

Қ.И.СӘТБАЕВ атындағы ҚАЗАҚ ҰЛТТЫҚ ТЕХНИКАЛЫҚ ЗЕРТТЕУ  
УНИВЕРСИТЕТІ

ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОЛОГИЯЛЫҚ ТЕХНОЛОГИЯЛАР ИНСТИТУТЫ  
ХИМИЯЛЫҚ ЖӘНЕ БИОХИМИЯЛЫҚ ИНЖЕНЕРИЯ КАФЕДРАСЫ

Әмірәлі Аяулым Асылханқызы

Газды фракциялау бөлу қондырғыларында мұнайға ілеспе  
газдарынан пропанды бөліп алуды жобалау

ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА

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  
\_\_\_\_\_ Елигбаева Г.Ж.

**ДИПЛОМДЫҚ ЖОБА**

Тақырыбы: «Газды фракциялау бөлу қондырғыларында мұнайға ілеспе газдарынан пропанды бөліп алуды жобалау»

Мамандығы 5В072100 – «Органикалық заттардың химиялық технологиясы»

Орындаған

Әмірәлі А.А.

Ғылыми жетекші, лектор

Нурсұлтанов М.Е.

Алматы 2020

## МАЗМҰНЫ

	Кіріспе	6
1	Әдеби шолу	7
1.1	Ілеспе көмірсутекті газдарды бензинсіздендіру	7
1.2	Газ бензинін тұрақтандыру және жеке көмірсутектерді бөлу	11
2	Технологиялық бөлім	13
2.1	Шикізат, дайын өнім және қосымша материалдар сипаттамасы	13
2.2	Қондырғының технологиялық схемасының сипаттамасы	14
2.2.1	Жоғарғы температурада қайнайтын көмірсутектерді бөлу және құрғақ газды компрессиялау	14
2.2.2	Жоғарғы температурада қайнайтын көмірсутектерді фракциялау	16
2.3	Қондырғының материалдық балансы	18
2.4	Депропанациялау колоннасының технологиялық есептелуі	19
2.4.1	Шикізаттың құрамы	19
2.4.2	Дистиллят пен қалдықтың мөлшері мен құрамы	20
2.4.3	Колоннадағы қысым мен оның үстінгі және астыңғы бөлігінің температуралары	21
2.4.4	Айдау үлесі мен шикізатты колоннаға беру кезіндегі сұйық және бу фазаларының құрамдары	22
2.4.5	Толық бүрку режимінің есебі	23
2.4.6	Минималды бүрку	24
2.5	Колоннаның негізгі өлшемдері	25
2.6	Қондырғының негізгі аппараттары	27
3	Бақылау-өлшеу аспаптары және процесті автоматтандыру	31
4	Экономикалық бөлім	33
4.2	Негізгі өндіріс жұмысшыларының санының есебі	33
	Қорытынды	34
	Пайдаланылған әдебиеттер тізімі	35

## РЕФЕРАТ

Жоба 36 беттен, 4 сызбалардан, 22 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:* Депропандау колоннасының жұмыс істеу принципі және технологиялық есептеулер жүргізу.

*Жобаның нәтижелері мен жаңалығы:* технологиялық есептеулер негізінде пропан газының өнімділігін арттыру үшін ГФҚ-да пропанды өндіру үшін газды фракцияларға бөлу әдістерінің ішінен оңтайлысын анықтау

## РЕФЕРАТ

Проект состоит из 36 страниц, 5 рисунков, 22 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 пропана 1,457 млн т/год. Принцип работы колонны депропанации и ведение технологических расчетов.

*Результаты и новизна работы:* на основе технологических расчетов для повышения производительности пропана, определение оптимальных способов разделения газа на фракции для производства пропана в ГФУ.

## ABSTRACT

The project consist of 36 pages, 5 figures, 22 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 қамтамасыз етеді, аймақтың ел-жұртын құрғақ бензинмен өңделген газбен және пеш жағып жылытумен жетістіреді, Жаңаөзен қаласының кәсіпорындарының мұқтаждығын техникалық кислородпен қамтамасыз 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.[1]

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 [2].

