

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ
УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН ПОЛИМЕРЛЕРДІ ӨНДЕУДІҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ

Азналиев Д.А.

СІРКЕ ҚЫШҚЫЛЫН ӨНДІРУ ЦЕХЫН ЖОБАЛАУ

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

5B072100–«Органикалық заттардың химиялық технологиясы» білім беру
бағдарламасы бойынша

Алматы 2019

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ
ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

СӘТБАЕВ
УНИВЕРСИТЕТІ




ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН
ПОЛИМЕРЛЕРДІ ОҢДЕУДІҢ ХИМИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ

«Қорғауға жіберілді»

Кафедра меңгерушісі

 Г.Ж.Елигбаева

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

тақырыбы: «СІРКЕ ҚЫШҚЫЛЫН ӨНДІРУ ЦЕХЫН ЖОБАЛАУ»

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

5B072100—«Органикалық заттардың химиялық технологиясы» білім беру
бағдарламасы бойынша

Орындаған

Ғылыми жетекші,

лектор



Азиналиев Д.А.



Нурсултанов М.Е.

Алматы 2019

РЕФЕРАТ

Жоба 53 бет., 10 сурет, 15 кесте, 23 әдеби деректерден тұрады.

СІРКЕ ҚЫШҚЫЛЫ, Н-БУТАН, ТОТЫҚТЫРУ, ТЕХНОЛОГИЯ, ПАРАФИНДЕР, КАТАЛИЗАТОР, РЕАКТОР.

Зерттеу немесе зерттемелер нысаны: Н-бутанды 140-170°C температура аралығында, 5 МПа қысымда сұйық фазада ауамен (құрамында O₂ бар) тотықтыру.

Жұмыстың мақсаты: Катализатор ретінде кобальт ацетатын колданып, тотықтыру арқылы сірке қышқылы және қосымша өнімдер алу.

Зерттеу жұмысының әдістері немесе әдістемесі: әдеби шолу мен есептеулер жасап соның негізінде бұл әдістің тиімділігі шикізаттың арзандығы және қол жетімділігі.

Зерттеу нәтижелері және олардың жаңалығы: Қондырғының материалдық балансы есептеліп, тотықтыру реакторының негізгі өлшемдері мен процестің негізгі техникo-экономикалық көрсеткіштері анықталды.

РЕФЕРАТ

Проект содержит 53 стр, 10 рисунков, 15 таблиц и 23 источников.
УКСУСНАЯ КИСЛОТА, Н-БУТАН, ОКИСЛЕНИЕ, ТЕХНОЛОГИЯ,
ПАРАФИНЫ, КАТАЛИЗАТОР, РЕАКТОР.

Объекты исследования или разработки: окисление Н-бутана воздухом (содержащим O₂) в жидкой фазе при температуре 140-170°C, давлении 5 МПа.

Цель работ: Применение в качестве катализатора кобальта ацетата, получение уксусной кислоты и побочных продуктов окислением.

Методы или методология проведения работ: на основе литературным обзором и расчетом разработано этот метод, эффективность этого метода является дешевизной и доступной для сырья.

Результаты работы и их новизна: Расчет материального баланса установки, определены основные параметры окислительного реактора и основные технико-экономические показатели процесса.

ABSTRACT

Project 53 p., 10 figure, 15 tables and 23 sources.

ACETIC ACID, N-BUTANE, OXIDATION, TECHNOLOGY, PARAFFINS, CATALYST, REACTOR.

Objects of research or development: oxidation of N-butane by air (containing O₂) in the liquid phase at a temperature of 140-170°C, a pressure of 5 MPa.

The aim of the work: Application as cobalt acetate catalyst, obtaining acetic acid and oxidation by-products.

Methods or methodology of work: based on the literature review and calculation developed this method, the effectiveness of this method is cheap and available for raw materials.

The results of the work and their novelty: Calculation of the material balance of the installation, the main parameters of the oxidizing reactor and the main technical and economic indicators of the process.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе	7
1 Әдеби шолу	8
1.1 Процестің теориялық негіздері	8
2 Технологиялық бөлім	19
2.1 Өндіріс әдісін таңдау	19
2.2 Құрылыс орнын таңдау	20
2.3 Шикізаттың, дайын өнімнің және көмекші материалдардың сипаттамасы	21
2.4 Қондырғының технологиялық сызбанұсқасы	23
2.5 Процестің технологиялық жұмыс режимі	25
2.6 Технологиялық есептеулер	25
3 Автоматтандыру бөлімі	34
3.1 Автоматтандырудың техникалық жағдайларын таңдау	35
4 Қауіпсіздік және еңбек қорғау бөлімі	39
4.1 Техникалық регламент	39
4.2 Еңбекті қорғауды ұйымдастыру	39
4.3 Өндірістік санитария	40
5 Экономика бөлімі	42
5.1 Өнімді өндіруді есептеу	42
5.2 Өндірісті ұйымдастыру	43
6 Қоршаған ортаны қорғау бөлімі	49
6.1 Негізгі ластаушы көздер мен олар туралы түсініктер	49
6.2 Химиялық ластану	49
6.3 Атмосфераның ластануы	50
Қорытынды	52
Пайдаланылған әдебиеттер тізімі	53

КІРІСПЕ

Қазақстанның Мемлекеттік өнеркәсіптік саясаты келесі маңызды қорларды ескеруге негізделген минералды — шикізат қорларының қайта іске аспайтындығы және олар барлық ұрпақтың ұлттық байлығы болып табылатындығы. Сондықтан стратегиялық табиғи қорларды тиімді өңдеу мен пайдаланудың шаралар жиынтығы алдын-ала қабылдануда [1].

Республиканың мұнайгаз өңдеу саласына 3 ірі өнеркәсіп - Атырау, Шымкент және Павлодар мұнай өңдеу заводтары (МӨЗ) кіреді. Олардың жоба бойынша алғандағы шикізатқа есептелген қосынды өнімділіктері жылына 18,5 тонна мұнайды құрайды. Бұл жобада қарастырылатын сірке қышқылының шикізаты ретінде қолданылатын н-бутан-газ. Осы 3 ірі өнеркәсіптерде н-бутан көп мөлшерде өндіріледі. Сондықтан, сірке қышқылын н-бутанды сұйықфазалы тотықтыру арқылы алу әдісін таңдадық.

Тотықтыру процесі органикалық синтезде үлкен орын алуда. Бұл процестің жылдық даму қарқынын 1986 жылы АҚШ-та өндірілген кейбір өнімдерден көруге болады (млн/тонна): этиленоксид және терефтал қышқылы- фенол-1,2; сірке қышқылы-1,2; акрилонитрил-1,0; винилацетат-0,9; ацетон-адипин қышқылы-0,65; малеин ангидридi-0,16; фтал ангидридi-0,4 [2].

Сірке қышқылы күрделі эфирлер, мономерлер (мысалы, винилацетат) алу кәсібінде, тағам өнеркәсібінде қолданылатын маңызды химиялық өнім табылады. Оның дүниежүзілік өндірісі жылына 5млн. тоннаны құрайды.

1 Әдеби шолу

1.1 Процестің теориялық негіздері

Негізгі органикалық және мұнайхимиялық синтез өнеркәсібінде тотықтыру процесінің мәнін қайта бағалау қиын. Оның мәнін мына себептер:

Тотықтыру арқылы алынған жоғары бағалы қосылыстар (спирттер, кетондар, карбон қышқылдары және олардың ангидридтері, алкидтер, нитрилдер) және органикалық синтездің аралық өнімдері, мономерлер, полимер материалдарының негізгі заттары, пластификаторлар және т.б.

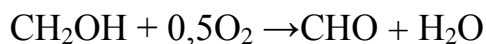
Тотығу реакциясының кең және әр алуандығы. Оған көптеген органикалық заттардың, оның ішінде көмірсулардың барлық кластарының қатыса алуы. Бұл тотықтыру процесі көмірсу шикізаттарын біріншілік өңдеу және соның негізінде жоғары бағалы заттар алуға мүмкіндік береді.

Көптеген тотықтырғыштардың арзандығы және қол жетімділігі, соның негізгі орында құрамында оттегісі бар ауаның болуы. Бұл өнім өндірудің әдістермен салыстырғанда, тотықтыру әдісімен өнім өндіру жоғары экономикалық тиімділігін көрсетеді.

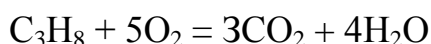
Осындай себептер тотықтыру процесінің органикалық синтезде кең орын алғандығын дәлелдейді.

Тотығу реакциясының анықтамасы және классификациясы. органикалық химияда тотығу реакциясына анықтама беру оңай емес.

Бейорганикалық химиямен салыстырғанда оларға сәйкес келмейді, өйткені агенттердің валенттілік өзгеруі болмайды. Жалпы оттегі атомдарының молекулаларына қарасты себептер олардың белгілеріне жатпайды. Бұл тотықтыру реакциясына қатысты емес басқа реакцияларда жүреді. Алайда, молекуладағы оттегі атомы өзгермей жүретін тотығу реакциялар да бар, мысалы:



Органикалық химияда және тотықтыру процесінің технологиясында өзгеруі осы және басқа да тотықтырғыш агенттермен жүреді. Олардың ішінде толық және толық емес тотығулар болады. Біріншісімен көмірсу оксиді және су түзіліп заттардың жануы түсіндіріледі:

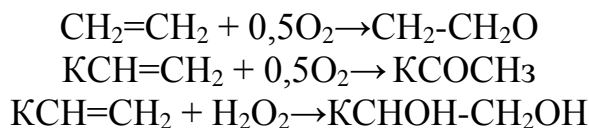


Органикалық синтезде толық тотығу міндетті емес қосымша процесс. Синтез үшін басты реакция толық емес тотығу болып табылады. Оларды негізгі үш топқа бөледі.

Көмірсу тізбегін үзбей тотығу, яғни көміртек атомдар саны негізгі көміртектегідей қалады. Бұл реакцияларды өз кезегінде екі топқа бөлуге болады: жанған көміртек атомының парафиндерге, нафтендерге, олефиндерге, ароматты көмірсуларға және олардан түзілген қосылыстар

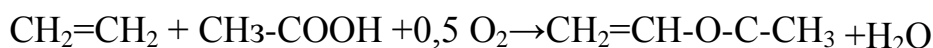
спирттер мен альдегидтерге тотығуы:

α-оксидтер, карбонилді қосылыстар және гликольдер түзілетін екі есе байланысы бар көміртектерді тотықтыру:



Деструктивті тотығу, көміртек-көміртек байланысы бар қосылыстар. Оларға парафиндер, нафтендер, олефиндер және ароматты көмірсу қатары жатады. Деструктив С-С, С=С, С_{ар}-С_{ар} болып келеді.

Негізгі реагенттердің өзара тотығуы (конденсациялық тотықтыру үйлесіп тотықтыру):



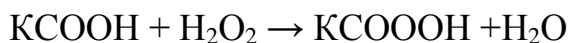
Соңғы реакция аммонолизді тотығу деп аталады.

Тотықтырғыш агенттері. Зертханада перманганат (сілтілі, бейтарап немесе қышқыл ортада), дихромат, триоксид хром, кейбір металдардың пероксидтері сияқты тотықтырғыш агенттерді жиі қолданса, ал негізгі органикалық және мұнайхимиялық синтез өнеркәсібінде арзан тотықтырғыштарды қолдануға тырысады және жеке жағдайда реакцияға басқа тотықтырғыштардың қатысуымен жүретін агенттерді қолданады. *Молекулалы оттегі* (ауа тәріздес, техникалық оттегі немесе азотты оттегі О₂) тотықтырғыш агенттердің ішінде ең басты тотықтырғыш агент қолданылады. Оны көбіне тотығу реакциясын жоғарырақ жүргізу үшін қолданады. Концентрленген оттегі күшті тотықтырғыш қасиет көрсетеді, бірақ бөлінуіне қосымша шығындармен байланысты қолданады. Газ фазасында азот қосылыстарымен тотықтыру кезінде өнім бөлінуі осы жағдайда техникалық оттекті қолданады.

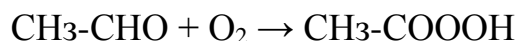
Азот қышқылы (сирек азот оттегісі) екінші кезектегі тотықтырғыш агент. Қышқыл концентрациясын күшейтумен оның әсері қосымша нитрлеумен жүретін органикалық қосылысқа сирек келеді. Осындай себеппен тотығуға 40-60% HNO₃ қолданады. Азот қышқылы тотықтырғыш ретінде ешқашан ерітінділермен реакцияға түспейді. Оған циклді қосылыстармен деструктивті реакциясы сәйкес келеді. Азот қышқылымен тотықтырғанда азот оксиді немесе N₂O₃ бөлінумен жүреді [2].

Пероксидті қосылыс, сутегі пероксиді және перусірке қышқылы (соңғы гидропероксид) негізгі органикалық және мұнайхимиялық синтезде бертін келе қолдана бастады. Оны тек молекулалы оттегі немесе азотпен реакция жүрмеген жағдайда қолданады.

Сутегі пероксиді 30% сулы ерітіндіде қолданады. Ол карбон қышқылымен перусірке қышқылын түзіп жүреді:



Перусірге қышқылдары альдегидтерді тотықтыру арқылы да түзіледі. Өнеркәсіпте мұндай жолмен перусірге қышқылын алады, ал гидропероксидті көмірсуларды тотықтыру арқылы алады.



Радикалды-тізбекті тотығу. Реакцияның бұл түрі көміртектің қаныққан құрамы бойынша тотығуға тән және оған процестердің 3 түрі кіреді:

- парафиндер мен олардың туындыларының тотығуы;
- циклопарафиндер мен олардың туындыларының тотығуы;
- алкилароматты көмірсутектердің бүйірлі тізбектерінің тотығуы.

Процестің теориялық және инженерлік негіздері. Радикалды тізбекті тотығудың ең бастысы гомогенді жағдайларда сұйық фазада жүзеге асырады. Оны екі топқа бөлуге болады: термиялық (автототығу) және ауыспалы валентті металдардың (Co, Mn) тұздарымен катализденетіндер.

Тотығу өнімдерінің түзілу механизмі. Көмірсутектердің тотығуы кезінде молекулалық өнімдердің бірнеше қатары түзіледі: гидропероксидтер, спирттер, кетондар, альдегидтер, карбон қышқылдары, күрделі эфирлер және кейбір күрделі полифункционалды қосылыстар. Аралық активті бөлшектер- бұл көміртек атомында немесе оттекті атомдардағы еркін валенттікті радикалдар. Гидропероксидтер- бұл көмірсутектердің тотығуының біріншілік молекулалық өнімдері. Олардың түзілуі кезіндегі тізбектің түйіні мынадай:

Сонғы реакция - пероксидті радикал мен көмірсутектің әрекеттесуінен түзілген гидропероксидтің және тотығудың келесі өнімдерінің құрылысын анықтайды.

Оның өзінде радикалды реакциялар үшін К- аралық радикалдың қатысты аралығымен анықталатын сутек атомдарының реакциялық қабілеттілігінің тәртібімен қадағаланады. Мұның әсерінен алкилароматты қосылыстардың тотығуы кезінде молекула шабуылының айырықша орны ароматты ядроға қатысты бүйірлі тізбектің жағдайы табылады. Бұдан барлық кластағы көмірсутектер сутек атомдарының орын ауысуға қабілеттілігінің өзгеруіндегі белгілі кезектілік әдіс (үшіншілік > екіншілік > біріншілік). Гидропероксидтер тотығу кезінде басқа өнімге айналатын едәуір қосылыстар қатарына жатады.

Олардың концентрациясы, әсіресе каталитикалық тотығу кезінде немесе жоғары температура кезінде онша үлкен емес. Біріншілік гидропероксидтер (KCH₂OOH немесе AgCH₂OOH) көп тұрақсыз, ал керісінше, үшіншілік гидропероксидтер тұрақты. Гидропероксидтердің ішінде изобутан мен изопропилбензолдың алкилпероксидтері өнеркәсіптік өнімдер болып табылады. Екіншілік қосылыстардың ішінде гидроалкандардың олефиндер мен алкилароматты қосылыстардың гидропероксидтері тұрақты.

Гидропероксидтер жоғары температура немесе тотығу

катализаторының әсерінен ыдырауы кезінде спирттер мен карбонилді қосылыстарды береді. Бұл ыдырау молекулалық механизмге ие болуы мүмкін, бірақ дамыған тотығу өнімдер ең басты тізбектік жолмен түзіледі.

Спирттер мен карбонилді қосылыстар көмірсутектердің тотығуының біріншілік өнімдері болып табылады. Спирттер елеулі мөлшерде тек парафиндер мен нафтендердің тотығуы кезінде алынады, бірақ алкилароматты емес, Лангебек-Притцковтың дәстүрлі схемасына сәйкес, бұл гидропероксид арқылы тотығу кезінде түзіледі.

Біріншілік гидропероксидтер тізбектік айналуға спирттен басқа көміртекті олардың сол санымен, сонымен қатар спирт және кетон түзіледі. Кетондарға сонымен бірге тізбектік жолмен айналады, және де молекуласында шабуылға көміртек атомы ұшырайды. Карастырылған реакция механизмдер ең басты сұйық фазадағы каталитикалық емес тотығуға тән газды фазада жоғары температуралы тотығу. Барлық өнімдер пероксидті радикалдар арқылы түзіледі, және де альдегидтердің түзілуімен көміртек-көміртекті байланыс айрықша елеулі деструкциясы жүреді:

Соңғы уақытта сұйықфазалы тотығуда өнімдер түзілуінің үлкен рөлін радикалдарға береді [2].

