

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ
УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН ПОЛИМЕРЛЕРДІ ӨНДЕУДІҢ
ХИМИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ

Серік Ақниет

ЭТАНДЫ ПИРОЛИЗДЕУ ҚОНДЫРҒЫСЫН ЖОБАЛАУ

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

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

Алматы 2019

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ
ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

СӘТБАЕВ
УНИВЕРСИТЕТІ



ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ОРГАНИКАЛЫҚ ЗАТТАР МЕН
ПОЛИМЕРЛЕРДІ ӨНДЕУДІҢ ХИМИЯЛЫҚ
ТЕХНОЛОГИЯСЫ КАФЕДРАСЫ

«Қорғауға жіберілді»

Кафедра меңгерушісі

 Г.Ж.Елигбаева

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

тақырыбы: «ЭТАНДЫ ПИРОЛИЗДЕУ ҚОНДЫРҒЫСЫН ЖОБАЛАУ»

5В072100—«Органикалық заттардың химиялық технологиясы» білім беру
бағдарламасы бойынша

Орындаған



Серік Ақниет

Ғылыми жетекші, х.ғ.к.,
сениор лектор



Керимкулова А.Ж.

Алматы 2019

РЕФЕРАТ

Жоба 36 бет., 12 сур., 17 кесте, 19 әдеби деректерден тұрады.

ПИРОЛИЗ ҮРДІСІ, ЭТАН, ЭТИЛЕН АЛУ ӘДІСТЕРІ, ТЕХНОЛОГИЯ, ҚҰБЫРЛЫ ПЕШТЕГІ ПИРОЛИЗ, ТОТЫҚТЫРУШЫ ПИРОЛИЗ

Зерттеу немесе зерттемелер нысаны: жоба қазіргі мұнайдың көмірсутектерін пиролиздеу өндірісі негізінде орындалды. Яғни көмірсутектік фракцияларды бензинді пиролиздеу жолымен этилен, пропилен, бутилен-бутадиенді фракциялар өндірісіне арналған.

Жұмыстың мақсаты: өнімділігі жылына 150 000 тонна болатын этанды пиролиздеу қондырғысын жобалау, көмірсутектік шикізатты термиялық пиролиз процесін есептеу.

Зерттеу жұмысының әдістері немесе әдістемесі: әдеби шолу жасап соның негізінде үрдісті таңдап алу әрі есептеулер жүргізу.

Зерттеу нәтижелері және олардың жаңалығы: технологиялық бөлімде пиролиз бөлімінің олефиндер бойынша қосынды өнімділік үшін негізгі және қосымша қондырғының материалдық және жылулық баланстарына есептеулер жүргізілді.

Есептеу негізінде қазіргі жұмыс жасап тұрған змеевик орнына радиантты камерадағы змеевик LSCC-1-1-2 ауыстыруға болатыны белгілі болды, ол кокстүзілуін төмендетеді.

РЕФЕРАТ

Проект содержит 36 стр, 12 рисунков, 17 таблиц и 19 источников.

ПРОЦЕСС ПИРОЛИЗА, ЭТАН, ПОЛУЧЕНИЕ ЭТИЛЕНА, ТЕХНОЛОГИЯ, ПИРОЛИЗ В ТРУБЧАТАХ ПЕЧАХ, ОКИСЛИТЕЛЬНЫЙ ПИРОЛИЗ

Объекты исследования или разработки: проект посвящен расчету процесса термического пиролиза углеводородного сырья. Проект выполнен на основе действующего производства пиролиза углеводородов нефти, предназначенного для производства этилена, пропилена путем пиролиза бензина и углеводородных фракций.

Цель работ: проект установки пиролиза этана производительность которая в год 150 000 тонн и провести расчет процесса термического пиролиза углеводородного сырья.

Методы или методология проведения работ: провести литературный обзор и на его оснований выбрать процесс пиролиза этана и провести соответствующие расчеты.

Результаты работы и их новизна В технологической части составлен материальный и тепловой балансы отделения пиролиза, произведен расчет основного и вспомогательного оборудования для суммарной производительности по олефинам.

На оснований расчетов вместо работающего змеевика можно предложить радиантный змеевик в камере LSCC-1-1-2, он уменьшает коксообразованию.

Project 36 p., 11 figures, 17 tables and 19 sources.

PYROLYSIS PROCESS, ETHANE, ETHYLENE RECOVERY, TECHNOLOGY, PYROLYSIS IN THE PIPES OF THE FURNACES, OXIDATIVE PYROLYSIS

Objects of research or development: the project is dedicated to the calculation of the process of thermal pyrolysis of hydrocarbons. The project is based on the existing production of pyrolysis of petroleum hydrocarbons, intended for the production of ethylene, propylene by the pyrolysis of gasoline and hydrocarbon fractions.

The aim of the work: the project of an ethane pyrolysis unit which productivity is 150,000 tons per year and to carry out the calculation of the process of thermal pyrolysis of hydrocarbon raw materials.

Methods or methodology of work: to conduct a literary review and, on its basis, to choose the process of pyrolysis of ethane and to carry out the appropriate calculations.

The results of the work and their novelty: In the technological part, the material and heat balances of the pyrolysis department are compiled, the main and auxiliary equipment are calculated for the total olefin productivity. On the basis of calculations, instead of a working coil, it is possible to offer a radiant coil in the chamber LSCC-1-1-2, it reduces the coke formation.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе.....	10
Әдеби шолу.....	11
1.1 Олефиндерді алудың негізгі әдістері. Каталитикалық крекинг.....	11
1.2 Олефиндер алудың термиялық процесстері	14
1.3 Пиролиз.....	14
1.4 Пиролиз процесінің теориялық негіздері.....	14
1.5 Этилен алу әдістері.....	17
1.5.1 Қатты жылутасымалдағыштың қалқыған қабатында үздіксіз түйісетін пиролиз	17
1.6 Қатты жылутасымалдағыштың қозғалушы қабатындағы үздіксіз пиролиз.....	18
1.7 Ацетиленді этиленге каталитикалық гидрлеу.....	18
1.8 Тотықтырушы пиролиз.....	19
1.9 Құбырлы пештегі пиролиз.....	21
1.10 Процесстің заманауи технологиялық суреттелуі.....	22
2 Технологиялық бөлім.....	23
2.1 Өндірістің технологиялық сызбанұсқасын суреттеу.....	24
2.1.1 Пиролиздің технологиялық кескіні.....	24
2.1.2 Пиролиздің технологиялық қондырғысы.....	25
2.1.3 Пиролиз процесінің негізгі аппараты.....	26
3 Есептеу бөлімі.....	28
3.1 Қондырғының материалдық балансы.....	28
3.2 Пиролиздің жылулық балансы.....	28
3.2.1 Араласу түйіні. Пешке енер алдындағы шикізат температурасын анықтау.....	28
3.2.2 Пеш тиелуінің пайдалы жылуын анықтаймыз.....	30
3.3 Негізгі қондырғыны есептеу.....	32
3.3.1 Жұмыс жасап тұрған змеевик типі үшін есептеу.....	32
3.3.2 Шыныққан аппаратты есептеу.....	33
3.3.3 Жобаланатын змеевик үшін радиация камерасы есептеу.....	34
4 Автоматтандыру бөлімі.....	35
4.1 Автоматты басқару мен реттеу.....	35
4.2 Басқару параметрлері мен реттеуді негіздеу мен таңдау.....	35
4.2.1 Тұрақты деңгейді ұстап тұру.....	36
4.2.3 Температураны ұстап тұру.....	36
4.2.4 Қысымды ұстап тұру.....	36
4.2.5 Реттеу мен бақылау құралын таңдау.....	36
5 Еңбек қорғау.....	39
5.1 Еңбек қорғау жөніндегі заңды актілер.....	39
5.2 Өнеркәсіптік санитария.....	39
5.2.1 Жерге қосылғыш қондырғының есебі.....	40
5.3 Өрт қауіпсіздігі.....	41

6 Қоршаған ортаны қорғау.....	42
6.1 Қоршаған ортаны қорғауға мұнайөңдеу өнеркәсібінің әсері.....	42
6.2 Экологиялық таза мұнайхимиялық технологиялық процестерді жүзеге асырудағы негізгі бағыттар.....	42
7.1 Экономика бөлімі.....	43
7.1.2 Экономикалық көрсеткіштерді есептеу.....	43
7.2 Капиталды шығынды есептеу.....	43
7.3 Қондырғы құндылығын анықтау.....	44
7.4 Капиталдық шығынның келтірілген сметасын есептеу.....	45
7.5 Өнімнің өзқұндылығын есептеу.....	45
7.6 Негізгі өндірістік жұмысшылардың санын есептеу.....	47
Қорытынды.....	48
Қолданылған әдебиеттер.....	49

КІРІСПЕ

Қазіргі кезде өнеркәсіптік дамыған мемлекеттің мұнайхимиялық потенциалы төменгі олефиндерді өндіру көлемімен анықталады. Оларды өндірудің негізгі көзі су буымен көмірсутектерді термиялық пиролиздеу процесі болып табылады. Бұл процесс мұнайөнімдерін термиялық крекингпен модификациялау, яғни оның дамуы түтікті пештер қолдана отырып АҚШ мұнайөндеуші зауыттарында 10-20 жылдары басталды. Заманауи мұнайхимиясының өнеркәсіптік алғашқы синтезі крекинг газынан бөлінген этилен мен пропилен негізінде жүзеге асты. Осы пиролиз қондырғысында бүгінде алғашқы өнімдер алады, олар пластикалық массалар, жасанды шайырлар, көксағыздар мен талшықтардың өндірісін шикізатпен қамтамасыз етеді.

Түтікті пештердегі пиролиз этилен өндірісінің негізгі процесі болып табылады. Оның тиімділігін жоғарлату үшін бірқатар мықты қондырғы құру ойластырылған (жылына 300 мың тонна этилен өндіру), керосинді және газойльді фракцияларды қосқанда көмірсутектік шикізаттың кең ассортиментіне сәйкесті өңдегеннен кейін процесті қатаң режимде жүргізу қарастырады – жоғары температурада (860°C дейін) және шикізат берілу жылдадығы.

Соңғы 20 жылда әлемдік мұнайхимиясында түтікті пеште су буымен бензинді термиялық тураайдау процесі кең таралған, онда мақсатты өнімнің шекті шығуына практикалық қол жеткізілген. Бұған дамыған этилен өндірісінің негізгі технологиялық түйінін үздіксіз жетілдіру көмектсеті. Олефиндер өндірушілердің басты мақсаты капиталдық салымды қолайлыландыру, өнім мен шикізат бойынша жабдықталу, қатаң жағдайда процесті жүргізу (температура мен болу уақыты).

Қазақстан зауыттарында олефин өндірісі қолайлы нұсқа болып табылады, себебі зауыттар отындық нұсқа бойынша ғана емес, мұнайхимиялық синтез бойынша да жұмыс жасауы керек. Қазақстан осыф шикізат көздеріне бай, себебі біздің мұнайымыз жоғарыпарафинді, одан мұнайхимия синтезі үшін шикізат алуға болады.

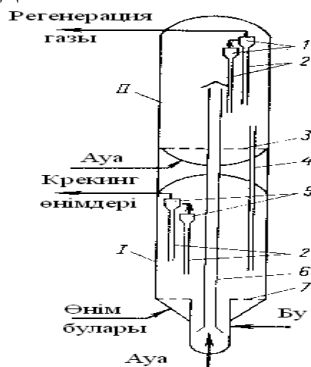
1 Әдеби шолу

1.1 Олефиндерді алудың негізгі әдістері. Каталитикалық крекинг

Каталитикалық крекинг мұнайды тереңдете өңдеудің біршама кең таралған ірітонналы процестерінің бірі болып табылады және отындық мақсаттағы МӨЗ перспективалы және заманауи технико-экономикалық көрсеткіштерін біршама мөлшерде анықтайды.

Каталитикалық крекингтің негізгі мақсатты өнімі – құнды сығылған газ бен шығымы максималды жоғарыоктанды бензин өндіру (50 % дейін және одан жоғары) – изомерлі құрылысты бензиннің жоғарыкомпонентті өндірісі үшін шикізат болатын: алкилат пен метилтретбутил эфиірі, сонымен қатар мұнайхимия өндірісінің шикізаты. Процес барысында алынатын жеңіл газойльді дизельді отын компоненті ретінде, ал құрамында полициклді ароматикасы жоғары ауыр газойльді сапасы жоғары электродты кокс немесе техникалық көміртек өндірісі үшін шикізат ретінде қолданады [1].

Микросфералық катализатордың псевдосығылған қабатындағы каталитикалық крекинг реакциялық түйінінің кескіні мына 1 суретте келтірілген. Бұл жағдайда реактор және регенератор бір агрегатта бірінің үстіне бірі орналасады, ол биіктігі 60-70 м бағана. Кокстенген катализатор орталық көтергіш 6 бойынша ыстық ауамен регенераторға II көтеріледі. Соған бөлуші тор арқылы 3 коксты жағу үшін ыстық ауа түседі. Регенератор қызып кетпес үшін бірнеше жерінен сумен суытады, ал алынған буды осы өндірісте технологиялық мақсатқа қолданады. Түтіндік газдар циклондарда бөлінеді (олар іліп алған катализатор бөлшектерінен, ол 2 құбыр бойымен псевдооживленный қабатқа төгіледі. Регенерацияланған катализатор 4 құбыр бойынша реакторға ағады), бөлінуші тор арқылы 7 көмірсутектетік шикізат нары түседі. Крекинг өнімі циклондармен өтеді 5, онда олар іліп алған катализатор бөліктерінен бөлінеді де одан ары өңделуге бағытталады. өңделген катализатор су буымен жабысқан көмірсутеткерден булайды да қайтадан регенерацияға барады.



