

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И. Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті

«Химиялық және биологиялық технологиялар» институты

«Химиялық және биохимиялық инженерия» кафедрасы

Дүйсенов Олжас Бекқалиұлы

**Дипломдық жобаның
ТҮСІНДІРМЕ ЖАЗБАСЫ**

Тақырыбы:

Кокстелетін катализатордың белсенділігінің артуымен, өнімділігі жылына 1
млн. тонна каталитикалық крекинг қондырғысының жобалау

5B072100 – Органикалық заттардың химиялық технологиясы

Алматы 2021

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И. Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті

«Химиялық және биологиялық технологиялар» институты

«Химиялық және биохимиялық инженерия» кафедрасы

Дүйсенов Олжас Бекқалиұлы

ҚОРҒАУҒА ЖІБЕРІЛДІ

Кафедра меңгерушісі

«ХжБИ» кафедрасы

PhD, ассоциирленген доктор

Рафикова Х.С

“18” мамыр 2021ж.

Дипломдық жобаның
ТҮСІНДІРМЕ ЖАЗБАСЫ

Тақырыбы: «Кокстелетін катализатордың белсенділігінің артуымен, өнімділігі жылына 1 млн. тонна каталитикалық крекинг қондырғысының жобалау»

Мамандығы 5B072100 – Органикалық заттардың химиялық технологиясы

Орындаған

Дүйсенов О.Б

Ғылыми жетекші, х.ғ.к., ассистент профессор

Керимкулова А.Ж.

Алматы 2021

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И. Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті

«Химиялық және биологиялық технологиялар» институты

«Химиялық және биохимиялық инженерия» кафедрасы

5B072100 – Органикалық заттардың химиялық технологиясы

БЕКІТЕМІН

Кафедра меңгерушісі

«ХжБИ» кафедрасы

PhD, ассоциированный доктор

Рафикова Х.С

“7” желтоқсан 2020 ж..

**Дипломдық жоба орындауға
ТАПСЫРМА**

Білім алушы Дүйсенов Олжас Бекқалиұлы

Тақырыбы «Кокстелетін катализатордың белсенділігінің артуымен, өнімділігі жылына 1 млн. тонна каталитикалық крекинг қондырғысын жобалау»

Университет ректорының 2020 жылғы "24" қараша №2131-б бұйрығымен бекітілген.

Аяқталған жобаны тапсыру мерзімі: 2021 жылғы "16" мамыр

Дипломдық жобаның бастапқы берілістері: $G = 1\,000\,000\text{ т/жыл}$

Дипломдық жобада қарастырылатын мәселелер тізімі:

- а) Әдеби шолу;
- ә) Технологиялық бөлім;
- б) БӨҚ және автоматтандыру;
- в) Қауіпсіздік және еңбек қорғау;
- г) Қоршаған ортаны қорғау бөлімі;
- д) Экономика бөлімі.

Сызба материалдарының тізімі технологиялық сызбанұсқасы, негізгі аппарат сызбасы, автоматтандыру сызбасы, бас жоспар, техника-экономикалық көрсеткіштер

Сызба материалдарының 12 слайдта көрсетілген.

Ұсынылатын негізгі әдебиет 22 атаудан тұрады.

Дипломдық жобаны дайындау

КЕСТЕСІ

Бөлімдер атауы, қарастырылатын мәселелер тізімі	Ғылыми жетекші мен кеңесшілерге көрсету мерзімдері	Ескерту
Әдебиеттік шолу	10.12.2020	орындалды
Технологиялық бөлім	15.12.2020	орындалды
Технологиялық есептеулер	18.01.2021	орындалды
Процессті автоматтандыру	20.02.2021	орындалды
Қоршаған ортаны қорғау	22.03.2021	орындалды
Еңбекті қорғау	17.04.2021	орындалды
Экономикалық бөлім	19.05.2021	орындалды

Дипломдық жоба бөлімдерінің кеңесшілері мен норма бақылаушының аяқталған жобаға қойған
қолтаңбалары

Бөлімдер атауы	Кеңесшілер, аты, әкесінің аты, тегі (ғылыми дәрежесі, атағы)	Қол қойылған күні	Қолы
Дипломдық жобаның 1-7 бөлімдері	А.Ж.Керимкулова ассистент профессор	15.06.21	
Норма бақылау	А.Т.Хабиев	16.06.21	

Ғылыми жетекші  А.Ж.Керимкулова

Тапсырманы орындауға алған білім алушы  Дүйсенов О.Б.

АНДАТПА

Жобада: 43 бет, 5 сурет, 10 кесте, 22 қолданылған әдебиеттер, 5 қосымша бар.

Кілт сөздер: катализатор, цеолит, алюмоносиликат, реактор, лифт-реактор, регенератор.

Жобаның мақсаты: кокстеу катализаторының белсенділігін арттыра отырып, өнімділігі жылына 1 миллион тонна болатын крекинг қондырғысын жобалау.

Қолданылған әдістер мен аппаратуралар: графикалық сызбаларға AutoCad программасы қолданылды.

Жобаның нәтижелері: катализаторға қосымша қоспаларды қосу арқылы кокстеу катализаторының белсенділігін арттыра отырып, өнімділігі жылына 1 миллион тонна болатын каталитикалық крекинг процесі.

Практикалық қолданылуы: кез-келген каталитикалық крекинг процесінің катализаторына қоспа қосу арқылы белсенділігін арттыру.

АННОТАЦИЯ

Проект содержит: 43 страниц, 5 рисунков, 10 таблиц, 22 использованной литературы, 5 приложений.

Ключевые слова: катализатор, цеолит, алюмосиликат, реактор, лифт-реактор, регенератор.

Цель проекта: проектирование крекинговой установки производительностью 1 миллион тонн в год с повышением активности катализатора коксования.

Примененные методы и аппаратура: к графическим чертежам применена программа AutoCad.

Результаты проекта: процесс каталитического крекинга производительностью 1 миллион тонн в год с повышением активности катализатора коксования путем добавления в катализатор дополнительных добавок.

Практическое применение: повышение активности путем добавления добавки к катализатору любого процесса каталитического крекинга.

ABSTRACT

*The project contains:*43 pages, 5 figures, 10 tables, 22 references, 5 appendices.

*Keywords:*Catalyst, zeolite, aluminosilicate, reactor, elevator-reactor, regenerator.

*Project objective:*Design of a cracking plant with a capacity of 1 million tons per year with an increase in the activity of the coking catalyst.

Applied methods and equipment: the AutoCAD program is applied to the graphic drawings.

*Project results:*The process of catalytic cracking with a capacity of 1 million tons per year with an increase in the activity of the coking catalyst by adding additional additives to the catalyst.

*Practical application:*Increasing the activity by adding an additive to the catalyst of any catalytic cracking process.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе	9
1 Әдеби шолу	10
1.1 Каталитикалық крекинг	10
1.2 Шикізаты	11
1.3 Катализаторлар	12
2 Технологиялық бөлім	15
2.1 Тікелей ағынды лифт-реакторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының технологиялық схемасы	15
2.2 Айналып жүретін шаң тәрізді катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының реакторлық блогы	17
2.3 Материалдық балансы	18
2.4 Реактордың материалдық балансы	18
2.5 Реактордың жылу балансы	20
2.6 Аппараттың негізгі конструктивті өлшемдерін анықтау	23
3 БӨҚ және автоматтандыру	28
3.1 Автоматтандыру және өндірісті автоматтандырылған басқару жүйесі	28
3.2 Басқару объектісі ретінде технологиялық процестің анализі	28
3.3 Г-43-107 М каталитикалық крекингті біріктірілген қондырғының жеке автоматтандырылған процестің анализі	29
3.4 Реактор температурасын автоматты реттеу жүйесі (АРЖ)	30
4 Қауіпсіздік және еңбек қорғау	32
5 Қоршаған ортаны қорғау бөлімі	34
6 Экономика бөлімі	35
6.1 Негізгі қорлардың қолданылуы	35
6.2 Шығындар сметасы	36
6.3 Шикізат және энерго қорлардың шығынын есептеу	36
6.4 Техничко-экономикалық көрсеткіштер	37
Қорытынды	38
Әдебиеттер тізімі	39
Қосымша А Реактор регенератор блогы	40
Қосымша Б Ректификациялау және технологиялық конденсатты тазарту блогы	41
Қосымша В Каталитикалық крекинг реакторы	42
Қосымша Г Реактор температурасын автоматты реттеу жүйесі	43
Қосымша Д Жабдықтың орналасуы	44

КІРІСПЕ

Крекинг – мұнайдағы ірі молекулалы көмірсутектерін бензин фракциясын құрайтын құрттай молекулаларға ыдырату. Каталитикалық крекинг процесі мұнайды тереңдетіп өңдеудің кең таралған ірі тонналық процестерінің бірі болып табылады және отын профиліндегі қазіргі және перспективалы мұнай өңдеу зауыттарының техникалық-экономикалық көрсеткіштерін айтарлықтай анықтайды.

Каталитикалық крекингтің негізгі мақсаты — жоғары октанды бензин мен құнды сұйытылған газдардың максималды жоғары (50% және одан жоғары) шығымдылығын алу. Жоғары октанды бензиндердің изомерлік құрылымдағы компоненттері келесі өндірісі үшін шикізат: алкилат және метил-трет-бутил эфирі, сондай-ақ мұнай-химия өндірісі үшін шикізат. Процесс нәтижесінде пайда болған жеңіл газойль әдетте дизель отынының құрамдас бөлігі ретінде, ал құрамында полициклді хош иісті көмірсутектері көп ауыр газойль техникалық көміртекті немесе жоғары сапалы электродты коксты (мысалы, ине) өндіруге арналған шикізат ретінде қолданылады.

Каталитикалық крекинг процестері АҚШ-та барынша дамыды, онда олардың үлес салмағы мұнайды бастапқы өңдеудің 34,2% - ын құрады (1999 жылы), бұл ретте кейбір МӨЗ-де бұл көрсеткіш 50% - дан астамды құрайды. Басқа дамыған капиталистік елдердің мұнай өңдеу зауыттарындағы бұл процестің үлесі 10...15% құрайды.

1919-1920 жылдары академик Н.Д. Зелинский алюминий хлоридінде мұнай шикізатының төмен температуралық каталитикалық крекингін ($\approx 200^\circ\text{C}$) жүзеге асыру идеясын ұсынды. Оның жұмысы негізінде бензин алу қондырғысы құрылды және сыналды. Бірақ алюминий хлоридінің катализатор ретіндегі маңызды кемшіліктеріне байланысты (жабдықтың қатты коррозиясы, көмірсутектермен күрделі қосылыстардың пайда болуына байланысты катализатордың үлкен шығыны, процестің жиілігі және т.б.) бұл идея өнеркәсіптік енгізуді таппады.

1936 жылы АҚШ-та іске қосылған керосин-газойль фракцияларының каталитикалық крекинг бойынша алғашқы өнеркәсіптік қондырғы табиғи саздан жасалған катализатордың стационарлық қабаты қалпына келтірілетін процесс болды. 1940 жылы табиғи саз белсенді синтетикалық түйіршікті алюминиосиликатты катализаторға (Гудри қондырғылары) ауыстырылды. 1942 ж. каталитикалық крекингтің өнеркәсіптік процесі реактор мен Регенератор арасында айналатын шарлы катализаторды қолдана отырып, үздіксіз схемаға аударылады. Кейінгі жылдары микросфералық катализатордың қайнау (псевдооживленным) қабаты бар каталитикалық крекинг қондырғылары (шетелдік флюид қондырғылары, I, II, III және IV модельдер, Ортофлюо, А, В және С модельдері; 1-Б, 1-А, 43-103, 43-104 және ГК-3 үлгісіндегі отандық қондырғылар) пайда болды және кеңінен өнеркәсіптік енгізуді тапты[1].

1 Әдеби шолу

1.1 Каталитикалық крекинг

Каталитикалық крекинг-бұл мұнайды тереңдетіп өңдеудің ең кең таралған процесі және отын профилінің қазіргі және перспективалы мұнай өңдеу зауыттарының техникалық-экономикалық көрсеткіштерін едәуір анықтау.

