Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОХИМИЯЛЫҚ ИНЖЕНЕРИЯ КАФЕДРАСЫ

Манапова Мадина Куанышқызы

ПЕНТАН-ГЕКСАН ФРАКЦИЯСЫН ИЗОМЕРЛЕУ ҚОНДЫРҒЫСЫН ЖОБАЛАУ

5В072100–«Органикалық заттардың химиялық технологиясы» мамандығы бойынша

Алматы 2020

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОХИМИЯЛЫҚ ИНЖЕНЕРИЯ КАФЕДРАСЫ

«Қорғауға жіберілді»
Кафедра меңгерушісі
_____Г.Ж.Елигбаева

Дипломдық жоба

Тақырыбы: «Пентан-гексан фракциясын изомерлеу қондырғысын жобалау»

5В072100 – «Органикалық заттардың химиялық технологиясы»

Орындаған түлек Манапова М.К.

Ғылыми жетекші,

Лектор Нурсултанов М.Е.

Алматы 2020

РЕФЕРАТ

Жоба 30 б., 19 кесте, 15 әдеби деректерден тұрады.

Түйінді сөздер: изомеризация, катализатор, октан саны, платина, бензин, цеолит, парафин, жылулық баланс, изомеризация реакторы, механикалық есептеулер.

Зерттеу немесе зерттемелер нысаны: Тауарлы көлік бензиндерінің жеңіл жоғарыоктанды компоненттерін алу үшін пентан-гексан фракцияларын изомерлеу, сонымен қатар изомеризацияда азаятындар: күкірт саны және ароматты емес көмірсутектер мөлшері.

Жұмыстың мақсаты: Өнімділігі жылына 300000 т/ж. құрайтын пентан-гексан фракциясын сұйықфазалы изомерлеу қондырғысын жобалау.

Зерттеу жұмысының әдістері немесе әдістемесі: Әдеби шолу жасап соның негізінде өңдеудің тиімді әдісі таңдалынып, соған сәйкес инженерлік есептеулер жүргізу.

Зерттеу нәтижелері және олардың жаңалығы: Техникалық-экологиялық сипаттамаларын айтарлықтай жақсартуға мүмкіндік беретін жаңа жоғары эффективті ИПК-2С катализаторын қолданып, үрдістің артықшылықтарын айқындау.

РЕФЕРАТ

Проект содержит 30 стр., 19 таблиц и 15 источников.

Ключевые слова: изомеризация, катализатор, октановое число, платина, бензин, цеолит, парафин, тепловой баланс, реактор изомеризации, механические расчеты.

Объекты исследования или разработки: изомеризация фракций пентан-гексан для получения легких высокооктановых компонентов товарных транспортных бензинов, в том числе при изомеризации снижается: количество серы и количество не ароматических углеводородов.

Цель работы: Проектирование установки жидкофазной изомеризации фракций пентан-гексан производительностью 300000 т/год.

Методы или методология проведения работ: на основе изучения литературы выбирается эффективный метод обработки, в соответствии с которым проводятся инженерные расчеты.

Результаты работы и их новизна: определение преимуществ процесса с использованием нового высокоэффективного катализатора ИПК-2С, позволяющего значительно улучшить технико-экологические характеристики.

ABSTRACT

Project 30 p., 19 tables and 15 sources.

Keywords: isomerization, catalyst, octane number, platinum, gasoline, zeolite, paraffin, thermal balance, isomerization reactor, mechanical calculations.

Objects of research or development: isomerization pentane-hexane fraction for the production of light high-octane components of commercial transport gasoline, including decreases during isomerization: the amount of sulfur and the amount of non-aromatic hydrocarbons.

The aim of the work: design of a liquid-phase isomerization unit for pentane-hexane fractions with a capacity of 300000t / year.

Methods or methodology of work: based on the study of the literature, an effective method of processing is chosen, according to which engineering calculations are carried out.

The results of the work and their novelty: determining the advantages of the process using a new high-performance catalyst IPK-2C, which significantly improves the technical and environmental characteristics.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе 6
1 Әдеби шолу 8
1.1 Процестің өзектілігі мен жүргізілу мақсаты 8
1.2 Процестің қысқаша сипаттамасы 8
1.3 Процестің негізгі көрсеткіштері мен химизмі 8
2 Технологиялық бөлім 12
2.1 Өндіріс әдісін таңдау 12
2.2 Шикізат, дайын өнім мен көмекші материалдардың қысқаша сипаттамасы 12
2.3 Қондырғы сұлбасының технологиялық сипаттамасы 13
2.4 Изомерлеу қондырғысының негізгі және қосалқы аппараттары 15
2.5 Технологиялық есеп 16
2.5.1 Изомерлеу процесінің және реактордың есебі 16
2.5.2 Катализатордың мөлшерін, циркуляциялаушы газдың көлемін есептеу 17
2.5.3 Реакторға түсетін газ-шикізат қоспасының құрамын есептеу 17
2.5.4 Газ – өнім қоспасының құрамын, жұмсалған сутегіні есептеу 17
2.5.5 Реактордың материалдық және жылулық балансы 18
2.6 Механикалық бөлім 20
2.6.1 Эллипсті қақпақ пен түптің механикалық есебі 20
2.6.2 Реактордың цилиндрлі обечайкалы қабырғасының қалыңдығын есептеу 21
2.6.3 Аппаратты желдік күш-салмаққа және тірегін есептеу 22
3 Изомерлеу қондырғысын автоматтандыру 25
3.1 Изомерлеу процесінің автоматтандырылған басқарма жүйесі 25
4 Экономикалық бөлім 26
4.1 Күрделі және цехтық шығындарды есептеу 26
4.2 Өндірісті ұйымдастыру және өндірістің негізгі жұмысшыларының еңбекақысының жылдық қорын есептеу 26
4.3 Өнім, қосымша материалдың өзіндік құнын, өндірістің табысын есептеу 27
Қорытынды 29
Пайдаланылған әдебиеттер тізімі 30

КІРІСПЕ

Қазіргі кезде республиканың мұнайгаз өңдеу саласына 3 ірі өнеркәсіп – Атырау, Шымкент және Павлодар мұнай өңдеу зауыттары (МӨЗ) кіреді. Олардың жоба бойынша алғандағы шикізатқа есептелген қосынды өнімділіктері жылына 18,5 млн. тонна мұнайды құрайды. Қазіргі таңда өңдеу көлемі жобаланған өнімділікті жартылай ғана қамтып отыр. Автобензиндердегі бензол мен ароматты көмірсутектердің құрамына қойылатын талаптардың, сонымен қатар отынның экологиялық тазалығына қойылатын талаптардың күрт өсуі ароматты емес компоненттерді алу үрдістерін бірінші орынға шығарады [1]. Әсіресе, басқа да ТМД елдеріндегі сияқты Қазақстанда өндірілетін автомобильдік бензиндер экологиялық сипаттамалары жағынан әлемдік тұрғыдан едәуір артта қалып отыр. Сондықтан қазіргі таңда мұнайгаз өнеркәсібі саласының алдына келесі өзекті мәселелер қойылып отыр: шикізаттың өңделу тереңдігін арттыру, өнімдер сапасын әлемдік және еуропалық стандартқа (ЕУРО -4, ЕУРО-5) сәйкестендіру, зауыттар құрамына сапалы өнімдер шығаруға қабілетті изомерлеу процестері мен жоғарыоктанды жеңіл компоненттер өндіретін қондырғылар енгізу және тағы басқалары. Изомерлеу нормаль парафиндерден көп тармақталған жоғарыоктан санына ие изомерлерді алуға мүмкіндік беретін процестердің бірі болып табылады.

Берілген жобаның айрықша ерекшелігі Ресейлік мұнай өңдеу өнеркәсібіндегі ИПК-2С катализаторын қолдану болып табылады. Берілген процесті таңдау басқа катализаторлармен салыстырғанда бірқатар артықшылықтарға ие: 1) изомерлеу процесін сұйық фазалы режимде сутек :шикізаттың аз мольдік қатынасында жүргізуге мүмкіндік береді, яғни сутектің циркуляциялануынсыз, ол үлкен жетістік болып табылады; 2) төмен температурада пентан және гексан изомеризациясының жоғарыоктанды изомерлерге айналу тереңдігінің жоғары болуын қамтамсыз етеді; 3) жүктелетін катализаторды салыстырмалы түрде аз мөлшерде алу мүмкіндігіне ие; 4) ИПК-2С катализаторын қолданғанда коррозиялық немесе улы промоторларды қолдануды қажет етпейді; 5) шикізатты цеолиттермен тазартуды, сондай-ақ қышқыл газдарды тазарту торабын және сілтілі ағындарды утилизациялауды талап етпейді; 6) реакторлардың аз көлемін пайдалануға мүмкіндік береді [2].

1 Әдеби шолу

1.1 Процестің өзектілігі мен жүргізілу мақсаты

Ғаламшардың экологиялық жағдайы және осы мәселе бойынша әлемдік жұртшылықтың алаңдаушылығы әртүрлі елдерде, соның ішінде Қазақстанда да қоршаған ортаны қорғау жөніндегі бірқатар жаңа заңнамалық актілерді қабылдады. Мысалы, автомобиль бензиндеріне қатаң талаптар қойылады, атап айтқанда: бензолдың, күкірттің, ароматты көмірсутектер құрамының төмендеуі; құрамында оттегі бар қосылыстардың мөлшерін шектеу. Бұл үрдістер автомобиль отындарын алу тәсілдеріне елеулі әсер етеді. Бензинді өндірудің неғұрлым типтік процестерінің экологиялық сипаттамаларын қарау кезінде алкилаттар мен құрамында оттегі бар қоспалардан басқа, тауарлық бензиннің неғұрлым тартымды компоненті изомеризат болып табылатыны анық.

Изомеризация процесінің мақсаты – тауарлы көлік бензиндерінің жеңіл жоғары октанды компоненттерін алу. Өндірісте көптеген изомерлеу процестері игерілген, соның ішіндегі менің қарастыратыным, пентан-гександы фракцияның бензинінін жоғары октанды компонентін алу.

