

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ
УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН ПОЛИМЕРЛЕРДІ ӨНДЕУДІҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ

Әлихан Ә.А.

ТАБИҒИ ГАЗ МЕТАНДЫ КОНВЕРСИЯЛАУ АРҚЫЛЫ МЕТАНОЛ
ӨНДІРІСІНІҢ ҚОНДЫРҒЫСЫН ЖОБАЛАУ

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

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

Алматы 2019

**Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ
ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ**



**ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ**

**ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН
ПОЛИМЕРЛЕРДІ ӨНДЕУДІҢ ХИМИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ**

«Қорғауға жіберілді»
Кафедра меңгерушісі
_____ Г.Ж.Елигбаева

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

тақырыбы: «ТАБИҒИ ГАЗ МЕТАНДЫ КОНВЕРСИЯЛАУ АРҚЫЛЫ
МЕТАНОЛ ӨНДІРІСІНІҢ ҚОНДЫРҒЫСЫН ЖОБАЛАУ»

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

Орындаған

Әлихан Ә.А.

Ғылыми жетекші, PhD,
ассистент профессор

Наурызова С.З.

Алматы 2019

РЕФЕРАТ

Жоба 53 бет., 10 сур., 36 кесте, 22 әдеби деректерден тұрады.

МЕТАНОЛ, СИНТЕГАЗ, СИНТЕЗДЕУ ӘДІСТЕРІ, ТЕХНОЛОГИЯ, РЕКТИФИКАЦИЯЛЫҚ КОЛОННА.

Зерттеу немесе зерттемелер нысаны: жобаны орындау барысында шикізат метан газы болғандықтан Қазақстанда мұнай және газ саласы дамуына байланысты оның қолжетімділігіне көңіл бөлініп таңдалынып алынған.

Жұмыстың мақсаты: жоба болашақта ел экономикасын көтеріп, жаңа жұмыс орындарын ашып, еліміздің мұнай химия саласын дамытуға мақсатталған.

Зерттеу жұмысының әдістері немесе әдістемесі: әдеби шолу жасап соның негізінде өндірудің тиімді әдісі таңдалынып, соған сәйкес есептеулер жүргізу.

Зерттеу нәтижелері және олардың жаңалығы: дипломдық жобада метаннан метанол өндіру қондырғысын өз мемлекетімізде орнаудың тиімділігін әртүрлі инженерлік есептеулер жүргізу арқылы дәлелденді.

РЕФЕРАТ

Проект содержит 53 стр, 10 рисунков, 36 таблиц и 22 источников.

МЕТАНОЛ, СИНТЕГАЗ, МЕТОДЫ СИНТЕЗОВ, ТЕХНОЛОГИЯ, РЕКТИФИКАЦИОННАЯ КОЛОННА.

Объекты исследования или разработки: жобаны орындау барысында шикізат метан газы болғандықтан Қазақстанда мұнай және газ саласы дамуына байланысты оның қолжетімділігіне көңіл бөлініп таңдалынып алынған.

Цель работ: проект нацелен на дальнейшее повышение экономики страны, создание новых рабочих мест и развитие нефтехимической отрасли страны.

Методы или методология проведения работ: на основе литературного обзора был выбран эффективный метод производства, в соответствии с которым производить расчеты.

Результаты работы и их новизна в дипломном проекте эффективность установки по производству метанола из метана в своей стране доказана проведением различных инженерных расчетов.

ESSAY

Project 53 p., 10 figures, 36 tables and 22 sources.

METHANOL, SYNTAGES, METHODS OF SYNTHESIS, TECHNOLOGY, DISTILLATION COLUMN.

Objects of research or development: during the implementation of the project due to carbon dioxide methane gas was chosen attention to its availability in connection with the development of the oil and gas industry in Kazakhstan.

The aim of the work: the project aims to further improve the country's economy, create new jobs and develop the country's petrochemical industry. Methods or methodology of work: on the basis of the literature review, an effective method of production was chosen, according to which calculations should be made.

The results of the work and their novelty: in the diploma project, the effectiveness of the installation for the production of methanol from methane in the country is proved by various engineering calculations.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе	7
1 Әдеби шолу	8
1.1 Метанол өндірісі технологиясыны туралы мәлімет	8
1.2 Аппараттардың конструктивтік түрлері	8
1.3 Метанол синтезі процесінің технологиялық сұлбаларына шолу	11
1.4 Өнімнің сипаттамасы	16
1.5 бастапқы шикізат пен жартылай өнімдердің сипаттамасы	17
1.6 Процестің физика-химиялық негіздері	19
1.7 Метанол синтезі процесінің режимдік параметрлері	22
1.8 Метанолдың қолданылуы	23
2 Технологиялық бөлім	25
2.1 Өндірістің сипаттамасы	25
2.2 Процесті технологиялық ресімдеу	26
2.3 Материалдық баланс	27
2.4 Жылулық баланс	38
2.5 Метанол синтезі аппаратының технологиялық есебі	42
2.6 Метанол синтезі реакторын механикалық есептеу	45
3 Процесті автоматтандыру және басқару	49
3.1 Автоматтандыру және басқару мақсаты	49
3.2 Технологиялық процесті бақылау және басқару	49
4 Еңбекті қорғау және қауіпсіздік техникасы	51
4.1 Зиянды және қауіпті өндірістік факторларға сипаттама	51
4.2 Еңбек қорғау бойынша сақтану шаралары	52
5 Қоршаған ортаны қорғау	53
5.1 Қоршаған ортаның ластануы	53
5.2 Атмосфералық ауаны қорғау	53
5.3 Химиялық ластану	54
5.4 Су қоймаларының ластануы	54
6 Экономикалық бөлім	55
6.1 Өндіріс тиімділігін талдау	55
6.2 Өндіріс бойынша дайын өнімнің өзіндік құнын есептеу	56
Қорытынды	63
Пайдаланылған әдебиеттер тізімі	64

КІРІСПЕ

Метанол - органикалық синтездің маңызды өнімдерінің бірі. Ол еріткіш, жартылай өнім ретінде басқа өнімдерді (формальдегид, диметилтерефталат, метилметакрилат, метиламин, сірке қышқылы, карбамидті шайыр және т. б.) өндіру кезінде кеңінен қолданылады. Сонымен қатар, соңғы уақытта метанолды ақуыздың микробиологиялық синтезі үшін шикізат ретінде, энергия көзі ретінде, сондай-ақ моторлы отын компонентін синтездеу үшін - метилтретбутилді эфир-тиімді антидетонатор ретінде кеңінен қолдана бастады. Қазіргі уақытта метанол өндірісі көлемі бойынша органикалық өнімдердің қалған өндірістерінің ішінде 7-8-ші орында тұр.

Бұл жұмыста қазіргі заманғы өндірістер жағдайында оның синтезі процесі, физикалық-химиялық қасиеттері, тұтыну саласы, осы өнім нарығының ағымдағы жағдайы зерттелетін болады. Метанол мәні бойынша қазіргі заманғы химия өнеркәсібі шығаратын аса маңызды көп тоннажды өнімдердің бірі болып табылады. Пластикалық массаларды, синтетикалық талшықтарды, еріткіш ретінде және т.б. алу үшін кеңінен қолданылады.

Синтетикалық сұйық отынның ірі тоннажды өндірісінің перспективалық технологиясы белгілі бір қызығушылық тудырады. GTL-технологиясы табиғи немесе ілеспе мұнай газынан сұйық көмірсутектерді – синтетикалық мұнай, синтетикалық мотор отындарын алуға мүмкіндік береді. Бұл технология аралық өнім - синтез-газды алуға негізделген, кейіннен оны көмірсутектердің кең фракциясына немесе метанолға каталитикалық айналдыру, соның негізінде бензин және құрамында оттегі бар әртүрлі өнімдер алуға болады.

Тақырыптың өзектілігі: Қазіргі уақытта GTL технологиясын қолдану мүмкіндіктеріне қатысты жаңа ұсыныстар пайда болады. Өнеркәсіптік ауқымда GTL технологиясын енгізу газ өндіруші елдерге немесе мұнай-газ компанияларына бұрын тұтынушыға өндіру және тасымалдау экономикалық тұрғыдан тиімсіз деп саналған газ қорларын талап етілген өнімге айналдыруға мүмкіндік береді.

Синтез-газдан метанол алу Қазақстан жағдайында табиғи газдың ірі жеткізушілерінің бірі ретінде басым. Өз шикізат базасына ие бола отырып, Қазақстан экономикалық тұрғыдан неғұрлым тиімді жағдайға ие, өйткені өндірістің рентабельділігі, бірінші кезекте, газ жеткізу және оған баға тұрақтылығымен анықталады және сондықтан мұндай өндірісті құрудың барлық перспективалары бар.

Жұмыстың мақсаты: Газ синтезінен метанол синтездеу процесінің әдістерін талдау, сонымен қатар жоғары қалыптау өнімін алу үшін метанол синтезін орнатуды жобалау.

Міндеттер: Қойылған мақсаттарды іске асыру келесі міндеттерді шешу қажеттігіне себепші болды.

- көмірсутек шикізаты мен одан алынған өнімдердің сыртқы және ішкі нарықтарының жай-күйін талдау және даму үрдістерін анықтау;

- метанол өндіру процесін зерттеу;

- метанол алу бойынша қолданыстағы технологияларға талдау жүргізу;

Дипломдық жоба газ тәрізді көмірсутектерден (табиғи газдан) алынатын синтез-газдан метанол синтезін өндіруді жобалауға арналған.

1 Әдеби шолу

1.1 Метанол өндірісі технологиясыны туралы мәлімет

Отандық органикалық синтез тарихы 19 ғасырдан бері жүріп келеді. Сол кезде өндіріс текшелік батареяларда қарапайым тәсілмен жүргізілді. Өнімдер сол уақытта шектеулі сұраныс болды [1].

Метанол өндірісіне қатысты мәселелермен айналысатын көптеген шетелдік ғалымдардың арасында ең алдымен М. Бойлер, Ж. Дюма, М. Бертло, М. Гудман, М. Сьютон және т.б. метанолдың шетелдік өндірушілері "BASF"(Германия), "Haldor Topsoe"(Дания фирмасымен), "Chemical Systems inc."(АҚШ), "ICI"(Ұлыбритания), "Lurgi", "ToyoEpdіneegіпd", "PetroWorld" (Оңтүстік Африка).

Табиғи газдың тотығуымен метанол синтезі. Метанол синтезінің бір әдісі ПГ және ПГТ бір сатылы синтезі оның метанолға дейін толық тотығуы арқылы өндіру ұсынылады. ПГ тотығуы кезінде эфирлерді, кетондар мен спирттерді тұндырумен аралық реакция өнімдері алынады. Бірақ мұндай синтезді жүргізу кезінде зерттеушілер алдында келесі проблемалар болды: метанолдың аз шығуы және процестің төмен селективтілігі. Бұл жағдайда қатаң сапа талаптарына жауап беретін метанолды синтездеу өте қиын. [2, 5].

Ілеспе мұнай газдарының сұйық фазалық тотығуы. ПГҚ сұйықтық фазды тотығу әдісі басталды және АҚШ-та кеңінен таралған. Осы әдіске сәйкес, метанолмен қатар құрамында оттегі бар басқа заттар (ацетальдегид, формальдегид және т.б.) алынады.

Сығымдалған газдардың тотығуы кезінде құрамында оттегі бар өнімдердің күрделі қоспасы - оксидат (мысалы, шикізаттың 1 тоннасы 85 кг-ға жуық метанол, 250 формальдегид, 120 ацетальдегид қосылады) пайда болады. Бұл әдіс оксидатты тиімді бөлу бойынша туындаған қиындықтарға байланысты кең қолдануға ие болған жоқ.

Нәтижесінде, ілеспе мұнай газдарының сұйықфазалық тотығуының бұл әдісі тек қоспадан өнімді бөлу, шығындары шикізатқа қарағанда төмен болған кезде ғана өзекті болуы мүмкін.

1.2 Аппараттардың конструктивтік түрлері

Метил спиртін синтездеу кезінде реакциялық түйіннің орындалуы әртүрлі болады, бұл синтез жүргізу шарттарын және жылу жүйесінен алып тастау тәсіліне негізделіп алынған.

Құбырлы реакторлар кең таралған (Сурет 1, а), реакциялық қоспа құбырлардағы катализатормен бірге, құбырлар арасындағы кеңістіктегі су конденсатымен бірге қозғалады, белгілі бір жылу мөлшерін алады және осылайша реакциялық массаны суытады.

Шикізаттың бастапқы массасын жылыту үшін реакциялық қоспаның жылуын пайдаланады, сонда жоғары ПӘК жетеді және 1т метанол жоғары қысымдағы 1 т бу генерацияланады, бірақ аппараттың үлкен металл

сыйымдылығы, онда құбырларға аппараттың барлық жалпы массасының аз бөлігі бөлінеді.

Шахталық түрдегі саптамасы бар реакторларда катализаторды аппараттың барлық биіктігі бойынша ретсіз үйіп қояды. Жылу алмастырғыштардан (шығарылатын) кейін газ электр жылытқыш орналасқан орталық құбырға жүреді, содан кейін катализаторға жіберіледі. Суық байпастарды катализаторлық аймаққа бүкіл биіктігі бойынша біркелкі бүркеді.

Ең көп таралған адиабатикалық реакторлар бар, бірнеше (әдетте төрт) катализатордың тұтас деңгейлері бар (сурет.1, б). Сыйымдылықсыз сөрелік саптамасы бар осы реакторларда жылу алмасу құрылғылары қойылмайды, ал жылуды бұру және температураны басқару үшін арнайы ромбикалық таратқыштардың көмегімен қабаттар арасында суық синтез-газ жүргізеді, бұл ыстық және суық газды тиімді сұйылтуды қамтамасыз етеді. Мұндай колоннадағы температура түрі сатылы, өйткені оның біртіндеп жоғарылауы катализатор қабаттарында күрт құлдыраумен өзгереді, ол суық газбен араласады.

Бастапқыда бастапқы шикізаттың бір бөлігін ғана қыздырады, ал қалған реакциялық жылу жүйеден жоғары қысымды буды өндіру үшін қолданылады.

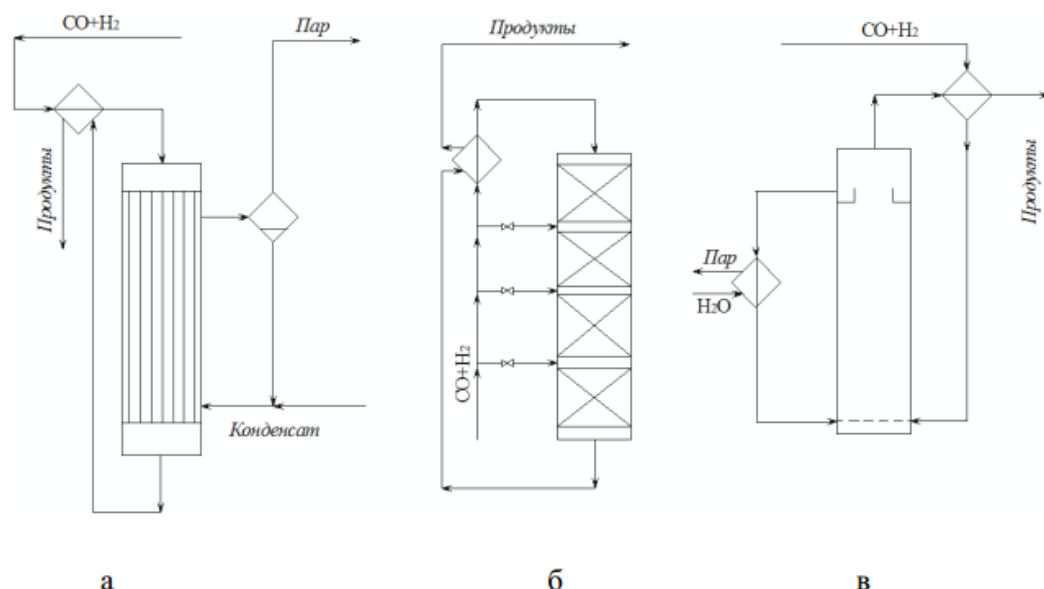
Біріктірілген сөрелік саптамасы бар реактор неғұрлым тиімді. Мұндай реакторлар қарапайым және сенімді, қажетті температуралық режимді қамтамасыз етеді.

Соңғы уақытта реакциялар жүргізудің тағы бір тәсілі анықталды, ол үш фазалы жүйеде синтезбен аталды (сурет.1, в). Процесс көмірсутектің инертті газдалмаған фазасында, сұйықтыққа суспендирленген гетерогенді катализаторымен және осы суспензияның катализаторлар қабаты арқылы синтезді-газды өткізумен жүргізіледі. Реакция жылуын бу генераторының және онда айналатын сұйықтықтың есебінен немесе су дистилляты бар ішкі жылу алмастырғыштардың көмегімен жүргізеді. Метанол (және көмірсутегінің бөлігі) өңделмеген синтез-газбен бөлінеді; олардың жылуы бастапқы газды қыздыру үшін қолданылады.

Бұл тәсілдің артықшылығы сұйық фазалық реакция кезінде синтездің тепе-теңдігі үшін неғұрлым қолайлы жағдайларға қол жеткізіледі, бұл реакциялық газда метанол концентрациясын 15% (об.) 5% орнына (об.) әдеттегі синтезде. Синтез-газдың өзгеру дәрежесін 15% орнына 35-ке дейін жеткізе отырып. Газ рециркуляциясы және энергетикалық шығыны төмендейді.

Жылу кәдеге жарату кезінде шығатын жоғары қысымды бу турбокомпрессорлардың жетегі үшін пайдаланылады, ал турбиналардан бу көмірсутектерді синтездеу-газға және өнімдерді ректификациялауға айналдырады.

Метанол өндірісінің қазіргі заманғы тәсілдері айналымдағы жүйеде пайдаланылатын ағынды реакторларға негізделеді. ICI фирмасымен жасалған схема ең көп таралған [7].



а-кұбырлы реактор; б– катализатордың бірнеше қабаты бар адиабаттық реактор; в-үш фазалы жүйедегі синтездеуге арналған реактор.

1 сурет. Метанол синтезіне арналған негізгі конструкциялар.

Циркуляциялық жүйені қолдану метанолдың қолайсыз термодинамикасының салдарынан туындайтын бастапқы газды өндеудің үлкен деңгейін қамтамасыз етеді.

Процесс параметрлерін таңдау жоғары селективтілік және өнімділік талаптарымен есептеледі.

Жаңа енгізуден кейін құрамында мыс бар катализаторларда (220 – 280°C; 5-8 МПа) төмен қысымды технологияға көшу болды. Бұл ауысу синтез қысымы мен температурасының төмендеуімен ғана емес, сонымен қатар жанама өнімдер концентрациясының төмендеуімен және шикі метанол сапасының ұлғаюымен байланысты. Қазіргі уақытта әртүрлі фирмалармен әзірленген өнеркәсіптік мыс бар катализаторлар желісі бар. Бұл катализаторлардың негізгі компоненттері CuO , ZnO , Al_2O_3 болып табылады.

Бұл мыс бар катализаторлардың негізгі артықшылықтары салыстырмалы төмен температура мен қысымда синтездеу жүргізу мүмкіндігі болып табылады, бұл алынатын өнім сапасының күрт өсуіне әкеліп соғады. Негізгі кемшілігі-олардың нашар тұрақтылығы, бұл пайдалану мерзімін азайтады. Барлық жабдық процестің ерекшелігін ескере отырып таңдалған және қондырғының қолайсыз және үздіксіз жұмысын қамтамасыз ететін жеткілікті беріктілік қоры бар [8].

1.2.1 Жоғары қысым кезінде синтездеуге арналған реакторлар

Жоғары қысым кезінде синтез реакциясы үшін қуыс типті реакторлар қойылады. Реактордың герметикалығына кепілдік беретін нығыздау, бұл жағдайда конустық беттердің арқасында қол жеткізіледі, мысалы, көлбеу бұрышы $\approx 30^\circ$ және линзалық қосылыстары [11,12].

Реакторлардың құрылысын әлемдік дамыту барысында суға төзімді болаттарды пайдалану аппараттың құрылымын әлдеқайда жеңілдетуге және олардың массасын айтарлықтай азайтуға мүмкіндік берді.

Материалдарды үлкен үнемдеуге кейбір қабаттары бар оралған немесе қабырғалары бар агрегаттарды қолдану арқылы қол жеткізіледі.

