

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ ҒЫЛЫМ ЖӘНЕ ЖОҒАРЫ БІЛІМ
МИНИСТРЛІГІ

"Қ.И.Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті"
коммерциялық емес акционерлік қоғамы

Қ.Тұрысов атындағы Геология және мұнай-газ ісі институты

Химиялық және биохимиялық инженерия кафедрасы

Жұмабай Дана Абылайқызы

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

Тақырыбы: «Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау
қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында
модельдеу»

6B07117 – «Мұнайгаз-химия өнімдерінің химиялық технологиясы»

Алматы 2025

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ ҒЫЛЫМ ЖӘНЕ ЖОҒАРЫ БІЛІМ
МИНИСТРЛІГІ

"Қ.И.Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті"
коммерциялық емес акционерлік қоғамы

Қ.Тұрысов атындағы Геология және мұнай-газ ісі институты

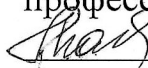
Химиялық және биохимиялық инженерия кафедрасы

КОРҒАУҒА ЖІБЕРІЛДІ

Кафедра меңгерушісі,

хим. ғыл. канд., қаумд.

профессор

 Р.А. Манғазбаева

«___» _____ 2025 ж.

Дипломдық жобаның
ТҮСІНІКТЕМЕ ЖАЗБАСЫ

Тақырыбы: «Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу»

6B07117 – «Мұнайгаз-химия өнімдерінің химиялық технологиясы»

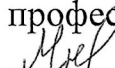
Орындаған



Жұмабай Д.А.

Пікір беруші

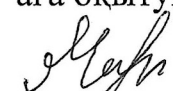
Хим. ғыл. канд., қауымдастырылған
профессор

 М.Ж.Керимкулова

«___» _____ 2025 ж.

Ғылыми жетекші

аға оқытушы

 М.Е. Нурсұлтанов

«___» _____ 2025 ж.

Алматы 2025

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ ҒЫЛЫМ ЖӘНЕ ЖОҒАРЫ БІЛІМ
МИНИСТРЛІГІ

"Қ.И.Сәтбаев атындағы Қазақ ұлттық техникалық зерттеу университеті"
коммерциялық емес акционерлік қоғамы

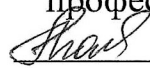
Қ.Тұрысов атындағы Геология және мұнай-газ ісі институты

Химиялық және биохимиялық инженерия кафедрасы

6В07117 – «Мұнайгаз-химия өнімдерінің химиялық технологиясы»

БЕКІТЕМІН

Кафедра меңгерушісі,
хим. ғыл. канд., қаумд.
профессор

 Р.А. Манғазбаева
«___» _____ 2025 ж.

**Дипломдық жобаны орындауға арналған
ТАПСЫРМА**

Білім алушы: Жұмабай Дана Абылайқызы

Тақырыбы: «Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу»

Университет Ректорының бұйрығымен бекітілген 2025 жылғы “29” қаңтар № 26-п/ө _____

Аяқталған жұмысты тапсыру мерзімі “11” маусым 2025 ж

Дипломдық жобаға арналған бастапқы деректер: Өнімділігі 1,457 млн т/жылына.

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

Ұсынылатын негізгі әдебиет 15 атау

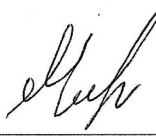
Дипломдық жобаны дайындау

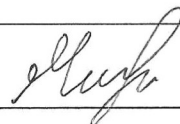
КЕСТЕСІ

Бөлімдер атауы, қарастырылатын мәселелер тізімі	Ғылыми жетекші мен кеңесшілерге көрсету мерзімдері	Ескерту
Әдеби шолу	24.02.2025 ж.	орындалған
Технологиялық бөлім	17.03.2025 ж.	орындалған
БӨҚ және автоматтандыру	31.03.2025 ж.	орындалған
Қауіпсіздік және еңбек қорғау	14.04.2025 ж.	орындалған
Қоршаған ортаны қорғау бөлімі	28.04.2025 ж.	орындалған
Экономика бөлімі	12.05.2025 ж.	орындалған
Графикалық бөлім	31.05.2025 ж.	орындалған

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
БӨҚ және автоматтандыру	М.Е.Нурсултанов, техника ғылымдарының магистрі, аға оқытушы	19.05.2025 ж.	
Экономика бөлімі	М.Е.Нурсултанов, техника ғылымдарының магистрі, аға оқытушы	26.05.2025 ж.	
Норма бақылаушы	М.Е.Нурсултанов, техника ғылымдарының магистрі, аға оқытушы	30.05.2025 ж.	

Ғылыми жетекші  М.Е. Нурсултанов

Тапсырманы орындауға алған білім алушы  Д.А. Жұмабай

Күні «__» _____ 2025 ж.

МАЗМҰНЫ

	Кіріспе	7
1	Әдеби шолу	8
1.1	Ілеспе көмірсутекті газдарды бензинсіздендіру	8
1.2	Газ бензинін тұрақтандыру және жеке көмірсутектерді бөлу	13
2	Технологиялық бөлім	15
2.1	Өндіріс орнын таңдау	15
2.2	Құрылыс орнын таңдау	16
2.3	Қондырғының бас жоспары	16
2.4	Шикізат, дайын өнім және қосымша материалдар сипаттамасы	15
2.5	Қондырғының технологиялық схемасының сипаттамасы	18
2.5.1	Жоғарғы температурада қайнайтын көмірсутектерді бөлу және құрғақ газды компрессиялау	18
2.5.2	Жоғарғы температурада қайнайтын көмірсутектерді фракциялау	21
2.6	Қондырғының материалдық балансы	22
2.7	Депропанациялау колоннасының технологиялық есептелуі	22
2.8	Колоннаның негізгі өлшемдері	32
2.9	Қондырғының негізгі аппараттары	
3	Бақылау-өлшеу аспаптары және процесті автоматтандыру	35
4	Еңбекті қорғау, қауіпсіздік техникасы және өртке қарсы шаралар	38
4.1	Өндірістегі потенциалды қауіпті жағдайлар	39
5	Экономикалық бөлім	40
5.2	Негізгі өндіріс жұмысшыларының санының есебі	40
6	Қоршаған ортаны қорғау	41
6.1	Қатты қалдықтар	41
6.2	Сұйық қалдықтар	42
	Қорытынды	43
	Пайдаланылған әдебиеттер тізімі	44

АНДАТПА

Дипломдық жобаның құрылымы мен көлемі.

Диплом 51 беттен, 5 сызбалардан, 25 кестеден, 15 әдебиет көздерінен тұрады.

Түйін сөздер: пропан, ілеспе газ, депропанациялау колоннасы.

Мақсаты: өнімділігі 1,457 млн т/жылына кептірілген ілеспе газды фракциялау қондырғысын жобалау.Еліміздегі пропан газының өндірісін арттыруды ұсына отырып, оның елімізде пайдалану аясын кеңейтуге негізделген.

Жобаның міндеттері: ГФҚ-да пропанды өндіру үшін газды фракцияларға бөлу әдістерінің ішінен оңтайлысын анықтау.Депропандау колоннасының жұмыс істеу принципі және технологиялық есептеулер жүргізу.

*Жобаның нәтижелері мен жаңалығы:*технологиялық есептеулер негізінде пропан газының өнімділігін арттыру үшін негізгі көмекші аппарат ретінде пропан колоннасының буландырғышы таңдалды.

АННОТАЦИЯ

Структура и объем дипломного проекта.

Дипломная работа состоит из 51 страниц, 5 рисунков, 25 таблиц, 15 список источников.

Ключевые слова: пропан, попутный газ, колонна депропанации.

Цель работы: в связи с широко использованием пропана в разных направлениях, предлагает увеличить производство пропанового газа в стране с помощью ГФУ.

Задачи работы: проектирование установки фракционирования сухого попутного газа производительностью 1,457 млн т/год и определение оптимальных способов разделения газа на фракции для производства пропана в ГФУ. Принцип работы колонны депропанации и ведение технологических расчетов.

Результаты и новизна работы: на основе технологических расчетов для повышения производительности пропанского газа в качестве основного вспомогательного аппарата выбран испаритель колонны пропана

ABSTRACT

The structure and volume of the diploma work.

The project consist of 51 pages, 5 figures, 25 tables,15 references.

Key words: propane, associated gas, column of depropanizer.

Research subjects: the work is related to the widespread use of propane in various directions and involves increasing the production of propane gas in the country using GFPs

Tasks of work: design of a dry associated gas fractionation unit with a capacity of 1.457 million tons / year and to Determine the optimal ways to divide gas into fractions for the production of propane in GFPs. The principle of operation of the depropanization column and conducting technological calculations.

The results of work and their novelty: based on technological calculations, the propane column evaporator was selected as the main auxiliary device to increase the productivity of Propane gas.

КІРІСПЕ

Қазіргі таңда мұнайхимиялық, мұнайөңдеу және газөңдеу — ауыр өнеркәсіптің жетекші салалары болып табылады. Оның ішінде ГӨЗ-ге (газ өңдеу зауыты) терең тоқталатын боламыз.

Көптеген мұнай-газ кенорындары Қазақстанның батыс аймағында және Каспий маңы бассейнінде ашылған.

«Қазақ газ өңдеу зауыты» Манғыстау өндіріс-территориялық комплексінде маңызды орынын алады. Зауыт Республиканың едәуір бөлігін тұрмыс сұйылтылған газбен қамтамазсыз етеді, аймақтың ел-жұртын құрғақ бензинмен өңделген газбен және пеш жағып жылытумен жетістіреді, Жаңаөзен қаласының кәсіпорындарының мұқтаждығын техникалық кислородпен қамтамазсыз етеді.

Отандық газ өңдеу өндірісі $C_1 - C_4$ көмірсутектерді бөлуге және қарапайым күкіртті алуға негізделген. Бірақта көмірсутекті газ халық шаруашылығы комплексінің тиімділігін өсіретін, көмірсутекті шикізаттың үлкен көзі ретінде ерекше қадағалауды талап етеді.

Мұнай газы, Республиканың халық шаруашылығын отынмен қамтамасыз ету үшін қосымша энергия көзі ретінде өте маңызды.

Еліміздегі қазіргі кезде бар кейбір газ өңдеу зауыттары ескірген, олар модернизациялауды талап етеді. Көмірсутекті газдардың сапасын және өңдеу тиімділігін өсіру—әлемдегі мұнай және газ өңдеу өндірісі тенденциясының қажетті талабы.

Біздің заманымыздағы мұнай мен газды өңдеу—бұл күрделі көп сатылы технологиялық процесс.

Көптеген жеңіл мұнайлар сусыздандыру мен тұзсыздандырудан кейін тұрақтандырылады—көмірсутектерінің метан, этан, пропан, бутанды, ал кейбір жағдайларда жартылай пентанды фракциялары айырылады. Осы фракцияларды алу мұнайды тасымалдау немесе сақтау кезінде құнды көмірсутектерінің жоғалуын азайту, сондай-ақ мұнай айдау қондырғысынан келіп түсетін мұнай буларының тұрақты қысымын қамтамасыз ету үшін қажет.

Газды өңдеу—отандық газ өнеркәсібінің ең жас саласының бірі, оның қарқынды дамуы соңғы жылдарда басталды. Газ өңдеу зауыттары елдің шаруашылығына пропанды-бутанды фракция немесе техникалық таза жеке көмірсутектері, газ немесе автомобиль бензиндері, дизельді отын, қарапайым күкірт, гелий түрінде сұйылтылған газдарды жеткізіп отырады. Сұйытылған газдар химия өнеркәсібінде шикізат, мотор отыны, сондай-ақ елді мекендерді, кәсіпорындарды, мал өсіретін фермаларды газдандыруға арналған тұрмыстық отын ретінде қолданылады.

Алдағы уақытта елімізде автомобильді отын ретінде сұйытылған пропан газын-сығылғын метан газымен алмастырып, пропанды пиролиз процесінің маңызды шикізаты ретінде пайдалану қолға алынуда. Пропан-аса бағалы полимерлер(полиэтилен,полипропилен) үшін таптырмас шикізат.

1 Әдеби шолу

Шығу жеріне байланысты мұнай газдары табиғи және жасанды болып бөлінеді. Жер қойнауынан алынатын кез келген жанғыш газ, мейлі ол табиғи, мейлі ол ілеспе болсын, өзінің химиялық қасиеті жағынан әртүрлі болып келеді. Оның құрамына көмірсутектен басқа шаң түйіріндей бөлшектер, су буы, азот кіреді. Ал кейбір кен орындарындағы газдардың құрамында қышқыл компоненттері – күкіртсутек, меркаптандар, көмірсутек диоксиді бар.

Жетілдірілген газөңдеу зауыттары мен қондырғылырда газ және конденсатты шикізаттан коммуналдық – тұрмыстық мақсатта қолданатын құрғақ газ, этан фракциясы, жеңіл көмірсутектерінің кең фракциясы, тұрақты газ конденсаты, қарапайм күкірт, меркаптандар сияқты көптеген аса бағалы өнім түрлерін өндіреді.

Жеңіл көмірсутектердің кең фракциясы және тұрақты конденсат келесі өнімдерді өндіруде бастапқы шикізат болып табылады:

- коммуналдық – тұрмыстық тұтынуға қажетті сұйытылған газдарды;
- мұнайхимиялық синтез үшін шикізат ретінде пайдаланатын пропан, изобутан, бутан, изопентан, пентан фракцияларын;
- дизель отынын, авиакеросинді, автомобиль бензинін, еріткіштерді, флотореагенттерді және қазандық отынды [4].

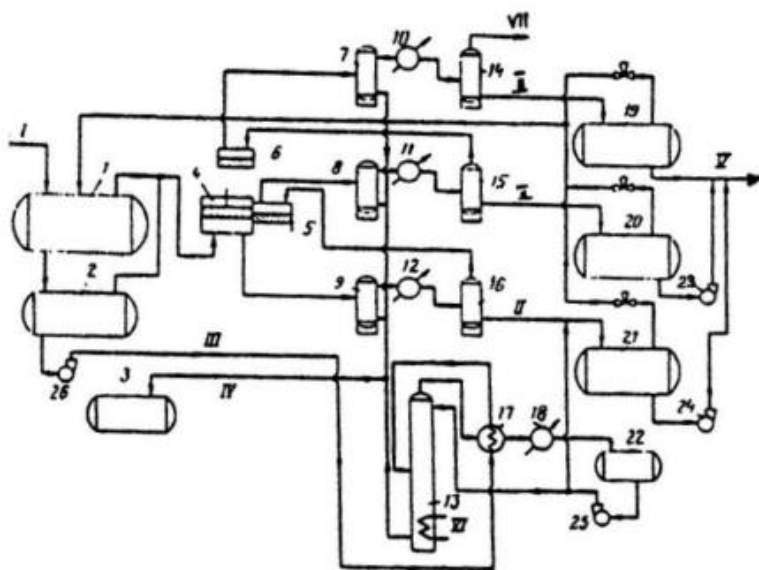
Газды тиімді пайдалану деп - одан мұнайхимиялық синтезге қажетті шикізат – жеке көмірсутектерді (пропан, бутан, пентан) максималды толық бөліп алуды айтамыз. Мұнай газын өңдеудің ең тиімді тәсіліне газ фракцияларын газфракциялау және оларды әрі қарай өңдеуге жарамды техникалық фракцияларға айналдыру. Бұл жағдайда газфракциялау өзінің техникалық және экономикалық көрсеткіштері бойынша газ қоспаларын компоненттерге бөлудің кең мүмкіншіліктерін көрсетеді.

