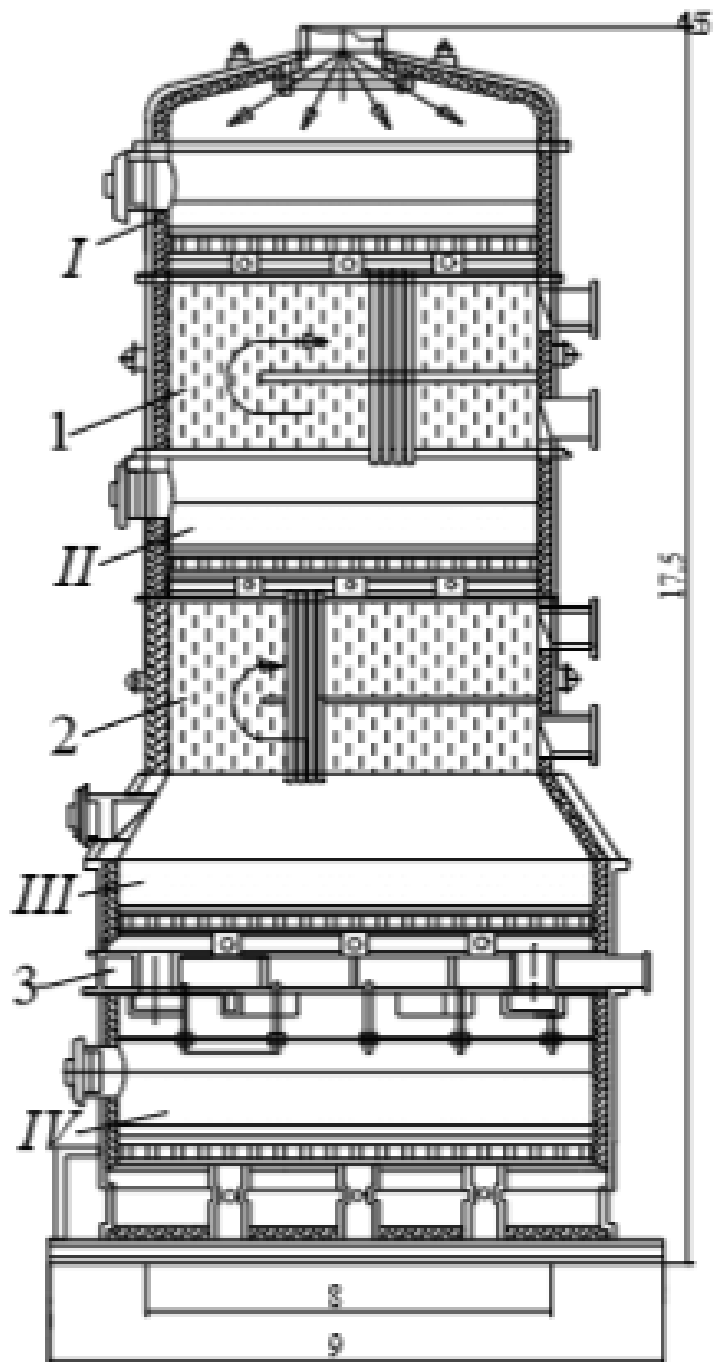
4 – қабаттың биіктігі 9,5 м;

Сонда жалпы биіктігі 18 м болады.

3.2 Күкірт қышқылы өндірісіндегі қондырғылар



Бетті леуі	Атауы	Саны	Ескерте
1	Бірінші жзу ыдырасы	1	
2	Екінші жзу ыдырасы	1	
3	Ылғалды сүзгіш	1	
4	Қондырғыны келтіретін ыдыра	1	
5	Компрессорлы құбыр	1	
6	Қуыры жыту аспаптары	1	
7	Қуыры жыту аспаптары	1	
8	Қуыры жыту аспаптары	1	
9-10	Қуыры жыту аспаптары	2	
11	Қуыры жыту аспаптары	5	
12	Қуыры жыту аспаптары	5	
13	Орталықтан тарту сорғы	5	



ҚОРЫТЫНДЫ

Бұл дипломдық жобада Тараз қаласы жағдайындағы 100 мың тонна/жыл күкірт қышқылы өндірісіндегі негізгі қондырғыны жобалау қарастырылды. Күкірт қышқылы қасиеттері мен алынуы зерттелді.

Негізгі бөлімде өндірістің сипаттамасы, технологиялық сызба-нұсқасы және материалдық балансы есептелді. Негізгі қондырғы – жанасу аппаратының өлшемдері есептелінді.

ҚЫСҚАРТУЛАР ТІЗІМІ

ЖШС – Жауапкершілігі шектеулі серіктестік

МЕСТ – мемлекеттік стандарт

БЖ – Біржақты жанасу

ҚЖ – Қос жанасу

ҮИИД – үдемелі индустриялық-инновациялық даму

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

1. З. Амелин А.Г. Производство серной кислоты. М.: Химия, 1997.
2. Позин М.Е. и др. Расчеты по технологии неорганических веществ. Л., Химия, 1994.
3. Справочник сернокислотчика/ Под ред. К.М. Малина, 2-е изд М., Химия, 1991.
4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд.7. - М.: Госхимиздат, 1970.
5. Жантасов Қ.Т., Молдабеков Ш., Алтеев Т., Айбалаева К.Д., Анарбаев А.А. Күкірт қышқылының технологиясы. Шымкент, 2001.
6. Ю.И.Дытнерский «Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию». Москва, Химия, 1991г.
7. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений. –М.: Химия, 1983. -432 с.