Ауыспалы валенттілікті металдардың тұздарымен катализі кезінде соңғылары пероксидті радикалдары бар комплекстер беруі мүмкін. Олар ионның координациялық сферасында өзгереді.

Олар гидропероксидке қатысты кезектілікпен ғана емес, ал оған параллельді де, спирттер мен карбонилді қосылыстар сұйықфазалы тотығу кезінде алынуы мүмкін.

Карбон қышқылдары-көміртек тізбегінің сақталуымен немесе С-С деструкциясымен көмірсутектердің тотығуы кезінде түзіледі. Тек қана біріншілік гидропероксидтерінің айналуы кезінде ғана және алкилароматты қосылыстардың метилді топтарының аралық сатысы арқылы тотығуы үшін тән. Алкиндер мен нафтендердің тотығуы кезінде карбонды қышқылдар көміртекті тізбектің деструкциясымен түзіледі. Қышқылдардың тікелей негізін құраушылар болып кетондар табылады. Олар сәйкес көмірсутектерге қарағанда тотығады және карбонилді топпен көршілес көміртек атомы бойынша айрықша; осы стадияда С-С байланыстың үзілуі жүреді. Төменгі алифаттық және ароматты қышқылдар өте төмен жағдайда ары қарай тотығуға да тұрақты болып келеді.

Альдегидтер-жеңілрек тотығатын қосылыстар, сондықтан сұйық фазада көмірсутектердің тотығуы кезінде олар не аз мөлшерде, не олар реакция да табылмайды. Радикалды-тізбекті тотығу кезінде олар аралық және перокси-ацильді радикалдар мен пероксиқышқылдар түзеді.

Пероксиқышқылдар мен карбон қышқылынан басқа альдегидтерді тотықтыру өнімдері болып ангидридтер табылады. Ангидридтердің түзілуінің мүмкін механизмдерінің бірі мыс атомының координациялық сферасындағы ацильді айналуларында тұрады.

Бір валентті мыстың тұзы тағы да пероксиқышқылмен жоғары жағдайда тотығады.

Пероксиқышқыл (мысалы, перусірке) пероксидті қосылыстар түзілуімен қосылуға қабілетті. Егер, ацетальдегид тотыққан жағдайда ацетальдегидперацетат (2-гидроксиэтилперацетат) деп атайды. Температура кезінде бұл реакцияның тепе-теңдігі оңға ығысқан, және жағдайларда катализаторлардың жоқ кезінде немесе олардың аз мөлшерінде перацетат тотығудың ақырғы өнімі болып табылады. Қыздыру және ауыспалы валенттілікті металл тұздарының қатысында перацетат ыдырайды және карбон қышқылының екі молекуласын береді. Көрсетілген жағдайларда перацетаттың түзілуі елеусіз және реакция альдегидтің перусірке түзілуімен тотығуына жеткізіледі.

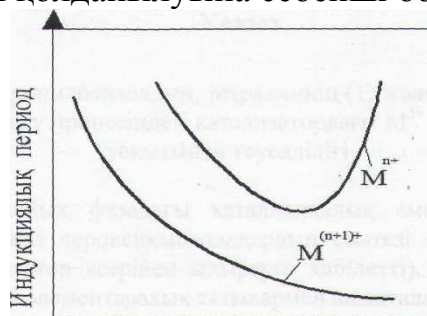
Реакцияның кинетикасы мен катализі. Гомогенді радикалды-тізбектің тотығу тізбектің пайда болу, жалғасу, үзілу және тармақталу сатыларынан тұрады. Тотығу кезінде радикалдардың біріншілік түзілуі қоспаға катализаторлар (гидропероксидтер және пероксидтер, 2,2-азо-бис-изобутиронитрил) қосқан кезде жүреді. Ол органикалық заттың тотығуынан немесе оттегінің катализатормен әрекеттесуі есебінен жүреді. Жетіліп-дамыған тотығу процесінде басқа да радикалдар көздері мәнге ие. Олардың ішінде маңызды рөлді тізбектің ыдырап тармақталуына жүктейді. Газ фазада жоғары температуралы тотығу кезінде реакциялық-қабілетті альдегидтің тотығуымен қол жеткізіледі, ал өте төмен температурада гидропероксидтер немесе пероксиқышқылдардың ыдырау жолымен қол жеткізіледі:

Сонғы реакция ауыспалы валенттілікті металл тұздарының есебінен тездетіледі (кобальттың ацетаттары немесе нафтенаттары). Мұның өзінде сұйық фазада тотығу кезіндегі оның каталитикалық әрекетінің дәстүрлі түсініктемесі жатыр.

Одан басқа, радикалдардың түзілуі гидропероксидтердің, альдегидтердің немесе катализатордың жоғары валентті формалы көмірсутектердің тотығу есебінен жүреді. Тотығудың әр түрлі өнімдері түзілуі кезіндегі тізбектің жалғасу сатылары осыда карастырылды. Сұйықфазалы тотығу кезінде тізбектің үзілуі әдетте пероксидті радикалдың соқтығысуы кезінде сызықты жүреді. Сұйықфазалы тотығу кезінде ең аз реакциялық-қабілетті пероксидті немесе ацильді радикалдарда молекулалық өнімдердің түзілуімен квадраттық жүреді. Басқа радикалды-тізбекті процестердегідей, тізбектің үзілуі фазаларда жүре алады (күкіртті қосылыстар, фенолдар). Шикізатта коспалардың болуы кезінде тотығудың созылмалы индукциялық периоды пайда болады. Бұл период инициатор немесе катализаторларды қосқанда қысқарады, бірақ тотығатын шикізаттың тазалығына деген процестің тежелуінің алдын-алу үшін қатаң талаптар қойылады [3].

Төменгі валентті жағдайдағы металл тұздары сондай-ақ ингибиторлар алады. Бұл олардың пероксидті радикалдармен реакциясын түсіндіреді. Әдетте мұндай тұздарды қосқан кезде қысқаратын индукциялық олардың концентрациясы өскен кезде қайта өсуі мүмкін (1 сурет) ауыспалы валенттілікті металдардың каталитикалық рөлі олардың ингибирлеуші функциясынан асып түседі, бұл сұйық фазалы тотығу кезінде

катализаторлардың табысты қолданылуына себепші болады.

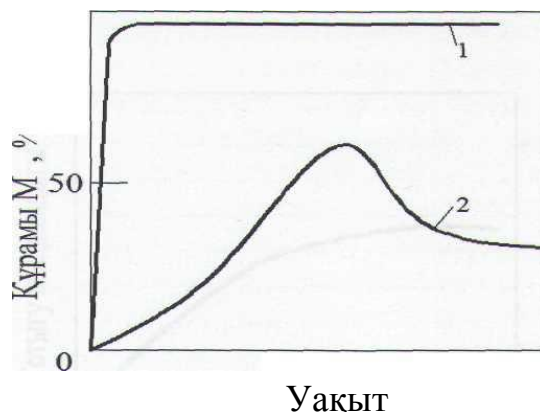


Катализатор концентрациясы

Сурет 1

-Тотығудың индукциялық периодының катализатор концентрациясынан тәуелділігі

Сұйықфазалы тотығу өнімдерінің түзілуінде металл-катализатор иондары реакцияларға маңызды рөл беріледі. Бұл-тізбектің түзілу реакциялары. Өзінде металл-катализатор ионы тізбектің жалғасу сатысына қатыса, ал оның тізбектің ыдырап тармақталуындағы рөлінің маңызы аз болады. Тотығудың дамыған процесінде катализатордың әртүрлі валентті түзілуі мен шығындалуының сатыларының жылдамдықтары бұл реакция кезінде бұл-формалардың концентрацияларының нашарлығына әкеледі. Мұның өзінде екі валентті кобальттің бастапқы тұзы өзгерістерге шыдамайды, бірақ көп жағдайларда оның немесе толық тотығуы жүреді. Ол кезде ерітіндінің түсі өзгереді (2 сурет).

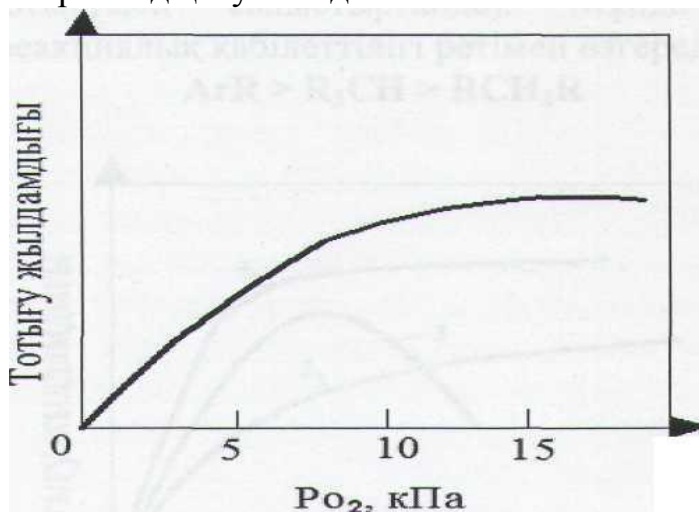


Сурет 2

Изопропилбензолдың, тетралиннің (1) және нафтендердің сұйықфазалық тотығу процесіндегі катализатордағы құрамының реакция уақытынан тәуелділігі

Тәжірибеде сұйық фазадағы каталитикалық емес тотығу тек қана гидропероксидтер мен пероксиқышқылдардың синтезі кезінде қолданылады, олар катализатор әсерінен ыдырауға қабілетті. Бұл кезде процестің кинетикасы мынадай элементаралық сатылармен анықталады. Тотығу жылдамдығы оттектің концентрациясы мен парциальдылығына тәуелді емес,

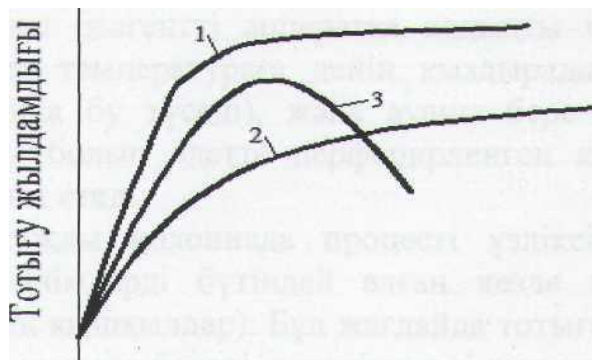
бірақ бұл шамаларды қатты төмендеткен кезде жалғасуының бірінші сатысының жылдамдығы төмендеуі мүмкін. Содан кейін лимиттеуші болып қалуы мүмкін, және тізбектің үзілуі алкилді жүретін болады, тізбектің үзілуінің әртүрлі жағдайларында жылдамдықтың оттектің алды қысымынан тәуелділігі қаныққан қисығында бейнеленеді (3 сурет), Алынған тәуелділіктерден тотығудың бастапқы сатысын интенсификациялау үшін сұйық фазада термиялық тотығу кезінде қоспаға тәжірибеде кеңінен қолданылатын гидропероксид қосу тиімді.



Сурет 3

Гомогенді тотығудың жылдамдығының оттектің парциалдық қысымынан тәуелділігі

Каталитикалық тотығу кезінде мысалы, альдегидтің тотығуы кезінде, процестің кинетикасын мынадай элементарлық сатылар анықтайды. Әртүрлі валентті формаларының концентрацияларының барлығы 1 және 4 стадияларының жылдамдықтарының тең болуын талап етеді. Біріншісі ең баяу болғандықтан және барлық катализатор үш валентті болғандықтан, процестің суммарлық жылдамдығы мынадай болады. Жылдамдықтың катализатор концентрациясынан бөлшектік тәуелділігі сұйықфазалы тотығудың көптеген процестеріне, оның ішінде көмірсутекті үшін тән. Андасанда жылдамдықтың біртіндеп баяу өсуі немесе оның жоғары концентрациясы кезінде төмендеуі бақыланады. Сол жылдамдық катализатор концентрациясынан сызықты тәуелді немесе типтес тәуелділік болған кездегі жағдайлар белгілі (4 сурет). Сұйық фазада көмірсутектердің гомогенді-каталитикалық тотығуы кезінде активтену 50-84 кДж/моль-ді құрайды (105-147 кДж/моль термиялық немесе тотығумен салыстырғанда). Мұнда әртүрлі кластағы көмірсутектердің реакциялық қабілеттілігі ретімен өзгереді:



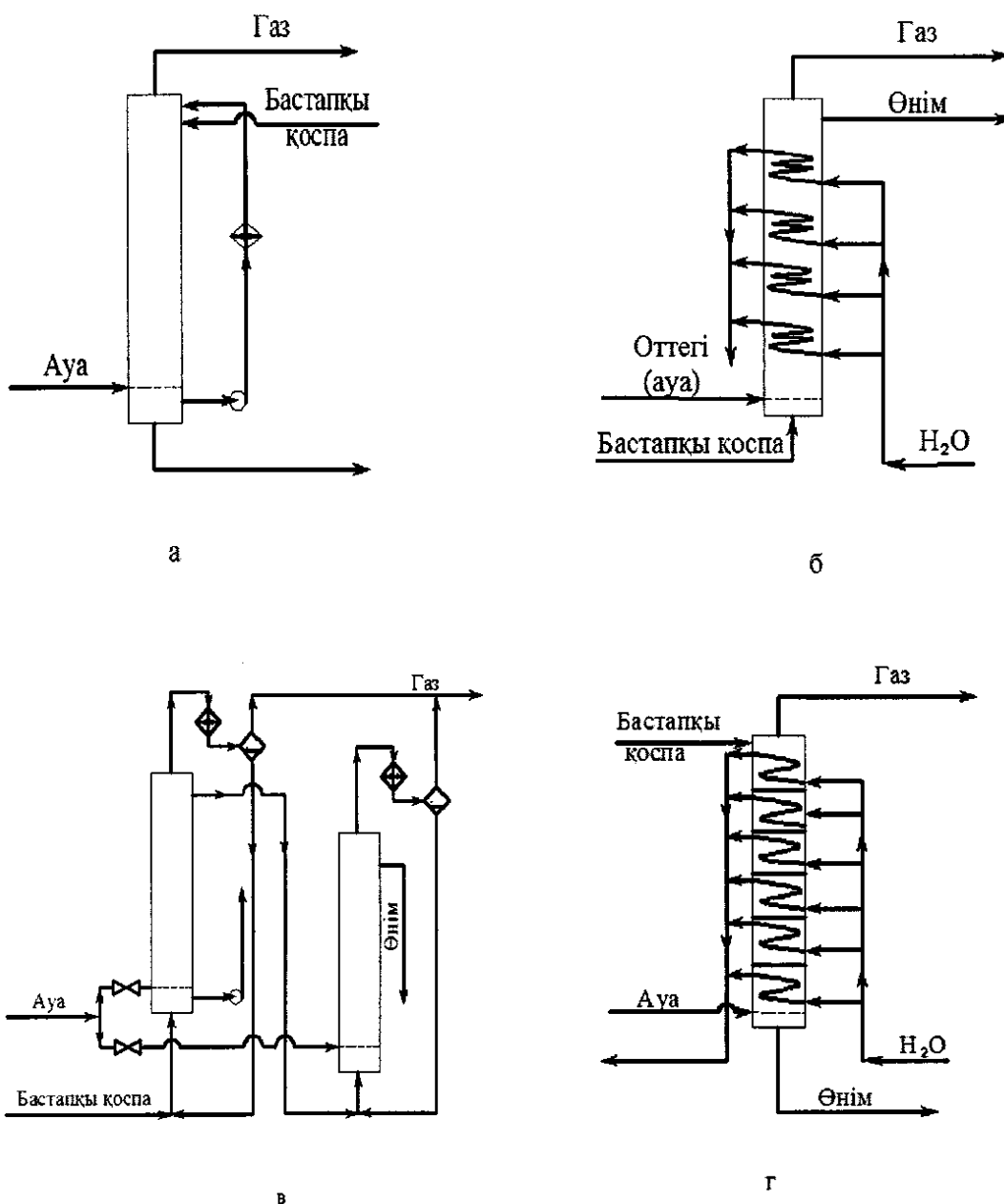
Катализатор концентрациясы

Сурет 4

Co²⁺(1) және Mn²⁺ (2) қатысындағы парафиндердің сұйықфазалы тотығуы жылдамдығының және Co³⁺ қатысында алкилароматты көмірсутектердің тотығу жылдамдығының катализатор концентрациясынан тәуелділігі

Сұйықфазалы тотығу процестері үшін реакторлар. Тотығу процестерінің жаншу немесе басу санын сұйық фазада ауаны барботаждау жолымен бастапқы органикалық реагент арқылы жүзеге асырады. Егер температураны таңдау процестің қарқындылығы мен селективтілігіне тәуелді болса, онда қысымды ең негізгі- реакциялық массаны сұйық жағдайда ұстап тұру мақсатымен таңдап алады. Өнеркәсіптік реакторлар ретінде биіктігі 10-15 метрге дейін, ал диаметрі 2-3 метрге дейін болатын барботаждық колонналар қолданыс тапқан; оларды кейбір жағдайларда горизонтальді ситалы немесе қақпақты табақшалармен секцияларға бөледі, немесе каскадтарға жалғайды. Карбон қышқылдар қарапайым болатын тоттандыратын болғандықтан, аппаратураны дайындау үшін алюминий, титан немесе кейбір легирленген болаттар қолданылады. Олар қышқылдарға төзімді болып келеді. Маңызды жағдай-бұл бөлінетін жылудың көп мөлшерін беру әдісі болып табылады. Ішкі жылуалмастырғыштары бар жүйелері болады, олар реактордың құрылысын қиындатады. Шығарылатын жылуалмастырғыштары және олар сұйық циркуляциясы болатын реакторлар артығырақ болады. Конденсатордағы шығарылатын газдан конденсирлейтін және реакторға бастапқы көмірсутектің немесе еріткішті буландыру есебінен жылу одан да тиімдірек болады. Ақырында 150°C жоғары температураларда істейтін жаңа қондырғыларда реакциялық жылудың есебінен бу, ал қысымды салқын алу үшін және қоспаны жартылай бөлу үшін қолданады. 5. а суретте сулы тоңазытқыш арқылы сұйық циркуляцияның есебінен салқын шығарылатыны бар типті периодты тотығу реакторы бейнеленген. Циркуляцияны қарама-қарсы бағытта да жүзеге асыруға болады, соның ішінде жолмен колоннада сұйық тығыздығын ажырату есебінен жүзеге асырылады. Бастапқы реагентті аппаратқа алдыңғы операция аяқталғаннан кейін салады, қажет температураға дейін қыздырады (бұл уақытта судың орнына тоңазытқышқа бу түседі), және ауаны бере бастайды. Оған бөліп таратқыш қондырғы болып әдетте перфорирленген құбыр, ситалық немесе табақша қызмет етеді. Бірлік барботаждық колоннада

процесті үздіксіз жүргізу ары қарай тотығуға тұрақты өнімдерді бүтіндей алған кезде мүмкін болады (сірке қышқылы, ароматтық қышқылдар). Бұл жағдайда тотығатын затты және ауаны реактордың төменгі жағына береді, ал өнімдерді жоғарғы жағынан алады (5, б сурет). Жылу беруді айтылған әдістердің кез-келгенімен жүзеге асырады, бірақ ішкі тоңазытқыштар бейнеленген [3].