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.

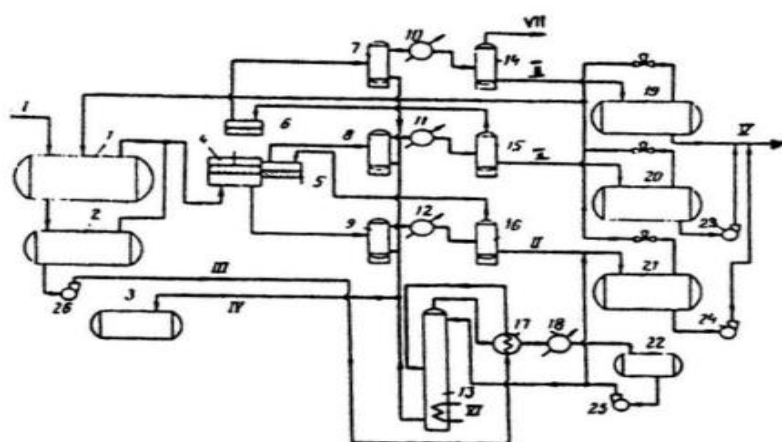
### 1.1 Ілеспе көмірсутекті газдарды бензинсіздендіру

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.

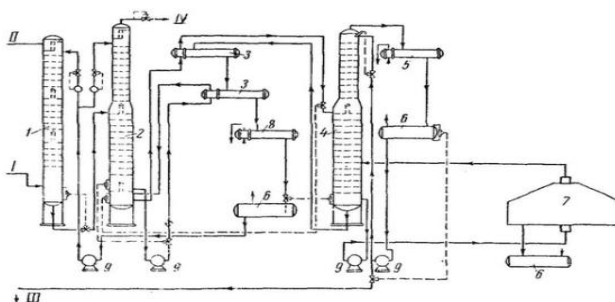


1-қабылдағыш аккумулятор; 2,3,19,20-жиналмалы сыйымдылықтар; 4,5,6-сәйкесінше компрессияның I, II және III сатысындағы цилиндрлер; 7,8,9-май бөлгіштер; 10,11,12,18-тоңазытқыштар; 13-сорғы бағанасы; 14,15,16 – компрессияның I, II және III сатысындағы сепараторлар; 17 – жылу алмастырғыш; 22 – суландыру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

Сурет 1 – Поршеньді компрессорлармен жабдықталған компрессиялық бензинсіздендіру кондырғысы

Бастапқы газ шаңұстаушы және қорғаушы тор арқылы компрессордың бірінші баспалдағына беріледі. Сығылған газ тоңазытқышта суытылады да газ сеператорына 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 сеператорлардың үш баспалдағынан шыққан конденсат тұрақты газ бензинін, сұйытылған газдар және техникалық жеке көмірсутектерін алумен тұрақтандырылады.

*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

Сурет 2 – 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

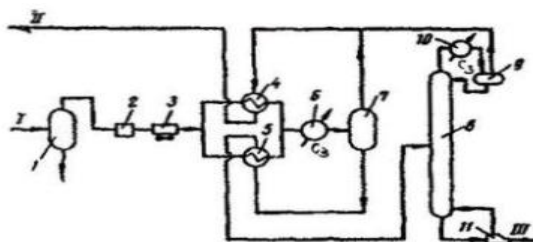
төмендеуінен метан және этан бөлінеді. Желдеткіштен кейін қаныққан абсорбент жылуалмастырғыштан бұмен қыздырғыштан өтіп, десорберге жіберіледі, мұнда жұтылған көмірсутектері бөлінеді.

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.

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. 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 45°C 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.

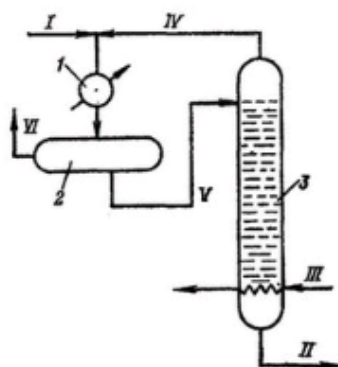


1,7-сепараторлар; 2-компрессор;3-ауа тоңазытқыш;4,5-жылуалмастырғыштар; 6,10 –пропанды буландырғыштар;8 деэтанизатор; 9 – рефлюксті сыйымдылық;11-рибойлер. I-шикі газ; II – құрғақ газ; III- көмірсутектердің кең фракциясы.

