

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ
БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

Қ.И. Сәтбаев атындағы
Қазақ ұлттық техникалық университеті

С.Н. Қиябаев

МАГИСТРАЛЬДЫ ҚҰБЫРӨТКІЗГІШТЕРДІҢ ТИПТІК ЕСЕПТЕУЛЕРІ

Университеттің Ғылыми-әдістемелік кеңесі
оқу құралы ретінде ұсынған

Алматы 2013

ЖОК 622.692.2.07 (075)

ББК 33.16 я 73

Қ 53

Қ 53 Қиябаев С.Н. Магистральды құбырөткізгіштердің типтік есептеулері. Оқу құралы. – Алматы: ҚазҰТУ, 2013. – 168 б.
Сурет – 9. Кесте – 27. Библиогр. – 16.
ISBN 978-601-228-538-3

«Магистральды құбырөткізгіштердің типтік есептеулері» оқу құралы «Газмұнай құбырлары мен газмұнай қоймаларын жобалау және пайдалану» мамандануы бойынша 5B070800 – «Мұнайгаз ісі» және «Газмұнай құбырлары мен газмұнай қоймаларының құрылысы» мамандануы бойынша 5B072900 – «Құрылыс» мамандықтарына қойылатын ҚР Мемлекеттік Стандарттардың барлық талаптарына сай келеді.

Оқу құралы студент-бакалаврлар мен магистрлерді дайындауға арналған, сол сияқты мұнайгаз саласының инженерлік – техникалық мамандарына ұсынылады.

ЖОК 622.692.2.07 (075)

ББК 33.16 я 73

Пікір жазғандар:

Исаханов Е.А., техн., ғыл., докт., профессор

Байтурсунов Д.М., техн., ғыл., докт., профессор

Қартабай А.Т., техн., ғыл., канд., доцент

Қазақстан Республикасы Білім және ғылым министрлігінің 2013 жылғы жоспары бойынша басылды.

ISBN 978-601-228-538-3

© Қиябаев С.Н., 2013

© ҚазҰТУ, 2013

КІРІСПЕ

Қазақстанның газ-мұнай өндірісі жылдан жылға қарқындап дамып келеді. ВР компаниясының 2011 жылғы статистикалық шолуына сәйкес еліміздегі мұнай қоры 5,5 млрд. тонна, ал табиғи газ қоры – 3,8 трлн. куб.м. болған. Көмірсутектер қоры бойынша Қазақстан әлемдегі алғашқы ондықта (ТМД елдерінде РФ кейін екінші орында) тұр. Мұнай өндіруден еліміз 2011 жылы 16-орын алды, 2020 жылға қарай 130 млн.тонна мұнаймен алғашқы ондыққа енеді деп күтілуде. Қазақстан жері арқылы мұнай мен газ құбырлары өтіп жатыр және көптеп салынууда. Әсіресе елді газдандыру жоғары қарқынмен жүріп жатыр. Дегенмен орталық, солтүстік және шығыс облыстарға магистральды газ құбырлары тартылмаған, яғни болашақта осы бағытта жұмыстар басталады деген сөз. 2012 жылдың қаңтар айында Алматы – Талдықорған магистральды газ құбырының құрылысы басталды. Осы айтылғандардың бәрі «Магистральды құбырөткізгіштер» мен «Газ-мұнай құбырлары» пәндерінің рөлдерін айқын көрсетіп тұр. Бұл пәндерден осы уақытқа дейін тәжірибелік сабаққа арналған және шәкірттердің есеп шығаруына көмегін тигізетін мемлекеттік тілде оқулықтар шықпаған еді. Шәкірттерге тәжірибелік сабақ үшін Ресей оқулықтары [4], [6] ұсынылатын. Оларды пайдалану қазақ бөлімінің студенттеріне оңай тимейтін. Ұсынылып отырған оқу құралы осы жетіспеушіліктің орнын толтыруға бағытталған.

Оқу құралы кіріспе, екі бөлімнен және қорытындыдан тұрады. Бірінші бөлім – магистральды газ құбырының есептеріне, ал екінші бөлім магистральды мұнай құбырының есептеріне арналған. Оқу құралы [4], [6] ескере отырып жазылған. Бірақ көптеген өзгешіліктері бар. Біріншіден өрнектер математикалық айқын берілген, мысалы тізбектей айдау есептерінің формулалары қолдануға оңай және түсінікті,

математикалық кері функция ұғымдары қолданылған. Сол сияқты ыстық айдау есептері туралы да осыны айтуға болады. Екіншіден, қазіргі компьютер заманында графиктік әдістер ескіріп қалды, сол себепті компьютерлік бағдарлама мен жуықтау әдістерін қолдану дәл нәтижені береді. Бірақ бір нәрсені айта кеткен жөн: компьютерлік бағдарлама жасау үшін есепті қолмен өте жақсы шығара білу керек, ал қолмен шығарылатын кез келген есепті компьютерлік бағдарламаға салуға болады. Сол сияқты графиктік Шухов әдісін қолданған кезде шәкірттер дәл нәтиже ала алмайды, осы себепті оқу құралында сол әдістің өзгертілген түрі ұсынылды.

Оқу құралындағы мысал есептің көбінің нәтижелері Excel және Visiual Basic бағдарламалары арқылы алынған, осы себепті қолмен есептелген нәтижелер оқу құралындағымен сәл сәйкес келмеуі мүмкін. Кафедрада «Магистральды құбырөткізгіштер», «Магистральды мұнай құбырлары» және «Магистральды газ құбырлары» пәндері бойынша тәжірибелік тапсырмаларды көп нұсқалы етіп береді, ал оларды Excel және Visiual Basic бағдарламалары арқылы тексереді. Жалпылай айтсақ, Excel және Visiual Basic кез келген компьютерде орнатылған, сондықтан оларды кез келген оқытушы, немесе шәкірт пайдалана алады.

1. МАГИСТРАЛЬДЫ ГАЗ ҚҰБЫРЛАРЫН ЕСЕПТЕУ

1.1. Магистральды газ құбырындағы табиғи газ қоспасын есептеу

Газ күйінің теңдеуі газдың мөлшерін, қысымын, көлемін және температурасын байланыстырады. Магистральды газ құбырлары үшін газ сығылғыштығы арқылы жазылған газ күйінің теңдеуі қолданылады:

$$PV = mzRT, \quad (1.1)$$

мұндағы m – газ массасы, M – оның молярлық массасы, P , V және T – газ қысымы, көлемі және температурасы; R – берілген газ үшін табылатын газ тұрақтысы, ол универсал газ тұрақтысы ($8,314 \text{ Дж}/(\text{моль} \cdot \text{К})$) арқылы табылады:

$$R = \frac{8,3143}{M}. \quad (1.2)$$

(1.1) – өрнектегі өлшем бірліктер: $[m] = \text{кг}$, $[M] = \text{кг}/\text{моль}$, $[P] = \text{Па}$ түрінде алыну керек, сонда газ қоспасының тұрақтысы $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ түрінде табылады. (9) – өрнектегі z шамасы газ сығылғыштығы деп аталады. Ол әдетте $z = z(T_{\text{кр}}, P_{\text{кр}})$ тәуелділігінде берілетін номограмма көмегімен табылады. Магистральды газ құбырлары үшін салалық жобалау мөлшері ұсынған 2 түрлі формулалар бар. Бірақ екеуі де жуықтатылған, магистральды газ құбырларының нақты параметрлерінде екеуі де бірдей дерлік нәтиже береді. Бірінші формула:

$$z = 1 - 0,4273 \cdot P_{\text{кел}} \cdot T_{\text{кел}}^{-3,668}. \quad (1.3)$$

Ал екінші формула мынандай:

$$z = 1 - \frac{0,0241 \cdot P_{\text{кел}}}{1 - 0,68 \cdot T_{\text{кел}} + 0,78 \cdot T_{\text{кел}}^2 + 0,0107 \cdot T_{\text{кел}}^3}. \quad (1.4)$$

Есептеуге алдыңғы формула тиімдірек.

$T_{\text{кел}}$, $P_{\text{кел}}$ шамалары келтірілген параметрлер деп аталады:

$$T_{\text{кел}} = \frac{T}{T_{\text{кр}}}, \quad P_{\text{кел}} = \frac{P}{P_{\text{кр}}}. \quad (1.5)$$

Газдың салыстырмалы (ауаға қатысты) тығыздығы Δ деп газ тығыздығының ауа тығыздығына қатынасын айтады:

$$\Delta = \frac{M}{28,96}, \quad (1.6)$$

бұл жердегі $[M] =$ г/моль, 28,96 г/моль – ауаның молярлық массасы.

Технологиялық есептеу кезінде тасымалданатын табиғи газды – газ қоспасы ретінде үлгілейді. Ол газ қоспасы метаннан, этаннан, пропан мен бутаннан, сол сияқты көмір қышқыл газы мен басқа да газдардан (негізінен азоттан) тұрады деп қарастырылады. Табиғи газ тасымалының параметрлерін есептеу үшін оның құрамындағы әрбір бөліктің физикалық–химиялық қасиеттерін және олардың әрқайсысының қоспадағы үлесін білу керек.

Айдалатын газ қоспасының негізгі физикалық–химиялық қасиеттеріне келесі параметрлер жатады:

- молярлық масса M ;
- псевдокрикалық температура $T_{кр}$;
- псевдокрикалық қысым $P_{кр}$;
- псевдокрикалық көлем $V_{кр}$;
- тұрақты қысымдағы газдың меншікті жылу сыйымдылығы c ;
- динамикалық тұтқырлық μ

Оларды әдетте газ қоспасының әрбір компонентінің физикалық-химиялық қасиеттері арқылы есептейді (1.1-кесте).

1.1-кесте

Әртүрлі газдардың параметрлері

Газ	M г/моль	$T_{кр}$ К	$P_{кр}$ МПа	$V_{кр}$ 10^{-3} м ³ /кг	S_p К	c_i Дж/(кг·К)	$\mu_i(P_w, T_w)$	b_0	b_1	b_2	b_3
Метан CH_4	16,043	191	4,65	6,17	168	2167	103	2173,62	197,64	87,23	-13,95
Этан C_2H_6	30,07	306	4,95	4,92	277	1648	85	1650,09	376,60	46,47	-12,53
Пропан C_3H_8	44,097	370	4,26	4,6	347	1551	74	1559,21	429,43	38,70	-15,26
Бутан C_4H_{10}	58,124	425	3,60	4,39	409	1590	63	1591,00	424,28	21,42	-9,03
Пентан C_5H_{12}	72,151	460	3,37	3,85	441	1595	52	1595,00	420,85	16,96	-5,55
Көмір қ.г. CO_2	44,011	305	7,40	2,14	292	815	140	815,13	105,17	-7,78	-0,16
Азот ж.б. N_2	28,016	126	3,39	3,2	116	1045	166	1039,26	1,41	1,45	0,48

Егер қоспадағы газ қоспасының әрбір компонентінің көлемдік үлесі y_1, y_2, y_3 , т.с.с. болса, онда газ қоспасының молярлық массасы M төмендегі формула көмегімен табылады:

$$M = y_1 M_1 + y_2 M_2 + y_3 M_3 + \dots, \quad (1.7)$$

Газ қоспасының молярлық массасы арқылы (1.2) – өрнектің көмегімен газ қоспасының тұрақтысы мен (1.6) – өрнектің көмегімен газдың салыстырмалы (ауаға қатысты) тығыздығы табады.

Қоспаның басқа параметрлері әртүрлі әдебиеттерде бірнеше әдістермен табылған. Ең қарапайым әдіс (1-әдіс) – аддитивті әдісті пайдалану (пропорционалды қосу). Бұл әдіс пайдалануға оңай болғанымен, дәлдігі кейде аздау. Ол әдіс алдын ала жуықтап есептеулерде жаман нәтиже бермейді (әсіресе қоспадағы метан мөлшері 96% - дан аз болмағанда, сол сияқты тұқырлықты есептеген кезде). Сонымен:

$$T_{кр} = y_1 T_{кр1} + y_2 T_{кр2} + y_3 T_{кр3} + \dots, \quad (1.8)$$

$$P_{кр} = y_1 P_{кр1} + y_2 P_{кр2} + y_3 P_{кр3} + \dots \quad (1.9)$$

$$c = y_1 c_1 + y_2 c_2 + y_3 c_3 + \dots, \quad (1.10)$$

$$\mu = y_1 \mu_1 + y_2 \mu_2 + y_3 \mu_3 + \dots \quad (1.11)$$

Магистральды газ құбырларындағы газ қоспасын есептеудегі ең жиі қолданылатын келесі әдіс (2-әдіс) – есептеулер газ қоспасының белгілі параметрлерін пайдалана отырып жүргізілетін әдіс:

$$T_{кр} = 155,24(0,564 + \rho_{cm}), \quad (1.12)$$

$$P_{кр} = 0,1737(26,831 - \rho_{cm}), \quad (1.13)$$

$$c = 1695 + 1,838 \cdot T_{op} + 1,96 \cdot 10^9 \cdot \frac{P_{op} - 0,1}{T_{op}^3}, \quad (1.14)$$

$$\mu = 5,1 \cdot 10^{-6} [1 + \rho_{cm} (1,1 - 0,104 \cdot \rho_{cm})] \cdot [0,037 + T_{кел} (1 - 0,104 \cdot T_{кел})] \cdot [1 + \frac{P_{кел}^2}{30(T_{кел} - 1)}]. \quad (1.15)$$

Мұндағы $\rho_{\text{ст}}$ – стандарттық жағдайдағы газ қоспасының тығыздығы:

$$\rho_{\text{ст}} = 1,205 \cdot \Delta, \quad (1.16)$$

$\rho_{\text{ауа}} = 1,205 \text{ кг/м}^3$ – стандарттық жағдайдағы ауа тығыздығы, $T_{\text{ор}}$ – газ қоспасының құбырдағы орташа интегралдық температурасы, $T_{\text{кел}}, P_{\text{кел}}$ – газ қоспасының келтірілген температурасы мен келтірілген қысымы: $T_{\text{кел}} = \frac{T_{\text{ор}}}{T_{\text{кр}}}, P_{\text{кел}} = \frac{P_{\text{ор}}}{P_{\text{кр}}}.$

Орташа қысым мына формула көмегімен есептеледі:

$$p_{\text{ор}} = \frac{2}{3} \left(p_{\text{н}} + \frac{p_{\text{к}}^2}{p_{\text{н}} + p_{\text{к}}} \right), \quad (1.17)$$

$p_{\text{н}}$ және $p_{\text{к}}$ – КС–ның L аралығының басы мен аяғындағы газ қысымдары. Орташа температура магистральды газ құбырының параметрлерімен есептеледі, олар газ қоспасын есептеу сатысында әзірге белгісіз болатындықтан, алғашқы нөлдік жуықтауда мынадай жуықтау өрнегін қолданады:

$$T_{\text{ор}} \approx \frac{1}{3} T_{\text{н}} + \frac{2}{3} T_0, \quad (1.18)$$

бұл жердегі $T_{\text{н}}$ – КС шығысындағы газ қоспасының бастапқы температурасы, T_0 – газ құбырын қоршаған орта температурасы. Бұл әдісте Джоуль–Томсон коэффициенті төмендегі түрде анықталады:

$$D_i = \frac{1000}{c_p} \left(\frac{98 \cdot 10^4}{T_{\text{ор}}^2} - 1,5 \right), \quad (1.19)$$

өлшем бірліктер $[c_p] = \text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$, $[D_i] = \text{К}/\text{МПа}$.