Сурет 5
Молекулалық оттегімен сұйықфазалы тотығуға арналған реакциялық түйіндер

Егер процестің селективтілігі бастапқы реагенттің конверсия дәрежесіне тәуелді болса, бірлік барботаждық колонна үздіксіз процесс үшін сұйықты араластырғаннан кейін тиімсіз болады. 5,в суретте барботажды

түзеді. Бұл спирттермен сірке қышқылын этерификациялау нәтижесінде метил және этилацетаттар түзіледі [3].

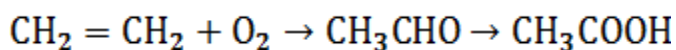
Тотығудың индукциялық периодын қысқарту мақсатында әуелі процес сыспалы валенттілікті металл тұздарының (Co, Ni, және т.б.) қатысында жүргізілді, ал соңғы кезде бұған тотығу өнімдерінің жеке-жеке қайтарылуы нәтижесінде қол жеткізіледі.

Ауыспалы валенттілікті металдың ерігіш тұздарын қолдану кезінде және соңғыларымен оттегінің әрекеттескен кезінде металдардың жоғары валенттілікке тотығуы радикалдардың келесі генерациялануымен жүреді. Сонымен бір уақытта гидропероксидтің ыдырауы тездетіледі, ол тізбектің құлдырап тармақталуына мүмкіндік береді.

2 Технологиялық бөлім

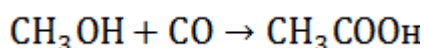
2.1 Өндіріс әдісін таңдау

Сірке қышқылын алу осы уақытқа дейін мұнайхимиялық шикізатқа негізделіп келген. Сірке қышқылын алудың бірнеше өнеркәсіптік әдістері бар. Уокер процесінде этиленді каталитикалық жүйе PdCl_2 және CuCl_2 қатысында оттегісімен ацетальдегидке дейін тотықтырады. Ары қарай ацетальдегид сірке қышқылына дейін тотығады.



Уокер-процесс - мұнайхимияның дамуының символдарының бірі көмір шикізатын қолдануға негізделген жаңа әдістермен орын алмастыруда.

Сірке қышқылын алудың алғашқы өнеркәсіптік әдісі-бұл ацетальдегидті сұйық фазада каталитикалық тотықтыру болды. Ацетальдегид марганец ацетаттың (II) қатысында және $56-75^\circ\text{C}$ температура мен $0,2-0,3$ МПа қысымда тотығады. Тотықтырғыш техникалық O_2 болып табылады. Сірке қышқылының шығымы $92-93\%$ шамасында құрайды. Сонымен қатар сірке қышқылын метанолдан алу әдісі шығарылған.



Үлкен өндірістік маңызы бар бұл реакция - гомогенді катализдің жетістіктерінің керемет мысалы болып табылады.

Сірке қышқылының өнеркәсіптік синтезінің маңызды әдісі-бұл метанолды көміртек монооксидімен каталитикалық карбонилдеу болып табылады, ол 185°C температурада, $2,8$ МПа қысымда формальды тендеу бойынша жүреді. Метанолды карбонилдеу реакциясы BASF фирмасының ғаымдарымен 1913 жылы ашылған болатын. 1960 жылы бұл компания осы әдіспен сірке қышқылын өндіретін алғашқы зауытын іске қосты. Айналу катализаторы ретінде кобальт йодиді болды. Метанолды карбонилдеумен жетілдірілген сірке қышқылының синтезінің реакциясы Monsanto фирмасының зерттеушілерімен 1970 жылы енгізілген. Бұл гомогенді процесс, мұнда катализатор ретінде родий тұздары, сонымен қатар промоторлар ретінде иодид- дары қолданылады. Әдістің маңызды ерекшелігі бұл үлкен жылдамдық, сонымен бірге жоғары селективтілік (метанол бойынша 99% және CO бойынша 90%) болып табылады. Осы әдіспен барлық өнеркәсіптік сірке қышқылының 50% -ы өндіріледі [2].

Сірке қышқылын алудың келесі әдісі н-бутанды сұйық фазада тотықтыру. Н-бутанның тотығуы $140-180^\circ\text{C}$ температурада және 150 атм.қысымда жүреді. Бұл процестің катализаторы болып кобальт ацетаты табылды [9].

Шикізаттың арзандығы арқасында және біздің еліміздің Батыс өңірінде мұнай өңдеу зауыттарында бутан-бутен фракциясынан алынатын н-бутанның

мөлшерде өндірілуі сірке қышқылын алудың ең үнемді әдісі болып табылады. Сондықтан бұл жобанда сірке қышқылын алудың осы әдісін таңдадық.

Сірке қышқылын алудың одан да арзан шикізаты-тура айдау бензинінің жеңіл фракциясы (30-90°C) болып табылады. Бұл фракция C₅-C₇ тармақталған парафиндерден тұрады. Фракцияны сол катализаторлардың қатысында 150-210⁰C температурада және 40 атм. қысымда ауамен тотықтырады. Ауаны реакциялық колоннаның биіктігі бойынша бірнеше жерден береді. Реакциялық колоннаның төменгі бөлігінде көміртектерде ерімейтін тотығу өнімдері алады. Н-бутанның тотығуы кезіндегіден гөрі олардың құрамы күрделі [5].

2.2 Құрылыс орнын таңдау

Әр аймақта химиялық өнеркәсіп құрылысының негізгі экономикалық шарттары болып шикізат, энергетикалық ресурстардың болуы және халық шаруашылығының осы өнімге деген қажеттілігі болып табылады. Сірке қышқылын өндіру цехі мұнай өңдеу кәсіпорының құрамына кіреді. Мұнай өңдеу кәсіпорнын салу үшін ауыл шаруашылығына пайдалануға жарамсыз жерлер беріледі. Құрылыс орны туралы соңғы мәселелер келесі қосымша мәліметтерді есепке алғаннан кейін ғана шешіледі: қорғаныс сипаттағы пікірлер, экономикалық аймақтардың индустрияландырылуы, басқа кәсіпорындармен қалдықтарды пайдалану базасында бірлесу мүмкіндіктері. Осы жұмыста жобаланып отырған өндірістің құрылысына санитарлық-сақтау аймағын ескере отырып Атырау қаласы маңындағы аймақ таңдалады. Сірке қышқылын алу қондырғысын салу үшін осы жергілікті жерді бағалауда келесі шарттар сақталған:

- жергілікті жердің рельефі құрылыс үшін ыңғайлы;
- мамандар күшінің болуы;
- жақын шикізат базаларының болуы;
- кәсіпорынға қажетті негізгі және көмекші материалдарды жеткізу үшін ыңғайлы қатынас жолдарының жақын орналасуы, сонымен қатар оларды

жартылай өнімдерді (фабрикаттарды) және дайын өнімдерді тасымалдау үшін пайдалану;

- жергілікті шаруашылықтың өңделген мұнай өнімдеріне деген қажеттілігі;

- жергілікті арзан құрылыс материалдарының болуы;

- басым (үстем) желдің бағытын дұрыс таңдау [10].

Технологиялық қондырғылар, жалпы зауыттық объектілер және энергиялық шаруашылықтар зауыт территориясында белгілі-бір тәртіппен орналасады. Зауытты салуға бөлінген территорияның сызбасын зауыттың бас жоспары деп атайды. Онда жоспарланған және салынушы барлық ғимараттар, автомобиль және темір жолдары, жер асты және жер үсті құбырлары, электр және байланыс желілері және т.б. салынады.

Бас жоспар бойынша технология құбырлар ұзындығы өте қысқа болуы, технологиялық процестің ағымдығы және пайдалану ыңғайлығы сай болуы керек. Бас жоспарды түзгенде өрт және пайдалану санитариялық қауіпсіздігін, жел бағытын еске алу керек. Барлық объектілерге жол салынып, емін-еркін көлікпен бару қарастырылады. Объектілердің көбісі-өрт және қопарылу жағынан өте қауіпті болғандықтан, оларды бір-бірінен құрылысы алаңдармен бөлінеді. Бір объектінің екіншісінен немесе объектілер топтарының ара қашықтығы қарсы және санитарлық нормалармен белгіленеді. Негізгі аппараттар, яғни реакторлар, колонналар, тоңазытқыштар, жылуалмастырғыштар және астар өндірістік алаңның ортасында орналасады. Оператор және анализатор бөлімдері де өндірістік алаңда орналасады [11].

2.3 Шикізаттың, дайын өнімнің және көмекші материалдардың сипаттамасы

Сірке қышқылын алу үшін қолданылатын н-бутан-газ, органикалық еріткіштерде ериді. Өндірісте табиғи газдан немесе мұнаймен серіктес газардан алынатын бутан-бутилен фракциясынан алады. Н-бутан бутадиен, сірке қышқылы, малеин ангидрид және изобутан өндірістеріндегі негізгі шикізат, сондай-ақ мұнай өнімдерін парафинсіздендіргенде және асфальтсыздандырғанда қолданылатын еріткіш.

Сірке қышқылы ($\text{CH}_3\text{-COOH}$)-өткір иісті, мөлдір түссіз жанғыш сұйықтық, суда, этанолда жақсы ериді. Өзіне тән қышқыл дәмі болады («оксо», қышқыл, қышқыл дәм), сонымен бірге электр тоғын өткізеді. Мұзға ұқсайды, сондықтан концентрленген сірке қышқылды мұзды сірке қышқылы атайды.

Сірке қышқылы-өсімдік және жануар майларының ажырамас бөлігі болып табылатын органикалық қышқылдардың ең қарапайым түрі. Аздаған концентрацияда ол тамақ өнімдерінде және сусындарда болады, жемістердің пісіп-жетілуі кезінде метаболикалық процестерде де қатысады. Сірке қышқылы өсімдіктер мен жануарлардан бөлінеді.

Сірке қышқылы сулы ерітінді де жеке диссоциацияланатындықтан, әлсіз қышқыл болып есептеледі. Бірақ орта қышқылды микроорганизмдердің өмір тіршілігін бәсеңдетеді, сондықтан тағам өнімдерін консервлеген кезде сірке қышқылын қолданады, мысалы, маринадтың құрамында.

Сірке қышқылы өткір иісті және қышқыл дәмді, түссіз сұйықтық болып табылады. Гигроскопиялық суда шексіз ериді. Көптеген еріткіштермен араласады, сірке қышқылында органикалық қосылыстар және газдар жақсы ериді, олар HCl , HF , HBr , HI және т.б. Циклдік және сызықтық димер түрлері бар [9].

Сірке қышқылымен қоса метилэтилкетон және этилацетат өндіріледі. метилэтилкетон-түссіз, өзіне тән иісі бар сұйық зат. Суда және көптеген органикалық еріткіштерде шексіз ериді. Лактар мен бояуларға еріткіш ретінде қолданылады. Кинопленка, ацетатты жібек, түтінсіз дәрі

өндірістерінде пайдаланылады.

Этилацетат-сірке қышқылының этил эфирі, органикалық қосылыс, түссіз, жағымды иісті ұшқыш сұйықтық. Суда нашар ериді, этил спирті, эфир, хлороформ, т.б. көптеген органикалық еріткіштермен кез келген мөлшерде араласаласады. Нитроцеллюлоза және алкид, винил, поливинил, ацетат шайырларын, т.б. еріту үшін еріткіш ретінде және тамақ өнеркәсібінде қолданылады [3]. Шикізат пен дайын өнімдердің қасиеттерін 1-кестеде көрсетілген.

Кесте 1

Шикізат пен дайын өнімдердің қасиеттері

Атаулары	Көрсеткіштері
Н-бутан: Тығыздығы Балқу температурасы Қайнау температурасы	0,5789 г/см ³ -138 ⁰ С -0,5 ⁰ С
Сірке қышқылы: Тығыздығы Балқу температурасы Қайнау температурасы Критикалық нүктесі Молярлық жылу сыйымдылығы Түзілу энтальпиясы Булар қысымы (мм.сын.бағ)	1,0492 г/см ³ 16,75 ⁰ С 118,1 ⁰ С 321,6 ⁰ С, 5,79 МПа 123,4 дж/(моль*К) -487 кДж/моль 10(17,1 ⁰ С) 40(42,4 ⁰ С) 100(62,1 ⁰ С) 400(98,1 ⁰ С) 560(109 ⁰ С) 1520(143,5 ⁰ С) 3800(180,3 ⁰ С)
Диэлектрлік өткізгіштігі	6,15 (20 ⁰ С)
Сұйықтықтар мен газдардың динамикалық тұтқырлығы (мПа*с)	1,155(25,2 ⁰ С); 0,79(50 ⁰ С)
Беттік керілуі	27,8 мН/м(20 ⁰ С)
Тұрақты қысымдағы меншікті жылу сыйымдылық	2,01 Дж/г*К(20 ⁰ С)
Стандартты түзілу энтропиясы	fS ⁰ (298К, Дж/моль*К) :159,8 (ж)
Балқу энтальпиясы	H _{пл} : 11,53 кДж/моль
Ауадағы жарқ ету температурасы Ауадағы өздігінен тұтану температурасы	38 ⁰ С 454 ⁰ С
Жану жылуы	876,1 кДж/моль
Метилэтилкетон: Тығыздығы Балқу температурасы Қайнау температурасы	0,8058 г/см ³ -86,4 ⁰ С 79,6 ⁰ С
Этилацетат: Тығыздығы Балқу температурасы Қайнау температурасы	0,901 г/см ³ -83,4 ⁰ С 77,2 ⁰ С

2.4 Қондырғының технологиялық сызбанұсқасы

Н-бутанды сұйықфазалы тотықтырудың технологиялық сызбасы 9 - суретте келтірілген.

Н-бутанның, сонымен бірге C5-C7 көмірсутектерінің 140-170°C-та және катализатордың қатысында (марганец пен кобальттың органикалық тұздары) -сұйықфазалы тотығуы көміртекті тізбектің деструкциясымен және сірке қышқылының басты өнімі ретінде түзілуімен бірге таңдамалы өтеді. Шикізаттың арзандығы арқасында сірке қышқылын алудың бұл әдісі ең үнемді болып табылады.

Қарастырылатын процестің шикізаты болып бутан-бутенді фракциялардан бөлінетін 96%-тік н-бутан болып табылады, ол 0,3% кобальт ацетаты немесе марганец ацетаты бар реакция өнімі - сірке қышқылында ерітінді температурада; бастапқы қоспадағы массалық қатынас құрайды-таза н-бутан: қайтымды н-бутан: ауа- 1:(1,5-2):(10-12). Жүктелетін шикізаттың құрамындағы пропан, изобутан, C₅ және жоғары көмірсутектер сәйкесінше 0,5; 2 және 1%-ды құрайды, ал күкіртті қосылыстардың құрамы 0,0005%-дан аспайды және 2-метилпропен толығымен жоқ болады. Изобутанның қоспасы құндылығы аз өнімдер-ацетон мен метилацетаттың шығымын арттыруға мүмкіндік береді; қанықпаған көмірсутектердің болуымен гликольдиацетаттардың түзілуі мен толық тотығу өнімдерінің санының өсуіне байланысты сірке қышқылының шығымы азаяды.