1.1 Ілеспе көмірсутекті газдарды бензинсіздендіру

Ілеспе көмірсутекті газдарды бензинсіздендіру және сұйытылған газдарды алу екі жалғасып жүретін процестер: тұрақсыз газ бензинін алу және оны сұйытылған газдар компоненттерін немесе жеке көмірсутектерді бірден бөлумен тұрақтандыру. Қазіргі кезде өндірісте тұрақсыз газ бензинін алудың төрт әдісі қолданылады: компрессиялық, абсорбциялық, төменгі температуралы конденсация және төменгі температуралы ректификация [3].

Компрессиялық әдіс. Газды компрессорлармен сығып және оны тоңазытқышта суытуға негізделген. Газдарды сыққанда бөлінуші компоненттердің қысымы осы компоненттердің қаныққан буларының қысымына дейін жеткізіледі, осының нәтижесінде олар бу фазасынан сұйық фазаға ауысып тұрақсыз газ бензинін құрайды. Әдетте, қысымның өсуімен және температураның төмендеуімен сұйық фазаның мөлшері көбейеді. Мұнда конденсацияланған көмірсутектері жеңілдеу компоненттердің сұйық күйге айналуын жеңілдетеді, себебі олар сұйық компоненттерде ериді. Оптималды

қысым көп факторлармен, яғни бастапқы газ құрамымен, мақсатты компоненттерді бөлудің берілген дәрежесімен, сығуға кеткен энергия шығынымен және т.б анықталады. Көпшілік ілеспе газда үшін, келісілген бөлу дәрежесін ескере отырып, оптималдық қысымды 2,0-4,0 МПа аралығынд ұстайды. Газды екі немесе үш баспалдақты компрессорлармен сығады. Компрессорлардың жұмыс істеу режиміне аралық тоңазытқыштарда газдың аралық баспалдақты сууы және цилиндрлердің қабырғасының қажетті салқындауы үлкен әсер етеді. Аралықбаспалдақты салқындату түзілген конденсатты мүмкіндігінше көп бөлуге көмектеседі де сығуға қажетті энергия шығынын кемітеді, себебі сығу күші компрессорға түскен газ температурасының абсолюттік мәніне пропорционалды.



1-қабылдағыш аккумулятор; 2,3,19,20-жиналмалы сыйымдылықтар; 4,5,6-сәйкесінше компрессияның I, II және III сатысындағы цилиндрлер; 7,8,9-май бөлгіштер; 10,11,12,18-тоңазытқыштар; 13-сорғы бағанасы; 14,15,16 – компрессияның I, II және III сатысындағы сепараторлар; 17 – жылу алмастырғыш; 22 – суландыру сыйымдылығы; 23,24,25,26-сорғылар.

Ағындар: I - газ; II - газ бензині; III-буландыруға арналған ыдыратылған конденсат; IV-буланған бағанадан төменгі өнім және май бөлгіштерден жасалған өңделген май; V - газ бензині; VI - су буы; VII-құрғақ газ.

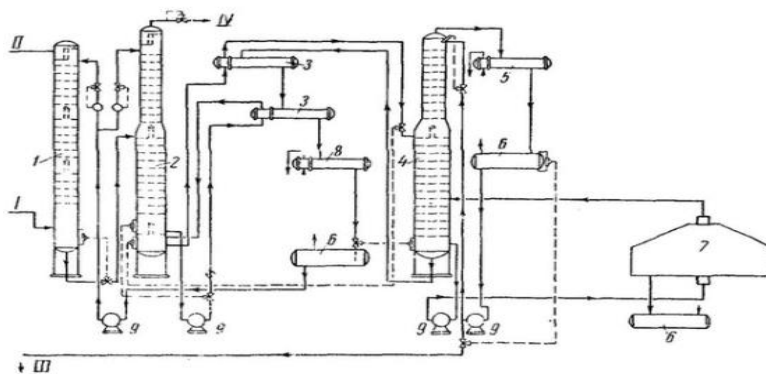
1-Сурет. Поршеньді компрессорлармен жабдықталған компрессиялық бензинсіздендіру қондырғысы.

Бастапқы газ шаңұстаушы және қорғаушы тор арқылы компрессордың бірінші баспалдағына беріледі. Сығылған газ тоңазытқышта суытылады да газ сепараторына түседі, одан әрі компрессияның екінші сатысына және т.б жіберіледі. Сонымен газ үш рет сығылады, суытылады, конденсаттан (газ бензинінен) бөлінеді де газбөлу желісіне жіберіледі. Газ сепараторлардың үш баспалдағынан шыққан конденсат тұрақты газ бензинін, сұйытылған газдар және техникалық жеке көмірсутектерін алумен тұрақтандырылады.

Газдарды сығу үшін поршенді және турбиналы компрессорлар қолданылады. Жоғарғы қысымдар шеңберінде поршенді компрессор көп қолданылады. Егер жоғары қуат қажет болғанда, ал қысым 4,5 МПа көп болмаса, компрессорды қолдану тиімді. Компрессордың түрін және қуатын таңдауға тартпаның түрі үлкен әсер етеді: электрқозғалтқыш, газмоторы, бу немесе газ турбинасы. Капиталдық жұмсау және пайдалану шығыны жағынан қысымға қарсы тұратын бу турбинасы экономикалық жағынан пайдалы.

Компрессиялық әдістің бір кемістігі сеператорларда жеңіл көмірсутектердің ауыр көмірсутектерден таза бөлінбеуі, осының нәтижесінде жеңіл көмірсутектердің аз бөлігі газ бензиніне араласып, ауыр көмірсутектерінің бір бөлігі газ фазасымен жоғалуы орын алады. Осының нәтижесінде газ бензині тұрақсыз болады және оның бөлінді потенциалдық мүмкіндіктен аз болады. Компрессиялық әдісті, 150 г/м^3 жоғары ауыр көмірсутектерден тұратын майлы газдарды бензинсіздендіру үшін қолданылады. Олардың мөлшері аз болғанда бұл әдіс тиімсіз. Бұл әдіс пропан фракциясының бөлінуіне қарап бензиннің толық бөлінуі туралы тұжырымдайды. Пропан фракциясын толық бөлу үшін компрессиялық әдісті басқа тиімді әдістермен бірге пайдалану қажет.

Газдарды бензинсіздендірудің абсорбциялық әдісі ең көп тараған. Бұл процесс газ қоспасының кейбір алькомпоненттерін сұйықпен (абсорбентпен) талғамды жұтуға негізделген. Абсорбент есебінде бензинді, керосинді немесе соляр дистилатын қолданады. Көмірсутектер ауыр болған сайын олардың абсорбентте ерігіштігі жоғарылайды. Еріген көмірсутектердің мөлшері қысымның өсуімен Генри заңына сәйкес және температураның төмендеуімен (абсорбция кезінде еріген газдың шамамен жылу конденсациясына теңдей жылу мөлшері бөлінеді) көбейеді. Генри заңына сәйкес сұйықтағы газдың ерігіштігі, сұйық бетіндегі будағы сыбағалы қысымына тура байланыста. Температура тұрақты болғанда, қысым абсорбцияға көмектеседі. Температураның өсуі газдың сұйықтағы еруін азайтады, абсорбцияны баяулатады. Технологиялық қондырғыда газдан пропан мен бутанды бөлуде температураны 35°C -тан жоғарылатпайды. Газдың сұйықтықпен жұтылуы жылу бөле жүреді.



1-абсорбер; 2-абсорбциялық – буландыру бағанасы; 3 – жылу алмастырғыштар; 4 – десорбер; 5 – конденсатор; 6 – сыйымдылықтар; 7 – құбырлы желі; 8 – тоңазытқыштар; 9-сорғылар.

I-шикі газдың кіруі; II – құрғақ газдың шығуы; III-тұрақсыз бензиннің шығуы; IV-абсорбциялық-буланған колоннадан газ

2-Сурет. Абсорбциялы қондырғының принципіалды сызбасы.

Абсорбцияны колонна аппаратында жүргізеді, мұнда газ бен сұйық фазаның жанасуын табақшалар немесе насадка арқылы іске асырады. Ең көп тараған қақпақты және торлы табақшалары бар абсорберлер. Екеуінде де табақша сұйық қабат болады, одан газ бүлкілдеп өтеді. Абсорбцияны салыстырмалы төменгі температурада (30-40°C) және жоғары қысымда (1,0-1,5 МПа) жүргізеді.

Ілеспе газ тазалау құрал-жабдығынан өткеннен кейін компрессорларға түседі, онда бір немесе екі сығу дәрежесінен өтіп, абсорбердің төменгі бөлігіне беріледі, ал жоғарыдан абсорбент беріледі. Бензинсізденген газ абсорбердің жоғары жағынан шығып, компрессияланған майдан тазару жүйесінен өткеннен кейін пайдаланушыға беріледі. Абсорбент негізінен пропан және одан жоғары көмірсутектерді және аздап метан мен этанды жұтады. Қаныққан абсорбент абсорбердің астынан шығады да желдеткішке түседі, мұнда қысымның төмендеуінен метан және этан бөлінеді. Желдеткіштен кейін қаныққан абсорбент жылуалмастырғыштан бұмен қыздырғыштан өтіп, десорберге жіберіледі, мұнда жұтылған көмірсутектері бөлінеді.

Десорбцияны салыстырмалы жоғары температурада (160-200°C) және төменгі қысымдарда (0,3-0,5 МПа) жүргізеді. Қаныққан абсорбенттен көмірсутектерді десорбциялау үшін газ фазасында бөлінуші компоненттің сыбағалы қысым сұйық фазадағыға қарағанда, аз болуы керек. Десорбциялаушы агент есебінде көбінесе өте ыстық су буы пайдаланылады. Бұмен әрекетке түскен ауыр көмірсутектер және су буы десорбердің жоғарғы жағынан шығады, конденсатор-тоңазытқыштан өтеді де субөлгішке түседі.

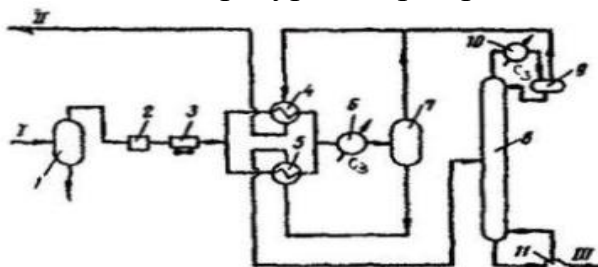
Субөлгіштен су астынан шығады, сұйық көмірсутегінің бір бөлігі десорберге қайтадан абсорбциялаушы компонент есебінде беріледі, ал балансты мөлшері тұрақсыз газ бензинінің ыдысына түседі. Десорбердің астынан регенрацияланған абсорбент шығып, жылуалмастырғышта өзінің жылуын қаныққан абсорбентке береді, тоңазытқышта суытылады да абсорбердің жоғары жағына қайта беріледі.

Бұл жазылған желі бойынша газдың пропаннан тек 50 пайыз шамасын ғана бөлуге болады. Сұйытылған газдардың бөлу дәрежесін көтеру үшін әр түрлі диаметрлі екі секциядан тұратын абсорбциялаушы – буландырушы колоннаны (абсорбциялаушы абсорбер) қолданылады. Диаметрі аз жоғарғы секция абсорбер қызметін атқарады, оның жоғарғы жағына абсорбент беріледі, осының нәтижесінде абсорбентпен жұтылған метан, этан және пропан бөлінеді. Пропан фракциялаушы абсорбердің жоғарғы секциясында жаңа абсорбентпен қайтадан жұтылады. Сонымен аппараттың жоғарғы жағынан құрғақ газ (метан, этан) шығады, ал астынан қаныққан абсорбент алынады. Абсорбциялық әдісті пайдалану бастапқы шикізаттан 70-90% пропанды, 97-98 % бутанды және тегіс пентанды және одан да ауыр компоненттерді бөлуге мүмкіндік береді.[2]

Газдарды төмен температуралы бензинсіздендіру. Төмен температуралы бензинсіздендіру процесстерінің арасынан төмен температуралы

конденсациялау мен ректификациялаудың жеке немесе қосарланған процесстері өндірісте көбірек қолдануда.

Төмен температуралы конденсациялау әдісі бойынша адсорбенттермен кептірілген газ минус 30 бен минус 45⁰С аралығына дейін суытылады да газ сеператорына түседі. Оның жоғарғы жағынан газ, астынан конденсат беріледі. Сұйық фаза ректификация колоннасына, этансыздануға, яғни, метан мен этаннан айыруға түседі. Төмен температуралы конденсациялауда, компрессия әдісіндегі сияқты, тек төмен температурада бір дәрежелі конденсациялау жүреді.

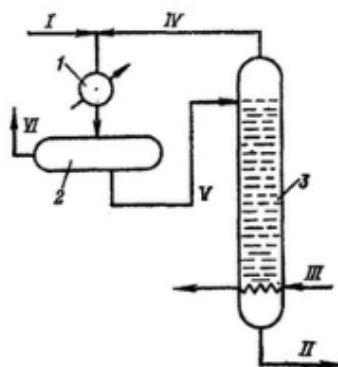


1,7-сепараторлар; 2-компрессор;3-ауа тоңазытқыш;4,5-жылуалмастырғыштар; 6,10 –пропанды буландырғыштар;8 деэтанизатор; 9 – рефлюксті сыйымдылық;11-рибойлер. I-шикі газ; II – құрғақ газ; III- көмірсутектердің кең фракциясы.

3-Сурет. Төмен температуралы конденсациялау әдісінің принципіалды схемасы.

Төмен температуралы ректификациялау әдісі бойынша бастапқы газ жылуалмастырғышта суытылады да ректификациялау колоннасына түседі. Колоннаның жоғарғы жағынан жеңіл көмірсутектері шығады, суытылады да пропан тоңазытқышында аздап конденсацияланады. Конденсат колоннаға суық ағын есебінде қайта беріледі. Колоннаның төменгі жағынан тұрақсыз бензин шығады.

Екі әдістің де артықшылықтары мен кемістіктері бар. Төмен температуралы конденсациялаудың ректификациялаумен салыстырғанда артықшылықтары мынадай: 1) газдың бәрі емес, тек оның конденсацияланған бөлігі ғана ректификация колоннасынан өтеді, бұл оның диаметрін азайтады; 2) метан мен этанның мөлшері конденсатта көп болмайды, сондықтан колоннаның жоғарғы жағының температурасы жоғары болуы мүмкін, бұл суыту шығынын азайтады және 3) капиталдық шығын көп емес.



1 - Сыртқы Тоңазытқыш цикл; 2-сепаратор; 3-ректификациялық баған.

I — шикі газ; II — ШФУ; III — жылу тасымалдаушы; IV — жоғарғы өнім колон V-суландыру; VI-бензинсізденген газ.

4-Сурет. Төмен температуралы ректификациялау әдісінің принципіалды схемасы.

Төмен температуралы ректификациялаудың артықшылықтары мынадай: 1) майлы газдардан мақсатты көмірсутектерді бөліп алу жоғары; 2) процесс икемді: колоннаның жоғарғы жағының температурасын өзгерте отырып, пропанды бөліп алудың тереңдігін алшақ аралықта өзгертуге болады. Төмен температуралы ректификациялауды пропан мен этанды терең бөлуде және сирек кездесетін газдарды бөлуде пайдаланылады. Майлы газдарды өңдеуде төмен температуралы конденсациялауды қолдану экономикалық жағынан пайдалану, себебі буландырғышта бұл әдісте жылыту мен суыту, колонна, компрессор және жылуалмастырғыш құрал жабдықтары аз қажет болады.

1.2 Газ бензинін тұрақтандыру және жеке көмірсутектерді бөлу

Өртүрлі әдістермен алынған газ бензинінің құрамында этанның; пропанның және бутанның мөлшері әжептәуір болады, қаныққан булар қысымы жоғары, жеңіл компоненттерді және өзінің құрамын сақтау кезінде осылай өзгере отырып, тез буланады. Тұрақсыз газ бензинін пайдалануға болады, яғни, метанды, этанды, пропанды және аздап бутанды бөлу.