1.2 Процестің қысқаша сипаттамасы

Қазіргі кезде экологиялық норманың қатаңдауына және ЕУРО-4, ЕУРО-5 стандартының тауарлық бензиндерін өндіруге перспективалы көшуге байланысты C_5-C_6 алкандарын изомеризациялау қондырғысы әрбір мұнай өңдеу зауытының міндетті атрибутына айналды. C_5-C_6 фракцияның изомеризациясы ең аз шығынды және құрамында бензол мен ароматты көмірсутектердің аз мөлшері бар бензиндердің жоғарыоктанды компоненттерін өндірудің экономикалық тиімді процесі. Изомерлеудің бифункционалды катализаторының металды компоненті ретінде платина, палладий, ал сақтаушы ретінде алюминийдің фторланған немесе хлорланған оксиді, алюмосиликат, цеолит қолданылады. Алюмоплатиналық фторланған катализаторлар (ИП-62) изомерлеу процесін 360-420◦С-та өткізіп, жоғары температуралық, металл цеолитті катализаторлар (ИЦК-2) 230-380◦С-та қолданылып, орташа температуралық деп аталады. Хлормен промоторланған алюмоплатиналық катализаторлар (НИП-66, НИП-74) 100-120◦С-та қолданылып, төмен температуралық деп аталады. Мұнай өңдеуде хлормен, фтормен промоторланған алюмоплатиналық катализатор негізіндегі төмен, жоғары температуралық изомерлеу процестері кең таралған.

1.3 Процестің негізгі көрсеткіштері мен химизмі

Температура. Температура төмен болса тарамдалған изомерлердің түзілуіне және октан саны жоғары изомеризат алуға жол ашады (1-кесте) [3]. Кейінгі температура өсуі тек жеңіл газдың түзіліп, гидрокрекинг реакциясының жүруіне жол береді және сутек шығымы артып, ал изомер көлемі төмендейді. Ұсынылған температура қатаң ұсталуы тиіс.

Кесте 1 – C_4– C_6 көмірсутектердің тепе-теңді қоспаларының құрамы

Көмірсутек	Құрамы, % мол.				
	25◦С-та	127◦С-та	227◦С-та	327◦С-та	527◦С-та
C_4					
н-бутан	28,0	44,0	54,0	60,0	68,0
Изобутан	72	56,0	46,0	40,0	32,0
C_5					
н-пентан	3,0	11,0	18,0	24,0	32,0
метилбутан	44,0	65,0	63,0	67,0	63,0
диметилпропан	53,0	24,0	13,0	9,0	5,0
C_6					
н-гексан	1,3	6,3	13,0	19,0	26,0
метилпентандар	9,6	23,5	36,0	42,0	64,0
диметилбутандар	89,1	70,2	51,0	39,0	10,0

Қысым. Қысым үрдістің мақсатты және жанама реакциялардың кинетикасына маңызды әсер етеді.

Кесте 2 – Берілген қысымның әсері мольдік қатынаста H_2: C_6H_{12}- 4:1

Қысым, МПа	0,63	2,2	2,2	4,9	4,9
Температура, ^{0}С	316	316	344	318	345
Өзгеріс дәрежесі, % мол.	60,7	32,0	65,6	14,5	33,5
Изогексан шығымы,% мол.	49,8	31,3	59,2	13,1	31,0
Талғамдылығы	0,82	0,98	0,90	0,91	0,93

Көрінгендей қысым көтерілуі үрдіс тереңдігін төмендетсе де, изомеризация талғамдылығын жақсартады. Реакторға кіре берістегі қысым 32 кг/см^2 құрайды. Катализаторлық қабат бойынша қысымның жалпы ауытқуы (квенчты есептемегенде) жұмыс басында 0,41 кг/см^2, қабат бойынша қысымның рұқсат етілген ауытқуы - 3,1 кг/см^2 [4].

Сутегі бар газдың циркуляциясының еселігі. Циркуляция еселігі артқан сайын кокс түзілу азаяды, катализатордың жұмысы және регенерация аралық уақыты да ұлғаяды. Циркуляцияның практикалық шегін орнатады 900–1800м^3 1м^3–ке, ал сутегінің СҚГ-дағы мөлшері 65-тен 90% дейін болады.

Басында катализатордың металдық ортасында парафиндердің сутексізденуі жүреді:

$$CH_3\text{-}CH_2\text{-}CH_2\text{-}CH_2\text{-}CH_3 \xrightarrow[-H_2]{} CH_3\text{-}CH{=}CH\text{-}CH_2\text{-}CH_3$$

Катализатордың қыщқылдық ортасында олефиндердің протондармен өзара әрекеттесуі және пайда болған карбкатионның изомерленуі өтеді:

$$CH_3\text{-}CH{=}CH\text{-}CH_2\text{-}CH_3 \xrightarrow{+H^+} CH_3\text{-}\overset{+}{C}H_2\text{-}CH\text{-}CH_2\text{-}CH_3 \longrightarrow CH_3\text{-}CH_2\text{-}\overset{+}{C}(CH_3)\text{-}CH_3$$

Келесі карбкатионның депротонизациясы катализатордың металдық ортасында өтіп, изомер құрылымды олефин алынады және ол мақсатты өнімге, яғни парафинге дейін гидрленеді:

$$CH_3\text{-}\overset{+}{C}H_2\text{-}\underset{\underset{CH_3}{|}}{C}\text{-}CH_3 \xrightarrow[H^+]{} CH_3\text{-}CH{=}\underset{\underset{CH_3}{|}}{C}\text{-}CH_3$$

$$CH_3\text{-}\underset{\underset{CH_3}{|}}{CH}{=}C\text{-}CH_3 \xrightarrow[+\,H_2]{} CH_3\text{-}CH_2\text{-}\underset{\underset{CH_3}{|}}{CH}\text{-}CH_3$$

Парафинді катализатордың металдық ортасында дегидрлегенде катализатор уланады. Қышқылды орталы катализаторда олефиндер карбкатионға айналады да, оңай изомерленеді немесе полимерленеді. Аталмыш келеңсіздіктерді болдырмау үшін үрдісті жоғары сутегі қысымында өткізеді.

Карбкатионның пайда болуының бірнеше механизмі ұсынылған, соның бірі молекулааралық гидридтің көшуі:

$$R^+ + H - \underset{\underset{|}{}}{\overset{|}{C}} - \leftrightarrow R - H + {}^+\underset{\underset{|}{}}{\overset{|}{C}} -$$

Басқа да көзқарас бойынша карбкатиондар парафиндерден Льюис қышқыл ионымен гидридты бөлу. Бұл жағдайда протон мен гидридтің ионы рекомбинацияланып, қайтадан газ тәріздес сутегіне айналады:

$${}^+L + -\underset{\underset{|}{}}{\overset{|}{C}} - H \rightarrow -\underset{\underset{|}{}}{\overset{|}{C}}{}^+ + {}^-HL$$

Изомеризацяның бифункционалды катализатордағы механизмі:

Көмірсутектердің изомеризациясының бифункционалды катализатордағы (VIII топ металдары) механизмі 3 түрлі жағдайда да тасымалдағыштың қышқылдығына байланысты:

1) катализаторда тасымалдағыш өте күшті болғандықтан, изомеризация қышқыл ортасында жүреді, ал металл рөлі кокстың аз түзілуіне және қышқыл ортаның активсізденуін алдын алады;

2) каталилизатор тасымалдағышының қыщқылдығы төмендерде изомеризация метал ортасында өтеді және реакция механизімі метал кристалиттің өлшеміне байланысты екен;

3) аморфты силикаттағы платинадағы, алюминийдің фторланған оксидіндегі изомеризация кәдімгі бифункционалды механизм бойынша жүреді.

Изомеризация реакциясының реттілігі:

1) Екі жапсарласпаған С – Н бұзылып, ал көмірсутегі метал ортасымен байланысқан көміртегі атомы үстінде адсорбцияланады;
2) С – С байланыс екі адсорбцияланған атом арасында пайда болып, десорбцияланатын циклопентан, циклогексан сақиналарынан түзіледі;
3) Циклдық бөлшектер көміртегі атомында қайтадан адсорбцияланып немесе алмастырса, кейбіреулері десорбциясыз өтсе, онда С – С үзіледі;

4) Көміртегі атомының адсорбцияланған бөлшектерге және десорбциланбаған С–С байланысына қосылып, н-гексанның қаңқа изомеризациясын 2 – метилпентанға алмастырады.

Изомеризация алып жүретін жанама реакциялар: гидрокрекинг, крекинг және диспропорциялау.

$$н – C_6 + H_2 \rightarrow 2\ C_3$$
$$н – C_6 + H_2 \rightarrow C_2 + C_5$$
$$н – C_6 + H_2 \rightarrow C_1 + C_5$$

Пентан-гексан фракциясын изомеризациялау процестерінде 70°С-қа дейін қайнайтындар, яғни пентан, гександарман бірге нафтенді, ароматты көмірсутектер (бензол, метилциклопентан, циклогексан, гептан) болады [6]. Платиналы катализаторларда осы көмірсутектер термодинамикалық тепе-теңдік шарттары бойынша сәйкесінше өзгеріске ұшырайды:

$$C_6H_6 + 3H_2 \rightarrow C_6H_{12}$$
$$C_5H_{12}CH_3 \rightarrow C_6H_{12}$$
$$C_7H_{16} + H_2 \rightarrow C_3H_8 + C_4H_{10}$$

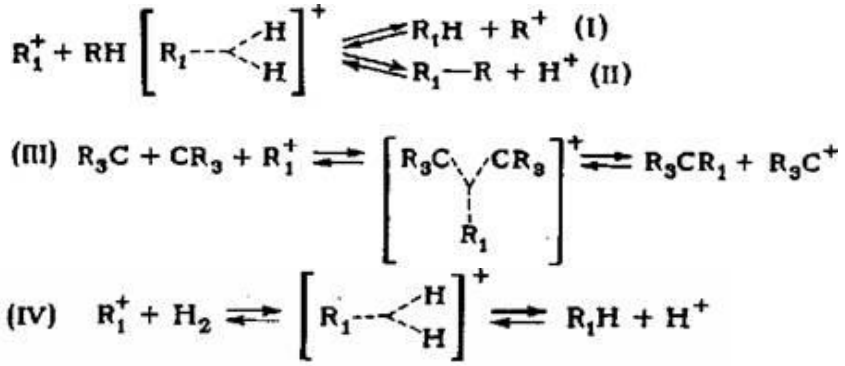
Изомеризаця реакциясының жүзеге асуына сутегінің ықпалы:

Алюмоплатиналы және металлцеолитті катализаторларда гидркрекинг және диспропорциондау реакцияларының жылдамдығы сутегінің қатысынсыз максималды мәнге ие.

$HCl\text{-}AlCl_3$, $HF\text{-}BF_3$ катализаторларының сутегімен гидрокрекинг, диспропорциялану реакцияларында ингибирлеу, карбкатиондардың концентрациясының реакция бойынша төмендеуімен түсіндіріледі:

$$R^+ + H_2 \longrightarrow RH + H^+$$

Карбкатиондар мен көмірсутек молекулаларымен әрекеттесуі аралық пента координирленген ион түзілу арқылы өтеді, ол бірнеше нұсқаларға бөлінеді:



Бұл реакциялар парафинді көмірсутектердің лимиттерлеуші сатысы болып, (II) және (III) реакциялары жүргенде гидрокрекинг және диспропорциялану өнімдері түзіледі. Сонымен сутегі изомеризация, гидрокрекинг және диспропорциялану реакцияларының жоғары қышқылдар қатысында жылдамдығын баяулатады.