1 — реактор; 2 — регенератор; 1, 5 — циклондар; 2 — катализаторлық құбырлар; 3, 7 — бөлуші торлар; 4 — переточная труба; 6 — көтергіш

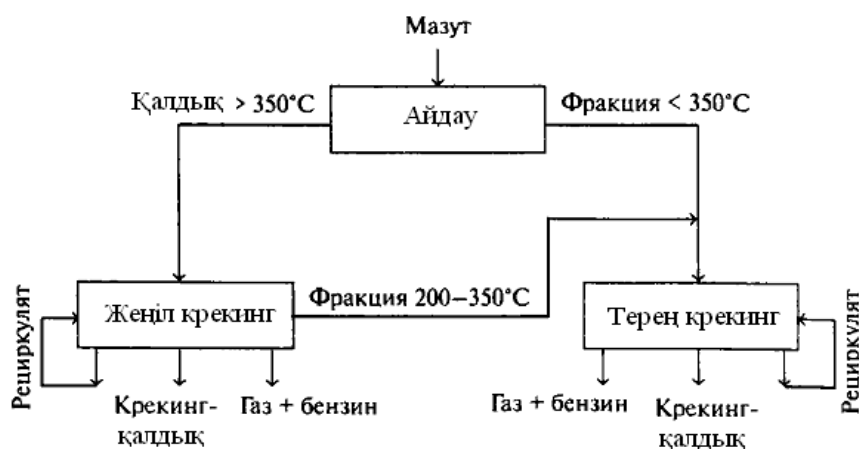
1 сурет. Флюид-процесс реакциялық түйінінің кескіні.

Каталитикалық крекингтің заманауи ірітонналы процестері жоғары температурада (500-800°C) интенсивті массо- және жылуалмасу аппаратында қозғалушы немесе псевдоожихалы катализатор қабаты режимінде жүзеге асатын болғандықтан, тек жоғары белсенділікпен ғана емес селективтілігімен және термотұрақтылығымен сонымен қатар регенерациялануы, механикалығы бойынша оған қойылатын жоғары талаптарды қатнағаттандыруы керек. Крекингтің өнеркәсіптік катализаторлары осыған байланысты күрделі көпкомпонентті жүйелерден тұрады: 1) матрицалар (тасымалдаушылар); 2) белсенді компонент — цеолит; 3) көмектесуші активті және активсіз қоспа.

Каталитикалық крекингтің заманауи және перспективті процестері ЦҚК қасиеттерін қосымша қолайлылау мен жақсаруын талап етеді, олар тозуға тұрақтылық, механикалық мықтылық, аққыштық, шикізаттың металмен уланыуна әсері сонымен қатар атмосфераға газды тастандылардан сақтауға экологиялық тазалық [2].

1.2 Олефиндер алудың термиялық процесстері

Термиялық крекинг - мұнай мен оның фракцияларын ереже бойынша молекулалық массасы төмен өнімдер, жеңіл моторлы және котелді отындар, қанықпаған көмірсутеткер, жоғарыароматтанған шикізат, мұнай коксы сияқты өнімдерді жоғарытемпературалық өңдеу. Крекингтің ағындық кескіні мынадай:

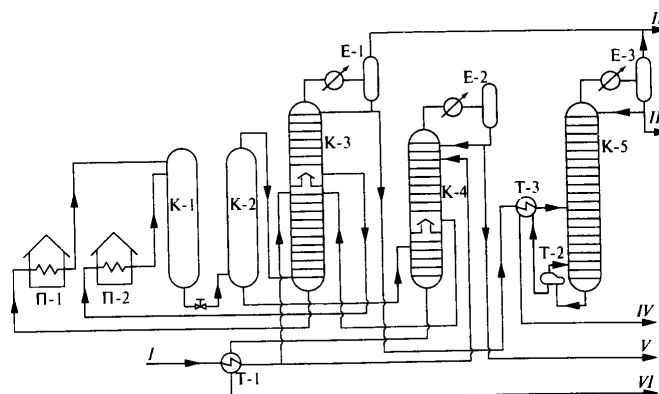


2 сурет. Крекингтің ағындық кескіні.

Кескіннен көрініп тұрғандай, терең крекинг пешінде жаңа шикізат ретінде тура айдалатын текті керосинді-газойльді фракциялар мен 200—350°C фракциясы қолданылады, ол қалдықты жеңіл крекингтеп алынған. Бастапқы шикізатты ауырлаған кезде пештің қоректену көзі жеңіл крекингтің газойльді фракциясы болып табылады, оның шығымы азғантай, соңында ауыр шикізат қалдығы бірпешті қондырғыда мақсатты өңдеуге болады [3].

Термиялық крекинг қондырғының кескіні процесс мақсаты мен қолданатын шикізаттан тәуелді болады. Ауыр, қалдықты шикізат үшін

шығаратын реакциялық камерасы бар екіпешті крекинг қондырғысы қолданылады. Мұндай қондырғы кескіні мына суретте келтірілген. Шикізат жылуалмастырғышта Т-1 қызады да екі ағынға бөлінеді. Ағындардың біреуі ректификациялық бағанның төменгі жағына беріледі К-3, ал екіншісі — төмен қысымды К-4 булағыштың жоғарғы бөлігіне беріледі. К-4 түскен ағын, ауыр газойльді фракциямен байытылады да К-3 бағытталады. К-3 төмен жағынан қалдық ауыр шикізат пешіне П-1 үседі. К-3 бағаны «глухой» табақшаның екі бөлігіне бөлінеді. Осы табақшада жиналған сұйық жеңіл шикізат пешіне П-2 терең крекингтенуге беріледі. П-1 пен П-2 шыққан крекинг өнімі бірігіп шығарушы реакциялық камераға К-1 барады да бірігеді, сосын жоғары қысымды булағышқа К-2. К-2 булысұйық қоспадан крекинг-қалдық бөлінеді, өздігінен төмен қысымды булаушыға түседі К-4. К-4 крекинг-қалдықтан керосин-газойльді фракциялар буы бөлінеді, ол К-4 жоғарғы жағынан кетеді. К-2 жоғарғы жағынан бу ағыны ректификациялық бағанға К-3 бөлінуге түседі. К-3 жоғарғы жағынан бензин буы мен газы кетеді, «глухой» табақшасы — П-2 жеңіл шикізат пешіндегі шикізат, төмен жағынан — П-1 ауыр шикізат пешіндегі шикізат. К-2 жоғарғы өнімі конденсатор-мұздатқышта суытылады да газосепараторда Е-1 бөлінеді яғни тұрақсыз бензин мен газға бөлінеді. Газ газдыфракцияланушы қондырғыға кетеді (ГФУ), ал бензин Т-3 жылуалмастырғыш арқылы стабилизаторға түседі К-5. К-5 шыққан бензиннен жеңіл көмірсутеткер бөлінеді, олар ГФҚ бағытталады.



1 — шикізат; II — газ; III — тұрақтану басы; IV — тұрақты бензин;
V — керосинді-газойльді фракция; VI — крекинг-қалдық
3 сурет. Термиялық крекинг қондырғысының кескіні.

1.3 Пиролиз

Қазіргі кезде көмірсутектердің пиролизі олефиндер өндірісінің — этилендер, пропилендердің негізгі көзі ғана емес, бутадиенмен, бутилендер, бензол, ксилол, циклопентадиен, циклопентен, изопрен, стирол, нафталин, мұнайполимерлі шайырлар, техникалық көміртек өндірісі үшін шикізат, еріткіштер, арнаулы майлар өндірісі болып табылады. Пиролиздің бензин фракциясында 30% (масс.) дейін бензол, 6-7% толуол, 2-2,5 % ксилол, шамамен 1 % стирол болады.

Пиролиз процесінің негізгі шикізаты этан, пропан, бутандар болады, олар ілеспелі және мұнайзауыттық газдарда, газды бензиндерде және мұнайды тура айдау бензиндерінде, сонымен қатар катализаттан ароматты көмірсутектерді бөлгеннен кейін қалатын каталитикалық риформинг рафинаты. Соңғы кезде дефицитке және бензин фракциясының жоғары құндылығына байланысты пиролиз шикізаты ретінде сонымен қатар орташа және ауыр мұнай фракциялары және шикі мұнай да қолданылады [4-6].

1.4 Пиролиз процесінің теориялық негіздері

Төмен олефиндердің өндірісі көмірсутек шикізатының одан ары алынған өнімдердің төментемпературалық ыдырауына негізделген. Пиролизде жүретін барлық реакцияларды біріншілік және екіншілік деп бөлуге болады.

Негізгі біріншілік реакциялар – сутек, төменгі алкандар, этилен, пропилен және басқа да олефиндер түзе отырып бастапқы шикізатқа ыдырауы.

Екіншісіне – қажет емес реакцияларға жататындар:

- 1) олефиндер түзіле одан ары ыдырау;
- 2) парафиндер, диендер, ацетилендер мен олардың туындыларын түзе отырып олефиндердің дегидрленуі мен гидрленуі;
- 3) біршама жоғарымолекулалық көмірсутектер түзе жекелеген молекулалардың конденсациясы, сонымен қатар біршама тұрақты құрылымдар (ароматты көмірсутектер, циклодиендер). Барлық осы реакциялар пиролизденгенде бірізді жүреді, сондықтан ең маңыздысы сондай жағдай құрады онда екіншілік реакциялар минимумға дейін келеді. Қанықпаған көмірсутектер жоғары температураға жеткенде біршама термодинамикалық тұрақты болады, өздерінің сәйкесті парафиндеріне қарағанда.

Сонымен негізгі пиролиз реакциясы (әсіресе шикізат ретінде мұнай фракциясын қолданған жағдайда) – олефин мен парафин түзе отырып көмірсутектік тізбекті крекингтеу. Оның алғашқы өнімдері одан ары ыдырауы мүмкін (екіншілік крекинг). Соңында олефиндерге бай жеңіл көмірсутектердің қоспасы алынады.

Басқа қажет емес процесс – қанықпаған көмірсутектердің полимерленуі. Ол пиролиз жағдайында мүлде жүрмейді. Бұл реакция экзотермиялық және температураны төмендеткенде ғана басталады. Температуралық аумақты өткен соң яғни ол мүмкін болатын оның жылдамдығы әлі де жоғары болады – пиролиз газын суыту сатысының негізгі мақсаты (закалки).

Шикізаттың жоғары температуралық аумақта болу уақыты жоғарлаған сайын қажетсіз одан ары мақсатты өнімдердің қосымша түрленулері жоғарлайды. Сондықтан пиролиз селективтілігін жоғарлату үшін түйісу уақытын төмендету керек. Осыдан шикізаттың бір рет өткендегі тереңдігі төмендейді де мақсатты өнім шығымы кемиді.

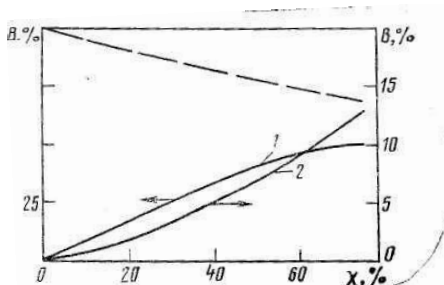
Пиролиз өнімінің шығымы ғана емес оның құрамы да көптеген параметрлер функциясы болып табылады, алдымен шикізат табиғаты мен процесс жүзеге асуы.

Көмірсутекті шикізаттың термиялық ыдырауы радикалды-тізбекті механизм бойынша жүреді. Тізбектің бастапқы туындауы температура әсерінен әлсіз C–C байланыстың гомолиттік ыдырауынан бос радикалдар түзіле жүреді, ол жаңа бос радикал түзуге қабілетті, бастапқы көмірсутек молекуласынан сутек атомын үзе отырып.

Табиғи газ немесе сұйық көмірсутектер фракциясының пиролизі 700°C жоғары температурада жүреді. Пиролиздің технологиялық процесі барысында негізінен келесі реакциялар жүзеге асады:

- а) дегидрогендену, химиялық байланыс C – H ыдырауын сипатаушы;
- б) деструкция, C – C байланысы ыдырауын сипаттаушы;
- в) изомерлену реакциясы;
- г) полимерлену, циклдену, конденсация сияқты синтездер реакциясы.

Мына суретте 4 метансутекті фракция мен этилен шығымы тәуелділігі көрсетілген, сонымен қатар этилен бойынша селективтілік (этилен шығымының этанның түрленудәрежесіне қатынасы) бір типті пеш үшін этанның түрлену дәрежесінен. Өнеркәсіпте этанның түрлену дәрежесі 0,53 тан 0,73 аралықта тербеледі. Оның жоғарлауынан селективтілік түседі, себебі қосымша өнімдердің шығымы этилен шығымына қарағанда тез өседі. Сәйкесінше берліген этилен көлемін алу үшін көп шикізат керек. Түрлену дәрежесі төмендеген сайын этан пиролизіне қайта келетін үлесі артады, пештің көп саны қажет болады, компрессор мен газбөліну жүйесіне салмақ артады.



4 сурет. Этанның X түрлену дәрежесінен этилен (1) мен метансутекті фракцияның (2) шығымының B тәуелділігі.

Кез келген шикізат пиролизінде әрекеттеспеген этан әрқашан процеске оралады. Осы жағдайда да оның түрлену дәрежесі нақты шартармен анықталады. Бензинді пиролиздегенде орташа қаттылық режимінде пропилен шығымын біршама жақсарту керек болғанда ал компримирленгендер «тар орын» болғанда этанның түрлену дәрежесін жоғарлату мақсатты болады, оның пиролизге қайта оралуытөмендеуі есебінен бензин шығымын жоғарлату [7].

Мына 1 кестеде этан пиролизі өнімінің шығымдары берілген ол өнеркәсіптік пештерде әртүрлі түрлену дәрежесінде. Кестеден көрініп тұрғандай түрлену дәрежесі жоғарлаған сайын сутек шығымы біршама

өзгереді. Ол пропиленге де қатысты сол кезде метан шығымының уақыты бірден артады. Этаннан сұйық өнімдердің шығымы 2-3% құрайды: оның біршама бөлігі ароматты көмірсутектер: бензол -1,3%, толуол - 0,2%, көмірсутектер $C_8 - C_9$ -0,6% және ауыр шайыр – 0,3% [8].