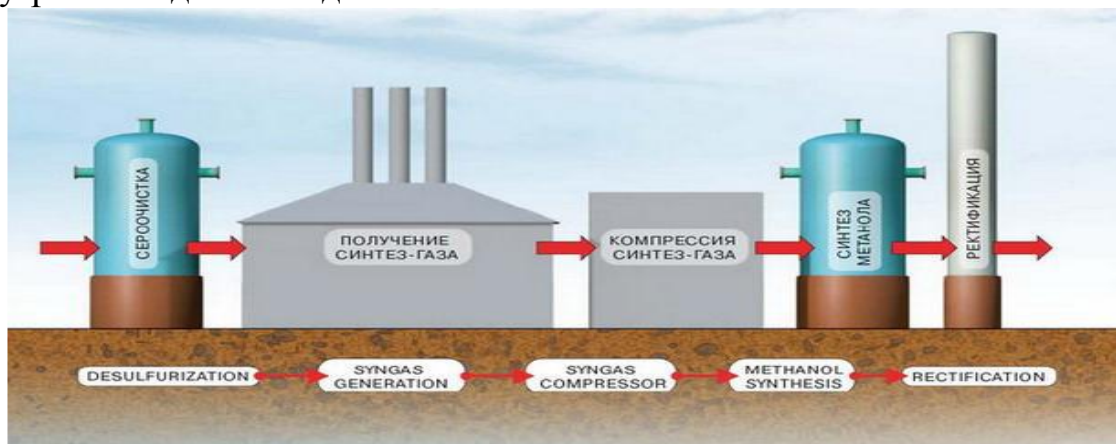
Қуыс реакторлардағы катализатор агрегаттың барлық көлденең қимасын пайдаланады. Ол көлбеу сөрелерде қабаттармен орналасқан, оның төменгі жағында суық газға, суық байпасқа арналған тесіктері бар араластырғыштар орналасқан. Бұл газды беру (сөрелерде температураны реттеу үшін жүргізілетін) реактордың қақпағы арқылы орындалады. Ең бастысы, суық байпас реактордың бүкіл қимасы бойынша біркелкі үлестірілуі тиіс. Осыған арнайы тарату жүйесі арқылы қол жеткізуге болады [10].

1.3 Метанол синтезі процесінің технологиялық сұлбаларына шолу

1.3.1 Метанолдың ірі тоннажды өндірісі

1990-2006 жылдар аралығында көп мөлшерде салынып жатқан мега-қондырғыларға көшу метил спирті өндірісіндегі басты әлемдік үрдіске айналды.

Қазіргі уақытта өнеркәсіпте кеңінен қолданылатын метанол өндірісінің принципті схемасын қарастырайық (2-сурет). Күкіртті қосылыстардан тазартылған табиғи немесе ілеспе мұнай газын су буымен өткізеді және одан әрі түтік тәрізді пешке жібереді. Катализатордың әсерінен 850-930°C температурада 2,0-3,0 МПа қысым астында қоспа көміртегі мен сутегінің тотығынан тұратын синтез-газға ауысады. Құбырлы пештен синтез-газ 30-40°C температураға дейін салқындайды, ал бөлінген жылу буды одан әрі өндіру үшін пайдаланылады.



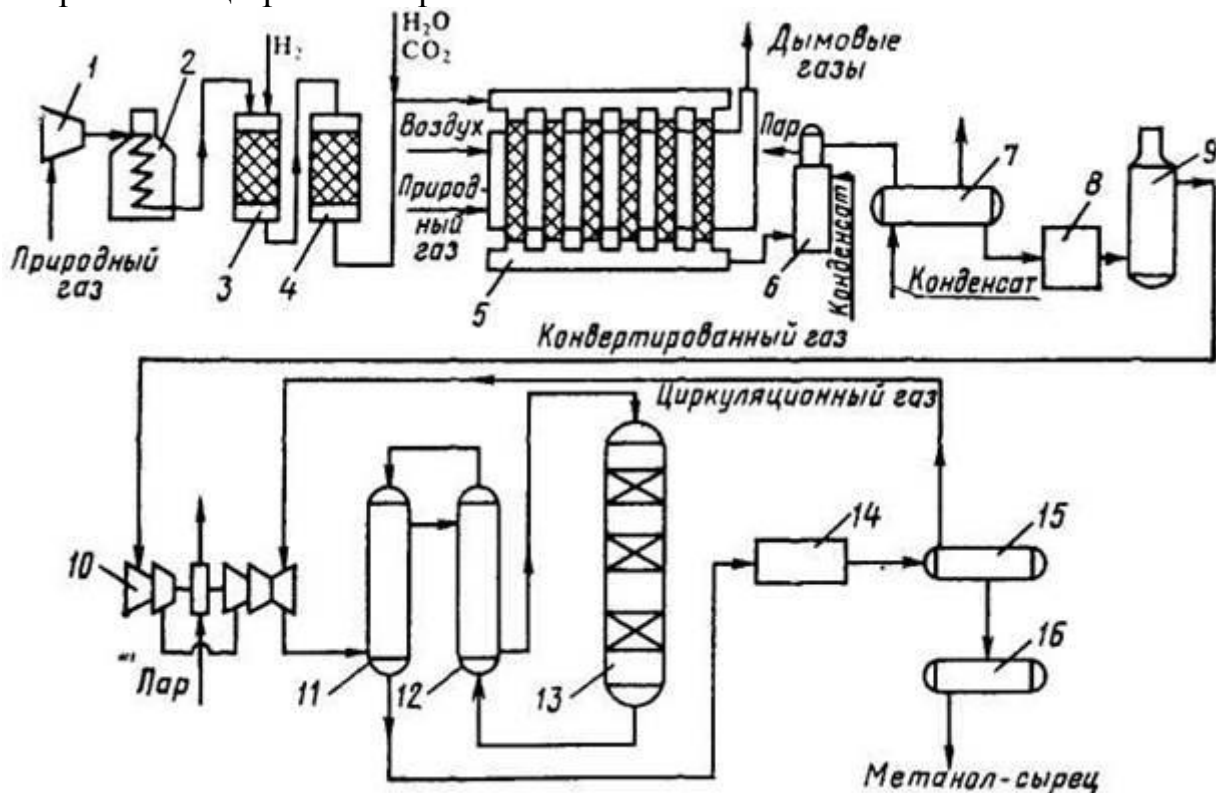
2 сурет. Метанол синтезінің принциптік схемасы.

Синтез-газ $p = 5,0-7,5$ МПа дейін сұйылтылады, содан кейін құрамында мыс бар төмен температуралы катализаторда 240-260°C температурада және 5,0-7,5 МПа қысымда метанол синтезінің реакциясы болатын метил спирті синтездеу бөлімшесіне барады. Бұл реакция қуыс типті реакторда (квенч-реактор) жүргізеді, мұнда температура суық газдармен басқарылатын, кейіннен жылу мөлшерінің көп бөлігін алып тастай отырып. Бұдан әрі $t = 40^\circ\text{C}$

кезінде шикі метанол ауамен салқындату аппараттарында конденсацияланады. Алынған шикі метанолдың концентрациясы 82-86%, ректификация бөлімінде қажетті құрамға жеткізіледі. Метанол синтезінің бөлімшесінен газдар риформинг торабында жағылады. 13-суретте бейнеленген табиғи газдан сапалы метанолды алу процесін "ICI" ағылшын компаниясы әзірледі. Процестің негізгі кезеңдері: - табиғи газдан синтез-газ, түтікті реакторларда метанның каталитикалық конверсиясымен алу:

- синтез-газ компрессиясы;
- метанолдың каталитикалық синтезі және өнімді дистилляциялау [29].

Технологиялық схемалар синтездің негізгі аппараты мен жылу алмастырғышты қамтитын синтездеу сатысының негізгі есептерімен аппаратуралық жинақтаумен бөлінеді. 3-суретте 5,5 МПа қысыммен метанол синтезі агрегатының сұлбасы көрсетілген.



1, 10 – турбокомпрессорлар; 2 – табиғи газды қыздырғыш; 3 – күкіртті қосылыстарды гидрлеу реакторы; 4 – адсорбер; 5 – құбырлы конвертор; 6-қазан – утилизатор; 7, 11, 12 – жылу алмастырғыштар; 8, 14 – тоңазытқыштар (АВО); 9, 15 – сепараторлар; 13-синтез бағанасы; 16-жинақ.

3 сурет. 5 МПа қысым кезінде метанол өндірісінің сызбасы.

Табиғи газ 1 турбокомпрессормен 3 МПа қысымға дейін престеледі, 2 қыздырғышта табиғи газдың құбыраралық кеңістігінде жағу есебінен қызады және 3 және 4 аппараттарға күкірт тазалауға жіберіледі, мұнда күкірттің органикалық қоспаларының каталитикалық гидрденуі және мырыш оксиді негізінде күкіртті сутекті адсорбентпен сіңіріледі. Содан кейін газ су буымен және көміртегі диоксидімен $\text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O} : \text{CO}_2 = 1 : 3,3 : 0,24$ қатынасында өтеді. Қоспаны 5 конвертке жібереді, онда никель катализаторында 850-870 °C бу

1-скруббер; 2-адсорбер; 3-жылу алмастырғыш; 4 — синтез реакторы; 5 Тоңазытқыш; 6 — сепаратор; 7, 8-ректификациялық колонналар К-7 және К-8; I-синтез-газ; II — су; III — реакциялық газдар; IV-шикі метанол; V — диметил эфирі; VI — метанол; VII-жоғары спирттер

4 сурет. Метанол синтезінің сызбасы

Жаңа синтез-1-2 МПа қысымдағы газ скрубберге көміртегі диоксидінен су арқылы өтеді. Скрубберден кейін газ қажетті қысымға дейін қысылады, активтендірілген көмірмен толтырылған 2 адсорберде темір пентакарбонилінен тазартылады және екі ағынға бөлінеді. Бір ағын 3 жылу алмастырғышта қызады және 4 синтездеу реакторына беріледі, екіншісі суық күйде катализатор қабаттарының арасындағы кеңістікке өтеді.

Шикі метанол конденсаты 7 (К-7) ректификация колоннасына жіберіледі. Жоғары К-7 диметил эфирі айдалады. К-7 текше сұйықтығы 8-бағанаға түседі. К-8 текшесінен жоғары спирттер бөлінеді. Метанолдың шығуы 85-90 % құрайды.

Қазіргі таңда бар метанол өндірісінің барлық тәсілдері екі және одан да көп сатыдан тұратын процестерге негізделеді. Бұл ретте бірінші буын өте күрделі және қымбат, өйткені реакция жылуды көп сіңірумен және буды алуға үлкен энергия шығынымен өтеді. Бірінші сатыда $t = 700 - 900^{\circ}\text{C}$ және $P = 2-3$ МПа кезінде катализаторлардың қатысуымен метанның бу, бу және көмірқышқыл өткелдері жүзеге асырылады [32,33]. Екінші саты метил спиртіне синтез-газдың конверсиясын қосады. Ол үшін реактордың барлық көлемі бойынша температураларды біркелкі реттеуді қамтамасыз ету қажет. Бұл талап таза өнім алу үшін жоғары конверсияға қол жеткізу үшін тиісті болып табылады [11].

Демек, мұндай технологиялар жоғары энергия шығынын болдырмау үшін жылу шығындарын кәдеге жарату, сондай-ақ алынатын өнімнің өзіндік құнын арзандату үшін ақталған ірі құрамдастырылған өндірісте ғана пайдаланылуы мүмкін.

1.3.2 Кәсіпшіліктерде орналастыру үшін метанолдың аз тоннажды өндірісі

Қазіргі уақытта газ өндіруші компанияларда өндірістен алыс аудандарда метанолдың аз тоннажды қондырғыларының құрылысына қызығушылық пайда болды. Кәсіпшіліктегі метанолдың мұндай өндірісіне қызығушылық газ өндіру және тасымалдау кезінде гидраттардың пайда болуымен күресу үшін оны тұтынумен байланысты. Сондықтан өндіру мен кәсіпшілікке тасымалдаудың бұл проблемасы мұнай мен газдың негізгі кен орындарының шығысқа және заполярья өңірлеріне жылжуына қарай, сондай-ақ шағын мұнай мен газ кен орындарының үлес салмағының өсуіне қарай күшейтілетін болады [34].

Метанол мен басқа да бағалы өнімдердің аз тоннажды өндірісін қарқынды дамыту метанның тікелей тотығу реакциясының теориялық

негіздерін әзірлегеннен, зертханалық эксперименттер серияларын жүргізгеннен және масштабтау мүмкіндігін көрсеткен Шебелин газ конденсаты кен орнында өнімділігі жылына 100т метил спирті өндіру жөніндегі эксперименталды - өнеркәсіптік қондырғыда технологияны өңдегеннен кейін мүмкін болды.[35]

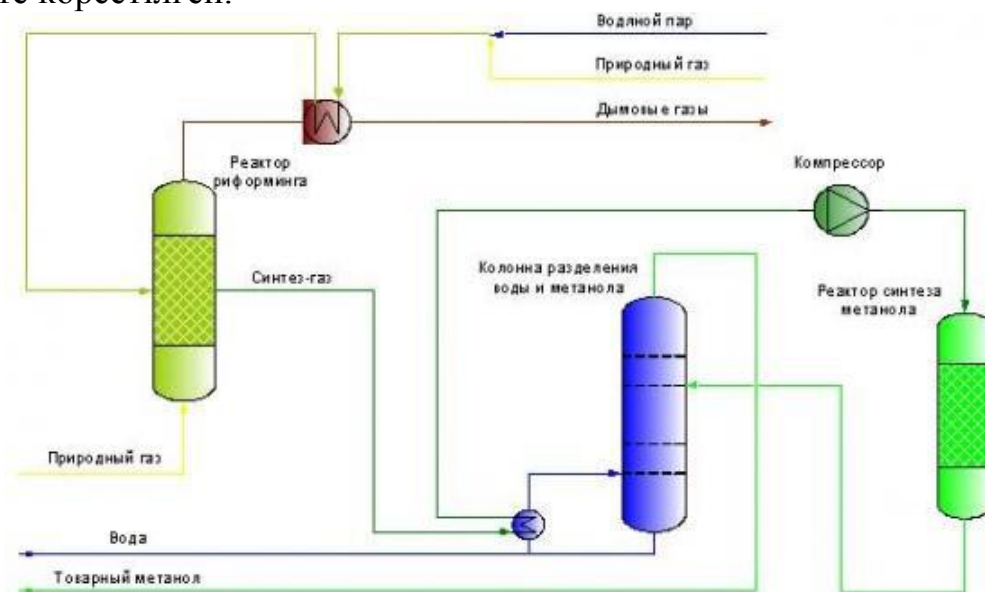
"НОВАТЭК" ААҚ-да Юрхаров газконденсатты кен орнында (ГМКМ) қуаты 12,6 мың т/г метанол синтезінің аз тоннажды қондырғысының құрылысы іске асырылды, онда табиғи газ осы процесс үшін шикізат болып табылады. Жобаға сәйкес метанол синтезі бойынша аз тоннажды қондырғы модульдер (Шикізат, құрылыстар, инженерлік коммуникациялар аз түріндегі қолданыстағы инфрақұрылымды пайдалана отырып, газды кешенді дайындау қондырғысының құрамына кіреді).

Өндірісті орындау арнайы блок-бокстар түрінде жүзеге асырылды, оларды орнату Жас құрылыс жұмыстарын талап етпейді. 60-жылдардың соңында әзірленген құрылыстың блоктық-модульдік тәсілі қатаң климаттық жағдайлары бар шеткі солтүстік аудандарында кен орнын игеруді жеделдету мәселелерінде де өзекті [36].

Құрылыс объектілері өнеркәсіптік орталықтардағы арнайы кәсіпорындарда дайындалатын блок-бокстар түрінде көрсетілген, одан әрі құрылыс алаңдарына тасымалданады, содан кейін дайындалған іргетастарға құрастырылады.

Құрылыстың блоктық тәсілдерінің қосымша тиімділігіне қашықтан құрылыс жағдайында қол жеткізіледі. Айтылғандарға байланысты, бұл әдіс ең перспективалы бағыт болып табылады [35].

Аз тоннажды қондырғы жағдайында ірі тоннажды өндіріс жағдайында метанолды алу процесі екі кезеңді көздейді: синтез-газ және соңғы өнім алу. Бірақ синтез-газ кен орнында тікелей үнемді тәсілмен алынған жағдайда CH_4 бу конверсиясы болып табылады. Өндірістің технологиялық сұлбасы 5-суретте көрсетілген.



5 сурет. Метанол өндірісі бойынша аз тоннажды қондырғының принципті технологиялық схемасы.

Жылу көптеген жылуалмастырғыштарда және су мен метанол бөлу колоннасында шығарылады. Жылуды кәдеге жарату процесінен кейін газ компрессорға түседі, оны айдау 5мпа қысыммен метанол синтезінің реакторына жіберіледі, онда катализатордың қатысуымен сөрелерде метанол синтезінің реакциясы жүреді. Таңдау мыс катализатор жүргізуге мүмкіндік береді процесс жұмсақ жағдайында ($T = 220^{\circ}\text{C}$) азайтады күрделі шығындар жабдықтар [18].

Интеграцияланған технология мен дәстүрлі арасындағы айырмашылық технологиялық Схемадан кейбір түйіндерді алып тастау болып табылады: [29,36,39]

- шикізат дайындау блогында қажеттілік жоғалады. ГДҚ кен орындарына дайындалған газ күкірт қосылыстарынан, метанол синтезінің уландырғыш катализаторларынан тазартылған;
- метанол-шикі затты ректификациялау блогы жеңілдетіледі, өйткені оның концентрациясы гидрат түзудің тежегіші ретінде пайдалану үшін жеткілікті;
- химиялық тазартылған суды дайындау блогы жеңілдетіледі, өйткені суды бастапқы тазалау блогы ГДҚ құрамында бар.

1.4 Өнімнің сипаттамасы

Метанол-түссіз, жеңіл қозғалатын, иісі бар сұйықтық, этанолдың иістеріне ұқсас. Ол жанғыш, ауамен жарылыс қаупі бар қоспалар жасайды. Еркін жағдайда метанол сирек кездеседі [40].

1 кесте.

-МЕМСТ 2222-95 бойынша техникалық метанолға дайын өнімнің сипаттамасы.

№ Көрсеткіштің атауы	Мәні
Метанолдың массалық үлесі, %	99.95
20 0C , г/см ³ кезіндегі тығыздығы	0.791-0.792
Температуралық аралық а) қайнау аралығы, 0C б) 99% өнім °C артық емес аралықта айдалады	64.0 -65.5 0.8
Калий перманганатымен сынау, кемінде, мин	60
Судың массалық үлесі, артық емес %	0.005
Құмырсқа қышқылына қайта есептеу кезіндегі бос қышқылдардың массалық үлесі, артық емес %	0.0015
Ацетонға қайта есептеу кезіндегі альдегид пен кетондардың массалық үлесі , артық емес %	0.003
Темірге қайта есептеу кезіндегі темірдегі ұшқыш қосылыстардың масалық үлесі, артық емес %	0.0001
Аммиакқа қайта есептеу кезіндегі аминді және аммиак қосылыстардың массалық үлесі, артық емес %	0.01
Хлордың массалық үлесі, артық емес %	0.001
Күкірттің массалық үлесі, артық емес %	0.00001

1 кестенің жалғасы

Этанолдың массалық үлесі, артық емес %	0.001
Сумен араластырылуы	Опалесценция ізінсіз араластырылады
Сыртқы түрі	сыртқы түрі ерімейтін қоспасыз түссіз мөлдір сұйықтық

1.5 бастапқы шикізат пен жартылай өнімдердің сипаттамасы

Шикі метанолды алу үшін шикізат ретінде Қарашығанақ мұнай-газ конденсаты кен орнынан берілетін, табиғи газда 85% - ға дейін метан бар табиғи газ болып табылады.

2 кесте.

Табиғи газдың құрамы.

CH ₄ , %	C ₂ H ₆ , %	C ₃ H ₈ , %	C ₄ H ₁₀ , %	N ₂ , %	CO ₂ , %
73-85	6	1-4	0-4	1-2	0-1

Күкіртті қосылыстардың жалпы құрамы (күкіртке қайта есептегенде) 80 мг/нм³ дейін (күкіртке қайта есептегенде) оның ішінде:

- меркаптандар 23 мг / нм³ дейін ;
- күкіртті сутегі 21 мг / нм³ дейін ;
- дисульфидтер және басқа органикалық қосылыстар 42 мг/нм³ дейін .

Сұйық көмірсутектердің құрамы 16 г/нм³ дейін. Табиғи газдың каталитикалық конверсиясы кезінде су буымен түтікті пеште метанол синтезі үшін синтез - газ жүреді.

3 кесте.

Синтез-газ құрамы.