Каталитикалық крекингті тағайындаудың негізгі мақсаты барынша жоғары белсенді бензин мен бағалы сұйытылған газдардың шығымы жоғары(50%-ға дейін және одан да көп) - изомерлік құрылыстағы бензиндердің жоғары белсенді компоненттерінің кейінгі өндірістері үшін шикізат: алкилат және метилтретбутил эфирі, сондай-ақ мұнай-химия өндірістері үшін шикізат өндірісі болып табылады. Процесс барысында алынған жеңіл газойль, құрамында полициклді ароматика көп-техникалық көміртекті немесе жоғары сапалы электродты коксты (ине) өндіруге арналған шикізат ретінде.

Мұнай өңдеу өнеркәсібінде автомобиль бензиніне деген қажеттілік ауыр сұйық отынға (мысалы, дизель отынына) қарағанда тез өсті және сәйкесінше бензинге айналуы керек шикі мұнай мөлшері өсті. Мұнай өңдеушіге егер тура айдалатын бензинді нарық қажеттілігін қанағаттандыру үшін жеткілікті мөлшерде өндіретін болса, онда нарық бір мезгілде ауыр отынмен толтырылатыны белгілі болды. Бұл жағдайдың экономикалық салдары ауыр фракцияларға бағаның төмендеуімен бензин бағасының тұрақты өсуі болды.

Мұнай өңдеуді тереңдету жөніндегі бірінші кезектегі шаралар мазутты вакуумдық айдау, гидротазарту, каталитикалық крекинг, висбрекинг және гудрондарды баяулатып кокстеу қондырғылары сияқты технологиялық қондырғыларды, сондай-ақ осы процестерді біріктіретін құрамдастырылған кешендерді салуды көздейді. Бұл технологияларды пайдалану Батыс Сібір мұнайының күкірт мазутын мотор отынының шығысымен 40%, қазандық отынын 43% өңдеуге мүмкіндік береді, бұл мұнай өңдеу тереңдігін 73 – 75% жеткізуге мүмкіндік береді.

Мұнайды қайта өңдеу процесінде жоғары сапалы отын алу мақсатында каталитикалық крекинг болып табылады, оның көлемі техникалық жағынан дамыған елдердің әрқайсысында жылына ондаған миллион тоннаны құрайды. Крекинг шамамен 500 °C температурада жоғары тиімді цеолит бар катализаторларда жүзеге асырылады. Крекинг үшін шикізат негізінен шамамен 500°C қайнау температурасы бар газойль болып табылады, ал ауыр және қалдық мұнай шикізатының көптеген түрлері, мысалы, мазут тиімсіз қолданылады – олар төмен сұрыпты отын ретінде жағылады.

Қазіргі әлемдегі негізгі энергия көздері мұнай мен газ болып табылады. Олардан алынған отындарда құрлықтағы, әуе және су көлігінің қозғалтқыштары, жылу электр станциялары жұмыс істейді. Мұнай мен газ Пластикалық массаларды, синтетикалық каучуктарды, жасанды талшықтарды өндіру үшін химиялық шикізатқа өңделеді. Қазіргі уақытта өнеркәсіпте жүзеге асырылған мұнайды бастапқы және қайталама өңдеудің 100-ге жуық әртүрлі

процестері бар. Өнімнің сапасын жақсартуға және технологияны жетілдіруге бағытталған жаңа, өте перспективалы әзірлемелер енгізілуде[2], [18], [19], [20].

1.2 Шикізаты

Каталитикалық крекинг процесінде шикізат ретінде көптеген ондаған жылдар бойы кең фракциялық құрамдағы (350...500 °C) вакуумдық дистиллят (газойль) дәстүрлі түрде қолданылды. Кейбір жағдайларда крекинг шикізатына термодеструктивті процестердің газойль фракциялары, гидрокрекинг, мазуттар мен гудрондардың деасфальтизация процестерінің рафинаттары, май өндірісінің жартылай өнімдері және т. б. қатысады.

Соңғы жылдары әлемдік мұнай өңдеуде шикізатты үздіксіз ауырлату үрдісі байқалуда. Арнайы жобаланған қондырғыларда қалдық шикізат каталитикалық крекингке ұшырайды: мазуттар, тіпті гудрондар немесе дистиллят шикізаты бар қоспалар гидротазарту, деасфальтизация немесе деметализация арқылы алдын-ала тазартудан кейін немесе одан кейін.

Каталитикалық крекинг процесіне әсер ету дәрежесі бойынша шикізат сапасын сипаттайтын көрсеткіштердің барлық жиынтығын шартты түрде келесі үш топқа бөлуге болады:

1) крекинг өнімдерінің шығуына (яғни материалдық балансына) және сапасына әсер ететін көрсеткіштер: фракциялық және топтық химиялық құрамы және гетероорганикалық қосылыстардың құрамы;

2) катализатордың қайтымды дезактивациясына әсер ететін, мысалы, күкіртқышқылды шайырлардың тығыздығы, кокстелуі және құрамы;

3) катализатордың қайтымсыз дезактивациясына әсер ететін көрсеткіштер: металдардың, ең алдымен ванадий мен никельдің құрамы.

Процестің шикізатына фракциялық құрамы бойынша келесі талаптар қойылады:

-бензин-лигроин фракцияларының мүлдем дерлік болмауы, өйткені крекинг жағдайында олар шамалы өзгерістерге ұшырайды, сонымен қатар олар реакциялық аппаратты тиімсіз жүктейді және бензиннің октан санына теріс әсер етеді;

- 350 °C дейін қайнататын фракциялардың шектеулі (10% дейін) құрамы;

-шектеулі қайнау температурасы (500...620 °C), бұл шикізаттың коксогендік компоненттерінің (шайырлар мен асфальтендер) және гетероорганикалық қосылыстар мен металдардың жоғары қайнаған фракцияларында шоғырлануына байланысты.

Шикізаттың топтық химиялық құрамы крекинг өнімдерінің өнімділігі мен сапасына айтарлықтай әсер етеді. Каталитикалық крекингке бағытталған вакуумдық газойлдардың көпшілігінде бастапқы мұнайдың түріне байланысты топтық Компоненттердің мөлшері өте кең: парафинді 15...35, нафтенді 20...40 және хош иісті 15...60% құрайды.

1.1 кестеде көрсетілгендей нысаналы өнімдердің (бензин және сұйытылған газдар) шығуы бойынша каталитикалық крекинг үшін ең жақсы

парафинді және нафтенді көмірсутектері басым шикізат болып табылады. Крекинг жағдайында полициклді хош иісті көмірсутектер мен шикізат шайырлары аз бензин мен көптеген ауыр фракциялар мен кокс береді. Шикізаттың химиялық құрамы бойынша бірдей түрдегі күкірт және оттегі қосылыстары каталитикалық крекингтің материалдық балансына айтарлықтай әсер етпейді, бірақ өнімнің сапасын нашарлатады. Алайда, шикізаттағы гетероорганикалық қосылыстардың құрамының жоғарылауымен, әдетте, полициклді көмірсутектер мен шайырлардың құрамы бір уақытта артатынын атап өткен жөн[3].

1.1 Кестеде вакуумдық газойльдің топтық көмірсутекті құрамының крекинг өнімдерінің шығуына әсері (құрамында цеолит бар катализатор, температурасы 538 °C) көрсетілген.

1.1 Кесте — Вакуумдық газойльдің топтық көмірсутекті құрамының крекинг өнімдерінің шығуына әсері (құрамында цеолит бар катализатор, температурасы 538 °C)

Выход продуктов крекинга, % об.	Сырьё		
	парафиновое	нафтовое	ароматическое
Сухой газ ($C_1-C_2 + H_2$) *	2,6	3,2	3,4
Сжиженный газ C_3-C_4	34,5	27,5	24,3
Бензин $C_5-221^{\circ}C$	73	70	54,2
Легкий газойль	5	10	20
Тяжелый газойль	2	5	10
Кокс *	4,8	5,4	6,3

* Жаппай шығу. [3]

1.3 Катализаторлар

Жоғары температурада (500...800 °C) қарқынды масса және жылу алмасу режимінде катализатордың қозғалмалы немесе псевдоожиженным қабаты бар аппараттарда жүзеге асырылатын каталитикалық крекингтің қазіргі заманғы ірі тоннажды процестерінің катализаторлары жоғары белсенділікке, селективтілікке және термостабильділікке ие болып қана қоймай, сондай - ақ регенерациялық, механикалық және басқа да пайдалану қасиеттері бойынша оларға қойылатын жоғары талаптарды қанағаттандыруы тиіс. Өнеркәсіптік крекинг катализаторлары осыған байланысты күрделі көп компонентті жүйелер болып табылады:

- 1) матрицадан (тасымалдаушыдан);
- 2) белсенді компонент — цеолит;
- 3) Қосалқы белсенді және белсенді емес қоспалар.

Крекинг катализаторларының матрицасы тасымалдаушы ретінде қызмет етеді — содан кейін негізгі белсенді компонент-цеолит және қосалқы қоспалар, сондай-ақ жоғары молекулалық шикізатты алдын-ала (бастапқы) крекингтің

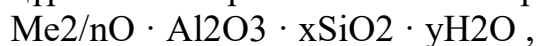
әлсіз қышқыл катализаторы таралады. Қазіргі заманғы крекинг катализаторларының матрицалық материалы ретінде синтетикалық аморфты алюмосиликат негізінен жоғары беті және оңтайлы кеуек құрылымы бар, крекинг шикізатының ірі молекулаларына қол жетімділікті қамтамасыз етеді.

Аморфты алюмосиликаттар құрамында цеолит бар катализаторлар пайда болғанға дейін крекингтің негізгі өндірістік катализаторлары болды. Олар алюминий және кремний оксидтері бар ерітінділердің өзара әрекеттесуі арқылы синтезделеді, мысалы, сұйық әйнек $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{SiO}_2$ және алюминий сульфаты $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Аморфты алюмосиликаттың химиялық құрамын $\text{Na}_2\text{O}(\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot x\text{SiO}_2)$ формуласымен білдіруге болады, мұндағы x — 1 моль Al_2O_3 үшін SiO_2 мольдерінің саны. Әдетте өнеркәсіптік аморфты алюмосиликаттарда алюминий оксидінің мөлшері мас 6...30% шегінде болады.

Аморфты алюмосиликаттар ион алмасу қасиеттеріне ие, ал каталитикалық белсенділік беру үшін олар Na^+ катиондарын Al^{3+} ауыстыру үшін алюминий сульфатының ерітіндісімен өңделеді. Кептірілген және кальциленген аморфты алюмосиликаттар протон мен апротон қышқылдығын көрсетеді. Бұл ретте қарай арттыру температура қыздыру жүреді.

Крекинг катализаторларының белсенді компоненті цеолит болып табылады, ол шикізат көмірсутектерінің соңғы мақсатты өнімдерді қалыптастыру үшін қайталама каталитикалық түрлендірулерін жүзеге асыруға мүмкіндік береді.

Цеолиттер (грек тіл. цео-қайнау, литос-тас) - келесі жалпы формуланың үш өлшемді кристалды құрылымы бар алюмосиликаттар:



мұндағы n -металл Катионының валенттілігі Me ; x — Силикат модулі деп аталатын кремний мен алюминий оксидтерінің моль қатынасы; y — су мольдерінің саны.

Қазіргі уақытта табиғи және синтетикалық цеолиттердің бірнеше ондаған сорттары бар, олар құрылымы, Me катиондарының түрі, Силикат модулі және кристалдану суының молекулаларының саны бойынша ерекшеленеді. Цеолиттердің құрылымы терезелер немесе микроканалдар арқылы өзара байланысқан көптеген қуыстардың болуымен сипатталады, олардың өлшемдері реактивті молекулалардың өлшемдерімен салыстырылады. Әдетте қуыстардың диаметрі арналарға (немесе терезелерге) қарағанда үлкен болады. Мысалы, шабазит типіндегі цеолитте диаметрі $11,4 \text{ \AA} \cdot 3 \cdot 1020$ қуыс бар, оның әр қуысына 24 су молекуласы сыяды. Терезелердің диаметрі шабазит құрайды $4,9 \text{ \AA}$. Цеолит қызған кезде су алынып, жасушалық құрылым пайда болады. Сусыздандырылған цеолиттер арналардың мөлшеріне байланысты әртүрлі заттардың молекулаларын іріктеп адсорбциялай алады. Әрине, егер адсорбцияланатын заттың диаметрі канал қимасынан үлкен болса, онда ол цеолиттің ішкі тесіктеріне ене алмайды (Елек эффектісі). Сонымен, канал

(терезе) диаметрі 4 Å кезінде цеолит молекулаларының диаметрі = 4,9 Å болатын қалыпты құрылымдағы көмірсутектерді адсорбциялай алмайды.