2 Технологиялық бөлім

2.1 Өндіріс әдісін таңдау

Мен өзімің дипломдық жобамда ИПК-2С катализаторын таңдадым. Сульфатталған алюмоцирконий композициясынан тұратын ИПК-2С катализаторында изомеризаттың октан саны 82-84 пунктқа (ЗӘ) жетеді және шығымы 99% мас. құрайды. Процестің толық максималды тиімділігіне жету үшін жұмысты 100-150°С температурада изомерлеудің екі реакторлы сызбасын аралық суытумен қолдану ұсынылады.

Берілген процесс маңызды ерекшеліктерге ие: изомерлеу процесін төмен температурада, сұйықфазалы режимде сутек:шикізаттың аз мольдік қатынасында жүргізуге мүмкіндік береді, яғни сутектің циркуляциялануынсыз. ИПК-2С катализаторын қолданғанда коррозиялық немесе улы промоторларды қолдануды қажет етпейді; шикізатты цеолитпен кептіруді, сондай-ақ қышқыл газдарды тазарту торабын және сілтілі ағындарды утилизациялауды талап етпейді; реакторлардың аз көлемін пайдалануға мүмкіндік береді [2].

2.2 Шикізат, дайын өнім мен көмекші материалдардың қысқаша сипаттамасы

Кесте 3 – Изомеризация қондырғысы шикізаты, реактор блогының шикізаты мен изомеризаты, % мас.

Көмірсутектер,% мас.	Изомеризация қондырғы шикізаты	Реактор шикізаты	Изомеризат
Бутан	3,3	-	4,2
н-Пентан	41,0	47,7	10,9
Изопентан	32,6	2,3	64,7
Циклопентан	4,4	5,8	3,0
Бензол	0,1	1,8	0,2
C_6	17,0	32,0	16,8
Изогексан	8,0	23,0	14,5
Барлығы	100,0	100,0	100,0

Кесте 4 – Катализатордың сипаттамалары

Көрсеткіштер	ИПК-2С
Платинаның құрамы, % мас.	0,24-0,28
Экструдат диаметрі, мм	1,6±0,2
Беріктілік индексі орташа, кг/мм, кем емес	1,0
Себілу тығыздығы, г/см3	1,2±0,1
Каталитикалық қасиеті, %, кем емес:	
- н-гексан конверсиясы	85
- жоғарыоктанды сұйық өнім бойынша белсенділік	37
- талғамдылық – C_5 белсенділіктегі массалақ үлесі кем емес 35 %	98

Кесте 5 – Шикізаттың негізгі көрсеткіштері

Атауы	70^0 С дейінгі қайнайтын фракциялар	Изомеризация блогының пентан фракциясы	Таза сутегісі бар газ (СҚГ)
Құрамы, % (мас.)	Пропан, бутан - 5 көп емес н-гексан, C_7 - 7 көп емес Күкірт - 0,017 көп емес Ылғал - 0,02 көп емес	Н – пентан - 91 аз емес Изопентан - 9 көп емес Гексан - 0,5 көп емес Күкірт - 0,1 көп емес Ылғал - 0,02 көп емес Октан саны - 65 төмен болмауы қажет.	H_2 - 75 аз емес Ылғал, мг/нм^3- 10 көп емес H_2S% (көл.) - 0,005 көп емес C_2H_4OH-NH_2 – 2-4 көп емес CO, мг/м^3 - 10 көп емес CO_2, мг/м^3 - 10 көп емес O_2 % (көл.)- 0,005 көп емес

Кесте 6 – Дайын өнімнің негізгі көрсеткіштері

Атауы	Изопентан фракциясы	Изогексан фракция	Сұйытылған газ
Құрамы, % (мас.)	Көмірсутектер сомасы C_2-C_4 - 1,5 көп емес Изопентан - 97,5 аз емес н – пентан - 3,0 көп емес C_6 және жоғары көмірсутектер - 0,3 көп емес Күкіртті қосылыстар - 0,003 көп емес Өлшенген ылғал - жоқ, сілтінің жоқ болуы	н-гексан - 1 көп емес	C_3-C_4 мөлшері аз болмауы керек

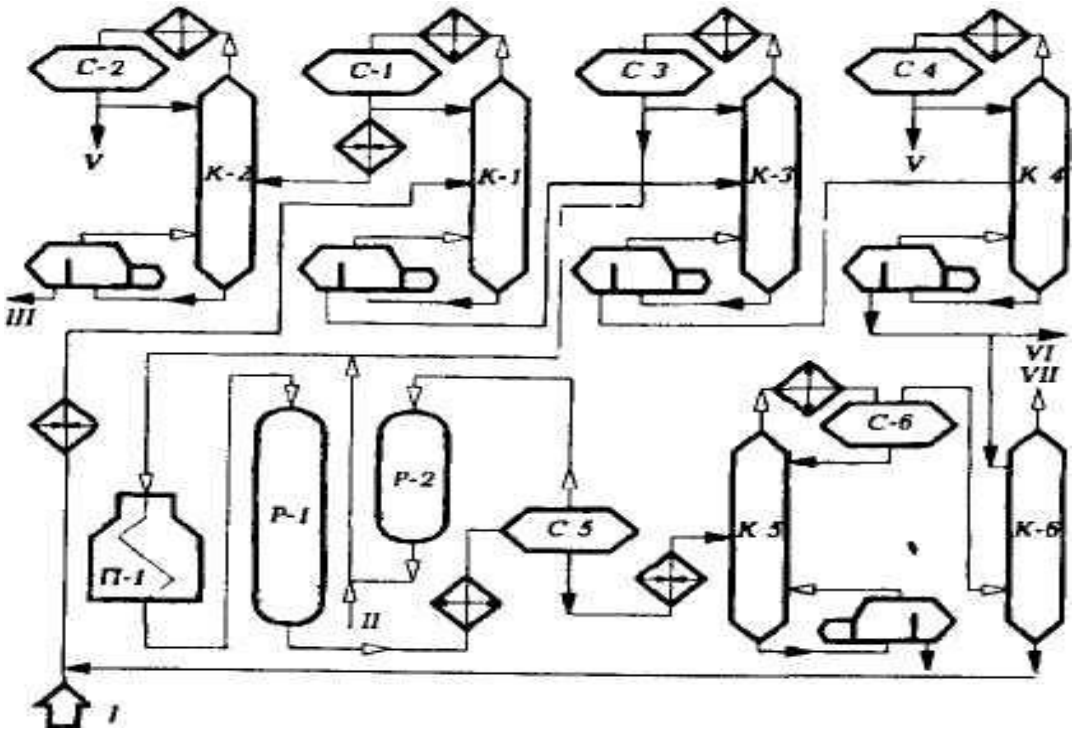
Кесте 7 – Процесс көрсеткіштері

Көрсеткіштері / шикізат		н-пентан
Температура, ºС		100-120
Шикізаттың беру жылдамдығы, сағ$^{-1}$		2,0 - 3,0
Қысым, Мпа		3,0
Сутек:шикізат мольдік қатынасы		(0,5 - 1) : 1
Шикізаттағы күкірттің құрамы, мг/кг (ppm)		1дейін
Белсенділік: Шикізаттың «өтпелдегі», конверсиясы % изомеризаттың октан саны (ЗӘС)		75 дейін -
Көмірсутектің «өтпелдегі» шығымы C_{5+} , % мас.		99 дейін
Регенерацияаралық цикл, жыл		≥ 2
Катализатордың жұмыс істеу ұзақтығы, жыл	Кепілді қызмет ету мерзімі	4
	Күтілетін қызмет ету мерзімі	7-8

2.3 Қондырғы сұлбасының технологиялық сипаттамасы

Изомерлеу қондырғыларының шикізаты есебінде, бензиндерді қайта айдаумен бөлінетін б.қ.-62^0С жеңіл тура айдау фракциясын пайдаланады. Бұл фракцияда 35-45% н-пентан, 20-25% изогексан, бутан мен гексан болады [7].

Изомерлеу қондырғысы екі блоктан тұрады: ректификациялау мен изомерлеу. Ректификациялау блогының мақсаты – шикізат пен изомеризат қоспасынан тауарлы өнімдерді бөлу, шикізаттан C_4 және төмен көмірсутектерді ажырату болып табылады.



I-шикізат; II-СҚГ; III-изопентан фракциясы; IV-бутан фракциясы; V-изогексан фракциясы; VI-гексан фракциясы; VII- семіз газ

Сурет 1 – Пентан және гесан фракциясын изомерлеу қондырғысының принципиальды технологиялық сұлбасы

Бастапқы шикізат қоспасы алдымен жылуалмастырғышта қыздырылғаннан кейін К-1 колоннасына бөлуге түседі. Осы бағананың жоғарғы жағындағы өнім К-2 бутан колоннасында одан әрі ректификацияға ұшырайды, яғни бутаннан мақсатты изопентан бөліп алынады, төменгі өнімі К-3 пентан колоннасына түседі. Бұл бағананың төменгі өнімі К-4 изогексан бағанасына фракциялауға жіберіледі, үстінен процестің екінші мақсатты өнімі – изогексан алынады. К-3 жоғарыдан алынатын пентандық фракция (құрамында 91%мас. н-пентан бар) сутекті газбен араластырылып, П-1 түтікті пеште қажетті температураға дейін қызғаннан кейін Р-1 катализатордың стационарлық қабаты бар изомеризация реакторына түседі. Реакция өнімдерінің бу-газ қоспасы тоңазытқыштарда салқындатылып, конденсацияланады және С-5 сепараторына түседі. С-5-тен айналмалы СҚГ Р-2 компрессормен кептіргеннен кейін, адсорберде шикізатпен араластыруға беріледі. К-5 колоннасында тұрақтанғаннан кейін изомеризат шикізатпен бірге ректификациялауға жіберіледі. К-6 абсорберіндегі тұрақтандыру газдарына К-4-тен алынатын гександық фракцияның бір бөлігін беру арқылы изопентан алынады. Процесте сутегі шығыны көп емес – барлығы шикізатқа 0,1-0,3% мас., б.қ.-62°С фракцияның көмірсутегі құрамына байланысты изомеризаттың октан саны өзгереді. Изомерлеу катализаторын мезгілді 5-6 айда 1 рет тотықтыру регенерациясын платформинг қондырғысында жүргізеді [8].