1 кесте

Әртүрлі типті өнеркәсіптік пештердегі этанның пиролизіндегі өнімдердің шығымы мен процесс шарты

Көрсеткіші	Вертикалды	Пеш змеевигінің типі		
		Горизонталды	Вертикалды	"Миллисеконд"
Змеевиктегі температура, °C				
Кіріс	680	670	640	
Шығымы	835	830	835	900
Бұмен сұйылту, %	40	30	40	
Реакция уақыты, с			0,85	0,07
Этанның түрлену дәрежесі, %	60	63,2	67,4	53
Шығымы, %				
H_2	3,71	4,18	4,42	3,3
CH_4	3,35	5,6	7,36	2,7
C_2H_2	0,2		0,5	0,7
C_2H_4	48,68	48,9	48,3	43,1
C_2H_6	39,27	36,4	32,2	47
C_3H_6	1,09	1,47	1,48	0,7
C_3H_8	0,21	0,14	0,14	0,1
C_4H_6	1,12	0,88	1,74	0,2
C_4H_8	0,21	0,14	0,6	1
C_4H_{10}	0,3	0,2	0,18	0,7
C_{5+}	1,6	1,96	3	0,4

Процесс параметрлері мен оның пиролизді қолайлы жүргізуге мәні. Пиролиз процесіне біршама әсер ететін негізгі параметрлерге температура, шикізаттың реакторда болуы уақыты мен әрекеттесуші көмірсутектердің парциалдық қысымы жатады. Өнеркәсіптік практикадағы қолданылатын осы маңызды параметрлердің шамасы пироли кезіндегі көмірсутек реакцияларының кинетикасы мен термодинамикасының белгілі тәуелділіктеріне сай орнатылады.

Мықтылық көрсеткіші ретінде пропиленнің этиленге қатынасын қолданады, ол мықтылық жоғарлаған сайын төмендейді немесе бірқатар жағдайда этилен шығымында. Бірақ барлық көрсетілген көрсеткіштердің кемшіліктері бар: олардың шамасы шикізат құрамынан және типінен тәуелді болады, сондықтан процесс мықтылығы туралы тек көзқарас қана болады [9].

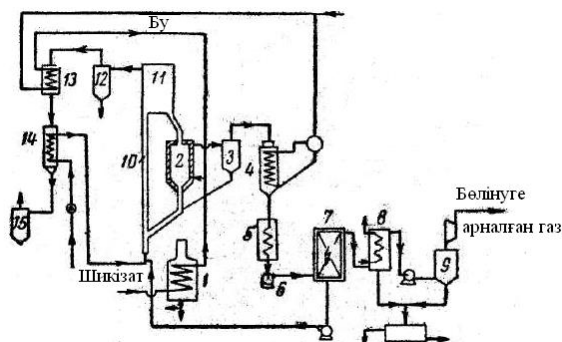
Өнеркәсіптік пиролизде алынған кокс біртекті емес және процесс шартынан тәуелді бірқатар кокстарызді өнімдер түзеді, олар құрылымы мен физикалық қасиеті әртүрлі [10].

1.5 Этилен алу әдістері

1.5.1 Қатты жылутасымалдағыштың қалқыған қабатында үздіксіз түйісетін пиролиз

Қалқыған қабатта жылу- және массаалмасу процестерінің жоғары тиімділігі осы принцип бойынша пиролиз қондырғысын құру бойынша жұмыстар дамуын негіздеді. Қазіргі кезде бір агрегатта этилен алу қондырғысы бар (этиленнің 20000 т/жылына). Қондырғы кескіні 5 суретте келтірілген.

Шикізат буланады да 400°C дейін отты қыздырғышта қыздырылады 1 да сол температураға дейін су буымен қызған қоспа реакторға беріледі 2, қалқыған құм қабатына, оның температурасы 700 - 850°C (шикізат түрінен тәуелді). Шикізат пен құм-тасымалдаушының түйісуі нәтижесінен көмірсутектердің пиролизі жүреді. 2 реактордан шыққан пирогаз циклонға бағытталады 3. Циклонда құм бөлінеді, ол газ ағынымен реактордан кетеді. Пирогаз котел-утилизаторда суытылады 4, сосын мұздатқышта 5 әрі қарай желдеткішпен 6 электрофильтрге беріледі 7. Электрофильтрде сұйық және қатты пиролиз өнімдері бөлінеді ол одан ары отын ретінде қолданылады. Электрофильтрден шыққан пирогаз соңғы мұздатқыш 8 және сепаратор 9 арқылы газбөлінуге бағытталады. Түйісу уақыты біршама жоғары және бастапқы шикізаттың толық түрленуіне біршама есептелген. Онда пиролизде кокс түзіледі, ол құм-тасымалдағыштың бөлшектерінің қабыршағымен оранған. Құм үздіксіз реактордан шығады да регенерацияға бағытталады. Регенерация, коксты жағу мен жылутасымалдағышпен қыздыру газлифте 10 жүзеге асады, оған алдын ала қызған ауа мен электрофильтрде бөлінген пиролиздің сұйық өнімдерінің бірқатар мөлшері беріледі. Жану өнімдері құм-тасымалдағыштан бункерде 11 бөлінеді де циклон 12, буқыздырушы 13, ауанықыздырушы 14 және циклон 15 арқылы атмосфераға тасталады [11].



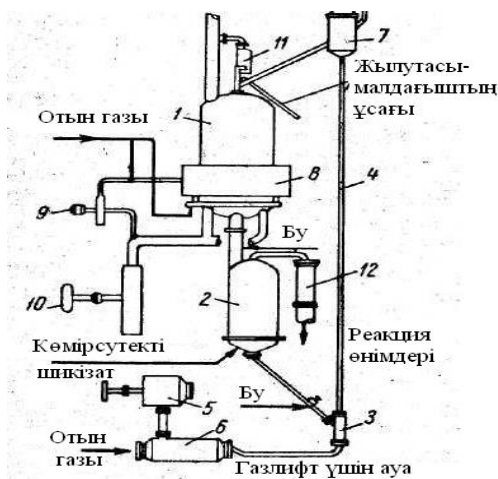
1 – қыздырушы; 2 – реактор; 3, 12, 15 – циклон; 4 – котел-утилизатор; 5, 8 – мұздатқыш; 6 – вентилятор; 7 – электрофильтр; 9 – сепаратор; 10 – газлифт; 11 – бункер; 13 – буқыздырушы; 14 – ауақыздырушы;

5 сурет. Қалқыған қабаттағы қатты жылутасымалдағыштармен пиролиздің түйісу қондырғысын кескіндеу.

1.6 Қатты жылутасымалдағыштың қозғалушы қабатындағы үздіксіз пиролиз

Үздіксіз жұмыс жасайтын регенеративті реакторы кемшілігі аппарат талдауға негізделген, онда газ ағынына қарсыағынмен үздіксіз жылутасымалдаушы қозғалады, көмірсутеткердің пиролизі мен қыздыруына жұмсалатын. өнеркәсіптік масштабтағы эксперименттер мен есептеулер көрсеткендей мұндай кескінде біршама жоғары температура қолданғанда мақсатты өнімнің шығымын жоғарлатуға (этилен), түйісу уақытын азайтуға және түтікті пеште қолданумен салыстырғанда біршама орташа қысымын төмендетуге болады. Реакторда суытылған жылутасымалдаушы дозатор 3 арқылы газлифтке беріледі 4; газлифттегі ауа вентилятормен нагнетается 5 және ауақыздырушы арқылы 6. Дозатор жүйедегі жылутасымалдағыштың араласу жылдамдығын реттейді. Газлифттен жылутасымалдаушы негізгі сепараторға 7 шаңнан бөліну үшін түседі, осыдан өздігіне ағып қыздырғышқа бағытталады. Жылутасымалдаушы табиғи газдың жану өнімімен қыздырғышта тікелей түйісу нәтижесінде қызады ол арнаулы айналушы топкадан алынған 8. Топка 0,35 дейінгі қысыммен жұмыс жасайды, желдеткішпен ұсталып тұрады 9, 10. жылутасымалдаудың ұсағы сепараторда бөлінеді 11.

Қыздырылатын және крекингтенетін шикізат буы реактордың төменгі бөлігіне домалақ таратушы арқылы енгізіледі, ол ағыс бойынша шикізаттың біркелкі таралуын қамтаамсыз етеді. Реактордан шыққан кездегі өнімдер біріншілік заалка аппаратына беріледі 12, онда температура 250-400°C төмендейді. Одан ары пирогаз 50-60°C оросительді скрубберде суытылады. Пирогазбен жану өнімдерінің араласуын ескерту үшін су буы берілуінің затворы құрылады. Ұқсасты затвор дозатор мен реактор арасында құрылады шикізаттың газлифтті ауамен араласуы үшін.



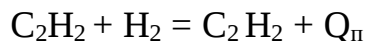
1 – қыздырушы; 2 – реактор; 3 – дозатор; 4 – газлифт; 5, 9, 10 – вентилятор; 6 – ауақыздырушы; 7 – сепаратор; 8 – дөңгелек қыздырушы; 12 – бір рет салу аппараты;

6 сурет. Жылутасымалдағыштың қозғалушы қабатындағы пиролиз қондырғысы.

Басқа жағынан реакторға көптеген капиталды шығындар жұмсалады, технологиялық бу жұмсалуды жоғары, жүйені үздіксіз кокстан тазалап отыру керек, қатты жылутасымалдаушының тозуы жоғары және осыған байланысты эксплуатациялық шығындар жоғарлайды [12].

1.7 Ацетиленді этиленге каталитикалық гидрлеу

Ацетиленді гидрлеп этилен алудың өнеркәсіптік процесі Германияда талданып жүзеге асқан.



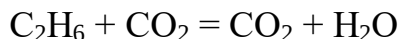
Процестің қолайлы температурасы 180-320°C катализатор белсенділігіне тәуелді.

Кальций карбидінен алынған ацетилен (тазалығы 98-99%), компрессорда 1 ден 1,5-2 дейін сығылады, мұздатқышта суытылады 2 сосын қатты адсорбентпен тазаланады (алюмогелем) яғни адсорбере 3 май буларынан, себебі соңғысы катализатор үшін улы болады. Газбөліну қондырғысынан алынған сутек (тазалығы 96-98%), компрессорда 4 сығылады, мұздатқышта суытылады 5, адсорберде май буынан тазаланып, кептіріледі 6. Сутек пен ацетиленді алдын ала қыздыру реактордағы 7 реакция жылуының есебінен жүзеге асады, немесе шығарылатын жылуалмастырғыштан. Реактордағы қолайлы температура автоматты түрде түтікті реактордың жылуаластырғышында үздіксіз берілген сумен салқындатылады

Қанықпаған көмірсутектердің C_2 - C_4 максималды шығымы түйісу уақыты 1 секунд болғанда 720 — 730°C байқалады, сол кезде этилен шығымының қолайлы температурасы ~800°C. Процестің жұмысшы температурасы 720°C, яғни басқа әдістер бойынша пиролизге қарағанда біршама төмен. Мұндай температураны таңдау белгілі температуралық аралықта пиролиз көрсеткіштері төмен температура мен жоғары түйісу уақытындағысы жоғары температура мен аз түйісу уақытындағы көрсеткіштерге ұқсасты болады.

1.8 Тотықтырушы пиролиз

Тотықтырушы пиролиз дегеніміз ауадағы оттеkte сол көмірсутектің бөлігі жанғанда қыздыру нәтижесінен көмірсутектің пиролизденуі. Тотықтырушы пиролиз метаннан ацетилен өндіргенде сонымен қатар этанның этиленге ылдырауына қолданылады. Осыдан параллелді мына процестер жүреді:



Этан конверсиясы $\text{C}_2\text{H}_6 + \text{O}_2 = 2\text{CO} + 3\text{H}_2$

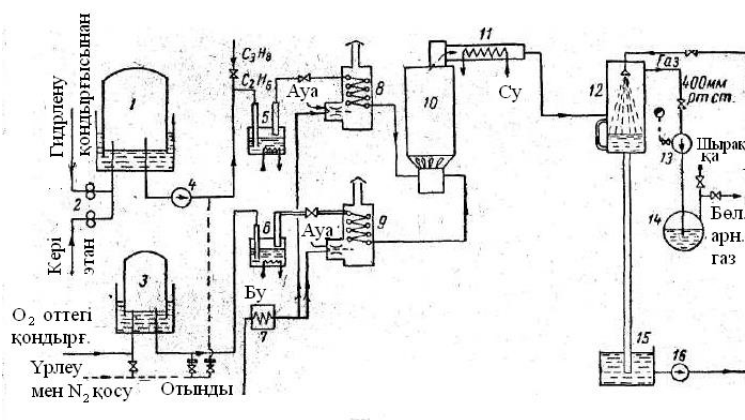
Этанның дегидрленуі $C_2H_6 = C_2H_4 + H_2$

Этиленді дегидрлеп $C_2H_4 = C_2H_2 + H_2$

Жоғарыдағы реакциялар нәтижесінде CH_4 , H_2 , парафинді және олефинді көмірсутектер C_2 , C_3 , C_4 алынады.

Термототықтырушы пиролизде 100 м^3 этаннан, 30 м^3 оттегі пен 2 м^3 азоттан 850°C температурада және абсолютті қысымда 410 мм.сын.бағ. 170 м^3 пирогаз түзіледі ондағы этилен құрамы шамамен 30% көлемде. Сумен алдын ала жуғаннан кейінгі пирогаздың шамамен құрамы (% салм.):

H_2	CH_4	C_2H_4	C_2H_6	C_3H_6	C_3H_8	C_mH_n	C_2H_2	CO_2	CO	N_2
26,5	7,0	30	16	2,5	1	1,0	1,5	1,5	10	3



1- этан үшін газгольдер; 2- ротациялық есептегіштер; 3- оттегі үшін газгольдер; 4- этан үшін вакуумды сорғыш; 5 - компрессор; 7- тұндырғыш; 8- қыздырушы; 9- оттекті отпен қыздырушы; 10 - реактор; 11- қызған жылуалмастырғыш; 12- скруббер; 13 – вакуумды сорғыш; 14– сұйықты бөлгіш; 15 – сұйыққа арналған ыдыс; 16 – циркуляциялық сорғыш.