Реакциялық колоннада сірке қышқылындағы н-бутанның ерітіндісі болады. Сол колоннаға үздіксіз сұйық н-бутан мен ауаны береді. Сұйық бутанды берудің көлемдік жылдамдығы 0,2 сағ⁻¹ шамасында. Реакцияның басты өнімдері болып сірке қышқылы, метилэтилкетон және этилацетат табылады. Колоннадан шығатын қоспаны салқындатады және дроссельдейді, осының өзінде ол екі қабатқа бөлінеді- әрекеттеспеген н-бутан (оны тотығуға қайтарады) және судан, сірке қышқылынан, метилэтилкетоннан, этилацетаттан және басқа да қосымша өнімдерден тұратын ерітінді. Метилэтилкетон және эфир жарым-жартылай көміртектік қабатта қалады, және оларды тотығуға дейінгіге н-бутанмен бірге қайтаруға болады, бұл сірке қышқылының шығымын арттырады. Қышқылды қабаттың ректификациясымен техникалық сірке қышқылын, метилэтилкетонды, метил және этилацетатты бөліп алады. 100 кг н-бутаннан 80-100 кг сірке қышқылын, 5-7 кг метилэтилкетонды және 10-20 кг күрделі эфирлерді алады [11].

Таза сұйық н-бутан 1 араластырғышқа түседі, онда 11 ыдыстан циркуляцияланатын н-бутан және 19 ыдыстан қышқыл н-бутан түседі. Таза және циркуляцияланатын н-бутан мен қышқыл өнімдердің қоспасы 2 жылуалмастырғышта 140-150°C температурада қыздырылып, 5 тотығу реакторының төменгі бөлігіне түседі. Таза ауа және құрамында оттегісі бар газ 20 скрубберден 3 аппаратта араластырылады, 4 жылытқышта қыздырылады және 5 тотығу реакторына үш ағынмен беріледі. Реактор бұл ішіне жылуды шығару үшін змеевиктер және ауа үшін бөлгіш құрылғы

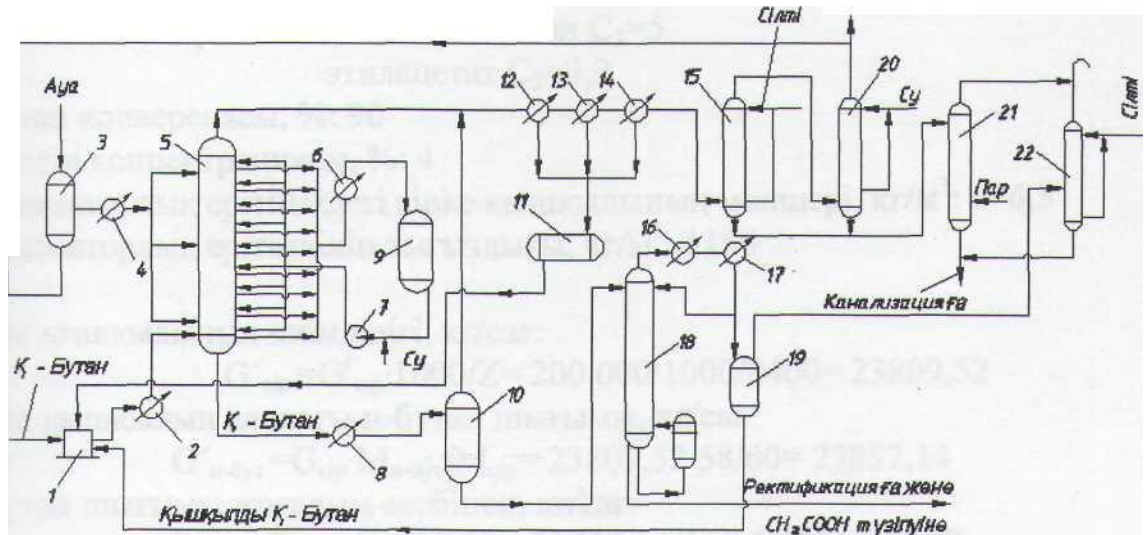
құрастырылған, колонна типтес аппарат.

Тотығу реакциясы елеулі мөлшердегі жылудың - 20900 кДж 1 кг н-бутанға бөлінуімен жүреді. Жылуды шығару қыздырылған сумен циркуляцияланатын жабық цикл бойынша жүзеге асырылады. Бұл цикл- 9 жинағыш, 7 сорап, тотығу реакторының змеевигі, 6 тоңазытқыш және тағы да 9 жинағыш.

Реактордың жоғарғы жағынан шығатын булы газды қоспа тұзды және сулы тоңазытқыш-конденсаторлар 12, 13, 14 жүйесіндегі конденсацияға беріледі. Одан конденсат 11 ыдысқа өздігінен құйылады. 14 конденсаторда конденсацияланбаған булар мен газдар қоспасы қышқыл өнімдерді - нейтрализациялау үшін 15 скрубберге түседі, олар онда негіздің 2-5%-дық ертіндісімен суарылады, содан кейін 20 скрубберге сумен шаюға жіберіледі. Жуылған булы-ауалы қоспа жарым-жартылай жел үрлеуге кетеді. Жуылатын сұйықтық 15 және 20 скрубберден 21 буландыру колоннасына түседі, онда факелге тасталатын органикалық қоспалар буланады, ал тастанды су канализацияға жіберіледі. 5 тотығу реакторының төменгі жағынан шығатын оксидат (құрамы 43% -сірке қышқылы, 10% метилэтилкетон, 8-9% этилацетат және т.б. өнімдер) 8 тоңазытқыш арқылы 10 сепараторға түседі. 10 сепараторда бөлінетін газды өнімдер тотығу реакторының жоғарғы жағынан шығатын булы-газды қоспаға қосылады. 10 сепаратордағы сұйықтық қысымды 0,2 МПа-ға дейін төмендеткеннен кейін дроссельдеу жолымен 18 дебутанизаторға (жоғарғы жақтың температурасы 35-60°C, төменгі жағы-120-160°C, қысым- 0,4 МПа) түседі. Онда тотығу өнімдерінде еріген н-бутан айдалады. Н-бутанның булары конденсацияланады және конденсаттың бір бөлігі 18 дебутанизаторға суарылу үшін қайтарылады, ал қалған мөлшері (қышқыл н-бутан деп аталатын) 19 сепаратор арқылы 1 араластырғышқа беріледі. 19 сепаратордағы конденсацияланбаған газдар 22 скрубберде негізбен нейтрализацияланады, одан кейін факелге тасталады. 18 колонна-дебутанизатордың кубтық сұйықтығы колонналар жүйесіне ректификацияға жіберіледі. Колонналар жүйесінде концентрленген (99-100%- дық) және техникалық (85%-дық) сірке қышқылының, құмырсқа қышқылының 85%-тік) және екі фракцияның: ацетонды-метилацетаттық фракцияның (23% ацетон, 68% метилацетат) қайнау температурасы- 56°C, және метилэтилкетонды-этилацетатты фракцияның (қайнау температурасы 57-88°C, 45,8% метилэтилкетон, 38,3% этилацетат) бөлінуі жүреді.

Тотығу кезінде 1 т н-бутаннан 1,6 тоннадан жоғары пайдалы оттегі құрамды өнімдер түзіледі, соның ішінде 872 кг сірке қышқылы және 190 кг метилэтилкетон [3].

Осы әдіспен жұмыс істейтін сірке қышқылды алу үшін қолданылатын өнеркәсіптің қондырғылары АКШ-та, Ұлыбританияда, ФГР және басқа да елдерде бар.



Сурет 9

Н-бутанды сұйықфазалы тотықтырудың технологиялық схемасы
 1,3-араластырғыштар; 2,4-жылытқыштар; 5-тотықтыру реакторы; 6,8-тоңазытқыштар; 7-ысытылған суға арналған сорап; 9-ысытылған су жинағы; 10, 19-газ сепараторлары; 11-айналып жүретін н-бутан жинағы; 12,13,14,16,17-тоңазытқыш-конденсаторлар; 15,20,22-скрубберлер; 18-дебутанизатор; 21-бу колоннасы.

2.5 Процестің технологиялық жұмыс режимі

Процестің жұмыс режимі төмендегідей параметрлерімен көрсетіп анықтауға болады:

- бутан мен ауаның мольдік қатынасы - 1:10;
- температура-140-170°C;
- қысым - 5 МПа;
- н-бутанның концентрациясы 98 %;
- н-бутанның айналу дәрежесі (бір өткенде), - 90% (масс.).

2.6 Технологиялық есептеулер

2.6.1 Қондырғының материалдық балансы

Бастапқы мәліметтер:

- катализатор- $\text{Co}(\text{CH}_3\text{COO})_2$;
- сірке қышқылы бойынша өнімділік: 200000 т/жыл;
- қондырғының жұмыс уақыты- 8400 сағат немесе 350 күн;
- 98%-дық бутан фракциясының құрамы, %: пропан-0,5, изобутан-2, $\text{C}_5 > 1$, күкіртті қосылыстар-0,0005;
- бутан мен ауаның мольдік қатынасы-1:10;
- жоғалым-0,1%;
- катализатордың мөлшері-0,3%;
- н-бутан конверсиясы-90%;

- оттектің концентрациясы-4%;
- катализаторлық ерітіндідегі сірке қышқылының мөлшері- $a=6,5$ кг/м³;
- катализаторлық ерітіндінің тығыздығы-1150 кг/м³;
- сірке қышқылының өнімділігі-кг/сағ:

$$G'_{\text{сір}} = G_{\text{сір}}^r * \frac{1000}{Z} = 200\,000 * \frac{1000}{8400} = 23809.52$$

Сірке қышқылын алудағы н-бутан шығымы, кг/сағ:

$$G'_{\text{н-бутан}} = G_{\text{сір}} * \frac{M_{\text{н-бут}}}{M_{\text{сір}}} = 23809,52 * 58/60 = 22857,14$$

Н-бутан шығымы жоғалым есебінен, кг/сағ:

$$G_{\text{н-бут}} = G_{\text{н-бут}}(1 + \Pi/100) = 22857,14(1 + 0,1/100) = 22880$$

Реакция өнімінің мөлшері, сонымен бірге оттек шығымы және H₂O реакция өнімін анықтаймыз:

сірке қышқылы:

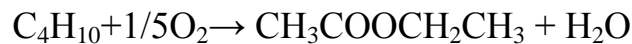


(2 моль сірке қышқылында 1 моль н-бутанның шығымын шығарады және 2,5 моль оттегі)

метилэтилкетон:



этилацетат:



Н-бутан мөлшері (кг/сағ), реакция өнімінің айналуы, мына теңдеулермен анықталады, кг/сағ

$$G_{\text{н-бутан}}^i = G_{\text{н-бут}}^{\text{өн}} * \frac{G_i}{100} \quad G_{\text{н-бут}}^{\text{өн}} = 24481,6$$

$$G_i = G_{\text{н-бут}}$$

$$G_{\text{н-бутан}}^i = 24481,6 * \frac{22880}{100} = 5601390,1$$

1) Оттек шығымы, кг/сағ:

$$G_{\text{O}_2}^i = G_{\text{н-бут}}^i * \frac{n_{\text{O}_2}^i * M_{\text{O}_2}}{M_{\text{н-бут}}} = 5601390,1 * 2,5 * 32/58 = 7726055,3$$

H₂O шығымы, кг/сағ:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^i = G_{\text{н-бут}}^i * \frac{n_{\text{H}_2\text{O}}^i * M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{н-бут}}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^i = 5601390,1 * 1 * 18/58 = 1738362,4$$

$$G_i = G_{\text{н-бут}}^i * \frac{M_i}{m^i} * M_{\text{н-бут}} = 7078514,805 * \frac{44}{2} * 28 = 556171,62$$

3) реакциядағы ауа шығымы, м³/сағ :

$$\Delta V_{O_2} = G_{O_2} * 22.4 / 32 = 0.7 G_{O_2}$$

$$\Delta V_{O_2} = 0.7 * 6912.91 = 4839.03$$

$$V_B = \Delta V_{O_2} * 1 - x'_{O_2} / x'_{O_2} - x''_{O_2}$$

$$V_B = 4839.03 * 1 - 0.04 / 0.21 - 0.04 = 27098.56$$

Айналған н-бутан мөлшері, кг/сағ:

$$G_{н-бут}^{өн} = G'_{н-бут} * 100 / C_1 = 22880 - 100 / 93 = 24481,6$$

Реактор тиеуі, кг/сағ:

$$C^3 = G_{н-бут}^{өн} / K = 24481,6 / 0,90 = 27201,77$$

Техникалық н-бутан мөлшері, кг/сағ:

$$C^3_T = C^3 - 100 / \chi = 27201,77 - 100 / 98 = 27745,8$$

Техникалық н-бутанда қоспалардың ұстауы, кг/сағ:

$$G_{өн} = G^3_T - G^3 = 27745,8 - 27201,77 = 544,03$$

Айналмаған н-бутан мөлшері, кг/сағ:

$$G_{н-бут}^{айн} = G^3 - G_{өн} = 27201,77 - 24481,6 = 2720,17$$

Реакция өнімінің н-бутан шығымы, кг/сағ:

$$G_{н-бут}^i = G_{э}^{пп} * G_i / 100$$

Сірке қышқылы:

$$G_{сір}^1 = 22880$$

Метилэтилкетон:

$$G_{мэк}^2 = 24481,6 * \frac{5}{100} = 734,45$$

Этилацетат:

$$G_{зац}^3 = 24481,6 * \frac{9,9}{100} = 954,78$$

Реакциядағы оттект шығымы осы теңдеу арқылы шығарылады [12]. Реакциядағы оттект шығымы, кг/сағ:

$$G_{O_2}^1 = G_{н-бут}^1 * n_1 * \frac{M_{O_2}}{M_{н-бут}} = 22880 * 2,5 * \frac{32}{60} = 30316$$

$$G_{O_2}^2 = 734,45 * 32 * 72 = 323,16$$

$$G_{O_2}^3 = 954,78 - 1/5 - 32/88 = 515,58$$

Жиналып асқан оттект мөлшері, кг/сағ:

$$G_{O_2}^{пп} = \sum G_{O_2}^i = 31154,4$$

Жұтып алынған оттект көлемі, м³/сағ:

$$\Delta V_{O_2} = 0,7 * 31154,4 = 21808,32$$

Реактордағы ауа шығымы, м³/сағ

$$V_B = \Delta V_{O_2} * 1 - x''_{O_2} / x'_{O_2} - x''_{O_2} = 21808,32 * 1 - 0,04 / 0,21 - 0,04 = 122999$$

Сонымен қатар:

Оттект

$$V_{O_2} = 122999 * 0,21 = 25829,79 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Азот

$$V_{N_2} = 122999 - 25829,79 = 97169,21 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Ауа мөлшері, кг/сағ:

$$G_{O_2} = 25829,79 - 32/22,4 = 36678,3$$

$$G_{N_2} = 97169,21 - 28/22,4 = 121461,5$$

$$G_{\text{ауа}} = 36678,3 + 121461,5 = 158139,8$$

Реакцияласпаған оттеқ мөлшері, кг/сағ:

$$G^H_{O_2} = 36678,3 - 31154,74 = 5523,56$$

Сіңірілген ауа мөлшері, кг/сағ:

$$G^{\text{сін}}_{\text{ауа}} = 5523,56 + 121461,5 = 126985,06$$

Катализаторлы ерітіндінің мөлшері, м³/сағ:

$$V_{\text{кат}} = G_{\text{сир}} / a_{\text{к}} = 23809,52 / 6,5 = 3663,003$$

$$G_{\text{кат}} = V_{\text{кат}} \rho = 4212453,45 \text{ кг/сағ}$$

Реакцияда түзілген өнімдер мөлшері, кг/сағ:

Сірке қышқылы

$$G_1 = G^1_{\text{н.бут}} M_{\text{сир}} / M_{\text{н-бут}} = 22880 * 2 * 60 / 58 = 47132,8$$

Метилэтилкетон

$$G_2 = 734,45 - 72 / 58 = 910,72$$

Этилацетат

$$G_3 = 954,78 - 88 / 58 = 1441,7$$

Түзілген су мөлшері, кг/сағ:

$$G^1_{H_2O} = 22880 * 18 / 28 = 7092,8$$

$$G^2_{H_2O} = 734,45 - 18 / 28 = 227,68$$

$$G^3_{H_2O} = 954,78 - 18 / 28 = 295,98$$

Түзілген судың жиынтық мөлшері, кг/сағ:

$$G_{H_2O} = 7616,46$$

Н-бутан бойынша материалдық баланс 2-кестеде көрсетілген.