Кесте 8 – Колонналардағы негізгі параметрлер

Көрсеткіш	К—2	К—1	К—3	К—4
Температура, °С				
Кіру	55	90	84	84
Жоғары	82	77	74	68
Төмен	100	ПО	ПО	104
Қысым, МПа	0,6	0,5	0,3	0,15

Кесте 9 – Изомерлеу қондырғысының орташа параметрлері:

Процестің шарттары	Р-1	Р-2
Температура, °С	360-430	360-440
Көлемдік жылдамдық, сағ'	2-2,3	1,6-2,0
Қысым, МПа	3,2-3,6	2,8-3,0
Мольдік қатынас H_2:шикізат	(2+3):1	(2+3):1
Изопентанның шығымы, %		
Өткізілген н-пентанға	49-52,8	48-53
Айналған н-пентанға	96,5	97,0
Мақсатты өнімнің сапасы		
Изопентан мөлшері, %	96,5-99,5	93-99
Изогексан мөлшері, %	—	92,2-98,9
ОСЗӘ		
Изопентан	89,5	-
Изогексан	78-80,5	-
Катализаторың қызмет ету мерзімі, ай	13-46	14-40

2.4 Изомерлеу қондырғысының негізгі және қосалқы аппараттары

Реактор блогын ұйымдастыру. Негізгі реакциялы аппараттарға адиабаттық реакторлар – екі қабатты катализатор толтырылған бос денелі аппараттар жатады. Газ-шикізат ағыны адиабаттық реакторда екі бағытта жүреді : аксиальды – жоғарыдан төменге және радиальды – периферийден орталыққа қарай (бу-газды шикізат ағыны арқылы) бағытталады [9].

Реактор өздігінен тік цилиндрлік аппарат және катализатор орналасқан сфералық түпті болып келеді. Реактордың корпусы ыстыққа төзімді бетоннан, іші қорғағыш футеровкадан тұрады. Ол сутекті және сульфидті коррозиядан металды сақтайды. Осындай реакторды көміртекті болаттан жасауға болады, егерде футеровка болмаса онда корпусты жоғары легирленген болаттан немесе екі қабатты (негізгі қабат – хроммолибеденді болат, ішкі қабаты – тот баспайтын болат) болаттан орындалады. Корпустың футеровкасы кепілсіз болатын ауданына 12МХ немесе 12ХМ маркалы хроммолибеденді болаттан жасау қажет.

Ректификациялық аппарат. Ректификациялы колонналар изомеризация қондырғыларында кеңінен қолданылып, өнімдерді жекелеген фракцияларға бөлуге арналған. Колонна цилиндрлі вертикальды орналасып, конустық қимаға айналады. Корпустың кең бөлігінің диаметрі 4,5 м, ал тар жері 2,6 м. Корпустың кең бөлігі бейметаллдық (16ГС және 0Х13 болаттары), ал тар бөлігі 6ГС

болатынан жасалған. Корпустың жоғарғы бөлігінің қабырға қалыңдығы 20 мм, ал төменгісі 32 мм. Жоғары эллиптикалық түбі 16ГС болаттан жасалған (қалыңдығы 20 мм), ал төменгісі жартылай шарды 16ГС және 0Х13 болатынан жасалынады (қалыңдығы 26 мм).

Колонна ішінде 37 табақша бар. Жоғарғы каскадты табақшада шикізатты біркелкі бөлетін бөлгіш бар. Шикізатты тағы төменгі каскадты табақшадан беру қарастырылған. Каскадты табақшалардан кейін 13 S-элемент бейнелі табақша орналасқан. Олардың төменгі тоғызы екі ағынды болса, қалғаны төрт ағынды. Колоннаның тар бөлігінде 20 бір ағынды клапанды табақшалармен жабдықталған. Бұлардан бу өнімділігі көп болмаса, жеңіл клапандар қолданады. Клапанды табақшалар кең диапазонда, яғни сұйық және бу ауырлықтарына салыстырмалы түрде жұмыс істей алады. Кемшілігі – бітеліп қалуы мен кокстелуінде екен.

Құбырлы пеш. Бұл қондырғыға радиантты – конвекциялы шатрлы типті құбырлы пештер: ГС типті екіншілік шикізатты термо өңдеу үшін және ГН типті шикізат пен жылу тасымалдағышты қыздыру кіреді. ГС — вертикальды-факельды отынды бір камерада жағу; ГН — отынды екі радиация камерасымен көлемді жағу; ГС және ГН пештерінен жоғарғы түтін газдарын бөлінуі бар. Конвекция камерасы екі пеште де радиация камера астында орналасқан.

Жылуалмастырғыш. Көбінесе қосарланған жылуалмастырғыштар қолданылады. Жылуалмасуды жақсарту үшін көлденең таса қойса, онда жылуалмастырғыштың құбыр аралық кеңістікте ағуының жолы ұлғаяды.

"Құбыр-құбырда" жылуалмастырғышы кез-келген температурада, әрі тазалауда оңай бөлшектенеді. Олар тура айдауда қолданылады. Олардың басы жүзетін қатты құбырлы типі ең басты жылуалмастырғыштар болып табылады.

Тоңазытқыштар. Өнімдердің конденсациясы мен суыту жылуалмастырғыш бетінде су мен ауа қолданылады. Берілген қондырғыда екі түрі де бар. Құбырлар, коллекторлар мен рамалар секция түзеді.

Ауамен салқындататын аппараттың горизонтальды (АВГ) және зигзагтәрізді (АВЗ) тоңазытқыштар кең қолданыс тапқан.

2.5 Технологиялық есеп

2.5.1 Изомерлеу процесінің және реактордың есебі

$$(G_I + G_{p2} - G_{III}) \cdot \alpha \cdot (1 - \beta) = (G_{p2} \cdot \alpha_p), \quad (1)$$

$$G_I \cdot \alpha + G_{p2} \cdot \alpha_p = G_{III} \cdot \alpha + (G_I - G_{p2} - G_{III}) \cdot \alpha, \quad (2)$$

$$G_{p2} = \frac{\alpha_I - \alpha_{III}}{\beta \cdot \alpha_{III}} \cdot G_I = 23161{,}7 \text{ кг} \quad (3)$$

$$\alpha_p = \alpha_{II} \cdot (1 - \beta) = 0{,}63 \quad (4)$$

22400 кг рециркуляцияға жіберіледі [5]. Есептеуде (340 жұмыс күні) циркуляциялы пентан-гексан фракциясының ағыны 200922 т/жыл.

Шикізаттан бөліну блогына баратыны: 300000· 0,406 = 121800 т/жыл.

Шикізаттың реакторға жалпы орнығу:200922+121800=322722 т/жыл.

Сағаттық тиеуі: G_0= 322722 / (340 · 24) = 39,549 т/сағ = 549,3 кмоль/сағ.
Сұйық шикізатының V_0 ағыны: $V_0=G0/\rho_0=39549/0,624=63,4 м^3$/сағ. (5)

2.5.2 Катализатордың мөлшерін, циркуляциялаушы газдың көлемін есептеу

Катализатор кабат көлемі:$V_к=V_0/\upsilon_0$ = 42,26 м3 (6)
Катализатор жалпы массасы ($\rho_{нк}$=0,650т/м3): $G_к$=42,26·0,650=27,46т

Көлемдік құрамы: $z_i^0 = \dfrac{z_i^M / M_i}{\sum (z_i^M / M_i)}$, (7)

H_2=0,90,CH_4=0,06, C_2H_6 =0,03,C_3H_8=0,008, C_4H_{10} =0,002.

Циркуляция еселігі: $\beta = \dfrac{22,4 \cdot \rho_0}{z_{H_2}^0 \cdot M} \delta = \dfrac{22,4 \cdot 624}{0,9 \cdot 72} \cdot 1 = 216\ м^3/м^3$ (8)

Циркуляциялаушы газ ағыны массасы: $G_{цг}=\frac{\beta \cdot V_0}{22,4} \sum z_i^0 \cdot M_i = 2524,9$кг/сағ. (9)

2.5.3 Реакторға түсетін газ-шикізат қоспасының құрамын есептеу

Кесте 10 – Газ- шикізат ағыны

Компонент	Мөлшері, кг/сағ	Көлемі, кмоль/сағ	Қоспа үлесі, массалы	Қоспа үлесі, мольді
1. Сутек	556,2	278,1	0,475	0,474
2. Метан	292,8	18,3	0,004	0,003
3. Этан	274,5	9,15	0,003	0,003
4. Пропан	107,36	2,44	0,005	0,004
5. Бутан	35,38	0,61	0,002	0,001
6. н– Пентан	17996,2	249,9	0,455	0,231
7. Изопентан	1779,84	24,72	0,045	0,023
8. н - Гексан	14544,1	221,8	0,545	0,328
9. Изогексан	1454,8	22,56	0,054	0,032
Барлығы:	37040,3	827,58	1	1

Қоспа көлемді ағыны: $V_p = \frac{(\sum n_{i,p}) \cdot RT}{p} = 1102,4$ м^3/сағ $= 0,306$м^3/с

2.5.4 Газ – өнім қоспасының құрамын, жұмсалған сутегіні есептеу

Сутегі изомерлердің гидрокрекингісіне жұмсалады, ал ол изомерлер мен сутегінің бірдей көлемдерінің өзара әрекеттесуінен жүреді:

$$н – C_5H_{12} + H_2 \rightarrow C_2H_6 + C_3H_8$$

$$C_6H_4(CH_3)_2 + H_2 \rightarrow C_6H_5\text{-}CH_3 + CH_4$$

$$\Delta n_{H2} = \Delta n_1 + \Delta n_2 \quad (10)$$

$\Delta n_{H2}=\Delta n_{н\text{-}C5}+\Delta n_{изо\text{-}C5}$ =-95,97+90,44=5,53 кмоль/сағ=11,06 кг/сағ. (11)

Кесте 11 – Газ – өнім ағыны

Компонент	Мөлшері,кг/сағ	Көлемі, кмоль/сағ	Қоспа үлесі, массалы	Қоспа үлесі, мольді
1. Сутегі	516,6	258,59	0,024	0,444
2. Метан	461	28,81	0,021	0,049
3. Этан	492	16,49	0,023	0,026
4. Пропан	305,12	6,94	0,015	0,015
5. Бутан	173,812	2,99	0,008	0,005
6. н– Пентан	7946,35	103,93	0,450	0,258
7. Изопентан	5147,7	98,16	0,150	0,118
8. н-гексан	6564,5	101,01	0,302	0,198
9. Изогексан	3997,2	92,21	0,051	0,112
Жалпы	25112,28	709,13	1	1