Әдетте синтетикалық цеолит құрылымының түрі латын алфавитінің әріптерімен а, X, Y, белгіленеді ... L және т.б. әріптердің алдына алюмосиликаттағы алюминийдің теріс зарядын өтейтін металл катионының химиялық формуласы қойылады. Мысалы, CaX кальций алмасу формасындағы X типті цеолит дегенді білдіреді; LaY, ReY-сәйкесінше лантан және сирекжер кездесетін цеолит Y формасы.

Цеолиттерді x Силикат Модулінің мөлшеріне байланысты келесі құрылымдық түрлерге бөлу 1.2 – кестеде келтірілген.

1.2 Кесте – Цеолит түрі.

ЦЕОЛИТ ТҮРІ	x
Цеолит А	1,8...2,0
Цеолит X	2,3...3,0
Цеолит Y	3,0...6,0
Эрионит (цеолит T)	6,0...7,0
Морденит	8,3...10,7
Цеолит L	10,0...35,0

Шетелде цеолиттер басқаша жіктеледі: цеолит түрін білдіретін әріптің алдына осы цеолит сіңіретін молекулалардың максималды диаметріне сәйкес келетін сан қойылады (ангстремаларда). Осы жіктеуге сәйкес NaA цеолит 4A цеолитіне, CaA — 5A цеолитіне, NaX — 13X цеолитіне, CaX — 10X цеолитіне және т. б. сәйкес келеді [4].

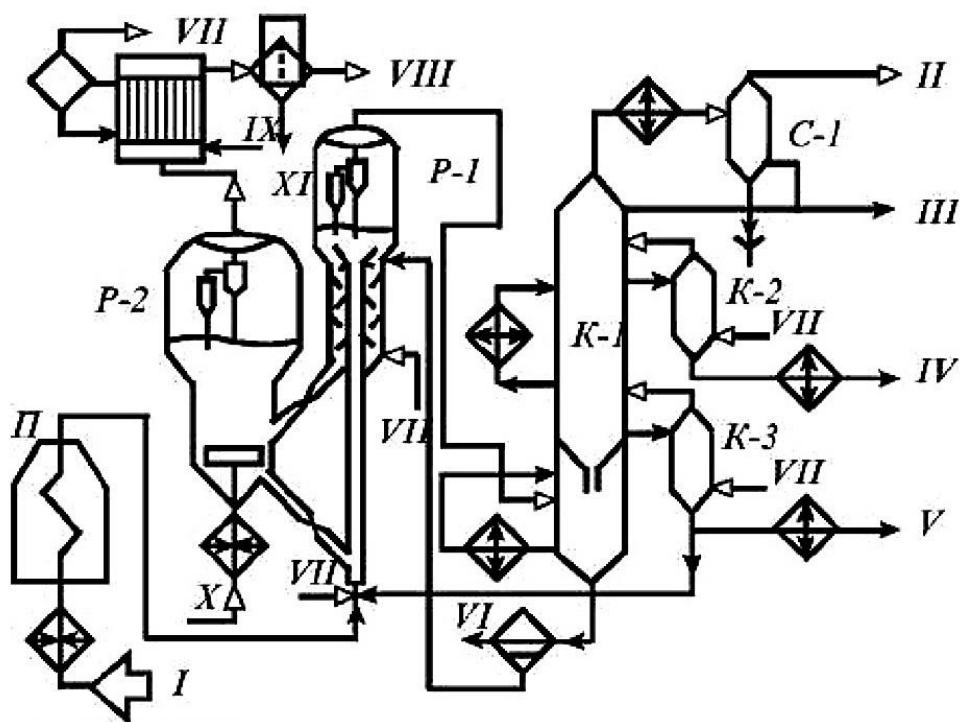
2 Технологиялық бөлім

2.1 Тікелей ағынды лифт-реакторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының технологиялық схемасы

Каталитикалық крекингтің өнеркәсіптік қондырғылары крекинг өнімдерін фракциялаудың бірдей схемасына ие және негізінен дизайн дизайнында және реакциялық блок принципіне ерекшеленеді. Отандық мұнай өндеуде әртүрлі буынды қондырғылар пайдаланылады: айналмалы шарикті катализаторы бар 43-102 типті; 43-103 типті, 1А/1м және ГК-3 типті — микросфералық катализатордың қайнаған қабаты бар және Г-43-107 типті лифт-реакторы бар.

Болашақта негізгі дамуды Г-43-107 каталитикалық крекингтің аралас қондырғылары және олардың модификациялары алады. Олардың құрамына каталитикалық крекинг қондырғысынан басқа, қуаттылығы жылына 2 миллион тонна крекинг шикізатын гидротазалау блогы және газды фракциялау және бензинді тұрақтандыру блогы кіреді.

2.1- суретте Г-43-107 каталитикалық крекинг қондырғысының принципті технологиялық сызбанұсқасы көрсетілген.



I-гидротазаланған шикізат; II-АГФУ газдары; III-тұрақтандыруға тұрақсыз бензин; IV-жеңіл газойль; VI-декантат; VII-су буы; VIII-түтін газдары; IX-су; X-ауа; XII-катализаторлық шаң

2.1 Сурет – Г-43-107 каталитикалық крекинг қондырғысының принципті технологиялық сызбанұсқасы

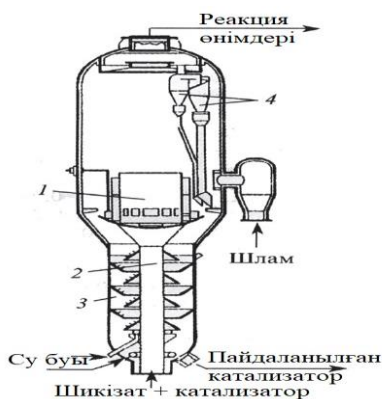
Гидротазартылған шикізат жылу алмастырғыштар мен пештерде (II) қыздырылғаннан кейін рециркулятпен және су буымен араластырылады және тікелей ағынды лифт-реакторының (P-1) араластыру торабына енгізіледі (сурет 2.2). Регенерацияланған ыстық құрамында цеолит бар катализатормен жанасқанда шикізат буланып, лифт-реакторда катализденеді және одан әрі P-1 үдемелі қайнау қабаты аймағына түседі. Реакция өнімдері екі сатылы циклондардағы катализатор шаңынан бөлінеді және K-1 дистилляция бағанының төменгі бөлігіне бөлуге жіберіледі.

Көлбеу катализатор құбыры арқылы P-1 булау аймағынан кокстелген катализатор P-2 регенераторының қайнаған қабаты аймағына беріледі, онда көміртегі оксидінің толық тотығу режимінде коксты диоксидке жағу жүзеге асырылады. Регенерацияланған катализатор төменгі көлбеу катализатор құбыры арқылы әрі қарай лифт-реактордың араластыру торабына түседі. Регенерацияға ауа үрлегішпен сорылады. Қажет болса, оны қысыммен пеште қыздыруға болады. Түтін газдары ішкі екі сатылы циклондар арқылы жылуды кәдеге жаратуға жібереді (электр сүзгілері мен қазандық-кәдеге Жаратушыға).

K-1-де температура режимін реттеу үшін жоғарғы өткір және аралық айналым (орта және төменгі бөліктерде) суару қарастырылған. Жеңіл және ауыр газойльді іріктеу K-2 және K-3 булау колонналары арқылы жүзеге асырылады. Колоннаның төменгі бөлігі P-1 булану аймағына қайтарылатын катализаторлық шламның тұндырғышы (скруббері) болып табылады.

Ауыр газойльдің бір бөлігі лифт-реактордың араластыру торабына рециркулят ретінде беріледі. Колоннаның жоғарғы жағынан бензин буларының, судың және крекинг газдарының қоспасы шығарылады, ол салқындағаннан және конденсациядан кейін C-1 газ сепараторында газға, тұрақсыз бензинге бөлініп, газды фракциялау және бензинді тұрақтандыру блогына жіберіледі. Күкірт қосылыстарынан тазартылғаннан кейін су конденсаты қондырғыдан шығарылады.

2.2 – суретте лифт-реактор келтірілген.



1 – сұйық қабат аймағы; 2 – лифт-реактор; 3 – булау секциясы; 4 – циклондар;

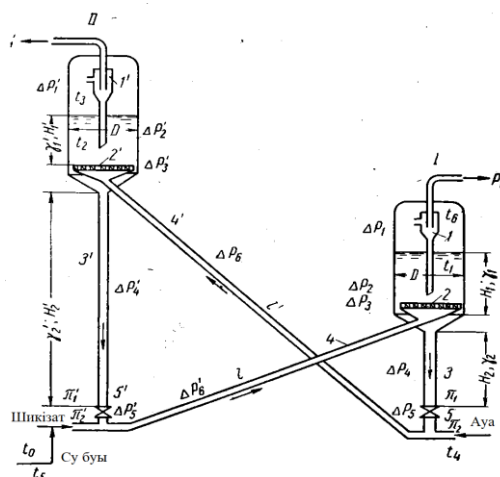
2.2 Сурет – лифт-реакторы

2.2 Айналып жүретін шаң тәрізді катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының реакторлық блогы

Каталитикалық крекинг қондырғысының негізгі аппараттары реактор және регенератор болып табылады, онда шаң тәрізді алюмосиликатты катализатор үздіксіз айналады (сурет 2.3). Реакторда мұнай шикізаты катализатордың қайнаған қабатында каталитикалық крекингке ұшырайды, нәтижесінде сұйық және газ тәрізді крекинг өнімдері пайда болады, ал катализатордың беті кокспен жабылады. Катализатор бетіндегі кокс мөлшерінің жоғарылауымен соңғысының белсенділігі төмендейді. Белсенділігін қалпына келтіру үшін пайдаланылған катализатор регенератордағы қайнаған қабат температурасында $550-580^{\circ}\text{C}$ ыстық ауамен қалпына келтіріледі.

Пайдаланылған катализатор реактордан регенераторға коксты жағуға берілетін ауамен тасымалдау желісі бойынша тасымалданады. Қалпына келтірілген иод катализаторы өз салмағының әсерінен ығысу түйініне түседі, ол жерден шикізат ағынымен тиісті сызық бойынша реакторға тасымалданады. Көлік желілерінің кіреберісінде реактор мен регенераторда ағындардағы газ және бу фазаларының ағындарын бытырату үшін тарату торлары орнатылған. Бұл ағындардың біркелкі таралуына қол жеткізеді, соның арқасында реактор мен регенератордағы катализатордың қайнаған қабатында газ бу фазасы мен катализатор бөлшектері арасында тығыз байланыс жасалады.

2.3-суретте айналып жүретін шаң тәрізді катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының реакторлық блогының схемасы келтірілген.



I-реактор; II-регенератор. 1 және 1' — реактор мен регенератордың циклондары; 2 және 2' — реактор мен регенератордың тарату торлары; 3 және 3' — реактор мен регенератордың тіректері; 4 және 4' — реактор мен регенератордың тасымалдау желілері; 5 және 5' — реактор мен регенератордың реттеуші клапандары.

2.3 Сурет – Айналып жүретін шаң тәрізді катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының реакторлық блогының схемасы

Катализатордың қайнаған қабатындағы ағындардың біркелкі таралуымен оның барлық бөлшектері каталитикалық крекинг реакциясына және пайдаланылған катализаторды қалпына келтіруге бірдей қатысады.

Бу мен газ фазадшаларын қайнаған қабаттың бетінен алып кеткен катализатор бөлшектерін ұстап алу үшін реактор мен регенераторда циклоптар орнатылған. Циклондардың жұмысы негізінен олардың дизайнына және циклондарға кірген кезде газ бу фазасының сызықтық жылдамдығына байланысты. Сонымен қатар, циклондардағы катализаторды бөлу режимі реактордың тұрақтылығына, катализатор бөлшектерінің тығыздығы мен мөлшеріне, сондай-ақ қайнаған қабаттың беті мен қоспаны циклондарға енгізу жазықтығы арасындағы қашықтыққа байланысты.