CO, %	CO ₂ , %	H ₂ , %	N ₂ , %	CH ₄ , %	H ₂ S, %
13-15	7-9	72-75	0,1-0,5	4 көп емес	0,1 мг/м ³ көп емес

Айналмалы газ синтез колонналарына түседі.

4 кесте.

Циркуляциялық газдың құрамы.

H ₂ , %	CO, %	CO ₂ , %	CH ₄ , %
83 дейін	10 көп емес	2-15	11 көп емес

Дайын айдау өнімі-метанол-ректификат. Техникалық атауы: метанол-яд. Метанол-құрылымдық формула CH₃OH (молекулалық салмағы 32,04) Метанолдың сапасы ГОСТ2222-78 талаптарына сәйкес болуы тиіс).

Метанол – метил спирті - қарапайым алкоголь, иісі бар сұйықтық. Суда әртүрлі қатынаста ериді, органикалық қышқылдардың жақсы еріткіші. Натрий асқын тотығымен, хром ангидридімен және басқа да күшті

тотықтырғыштармен байланысқан кезде метанол жануы мүмкін. Көптеген газдар әртүрлі температураларда метанолда өте жақсы ериді.

$T_{\text{қайнау}} = -64,7^{\circ}\text{C}$.

$T_{\text{балқу}} = -97,85^{\circ}\text{C}$.

$T_{\text{жарқыл}} = +8^{\circ}\text{C}$.

$T_{\text{өздігінен тұтану}} = 436^{\circ}\text{C}$.

Үлес салмағы – 0,792 г/см².

Метанол айқын кумулятивті әсері бар өте күшті жүйке-тамыр уы. Ағзаға түсіп, ол орталық жүйке жүйесін, көру нервін, бауыр, бүйрек және басқа мүшелерді зақымдайды. Ішке қабылдағанда-өлім дозасы-30 мл, 5-10 мл, сондай-ақ көруді жоғалтумен бірге ауыр улану бар.

Өндірістік үй-жайлардың жұмыс аймағының ауасындағы метанолдың шекті рұқсат етілген концентрациясы 5 мг/м³. Қауіптілік сыныбы-3.

Деминерализацияланған су. Кремний қос тотығы-0,01 мг/л артық емес, жанғыш емес, уытты емес. NaOH сілтісінің 1% ерітіндісін дайындау үшін қолданылады.

Түрлендірілген газ синтездеу торабына беру үшін қолданылады.

5 кесте.

Түрлендірілген газ құрамы.

H ₂ , %	N ₂ , %	CO, %	H ₂ S, %	CO ₂ , %	CH ₄ , %
72-75	0,5	13-15	Не более 0,1	7-9	Не более 4

Риформингтен кейін конвертирленген газ салқындатылады және метанол синтезі процесінде қолданылады.

Үрлеу және танктік газдар құрамы (%об.):

6 кесте.

Үрлеу газдарының құрамы.

H ₂ , %	CO, %	CO ₂ , %	CH ₄ , %	CH ₃ OH, %	N ₂ , %
82-85	1,3-2,0	1,4-7,7	12-20	Не более 0,5	Не более 0,1

Қысыммен құбырларды сынау және үрлеу, катализаторды қыздыру және қалпына келтіру үшін азот келесі талаптардың сапасын сақтауы тиіс (% об.):

Азот құрамы-99,9

Оттегінің құрамы-0,05 артық емес

Шық нүктесі - (-550 C)

Мұнай мен көмірсутектердің болмауы.

Іске қосу жылытқыштарына берілетін жоғары қысымды бу:

Температура-320⁰C

Қысым-109 атмосфера

Қыздырғышқа түсетін жоғары қысымды қазандықтың қоректік суы:

- кіру температурасы-109⁰C

- шығу температурасы-205⁰C дейін

- кіру қысымы-134 кгс/см²

- шығу қысымы-120 кгс/см²

Шикі метанол қышқылдығын бейтараптандыру үшін метил спиртің айдау қондырғысында пайдаланылатын қосалқы шикізат.

Қондырғыға "РР"маркалы 20% ерітіндісі беріледі.

20% күйдіргіш ерітінді, тән иіссіз. Теріге тиген кезде химиялық күйіктер жасайды, ал ұзақ әсер еткенде бетінде экзема мен жараны тудыруы мүмкін. Шырышты қабықтарға қатты әсер етеді, көзге түсу өте қауіпті. Күйдіргіш натр жанбайды. Аэрозоль түрінде күйдіргіш натрдың жұмыс аймағының ауасындағы шекті рұқсат етілген концентрациясы-0,5 мг/м³. Қауіптілік сыныбы-2.

Шикі метанол-метанол-ректификат алуға арналған шикізат.

7 кесте.

Шикі метанол құрамы.

Метанол, %	Вода, %	ДМФ, %	Изобутанол, %
83-85	16,7-18,5	Не более 0.1	0,1-0,3

Құрамында аз мөлшерде газдар бар: Н₂, СО, СО₂, СН₄, азот.

1.6 Процестің физика-химиялық негіздері

1.6.1 Метанол синтезінің катализаторлары

Процесті жүргізу жағдайларына байланысты көміртегі мен сутегінің тотығынан әртүрлі заттар алынуы мүмкін: метанол, изобутил спирті, бензин, парафиндер, олефиндер және басқа да көмірсутектер. Катализаторлар болмаған кезде метанол іс жүзінде пайда болмайды, ал өнеркәсіпте қолданылатын осы үдерістің катализаторлары жоғары температурада ғана белсенділік танытады.

Зерттеу нәтижесінде қойылатын талаптарға сай келетін бірқатар катализаторлар іріктелді. Мырыш-хром катализаторлары ең көп таралған. Оларды екі тәсілмен дайындайды: катализатор нысанын дайындау және оны белсенді жағдайға дейін қалпына келтіру [11].

Катализаторды өндіру үшін бастапқы шикізатқа қоспалардың құрамына қатысты өте қатаң талаптар қойылады, себебі болуы катализатордың сапасын нашарлататын және синтездеу процесінде жанама өнімдердің пайда болуын туындататын металл тотықтарының қатары белгілі.

Өнеркәсіптік жағдайларда мырыш-хромды катализаторды қалпына келтіру тікелей айналмалы газбен синтездеу колоннасында жүргізілді, сондай-ақ катализаторды колоннадан тыс қалпына келтіру тәсілдері әзірленді. Қалпына келтіргіш газ ретінде сутегі, азот—сутегі қоспасы, метанол синтезінің айналмалы газдары қолданылады.

Өнеркәсіптік катализатордың қызмет ету мерзімі синтездің қалпына келу шарттары мен реакцияларын көрсетеді.

Катализатордың сумен, газ тәрізді хлоридтермен, аммиак буымен және оның белсенділігін жоғалтатын заттармен және қызмет ету мерзіміне жанасуына жол берілмейді.

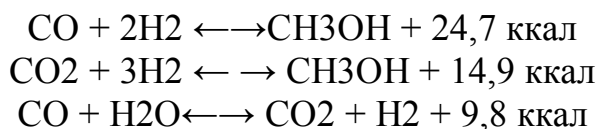
Реактордың маңызды шарты синтез жүйесінде тотығуға мүмкіндік бермейтін жағдайларды сақтау болып табылады.

Катализатордың жоғары белсенділігі мен селективтілігі, температураның өзгеруіне төзімділігі, жоғары механикалық беріктігі бар, бірақ катализаторлардың жәшіктеріне сезімтал және термотөзімділігі аз.

Катализатордың жұмыс режимінің шектері: температура - 210 – 300°C; қысым - 0 - 110 кгс/см² [13].

1.6.2 Метанол синтезінің торабы

Метил спиртін синтездеу процесі келесі реакциялармен сипатталады



Метанол синтезінің дәрежесі катализатордың үстінен бір өтуі, реакция тепе-теңдігінің болмашы салдары болып табылады.

Катализатор қабаттарының арасындағы газдардың үздіксіз айналымы бу турбинасынан жетегі бар циркуляциялық компрессордың көмегімен жүреді. Метанол реакторына түсетін бұл газ реактордан шығатын газдың көмегімен реакция температурасына дейін қызады. Өнім, метанол циркуляциялық газдан конденсацияланады және синтез циклінен шығарылады, жүйенің үздіксіз жұмыс істеуіне қол жеткізіледі. Синтез-реакторға айналымдағы газдың қайтарымды ағынындағы метанолдың концентрациясы синтездің ең жоғары дәрежесі болуы тиіс.

Метанол синтезінің реакциясы экзотермиялық. Дегенмен реакция тепе-теңдікпен шектеледі және колонна қызуының жылдамдығынан шектеу керек. Бұл катализатордың әрбір қабатына суық байпас газын беру арқылы қол жеткізіледі.

Таза газ құрамында төмен концентрациялы метан бар, ол метанол синтезінің реакцияларына жеткілікті инертті. Демек, метан синтез түйінінде жинақталуы мүмкін, бұл метанол синтезі процесінің бәсеңдеуіне және нәтижесінде синтездің тоқтауына әкеледі. Инертті газдар мен артық сутектің концентрациясы тұрақты үрлеу жолымен реттеледі. Бұл ретте синтезде қолданылатын газдардың белгілі үлесі жоғалады. Үрлеу көлемі факторлармен анықталады:

- синтез цикліне түсетін жаңа газдағы инерттің концентрациясы;
- циркуляциялық ағындағы инертті газдардың концентрациясы [15].

1.6.3 Қысымның әсері

Синтез-газ қысымының жоғарылауы (2) реакцияның тепе-теңдігін метанол түзілу жағына қарай жылжытуға әкеледі. Синтез процесінің ерекшелігі метанол синтезінің мыс катализаторының төмен температураларда (210 - 270) °С метанолдың жақсы шығуын қамтамасыз ету қабілеті болып табылады. Мұндай төмен температураларда катализатордың жоғары белсенділігі қысыммен және 40 кг/см² кезінде реакция жүргізуге мүмкіндік береді.

1.6.4 Катализатор температурасының әсері

Катализатордың қабатындағы температураның жоғарылауы реакцияны тездетеді, бірақ реакцияның тепе-теңдігі кезінде мүмкін метанол концентрациясын төмендетеді. Демек, катализатордың белгілі көлемі метанолдың ең көп мөлшерін қалыптастыруға ықпал ететін оңтайлы температура бар.

Катализатордың қызмет ету мерзімінің соңында орнатылған жұмыс температурасы кіруде 250°С және катализатор қабатынан шығуда 290°С құрайды.

Катализатордың қызмет ету мерзімінің бірінші кезеңінде, катализатор неғұрлым белсенді болған кезде, синтез циклінің режимі катализатордың кіру және шығу температурасы төмен болатындай етіп орналасуы тиіс.

Катализатордың қабатына кіре берісте ең жоғары температура 210°С, ал шығудағы ең жоғары температура 260°С құрауы тиіс. Температура 260°С, шығу кезінде синтез катализаторы есептік қысымнан төмен жұмыс істеп тұрған кезде немесе синтез торабында айналым жылдамдығы есептеуден төмен болғанда аспауы тиіс [16].

1.6.5 ICI катализаторының жұмыс режимінің шектері

ICI фирмасының сапа талаптары негізінде төменде метанол синтезі үшін осы фирмамен шығарылатын катализаторды пайдалану үшін шеткі жағдайлар келтірілген. Қалыпты режимде төменде келтірілген шектерді қатаң ұстану керек. Төменде келтірілген ICI фирмасының кепілдігінің шектерінен ауытқыған жағдайда, катализаторға қайтарылатын болады.

8 кесте.

Катализатордың жұмыс шектері.

Параметрлері	Жұмыс шектері
Температура	- макс. 310° С
	- мин. 215° С
Қысым	- макс. 105 кг\см ²
Газдың катализаторға кірердегі құрамы	- CO (0-10) %
	- CO ₂ (2-15) %
Циркуляциялану жылдамдығы	- макс. 110%

1.6.6 Жаңа газдағы қоспалар

Метанол өндіру процесінде пайдаланылатын катализатор үшін кез келген мөлшерде және түрдегі уытты күкірт. Ең жоғары-синтездеу торабына берілетін таза газда H_2S түріндегі күкіртті табу 0.1 мг/нм^3 аспауы тиіс.

Катализатор хлормен (еркін немесе қосындылармен), металдармен (ауыр және сілтілі) улануға ұшырайды. Осы себепті гидростатикалық операцияларға арналған синтез циклінде тек деминерализацияланған суды қолдануға болады.

Синтез торабына берілетін шикізат газындағы аммиактың ең көп мөлшері 7 мг/нм^3 аспауы тиіс.

1.6.7 Жанама реакциялар

Циркуляциялық газға синтез-газ компрессорынан немесе циркуляциялық компрессордан май түскен жағдайда, парафин түрінде май алкандарын конденсациялау мүмкіндігі бар. Сондықтан компрессорларды майдан тазарту қажет, соның арқасында парафиндер түзілмейді. Май кетуін болдырмау үшін компрессорлардың тығыздағыш жүйелеріне мұқият техникалық қызмет көрсету қажет.

Парафиндер Фишер - Тропш реакциясы кезінде 210°C төмен температурада пайда болуы мүмкін.

Парафиндердің пайда болуына ықпал ететін күтпеген жағдайлар болған жағдайда метанол сепараторынан және метанол-шикізат жинағышынан шығу кезінде олардан шикі метанолды тазалауға арналған сүзгілер орнатылған.

1.7 Метанол синтезі процесінің режимдік параметрлері

Метанол шығуының температураға тәуелділігі сызықтық емес және айқын максимумға ие. Пайда болған метанол санының температурадан тәуелділігінің қисығы газдың барлық құрамы кезінде экстремум арқылы өтеді, сонымен қатар метанолдың максималды шығуы $255-270^\circ\text{C}$ кезінде байқалады [16].

Өнімнің ең көп шығуына сәйкес келетін оңтайлы температура аралығы катализатордың белсенділігімен, газ қоспасының көлемдік жылдамдығымен және қысыммен анықталады. Мырыш-хром катализаторы үшін жоғары қысым ($20-30 \text{ МПа}$) және температура ($350-400^\circ\text{C}$) тән [46].

Өнеркәсіптік синтезде қолданылатын максималды қысым 40 МПа құрайды; осы қысымнан жоғары жанама реакциялар жылдамдатады және сонымен қатар газ компрессиясына жұмсалатын шығындардың артуы процестің экономикалық көрсеткіштерін нашарлатады. Төмен қысымды синтезде қысымның жоғарылауы мыс катализаторлардың термиялық тұрақтылығымен шектеледі.

Газдың көлемдік жылдамдығы өсуімен метанолдың шығуы төмендейді. Бұл жоғары және төмен қысымда синтез үшін қажет.

Мұндай 22 заңдылығы көлемдік жылдамдықтың ұлғаюымен газдың катализатормен байланыс уақыты азаяды, демек, реактордан шығатын газдағы метанолдың концентрациясы. Газ қоспасының құрамы шикізаттың өзгеру дәрежесіне және катализатордың өнімділігіне айтарлықтай әсер етеді. Өнеркәсіптік жағдайларда әрқашан кейбір артық сутегімен жұмыс істейді; максималды өнімділік $H_2:CO = 4$, тәжірибеде 2,15-2, 25 қатынасты қолдайды [17].

1.8 Метанолдың қолданылуы

Метанол-негізгі органикалық синтездің көптеген өнімдерін өндіру үшін шикізат болып табылатын химия өнеркәсібінің негізгі өнімдерінің бірі. Сондай-ақ, метанолды қолдану аясы соншалықты кең, бұл қазіргі әлемде метанол жоғары сұраныстың өнімі болып табылады.

Соңғы уақытта әлемде метанолды пайдаланудың жаңа салаларын жылдам дамыту үрдісі байқалды. Оларға жоғары сұраныс аясында кәдімгі шикізат қорының шектеулігіне байланысты Қытайда кеңінен таралған метанолдан олефиндер өндірісі жатады. Сондай-ақ метанол (ТМЭ) негізінде отынға сұраныс артады [48].

Шикі метанол газ өнеркәсібінде ПГ және ПГГ өндіру және тасымалдау кезінде газ құбырларында гидраттардың пайда болуына қарсы күрес және алдын алу үшін, жөндеуден кейін жаңа ұңғымалар мен ұңғымаларды тексеру үшін және табиғи газды кептіру үшін аз мөлшерде кеңінен қолданылады. Мұнай өндіру өнеркәсібінде метил спирті кеңінен қолданылған жоқ, өйткені ПГ өндіру ПГ өндіруге қарағанда әлдеқайда аз көлемде жүзеге асырылады. Бұдан басқа, ілеспе мұнай газы аз қашықтыққа тасымалданады, сақтау жүргізілмейді, бұл жағдайда гликольдер кеңінен қолданылады.

Өндірілетін метанолдың үш ширегі формалинді, сірке қышқылын және метилдеу өнімдерін синтездеу үшін химиялық өнеркәсіпті тұтынады. Мұнай-химия өнеркәсібінде басты тұтынушылар – изопрен мен МТБЭ өндірісі.

Соңғы жылдары метанолды тұтынудың маңызды бөлігі биодизельді жанармай өндірісі болып табылады.

Бүкіл әлемде сұраныс жыл сайын таратылатын жоғары таза олефиндер (этилен және пропилен) синтезінде метанолды қолдану перспективалы [49].

1.8.1 Мұнай-газ өнеркәсібінде метанолды қолдану салалары

Мұнай өңдеу өнеркәсібі. Бұл салада метанол өндірісі селективті еріткіш ретінде өте қажет.

Ол бензинді күкіртті қосылыстардан тазарту және өңдеу үшін қолданылады. Метанол-азеотропты реагент, оның ректификациясының әртүрлі сатыларында толуолды жоюға арналған. Метил спирті оны бензиннен толуолды алу үшін этиленгликольмен қоспада қолданылады.

Газ өнеркәсібі. Метанол мұнай - газ кешенінің барлық нысандарында ингибитор-гидрат түзуші рөлінде пайдаланылады.

Ауа райының қатаң жағдайлары бар аудандарда газ өндіру кезінде тасымалданатын газға жерасты газ қоймаларының және көлемді газ құбырларының кристаллогидратымен бітелуіне қарсы күрес үшін метанол қосу қажет. Газ құрамы мен қысымына байланысты газогидраттар 30°C температурада қалыптасады, ол кезде газдың өзінде су молекулалары сақталады.

Метанолды гидраттардың түзілуінің тежегіші ретінде пайдалану қажетті қасиеттердің, оны өндірудің күрделі еместігімен және салыстырмалы арзандаумен байланысты. Метанолдан басқа ешқандай басқа өнім ингибитор ретінде қолданылмайды. Кез келген техникалық әдебиетте гидраттармен күресу мақсатында метанолды қолданудың технологиялық есебін жүргізу үшін әртүрлі сипаттамалар мен қажетті деректер көрсетілген. Метанолды тасымалдаудың қымбаттауына байланысты (екі есе, яғни үш есе) және оны жеткізу мүмкіндігі жоқ аудандарда газ өндіру аудандарында метил спирті синтездеу үшін тасымалдау бойынша аз тоннажды, Қарапайым қондырғыларды құру қажеттілігі пайда болды.

Көптеген фирмалар газ және мотор отынының рөлінде және автомобиль бензинінің қосымша компоненті ретінде метанолды қолдану саласында жұмыстар жүргізуде. Бензин метанол қоспасының арқасында жақсартылған антидетонациялық қасиеттерге ие болады, қозғалтқыштың пәк жоғарылауы және шығарынды зиянды заттардың төмендеуі орын алады [50].

Метил спирті пайдаланудың қазіргі заманғы салалары ретінде оның негізіндегі синтездерді атап өтуге болады, қазіргі уақытта технологиялардың жаңа әзірлемелері немесе өнеркәсіптік өндіріске енгізу сатысында тұр:

- метанолдан өндірілген метилацетатты карбонилдеу арқылы сірке ангидридін алу;
- CH_3ON дегидрирленуімен метилформиат синтезі;
- фторланған метандарды алу;
- оттегінің қатысуымен метанолдан акрилонитрил синтезі;
- цеолиттердегі метил спирті бар метил туынды хош иісті көмірсутектерді конденсациялау арқылы винил - және этилдандырылған хош иісті өнімдерді алу.[51]

2 Технологиялық бөлім

2.1 Өндірістің сипаттамасы

Табиғи газ құрамында метан, этан және басқа да жоғары көмірсутектер, азот, сондай-ақ күкіртті қосылыстар қоспалары бар.

Күкіртті қосылыстар органикалық та, бейорганикалық та конверсия және метанол синтезі процесінде пайдаланылатын катализаторларға арналған улар болып табылады. Сондықтан табиғи газ күкіртті қосылыстардан мұқият тазартылады.