2.5.5 Реактордың материалдық және жылулық балансы

Кесте 12 – Реактордың материалық балансы

Компонент	% (масс.)	мың.т/жыл	т/тәулік	кг/сағ
Түсті:				
1. Шикізат	93,99	281,97	829,3	34 555,15
Соның ішінде:				
н- пентан	45,5	136,5	401,47	16 727,94
изопентан	4,44	13,32	39,18	1 632,35
н-гексан	29,04	87,12	256,2	10 676,47
изогексан	9	27	79,4	3 308,82
2. Ц.Г.	6,01	18,03	53	2 209,55
Соның ішінде:				
Сутегі	2,63	7,89	23,2	966,91
Метан	1,38	4,14	12,2	507,35
Этан	1,31	3,93	11,55	481,61
Пропан	0,51	1,53	4,5	187,5
Бутан	0,16	0,48	1,41	58,82
Барлығы	100	300	882,3	36 764,7
Алынды:				
1. Сутегі	0,2	0,6	1,76	73,5
2. Метан	0,8	2,4	7,05	294,11
3. Этан	1,1	3,3	9,7	404,4
4. Пропан	1	3	8,82	367,64
5. Бутан	0,7	2,1	6,17	257,35
6. н-пентан	38,2	114,6	337,05	14 044,11
7. изопентан	29,2	87,6	257,6	10 735,2
8. н-гексан	17	51	150	6 250
9. изогексан	12	36	105,88	4 411,76
Барлығы	100	300	882,3	36 764,7

Ортаға берілетін жылу мөлшері бірлік уақытта: $Q_T = k_T \cdot S_T \cdot \Delta T_{орт}$, (12)

$$k_T = (\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2})^{-1} = (\frac{1}{36,1} + \left(\frac{5}{2,2} + \frac{7}{162} + \frac{5}{0,5}\right) + \frac{1}{1,2})^{-1} = 1,5 \frac{кДж}{м^2 \cdot ч \cdot К} \quad (13)$$

$\Delta T_{ср} = 450^0C$: $Q_T = (2\pi RH + 4\pi R^2) \cdot 1,5 \cdot 450 = 4240 \cdot R \cdot H + 8480R^2 = 98,5 кДж/сағ$

Реактордың қабырға арқылы жылу жоғалымы Q_T=98,5кДж/сағ болғанның өзінде, реакцияның жылу сіңіруінен төмен екен. Жылу жоғалымы, жылу сіңіргіштерінің қабат арқылы қатынасы 0,005 (0,5%) құрайды. Демек, өндірістік реактор жақсы иззоляцияланған. Ортаға жоғалған жылудан температураның қаншаға құлайтынын (ΔT_T) есептейміз: $Q_T = (G_0 \cdot cpo + G_0 \cdot c_{црг}) \cdot \Delta T_T$ (14)

Келтірілген технологиялық есептеулерде, $\Delta T_T < 1^0C$ жылу жоғалымдар реактор температурасына аса әсері жоқ екен, сондықтан процесс адиабаттық.

Реактордың жалпы жылулық баланс теңдеуі: $Q_{п1} = Q_2 + Q_3 + Q_4$ (15)

Реакциялық қоспадағы жылумөлшері: $Q_{п1} = \sum G_i \cdot q_i = (\sum G_i \cdot c_{pi}) \cdot T_0$ (16)

Компоненттер массалық үлесін анықтау функциялары: $q_i = q_i(T_{ki}\ P_{ki}, z_{im})$ (17)

Басында $Q_{п1}$ кіретін ағынды есептейміз: $Q_{п1} = G \cdot I_t^n$ (18)

Бу энтальпиялары: $I_t^n = (129,58 + 0,134 \cdot T + 0,0059 \cdot T^2) \cdot (4 \cdot \rho^{15}_{15}) - 308,9$ (19)

$I_t^n = b \cdot (4 \cdot \rho^{15}_{15}) - 308,9$, мұнда T = 513 К (20)

$b = 129,58 + 0,134 \cdot 513 + 0,00059 \cdot 513^2 = 129,58 + 68,742 + 155,26 = 353,59$

1) н-гексан + изо-гексан: I_{513}^n =883,1кДж/кг; $Q = G \cdot I_t^n = 12,35 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
2) сутегі (H_2): I_{513}^n =1105,42 кДж/кг; $Q = 1105,42 \cdot 966,91 = 1,07 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
3) пентан (C_5H_{12}): I_{513}^n =1105,42 кДж/кг; $Q = 18,49 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
4) изопентан (C_6H_{14}): I_{513}^n =1098,38 кДж/кг; $Q = 1,79 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
5) метан (CH_4): I_{513}^n =1105,42 кДж/кг; $Q = 0,56 \cdot 10^6$ кДж/ сағ.
6) этан (C_2H_6): I_{513}^n = 1105,07 кДж/кг; $Q = 0,53 \cdot 10^6$ кДж/ сағ.
7) пропан (C_3H_8): I_{513}^n =1098,38 кДж/кг; $Q = 0,21 \cdot 10^6$ кДж/ сағ.
8) бутан (C_4H_{10}): I_{513}^n =1098,38 кДж/кг; $Q = 0,06 \cdot 10^6$ кДж/ сағ.

Кіру ағынының жылуы: $Q = \sum G_i \cdot I_t^n = 35,06 \cdot 10^6$ кДж/сағ.

Газ-өнім ағынымен кеткен жылу мөлшері: $Q_{п2} = G \cdot I_t^n$ (21)

T = 558 К болса, онда: b =129,58+74,772+183,7=388,05

1) н-пентан+изо-пентан: I_{558}^n =1000,38 кДж/кг; $Q = G \cdot I_t^n = 24,79 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
2) сутегі (H_2): I_{558}^n =1243,26 кДж/кг; $Q = 0,09 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
3) гексан: I_{558}^n =135,53 кДж/кг; $Q = 7,72 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
4) изогексан: I_{558}^n =1235,53 кДж/кг; $Q = 5,45 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
5) метан (CH_4): I_{558}^n =1243,26 кДж/кг; $Q = 0,37 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
6) этан (C_2H_6): I_{558}^n =1242,52 кДж/кг; $Q = 0,5 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
7) пропан (C_3H_8): I_{558}^n =35,53 кДж/кг; $Q = 0,45 \cdot 10^6$ кДж/сағ.
8) бутан (C_4H_{10}): I_{558}^n =1235,53 кДж/кг; $Q = 0,32 \cdot 10^6$ кДж/сағ.

Кетуші ағынның жылу: $Q = \sum G_i \cdot I_t^n = 39,69 \cdot 10^6$ кДж/сағ.

Қабырға арқылы жылу бөліну аз: $Q_p = Q_{п1} - Q_{п2} = 4,63 \cdot 10^6$кДж/сағ (22)

$H_ц/D$=1,4 [9,10]. Химиялық реактордың диаметрі: $d = \sqrt{4S/\pi}$ (23)

Ал қима ауданы: $S = V_p/H$ (24)

Диметрді табамыз: $d = \sqrt[3]{\frac{4V_p}{3\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 70}{1,4 \cdot 3,14}} = 3,2м$

Реактордың цилиндрлі бөлігінің биікітігі: $H_ц = \frac{V_p}{S} = \frac{70}{8,038} = 8,7м$ (25)

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 3,2^2}{4} = 8,038м^2$$

h/D = 0,25, осыдан: $h_{1,2}$=0,25·3,2=0,8м.

Жалпы биіктік: $H=h_1+ h_2+b_1+ b_2+H_ц$=1+0,8+5,6+0,05+0,05=7,7 м

МЕСТ 9617-61бойынша биіктікті 10 м деп қабылдаймыз.

2.6 Механикалық бөлім

2.6.1 Эллипсті қақпақ пен түптің механикалық есебі

«Тот баспайтын, сортамент» 03Х18Н11 маркалы листті болатты таңдаймыз. Бұл болаттан дәнекерленген аппараттар коррозияға және жоғары беріктілікке ие болады. Материалға ортаның қиратушы әсерін ескеріп, номиналды қалыңдығына қосымша қосынды С енгіземіз: $C=П\cdot\tau_a$=0,5мм (26)

Қондырғының эллипсті қақпағы мен түбінің қабырғасының қалыңдығын есептейміз [12]: $s_1 \geq s_{1p} + c$ (27)

$s_{1p} = \frac{pR}{2\varphi[\sigma] - 0,25p} = \frac{1,2 \cdot 3,2}{201,6 - 0,3}$ =0,0238 м, сонда: s_1 = 23,8+0,5 = 24,3 мм

Қақпақтың қалыңдығын s_1 = 25 мм деп қабылдаймыз [12].

Рұқсат етілген ішкі артық қысым [14]:

$$[p] = \frac{2(s_1 - c)\varphi[\sigma]}{D + 0,5(s_1 - c)} = \frac{2 \cdot (0,025 - 0,0005) \cdot 0,9 \cdot 112}{3,2 + 0,5(0,025 - 0,0005)} = 1,231 \text{ МПа}$$

МЕСТ 6533-78 стандарты бойынша h_1 =50 мм деп қабылдаймыз.

Штуцер үшін саңылауды күшейтуге қажет тексеруді өткіземіз [13]:

$$d_0 = 2\left(\frac{s - c}{s_p} - 0,8\right)\sqrt{D_p(s - c)} = 2 \cdot \left(\frac{0,025 - 0,0005}{0,0238} - 0,8\right) \cdot \sqrt{0,1568} = 0,2031м$$

Саңылауды күшейту керек болмайтын қақпақтың қабырғалары қалыңдығын анықтаймыз:

$$d_0 = 2\left(\frac{s - c}{s_p} - 0,8\right)\sqrt{D_p(s - c)} = 2 \cdot \left(\frac{0,035 - 0,0005}{0,0238} - 0,8\right) \cdot \sqrt{0,0784} = 0,1436 \text{ м}$$

Тексеру есебі [11,12]: $0,8\sqrt{D(s_1 - c)}$ =0,8· $\sqrt{3200 \cdot (25 - 0,5)} = 250,43 > h_1$

Сыртқы артық қысым p=0,101 МПа, абсолютті қысым кезінде қондырғы ішінде 0 МПа.Түп қабырғасының қалыңдығы [14]: $s_1 \geq s_{1p} + c$ (28)

$$s_{1p} = \max\left\{\begin{matrix} \frac{К_э R}{510}\sqrt{\frac{pn_y}{10^{-6}E}} \\ \frac{pR}{2[\sigma]} \end{matrix}\right\} = 8,0 \text{ мм} \quad (29)$$

Рұқсат етілген қысым $[p]_п$ беріктілік шарты бойынша:

$$[p]_n = \frac{2[\sigma](s_1 - c)}{R + 0{,}5(s_1 - c)} = \frac{2 \cdot 112(0{,}025 - 0{,}0005)}{4{,}0 + 0{,}5(0{,}025 - 0{,}0005)} = 1{,}368 \text{ МПа}$$