Сурет 3 – 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 колонна  
 V-суландыру; VI-бензинсізденген газ.

Сурет 4 – Төмен температуралы ректификациялау әдісінің принципіалды схемасы

## 1.2 Газ бензинін тұрақтандыру және жеке көмірсутектерді 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 40-45<sup>0</sup>С дейін қыздырылады да тұрақтандыру колоннасының орта бөлігіне беріледі. Колонна 1,0-1,5 МПа қысымда жұмыс істейді. Колоннаның жоғарғы жағындағы температура 40<sup>0</sup>С.

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 сыйымдылыққа 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.

Кесте 1 - 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 Шикізат, дайын өнім және қосымша материалдың сипаттамасы

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

Кесте 2 - Қондырғыға келіп түсетін жоғары қысымдағы күкіртсізденген газдың сипаттамасы

Көрсеткіштің аталуы	Өлшем бірлігі	Мәні
Температура	°С	46,48
Қысым	Бар	61,10
Массалық шығым	кг/сағ	189950,8
Тығыздық	кг/м <sup>3</sup>	62,63
Молекулалық салмақ	кг/кмоль	21,85

Кесте 3 - 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

Кесте 4 - 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
H <sub>2</sub> S, миллион бөлшек (масса бойынша)	макс. 1
CO <sub>2</sub> , миллион бөлшек (масса бойынша)	макс. 1

#### 4-кестенің жалғасы

Жалпы күкірттің құрамы, миллион бөлшек (масса бойынша)	макс. 15
37,8°C кезіндегі буларының қысымы, МПа артық	макс. 1,379
Судың құрамы (мұздатуға байқау)	шыдайды

## 2.2 Қондырғының технологиялық схемасының сипаттамасы

### 2.2.1 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 (пункттің 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 С-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  $-22^{\circ}\text{C}$ -ден  $+14^{\circ}\text{C}$ -қа дейін өседі (рекуперация процесі). беріледі, мұнда ол  $-32^{\circ}\text{C}$  изотермадағы қайнап тұрған пропанмен  $-24^{\circ}\text{C}$  температураға дейін салқындайды.

Ж-2 мұздатқышы кептірілген газдың екінші ағынын  $-12^{\circ}\text{C}$  изотермадағы қайнап тұрған пропанмен  $-7^{\circ}\text{C}$ -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  $-24^{\circ}\text{C}$ -ға дейін салқындайды, бұл сұйықтық құбыраралық кеңістікте  $-43^{\circ}\text{C}$  температурадан  $-17^{\circ}\text{C}$  температураға дейін ысытылады.

Жылуалмастырғыштардың екі бөлігінен шыққан салқындатылған ағындар бірігеді де, С-1 жоғары қысымдағы сеператорына келіп түседі. Сеператордың қалыпты жұмысының шарттары: температура  $-25^{\circ}\text{C}$  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  $-25^{\circ}\text{C}$ -дан қысым  $-47^{\circ}\text{C}$ -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 –  $\text{C}_3$  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  $85^{\circ}\text{C}$  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 қорегі 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  $-18^{\circ}\text{C}$  температурадан  $-30^{\circ}\text{C}$  температураға дейін салқындатылады, мұнда олар жартылай конденсацияланады. Әрі қарай бұл екі фазалы ағын дезтанизациялау 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 дезтанизациялау колоннасының Ж-7 қайнатқышына бағытталады, мұнда ол  $83^{\circ}\text{C}$  температурадан  $86^{\circ}\text{C}$  температураға дейін жартылай буландырылады. Ж-6 және Ж-1 жылуалмастырғыштарынан шығатын құрғақ газ  $23^{\circ}\text{C}$  температурамен және 23 ат. қысыммен бір ағынға бірігіп КР-1 құрғақ газ компрессорының кірісіне келеді, бұл компрессор газды магистральды газ құбыры қысымына дейін компримирлейді (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  $45^{\circ}\text{C}$  температураға дейін салқындату.