Алюминосиликатты катализатордың қайнаған қабатының тығыздығы реактордың еркін қимасындағы газ фазасының сызықтық жылдамдығына байланысты. Газ фазасының сызықтық жылдамдығы 0,1-ден 0,3 м/сек-қа дейін жоғарылаған кезде катализатордың қайнаған қабатының тығыздығы 480-ден 430 кг/м-ге дейін төмендейді [6].

2.3Материалдық балансы

Процестің материалдық балансы 2.1 кестедекөрсетілген.

2.1 Кесте – Материалдық балансы

Материалдық ағымдар	Массалық шығым, %	т/жылына	т/тәулігіне	кг/сағат	кг/сек
Түскені шикізат: Вакуум-газойл	100	1000000	2898.55	120772.91	33.54
Барлығы:	100	1000000	2898.55	120772.91	33.54
Алынғаны:					
1. Құрғақ газ фр.	1.96	19600	56.81	2367.08	0.65
2. Пропан-пропинел фр.	5.61	56100	162.608	6775.33	1.88
3. Бутан- бутанол фр.	9.04	90400	262.02	10917.5	3.03
4. C ₃ – 195°C	43.04	430400	1247.53	51980.41	14.43
5. 195-350°C	28	280000	811.59	33816.25	9.39
6. 350°C – жоғары	8.35	83500	242.02	10084.16	2.81
7. Кокспен жоғалым	4	40000	115.97	4832.18	1.35
Барлығы:	100	1000000	2898.55	120772.91	33.54

2.4Реактордың материалдық балансы

Шикізат-вакумдық отын (фракция 350-500 °C ИТК бойынша) беріктігі $\rho_4^{20}=0,8500$. Шикізат $L=2898,55$ т/тәу, рециркуляттың коэффициенті $R_R=1,1$. Реактормен регенератордың қысымы $p \approx 180$ кПа. Аймақтың

температуралары 1-4,7 және 8 сәйкесінше тең: $t_1=510$; $t_2=500$; $t_3=480$; $t_4=490$; $t_7 \approx t_8=600^\circ\text{C}$.

Катализатор-микросфералық циолиттерді құрайтын тең салмақты активтелген 44%(масс). Шикізаттың 1-ші аймаққа берілетін массалық жылдамдығы $g_1=130 \text{ сағ}^{-1}$ құрайды, барлық (т.е. в 1 және 2-ші аймақты есептегендегі сомасы) $g=22 \text{ сағ}^{-1}$.

2.2 кестеде реактордың материалдық балансы келтірілген.

2.2 Кесте – Реактордың материалдық балансы

Атауы	%масс	Т/жыл	Т/тәу	Кг/сағ	Кг/сек
Шикізат	100%	1000000	2898,55	120772,91	33,54
Вакумды газойл					
1.Газ(фр. $C_1 - C_4$)	16,61	166100	481,45	20060,42	5,57
2.Бензин	43,04	430400	1247,54	51980,83	14,44
3.Жеңіл газойл	28	280000	811,59	33816,25	9,39
4.Ауыр газойл	8,35	83500	242,03	10084,58	2,80
5.Кокс	4	40000	115,94	4830,83	1,34
Барлығы	100	1000000	2898,55	120772,91	33,54

Жоғарыда көрсетілген шарттар, бөлек шығатын өнімдердің крекинг және олардың сипаттамалары 2.3 кестеде көрсетілген (молекулалық массасы M және тығыздығы ρ_4^{20}).

2.3 Кесте – Реактордың материалдық балансы

Матер. баланс	Анықта-масы	ρ_4^{20}	M	саны		
				% (масс) шикізат	кг/сағ	К моль/с
<u>Түскені</u>						
Шикізат	L	0,8500	350	100%	120772,91	345,06
Рециркулят	R	0,937	360	10%	12077,291	33,55
Барлығы				110%	132850,201	378,61
<u>Алынғаны</u>						
Газ(фр. $C_1 C_4$)	Г		32	16,61	20060,42	626,88
Бензин(фр. $C_5 - 195^\circ\text{C}$)	Б	0,735	112	43,04	51980,83	464,11
Жеңіл газойл	Л	0,898	240	28	33816,25	140,90
Ауыр газойл	Т	0,937	360	8,35	10084,58	28,01
Кокс пен	К			4	4830,83	
жоғалым						
Рециркулят	R	0,937	360	10	12077,291	33,55
Барлығы				110%	132850,201	1293,45

Үздіксіз айналмалы катализатордағы реактор мен регенератор арасындағы байланыс үлкен.Энтальпиясы (h_L , кДж/кг) шикізат реакторға кірерде,катализатордың айналымы қысқа ($R_{ц}$) және регенератордағы жылудың шығыны үлкен ($Q_{изб}$, кДж/сағ) жылу баланстары арқылы бір біріне тең келуі керек.

Әлбетте,тәртіп бойынша реакция қалпына келтірілген негізгі технологиялық есептеулер көрсетілген параметірлерге тәуелді болады ($h_L, R_{ц}$ немесе $Q_{изб}$)бастапқы үлкені ретінде таңдап алынды.Төменде есеп болжам бойынша көрсетілген.Шикізат реакторға сұйық күйде $t_L=300$ °С температурада түседі.Осы температурада шикізаттың меншікті энтальпиясы $h_L=694,9$ кДж/кг.

2.5Реактордың жылу балансы

Жылу балансынан регенератордағы артық жылуды алып кететін су буының шығынын анықтауға болады.Регенератордың жылу балансын құрастыру үшін тиісті температурадағы әрбір технологиялық ағынның энтальпиясын,кокстың жану кезінде бөлінетін жылу мөлшерін анықтауымыз қажет.

Реакторға келетін барлық жылу мөлшері құрайды:

$$Q_{кел}=103188,22+0,6646 G_{ц}=230001,26+0,5328 G_{ц} \text{ МДж/сағ}$$

Жылу шығыны:

$$Q_{шығ}=0,6646 G_{ц} -0,5328 G_{ц}=230001,26-103188,22 \text{ МДж/сағ}$$

$Q_{кел}$ және $Q_{шығ}$ салыстырып табамыз;

$$0,1318 \times G_{ц}=126813,04$$

$$G_{ц}=962161,97 \text{ кг/сағ}$$

$$\text{Катализатордың айналу шеңдігі: } K_{ц} = \frac{G_{ц}}{L+R} \quad (1)$$

$$K_{ц} = \frac{962161,97}{0,8500 + 0,937} = \frac{962161,97}{1,787} = 538423,03$$

Қалпына келтірілген катализатордағы кокстың мөлшері $X_{per} = 0,3$

$$X_{отр} = \frac{G_{ц} X_{per} + 100 K}{G_{ц} + K} \quad (2)$$

$$X_{отр} = \frac{962161,97 \times 0,3 + 100 \times 4830,83}{962161,97 + 4830,83} = \frac{771731,8013}{966993,501} = 0,80\%(\text{масс})$$

$X_{отр}$ – ның мағынасы (0,8 – 1,8%) аспауы керек.

Сұйық мұнай өнімдерінің энтальпиясын есептеу үшін Крег формуласы қолданылады;

$$\text{Крег формуласы: } J_t^{\text{сұйық}} \frac{1}{\sqrt{P_{15}^{15}}} \times a \quad (3)$$

Бу тәріздес мұнай өнімдерінің энтальпиялары Итон формуласымен есептеледі;

Итон формуласы: $J_t^{\text{бу}} = b(4 - P_{15}^{15}) - 308,99(4)$

Жылудың келуі:

1) Шикізатпен (сұйық): $P_{15}^{15} = P_4^{20} + 5a$ (5)

$$P_{15}^{15} = 0,8500 + 0,00349 = 0,85349$$

$$J_t^{\text{сұйық}} = \frac{1}{0,85349} \times 659,29 = 772,46$$

2) Рециркулятпен(сұйық): $P_{15}^{15} = P_4^{20} + 5a = 0,937 + 0,00297 = 0,93997$

$$J_t^{\text{сұйық}} = \frac{1}{0,93997} \times 770,28 = 819,47$$

3) Қалпына келт.катализ: $600 \times 1,1 = 660,0$

4) С газ буы: $470 \times 2 = 940,0$

1) Бензин буы:

$$P_{15}^{15} = P_4^{20} + 5a = 0,735 + 0,00428 = 0,73928$$

$$J_t^{\text{бу}} = b(4 - P_{15}^{15}) - 308,99 = 574,95(4 - 0,73928) - 308,99 = 1565,76$$

2) Жеңіл газойл буы:

$$P_{15}^{15} = P_4^{20} + 5a = 0,898 + 0,00323 = 0,90123$$

$$J_t^{\text{бу}} = b(4 - P_{15}^{15}) - 308,99 = 574,95(4 - 0,90123) - 308,99 = 1472,65$$

3) Ауыр газойл буы:

$$P_{15}^{15} = P_4^{20} + 5a = 0,937 + 0,00297 = 0,93997$$

$$J_t^{\text{бу}} = b(4 - P_{15}^{15}) - 308,99 = 574,95(4 - 0,93997) - 308,99 = 1450,37$$

$$G, \text{кг/сағ} \times h \text{ кДж/кг} \quad (6)$$

$$\begin{aligned}
120772,91 \times 772,46 &= 93292,2421 \\
12077,291 \times 819,47 &= 9896,9776 \\
G_{\text{ц}} \times 660,0 &= 0,66 G_{\text{ц}} \\
0,005 G_{\text{ц}} \times 940,0 &= 0,0047 G_{\text{ц}} \\
93292,2421 + 9896,9776 &= 103188,22 \\
0,66 G_{\text{ц}} + 0,0047 G_{\text{ц}} &= 0,6646 G_{\text{ц}} \\
51980,83 \times 1565,76 &= 81389,50 \\
33816,25 \times 1472,65 &= 49799,50 \\
10084,58 \times 1450,37 &= 14626,37 \\
12077,291 \times 1450,37 &= 17516,54 \\
0,005 G_{\text{ц}} \times 980,0 &= 0,0049 G_{\text{ц}} \\
4830,83 \times 960,0 &= 4637,59 \\
120772,91 \times 210,0 &= 25362,31
\end{aligned}$$

Осынегізіндегі реактордың жылу балансы 2.4 кестеде келтірілген.

2.4 Кесте – Реактордың жылу балансы

Аталуы	P_4^{20}	t, °C	c кДж/ (кг· K)	h кДж/кг	G, кг/сағ	Q, МДж/сағ
Жылу келуі						
1)Шикізатпен (сұйық)	0,8500	300		772,46	120772,91	93292,242
2)Рециркулятпен (сұйық)	0,937	340		819,47	12077,291	9896,977
3)Қалпына келтірілген катализ		600	1,1	660,0	$G_{\text{ц}}$	$0,66 G_{\text{ц}}$
4)C газ буы		470	2	940,0	$0,005 G_{\text{ц}}$	$0,0047 G_{\text{ц}}$
Барлығы						$103188,220 + 0,6646 G_{\text{ц}}$
Жылу шығыны						
1)Газ фр.		490		1828	20060,42	36670,45
2)Бензин буы	0,735	490		1565,76	51980,83	81389,50
3)Жеңіл газойл буы	0,898	490		1472,65	33816,25	49799,50
4)Ауыр газойл буы	0,937	490		1450,37	10084,58	14626,37
5)Рециркулят буы	0,937	490		1450,37	12077,291	17516,54
6)Су буы		490	2	980,0	$0,005 G_{\text{ц}}$	$0,0049 G_{\text{ц}}$
7)Катализатор		480	1,1	528,0	$G_{\text{ц}}$	$0,528 G_{\text{ц}}$
8)Кокс		480	2	960,0	4830,83	4637,59
9)Реакция жылуы				210,0	120772,91	25362,31
Барлығы						$230001,26 + 0,5328 G_{\text{ц}}$

2.6 Аппараттың негізгі конструктивті өлшемдерін анықтау

Реактордың негізгі көлемдері.