7 сурет. Этанды тотықтыра пиролиздеу қондырғысының кескіні.

Төменде ГДРдағы этанды этиленге тотықтыра пиролиздеудің өнеркәсіптік қондырғысы келтірілген (4 сурет). Ол этанды отпен қыздырушыдан 8, оттекті отпен қыздырушыдан 9, реактордан 10, қызған жылуалмастырғыштан 11, скрубберден 12, вакуум-сорғыштан 13, құбырлардан, КИП пен автоматтандыру жүйесінен тұрады.

Газдардың гидрленіп бөлінген қондырғысынан түскен этан (құрамы: 1 - 3% көлемдік CH_4 , 93—95% көлемдік C_2H_6 , 1 - 2% көлемдік көмірсутектер C_3 және одан жоғары), ротациялық санағыш арқылы өтіп 2, этанды газгольдерге 1 түседі де газдардың пиролизі бөлінуі қондырғысынан этанның кері ағынының бірі бағытталады.

Процесс қолайлы жүргенде газдың температурасы араластырушы камера сыртында 600 ден 850°C көтеріледі де реактордан шыққаннан кейін 800°C дейін төмендейді. 850°C дейін қызған пирогаз қызған

жылуалмастырғышқа беріледі 4. Пиролиз газдары қызған жылуалмастырғыштан температурамен 400°C шығады да скрубберге түседі, онда 40°C дейін суытылады. Пиролиз жүйесінде абсолютті қысымды құрып ұстап тұру үшін 410мм.рт. ст. оросителді мұздатқыштан кейін пирогаз вакуум-сорғышқа түседі 6 [13].

Тотықтырушы пиролиздің артықшылықтар

- 1) өнімділігі үлкен агрегат құру мүмкіндігі
- 2) конструкциясының конструкциялық қарапайымдылығы
- 3) метан мен сутектің үлкен құрамы бар (50% дейін) газдарды шикізат ретінде қолдану мүмкіндігі

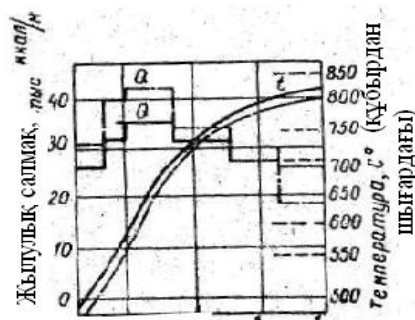
Тотықтырушы пиролиздің кемшіліктері

- 1) көп мөлшерде энергия қолдану (оттек өндірісіне)
- 2) вакууммен жұмыс жасау немесе су буымен біршама сұйылту
- 3) пиролиз процесінде органикалық қышқылдар түзілуі, олардың бөлінуінен газды газбөлінуіне дайындау процесі қиындайды.

1.9 Құбырлы пештегі пиролиз

Көмірсутектердің термиялық ыдырауын жүзеге асыруға көп қолданылатын кең тараған аппараттардың бірі түтікті пеш, ол келесі негізгі элементтерден тұрады (5 сурет): реактор 1, түтікті змеевик түрінде жасалған, шикізатты қыздырушы 2, тартушы құрал 3, газды қыздырушы құрал 4 мен жану камераларынан 5, отқа төзімді кладка мен металлды кожухпен жабдықталған

Жану камерасында змеевик орналасуынан тәуелді түтікті пешті төбедегі және подты экранды, бүйірлік экранды, екіжақты шағылысу экраны мен градиентті типті пеш деп бөледі.

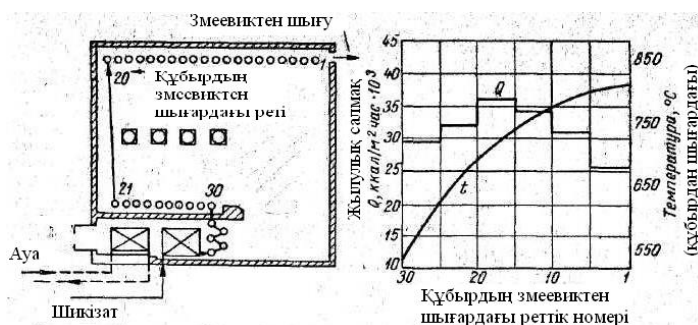


8 сурет. Градиентті типті түтікті реактор кескіні.

Көмірсутектердің пиролизі үшін өнеркәсіпте төбеде және подты экраны бар пештер кең таралған (6 сурет), олар мұнайөнімдерін өңдеу үшін жобаланған, ол сосын этан, пропан немесе олардың қоспасы үшін жабдықталған.

Температураның бөлінуі (7 сурет) 20% этан мен 80% пропанның қоспасынан тұратын қоспа пиролизіне жатады, змеевиктен шыққандағы қысым шамамен 2 кг/см^2 . массалық жылдамдығы $125\text{ кг/м}^2\text{сек}$ болғанда және

пропанның түрлену реті 83 % болғанда кокстың тез жиналуы байқалмайды және змеевикті әр төрт ай сайын тазалайды [14].



9 сурет. Төбедегі және подты экранды түтікті реактор кескіні

Қарастырылған процестердің барлық әлсіз және мықты жақтарын қарастыра келе мен өз жобамда түтікті пешті қолдануды шештім. Бұл технологиялық кескінді суреттеу жобаның екінші бөлігінде келтірілген.

1.10 Процесстің заманауи технологиялық суреттелуі

Барлық жоғарыда айтылған пиролиз процестері ертеде табылған. Қазіргі кезде көптеген талдаулар бар, олар мақсатты өнім шығуын жоғарлатады, өнім сапасын жақсарту сонымен қатар шығындарды төмендетеді. Мұнда мен осындай талдаулардың екі нұсқасын көрсетемін.

Алғашқы жағдайда (А қосымша) жаңалықтың мақсаты реакция аумағына су буын қоспай ақ жұмысшы температурасы салыстрмалы түрде төмен болғанда барлық төменгі олефинді көмірсутектердің шығымын жоғарталу болып табылады, ол мұнай шикізатын пиролизін жүргізгенде сұйылтқышты қыздыруға меншікті энергия шығыны төмендеуі мен ластанған сулардың болмауынан процестің экологиялық тазалығы біршама артады.бұл құбырлы пеште пиролиздегенде металдық катализатордың дамыған бетімен түйіскенде қол жетеді.

Бұл өзгешелік 1999 ж. Ломоносов атындағы МИТХТ талданды.

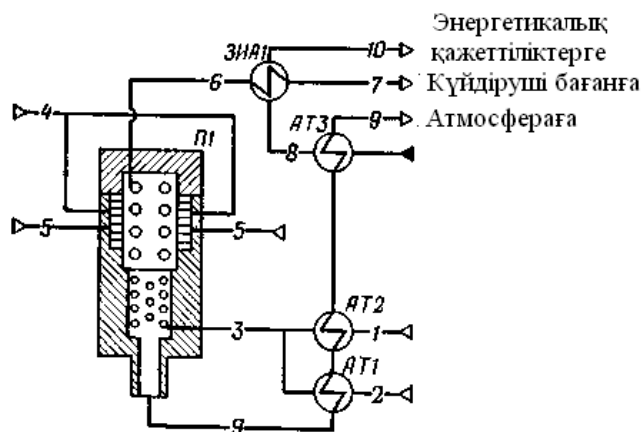
Екінші жағдайда (Б қосымша) ұсынылған өнертапқыштың мақсаты пиролиз процесінде кокстүзілуі мен өндіріс қалдықтарын бірге қолдана отырып олефиндер алу тәсілі. Бұл процеске метанол өндірісінің қалдығын атап айтқанда «изобутил майын» тартумен жетеді. Шикізатқа ИБМ фракциясын су буының орнына енгізгенде этилен мен пропилен шығымы азғантай төмендейді одан әрі кокстүзілуі де төмендейді.

2 Технологиялық бөлім

2.1 Өндірістің технологиялық сызбанұсқасын суреттеу

2.1.1 Пиролиздің технологиялық кескіні

Пиролиз түйінінің ағындарының кескіні мына суретте келтірілген 14.



1 – этанды фракция; 2 – су буы; 3-булығазды қоспа; 4 – отындық газ; 5– ауа; 6,7 – пирогаз; 8 – жұмсарған су; 9 —жану өнімдері; 10- жоғары қысымды бу; П1 – пиролиз пеші; АТ1 - АТ3 – жылуалмастырғыштар; ҚБА1 – қыздырушы-булаушы аппарат

10 сурет. Пиролиз түйінінің ағындарының кескіні.

Заманауи пиролиз қондырғысы үлкен мықтылығымен және түтінді газ бен пиролиз өнімдерінің жылуын утильдеу дәрежесінің жоғарылығымен ерекшеленеді. Пиролиз П1 құбырлы пеште жүзеге асады, горелкаға отын мен ауа береді. Жанатын газдың жылуы конвекциялық секциядан шыққаннан кейін АТ1, АТ2 және АТ3 жылуалмастырғышта қолданылады, сәйкесінше пиролизге баратын су буын қыздыру үшін, булануға және көмірсутектік шикізатты қыздыру мен бу алу үшін қолданылатын бу конденсатын қыздыруға. Осыдан кейін отындық газдар түтіндік құбыр арқылы атмосфераға шығарылады.

Пиролиз өнімдері құбырлы пештен 850 – 870°C температурамен шығады, олефиндер полимерленуі мен шайырлануын болдырмас үшін оларды 500 – 700°C дейін суыту керек, яғни «қыздыруға» ұшырату керек. Ертеде бұл мақсат үшін қыздырушы аппараттар болды, онда тез суыту су конденсатын себелеу есебінен жүзеге асты. Енді қыздырушы булаушы аппараттар (ҚБА) қолданады, котелді-утилизаторлы газқұбырлы болып келеді. Құбыр бойымен қозғалатын пиролиз өнімінің сызықты жылдамдығы жоғары болуы нәтижесінде, қабырғасындағы қатты бөлшектер тұнуы болмайды, жылуберілу коэффициенті жоғарлап жылдам суыту 350 – 400°C арасында жүреді. Бу конденсатынан шыққан осы жылу есебінен яғни ҚБА түскен жоғары қысым буы герерацияланады, (11 – 13 МПа), онда

бужиналғышта бөлінеді 6, П1 пешінің бір секциясында 450 °С дейін қызады да құбыркомпрессорының приводлы үшін қолданылады.

2.1.2 Пиролиздің технологиялық қондырғысы

Технологиялық кескін. Пиролиз қондырғысының кескіні мына суретте келтірілген 9. шикізат 1,0—1,2 МПа қысыммен булы қыздырғышқа Г-1 беріледі де, 100 °С қызады сосын қызған бумен араласқаннан кейін П-1 пиролиз пешінің конвекциялық камерасына түседі. Мұнда бензин буланып, 500—600 °С дейін қызады, содан соң радиантты камераға түсіп онда көмірсутектердің ыдырауы жүреді.

Пештен 750°С температурамен және 0,2— 0,22 МПа қысыммен шығып пиролизді газ қыздыратын А-1камераға бағытталады, онда ол тез осы камераға берілген бу конденсатының есебінен суытылады. Тез суытылуға олефин конденсациясы мен полимерленуінің екіншілік реакциялары ұшырайды.

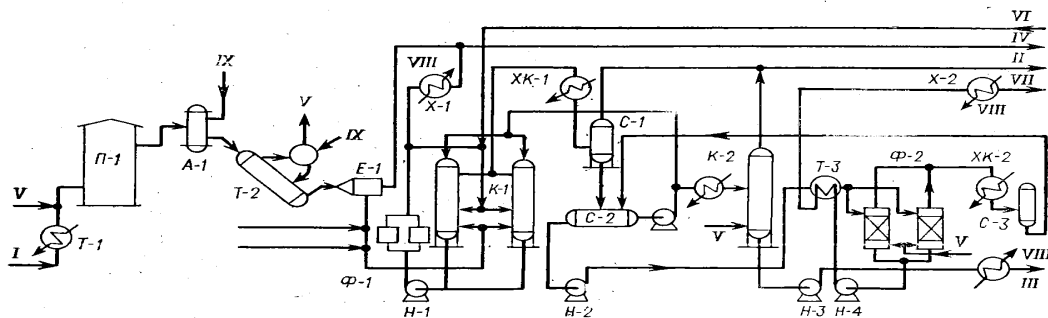
Сосын пиролиз газы 400°С дейін Г-2 күйдіруші-булаушы агрегатында суытылады, ондағы жылу су буын шығаруға қолданылады. Т-2шыққан газдар Е-1 аппарат арқылы өтеді де оған температурасы 70°С сіңіруші майлар себеленеді. Пиролиз газы 180 °С суытылады да одан ары өңделуге бағытталады. Қондырғы құрамында бірнеше пештік агрегаттар бар, олар жылуалмастырғыштан, пиролиз пешінен, күйдіруші камерадан, күйдіруші-булаушы агрегаттан және май шашу агрегатынан тұрады. Барлық пештік агрегаттардан шыққан суытылған пиролизді газдар жалпы коллекторға бірігіп, біріншілік ректификация К-1бағанына шайылуға бағытталады.К-1төменгі жағында газдар сажа мен кокстен ауыр сіңіргішші майлармен жуылады, ал жоғарғы жағында сонда берілген жеңіл сіңіретін майлардың булануы есебінен суытылады. Осыдан ауыр шайыр конденсациясы жүреді. К-1 шыққан пиролиз газдары К-1сулы конденсатор-мұздатқышына түседі, онда жеңіл май мен су буының конденсациясы жүреді. С-1сепараторда жеңіл май мен су конденсаты пиролиздік газдан бөлінеді де компрессия блогы мен газды тазалау және газбөлінуге түседі.