Рұқсат етілген қысым $[p]_E$ серпімділік шегіндегі орнықтылық шарты бойынша:

$$[p]_E = \frac{26 \cdot 10^{-6} E}{n_y}\left[\frac{100(s_1 - c)}{К_э R}\right]^2 = \frac{26 \cdot 10^{-6} \cdot 1{,}9 \cdot 10^5}{2{,}4}\left[\frac{100 \cdot (0{,}025 - 0{,}0005)}{0{,}21 \cdot 4{,}0}\right]^2 = 17{,}51 \text{МПа}$$

$$x = 10\frac{s_1 - c}{D}\left(\frac{D}{2H} - \frac{2H}{D}\right) = 10 \cdot \frac{0{,}025 - 0{,}0005}{4{,}0} \cdot \left(\frac{4{,}0}{2 \cdot 1} - \frac{2 \cdot 1}{4{,}0}\right) = 0{,}09$$

Рұқсат етілген сыртқы қысымды анықтаймыз:

$$[p] = \frac{[p]_П}{\sqrt{1 + \left(\frac{[p]_П}{[p]_E}\right)^2}} = \frac{1{,}368}{\sqrt{1 + \left(\frac{1{,}368}{17{,}51}\right)^2}} = 1{,}36 \text{ МПа} \tag{30}$$

Шартты тексереміз $\frac{P_1}{[P]} \le 1 : \frac{P_1}{[P]} = \frac{0{,}101}{1{,}36} = 0{,}074 \le 1 -$ шарт орындалды.

МЕСТ 6533-78 стандарт бойынша қабырға қалыңдығы s_1=25 мм болатын ернеулі эллипсті түпті қабылдаймыз [7].

2.6.2 Реактордың цилиндрлі обечайкалы қабырғасының қалыңдығын есептеу

Қабырғаның қалыңдығын табамыз [14]: $s \ge s_p + c$ (31)

$s_P = \frac{pD}{2[\sigma]\varphi_P - p} = \frac{1{,}2 \cdot 4}{2 \cdot 112 \cdot 1 - 1{,}2} = 0{,}0215$м, сонда: s=21,5+0,5=22мм, s=25мм деп қабылдаймыз.

Рұқсат етілген ішкі қысым: $[p] = \frac{2[\sigma]\varphi_P(s - c)}{D + (s - c)} = \frac{2 \cdot 112 \cdot 1(0{,}025 - 0{,}0005)}{4 + (0{,}025 - 0{,}0005)} = 1{,}36$ МПа

Рұқсат етілген сыртқы қысым: $[p] = \frac{[p]_П}{\sqrt{1 + \left(\frac{[p]_П}{[p]_E}\right)^2}}$ =0,334МПа (32)

Беріктілік шарты бойынша рұқсат етілген қысым [15]:

$$[p]_П = \frac{2[\sigma](s - c)}{D + (s - c)} = \frac{2 \cdot 112 \cdot (0{,}025 - 0{,}0005)}{4{,}0 + (0{,}025 - 0{,}0005)} = 1{,}36 \text{МПа}$$

Рұқсат етілген қысым $[p]_E$ орнықтылық шарты бойынша:

$$[p]_E = \frac{20{,}8 \cdot 10^{-6} E}{n_y \cdot B_1}\frac{D}{l}\left[\frac{100 \cdot (s - c)}{D}\right]^{2,5} = 1{,}176 \cdot \left[\frac{2{,}45}{4{,}0}\right]^{2,5} = 0{,}345 МПа \tag{33}$$

Білікті созушы күштермен жүктелген обечайка қабырғасының қалыңдығы шарттарға сай болуы керек [12]: $s \ge s_p + c$ (34)

$$s_p = \frac{F}{\pi D[\sigma]\varphi_т} = \frac{4{,}62}{3{,}14 \cdot 2{,}0 \cdot 112 \cdot 1} = 0{,}0066 \text{ м}$$

Білікті созушы күш: $F = \frac{\pi \cdot D_1^2 \cdot P_1}{4} = \frac{3{,}14 \cdot 4{,}0^2 \cdot 1{,}2}{4} = 15{,}1$ МН

Рұқсат етілген білікті созушы күш:

$$[F] = \pi \cdot (D_1 + s - c) \cdot (s - c) \cdot [\sigma] \cdot \varphi_m = 34{,}68 \text{ МН} \geq 15{,}1 \text{ МН}.$$

Шарт $s \geq s_p + c$ және $[F] \geq F$ орындалады.

Білікті сығушы күш [14]: $[F] = \frac{[F]_П}{\sqrt{1 + \left(\frac{[F]_П}{[F]_E}\right)^2}} = \frac{34{,}68}{\sqrt{1 + \left(\frac{34{,}68}{115{,}29}\right)^2}} = 33{,}21$МН (35)

Беріктілік шартынан: $[F]_П = \pi(D + s - c)(s - c)[\sigma] = 34{,}68$ МН

Орнықтылық шартынан [12]: $[F]_E = \min\{[F]_{E1};[F]_{E2}\}$ (36)

бірақ, келесі шарт бойынша: $l/D=1{,}525<10$, $[F]_E = [F]_{E1}$, сонда:

$$[F]_{E_1} = \frac{310 \cdot 10^{-6} E}{n_y} \cdot D^2 \left[\frac{100 \cdot (s - c)}{D}\right]^{2,5} = \frac{58{,}9}{2{,}4} \cdot 4^2 \left[\frac{100 \cdot 0{,}0245}{4}\right]^{2,5} = 115{,}29 \text{ МН} \quad (37)$$

Білікті сығушы күш: $F=0{,}25 \cdot \pi \cdot (D+2s)^2 \cdot p=0{,}25 \cdot 3{,}14 \cdot 4{,}05^2 \cdot 0{,}101=1{,}3$МН

Корпустың обечайкасы атмосфералық қысымда және қысымның жоқ кезінде де аппараттың ішінде 0,1МПа сыртқы қысымының және білікті сығушы күшінің F бірлескен әсерімен жұмыс істейді, сондықтан орнықтылықтың шарты орындалуы тиісті: $\frac{p}{[p]} + \frac{F}{[F]} \leq 1$ (38)

Орнықтылық шартын тексереміз [13]: $\frac{0{,}101}{0{,}334} + \frac{1{,}3}{33{,}21} = 0{,}34 \leq 1$

Обечайка қалыңдығын s=25 мм деп қабылдаймыз [15].

2.6.3 Аппаратты желдік күш-салмаққа және тірегін есептеу

Аппарат корпусының орташа диаметрі: $D_{орт} = D_в + (s - C_к) = 2{,}537$ (39)

Корпустың көлденең қимасының инерция моменті:

$$J = \frac{\pi}{8} D_{cp}^3 (s - C_k) = \frac{\pi}{8} 2{,}537^3 (0{,}02 - 0{,}001) = 2{,}58 \text{ м}^4; \quad (40)$$

Аппараттың өзіндік ауытқу периоды: $T = 4{,}45\sqrt{\frac{j(G_1 x_1^4 + G_2 x_2^4 + G_3 x_3^4 + G_4 x_4^4)}{JgHE^T}}$; (41)

Аппараттың максималды ауырлық күші үшін:

$$T = 4{,}45\sqrt{\frac{0{,}12(0{,}13 \times 27^4 + 0{,}22 \times 20^4 + 0{,}2 \times 12^4 + 0{,}2 \times 4^4)}{2{,}58 \times 9{,}81 \times 6{,}8 \times 2 \times 10^5}} = 0{,}041 \text{сек};$$

Аппараттың минималды ауырлық күші үшін:

$$T = 4{,}45\sqrt{\frac{0{,}12(0{,}06 \times 27^4 + 0{,}1 \times 20^4 + 0{,}08 \times 12^4 + 0{,}08 \times 4^4)}{2{,}58 \times 9{,}81 \times 6{,}8 \times 2 \times 10^5}} = 0{,}028 \text{сек}.$$

Әр жерге есептелген шапшаң қысым: $q_4=q=0{,}045 \times 10^{-2}$ МН/м^2.

$q_1= q_2=q_3=\theta q=1{,}55 \times 0{,}045 \times 10^{-2}$ МН/ м^2;

Шапшаң қысымның ұлғаю коэффициенті: $\beta_i = 1 + \varepsilon m_i$ (42)

1 аумаққа аппарат максимал ауырлық күші: $\beta_1=1+1{,}75 \times 0{,}34= 1{,}595$;

2 – 4 аумақтары үшін: $\beta_2 = \beta_3 = \beta_4 = 1 + 1{,}75\times0{,}35 = 1{,}613$;

1 аумаққа аппарат минималды ауырлық күші: $\beta_1 = 1+1{,}5\times0{,}34 = 1{,}51$

Ал 2 – 4 аумақтарына: $\beta_2 = \beta_3 = \beta_4 = 1 + 1{,}5\times0{,}35 = 1{,}52$.

Аппараттың әрбір жеріне желдің ауырлық күші: $P_i = 0{,}6\beta_I q_i D_i h_i$. (43)

Аппараттың максималды ауырлығында:

$P_1 = 0{,}6\times1{,}595\times0{,}0542\times10^{-2}\times1{,}5\times6 = 0{,}466\times10^{-2}$ МН;

$P_2 = P_3 = 0{,}6\times1{,}613\times0{,}0542\times10^{-2}\times2{,}0\times8 = 0{,}84\times10^{-2}$ МН;

$P_4 = 0{,}6\times1{,}613\times0{,}035\times10^{-2}\times2{,}0\times8 = 0{,}54\times10^{-2}$ МН;

Аппараттың минималды ауырлық күші кезінде:

$P_1 = 0{,}6\times1{,}51\times0{,}0542\times10^{-2}\times1{,}5\times6 = 0{,}441\times10^{-2}$ МН;

$P_2 = P_3 = 0{,}6\times1{,}52\times0{,}0542\times10^{-2}\times2{,}0\times8 = 0{,}79\times10^{-2}$ МН;

$P_4 = 0{,}6\times1{,}52\times0{,}035\times10^{-2}\times2{,}0\times8 = 0{,}51\times10^{-2}$ МН.

Желдің ауырлығынан аппаратқа салыстырмалы негізде иілуші моменттің формуласын ұсынамыз: $M_в = \sum_{i=1}^{n-n_0} P_1(x_i - x_0)$ (44)

Аппараттың максималды ауырлық күшінде: $\sum M_в = 41{,}66\times10^{-2}$ МН·м;

Аппараттың минималды ауырлық күші кезінде: $\sum M_в = 39{,}22\times10^{-2}$ МН·м.