А) Реакциялық аймақ 1 (лифт-реактор). Катализатордың көпшілігі реакциялық аймақтың көлеміндей 1-ге ұқсас 10.14 тең: $G_1=130$

$$G_{k,1} = \frac{L+R}{g_1} \quad (7)$$

$$G_{k,1} = \frac{120772,91 + 12077,291}{130} = 1021,92 \text{ кг}$$

Катализатордың концентрациясын қабылдаған соң салмағы $C_1=60 \text{ кг/м}^3$ және 10.16 қолдану арқылы, лифт-реактордың көлемін табамыз:

$$V_{P,1} = \frac{G_{k,1}}{C_1} \quad (8)$$

$$V_{P,1} = \frac{1021,92}{60} = 17,032 \text{ м}^3$$

Келісім бойынша 10.15 катализатордың лифт-реакторға келу уақытын құрайды:

$$\tau_{k,1} = \frac{G_{k,1}}{G_{ц}} \quad (9)$$

$$\tau_{k,1} = \frac{1021,92 \times 3600}{962161,97} = 3,82 \text{ с}$$

Реакциялық массаның көпшілігі крекинг нәтижесінде көбіне 313,4-тен 1014 кмоль/сағ. Негізгі конверсия лифт-реакторы аймағында болады. Бұл аймақтағы көмірсутек бу ағынының орташа шығынын есептейді:

$$V_1 \approx \frac{313,4 + 1014}{2} \cdot 22,4 \cdot \frac{783}{273} \times \frac{0,1013}{0,18} = 24000 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Орташа будың келу уақыты, реакциялық қоспадағы 1 (толық көлемі бойынша $V_{P,1}$)

$$\tau_1 = \frac{V_{P,1}}{V_1} \quad (10)$$

$$\tau_1 = \frac{17,032 \times 3600}{24000} = 2,55 \text{ с}$$

Лифт-реакторға тікелей барған будың орташа жылдамдығы $\omega_1 = 14 \text{ м/с}$, сонда лифт-реакторды қиюын және диаметрін құрайды:

$$S_1 = \frac{V_1}{\omega_1} \quad (11)$$

$$S_1 = \frac{24000}{14 \times 3600} = 0,476 \text{ м}^2$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{S_1}{0,785}} \quad (12)$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{0,476}{0,785}} = 0,78 \text{ м}$$

Лифт-реактордың ұзындығы:

$$L_1 = \frac{V_{P,1}}{S_1} \quad (13)$$

$$L_1 = \frac{17,032}{0,476} = 35,78 \text{ м}$$

(немесе басқаша: $L_1 = \omega_1 \tau_1 = 14 \times 2,55 = 35,78 \text{ м}$)

б) Реакциялық аймақ 2 (жылдам «қайнаушы» қабат). Катализатордың жалпы мөлшері реакциялық аймаққа дейінгі шегі 1 және 2 есептегенде бірге бергендегі массалық жылдамдығы $g = 22 \text{ кг}/(\text{кг} \cdot \text{сағ})$:

$$G_k = \frac{132850,201}{22} = 6038,65 \text{ кг}$$

Әлбетте, катализатордың шегі 2-ші аймақтың массасын құрауы керек:

$$G_{k,2} = G_k - G_{k,1} \quad (14)$$

$$G_{k,2} = 6038,65 - 1021,92 = 5016,73 \text{ кг}$$

Көмірсутек буының көлемді шығыны 2-ші аймақтың шарты бойынша т.е $t_2 = 500^\circ\text{C}$, $p = 0,18 \text{ МПа}$, құрайды:

$$V_2 \approx 1014 \times 22,4 \frac{773}{273} \times \frac{0,1013}{0,18} = 36200 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Тікелей 2-ші аймаққа үлкен жылдамдықта көмірсутекті булар $\omega_2 = 1,24 \text{ м/с}$ және осыған сәйкес төмен концентрациялы катализатор өлшенген $C_2 = 250 \text{ кг/м}^3$. Сонда бұл реакциялық аймақтың көлемі тең болады:

$$V_{P,2} = \frac{5016,73}{250} = 20,07 \text{ м}^3$$

2-ші аймаққа келетін көмірсутекті будың белгіленген уақыты:

$$\tau_2 = \frac{20,07 \times 3600}{36200} = 1,20 \text{ с}$$

Катализатордың 2-ші аймаққа келетін орташа уақытын есептеп, кішкене өзгерісіне қарамай айналмалы катализатордағы коксты кейінге қалдыру:

$$\tau_{k,2} = \frac{5016,73 \times 3600}{962161,97} = 18,77 \text{ с}$$

Диаметрі және кесу өлшенділер аймағындағы жалған сұйытылған қабаты:

$$S_2 = \frac{36200}{0,75 \times 3600} = 13,41 \text{ м}^2$$

$$D_2 = \sqrt{\frac{13,41}{0,785}} = 4,13 \text{ м}$$

Осы аймақтың биіктігі: $H_2 = \frac{V_{P,2}}{S_2} \quad (15)$

$$H_2 = \frac{20,07}{13,41} = 1,5 \text{ м}$$

(немесе: $H_2 = \omega_2 \tau_2 = 1,24 \times 1,20 = 1,5 \text{ м}$)

В) 3 реактордың буландыру секциясы. Буландырушы аймаққа тікелей келетін катализатордың уақыты $\tau_{k,3} = 2$ мин және катализатордың өлшенді концентрациясы $c_3 = 350 \text{ кг/м}^3$, сонда бұл аймақтағы катализатордың мөлшерін есептеуге болады.

$$G_{k,3} = \tau_{k,3} G_{\text{ц}} \quad (16)$$

$$G_{k,3} = \frac{2}{60} \times 962161,97 = 32072,08 \text{ кг}$$

және буландыру аймағының жұмысшы көлемі

$$V_{P,3} = \frac{32072,08}{350} = 91,63 \text{ м}^3$$

Егерде буландырушы аймақтағы айналмалы катализатордың толық ағынының меншікті күші $a = 30 \text{ кг/(м}^2 \times \text{с)}$, қажетті буландырушы аймақтың толық ағыны тең болады:

$$S_3 = \frac{G_{\text{ц}}}{a} \quad (17)$$

$$S_3 = \frac{962161,97}{30 \times 3600} = 8,91 \text{ м}^2$$

Еркін ағынның буландыру аймағындағы аралығы 2 есе аз, S_3 -ке қарағанда.

Десорбция аймағының биіктігі

$$H_3 = \frac{91,63}{8,91} = 10,3 \text{ м}$$

Су буының буландыру шығыны $Z=0,005$

$$G_{ц} = 0,005 \times 962161,97 = 267,27 \frac{\text{кмоль}}{\text{сағ}}$$

$$V_3 = 267,27 \times 22,4 \frac{753}{273} \times \frac{0,1013}{0,18} = \frac{9279,61 \text{ м}^3}{\text{сағ}}$$

Бұл аймақтағы су буының фиктивті сызықтық жылдамдығы

$$\omega_3 = \frac{V_3}{S_3} \quad (18)$$

$$\omega_3 = \frac{9279,61}{8,91 \times 3600} = 0,289 \text{ м/с}$$

3-ші буландырушы аймақта сақина тәрізді кеңістік болады. Лифт-реактордағы қабырғалардың қалыңдығын елемей, буландырушы аймақтағы толық ағынның корпусын есептейміз:

$$S_3 \approx S_3 + S_1 \quad (19)$$

$$S_3 = 8,91 + 0,476 = 9,39 \text{ м}^2$$

$$D_3 = \sqrt{\frac{9,39}{0,785}} = 3,9 \text{ м}$$

Г) 4 Корпус аймағының сепарациясы. S_4 аймағындағы корпусстың беткі қимасы $S_2 + S_3$, болуы керек. Егерде қабылдаса, мысалға, 20 %-тік қоры, сонда

$$S_4 \approx 1,2(S_2 + S_3) \quad (20)$$

$$S_4 = 1,2 \times (13,41 + 9,39) = 27,36 \text{ м}^2$$

Қайдан сепарация аймағының корпус диаметрі :

$$D_4 = \sqrt{27,36/0,785} \approx 6,7 \text{ м}$$

Реакторға шығар жердегі көмірсутек қоспасы және су буының көлемді шығын ағыны :

$$V_4 = (1014 + 267,27) \times 22,4 \frac{763}{273} \times \frac{101,3}{180} = 44831,64 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Сепарациялық аймақтағы будың фактивті жылдамдығы тең болады:

$$\omega_4 = \frac{44831,64}{27,36 \times 3600} = 0,46 \text{ м/с}$$

H_4 сепарациялық аймақтың биіктігі (деңгейін есептей отыра жалған сұйылтылған жылдамдатылған қабат) келісім бойынша қабылданады: $H_4 \geq 4,5 \text{ м}$.

Д) 5 реактор дуылға тәрізді труба. Тікелей жылдамдықта бу ағыны $\omega_5 = 30 \text{ м/с}$, сонда реактордың дуылға тәрізді трубасының қимасы және диаметрі сәйкесінше құрайды:

$$S_5 = \frac{44831,64}{30 \times 3600} \approx 0,42 \text{ м}^2$$

$$D_5 = \sqrt{0,42/0,785} = 0,731 \text{ м}$$

Е) Реактордан қалпына келтірілген катализатор 6-шы тіреуші арқылы шығарлады. Қалпына келтірілген катализатордың мөлшері:

$$G_{ц} = G_{ц} + K \quad (21)$$

$$G_{ц} = 962161,97 + 4830,83 = 966993,5 \text{ кг/сағ}$$

Концентрациялы катализатор бірге тіреушіге $c \approx 550 \text{ кг/м}^3$ айналмалы өлшенділер ағынының көлемді шығыны бірдей:

$$V_{өлш} = \frac{G_{ц}}{c} \quad (22)$$

$$V_{өлш} = \frac{962161,97}{550} = 1749,39 \text{ м}^3/\text{сағ}$$

Тіреушідегі өлшенді ағынның тікелей жылдамдығы $\omega_{өлш} = 0,8 \text{ м/с}$, сонда қайта өңделген катализаторды шығаруда қимасы және диаметрі:

$$S_6 = \frac{V_{өлш}}{\omega_{өлш}} \quad (23)$$

$$S_6 = \frac{1749,39}{0,8 \times 3600} = 0,607 \text{ м}^2$$

$$D_6 = \sqrt{0,607/0,785} = 0,99 \text{ м}$$

3 Бөк және автоматтандыру

3.1 Автоматтандыру және өндірісті автоматтандырылған басқару жүйесі

Өнеркәсіптік өндірісте технологиялық процестерді автоматтандыру (ТПА) құрылғыларын қолдану неғұрлым тиімді болып табылады. Өндірісті автоматтандыру-бұл автоматты функцияларды тікелей орындаудан адамды босатумен сипатталатын машина жасау кезеңі; өндірістік процестерді басқару үшін автоматика әдістері мен құралдарын қолдану.

ТПА әртүрлі процестерді бақылауға, реттеуге және басқаруға арналған. Автоматты реттеудің міндеті-адамның араласуынсыз кез-келген технологиялық процестің оңтайлы жағдайларын сақтау.

ТПА өлшеу құралдарынан сигнал беру және блоктау құрылғыларына дейін әртүрлі құрылғылар кешенін қолдану негізінде шешіледі.

Ең маңызды оның ішінде болып табылады:

- жылу техникалық және технологиялық бақылау құрылғылары;
- қашықтан басқару құралдары;
- технологиялық дабыл құрылғылары;
- жылу қорғау және құлыптау құрылғылары;
- автоматты реттеу құрылғылары;
- автоматты басқару құрылғылары.

Автоматты бақылау бақыланатын объектіден қашықтықта жүзеге асырылады. Мұндай автоматты басқару жүйесі қашықтан басқару деп аталады.

Электрондық және пневматикалық автоматика құралдарын таңдағанда, алдымен артықшылық беріледі. Бұл негізінен электронды автоматика құралдарының жарылыс пен өрттен қорғаудың жоғары деңгейіне жетуімен байланысты. Сонымен қатар, олар айтарлықтай аз өлшеу қателігіне ие, салыстырмалы түрде арзан және сенімді.

Технологиялық процестерді автоматтандыру келесі негізгі артықшылықтарды жасайды:

1. Қондырғылардың үнемділігін арттырады;
2. Апаттылықты азайта отырып, оларды пайдалану сенімділігін арттырады;
3. Оны жоғары деңгейге көтеру арқылы еңбек жағдайларын жеңілдетеді;
4. Еңбек өнімділігін арттырады[7], [14], [15], [16].

3.2 Басқару объектісі ретінде технологиялық процестің анализі

Дизель отынын гидротазарту қондырғысында реакторлық блокта автоматты бақылау және реттеу жүйесі қарастырылған.

Шикізаттікелей дизельді фракция. Процесс нәтижесінде "Л"маркалы дизель отыны алынады.