К-1төмен жағынан ауыр сіңіретін майлар Н-1 сорғышпен фильтріне Ф-1 сорылады,ол сажа мен кокстен тазартылуға арналған. Тазартылған май екі ағынға бөлінеді, оның біреуі К-1төмен жағына орошениеге бағытталады,ал екіншісі — 70°С дейін суытылады Е-1беріледі. Ауыр сіңірген майдың бөлігі онда сонымен қатар К-1ауланған пиролиздің ауыр шайыры бар, қоймаға немесе шайырды өңдеу бөлігіне шығарылады.

Жеңіл май мен С-1 шыққан су буының конденсаты өздігінен ағып С-2 түседі, онда май конденсаттан бөлінуі жүреді. Жеңіл май онда пиролиздің жеңіл шайыры бар екі ағынға бөлінеді. Бір ағыны К-1 жоғарғы бөлігіне орошениеге оралады да ал екіншісі К-2 отпарлы бағанына беріледі. К-2де майдан су буының отпаркасынан жеңіл көмірсутектер —С4 және одан төмен бөлінеді, ол сосын пиролиз газына қосылады. К-2 төмен жағынан жеңіл май

сорғышпен Н-3 қоймаға немесе пиролиз шайырын өңдеу блогына шығарылады.

С-2 шыққан су буының конденсаты көмірсутектермен ластанған, олардан тазарту үшін ол Ф-2 фильтріне беріледі. Сүзілгеннен кейін конденсат бөлігі күйдіретін камераға пиролизді газды суытуға жіберіледі, ал артығы канализацияға тасталады. Ф-2 фильтрінде бөлінген жеңіл көмірсутектер құрамында бірқатар су буының мөлшері бар, ХК-2 конденсацияланады да сулы және С-5 сепараторында көмірсутектік фазаға бөлінеді.



I - шикізат; II — тазалау және компрессия блогындағы пиролизді газ; III — жеңіл шайыр; IV — ауыр шайыр; V — су буы; VI — жаңа сіңіретін май; VII — тазалауға керек су; VIII — суытушы су; IX — конденсат пен коректендіруші су.

11 сурет. Көмірсутек шикізатын пиролиздеу қондырғысының технологиялық кескіні.

2.1.3 Пиролиз процесінің негізгі аппараты

Аппаратура. Түтікті пиролизді реактор (пиролиз пеші) — заманауи пиролиз қондырғысының негізгі реакциялық аппараты. Түтікті реактордың басты оңды сапасы — жобасының қарапайымдылығы, азғантай эксплуатациялық шығындар, жұмыстың тұрақтылығы.

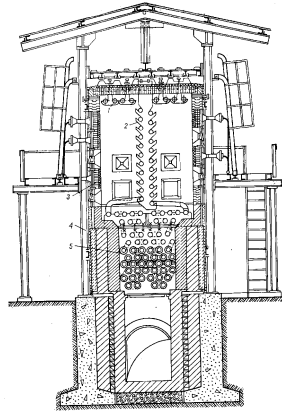
Пиролизді қондырғыда жобалары әртүрлі түтікті пештер қолданылады:

- 1) біркамералы, пешінің астында конвекциялық секциясы орналасқан және горелкасы факелді типті;
- 2) екікамералы, екі жандыратын камерасы бар, әрқайсысы қысқафакелді горелкамен жеке жеке қыздырылады; осы пештерде екі камера үшін конвекциялық камера ортақ және түтінді газдарды шығару үшін борлары да ортақ;
- 3) горелкасы жалынсыз типті түтікті пештер; біржақты және кіжақты шағылысуы бар экранды пештер де бар.

Екіжақты шағылысу экраны бар пиролиздің құбырлы пештің жобасы мына суретте 12 келтірілген. Пештің өнімділігі 6—8 т/с шикізат.

Осы пештің радиантты бөлігіндегі жылу змеевикке топканың шағылыстырушы қабырғасынан беріледі. Қабырғалар ВНИИнефтемаш жобасымен жалынсыз жанудан жиналған. Әр горелка 20—25 керамикалық

отқа төзімді блоктардан тұрады, блокта 4—6 туннелі бар. Жылыту үшін қолданылатын газ ауамен араласып туннельге беріледі, оның ұзындығы 10—15 см құрайды. Туннель конус тәрізді формада болады, газ онымен қозғалғанда тұншығып тез жанады. Жанған кезде туннель қабырғасы балқып пеш топкасына жылу шығарады. Қызған қабырғадан жылу берілуінің интенсивтілігі 2—2,5 есеге жоғары факелге қарағанда, факел кәдімгі горелкамен құрылады.



1 – төбедегі экран; 2 – екі жақты шағылысу экраны; 3 – панелді жанғыштар; 4 – каркас; 5 – конвекциялық камера

12 сурет. Екіжақты шағылысу экраны бар пиролиздің құбырлы пештері.

Екі жақтан шағылысатын экраны бар пеште радиантты секциялы құбырлар жылуды екі жақсат алады да змеевик әртүрлі қызуын болдырмайды. Жылулық кернеу осы пештердегі біршама жоғары, біржақты шағылысу алатын пештерге қарағанда: 40 кВт/м^2 қарсы $30—32 \text{ кВт/м}^2$.

3 Есептеу бөлімі

3.1 Қондырғының материалдық балансы

Бастапқы мәліметтер:

- Қондырғы мықтылығы – 150000 т/жылына;
- Жұмысшы күндер саны – 340;

Қондырғы өнімділігі кг/с:

$$150000 \text{ т/жылына} = (150000 \cdot 1000) : (340 \cdot 24) = 857843 \text{ кг/с}$$

2 кесте

Қондырғының материалдық балансы

Түсті:	%	т/жылына	кг/с
Шикізат	100	150 000	18382
Алынды:			
Метан-сутекті фракция	14	21000	2573,48
Этилен	50	75000	9191
Пропилен	1	1500	183,82
Этан-пропанды фракция	31	46500	5698,42
Бутилен-бутадиенді фракция	2	3000	367,64
Сұйық өнімдер (C ₅ және одан жоғары)	2	3000	367,64
Жеңіл шайыр	-		
Ауыр шайыр	-		

3.2 Пиролиздің жылулық балансы

3.2.1 Араласу түйіні. Пешке енер алдындағы шикізат температурасын анықтау

Араласу түйінінің жылулық балансы:

$$Q_{\text{подв}} = Q_{\text{с}},$$

мұндағы: $Q_{\text{подв}}$ – келетін жылу, кДж/ч;

$Q_{\text{с}}$ – пешке енетін кездегі булышикіат қоспасы, кДж/ч

$$N_{\text{с}} t_{\text{с}} \sum C_{\text{рі}} C_i + G_{\text{пп}} i_{\text{пп}} + G_{\text{нп}} i_{\text{нп}} = N_{\text{с}} t_1 \sum C_{\text{рі}} C_i + G_{\text{п}} i_{\text{пп}},$$

мұндағы: $N_{\text{с}}$ – шикізаттың молекулалық жұмсалуды, кг/кмоль;

$t_{\text{с}}$ – шикізат температурасы, $t_{\text{с}} = 35^\circ\text{C}$;

$C_{\text{рі}}$ – шикізат компоненттерінің мольдық жылу сыйымдылығы, кДж/кмоль;

C_i – шикізат компоненттерінің көлемдік үлесі;

$G_{\text{пп}}$ – қызған будың массалық жұмсалуды, кг/с;

$t_{\text{пп}}$ – қызған бу температурасы, $t_{\text{пп}} = 850^\circ\text{C}$;

$i_{\text{пп}}$ – қызған бу энтальпиясы, кДж/кг;

$G_{\text{нп}}$ – қаныққан будың массалық жұмсалуды, кг/ч;

$P_{\text{нп}}$ – қаныққан будың қысымы, $P_{\text{нп}} = 8 \text{ ат}$;
 $i_{\text{нп}}$ – қаныққан будың энтальпиясы, $i_{\text{нп}} = 2776 \text{ кДж/кг}$ [10, табл. LVII];
 t_1 – пешке келетін кездегі су буы мен шикізат қоспасының температурасы, $^{\circ}\text{C}$;
 $G_{\text{п}}$ – су буының массалық жұмсалуды, кг/с .

3 кесте

Шикізат компоненттерінің коэффициенттері мен жылусыйымдылықты есептеу нәтижелері

Компонент	C ₂ H ₆	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
a, Дж/моль·К	-4,80	0,469	1,44
b·103, Дж/моль·К	307,30	385,38	476,50
c·106, Дж/моль·К	-160,16	-198,88	-250,4
ci	0,158	0,813	0,029
t=35°C			
Сpi, Дж/моль·К	74,655	100,299	124,448
Срс, Дж/моль·К	96,948		
t=250oC			
Сpi, Дж/моль·К	112,109	147,623	182,158
Срс, Дж/моль·К	143,013		
t=560oC			
Сpi, Дж/моль·К	140,048	183,490	224,615
Срс, Дж/моль·К	177,819		

Су буымен сұйылту қызған будың қаныққанға қатынасымен жүргізіледі деп қабылдаймыз $G_{\text{нп}} : G_{\text{п}} = 3:1$, сонда

$$G_{\text{нп}} = G_{\text{п}} / 4 = \frac{4250}{4} = 1062,5 \text{ кг/с.}$$

$$G_{\text{нп}} = 3 \cdot G_{\text{п}} / 4 = \frac{3 \cdot 4500}{4} = 3187,5 \text{ кг/с.}$$

Қоспа компонентінің мольдық жылусыйымдылығы температурадан тәуелді мына формула бойынша есептеледі: $C_{pi} = a_i + b_i T + c_i T^2$, мұндағы a_i , b_i , c_i – осы зат үшін коэффициенттер, $\text{кДж/кмоль} \cdot \text{К}$, T – температура, К [17-20].

Қоспаның жылусыйымдылығы аддитивтік ережесі бойынша есептеледі:

$$C_{pc} = \sum C_{pi} c_i.$$

Шикізат компоненттері үшін жылусыйымдылық есептелуі мен коэффициенттер 3 кестеде ал қызған бу энтальпиясы 4 кестеде келтірілген.

4 кесте

Қызған бу энтальпиясы $i_{\text{пп}}$ ($P=5\text{ ат}$) [11, с.49-55]

$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	250	560	810	850
$i_{\text{пп}}, \text{ ккал/кг}$	704,1	864,1	998,3	1021,3

Бушикізатты қоспаның температурасы t_1 итерационды әдіспен анықталады. Мысалы $t_1 = 250^{\circ}\text{C}$, онда:

$$Q_{\text{подв}} = 151,55 \cdot 35 \cdot 96,948 + 3187,5 \cdot 1021,3 \cdot 4,186 + 1062,5 \cdot 2776 = 17090814,67 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{отв}} = 151,55 \cdot 250 \cdot 143,013 + 4250 \cdot 704,1 \cdot 4,186 = 17944696,09 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{подв}} = Q_{\text{отв}}$$

$$17,090 \cdot 10^6 = 17,944 \cdot 10^6$$

Қателік

$$\Delta = \frac{Q_{\text{отв}} - Q_{\text{подв}}}{Q_{\text{отв}}} = \frac{17,944 \cdot 10^6 - 17,090 \cdot 10^6}{17,944 \cdot 10^6} \cdot 100 = 4,75\%$$

Есептеу қателігі көп емес, сондықтан $t_1 = 250^{\circ}\text{C}$ қабылдаймыз.

3.2.2 Пеш тиелуінің пайдалы жылуын анықтаймыз

Пештің жылулық балансы:

$$Q_c + Q_{\text{пол}} = Q_p + Q_{\text{пир}},$$

мұндағы: $Q_{\text{пол}}$ – пештің пайдалы жылулық тиелуі, кДж/ч;

Q_p – пиролиз реакциясына жылу жұмсалуды, кДж/ч;

$Q_{\text{пир}}$ – пирогаз жылуы, кДж/ч.