Тұрақтандыру қондырғыларының екі түрі болады: тұрақтанған бензин және сұйытылған газдар (пропан – бутан фракциясы) және тұрақтанған бензин мен техникалық жеке көмірсутектер алу. Тұрақтандырудың бірінші варианты бойынша тұрақсыз бензин жылуалмастырғышта 40-45⁰С дейін қыздырылады да тұрақтандыру колоннасының орта бөлігіне беріледі. Колонна 1,0-1,5 МПа қысымда жұмыс істейді. Колоннаның жоғарғы жағындағы температура 40⁰С.

Колоннаның жоғарғы жағынан пропан-фракциясы бөлінеді, ол конденсатор-тоңазытқыштан өте де аз бөлігі қайтадан суық ағын есебінде беріледі. Тұрақтанған бензин колоннаның астынан шығады. Оның біраз бөлігін қыздырғыштан өткізеді және бу фазасы түрінде колоннаның төменгі жағына

жылу беру үшін қайта беріледі, ал баланс жылуалмастырғыш және тоңазытқыш арқылы дайын өнім есебінде сиымдылыққа түседі.

Тұрақтандырудың екінші варианты бойынша тұрақсыз газ бензині жылуалмастырғышта қыздырылады да 4,0 МПа қысымда істейтұғын этан колоннасының орта бөлігіне түседі. Бұл колоннаның жоғарғы жағынан құрғақ газ (метан мен этан) алынады. Оның төменгі жағынан қалдық пропан колоннасына жіберіледі. Ондағы қысымды 1,5 МПа шамасында ұстайды. Пропан колоннасының жоғарғы жағынан пропан аздап метан мен этанның қоспасымен шығады және конденсатор – тоңазытқышта арқылы оның аз бөлігі ағын есебінде қайта беріледі, ал оның басқа бөлігі сақтауға сыйымдылыққа түседі. Ағын сыйымдылығының жоғарғы жағынан конденсацияланбаған метан мен пропанды бөліп алады. Пропан колоннасынан шыққан қалдық бутан колоннасынан (0,4-0,6 Мпа қысым) бағытталады, оның жоғарғы жағынан бутандарды алады. Бутан фракциясы келесі изобутан колоннасында изобутан мен н-бутанға бөлінеді. Бутан колоннасының төменінен тұрақты газ бензинін өнім есебінде алады.[2]

1 кестеде тауарлы көмірсутектердің шамамен алынған құрамы келтірілген.

1 кесте - Тауарлы жеке көмірсутектердің шамамен алынған құрамы.

Компонеттер	Тауарлы көмірсутектері				
	пропан	бутан	изопентан	Н-пентан	гексан
Этан	1,4	-	-	-	-
Пропан	97,9	1,0	-	-	-
н-бутан	-	74,3	1,1	-	-
изобутан	0,7	23,7	-	-	-
н-пентан	-	-	3,2	94,4	2,0
изопентан	-	1,0	95,7	3,3	-
гексан	-	-	-	2,3	9,0

2 Технологиялық бөлім

2.1 Өндіріс орнын таңдау

Газды фракцияларға бөлу қондырғыларында кептірілген мұнайға ілеспе газды жеке таза техникалық көмірсутектеріне: метан, этан, пропан, бутан және жеңіл көмірсутектерінің кең фракциялары (ЖККФ) бөледі.

Қондырғы ректификациялық колонналардың комплексінен құралады. Соңғы кездерде газ өңдеу зауыттарында газды фракциялау қондырғыларын салу тоқтатылуда. Себебі газ өңдеу схемасы қиын үлкен зауыттарды салу үшін алғашқы өндіру периодында газдардың көп бөлігі жоғалғаннан кейін іске қосылады. Кептірілген ілеспе газды фракцияларға бөлудің қиын схемасын пайдалану сығылған газдардың аз көлемін тасымалдаған кезде қосымша капиталдық және эксплуатациялық шығындарды қажет етеді. Сондықтан газ өңдеу зауыттарын және газды фракцияларға бөлу қондырғыларын үлкен орташа кен орындарының маңында салу тиімдірек болады.

Бұл дипломдық жобада газды фракцияларға бөлу әдістерінің ішінен кептірілген ілеспе газды алдын-ала салқындату, сеперациялау және төмен температуралы ректификациялау әдісі таңдалынған.

2.2 Құрылыс орнын таңдау

Әр аймақта химиялық өнеркәсіп құрылысының негізгі экономикалық алғышарттары болып шикізат және энергетикалық ресурстардың болуы және халық шаруашылығының осы өнімге деген қажеттілігі болып табылады. Бірақ қазіргі уақытта газ өңдеу зауыттарының құрылысына қажетті орынды таңдау үшін шикізат базасының өндіріске жақын жерде орналасуы міндетті емес. Себебі шикізатты тасымалдау үшін құбырлар қолданылады, олар шикізатты қажетті аймаққа жеткізуін қамтамасыз етеді.

Газ өңдеу кәсіпорнын салу үшін ауыл шаруашылығына пайдалануға жарамсыз жерлер беріледі. Құрылыс орны туралы соңғы мәселелер келесі қосымша мәліметтерді есепке алғаннан кейін ғана шешіледі: қорғаныс сипаттағы пікірлер, экономикалық аймақтардың индустрияландырылуы, басқа кәсіпорындармен қалдықтарды пайдалану базасында бірлесу мүмкіндіктері.

Осы жұмыста жобаланып отырған өндірістің құрылысына санитарлық сақтау аймағын ескере отырып, Атырау облысы Құлсары қаласы ескі Қаратон маңындағы аймақ таңдалады. Газ өңдеу зауытын салу үшін осы жергілікті жерді бағалауда келесі шарттар сақталған:

- 1) жергілікті жердің рельефі құрылыс үшін ыңғайлы;
- 2) мамандар күшінің болуы;
- 3) жақын шикізат базаларының болуы (Теңіз кен орнының ілеспе газы);
- 4) кәсіпорынға қажетті негізгі және көмекші материалдарды жеткізу үшін ыңғайлы қатынас жолдарының жақын орналасуы, сонымен қатар оларды

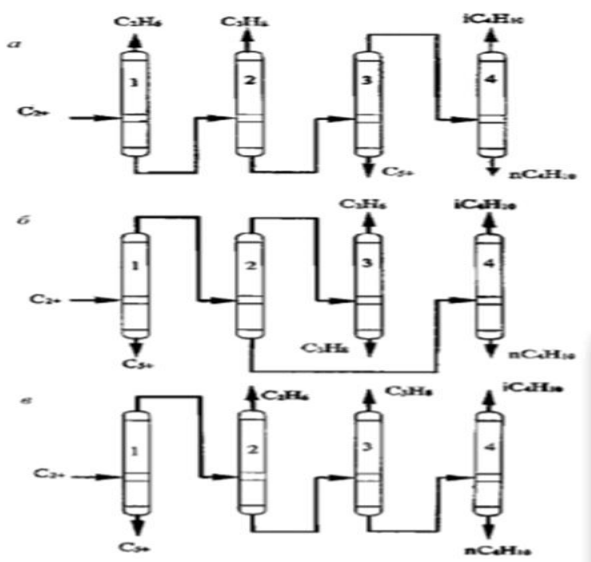
жартылай өнімдерді (фабрикаттарды) және дайын өнімдерді тасымалдау үшін пайдалану;

- 5) жергілікті шаруашылықтың өңделген газ өнімдеріне деген қажеттілігі;
- 6) жергілікті арзан құрылыс материалдарының болуы;
- 7) басым (үстеме) желдің бағытын дұрыс таңдау.

2.3 Қондырғының бас жоспары

Газды фракцияларға бөлу қондырғысының жұмысының тиімділігі тек жеке блоктардың тиімділігіне ғана байланысты ғана емес, сонымен қатар олардың өнеркәсіптік алаңда өзара орналасуына да байланысты.

Қондырғының алатын ауданы 1500 м^2 ($30 \times 50 \text{ м}$) құрайды. Қондырғы алаңында аппараттардың негізгі орналасуы принциптері (қағидалары) келесілер: аппараттар арасындағы айырмашылықтардың ВИТП-28-29 санитарлық және өртке қарсы нормаларға сәйкес болуы; қазіргі жаңа, механикаландырылған құралдарын қолдана отырып, жөндеу жүргізуді қамтамасыз ету; гидравликалық кедергілерді, металсыйымдылық және жылу шығындарын азайту үшін құбыртасымалдардың минималды ұзындығы.



5-Сурет. Газфракциялайтын қондырғының колонналарын орналастыру варианттары.

Колонналар саны, қажетті өнімдер санына байланысты болады. Негізінде, әдетте ГФҚ-да 3-10-ға дейін ректификациялық колонналар іске қосылады. Бүкіл колоннадағы тарелкалар саны шамамен 390-720 аралығында болады.

Газфракциялайтын қондырғының алаңын жобалау барысында бөліп жайғастыратын салу жүйесі қолданылады.

2.4 Шикізат, дайын өнім және қосымша материалдың сипаттамасы

Шикізат, дайын өнім және қосымша материалдың сипаттамалары төмендегі кестелерде көрсетілген.

2 кесте - Қондырғыға келіп түсетін жоғары қысымдағы күкіртсізденген газдың сипаттамасы.

Көрсеткіштің аталуы	Өлшем бірлігі	Мәні
Температура	°C	46,48
Қысым	Бар	61,10
Массалық шығым	кг/сағ	189950,8
Тығыздық	кг/м³	62,63
Молекулалық салмақ	кг/кмоль	21,85

3 кесте - Қондырғыға келіп түсетін жоғары қысымдағы күкіртсізденген газдың компоненттік құрамы.

Компоненттер	% (масс.)
Су	0,22
Күкірттісутек	0,00
Көміртегінің қос тотығы	0,00
Азот	1,35
Метан	74,40
Этан	13,69
Пропан	6,59
Изо-бутан	0,84
Бутан	1,62
Изо-пентан	0,42
Пентан	0,39
Гексан	0,25
Гептан	0,12
Карбонилсульфид	0,00
Метилмеркаптан	0,00

4 кесте - Еуропа сапасына сай пропанның техникалық шарттары.

Көрсеткіштердің аталуы	Техникалық шарттар
Этан, % (көл.)	макс.2,0
Пропан, % (көл.)	мин. 95,0
Бутан және одан ауыр, % (көл.)	макс. 2,5
Коррозиялы-агрессивті құраушылары (мыс пластинасында сынауы)	макс. 1

4-кестенің жалғасы

Компоненттер	% (масс.)
H_2S , миллион бөлшек (масса бойынша)	макс. 1
CO_2 , миллион бөлшек (масса бойынша)	макс. 1
Жпалпы күкірттің құрамы, миллион бөлшек (масса бойынша)	макс. 15
37,8°C кезіндегі буларының қысымы, МПа артық	макс. 1,379
Судың құрамы (мұздатуға байқау)	шыдайды

2.5 Қондырғының технологиялық схемасының сипаттамасы

2.5.1 Жоғарғы температурада қайнайтын көмірсутектерді бөлу және құрғақ газды компрессиялау

Күкіртсізденген газды салқындату, сеперациялау және кептіру блогынан шыққан кептірілген газ жоғары температурада қайнайтын көмірсутектерді бөлу блогына бағытталады [15].

Бұл блоктың мақсаты:

- шықтану нүктесі бойынша техникалық шарттың талабын орындау үшін кептірілген газдан C_{3+} фракциясын кетіру;
- этан мен пропанның мольдік қатынасы 0,021 кіші пропан фракциясын алу (этаннның құрамы бойынша техникалық шарттың талабын орындау үшін).
- Жүйе салқындықты оптималды түрде пайдалану үшін жобаланған және екі режимде жұмыс істеу үшін есептелген:
- Пропанды максималды бөлу режимі: кептірілген газдан C_{3+} максималды бөлу және пропан фракциясының максималды мөлшерін алу.
- Пропанды минималды бөлу режимі: кептірілген газдан C_{3+} минималды бөлу және пропан фракциясының минималды мөлшерін алу.

Төменде келтірілген жоғары температурада қайнайтын көмірсутектерді бөлу процесінің сипаттамасы жұмыстың қалыпты режиміне негізделген, яғни пропан фракциясын максималды бөлу режиміне (пунктің соңында екі режимінің негізгі айырмашылықтары көрсетілген кесте келтірілген-пропан фракциясын максималды және минималды бөлу режимі).

Кептіру блогынан кейін құрғақ газ терең салқындату үшін екіге бөлінеді: бірінші ағын Ж-1 және Ж-3 жылуалмастырғыштары арқылы өтеді (46 пайызы), ал екіншісі Ж-2 және Ж-4 жылуалмастырғыштары арқылы өтеді (54 пайызы). Қосылған ағынның температурасы -25°C болады. Бұл температура C-2 сеператорындағы сеперациялану эффективтілігін анықтайды, ал пропан фракциясының бөлінуі, сонымен қатар Ж-5 жылуалмастырғышындағы салқындату эффективтілігі осы температураға тікелей байланысты. Бұл деэтанациялау колоннасының жұмысына әсер етеді. Деэтанациялау колоннасына кірер алдында көмірсутекті шикізаттың ағыны этанды бөлудің оптималды температурасына дейін салқындайды (-18°C).

Ж-1 жылуалмастырғышы, С-2 сеператорының үстінен шыққан және алдын-ала Ж-5 жылуалмастырғышы арқылы өткен газбен, тазаланған және кептірілген газды -2°C -ға дейін салқындату үшін арналған. Осы Ж-1 жылуалмастырғышының құбыраралық кеңістігінен өткен газдың Кептірілген газ Ж-1 жылуалмастырғышының құбыр кеңістігінде жартылай конденсацияланады және одан кейін Ж-3 төмен қысымдағы салқындатқышына температурасы -22°C -ден $+14^{\circ}\text{C}$ -қа дейін өседі (рекуперация процесі). беріледі, мұнда ол -32°C изотермадағы қайнап тұрған пропанмен -24°C температураға дейін салқындайды.

Ж-2 мұздатқышы кептірілген газдың екінші ағынын -12°C изотермадағы қайнап тұрған пропанмен -7°C -ға дейін салқындату үшін арналған. Кептірілген газдың ағыны Ж-2 жылуалмастырғышында жартылай конденсацияланады және одан кейін Ж-4 жылуалмастырғышына келіп түседі, мұнда ол С-1 сеператорынан шығатын сұйықтықпен шамамен -24°C -ға дейін салқындайды, бұл сұйықтық құбыраралық кеңістікте -43°C температурадан -17°C температураға дейін ысытылады.