Процесс үздіксіз болып табылады. Өндіріс процесінде қажетті сапалы өнімді алу үшін көптеген факторлардың тұрақтылығын сақтау керек, олардың ішіне мыналар кіреді:

1. реакторлар ішіндегі газды шикізат қоспасының температурасы;
2. реакторлар қабырғаларының температурасы;
3. жаңа СҚГ шығысы;
4. газды шикізат қоспасының шығысы;
5. газды шикізат қоспасының қысымы;
6. газды өнім қоспасының қысымы;
7. П-1 асуларындағы температура;
8. П-1-ден шығатын газды шикізат қоспасының температурасы.

Автоматты басқару жүйесі мүмкіндік береді:

1. өнімнің өзіндік құнын төмендету;
2. процестің негізгі параметрлерін тұрақтандыру;
3. қызмет көрсетуші персоналды ақпаратпен уақтылы және сенімді

қамтамасыз ету;

4. аварияға дейінгі жағдайлар туындаған кезде жабдықты қорғау;

технологиялық жабдықтарды пайдалануда қауіпсіздік техникасын және еңбекті қорғау талаптарын қамтамасыз ету [7], [14], [15], [16].

3.3Г-43-107 М каталитикалық крекингті біріктірілген қондырғының жеке автоматтандырылған процестің анализі

Вакуумдық газойльді өңдеуге арналған Г-43-107 М типті каталитикалық крекингтің комбинирленген қондырғысы (350-500 °с фракциялары).

Қондырғы әртүрлі технологиялық мақсаттағы өзара байланысты блоктардың жиынтығы көрсетілген: гидротазарту; каталитикалық крекинг; ректификациялау; абсорбция, тұрақтандыру және газ фракциялау.

Қондырғының негізгі түйіндерінің схемасы және алынған өнімдер 3.1 суретте.

Басқару объектісі ретінде орнату көп өлшемділікпен, көп байланыстырумен, яғни бір-бірімен байланысты көптеген кіріс, шығыс, аралық айнымалылардың болуымен, технологиялық құрылғылар арасында қатаң байланыстардың болуымен сипатталады. Нысанның өзіне тән ерекшелігі-объектіге әсер ететін көптеген кездейсоқ бұзылулардың болуы, олардың көпшілігін өлшеу қиын. Негізгі бұзылуларға мыналар жатады: өңделген шикізаттың қасиеттері мен шығындарының өзгеруі, катализатор белсенділігінің өзгеруі. Шығу параметрлерінің кіріс параметрлеріне тәуелділігінің сызықтық емес сипаты. Г-43-107 м қондырғысының жоғарыда аталған барлық қасиеттері оны күрделі басқару объектісі ретінде бағалауға мүмкіндік береді. Мұндай объектіні анықтау, яғни жұмыс істейтін математикалық модель құру өте күрделі міндет. Сондықтан, оның математикалық сипаттамасын алу үшін технологиялық ыдырау принципін қолдану ұсынылады, яғни орнатуды бірқатар дәйекті технологиялық блоктарға бөліп, олардың әрқайсысы үшін тұтастай

алғанда орнатуды басқарудың жалпы критерийіне қайшы келмейтін өзіндік басқару критерийін таңдау ұсынылады.

Каталитикалық крекинг блогы (КК) - бұл орнатуды басқарудағы маңызды буын.

Каталитикалық деструктивті өндеу процестерінің жалпы белгісі олардың режимдік айнымалылардың өзгеруіне жоғары сезімталдығы болып табылады. Ауыр мұнай дистилляттарының каталитикалық крекинг процесін зерттеу бензин шығымының температураға тәуелділігі сызықты емес және экстремалды екенін көрсетеді. Осы жұмыстардың нәтижелері байланыс уақытының бензиннің шығуына әсері де айтарлықтай сызықты емес екенін көрсетеді.

3.1 - суретте Г-43-107 М қондырғысы көрсетілген.



3.1 Сурет Г-43-107 М қондырғысы

Каталитикалық крекингтің технологиялық процесі көп факторлы және технологиялық байланыстардың күрделілігімен сипатталады.

Мұның бәрі осы объектіні басқаруға "динамикалық" тәсілді қолдануды едәуір қиындатады, ал қарастырылып отырған класс процесі өзінің динамизмімен ерекшеленеді [8].

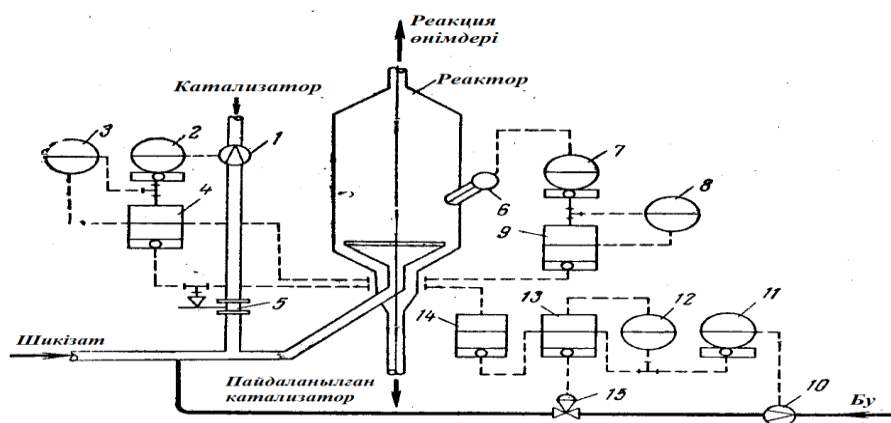
3.4 Реактор температурасын автоматты реттеу жүйесі (АРЖ)

Бақылау және автоматтандыру. Псевдосығылмалы қабатында каталитикалық крекинг қондырғыларының тұрақтылығы мен сенімділігін автоматты реттеу жүйелерін (АРЖ) қолдана отырып, оларды толық автоматтандыру арқылы қамтамасыз етуге болады. Технологиялық процестің оңтайлы режимі ақпараттық басқарылатын машинаны пайдалану кезінде қамтамасыз етілуі мүмкін. Реактордың қайнаған қабатында берілген температураны ұстап тұруға автоматты реттеу жүйесінің көмегімен қол

жеткізіледі. Шикізатқа қосылған қыздырылған бу бір уақытта катализаторды реакторға тасымалдайтын агент ретінде қызмет етеді; сондай-ақ АРЖ арқылы бу шығыны тұрақты түрде беріледі.

Реакция аймағындағы температураны дәлірек реттеу үшін каскадты автоматты басқару жүйесі қолданылады (сурет 3.2). Осы схема бойынша реактордағы катализатор ағынының тұрақтылығы қайнаған қабаттағы температураны түзету арқылы реттеледі, ал бу шығынын реттеушіге тапсырма катализатордың шығынын реттеушімен беріледі. Схема келесідей жұмыс істейді: катализатордың шығыны диафрагма 1, дифманометр 2, екінші реттік өзін-өзі жазу құралы 3, пропорционалды интегралды реттегіш 4 және реттеуші клапан 5 көмегімен тұрақты болады. Егер реакция аймағындағы температура берілген температурадан ауытқып кетсе, термопара 6 реттегішпен байланысқан 7 электропневматикалық түрлендіргішке 9 сигнал береді. Бұл реттегіш катализатордың шығынын реттеушіге бұйрық береді (4). Қатты қызған будың тұрақты шығыны 10 диафрагмадан, 11 дифманометрден, 12 екінші аспаптан, 13 реттегіштен және 15 реттеуші клапаннан тұратын автоматты реттеу жүйесімен (АРЖ) қамтамасыз етіледі. Реакторға катализатордың берілуі өзгерген кезде бу шығынын реттеушіге тапсырма (13) 4 реттеушіден арақатынас реттегіші (14) арқылы келетін сигналмен түзетіледі. Осылайша, реакция аймағында температура жоғарылаған кезде катализатордың реакторға берілуін автоматты түрде азайту қамтамасыз етіледі және сәйкесінше реакторға бу шығыны азаяды [22].

3.2 - суретте реактор температурасын автоматты реттеу жүйесі (АРЖ) бейнеленген.



1, 10 – камералы диафрагма; 2, 11 – ДМПК-100 типті дифманометр; 3, 8, 12 – Екінші реттік өзін-өзі жазу құралы; 4, 13 – пропорционалды-интегралдық реттегіш; 5 – пневможегеті бар ысырма; 6 – қосарланған термопара; 7 – электропневматикалық түрлендіргіш; 9 – пропорционалды-интегралдық-дифференциалдық реттегіш ПРЗ 3,25; 14 – қатынас реттегіш; 15 – реттеуші клапан.

3.2 Сурет - Реактор температурасын автоматты реттеу жүйесі (АРЖ)

4 Қауіпсіздік және еңбек қорғау

Қондырғыны пайдалану ГОСТ 12.3.002-75 технологиялық процестерге қойылатын қолданыстағы талаптарға сәйкес жүзеге асырылады, олар мыналарды қарастырады

- жұмыс істейтіндердің бастапқы материалдармен, дайын өніммен және өндіріс қалдықтарымен тікелей байланысын жою;

- жабдықты герметизациялау;

- технологиялық процесті қашықтықтан басқаруды қолдану;

- жұмыс істеушілерді қорғауды және өндірістік жабдықты авариялық ажыратуды қамтамасыз ететін технологиялық процесті бақылау және басқару жүйесі.

- қоршаулар болмаған немесе жарамсыз болған жағдайда сорғылардың, компрессорлардың және басқа механизмдердің айналатын және қозғалатын бөліктерімен жарақат алу;

- электр жабдығының ток өткізгіш бөліктерін жерге тұйықтау істен шыққан немесе оқшаулау үзілген, қорғау құралдары қолданылмаған жағдайда электр тогының соғуы;

- биіктікте орналасқан жабдыққа қызмет көрсету кезінде құлау мүмкіндігі;

- өнеркәсіптік кәріз құдықтарына, шұңқырларға және т. б. құлау мүмкіндігі;

- көлік құралдарымен жарақат алу мүмкіндігі.

Келтірілген факторлардан жазатайым оқиғалардың алдын алу мақсатында:

- ішкі еңбек тәртібін және еңбек тәртібін сақтауға ;

- еңбекті қорғау туралы нормативтік актілердің талаптарын, өрт және газ қауіпсіздігі ережелерін, машиналарды, механизмдерді, жабдықтарды және өндірістің басқа да құралдарын пайдалану ережелерін білу және орындау, ұжымдық және жеке қорғану құралдарын, алғашқы өрт сөндіру құралдарын пайдалану;

- жұмыс орнын, аумақты тәртіпте ұстау, техникалық сауатты пайдалану және технологиялық жабдықтарды, машиналарды, механизмдерді ұстау, үнемі кәсіби деңгейін арттыру;

- жұмыс орнында және жалпы кәсіпорында айналыстағы заттардың қауіпті және зиянды қасиеттерін білу, олармен жұмыс істеу ережелерін сақтау;

- авариялар мен авариялық жағдайларды оқшаулау және жою жоспарларына сәйкес нақты және сауатты әрекет ету;

- зардап шеккендерге алғашқы көмек көрсете білу, сондай-ақ еңбекті қорғаудың басқа да талаптарын орындау.

Тыныс алу органдарын қорғау құралдары.

Тыныс алу органдарын, бет пен көз терісін зиянды будың, газдың, шаңның әсерінен қорғау үшін мынадай қорғаныс құралдары қолданылады:

- шлангілі газқағарлар;
- ауамен тыныс алу аппараттары;
- Сүзгіш газқағарлар.

Сүзгіш газқағарларды тек 18% об кем емес атмосферада ғана қолдануға болады. оттегі бос және 0,5% - дан көп емес. зиянды заттар. Сүзгіш газқағарларды бос оттегінің жетіспеушілігі жағдайында пайдалануға тыйым салынады, мысалы (сыйымдылықтарда, цистерналарда, құдықтарда).

Зауыттағы қорғаныс құралдары жеке және Төтенше болып бөлінеді.

Жеке қорғаныс құралдарына-әр қызметкердің қолына пайдалану үшін берілетін Сүзгіш өнеркәсіптік газқағарлар жатады.

Авариялық құралдарға-әрбір газға қауіпті объектіде сақталатын Сүзгіш газқағарлар мен шлангілі газқағарлар жатады. Осы газқағарларды қолданғаннан кейін Қор қалпына келтірілуі тиіс.