Кесте 2

Н-бутан бойынша материалдық баланс

Өнімдер	Реакцияға түскен, кг/сағ		Өндірілген өнімдер, кг/сағ	
	н-бутан	ауа (O ₂)	өнімдері	сулар
Сірке қышқылы	22880	30316	47132,8	7092,8
Метилэтилкетон	734,45	323,16	910,72	227,68
Этилацетат	954,78	515,58	1441,7	295,98
Барлығы	24569,23	31154,74	49485,22	7616,46

Процестің материалдық балансы 3-кестеде көрсетілген

Кесте 3

Процестің материалдық балансы

Кірген өнімдер	кг/сағ	Шыққан өнімдер	кг/сағ
Бутан фракциясы	27745,8	Реакциялық өнімдер	49485,22
Н-бутан	27201,77	Су	7616,46
Қоспалар	544,03	Катализаторлық ерітінді	4212453,45
Катализаторлық ерітінді	4212453,45	Айналмаған н-бутан	2720,17
Ауа	158139,8	Қоспалар	544,03
Оттеқ	36678,3	Жұмсалған ауа	126985,06
Азот	121461,5	Оттеқ	5523,56
		Азот	121461,5
Барлығы	4584224,65	Барлығы	4584224,65

2.6.2 Қондырғының жылулық балансы

Жылулық баланстың жалпы теңдеуі, кВт:

$$\Phi_1 + \Phi_2 + \Phi_3 = \Phi_4 + \Phi_5 + \Phi_{\text{жог}} \quad (2.1)$$

мұндағы Φ_1 -н-бутанның жылулық бөлігі;

Φ_2 - катализаторлық ерітіндінің реакторға кірер кездегі жылуы;

Φ_3 - экзотермиялық реакцияның жылуы;

Φ_4 - реакция өнімдерінің жылуы;

Φ_5 - катализаторлық ерітіндінің реактордан шығар кездегі жылуы;

$\Phi_{\text{жог}}$ - қоршаған ортаға кететін жылу жоғалым.

Катализаторлық ерітіндінің реакторға кірер кездегі температурасы 140°C , реактордан шығар кездегі температурасы 170°C .

Н-бутанның жылулық бөлігін жылулық баланстың жалпы теңдеуінен анықтаймыз:

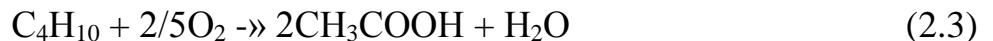
$$\Phi_1 = (\Phi_4 + \Phi_5 + \Phi_{\text{жог}}) - (\Phi_2 + \Phi_3) \quad (2.2)$$

Катализаторлық ерітіндінің жылу сыйымдылығын $T = 140 + 273 = 413$ температурада анықтаймыз.

$$c_{\text{к.р}} = 3,662 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$$

$$\Phi_2 = (4212453,45/3600) * 3,662 * 140 = 599897,12 \text{ кВт}$$

Реакцияның жылуын энтальпия арқылы табамыз.



$$\Delta H^\circ_{298} - \Delta H^\circ_{298}(\text{снзсоон}) - \Delta H^\circ_{298}(\text{C}_4\text{H}_{10}) = -484,09 - (-126,15) = -357,94 \text{ кДж/моль}$$

Экзотермиялық реакцияның жылуын негізгі реакция арқылы жылуды күшейту коэффициентімен 6,5% есептейді:

$$\Phi_3 = [22880 - 1000 / (60 - 3600)] * 357,94 - 1,065 = 40377,35 \text{ кВт}$$

Реакция өнімдерінің орташа жылу сыйымдылығы:

$$c_{\text{өн}} = 1,518 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$$

$$\Phi_4 = (57645,71/3600) * 1,518 * 170 = 4131,54 \text{ кВт}$$

$$\Phi_5 = (4212453,45/3600) * 3,662 * 170 = 728450,21 \text{ кВт}$$

Жалпы жылу шығынынан жылулық жоғалым 3,5% деп аламыз, сонда жалпы жылу шығыны мынаған тең:

$$\Phi_{\text{шығ}} = (4131,54 + 728450,21) * 100 / (100 - 3,5) = 754559,2 \text{ кВт}$$

$$\Phi_{\text{жог}} = 754559,2 - (4131,54 + 728450,21) = 21977,45 \text{ кВт}$$

Н-бутанның жылу бөлігін есептейміз:

$$\Phi_1 = 754559,2 - (599897,12 + 40377,35) = 114284,73 \text{ кВт}$$

Реактордың жылулық балансы 4-кестеде көрсетілген

Кесте 4
Реактордың жылулық балансы

Кіру	кВт	%	Шығын	кВт	%
Н-бутанның жылулық бөлігі	114284,73	15,1	Реакция өнімдерінің жылулық бөлігі	4131,54	0,75
Катализаторлық Ерітіндінің жылулық бөлігі	599897,12	79,5	Катализаторлық ерітіндінің жылулық бөлігі	728450,21	96,5
Экзотермиялық реакцияның жылуы	40377,35	5,4	Қоршаған ортаға кеткен жылу жоғалым	21977,45	2,9
Барлығы	754559,2		Барлығы	754559,2	

2.6.3 Реактордың негізгі өлшемдері

Катализаторлық ерітіндінің шығыны жоғарыда есептелген осыдан :

$$V_{\tau} = 4868,08/3600 = 1,3522 \text{ м}^3/\text{с}$$

Заттың реакторда болу уақытынан $\tau=65\text{с}$, реактордың сыйымдылығын анықтаймыз:

$$V_p = V_{\tau} * \tau = 1,3522 * 65 = 88 \text{ м}^3$$

Сұйықтың ағу жылдамдығынан $w=1,1\text{м/с}$ реактордың ішкі диаметрін анықтаймыз:

$$d=1,13 \sqrt{V_p / w} = 1,13 * \sqrt{1,3522 / 1,1} = 1,25 \text{ м}$$

Реактордың биіктігі:

$$H=4*d=4*1,25=5\text{м}$$

Механикалық есеп

Берілген шарт:

- корпусның ішкі диаметрі - 125 мм
- аппараттағы есеп - 11 кг/см² (моль)
- жейдедегі есеп қысымы - 10 кг/ см²
- аппараттағы есеп температурасы - 160°С
- жейдешедегі есеп температурасы - 160 °С
- жейдешенің ішкі диаметрі - 1450 мм
- реактордағы сынақ қысымы - 22,1 кг/ см²
- жейдешедегі сынақ қысымы - 19 кг/ см²

а) Корпустың (обечайка) қалыңдығын есептеу корпусның қалыңдығын МЕСТ 14249-80-мен есептейді. Жұқа қабырғалы жылтыр іші мол қысыммен толтырылған цилиндр корпусның қалыңдығын мына формуламен есептейді

$$S=(P_p * D / 2 * Y * d_{\text{кос}}) + C + C_1 \quad (2.4)$$

мұндағы P_p - есептеу қысымы, $P_p=11 \text{ кг/ см}^2$;

D_i - ішкі диаметрі, $D_i=125 \text{ см}$;

I - көлбеу жіктің беріктік коэффициенті;

$Y=0,95$ ';

Маркасы 0x18412 алынады 160 °С температурада $d^{\text{ж}} = 1600 \text{ кг/см}^2$ η -

беріктік қоры немесе аппараттың эксплуатация ортасын есептейтін коэффициент, $\eta=0,9$.

$$d_{\text{кос}}=1500*0,9=1440\text{кг/ см}^2$$

C - коррозияға қосымша $C=0,3$ см;

C_1 - есепті қалыңдықта қосымша.

Қосымша табақтың қалыңдығын кемітіп есептегенде $C_1 = 0$

$$S=(11* 125/2*0,95*1440)+0,3+0=0,83 \text{ см}$$

$S=1$ см деп есептейміз.

Гидростатикалық сынақтың қысымын қолдана отырып, корпусның обечайканың қалыңдығын тексереміз.

$$S=(P_{\text{гидр}} * D/2\gamma[\delta] - P_{\text{гидр}})+C_1 \quad (2.5)$$

мұндағы $P_{\text{гидр}}$ - гидростатикалық сынақтың қысымы; $P_{\text{гидр}} = 22,1$ кг/см²;

$[\delta]_{\text{серп}}$ - гидростатикалық сынақтағы материалдың серпімділік шегі;

$$\eta=0,9;$$

$[\delta]_{20^\circ\text{C}}=20^\circ\text{C}$ - материалдың серпімділік шегі;

$$[\delta]_{20^\circ\text{C}}=4499 \text{ кг/см}^2$$

$$[\delta]_{\text{серп}}=4499-0,9=4049 \text{ кг/см}^2$$

Шығуына кірген кездегі үстеме $C_1 = 0$.

$$S=(22,1-125/2-0,95-4049-22,1)+0=0,36$$

Егер гидросынақта есептеу қысымы есептелгеннен кем болса, онда корпус шыдайды.

$$\text{Тексерілуі: } (S - C - C_1)/D \leq 0,1 \quad (1 - 0,3 - 0)/125 = 0,0056$$

Жағдай қайтадан орындалады. Сонымен обечайка корпусына кіретін шектеу қысымы мынаған тең:

$$P_{\text{шек}}=2-\gamma-5_{\text{шек}}(S-C-C_1)/(D+S-C-C_1)=2-0,95-1440(1-0,3-0)/(125+1-0,3-0)$$

$P > P_{\text{шек}}$ обечайка беріктік ортасы орындалады.

б) Ішкі қысыммен жұмыс істейтін элитикалық түбі және қақпағы бар кабырғаның қалыңдығын есептеу қажет. Қақпақ және түп элитикалық корпусқа

дәнекерленген. Түптің үлкен кернеуге, қақпаққа қарағанда көп сыналатынына

байланысты қақпақ түпке қарағандағы жұмысы да бірдей болса да серпімділік

ортасы былай шығады:

$$S = \frac{P_{pp} D_p}{2 * \gamma \delta_{\text{шек}} - P_{pp}} + C + C_1 \quad (2.6)$$

мұндағы P_{pp} - Сауыттағы есептеулі қысым

$$P_{pp} = 14\text{кг/см}^2$$

D_p -Сауыттың ішкі диаметрі $D=145$ см

γ - дәнекерленген жіптің беріктік коэффициенті $\gamma = 1$

$\delta_{\text{шек}}$ - шектеулі кернеу

Бұл сапалы табақты конструкциялы болат $t=150^{\circ}\text{C}$ болғанда $\delta^{\text{ж}} = 3500$ кг/см²

η - материалдың эксплуатация ортасын ескеретін коэффициент немесе беріктігі $\eta=1$

$$\delta_{\text{шек}} = 3500 * 1 = 3500 \text{ см/кг}^2$$

$S=10$ см жейденің қалыңдығын гидростатикалық сынақтағы қысымды қолдана отырып:

$$S = \frac{P_{\text{гидр}} * D}{2 * Y[\delta]_{\text{серп}} - P_{\text{гидр}}} + C_1 \quad (2.7)$$

мұндағы $P_{\text{гидр}} \sim$ гидростатикалық жейде қысымы

$$P_{\text{гидр}} = 19 \text{ кг/см}^2$$

$[\delta]_{\text{серп}}$ - гидростатикалық материалдың серпімділік шегі

$$[\delta]_{\text{серп}} = 20^{\circ}\text{C} \eta \text{ мұндағы } \eta - \text{ беріктік шегі,}$$

$$\eta = 1 \quad [\delta]_{20^{\circ}\text{C}} - 20^{\circ}\text{C} - \text{ материалдың серпімділік шегі}$$

$$[\delta]_{20^{\circ}\text{C}} = 6000 \text{ кг/см}^2$$

$$[\delta]_{\text{серп}} = 6000 - 1 = 6000 \text{ кг/см}^2$$

$$S = \frac{23 * 390}{2 * 1 * 6000 - 23} + C_1 = 0.4$$

S_1 - гидросынақта аз болса. S_1 есептеу қысымына, беріктік ортасы сақталуда.

Тексерілуі: $\frac{S_1 - C - C_1}{D_p} \leq 0.1$ осыдан $\frac{0.4 - 0.3 - 0}{105} \leq 0.1$

Ортаның сақталуына қарай жейдедегі қысымның шегі мына формуламен есептеледі.

$$P_{\text{шек}} = \frac{2 * Y * \delta_{\text{шек}} * (S - C - C_1)}{D + S - C - C_1} = \frac{2 * 1 * 6000(1.0 - 0.3 - 0)}{390 + 1.0 - 0.3 - 0} = 11 \text{ кг/см}^2$$

$P_{\text{шек}}$ - беріктік ортасы орындалады.

г) Штуцер есебі штуцердің диаметрін мына формуламен есептейді

$$v = \frac{3000\pi D^3}{4} \omega$$

$$D^3 = \sqrt{\frac{v * 4}{3600 * \pi * v}} \quad (2.8)$$

мұндағы D - штуцердің диаметрі, м

v - колем шығыны, м³/Г

ω - сұйық ағыны жылдамдығы штуцерді есептеп фланцетты таңдау керек.

$$D^3 = \sqrt{\frac{4 * 5.36}{3600 * 3.14 * 6.32}} = 0.17 \text{ м} = 170 \text{ мм}$$

Бұл диаметрге мына өлшемдер шақ келеді: $D=15\text{мм}$, $D\phi=300\text{мм}$, $S=5\text{мм}$, ҚЫСЫМНЫҢ және температураның штуцерін іріктеу тең болғандықтан, олардың өлшемі $D=690\text{мм}$, $S=5\text{мм}$, $H=300\text{мм}$.

Клапан саңылау өткізбейтін болып жабдықталған олардың өлшемі $D_{\text{отп-отп}}=200\text{мм}$, болттары - 6 дана М20

Астарлы - қорғасын - асбест жоғарғы шатырдағы люкті $D=700\text{мм}$ дейміз. Сонда өлшемі $D\phi=890\text{мм}$, $S=10\text{мм}$, $H=425\text{мм}$, $d=36\text{ мм}$.

Бекіту механизімі ӨК 26-01-10-65 сәйкес алынады.

Астарлы - қорғасын - асбест

Барлық фланцеттердің астары болады, ол шеңберіне байланысты қорғасын асбест люктің жан-жағына анық болу үшін $D=1150\text{ мм}$, $S=15\text{мм}$ болатын 0*18Н/2 өлшемді анықтағыш дәнекерленген штуцер мен фланцеттерді таңдау МЕСТ 14249-73 стандартына сәйкес алынған

3 Автоматтандыру бөлімі

Сірке қышқылын алу процесінде алынған өнімнің сапасымен технологиялық тәртіптердің тұрақтылығы негізінен автоматты регулятор мен -бакылау-өлшегіш құралдардың жұмысына байланысты.

Реактордың тұрақты жұмыс істеуі, шикізат құрамының тұрақтылығында, теңдей көлемде шикізаттың келуінде және өнімнің кетуінде (материалдық баланс), колоннаға келіп жатқан шикізатпен шығып жатқан өнімнің жылуында (жылу балансы) және де колоннадағы тұрақты қысымында болуы мүмкін.

Технологиялық тәртіпті дұрыс жүргізу үшін, негізгі параметрлердің процеске және алынған өнімнің сапасына әсерін білу қажет.

Конденсаторға баратын салқындатушы су көлемінің азаюы немесе қысым реттегішінің жөндеуге келмеуі колоннадағы қысымның өзгеруіне алып келеді. Насос тоқтап қалған жағдайда, айнымалы су қамтамасыздандыру жүйесінде конденсациялық шарты қарқын нашарлап, суғару сыйымдылықтарындағы өнімнің барлық қысымы көбейіп, колоннадағы қысымның жоғарылауына алып келеді. Конденсацияның нашарлауы тағы да конденсаторлық құбырлық түйіндерде қақтардың пайда болуынан болуы мүмкін, әсіресе жазғы кездерде.

Сондықтан конденсаторлы-тоңазытқыштарды қалдықтар мен қақтардан жиілеп тазалап тұру керек. Реактордағы қысымның ауытқуына реттегіш клапанның кешігіп ашылуы немесе кешігіп жабылуы себеп болуы мүмкін. Мұндай жағдайларда бұзылған жерлерді тауып және жою керек.

Егер реактордағы температураны өзгертпесек, онда қысымның жоғарылауы қалдықтан алынатын дистилляттың жеткіліксіз парланбауына алып келеді, ал қысымның төмендеуі - жоғары қайнаушы компоненттердің конденсациясының көбеюі дистиллят сапасының нашарлауына алып келеді. Жоғарғы өнімнің құрамы суғару өзгерісінің көмегімен жететін жоғарғы реактордың температурасының өзгеруімен реттеледі. Жоғары өнімнің құрамын нақты реттеу үшін, арасындағы тарелкадағы температураны бақылаулы етіп санау керек.

Технологиялық процесті басқарудың жаңа жүйелері оператор-технологтың басқарылатын нысанға барынша жақындауын қарастырады.

Қазіргі таңда технологиялық процесті басқарудың орталықтандырылмаған жүйелері кең қолданыс тапқан. Олардың мүмкіндіктері:

- технологиялық параметрлерді басқару және өлшеу қателігін төмендетеді;
- басқару жүйесінің сенімділігін арттырады;
- басқарылу нысанынан оператор пультіне дейінгі кабельді жолдар салуға қажет шығындарды шамамен екі-үш есе төмендетеді [13].

Басқарудың орталықтандырылмаған жүйесінің негізгі артықшылықтары: - жергілікті жоғары жылдамдықты желінің болуы;

- жергілікті жоғары жылдамдықты желінің қолданылуымен оператор

бөлімін басқарылатын нысаннан неғұрлым алшақ (10 шақырымға дейін) орналастыру мүмкіндігі;

- басқару бөлімінен басқарылатын бөлімге басқаруды жүргізу үшін бөлінген жеке желілерді немесе байланыстың жоғары жылдамдықты жүйесін пайдалану.