Осы параметрлер кейбір магистральды газ құбыр жобаларын есептегенде [3] сәл күрделі түрде есептеледі, бұл жағдайда тұрақты қысымдағы газдың меншікті жылу сыйымдылығы c мен μ динамикалық тұтқырлыққа температура мен қысымның әсерлері ескерілген (3-әдіс). Бұл тәсілде алдымен Сатерленд формуласы көмегімен қалыпты қысымдағы ($P_{\text{норм}} = 0,1013 \text{ МПа}$) және берілген $T_{\text{ор}}$ температурадағы газ

қоспасының әрбір компонентінің динамикалық тұтқырлығы есептеледі:

$$\mu_i(T_{op}) = \mu_i(T_{norm}) \cdot \frac{T_{norm} + Si_i}{T_{op} + Si_i} \cdot \left(\frac{T_{op}}{T_{norm}}\right)^{1,5}, \quad (1.20)$$

мұндағы Si_i – қоспадағы әрбір компоненттің Сатерленд тұрақтысы, $T_{norm}=273K$ – калыпты температура.

Екінші кезекте төмендегі формула көмегімен газ қоспасының калыпты қысымдағы динамикалық тұтқырлығы табылады:

$$\mu(P_{norm}) = \frac{\mu_1(T_{op})y_1\sqrt{M_1} + \mu_2(T_{op})y_2\sqrt{M_2} + \mu_3(T_{op})y_3\sqrt{M_3} + \dots}{y_1\sqrt{M_1} + y_2\sqrt{M_2} + y_3\sqrt{M_3} + \dots}. \quad (1.21)$$

Сонда қоспаның берілген T_{op} температурадағы және P_{op} қысымдағы динамикалық тұтқырлығы мына формуламен табылады:

$$\mu(P_{op}) = \mu(P_{norm}) + \frac{f(\rho_{кел})}{\xi \cdot 10^7},$$

$$\xi = \frac{T_{кр}^{\frac{1}{6}}}{M^{\frac{1}{2}} \left(\frac{P_{кр}}{0,1013} \right)^{\frac{2}{3}}}, \quad (1.22)$$

$$f(\rho_{кел}) = 1,08 \cdot [\exp(1,439\rho_{кел}) - \exp(-1,111\rho_{кел}^{1,858})].$$

$$\text{Бұл жерде} \quad \rho_{кел} = \frac{\rho_{op}}{\rho_{кр}}, \rho_{кр} = \frac{1}{V_{кр}},$$

$V_{кр} = y_1V_{кр1} + y_2V_{кр2} + y_3V_{кр3} + \dots$. Құбырдағы газ қоспасының орташа тығыздығы газ құбырларында қолданылатын нақты газ теңдеуінен анықталады:

$$\rho_{op} = \frac{P_{op}}{zRT_{op}}.$$

Бұл формуладағы өлшем бірліктер халықаралық бірліктер жүйесінде алыну керек.

Қоспаның әрбір компонентінің изобаралық (тұрақты қысымдағы) меншікті жылу сыйымдылығының тәжірибелік

әдіспен алынған температураға тәуелділігін жуықтап төмендегі өрнек арқылы сипаттауға болады (тәжірибелік нүктелерге ең жақын жататын дәрежелік сызық – тренд сызығының өрнегі):

$$c_i(\tau) = b_0 + b_1\tau + b_2\tau^2 + b_3\tau^3, \\ \tau = \frac{t}{100} = \frac{T - 273}{100},$$

b_i коэффициенттері 1.1-кестеде берілген. b_0 коэффициенті жуық шамамен меншікті жылу сыйымдылықтың қалыпты жағдайдағы мәніне тең. Сонда

$$c = \Delta c + c_1 y_1 + c_2 y_2 + c_3 y_3 + \dots, \\ \Delta c = \frac{21045}{M} \cdot \frac{P_{op} - 0,1013}{P_{кр}} \cdot \left(\frac{T_{кр}}{T_{op}} \right)^3. \quad (1.23)$$

1.2. Магистральды газ құбырының технологиялық есебі

Магистральды газ құбырының технологиялық есебінің алғышарттарына жылына айдалатын $Q_{жыл}$ газдың стандарттық көлемі, құбыр трассасының ұзындығы $L_{тр}$, айдалатын газ қоспасының физикалық-химиялық қасиеттері, трассаның бастапқы және соңғы нивелирлік биіктіктерінің айырмасы Δz , қоршаған ортаның температурасы, ұсынылатын компрессор агрегаттарының жұмыстық сипаттамалары, газ құбыры мен компрессор стансаларының қаржылық параметрлері. Осындай алғышарттарды біле отырып, компрессор стансаларының (КС) санын, олардың орналасу жерлерін, құбырдың ішкі және сыртқы диаметрлерін білуге болады.

Магистральды газ құбырындағы КС санын табу үшін ең алдымен газдың тәуліктік коммерциялық шығынын газ құбырының $Q_{жыл}$ жылдық өткізу қабілеті арқылы табады:

$$Q_T = \frac{Q_{жыл}}{365k_{и}}, \quad (1.24)$$

мұндағы $k_{и} = k_1 k_2 k_3$ – газөткізгіштің өткізу қабілетін бағалау коэффициенті, k_1 – көтеріңкі газ сұраныс коэффициенті ($k_1=0,95$), k_2 – төтенше температура коэффициенті ($k_2=0,98$), k_3 –

магистральды газөткізгіштің сенімділік коэффициенті (ол газ құбырының ұзындығы мен диаметріне, компрессор стансаларының қондырғыларына байланысты табылады).

Магистральды газ құбырының гидравликалық есептеулерінде практикалық есептеу формулалары қолданылады, бұл формулаларда өлшем бірліктер халықаралық бірліктер жүйесінен басқа. Мысалы газдың тәуліктік коммерциялық шығынының өлшем бірлігі $[Q_t]$ = млн.м³/тәулік ретінде алынады.

Тәуліктік коммерциялық шығынның өтпелі (аумалы) мәні:

$$Q_a = \frac{0,219 \cdot 10^{-3}}{k_g^{1,5}} \cdot \frac{D^{2,5} \cdot \mu}{\Delta} \quad (1.25)$$

немесе құбырдың ішкі бетінің кедір-бұдырлығының $k_g = 0,03$ мм мәні үшін:

$$Q_a = 0,04 \cdot \frac{D^{2,5} \cdot \mu}{\Delta} \quad (1.26)$$

Бұл жердегі өлшем бірліктер $[D] = [k_g] = \text{мм}$, $[\mu] = \text{Па} \cdot \text{с}$, $[Q_a] = \text{млн.м}^3/\text{тәулік}$ болады.

Сонда компрессор стансаларының аралығы мынадай формуламен табылады:

$$L_0 = \frac{K_a^2}{Q_t^2} \cdot \frac{p_n^2 - p_k^2}{z T_{op} \Delta}, \quad (1.27)$$

мұндағы $K_a = 3,32 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{D^{2,5}}{\lambda^{0,5}} \cdot \varphi \cdot E$, егер $Q_t < Q_a$ болса (ағын 2 аумақта), (1.28)

$K_a = 16,7 \cdot 10^{-6} \cdot D^{2,6} \cdot \varphi \cdot E$, егер $Q_t \geq Q_a$ (ағын 3 аумақта). (1.29)

Өлшем бірліктер $[D] = \text{мм}$, $[L] = \text{км}$, $[Q_t] = [Q_a] = \text{млн.м}^3/\text{тәулік}$.

φ —коэффициенті газ құбырларындағы құдықтарға қойылатын төселімнің әсерін ескереді (төселім жоқ болса $\varphi=1$, ұзындығы 12м құбыр үшін $\varphi=0,975$, 6м құбыр үшін $\varphi=0,95$). E —коэффициенті құбырдың ішкі бетінің нақты жағдайын сипаттайды және эксперименттік әдіспен табылады.

Егер ағын 2 аумақта жүрсе, онда жергілікті кедергілерді ескеретін үйкелістен болатын λ гидравликалық кедергі

коэффициентін табу керек. Ол үшін алдымен 2 аумақтағы үйкелістен болатын гидравликалық кедергі коэффициенті есептеледі: $\lambda_{тр} = 0,067 \left(\frac{158}{Re} + \frac{2k_3}{D} \right)^{0,2}$. Сонда $\lambda = (1,02 \div 1,05) \cdot \lambda_{тр}$.

Әдетте $\lambda = 1,035 \cdot \lambda_{тр}$, $k_3 = 0,03$ мм деп алатындықтан, λ гидравликалық кедергі коэффициентін табу үшін мынадай өрнекті қолдануға болады ($1,035 \cdot 0,067 \approx 0,0693$):

$$\lambda = 0,0693 \left(\frac{158}{Re} + \frac{0,06}{D} \right)^{0,2}. \quad (1.30)$$

Практикалық есептеулер үшін Рейнольдс саны былайша анықталады:

$$Re = 17,75 \cdot 10^3 \cdot \frac{Q_T \cdot \Delta}{D \mu}. \quad (1.31)$$

(1.27) формуламен КС аралық ұзындығын тапқандағы p_n қысым КС-ның шығысындағы, немесе аралықтың басындағы қысым, ал p_k – КС-ның кірісіндегі, немесе аралықтың соңындағы газдың қысымы. Олар таңдалып алынған компрессор агрегаттарының сипаттамалары арқылы есептеледі.

Газ құбырының бойындағы аралық компрессор стансаларының есептік саны:

$$n_0 = \frac{L_{тр} - L_n}{L_0}. \quad (1.32)$$

Мұндағы L_n – газ құбырының соңғы аралығының ұзындығы (соңғы аралықта КС жоқ), ол әртүрлі әдістермен анықталады. Егер бізге соңғы аралықтың газ жинақтау қабілеті ең үлкен болуы керек болса, онда соңғы аралықтың ұзындығы мынадай өрнектен табылуы кажет:

$$L_n = \frac{K_a^2}{2Q_T^2} \cdot \frac{p_{n\max}^2 - p_{k\min}^2}{zT_{op}\Delta}, \quad (1.33)$$

бұл жерде $p_{n\max}$ және $p_{k\min}$ – қысымдардың практикадан табылған тәулік ішіндегі ең үлкен және ең кіші мәндері. Соңғы аралықтың осындай ұзындығына сәйкес магистральды газ құбырының соңғы аралығының газ жинақтау қабілеті мына формуламен анықталады:

$$V_{\text{акк}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{T_{\text{ст}}}{z T_{\text{ор}}} \cdot \frac{p_{\text{нmax}} - p_{\text{кmin}}}{p_{\text{ст}}} \cdot L_{\text{п}}. \quad (1.34)$$

Әдетте n_0 газ айдау стансаларының саны бөлшегі бар сан (аралас сан) түрінде табылады, оны үлкен жақын n бүтін санға дейін дөңгелектейміз ($n \geq n_0$). Осы бүтін санға сәйкес КС аралығы ұзындығының нақты мәні мынадай болады:

$$L = \frac{L_{\text{тр}} - L_{\text{п}}}{n}. \quad (1.35)$$

Осындай $L \leq L_0$ аралыққа сәйкес келетін аралықтың соңындағы қысымның нақты мәні бастапқы берілген $p_{\text{к}}$ қысымнан көп болып шығады ($p_{\text{кф}} \geq p_{\text{к}}$):

$$p_{\text{кф}} = \sqrt{p_{\text{н}}^2 - \frac{z T_{\text{ор}} L \Delta Q_{\text{т}}^2}{K_{\text{а}}^2}}. \quad (1.36)$$

Температураның орташа мәні алдында (1.16) көмегімен жуықтап табылған болатын, оның дәл мәні былайша есептеледі:

$$T_{\text{ор}} = T_0 + (T_{\text{н}} - T_0) \chi_y - D_i \frac{p_{\text{н}} - p_{\text{к}}}{\Pi \chi_y} (1 - \chi_y). \quad (1.37)$$

$$\chi_y = \frac{1 - e^{-\Pi \chi_y}}{\Pi \chi_y}, \quad \Pi \chi_y = \frac{0,225 k D L}{Q_{\text{м}} \Delta \cdot c}; \quad (1.38)$$

$[Q_{\text{т}}] = \text{млн. м}^3 / \text{тәулік}$, $[L] = \text{км}$, $[D] = \text{мм}$. $T_{\text{н}}$ – КС-нан шыққан кездегі бастапқы температура, T_0 – газ құбырын қоршаған орта температурасы, $\Pi \chi_y$ – Шухов параметрі, D – газ құбырының ішкі диаметрі, k – газдан қоршаған ортаға жылу берілу коэффициенті, D_i – Джоуль–Томсон коэффициенті, $p_{\text{н}}$ және $p_{\text{к}}$ – КС-ның L аралығының басы мен аяғындағы газ қысымдары. Бұл жерде мынадай қиындық бар. $T_{\text{ор}}$ мәні L арқылы (немесе $Q_{\text{т}}$ арқылы) дәл анықталу керек, ал олар әзірге табылған жоқ. Сондықтан 1-жуықтауда жоғарыда көрсеткендегідей,

$T_{\text{ор}} \approx \frac{1}{3} T_{\text{н}} + \frac{2}{3} T_0$ деп алып, L (немесе $Q_{\text{т}}$) мәндерін жуықтап табамыз. Сосын осы мәндер көмегімен келесі жуықтауда $T_{\text{ор}}$ мәнін тағы бір табамыз. Егер екі қатар есептелген

жуықтаулардағы $T_{ор}$ мәндерінің айырмасы $5K$ шамасынан аз болмай шықса, онда жуықтау процесін жалғастыра береміз.