Кесте 5 - 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	$(-24^{\circ}\text{C})$	$(-9^{\circ}\text{C})$
Дезтанизациялау колоннасына кіре берісіндегі шикізаттың температурасы	$(-17^{\circ}\text{C})$	$(-15^{\circ}\text{C})$
Дезтанизациялау колоннасының флегмасының температурасы	$(-29^{\circ}\text{C})$	$(-24^{\circ}\text{C})$

### 2.2.2 Жоғары температурада қайнайтын көмірсутектерді фракциялау

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  $119^{\circ}\text{C}$  және 16,2 ат. жылу колоннаға Ж-8- $\frac{1}{2}$  жылуалмастырғыштарынан беріледі, мұнда кубтық сұйықтық төмен қысымдағы бумен қыздырылады. Колоннаның жоғарысынан шыққан бу АСМ-2

ауамен салқындатқышында  $40^{\circ}\text{C}$  температураға дейін салқындатылып конденсацияланады.

Флегма депропанациялау колоннасының СД-2 флегма жинағышында жиналады, мұнда сұйық бетінде газ бұлты түзіледі. СР-2-А/В флегма сораптары пропанды СОS-тен тазалауға жібереді және колоннаға флегма ретінде кері береді. Кубтық сұйықтық депропанациялау колоннасының Ж-8-1/2 қайнатқыштарына беріледі, бұлардың әрқайсысы колоннаның жұмыс жасауы үшін қажетті 50% жылуды беруге есептелген. Сұйықтық шамамен  $125-128^{\circ}\text{C}$  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  $73,5^{\circ}\text{C}$  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  $35^{\circ}\text{C}$  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  $133-136^{\circ}\text{C}$  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.

## 2.3 Қондырғының материалдық балансы

Кесте 6 - 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

Кесте 7 - 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

Кесте 8 - 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

Кесте 9 -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

## 2.4 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  $G_{сағ} = 33685$  кг/сағ; колоннаның ауамен салқындату мұздатқышына берілетін ауаның бастапқы температурасы  $T = 296$  К [1].

### 2.4.1 Шикізаттың құрамы

Шикізаттың орташа молекулалық массасы (10 кесте):

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

Кесте 10 - Шикізаттың құрамы

Шикізат- тың компонен- тері	Моле- кула- лық масса- сы $M_r$	Шикі- заттың құра-мы моль-дік үлес-пен $c_i'$	$M_i c_i'$	Шикі- заттың құрамы мольдік үлесі $c_i = \frac{M_i c_i'}{\sum M_i c_i'}$	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	

## 2.4.2 Дистиллят пен қалдықтың мөлшері мен құрамы

Әрі қарай есептеу 100 к/моль шикізатқа жүргізіледі.

Колонна үшін материалдық баланстың теңдеуін төмендегіше жазамыз:

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

$$Gc'_1=Dy'_{D1}+Rx'_{R1} \quad (2)$$

$$Gc'_2=Dy'_{D2}+Rx'_{R2} \quad (3)$$

$$Gc'_3=Dy'_{D3}+Rx'_{R3} \quad (4)$$

$$Gc'_4=Dy'_{D4}+Rx'_{R4} \quad (5)$$

Бізге белгілі мәндерді осы формулаларға қою арқылы мынаны аламыз:

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

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

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

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

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

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

Бірақта,

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

$$\text{мұндағы } x'_{R2} = 0,0115.$$

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 <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.57	0.57	0.0099	-	-
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	57.22	56.73	0.9831	0.48	0.0115
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	28.53	0.41	0.0070	28.13	0.6651
н-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	13.68	-	-	13.68	0.3234
Қосындысы	100,00	57,71	1,0000	42,29	1,0000

Ескерту  $\frac{D}{G} = 0.5771$

### 2.4.3 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  $\pi_0 = 1.52 \times 10^6 \text{ Па}$  (15,5 ат.) тең болады. Фазаның тепе-теңдік константасы осыдан әрі номограмма бойынша анықталады [3, 159 бет].