Органикалық күкіртті қосылыстар алдымен кобальт-молибден катализаторының қатысуымен сутегімен гидрацияланады. Бұл ретте күкірттің органикалық қосылыстары күкіртсутекке айналады, содан кейін мырыш тотығымен сіңеді.

Метанол синтезі үшін қажетті синтез-газды алу процесі никель катализаторының қатысуымен құбырлы пеште су буымен табиғи газ көмірсутектерінің каталитикалық конверсиясына негізделген.

Метанол-шикізаттағы қоспаларды айдау алдын ала және негізгі ректификация бағаналарында қысымсыз рет-ретімен қарастырылады.

Метанолды алудың сипатталған әдісі көрсетілген негізгі кезеңдерден басқа, бірқатар көмекші және жалпы келесі кезеңдерден тұрады.

Компрессорлардың жетектері, желдеткіштер және түтікті пешке түтін сорғыштар ретінде жұмыс сорғыларының көпшілігі метанол өндірісінде шығарылатын бумен жұмыс істейтін бу турбиналары орнатылған.

Көмірсутектерді конверсиялау және ректификациялау процесі үшін, сондай-ақ бу турбиналары үшін бу негізінен конвертирленген және түтін газдарының жылуын пайдалану есебінен алынады. Будың жетіспейтін мөлшерін табиғи газбен жұмыс істейтін арнайы қосалқы қазандықта алу көзделеді.

Қазандық-утилизаторлар мен қосалқы қазандықтың қоректік суына ерекше талаптар қойылады және суды дайындау үшін арнайы деминерализациялаудың қондырғысы қарастырылған.

Технологиялық ағындарды салқындату, сондай-ақ бу турбиналарынан кейін су буының конденсациясы, негізінен, ауамен салқындату аппараттарында қарастырылған.

Процестің негізгі сатыларын басқару орталықтандырылған және Орталық басқару пунктінен (ОБП) жүзеге асырылады.

Метанол өндірісі келесі блоктардан тұрады:

- күкірт тазарту және конверсия блогының құрамында күкірт тазарту агрегаты және табиғи газды конверсиялаудың 2 агрегаты бар;
- бір табиғи газ компрессоры, бір синтез-газ компрессоры және бір циркуляциялық компрессор құрамындағы компрессия блогы;
- синтездің екі агрегаты құрамындағы метанол синтезінің блогы;

-алдын ала ректификациялаудың бір агрегаты және негізгі ректификациялаудың екі агрегаты құрамындағы метанол - шикізатты ректификациялау блогын.

Метанол өндірісінің құрамына да кіреді:

- қосалқы қазан;
- өзен суын деминерализациялауды орнату;
- айналым циклі;
- алау қондырғысы;
- сорғы және құю эстакадасы бар метанол қоймасы.

Негізгі жабдықтар (реакторлар, колонналар, компрессорлар) резервсіз орнатылған және 7200 сағат (300 тәулік) ішінде өндірістің үздіксіз жұмыс істеуіне есептелген, содан кейін технологиялық желі жөндеу жүргізу үшін тоқтатылады.

2.2 Процесті технологиялық ресімдеу

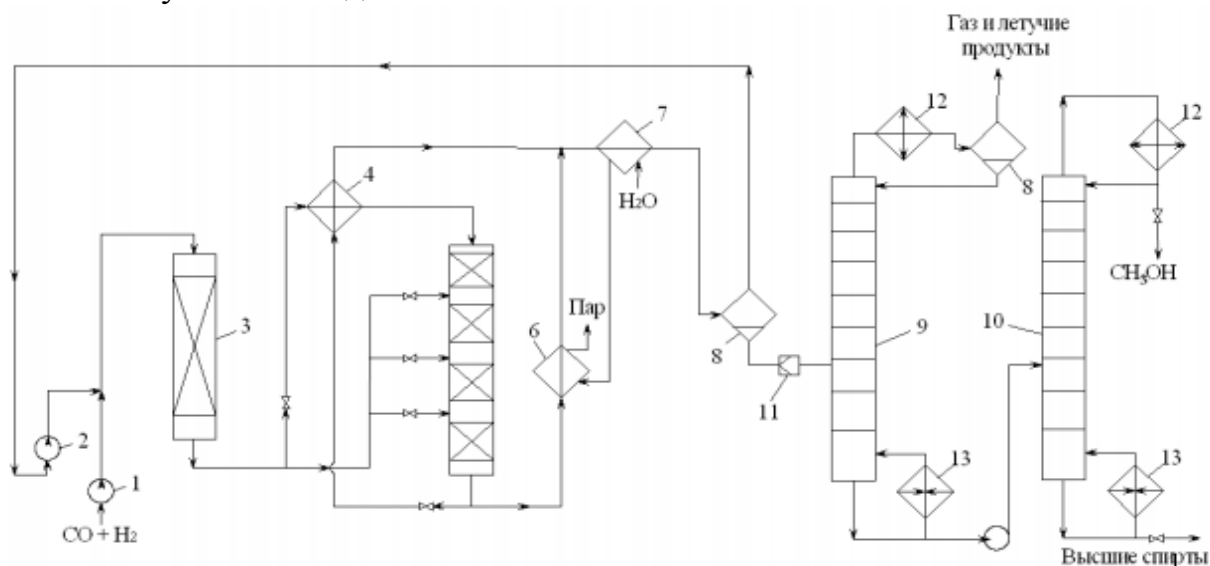
Метанол синтезінің технологиялық сұлбасы 6-суретте көрсетілген.

Тазартылған синтез-газды 1-ден 5-10 МПа дейін турбокомпрессормен сығады және 2 циркуляциялық турбокомпрессормен жұмыс қысымына дейін жететін айналмалы газбен араластырады. Қоспа темір пентакарбонилинен газды тазалауға арналған адсорбер 3 өтеді. Бұл зат аппаратура темірімен өзара әрекеттескен кезде түзіледі және реакторда CH_4 және CO_2 алудың жағымсыз реакцияларын катализациялайтын ұсақ дисперсті Темірдің пайда болуымен ыдырайды. Осы себеппен, сондай-ақ сутекті коррозиядан реактор қоспаланған болаттан жасалады. Адсорберден кейін газды екі ағынға бөледі: біреуі жылу алмастырғышта 4 қыздырады және 5 реактордың жоғарғы бөлігіне синтезге береді, ал екіншісі 5 реакторға температураны реттеу және жылуды бұру үшін салқын күйінде катализатор қабаттарының арасында енгізеді. Газ катализатордың барлық қабаттары арқылы жоғарыдан төмен қарай өтеді және реактордан шамамен 300°C шығады [53].

Бұл газ да екі ағынға бөлінеді: біреуі 4 жылу алмастырғыштан өтеді және бастапқы қоспаның бөлігін синтез температурасына дейін қыздыру үшін қызмет етеді, ал екіншісі 6 бу генераторына жіберіледі, онда оны жоғары қысымды бу алу үшін пайдаланады. Газ ағыны осыдан кейін 7 тоңазытқышта біріктіріледі және салқындатылады, мұнда метанол конденсацияланады және 8 жоғары қысымды сепаратордағы газдан бөлінеді. Сепаратордың жоғарғы жағынан газды 2 циркуляциялық компрессормен сығып, синтезге қайтарады [18].

Сепаратордың төменгі жағынан конденсатты атмосфералық қысымға жақын қысымға дейін дросселдейді және ректификациялық колоннада метанолды ерітілген газдардан және ұшатын өнімдерден (диметил эфиірі) бөліп алады, олар жағылады. Келесі ректификациялық колоннада 10 метанолды аздаған ауыр қоспалардан (жоғары спирттер) айдайды, олар да жағуға жіберіледі. Алынған тауарлық метанол тазалықтың жоғары дәрежесіне

ие (негізгі заттың 99,95% дейін) және барлық шығындарды есепке алғанда 95% дейін жалпы шығумен алынады.



1-турбокомпрессор; 2 - циркуляциялық турбокомпрессор; 3 - адсорбер; 4- жылу алмастырғыш; 5-реактор; 6 - бу генераторы; 7 - Тоңазытқыш; 8 - сепаратор; 9,10-ректификациялық бағаналар; 11-дрессельді вентиль; 12 - дефлегматорлар; 13-қайнатқыштар

6 сурет. Метил спирті өндірісінің принциптік схемасы.

2.3 Материалдық баланс

2.3.1 Синтез реакторының материалдық балансы

Синтез реакторының материалдық балансын есептейміз [55].

9 кесте.

Синтез реакторына кіретін газ қоспасының құрамы (фi).

Құрамы	фi , %
CH ₄	10,98
CH ₃ OH	0,48
H ₂	82,47
N ₂	0,93
CO	3,08
CO ₂	2,03
H ₂ O	0,09

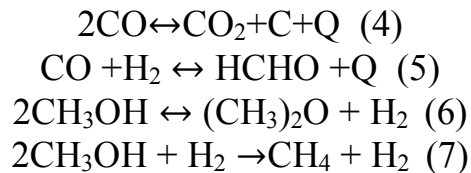
Есептеуге арналған деректер:

Негізгі реакция:



Жанама реакциялар:



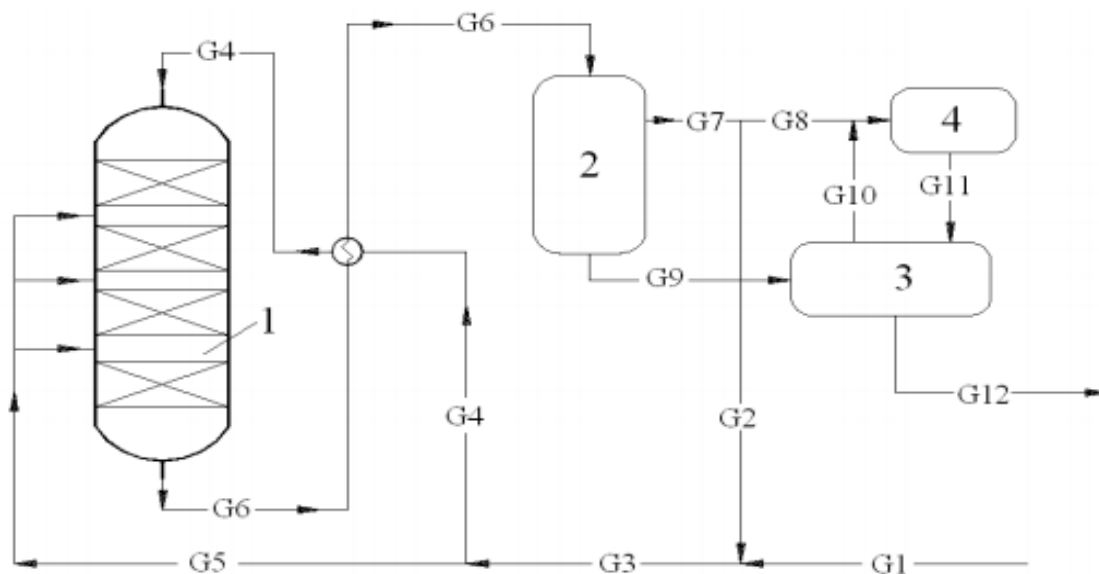


Катализатордың жұмыс көлемі – 24 м³.

Температура, °С: синтездің – 250, конденсацияның – 40;

Конденсацияның қысымы МПа - 7,5.

Жанама түзілетін өнімдердің мөлшері, кг/1т CH₃OH- ректификаттың:
ДМЭ – 8; спирттің C₄ – 21.



1 – синтез реакторы; 2-шікі метанол сепараторы; 3 – ауа тоңазытқышы; 4 – шікі метанолға арналған сыйымдылық; ағындар: G1 – синтез-газ; G2 – циркуляциялық газ; G3, G6, G7 – газ қоспасы; G4 – негізгі ағын; G5 – байпасты газ; G8 – үрлеу газдары; G9, G12 – шікі метанол; G10-танкалық газ; G1 – G11 – қайтарымды метанол.

7 сурет. Синтез және ректификация бөлімшесінің материалдық ағындарының схемасы.

Циркуляциялық газдағы метанолдың көлемдік үлесі конденсация шарттарымен анықталады және формула бойынша анықталады [55]

$$\log \phi = \frac{6,542 - 1874,1}{T - \log_{10} P} \quad (2.3.1)$$

мұндағы P₀ – жүйедегі жалпы қысым, МПа - 7,5;

T- конденсация температурасы , T=273+40=313 К.

$$\log_{\text{CH}_3\text{OH}} \phi = \frac{6,542 - 1874,1}{313 - \log 7,5}$$

$$\Phi_{\text{CH}_3\text{OH}}=0.48\% \quad (2.3.2)$$

СТ циркуляциялық газдың көлемдік шығыны жаңа VCB және циркуляциялық газды араластыру кезінде метанол мөлшерін сақтау шарттарынан табамыз:

$$V_{\text{ЦГ}} \cdot 0,0048 + 45 = (V_{\text{ЦГ}} + 377205,1) \cdot 0,0039 \quad (2.3.3)$$

мұндағы 0,0048 және 0,0039 – синтез реакторына берілетін циркуляциялық газ бен газдағы метанолдың көлемдік үлесі;

397404,03 және 45 – таза газ бен ондағы метанолдың көлемдік шығыстары, м³/сағ.

$$V_{\text{ЦГ}} = 1584555 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Реакторға кіре берістегі газ қоспасының көлемдік шығысы $V_{\text{ВХ}}$

$$V_{\text{ВХ}} = V_{\text{СВ}} + V_{\text{ЦГ}} = 1584555 + 377205 = 1961760 \text{ м}^3/\text{сағ} \quad (2.3.4)$$

Осыдан синтез реакторына кіретін газ қоспасының құрамын есептейміз

$$V_i = \sum V_{\text{ВХ}} \cdot \phi_i, \quad (2.3.5)$$

мұндағы $V_{\text{ВХ}}$ – реакторға кіре берістегі газ қоспасының көлемдік шығысы, м³/сағ; ϕ_i – қоспа компоненттерінің көлемдік үлесі, %.

10 кесте

Реакторға кіре берістегі газ қоспасының құрамы (ағыны G3).

Зат	ϕ_i , %	V_i м ³ /сағ	m кг/сағ
CH ₄	10,97	215205,1	153717,83
CH ₃ OH	0,47	9220,3	13171,87
H ₂	82,48	1618059,7	144469,63
N ₂	0,92	18048,2	22560,34
CO	3,08	60422,0	75282,4
CO ₂	2,00	39235,2	77069,24
H ₂ O	0,08	1569,4	1261,11
Барлығы	100	1961760	487532,38

Реакторда 100% метанол алу керек

$$109375 \cdot 0,9995 = 109320,31 \text{ кг/сағ}$$

Үрлемелі газдармен шығындардың 0,9 % есебімен

$$109320,31 \cdot 1,008 = 110194,87 \text{ кг/сағ немесе } 77136,41 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Реакция бойынша :1) шығындалады:

$$\text{CO}_2 - 77146,21 \text{ м}^3/\text{ч} \quad \text{H}_2 - 67156,31 \cdot 3 = 231109,34 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

түзіледі: H_2O - 77236,51 м³/сағ.

Реакция бойынша: 2) түзіледі: ДМЭ - $8 \cdot 105,375 = 775$ кг/ч или 436,09 м³/сағ,

шығындалады: CO - $426,09 \cdot 2 = 852,17$ м³/сағ; H_2 - $426,09 \cdot 4 = 1704,35$ м³/сағ;

түзіледі: H_2O - 426,09 м³/сағ.

Реакция бойынша: 3) Түзіледі: $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ - $21 \cdot 108,475 = 2296,888$ кг/сағ немесе 695,27 м³/сағ;

шығындалады: CO - $4 \cdot 696,28 = 2782,18$ м³/сағ;

H_2 - $8 \cdot 696,27 = 5572,26$ м³/сағ;

түзіледі: H_2O - $3 \cdot 695,27 = 2085,81$ м³/сағ.

Реакциядан кейінгі көміртегі оксидінің мөлшері:

$$69353,1 - 856,17 - 2781,08 = 65616,87 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Реакция бойынша: 4)

- 0,7% CO әрекеттеседі, ол құрайды: $65616,87 \cdot 0,007 = 393,7$ м³/сағ;

- шығындалады: H_2 - $3 \cdot 393,7 = 1181,10$ м³/сағ;

- түзіледі CH_4 және H_2O : 393,7 м³/сағ әрқайсысынан.

Реакциядан кейінгі көміртегі оксидінің мөлшері:

$$65616,87 - 393,7 = 65223,17 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Реакция бойынша: 5)

- 75 % CO әрекеттеседі, ол құрайды:

$65223,17 \cdot 0,75 = 48917,38$ м³/сағ;

- H_2O шығындалады: 48917,38 м³/сағ;

- CO_2 және H_2 түзіледі: әрқайсысынан 48917,38 м³/сағ.

11 кесте.

Синтез реакторынан шығатын газ қоспасының құрамы (ағыны G6).

Зат	φі, %	Vi, м ³ /сағ	m, кг/сағ
CH_4	11,93	$215205,1 + 393,7 = 215599$	153999,71
CH_3OH	4,89	$9220,3 + 77136,41 = 86357$	123367,14
$(\text{CH}_3)_2\text{O}$	0,02	426,1	875,03
$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	0,03	695,3	2296,97
H_2	79,47	$1618059,7 - 231409,24 - 1704,35 - 5562,16 - 1181,10 + 48917,38 = 1427120$	127421,43
N_2	0,99	18048,2	22560,25
CO	0,41	$60422,0 - 852,17 - 2781,08 - 393,7 - 48917,38 = 7282$	9102,5
CO_2	0,70	$39235,2 - 77136,41 + 48917,38 = 11016,1$	21638,77
H_2O	1,57	$1569,4 + 77136,41 + 426,09 + 2085,81 + 393,7 - 48917,38 = 32700,4$	26277,11
Барлығы	100,00	1799243,9	487532,39

12 кесте.

Метанол синтезі бас реакторының материалдық балансы.

Кіріс	м ³ /сағ	кг/сағ	ω, %	Шығын	м ³ /сағ	кг/сағ	ω, %
(ағын G3)				(ағын G6)			
CH ₄	215205,1	153717,93	10,97	CH ₄	215599	153970,71	11,93
CH ₃ OH	9220,3	13171,86	0,47	CH ₃ OH	86357	123367,14	4,89
H ₂	1618059,7	144469,62	82,48	H ₂	1427120	127421,43	79,47
N ₂	18048,2	22560,25	0,92	N ₂	18048,2	22560,25	0,99
CO	60226,0	75282,5	3,07	CO	7282	9102,5	0,41
CO ₂	39235,2	77069,14	2,00	CO ₂	11016,1	21638,77	0,70
H ₂ O	1569,4	1261,12	0,08	H ₂ O	32700,4	26277,11	1,57
				(CH ₃) ₂ O	426,1	875,03	0,02
				C ₄ H ₉ OH	695,3	2296,97	0,03
Барлығы	1961760	487532,39	100	Барлығы	1799234,9	487532,39	100

Сепараторда конденсацияланатын метанолдың және метанолда ерітілген газдардың сандық құрамын анықтаймыз.

Метанолдағы газдар ерімейді, ал органикалық қоспалар мен су толығымен шикі метанолға айналады деп қабылдаймыз. Сонда түзілмеген газдардың саны мынаған тең

$$V_{\text{HГ}} = V_{\text{см}} - V_{\text{CH}_3\text{OH}} - V_{\text{ДМЭ}} - V_{\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}} - V_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$V_{\text{HГ}} = 1799243,9 - 86357 - 426,09 - 695,27 - 32700,4 = 1679065,4 \text{ м}^3/\text{сағ} \quad (2.3.6)$$

Газ фазасындағы метанолдың көлемі-0,48% және су-0,025% болғандықтан, газ тәрізді метанолды құрайды

$$1779266,4 \cdot 0,47 / (101,02 - 0,504) = 8111,83 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

мұндағы 0,505 – метанол мен жалпы судың жалпы көлемдік үлесі, %.

Конденсацияланатын заттар

- метанол: $86357 - 8100,83 = 78256,2 \text{ м}^3/\text{сағ}$ ($111794,6 \text{ кг/сағ}$)

-су: $33701,4 - 423 = 32176,4 \text{ м}^3/\text{сағ}$

Конденсацияланбаған газдардың жалпы көлемдік саны

$$1689295,4 + 8200,93 + 432 = 1697598,24 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Сұйық метанолдағы газдардың парциалды қысымын анықтаймыз (Па)

$$P_i = P \cdot \varphi_i, \quad (2.3.7)$$

мұндағы P – жалпы қысым, Па ($7,5 \text{ МПа}$);

φ_i – компоненттің көлемдік үлесі.

$$P_{\text{CH}_4} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,11293 = 8,95 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{H}_2} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,7847 = 59,6 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{N}_2} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,0098 = 0,74 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{CO}} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,0241 = 0,3 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{CO}_2} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,107 = 0,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

Метанолдағы газдың ерігіштігі 105 Па қысым және 40°C температурада құрайды. ($\text{м}^3/\text{сағ}$): CH₄ – 0,375; H₂ – 0,096; N₂ – 0,233; CO – 0,259; CO₂ – 2,8.