Жалпы жағдайда p_n және p_k қысымдар, сол сияқты аралықтағы бастапқы T_n (газдың компрессор агрегаттарынан шыққан кездегі температурасы арқылы) және T_k соңғы (немесе КС шығысы мен кірісіндегі) температуралар өзара байланысты. Егер КС – дағы газдың сығылу дәрежесі ε болса, онда

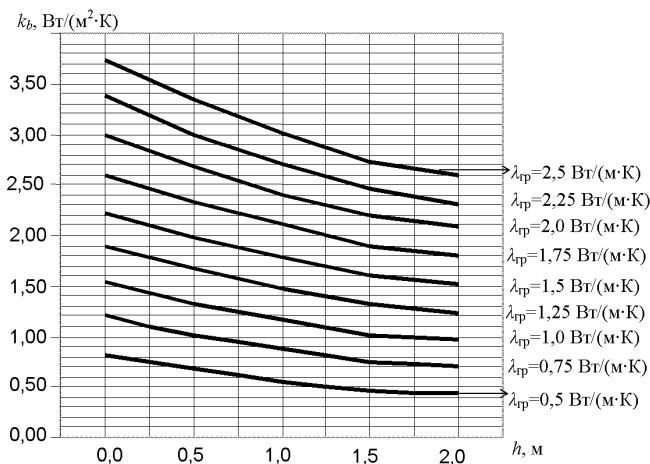
$$p_k = \frac{p_n}{\varepsilon} \quad (1.39)$$

және

$$T_{ш} = T_k \cdot \varepsilon^{\frac{m-1}{m}}, \quad (1.40)$$

мұндағы $T_{ш}$ – газдың компрессор агрегаттарынан шыққан кездегі температурасы, ол тым жоғары болса (жоғары температура құбыр қабырғасына түсетін температуралық кернеуді арттырады, құбыр оқшаулатқышын бұзуы мүмкін, ең ақырында (1.43)-өрнекке сәйкес тіпті құбырдың өткізу қабілетін төмендетеді, құбыр мәңгі мұз қабаты арқылы өтсе, онда оны ерітеді), оны жасанды түрде төмендетеді: $T_n \leq T_{ш}$. Егер T_n белгісіз болса, онда алғашқы жуықтауда $T_n \approx T_{ш}$ деп алуға болады; m –политропа көрсеткіші, ол табиғи газдар үшін 1,25–1,4 аралықтарында өзгереді, орташа есепте $m=1,32$ деп алуға болады. Газдың КС аралығы соңындағы температурасы:

$$T_k = T_0 + (T_n - T_0)e^{-\mu y} - D_i(p_n - p_k) \cdot \gamma y. \quad (1.41)$$



1.1-сурет. $k_b = k_b(h, \lambda_{\text{тр}})$ тәуелділігі

Газдан қоршаған ортаға жылу берілу коэффициенті жуық шамамен төмендегі формула бойынша есептеледі [6]:

$$k = k_b \cdot \left(\frac{700}{D}\right)^{0,9}, \quad (1.42)$$

мұндағы $[D] = \text{мм}$, k_b – жылу берілу коэффициентінің 700 мм құбыр үшін есептелетін тіректік мәні, жерасты құбыры үшін ол мән құбырдың жоғарғы жасаушысынан жердің бетіне дейінгі h тереңдікке және грунттың $\lambda_{\text{тр}}$ жылу өткізу коэффициентіне тәуелді (1.1-сурет).

Грунттың жылулық физикалық сипаттамалары 2.3 - кестеде берілген.

Егер аралық ұзындығы мен қысымдардың мәндері алдын ала белгілі болса, онда газ құбырының коммерциялық тәуелділік (көлемдік) өткізгіштік қабілетін төмендегі практикалық есептеу формуласымен табамыз (коммерциялық шығын формуласы):

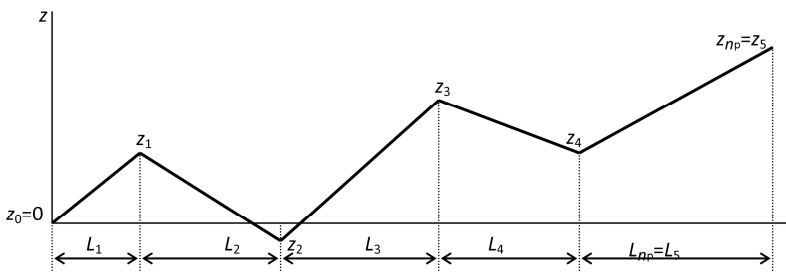
$$Q_{\text{т}} = K_{\text{а}} \cdot \sqrt{\frac{p_{\text{н}}^2 - p_{\text{к}}^2}{z T_{\text{оп}} L \Delta}}, \quad (1.43)$$

Бұл есепте қосымша тағы бір қиындық бар. $Q_{\text{т}}$ және $Q_{\text{а}}$ мәндерін алдын ала салыстыру мүмкін емес. Сондықтан $Q_{\text{т}} \geq Q_{\text{а}}$

деп алып, Q_T мәнін (1.21) мен (1.43)-өрнектер арқылы есептейміз де, Q_T және Q_a мәндерін қайта салыстырамыз. Егер $Q_T \geq Q_a$ шарты орындалса, есеп шығарылып бітті, ал орындалмаса, онда Q_T мәнін (1.16) мен (1.43)- өрнектер арқылы қайта табамыз.

Егер n_0 газ айдау стансаларының аралас санын кіші n бүтін санға дөңгелектесек ($n \leq n_0$), онда осы бүтін санға сәйкес КС аралығы ұзындығының нақты мәні $L \geq L_0$ болып шығады да, Q_T мәні $p_{кф} = p_k$ жағдайында (1.43)-өрнекке сәйкес жобадағыдан аз болып табылады.

Магистральды газ құбырының технологиялық жобалау нормаларына сәйкес аралықта бастапқы пунктке қатысты нивелирлік биіктік айырмасы 100 метрден артық нүкте болса, онда есепті нивелирлік биіктіктер айырмасын ескере отырып шығару керек (рельефті газ құбырының есебі).



1.2-сурет. Рельефті газ құбырының сұлбасы

Егер аралықтың нивелирлік биіктіктерінің айырмасын ескермеген кездегі компрессор стансаларының аралығы L және құбыр трассасының көлденең кескіні n_p түрлі көлбеуден тұратын қисық болса (немесе сынық қисық түріндегі), онда осы шама нивелирлік биіктіктердің айырмасын ескерген жағдайда жуықтап былайша есептеледі (1.2-сурет):

$$L_{\Delta z} = k_{\Delta z} L, \quad (1.44)$$

мұндағы

$$k_{\Delta z} = \frac{p_H^2 - p_K^2 e^\beta}{(p_H^2 - p_K^2) \cdot \psi_{нг}} \quad (1.45)$$

–биіктікке түзету коэффициенті;

$$\psi_{не} = \frac{1}{L} \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} \cdot L_1 + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} \cdot L_2 + \dots + \frac{e^{\beta_{n_p}} - e^{\beta_{n_p-1}}}{\beta_{n_p} - \beta_{n_p-1}} \cdot L_{n_p} \right), \quad (1.46)$$

$$\beta = \frac{2g\Delta z}{zRT_{cp}}, \quad g = 9,81 \text{ м/с}^2,$$

$$\beta_1 = \frac{2gz_1}{zRT_{cp}}, \beta_2 = \frac{2gz_2}{zRT_{cp}}, \dots, \beta_{n_p} = \frac{2gz_{n_p}}{zRT_{cp}}. \quad (1.47)$$

Немесе $\beta = a_z \Delta z, \beta_1 = a_z z_1, \beta_2 = a_z z_2, \dots, \beta_{n_p} = a_z z_{n_p}, a_z = \frac{2g}{zRT_{cp}}.$

$L_1, L_2, \dots, L_{n_p}$ – көлбеу бөліктердің әрқайсысының ұзындығы, ал $z_1, z_2, \dots, z_{n_p}$ – әрқайсысының бастапқы пунктке қатысты сәйкес нивелирлік биіктігі ($z_0=0$ деп алынған; 1.2–суретте $n_p=5$; $L_{n_p}=L_5$; $z_{n_p}=z_5$). $\Delta z = z_{n_p} - z_0 = z_{n_p}$ –трассаның бастапқы және соңғы пункттерінің биіктік айырмасы.

Сол сияқты биіктіктердің айырмасын ескерген жағдайдағы газ құбырының коммерциялық тәуліктік (көлемдік) өткізгіштік қабілеті:

$$Q_{m\Delta z} = K_a \cdot \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2 e^{\beta}}{zT_{op} L \Delta \psi_{не}}}, \text{ немесе } Q_{\tau \Delta z} = Q_{\tau} \cdot \sqrt{k_{\Delta z}}. \quad (1.48)$$

Ал биіктіктердің айырмасын ескерген жағдайдағы аралық соңындағы қысым:

$$p_{k\Delta z} = e^{-\beta/2} \sqrt{p_n^2 - \psi_{нг} \cdot (p_n^2 - p_k^2)}. \quad (1.49)$$

Соңғы аралық үшін

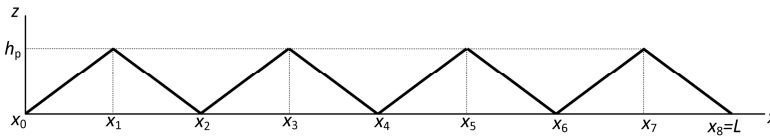
$$L_{n\Delta z} = k_{n\Delta z} L_n, \quad (1.50)$$

бұл жердегі

$$k_{n\Delta z} = \frac{p_{n\max}^2 - e^{\beta} p_{k\min}^2}{\psi_{нг} (p_{n\max}^2 - p_{k\min}^2)}. \quad (1.51)$$

Егер $n_p=1$ болса, онда $z_1=\Delta z$, $\psi_{нг} = \frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} = \frac{e^{\beta} - 1}{\beta}$, $\beta_1=\beta$,

Магистральды газ құбырының трассасы төмендегі суреттегідей болсын дейік.



$$\text{Яғни } x_1 - x_0 = x_2 - x_1 = x_3 - x_2 = \dots = L_1 = \frac{L}{n_p}; \quad z_0 = z_2 = z_4 = \dots = 0, \quad z_1 =$$

$z_3 = z_5 = \dots = h_p$. Бұл жағдайда

$$\beta = a_z \Delta z = 0, \text{ егер } = 2m + 1, \text{ немесе } \beta = a_z \Delta z = a_z h_p = \beta, \text{ егер } = 2m \text{ болса};$$

$$\beta_1 = a_z z_1, \beta_2 = a_z z_2, \dots, \beta_{n_p} = a_z z_{n_p};$$

мұндағы n_p – ұзындықтары бірдей рельеф сынықтарының жалпы саны (жоғарыдағы суретте $n_p = 8$).

$$\text{Сонда } \beta_2 = \beta_4 = \beta_6 = \dots = 0, \quad \beta_1 = \beta_3 = \beta_5 = \dots = a_z h_p,$$

$$\begin{aligned} \psi_{нз} &= \frac{1}{L} \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} \cdot L_1 + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} \cdot L_2 + \dots + \frac{e^{\beta_{n_p}} - e^{\beta_{n_p-1}}}{\beta_{n_p} - \beta_{n_p-1}} \cdot L_{n_p} \right) = \\ &= \frac{1}{L} \cdot L_1 \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} + \frac{1 - e^{\beta_1}}{-\beta_1} + \dots + \frac{1 - e^{\beta_1}}{-\beta_1} \right) = \frac{1}{n_p} \cdot \frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} \cdot n_p = \frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1}. \end{aligned}$$

Қызық нәтижелер шықты: егер рельеф сынықтарының жалпы саны тақ болса, онда нәтиже олардың санына байланыссыз, $n_p = 1$ болғандағыдан айырмашылығы жоқ. Ал рельеф сынықтарының жалпы саны жұп болса, онда айырмашылық тек $\beta = 0$ екендігінде.

Биіктіктердің айырмасын ескерген жағдайдағы газ құбырының коммерциялық тәуліктік (көлемдік) өткізгіштік қабілетінің салыстырмалы түрдегі өзгерісі:

$$\varepsilon_{m\Delta z} = \frac{Q_m - Q_{m\Delta z}}{Q_m} = \frac{Q_m - Q_m \cdot \sqrt{k_{\Delta z}}}{Q_m} = 1 - \sqrt{k_{\Delta z}}.$$

1.2. Магистральды газ құбырының ең тиімді параметрлерін есептеу

Магистральды газ құбырының технологиялық есептеудің басты мәселелерінің бірі – газ тасымалының ең тиімді экономикалық параметрлерін – D диаметрін, p_n жұмыс қысымын және ε сығылу дәрежесін есептеу. Ең тиімді экономикалық параметрлерді есептеу тәсілдерінің ішіндегі ең қарапайымы және сенімдісі – бәсекелес нұсқаларды салыстыру әдісі. Бұл жағдайда қосымша құбырларды, жұмыс қысымын және де КС–ның әртүрлі типтік өлшемдерін таңдауға қатысты белгілі ұсыныстар қолданылады. Салыстыру үшін диаметр бойынша бірнеше нұсқа алынады. 5 млрд. м³/жылдан артық өткізгіштік қабілеті болатын газ құбыры үшін жұмыс қысымы 5,5 және 7,5 МПа –ға тең келетін нұсқалар, ал сығылу дәрежесіне сәйкес – КС–да газдың бір және екі сатылы сығылу үлгісі қабылданады. Салыстырылатын бәсекелес нұсқалардың саны газ құбырының негізгі параметрлерінің шектеулі болуы себепті, және қолда бар құбырлар мен газ айдау агрегаттарына байланысты (немесе оларды айтылған мерзімде жеткізу мүмкіндігіне қатысты) аз болып қалады. Содан кейін әрбір қалған нұсқа бойынша механикалық, жылулық, гидравликалық және экономикалық есептеулер жүргізіледі. Құбыр құрылысы үшін ең аз келтірілген шығыны бар нұсқа қабылданады. Егер бірнеше нұсқалардың ең аз келтірілген шығындары бір–біріне жақын болып шықса (5 %–дан көп емес), онда таңдау үшін басқадай шарттар алынады (күрделі қаржы, металл сыйымдылық, т.с.с.). Нұсқалар бойынша келтірілген шығындарды есептеу үшін ірілендірілген техникалық–экономикалық көрсеткіштерді қолданады, олар магистральды газ құбырларын салған және пайдаланған жағдайларда табылған болатын. Магистральды газ құбырларының ірілендірілген техникалық–экономикалық көрсеткіштері 1.4–1.6 кестелерде берілген. Егер берілген кестелерде магистральды газ құбырларының қарастырылып отырған нұсқасы бойынша деректер келтірілмесе, онда оларды сызықтық интерполяция ережесі бойынша табады. Есептеулерді бәсекелес диаметрлерді таңдаудан бастайды. Берілген жылдық

өткізу қабілеті бойынша магистральды газ құбырының үш диаметрі таңдалады (1.2-кесте). Бұлар берілген өткізу қабілетіне жақын жатқан, оған сәйкес мәннен үлкен болатын екеу және кішкене болатын бір, диаметрлер. Сосын КС–дағы газдың сығылу дәрежесін және сол газ айдау стансасында қойылатын агрегаттардың (жұмыстық және резервтегі) санын таңдайды (1.3–1.6-кестелер). Осы алынған деректер таңдалған үш бәсекелес диаметрге сәйкес нұсқаларды техникалық–экономикалық көрсеткіштер бойынша салыстыру жасауға жеткілікті болады. Егер орташа диаметр келтірілген шығыны ең аз нұсқа болып шықса, онда техникалық–экономикалық есептеу бітті деп санауға болады.