Есептеу нәтижелері 12 кестеде.

Кесте 12- (6)теңдікті есептеу нәтижелері.

Дистилляттың компоненттері	$T_0 = 316 \text{ K}$ 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 <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,75	0,0099	0,027
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,99	0,9831	0,973
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,33	0,0070	0,002
Қосындысы	-	1,0000	1,002 ≈ 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.)

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

$T_D = 318 \text{ K}$  тең болады.

Есептеу нәтижелері 13 кестеде көрсетілген.

Кесте 13 - (7)теңдікті есептеу нәтижелері

Дистилляттың компоненттері	$T_0 = 316 \text{ K}$ және $\pi_D = 1.57 \times 10^6 \text{ Па}$ (16.0 ат.) болған кездегі $k_i$	$x'_{Di} = y'_{Di}$ (кесте 2)	$k_i x'_{Di}$
----------------------------	--	-------------------------------	---------------

13-кестенің жалғасы

C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,780	0,0099	0,00356
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,007	0,9831	0,97626
H-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,34	0,0070	0,02059
Қосындысы	-	1,0000	1,0004≈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<sub>R</sub> = 392 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<sub>iD</sub> – температура T<sub>D</sub> = 318 К және қысым π<sub>D</sub> = 1.57 × 10<sup>6</sup> болған кездегі берілген компоненттің салыстырмалы ұшқыштық коэффициенті, α<sub>if</sub> – шикізатты колоннаға беру температурасы T<sub>f</sub> = 343 К және қысымы π<sub>f</sub> = 1.58 × 10<sup>6</sup> Па кезіндегі берілген компоненттің салыстырмалы ұшқыштық коэффициенті.

Кесте 14 - (8) теңдікті есептеу нәтижелері

Дистиляттың компоненттері	T <sub>0</sub> = 392 К және π <sub>0</sub> = 1.59 × 10 <sup>6</sup> Па (16,2 ат.) болған кездегі k <sub>i</sub>	x' <sub>Di</sub> = y' <sub>Di</sub> (кесте 2)	k <sub>i</sub> x' <sub>Di</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,600	0,0115	0,0299
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,175	0,6651	0,7815
H-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,580	0,3234	0,1876
Қосындысы	-	1,0000	0,999≈1,0

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

мұндағы α<sub>iR</sub> — температура T<sub>R</sub> = 392 К және қысым π<sub>R</sub> = 1.59 × 10<sup>6</sup> болған кездегі берілген компоненттің салыстырмалы ұшқыштық коэффициенті.

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

Бастапқы шикізатты айдаудың мольдік үлесі e' мен температурасы T<sub>f</sub> = 343 К және қысымы π<sub>f</sub> = 1.58 × 10<sup>6</sup> Па кезіндегі фазалардың құрамын Трегубовтың аналитикалық әдісімен төмендегі формулалар бойынша есептейміз:

$$\sum_1^4 x'_i = \sum_1^4 \frac{c'_i}{1 + e'(k_i - 1)} = 1 \quad \text{және} \quad \sum_1^4 y'_i = \sum_1^4 k_i x'_i = 1 \quad (12) \quad (13)$$

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

Кесте 15 - Шикізатты колоннаға беру кезіндегі сұйық және бу фазаларының құрамдары мен айдаулың мольдік үлесі

Шикізаттың компоненттері	Шикізаттың құрамы $c'_i$	$= 343$ К және $\pi_f = 1.58 \times 10^6$ 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 <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0057	3,70	1,4590	0,0039	0,0144
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5722	1,47	1,0799	0,5299	0,7789
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2853	0,57	0,9269	0,3078	0,1754
н-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,1368	0,23	0,1574	0,1574	0,0362
Қосындысы	1,0000	-	-	0,999≈1	1,0049≈1

#### 2.4.5 Толық бүрку режимінің есебі

Біздің жағдайда бөлу мақсаты дистилляттағы н-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> мөлшерімен ( $y'_{D3} = 0,07$ ) және қалдықтағы C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 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  $x'_R = 0,3234$ .