Метанол-шикі газды ерітілген заттардың мөлшерін анықтаймыз (м³/сағ)

$$\text{CH}_4 = 0,37 \cdot 8,9 \cdot 111,795 = 375,21$$

$$\text{H}_2 = 0,096 \cdot 59,6 \cdot 111,795 = 639,65$$

$$\text{N}_2 = 0,233 \cdot 0,74 \cdot 111,795 = 19,28$$

$$\text{CO} = 0,259 \cdot 0,3 \cdot 111,795 = 8,69$$

$$\text{CO}_2 = 2,8 \cdot 0,5 \cdot 111,795 = 156,51$$

Газ тәрізді күйде қалады (м³/сағ)

$$\text{C}_2\text{H}_4 = 21559 - 375,21 = 215223,8$$

$$\text{H}_2 = 1427120 - 639,65 = 1426480,4$$

$$\text{N}_2 = 18048,2 - 19,28 = 18028,9$$

$$\text{CO} = 7282 - 8,69 = 7273,3$$

$$\text{CO}_2 = 11016,1 - 156,51 = 10904,6$$

Барлығы: 1678921 м³/сағ.

Бұдан басқа, газ құрамында

$$\text{CH}_3\text{OH} = \frac{1677911 \cdot 0,48}{100 - 0,505} = 8095,26 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{1677911 \cdot 0,025}{100 - 0,505} = 421,63 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Конденсацияланады

$$\text{CH}_3\text{OH} = 86257 - 8095,26 = 78261,74 \text{ м}^3/\text{сағ} \text{ немесе } 11802,49 \text{ кг}/\text{сағ}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3270,4 - 421,63 = 32278,8 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Конденсацияланбаған газдардың жалпы саны

$$1679065,4 + 8095,26 + 422 = 1687582,66 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Метанолдың құрамын есептейміз

Есептеу келесі формулалар бойынша жүргізіледі [26]:

$$\varphi_i = (V_i \cdot 100) / \sum V_i, \quad (2.3.8)$$

$$m_i = (V_i / 22,4) \cdot M, \quad (2.3.9)$$

$$\omega_i = (m_i \cdot 100) / \sum m_i. \quad (2.3.10)$$

13 кесте.

Метанол-шикі құрамы (G9 ағыны).

ЗАТ	M, кг/кмоль	V _i , м ³ /ч	φ _i , %	m _i , кг/ч	ω _i , %
CH ₄	16	375,21	0,33	268	0,19
CH ₃ OH	32	78261,74	69,34	110802,48	78,96
(CH ₃) ₂ O	46	426,06	0,38	875,00	0,62
Спирты C ₄	74	695,27	0,62	2296,97	1,62
H ₂	2	639,65	0,57	57,1	0,04
N ₂	28	19,28	0,02	24,1	0,02
CO	28	8,69	0,01	10,86	0,01

Сепаратордан кейін газ қоспасының құрамын есептейміз:

14 кесте.

Сепаратордан кейінгі газ қоспасының құрамы (ағын G7).

Зат	$V_i, \text{м}^3/\text{сағ}$	$\omega_i, \%$
CH ₄	215223,8	12,75
CH ₃ OH	8095,26	0,48
H ₂	1426480,4	84,53
N ₂	18028,9	1,06
CO	7273,3	0,44
CO ₂	10904,6	0,65
H ₂ O	421,63	0,02
Барлығы	1687582,66	100

Айналмалы газдың шығыны $V_{\text{цг}} = 1584555 \text{ м}^3/\text{сағ}$ құрайды (бұрын есептелген), демек үрлеу газдарының шығыны тең

$$V_{\text{пр}} = 1687582,66 - 1584555 = 103027,66 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Компоненттер бойынша үрлеу газдарының құрамын есептейміз:

15 кесте.

Үрлеу газдарының құрамы.

Зат	$V_i, \text{м}^3/\text{сағ}$	$\phi_i, \%$
CH ₄	13136,0	12,75
CH ₃ OH	494,53	0,48
H ₂	87089,28	84,6
N ₂	1092,1	1,06
CO	453,32	0,44
CO ₂	669,68	0,65
H ₂ O	20,6	0,02
Барлығы	103027,66	100

Айналмалы газдың құрамын (2 ағыны) сепаратордан (G7 ағыны) және үрлемелі газдардан (G8 ағыны) кейін газ қоспасының әртүрлілігі бойынша анықтаймыз)

16 кесте.

Айналмалы газдардың құрамы.

Зат	$V_i, \text{м}^3/\text{сағ}$	$\phi_i, \%$
CH ₄	$215223,8 - 13136,0 = 202087,8$	12,75
CH ₃ OH	$8095,26 - 494,53 = 7600,73$	0,48
H ₂	$1426480,4 - 87089,28 = 1339391$	84,53
N ₂	$18028,9 - 1092,1 = 16936,8$	1,06
CO	$7273,3 - 453,32 = 68719,98$	0,44
CO ₂	$10904,6 - 669,68 = 10234,92$	0,65
H ₂ O	$421,63 - 20,6 = 401,03$	0,02
барлығы	1584555,00	100

Таза газдың шығыны мен құрамын анықтаймыз, ол метанол синтезінің реакциясына және жағымсыз реакцияларға, сұйық метанолда үрлеу және еріту кезіндегі шығындарды (1 ағын) өтеуі тиіс.

17 кесте.

Таза газдың шығыны мен құрамы.

Зат	$V_i, \text{м}^3/\text{сағ}$	$\phi_i, \%$
CH_4	$375,21 + 13136,0 - 393,7 = 13110,21$	3,5
$\text{CH}_3 \text{ OH}$	45,00	0,01
H_2	$231409,24 + 1704,35 + 5562,16 + 1181,10 + 639,35 + 87089,28 - 48917,38 = 278667,22$	74,23
N_2	$19,28 + 1092,1 = 1111,38$	0,29
CO	$852,17 + 2781,08 + 393,7 + 48917,38 + 8,69 + 453,32 = 53406,28$	14,23
CO_2	$77136,41 - 48917,38 + 669,68 + 156,51 = 29045,3$	7,7
H_2O	$48917,38 + 32278,8 + 20,6 - 77136,41 - 426,09 - 2085,81 - 393,7 = 1,92$	0,0
Барлығы	377205,1	100

Өнім метанолының құрамын анықтаймыз. Үрлемелі және танктік газдары бар метанол шығыны

$$Q_{\text{пот}} = 110194,88 - 109320,31 = 874,56 \text{ кг/сағ}$$

Үрлеу газдарымен 495 м³ /сағ немесе 707,14 кг/сағ жоғалтады; танк газдарымен

$$Q_{\text{пот}} = 875 - 707,14 - 168 \text{ кг/сағ немесе } 118,1 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Сұйық метанол жинағында қалады

$$110802,48 - 168 = 110634,48 \text{ кг/сағ}$$

Қосымша жаңа метанол газымен түседі

$$110634,48 - 109320,31 = 131,41 \text{ кг/ч или } 91,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Метанолдан басқа танктік газға өтеді

75% еріген CO_2 , бұл

$$156,51 * 0,75 = 117,38 \text{ м}^3/\text{сағ немесе } 230,57 \text{ кг/сағ}$$

(CH_4 , H_2 , CO , N_2) метанол-шикі газдардың 100% ерітілген);

50% диметил эфири, бұл 213,05 м³/сағ.

Танк газдарындағы су буының көлемдік үлесі 0,03% - ға тең.

Құрғақ газ саны

$$118,1 + 117,38 + 375,21 + 639,65 + 19,28 + 8,69 + 213,05 = 1491,36 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Су буындарын есепке ала отырып, танк газдарының жалпы саны

$$1491,36 * 100 / (100 - 0,03) = 1491,8 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Су буының саны

$$1491,8 - 1491,36 = 0,45 \text{ м}^3/\text{сағ или } 0,35 \text{ кг/сағ}$$

Танк газдарының құрамын есептейміз.

Үрлеу газдары араласады, конденсацияланған метанол жинаққа түседі.

Қоспадан метанол түзілу дәрежесі 75 % тең, демек, жинаққа қайтарылады

$$874 * 0,75 = 657 \text{ кг/сағ}$$

Барлық сұйық метанол

$$110802,48 - 168 + 656 = 111391 \text{ кг/сағ}$$

Демек, метанолдың артық болуы

$$Q_{\text{пот}} = 120293 - 119310,32 = 972 \text{ кг/сағ}$$

18 кесте.

Өнім метано­лының құрамы.

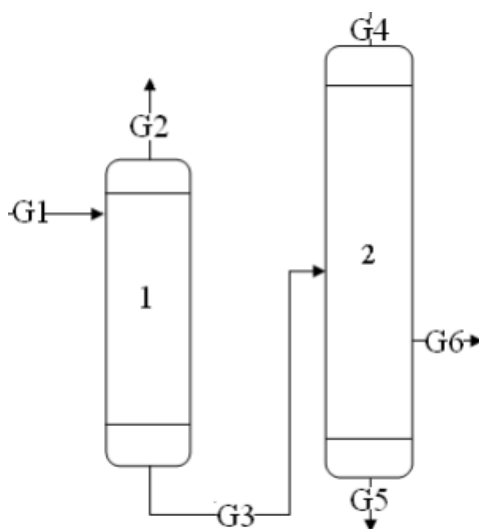
Зат	m, кг/сағ	w, %
CH ₃ OH	110291	79,34
(CH ₃) ₂ O	213,05	0,15
Спирты C ₄	2296,05	1,65
CO ₂	183,92	0,13
H ₂ O	25938,32	18,67
барлығы	28923,26	100

2.3.2 Ректификацияның негізгі тізбегінің материалдық балансы

19 кесте.

Ректификацияның негізгі тізбегінің ағындары.

Компонент	G4	G14	G17	G13
су	16,485	99,98	31,51	0,05
метанол	83,255	0,02	56,04	99,95
Изобутанол	0,26		12,45	
барлығы	100,0	100,0	100,0	100,0



1 – алдын ала ректификациялау бағанасы; 2 – негізгі ректификациялау бағанасы; G1 - шикі метанол; G2 – жеңіл фракция; G3 – текше өнім; G4 – метанол - ректификат; G5 – текше қалдық; G6-метанол фракциясы – май – су.

8 сурет. Шикі метанолды ректификациялау торабының схемасы.

Құрам фазалардың бір мольдік үлестерін қайта есептейміз[56].

Материалдық есептеу үшін көлемді үлесті массалық үлестерге аудару қажет. Қайта есептеу мына формула бойынша

$$X = \frac{\frac{x}{M}}{\frac{x}{M} + \frac{1-x}{M}} \quad (2.3.2.1)$$

мұндағы M_{BK} және M_{HK} -төмен қайнайтын және жоғары қайнайтын компоненттердің молярлық массалары [г/моль];

x -қоспадағы, соңғы қалдық пен дистиллятта аз қайнайтын компоненттің мольді және массалық үлесі.

Төмен қайнайтын компонент - су $M_B = 17$ г/моль

Жоғары қайнаған-метанол $M_M = 32$ г/моль. Жаппай қайта есептеу:

Бастапқы қоспа

$$X = \frac{\frac{x}{M}}{\frac{x}{M} + \frac{1-x}{M}} = \frac{\frac{0,83255}{32}}{\frac{0,83255}{32} + \frac{1-0,83255}{18}} = 0,7386 \text{ кмоль/кмоль}$$

Дистиллят

$$X = \frac{\frac{x}{M}}{\frac{x}{M} + \frac{1-x}{M}} = \frac{\frac{0,9995}{32}}{\frac{0,9995}{32} + \frac{1-0,9995}{18}} = 0,9992 \text{ кмоль/кмоль}$$

Кубтық қалдық

$$X = \frac{\frac{x}{M}}{\frac{x}{M} + \frac{1-x}{M}} = \frac{\frac{0,0002}{32}}{\frac{0,0002}{32} + \frac{1-0,0002}{18}} = 0,0011 \text{ кмоль/кмоль}$$

Негізгі ректификация үшін теңдеулер жүйесін құрайық

$$G_4 = G_{14} + G_{13} + G_{17}, \quad (2.3.2.2)$$

$$G_4 x_4^{H_2O} = G_{14} \cdot x_{14}^{H_2O} + G_{13} \cdot x_{13}^{H_2O} + G_{17} \cdot x_{17}^{H_2O}, \quad (2.3.2.3)$$

$$G_4 \cdot x_4^{CH_3OH} = G_{13} \cdot x_{13}^{CH_3OH} + G_{14} \cdot x_{14}^{CH_3OH} + G_{17} \cdot x_{17}^{CH_3OH}, \quad (2.3.2.4)$$

$$G_4 \cdot x_4^{BuOH} = G_{17} \cdot x_{17}^{BuOH} \quad (2.3.2.5)$$

Изобутанол тек бастапқы құрамы мен сивуха майы құрамына кіреді, содан кейін

$$G_4 = G_{17} \cdot 0,1245 / 0,0026$$

$$G_4 = G_{17} \cdot 47,88$$

Жүйедегі G_4 -ті G_{17} -ге ауыстырамыз

$$G_{17} \cdot 47,88 \cdot 0,16485 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005 + G_{17} \cdot 0,3151$$

$$G_{17} \cdot 47,88 \cdot 0,783455 = G_{14} \cdot 0,0002 + G_{13} \cdot 0,9995 + G_{17} \cdot 0,5604$$

$$G_{17} \cdot 7,893 - G_{17} \cdot 0,3151 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005$$

$$G_{17} \cdot 39,862 - G_{17} \cdot 0,5604 = G_{14} \cdot 0,0012 + G_{13} \cdot 0,9995$$

$$G_{17} \cdot 7,5779 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005$$

$$G_{17} \cdot 39,3 = G_{14} \cdot 0,0012 + G_{13} \cdot 0,9995$$

$$G_{17}=G_{17} \cdot 7,5814 + G_{13} \cdot 0,0005$$

Дистилляттың шығыны $G_{13} = 119375$ кг/сағ

Сонда $G_{14} = G_{17} \cdot 7,5824 - 108375 \cdot 0,0015$

$$G_{14} = G_{17} \cdot 7,5824 - 53,799$$

Сивуш майы

$$G_{17} \cdot 39,31 = (G_{17} \cdot 7,5814 - 53,798) \cdot 0,0002 + 109375 \cdot 0,9995$$

$$G_{17} = 2746,6 \text{ кг/сағ}$$

Кубтық қалдық

$$G_{14} = G_{17} \cdot 7,5915 - 51,799$$

$$G_{14} = 21694,43 \text{ кг/сағ}$$

Деректерді кестеге енгіземіз

20 кесте.

Негізгі ректификация колоннасының материалдық балансы.

кіріс	кг/кмоль	кг/сағ	Кмоль/с ағ	х _i ,%	Шығыс	кг/сағ	Кмоль/ сағ	х _i ,%
Бастапқы компонент(4)					Дистиллят(13)			
СНЗОН	32	109086,58	3408,96	83,255	СНЗОН	109243,2	3360,73	99,95
H ₂ O	18	21599,81	1199,99	16,485	H ₂ O	53,8	2,99	0,05
i-BuOH	74	340,67	4,6	0,26				
Барлығы:	100	131027,06	4613,55	100	Барлығы	109375	3363,72	100

P дистилляты және W текше қалдығы бойынша ректификация колоннасының өнімділігі материалдық баланс теңдеуінен табамыз

$$F = P + W, \quad (2.3.2.6)$$

$$F x_f = P x_p + W x_w, \quad (2.3.2.7)$$

$$W = \frac{F(x_p - x_f)}{x_p - x_w} = \frac{29,9 \cdot (0,005 - 0,83255)}{0,9995 - 0,0002} = 4,96 \text{ кг/с}$$

$$P = F - W = 29,9 - 4,96 = 24,94 \text{ кг/с}$$

Қоспаның мольдік шығуы

$$F = \frac{x_p - x_w}{x_f - x_w} = \frac{0,9992 - 0,0011}{0,7386 - 0,0011} = 1,35$$

2.4 Жылулық баланс

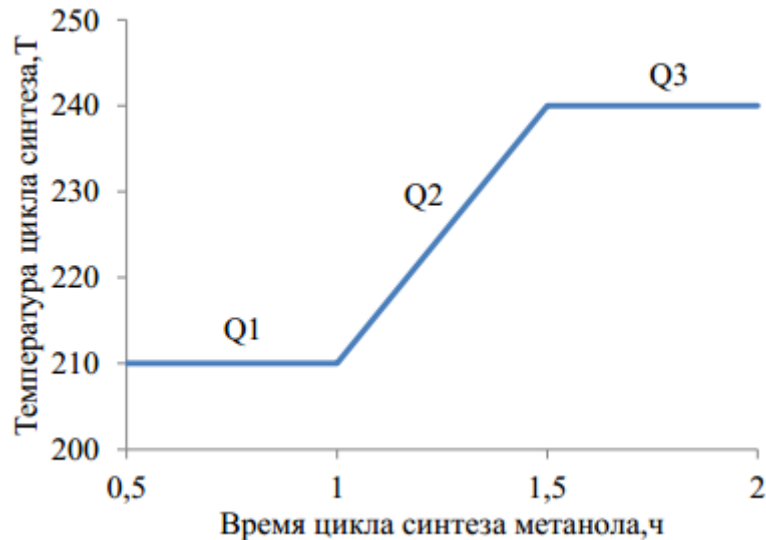
2.4.1 Синтез реакторының жылу балансы

Бас аппарат-метанол синтезі реакторының жылу циклі [17].

Реактордың жұмыс циклі төмендегідей операциядан тұрады:

- 1) Реакциялық массаны беру-210°C (1 сағат).
- 2) Процесс метанол синтездеу кезінде 210°C (2 сағат).
- 3) 240°C кезінде реакциялық массаны түсіру (0,5 сағат).

Және төменде графикпен көрсетіледі:



9 сурет. Метанол синтезінің жылу циклі.

Есептеу мақсаты-аппараттың жылу режимін реттеу үшін екінші, үшінші және төртінші қабаттарға реакторға әкелу қажет суық газдың шығынын анықтау.

Бастапқы деректер:

Синтез реакторына кіретін газ қоспасының мөлшері

$$\frac{1050042,3}{2 \cdot 3600} = 272,21 \text{ м}^3/\text{с}$$

Синтез реакторынан шығатын газ қоспасының мөлшері

$$\frac{1875827,84}{2 \cdot 3600} = 260,53 \text{ м}^3/\text{с}$$

Температура

- реакторға кіретін газ қоспасы, °C-210;
- реактордан шығатын газ қоспасы, °C-240;
- суық (байпас) газ қоспасы, °C – 45.

Байпас газының максималды шығыны реакторға түсетін жалпы газдың 60 % - ын құрайды.

Жалпы түрдегі жылу баланс теңдеуі

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_{\text{пот}} \quad (2.4.1)$$

мұндағы Q_1 және Q_3 – реакторға кіретін және шығатын газ қоспасының жылу ағындары, кВт;

Q_2 -экзотермиялық реакциялардың жылуы, кВт;

$Q_{\text{пот}}$ – қоршаған ортаға жылу шығыны, кВт.

Температура кезінде қоспаның жылу сыйымдылығын есептейміз

$$T_1 = 45 + 273 = 318 \text{ K};$$

$$T_2 = 210 + 273 = 483 \text{ K};$$

$$T_3 = 240 + 273 = 513 \text{ K}.$$

Жылу сыйымдылықтың мәндерін табамыз [26].

$$C_p^0 = a + bT + cT^2 \quad (\text{қарапайым заттар үшін}) \quad (2.4.2)$$

$$C_p^0 = a + bT + cT^2 \quad (\text{органикалық заттар үшін}) \quad (2.4.3)$$

$$C_i = \frac{c}{22,4} \phi_i \quad (2.4.4)$$

мұндағы ϕ_i -қоспадағы компоненттің көлемдік үлесі, %;

C_i -газ қоспасының жылу сыйымдылығы, кДж/м³ · К.

21 кестеде температура кезінде газ қоспасының жылу сыйымдылығын есептеу көрсетілген.

21 кесте.

Температура кезінде газ қоспасының жылу сыйымдылығын есептеу.