1.2-кесте

Газ құбырының ұсынылатын сыртқы диаметрі

Өткізу қабілеті, млрд. м ³ /жыл	0,4	1,6	4	6,2	8,7	13	20	26
Газ құбырының ұсынылатын сыртқы диаметрі, мм	325	530	720	820	1020	1220	1420	1620

Егер ең аз диаметр шығыны ең аз нұсқа (үш нұсқаның ішінен) болып шықса, онда одан да аз болатын келесі диаметрге сәйкес қосымша нұсқа есептеледі. Сол сияқты, егер ең көп диаметр шығыны жағынан ең аз нұсқа (үш нұсқаның ішінен) болып шықса, онда одан да көп болатын келесі диаметрге сәйкес қосымша нұсқа қарастырылады. Ал шығыны ең аз нұсқа 1420 мм диаметрге сәйкес келсе, онда осы нұсқа жұмыстық нұсқа ретінде қабылданады.

1.3-кесте

**КС-да пайдаланатын газ айдау агрегаттарының (ГПА)
параметрлері**

ГПА түрлері	Шығыстағы қысым, МПа	Айдағыш маркасы	Номиналды мәндер		
			$Q_{\text{тәу}}$, млн.м³/тәу	1- агрегаттағы сығылу	Қуат, МВт
Газ двигательді жетек					
10ГКН- /25-55	5,5	—	0,856	2,2	0,99
МК-8- 56	5,6	—	1,538–5,28	2,24–1,3	2,06
ГПА- 5000-56	5,6	—	6,9–8,5	1,47–1,27	3,7
ДР–12– 56	5,6	—	8,04–13,3	1,6–1,24	5,5
Электр двигательді жетек					
СТД– 4000–2	5,6	280–12–7	11	1,25	4
Газ турбинді жетек					
ГТН–6	5,6	Н–6–56	20	1,23	6
ГТН–6	7,6	Н–6–76	19	1,23	6
ГТК– 10–4	5,6	520–12–1	29	1,25	10
ГТК– 10–4	7,6	370–18–1	37	1,25	10
ГТК–16	5,6	Н–16–56	52	1,25	16
ГТК–16	7,6	Н–16–76	52	1,25	16
ГТК–16	7,6	Н–16– 76/1,25	52	1,25	16
ГТК–16	7,6	Н–16– 76/1,37	40	1,37	16
ГТК–16	7,6	Н–16– 76/1,44	32	1,44	16
ГТН–25	7,6	650–21–2	53	1,44	25
ГПА– Ц–6,3с	5,6	—	10	1,45	6

Келтірілген шығын төмендегі формуламен есептеледі:

$$P = \vartheta + EK, \quad (1.52)$$

бұл өрнектегі K күрделі қаржы мен $\mathcal{E}$ пайдалану шығындары газ құбырлары үшін былай табылады:

$$K = c_d L_{\text{тр}} + c_{\text{ст}} n, \quad (1.53)$$

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}_d L_{\text{тр}} + \mathcal{E}_{\text{ст}} n. \quad (1.54)$$

1.4-кесте

Магистральды газ құбырларының желілік бөлігінің
ірілендірілген нормалық техникалық-экономикалық
көрсеткіштері

Құбыр диаметрі, мм	Қабырға Қалың- дығы, мм	Құрылыс құны, мың ш.б./км			Пайдалану шығыны, мың ш.б./((км·жыл)		
		P=5,5 МПа		P=7,5 МПа	P=5,5 МПа		P=7,5 МПа
		СМ 17ГС, 17Г1С	СМ 14Г2САФ	СМ 14Г2САФ	СМ 17ГС, 17Г1С	СМ 14Г2САФ	СМ 14Г2САФ
530	7,5	97	—	—	2,80	—	—
	8	103	—	—	2,89	—	—
720	7,5	100	—	—	4,75	—	—
	8	107	—	—	4,88	—	—
	9	122	—	—	5,14	—	—
	10	136	—	—	5,41	—	—
	11	150	—	—	5,65	—	—
820	8,5	123	—	—	5,45	—	—
	9	132	—	—	5,59	—	—
	10	147	—	—	5,89	—	—
	11	164	—	—	6,16	—	—
1020	9	127	—	—	7,18	—	—
	9,5	134	150	—	7,38	7,41	—
	10	141	158	—	7,62	7,66	—
	10,6	150	—	—	7,94	—	—
	11	156	175	—	8,05	8,09	—
	12,5	178	199	202	8,73	8,79	8,91
	14	200	—	230	9,29	—	10,07
	16,5	236	—	—	10,37	—	—
1220	11	—	225	—	—	9,85	—
	11,5	—	235	—	—	10,28	—
	12	218	—	—	9,59	—	—
	12,5	227	—	—	9,96	—	—
	13	—	266	—	—	11,6	—
	14	255	—	—	11,15	—	—
	15	273	307	312	—	13,29	13,49
	15,2	277	—	—	12,06	—	—
1420	13,5	—	297	—	—	12,81	—
	16	—	353	—	—	15,14	—
	17	—	—	—	—	—	18,35
	17,5	—	386	—	—	16,51	—
	20	—	—	487	—	—	20,66

(СМ – болат маркасы)

E – күрделі қаржының нормалық коэффициенті (мұнай-газ өнеркәсібі үшін $E = 0,12$ 1/жыл). Мұндағы c , $\varepsilon_{\text{л}}$ – 1 км газ құбырының желілік бөлігіне сәйкес келетін меншікті күрделі қаржы мен пайдалану шығындары (1.4-кесте); $c_{\text{ст}}$, $\varepsilon_{\text{ст}}$ – КС-ға кететін сәйкес күрделі қаржы мен пайдалану шығындары (1.5 және 1.6-кестелер).

Таңдалған жабдықтар ($p_{\text{н}}$ жұмыс қысымы және ε сығылу дәрежесі) аралықтың соңындағы $p_{\text{к}}$ қысымды анықтайды, яғни келесі КС кірісіндегі қысымды табады. Магистральды құбырдың соңындағы (яғни, сол жерде орналасқан газ тарату стансасының (ГРС) кірісіндегі) қысым газ тұтыну сипатымен анықталады. КС аралықтарының басы мен соңындағы және соңғы аралықтың соңындағы қысым арқылы шығын формуласымен аралықтардың және соңғы бөліктің ұзындығын табады.

1.5-кесте

Бір КС-на шаққандағы жұмыс қысымы 5,5 МПа болатын КС-ның ірілендірілген техникалық-экономикалық көрсеткіштері

	ГПА	Агрегат қуаты, кВт	Бір КС-дағы агрегаттар саны							
			3 (2+1)	4 (3+1)	5 (4+1)	6 (4+2)	6 (5+1)	7 (6+1)	8 (6+2)	8 (7+1)
1	10ГКН	1100	3672 526	4072 648	4472 770	4872 770	4872 892	5272 1014	5672 1014	5672 1136
	МК-8	2200	4608 710	5320 907	6032 1104	6744 1104	6744 1301	7456 1498	8168 1498	8168 1695
2	ГТК-5	4000	6146 958	7280 1256	8414 1554	9518 1680	— —	10682 2150	11816 2276	— —
	ГТ-6-750	6000	6692 1151	8008 1535	9324 1919	10640 2065	— —	11956 2687	13272 2833	— —
	ГТК 10	10000	8465 1615	10372 2198	12279 2781	14186 2944	— —	16093 3947	18000 4160	— —
	ГТК-16	16000	12623 2514	15916 3469	19209 4424	22502 4791	— —	— —	— —	— —
	ГТК-25	25000	17330 3681	22192 5133	27054 6585	— —	— —	— —	— —	— —
	СТД-4000	4000	4941 2053	5563 2922	6185 3791	6807 2854	— —	7429 5529	8051 5592	— —
3	СТД-6000	6000	5313 2836	6059 1091	6805 5346	7551 5421	— —	8297 7856	9043 7931	— —
	СТД-10000	10000	5814 3967	6727 5779	7640 7591	8553 7683	— —	9466 11215	10379 11307	— —

Ескерту. Жетектердің қысқартылуы: 1 – Газ моторлы поршенді, 2– Газ турбинді ортадан тепкіш айдағыштарымен, 3 – Электр жетекті ортадан тепкіш айдағыштарымен. Әрбір

ұяшықтағы 2 санның үстіңгісі құрылыс құнын (мың. ш.б.), ал төменгісі- пайдалану шығынын (мың. ш.б./жыл) көрсетеді.

Бір жіпті газ құбырының соңғы бөлігінің ұзындығы газ жинақтау қабілетінің ең үлкен болу шартынан табылады. Соңғы аралыққа жиналған газ үлкен елді мекендердегі тәуліктік газ тұтынудың біркелкі еместігін (түнде – газ аз, ал күндіз – газ көп керек) жоюға көмектеседі. Газ тұтынудың біркелкі еместігі мерзімдік те сипатта болады (жазда – газ аз, ал қыста – газ көп керек). Бұл жағдайда жерасты газ қоймалары қолданылады.

1.6-кесте

Бір КС-на шаққандағы жұмыс қысымы 7,5 МПа болатын КС-ның ірілендірілген техникалық-экономикалық көрсеткіштері

ГПА	Агрегат қуаты, кВт	Бір КС-дағы агрегаттар саны							
		3 (2+1)	4 (3+1)	5 (4+1)	6 (4+2)	7 (6+1)	8 (6+2)	9 (6+3)	10 (8+2)
ГТК-10	10000	10793 1900	13476 2582	16159 3264	18842 3563	21525 4628	24208 4927	26891 5226	29574 6291
ГТК-16	16000	14072 2678	17848 3688	21624 4698	25400 5120	—	—	—	—
ГТК-25	25000	19463 3923	25036 5455	30609 6987	—	—	—	—	—
ГТК-40	40000	25775 5717	33452 8029	41129 10341	—	—	—	—	—
СТД-10000	10000	7848 4198	9439 6092	11030 7986	12621 8144	14212 11774	15803 11932	17394 12090	18985 15720

Келесі 1.5 және 1.6-кестелерде жұмыс қысымы 5,5 МПа және 7,5 МПа болатын КС-ның ірілендірілген техникалық–экономикалық көрсеткіштері берілген. Кестелер торының үстіндегі сан бір КС салу құнын (мың ш.б.), ал астындағы саны бір КС пайдалану шығынын (мың ш.б./жыл) көрсетеді.

Магистральды газ құбырын жобалау есебі шешімінің алгоритмін төмендегі түрде беруге болады:

1. $Q_{\text{жыл}}$ жылдық өткізу қабілетіне байланысты 1.2-кестеден газ құбырының сыртқы диаметрін таңдау.

2. (1.24)-өрнек арқылы табылған $Q_{\text{т}}$ тәуліктік өткізу қабілетіне байланысты 1.3-кестеден КС-да пайдаланатын газ айдау агрегаттарын (ГПА) таңдау, сол сияқты олардың қосылу түрлерін (параллель, тізбектей, немесе аралас) қарастыру және

тандалған қосылу түрлеріндегі параметрлерді анықтау (КС-дағы ε сығылу дәрежесі және оның шығысындағы қысым p_n). (1.39–1.40) көмегімен T_n және p_k шамаларының алдын ала алынатын мәндері есептеледі.

3. Магистральды газ құбырындағы табиғи газ қоспасын есептеу.

4. Қатар екі компрессор стансаларының L_0 аралығы (1.27) көмегімен есептеледі. T_{op} мәні $T_{op} \approx \frac{1}{3}T_n + \frac{2}{3}T_0$ түрінде жуықтап

алынады, ал тәуліктік өткізудің өтпелі мәні: $Q_a = 0,04 \cdot \frac{D^{2,5} \cdot \mu}{\Delta}$.

Егер $Q_r < Q_a$ (ағын 2-аумақта) болып шықса, онда $\lambda \approx 0,0693 \left(\frac{158}{Re} + \frac{0,06}{D} \right)^{0,2}$, мұндағы $Re = 17,75 \cdot 10^3 \cdot \frac{Q_m \cdot \Delta}{D\mu}$.

Сосын орташа T_{op} температура (1.37–1.38) көмегімен қайта есептеледі. Егер екі қатар есептелген жуықтаулардағы T_{op} мәндерінің айырмасы $5K$ шамасынан аз болмай шықса, онда жуықтау процесі жалғастыра беріледі.

5. Орташа T_{op} температура толық табылғаннан соң, соңғы аралықтың ұзындығы L_n (1.33) өрнектен табылады.

6. Газ құбырының бойындағы аралық КС-ң есептік саны (1.32) бойынша: $n_0 = \frac{L_{tr} - L_n}{L_0}$. Бұл сан әдетте бүтін емес. Оны

үлкен жақын n бүтін санға дейін дөңгелектейміз: $n = \text{Int}(n_0) + 1 > n_0$. Осы бүтін санға сәйкес КС аралығы ұзындығының нақты мәні:

$$L = \frac{L_{tr} - L_n}{n}.$$

7. Аралықтың соңындағы қысымның нақты мәні (1.36) бойынша қайта есептеледі:

$$p_k = \sqrt{p_n^2 - \frac{zT_{op}L\Delta Q_r^2}{K_a^2}}.$$

8. Қарастырылған нұсқаның келтірілген шығыны (1.52–1.54) өрнектер көмегімен есептеледі.

9. Газ құбырының таңдалатын сыртқы диаметрі мен КС-дағы газ айдау агрегаттарының (ГПА) және олардың қосылу түрлеріне байланысты мүмкін болатын келесі нұсқа үшін есептеулер алгоритмінің 1–8 пункттері арқылы қайта жасалады.

10. Келтірілген шығыны ең аз болатын нұсқа нақты жоба ретінде қабылданады.

Ең тиімді нұсқа бойынша КС-ң жұмыс тәртібін есептеу жүргізіледі.

1.4. Магистральды газ құбырларын технологиялық есептеу мысалдары

1-мысал. Газ қоспасын есептеу.