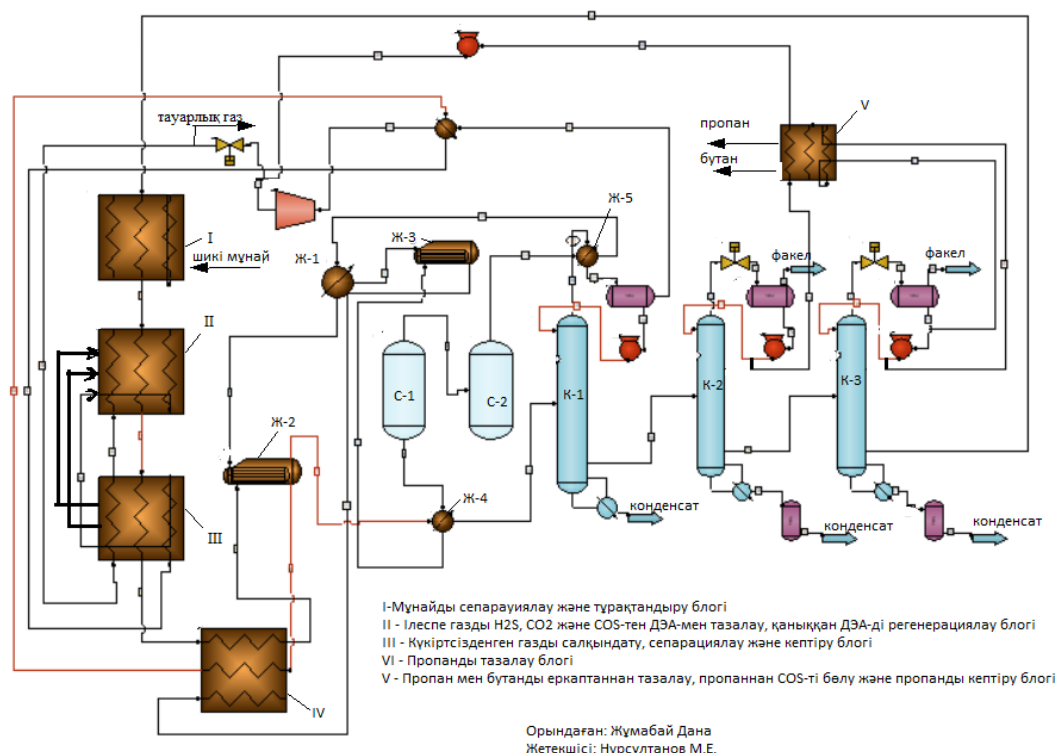
Жылуалмастырғыштардың екі бөлігінен шыққан салқындатылған ағындар бірігеді де, С-1 жоғары қысымдағы сеператорына келіп түседі. Сеператордың қалыпты жұмысының шарттары: температура -25°C және қысым 59 ат. Бұл аппараттың мақсаты конденсирленген сұйықты будан бөліп алу болып табылады. Бүмен бірге кеткен сұйықтықтың тамшыларын ұстау үшін сеператордың жоғарғы бөлігіне сым тордан жасалған демистер орнатылған. Сеператордың астынан шыққан сұйық көмірсутектердің ағыны Ж-4 жылуалмастырғышы арқылы өтіп, К-1 деэтанациялау колоннасының 19-ыншы табақшасына келіп түседі (ысытылған ағын).

С-1 сеператорынан шыққан будың қысымы КП-1 Джоуль-Томпсон клапынан откеннен кейін 59 ат.-дан 25 ат.-ға төмендейді. Температура сәйкесінше -25°C -дан қысым -47°C -ға төмендейді. Нәтижесінде ауыр көмірсутектердің біраз бөлігі конденсацияланады және сұйық көмірсутектердің қоспасы газбен бірге С-2 төмен температуралы сеператорына келіп түседі. С-2 мақсаты сұйық көмірсутектерді газ фазасынан бөлу. Газдың шығар жері сеператордың жоғарғы бөлігінде бірге кеткен сұйықтың тамшыларын ұстау үшін тор сымнан жасалған демистер орнатылған. С-2 сеператорынан шыққан газдар К-1 деэтанациялау колоннасының Ж-5 дефлегматорында хладагент ретінде пайдаланылады, одан кейін олра Ж-1 жылуалмастырғышының құбыраралық кеңістігі арқылы өтіп, КР-1 құрғақ газ компрессорының кірісіне келеді.

К-1 деэтанациялау колоннасының мақсаты — C_3 және одан да жоғары кубтық өнімді алу, бұл кубтық өнім әрі қарай К-2 депропанациялау колоннасына бағытталады. К-1 деэтанациялау колоннасында 39 клапанды табақша бар және келесі температуралар мен қысымдарда жұмыс жасайды: кубта — температура 85°C және қысым 23,8 ат. Колоннаның кубтық сұйықтығы Ж-7 ребойлеріне қыздырылады, мұнда энергия тасымалдығышы ретінде ыстық су пайдаланылады. Флегма СД-1 флегма жинағышынан келіп түседі (Ж-5 дефлегматорында алдын-ала салқындатылғаннан кейін). Деэтанатордың

корегі екі ағыннан тұрады: С-2 сеператорынан келетін салқын ағын, ол СД-1 флегма жинағышы арқылы келеді және екінші ағын колоннаның 19 –шы табақшасына түседі. К-1 колоннасының үстінен шығатын бу Ж-5 жылуалмастырғышында -18°C температурадан -30°C температураға дейін салқындатылады, мұнда олар жартылай конденсацияланады. Әрі қарай бұл екі фазалы ағын деэтанациялау колоннасының СД-1 флегма жинағышына бағытталады, мұнда фазалардың бөлінуі жүреді. СД-1 флегма жинағышынан шыққан сұйықтық СР-1 сорабы арқылы колоннаға беріледі. СД-1 флегма жинағышында бөлінген газдар Ж-6 пропанды қайта салқындатқышы арқылы КР-1 тауарлық газ компрессорына бағытталады.

К-1 колоннасының кубынан шығатын сұйықтық деэтанациялау колоннасының Ж-7 қайнатқышына бағытталады, мұнда ол 83°C температурадан 86°C температураға дейін жартылай буландырылады. Ж-6 және Ж-1 жылуалмастырғыштарынан шығатын құрғақ газ 23°C температурамен және 23 ат. қысыммен бір ағынға бірігіп КР-1 құрғақ газ компрессорының кірісіне келеді, бұл компрессор газды магистральды газ құбыры қысымына дейін компремирлейді (40-56 ат.). КР-1 компрессорынан жоғары қысыммен шығатын газ АСМ-1 ауамен салқындатқышына бағытталады. АСМ-1 ауамен салқындатқышының мақсаты—компромирленген тауарлық газды магистральды газ құбырына берместен бұрын оны 45°C температураға дейін салқындату.



6-Сурет. Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысының ChemCad бағдарламасындағы кескіні.

5 кесте - Пропанды бөлудің максималды және минималды режимін салыстыру.

Параметрлер	Пропанды максималды бөлу режимі	Пропанды минималды бөлу режимі
Пропанды бөлу коэффициенті	73%	55%
Ж-1 және Ж-3-ке бөлінген ағындардың шығынының қатынасы	46%	80%
С-1-дегі температура	(-)24°C	(-)9°C
Дезтанизациялау колоннасына кіре берісіндегі шикізаттың температурасы	(-)17°C	(-)15°C
Дезтанизациялау колоннасының флегмасының температурасы	(-)29°C	(-)24°C

2.5.2 Жоғары температурада қайнайтын көмірсутектерді фракциялау

Бұл блокта пропан, бутан және C_{5+} фракциясын алумен жоғары температурада қайнайтын көмірсутектерді ары қарай фракциялау жүреді.

К-1 дезтанизациялау колоннасынан шығатын кубтық қалдық К-2 депропанациялау колоннасы құрамында C_{4+} 2,5% (көл.) көп емес, жоғарғы сапалы пропан фракциясын және пропанның бутанға молдік қатынасы аз ($\approx 0,03$) кубтық өнім алуға арналған. Бұл 32 клапанды табақшасы бар колоннада ректификация процесімен жүзеге асады: кубтың температурасы және қысымы сәйкесінше 119°C және 16,2 ат. жылу колоннаға Ж-8-½ жылуалмастырғыштарынан беріледі, мұнда кубтық сұйықтық төмен қысымдағы бумен қыздырылады. Колоннаның жоғарысынан шыққан бу АСМ-2 ауаменсалқындатқышында 40°C температураға дейін салқындалатылып конденсацияланады.

Флегма депропанациялау колоннасының СД-2 флегма жинағышында жиналады, мұнда сұйық бетінде газ бұлты түзіледі. СР-2-А/В флегма сораптары пропанды СОС-тен тазалауға жібереді және колоннаға флегма ретінде кері береді. Кубтық сұйықтық депропанациялау колоннасының Ж-8-½ қайнатқыштарына беріледі, бұлардың әрқайсысы колоннаның жұмыс жасауы үшін қажетті 50% жылуды беруге есептелген. Сұйықтық шамамен 125-128°C температураға дейін қыздырылады және жартылай буланады. Қайнатқыштарға берілген төмен қысымдағы су буы өз жылуын беріп конденсацияланады. Конденсат әр қайнатқышқа арналған СД-4-1/2 конденсат жинағыштарында жиналып, одан әрі төмен қысымдағы бу конденсатының жалпы желісіне шығарылады. Колоннаның астынан шығатын сұйық кубтық өнім К-3 дебутанизациялау колоннасының 19-шы табақшасына беріледі.

Дебутанизациялау колоннасы құрамында C_{4+} 2,0% (көл.) көп емес жоғары сапалы бутан фракциясын алуға арналған, кубтық өнім мұнайды сеперациялау және тұрақтандыру блогына бағытталады, мұнда ол тұрақтандырылған мұнаймен араластырылады. Колоннада 24 клапанды және 8,6 ат.; жоғары бөлігінің температурасы және қысымы сәйкесінше 73,5°C және 8,7 ат. Жылу колоннаға Ж-9-1/2 жылуалмастырғыштарынан беріледі, мұнда кубтық сұйықтық төмен қысымдағы бумен қыздырылады. Колоннаның жоғарғы жағынан шыққан бу АСМ-3 ауамен салқындатқышына 35°C температураға дейін салқындатылып конденсацияланады. Флегма дебутанизациялау колоннасының СД-3 флегма жинағышында жиналады, мұнда сұйық бетінде газ бұлты түзіледі. СР-3 А/В флегма сораптары бутанды меркаптаннан тазалауға жібереді және колоннаға флегма ретінде кері береді. Кубтық сұйықтық дебутанизациялау колоннасының Ж-9-1/2 қайнатқыштарына беріледі, бұлардың әр қайсысы колоннаның жұмыс жасауы үшін қажетті 50% жылуды беруге есептелген. Сұйықтық шамамен 133-136°C температураға дейін қыздырылады және жартылай буланады. Қайнатқыштарға берілген төмен қысымдағы су буы өз жылуын беріп конденсацияланады. Конденсат әр қайнатқышқа арналған СД-5-1/2 конденсат жинағыштарында жиналып, одан әрі төмен қысымдағы бу конденсатының жалпы желісіне шығарылады. Колоннаның астынан шығатын сұйық кубтық өнімнің бір бөлігі тұрақтандырылған мұнаймен араластырылуға, ал екінші бөлігі абсорбциялы мұнай ретінде пайдалану үшін пропанмен бутанды меркаптаннан тазалау блогына бағытталады.

2.6 Қондырғының материалдық балансы

6 кесте - Күкіртсізденген газды алдын-ала салқындату және кептірудің материалдық балансы.

Аталуы	% (масс.)	кг/сағ	т/тәу *	т/жыл
Берілді:				
Күкіртсізденген газ	100	192684	4624,4	1572296
Барлығы	100	192684	4624,4	1572296
Алынды:				
Кептірілген газ	92,6	178488	4283,7	1456758
су+жоғары температурада қайнайтын көмірсутектер	2,1	3973	95,4	32436
Регенерация газы	5,3	10223	245,3	83402
Барлығы	100	192684	4624,4	1572296

* қондырғы 365 күннің, 340 күнінде шикізатты өңдейді, 22 күн қондырғыны күрделі жөндеуге кетеді

7 кесте - Кептірілген газды салқындату, сеперациялау, деэтанациялау және компрессиялаудың материалдық балансы.

Аталуы	% (масс.)	кг/сағ	т/тәу *	т/жыл
Берілді:				
Кептірілген газ	100	178488	4283,7	1456758
Барлығы	100	178488	4283,7	1456758
Алынды:				
Құрғақ газ	81,1	144803	3475,3	1181602
Деэтанациялау колоннасының кубтық қалдығы	18,9	33685	808,4	274856
Барлығы	100	178488	4283,7	1456758

8 кесте - Фракциялаудың материалдық балансы.

Аталуы	% (масс.)	кг/сағ	т/тәу *	т/жыл
Берілді:				
Деэтанациялау колоннасының кубтық қалдығы	100	33685	808,4	274856
Барлығы	100	33685	808,4	274856
Алынды:				
Пропан	47,3	15933	382,4	131381
Бутан	30,6	10308	247,4	84116
Деэтанациялау колоннасының кубтық қалдығы	22,1	7444	178,6	60724
Барлығы	100	33685	808,4	274856

9 кесте - Пропаннан COS пен меркаптанды бөлу және кептірудің материалдық балансы.

Аталуы	% (масс.)	кг/сағ	т/тәу *	т/жыл
Берілді:				
Пропан	100	15933	382,4	131381
Барлығы	100	15933	382,4	131381
Алынды:				
Тазартылған пропан	99,76	15895	381,5	131066
Меркаптан	0,24	38	0,9	315
Барлығы	100	15895	381,5	131381

2.7 Депропанациялау колоннасының технологиялық есептелуі

Келесі берілген мәндер арқылы газды фракциялау қондырғысының депропанациялау колоннасын есептейміз: шикізаттың құрамы (мол. %) C_2H_6

—0,57, C_3H_8 —57,22, $n-C_4H_{10}$ —28,53, $n-C_5H_{12}$ —13,68; дистилляттағы $n-C_4H_{10}$ мөлшері 0,7 мол. % болмауы керек, қалдықтағы C_3H_8 мөлшері 1,15 мол. % артық болмауы керек; шикізатты колоннаға беру температурасы $T_1 = 343$ К; колоннаның шикізат бойынша өнімділігі $G_{\text{сағ}} = 33685$ кг/сағ; колоннаның ауамен салқындату мұздатқышына берілетін ауаның бастапқы температурасы $T = 296$ К [1].

2.7.1 Шикізаттың құрамы

Шикізаттың орташа молекулалық массасы (10 кесте):

$$M_{\text{ор}} = \sum_1^4 M_{iC_i'} = 51,7448 \approx 51,74$$

10 кесте - Шикізаттың құрамы.

Шикізат- тың компонен- тері	Моле- кула- лық масса- сы M_r	Шикі- заттың құра-мы моль-дік үлес- пен c_i'	$M_{iC_i'}$	Шикі- заттың құрамы мольдік үлесі $c_i = \frac{M_{iC_i'}}{\sum M_{iC_i'}}$	Шикізаттағы мөлшері	
					кг/сағ	кмоль/ сағ
C_2H_6	30	0,0057	0,1710	0,0033	111	3,700
C_3H_8	44	0,5722	25,1768	0,4866	16391	372,523
$n-C_4H_{10}$	58	0,2853	16,5474	0,3198	10772	185,724
$n-C_5H_{12}$	72	0,1368	9,8496	0,1903	6411	89,042
-	1,0000	51,74	1,0000	33685	650,989	

2.7.2 Дистиллят пен қалдықтың мөлшері мен құрамы

Әрі қарай есептеу 100 к/моль шикізатқа жүргізіледі.

Колонна үшін материалдық баланстың теңдеуін төмендегіше жазамыз:

$$G = D + R \quad (1)$$

$$Gc'_{1D} = Dy'_{D1} + Rx'_{R1} \quad (2)$$

$$Gc'_{2D} = Dy'_{D2} + Rx'_{R2} \quad (3)$$

$$Gc'_{3D} = Dy'_{D3} + Rx'_{R3} \quad (4)$$

$$Gc'_{4D} = Dy'_{D4} + Rx'_{R4} \quad (5)$$

Бізге белгілі мәндерді осы формулаларға қою арқылы мынаны аламыз:

$$100 \times 0,0057 = Dy'_{D1} + (100 - D) \times 0 \quad (2')$$

$$100 \times 0,5722 = Dy'_{D2} + (100 - D) \times 0,0115 \quad (3')$$

$$100 \times 0,2853 = D \times 0,007 + (100 - D) \times x'_{R3} \quad (4')$$

$$100 \times 0,1368 = D \times 0 + (100 - D) \times x'_{R4} \quad (5')$$

(4') және (5') қосу арқылы мынаны аламыз:

$$42,21 = D \times 0,007 + (100 - D) (x'_{R3} - x'_{R4}).$$

Бірақта,

$$x'_{R2} + x'_{R3} + x'_{R4} = 1$$

мұндағы $x'_{R2} = 0,0115$.