Технологиялық процесті басқарудың жаңа жүйелері жоғары шапшаңды, сенімді және өлшеу дәлдігі жоғары (әсіресе энергетикалық параметрлері) болу керек. Бұл жағдай энерготасымалдағыштарды үнемдеуге және ақпараттың тасымалдану және өңделу кезінде оның сақталуын қамтамасыз етеді. Сонымен қатар технологиялық процестерді басқарудың жаңа жүйелерінің артықшылықтарының бірі-кез келген уақыт аралығында жүйенің технологиялық құрылымының жағдайын объективті бағалайтын жоғары сенімді бағалау бағдарламаларының болуы.

Сірке қышқылын өндіру процесінің технологиялық процесін басқарудың автоматты жүйесі есептеу құрылғыларының төменгі және жоғарғы деңгейлі құралдары мен аспаптарынан тұрады.

Бір реактордан құралған топты басқаруға арналған төменгі деңгейде ОР-37 үнемілік станциясынан шығатын сенімділігі жоғары 87-200 бақылағышы таңдалды. Жоғары сенімділікті бақылағышты таңдау технологиялық процесті 1 реакторда қолмен жүргізу мүмкінсіздігімен түсіндіріледі.

Бақылағыш блогы базалық СК бағанасында және бір ER кеңейтілген бағанасында орналасқан. Базалық бағанада 6ES7307-1KA00-0AA0 PS307-1K оректену блогы және жұмыстық жадысының көлемі 512 Кбайт болатын 6ES7318-2AJ00-0AB0 CPU318-2DP орталық процессоры орналасқан. Сондай-ақ базалық бағанада орналасқан: реактор мен құбырлардағы қысымды және шығынды бақылайтын аналогты сигналдарды енгізетін 6ES7331-7NF10-0AB0 екі модулі; кеңейту бағанасы мен базалық бағана арасында байланысқа арналған IM365 6ES7365-0BA01-0AA0 интерфейсті модуль. Кеңейту бағаналарында төмендегідей блоктар орналасқан: электропневматикалық позиционері бар клапандарды реттейтін атқарушы механизмдерді автоматты басқару үшін аналогты сигналдарды енгізудің 6ES7332-7JЮ0-0AB0 төрт модулі; сораптарды автоматты басқаруға арналған дискретті сигналдар енгізудің 6ES7321-1BШ)-0AA0 бір модулі; кеңейту бағанасы мен базалық бағана арасында байланысқа арналған IM365 6ES7365-0BA01-0AA0 интерфейсті модуль; 6ES7307-1KA00-0AA0 PS307-1K бір қоректендіру блогы. Бағанадағы модульдер процесті басқару және реттеудің негізгі функциялары кеңейтілу тақтасында жиналатындай етіп реттелген. Соның нәтижесінде модульдердің бірі істен шықса, процесті аяғына дейін жүргізіп, істен шыққан модульді технологиялық процесті тоқтатпай ауыстыруға мүмкіндік береді.

3.1 Автоматтандырудың техникалық жағдайларын таңдау

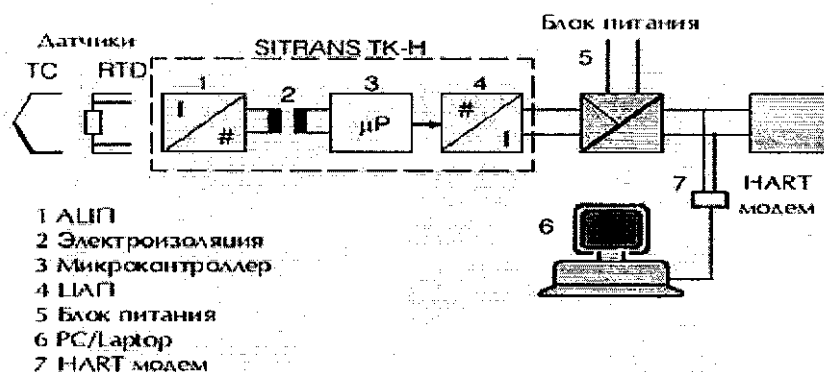
Н-бутанды сұйықфазалы тотықтыру қондырғысы үшін

автоматтандырудың техникалық жағдайларын таңдау және негіздеу «Siemens» және «Honeywell» фирмаларының құралдар каталогы негізінде жасалған.

3.1.1 Температураны өлшеу құрауыштары

Колоннаның төменгі сұйытылымын өлшеу үшін номиналды дәлдігі - 0,5%, цифрлық және аналогтық сигналы (4-тен 20 мА-ге дейін), $I_{\text{мат}}=60\text{мм}$, $P_y=1,2\text{ МПа}$, өлшеу диапазоны °С (°F) -200-ден +850-ге дейін (-328-ден +1562-ге дейін) кедергі термометрін (DIN IEC 751) таңдаймыз.

Өлшенген термокедергі сигналы (2,3 немесе 4- өткізгіш қосылыс) кірерде күшейеді. Бастапқы мәнге пропорционалды кернеу цифрлық-аналогтық құрауыш көмегімен цифрлық код құрауышына айналады.



Сурет 10
SITRANS TK-H әсерінің принципі

Гальваникалық шешілген (2) сигналдар микропроцессорға беріледі (3). Ары қарай датчиктің сызықсыздығына сәйкес (тізімнен шығады немесе еркін лараметрленеді, SITRANS TK-H датчигі үшін Pt25-тен Pt500-ге дейін (-200-ден ~850°C-ге дейін) және басқа параметрлерге (демпфирлеу, қоршаған ортаның температурасы және т.б.) сәйкес құрауышқа айналады. ЦАП-тағы (4) дайын сигнал аналогтық (4-тен 20мА-ге дейін) құрауышқа айналады. Қоректендіру блогы (5) шығатын сигнал контурында орналасқан. SITRANS TK-H параметрлендіру SIPROM (HART модем) (7) бағдарламалық қамсыздандыру үшін интерфейс модулі арқылы екі өткізгіштік сызыққа қосылған PC (6) көмегімен жүргізіледі. Бұл мақсат үшін ауыспалы коммуникатор қолдануға да болады [11].

3.1.2 Өздігінен жазғыштарды өлшеу құрауыштары

Тотықтыру қондырғысында өздігінен жазғыш SIREC таңдалып, қолданылып келеді. Өздігінен жазғыш 12 сигналға дейін өлшеп, өңдей алады. Кіретін сигналдарды қосымша өңдеу қажет болған жағдайда 12 "виртуалды" каналға дейін (кіретін сигналдар комбинациясының түрлі функциялары).

Сигналдың көзі ретінде кернеу, ток күші, «құрғақ» жанасу, термопара немесе термокедергі бола алады.

3.1.3 Қысымды өлшеу құрауыштары

Реактор ішіндегі қысымды өлшеу үшін, жоғарғы және төменгі бөлігінің қысымдарын өлшеу үшін қолданылады. Қысымды бақылау және реттеу үшін Z - 7MF1563 сериялы датчикті таңдаймыз. Датчиктің техникалық мәліметтері. Жұқа пленкалы тензодатчикті өлшеу принципі.

Кірулер: Реттелетін айнымалы шама-салыстырмалы және абсолютті қысым. Өлшеу диапазоны: 400Бар-ға дейін; Шығулар: шығатын сигнал 0-ден 20 мА-ге дейін. Дәлдігі: өлшеу қателігі (25°C кезінде линеаризация, гистерезис және қабылдау қателігін қосқанда) толық шамадан 0,25%. Номиналды жұмысшы жағдайлары: Сыртқы жағдайлары: сыртқы температура (-25-тен +85С-ге дейін); сақтау температурасы (-50 -ден +100 °С-ге дейін); жұмы температурасы (-30 -дан +120 °С-ге дейін). Орындалуы: Салмағы 0,25 кг шамасында. Материалы Al_2O_3 - 96% өлшегіш камера-процеске қосылған-таза болат, мат. №1.4571.

3.1.4 Шығын өлшеу құрауыштары

Шикізаттың және қосымша реагенттердің беру шығынын өлшеу үшін қолданылады. «Honeywell» фирмасының W3000 PLUS модельді шығын өлшегішін таңдаймыз. Бұл датчиктер сұйықтар, бу, газ, мұнай өнімдері және тағы басқа тікелей өлшеуді қамтамасыз етеді. Олардың негізгі артықшылықтары-монтаж және қызмет ету жағынан экономды болып келеді. Жоғарғы дәлдігі және өлшеу нәтижелерінің қайталанатындығымен сипатталады және мұнай өңдеу өндірісінде қолдану үшін оптимальды таңдау болып табылады.

Ары қарай сигнал шығын өлшегіштен SITRANS FM шығын құрауышына өтеді. Диаметр және максимальды шығыны: БК 80/3 ipch: 180 м³/сағ. Номиналды шығыны. Орта температурасы -20°C-тан 180 °С-қа дейін (сұраныс бойынша -40°C -тан 180°C -ге дейін) - «Siemens» фирмасының SIREC ретте құралын таңдаймыз.

Тотықтыру қондырғысы өртке, жарылысқа қауіпті және улы болғандықтан міндетті түрде электропневматикалық позиционерді қолданамыз.

Бұл аппаратты басқа стандартты құрылғылармен салыстырғанда SIPART P82 электропневматикалық позиционерді қолдана отырып, келесі артықшылықтарға ие болады. Бұл модель сызықтық және айналмалы клапандар үшін жай қызмет етуші құрал. Қосымша құралсыз қолмен басқару, ауаның минимальды шығынына, бақылау нүктесін және реттеу шегін таңдау мүмкіндігі бар. SIPART P82-нің орындау мүмкіндіктері: бір бағытталған өткізгіштер үшін платиналық немесе металл тұлғада; екі бағытталған көрсеткіштер үшін пластикалық тұлғада. Жарылыс қауіпті зоналар үшін келесі варианттарды пайдалануға болады: «жалын қауіпсіздік» (Exd);

жарылыстан қорғау түрі; жарылыс өткізбейтін тұлға (EExib) жарылыстан қорғау түрі. Sipart P82-нің 0/4-тен 20мА-ге дейін, HART протокол (опция), интерфейс PROFI BUS глапандағы позиционердің берік орналасқанын, пьезоэлектрлі басқаруы бар пневматикалық клапандар блогын бақылайтын құрылғы болып табылады. Жұмысшы зонаның өлшемі: 3-тен 130 мм-ге дейін (бұрылу бұрышы 16°-тан 90°-қа дейін, 30°-тан 100°-қа дейін). Тұлғаның материалы 6DR4*00-(пластик).

Жергілікті орны бойынша реттеу үшін «HONEYWELL» фирмасының орындаушы пневматикалық механизмін таңдаймыз. Шағын жоғарғы жағында штогы бар әмбебап реттеуші клапан. Конструкциясының модульдығы DIN және ANSI стандартына жауап береді. Түрі: өтпелі. Өлшемі: DN 15-тен 300мм-ге дейін; 1-ден 12 мм-ге дейін. Фланецтегі номинальды қысымы: PN40/ ANSI 300-ге дейін. Тұлғаның материалы: шойын, көміртекті болат, тот баспайтын жоғарғы температуралы болат, тот баспайтын төменгі температуралы болат. Қақпағы: стандартты, ұзартылған, сиффонды нығыздауыш, криогенді кондырғылар үшін. Нығыздауыш материал: тефлон (ПТФЭ), графит. Сипаттамасы: теңпайыздық, сызықтық, ашық-жабық. Өткізгіш: мембраналық пневматикалық немесе электрлік [12].

3.1.5 Деңгейді өлшеу құрауыштары

Реактордың және колонналардың сыйымдылығын деңгейін өлшеу үшін қолданылады. SITRANS LR радарлы деңгей өлшегішін таңдаймыз. Ол келесі ерекшеліктермен сипатталады: өлшеулер орта жағдайына байланысты емес. Бұл SITRANS LR -ды түрлі есептеулерге қолдануға мүмкіндік береді. Ортамен жанаспайтын болғандықтан қызмет етуі бойынша талаптарға сәйкес минималды тежеледі. Жоғары температуралық және уақыт тұрақтылығымен өлшеу эталон бойынша құрылған өздігінен калибрленген нәтиже болып табылады. Өлшеудің жоғарғы дәлдігі және қайталанғыштығына 24-ГигаГц технологиясы арқасында жетуге болады. Фланецтің диаметрі тапсырыс берушінің талабына сәйкес келетін DN 50-ден DN +50-ге дейін. Жоғары температура және антенаны ұзын аулада орналастыру мүмкіндігі бар. Антенна мен фланецтің тот баспайтын болаттан болуы тапсырыс берушінің қалауы бойынша. Конструкцияның модульдігі: тұлға екі бөлінген бөліктерден тұрады (сенсор және электроника). Құрылғылардың барлық функцияларына талдау жасау және диагностика. Мәндер немесе құрылғының қалпы үшін аналогтық 4-тен 20мА-ге дейін) және цифрлық шығыстар. Қосқатарлы дисплейлі мәзір көмегімен жай басқару және мәліметке кіруге төрт оптикалық элементі бар: құрылғы тұлғаны ашпай-ақ басқарыла береді. Өлшеу диапазоны: антеннаның шетінен санағанда максималды қашықтығы 45 м; аналогтық шығыс: тревога сигналы: 3,6 мА, 22 мА, 24 мА. Жүктеме: байланыс үшін max: 600 Ом, тіп: 230 Ом. Эталондық күйлері: Фланецтің температурасының диапазоны 40°C+100°C немесе -40°C +250°C. Қоректендіру көзі АС 120-дан 230 В-қа дейін ± 15% (50/60 Гц) немесе АС/ДС 19-дан 30 В-қа дейін [11].

4 Қауіпсіздік және еңбек қорғау бөлімі

Сірке қышқылын өндіру цехын жобалау жұмыстары, барлық технологиялық процестері ҚР техникалық реттеу туралы заңына, ҚР еңбек кодексіне және тағы басқа сәйкес қызмет атқарады. Келесі бөлімде сірке қышқылы өндірісіндегі негізгі қауіпсіздік және еңбек қорғау шараларын қарастырамыз.

4.1 Техникалық регламент

Сірке қышқылын алудың біз таңдаған әдісі н-бутанды сұйық фазада тотықтыру. Н-бутанның тотығуы 140-180°C температурада және 150 атм. қысымда жүреді. Ал процестің катализаторы болып кобальт ацетаты табылды

Сірке қышқылы (CH₃-COOH)-өткір иісті, мөлдір түссіз жанғыш сұйықтық, суда, этанолда жақсы ериді. Өзіне тән қышқыл дәмі болады. Сонымен бірге электр тогын өткізеді.

4.2 Еңбекті қорғауды ұйымдастыру

Еңбекті қорғаудағы ұйымдастыру, сірке қышқылын алу цехі 1802 м² ауданды алып жатыр.

Бұл цех үш сменамен жұмыс істейді. Жұмыс күнінің ұзақтығы 8 сағат. Цехта жұмыс істейтін адам саны 24 (Инженер, технолог, оператор, лаборант). Әр жұмыс күнінің алдында жұмыскерлермен техникалық қауіпсіздік туралы сұрақтар жалпылама қойылған цехқа орналасар алдында әр жұмыскер дәрілік комиссиядан, техникалық қауіпсіздік инструктаждан өтеді. Технологиялық құралдар мен жабдықтардың қабылдануы және іске қосуда зауыттың тағайындалған бас инженерімен өткізіледі. Қондырғыны іске қосуды қабылдау кезінде келесі құжаттар болу керек:

- техникалық журнал;
- жұмыскердің мамандығы бойынша оқытудың бағдарламасы;
- өрт қауіпсіздігі жөніндегі нұсқау;
- құрал-жабдықты қолдану;
- жаңадан келген жұмысшыларды оқыту үшін өндірістік техникалық бағдарлама.

Зауыттың бас инженері еңбек қорғау қауіпсіздік техникалық ережелердің сақталуына өндірістегі еңбек жағдайын қадағалау, жарақаттандырудың алдын-алу, кәсіпті сырқатты болдырмау шараларын іске асыру жұмыстарына тікелей басшылық етеді.

Менің жобалау объектімде еңбек қорғаудағы нұсқаулардың барлық жиі жүргізілетін қоғамдық бақылау бас мамандары мен кәсіп одақ ұйымы әкімшілік жағынан бақыланады. Мемлекеттік қадағалау мерттігу жарақаттануға байланысты тексеріліп тіркеуге алынады. Қоғамдық және мемлекеттік бақылау мына түрде жүргізіледі. Мемлекет шеңберінде қоғам тұрғысында мамандықтар саласында.

Еңбек туралы заңдылықтар негіздері өндіріс басшыларына жұмысты қауіпсіз қамтамасыз етуді талап етеді. Осыған байланысты өндіріс басқармасы барлық жұмыс орындарын сапалы техникалық жабдықтармен қамтамасыз етіп, еңбекті қорғау қауіпсіз техникасы санитарлық ережелерге сай талаптарды қадағалау тиіс [17].

4.3 Өндірістік санитария

4.3.1 Микроклимат

Өндірістік шарттарда микроклимат келесі параметрлермен анықталады: ауа температурасымен, $T^{\circ}C$, салыстырмалы ылғалдылықпен, ω %, жұмыс орнындағы ауаның қозғалыс жылдамдығымен, V , м/с, атмосфералық қысыммен, P , мм. сын. бағ.