Берілгені. Магистральды газ құбыры арқылы тасымалданатын табиғи газ қоспасы 92% метаннан, 2% этаннан, 3% пропаннан, 2% бутаннан және 1% азоттан тұратын болсын. КС-ның шығысындағы немесе аралықтың басындағы қысым $p_n=5,5\text{МПа}$, ал КС-ның кірісіндегі немесе аралықтың соңындағы газдың қысымы $p_k=3,5\text{МПа}$, газдың КС-нан шыққан кездегі бастапқы температурасы $T_n=321\text{К}$, ал газ құбырын қоршаған орта температурасы $T_0=279\text{К}$ деп алайық. Осындай газ қоспасын есептеу керек.

Есептің шешуі. Қоспадағы газ қоспасының әрбір компонентінің көлемдік үлестері:

$$y_1=0,92, y_2=0,02, y_3=0,03, y_4=0,02, y_5=0,01.$$

1.1-кестеден метан, этан, пропан, бутан және азот газдарының параметрлерін аламыз:

$$M_1=16,043\text{г/моль}; M_2=30,07\text{г/моль}; M_3=44,097\text{г/моль};$$

$$M_4=58,124\text{г/моль}; M_5=28,016\text{г/моль};$$

$$T_{кp1}=191\text{К}; T_{кp2}=306\text{К}; T_{кp3}=370\text{К}; T_{кp4}=425\text{К}; T_{кp5}=126\text{К};$$

$$P_{кp1}=4,65\text{МПа}; P_{кp2}=4,95\text{МПа}; P_{кp3}=4,26\text{МПа}; P_{кp4}=3,60\text{МПа};$$

$$P_{кp5}=3,39\text{МПа};$$

$$V_{кp1}=6,17\cdot 10^{-3}\text{м}^3/\text{кг}; V_{кp2}=4,92\cdot 10^{-3}\text{м}^3/\text{кг}; V_{кp3}=4,6\cdot 10^{-3}\text{м}^3/\text{кг};$$

$$V_{кp4}=4,39\cdot 10^{-3}\text{м}^3/\text{кг}; V_{кp5}=3,2\cdot 10^{-3}\text{м}^3/\text{кг};$$

(1.2), (1.6), (1.16) - өрнектер көмегімен қоспаның молярлық массасын, салыстырмалы (ауаға қатысты) тығыздығын және берілген газ қоспасының тұрақтысын есептейміз.

$$M=0,92 \cdot 16,043 + 0,02 \cdot 30,07 + 0,03 \cdot 44,097 + 0,02 \cdot 58,124 + 0,01 \cdot 28,016 = 18,1265 \text{ г/моль};$$

$$\Delta = \frac{18,1265}{28,96} = 0,625052;$$

$$\rho_{ст} = 1,205 \Delta = 1,205 \cdot 0,625052 = 0,7532 \text{ кг/м}^3;$$

$$R = \frac{8314,3}{18,1265} = 458,44 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Құбырдағы газ қоспасының орташа интегралдық температурасы мен қысымы (1,17, 1.18) - өрнек бойынша мынаған тең:

$$P_{op} = \frac{2}{3} \left(5,5 + \frac{3,5^2}{5,5 + 3,5} \right) = 4,5741 \text{ МПа};$$

$$T_{op} = \frac{1}{3} (321 + 2 \cdot 279) = 293 \text{ К};$$

Газ қоспасының псевдокрикалық температурасы $T_{кр}$, псевдокрикалық қысымы $P_{кр}$, тұрақты қысымдағы меншікті жылу сыйымдылығы c мен μ динамикалық тұтқырлығын үш түрлі әдіспен табамыз.

1-әдіс: (1.10)–(1.11) - өрнектер көмегімен табу.

$$T_{кр} = 0,92 \cdot 191 + 0,02 \cdot 306 + 0,03 \cdot 370 + 0,02 \cdot 425 + 0,01 \cdot 126 = 202,7 \text{ К};$$

$$P_{кр} = 0,92 \cdot 4,65 + 0,02 \cdot 4,95 + 0,03 \cdot 4,26 + 0,02 \cdot 3,60 + 0,01 \cdot 3,39 = 4,6107 \text{ МПа};$$

$$c = 0,92 \cdot 2167 + 0,02 \cdot 1648 + 0,03 \cdot 1551 + 0,02 \cdot 1590 + 0,01 \cdot 1045 = 2115,38 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)};$$

$$\mu = (0,92 \cdot 103 + 0,02 \cdot 85 + 0,03 \cdot 74 + 0,02 \cdot 63 + 0,01 \cdot 166) \cdot 10^{-7} = 10,16 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

2-әдіс: (1.12)–(1.15) – өрнектер көмегімен табу.

$$T_{кр} = 155,24(0,564 + \rho_{cm}) = 155,24 \cdot (0,564 + 0,7532) = 204,48 \text{ К};$$

$$P_{кр} = 0,1737(26,831 - \rho_{cm}) = 0,1737 \cdot (26,831 - 0,7532) = 4,5297 \text{ МПа};$$

$$\begin{aligned}
 c &= 1695 + 1,838 \cdot T_{op} + 1,96 \cdot 10^9 \cdot \frac{P_{op} - 0,1}{T_{op}^3} = 2582,16 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}; \\
 &= 1695 + 1,838 \cdot 293 + 1,96 \cdot 10^9 \cdot \frac{4,5741 - 0,1}{293^3} \\
 \mu &= 5,1 \cdot 10^{-6} [1 + \rho_{cm} (1,1 - 0,104 \cdot \rho_{cm})] \cdot [0,037 + \\
 &+ T_{np} (1 - 0,104 \cdot T_{np})] \cdot [1 + \frac{P_{np}^2}{30(T_{np} - 1)}] = \\
 &= 5,1 \cdot 10^{-6} [1 + 0,7532(1,1 - 0,104 \cdot 0,7532)] \cdot [0,037 + \\
 &+ 1,4455(1 - 0,104 \cdot 1,4455)] \cdot [1 + \frac{0,99206^2}{30(1,4455 - 1)}] = \\
 &= 12,258 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{c};
 \end{aligned}$$

Джоуль – Томсон коэффициенті:

$$D_i = \frac{1000}{c_p} \left(\frac{98 \cdot 10^4}{T_{op}^2} - 1,5 \right) = \frac{1000}{2582,16} \left(\frac{98 \cdot 10^4}{293^2} - 1,5 \right) = 3,84 \text{ К/МПа}.$$

3-әдіс: (1.18) – (1.23) - өрнектер көмегімен табу.

T_{op} температурадағы газ қоспасының әрбір компонентінің динамикалық тұтқырлығын есептейміз:

$$\begin{aligned}
 \mu_1(293) &= \mu_1(273) \cdot \frac{273 + Si_1}{293 + Si_1} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 103 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{273 + 168}{293 + 168} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = \\
 &10,956 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{c}; \\
 \mu_2(293) &= 85 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{273 + 277}{293 + 277} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 9,119 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{c}; \\
 \mu_3(293) &= 74 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{273 + 347}{293 + 347} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 7,971 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{c}; \\
 \mu_4(293) &= 63 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{273 + 409}{293 + 409} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 6,805 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{c}; \\
 \mu_5(293) &= 166 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{273 + 116}{293 + 116} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 17,555 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{c};
 \end{aligned}$$

$$\mu(P_{\text{норм}}) = \frac{\mu_1(T_{\text{оп}})y_1\sqrt{M_1} + \mu_2(T_{\text{оп}})y_2\sqrt{M_2} + \mu_3(T_{\text{оп}})y_3\sqrt{M_3} + \dots}{y_1\sqrt{M_1} + y_2\sqrt{M_2} + y_3\sqrt{M_3} + \dots} =$$

$$= \frac{10,956 \cdot 0,92 \cdot \sqrt{16,043} + 9,119 \cdot 0,02 \cdot \sqrt{30,07} + 7,971 \cdot 0,03 \cdot \sqrt{44,097} + 6,805 \cdot 0,02 \cdot \sqrt{58,124} + 17,555 \cdot 0,01 \cdot \sqrt{28,016}}{0,92 \cdot \sqrt{16,043} + 0,02 \cdot \sqrt{30,07} + 0,03 \cdot \sqrt{44,097} + 0,02 \cdot \sqrt{58,124} + 0,01 \cdot \sqrt{28,016}} =$$

$$= 10,698 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 10,698 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$\rho_{\text{оп}} = \frac{P_{\text{оп}}}{zRT_{\text{оп}}} = 4,5741 \cdot 10^6 / (0,89027 \cdot 458,44 \cdot 293) = 38,250 \text{ кг/м}^3;$$

$$V_{\text{кр}} = (0,92 \cdot 6,17 + 0,02 \cdot 4,92 + 0,03 \cdot 4,6 + 0,02 \cdot 4,39 + 0,01 \cdot 3,2) \cdot 10^{-3} = 6,0326 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$\rho_{\text{кр}} = 1/V_{\text{кр}} = 1/(6,0326 \cdot 10^{-3}) = 165,766 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_{\text{кел}} = \rho_{\text{ср}} / \rho_{\text{кр}} = 38,250 / 165,766 = 0,23075;$$

$$f(\rho_{\text{кел}}) = 1,08 \cdot [e^{1,439 \rho_{\text{кел}}} - e^{-1,111 \rho_{\text{кел}}^{1,858}}] = 1,08 \cdot (e^{1,439 \cdot 0,23075} - e^{-1,111 \cdot 0,23075^{1,858}}) = 0,5012;$$

$$\xi = \frac{T_{\text{кр}}^{\frac{1}{6}}}{M^{\frac{1}{2}} \left(\frac{P_{\text{кр}}}{0,1013} \right)^{\frac{2}{3}}} = \frac{202,7^{\frac{1}{6}}}{18,1265^{\frac{1}{2}} \left(\frac{4,6107}{0,1013} \right)^{\frac{2}{3}}} = 0,044656;$$

$$\mu(P_{\text{оп}}) = \mu(P_{\text{норм}}) + \frac{f(\rho_{\text{кел}})}{\xi \cdot 10^7} = 10,698 \cdot 10^{-6} + 0,5012 / (0,044656 \cdot 10^7) = 11,821 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Енді қоспаның әрбір компонентінің изобаралық (тұрақты қысымдағы) меншікті жылу сыйымдылығын табайық.

$$\tau = \frac{t}{100} = \frac{T - 273}{100} = \frac{293 - 273}{100} = 0,2;$$

$$c_i(\tau) = b_0 + b_1\tau + b_2\tau^2 + b_3\tau^3, \text{ немесе}$$

$$c_1(0,2) = 2173,62 + 197,64 \cdot 0,2 + 87,23 \cdot 0,2^2 - 13,95 \cdot 0,2^3 = 2216,53 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$

$$c_2(0,2) = 1650,09 + 376,60 \cdot 0,2 + 46,47 \cdot 0,2^2 - 12,53 \cdot 0,2^3 = 1727,17 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$

$$c_3(0,2) = 1559,21 + 429,43 \cdot 0,2 + 38,70 \cdot 0,2^2 - 15,26 \cdot 0,2^3 = 1646,52 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$

$$c_4(0,2) = 1591 + 424,28 \cdot 0,2 + 21,42 \cdot 0,2^2 - 9,03 \cdot 0,2^3 = \\ = 1676,64 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$

$$c_5(0,2) = 1039,26 + 1,41 \cdot 0,2 + 1,45 \cdot 0,2^2 - 0,48 \cdot 0,2^3 = 1039,60 \\ \text{Дж/(кг} \cdot \text{K)};$$

$$\Delta c = \frac{21045}{M} \cdot \frac{P_{op} - 0,1013}{P_{кр}} \cdot \left(\frac{T_{кр}}{T_{op}} \right)^3 = \frac{21045}{18,1265} \cdot \frac{4,5741 - 0,1013}{4,6107} \cdot \left(\frac{202,7}{293} \right)^3 \\ = 372,91;$$

$$c = \Delta c + c_1 y_1 + c_2 y_2 + c_3 y_3 + c_3 y_3 + c_3 y_3 = \\ = 372,91 + 2216,53 \cdot 0,92 + 1727,17 \cdot 0,02 + 1646,52 \cdot 0,03 + \\ + 1676,64 \cdot 0,02 + 1039,60 \cdot 0,01 = 2539,98 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$$

Соңғы екі әдіс бір-біріне өте жақын тұрған нәтижелер беріп тұр.

2-мысал. Компрессор стансаларының (КС) санын табу.

2а-мысал. Берілгені: Ұзындығы $L_{тр}=1060$ км болатын магистральды газ құбыры арқылы арқылы жылына $Q_{жыл}=8,6$ млрд.м³/жыл және параметрлері төмендегідей болатын газ тасымалдансын: $M=18,1$ г/моль; $T_{кр}=202,7$ К; $P_{кр}=4,6107$ МПа; $c_p=2597$ Дж/(кг·К); $\mu=12,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $D_i=3,927$ К/МПа; $\Delta=0,625$. Газ құбырын қоршаған орта температурасы $T_0=279$ К, ал КС-ның шығысындағы қысым $p_n=5,6$ МПа, ал КС – дағы газдың сығылу дәрежесі $\varepsilon=1,55$. Қысымдардың практикадан табылған тәулік ішіндегі ең кіші мәні $P_{к \min}=1,2$ МПа, газдан қоршаған ортаға жылу берілу коэффициенті $k=1,73$ Вт/(м²·К). Құбырдың сыртқы диаметрі $D_n=1020$ мм, оның қабырғасының қалыңдығы $\delta=12$ мм. Биіктік әсерін ескермей, соңғы аралықтың газ жинақтау қабілеті ең үлкен болу шартынан компрессор стансаларының (КС) санын табу керек. Сол сияқты КС аралықтарының нақты ұзындығын, олардың соңындағы қысымның нақты шамасын және соңғы аралықтың газ жинақтау қабілетін есептеу керек.

Есептің шешуі: КС-ның кірісіндегі қысым (1.39) бойынша

$$p_k = \frac{p_n}{\varepsilon} = \frac{5,6}{1,55} \approx 3,61 \text{ МПа. Компрессор агрегаттарының}$$

шығысындағы температура (политропа көрсеткішін $m=1,32$ деп

аламыз): $T_n = T_k \cdot \varepsilon^{\frac{m-1}{m}} = 279 \cdot 1,55^{\frac{1,32-1}{1,32}} = 310,3 \text{ К}$. Газ суытылмайды деп есептесек, онда осы температураны жуық түрде аралықтағы газдың бастапқы температурасы ретінде қабылдауға болады (әдетте КС аралығындағы газ қоспасының бастапқы температурасы T_n суытылуды ескере отырып, алдын ала беріледі, сондықтан табылып отырған температураны есеп шығарған кездегі мысал ретінде берілген температура деп қараған жөн).