Сондықтан

$$x'_{R3} + x'_{R4} = 1 - 0,0115 = 0,9885$$

Яғни,

$$42,21 = 0,007D + 98,85 + 0,9885D,$$

осыдан

$$D = \frac{56,64}{0,9815} = 57,71$$

$$R = 100 - 57,71 = 42,29.$$

(2') формуладан:

$$y'_{D1} = \frac{0,57}{57,71} = 0,0099.$$

(3') формуладан:

$$y'_{D2} = \frac{57,22 - 42,29 \times 0,0115}{57,71} = 0,9831$$

(4') формуладан:

$$x'_{R3} = \frac{28,53 - 57,71 \times 0,007}{42,29} = 0,6651$$

(5') формуладан:

$$x'_{R4} = \frac{13,68}{42,29} = 0,3234.$$

Дистиллят пен қалдықтың құрамы мен мөлшерінің мәндері 11 кестеде.

11 кесте - Дистиллят пен қалдықтың құрамы мен мөлшері.

Компоненттер	Шикізат, к /моль	Дистиллят D		Қалдық R	
		Dx'_{Di}	$y'_{Di} = x'_{Di}$	Rx'_{Ri}	x'_{Ri}
C ₂ H ₆	0.57	0.57	0.0099	-	-
C ₃ H ₈	57.22	56.73	0.9831	0.48	0.0115
н-C ₄ H ₁₀	28.53	0.41	0.0070	28.13	0.6651
н-C ₅ H ₁₂	13.68	-	-	13.68	0.3234
Қосындысы	100,00	57,71	1,0000	42,29	1,0000

Ескерту $\frac{D}{G} = 0.5771$

2.7.3 Колоннадағы қысым мен оның үстінгі және астыңғы бөлігінің температуралары

$$T_0 = 296 + 20 = 316 \text{ K}$$

$$\sum_1^3 k_i x'_{Di} = 1, \quad (6)$$

мұндағы k_i — фазаның тепе-теңдік константасы

Бұндай қысым $p_0 = 1,52 \times 10^6 \text{ Па}$ (15,5 ат.) тең болады. Фазаның тепе-теңдік константасы осыдан әрі номограмма бойынша анықталады [3, 159 бет].

Есептеу нәтижелері 12 кестеде.

12 кесте - (6)теңдікті есептеу нәтижелері.

Дистиляттың компоненттері	$T_0 = 316 \text{ К}$ және $\pi_0 = 1.52 \times 10^6 \text{ Па}$ (15,5 ат.) болған кездегі k_i	$x'_{Di} = y'_{Di}$ (кесте 2)	$k_i x'_{Di}$
C_2H_6	2,75	0,0099	0,027
C_3H_8	0,99	0,9831	0,973
$n-C_4H_{10}$	0,33	0,0070	0,002
Қосындысы	-	1,0000	$1,002 \approx 1,0$

$$\pi_D = \pi_0 + 0.05 \times 10^6 = 1.52 \times 10^6 + 0.05 \times 10^6 = 1.57 \times 10^6 \text{ Па (16 ат.)}$$

$$\sum_1^3 \frac{y_{Di}}{k_i} = 1. \quad (7)$$

$T_D = 318 \text{ К}$ тең болады.

Есептеу нәтижелері 13 кестеде көрсетілген.

13 кесте - (7)теңдікті есептеу нәтижелері.

Дистиляттың компоненттері	$T_0 = 316 \text{ К}$ және $\pi_D = 1.57 \times 10^6 \text{ Па}$ (16.0 ат.) болған кездегі k_i	$x'_{Di} = y'_{Di}$ (кесте 2)	$k_i x'_{Di}$
C_2H_6	2,780	0,0099	0,00356
C_3H_8	1,007	0,9831	0,97626
$n-C_4H_{10}$	0,34	0,0070	0,02059
Қосындысы	-	1,0000	$1,0004 \approx 1,0$

$$\pi_R = \pi_D + 0.02 \times 10^6 = 1.57 \times 10^6 + 0.02 \times 10^6 = 1.59 \times 10^6 \text{ Па (16.2 ат.)}$$

$$\sum_2^4 k_i x'_{Ri} = 1, \quad (8)$$

$T_R = 392 \text{ К}$ тең болады.

Есептеу нәтижелері 14 кестеде көрсетілген.

$$\pi_f = \frac{\pi_D + \pi_R}{2} = \frac{1.57 \times 10^6 + 1.59 \times 10^6}{2} = 1.58 \times 10^6 \text{ Па (16,1 ат.)}$$

$$\alpha_i = \frac{k_i}{k_3}. \quad (9)$$

$$\alpha_{i0} = 0.5(\alpha_{iD} + \alpha_{iF}) \quad (10)$$

мұндағы α_{iD} – температура $T_D = 318 \text{ К}$ және қысым $\pi_D = 1.57 \times 10^6$ болған кездегі берілген компоненттің салыстырмалы ұшқыштық коэффициенті, α_{iF} – шикізатты колоннаға беру температурасы $T_f = 343 \text{ К}$ және қысымы $\pi_f = 1.58 \times 10^6 \text{ Па}$ кезіндегі берілген компоненттің салыстырмалы ұшқыштық коэффициенті.

14 кесте - (8) теңдікті есептеу нәтижелері.

Дистиляттың компоненттері	$T_0 = 392 \text{ К}$ және $\pi_0 = 1.59 \times 10^6 \text{ Па}$ (16,2 ат.) болған кездегі k_i	$x'_{Di} = y'_{Di}$ (кесте 2)	$k_i x'_{Di}$
C_2H_6	2,600	0,0115	0,0299
C_3H_8	1,175	0,6651	0,7815
$n-C_4H_{10}$	0,580	0,3234	0,1876
Қосындысы	-	1,0000	0,999 $\approx$ 1,0

$$\alpha_{i0} = 0.5(\alpha_{if} + \alpha_{iR}) \quad (11)$$

мұндағы α_{iR} — температура $T_R = 392 \text{ К}$ және қысым $\pi_R = 1.59 \times 10^6$ болған кездегі берілген компоненттің салыстырмалы ұшқыштық коэффициенті.

2.7.4 Айдау үлесі мен шикізатты колоннаға беру кезіндегі сұйық және бу фазаларының құрамдары

Бастапқы шикізатты айдаудың мольдік үлесі e' мен температурасы $T_f = 343 \text{ К}$ және қысымы $\pi_f = 1.58 \times 10^6 \text{ Па}$ кезіндегі фазалардың құрамын Трегубовтың аналитикалық әдісімен төмендегі формулалар бойынша есептейміз:

$$\sum_1^4 x'_i = \sum_1^4 \frac{c'_i}{1 + e'(k_i - 1)} = 1 \quad (12)$$

және

$$\sum_1^4 y'_i = \sum_1^4 k_i x'_i = 1 \quad (13)$$

e' мәнін осы теңдіктер орындалатындай етіп қабылдаймыз. Айдаудың мольдік үлесінің бұндай мәні $e' = 0.17$ болып табылады. Есептеу нәтижелері 15 кестеде көрсетілген.

15 кесте - Шикізатты колоннаға беру кезіндегі сұйық және бу фазаларының құрамдары мен айдаулық мольдік үлесі.

Шикізаттың компоненттері	Шикізаттың құрамы c'_i	$T = 343 \text{ К}$ және $\pi_f = 1.58 \times 10^6 \text{ Па}$ (16.1 ат.) болған кездегі k_i (6 кесте)	$1 + e'(k_i - 1)$ $e' = 0.17$	$x'_i = \frac{c'_i}{1 + e'(k_i - 1)}$	$y'_i = k_i x'_i$
C_2H_6	0,0057	3,70	1,4590	0,0039	0,0144
C_3H_8	0,5722	1,47	1,0799	0,5299	0,7789
$n-C_4H_{10}$	0,2853	0,57	0,9269	0,3078	0,1754
$n-C_5H_{12}$	0,1368	0,23	0,1574	0,1574	0,0362
Қосындысы	1,0000	-	-	0,999 $\approx$ 1	1,0049 $\approx$ 1

2.7.5 Толық бүрку режимінің есебі

Біздің жағдайда бөлу мақсаты дистилляттағы $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ мөлшерімен ($y'_{D3} = 0,007$) және қалдықтағы C_3H_8 мөлшерімен ($x'_{R2} = 0,0115$) берілген. Толық бүрку режимін жобалау дәрежесінің саны f төмендегі формуламен анықталады:

$$f = Z + 2, \quad (14)$$

мұндағы Z – бөлу өнімдеріндегі компоненттердің нольдік концентрациясының саны.

Дистилляттағы пропанның мольдік үлесі $y'_{D2} = 0,9831$ болғандықтан, пропан бойынша барлық колоннаның материалдық балансының теңдеуінен аламыз:

$$\frac{D}{G} = \frac{c'_2 - x'_{R2}}{y'_{D2} - x'_{R2}} = \frac{0,5722 - 0,0115}{0,9831 - 0,0115} = 0,577$$

$$\frac{R}{G} = 1 - \frac{D}{G} = 1 - 0,577 = 0,423,$$

$$\frac{G}{R} = \frac{1}{0,423} = 2,3641.$$

$$\frac{G}{R} = \frac{y'_{D3} - c'_3}{y'_{D3} - x'_{R3}}$$

$$x'_{R3} = y'_{D3} - \frac{G}{R} (y'_{D3} - c'_3) = 0,007 - 2,3641 (0,007 - 0,2853) = 0,6649$$

$$N = \frac{\lg \frac{x'_{D2} x'_{R3}}{x'_{R2} y'_{D3}}}{\lg \frac{\alpha_2}{\alpha_3}} = \frac{\lg \frac{0,9831 \times 0,6649}{0,0115 \times 0,007}}{\lg \frac{2,58}{1}} = 9,5 \text{ табақша.}$$

x'_{R4} = құрамы Багатуров теңдеуі бойынша анықталады:

$$\frac{c'_2}{x'_{R2}} (\alpha_4^N - \alpha_3^N) + \frac{c'_3}{x'_{R3}} (\alpha_2^N - \alpha_4^N) + \frac{c'_4}{x'_{R4}} (\alpha_4^N - \alpha_2^N) = 0 \quad (15)$$

$$\frac{0,5722}{0,0115} = (0,4^{9,5} - 1^{9,5}) + \frac{0,2853}{0,6649} (2,58^{9,5} - 0,4^{9,5}) + \frac{0,1368}{x'_{R4}} (1^{9,5} -$$

$$2,58^{9,5}) = 0$$

осыдан $x'_R = 0,3234$.

C_2H_6 , $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ және $n\text{-C}_5\text{H}_{12}$ компоненттері бойынша жазу арқылы x'_{R1} құрамын төмендегі теңдеумен анықтаймыз:

$$\frac{c'_1}{x'_{R1}} (\alpha_4^N - \alpha_3^N) + \frac{c'_3}{x'_{R3}} (\alpha_1^N - \alpha_4^N) + \frac{c'_4}{x'_{R4}} (\alpha_3^N - \alpha_1^N) = 0 \quad (16)$$

$$\frac{0.0057}{x'_{R1}}(0.4^{9.5}-1^{9.5})+\frac{0.2853}{0.6649}(6.49^{9.5}-0.4^{9.5})+\frac{0.1368}{0.3234}(1^{9.5}-6.49^{9.5})=0$$

осыдан $x'_{R1} = 180 \times 10^{-10}$.

Тексеру:

$$\sum_1^4 x'_{R1} = 0+0,0115+0,6649+0,3234 = 0,9998 \approx 1.$$

Есептеу нәтижесінде өте аз мән шыққандықтан $x'_{R1} = 0$ деп алуға болады.

y'_{D1} анықтау үшін бұл формуланы C_2H_6 , C_3H_8 және $n-C_5H_{12}$ жазамыз:

$$\frac{c'_1}{y'_{D1}}(\alpha_3^{-N} - \alpha_2^{-N}) + \frac{c'_2}{y'_{D2}}(\alpha_1^{-N} - \alpha_3^{-N}) + \frac{c'_3}{y'_{D3}}(\alpha_2^{-N} - \alpha_1^{-N}) = 0 \quad (17)$$

$$\frac{0.0057}{y'_{D1}}(1^{-9.5}-2,58^{9.5})+\frac{0.5722}{0.9831}(6,49^{-9.5}-1^{-9.5})+\frac{0.2853}{0.007}(2,58^{-9.5}-6,49^{9.5})=0$$

осыдан $y'_{D1} = 0,0099$.

C_2H_6 , C_3H_8 және $n-C_5H_{12}$ компоненттері бойынша жазу арқылы y'_{D4} мәнін төмендегі теңдеумен анықтаймыз:

$$\frac{c'_1}{y'_{D1}}(\alpha_4^{-N} - \alpha_2^{-N}) + \frac{c'_2}{y'_{D2}}(\alpha_1^{-N} - \alpha_4^{-N}) + \frac{c'_3}{y'_{D3}}(\alpha_2^{-N} - \alpha_1^{-N}) = 0 \quad (18)$$

$$\frac{0.1368}{y'_{D4}}(2.58^{-9.5}-6,49^{-9.5})+\frac{0.5722}{0.9831}(6.49^{-9.5}-0,4^{-9.5})+\frac{0,0057}{0.0099}(0,4^{-9.5}-$$

$$2,58^{9.5})=0$$

осыдан $y'_{D4} = 0.444 \times 10^{-9}$.

Есептеу нәтижесінде өте аз мән шыққандықтан $y'_{D4} = 0$ деп алуға болады.

Тексеру:

$$\sum_1^4 y'_{D4} = 0,0099+0,9831+0,007 + 0 = 1.$$

2.7.6 Минималды бүрку

$$\sum_1^4 \frac{\alpha_i c'_i}{\alpha_i - \varphi} = e' \quad (19)$$

$\varphi = 1.3$ деп аламыз.

16 кесте - (19) теңдеуді есептеу нәтижелері.