C2H6, н-C4H10 және н-C5H12 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 C2H6, C3H8 және н-C5H12 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  $y'_{D1} = 0,0099$ .

C2H6, C3H8 және н-C5H12 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:

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

#### 2.4.6 Минималды бүрку

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

$\varphi = 1.3$  деп аламыз.

Кесте 16- (19) теңдеуді есептеу нәтижелері

Шикізат компоненттері	$c'_i$	$\alpha_i$	$\alpha_i c'_i$	$\alpha_i - \varphi$	$\frac{\alpha_i c'_i}{\alpha_i - \varphi}$
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0057	6,49	0,0370	5,19	0,0071
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,5722	2,58	1,4763	1,28	1,1533
H-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,2853	1,00	0,2853	-0,3	-0,951
H-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,1368	0,40	0,0547	-0,9	0,0608
Қосындысы	1,0000	-	-	-	0,1486≈0

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

Мынаны аламыз:

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

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

$$-S_{\min} = \frac{\alpha_2 x'_{R2}}{\alpha_2 - \varphi} + \frac{\alpha_3 x'_{R3}}{\alpha_3 - \varphi} + \frac{\alpha_4 x'_{R4}}{\alpha_4 - \varphi} = \frac{2,58 \times 0,0115}{2,58-1,3} + \frac{1 \times 0,6649}{1-1,3} + \frac{0,4 \times 0,3234}{0,4-1,3} = -2,33$$

Осыдан  $S_{\min} = 2,34$ .

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

## 2.5 Колоннаның негізгі өлшемдері

Колоннаның диаметрі. Колоннаның ішкі диаметрі төмендегі формуламен анықталады:

$$D_{\text{іш}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{сек}}}{\pi\omega}} \quad (22)$$

мұндағы  $V_{\text{сек}}$  - колонна қимасынан өтетін булардың ең көп секундық көлемі;  $\omega$  - колоннаның толық қимасындағы будың мүмкін жылдамдығы.

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

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

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

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

$$V_{\text{сек}} = \frac{22,4 G \cdot T_2 \times 0,1 \times 10^6 Z}{3600 \times \pi D}, \quad (23)$$

мұндағы  $G_B$  колонна жоғарысындағы булардың сағаттық мөлшері.

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

$$T_{\text{кр}} = 369,8 \text{ К}$$

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

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

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

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

Колоннаның толық қимасындағы булардың мүмкін жылдамдығын келесі формула бойынша анықтаймыз:

$$u = 0,305 \text{ с} \sqrt{\rho_{бу} (\rho_{сұй} - \rho_{бу})}, \quad (24)$$

мұндағы  $u$ —булардың массалық жылдамдығы, кг/(м<sup>2</sup>×сағ);  $\rho_{бу}$  және  $\rho_{сұй}$ —колоннаның жоғарысындағы булардың және сұйықтардың тығыздықтары, кг/м<sup>3</sup>,  $c$ —табақшалар арасындағы қашықтыққа байланысты коэффициент, ол график бойынша анықталады,  $c$ —табақшалар арасындағы қашықтыққа байланысты коэффициент, ол график бойынша анықталады [7, 638 бет].

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

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

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

$$u = 0,305 \times 670 \sqrt{34(460 - 34)} = 246 \times 10^2 \text{ кг/(м}^2 \times \text{сағ)}.$$

Булардың сызықтық жылдамдығы:

$$\omega = \frac{u}{\rho_{бу} \times 3600} = \frac{246 \times 10^6}{34 \times 3600} = 0,201 \text{ м/с}.$$

Онда ішкі диаметр мынаған тең болады:

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

Стандарт бойынша ішкі диаметрді  $D_{iш} = 1600$  мм деп аламыз.

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

$$N_{ж}^m = \frac{N_m^m}{\eta} = \frac{9}{0,5} = 18.$$

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

Сонымен колоннаның осы бөлігіндегі табақшалар саны  $N_{ж}^a = \frac{N_m^a}{\eta} = \frac{7}{0,5} = 14$ .