Орташа қысым (1.17):

$$p_{op} = \frac{2}{3} \left(p_n + \frac{p_k^2}{p_n + p_k} \right) = \frac{2}{3} \cdot \left(5,6 + \frac{3,61^2}{5,6 + 3,61} \right) = 4,68 \text{ МПа.}$$

Орташа температура:

$$T_{op} \approx \frac{1}{3} T_n + \frac{2}{3} T_0 = \frac{1}{3} \cdot 310,3 + \frac{2}{3} \cdot 279 = 289,4 \text{ К.}$$

Келтірілген температура мен келтірілген қысым:

$$T_{кел} = \frac{T_{op}}{T_{кр}} = \frac{289,4}{202,7} = 1,4279;$$

$$P_{кел} = \frac{P_{op}}{P_{кр}} = \frac{4,68}{4,6107} = 1,0143;$$

$$z = 1 - 0,4273 \cdot P_{кел} \cdot T_{кел}^{-3,668} = 1 - 0,4273 \cdot 1,0143 \cdot 1,4279^{-3,668} = 0,8827;$$

Газдың салыстырмалы тығыздығы:

$$\Delta = \frac{M}{28,96} = \frac{18,1}{28,96} = 0,6251;$$

$$\text{Газ қоспасының тұрақтысы: } R = \frac{8,3143}{M} = \frac{8,3143}{18,1} = 458,4$$

Дж/(кг·К);

Стандарттық жағдайдағы газ қоспасының тығыздығы:

$$\rho_{ст} = 1,205 \cdot \Delta = 1,205 \cdot 0,6251 = 0,7532 \text{ кг/м}^3;$$

$$\text{Құбырдың ішкі диаметрі } D = 1020 - 2 \cdot 12 = 996 \text{ мм.}$$

Магистральды газ құбырындағы газдың тәуліктік коммерциялық шығыны:

$$Q_m = \frac{Q_{жыл}}{365k_u} = \frac{8600}{365 \cdot 0,95 \cdot 0,98 \cdot 1} \text{ млн.м}^3/\text{жыл}/(\text{тәулік}/\text{жыл}) = 25,308 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік}.$$

Бұл жердегі $0,95 \cdot 0,98 \cdot 1 = k_u$ – магистральды газ құбырының өткізу қабілетін бағалау коэффициенті.

Тәуліктік коммерциялық шығынның өтпелі мәні:

$$Q_a = 0,04 \cdot \frac{D^{2,5} \cdot \mu}{\Delta} = 0,04 \cdot \frac{996^{2,5} \cdot 12,2 \cdot 10^{-6}}{0,6251} = 24,468 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік}.$$

Компрессор стансалары аралығының бастапқы мәні:

$$L_0 = \frac{K_a^2}{Q_t^2} \cdot \frac{p_n^2 - p_k^2}{z T_{op} \Delta}, \text{ бұл жерде } Q_t \geq Q_a \text{ болғандықтан}$$

$$K_a = 16,7 \cdot 10^{-6} \cdot D^{2,6} \cdot \alpha \cdot \varphi \cdot E ;$$

$\alpha = 1, E = 1, \varphi = 0,95$ деп алып, табамыз: $K_a = 16,7 \cdot 10^{-6} \cdot 996^{2,6} \cdot 1 \cdot 1 \cdot 0,95 = 990,6366$;

$$L_0 = \frac{990,6366^2}{25,308^2} \cdot \frac{5,6^2 - 3,61^2}{0,8827 \cdot 289,4 \cdot 0,6251} = 175,86 \text{ км};$$

Температураның орташа мәнінің дәл шамасын табу үшін Шухов параметрін есептейміз.

$$\Pi y = \frac{0,225 k D L}{Q_m \Delta \cdot c} = \frac{0,225 \cdot 1,73 \cdot 996 \cdot 175,86}{25,308 \cdot 0,6251 \cdot 2597} = 1,6597;$$

$$\chi y = \frac{1 - e^{-\Pi y}}{\Pi y} = \frac{1 - e^{-1,6597}}{1,6597} = 0,4879;$$

$$\begin{aligned} T_{op} &= T_0 + (T_n - T_0) \chi y - D_i \frac{p_n - p_k}{\Pi y} (1 - \chi y) = \\ &= 279 + (310,3 - 279) \cdot 0,4879 - 3,927 \cdot \frac{5,6 - 3,61}{1,6597} (1 - 0,4879) = 291,9 \text{ K}; \end{aligned}$$

Орташа температураның табылған соңғы екі мәнінің айырмасы $291,9 - 289,4 = 2,5 \text{ K} < 5 \text{ K}$, яғни екі қатар есептелген

жуықтаулардағы T_{op} мәндерінің айырмасы $5K$ шамасынан аз болып шықты, алынған нәтиже дұрыс.

Енді соңғы аралықтың ұзындығын есептейміз:

$$L_n = \frac{K_a^2}{2Q_m^2} \cdot \frac{p_{max}^2 - p_{min}^2}{zT_{op}\Delta} = \frac{990,6366^2}{2 \cdot 25,308^2} \cdot \frac{5,6^2 - 1,2^2}{0,8827 \cdot 289,4 \cdot 0,6251} = 143,55 \text{ км};$$

Осы аралыққа сәйкес магистральды газ құбырының газ жинақтау қабілеті:

$$V_{акк} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{T_{cm}}{zT_{op}} \cdot \frac{p_{max} - p_{min}}{p_{cm}} \cdot L_n = \frac{\pi \cdot 0,996^2}{4} \cdot \frac{293,16}{0,8827 \cdot 289,4} \cdot \frac{(5,6 - 1,2) \cdot 10^6}{0,1} \cdot 143550 = 5,647 \cdot 10^6 \text{ м}^3;$$

немесе $V_{акк} = 5,647 \text{ млн. м}^3;$

Газ құбырының бойындағы аралық компрессор стансаларының есептік саны:

$$n_0 = \frac{L_{mp} - L_n}{L_0} = \frac{1060 - 143,55}{175,86} = 5,21; \text{ сонда } n=6 \text{ деп аламыз.}$$

Осы бүтін санға сәйкес КС аралығы ұзындығының нақты мәні:

$$L = \frac{L_{тр} - L_n}{n} = \frac{1060 - 143,55}{6} = 152,74 \text{ км};$$

Осындай $L=152,74 \text{ км} \leq L_0$ аралыққа сәйкес келетін аралықтың соңындағы қысымның нақты мәні:

$$p_{кф} = \sqrt{p_n^2 - \frac{zT_{op}L\Delta Q_m^2}{K_a^2}} = \sqrt{5,6^2 - \frac{0,8827 \cdot 289,4 \cdot 152,74 \cdot 0,6251 \cdot 25,308^2}{990,6366^2}} = 3,93 \text{ МПа};$$

Газдың КС аралығы соңындағы температурасы:

$$T_{\kappa} = T_0 + (T_n - T_0)e^{-\text{Шу}} - D_i \frac{P_n - P_{\kappa}}{\text{Шу}} (1 - e^{-\text{Шу}}) =$$

$$= 279 + (310,3 - 279)e^{-1,6597} - 3,927 \cdot \frac{5,6 - 3,61}{1,6597} (1 - e^{-1,6597}) = 281,1 \text{ К}$$

– яғни қоршаған орта температурасынан (279К) сәл жоғары болып табылды.

Сонда жер жағдайына, елді мекендердің болуына және басқа да себептерге байланысты газ айдау стансаларының бір-бірінен арақашықтығы $L_0 \leq L \leq L_{\text{фак}}$, немесе 152,74 км $\leq L \leq 175,86$ км аралықтарда болуы мүмкін. Бұл жағдайда $L \leq 175,86$ км шарты қатаң орындалуы керек (КС-дағы кіріс қысымы аз болып қалады), ал $L = 152,74$ км болу шарты, егер басқа стансалардың арақашықтығы 152,74 км шамасынан артық болса – орындалмауы да мүмкін.

26-мысал (құбырдың сыртқы диаметрін үлкен етіп алынған жағдай). Берілгені: Ұзындығы $L_{\text{тр}} = 1060$ км болатын магистральды газ құбыры арқылы жылына $Q_{\text{жыл}} = 8,6$ млрд.м³/жыл және параметрлері төмендегідей болатын газ тасымалдансын: $M = 18,1$ г/моль; $T_{\text{кр}} = 202,7$ К; $P_{\text{кр}} = 4,6107$ МПа; $c_p = 2597$ Дж/(кг·К); $\mu = 12,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $D_i = 3,927$ К/МПа; $\Delta = 0,625$. Газ құбырын қоршаған орта температурасы $T_0 = 279$ К, ал КС-ның шығысындағы қысым $p_n = 5,6$ МПа, ал КС-дағы газдың сығылу дәрежесі $\varepsilon = 1,55$. Қысымдардың практикадан табылған тәулік ішіндегі ең кіші мәні $P_{\text{мин}} = 1,2$ МПа, газдан қоршаған ортаға жылу берілу коэффициенті $k = 1,73$ Вт/(м²·К). Құбырдың сыртқы диаметрі $D_n = 1220$ мм, оның қабырғасының қалыңдығы $\delta = 12$ мм. Биіктік әсерін ескермей, соңғы аралықтың газ жинақтау қабілеті ең үлкен болу шартынан компрессор стансаларының (КС) санын табу керек. Сол сияқты КС аралықтарының нақты ұзындығын, олардың соңындағы қысымның нақты шамасын және соңғы аралықтың газ жинақтау қабілетін есептеу керек.

Есептің шешуі: КС жабдығы 2 а – мысалдағыдай, яғни оның кірісіндегі қысым (1.39) бойынша $p_{\kappa} = \frac{p_n}{\varepsilon} = \frac{5,6}{1,55} \approx 3,61$ МПа.

Аралықтағы бастапқы T_n (немесе КС-ң шығысындағы)

температура алдыңғы мысалдағыдай (политропа көрсеткішін

$$m=1,32 \text{ деп аламыз): } T_n = T_k \cdot \varepsilon^{\frac{m-1}{m}} = 279 \cdot 1,55^{\frac{1,32-1}{1,32}} = 310,3 \text{ К.}$$

Орташа қысым (1.17):

$$p_{op} = \frac{2}{3} \left(p_n + \frac{p_k^2}{p_n + p_k} \right) = \frac{2}{3} \cdot \left(5,6 + \frac{3,61^2}{5,6 + 3,61} \right) = 4,68 \text{ МПа.}$$

Орташа температура:

$$T_{op} \approx \frac{1}{3} T_n + \frac{2}{3} T_0 = \frac{1}{3} \cdot 310,3 + \frac{2}{3} \cdot 279 = 289,4 \text{ К.}$$

Келтірілген температура мен келтірілген қысым:

$$T_{кел} = \frac{T_{op}}{T_{кр}} = \frac{289,4}{202,7} = 1,4279;$$

$$P_{кел} = \frac{P_{op}}{P_{кр}} = \frac{4,68}{4,6107} = 1,0143;$$

$$z = 1 - 0,4273 \cdot P_{кел} \cdot T_{кел}^{-3,668} = 1 - 0,4273 \cdot 1,0143 \cdot 1,4279^{-3,668} = 0,8827;$$

Газдың салыстырмалы тығыздығы:

$$\Delta = \frac{M}{28,96} = \frac{18,1}{28,96} = 0,6251;$$

$$\text{Газ қоспасының тұрақтысы: } R = \frac{8,3143}{M} = \frac{8,3143}{18,1} = 458,4$$

Дж/(кг·К);

Стандарттық жағдайдағы газ қоспасының тығыздығы:
 $\rho_{ст} = 1,205 \cdot \Delta = 1,205 \cdot 0,6251 = 0,7532 \text{ кг/м}^3;$

Магистральды газ құбырындағы газдың тәуліктік коммерциялық шығыны:

$$Q_m = \frac{Q_{жыл}}{365 k_u} = \frac{8600}{365 \cdot 0,95 \cdot 0,98 \cdot 1} \text{ млн. м}^3/\text{жыл}/(\text{тәулік}/\text{жыл}) = 25,308 \text{ млн. м}^3/\text{тәулік}.$$

Бұл жердегі $0,95 \cdot 0,98 \cdot 1 = k_u$ – магистральды газ құбырының өткізу қабілетін бағалау коэффициенті.

Яғни әзірге есеп өзгеріссіз. Құбырдың ішкі диаметрі
 $D = 1220 - 2 \cdot 12 = 1196$ мм.