Мұнай өңдеу кәсіпорындарында қауіпсіз жұмысты ұйымдастыру шикізаттың, аралық және соңғы өнімдердің қауіпті қасиеттерін білуге, жұмысшылардың осы заттармен байланысын болдырмауға және улануды, өртті, жануды және жарылысты болдырмайтын шаралар кешенін жүргізуге негізделген.

Мұнай химиясында қолданылатын заттардың көпшілігі зиянды (улы), өрт және жарылғыш қасиеттерге ие[9], [11], [12].

5 Қоршаған ортаны қорғау

Атмосфералық ауаны ластаудың ең ірі көзі мұнай мен мұнай өнімдеріне арналған зауыттық резервуарлар болып табылады. Шығару арнайы тыныс алу каналдары арқылы, ашық люктер арқылы, резервуарлардың төбесіндегі ықтимал тығыздықтар арқылы және резервуарларды мұнаймен немесе мұнай өнімдерімен толтыру кезінде жүзеге асырылады, атмосфераның ластануы тазарту құрылыстарының ашық беттерінен мұнай мен мұнай өнімдерінің булануы нәтижесінде пайда болады. Айналымдағы сулар атмосфераны да ластайды - градирнялардан шығару және булану кезінде. Барометрлік конденсаторлардан ағынды сулар, буларды араластыратын конденсаторлардан салқындату әдістері және басқалары атмосфераның күкіртсутегімен ластану көзі болып табылады. МӨЗ-де атмосфералық ауаны көміртегі тотығымен ластаудың негізгі көзі мынадай объектілер болып табылады: құбырлы пештер(50%), каталитикалық крекинг реакторлары (12%), газ компрессорларының шығарындылары(11%), битум қондырғылары(9%), алау(18%).

Мұнай өнімдерінің ысырабын және қоршаған атмосфералық ауаның ластануын азайту үшін мынадай іс-шаралар мүмкіндік береді: сақтандыру клапандарының шығарындыларын азайту (аппараттардағы қысымды автоматты реттеу, аппараттардағы есептік жұмыс қысымы жедел технологиялық қысымнан 20% - ға артық болуы тиіс); Технологиялық қондырғыларды тікелей қоректендіруге ауыстыру және дайын өнімді аралық сыйымдылықтарды айналып өтіп, тауар резервуарларына беру; салбыраңқы сорғыларды ауыстыру; сорғылар мен компрессорлардың шеткі тығыздағыштарымен немесе тығыздама тығыздағыштарының; авариялық төгінділерді жою; тоғандар айнасынан мұнай өнімдерін уақтылы алып тастау. Ауаның күкірт қосылыстарымен ластануын болдырмаңыз. Құрғақ газдар жоғалған кезде атмосфералық ауадағы құрамы 0,008 мг/м³-ден аспайтын күкіртті сутек та сөзсіз жоғалады. Күкіртсутектің жоғалуы газды күкіртсіздендіру схемасына байланысты. Егер газ фракцияланғанға дейін тазартылса, күкіртсутектің шығыны төмен болады. Газды фракциялаудан кейін газды күкіртсіздендіру жағдайында күкіртсутектің айтарлықтай шығындары байқалады.

Газдардан күкіртсутекті бөлу үшін концентрацияланған күкіртсутегін алу үшін келесі процесті қолдануға болады: этаноламиндердің ерітінділерімен сіңуі; суық метанолдың сіңуі; трикалий фосфатының ерітіндісімен сіңуі; вакуум-карбонатты әдіс және т.б., сонымен қатар қарапайым күкірт алу процестері: мышьяк-сода әдісі; сілтілі-гидрохин әдісі; ыстық калий әдісі; темір гидроксидін қолдану арқылы құрғақ әдіс; белсенді көмірмен сіңу және т.б [10], [13].

6 Экономика бөлімі

6.1 Негізгі қорлардың қолданылуы

Негізгі қорлардың қолданылуы және құрал жабдықтар (колонналар, реакторлар, жылуалмастырғыштар, пеш және т.б.) 6.1 кестеде көрсетілген.

6.1 Кесте – Негізгі қорлардың қолданылуы

Құрал жабдықтар	Саны	Құны		Қондырғы шығындары		Сметалық құны	Өтелім	
		1 шт.(Тг)	Барлығы (Тг)	%	Барлық құны		Мөлшері %	Сомасы, теңге
1.Колонна	5	3500000	17500000	59	103250000	105000000	11.2	1.17610
2.Сепаратор	4	6965000	27860000	55	153230000	156016000	11.2	1.7473792
3.Сорап	6	3510800	21064800	41	863656800	884721600	9.5	84048552
4.Компрессор	2	5040000	10080000	43	433440000	443520000	15.7	69632640
5.Жылуалмастырғыш	5	5550000	27750000	59	166500000	166500000	14.7	24142500
6.Реактор	3	6056000	18150000	47	871200000	871200000	11.2	97574400
7.Пеш	2	2100800	4201600	59	252096000	252096000	9.3	23444928
8.Сиымдық	1	338000	338000	41	14196000	14196000	9.3	13202280
9.Қайнатқыш	1	1720400	1720400	53	92901600	92901600	11.2	10404979
10.Тоңазытқыш	5	7120400	35825000	59	2119500000	2119500000	25.8	5.5457110
Барлығы			164489800		788955540	803829520	128.9	3.1056822
Қосымша						803829520		3.1056821
Қосы. инвен.						803829520		3.1056822
Барлығы								9.3170466

6.2 Шығындар сметасы

Шығындар сметасы (жылдық жалақы, салық, еңбек қорғау, шығын және т.б.) 6.2 кестеде көрсетілген.

6.2 Кесте – Шығындар сметасы

№	Аты	Сомасы
1	Негізгі жалақы жылдық	67154634.78
2	Әлеуметтік салық	2786883.9
3	Еңбекті қорғау	29647700.2
4	Жұмыспен қамту қоры	99657.02
5	Негізгі қор өтелімі	20675162.52
6	Жалпы цехтық шығын	38095192.98
7	Барлығы	158459231.4

6.3 Шикізат және энерго қорлардың шығынын есептеу

Шикізат және энерго қорлардың шығынын есептеу 6.3 кестеде көрсетілген.

6.3 Кесте – Шикізат және энерго қорлардың шығынын есептеу

Материал атауы	Шығын		Бағасы тенге	Шығындардың жалпы суммасы, мың теңге
	Өнім бірлігіне (бір тоннаға)	Жалпы көлемге		
Шикізат:				
Фракция 350-500 ⁰ С	1	1000000,0	13000	13000000,00
Катализатор «Спектра»	0,035	35000,0	17408,3	609290,50
Барлығы:				13609290,50
Энерго шығындар:				
Электроэнергия, т*кВт/сағ	90	90000000,0	8,08	727200,00
Бу, г/кал	0,5	500000,0	3970	1985000,00
Ауа, тНм ³	0,71	710000,0	520,32	369427,20
Айналымдағы су, тм ³	4	4000000,0	16,9	67600,00
ППВ,тм ³	0,000125	125,0	10000	1250,00
Айналымнан пайда болған бу, г/кал	0,085	85000,0	1000	85000,00
Отын, кг	0,018	18000,0	30000	540000,00
Барлығы:				3775477,20
Барлық шығын:				17384767,70

6.4 Техничко-экономикалық көрсеткіштер

Біз бірінші кезекте коретін пайданы, содан соң өндіріске жұмсалған шығынды өтеу үшін қанша уақыт қажет екен есептейміз:

$$Pr = (C - C) \cdot Q_{\text{тов}} \quad (24)$$

$$Pr = (21700 - 17440,67) \cdot 1000000 = 4259330000$$

$$O = \frac{C_{\min} \cdot Q_{\text{тов}}}{C_{\text{пол}}} \quad (25)$$

$$O = \frac{18900 \cdot 1000000}{17440670000} = 1,1$$

Рентабельділік шығындар теңгесінен пайда өндіру қанша теңге беретінін көрсетеді. Рентабельділікті формула бойынша анықтаймыз:

$$P = \frac{(C_{\max} - C) \cdot Q_{\text{тов}}}{C_{\text{пол}}} \cdot 100 \quad (26)$$

$$P = \frac{(21700 - 17440,67) \cdot 1000000}{17440672700} \cdot 100 = 24,42 \%$$

Техничко-экономикалық көрсеткіштер 6.4 кестеде көрсетілген.

6.4 Кесте – Қондырғының жалпыданған есептік көрсеткіштері

Көрсеткіш	Көрсеткіш мөлшері
Өнімнің жылдық шығарылымы, т	1 000 000
НӨҚ құны, теңге	905 000
Жылдық амортизациялық аударымдар, теңге	70 229,4
ЖӨҚ жылдық саны, адам	60
Соның ішінде: - қызметшілер, адам	6
- жұмысшылар, адам	54
1 т тауарлы өнімді өңдеудің өндірістік өзіндік құны, теңге	17 440,67
Бір жұмысшының жұмыс уақыты балансы, сағ	1 360
Пайда, теңге/жыл	4 259 330 000
Жобаның шығынды орнын толытруы, жыл	1,1
Тиімділік, %	24,42
Еңбекақының жылдық қоры, теңге	67 154 634,78
Соның ішінде: - қызметшілердің, адам	7 260 030,07
- негізгі жұмысшылар, адам	32 616 143,43
- көмекші жұмысшылар, адам	27 278 461,28

ҚОРЫТЫНДЫ

Жұмыс барысында келесі мәселелер зерттедім: каталитикалық крекингтің шикізатын, катализаторын, тікелей ағынды лифт-реакторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының технологиялық схемасы және айналып жүретін шаң тәрізді катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғысының реакторлық блогын. Реакторда мұнай шикізаты катализатордың қайнаған қабатында каталитикалық крекингке ұшырағанда, сұйық және газ тәрізді крекинг өнімдері пайда болады, ал катализатордың беті кокспен жабылады. Катализатор бетіндегі кокс мөлшерінің жоғарылауымен катализатордың белсенділігі төмендейді. Белсенділігін қалпына келтіру үшін пайдаланылған катализатор регенератордағы қайнаған қабат температурасында $550-580^{\circ}\text{C}$ ыстық ауамен қалпына келтіріледі. Сондай-ақ дипломдық жобамынадай есептеулер жасалды: Материалдық баланс, Аппараттың негізгі конструктивті өлшемдері, Реактордың материалдық және жылу балансы.

Өнеркәсіптік өндірісте технологиялық процестерді автоматтандыру (ТПА) құрылғыларын қолдану неғұрлым тиімді болып табылады. Өндірісті автоматтандыру бұл – автоматты функцияларды тікелей орындаудан адамды босатумен сипатталатын машина жасау кезеңі. ТПА әртүрлі процестерді бақылауға, реттеуге және басқаруға арналған. Автоматты реттеудің міндеті адамның араласуынсыз кез-келген технологиялық процестің оңтайлы жағдайларын сақтау.

Вакуумды газойлды каталитикалық крекингілеу үдерісі жоғары оқтанды жанармай алудың ең үнемді әдісі болып табылады, мұнайды тиімді өңдеу мен тереңдетуді арттыруға мүмкіндік береді.

Каталитикалық крекинг қондырғысы өнім данасының өзіндік құны 17440,67 теңге болғанды 4 259 330 000 теңге жылдық табыс табуға мүмкіндік береді. Өндіріс тиімділігі 24,42 %.