Шикізат компоненттері	c'_i	α_i	$\alpha_i c'_i$	$\alpha_i - \varphi$	$\frac{\alpha_i c'_i}{\alpha_i - \varphi}$
C_2H_6	0,0057	6,49	0,0370	5,19	0,0071
C_3H_8	0,5722	2,58	1,4763	1,28	1,1533
$n-C_4H_{10}$	0,2853	1,00	0,2853	-0,3	-0,951
$n-C_5H_{12}$	0,1368	0,40	0,0547	-0,9	0,0608
Қосындысы	1,0000	-	-	-	0,1486 $\approx$ 0

$$r_{\min} = \sum_1^3 \frac{\varphi y'_{Di}}{\alpha_i - \varphi} \quad (20)$$

Мынаны аламыз:

$$r_{\min} = \frac{\varphi y'_{D1}}{\alpha_1 - \varphi} + \frac{\varphi y'_{D2}}{\alpha_2 - \varphi} + \frac{\varphi y'_{D3}}{\alpha_3 - \varphi} = 1,3 \left(\frac{0,0099}{6,49-1,3} - \frac{0,9831}{2,58-1,3} - \frac{0,0115}{1-1,3} \right) = 1$$

$$\sum_2^4 \frac{\alpha_i x'_{Ri}}{\alpha_i - \varphi} = -S_{\min}. \quad (21)$$

$$-S_{\min} = \frac{\alpha_2 x'_{R1}}{\alpha_2 - \varphi} + \frac{\alpha_3 x'_{R3}}{\alpha_3 - \varphi} + \frac{\alpha_4 x'_{R4}}{\alpha_4 - \varphi} = \frac{2,58 \times 0,0115}{2,58-1,3} + \frac{1 \times 0,6649}{1-1,3} + \frac{0,4 \times 0,3234}{0,4-1,3} = -2,33$$

осыдан $S_{\min} = 2,34$.

$$s_{\min} = \frac{\frac{D}{R} r_{\min} + (1-e') - \frac{R}{G}}{\frac{R}{G}} = \frac{0,577 \times 1 + (1-0,7) - 0,423}{0,423} = 2,3$$

2.8 Колоннаның негізгі өлшемдері

Колоннаның диаметрі. Колоннаның ішкі диаметрі төмендегі формуламен анықталады:

$$D_{iш} = \sqrt{\frac{4V_{cek}}{\pi\omega}} \quad (52)$$

мұндағы V_{cek} - колонна қимасынан өтетін булардың ең көп секундық көлемі;
 ω - колоннаның толық қимасындағы будың мүмкін жылдамдығы.

$$V_2 = g_1 + D = 106 + 57,71 = 163,7 \text{ кмоль } 100 \text{ кмоль шикізатқа}$$

$$V_m = 138,5 \text{ кмоль } 100 \text{ кмоль шикізатқа}$$

$$V_l = 121,5 \text{ кмоль } 100 \text{ кмоль шикізатқа}$$

$$V_R = 99 \text{ кмоль } 100 \text{ кмоль шикізатқа}$$

$$V_{cek} = \frac{22,4 G \quad T_2 \times 0,1 \times 10^6 Z}{3600 \times \pi D}, \quad (53)$$

мұндағы G_B колонна жоғарысындағы булардың сағаттық мөлшері.

$$\frac{V_2 G}{100 M} \frac{\text{сағ}}{\text{ор}} = \frac{163,7 \times 33685}{100 \times 51,74} = 1066 \text{ кмоль / сағ.}$$

$$T_{кр} = 369,8 \text{ К}$$

$$P_{кр} = 4,21 \times 10^6 \text{ Па}$$

$$T_{кел} = \frac{T_2}{T_{кр}} = \frac{322}{369,8} = 0,87$$

$$\pi_{кел} = \frac{\pi_D}{P_{кр}} = 0,37$$

$$V_{cek} = \frac{1026 \times 22,4 \times 322 \times 0,1 \times 10^6 \times 0,75}{3600 \times 273 \times 1,57 \times 10^6} = 0,374 \text{ м}^3 / \text{сағ.}$$

Колоннаның толық қимасындағы булардың мүмкін жылдамдығын келесі формула бойынша анықтаймыз:

$$u = 0.305 \text{ c} \sqrt{\rho_{\text{бу}} (\rho_{\text{сұй}} - \rho_{\text{бу}})} , \quad (54)$$

мұндағы u —булардың массалық жылдамдығы, кг/(м²×с); $\rho_{\text{бу}}$ және $\rho_{\text{сұй}}$ —колоннаның жоғарысындағы булардың және сұйықтардың тығыздықтары, кг/м³, c —табақшалар арасындағы қашықтыққа байланысты коэффициент, ол график бойынша анықталады, c —табақшалар арасындағы қашықтыққа байланысты коэффициент, ол график бойынша анықталады [7, 638 бет].

$$\rho_{\text{бу}} = 0,0339 \text{ г/см}^3 = 34 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{сұй}} = 0,460 \text{ г/см}^3 = 460 \text{ кг/м}^3.$$

Колоннаның табақшалар арасындағы қашықтықты $h_m = 500$ тең деп аламыз, онда $c = 670$.

$$u = 0.305 \times 670 \sqrt{34(460 - 34)} = 246 \times 10^2 \text{ кг/(м}^2 \times \text{с)}.$$

Булардың сызықтық жылдамдығы:

$$\omega = \frac{u}{\rho_{\text{бу}} \times 3600} = \frac{246 \times 10^6}{34 \times 3600} = 0.201 \text{ м/с}.$$

Онда ішкі диаметр мынаған тең болады:

$$D_{\text{іш}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,374}{3,14 \times 0,201}} = 1,5.$$

Стандарт бойынша ішкі диаметрді $D_{\text{іш}} = 1600$ мм деп аламыз.

Колоннаның биіктігі. Толықтыру бөлігіндегі теориялық табақшалар саны $N_m^m = 9$ тең (22 кесте). Сонымен колоннаның осы бөлігіндегі табақшалар саны:

$$N_{\text{ж}}^m = \frac{N_m^m}{\eta} = \frac{9}{0.5} = 18.$$

Айдау бөлігіндегі теориялық табақшалар саны $N_m^a = 7$ тең.

Сонымен колоннаның осы бөлігіндегі табақшалар саны :

$$N_{\text{ж}}^a = \frac{N_m^a}{\eta} = \frac{7}{0,5} = 14.$$

Табақшалардың жалпы саны:

$$N_{\text{ж}} = N_m^m + N_m^a = 18 + 14 = 32.$$

$$h_D = 1,4 \text{ м}, h_G = 2,0 \text{ м және } h_D = 6,5 \text{ м}.$$

Онда колоннаның жұмыстық биіктігі:

$$H_{\text{жс}} = h_D + (N_{\text{ж}}^m - 1) h_m + h_G + (N_{\text{ж}}^a - 1) h_m + h_R = 1,4 + (18 - 1) \times 0,5 + 2,0 + (14 - 1) \times 0,5 + 6,5 = 24,9 \text{ м}.$$

2.9 Қондырғының негізгі аппараттары

17 кесте - Колонналар мен сыйымдылықтар [15].

Схема- дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөл- шері	Материалы	Корро- зиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары					Насадкалар		
					Көлем, м ³	Есептік параметрлер і		Өлшемі, м		Типі	Табақ- шалар саны	Насадка биіктігі, м
						Р, ат.	Т,°С	Ішкі диа- метрі	Ұзын- ды ғы			
К-1	Дезтанизатор	1	A 516 Gr	Қажет емес	135	26	(-)40- 140	2,6 асты 2,0 үсті	29,4	кла- панды	39	0,5
К-2	Депропанизатор	1	Сталь 16ГС	Қажет емес		20	(-)40- 140	1,6	24,9	кла- панды	32	0,5
К-3	Дебутанизатор	1	A 516 Gr	Қажет емес	53	20	(-)36- 200	1,8	20,2	-	24	0,5
СД-1	Дезтанизатордың флегма жинағышы	1	A 516 Gr70	Қажет емес	21	26	(-)40- 140	2,0	6,0	-		
СД-2	Депропанизатордың флегма жинағышы	1	НТУС	Қажет емес	33,4	20	(-)46- 120	2,0	6,0	-		
СД-3	Дебутанизатордың флегма жинағышы	1	A 516 Gr70	Қажет емес	19	20	(-)36- 100	2,0	5,4	-		
С-1	ЖҚ газ сеператоры	1	A 203 Gr D	Қажет емес	27,5	73	(-)85- 60	2,2	6,5	-		
С-2	Төментемпературалы сеператор	1	Нерж. Ст. 316L	Қажет емес	25,2	27	(-)85- 60	2,75	3,35	-		

18 кесте - Құбырлы қаптамалы жылуалмастырғыштар.

Схема- дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөл- шері	Материалы		Құбыр саны /сыртқы диаметрі,мм	Корро- зиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары			
			қаптама	құбыр			Жылу өнімділігі/ жылуалм. Беті,кВт/м2	есептік қысымы/ есептік темп- сы, ат./°C	Өлшемдері, м	
									диаметрі	ұзындығы
Ж-5	Деэтанациялау колоннасының конденсаторы	1	A203 GrD	A334 Gr3	886 19.05	Қажет емес	1897 467	МТР:30(-)85 ТР:73(-)75	1,17	10,72
Ж-7	Деэтанациялау колоннасының рибойлері	1	A516		1500 25.4	Қажет емес	6600 341	МТР:10(-)160 ТР:26(-)140	1,4	4,75
Ж-6	Пропанның қосымша мұздатқышы	1	A516 Gr70	A334 Gr6	175 19.05	Қажет емес	1375 70	МТР:30(-)40- 100 ТР:26(-)40-100	0,784	5,189
Ж-1	Газ/газ жылуалмастырғышы	1	НТУС		144 19.05	Қажет емес	- 1014	МТР:26(-)46-60 ТР:73(-)46-60	1,238	14,749
Ж-2	Шикізат мұздатқышы	1	A516		650 19.05	Қажет емес	4669 481	МТР:20 50- (-)40 ТР:73(-)40-50	2,048	11,035
Ж-4	Газ/сұйық жылуалмастырғыш ы	1	A516		520 19.05	Қажет емес	2414 373	МТР:28(-)45- 100 ТР:73(-)45-100	0,8	12
Ж-3	ТҚ мұздатқыш	1	A516	A316	475 19.05	Қажет емес	2645 314	МТР: 20 50- (-)40 ТР:73 50-(-)40	2,048	9,475
Ж-8- 1/2	Депропанациялау колоннасының рибойлері	2	A516		850 25,4	Қажет емес	3660 214	МТР: 6(-)40- 210 ТР: 20 (-)40- 200	1,076	5,1

18 кестенің жалғасы

Схема- дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөл- шері	Материалы		Құбыр саны/сыртқы диаметрі,мм	Корро- зиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары			
			қаптама	құбыр			Жылу өнімділігі/ жылуалм. Беті,кВт/м ²	есептік қысымы/есепті к темп-сы, ат ./°C	Өлшемдері, м	ұзындығы
Ж-9- 1/2	Дебутанизациялау колоннасының конденсаторы	2	А 516		739 25,4	Қажет емес	2415 174	МТР:23 240 ТР:20 9-200	1,0	3,0

19 кесте - Ауамен салқындату мұздатқыштары

Схема- дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөл- шері	Материалы		Құбыр саны /сыртқы диаметрі,мм	Корро- зиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары			
			қаптама	құбыр			Жылу өнімділігі/ жылуалм. Беті,кВт/м2	есептік қысымы/ есептік темп- сы, ат./°C	Өлшемдері, м	ұзындығы
АСМ-1	Құрғақ газ компрессорының мұздатқышы	1		УС	140×231,8	Қажет емес	3915 9724	ТР: 65(-)40-150	15	2 (секция)
АСМ-2	Депропанатордың жоғарғы өнімінің конденсаты	1		УС	205×625,4	Қажет емес	7455 -	ТР: 20 (-)40-100	15	18 (секция)
АСМ-3	Дебутанизатордың жоғарғы өнімінің конденсаторы	1		А334	138×625,4	Қажет емес	5414 -	ТР: 20(-)40- 100	15	15 секция

20 кесте - Сораптар.

Схема- дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөл- шері	Есептік параметрлері			Приводтардың сипаттамалары		
			Температура, °C	Шығысындағы қысым, ат.	Кірісіндегі қысым, ат.	Қозғалтқыш типi	Қуаты, кВт	Айналу жылдамдығы, айн/мин
CP-1	Дезтанизатордың флегмалық сорабы	2	-35	23,78	26,11	электр.	55	2975
CP-2	Депропанизатордың флегмалық сорабы	2	54	19,22	29,35	электр.	130	2985
CP-3	Дебутанизатордың флегмалық сорабы	2	72,5	10,14	15,58	электр.	36	2970
CP-2	Пропан сорабы	1	54	24,59	67,6	электр.	165	2985

3 Бақылау-өлшеу аспаптары және процесті автоматтандыру

Газдыфракциялайтын қондырғыларда орнатылған бақылау-өлшегіш аспаптар және автоматты реттегіштер технологиялық процесі автоматты түрде реттеуге мүмкіндік береді.

Газдыфракциялау процесін автоматтандыру үшін Honeywell фирмасының НРМ программалық микорпроцессорлық бақылаушысы (контролер) қолданылады. Бақылау келіп отыратын бақылау апаратын өлшегіш түрлендіргіштерден талдау үшін қолдануға және өзгертуге, басқару әсерлерін шығаруға және ақпаратты бейнелеу панеліарқылы технологиялық басқару объектісінің операторымен өзара іс -әрекеттесуге және ақпаратпен алмасуға мүмкіндік береді. Микробақылаушылар мен бағдарламалық – техникалық кешендерді пайдалану қалқанды бақылау, тіркеу және реттеу аспаптарын және үлкен қалқанды бөлмелерді пайдалану қажеттілігін жояды.

Депропанациялау колоннасына К-2 берілетін дезтанизациялау колоннасының К-1 кубтық қалдығының шығыны 1б шығын реттегішімен, 1д клапан басқару арқылы беріледі.

Колоннаның К-2 жоғарысынан шыққан бу АСМ-2-де 35°С дейін салқындап, конденсациялайды. Ол жүйе үшін реттеу схемасының негізінде колоннадағы К-2 қысымды реттеу принципі алынған,бұл 6б реттегішімен орындалады, ал ол ауамен салқындату мұздатқышынан АСМ-2 шығар жерінде орналасқан 6д клапанын басқарады. Колоннаның К-2 жоғарғы бөлігіндегі қысым төмендеген кезде клапан жабылады және жылу алмастырғыш АСМ-2 сұйықпен тола бастайды, бұл оның өнімділігін төмендетеді. Ауамен салқындату мұздатқышынан АСМ-2 шығатын ағынның температурасы төмендейді және артық булар қысымды теңестіру желісі арқылы флегма жинағышқа СД-2 барады, бұнда олар салқын сұйықпен араласады. Клапанның ашылу дәрежесі колоннаның К-2 үстін салқындатуға қажетті салқындыққа байланысты болады. Флегма жинағышы СД-2 деңгей 26б реттегішімен реттеледі, ол пропанды СОS-тен тазалау блогына шығару желісінде орналасқан 26д клапанын басқарады. Флегманың колоннаға кететін шығыны 23б реттегішімен реттеледі, ал ол 23д клапанын басқарады. Флегманың колоннаға келуі 22б температура реттегішімен (бесінші табақшадағы) бақыланады. Бұл температура реттегіші тапсырманы 23б шығын реттегішке коррекциялайды. 23д клапанының минималды жабылу тірегі бар. Бұл сораптың СР-2 А/В тұрақты жұмыс жасауы үшін қажет.

Колоннаға К-2 жылудың берілуі 32 табақшадағы 17б температура реттегішімен реттеледі, ол тапсырманы 18б және 20б шығын реттегіштеріне коррекциялайды, бұлар өз кезегінде сәйкесінше 18д және 20д клапандарын, Ж-8-1/2 жылуалмастырғыштарына берілетін, төмен қысымдағы бу шығынын реттей отырып басқарады. Конденсат конденсатжинағыштарда СД-4-1/2 жиналады. Конденсаттың деңгейі 12б және 14б деңгей реттегіштерімен реттеледі, олар сәйкесінше 12д және 14 д клапандарын басқарады.

Колонна К-2 кубындағы сұйықтың деңгейі 8б реттегішімен реттеледі, бұл сұйықтың шығар желісінде орналасқан 8д клапанын басқарады. Сұйық

кубтық өнім дебутанизациялау колоннасының К-3 19-шы табақшасына бағытталады.

Колоннаның К-3 жоғарысынан шыққан бу АСМ-3-де 35°C дейін салқындап, конденсацияланады. Ол жүйе үшін реттеу схемасының негізінде колоннадағы К-3 қысымды реттеу принципі алынған, бұл 31б реттегішімен орындалады, ал ол ауамен салқындату мұздатқышынан АСМ-3 шығар жерінде орналасқан 31д клапанын басқарады. Колоннаның К-3 жоғарғы бөлігіндегі қысым төмендеген кезде клапан жабылады және жылу алмастырғыш АСМ-3 сұйықпен тола бастайды, бұл оның өнімділігін төмендетеді. Ауамен салқындату мұздатқышынан АСМ-3 шығатын ағынның температурасы төмендейді және артық булар қысымды теңестіру желісі арқылы флегма жинағышқа СД-3 барады, бұнда олар салқын сұйықпен араласады. Клапанның ашылу дәрежесі колоннаның К-3 үстін салқындатуға қажетті салқындыққа байланысты болады. Флегма жинағыштағы СД-3 деңгей 51б реттегішімен реттеледі, ол бутанды меркаптаннан тазалау блогына шығару желісінде орналасқан 51д клапанын басқарады. Флегманың колоннаға кететін шығыны 48б реттегішімен реттеледі, ал ол 48д клапанын басқарады. Флегманың колоннаға келуі 47б температура реттегішімен (он үшінші табақшадағы) бақыланады. Бұл температура реттегіші тапсырманы 48б шығын реттегішке коррекциялайды. 48д клапанының минималды жабылу тірегі бар. Бұл сораптың СР-3 А/В тұрақты жұмыс жасауы үшін қажет.