Пиролиз реакциясына жылу жұмсалуды

$$Q_p = N_{\text{пир}} \sum (\Delta H_{f,i}^{\circ} C_i)_{\text{прод}} - N_c \sum (\Delta H_{f,i}^{\circ} C_i)_{\text{исх}},$$

мұндағы: $N_{\text{пир}}$ – пирогаздың мольдық жұмсалуды (су буысыз), кмоль/с:

$$N_{\text{пир}} = N_{\text{пир+вп}} - N_{\text{вп}} = 539,22 - 236,11 = 303,11.$$

$\Delta H_{f,i}^{\circ}$ – реакция температурасы $T_p = 1103\text{ К}$, кДж/кмоль болғандағы шикізат компоненттерінің (пирогаздың) жылу түзілуі 5 кестеде келтірілген.

$$Q_p = 303,11 (-32842,5) - 151,55 (-153113,5) = 13,249 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

5 кесте

1103 К пирогаздың және шикізат компоненттерінің жылу түзілуі

Компонент	Жылу түзілуі $\Delta H_{of,i}$, кДж/кмоль	Шикізат сі	Пирогаз сі (2 кесте)
H ₂	—	—	0,0912
CH ₄	-90280	—	0,3213
C ₂ H ₂	+223000	—	0,0013
C ₂ H ₄	+38080	—	0,2799
C ₂ H ₆	-106500	—	0,0876
C ₃ H ₆	-428	—	0,0969
C ₃ H ₈	-130000	0,158	0,0198
C ₄ H ₆	+86900	—	0,0281
C ₄ H ₁₀	-156600	0,843	0,0337
C ₅ H ₁₂	-181300	0,029	2·10 ⁻⁵
$\Sigma \Delta H_{of,i}$		-153113,5	-32842,5

Пирогаз жылуы: $Q_{пир} = N_{пир} t_p \Sigma C_{pi} C_i + G_{п} i_{пп}$,

мұндағы: t_p – реакция температурасы, $t_p = 830^\circ\text{C}$;

$i_{пп}$ – t_p қызған бу энтальпиясы.

$$Q_{пир} = 303,4 \cdot 830 \cdot 84,157 + 4250 \cdot 998,3 \cdot 4,186 = 38,952 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Пештің пайдалы жылулық тиелуі

Жылулық баланстан: $Q_{пол} = Q_{пир} + Q_p - Q_c$

$$Q_{пол} = 38,952 \cdot 10^6 + 13,249 \cdot 10^6 - 17,944 \cdot 10^6 = 34,257 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

6 кесте

$T_p = 1103$ К пирогаз компоненттерінің мольдық жылусыйымдылығын есептеу үшін коэффициенттер

Компонент	a, Дж/моль·К	b·10 ³ , Дж/моль·К	c·10 ⁶ , Дж/моль·К	Мольдік жылусый C_{pi} , Дж/моль·К	Көлемдік үлес сі
H ₂	27,28	3,26	0,502	31,399	0,0912
CH ₄	17,45	60,46	-1,117	81,618	0,3213
C ₂ H ₂	23,46	85,77	-58,34	47,923	0,0013
C ₂ H ₄	4,196	154,59	-81,09	76,507	0,2799
C ₂ H ₆	4,494	182,26	-74,86	114,079	0,0876
C ₃ H ₆	3,305	235,86	-117,6	120,810	0,0969
C ₃ H ₈	-4,80	307,3	-160,16	140,156	0,0198
C ₄ H ₆	-2,96	340,08	-223,7	102,971	0,0281
C ₄ H ₁₀	0,469	385,38	-198,88	184,571	0,0337
C ₅ H ₁₂	1,44	476,50	-250,40	223,798	2·10 ⁻⁵
ΣC_{pi}				84,157	

3.3 Негізгі қондырғыны есептеу

3.3.1 Жұмыс жасап тұрған змеевик типі үшін есептеу

Пештің реакциялық змеевикінің өлшемдерін анықтау

Радиация камерасы

Ағындар саны: $n = 2$;

Құбыр өлшемі, мм: 140x8;

Құбыр саны: $N_p = 40$;

Радиациялық құбырдың беттік қызуы: $H_p = 193 \text{ м}^2$.

Радиациялық құбырдың беттік қызуының жылукернеулігі, кВт/м²

$$q_p = \frac{Q_{rad}}{H_p} = \frac{21,737 \cdot 10^6}{3600 \cdot 193} = 31,29 \text{ кВт} / \text{м}^2$$

Бір құбырдың жұмысшы ұзындығы, м

$$l_p = \frac{H_p}{N_p \cdot \pi \cdot d_H},$$

мұндағы: d_H – радиациялық құбырдың сыртқы диаметрі,

$$l_p = \frac{193}{40 \cdot 3,14 \cdot 0,140} \approx 11,0 \text{ м}$$

Құбырдың жалпы жұмысшы ұзындығы, м

$$L_p = l_p \cdot N_p = 11,0 \cdot 40 = 440,0 \text{ м}$$

Бір ағындағы құбырдың жалпы жұмысшы ұзындығы, м

$$L'_p = \frac{L_p}{n} = \frac{440,0}{2} = 220,0 \text{ м}$$

Змеевиктің реакциялық көлемі, м³

$$V_p = \frac{\pi d_{\epsilon}^2}{4} L'_p,$$

мұндағы: d_{ϵ} – радиациялық құбырдың ішкі диаметрі, м

$$V_p = \frac{3,14(0,140 - 2 \cdot 0,08)^2}{4} 220,0 = 0,2655 \text{ м}^3$$

3.3.2 Шыныққан аппаратты есептеу

Шынықтырып-буландырушы аппарат (Х-1) араластыру жылуалмастырғышы. Пирогаз ағыны сумен суытылады, ол буланып жылудың бөлшегін алып кетеді де пирогаз мына температурадан салқындайды $T_H = 1103\text{К}$ дан $T_K = 403\text{К}$ дейін.

Шынықтырушы-булаушы аппараттың жылулық балансын құрамыз:

$$G_{nup} \times q_{nup}^{1103} + G_{n.g.} \times q_{n.g.}^{323} = G_{nup} \times q_{nup}^{403} + G_{n.g.} \times q_{n.g.}^{403},$$

мұндағы: $G_{nup} \times q_{nup}^{1103}$ - мына температурада $T_H=1103$ К, Дж/с пирогазбен бірге келген жылу;

$G_{nup} \times q_{nup}^{403}$ - $T_K=403$ К, кДж/с мына температурада пирогазбен жылу кетуі;

$G_{n.g.}$ - шайырланған су мөлшері, пирогазды суыту үшін қажетті мына температурадан $T_H=1103$ К до $T_K=403$ К, кг/с;

$q_{n.g.}^{323}, q_{n.g.}^{403}$ - температурадағышайырланған су энтальпиясы, кДж/кг.

$$q_{n.g.}^{323}=209,50 \text{ кДж/кг}, q_{n.g.}^{403}=2726,00 \text{ кДж/кг}.$$

Шайырланған су мөлшері:

$$G_{n.g.} = \frac{G_{nup} \times (q_{nup}^{1103} - q_{nup}^{403})}{q_{n.g.}^{403} - q_{n.g.}^{323}}$$

7 кесте

$T=403$ К температурадағы пирогаз энтальпиясының мәнін есептеу

Компонент	qі, кДж/кг	Массалық үлес, xі	qі×xі
1	2	3	4
H ₂	1871,38	0,0912	170,669
CH ₄	308,30	0,3213	99,057
C ₂ H ₂	208,13	0,0013	0,2706
C ₂ H ₄	224,75	0,2799	62,908
C ₂ H ₆	254,42	0,0876	22,287
C ₃ H ₆	221,90	0,0969	21,502
C ₃ H ₈	245,99	0,0198	4,871
C ₄	248,68	0,0618	15,368
C ₅	248,55	2·10 ⁻⁵	0,005
H ₂ O	224,90	0,0402	9,041
Барлығы		1,0000	342,979

Термиялық пиролиз үшін пирогазды суытуға қажетті шайырланған су мөлшерін есептейміз:

$$G_{n.g.}^{тер.} = \frac{25500 \times (3740,35 - 342,979)}{2726 - 209,5} = 31780,23 \text{ кг / ч}$$

3.3.3 Жобаланатын змеевик үшін радиация камерасы есептеу

Радиянтты змеевикте кокстүзілуіне әсерін төмендету мақсатында радиация камерасында LSCC-1-1-2 типті змеевик орнатамыз, параметрлері мына 8 келтірілген.

8 кесте

Змеевик параметрлері

Құбыр бөлігінің №	Құбыр өлшемі, мм	Құбыр ұзындығы, мм	Құбыр саны	Беттің ауданы, м ²
1	43,5x5	8,930	4	0,00227
2	70x5	7,930	2	0,244
3	108x6	8,270	1	0,303
Барлығы				0,549

Радиациялық құбырдың қызған бетінде жылукернеулігі, кВт/м²

$$q_p = \frac{Q_{rad}}{H_p} = \frac{21,737 \cdot 10^6}{3600 \cdot 0,549} = 10,99 \text{ кВт} / \text{м}^2$$

Змеевиктің реакциялық көлемі, м³

$$V_p = \sum \frac{\pi d_e^2}{4} L$$

мұндағы: d_e – радиациялық құбыр ішкі диаметрі, м

$$V_p = \frac{\pi}{4} ((0,0435 - 0,01)^2 \cdot 8,93 + (0,07 - 0,01)^2 \cdot 7,93 + (0,108 - 0,012)^2 \cdot 8,270) = 0,09 \text{ м}^3$$

Алмастыру үшін осы типті змеевиктің қажетті саны

$$n = \frac{V_{p1}}{V_p} = \frac{0,2655}{0,09} = 3$$

4 Автоматтандыру бөлімі

4.1 Автоматты басқару мен реттеу

Мұнайхимиялық және органикалық синтез саласының дамуын қазіргі кезде автоматты басқаруды қолданбай елестету мүмкін емес. Жыл сайын жаңа құралдар, анализаторлар, автоматтар, есептеу техникалық құралдар іске қосылады. Зауытта өндірісті бөлшекті автоматтандырудан автоматтандырудың комплексті жүйесіне біртіндеп өтеді ол осы өндірістің жұмысының тиімділігін қамтамасыз етеді [15,16]. Одан ары процес пен өндірістің автоматтандыру деңгейін жоғарлату келесі негізгі бағыттармен жүзеге асады: бір операторлық орталықтан біртепті қондырғылардың бірнешеуін басқару; өнеркәсіптік автоматтандыру және жартылай автоматты анализаторлармен қондырғының автоматтандыру деңгейін, негізгі және аралық өнімдердің сапасын жоғарлату; ескірген құралдар мен приборларды жаңа дамығанымен алмастыру;

4.2 Басқару параметрлері мен реттеуді негіздеу мен тандау

Пиролиз процесін қолайлы жүргізудің міндетті шарты шикізаттың, будың, суытатын судың тұрақты жұмсалуды ұстау, температураны реттеу мен бақылау, берілген қысымды ұстау. Сапалы өнім алу үшін және керексіз қауіпті әрекетті болдырмас үшін процестің орнатылған параметрлерін анық сақтау керек.

Пиролиз жоғары температура әсерінен көмірсутектік шикізаттың терең ыдырау процесі. Процестің негізгі мақсаты этилен мен пропиленнің мүмкін болатын максималды өндірісі болып табылады. Пиролиз реакциясы (П-1) құбырлы пештің змеевигінің радианты бөлігінде жүреді. Процестің өнім құрамына температура мен түйісу уақыты әсер етеді. Температуралық режимді бұзу мақсатты өнім шығымы төмендеуіне әкеледі. Пирогаз температурасын пештен шыққанда 800°C ұстап тұру пешке отын берілуін реттеумен жүзеге асады. Өнімдер шығымы қысымнан тәуелді болады. Процесті шикізатты су буымен сұйылтып жүргізеді де сол арқылы көмірсутектердің буының парциалдық қысымын төмендетеді. 50 % масс. мөлшеріндегі су буы, шикізаттан түскен, пешке енетін кезде шикізатпен араласады да реттеуші клапан бу берілу жолағында орнатылады.

4.2.1 Тұрақты деңгейді ұстап тұру

Бдыстардағы, бөлгіштердегі және бағаналардағы деңгейін жоғарлату мен түсіру технологиялық режимнің бұзылуына әкелуі мүмкін, ал деңгейін рұқсаттан тыс көтеру мен кеміту авария ытуындатып, цехтың тоқтауына соқтыруы мүмкін. Сондықтан осы типті аппараттарда деңгейін нақты реттеп, бақылап тұру қарастырылған. Сұйық деңгейінің маңызды өзгеруі аппаратты толтырып одан асып кетуі мүмкін. Соған байланысты процесс жүруі

қиындайды. Деңгейді ұстап тұрудың реттеуші әсері аппараттан сұйықты әкету болып табылады. Критикалық деңгейге жеткенде яғни авариялық жағдай туғанда сәйкесті сорғыштар ажыратылып сұйықты әкету дереу тоқталады.

4.2.3 Температураны ұстап тұру

Температура бұл процестегі түтікті пеште пирогаз алу сатысында мақсатты өнім шығымын анықтаушы фактор болып табылады және оны қолайлы деңгейде ұстап тұру ерекше көңіл бөлуді қажет етеді. Шикізат ыдырау температурасынан ауытқу мақсатты өнім шығымын төмендетуге әкеледі. Температураны жоғарлату пеш (П-1) змеевигінің түтігінің кайтымсыз деформациясына әкеледі. Пирогазды фракциялаған кезде ректификациялық бағанның жоғарғы және төменгі жағындағы температураны тұрақты ұстап тұрудың маңызы зор. Ол кубты өнім мен қалдықтың сапаасына сәйкесті әсер етеді. Жоғарғы жағындағы температураны реттеу дефлегматорға хладогенттің жұмсалыуымен жүргізіледі де, ал төменгі температура – қайнатқыштағы жылутасымалдаудың жұмсалыуымен.

4.2.4 Қысымды ұстап тұру

Қысым пеште түзілген (П-1) пирогаз құрамына әсер етеді. Қысымның режимнен ауытқуы қосымша өнімдер шығымын арттыруға әкеледі. Пеш горелкасы (П-1) тұрақты жұмыс істеу үшін отын қысымын бақылап отыру керек, ол отындық сеттен келеді. Ректификациялық бағандағы қысым өнімдер бөлінгенде түзілгендердің сапасына әсер етеді. Бағандағы қысым дефлегматродан кейін отдувклар жиынтығымен ұсталып тұрады.

4.2.5 Реттеу мен бақылау құралын таңдау

Реттеу мен бақылау құралын таңдау технологиялық режим шартынан тәуелді болады. Реттеу мен бақылау құралын таңдағанда келесі принциптерді басшылыққа алады:

- құралдар нақты өлшеу дәлділігімен қамтаасыз ету керек, реттеу мен өлшеген кезде жылдам әрекет етуші болуы керек;
- көрсететін құралдар бақылау үшін қол жетімді болғаны дұрыс;
- құралдар өртке және жарылуға тұрақты қауіпсіздікпен орындалуы жөн;

а) реттеу мен бақылау құралы тез жұмыс істейтін, сенімді, дәлділігі жоғарлайды;

б) унифицирленген блоктарды қолдану номенклатура мен жалпы құралдар санын төмендетеді, яғни автоматтандыру жүйесін жүйелегенде резервте ұстап тұруға;

в) барлық құрылғыны емес модулдер мен блоктарды ауыстырғанда жөндеу жұмыстарына шығынды төмендетуге.

Поз (20). Тұндырғыштағы деңгейін бақылау (О-2).