Тәуліктік коммерциялық шығынның өтпелі мәні:

$$Q_a = 0,04 \cdot \frac{D^{2,5} \cdot \mu}{\Delta} = 0,04 \cdot \frac{1196^{2,5} \cdot 12,2 \cdot 10^{-6}}{0,6251} = 38,661 \text{ млн. м}^3/\text{тәулік}$$

$$L_0 = \frac{K_a^2}{Q_m^2} \cdot \frac{p_n^2 - p_k^2}{z T_{op} \Delta}, \text{ бұл жерде } Q_r < Q_a \text{ болғандықтан}$$

$$K_a = 3,32 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{D^{2,5}}{\lambda^{0,5}} \cdot \varphi \cdot E ;$$

$E=1$, $\varphi=0,95$ деп аламыз. Рейнольдс саны:

$$Re = 17,75 \cdot 10^3 \cdot \frac{Q_m \cdot \Delta}{D \mu} = 17,75 \cdot 10^3 \cdot \frac{25,308 \cdot 0,6251}{1196 \cdot 12,2 \cdot 10^{-6}} = 19223638;$$

$$\lambda = 0,0693 \left(\frac{158}{Re} + \frac{0,06}{D} \right)^{0,2} = 0,0693 \left(\frac{158}{19223638} + \frac{0,06}{1196} \right)^{0,2} = 0,009869;$$

$$K_a = 3,32 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{1196^{2,5}}{0,009869^{0,5}} \cdot 0,95 \cdot 1 = 1570,55;$$

$$L_0 = \frac{1570,55^2}{25,308^2} \cdot \frac{5,6^2 - 3,61^2}{0,8827 \cdot 289,4 \cdot 0,6251} = 442,03 \text{ км};$$

Температураның орташа мәнінің дәл шамасын табу үшін Шухов параметрін есептейміз.

$$\Pi y = \frac{0,225 k D L}{Q_m \Delta \cdot c} = \frac{0,225 \cdot 1,73 \cdot 1196 \cdot 442,03}{25,308 \cdot 0,6251 \cdot 2597} = 5,0093;$$

$$\chi y = \frac{1 - e^{-\Pi y}}{\Pi y} = \frac{1 - e^{-5,0093}}{5,0093} = 0,1983;$$

$$\begin{aligned} T_{op} &= T_0 + (T_n - T_0) \chi y - D_i \frac{p_n - p_k}{\Pi y} (1 - \chi y) = \\ &= 279 + (310,3 - 279) \cdot 0,1983 - 3,927 \cdot \frac{5,6 - 3,61}{5,0093} (1 - 0,1983) = 284,0 K; \end{aligned}$$

Орташа температураның табылған соңғы екі мәнінің айырмасы $289,4-284,0=5,4\text{K}>5\text{K}$, яғни екі қатар есептелген жуықтаулардағы T_{op} мәндерінің айырмасы 5K шамасынан аз болмай шықты, нәтиже қайта есептелу керек.

$$T_{кел} = \frac{T_{op}}{T_{кр}} = \frac{284,0}{202,7} = 1,4009; \quad z = 1 - 0,4273 \cdot P_{кел} \cdot T_{кел}^{-3,668} =$$

$$= 1 - 0,4273 \cdot 1,0143 \cdot 1,4009^{-3,668} = 0,8741;$$

$$L_0 = \frac{1570,55^2}{25,308^2} \cdot \frac{5,6^2 - 3,61^2}{0,8741 \cdot 284,0 \cdot 0,6251} = 454,95 \text{ км};$$

Температураның орташа мәнінің келесі шамасын табу үшін Шухов параметрін есептейміз.

$$\text{Шу} = \frac{0,225kDL}{Q_{сум} \Delta \cdot c} = \frac{0,225 \cdot 1,73 \cdot 1196 \cdot 454,95}{25,308 \cdot 0,6251 \cdot 2597} = 5,1557;$$

$$\text{Чу} = \frac{1 - e^{-\text{Шу}}}{\text{Шу}} = \frac{1 - e^{-5,1557}}{5,1557} = 0,1928;$$

$$T_{op} = T_0 + (T_n - T_0) \text{Чу} - D_i \frac{P_n - P_k}{\text{Шу}} (1 - \text{Чу}) =$$

$$= 279 + (310,3 - 279) \cdot 0,1928 - 3,927 \cdot \frac{5,6 - 3,61}{5,1557} (1 - 0,1928) = 283,8\text{K};$$

Орташа температураның табылған соңғы екі мәнінің айырмасы $284,0-283,8=0,2\text{K}<5\text{K}$, яғни жуықтау үрдісі бітті:
 $T_{op}=284,0\text{K}$, $L_0=454,95 \text{ км}$;

Енді соңғы аралықтың ұзындығын есептейміз:

$$L_n = \frac{K_a^2}{2Q_m^2} \cdot \frac{p_{max}^2 - p_{kmin}^2}{zT_{op} \Delta} = \frac{1570,55^2}{2 \cdot 25,308^2} \cdot \frac{5,6^2 - 1,2^2}{0,8741 \cdot 284,0 \cdot 0,6251} =$$

$$= 371,35\text{ км};$$

Осы аралыққа сәйкес магистральды газ құбырының газ жинақтау қабілеті:

$$V_{\text{акк}} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{T_{\text{ст}}}{z T_{\text{ор}}} \cdot \frac{p_{\text{нmax}} - p_{\text{кmin}}}{p_{\text{ст}}} \cdot L_{\text{п}} =$$

$$\frac{\pi \cdot 1,196^2}{4} \cdot \frac{293,16}{0,8741 \cdot 284,0} \cdot \frac{(5,6 - 1,2) \cdot 10^6}{0,1} \cdot 371350 = 5,647 \cdot 10^6 \text{ м}^3;$$

немесе $V_{\text{акк}} = 5,647 \text{ млн. м}^3;$

Газ құбырының бойындағы аралық компрессор стансаларының есептік саны:

$$n_0 = \frac{L_{\text{mp}} - L_{\text{n}}}{L_0} = \frac{1060 - 371,35}{454,95} = 1,51; \text{ сонда } n=2 \text{ деп аламыз. Осы}$$

бүтін санға сәйкес КС аралығы ұзындығының нақты мәні:

$$L = \frac{L_{\text{тр}} - L_{\text{п}}}{n} = \frac{1060 - 371,35}{2} = 344,33 \text{ км};$$

Осындай $L=152,74 \text{ км} \leq L_0$ аралыққа сәйкес келетін аралықтың соңындағы қысымның нақты мәні:

$$p_{\text{кф}} = \sqrt{p_H^2 - \frac{z T_{\text{ор}} L \Delta Q_T^2}{K_a^2}} =$$

$$\sqrt{5,6^2 - \frac{0,8741 \cdot 284,0 \cdot 344,33 \cdot 0,6251 \cdot 25,308^2}{1570,55^2}} = 4,18 \text{ МПа};$$

Газдың КС аралығы соңындағы температурасы:

$$T_{\kappa} = T_0 + (T_{\text{n}} - T_0) e^{-\text{Шу}} - D_i \frac{p_{\text{n}} - p_{\kappa}}{\text{Шу}} (1 - e^{-\text{Шу}}) =$$

$$T_{\kappa} = 279 + (310,3 - 279) e^{-5,1557} - 3,927 \cdot \frac{5,6 - 3,61}{5,1557} (1 - e^{-5,1557}) =$$

$= 277,7 \text{ К}$ – яғни қоршаған орта температурасынан (279К) соңғы температура бұл жолы сәл төмен (1,3К-ге) болып табылды (Джоуль-Томсон құбылысы).

3-мысал. Магистральды газ құбырының жылдық өткізу қабілетін табу

Берілгені: Магистральды газ құбыры арқылы арқылы параметрлері төмендегідей болатын газ тасымалдансын: $M=18,1$ г/моль; $T_{кр}=202,7$ К; $P_{кр}=4,6107$ МПа; $c_p=2597$ Дж/(кг·К); $\mu=12,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $D_i=3,927$ К/МПа; $\Delta=0,625$. Газ құбырын қоршаған орта температурасы $T_0=279$ К, аралықтағы бастапқы температура $T_n=310,3$ К, ал КС-ның аралығындағы бастапқы және соңғы қысымдар $p_n=5,6$ МПа, $p_k=3,61$ МПа, газдан қоршаған ортаға жылу берілу коэффициенті $k=1,73$ Вт/(м²·К). Құбырдың сыртқы диаметрі $D_n=1020$ мм, оның қабырғасының қалыңдығы $\delta=12$ мм. КС аралығының ұзындығы 174км болатын магистральды газ құбырының жылдық өткізу қабілеті қандай болады?

Есептің шешуі:

Орташа қысым (1.17):

$$p_{op} = \frac{2}{3} \left(p_n + \frac{p_k^2}{p_n + p_k} \right) = \frac{2}{3} \cdot \left(5,6 + \frac{3,61^2}{5,6 + 3,61} \right) = 4,68 \text{ МПа.}$$

Орташа температура:

$$T_{op} \approx \frac{1}{3} T_n + \frac{2}{3} T_0 = \frac{1}{3} \cdot 310,3 + \frac{2}{3} \cdot 279 = 289,4 \text{ К.}$$

Келтірілген температурамен келтірілген қысым:

$$T_{кел} = \frac{T_{op}}{T_{кр}} = \frac{289,4}{202,7} = 1,4279;$$

$$P_{кел} = \frac{P_{op}}{P_{кр}} = \frac{4,68}{4,6107} = 1,0143;$$

$$z = 1 - 0,4273 \cdot P_{кел} \cdot T_{кел}^{-3,668} = 1 - 0,4273 \cdot 1,0143 \cdot 1,4279^{-3,668} = 0,8827;$$

Газдың салыстырмалы тығыздығы:

$$\Delta = \frac{M}{28,96} = \frac{18,1}{28,96} = 0,6251;$$

$$\text{Газ қоспасының тұрақтысы: } R = \frac{8,3143}{M} = \frac{8,3143}{18,1} = 458,4$$

Дж/(кг·К);

Стандарттық жағдайдағы газ қоспасының тығыздығы:

$$\rho_{\text{ст}} = 1,205 \cdot \Delta = 1,205 \cdot 0,6251 = 0,7532 \text{ кг/м}^3;$$

$$\text{Құбырдың ішкі диаметрі } D = 1020 - 2 \cdot 12 = 996 \text{ мм.}$$

$$Q_a = 0,04 \cdot \frac{D^{2,5} \cdot \mu}{\Delta} = 0,04 \cdot \frac{996^{2,5} \cdot 12,2 \cdot 10^{-6}}{0,6251} = 24,468 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік}$$

– өткізудің өтпелі мән алдыңғы мысалдағыдай.

$$Q_t \geq Q_a \text{ деп болжамдасaq, } K_a = 16,7 \cdot 10^{-6} \cdot 996^{2,6} \cdot 1 \cdot 1 \cdot 0,95 = 990,6366.$$

Сонда

$$Q_m = K_a \cdot \sqrt{\frac{p_n^2 - p_k^2}{z T_{op} L \Delta}} = 990,6366 \cdot \sqrt{\frac{5,6^2 - 3,61^2}{0,8827 \cdot 289,4 \cdot 174 \cdot 0,6251}} = 25,443 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік};$$

25,443 > 24,468 болғандықтан, $Q_t \geq Q_a$ шарты орындалып тұр, яғни K_a мәні дұрыс өрнекпен табылған. Температураның орташа мәнінің дәл шамасын табу үшін Шухов параметрін есептейміз.

$$Шу = \frac{0,225 k D L}{Q_m \Delta \cdot c} = \frac{0,225 \cdot 1,73 \cdot 996 \cdot 174}{25,741 \cdot 0,6251 \cdot 2597} = 1,6334;$$

$$\chi_y = \frac{1 - e^{-Шу}}{Шу} = \frac{1 - e^{-1,5774}}{1,5774} = 0,4927;$$

$$\begin{aligned} T_{op} &= T_0 + (T_n - T_0) \chi_y - D_i \frac{p_n - p_k}{Шу} (1 - \chi_y) = \\ &= 279 + (310,3 - 279) \cdot 0,4927 - 3,927 \cdot \frac{5,6 - 3,61}{1,6334} (1 - 0,4927) = 292,0 \text{ К}; \end{aligned}$$

Орташа температураның табылған соңғы екі мәнінің айырмасы $292,0 - 289,4 = 2,6 \text{ К} < 5 \text{ К}$, яғни екі қатар есептелген жуықтаулардағы T_{cp} мәндерінің айырмасы 5 К шамасынан аз болып шықты, алынған нәтиже дұрыс.

Магистральды газ құбырының жылдық өткізу қабілеті:

$$Q_{\text{жыл}} = 365 k_{\text{и}} \cdot Q_{\text{т}} = 365 \cdot 0,95 \cdot 0,98 \cdot 1 \cdot 25,443 = 8646$$

млн.м³/жыл $\approx 8,65$ млрд.м³/жыл.

4-мысал. Магистральды газ құбырының жылдық өткізу қабілетін нивелирлік биіктіктердің айырмасын ескере отырып табу

Берілгені: Магистральды газ құбыры арқылы параметрлері төмендегідей (3 – мысалдағыдай) болатын газ тасымалдансын: $M=18,1$ г/моль; $T_{\text{кр}}=202,7\text{К}$; $P_{\text{кр}}=4,6107$ МПа; $c_p=2597$ Дж/(кг·К); $\mu=12,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с; $D_i=3,927$ К/МПа; $\Delta=0,625$. Газ құбырын қоршаған орта температурасы $T_0=279$ К, аралықтағы бастапқы температура $T_{\text{н}}=310,3$ К, ал КС-ның аралығындағы бастапқы және соңғы қысымдар $p_{\text{н}}=5,6$ МПа, $p_{\text{к}}=3,61$ МПа, газдан қоршаған ортаға жылу берілу коэффициенті $k=1,73$ Вт/(м²·К). Құбырдың сыртқы диаметрі $D_{\text{н}}=1020$ мм, оның қабырғасының қалыңдығы $\delta=12$ мм. Құбыр трассасы түзу сызықты көлбеу: $n_p=1$, $z_1=\Delta z=150$ м болсын. КС аралығының ұзындығы 174 км болатын магистральды газ құбырының жылдық өткізу қабілеті қандай болады?

Есептің шешуі: 3-мысалда биіктік айырмасын ескермей табылған есептің шешімі алынған: $Q_{\text{т}}=25,443$ млн.м³/тәулік. (1.45–1.47) – өрнектерге сәйкес биіктікке түзетуші шамаларды есептейміз:

$$a_z = \frac{2 \cdot 9,8}{z R T_{\text{оп}}} = \frac{2 \cdot 9,8}{0,8827 \cdot 458,4 \cdot 289,4} = 1,6735 \cdot 10^{-4} \text{ м}^{-1};$$

$$\beta_1 = \beta = 1,6735 \cdot 10^{-4} \cdot 150 = 2,51025 \cdot 10^{-2};$$

$$\psi_{\text{нз}} = \frac{1}{L} \cdot \frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} \cdot L_1 = \frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} = \frac{e^{2,51025 \cdot 10^{-2}} - 1}{2,51025 \cdot 10^{-2}} \approx 1,012657;$$

Сонда

$$k_{\Delta z} = \frac{p_{\text{н}}^2 - p_{\text{к}}^2 e^{\beta}}{(p_{\text{н}}^2 - p_{\text{к}}^2) \cdot \psi_{\text{нз}}} = \frac{5,6^2 - 3,61^2 \cdot e^{2,51025 \cdot 10^{-2}}}{(5,6^2 - 3,61^2) \cdot 1,012657} = 0,969652;$$

және (1.48) – өрнекке сәйкес

$$Q_{m\Delta z} = Q_m \cdot \sqrt{k_{\Delta z}} = 25,443 \cdot \sqrt{0,969652} \approx 25,05395 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік};$$

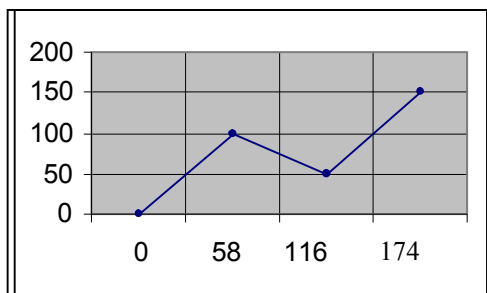
Пайызбен есептегендегі екі нәтиженің айырмасы:

$$\varepsilon_{m\Delta z} = \frac{Q_m - Q_{m\Delta z}}{Q_m} \cdot 100\% = \frac{25,443 - 25,054}{25,443} \cdot 100\% = 1,53\% - \text{өте аз}$$

шама (немесе $\varepsilon_{\text{сум}\Delta z} = 1 - \sqrt{k_{\Delta z}} = 1 - \sqrt{0,969652} \approx 1,53\%$).