Колоннаға К-3 жылудың берілуі 23 табақшадағы 42б температура реттегішімен реттеледі, ол тапсырманы 43б және 45б шығын реттегіштеріне коррекциялайды, бұлар өз кезегінде сәйкесінше 43д және 45д клапандарын, Ж-9-1/2 жылуалмастырғыштарына берілетін, төмен қысымдағы бу шығынын реттей отырып басқарады. Конденсат конденсатжинағыштарда СД-5-1/2 жиналады. Конденсаттың деңгейі 37б және 39б деңгей реттегіштерімен реттеледі, олар сәйкесінше 37д және 39д клапандарын басқарады.

Колонна К-3 кубындағы сұйықтың деңгейі 33б реттегішімен реттеледі, бұл сұйықтың шығар желісінде орналасқан 33д клапанын басқарады. Сұйық кубтық өнім мұнайды сеперациялау және тұрақтандыру блогына бағытталады.

4 Еңбекті қорғау, қауіпсіздік техникасы және өртке қарсы шаралар

Дипломдық жобаның осы бөлімі Қазақстан Республикасының келесі заңдарына сүйене отырып жазылған:

- 1) “Қауіпсіздік және еңбек қорғау заңы” 28.02.2004 жылдың №528-ІІ ҚРЗ;
- 2) “Қауіпті өндірістік объектілердегі өндірістік қауіпсіздік туралы заңы” 03.04.2002 жылдан №314-ІІ ҚРЗ;
- 3) “Өрт қауіпсіздігі туралы заң” 22.11.1996 жыл;
- 4) “Қазақстан Республикасындағы еңбек туралы заң” 10.12.1999 жылдан №493-І ҚР еңбек туралы заң (ҚР заңдарына өзгертулер енгізілген 06.12.2001 жылдан №260- ІІ; 25.09.2003 жылдан №484-ІІ).

4.1 Өндірістегі потенциалды қауіпті жағдайлар

Газ өңдеу зауыттарында көп мөлшерде уландырғыш және оңай тұтанатын газ және газ өнімдері бар. Бұл заттар өткір немесе ауыр уланулармен қатар мұнай өңдеу зауыттарында жарылыс қауіпті жағдай туғызады. Концентрацияның рұқсат етілген шегі арнайы токсикологиялық зерттеулер арқылы анықталады да, Қазақстан Республикасының Денсаулық сақтау министрлігімен бекітіліп, барлық өнеркәсіптер үшін міндетті мөлшер болып табылады. Санитарлық мөлшерлер бойынша адам ағзасына әсер етуіне байланысты зиянды заттар төрт классқа бөлінеді [14]

21-кесте.

Зиянды заттардың қауіптілік класы.

Зиянды заттар 4 қауіптілік класына бөлінеді	
I класс	өте қауіпті
ІІкласс	жоғары қауіпті
ІІІкласс	аз қауіпті
ІVкласс	өте аз қауіпті

- 1) Аса қауіпті заттар: сынап, қорғасын, тетраэтилқорғасын;
- 2) Жоғары қауіпті заттар: бензол, дихлорэтан, күкіртсутегі, күкірт қышқылы, формальдегид;
- 3) Қауіптілігі шамалы заттар: метанол, толуол, фенол, фурфурол;
- 4) Аз қауіпті заттар: аммиак, ацетон, изобутилен, керосин, этил спирті, циклогексан. ҚР СанНЖЕ 2.02-05-2002

22 кесте - Киімдер мен көмекші жабдықтар тізімі [6].

Бастың қорғанысы	каска суық кезге арналған ішкі бас киім
Көз,бет қорғанысы	Қорғаныс көзәйнектері Арнайы қорғаныс көзәйнектері(химиялық қосылыстарға тұрақты)
Құлақ қорғанысы	құлақжапқыштар
Қол қорғанысы	Қыс жағдайынжа жұмыс жасауға арналған қағаз-мақталы қолғап
Аяқ қорғанысы	Қорғаныс бәтеңкелері/жазғы етіктер Қорғаныс бәтеңкелері/қысқы етіктер Резеңке етіктер(химиялық заттармен жұмыс жасауға арналған)
Дене қорғанысы	Қысқы куртка Жеңі ұзын қағаз-мақталы комбинизон Химиялық заттарға тұрақты арнайы киім Алжапқыштар(химиялық заттарға тұрақты)
Тыныс алу органдарының қорғанысы	минифильтрлер шаңға қарсы респираторлар3М 8710, 3М 9928 Ауыспалы фильтрі мен картриджі бар респираторлар Ауалы-демалғыш аппараттар
Сақтандырылған қорғаныс құралы	ауыспалы газ детекторы (МикроМакс) Аварияға арналған душтар,көзді жуу пункті Шоқ қауіпсіз құралдар жайнағы Алғашқы көмек көрсетуге арналған дәрігерлік аптечка

5 Экономикалық бөлім

23 кесте - Қондырғының негізгі өндірістік қорларының бағасы.

Негізгі өндірістік қорлардың аталуы	Бағасы	
	мың теңге	%
Ғимараттар	5413719	20
Құрылғылар	8391264,45	31
Жұмыс машиналары	13263611,55	49
Барлығы	27068595	100

Жобаланатын қондырғының капиталдық шығындары:

$K = 27068595000$ теңге

1 тонна өнімнің меншікті капиталдық салымдары:

$$K_{\text{менш}} = \frac{K}{Q_{\text{жоб.}}} = \frac{27068595000}{1456758} = 18585,22 \text{ теңге,}$$

мұндағы $Q_{\text{жоб.}}$ – жобаланатын қондырғының өнімділігі, т/жыл.

5.2 Негізгі өндіріс жұмысшыларының санының есебі

24 кесте - 4 бригаданың (1 айда), 8 сағаттық вахта кезінде жұмысқа шығу графигі.

Бригадалар	Ай күндері, ауысым															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Бригада 1	-	1	1	-	2	2	3	3	-	1	1	-	2	2	3	3
Бригада 2	1	-	2	2	3	3	-	1	1	-	2	2	3	3	-	1
Бригада 3	2	2	3	3	-	1	1	-	2	2	3	3	-	1	1	-
Бригада 4	3	3	-	1	1	-	2	2	3	3	-	1	1	-	2	2

23 кестенің жалғасы

Бригада-лар	Ай күндері, ауысым															
	17	18	19	20	21	22	23	24	25	25	26	27	28	29	30	31
Бригада 1	-	1	1	-	2	2	3	3	-	1	1	1	-	2	3	3
Бригада 2	1	-	2	2	3	3	-	1	1	-	2	2	2	3	-	1
Бригада 3	2	2	3	3	-	1	1	-	2	2	3	3	3	1	1	-
Бригада 4	3	3	-	1	1	-	2	2	3	3	-	-	1	-	2	2

Белгіленулер: 1- түнгі ауысым сағат 0-ден 8-ге дейін

2-бірінші ауысым сағат 8-ден 16-ға дейін

3-екінші ауысым сағат 16-дан 0-ге дейін

- — демалыс

Уақыттың күнтізбелік қоры 365 күн.

Уақыттың номиналды қоры $T_n = 365 - 91 = 274$ күн

Уақыттың тиімді қоры $T_{\text{тиім}} = 274 - 37 = 237$ күн

6 Қоршаған ортаны қорғау

Бұл бөлімде қондыру жұмыстарын жүргізу кезінде пайда болатын қалдықтардың, келесі түрлері көрсетілген [15]:

- қатты қалдықтар;
- ағынды сулар және ласталған сулар;
- атмосфераға лақтырулар және факелге тастау.

6.1 Қатты қалдықтар

Қондырғысының қатты қалдықтары болып сыйымдылық жабдығының түпкі қалдықтары болып саналады. Бұл қалдықтар техникалық қызмет көрсету кезінде жабдықтан алынып көлікпен кампостирлеу полигонына шығарылады; сонымен қоса қондырғыны кептіруде қолданылған молекулалық елеуіштер (сита), керамикалық шарлар өндіріс қалдықтар полигонына көмуге әкетіледі.

25 кесте - Қатты қалдықтар.

Қалдықтардың атауы	Саны		Білім мерзімділігі	Утилизацияны көмудің орны мен тәсілі	Ескерту
	тон-на	м3			
Сыйымдылық жабдығының түпкі қалдығы	40	121,2	3 жылда 1 рет	компостирлеу полигоны	қауіптілік-тің ІІІ класы
Қолданылған молекулалық елеуіштер, R-720/721/722 іші	7,3	10,3	3 жылда 1 рет	Өндірістік қалдықтарды көметін полигон	қауіптілік-тің ІҮ класы
Қолданылған молекулалық елеуіштер, F-0,002A/B ішінен	5,6	8,2	3 жылда 1 рет	Өндірістік қалдықтарды көметін полигон	қауіптілік-тің ІҮ класы
Керамикалық шарлар R—720/721/725 іші	2,4	3,2	3 жылда 1 рет	Өндірістік қалдықтарды көметін полигон	қауіптілік-тің ІҮ класы
Активтелген алюминий тотығы (F-002A)	0,7	0,9	3 жылда 1 рет	Өндірістік қалдықтарды көметін полигон	қауіптілік-тің ІҮ класы

6.2 Сұйық қалдықтар

Қондырғысының сұйық қалдықтарына өндірістік тасталымдар және канализациясына құйылатын жаңбыр ағындары жатады. Пропан күкіртоксидінен және көміртектен тазарту кезінде бөлінген аминді ағындар көмірсутек ағындар дренажының жабық жүйесіне барып құйылады.

Пропанды және бутанды меркаптандардан тазарту кезінде бөлінген сілтілі ағындар және регенерациялау жүйесіндегі сілтілер, сілтілер тұндырғышына тартылып шығарылады. Бұл сілті тұнбалары вакуумды машинамен мұнайды демеркаптанизациялау қондырғысына тасымалданып үрдісте қолданылады.

26 кесте - ГФҚ өндірістік ағынды суларындағы ластағыш заттардың құрамы

Көрсеткіштер	Ластану концентрациясы, мг/л
pH	6,5-9,5
өлшенген заттар	1000 мг/л көбірек емес
күрғақ қалдық	1000 мг/л көбірек емес
қыздырылған қалдық	1000 мг/л көбірек емес
жалпы темір	5 мг/л көбірек емес
хлоридтер	регламенттелмейді
сульфаттар	регламенттелмейді
аммонинді азот	Биоген нормаларының шектерінде
фосфаттар	Биоген нормаларының шектерінде
мұнай өнімдері	500 мг/л көбірек емес
ХПК	600 мг/л көбірек емес
толық БПК	300 мг/л көбірек емес
диэтаноламин	1 мг/л көбірек емес
метанол	30 мг/л көбірек емес

ҚОРЫТЫНДЫ

Өнімділігі 1 457 000 т/жыл, Теңіз кен орнының кептірілген газын фракцияларға бөлу қондырғысын жобалау кезінде мына шаралар орындалды: Газ фракциялау қондырғысында жоғары сапалы пропан газын алу және басқа да көмірсутекті газдар алу мақсатында жоғары температурада қайнайтын көмірсутектерді бөлу процесін пропан фракциясын максималды бөлу режиміне негізделді. Яғни пропанды бөлу коэффициенті артып, алынатын негізгі өнімдердің сапасы барлық қойылған шарттар талабына сай келеді.

Кіріспеде газ өндеудің еліміздің халық шаруашылығындағы маңызы келтірілді

Әдеби шолу бөлімінде процестің негізгі ерекшеліктері, негізгі факторлардың әсері, өндіріс әдісі келтірілген

Шикізат пен дайын өнімнің сипаттамасы келтірілген, өндірістік әдіс негізделді және құрылыс орны таңдалды. Процестің технологиялық жүйесі нақтырақ айтылып, материалдық баланс жасалынды.

Қондырғының құрамына кіретін негізгі аппарат депропанациялау колоннасының технологиялық есептелуі мен оның механикалық есептелуі орындалды.

Технологиялық есептеулердің негізінде негізгі көмекші аппарат ретінде пропан колоннасының буландырғышы таңдалды. Өндірістің аналитикалық бақылауы орындалып, технологиялық процес жаңа бақылау-өлшегіш аспаптарымен автоматтандырылды.

Қоршаған ортаны қорғау бөлімінде қоршаған ортаға келтірілетін зиянды факторлар ескеріліп, оларды алдын-алу шаралары қарастырылды.

Жобаның экономикалық бөлімінде өнімнің өзіндік құны, калькуляциясы, қондырғының рентабельділігі және өндірістің өзін-өзі өтеу мерзімі анықталды.

Жобаның графикалық бөлігінде процестің технологиялық сызбасы мен автоматтандырылуы, негізгі аппарат депропанациялау колоннасы мен көмекші аппарат буландырғыштың сызбасы, қондырғының бас жобасы, технико-экономикалық көрсеткіші және олардың спецификациясы берілген.

ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ

- 1 Чуракаев А.М. Газоперерабатывающие заводы и установки. –М.:Недра, 1994.
- 2 Омаралиев Т.О. Технология переработки нефти и газа. Деструктивные процессы переработки нефтяного сырья. –Астана: Фолиант, 2003.
- 3 Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности.—Л.:Химия, 1974.
- 4 Методы расчета теплофизических свойств газов и жидкостей. Всесоюзное объединение нефтехим. –М.: Химия,1974
- 5 Соловьянов А.А., Тетельмин В.В., Язев В.А. Попутный нефтяной газ. Технологии добычи, стратегии использования. Нефть и химия 2013.
- 6 Рабинович Г.Г. и др. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. –М.: Химия, 1979.
- 7 Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Химия, 1983
- 8 Омаралиев Т.О. Мұнай мен газды өңдеудің химиясы және технологиясы. І-бөлім. –Алматы: Білім, 1998.
- 9 Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа.-М.:Химия,1973.
- 10 Омаралиев Т.О. Специальная технология переработки нефтяного сырья. –Астана: Фолиант, 2004.
- 11 Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа. Учебное пособие для вузов. Химия 2001.
- 12 Борисова Т.В. Расчет ректификационной колонны с различными контактными устройствами. Химия 2012.
- 13 В. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс. Химия 2014.
- 14 Долбилина Е.В., Костюк Е.В., Курбатов В.А., Седов В.В. Экология безопасность жизнедеятельности: Учебное пособие/МТУСИ. –М.,1997
- 15 Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. – М.: Химия, 1991.



Отчет подобия

Метаданные

Название организации

Satbayev University

Название

Пропан газын шыгымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу

Автор

Научный руководитель / Эксперт

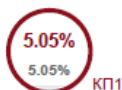
Жұмабай ДанаМерей Нурсултанов

Подразделение

ИГИНГД

Объем найденных подоби

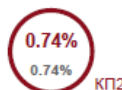
КП-ия определяют, какой процент текста по отношению к общему объему текста был найден в различных источниках.. Обратите внимание! Высокие значения коэффициентов не означают плагиат. Отчет должен быть проанализирован экспертом.