Желдің ауырлығынан аппаратқа салыстырмалы негізде иілуші моменттің формуласын ұсынамыз: $M_{в.ni} = \sum_{i=1}^{n} 1{,}4\beta_i q_i x_{ni} \sum_{i=1}^{n} F_{ni}$ (45)

Аппараттың максималды ауырлық күшінде: $\sum M_{в.n} = 21{,}26\times10^{-2}$ МН·м;

Аппараттың минималды ауырлық күші кезінде: $\sum M_{в.n} = 20{,}13\times10^{-2}$ МН·м.

Желдік ауырлықтан жалпы иілу моменті: $M_{в.о} = \sum M_в + \sum M_{в.ni}$ (46)

Аппараттың максималды ауырлық күшінде: $M_{в.о} = 62{,}92\times10^{-2}$ МН·м;

Аппараттың минималды ауырлық күшінде: $M_{в.о} = 59{,}35\times10^{-2}$ МН·м.

Тіректің цилиндрлік қабырғасының қалыңдығын s=16 мм деп аламыз. Осы қабырғадағы қысу кернеуі[14]:

$$\sigma_c = \frac{G_{\max}}{[\pi(D+s)-d](s-C_k)} = \frac{0{,}75}{[\pi(1{,}6+0{,}016)-0{,}5](0{,}016-0{,}001)} = 10{,}9 \text{ МН/м}^2. \quad (47)$$

Иілу кернеуі: $\sigma_u = \frac{4M_{в.о}}{\pi(D+s)^2(s-C_k)} = \frac{4\times0{,}6332}{\pi(1{,}6+0{,}016)^2(0{,}016-0{,}001)} = 20{,}6 \text{ МН/м}^2$. (48)

Қатынасы: $\frac{D}{2(s-C_k)} = \frac{1{,}6}{2(0{,}016-0{,}001)} = 53{,}3$

$$K_c = 875\frac{\sigma_T}{E^t}k_c = 875\frac{330}{2\times10^5}0{,}052 = 0{,}0523.$$

$$K_u = 875\frac{\sigma_T}{E^t}k_u = 875\frac{330}{2\times10^5}0{,}054 = 0{,}0543.$$

Тірек обечайкасының қысымына мүмкін кернеу:

$$\sigma_{ид} = K_u E^t \frac{s-C_k}{D} = 0{,}0543\times2\times10^5\frac{0{,}016-0{,}001}{1{,}6} = 102 \text{ МН/м}^2.$$

Цилиндрлік тіректің тұрақтылық шарттарын (Рн = 0 болғанда) тексереміз:

$$\frac{\sigma_c}{\sigma_{c.д}} + \frac{\sigma_u}{\sigma_{u.д}} = \frac{10{,}9}{98} + \frac{20{,}6}{102} = 0{,}111 + 0{,}202 = 0{,}313 < 1,$$

Демек, тұрақтылық қамтамасыздалған.

Тігістегі қысымға ең жоғарғы кернеуді ($\varphi_ш$ = 0,7) есептейміз:

$$\sigma_{\max} = \frac{G_{\max}}{\varphi_ш F} + \frac{M_{в.о\max}}{\varphi_ш W} = \frac{G_{\max}}{\varphi_ш \pi (D+s)(s-C_k)} + \frac{4M_{в.о\max}}{\varphi_ш \pi (D+s)^2 (s-C_k)} = 43{,}3 \qquad (49)$$

σ_{max} = 43,3 МН/м2 < $\sigma_{с.д}$ = 160 МН/ м^2.

Сақиналы тіректің ішкі диаметрі: D_2 = D – 0,06 = 1,6 – 0,06 = 1,54 м.

Тіректің сыртқы диаметрі: D_1 =D+2s+0,2=1,6+2×0,016+0,2=1,832 м.

Сақиналы тіректің ауданы: $F = \frac{\pi}{4}(D_1^2 - D_2^2) = \frac{\pi}{4}(1{,}832^2 - 1{,}54^2) = 0{,}77$ м2.

Тірек ауданындағы сақинаның кедергі моменті:

$$W = \frac{\pi}{32} \times \frac{D_1^4 - D_2^4}{D_1} = \frac{\pi}{32} \times \frac{1{,}832^4 - 1{,}54^4}{1{,}832} = 0{,}304 \text{ м3}.$$

Тірек сақинасының үстіндегі қысымның ең жоғарғы кернеуі:

$$\sigma_{\max} = \frac{G_{\max}}{F} + \frac{M_{в.о\max}}{W} = \frac{0{,}75}{0{,}77} + \frac{0{,}6332}{0{,}304} = 3{,}055 \text{ МН/м}^2 < 10 \text{ МН/м}^2.$$

Тірек сақинасының қалыпты қалыңдығы (t = 0,1 м):

$$s_k^{'} = 1{,}73t\sqrt{\frac{\sigma_{\max}}{\sigma_{с.д}}} = 1{,}73 \times 0{,}1\sqrt{\frac{3{,}055}{160}} = 23{,}9 \text{ мм};$$

Коррозияға қосындыны ескеріп, $s_k^{'}$ = 30 мм дейміз.

Аппараттағы ең жоғарғы ауырлық күші: $\sigma = -1{,}105$ МН/м2;

Аппараттағы ең аз ауырлық күші: $\sigma = -1{,}534$ МН/м^2.

Іргетасты болттарға жалпы шартты ауырлықтарды есептейміз: $P_б^{'} = 0{,}785(D_1^2 - D_2^2)\sigma = 0{,}785(1{,}832^2 - 1{,}54^2)1{,}534 = 1{,}19$ МН.

Бір болтқа ауыртпалықты: $P_{б1}^{'} = \frac{P_б^{'}}{z} = \frac{1{,}19}{12} = 0{,}0995$ МН.

Болттардың бұрандасының ішкі диаметрі:

$$d_1^{'} = \sqrt{\frac{4P_{б1}^{'}}{\pi\sigma_д}} + C_k = \sqrt{\frac{4 \times 0{,}0995}{\pi 230}} + 0{,}002 = 25{,}5 \text{ мм} \qquad (50)$$

Болттардың М30 (d1 = 25,4 мм) аламыз. Болттық шеңбердің диаметрі:

$D_б$ = D + 2s + 0,12 = 1,6 + 2×0,016 + 0,12 = 1,752 м= 1750 мм.

3 Изомерлеу қондырғысын автоматтандыру

3.1 Изомерлеу процесінің автоматтандырылған басқарма жүйесі

Автоматикалық бақылау құралдары машина мен аппараттардың жағдайын технологиялық процесстің параметрлерін тіркеп, қызметшілерге дер кезінде шешім қабылдауға мүмкіндік береді. Автоматты бақылаудың құрал негізінде үш түрлі технологиялық сигнал беру қолданылады: соңғы, сақтандыру және авариялық. Автоматтандырылған басқарма аппараттардың қосылуын, тоқтатылуын, программадағыдай операцияның қатаң жүруін қарайды. Автоматтық регуляторларды қолдану өнімнің деңгейін аппараттарда және қоймаларда қалыпты қамтамасыздандырып тұрады. Изомерлеу процесінің автоматтандырылған басқарма жүйесінде техникалық құралдар технологиялық үрдістерді басқарудың барлық қызметін орындауы қажет.

Ұсынылып отырған қондырғы соңғы үлгідегі көп сатылы автоматтандырылған басқару жүйемен басқарылады. Процесті басқаратын негізгі жұмысын TPS жүйесі Honeywell фирмасы алды. Бұл байланыс торы процесті ұйымдастыру және мәліметтерді сақтаумен айналысады. Әрбір өндірістерді жеке блок пульті басқарады, олар орталық операторлармен CCR (Central Control Room) дайындалған. Әр басқару блогы тармақталған, яғни жекелеген түрде басқарылады. Барлық зауыт өрмегіне PCN (Personal Computer Network) қосылған.

Изомерлеу қондырғысы сұлбасында реактор, бөлгіш және қыздырғыш (пештер, жылуалмастырғыштар, тоңазытқыштар) блоктар, сонымен қатар параметрлер де бақыланады: температура, қысым, шикізат шығыны, катализатор, сұйық деңгейі, концентрация.

Біз келесі құралдарды таңдадық:

-Термоэлектрлі жаңғыртушы ТХА-0595-02 (0-500^{0}С), реактордың әр зонасындағы температураны бақылайды; ТХА-0496 (0-1200^{0}С), пештегі температураны бақылайды; ТСП Метран-256 (100П) (-20-300^{0}С), құбыр желісіндегі температураны бақылайды;

- Гидростатикалық қысым датчигі Метран-43Ф-ДГ-3595-МП-t10-015-25-10-42-ШР-ВИ., газсеператор мен отстойниктің бақылағыштары;.

-Көп функциалы массалық расходомер, моделі 3095М; шығатын өнімнің сапасын, мөлшерін есептейді; Мембранналық механизмді реттейтін клапандар (МИМ ППХ 250-10- 02-П6)

- Релейлі реттегіштің басқару блогы БУ 21ТУ 42 1821 0111 25-02.1685-74 оператор технолог щитінде орналасқан және сораптар режимін орнату үшін. Регуляторды басқару блогы БУ-12 электропневматикалық позиционермен реттелетін клапандардың механизмін жүргізеді;

4 Экономикалық бөлім

4.1 Күрделі және цехтық шығындарды есептеу

Кесте 13 – Қондырғы жұмысының жұмыс қорының тиімділігі

Уақыт қорының күнтізбесі	Қарапайым			
	Демалыс және мейрам күндері	Күрделі жөндеу	Ағымдағы жөндеу	Технологиялық себептері бойынша
365	-	19	4	2

Жабдықтар жұмыс уақытының тиімді қоры: *365–25=340к=8160сағ.*

Жабдықтардың қолдану коэффицентін табу керек: 340/365=0,9315

Кесте 14 – Негізгі өндіріс қорларының құны

Негізгі өндіріс қорларының атаулары	Қорларының бағасы		Амортизация	
	Тенге	%	тенге	%
Ғимарат	2274000	10,390	72768	3,2
Құрылымдар мен тапсыру құралдары	133125	0,610	16773	12,6
Жұмыс машиналары және күштік жабдықтар	19401096	88,665	2444538	12,6
Шаруашылық бұйымдар	7690	0,035	969	12,6
Бақылау– өлшегіш құралдары	65644	0,300	8271	12,6
Барлығы:	21881555	100	2543319	–

1т өнімге меншікті қаржы салымы [11]: $K_{уд} = \frac{Ф}{Q_{фак}} = \frac{21881555}{300000} = 156,29$ (51)