Зат	φi , %	C	Cсм	Ci	Cсм	φi , %	Ci	Cсм
	T = 483 K			T = 318 K		T = 513 K		
CH4	10,98	46,31	0,2368	36,31	0,1775	0,0097	48,13	0,2158
CH3OH	0,48	58,85	0,0173	45,68	0,0097	4,87	61,18	0,1133
(CH3)2O						0,07	95,17	0,0110
C4H9OH						0,07	164,34	0,0012
H2	82,58	29,06	1,0604	28,84	1,062	79,47	29,54	1,0014
N2	0,94	29,96	0,0143	29,25	0,015	0,97	30,05	0,0113
CO	3,08	30,15	0,0424	29,24	0,043	0,43	30,54	0,016
CO2	2,01	44,85	0,14	38,55	0,054	0,75	45,53	0,0141
H2O	0,18	35,33	0,0013	33,74	0,0016	1,56	35,62	0,021
Барлығы	100	-	1,4045	-	1,3356	100	-	1,4818

Q_1 және Q_3 жылу ағындарын анықтаймыз

$$Q_1 = (G_{\text{вх. см.}} - G_{\text{хг}}) \cdot (C_{\text{г}} \cdot \phi_{\text{г}}) \cdot t_{\text{г}} + (C_{\text{хг}} \cdot \phi_{\text{хг}}) \cdot t_{\text{хг}}$$

мұндағы Q_1 – жылулық ағын, Вт;

$G_{\text{вх. см.}}$ – реакторға кіре берістегі қоспаның көлемдік шығысы, м³/с;

$G_{\text{хг}}$ – суық (байпас) газдың саны, м³/с;

$\phi_{\text{г}}, \phi_{\text{хг}}$ – қоспадағы компоненттің көлемдік үлесі, %.

$$G_{\text{вх.см}} = 272,71 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$Q_1 = (272,71 - G_{\text{х}}) \cdot 1,4045 \cdot 210 + G_{\text{х}} \cdot 1,3356 \cdot 45 = 80285,62 - 294,94G_{\text{х}} + 60,102G_{\text{х}} = 80285,62 - 234,84G_{\text{х}}$$

$$Q_3 = 260,53 \cdot 1,4848 \cdot 240 = 92840,38 \text{ кВт}$$

Анықтама бойынша ΔH_{298}^0 қосылыстарының түзілу энтальпиясын мәнін табамыз және реакцияның жылуын есептейміз (кДж/моль)

$$\Delta H_{298}^0 (\text{CH}_4) = -74,85;$$

$$\Delta H_{298}^0 (\text{CH}_3\text{OH}) = -201,00$$

$$\Delta H_{298}^0 ((\text{CH}_3)_2\text{O}) = -184,05;$$

$$\Delta H_{298}^0 (\text{H}_2) = 0;$$

$$\Delta H_{298}^0 (\text{CO}) = -110,53;$$

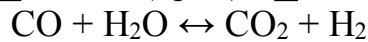
$$\Delta H_{298}^0 (\text{CO}_2) = -393,51;$$

$$\Delta H_{298}^0 (\text{H}_2\text{O}) = -241,81;$$

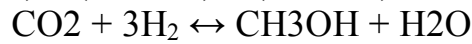
$$\Delta H_{298}^0 (\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}) = -274,43;$$

Реакцияның жылуын табамыз

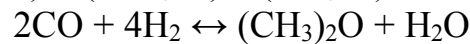
$$\Delta H_{298}^0 = \sum \Delta H_{298}^0 (\text{прод}) - \sum \Delta H_{298}^0 (\text{баст})$$



$$\Delta H_{298}^0 = (-393,51) - (-110,53) - (-241,81) = -41,17 \text{ кДж/моль};$$



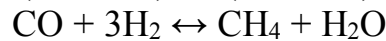
$$\Delta H_{298}^0 = (-241,81) + (-201,00) - (393,51) = -49,30 \text{ кДж/моль};$$



$$\Delta H_{298}^0 = (-241,81) + (-184,05) - 2(-110,53) = -204,80 \text{ кДж/моль};$$



$$\Delta H_{298}^0 = 3(-241,81) + (-274,43) - 4(-110,53) = -557,74 \text{ кДж/моль};$$



$$\Delta H_{298}^0 = (-74,85) + (-241,81) - (-110,53) = -206,13 \text{ кДж/моль}.$$

$$Q_2 = 1000 \times q_m \times n \quad (2.4.5)$$

мұндағы q_m – химиялық реакцияның жылуы, кДж/моль;

n – реакцияға түскен заттың саны, кмоль/с.

$$Q_2 = 1000(69990 \cdot 41,17 + 75625 \cdot 49,30 + 418 \cdot 204,80 + 240 \cdot 409,65 + 682 \cdot 557,74 + 724 \cdot 206,13) = 7225023900 \text{ кДж/моль с}$$

$$Q_2 = 7225023900 / 2 \cdot 3600 \cdot 22,4 = 44792,02 \text{ кВт}$$

Қоршаған ортаға жылу шығыны жылудың жалпы кірісінің 3 % құрайды деп қабылдаймыз

$$Q_{\text{пот}} = (Q_1 + Q_2) \cdot 0,03 = 0,03 \cdot (80285,62 - 234,84 G_x + 44798,02) = 3752,52 - 7,04 G_x \text{ кВт}$$

Суық (байпас) газдың көлемді шығыны реактордың жылу баланс теңдеуінен табамыз

$$80285,62 - 234,94 G_x + 44798,02 = 92850 - 3752,55$$

$$125083 - 234,84 G_x = 89077,83$$

$$G_x = 152,23 \text{ м}^3/\text{с} \text{ или } 551810,87 \text{ м}^3/\text{с}$$

Ол мынаны құрайды

$$\frac{100 \cdot 153,23}{272,21} = 56,29\%$$

газдың жалпы көлемдік шығынынан - негізгі ағынның көлемді шығысы

$$G_{\text{оп}} = G_{\text{вх}} - G_{\text{х}} = 272,21 * 3600 - 551800,87 = 428155,13 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Жылулық баланстың теңдеуін тексереміз

$$Q_1 = 80285,62 - 234,84 * G_{\text{х}} = 80285,62 - 234,84 * 153,23 = 50716,13 \text{ кВт}$$

$$Q_{\text{пот}} = 3752,51 - 7,04 * 153,23 = 2673,77 \text{ кВт}$$

Синтез реакторының жылулық балансын құрамыз.

22 кесте.

Синтез реакторының жылу балансы.

Кіріс	кВт	%	Шығыс	кВт	
Кіре берістегі газ қоспасының жылу ағыны	50716,43	53,1	Шығыстағы газ қоспасының жылу ағыны	92840,38	97
Экзотермиялық реакция жылуы	44798,02	46,9	Жылу қоршаған ортаға	2673,77	3
Барлығы	95514,15	100	Барлығы	95514,15	100

Реактордың әрбір сөресіне байпас газының белгілі бір мөлшері келіп түсетіні белгілі:

Сөре №	I	II	III	IV	Барлығы
$\omega, \%$	10,47	26,76	30,90	31,86	100
Шығын, $\text{м}^3/\text{с}$	16,04	41,00	47,35	48,82	153,23

Жылу мөлшерін салқын байпаспен есептейміз (кДж/моль)

$$Q = V_i \times C_{\text{см}} \times t, \quad (2.4.6)$$

$$Q_1^{\text{I}} = 16,04 * 1,3356 * 45 = 964,04 \text{ кВт}$$

2-ші нұсқа бойынша жылу мөлшерін есептейміз. (кДж/моль)

$$Q_1^{\text{II}} = 41,00 * 1,3356 * 45 = 2464,19 \text{ кВт}$$

Жылу мөлшерін суық байпаспен есептейміз III сл. (кДж/моль)

$$Q_1^{\text{III}} = 47,35 * 1,3356 * 45 = 2845,83 \text{ кВт}$$

Жылу мөлшерін суық байпаспен есептейміз IV сл. (кДж/моль):

$$Q_1^{\text{IV}} = 48,82 * 1,3356 * 45 = 2934,18 \text{ кВт}$$

I сл негізгі ағынымен жылу мөлшерін есептейміз. (кДж/моль)

$$Q_{\text{оп}} = 153,23 * 1,4045 * 210 = 4594,42 \text{ кВт}$$

23 кесте.

Синтез реакторының жылулық балансы.

Кіріс	кВт	%	Шығыс	кВт	%
-------	-----	---	-------	-----	---

Негізгі ағынмен	45194,42	50,27	Реактордан шыққандағы газбен	92840,38	97,00
Суық байпастарпен I қабат	964,04	1,09	Қоршаған ортаға жылу шығындары	2673,77	3,00
Суық байпастарпен II қабат	2464,19	2,77			

23 кестенің жалғасы

Кіріс	кВт	%	Шығыс	кВт	%
Суық байпастарпен III қабат	2845,83	3,20			
Суық байпастарпен IV қабат	2934,18	3,30			
Экзотермиялық реакция жылуы	44798	42,60			
Барлығы	95514,15	100	Барлығы	95514,15	100

2.5 Метанол синтезі аппаратының технологиялық есебі

2.5.1 Мақсаты, құрылысы және негізгі өлшемдері. Реакторлар санын анықтау

Есептеу мақсаты-аппараттардың санын және олардың негізгі өлшемдерін анықтау [20].

Реактор табиғи газды конверсиялау сатысынан түсетін синтез-газdan газ тәрізді метанол алуға арналған.

Есептеу үшін шахталық типті тік цилиндрлік болат аппарат таңдалып алынды, онда фарфор шарларға мөлшері 5,4*5,2 мм түйіршіктер түріндегі катализатор төрт қабатқа салынған.

Реактордың температуралық режимі катализатор қабаттарының арасында суық (байпас) газды беруді қолдайды.

Реактордың техникалық сипаттамасы:

- Ішкі диаметрі, 4380 мм;
- Жалпы биіктігі, 17150 мм;
- Катализатор көлемі, 128 м³.

Метанол-шикізат бойынша 1 м³ катализатордың өнімділігі 13-14 т / тәул. құрайды.

Реактордың өнімділігі 137,850 т/сағ құрайды (бұрын есептелген), демек, тәуліктік өнімділік $137,850 \cdot 24 = 3308,4$ т тең, ал осы өнімділікті қамтамасыз ету үшін катализатордың қажетті көлемі $V_k = 3308,4 / 13 = 254,5$ м³.

Катализатор бойынша өнімділік қоры

$$(128 \cdot 2 - 254,5 / 254,5) \cdot 100\% = 1,6 \%$$

Реакторлардың қажетті саны: $n = 275,7 / 128 = 1,98$.

Демек, екі реакторды орнату керек.

Одан әрі есептерді бір реакторға орындайды.

2.5.2 Аппараттың биіктігін анықтау

Биіктікті мына формуламен анықтаймыз

$$H=2h_1+h_2+h_3 \quad (2.5.1)$$

мұндағы h_1 – қақпақтың биіктігі, $h_1=1345$ см қабылдаймыз;
 h_2 –аппараттың орта бөлігінің биіктігі, $h_2=12750$ см;
 h_3 –сөрелердің арасындағы қашықтық.

$$H= 2 \cdot 2197+12750 = 17150 \text{ см}$$

2.5.3 Метанол синтезінің реакторының гидравликалық есебі

Саптаманың гидравликалық кедергісін есептеу мынадай формула бойынша анықталады [20]

$$\Delta p = \lambda N a \rho \omega / (8 \cdot e), \quad (2.5.2)$$

мұндағы λ - кедергінің жалпы коэффициенті;
 N –қабат биіктігі;
 a - меншікті беті;
 e – кеуектілігі ($e=0,4$ қабылдаймыз);
 ω – сұйықтың немесе газдың фиктивті жылдамдығы.
Қабаттың биіктігін формуламен табамыз

$$H= V_{\text{кат}} \cdot d_{\text{на}}, \quad (2.5.3)$$

$$H = 128 \cdot 0,0054=0,6912\text{м}$$

Үйкеліс коэффициентін анықтаймыз

$$\lambda=16/Re^{0,2}(Re>40\text{кезінде}), \quad (2.5.4)$$

Рейнольдс критерийі:

$$Re=\frac{\omega d, \rho}{\mu}, \quad (2.5.5)$$

мұндағы d_3 - насадканың эквивалентті диаметрі ($d_3=0,0054\text{м}$);
 $\rho_{\text{см}}$ - газ қоспасының тығыздығы ($\rho_{\text{см}}=54,96 \text{ кг/м}^3$);
 $\mu_{\text{см}}$ - газ қоспасының тұтқырлығы ($\mu_{\text{см}}=313,5 \cdot 10^{-7} \text{Па} \cdot \text{с}$);
 $\omega = 20 \text{ м/с}$ - үлкен қысымда қаныққан бу газдарының жылдамдығы.

Газ қоспаларының тығыздығын формуладан табамыз [60,59]

$$P_{\text{см}}=y_1\rho_1+y_1\rho_1+\dots+y_n\rho_n \quad (2.5.6)$$

мұндағы $y_1, y_2, \dots, y_n$ – компоненттердің көлемдік үлесі ; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ – қоспа компоненттерінің тығыздығы.

Рейнольдс критерийін есептейміз

$$Re = 20 \cdot 0,0054 \cdot 54,96 / 313,5 \cdot 10^{-7} = 189335,88$$

Сонда үйкеліс коэффициенті

$$\gamma = 16 / 189335,88^{0,2} = 1.41$$

гидравликалық насадка кедергісі

$$\Delta p = \frac{1,41 \cdot 0,6912 \cdot 20}{8 \cdot 0,4} = 4184,6 \text{ Па}$$

2.5.4 Реакторды есептеу

$T=240+273=513 \text{ К}$ температурада және $P=8 \text{ Мпа}$ қысымда реактордан шығудағы газ қоспасының көлемдік шығыны (6 ағынның құрамы) құрайды

$$V_{\text{вых}} = \left[\frac{1799243,9}{2 \cdot 3600} \right] \cdot \left[\frac{513 \cdot 101325}{273 \cdot 8 \cdot 10} \right] = 5,9 \text{ м}^3/\text{с}$$

Катализатордың қабатындағы газ қоспасының болу уақыты (катализатордың кеуектілігі кезінде $\varepsilon=0,4$)

$$\text{Фиктивті: } \tau = V_k / V = 128 / 5,94 = 22 \text{ с} \quad (2.5.7)$$

$$\text{шынайы: } \tau = \tau_{\phi} \cdot e = 22 \cdot 0,4 = 8,8 \text{ с} \quad (2.5.8)$$

Реактордағы катализатор қабатының биіктігі

$$h = V_{kt} / S = 128 / (0,785 \cdot 4,38^2) = 8,5 \text{ м} \quad (2.5.9)$$

Реактордың жалпы биіктігі $17,15 \text{ м}$ болғанда үздіксіз әрекет ететін аппараттың реакциялық аймағының көлемі

$$V_p = V \tau \cdot \tau \quad (2.5.10)$$

мұндағы V_p – реакциялық аймақ көлемі, м^3 ;

$V \tau$ – реагенттердің көлемдік шығыны, $\text{м}^3 / \text{с}$;

τ – реагенттердің аппаратта болу уақыты, м/с

$$V_{\text{вых}} = \left[\frac{1799243,9}{2 \cdot 3600} \right] \cdot \left[\frac{513 \cdot 101325}{273 \cdot 8 \cdot 10} \right] = 6,1 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (2.5.11)$$

$$V_p = V_r \tau = 6,1 / 8,8 = 53,68 \text{ м}^3$$

Аппарат қимасының ауданы мынадай формула бойынша болады

$$S = D^2 \cdot 0,785 \quad (2.5.12)$$

мұндағы D – аппарат диаметрі, м ;

$S = 0,785 \cdot 4,38^2 = 15,06 \text{ м}^2$,
Реакционды зона биіктігі

$$H = V_p / S = 53,68 / 15,06 = 3,56 \text{ м}, \quad (2.5.13)$$

Көлемдік жылдамдық

$$V_{\text{көл}} = \frac{V}{V} = \frac{196760}{2 \cdot 128} = 7662 \text{ см}^3 \cdot \text{с}^{-1} \quad (2.5.14)$$

Катализатордың үйінді орташа тығыздығы, кг / м³ -1,25;

Катализатор қабатының биіктігі

$$h = V_x / S_{\text{сеч}}, \quad (2.5.15)$$

$$h = 128 / 15,06 = 8,5 \text{ м}$$

2.6 Метанол синтезі реакторын механикалық есептеу

Есептеу мақсаты-қондырғының механикалық беріктігі, форманы сақтауға орнықтылығы және қажетті ұзақ мерзімділігі есебінен аппаратты қауіпсіз пайдалануды қамтамасыз ететін жекелеген элементтердің мөлшерін анықтау.

Корпус материалы төмен қоспалы және көміртекті болат.

2.6.1 Обечайканың қабырғасының қалыңдығын есептеу

Обечайканың қалыңдығын есептеу ГОСТ 14249-80 сәйкес жүргізіледі [20].

Обечайканың орындаушылық қалыңдығы мынадай формула бойынша есептеледі

$$s \geq pD / (2[\sigma]\phi - 0.5p) + c, \quad (2.6.1)$$

Бұл формула келесі жағдайларда қолданылады: біріншіден, $D \geq 200 \text{ мм}$ болатын құбырлар мен обечайка үшін шарт $(s-c)/D \leq 0,1$ сақталуы тиіс; екіншіден, көміртекті болаттан жасалған обечайканың есептік температурасы 380°C аспауы тиіс.

Коррозия жылдамдығы мына формула бойынша есептейміз

$$c = P \cdot \tau \quad (2.6.2)$$

мұндағы P - коррозия жылдамдығы, мм/жыл ($P=0,1 \text{ мм/жыл}$),

τ –аппаратты эксплуатациялау мерзімі, жыл ($\tau=10 \text{ жыл}$),

$c=1 \text{ мм}$.

$[\sigma]$ - таңдалған материал үшін рұқсат етілетін кернеуді мына формула бойынша анықтауға болады

$$[\sigma] = \eta \sigma^* \quad (2.6.3)$$

Мұндағы η - коэффициент, $\eta = 1$ σ^* - нормативтік рұқсат етілетін кернеу, $\sigma^* = 145$ МПа болат үшін 12Х18Н10Т.

Осылайша, рұқсат етілетін кернеу

$$[\sigma] = 145 \cdot 1 = 145, \text{ МПа}$$

ϕ -дәнекерленген жіктердің беріктілік коэффициенті, негізгі материалдың беріктігімен салыстырғанда дәнекерлеу жігінің беріктігін сипаттайды. Бұл коэффициенттің мәні дәнекерлеу әдісіне және дәнекерлеу қосылысының түріне байланысты.

Дәнекерлеу үшін түйісу $\phi = 0,9$.

$$S \geq 8 \cdot 4,38 / (2 \cdot 145 \cdot 0,9 - 0,5 \cdot 8) + 1 = 0,135 \text{ м} = 135 \text{ мм}$$

Шарт орындалады ма, тексереміз

$$(s - c) / D = 135 + 1 / 4380 = 0,030 < 0,1$$

Обечайка қабырғасының қалыңдығы 135 мм-ге тең.

2.6.2 Түптің қалыңдығын есептеу

Аппараттардың корпустары конструкциясының құрамдас элементтері ернеуі аппаратпен байланысты түптер болып табылады және материалдан жасалады [21].

Стандартты эллиптикалық түптерді таңдаймыз. Олар арзан, штуцер мен бобышкаларды орналастыру ыңғайлы, берік, реакторды жөндеуге дайындау кезінде өнімдерден толық босатуды ұйымдастыруға мүмкіндік береді.

Түп қабырғасының қалыңдығы мынадай формула бойынша есептеледі:

$$s \geq pR / (2[\sigma]\phi - 0,5p) + c, \quad (2.6.4)$$

мұндағы R - түбі шыңындағы қисық радиусы;

(H -түбінің биіктігі, цилиндрлік бортты есепке алмағанда)

$$h = 0,25 D_e, \quad (2.6.5)$$

сол себепті,

$$R_e = D_e \quad (2.6.6)$$

мұндағы D_i – ішкі диаметр, м

h_b – түптің биіктігі, м;

$$h_b / D_b = 0,25$$

h – түп ернеуінің биіктігі;

$$\phi = 1; [\sigma] = 145 \text{ МПа};$$

$$S \geq 8 \cdot 4,38 / (2 \cdot 145 \cdot 1 - 0,5 \cdot 8) + 1 = 0,135 \text{ м} = 135 \text{ мм}$$

Түптің қалыңдығы 135 мм тең. Анықтамалық бойынша ішкі базалық диаметрлі эллиптикалық түптерді таңдаймыз.