Еңбектің өндірістілігі мен жұмысшының өзін жақсы сезінуі көбінесе қоршаған ортаның құбылыстарына, ең алдымен температураның өзгеруіне, ылғалдылыққа, ауаның қозғалыс жылдамдығына, жылулық сәулеленуге байланысты.

ЕҚСЖ стандартының талаптарына сәйкес микроклиматтық шарттар жұмыс аймағы үшін еденнен 2 м биіктікте анықталады. Қоршаған ауа температурасы 18 - 22 $^{\circ}C$ аралығында болса, салыстырмалы ылғалдылық 30-60 %-ды құраса, ал ауаның қозғалыс жылдамдығы 0,1-0,2 м/с болса адам жұмысқа жарамды болады және өзін жақсы сезінеді.

Жұмыс орнындағы еңбек шарты технологиялық процестердің механизмі мен автоматтандырылуына байланысты жақсарады, өндірістік бөлмелердегі керекті ауа алмасуының қамтамасыз етілуі, қауіпті және шаң-тозаңдалған процестерді оқшауландыру, жеке қорғайтын құралдар, т.б.

Өндірістік бөлмелердегі ауаның температурасы қарапайым сынаптық және спирттік термометрмен өлшенеді. Температураның үздіксіз тіркелуі үшін бақылауды талап етпейтін жазғыш құрал-термограф қолданылады. Өндірістік бөлмелердегі ауа температурасы әр жерде әртүрлі уақытта өлшенеді.

Ауаның салыстырмалы ылғалдылығы стационарлық немесе аспирациялық психрометрлермен өлшенеді.

Ауа қозғалысын өлшеу үшін қанатты және табақшалы анемометрлер қолданылады, ал ауаның аз қозғалыс жылдамдығын өлшеу үшін термоанемометрлер және кататермометрлер қолданылады.

Өндірістік бөлмелердегі автоматтандырылған жинақтың құрылғысы мен қазіргі заманға сай әдістері және микроклиматтың параметрлері туралы ақпараттар жұмыс аймағындағы ортаның метеорологиялық шарттары туралы жедел мәліметтерді (жылдам шаралар қолдану үшін) алуға жәрдемдеседі.

Өндірістік бөлмелердегі жұмыс аймағында ауаның керекті құрамын таңдауда химиялық лабораториялық зерттеу үшін зиянды заттардың концентрациясын анықтау мақсатымен жүргізілетін зерттеулер осы ауаның көлемінен аспайтын заттардың агрегаттық күйлеріне байланысты әртүрлі

әдістермен жүргізіледі. Ауадан әртүрлі заттарды бөліп алу үшін жұтқыш орталар пайдаланылады. Ауаның керекті құрамын таңдауда Мигуновтың электрлік респираторлары және басқалар қолданылады.

Орташа тәуліктік сынақты таңдау автоматтық газды талдаушылардың үздіксіз әрекеттесетін, автоматтық, көрсететін және тіркейтін аспаптардың көмегімен жүзеге асырылады.

Жылулық сәулеленуден қорғану шаралары төрт топқа бөлінеді: жылу бөліну қорын жоятын; жылулық радиациядан қорғайтын; адамның денесінің жылу алмасуын жеңілдететін, жеке қорғау [17].

5 Экономика бөлімі

5.1 Өнімді өндіруді есептеу

Қондырғының жұмыс істеу уақытының тиімді қорын табу үшін уақыттың күнтізбелік қорынан қондырғының жөндеуге тоқтатылуын алып тастағанға тең болады:

$$365-15=350 \text{ күн}$$

Қондырғының өнімділік жоспары 6-кестеде келтірілген

Кесте 6

Қондырғының өнімділік жоспары

Өнім атауы	Шығымы, %	т/жыл	т/тәул	кг/сағ
Кіріс: Н-бутан+O ₂	100	235294	672	28000
Барлығы:	100	235294	672	28000
Алынды:				
Сірке қышқылы	85	200000	571	23800
Метилэтилкетон	5	11765	34	1400
Этилацетат	10	23529	67	2800
Барлығы:	100	235294	672	28000

5.1.1 Ғимараттар, құрылыстар және жабдықтарға жұмсалатын жалпы шығындарды есептеу

Қондырғыларды салуға кететін шығындар негізгі қордың классификациясына сәйкес аппараттар мен жабдықтарды сатып алу, жеткізу және құрастыру шығындарының және де ғимараттар мен құрылыстарды салуға кететін шығындардың қосындысына тең. Капиталды шығындар 7-кестеде көрсетілген.

Кесте 7

Капиталды шығындар

Атауы	Алғашқы бағасы, тг	Амортизация, тг	Амортизациялық мөлшер, %
Ғимараттар	11054550	303540	2,74
Құрылыстар	334360	12055 62637550	3,60
Жабдықтар мен ауыр машиналар	210504500		29,7
Барлығы	221893410	62953145	

1 тонна өнім үшін сыбағалы капиталды салым:

$$K_{\text{сал}} = 221893410 / 110000 - 20172 \text{ тг}$$

Жобаланған қондырғыға кеткен капиталды шығын:

$$K = 20181 - 200000 = 4034400000 \text{ тг}$$

5.2 Өндірісті ұйымдастыру

Бір орта тізімді жұмысшының жұмыс уақытының балансы ауысым графигі негізінде құрастырылады. Жеті сағаттық жұмыс күні кезінде сегіз сағаттан үш ауысым ұйымдастырылады. Жеті сағаттық жұмыс күнінде жұмыс уақытының орта тізімді мөлшері 175,4. Айдың орташа күнтізбелік ұзақтығы төмендегідей болады:

$$30 \text{ күн} * 24 \text{ сағ} = 720 \text{ сағ}$$

Сол кезде қажетті бригадалар мөлшері:

4 бригада. Ауысымдардың графигі 8-кестеде көрсетілген

Кесте 8

Ауысымдардың графигі

Күн /Ауысым	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	5	16
1 ауысым	А	А	А	А	Б	Б	Б	Б	Б	В	В	В	В	Г	Г	Г
2 ауысым	В	Г	Г	Г	Г	А	А	А	А	Б	Б	Б	Б	В	В	В
3 ауысым	Б	Б	В	В	В	В	Г	Г	Г	Г	А	А	А	А	Б	Б
демалыс	Г	В	Б	Б	А	Г	В	В	Б	А	Г	Г	Г	Б	А	А

Ауысым периоды бригадалар санын бір бригаданың аптадағы жұмыс күндер санына көбейткенге тең:

Жұмыс уақытының тиімді қоры: 4

Жылдық демалыс күндер саны: 91 күн

Бірінші ауысым сағат 8-ден 16-ға дейін, екіншісі- сағат 16-дан 24-ке дейін, үшіншісі- сағат 0-ден 8-ге дейін жұмыс істейді. Ауысымдар арасындағы демалыстар 24 сағат.

Бір жұмысшының жұмыс уақытының балансы:

Жұмыс уақытының күнтізбелік қоры	365
Демалыс күндер	91
Жұмыс уақытының тиімді қоры	240
Кезекті демалыс	15
Өндіріс зияндығы үшін қосымша демалыс	12
Жалпыға бірдей міндеттерді орындау	2
Ауырып қалу	5

5.2.1 Жұмысшының жұмыс уақытының балансын есептеу

Кесте 9

Бір орта есеptі жұмысшының жұмыс уақытының балансы

Аталуы	Үздіксіз өндіріс	
	Күн	Сағат
Күнтiзбелiк уақыт	365	2920
Тоқтап қалу: Демалыс күндер	91	2184
Кап. Жөндеу	9	216
Ағымды жөндеу	4	96
Технологиялық себептермен	2	48
Жалпы жұмысқа шықпай қалу	34	360
Жұмыс уақытының тиімді қоры	240	5760

Қондырғының тиімді жұмыс істеу қоры: $365-15=350$ күн немесе 8400 сағат.

Қондырғыны пайдалану коэффициенті: $350/365=0,959$

5.2.2 Негізгі өндіріс жұмысшыларының жылдық жалақы қорын есептеу

Жұмысшылардың бір күндік жалақы қорын есептеу 10-кестеде көрсетілген

Кесте 10

Жұмысшылардың бір күндік жалақы қорын есептеу

Мамандық атауы	Тарифтік разряд	Адам саны	Тәулік бағасы, тг	Бір күндік бағасы, тг	Премия мөлшері
Оператор	6	8	228	1824	40%
Технолог	5	10	621	4968	
Операторы					
Машинист	5	6	215	1720	
Барлығы:		24			

5.2.3 Негізгі жалақы қорын есептеу

Тариф бойынша жалақы қорын анықтау:

$$K_{т.ж} = T_{к.т} * Ж_c * Ж_{т.к} \quad (5.1)$$

мұндағы $K_{т.ж}$ - тариф бойынша жалақы қоры, тг;

$T_{к.т}$ - күндізгі тарифтік төлем, тг;

$Ж_c$ - жұмысшылар саны;

$Ж_{т.к}$ - жұмыс уақытының тиімді қоры.

$$Қ_{т.ж} = 3108 * 24 / 240 = 17902080 \text{ тг}$$

$$Қ_{п} = Қ_{т.ж} * 0,2 \quad (5.2)$$

мұндағы $Қ_{п}$ - премия қоры, тг; $П$ - премия мөлшері, %.

$$Қ_{п} = 17902080 * 0,2 = 3580416 \text{ тг}$$

Түнгі жұмыс уақытының қосымша төлемі:

$$Қ_{ос.түнгі} = Қ_{т.ж} / Та.с.$$

мұндағы $Қ_{ос.түнгі}$ - түнгі жұмыс уақытның қосымша төлемі, тг;

$Та.с.$ - түнгі ауысым саны.

$$Қ_{ос.түнгі} = 17902080 / 3 = 5967360 \text{ тг}$$

Мереке күндегі жұмыстың қосымша төлемі:

$$Қ_{ос.мереке} = Қ_{т.ж} * 2,5 / 100$$

мұндағы $Қ_{ос.мереке}$ - мереке күндегі жұмыстың қосымша төлемі, тг;

2,5% - мереке күннің % саны, мына пайызбен көрсетілген, (8-100/350).

$$Қ_{ос.мереке} = 17902080 * 2,5 / 100 = 411748 \text{ тг}$$

Қайта өндірудің қосымша төлемі:

$$Қ_{ай.өнд.} = Тк.т * С.ад. / 2$$

мұндағы $С.ад.$ - адам саны.

$Қ_{ай.өнд.} = 3108 * 24 / 2 = 37296 \text{ тг}$ Жалақының негізгі қорын есептейміз:

$$Қ_{нег.} = Қ_{т.ж} + Қ_{п} + Қ_{ос.түнгі} + Қ_{ос.мереке} + Қ_{ай.өнд.}$$

$$Қ_{нег.} = 17902080 + 3580416 + 5967360 + 411748 + 37296 = 27898900 \text{ тг}$$

Қосымша жалақы:

$$Қ_{қос.} = Қ_{нег.} * Шкүн / Жт.қ.$$

мұндағы $Қ_{қос.}$ - қосымша жалақы, тг; $Шкүн.$ - жалпы жұмысқа шықпай қалған күн.

$$Қ_{қос.} = 27898900 * 34 / 240 = 3952344 \text{ тг}$$

Толық жалақы қоры:

$$Қ_{тол.} = Қ_{нег.} + Қ_{қос.}$$

мұндағы $Қ_{тол.}$ - толық жалақы қоры, тг;

$Қ_{нег.}$ - жалақының негізгі қоры, тг.

$$Қ_{тол.} = 27898900 + 3952344 = 31851244 \text{ тг}$$

Орташа айлық жалақысын табамыз:

$$Қ_{ай.жал.} = Қ_{тол.} / С.ад. * 12$$

мұндағы $Қ_{ай.жал.}$ - орташа айлық жалақысы, тг;

$С.ад.$ - адам саны;

12 - бір жылдағы ай саны.

$$Қ.ай.жал. = 31851244/24' 12 = 110595 \text{ тг}$$

Әлеуметтік сақтандыруға жіберген төлемді анықтау:

$$Қэл.сақ. = Қтол. * 10/100$$

мұндағы 10 -элеуметтік сақтандыруға жіберген пайыз, %.

$$Қэл.сақ. = 31851244 \cdot 10 / 100 = 3185124 \text{ тг}$$

5.2.4 Қосымша материалдар мен шикізат шығындарын есептеу

Қосымша материалдар және шикізатшығынының есебі 11-кестеде көрсетілген.

Кесте 11

Қосымша материалдар және шикізатшығынының есебі

Аты	Жобаланған қондырғының өнімділігі, тонна	Жылдық шығыны, тонна	Бір тоннаның құны	Толық көлем бағасы, тг
Шикізат: н-бутан	235294	235294	1551	310200000
Қосымша материал: Катализатор $Co(CH_3COO)_2$	600	600	119150	714900000
Барлығы				381690000

Энергетика ресурстары мен отын шығындарын есептеу 12-кестеде көрсетілген

Кесте 12

Энергетика ресурстары мен отын шығындарын есептеу

Электрэнергия мен отын аталуы	Жобаланған қондырғының өнімділігі, тонна	Жылдық шығыны, тонна	Баға, тг/т	Қосынды бағасы, тг
Бу, Гкал/т	235294	8800	702,85	6185080
Электроэнер, кВт*сағ/т		190000	2400	456000000
Айналым су, м ³ /сағ		2000	8225,47	16450940
Суық +6°C, Гкал/т		20000	6500	130000000
				608636020

5.2.5 Амортизациялық шығындарды есептер

$$A_{ш} = 1198216800$$

мұндағы А - Амортизациялық шығындар бағасы, мың тг;

К- капиталдық шығындар немесе негізгі қордың орташа бағасы, тг;

М - Амортизациялық мөлшер, %.

Күнделікті жөндеу шығынын өнеркәсіп базасының смета шығыны бойынша былай анықталады:

$$\text{Шк.ж} = 5 * Q$$

мұндағы Шк.ж. - күнделікті жөндеу шығыны, мың тг;

Q - жобаланған қондырғының өнімділігі, тонна/жыл.

$$\text{Шк.ж.} = 5 \cdot 355556 = 1777780 \text{ тг}$$

Қондырғыны жөндеу және құрал жабдықтардың шығыны:

$$\text{Шқ.ж.} = A \text{ Шк.ж}$$

мұндағы Шқ.ж. - қондырғыны жөндеу және құрал жабдықтардың шығыны.

$$\text{Шқ.ж.} = 1198216800 + 1777780 = 121599580 \text{ тг}$$

Тікелей шығындар 13-кестеде келтірілген

Кесте 13

Тікелей шығындар

Аталуы	Қосынды құны, тг
Отын және энергетика	608636020
Жалақы	31851244
Әлеуметтік сақтандыруға жіберілгені	3185124
Қондырғыны жөндеу және құрал жабдықтардың шығыны	121599580
Барлығы:	765271968

5.2.6 Цехтық шығындарды есептеу

Цехтың шығынын былай анықтаймыз:

$$\text{Ш}_ц = \text{Ш}_т - \text{Ш}_{ц.м.} / 100 \quad \text{Ш}_ц = 1841889188 - 2,8 / 100 = 51572897 \text{ тг}$$

мұндағы Шц. - Цех шығындары, тг;

Шт - Тікелей шығындар, тг;

Шц.м. - Цех шығындардың мөлшері, %.

Немесе цехтың жалпы зауыттық шығындарды базалық өндіріс құрылғы шығындарының негізінде анықтайды.

Жалпы зауыттың шығынын былай анықтайды:

$$\text{Ш}_ж = 1841889188 - 14/100 = 257864486 \text{ тг}$$

мұндағы Шж.з. - Жалпы зауыттың шығыны, мың тг;

Шж.м.- Жалпы зауыттың шығын мөлшері, %.