КП1

25

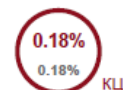
Длина фразы для коэффициента подоби 2



КП2

12725

Количество слов



КЦ

96237

Количество символов

Тревога

В этом разделе вы найдете информацию, касающуюся текстовых искажений. Эти искажения в тексте могут говорить о ВОЗМОЖНЫХ манипуляциях в тексте. Искажения в тексте могут носить преднамеренный характер, но чаще, характер технических ошибок при конвертации документа и его сохранении, поэтому мы рекомендуем вам подходить к анализу этого модуля со всей долей ответственности. В случае возникновения вопросов, просим обращаться в нашу службу поддержки.

Замена букв		73
Интервалы		0
Микропробелы		0
Белые знаки		0
Парафразы (SmartMarks)		52

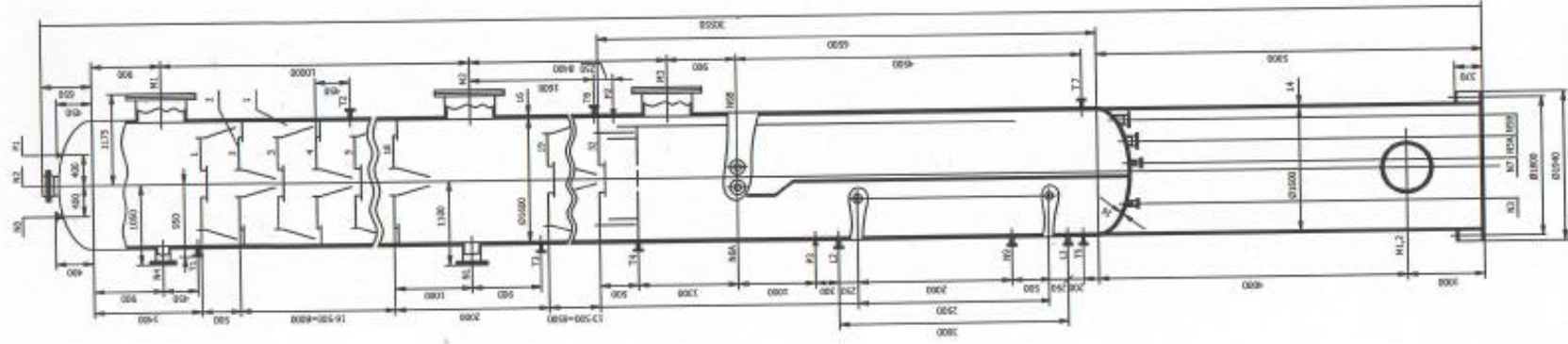
Подобия по списку источников

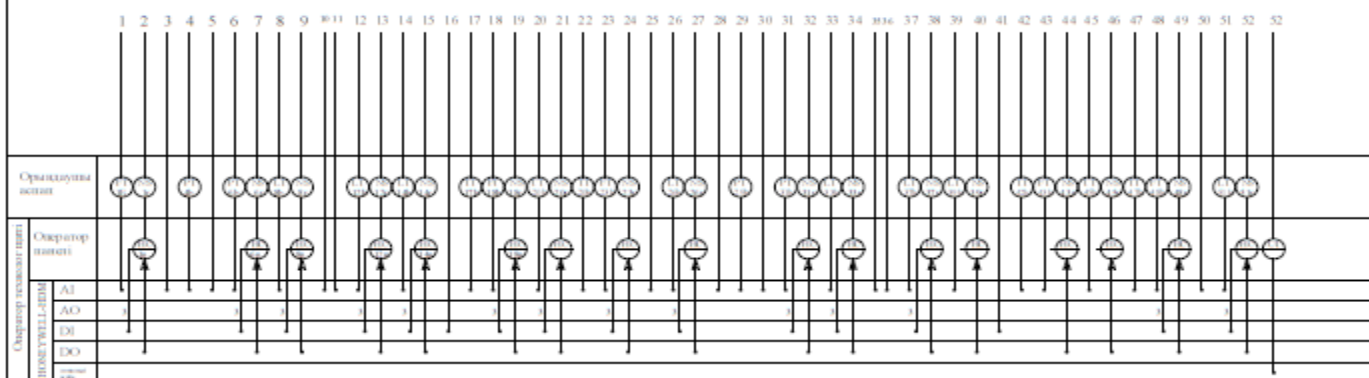
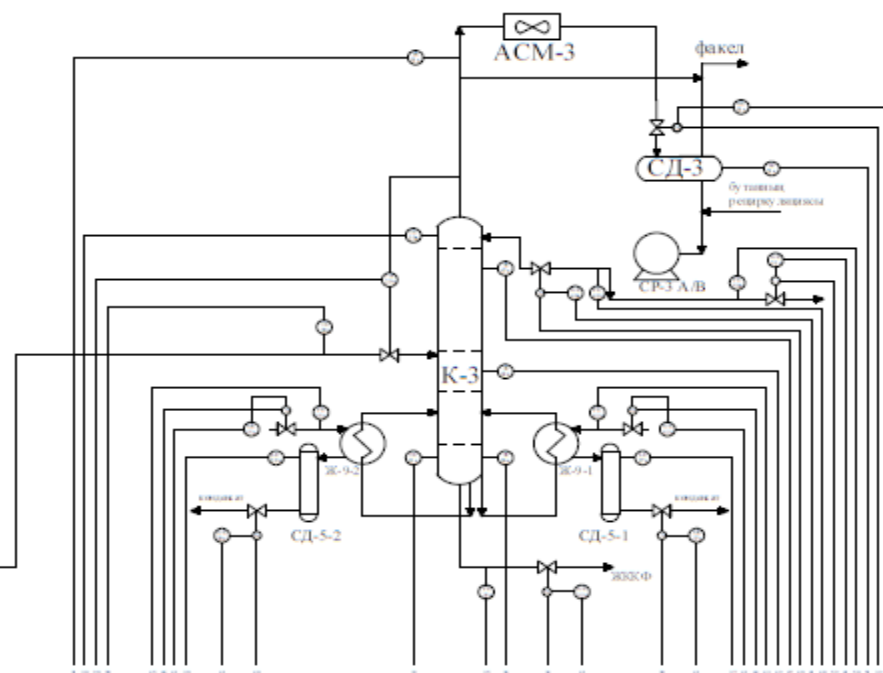
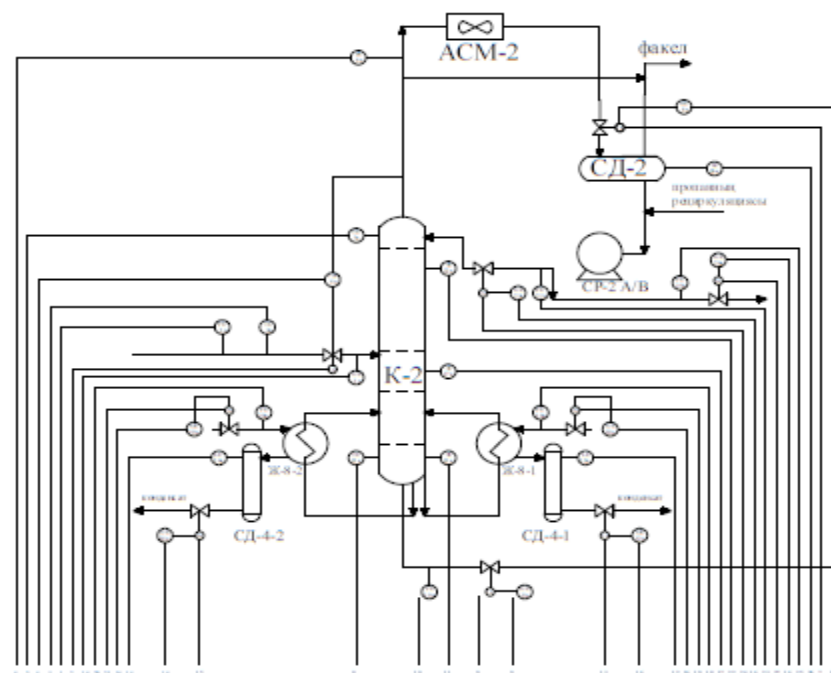
Ниже представлен список источников. В этом списке представлены источники из различных баз данных. Цвет текста означает в каком источнике он был найден. Эти источники и значения Коэффициента Подобия не отражают прямого плагиата. Необходимо открыть каждый источник и проанализировать содержание и правильность оформления источника.

10 самых длинных фраз

Цвет текста

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ И АДРЕС ИСТОЧНИКА URL (НАЗВАНИЕ БАЗЫ)	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	Дебутанизациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХИБТ)	35 0.28 %



[illegible]

Ғылыми жетекшінің пікірі

Дипломдық жоба

Жұмабай Дана Абылайқызы

6B07117 – «Мұнайгаз-химия өнімдерінің химиялық технологиясы»
білім беру бағдарламасы бойынша

Тақырыбы: «Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу»

Дана «Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу» тақырыбындағы дипломдық жобасында орындау барысында бірқатар шаралар орындады. Оның ішінде: газ өңдеудің еліміздің халық шаруашылығындағы маңызы келтірілген, процестің негізгі ерекшеліктері өндіріс әдісін келтірген.

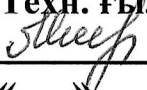
Дипломдық жобада тақырыпқа сай соңғы жылдардағы әдебиеттерге шолу жасалған, яғни осы тақырып жайлы саланың даму тарихы, газ өңдеудің бірнеше әдістері қарастырылып, соның ішінде ең тиімді әдісі таңдап алған.

Дипломдық жобаға қойылатын шарттарға сәйкес газды газфракциялау қондырғысында өңдеудің технологиялық бөлімін келтірген. Бұл бөлімде – әдістің технологиялық қысқаша сипаттамасы, шикізат пен дайын өнімнің сипаттамасы, қондырғының технологиялық жүйесінің жазбасы, технологияның жұмыс режимі, қондырғының материалдық балансын есептеу, технологияның механикалық есептеулері, зауыттың негізгі аппараттары туралы деректер келтірген.

Жоғарыда айтылғандарды негізге ала отырып, Жұмабай Дананың орындаған диплом жобасына оң баға беріп (91) және Дана 6B07117 – «Мұнайгаз-химия өнімдерінің химиялық технологиясы» мамандығы бойынша бакалавр академиялық дәрежесіне сай деп есептеймін.

Ғылыми жетекші

Техн. ғыл. магистрі, аға оқытушы

 **Нурсултанов М.Е.**

«» **2025 ж.**

РЕЦЕНЗИЯ

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

Жұмабай Дана Абылайқызы

6B07117 – «Мұнайгаз-химия өнімдерінің химиялық технологиясы»

Тақырыбы: «Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу»

Орындалды:

- а) графикалық бөлім 4 парақ
б) түсініктеме 50 бет

ЖҰМЫСҚА ЕСКЕРТУ ЖАСАУ

«Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу» тақырыбындағы дипломдық жобасында орындау барысында бірқатар шаралар орындалған. Оның ішінде: газ өңдеудің еліміздің халық шаруашылығындағы маңызы келтірілген, процестің негізгі ерекшеліктері өндіріс әдісі келтірілген.

Дипломдық жобада тақырыпқа сай соңғы жылдардағы әдебиеттерге шолу жасалған, яғни осы тақырып жайлы саланың даму тарихы, газ өңдеудің бірнеше әдістері қарастырылып, соның ішінде ең тиімді әдісі таңдалынып алынған. Дипломдық жобаға қойылатын шарттарға сәйкес газды газфракциялау қондырғысында өңдеудің технологиялық бөлімі келтірілген. Бұл бөлімде – әдістің технологиялық қысқаша сипаттамасы, шикізат пен дайын өнімнің сипаттамасы, қондырғының технологиялық жүйесінің жазбасы, технологияның жұмыс режимі, қондырғының материалдық балансын есептеу, технологияның механикалық есептеулері, зауыттың негізгі аппараттары туралы деректер келтірілген.

Жобада технологиялық процестер қазіргі заманның бақылау-өлшегіш аспаптары пайдаланылып, автоматтандырылған. Жобаны жасау барысында қондырғының бас жоспары, қоршаған ортаны қорғау, еңбекті қорғау бөлімдері де көрсетілген, процестің негізгі техника-экономикалық көрсеткіштері анықталған.

ЖҰМЫС БАҒАСЫ

Бұл дипломдық жобаны барлық талаптар мен стандарттарға сай жасаған және жұмысты орындау барысында көпшілік инженерлік есептеулерді жасағанын байқадым. Осы мәселелердің барлығын ескере отырып Жұмабай Дананың дипломдық жобасына өте жоғары (95%) деген баға беремін.

РЕЦЕНЗЕНТ

Әл-Фараби ат. ҚазҰУ, х.ғ.к.,
қауымдастырылған профессор

 Керимкулова М.Ж.

« » 2025 ж.



Отчет подобия

Метаданные

Название организации

Satbayev University

Название

Пропан газын шығымын арттыру мақсатында газфракциялау қондырғысын жобалау және негізгі қондырғыны ChemCad бағдарламасында модельдеу

Автор

Научный руководитель / Эксперт

Жұмабай ДанаМерей Нурсултанов

Подразделение

ИГИНГД

Объем найденных подоби

КП-ия определяют, какой процент текста по отношению к общему объему текста был найден в различных источниках.. Обратите внимание! Высокие значения коэффициентов не означают плагиат. Отчет должен быть проанализирован экспертом.



КП1

25

Длина фразы для коэффициента подобия 2



КП2

12725

Количество слов



КЦ

96237

Количество символов

Тревога

В этом разделе вы найдете информацию, касающуюся текстовых искажений. Эти искажения в тексте могут говорить о ВОЗМОЖНЫХ манипуляциях в тексте. Искажения в тексте могут носить преднамеренный характер, но чаще, характер технических ошибок при конвертации документа и его сохранении, поэтому мы рекомендуем вам подходить к анализу этого модуля со всей долей ответственности. В случае возникновения вопросов, просим обращаться в нашу службу поддержки.

Замена букв		73
Интервалы		0
Микропробелы		0
Белые знаки		0
Парафразы (SmartMarks)		52

Подобия по списку источников

Ниже представлен список источников. В этом списке представлены источники из различных баз данных. Цвет текста означает в каком источнике он был найден. Эти источники и значения Коэффициента Подобия не отражают прямого плагиата. Необходимо открыть каждый источник и проанализировать содержание и правильность оформления источника.

10 самых длинных фраз

Цвет текста

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ И АДРЕС ИСТОЧНИКА URL (НАЗВАНИЕ БАЗЫ)	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	Дегутанизациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХИБТ)	35 0.28 %

2	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	33 0.26 %
3	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	26 0.20 %
4	https://eprint.iacr.org/2017/1121.pdf	20 0.16 %
5	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	19 0.15 %
6	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	18 0.14 %
7	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	16 0.13 %
8	Мектепте прогрессияларға байланысты есептер шығаруға үйрету 5/30/2023 Shymkent University (Deanery)	16 0.13 %
9	Мектепте прогрессияларға байланысты есептер шығаруға үйрету 5/30/2023 Shymkent University (Deanery)	14 0.11 %
10	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/18/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	13 0.10 %

из базы данных RefBooks (0.00 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
------------------	----------	---

из домашней базы данных (3.54 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/17/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	415 (46) 3.26 %
2	Дебүтанализациялау қондырғысын жобалау 5/18/2018 Satbayev University (ИХиБТ)	36 (4) 0.28 %

из программы обмена базами данных (1.34 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	Мектепте прогрессияларға байланысты есептер шығаруға үйрету 5/30/2023 Shymkent University (Deanery)	132 (16) 1.04 %
2	Негізгі мектептің 5-6 сынып оқушыларына математиканы оқытуда стандартты емес есептерді шешуге үйрету әдістемесі 5/30/2023 Shymkent University (Deanery)	39 (5) 0.31 %

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	ИСТОЧНИК URL	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	https://eprint.iacr.org/2017/1121.pdf	20 (1) 0.16 %

Список принятых фрагментов (нет принятых фрагментов)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	СОДЕРЖАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
------------------	------------	---