24 Кесте - Қақпақтың өлшемдері

D_b , мм	S , мм	H_b , мм	H , мм
------------	----------	------------	----------

4370	135	1100	140
------	-----	------	-----

Рұқсат етілетін қысымды мына формула бойынша анықтаймыз

$$P = \frac{2(S-c)[\sigma]\varphi}{R+(S-c)}, \quad (2.6.7)$$

$$P = \frac{2 \cdot 45 \cdot 0,9(135-2) \cdot 10}{2,19+(135-2) \cdot 10} = 14,9 \text{ МН/м}^3$$

2.6.3 Аппарат тірегінің есебі

Аппараттарды іргетасқа орнату көп бөлігі тіректердің көмегімен жүргізіледі. Н/D қатынасы бар эллиптикалық түбі бар тік типті реакторлар тірек тіреулерін береді, олар өз кезегінде тік, дөңгелек және дөңгелек емес қима болуы мүмкін [6,7].

Аппарат тірегін есептеу үшін аппараттың массасын білу қажет. Аппараттың салмағы мынадай формула бойынша

$$m_{\text{оп}} = 2m_{\text{кр}} + m_{\text{ср. части}} + m_{\text{кат}}, \quad (2.6.8)$$

мұндағы $m_{\text{кр}}$ – аппараттың қақпағының массасы

$$m_{\text{кр}} = \pi D s H_{\text{дн}} \rho_{\text{ст}} + \frac{\pi D}{4} s \rho_{\text{ст}} \quad (2.6.9)$$

$$m_{\text{кр}} = 3,14 \cdot 4,38 \cdot 0,140 \cdot 7780 + 3,14 \cdot 4,38^2 / 4 \cdot 0,140 \cdot 7780 = 31383,07 \text{ кг}$$

мұндағы $\rho_{\text{ст}}$ – болаттың тығыздығы, $\rho_{\text{ст}} = 7780 \text{ кг/м}^3$

$m_{\text{ср. части}}$ – аппараттың орта бөлігінің массасы.

$$m_{\text{орта. бөлігі}} = m_o + m_{\text{тар}} \quad (2.6.10)$$

M_o – аппарат ернеуінің массасы

$$m_o = \pi D s H_o \rho \quad (2.6.11)$$

$$m_o = 3,14 \cdot 4,38 \cdot 0,124 \cdot 5,107 \cdot 7780 = 67759,61 \text{ кг}$$

$m_{\text{тар}}$ – аппараттың табақшаларының массасын 250 кг деп қабылдаймыз.

$M_{\text{кат}}$ – катализатор массасы

$$m_{\text{кат}} = V \cdot \rho_{\text{нас}} \quad (2.6.12)$$

мұндағы V – катализатор көлемі, м^3 ,

$\rho_{\text{үйінді}}$ – катализатордың үйінді тығыздығы;

Сонда аппарат массасы

$$m_{\text{кат}} = 128 \cdot 1,25 = 160 \text{ кг}$$

Сонда аппарат массасы

$$m_{\text{ап}} = 2 \cdot 31383,07 + 67759,61 + 160 + 250 = 1309915,25 \text{ кг}$$

Енді бір тірекке жүктемені есептеуге болады

$$Q = \frac{m \cdot g}{z}, \quad (2.6.13)$$

мұндағы z -тірек саны,

g - еркін құлауды жеделдету.

$$Q = \frac{1309915,25 \cdot 9,8}{4} = 320614 \text{ Н} = 320 \text{ кН}$$

Анықтамалық бойынша тік аппараттарға арналған тіректерді (тіреулерді) таңдаймыз (ОСТ 26-467-79).

3 Процесті автоматтандыру және басқару

3.1 Автоматтандыру және басқару мақсаты

Қазіргі даму деңгейінде процестерді автоматтандыру ақпараттық технологияларды қолдану негізінде процестерді басқару тәсілдерінің бірі болып табылады. Бұл әдіс операциялық жүйені, деректерді, ақпаратты және ресурстарды компьютерлерді және бағдарламалық жасақтаманы пайдалану есебінен басқаруға мүмкіндік береді, олар үдеріске адамның қатысу дәрежесін қысқартады немесе оны толығымен жоққа шығарады[63,76].

Автоматтандырудың негізгі мақсаты процестің орындалу сапасын арттыру болып табылады. Автоматтандырылған процесс қолмен орындалатын процесске қарағанда тұрақты сипаттамаларға ие. Көптеген жағдайларда процестерді автоматтандыру өнімділікті арттыруға, процесті орындау уақытын қысқартуға, құнын төмендетуге, орындалатын операциялардың дәлдігі мен тұрақтылығын арттыруға мүмкіндік береді [76,64].

3.2 Технологиялық процесті бақылау және басқару

25 кесте.

Бақыланатын параметрлер.

Бақыланатын процестің атауы	Бақыланатын параметр	Нормалар мен техникалық көрсеткіштер	Бақылау тәсілі мен жиілігі
Поз реакторларына берілетін циркуляциялық газ. P1, P2	Шығын, $\text{нм}^3 / \text{сағ}$, FIRC Температура, $T^\circ \text{C}$, TIRC	900000-2000000 210-240	Баянатқа жазу 2 сағатта 1 рет
Поз компрессорынан циркуляциялық газ. D1 аралық т/о поз. T7, T8	Шығын, $\text{нм}^3 / \text{сағ}$, FIRC Температура, $T^\circ \text{C}$, TIRC	450000 – 1100000 Артық емес 130	
Поз реакторына кіре берістегі" суық " байпас. P1, P2	Расход, $\text{нм}^3 / \text{сағ}$, FIRC Температура, $T^\circ \text{C}$, TIRC	80000 дейін 210-240	
Синтездің циклінің үрлеу газдары	Шығын , $\text{нм}^3 / \text{сағ}$, FIRC	40000 -120000	
Метанол-шикі тәуелсіздік поз. E2	Шығын , т/сағ , FIRC	60 -130	
Жоғары қысымның буы ПЗ іске қосу жылытқышымен. T1	Қысым , кгс/см^2 , PIRC	35 - 78	

25 кестенің жалғасы

Метанолды синтездеу реакторы поз. P1,P2	Қысым , кгс/см^2 , PIRC Температура, $T^\circ \text{C}$, TIRC	1,5 – 5,0 210-240	
Сепаратор метанол - шикізатының поз. C4	Температура, $T^\circ \text{C}$, TIRC Қысым, кгс/см^2 , PIRC Деңгей, % ,LIRC	артық емес 65 40 – 77 15-65	

Синтездің циклінің үрлеу газдары	Қысым, кгс/см ² , PIRC	30 - 38	
Шикі метанол жинағы поз.С4	Деңгей, % ,LIRC Қысым, кгс/см, PIRC	35-65 2 – 6	
Аралық т/о поз кейін циркуляциялық газ. T7, T8	Температура, Т° С, TIRC	130 артық емес	
Поз жылытқышынан кейінгі циркуляциялық газ. T1, T2	Температура, Т° С, TIRC	210 - 230	Баянатқа жазу 1 сағатта 2 рет
Поз реакторларынан шығатын циркуляциялық газ. P1, P2	Температура, Т° С, TIRC	240 - 270	
Кері айналмалы газ поз. P1, P2	Температура, Т° С, TIRC	120 - 135	
Поз кейін циркуляциялық газ. T3, T6 поз т/о кірісінде. T4, T5	Температура, Т° С, TIRC	120 - 135	
Поз тоңазытқышынан шығатын айналмалы су. T12	Температура, Т° С, TIRC	35- 65	
Шикі метанол жинағы поз. E1	Деңгей, % ,LIRC	20 - 45	

4 Еңбекті қорғау және қауіпсіздік техникасы

4.1 Зиянды және қауіпті өндірістік факторларға сипаттама

Біздің елімізде ең бағалы капитал – адам өмірі болып саналады, онда еңбекқорғау мәселесі әр уақытта назардан тыс қалмауға тиіс. Полипропилен өндірісі бойынша жобалаушы цех Атырау қаласында салуға ұйғарылған. Өндірістік құрылыстың өлшемін (цехтың): ұзындығы – 108,9 м, ені – 30 м, биіктігі – 20,12 м.

Негізгі құрал – жабдықтар (реакторлар, кептіргіштер т.б.) жабдық жерге орналасқан. Қауіпті өндірістік факторларға – электр тогы, жарылуға, өртке қауіптілік, механикалық әсердің қауіптілігі жатады.

Зиянды өндірістік факторларға - өндірістік шаңдар (полипропилен шаңы), булар, шулар, тербелістер және үш хлорлы титан жатады.

4.1.1 Зиянды өндірістік факторлар

Метанол өндіру цехы зияндылығы және қауіптілігі жағынан «А» категориясына жатады. Өндірістің шикі заты және дайын өнімі сипаты жөнінен өртке, жарылысқа қауіпті.

Өндірістегі ең зиянды фактор – оның токсикологиялығы.

Үшхлорлы титан – мөлдір, түссіз сұйық. Қайнау температурасы +136°. Шектеулі концентрациясы 0,001 мг/л. Уланған кезде сода ертіндісімен дем алу керек.

Бензин – майлы сұйық зат, қайнау температурасы < +25°. Теріде өкір созылмалы ауру тудырады. Шектеуші концентрациясы 0,3 мг/л. Уланған кезде дереу газдалған зонадан алып кету керек.

Изопропил спирті – түссіз, мөлдір сұйық зат. Қайнау температурасы +82°C. Жарылу шегі 2,5-8,7. шектеулі концентрациясы 0,2 мг/л. Адам организміне наркотикалық әсер береді.

Цех территориясында шылым шегуге қатаң тиым салынған[24].

4.1.2 Қауіпті өндірістік факторлар

Ең қауіпті өндірістік факторға электр тогының соғуы жатады, өйткені барлық технологиялық электр энергиясын пайдаланатындықтан, онымен тығыз байланысты.

Метанол 1 классты жарылысқа қауіпі бар шаңғы жатады. Ол ауамен араласқанда жарылысқа қауіпті қоспа береді. Жарылау аралығы 3-3,4 шектелген концентрациясы – 0,5 мг/л.

Жоғарыда айтылғандай жобаланушы цехта мынадай қауіпті өндірістік факторлар болуы мүмкін: өрт қауіптілігі, жарылу қауіптілігі, электр тогының қауіптілігі.

4.2 Еңбек қорғау бойынша сақтану шаралары

4.2.1 Ұйымдастыру – техникалық шаралар

Өндірісті ұйымдастыруда жабдықтардың жоғары герметикалығына, тасымалдауға және басқа операцияларға үлкен көңіл бөлу керек. Ауада шаңдар мен зиянды булардың құрамы белгілі нормадан асып кетпес үшін барлық технологиялық процесс жабдық аппаратта өткізіледі. Аппарат

герметикалық клапанды ауа линиясымен жабдықталған. Жұмысшылар жүрген аймақта тұрақты түрде ауаның тазалығына бақылау жасалып отырады.

Әкімшілік орындары техника қауіпсіздігі жөніндегі барлық шараларды және өндірістік тазалық, сонымен бірге еңек уақытын реттейтін әр түрлі заңдарды сақтауға міндетті. Цехта еңбек қорғау мен жұмыс қауіпсіздігіне цех басшысы жауап береді. Цехтың аға механигі және электригі бақылаушы аппаратқа, қоршалған қондырғыға, желдеткіш қондырғыға, электр тораптарының жұмысына жауап береді.

Өндірістік аймақтың мастері міндетті:

- қауіпсіздік ережесі мен технологиялық талаптарға сай жұмыстың ұйымдастырылуына;
- құрал-жабдықтардың қалыпты жағдайда жұмыс істеп тұруына;
- тазалыққа, санитарлы-гигиеналы жұмыстарды бақылауға міндетті.

Кездейсоқ жағдайлардың және өндірістік жарақаттың алдын-алу мақсатында техника қауіпсіздігі бойынша инженер әрбір жаңадан келген жұмысшымен кіріспе инструктажды жұмыс орнында смена басшысы жүргізеді. Бақытсыз жағдайға душар болып қалған кезде жоспардан тыс инструктаж өтеді[22].

5 Қоршаған ортаны қорғау

5.1 Қоршаған ортаның ластануы

Пропиленді полимерлендіру цехынан шыққан барлық қалдықтарды факелге жібереді, яғни өртеп жібереді. Шаңды ауа атмосфераға жіберілмей тұрып, алдын — ала шаңды ұстап қалатын қондырғыда (циклон) санитар нормаға сай тазартылады. Цехтағы лас сулар насосты станциялар арқылы лас

сулар каналына ағызылады. Полипропилен цехының ағынды сулары тазартқыш қондырғысында лекальды тазартудан өтеді.

Қоршаған ортаны қорғау жөнінде цехта ерекше шаралар қарастырылмаған. Экологиялық тұрғыдан қарағанда өндіріс қалдығы аз категорияға жатады.

Негізгі түсініктер. «Қоршаған ортаның ластануы» ұғымының ауқымы кең. Тар мағынада ластану деп қандай да бір ортаға жаңа, оған тән емес физикалық, химиялық және биологиялық агенттердің әкелу немесе осы агенттердің табиғи ортадағы орташа көп жылдық деңгейін көтеруді айтады. Экологиялық көзқарас бойынша бұл түсінікті екі тұрғыдан қарастыруға болады:

- қоршаған ортаға түсіп жатқан немесе адаммен табиғатқа зиянды әсерлердің нәтижесінде пайда болып жатқан заттар;
- қоршаған ортаны ластайтын заттар (мысалы, химиялық заттар) [22].

5.2 Атмосфералық ауаны қорғау

Ластаушылардың 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).

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

Ауаны негізгі ластаушылар қатарына ауаға қорғасынды, көміртек оксидін, күкірт оксидін, альдегидтерді, шаңдарды, әр түрлі газдар мен ароматты көмірсутектерді (бензапирен, фенантрен) және тағы басқа шығарып тұратын автотранспортты, жылу электростанцияларын, металлургиялық, мұнай өндіретін және химиялық өндіріс орындарын жатқызады [22].

5.3 Химиялық ластану

Химиялық ластануға қоршаған ортада табиғи, табиғиантропогенді және антропогенді процестер немесе тіршілік ортада болып жатқан физикалық-химиялық процестер кезінде зиянды, улы заттардың пайда болуын жатқызамыз.

Қазіргі кезде химиктерге химиялық заттардың 4-5 млн түрі белгілі. Олардың саны жыл сайын 10 %-ға өсіп отырады. Адам организмiне әр түрлі жолдармен (тамақпен, ауамен, сумен) түсіп отыратын организмге жат химиялық ластанушы заттарды ксенобиотиктер (грек. Ксенос-жат, биос-өмір) деп атайды.

Жердің геосферасы 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 ластанушы көздерін мынадай үлкен топтарға бөлеміз:

- қоршаған ортаға сұйықтың, газды және қатты түрдегі өндіріс қалдықтарын шығаратын техникалық қондырғылар;
- ластанушы заттар шығаратын, немесе оларды жинақтап сақтайтын шаруашылықтар;
- ластанушы заттар келіп тұратын (трансшекаралық жылжу) аймақтар;
- планетарлық ластануға әкелетін атмосфералық жауын-шашын, тұрмыстық, өндірістік және ауылшаруашылық қалдықты сулар.

5.4 Су қоймаларының ластануы

Халық санының өсуіне байланысты көп елдерде ауыз суға деген сұраныстың көбеюіне қарамастан, қазіргі заманның негізгі мәселелерінің бірі өзендердің, көлдердің және жерасты суларының ластануы болып отыр. Су қоймаларының негізгі ластанушылары:

- құрамында өнеркәсіптік тегі бар атмосфералық жауын-шашындар;
- қаланың қалдықты сулары (тұрмыстық, канализациялық сулар);
- ауылшаруашылығының қалдық сулары.

6 Экономикалық бөлім

6.1 Өндіріс тиімділігін талдау

Өндірістік қуатты есептеу. Өндірістік қуатта өндірістік жабдықты жақсы қолданған кезде жоспарлы кезеңге арналған номенклатурада және ассортиментте өнімнің, инновацияларды енгізу немесе ұйымдастыру-техникалық іс-шараларды ұйымдастыру нәтижесінде алаңдардың барынша мүмкін болатын жылдық өндірісі ескеріледі [71].

$$M = \Pi_{\text{сағ}} \cdot T_{\text{эф}} \cdot K_{\text{об}} \quad (6.1)$$

мұндағы $\Pi_{\text{сағ}}$ – сағаттық өнімділігі, кг/сағ;
 $T_{\text{эф}}$ – аппарат жұмысының тиімді уақыт қоры, сағ;
 $K_{\text{жаб}}$ – бір типті жабдықтардың саны.

$$T_{\text{эф}} = T_{\text{ном}} - T_{\text{тпр}} - T_{\text{то}}, \quad (6.2)$$

мұндағы $T_{\text{ном}}$ – жабдық жұмысының номиналды қоры;
 $T_{\text{тпр}}$ – тұрып қалу уақыты, есептік кезең;
 $T_{\text{тт}}$ – технологиялық тоқтау уақыты.
 $T_{\text{ном}} = 365 \text{ күн немесе } 8761 \text{ сағат};$
 $T_{\text{тпр}} = 820 \text{ сағат};$
 $T_{\text{то}} = 52;$
 $T_{\text{эф}} = 8860 - 821 - 54 = 7886 \text{ сағ};$
 $\Pi_{\text{час}} = 10785,95 \text{ кг/сағ};$
 $K_{\text{об}} = 1;$
 $M = (10785,95 \cdot 7886 \cdot 1) / 1000 = 850000 \text{ т/жыл}.$

Өнімнің нақты шығарылуын анықтау үшін зауыт бағдарламасын есептейміз

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им}} \cdot M \quad (6.3)$$

мұндағы $K_{\text{м}}$ – қуатты пайдалану коэффициенті,
 $K_{\text{м}} = 1.$

$$N_{\text{жыл}} = 1 \cdot 850000 = 850000 \text{ т/жыл}.$$

Осы есептеулерде біз кәсіпорынның қуатын жылына 850 мың тоннаға дейін анықтадық.

6.2 Өндіріс бойынша дайын өнімнің өзіндік құнын есептеу

6.2.1 Өндірістік персоналдың санын есептеу

29 кесте.

Негізгі жұмысшылар саны.

Мамандық	Тарифті к разряд	Ауысымда ғы	Күндег і саны	Кел у	Коэфф. ауыстыр у	Қызметкерлерді ң тізімдік саны
----------	---------------------	----------------	------------------	----------	------------------------	-----------------------------------

		жұмысшылар саны		саны		
Компрессорлық қондырғы машинисі	6	4	2	8	2,1	17
Компрессорлық қондырғы машинисі	5	1	2	2	2,1	5
Синтез аппаратшысы	6	3	2	6	2,1	13
Синтез аппаратшысы	5	2	2	4	2,1	9
Айдау аппаратшысы	6	3	2	6	2,1	13
Айдау аппаратшысы	5	2	2	4	2,1	9
Көмекші жұмысшылар						
Жөндеуші-Слесарь	6	4	2	8	2,1	17
Жөндеуші-Слесарь	5	3	2	6	2,1	13
Слесарь КИПиА	6	3	2	6	2,1	13
Слесарь КИПиА	5	2	2	4	2,1	9
Газоэлектродәнекерлеуші	6	1	2	2	2,1	5
Электр монтері	6	1	2	2	2,1	5
Зертханашы	5	4	2	8	2,1	17

30 кесте.

ИТЖ, қызметшілер және МОП саны.

Лауазым атауы	Категория	Штаттық бірлік саны	Күндегі ауысым саны	Штаттық саны
Цех бастығы	ИТР	1	1	1
Цех бастығы орынбасары	ИТР	1	1	1
Инженер технолог	ИТР	1	1	1
Ауысым бастығы	ИТР	4	1	4
Цех механигі	ИТР	1	1	1
Цех энергетигі	ИТР	1	1	1
КИПиА шебері	ИТР	2	1	2
Жабдықтарды жөндеу шебері	ИТР	2	1	2

30 кестенің жалғасы

Компрессия бөлімінің бастығы	ИТР	1	1	1
Синтез бөлімінің бастығы	ИТР	1	1	1
Цех зертханасының бастығы	ИТР	1	1	1
Инженер-химик	ИТР	1	1	1

Қоймашы	МОП	1	1	1
Үй-жайларды жинаушы	МОП	6	1	6

Демалыс күндері , түнгі ауысым жұмыс саны .

Өндірісте жұмыс күнінің ұзақтығы-12 сағат. Тұрақты жұмысты ұйымдастыру қажеттілігі туындайды. Бұл үшін 2 ауысымдық жұмыс ұйымдастырылды.