Барлық өндірілген өнімдердің өзіндік құнын барлық шығындарды қосу арқылы анықталады:

$$\text{Қос.} = 381690000 + 608636020 + 31851244 + 3185124 + 1208216800 + 51572897 + 257864486 = 2543016571 \text{ тг}$$

Дайын өнімнің бағасын анықтау 14-кестеде көрсетілген

Кесте 14

Дайын өнімнің бағасын анықтау

Өнім атауы	Саны	Өзіндік құны		Баға	
		Бір тонна, тг	Толық бағасы, млрд. тг	Бір тонна, мың тг	Толық бағасы, млрд. тг
Сірке қышқылы	200000	38890	7,78	46000	9,2

5.2.7 Рентабельділік пен пайданы есептеу

Сірке қышқылын жіберу бағасы:

$$200000 \cdot 46000 = 9200000000 \text{ тг}$$

Таза пайда:

$$(46000 - 38890) \cdot 200000 = 1422000000 \text{ тг}$$

Таза өнім көлемі:

$$9200000000 - (381690000 + 1841889188) = 6976420812 \text{ тг}$$

Негізгі фонд берілімі:

$$6976420812 / 4034400000 = 1,73$$

Еңбек өнімділік көрсеткіштер:

$$240 - 15 / 200000 = 0,018 \text{ сағ/т}$$

Сірке қышқылы өндірісінде еңбек өнімділігі (бір адам басына шаққанда) таза өніммен керсетіледі [19]:

$$6976420812 / 24 = 2968443 \text{ тг}$$

Рентабельділік:

$$1422000000 \cdot 100 / 2542926571 = 55,91\%$$

Өтелу мерзімі:

$$4034400000 / 1442000000 = 2,8 \text{ жыл}$$

Экономикалық тиімділік коэффициенті:

$$1 / 2,8 = 0,35$$

Техника-экономикалық көрсеткіштер 15 кестеде көрсетілген

Кесте 15

Техника-экономикалық көрсеткіштер

Негізгі көрсеткіштер	Модернизацияға дейін	Модернизациядан кейін	Ауытқулар
Капиталдық шығын, млрд тг	3,7	4,03	0,33
Қуаттылығы, мың т/жыл		200	
Еңбек ақы, млн тг		31,85	
Жұмысшы саны, адам		24	
Еңбек өнімділігі, сағ/т		0,018	
Таза өнім көлемі, млрд тг		6,9	
Өнім бағасы, т/тг	37000	46000	9000
Жалпы пайда, млрд тг	8,5	9,2	0,7
Таза пайда, млрд тг	1,2	1,4	0,2
Рентабельдік, %		55,91	
Өтеу мерзімі, жыл		2,8	

6 Қоршаған ортаны қорғау бөлімі

6.1 Негізгі ластаушы көздер мен олар туралы түсініктер

Негізінен үш негізгі атмосфераны ластаушы көздер бар: өнеркәсіп, тұрмыстық қазандық және транспорт. Жалпы ауаның ластануында осы көздердің әрқайсысының үлесі орнына байланысты қатты айрықшаланады. Қазір жалпы қабылданған бойынша ауаны қатты ластайтын көзі өндіріс екені белгілі. Ластаушы көздер - жылу электростанциялары, ауаға түтінмен бірге күкіртті және көмірқышқылды газды шығарады; металлургиялық өндіріс, әсіресе ауаға азот оксидтерін, күкіртсутек, хлор, фтор, аммиак, фосфор қоспаларын, сынап пен мышьяқтың бөлшектері мен қоспаларын шығаратын түсті металлургия; химиялық және цемент зауыттары. Зиянды газдар өндіріс мұқтажы үшін отындарды жағу, тұрғын үйлерді жылыту, транспорт жұмыстары, өндірістік және тұрмыстық қалдықтарды жағу нәтижесінде ауаға түседі. Атмосфералық ластаушылар біріншілік, атмосфераға тікелей түсетін және екіншілік, соңғыларының айналу нәтижесі болатын топтарға бөлінеді. Осылай, атмосфераға түскен күкіртті газ су буымен әрекеттесіп, күкірт қышқылының тамшыларын түзетін күкіртті ангидридке дейін тотығады. Күкіртті ангидридтің аммиакпен әрекеттесуінен аммоний сульфатының кристалдары түзіледі. Осылайша ластайтын заттар мен атмосфера компоненттері арасындағы химиялық, фотохимиялық, физико-химиялық реакциялар нәтижесінде басқа екіншілік белгілер пайда болады. Ғаламшардағы пирогендік ластанудың негізгі көзі жыл сайын алынатын қатты және сұйық отындардың 70%-дан астамы пайдаланатын қазандық қондырғылар металлургиялық және химиялық өнеркәсіптер жылу электростанциялары болып табылады. Пирогендік түзілудің негізгі зиянды қоспалары келесілер: көміртегі оксиді, күкіртті ангидрид, күкірт ангидридi, күкіртсутек және күкіртті көміртек, азот тотықтары, фтор қосылыстары, атмосфераның аэрозольды ластануы [20].

6.2 Химиялық ластану

Ластаушылар табиғаты бойынша былай бөлінеді.

- биологиялық ластану - экожүйеге оған жат организм түрлерін әкелу және олардың көбеюі;

- физикалық (радиациялық, жылулық, жарықтық, электромагниттік, шулық және тағы басқалар);

- химиялық (биосфераның химиялық заттармен ластануы). Химиялық ластануға қоршаған ортада табиғи, табиғи антропогенді және антропогенді процестер немесе тіршілік ортада болып жатқан физикалық-химиялық процестер кезінде зиянды, улы заттардың болуын жатқызады.

Қазіргі кезде химиктерге химиялық заттардың 4-5 млн. түрі белгілі. Олардың саны жыл сайын 10%-ға өсіп отырады. Адам организміне әртүрлі жолдармен (тамақпен, ауамен, сумен) түсіп отыратын организмге жат

химиялық ластаушы заттарды ксенобиотиктер (Ксенос- жат, биос-өмір) деп атайды [20].

Жердің гиосферасы бойынша атмосфераның, гидросфераның және литосфераның ластануын айырады. Қоршаған ортаның компоненттері мен ластану орындары бойынша химиялық ластануды келесі түрлерге бөледі:

- ауаның ластануы;
- тұрмыстық және өндіріс бөлмелердің;
- топырақтың;
- тамақтың және тағы басқалардың.

Ортаның химиялық ластаушы көздерін мынандай үлкен топтарға бөлеміз:

- қоршаған ортаға сұйықтың, газды және қатты түрдегі өндіріс қалдықтарын шығаратын техникалық қондырғылар;
- ластаушы заттар шығаратын, немесе оларды жинақтап сақтайтын шаруашылықтар;

6.3 Атмосфераның ластануы

Атмосфералық ауаның ластануы адам организміне тікелей әсер етеді, ал атмосфераның ластануы (бүкіләлемдік деңгейде) жанама түрде климаттың өзгеруі арқылы, биосферадағы озон қабатының бұзылуымен қышқылдық жауынмен әсер етеді. Ауаны ластаушы заттардың негізгі түріне: атмосфералық газдар (азоттың, күкірттің, көміртегінің газдары), көмірсутектер (хлор-, азот-, фтор-, фосфорлы заттар), фенолдар, альдегидтер, ауыр металдардың аэрозолдары мен басқа да органикалық және минералды заттарды жатқызамыз. Бұлардың көбісі улылығымен канцерогендік қасиеттері арқасында онкологиялық ауруларға әкеледі.

Ауаны негізгі ластаушылар қатарына ауаға қорғасынды, көміртек оксидін, альдегидтерді, шаңдарды, әртүрлі газдар мен ароматты көмірсутектерді (бензоперен, фенолтрин) және тағы басқа шығарып тұратын автотранспортты, жылу электростанцияларын, металлургиялық, мұнай өндіретін және химиялық өндіріс орындарын жатқызады.

Аэрозольдер - бұл ауада өлшеулі күйде болатын қатты және сұйық бөлшектер. Аэрозольдердің қатты компоненттері көп жағдайда ағзалар үшін өте қауіпті, ал адамдарда өзіндік аурулар тудырады. Атмосферадағы аэрозольды ластану түтін, тұман, мұнар және буалдыр (бұлдыр) түрінде болады. Атмосферада аэрозольдердің көп бөлігі қатты бөлшектердің сұйық бөлшектермен немесе су буымен әрекеттесу кезінде пайда болады. Аэрозоль бөлшектерінің орташа өлшемі 1-5 мкм. Жер атмосферасына жыл сайын 1 куб.км. жуық шаң тәрізді жасанды бөлшектер түседі. Сонымен қатар шаң тәрізді бөлшектердің көп бөлігі адамдардың өндірістік әрекеті кезінде де түзіледі. Ауаны ластаушы жасанды аэрозольдердің негізгі көзі күлділігі жоғары көмірді пайдаланатын ЖЭС, байытушы фабрикалар, металлургиялық, цементтік, магнезиттік және мыс зауыттары болып табылады. Бұлардан шыққан аэрозоль бөлшектері химиялық құрамының

эртүрлілігімен ерекшеленеді. Олардың құрамында жиі кремний, кальций және көміртегі қосылыстары, кейде темір, магний, марганец, цинк, мыс, никель, қорғасын, сурьма, висмут, селен, мышьяк, бериллий, кадмий, хром, кобальт, молибден металдарының оксидтері, сонымен қатар асбест табылып жатады. Бұдан да көп эртүрлілік органикалық шаңға тән. Оның құрамында алифаттық және ароматтық көмірсутектер, қышқылдардың тұздары болады. Мұндай шаң мұнай өңдеуші, мұнайхимиялық және басқа да осыған ұқсас өндірістердегі пиролиз процесі кезінде қалдық мұнай өнімдерін жағу кезінде пайда болады. Аэрозольдік ластаушылардың тұрақты көздері өндірістік үйінділер болып табылады. Бұлар пайдалы қазбаларды алу кезінде немесе қайта өңдеу өндірісінің, ЖЭС қалдықтарынан түзілетін, өңделмей қалған материалдардан тұратын жасанды үйінділер. Шаң, улы газдардың көздері - жару жұмыстары болып табылады. Осылайша, массасы бойыншы орташа жарылыс (250-300 тонна жарылғыш заттар) нәтижесінде атмосфераға 2 мың куб м-ге жуық шартты көміртегі оксиді және 150 тоннадан астам шаң шығарылып тасталады. Цемент және басқа құрылыс материалдарының өндірісінде атмосфераны шаңмен ластау көзі болып табылады. Бұл өндірістің негізгі технологиялық процестері - шахталарды, жартылай фабрикаттарды және ыстық газдар ағынындағы алынатын өнімдерді ұнтақтау және химиялық өңдеу, әрқашан атмосфераға шаңдар мен басқа да зиянды заттарды шығарумен жүреді. Атмосфералық ластаушыларға - 1-ден 13-ке дейінгі көміртек атомдары бар қаныққан және қанықпаған көмірсутектер жатады. Олар күн радиациясымен қозғаннан кейін басқа да атмосфералық ластаушылармен әрекеттесіп, эртүрлі айналуға - тотығу, полимеризацияға түсуі мүмкін. Осы реакциялар нәтижесінде аэрозольдік бөлшектер түрінде қышқылды қосылыстар, бос радикалдар, көмірсутектердің азотты және күкіртті қосылыстары түзіледі. Кейбір ауа райы жағдайларында ауаның төменгі қабатында зиянды газ тәрізді және аэрозольді қоспалардың көп бөлігі түзілуі мүмкін.

Әдетте бұл ауа қабатында шаңды газ эмиссиясы үстінен ауа қабатында тікелей конверсия жүреді. Бұл - суық ауа қабатының жылы ауа қабаты астында орналасуына байланысты ауа массасына кедергі келтіріп, қоспалардың жоғары қарай көтерілуін болдырмайды. Нәтижесінде зиянды газдар инверсия қабатының астында жиналады. Олардың төмендегі мөлшері күрт өседі. Бұл табиғатта бұрыннан белгісіз фотохимиялық тұманның түзілуінің бір себебі болып табылады [21-22].

ҚОРЫТЫНДЫ

Бұл дипломдық жобада сірке қышқылын өндірістік алу жолы қарастырылып, оның ішінде н-бутаннан алу әдісі жобаланды.

Көмірсуларды тотықтыру арасында н-бутанды сұйық фазада тотықтыру қызықты және перспективалы процесс. Бұдан пайда болған өнімдер бағалы болып келеді. Осының ішінде сірке қышқылы негізгі өнім болып табылады. Сонымен қосымша маңызды тауарлық өнімдер алынды.

Дипломдық жобаның есептеу бөлімінде келесі есептер жүргізілді: механикалық есеп, қолданылатын жабдықтар мен аппараттардың материалдық, жылулық есептеулері. Есептеулер негізінде берілген өнімділікті қамтамасыз ететін аппараттардың түрлері, өлшемдері және сандары анықталды, сонымен қатар қосалқы саймандар іріктелді.

Дипломдық жобада еңбекті қорғау және қоршаған ортаны қорғау шаралары қарастырылып, экономикалық бөлімінде үрдістің негізгі техникалық-экономикалық көрсеткіштері есептелді, сірке қышқылын өндіретін цехтің құрылысының экономикалық пайдалылығы анықталды.

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

- 1 Тайкулакова Г.С. Мұнай газ өнеркәсібіндегі кәсіпорын экономикасы - Алматы:ҚазҰТУ, 2005. - 82 б.
- 2 Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза -М.: Химия, 1988.-582 с.
- 3 Поконова Ю.В. Нефть и нефтепродукты -М.: Химия, 1990. -903 с.
- 4 Беркман Б.Е. Основы технологического проектирования производств органического синтеза - М.: Химия,1970. - 368 с.
- 5 Тимофеев В.С., Серафимов Л.А. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза - М.: Высшая школа, 2003.-536с.
- 6 Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии - М.: Химия, 1991. - 272 с.
- 7 Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок - М.: Высшая школа, 1982. -208 с.
- 8 Химия и технология органического синтеза. - М.: Сектор научно-технической информации, 1963. -468 с.
- 9 Казарновский В.А. Синтетическая уксусная кислота - Л.: Госхимиздат., 1946.-345 с.
- 10 Эрих В. Н. Химия и технология нефти и газа Изд 3 -е. - Л.: Химия, 1985.-408 с.
- 11 Лапшиников Г.М., Полойкий С.Б. Автоматизация производственных процессов химических производств -М.: Химия, 1989.-342 с.
- 12 Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза - М.: Химия, 1988. -265 с.
- 13 Вихман Г.Л. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов Изд 2-е.- М.: Машиностроение, 1978. -327 с.
- 14 Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологий - М.: Химия, 1991.-491 с.
- 15 Хакімжанов Т.Е. Еңбек қорғау – Алматы: ҚазҰТУ, 2008. - 236 б.
- 16 Козловского В.А. Санитарные правила и нормы по гигиене труда в промышленности - Омск, 1995. -258 с.
- 17 Метереологиялық жағдайлар қауіптілігі ҚР ҚНЖЕ. Ресми басылым - Астана: 2002. - 290 б.
- 18 Ғимараттардың өрт қауіпсіздігі ҚР ҚНЖЕ. Ресми басылым – Астана: 2003.-290 б.
- 19 Темірғалиев С.Ж. Дипломдық жобаның экономика бөлімі - Алматы: Білім, 2000. - 36 б.
- 20 Мокрый Е.Н., Котович Х.З., Гуменецкий В.В. Охрана окружающей среды нефтеперерабатывающей промышленности - Львов: Львовский университет, 1989. - 376 с.
- 21 Санитарные нормы проектирования на промышленных предприятиях (СН 245 - 86) - М.: Стройиздат, 1987. - 98 с.
- 22 Шакиров В.С., Сарбасов А.С., Пернеев М.Ж. Методические указания и выполнения раздела "Охрана окружающей среды" 1998. - 52 с.
- 23 Равдел А.А., Пономарев А.М. Краткий справочник физико-химических величин - М.: 2002. - 240 с.

Ғылыми жетекшінің пікірі

Дипломдық жоба

(жұмыс түрінің атауы)

Азиналиев Д.А.

(білім алушының Т.А.Ә.)

5B072100-ОЗХТ

(мамандық атауы мен шифрі)

Тақырыбы: Сірке қышқылын өндіру цехын жобалау

Бұл дипломдық жобада катализатор ретінде кобальт ацетатын қолданып, тотықтыру арқылы сірке қышқылы және қосымша өнімдер алу жобасы өзіміздің республикамызда өндіріске келтірілген. Дипломдық жобада тақырыпқа сай соңғы жылдардағы әдебиеттерге шолу жасалған, яғни осы тақырып жайлы саланың даму тарихы, сірке қышқылы өндірудің бірнеше әдістері, соның ішінде ең тиімді әдісі таңдалынып алынған. Бұл бөлімде – әдістің қысқаша сипаттамасы шикізат пен дайын өнімнің сипаттамасы, жобаланатын өндірістің құрылыс орнын таңдау және қондырғының технологиялық жүйесінің жазбасы, технологияның жұмыс режимі, қондырғының материалдық балансын есептеу, технологияның механикалық есептеулері, мұнай өңдеу зауытының негізгі аппараты туралы деректер келтірілген. Жобада технологиялық процестер, қазіргі заманның бақылау – өлшегіш аппараттары пайдаланылып автоматтандырылған. Жобаны жасау барысында қондырғының бас жоспары, қоршаған ортаны қорғау, еңбекті қорғау бөлімдері де көрсетілген, процестің негізгі техника-экономикалық көрсеткіштері анықталған.

Бұл дипломдық жобаны барлық талаптар мен стандарттарға сай жасаған және жұмысты орындау барысында көпшілік инженерлік есептеулерді жасағанын байқадым. Осы мәселелердің барлығын ескере отырып Думанның дипломдық жобасына және орындаушы студентке жоғары деген баға беремін.

Ғылыми жетекші

Лектор



Нурсұлтанов М.Е.

«06» 05 20__ ж.

Отчет подобия



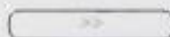
Университет:	Satbayev University
Название:	Сірке қышқылын өндіру цехын жобалау
Автор:	Азиналиев Д.А.
Координатор:	Мерей Нурсултанов
Дата отчета:	2019-05-08 04:41:22
Коэффициент подобия № 1:	9,6%
Коэффициент подобия № 2:	2,7%
Длина фразы для коэффициента подобия № 2:	25
Количество слов:	13 039
Число знаков:	99 130
Адреса пропущенные при проверке:	
Количество завершенных проверок:	5



К вашему сведению, некоторые слова в этом документе содержат буквы из других алфавитов. Возможно - это попытка скрыть позаимствованный текст. Документ был проверен путем замещения этих букв латинским эквивалентом. Пожалуйста, уделите особое внимание этим частям отчета. Они выделены соответственно.
Количество выделенных слов 71



Самые длинные фрагменты, определенные, как подобные



Документы, в которых найдено подобные фрагменты: из RefBooks