Деңгейі буйкалы деңгей өлшегішпен сапфир 22ДУ-ВН (20-1) өлшенеді, шығатын сигнал екіншілік тіркеуші құралға А-100 (20-2) беріледі, ол параметрлерді үздіксіз бақылануын жүзеге асырады. Ұқсасты бақылау Е-2 (поз.22) аппаратта жүреді.

Поз (7). (П-1) пеш горелкасында отын жұмсалуды бақылау.

Жұмсалу камералық ДКС-10-150 (7-1) диафрагмамен өлшенеді, ол құбырға бекітілген және преобразующей жұмсалу қысымның артуына. Диафрагманың шығатын сигналы дифманометр метран-44 ДД (7-2) қабылданады. Стандартты токты дифманометрдің шығатын сигналы екіншілік тіркеуші құралға түседі А-100 (7-3), ол параметрді үздіксіз бақылауды жүзеге асырады. Соған ұқсасты шайырланған судың К-2 (поз.27) бағанына отпаркаға жұмсалуды, Е-10 (поз.74) ыдыстардан кейін тауарлық этилен, гидрлеуден кейінгі тауарлық пропиленді бақылайды (поз.93).

Поз (9). (П-1) пеш перевалында пирогаз температурасын бақылау

Температура хромель-тамышылы термопармен ТХАУ-205 ЕХ (9-1) өлшенеді, стандартты токты сигнал екіншілік реттеуші құралға А-100 (9-2) беріледі, ол параметрді үздіксіз бақылауды жүзеге асырады. Ұқсасты бақылау ауа мұздатқышынан (ХВ, поз.16) кейін пирогаз температурасымен жүргізіледі, су мұздатқышынан кейін (Х-2, поз.19), аммиакты мұздатқыштан кейін (апп.Х-3, поз.24), К-3 (поз.35) бағанына енгенде, бірақ біріншілік құрал ретінде платиналы кедергі термометрі болып табылады ТСПУ-205 ЕХ.

Поз (2). (П-1) пешіне берілетін шикізат қысымын бақылау.

Қысым электрлік манометрмен Сапфир-22М-ДА-2060 (2-1) өлшенеді, стандартты токты сигналшы екіншілік тіркеуші құралмен қабылданады А-100 (2-2). Соған ұқсасты бу қысымы шикізат араласуымен бақыланады (поз.3), (П-1, поз.8) пешіндегі горелканың отынымен, отпарлы бағандағы қысыммен (К-2, поз.30).

Поз (18). (Е-2) ыдыс-бөлгіште деңгейін реттеу.

Деңгей буйкалы деңгейөлшегішпен сапфир 22ДУ-ВН (18-1) өлшенеді, шығатын сигнал ПИД UP-750 (18-2) реттегіші орнатылған екіншілік құралға беріледі. Реттегіштен командалық сигнал шыққанда ол электрлік реттеуші клапанға 241-4 (18-4) беріледі. Ұқсасты реттеу Е-3, Е-4, Е-8, Е-10, Е-11, Е-12, Е-13 (поз.21, 22, 25, 26, 55, 73, 79, 87, 92) ыдыстарында, К-1 – К-2 (поз.15, 28) бағанында жүреді. Ыдыста критикалық деңгейге жеткенде қарастырылған сорғыш ыдысынан сорылып алынушыны ажырату үшін белгі беріледі.

Поз (1). (П-1) пешке шикізат жұмсалуды реттеу. Жұмсалу камералық диафрагмамен ДКС-10-150 (1-1) өлшенеді, ол құбырға бекітілген және қысым ауысуына жұмсалуды и преобразующей расход в перепад давления. Диафрагманың шығатын сигналы дифманометр метран-44 ДД (1-2) қабылданады. Дифманометрдің стандартты токты шығатын сигналы екіншілік реттеуші құралға UP-750 (1-3) түседі, онда электрлік реттеуші клапанға команда беріледі 241-4 (1-4). Ұқсасты әрекет шикізат араласуына су буын жұмсалуды реттеумен жүзеге асады (поз.4).

Поз (5). Күйдіруші-булаушы аппараттан кейін температураны реттеу

5 Еңбек қорғау

5.1 Еңбек қорғау жөніндегі заңды актілер

Заманауи химиялық және мұнайхимиялық өнеркәсіпті шикізатты өңдеу, жартылай фабрикаттар мен соңғы өнімді алу сияқты көптеген өздігінен жүретін технологиялық процестердің жиынтығы ретінде қаратыруға болады. Дегенмен бұл процестер өртке және жарылуға, адам организміне қауіпті болып табылады. Өндірісте көбінше санитарлық-техникалық жағдаймен қамтамасыз ететін және заманауи қауіпсіздік техникасы құралдары кездеседі. Олар өндірістік жарақат пен кәсіби ауруды болдырмайды [17].

5.2 Өнеркәсіптік санитария

Цехтар мен операторлық бөлмедегі өндірістік жарықтандыру мына талаптарды қанағаттандыруы керек: кеңістіктік қоршаған орта шегі мен жұмысшы орнындағы жарықтың біркелкі таралуы; шағырайып тұрмау, яғни жанатын беттердің жарықтығы жоғары болмауы; (яғни оның тербелмеуі де керек); жарықтық ағынның қолайлы бағыттылауы, жұмысшы бетінде элементар рельефтілігі көрініп тұруын қамтамасыз етуші немесе деталдардың ішкі бетін қарастыру; жарық беруші қондырғылардан қауіптілік пен қолайсыздықтың болмауы.

5.2.1 Өндірістік шу мен діріл

Шу Ш-63, Ш-70 шуөлшегіштермен, ИШВ-1 құралымен октавалы фильтрлермен бірге өлшенеді, ал шуды талдау үшін спектрометр С34 қолданылады. Ш-63 шуөлшегішінің үш шкаласы бар (А, В және С), өлшенетін шудың жиілікті құрамын ескеретін. Шу сипаты А шкаласы бойынша 40 фон қисықты дыбыс үлкейткішіне сай келеді, яғни бірқатар дәрежесге дейін шу деңгейін субъективті қабылдауға әрі шудың «қауіптілігі» мен «қолайсыздығын» ориентірлі бағалауға мүмкіндік беретін. Сондықтан шу деңгейі А шкаласымен өлшенетін децибелмен (дБ А) болады да, өнеркәсіптік шуды бағалауға гигиеналық практикасы үшін маңызы зор. В шкаласы бойынша шу сипаты дауысы 70 фон тең қисыққа сай келеді.

5.3 Өрт қауіпсіздігі

«Өрт қауіпсіздігінің жалпы талаптары» техникалық регламентіне сай объектінің өрт қауіпсіздігі егер онда төмендегі шарттар орындалса толық деп саналады: өрт қауіпсіздігі сұрақтарын реттеуші, Қазақстан Республикасының нормативті құқықтық актілері мен нормативті құжаттарының нағыз Техникалық регламентімен орнатылған толық көлемде өрт қауіпсіздігі шараларын орындау; осы техникалық регламентпен орнатылған өрт riskі рұқсат етілген мәндерден жоғары болмайды [19].

6 Қоршаған ортаны қорғау

6.1 Қоршаған ортаны қорғауға мұнайөндеу өнеркәсібінің әсері

Қоршаған ортаны қорғау сұрақтары соңғы кезде анық көңіл аударуды қажет етеді әсіресе мұнайгаз өнеркәсібі дамыған және техникалық және технологиялық ерекшеліктері бойынша қоршаған ортаны ластаудың ірі көздері болып табылатын елдерде.

Мұндай елдерге Қазақстан да жатады, оның мұнайгаз саласы 100 жылдық тарихы бар. Мұнайгаз саласы өндірісі қоршаған ортаға барлық өндірістік жүйелермен әсер етеді: мұнай мен газ бұрғысын бұрғылағанда, өндіргенде, дайындағанда, өндегенде, мұнай мен газды тасымалдағанда.

Қоршаған ортаны ластауға қарсы күресті ұйымдастырудың дәстүрлі әдісі бүгінде тазалаушы құрылысты салу. Дегенмен бұл экологияның жаңа талаптарына қолдануға ғана тиімді әрі капиталдық және эксплуатациялық шығынды талап етеді де шынайы қалдықтарды аз төмендетеді. Экологиялық қауіпсіздікті шешуде басты шешім мұнайхимия өндірісін экологизациялау, яғни экологиялық таза, қалдықсыз технологиялық өндіріс құру онда шикізаттың барлық компоненттері мен энергия комплексті және рационалды қолданылады әрі табиғат пен қоршаған орта арасындағы қалыпты функция бұзылмайды [19].

6.2 Экологиялық таза мұнайхимиялық технологиялық процестерді жүзеге асырудағы негізгі бағыттар.

Экологиялық таза мұнайхимиялық технологиялық процестерді жүзеге асырудағы негізгі бағыттар:

1) шикізатты тереңдете өңдеу мен комплексті қолдану. Өндіріс ресурссыйымдылығы мүмкіндігінше аз болуы керек (ресурссақтаушы технологиялар), өнім бірлігіне реагенттер мен шикізат жұмсалуды аз болуы керек. Түзілген жартылай өнімдер шикізат ретінде басқа өндіріске беріліп толығымен өңделуі керек. Мұндай қадамның мысалы мұнайды тереңдете өңдеу технологиясы;

2) энергия мен отынды қолайлы қолдану. Өндіріс ресурссыйымдылығы мүмкіндігінше аз болуы керек (ресурссақтаушы технологиялар), сәйкесінше қоршаған ортаға жылулық әсері де аз болуы керек. Энергияны сақтау мынаған көмектеседі: энергиятехнологиялық комбинирленген процестер мен олардың іріленуі; үздіксіз технологияға өту; бөліну процестерінің жетілуі; белсенді және селективті катализаторларды қолдану, олар төменгі температура мен қысымда процестерді жүргізуге мүмкіндік береді; рационалды ұйымдастыру мен жылулық кескінді қолайлыландыру және шығатын ағындардың энергеикалық потенциалын рекуперациялауын кескіндеу; жүйедегі гидравликалық кедергіні төмендету мен қоршаған ортаға жылуды жоғалту [26].

7.1 Экономика бөлімі

7.1.2 Экономикалық көрсеткіштерді есептеу

Қондырғыда өнімнің өндірісін есептеу матриалдық баланс негізінде жүзеге асады [27]. Қондырғы жұмысының тиімді уақыт фонды:

$$T_{эфф}=T_{кал}-(T_{кап.р}+T_{тек.р})=365-(20+5)=340 \text{ күн}$$

Қондырғы бойынша өнім өндірісін жоспарлау туралы мәлімет 9 кестеде келтірілген.

9 кесте

Қондырғы бойынша өнім өндірісін жоспарлау

Түскен шикізат	%	т/жыл	кг/с
Шикізат	100	150 000	18382
Алынды:			
Метан-сутекті фракция	14	21000	2573,48
Этилен	50	75000	9191
Пропилен	1	1500	183,82
Этан-пропанды фракция	31	46500	5698,42
Бутилен-бутадиенді фракция	2	3000	367,64
Сұйық өнімдер (C ₅ және одан жоғары)	2	3000	367,64
Жеңіл шайыр	-		
Ауыр шайыр	-		

7.2 Капиталды шығынды есептеу

Ғимарат пен құрылысқа кеткен капиталдық шығынды есептеу. Оның мәндері төмендегі 10 кестеде.

10 кесте

Ғимарат пен құрылысқа кеткен капиталдық шығын сметасы

	Ғимарат аталуы	Құрылыс көлемі, м ³	Құрылыс құны, м ³	Құрылыс қосындысы, тенге	Сантех жұмыс құны, 25%	Сметалық құны, тенге	Амортизациялық бөлінулер	
							%	Сумма, тенге
	Ғимарат							
1	Операторлық	4800	2000	9600000	2400000	12000000	5,0	600000
2	Котелдік	1080	2000	2160000	540000	2700000	5,0	135000
3	Тұрмыстық орын	1240	1600	1984000	496000	2480000	5,0	124000
	Барлығы					17180000		859000

7.3 Қондырғы құндылығын анықтау

Капиталдық шығындар, амортизациялық бөлінулер келесі ретпен зауыттық материалдар негізінде есептеледі: цех қондырғысының тізімі мен саны техникалық бөлігімен бірге қатаң түрде орнатылады; қондырғы бірлігінің құны зауыттық мәліметтер бойынша қолданылады; жеткізуге кеткен шығын, фундаменттер тұрғызу, монтаж, КИП қондырғы құнынан 50% өлшемде қолданылады; амортизация нормасы зауыттық мәліметтер бойынша қолданылады да амортизациялық бөлінулер мына формула бойынша есептеледі. Амортизациялық бөлінулерді есептеу:

$$A = \frac{K \times H}{100}$$

мұндағы: Н – амортизация нормасы, %

$$A = \frac{270.46 \times 10.5}{100} = 28,398 \text{ мың теңге}$$

Қондырғы құндылығы туралы 11 кестеде келтірілген.

11 кесте

Қондырғы құндылығы

Қондырғы аталуы	Саны	Қондырғы құны		Жеткізуге кеткен шығын		Сметалы құны, теңге
		жекелеп	жалпы	%	сумма	
Реактор	1	3778220	3778220	50	1889110	5667330
Бағандар	3	621629	1864887		932444	2797331
Пештер	2	449872	899744		449872	1349616
Жылуалмастырғыштар	3	196657	589971		294985	884956
Мұздатқыштар	4	147720	590880		295440	886320
Сепараторлар	3	59086	177258		88629	265887
Ыдыс	3	53551	160653		80326	240979
Фильтрлер	4	51292	205168		102584	307752
Компрессорлар	4	192671	770684		385342	1156026
Сорғыштар	4	94223	376892		188446	565388
Барлығы						14121585
Транспорттық құралдар:						
Кран	1	133200	1332000			1332000
Автокран	3	333000	999000			999000
Барлығы						16452585
Қондырғының негізгі түрлері бойынша барлығы						16452585
Инструменттер мен өндірістік инвентарь (10%) негізгі қондырғы үшін						1645258,5
Барлығы						18097843,5

7.4 Капиталдық шығынның келтірілген сметасын есептеу

Ғимараттың сметалық құнын есептеу капиталды шығын сметасын құру негізі болып табылады. одан басқа сметаға көлемінен тыс капиталды шығындар кіреді, олар жобалаушы және іздеу жұмыстары, мамандарды дайындау, аудандарды орналастыру, сумен жабдықтаудың ішкі сеттері және т.б. Капиталдық шығынның келтірілген сметасы 12 кестеде келтірілген.