Бір жылдағы жұмысшылар жалақысының жалпы қоры:

$$З_{\text{год}} = З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}} \quad (6.2.1)$$

мұндағы $З_{\text{осн}}$ -Негізгі жалақы қоры, мың тг;

$З_{\text{доп}}$ -қосымша жалақы қоры, мың тг.

Уақыт бойынша жұмыс істейтіндерге арналған негізгі жалақы қоры:

$$З_{\text{осн}} = З_{\text{тар}} + П_{\text{р}} + Д_{\text{н.вр}} + Д_{\text{пр.дни}} + Д_{\text{бриг}} \quad (6.2.2)$$

мұндағы $З_{\text{тар}}$ -тарифтік қор мың тг;

Сыйлықақыларды төлеу, мың теңге;

$Д_{\text{н.вр}}$ -түнгі уақыт үшін қосымша ақы, мың тг;

$Д_{\text{пр.күндер}}$ -мереке күндері үшін қосымша ақы, мың тг;

$Д_{\text{бриг}}$ – жұмыстан босатылмаған бригадирлерге қосымша төлем,

мың.

Тарифтік жалақы қоры

$$С_{\text{тар}} = С_{\text{т}} \cdot Т_{\text{ст}} \cdot Ж_{\text{эф.жұм}} \quad (6.2.3)$$

Мұндағы ССП - сол разрядты жұмысшылардың тізімдік саны, С;

$Т_{\text{сп}}$ – күндізгі тарифтік ставка, бұл деңгей, мың тг.

Сыйақы мөлшерін тарифтік Қордың 25% - ға тең аламыз, тарифтік еңбекақы қорына қатысты мереке күндері үшін қосымша ақы-40%. Қосымша жалақы (ЗДОП)

$$З_{\text{доп}} = (Д_{\text{н}} * З_{\text{осн}}) / Т_{\text{эфф}} \quad (6.2.4)$$

31 кесте.

Негізгі және қосалқы жұмысшылардың жалақысы.

	Чсп, Чшт	Зтар	ПР 25%	Дн вр 40%	Дпр дни 40%	Зосн	Здоп 10%	К = 1,3	Зжыл
Компрессорлы қондырғы машинисті	17	1117	1390	2235	2235	11400	1145	14080	16030

Компрессорлы қондырғы машинисті	5	290	465	580	580	2975	300	3660	4170
Синтез аппаратшысы	13	854	1065	1710	1710	8755	875	10765	12255
Синтез аппаратшысы	9	521	650	1040	1040	5335	535	6560	7470
Айдау аппаратшысы	13	854	1065	1710	1710	8755	875	10765	12255
Айдау аппаратшысы	9	521	650	1040	1040	5335	535	6560	7470
Жөндеуші-слесарь	17	1051	263	420	420	2154	215	2800	3015
Жөндеуші-слесарь	13	703	176	281	281	1441	144	1873	2017
Слесарь КИПиА	13	1055	264	422	422	2163	216	2812	3028
Барлығы:									59650
Слесарь КИПиА	9	661	165	264	264	1354	165	1760	1895
Газоэлектрденекерлеуші	5	386	97	154	154	781	75	1028	1107
Электрмонтёр	5	251	63	100	100	514	53	668	719
Зертханашы	17	854	213	342	342	1751	175	2276	2451
Барлығы:									71160

6.2.2 Өнім өндіруге арналған шығындарды есептеу

Шикізат пен материалдардағы жылдық қажеттілік есебі.

Шикізат пен материалдарға жұмсалатын шығындарды есептеу өнімді шығарудың қабылданған көлеміне, шикізат пен материалдар шығысының үлестік нормативіне және алдын ала жоспарланған бағаға сүйене отырып табамыз.

32 кесте.

Шикізат пен материалдарға жылдық қажеттілікті есептеу.

Шикізат аталуы	Өлшем бірлігі	Құны, мың. тг.	Шығын, т	Затраты, тыс. тг	
			Дайын өнім бірлігіне	Дайын өнім бірлігіне	Нжыл=850 мың. тонн
Синтез-газ	т	20	1,17	225.20	99450000
Ащы натр	т	10.45	0,0002	0,0025	2125
Дем. су	т	15.545	0,004	0.06	51000
Фильтрленген су	т	18.344	0,0006	0,0125	9775

3 кестенің жалғасы

Шикізат аталуы	Өлшем бірлігі	Құны, мың. тг.	Шығын, т	Затраты, тыс. тг	
			Дайын өнім бірлігіне	Дайын өнім бірлігіне	Нжыл=850 мың. тонн
Айналым суы	т	0.435	0,0422	0.0185	15725
Ағынды су	т	8.15	0,0002	0.0015	1275
Катализатор	т	900.75	0,0006	0.5400	459425
Шина шұғасы	т	0.4	0,0002	0,000080	70

Барлығы:	т			117.634	99989395
----------	---	--	--	---------	----------

6.2.3 Электр энергиясына жылдық қажеттілікті есептеу

33 кесте.

Энергия ресурстарына қажеттілікті есептеу.

Энергия түрі	1 бірлік өнімге шығын, мың. тг	Өндірістің барлық көлеміне шығын, мың.тг.
		$N_{\text{жыл}} = 850000$
Электроэнергия	3.55	3017.5
Бу	0,840	714
Азот	3,43	2915.5
барлығы		6647

6.2.4 Амортизациялық аударымдарды есептеу

34 кесте.

Амортизациялық аударымдар есебі.

Негізгі құралдардың атауы	Құны, мың. тг	Амортизация нормасы, %	Жылдық амортизациялық аударымдар, мың тг
1. Ғимарат			
1.1 Ғимарат 1	892,85	0,145	129,3
1.2 Ғимарат 2	14285,7	0,145	414,29
1.3 Ғимарат 3	535714,3	0,145	15535,71
2. Жұмыс машиналары мен жабдықтары			
2.1 Іске қосу жылытқыш	500000,00	0,077	77000,00
2.2 Синтез реакторы	1500000,00	0,083	249000,00
2.3 Аралық жылу алмастырғыш -1	360000,00	0,077	55440,00
2.4 Аралық жылу алмастырғыш -2	360000,00	0,077	55440,00
2.5 Ауа тоңазытқыш	600000,00	0,077	92400,00
2.6 Су жылытқыштар	400000,00	0,077	61600,00
2.7 Сепаратор метанол-шикізат	400000,00	0,077	36960,00
2.8 Қосымша сепаратор метанол-шикізат	480000,00	0,077	36960,00
2.9 Метанол-шикізатты жинағыш	40000,00	0,083	3320,00

34 кестенің жалғасы

Негізгі құралдардың атауы	Құны, мың. тг	Амортизация нормасы, %	Жылдық амортизациялық аударымдар, мың тг
2.10 Жоғары қысымды метанол – шикі сүзгісі	200000,00	0,077	30800,00

2.11 Төмен қысымды метанол-шикізат сүзгісі	400000,00	0,077	30800,00
2.12 Кеңейткіш ыдыс	50000,00	0,077	4150,00
2.13 Синтез-газ компрессоры	200000,00	0,083	49800,00
2.14 Газды беру сорабы	40000,00	0,083	3320,00
2.15 Сулы тоңазытқыш	150000,00	0,077	2310,00
Барлығы	51700892,85		4130325,6

6.2.5 Өндірістің калькуляциясын есептеу

35 кесте.

Өндіру көлемі 850 тонна болған кезде өнімді өндіруге және өткізуге өзіндік құнның калькуляциясы.

Шығындар баптары	Өлшем бірлігі	Өнім бірлігіне шығындар, мың. тг	Шығындар бүкіл көлемі, мың тг
1. Шикізат	т	117,6345	99989359
2. Электроэнергия	кВт	3,55	3017500
3. Бу		0,84	714000
4. Азот		3,43	2915500
Ауыспалы шығындар жиыны:	тг	125,45	106636325
5.1 Амортизациялық аударымдар	тг	4, 80	826065
5.2 ЖАЛАҚЫ өндірістік жұмысшылардың	тг	0,014	11930
5.3 Әлеуметтік қажеттіліктерге аударымдар (30%)	тг	0,0042	3579
5.4 Қондырғы жөндеуіне шығындар	тг	0,7681	142860
5.5 Ғимарат жөндеуіне шығындар	тг	0,006	5100
5.6 Жөндеу персоналының жалақысы	тг	0,0167	14232
5.7 Әлеуметтік қажеттіліктерге аударымдар	тг	0,005	4270
5.8 ИТР жалақысы	тг	0,0059	5019
5.9 Әлеуметтік қажеттіліктерге аударымдар	тг	0,0018	1506
5.10 МОП жалақысы	тг	0,0008	701
5.11 Әлеуметтік қажеттіліктерге аударымдар	тг	0,0003	210
Тұрақты шығындар жиыны:	тг	5,9735	5077360

35 кестенің жалғасы

Шығындар баптары	Өлшем бірлігі	Өнім бірлігіне шығындар, мың. тг	Шығындар бүкіл көлемі, мың тг
Цехтың өз құндылығы	тг	131,45	111713685
6. Басқару шығындары(5% цехтан)	тг	5,85	4958415

Заводтық өз құндылығы	тг	137,25	116672100
7. Коммерциялық шығындар (1% заводтан)	тг	1,225	1041265
Толық өз құндылығы	тг	138,485	117713365
Шартты-ауыспалы шығындар	тг	126,68	107677590

6.2.6 Дайын өнім бағасын есептеу

Дайын өнімнің бағасын мына формула бойынша анықтаймыз

$$Ц = C \cdot (1 + P/100) \quad (7.2.8)$$

мұндағы С- өнім бірлігінің түпкілікті өзіндік құны;

Р – өнімнің рентабельділігі, 15% қабылдаймыз.

$$Ц = 138,485 \cdot (1 + 15/100) = 159,222 \text{ тг/т;}$$

6.2.7 Өндіріс бойынша шығынсыздықты талдау

Талдаудың мақсаты: шығынсыздық нүктесін, яғни зауыт шығын келтірмейтін сатудың ең аз санын анықтау.

Шығынсыздық нүктесін анықтау:

Талдау тәсілімен

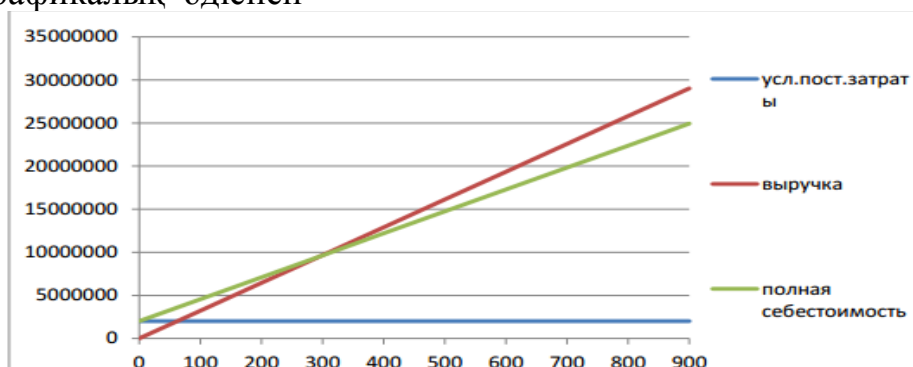
$$Q_{кр} = \frac{ИЗ_{Дпост}}{Ц - ИЗ_{Дпер}}, \text{ тыс. тонн,} \quad (7.2.9)$$

мұндағы Ц-дайын өнім бірлігінің бағасы (1 тонна);

И_{пер} - меншікті ауыспалы шығындар.

$$Q_{кр} = 10035,775 / (159.222 - 125,455) = 297,29 \text{ мың. т;}$$

Графикалық әдіспен



10 сурет. Q=850 мың тонна шығынсыздық графигі
Өнімділігі мың тонна.

Жүргізілген есептеулердің нәтижелерін жиынтығын техникалық-экономикалық кестеге енгіземіз

36 кесте.

Техникалық-экономикалық көрсеткіштер.

Көрсеткіштердің аталуы	Өлшем бірлігі	Жоспарлы жыл
1 Өндіріс көлемі	Мың. тонн	850
2 Сату көлемі	Мың. тонн	850
3. 1 тонна құны	Мың. теңге	159,222
4. Сатудан түскен түсім	Мың. теңге	136071
5. Жиынтық шығындар	Мың. теңге	117713,365
5.1 Шығындар өзгермелі	Мың. теңге	107677,59
5.2 Шығындар тұрақты	Мың. теңге	10035,775
7. Табысқа салық	Мың. теңге	3871,525
8. Таза табыс	Мың. теңге	18286635
9. Бір тонна өз құны	Мың. теңге	138,485
10. Негізгі құрылғылар құны	Мың. теңге	51700890,85
11. Негізгі жұмысшылар саны	Адам	169
12. Қор қарусыздану	Мың. теңге/адам	305,92
13. Қор қайтарымы	Мың. теңге	13,25
14. Қор сыйымдылығы	Мың. теңге	1,85
15. Еңбек өнімділігі	Мың. теңге/адам	811,07
16. Өндіріс рентабельдігі	%	16,45
17. Сыни сату көлемі	Мың. тонн	280,29
18. Сыни сату көлемі	Мың. теңге	117713,365
19. Өтімділік мерзімі	жыл	3,95

ҚОРЫТЫНДЫ

Бұл дипломдық жұмыста синтез-газдан метанол өндіру қондырғысының экономикалық көрсеткіштерін есептеу жүргізілді, нәтижесінде біз есептейміз : кәсіпорындағы жұмысшылардың саны, жұмысшылардың орташа жалақысы,

негізгі және қосалқы жабдықтарға, жөндеуге кететін күрделі шығындар, шикізаттың құны және оған кететін шығындар. Сонымен қатар, өндіріс рентабельділігінің пайызы және өтелу мерзімі есептелген. Алынған есептік деректер өндірістің экономикалық тиімділігін көрсетті, сондықтан оны іске асыруға ұсынуға болады. Осы есептеулер төменде көрсетілген:

- 1 тоннаға өнімнің өзіндік құны 138485;
- сатудан түскен түсім 137071000;
- таза пайда 15486110000;
- салықтар бойынша төлемдер 3871525;
- қор беру көрсеткіші 13,35;
- еңбек өнімділігі 811070;
- өндірістің рентабельділігі 16,45%;
- сату рентабельділігі 11,3%;
- өтімділік мерзімі 3,95 ж.

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

- 1 Валакин В.П. Получение синтетического метилового спирта. М.: Химия, 1976. –205с.
- 2 Валакин В.П. Установка гидратация метилена. М.: Химия, 1997. -342с.
- 3 Линецкий В,А Техника безопасности в производствах синтетических спиртов. М.: Химия, 1967. -286с.

- 4 Рейхсфельд О.В., Еркова Н.Л., Обарудование производства основного органического синтеза и синтетических каучуков. Л.: Химия, 1974. -334 с.
- 5 Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Л.: Машиностроение, 1970. -752 с.
- 6 Джон Г., Пери. Справочник инженера химика. 1-2 издательство. Л.: Химия, 1969. -796с.
- 7 Равдель А.С. Краткий справочник инженерных химических величин. М.: Химия, издание 2-ое 1987. -378с.
- 8 Рабинович В.А., Хавин З.Я, Краткий химический справочник. Л.: Химия, 1978. -256с.
- 9 Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.: Госхимиздат, 1955. -289с.
- 10 Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы, 1960. -830с.
- 11 Касаткин А.Г., Плановский А.Н. Процессы аппараты промышленности органического синтеза. М.: Ред.хим. Лит., 1939. -206с.
- 12 Потапов В.М. Органическая химия. М.: Просвещение, 1976. -367с.
- 13 Жиряков Г.В. Органическая химия. М.: Химия, 1968. -424с.
- 14 Смирнова Т.Я., Маймаков Т.П. Технология пластических масс. Алматы, КазҰТУ баспасы, 1996. -34с.
- 15 Кустов В.Н., Думабеков Б.Д., Калита Н.Л. Охрана труда в дипломных проектах. А.: 1998. -20с.
- 16 Меркулова В.П., Нукаев С.С., Сейсембиев М.Ж. Охрана труда и окружающей среды в дипломном проекте. Алматы: 1997. -35с.
- 17 Жакупов Т.Е., Сейсембиев М.Ж., Тяжин Ж.Г., Калита Н.Л. Установление категории опасности веществ и предприятий по их воздействию на атмосферу. Алматы: 1994. -24с.
- 18 Охрана труда в химической промышленности. М.: Химия, 1997. -568с.
- 19 Лебедева Л.Н. Охрана труда в дипломных проектах. Алматы: 2003. -22с.
- 20 Макаров Г.В. Охрана труда в химических производствах. М.: Химия, 1976. -204с.
- 21 Кобевник Г.В. Охрана труда расчеты в химической промышленности. Киев: Высшая школа, 1990. -342с.
- 22 Лапшина И.З., Ахмедова Г.Р., Нуркеев С.С. Установление класса опасности промышленных отходов А.: 1993. -34с.

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ
ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

СӘТБАЕВ
УНИВЕРСИТЕТІ



ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН
ПОЛИМЕРЛЕРДІ ӨНДЕУДІҢ ХИМИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ

«Қорғауға жіберілді»

Кафедра меңгерушісі

 Г.Ж.Елигбаева

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

тақырыбы: «ТАБИҒИ ГАЗ МЕТАНДЫ КОНВЕРСИЯЛАУ АРҚЫЛЫ
МЕТАНОЛ ӨНДІРІСІНІҢ ҚОНДЫРҒЫСЫН ЖОБАЛАУ»

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

Орындаған



Әлихан Ә.А.

Ғылыми жетекші, PhD,
ассистент профессор



Наурызова С.З.

Алматы 2019

Ғылыми жетекшінің пікірі

Дипломдық жоба

(жұмыс түрінің атауы)

Әлихан Әділжан

(білім алушының Т.А.Ә.)

5B072100-O3XT

(мамандық атауы мен шифрі)

Тақырыбы: Табиғи газ метанды конверсиялау арқылы метанол өндірісінің қондырғысын жобалау

Химиялық өнеркәсіптің маңызды ірі тоннажды өнімдерінің бірі ретінде метанол өндірісі Қазақстан жағдайында табиғи газдың ең ірі жеткізушілерінің бірі ретінде өзекті және басым болып табылады. Өз шикізат базасына ие бола отырып, Қазақстан экономикалық тұрғыдан неғұрлым тиімді жағдайға ие, өйткені өндірістің рентабельділігі, бірінші кезекте, газ жеткізу және оған баға тұрақтылығымен анықталады және сондықтан мұндай өндірісті құрудың барлық перспективалары бар.

Түсіндірме жазбада толық көлемде және ұсынылған талаптарға сәйкес орындалған барлық қажетті бөлімдер берілген. Ұсынылған жобаның технологиялық бөлігінде өндірістің технологиялық схемасына сәйкес негізгі процестің материалдық және жылу балансы бойынша қажетті есептер орындалды, негізгі реактордың конструктивтік есебі жүргізілді, оның негізінде негізгі аппарат таңдап алынды және оның Құрастыру сызбасы орындалды. Жоғары сапасын қамтамасыз ету мақсатында мақсатты өнімнің жобасында қарастырылған өндірісті автоматтандыру, сондай-ақ ескерілді шаралар қауіпсіздік техникасы мен еңбекті қорғау. Метанолдың уыттылығын ескере отырып, экологиялық заң жобаларына сәйкес қоршаған ортаны қорғауды ұйымдастыру жөніндегі шарттар ерекше айтылған. Техникалық-экономикалық көрсеткіштердің орындалған есептері жобаланатын өндірістің тиімділігін көрсетеді.

Әлихан Әділжанға техникалық жаңалығымен ерекшеленетін, технологиялық бөліммен сауатты орындалған, нәтижесінде жобаланатын өндірістің тиімді техникалық-экономикалық көрсеткіштерін беретін дипломдық жобаны орындауға мүмкіндік берді. Орындалған жұмыстың көлемі мен мәні бойынша дипломдық жоба жоғары бағаға лайық деп есептеймін.

Ғылыми жетекші

PhD, ассистент-профессор



Наурызова С.З.

«16» І 20 19 ж.

Отчет подоби́я



Университет:	Satbayev University
Название:	Табиғи газ метанды конверсиялау арқылы метанол өндірісінің қондырғысын жобалау
Автор:	Әлихан Ә.А.
Координатор:	Сауле Наурызова
Дата отчета:	2019-05-13 16:53:54
Коэффициент подоби́я № 1:	2,6%
Коэффициент подоби́я № 2:	0,4%
Длина фразы для коэффициента подоби́я № 2:	25
Количество слов:	13 360
Число знаков:	92 300
Адреса пропущенные при проверке:	
Количество завершенных проверок:	18



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 170



Самые длинные фрагменты, определенные, как подобные



Документы, в которых найдено подобные фрагменты: из RefBooks