Жобаланған қондырғының күрделі шығындары:К=$К_{уд}$·Qпр=46889046т (52)

Цехтық шығындар: $З_ц$ =($З_п$· $З_{ц.к}$)/100=250966976,3тг (53)

Зауыт бойынша жалпы шығын [11]: $З_{ж.з}$=($З_п$·$Зк_{.з}$)/100=1254834882тг (54)

Өнімнің өндірістік өзіндік құндылығы: С=1048975371тг

4.2 Өндірісті ұйымдастыру және өндірістің негізгі жұмысшыларының еңбекақысының жылдық қорын есептеу

Тариф бойынша еңбекақы қоры: $Ф_т$=$D_{ст}$$НТ_{эф}$=1024,86·30·237=7286754,6 (55)

Сыйақы қоры: $Ф_{сый}$=($Ф_т$ ·П) / 100 = (7286754,6· 50) / 100 = 3643377,3

Түнгі уақыт төлемі: $D_{түн}$=($Ф_т$$hh_{түн}$)/$Т_{түн}$=(7286754,6·8·0,2)/24= 485783,64

Мейрам күні үшін төлем: $D_{мейр}$= ($Ф_т$ · 2,4) / 100 = 174882,11 тенге

Еңбекақы негізгі қоры: $Ф_н$=$Ф_т$+ $Ф_{түн}$+$D_ө$+$D_т$=11596946,81

Қосымша еңбекақы: $Ф_нқ$=($Ф_н$·D)/$Т_{эф}$=(11596946,81·37)/237=1810493,8 тг

Еңбекақының толық қоры: $Ф_{тол}$= $Ф_{нег}$+ $Ф_{қос}$=13407440,61 тенге

Толық қор: $Ф_{толРК}$= 1,5($Ф_{нег}$+ $Ф_{қос}$)=20111160,92тг

Зейнетақы қорына аударылым (10%): $Ф_{зк}$= $Ф_{нег}$·0,1=2011116,092тг

Орташа айлық еңбекақы: $Ф_{оае}$=$Ф_{толРК}$/($Н_к$*12)=55864,33тг

Кесте 15 – Негізгі өндіріс қызметкер санын және еңбекақы жылдық қорын есептеу

Мамандық атаулары	Дәреже	Жұмысшы саны		Төлем жүйесі	Тарифтік ставкалар	
		ауысым	тәулік		сағаттық тенге	күндік тенге
1.Аға-оператор	6	2	6	уақытылы сыйақылар (мөлшері 50%)	140,64	1125,1
2.Оператор	5	2	6		131,8	1054,4
3.Оператор	3	2	6		116,6	932,8
4.Машинист	5	2	6		131,0	1054,4
5.Машинист	4	2	6		120,5	964,0
Барлығы:	-	10	30			

4.3 Өнім, қосымша материалдың өзіндік құнын және өндірістің табысын есептеу

Кесте 16 – Заттардың өзіндік құны

Шикізат пен өнім түрі	Қондырғының жобаланған қуаттылығы, тонна	Шығын мөлшері	Жылдық шығындар	Тонна үшін бағасы	Жалпы төлем, мың тг
Пентан – гексан фракция шикізаты	300 000	1	300 000	45 000	13 500 000
«ИПК-2С» катализаторы	13,73	1	13,73	535000	7 345 550
Жиынтығы:					20845550

Кесте 17 – Тура шығындар

Атауы:	Құны, тг
1. Отын және энергетика	8 903 576 000
2. Еңбекақы	20111160,92
3. Әлеуметтік аударымдар	2011116,092
4. Қондырғыны жөңдеу және құралдарға шығын	74 080 19,796
5. Ішкі сүле	30 000 000
Жиынтығы:	8 963 106297

Негізгі өнімнің 1т-ның өзіндік құндылығы: $C = \frac{З_0}{Q_0} = 34965{,}84$ тенге (56)

Кесте 18 – Дайын өнімнің құнын анықтау

Өнім атауы	мөлшері	Өзіндік құн		Баға	
		1 тонна, тг	Толық бағасы, млрд. тг	1 тонна, мың тг	Толық бағасы, млрд. тг
Изомеризат	300000	34965,84	10,489	10489,7	31,469

Өнімнің бағасы: 31469000000–(20845550+8903576000)=31311578452тг

Негізгі қордың аударымы: 31311578452/25433191=787,46 тг

Еңбек сыйымдылық көрсеткіш: $T_P = \frac{норма \cdot саг}{онимдилик} = 0{,}0245$ адам·сағ/т (57)

Бір жұмысшыға шаққанда: $П_{тр} = \frac{T_п}{n} = \frac{31469000}{30} = 1341200$ мың тг (58)

Кіріс: $П_{пл} = Ц_{пл} - С_{пл}$ =31469000000–1048975371=29746246мың.тг (59)

Пайданы есептейміз: $P = \frac{П_{пл}}{C_{пл}} \times 100\% = \frac{29\,746\,246}{1\,048\,975\,371} \times 100 = 28\,\%$ (60)

Орын толтыру уақыты [11]: $C_{ок} = \frac{К}{П_{пл}} = \frac{46\,889\,046}{29\,746\,246,2} = 3$ жыл (61)

Кесте 19 – Негізгі техника-экономикалық көрсеткіштер

Негізгі көрсеткіштер	Есептелгені
Қондырғы қуаттлығы, мың т/жыл	300
Күрделі шығындар, млрд тг	0,23
Еңбекақы , млн тг	0,2
Жұмышылар саны, адам.	30
Бір жұмыскердің өнімі, сағ/т	0,0245
Дайын өнім көлемі, млрд тг	27,63
Өнім құны, т/тг	34965,84
Жалпы пайда, млрд тг	40,236
Таза пайда, млрд тг	17,8
Қор қайтарым	1,51
Табыстылық, %	28
Өтелу мерзімі, жыл	3

ҚОРЫТЫНДЫ

Қазіргі кезде экологиялық нормаларға қатаң тәртіп қойылғаннан кейін, «Автомобильді және авиациялық бензинге, дизельді және қазан отындарына, реактивті қозғалтқыштар мен мазут үшін отындарға қойылатын талаптары жайлы» техникалық регламенттің енгізілуіне және тауарлы бензиндерді өңдеудің ЕУРО-4 және ЕУРО-5 стандартына сай, перспективті өту жолына байланысты C_5-C_6 алкандарын изомерлеу қондырғысы әрбір мұнай өңдеу зауытының міндетті түрдегі атрибуты болатындай жағдайға келе жатыр.

Пентан – гексан фракциясын изомерлеу құрамындағы бензол және ароматты көмірсутектердің минималды аз мөлшерде болатын, жоғарыоктанды бензин компоненттерін өндіруде аса көп шығындалмайтын және экономикалық тиімді процесс болып табылады.

Жаңа ИПК-2С катализаторын қолдану 100-150◦С температурада изомеризаттың октан санын 82-84 пунктқа (ЗӘ) жеткізеді және шығымы 99 % мас. құрайды. Осылайша изомерлеу қондырғысы жобаланды. Сәйкес реакциялық аппарат таңдалып, өнімділігі 300 мың т/жыл арналған реактор үшін негізгі өлшемдер есептелді.

Қондырғыны жасау барысында ыңғайлы жұмыс үшін, барынша қауіпсіз жұмыс үшін, изомерлеу процесін жоғары эффективтілік пен оны тасымалдау қауіпсіздігін қамтамасыз ететін автоматиканың жаңа қондырғыларын қолданып, толығымен автоматтандырылған. Ол жүйедегі өндірістік бұзылулар мен үлкен олқылықтарды төмендетеді. Жобада, сонымен қатар жобаланып отырған қондырғының барлық шығын көрсеткіштерін ескере отырып, өндірістің технико-экономикалық бағасы берілген. Өнеркәсіп салыстырмалы түрде жоғары технико-экономикалық көрсеткіштерімен сипатталады. Бұл яғни мұқият жоспарлауға, материалды ресурстарды қолданудың жоғары деңгейіне және бастапқы шикізаттың өзіндік құнының төмендігіне байланысты.

Изомерлеу процесін жетілдірумен қолдану, Еуропаның сапа стандартына сай және мұнай өнімдерінің әлемдік нарығында бәсекеге қабілетті өнім сапасын жақсартуға мүмкіндік береді.

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

1 Кузнецов П.Н., Кузнецова Л.И., Твердохлебов В.П., Санников А.Л. Сравнительный анализ эффективности катализаторов изомеризации алканов C_5 – C_6 // Химическая технология. – 2005. - № 2. – с. 7 – 15.

2 Пайнс Г., Гофман Н.Э.. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ. М., ГОНТИ, 1986. Т.3, с. 75-116.

3 Сериков Ф.Т., Оразбаева К.Н., Айдналиева Г.З.. Методы нечеткого моделирования производственных объектов с применением компьютерных систем // Поиск. 2005. № 4. с. 101-105.

4 Башинский А.И., Вихман А.Г., Мириманян А.А., Савватеев М.А., Виевский В.Я., Ямольская М.Х.. Проектные решения по разработке комбинированной установки изомеризации с блоками подготовки сырья на НПЗ ОАО«Ангарская НХК»//Нефтепереработка и нефтехимия. –2006. – №6. – с. 9–14.

5 Бурсиан Н.Р.. Технология изомеризации парафиновых углеводородов Химия, 1985.- с. 192.

6 Эрих В.Н., Расина М.Г., Рудин М.Г.. Химия и технология нефти и газа. Изд. 2-е, пер. Л., Химия 1977.- с. 424.

7 Мириманян А.А., Вихман А.Г., Мкртычев А.А.. Промышленный опыт работы установок изомеризации пентан-гексановых фракций // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2006. – №4. – с. 22 – 30.

8 Омаралиев Т.О.. Мұнайдың құрылымын өзгертпей өңдеу: оқулық,- Алматы: 2005.-307 б.

9 Жоров Ю.М. и др.. Автоматизация и КИП, 1973, №6, с. 7-9.

10 Кузнецов А.А. Когерманов С.Н.. Расчет процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – М.: Химия, 1974.

11 Зубарева В.Д.. Задачник по экономике нефтяной и газовой промышленности. М.: Экономика, 1993.

12 Смидович Е.В.. Технология переработки нефти и газа. Ч.2 М., Химия , 1982 г.

13 Бурсиан Н.Р. - Проектирование установки изомеризации. Л., Химия, 1987 г.

14 Лащинский А.А. Толчинский Л.Р.. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. -Л.: Химия, 1970 г.

15 Перри Дж.. Справочник инженера – химика. Пер. с англ., / Под ред. Н.М.Жаворонкова и П.Г. Романкова. Л., Химия, 1968 г., с.1, 650.