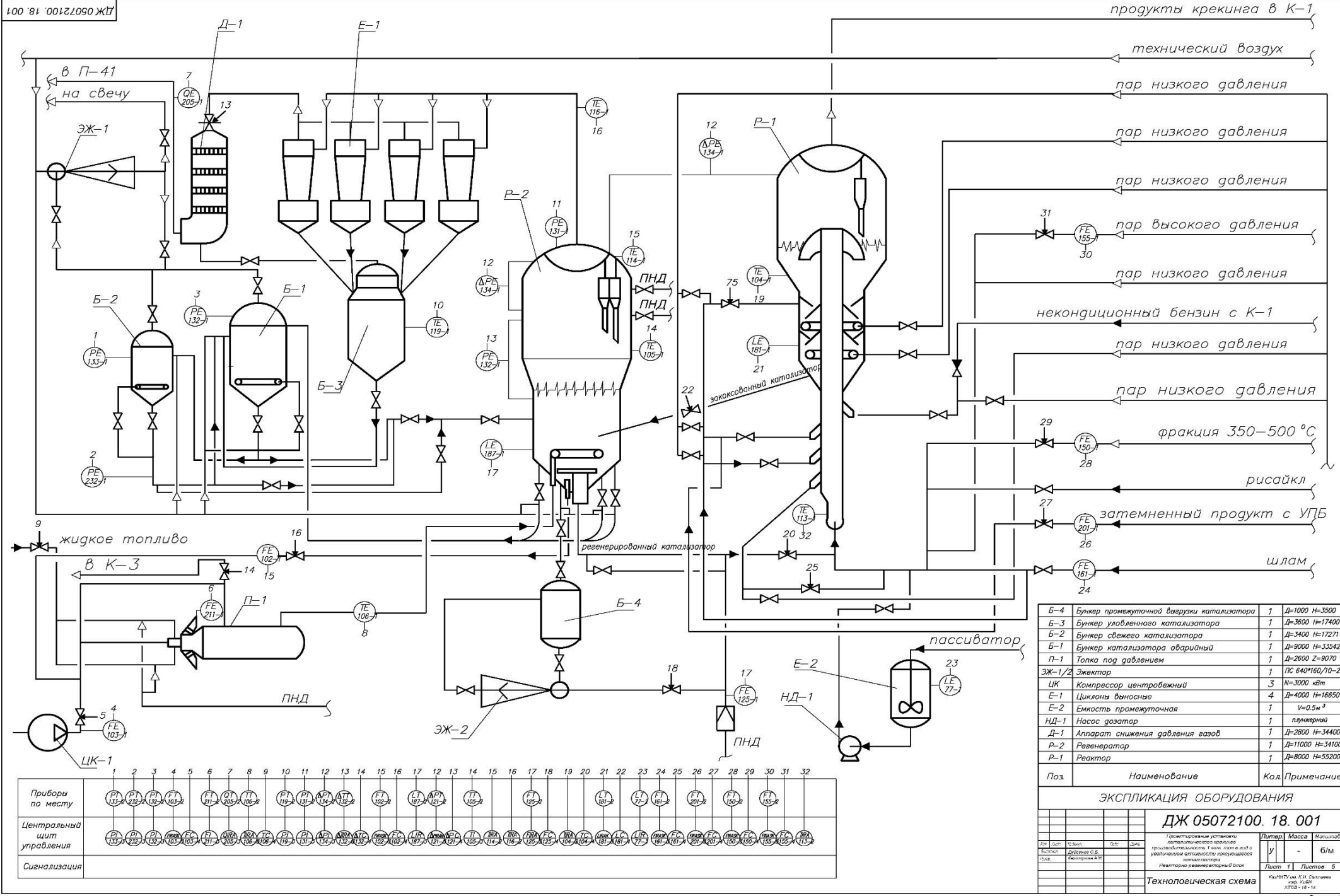
Бұл тиімділік көрсеткіші сала бойынша орташаға сәйкес және өндіріс тиімділігі мен жобаның шығыны орнын толтыруды 1,1 жыл деп анықтайды.

Каталитикалық крекинг процесінде металл ластаушы қоспаларды кетіру үшін катализаторға қоспа қолданылады. Бұл қоспа – кальций мен магний қосылыстарының ерітіндісімен сіндірілген цеолит. Осылайша, катализатор келесі қасиеттерге ие болады: тығыздығы төмен $0,44-0,9 \text{ г/см}^3$, жоғары кеуектілік $0,78 \text{ см}^3/\text{г}$, беткі қабаты жалпы ауданы $404 \text{ м}^2/\text{г}$. Осылайша дайындалған катализатор бу мен жоғары температураның әсерінен ластаушы қоспаларды іріктеп сіңіре алады. Пайдаланылған қоспаның мөлшері катализатор массасының шамамен 5-30% массасын құрайды, бұл процестің өзіндік құнын төмендетеді, әрі металл ластаушы қоспаларсыз өнім шығады.

ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

- 1 Ахметов С. А. «Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа». -СПб.: Недра, 2006. – 641 бет.
- 2 <https://www.chem21.info/info/846270/>
- 3 Ахметов С. А. «Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа». -СПб.: Недра, 2006. – 642 бет.
- 4 Ахметов С. А. «Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа». -СПб.: Недра, 2006. – 649 бет.
- 5 Ахметов С. А. «Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа». -СПб.: Недра, 2006. – 671 бет.
- 6 <https://www.chem21.info/page/105120119103154175254095186154189141001125156147/>
- 7 https://studbooks.net/2266615/matematika_himiya_fizika/meropriyatiya_tehnike_bezopasnosti_okazanie_pervoy_meditinskoy_pomoschi
- 8 <https://www.chem21.info/page/255032179243077080214156136209079124125157163243/>
- 9 <http://smorgonlizey.by/Metodkabinet/biblioteka/teorija/401.htm>
- 10 <https://chem21.info/info/400022/>
- 11 <https://salavat-neftekhim.gazprom.ru/d/textpage/9a/154/iot-q001.0001-2020-instruktsiya-po-obshchim-voprosam-okhrany-truda.pdf>
- 12 <https://law.wikireading.ru/15181>
- 13 <https://chem21.info/info/193425/>
14. https://studbooks.net/2509637/tovarovedenie/kontrol_avtomatizatsiya_proizvodstva
- 15 <https://www.doccity.com/ru/avtomatizaciya-processa-prokalki-koksa/1094704/>
- 16 <https://bakalavr-info.ru/work/1934558/kataliticeskaa-izomerizacia-kak-sposob-povysheniya>
- 17 <https://uchis.ru/gg/%26%231050%3B%26%231040%3B%26%231058%3B%26%231040%3B%26%231051%3B%26%231048%3B%26%231058%3B%26%231048%3B%26%231063%3B%26%231045%3B%26%231057%3B%26%231050%3B%26%231048%3B%26%231049%3B-%26%231050%3B%26%231056%3B%26%231045%3B%26%231050%3B%26%231048%3B%26%231053%3B%26%231043%3B.htm>
- 18 <https://chem21.info/info/1452160/>
- 19 <https://chem21.info/info/524556/>
- 20 <http://library.ziyonet.uz/uz/book/108739>
- 21 https://yandex.ru/patents/doc/RU2376061C2_20091220#:~:text=Патент%20RU2376061C2%3A%20Изобретение%20относится%20к,металлы%20материал%20C%20выбранного%20из%20группы
- 22 <https://www.chem21.info/page/132064052006024138124083226173120071148035167214/>

КОСЫМША А
Реактор регенератор блогы

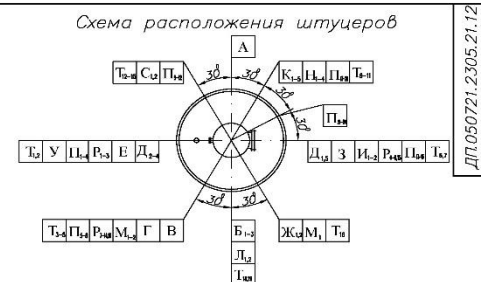


Ректификациялау және технологиялық конденсатты тазарту блогы.

Е-9	Умкость буферная	1	Д=2400 Н=580
К-3	Десорбер	1	В 3м 3 сп 4
Н	Насос центробежный	8	
Т	Теплообменник	9	
О-1	Газоводоотделитель (сепаратор)	1	Д=3400 Н=1844
Х-1/3	Доохладитель	1	F=780 L=770
ХВ	Холодильник воздушный	1	
К-2-1/2	Колонна отпарная	2	Д=1600 Н=2104
К-1	Колонна ректификационная	1	Д=6400 Н=4574
Поз	Наименование	Код	Примечание

[illegible][illegible]

Каталитикалық крекинг реакторы



Обоз.	Наименование	Кол.	Прокр. усл. Дх, мм	Длина МПа
А	Вывод продуктов крекинга	1	1600	—
Б	Ввод сырья и раскисла	1	600	—
В	Ввод катализатора	1	1200	—
Г	Вывод катализатора	1	1200	—
Д	Люк	5	600	16
Е	Воздушник	1	100	16
Ж	Выверка катализатора	2	200	16
З	Люк монтажный	1	2600	10
И	Проботворник	6	50	16
К	Штуцер шамового форсуни	5	100	16
Л	Выверка катализатора	2	80	16
М	Ввод азриющего пара	3	100	16
Н	Ввод водяного пара	4	150	16
П	Муфта поверхностной теплопары	24	—	16
Р	Штуцер отбора давления	16	50	16
С	Осью	2	800	—

Производительность по сере			247 т/час		
Давление кгс/см ²	технологическая	верх аппарата	1,25		
		низ аппарата	1,75		
	расчетное		40		
Температура °C	внутри аппарата		525		
	металло стенки корпуса		146		
	расчетная металла корпуса		300		
Среда			пары углеводородов, водной пар, сероводород, пыль катализатора		
Масса металла аппарата, кг			186000		
Масса футеровки аппарата, кг			180000		
Масса катализатора (макс.), кг			360000		
Масса аппарата в рабочем состоянии (без учета массы непроизводной обложки и обескислороженного воздуха) кг			726000		

33	Полоса эпоксидная	48	Станок ОА.3			
32	Лист 50х50х6 мм	2	Станок 161С			
31	Лист эпоксидный 456	6	В Ст 3 ст 4			
30	Полоса	1	В Ст 3 ст 4			
29	Фарфоритовый стержень	1	Станок КМ			
28	Колпачок	1	Станок ОА.3			
27	Болт эпоксидный 146	36	В Ст 3 ст 4			
26	Кольцо	1	Станок 161С			
25	Кольцо 329х60х2 мм	1	Станок 161С			
24	Лист д 50 мм	8	Станок ОА.3			
23	Ручка	1	Станок ОА.3			
22	Ручка	1	Станок ОА.3			
21	Станок стержневой д 450 мм	4	Станок ОА.3			
20	Станок стержневой д 250 мм	4	Станок ОА.3			
19	Шпатель 12х39	—	В Ст 3 ст 4			
18	Нержав. сталь 146	—	Станок ОА.3			
17	Станок стержневой 346 м	1	Станок ОА.3			
16	Обечайка стержневая	1	Станок ОА.3			
15	Кольцо	1	Станок ОА.3			
14	Нож монтажный	1	Станок ОА.3			
13	Резец	1	Станок ОА.3			
12	Кольцо стержневой 146х4	4	Станок ОА.3			
11	Станок	1	Станок 161С			
10	Станок	1	Станок 161С			
9	Кольцо стержневой	1	Станок ОА.3			
8	Фарфоритовый стержень	3	34			
7	Кольцо стержневой	4	Станок ОА.3			
6	Кольцо стержневой	4	Станок ОА.3			
5	Станок	1	Станок 161С			
4	Нержав. ?	4	Станок ОА.3			
3	Цилиндр ?	4	Станок ОА.3			
2	Диск стержневой	1	24/50			
1	Кольцо	1	Станок 161С			
Лит	Обозначение	Наименование	Кол	Масс г/шт.	Наименование и марка материала	Время

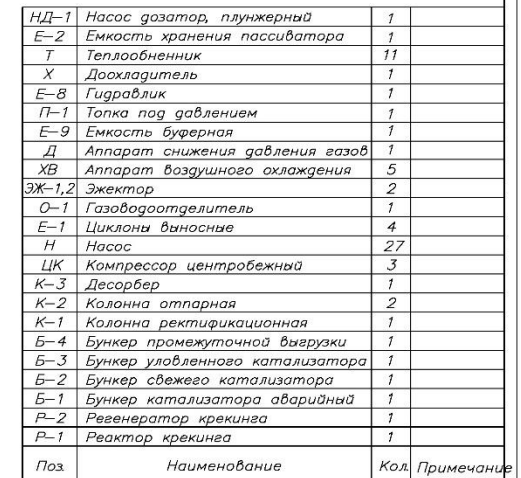
	ДЖ 05072100. 18. 001
--	----------------------

Реактор	Литер.	Масса
---------	--------	-------

крекінга				
	Лист 3	Лист		

	2015 年 12 月 31 日
流动资产	1,000,000
非流动资产	2,000,000
资产总计	3,000,000
流动负债	1,000,000
非流动负债	1,000,000
负债总计	2,000,000
所有者权益	1,000,000
负债和所有者权益总计	3,000,000

ДП.050721.2305.21.12

[illegible]