Табақшалардың жалпы саны:  $N_{ж} = N_m^m + N_m^a = 18 + 14 = 32$ .

$$H_D = 1,4 \text{ м}, H_G = 2,0 \text{ м және } H_R = 6,5 \text{ м}.$$

Онда колоннаның жұмыстық биіктігі:

$$H_{ж} = H_D + (N_{ж}^m - 1) H_m + H_G + (N_{ж}^a - 1) H_m + H_R = 1,4 + (18 - 1) \times 0,5 + 2,0 + (14 - 1) \times 0,5 + 6,5 = 24,9 \text{ м}.$$

## 2.6 Қондырғының негізгі аппараттары

Кесте 17 - Колонналар мен сыйымдылықтар [15]

Схема-дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөлшері	Материалы	Коррозиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары					Насадкалар		
					Көлем, м <sup>3</sup>	Есептік параметрлері		Өлшемі, м		Типі	Табақшалар саны	Насадка биіктігі, м
						Р, ат.	Т, °С	Ішкі диаметрі	Ұзындығы			
К-1	Дезтанизатор	1	А 516 Gr	Қажет емес	135	26	(-)40-140	2,6 асты 2,0 үсті	29,4	клапанды	39	0,5
К-2	Депропанализатор	1	Сталь 16ГС	Қажет емес		20	(-)40-140	1,6	24,9	клапанды	32	0,5
К-3	Дебутанизатор	1	А 516 Gr	Қажет емес	53	20	(-)36-200	1,8	20,2	-	24	0,5
СД-1	Дезтанизатордың флегма жинағышы	1	А 516 Gr70	Қажет емес	21	26	(-)40-140	2,0	6,0	-		
СД-2	Депропанализатордың флегма жинағышы	1	НТУС	Қажет емес	33,4	20	(-)46-120	2,0	6,0	-		
СД-3	Дебутанизатордың флегма жинағышы	1	А 516 Gr70	Қажет емес	19	20	(-)36-100	2,0	5,4	-		
С-1	ЖҚ газ сеператоры	1	А 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	-		

Кесте 18 - Құбырлы қаптамалы жылуалмастырғыштар

Схема-дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөлшері	Материалы		Құбыр саны /сыртқы диаметрі,мм	Коррозиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары			
			қаптама	құбыр			Жылу өнімділігі/ жылуалм. Беті,кВт/м2	есептік қысымы/ есептік темп-сы, ат./°С	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	1	НТҮС		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 жылуалмастырғышы	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	Мөлшері	Материалы		Құбыр саны/сыртқы диаметрі, мм	Коррозиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары			
			қаптама	құбыр			Жылу өнімділігі/жылуалм. Беті, кВт/м <sup>2</sup>	есептік қысымы/есептік темп-сы, ат./°С	Өлшемдері, м	
								диаметрі	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

Кесте 19 - Ауамен салқындату мұздатқыштары

Схема-дағы нөмірі	Жабдықтың аталуы	Мөлшері	Материалы		Құбыр саны /сыртқы диаметрі ,мм	Коррозиядан қорғау әдісі	Техникалық сипаттамалары			
			қаптама	құбыр			Жылу өнімділігі/жылуалм. Беті, кВт/м <sup>2</sup>	есептік қысымы/есептік темп-сы, ат./°С	Өлшемдері, м	
								диаметрі	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

Кесте 20 - Сораптар

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

### 3 Бақылау-өлшеу аспаптары және процесі автоматтандыру

Депропанациялау колоннасына К-2 берілетін деэтанациялау 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°С 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 48бреттегішімен 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 шығару желісінде орналасқан 33д клапанын басқарады. Сұйық кубтық өнім мұнайды сеперациялау және тұрақтандыру блогына бағытталады.

## 4 Экономикалық бөлім

Кесте 21 - 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

### 4.2 Негізгі өндіріс жұмысшыларының санының есебі

Кесте 22 - 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

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

Уақыттың күнтізбелік қоры 365 күн.

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

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

## ҚОРЫТЫНДЫ

Өнімділігі 1,457 млн. 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 өңдеудің 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.

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. I-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.