Цех құрылысына капиталдық салымның анықталушы шамасы негізінде меншікті капиталдық салымдар жобаланатын өндірістік цехтың мықтылығына смета бойынша барлық шығындардың қатынасы ретінде меншікті капиталдық салыммен анықталады:

$$K_y = K / \text{ПМ}$$

12 кесте

Капиталдық шығынның келтірілген сметасы

	Баптардың аталуы	Капиталды шығындар	Қосындыға %
1	Өндірістік мақсаттағы объектілер: - ғимарат пен сооружения - қондырғы	17180000 18097843,5	42,3 44,6
	Негізгі фонд бойынша қосынды	35277843,5	86,9
2	Көлемнен тыс капиталды шығындар (15%)	5291676,5	13,1
3	Құрылыстың жалпы толық құны	40569520	100

$$K_{\text{менш}} = 40569520 / 150000 = 270,46 \text{ тенге/тн.}$$

7.5 Өнімнің өзқұндылығын есептеу

Шикізат, материал, отын және энергияның жылдық қажеттілігі құнын анықталды. Ол туралы мәліметтер 13 кестеде келтірілген.

13-кесте

Шикізат, материал, отын және энергияның жылдық қажеттілігі құнын анықтау

Шығындар	Өлшем бірлігі	Жылдық жұмсалуды	Бірлігінің құны	Шығындар қосындысы
Шикізат	тн	150000	6200	930000000
Барлығы				930000000
Көмекші материалдар:				
Отын	тн	13280	12000	159360000
Энергияның шығындары:				
Бу	тыс.ккал/тн	15381	48,73	749516,1
электроэнергия	кВт,ч/тн	3891617	4,16	16189126,7
Жаңа су	м ³ /тн	531	40,2	21346,2
Ауа	нм ³ /тн	2439982	0,232	566075,8
Айналымдағы су	м ³ /тн	166784	29,2	4870093,1
Барлығы				2714479668,2

14 кесте

Калькуляция бойынша өндірістік шығындар

Шығындар	Сумма, тенге
Шикізат пен негізгі материалдар	2714479668,2
Отын:	159360000
Бу	1371116,01
Электроэнергия	749516,1
Жаңа су	16189126,7
Сығылған ауа	21346,2
Айналымдағы су	566075,8
өндірісті меңгеру мен дайындауға кеткен шығындар	513450
Қондырғы эксплуатациясы мен мазмұнына шығындар	5059449,80
Зауытшілік тарту шығындары	5539240
Цехтық шығындар	16634863,89
Жалпызауыттық шығындар	35561546,31
Шығарылатын өнімдердің өндірістік өзқұндылығы	2777788218,2

15 кесте

Негізгі технико-экономикалық көрсеткіштер

№	Аталуы	Өлшем бірлігі	Жоба бойынша
1	Қондырғы мықтылығы	тн	150000
2	Мақсатты өнім шығуы	тн	75000
5	Капиталдық салым	тенге	2777788218,2
6	Меншікті капиталдық салым	тенге/тн	270,46
7	Мақсатты өнімнің өзқұндылығы	тенге	7200
8	Кіріс	тенге	75000000
9	Рентабелдік	%	24,5
10	Өтелу мерзімі	жыл	3,7

Кіріс пен рентабелділікті есептеу. Өнімді реализациялаудан келген кіріс:

$$П = (Ц - C) \times Q = (7200 - 6200) \times 75000 = 75000000 \text{ тенге.}$$

Рентабелдік деңгейі:

$$P = \frac{П}{\Phi_{осн.ф} + \Phi_{об.ф}} \times 100\% = \frac{75000000}{2777788218,2 + 277778821,82} \times 100\% = 24,5\%$$

Өзін өзі өтеу мерзімі:

$$T_{ок} = \frac{K}{П} = \frac{2777788218,2}{75000000} = 3,7 \text{ жыл}$$

Алынған негізгі технико-экономикалық көрсеткіштер негізінде пиролиз қондырғысының жобасының тиімділігі туралы қорытынды жасауға болады.

7.6 Негізгі өндірістік жұмысшылардың санын есептеу

Негізгі өндірістік жұмысшылардың санына есептеу жүргізу ауысым графигімен жүргізіледі. Ауысым графигін қолдана отырып қондырғыда жұмысшы уақытының балансы құрылады. Ол туралы мәліметтер келесі 16,17 кестелерде келтірілген.

16 кесте

Жұмысшы уақытының балансын есептеу

Көрсеткіштер аталуы	8 сағаттық жұмыс күнінде
Календарлы күн саны (T_k)	365
Жұмыс істемейтін күндер:	
Демалыс	81
Мерекелік	9
Барлығы:	90
Номиналды күн саны (T_n)	275
Шықпай қалған жоспарланған күндер:	
Кезекті және қосымша демалыс	24
Ауруы бойынша шықпай	4
Мемлекеттік және қоғамдық міндеттерді орындау	1
Өндірістен қол үзбей оқуға байланысты демалыс	1
Барлығы:	30
Тиімді уақыт фонды, күндер ($T_{эф}$)	245
Тиімді уақыт фонды, сағат	1960

Ауысымға келетін жұмысшылардың саны мына формуламен анықталады:

$$H_{яв} = \frac{T_n}{T_{эф}}$$

мұндағы: T_n – номиналды күн саны;

$T_{эф}$ – тиімді уақыт фонды.

$$H_{яв} = \frac{275}{245} = 1,12$$

Негізгі жұмысшылардың саны мына кестеде келтірілген.

17 кесте

Негізгі өндірістік жұмысшылардың санын есептеу

Жұмысшы қызметінің аталуы	Разряд	Келу саны		Төлем жүйесі	Штаттағы жұмысшы саны	Шықпаған кездегі коэффициент
		Ауысымға	тәулігіне			
Технологиялық қондырғы оператор	6	1	3	уақытша	3	1,1
Оператор	5	3	9		9	1,1
Оператор	5	2	6		6	1,1
Машинист	5	2	6		6	1,1
Машинист	4	1	3		3	1,1
Барлығы:			27		27	

ҚОРЫТЫНДЫ

Бұл дипломдық жоба көмірсутек шикізатын термиялық пиролиздеу процесіне арналған.

Әдеби шолуда процестің теориялық негізі мен осы процестің негізгі модификациясы спатталды.

Жоба қазіргі мұнайдың көмірсутектерін пиролиздеу өндірісі негізінде орындалды. Яғни көмірсутектік фракцияларды бензинді пиролиздеу жолымен этилен, пропилен, бутилен-бутадиенді фракциялар өндірісіне арналған.

Технологиялық бөлімінде пиролиз бөлімінің олефиндер бойынша 18382 кг/с қосынды өнімділік үшін негізгі және қосымша қондырғының материалдық және жылулық баланстары құрылған.

Есептеу негізінде қазіргі жұмыс жасап тұрған змеевик орнына радиантты камерадағы змеевик LSCC-1-1-2 ауыстыруға болатыны белгілі болды, ол кокстүзілуін төмендетеді.

Дипломдық жобада қондырғы жұмысының технологиялық режимі нормасы, бөлімді қосу мен тоқтату реті, мүмкін болатын авариялық тоқтатулар олардың себептері мен ерекшеліктері қарастырылған. Процессті бақылау мен реттеу үшін электрлік автоматтандыру құралы таңдалып алынған. Қауіпсіздің пен процестің экологиясы бөлімінде адам мен қоршаған ортаға қауіпті әсерді төмендету жағдайы қарастырылған.

ҚОЛДАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР

- 1 Мухина Т.Н., Барабанов Н.Л., Бабаш С.Е. Пиролиз углеводородного сырья. М.: Химия, 1987. – 240с.
- 2 Адельсон С.В., Соколовская В.Г.//Кинетика и катализ. 1981.Т 24. №3.с. 390-395.
- 3 Лебедев Н.Н. Химия и технология осн орг и нефтехим синтеза. 3-е изд., перераб. – М.: Химия,1981. – с. 35-37.
- 4 Адельсон С.В., Соколовская В.Г.//Кинетика каталитического пиролиза пропана // Нефтепереработка и нефтехимия. 1977.№2.с.41.
- 5 Калинин Р.А., Лавровский К.П.// Нефтехимия 1969 №9.с.542.
- 6 Стариков В.Г. Пути интенсификации процесса пиролиза углеводородного сырья. Дис. канд. техн. наук. М.: МИНХ и ГП им. И.М Губкина. – 1997. – 141с.
- 7 Piccoti M. Novel ethylene technologies developing but steam cracking remains king. Oil and Gas Journal. – 1997. – 95. - №25. – P. 53-55, 58.
- 8 Lemonidou A.A., Vasalos I.A. Preparation and evaluation of catalysts for the production of ethylene via steam cracking. AppliedCatalysts. – 1989. – 54. - №2 - P. 119-138.
- 9 Ентус Н.Р., Шарихин В.В. Трубчатые печи в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – М.: Химия, 1987 г., 304 с.
- 10 Павлов К.Ф. Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987 г., 576 с.
- 11 Вукалович М.П. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара, – М.: Издательство стандартов, 1969 г., 408с.
- 12 Справочник нефтехимика/Под ред. Огородникова С.К., т.1 – Л.: Химия., 1978 г., 496 с.
- 13 Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабат промышленности, – Л.: Химия, 1974 г., 344 с.
- 14 Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К., Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, – М.: Химия, 1982 г., 584 с.
- 15 Справочник нефтехимика / Под ред. Огородникова С.К., т.1 – Л.: Химия., 1978 г., 496 с.
- 16 Линецкий В.А, Гончарюк В.А. Техники безопасности и противопож техника на нефтеперерабатывающих заводах – М.: Химия, 1991 г.
- 17 Прокофьев А.П, Никифоров М.М, Слепых В.И, Нищетный И.А Экономика организации и планирование производства в химической промышленности. – М.:Химия,1986г.
- 18 Каминский Э.Ф., Хавкин В.А. Глубокая переработка нефти: технологический и экологический аспекты. – М.: Техника, 2001г.
- 19 Давильбекова Ж.Т. Методическое указание к выполнению экономической части. – Алматы: КАЗНТУ, 2010 г.

Ғылыми жетекшінің пікірі

Дипломдық жоба

(жұмыс түрінің атауы)

Серік Ақниет

(білім алушының Т.А.Ә.)

5B072100-ОЗХТ

(мамандық атауы мен шифрі)

Тақырыбы: Этанды пиролиздеу қондырғысын жобалау

Бұл дипломдық жоба көмірсутек шикізатын термиялық пиролиздеу процесіне арналған.

Жоба қазіргі мұнайдың көмірсутектерін пиролиздеу өндірісі негізінде орындалды. Яғни көмірсутектік фракцияларды бензинді пиролиздеу жолымен этилен, пропилен, бутилен-бутадиенді фракциялар өндірісіне арналған.

Серік Ақниет олефиндер өндіру, оларды өндіру түрлері туралы соңғы жылдар мәліметтерін жинастырып, талдау жасады. Соның негізінде жетілген технологиялық кескін мен реакторды таңдап алды. Аталмыш жұмыстарға қойылатын бөлімдер бойынша тапсырмалары орындалды. Технологиялық бөлімінде пиролиз бөлімінің олефиндер бойынша 18382 кг/с қосынды өнімділік үшін негізгі қондырғының материалдық және жылулық баланстары құрылған.

Есептеу негізінде қазіргі жұмыс жасап тұрған змеевик орнына радиантты камерадағы змеевик LSCC-1-1-2 ауыстыруға болатыны белгілі болды, ол кокстүзілуін төмендетеді. Жобаның басты жаңалығы осы мәлімет болып табылады. Сонымен қатар осы өндірісті автоматтандыру бөлімінде қолайлы автоматтандыру сұрақтары шешілген. Осы бөлімдерді орындау барысында студент алған білімі мен меңгерген дағдыларын қолданды.

Еңбекте стандарттан ауытқулар бар, әдеби шолу барысында реакциялар мен кескін сызуда соңғы жетілген техниканы қолданса жақсы болар еді. Бірақ бұл кемшіліктер студент орындаған еңбектің құнын түсірмейді.

Аталған мәліметтер негізінде Серік Ақниет жобасын «өте жақсы» деп бағалаймын әрі студент 5B072100-Органикалық заттардың химиялық технологиясы мамандығы бойынша бакалавр атағына лайық деп санаймын.

Ғылыми жетекші

хим.ғыл.канд., сеньор лектор



Керимкулова А.Ж.

«13» 05 2019 ж.

Отчет подоби́я

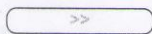


Университет:	Satbayev University
Название:	Этанды пиролиздеу қондырғысын жобалау
Автор:	Серік Ақниет
Координатор:	Айгуль Керимкулова
Дата отчета:	2019-05-06 11:38:38
Коэффициент подоби́я № 1: ?	8,2%
Коэффициент подоби́я № 2: ?	5,3%
Длина фразы для коэффициента подоби́я № 2: ?	25
Количество слов:	10 285
Число знаков:	76 003
Адреса пропущенные при проверке:	
Количество завершенных проверок: ?	2



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.

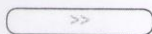
Количество выделенных слов 84



Самые длинные фрагменты, определенные, как подобные



Документы, в которых найдено подобные фрагменты: из RefBooks



Документы, содержащие подобные фрагменты: Из домашней базы данных