Енді құбыр трассасы түзу сызықты көлбеу: $n_p=3$, $\Delta z=150$ м, параметрлері төмендегі кестеде (сол сияқты суретте де) берілген түрде болсын. Яғни $x_1=58$, $x_2=116$, $x_3=L=174$ км; ал биіктіктер мынадай түрде берілген: $z_1=150/174 \cdot 58+50=100$ м, $z_2=150/174 \cdot 116-50=50$.

x , км	0	58	116	174
z , м	0	100	50	150



$$L_1 = L_2 = L_3 = \frac{L}{n_p} = \frac{174}{3} = 58 \text{ км.}$$

$$a_z = \frac{2 \cdot 9,8}{zRT_{\text{cp}}} = \frac{2 \cdot 9,8}{0,8827 \cdot 458,4 \cdot 289,4} = 1,6735 \cdot 10^{-4} \text{ м}^{-1};$$

$$\beta = 1,6735 \cdot 10^{-4} \cdot 150 = 2,51025 \cdot 10^{-2} = 0,0251025;$$

$$\beta_1 = a_z z_1 = 2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 100 = 0,016735;$$

$$\beta_2 = a_z z_2 = 2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 50 = 0,0083675;$$

$$\beta_3 = a_z z_3 = 2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 150 = \beta = 0,0251025.$$

$$\begin{aligned}\psi_{не} &= \frac{1}{L} \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} \cdot L_1 + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} \cdot L_2 + \frac{e^{\beta_3} - e^{\beta_2}}{\beta_3 - \beta_2} \cdot L_3 \right) = \\ &= \frac{1}{L} \cdot L_1 \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} + \frac{e^{\beta_3} - e^{\beta_2}}{\beta_3 - \beta_2} \right) = \\ &= \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} + \frac{e^{\beta_3} - e^{\beta_2}}{\beta_3 - \beta_2} \right) = \\ &= \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{e^{0,016735} - 1}{0,016735} + \frac{e^{0,0083675} - e^{0,016735}}{0,0083675 - 0,016735} + \right. \\ &\quad \left. + \frac{e^{0,0251025} - e^{0,0083675}}{0,0251025 - 0,0083675} \right) = 1,012645118.\end{aligned}$$

$$k_{\Delta z} = \frac{p_n^2 - p_\kappa^2 e^\beta}{(p_n^2 - p_\kappa^2) \cdot \psi_{не}} = \frac{5,6^2 - 3,61^2 \cdot e^{2,51025 \cdot 10^{-2}}}{(5,6^2 - 3,61^2) \cdot 1,012645118} \approx 0,969663;$$

$$Q_{m\Delta z} = Q_m \cdot \sqrt{k_{\Delta z}} = 25,443 \cdot \sqrt{0,969663} \approx 25,05410 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік};$$

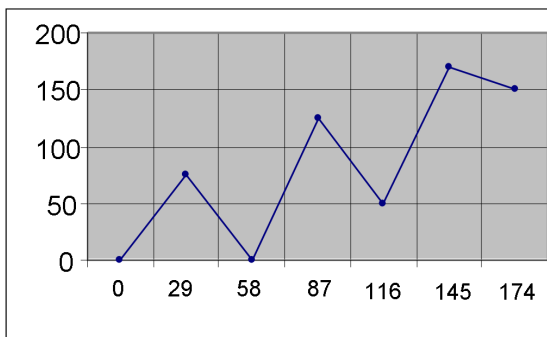
Соңғы екі нәтиженің айырмасы тіпті болымсыз болып шықты:

$$Q_{\Gamma\Delta z} = 25,05395 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік} - \text{көлбеу кескін жағдайында,}$$

$$Q_{\Gamma\Delta z} = 25,0541 \text{ млн.м}^3/\text{тәулік} - \text{рельефті кескін жағдайында}$$

(Δz биіктік айырмалары екі жағдайда да бір).

x , км	0	29	58	87	116	145	174
z , м	0	75	0	125	50	175	150



Рельеф сынықтарының санын екі есе көбейтейік:

$n_p=6$, $\Delta z=150$ м, параметрлері: $x_1=29$, $x_2=58$, $x_3=87$, $x_4=116$, $x_5=145$, $x_6=L=174$ км; ал биіктіктер: $z_1=150/174 \cdot 29+50=75$ м, $z_2=150/174 \cdot 58-50=0$, $z_3=150/174 \cdot 87+50=125$ м, $z_4=150/174 \cdot 116-50=50$, $z_5=150/174 \cdot 145+50=170$ м.

$$L_1=L_2=L_3=L_4=L_5=L_6=\frac{L}{n_p}=\frac{174}{6}=29 \text{ км.}$$

$$a_z=\frac{2 \cdot 9,8}{zRT_{cp}}=\frac{2 \cdot 9,8}{0,8827 \cdot 458,4 \cdot 289,4}=1,6735 \cdot 10^{-4} \text{ м}^{-1};$$

$$\beta=1,6735 \cdot 10^{-4} \cdot 150=2,51025 \cdot 10^{-2}=0,0251025;$$

$$\beta_1=a_z z_1=2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 75=0,01255125;$$

$$\beta_2=a_z z_2=2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 0=0;$$

$$\beta_3=a_z z_3=2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 125=0,02091875;$$

$$\beta_4=a_z z_4=2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 50=0,0083675;$$

$$\beta_5=a_z z_5=2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 175=0,02928625;$$

$$\beta_6=a_z z_6=2,51025 \cdot 10^{-2} \cdot 150=\beta=0,0251025.$$

$$\begin{aligned} \psi_{nc} &= \frac{1}{L} \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} \cdot L_1 + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} \cdot L_2 + \frac{e^{\beta_3} - e^{\beta_2}}{\beta_3 - \beta_2} \cdot L_3 + \frac{e^{\beta_4} - e^{\beta_3}}{\beta_4 - \beta_3} \cdot L_4 + \right. \\ &+ \frac{e^{\beta_5} - e^{\beta_4}}{\beta_5 - \beta_4} \cdot L_5 + \left. \frac{e^{\beta_6} - e^{\beta_5}}{\beta_6 - \beta_5} \cdot L_6 \right) = \frac{1}{L} \cdot L_1 \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} + \frac{e^{\beta_3} - e^{\beta_2}}{\beta_3 - \beta_2} + \right. \\ &+ \frac{e^{\beta_4} - e^{\beta_3}}{\beta_4 - \beta_3} + \frac{e^{\beta_5} - e^{\beta_4}}{\beta_5 - \beta_4} + \left. \frac{e^{\beta_6} - e^{\beta_5}}{\beta_6 - \beta_5} \right) = \frac{1}{6} \cdot \left(\frac{e^{\beta_1} - 1}{\beta_1} + \frac{e^{\beta_2} - e^{\beta_1}}{\beta_2 - \beta_1} + \frac{e^{\beta_3} - e^{\beta_2}}{\beta_3 - \beta_2} + \right. \\ &+ \frac{e^{\beta_4} - e^{\beta_3}}{\beta_4 - \beta_3} + \frac{e^{\beta_5} - e^{\beta_4}}{\beta_5 - \beta_4} + \left. \frac{e^{\beta_6} - e^{\beta_5}}{\beta_6 - \beta_5} \right) = \frac{1}{6} \cdot \left(\frac{e^{0,01255125} - 1}{0,01255125} + \frac{1 - e^{0,01255125}}{0 - 0,01255125} + \right. \\ &+ \frac{e^{0,02091875} - 1}{0,02091875 - 0} + \frac{e^{0,0083675} - e^{0,02091875}}{0,0083675 - 0,02091875} + \frac{e^{0,02928625} - e^{0,0083675}}{0,02928625 - 0,0083675} + \\ &+ \left. \frac{e^{0,0251025} - e^{0,02928625}}{0,0251025 - 0,02928625} \right) = 1,01408103; \end{aligned}$$

$$k_{\Delta z} = \frac{p_n^2 - p_k^2 e^{\beta}}{(p_n^2 - p_k^2) \cdot \psi_{n2}} = \frac{5,6^2 - 3,61^2 \cdot e^{2,51025 \cdot 10^{-2}}}{(5,6^2 - 3,61^2) \cdot 1,01408103} \approx 0,968290358;$$

$$Q_{m\Delta z} = Q_m \cdot \sqrt{k_{\Delta z}} = 25,443 \cdot \sqrt{0,968290358} \approx 25,0364 \text{ млн. м}^3/\text{тәулік};$$

Сонымен Δz биіктік айырмалары үш жағдайда да бірдей есептер үшін:

$Q_{m\Delta z} = 25,05395$ млн.м³/тәулік – көлбеу кескін жағдайында ($n_p=1$),

$Q_{\tau\Delta z} = 25,0541$ млн.м³/тәулік – рельефті кескін жағдайында ($n_p=3$).

$Q_{\tau\Delta z} = 25,0364$ млн.м³/тәулік – рельефті кескін жағдайында ($n_p=6$).

Жазық кескін жағдайында $Q_{\tau\Delta z} = 25,443$ млн.м³/тәулік.

Сонда рельеф түрінің әсері өте аз: $n_p=1$ және $n_p=6$ жағдайдағы салыстырмалы айырмашылық:

$(25,05395 - 25,0364) / 25,05395 \cdot 100\% \approx 0,070\%$ – ескеруге тұрмайтын шама болып шықты.

Осыдан шығатын қорытынды: рельеф түрінің магистральды газ құбырының өткізу қабілетіне тигізетін әсері өте аз, биіктік әсерін бастапқы және соңғы пункттер биіктіктерінің айырмасын ескере отырып таба салса жеткілікті (яғни рельефті көлбеу сызық түрінде алып).

5-мысал. Магистральды газ құбырының ең тиімді параметрлерін таңдау.

Ұзындығы $L_{тр}=1060$ км магистральды газ құбыры арқылы жылына $Q_{жыл}=8,6$ млрд.м³/жыл құрамы 92% метаннан, 2% этаннан, 3% пропаннан, 2% бутаннан және 1% азоттан тұратын табиғи газ қоспасы тасымалданатын болсын. Газ құбырын қоршаған орта температурасы $T_0=279$ К, құбыр жоғарғы жасаушысынан санағанда 1м тереңдікте, негізінен өсімдігі бар топырақ арқылы өтеді. Магистральды газ құбырының тиімді параметрлерін таңдап, КС санын табу керек.

Есептің шешуі. Грунттың жылу өткізу коэффициенті өсімдігі бар топырақ үшін 2.3–кестеден $\lambda_{тр}=2,3$ Вт/(м·К) екендігін

табамыз. Газдан ортаға жылу берілу коэффициентінің 700 мм құбыр үшін есептелетін 1м тереңдікке сәйкес тіректік мәні 1.1-суреттің көмегімен табылады:

$$k_b \approx 2,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}). \text{ Басқа диаметр үшін } k = k_b \cdot \left(\frac{700}{D}\right)^{0,9}.$$

1.2-кестеге сәйкес 3 түрлі диаметр таңдалады: $D_n=820, 1020, 1220$ мм. Сонда

$$D_n=820 \text{ мм үшін } k = k_b \cdot \left(\frac{700}{D}\right)^{0,9} = 2,8 \cdot \left(\frac{700}{820}\right)^{0,9} = 2,43 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$D_n=1020 \text{ мм үшін } k = k_b \cdot \left(\frac{700}{D}\right)^{0,9} = 2,8 \cdot \left(\frac{700}{1020}\right)^{0,9} = 2,00 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

$$D_n=1220 \text{ мм үшін } k = k_b \cdot \left(\frac{700}{D}\right)^{0,9} = 2,8 \cdot \left(\frac{700}{1220}\right)^{0,9} = 1,70 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Қоспаның кейбір параметрлері 1 және 2-мысалдарда есептелген:

$$M=18,1265 \text{ г}/\text{моль};$$

$$T_{\text{кр}}=202,7 \text{ К};$$

$$P_{\text{кр}}=4,6107 \text{ МПа};$$

$$\Delta=0,625052;$$

$$\rho_{\text{ст}}=0,7532 \text{ кг}/\text{м}^3;$$

$$R=458,44 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$Q_m = \frac{Q_{\text{жыл}}}{365 k_u} = 25,308 \text{ млн. м}^3/\text{тәулік}.$$

Басқа параметрлер құбырдағы қысым мен температураның орташа мәндеріне байланысты, оларды есептеу құбыр диаметрі мен компрессор таңдағаннан кейін ғана мүмкін.

Өткізгіштік қабілеті 5 млрд. м³/жылдан артық және $Q_{\text{сут}}=25,308$ млн.м³/тәулік болатындықтан КС-да пайдаланатын газ айдау агрегаттарына қатысты екі түрлі нұсқаны қарастырайық (1.3–кесте):

- а) ГТК–10–4 агрегаты (520–12–1 айдағышты), $p_n=5,6 \text{ МПа}$,
1-агрегаттағы сығылу дәрежесі $\varepsilon_1=1,25$;

б) ГТК–10–4 агрегаты (370–18–1 айдағышты), $p_n=7,6$ МПа, 1–агрегаттағы сығылу дәрежесі $\varepsilon_1=1,25$.

Екі жағдайда да 2 агрегат тізбектей қосылатын болсын, яғни КС-дағы газдың сығылу дәрежесі жуық шамамен (оның дәл мәні айдалатын газ параметрлері мен газдың коммерциялық шығынына тәуелді және КС-ның параметрлерін есептеу барысында анықталады): $\varepsilon=1,25^2=1,5625$. Демек, аралық соңындағы және орташа қысымдар (1.39) - өрнек бойынша төмендегідей болып табылады:

– бірінші нұсқада $p_k=5,6/1,5625=3,584$ МПа $\approx 3,6$ МПа;

$P_{cp}=2 \cdot [5,6+3,6^2/(5,6+3,6)]/3=4,67$ МПа;

– екінші нұсқада $p_k=7,6/1,5625=4,864$ МПа $\approx 4,9$ МПа;

$P_{cp}=2 \cdot [7,6+4,9^2/(7,6+4,9)]/3=6,34$ МПа.

КС-нан шыққан кездегі сығылған газдың температурасын жуық түрде (1.40) - өрнекті пайдалана отырып есептейміз ($m=1,32$ деп алайық):

Екі жағдайда да $T_n=T_0 \cdot \varepsilon^{[(m-1)/m]}=279 \cdot 1,5625^{[(1,32-1)/1,32]} \approx 311$ К.

Орташа температураның жуық мәні:

$$T_{op}=[311+2 \cdot 279]/3 \approx 290 \text{ К.}$$

Енді КС-ның әрбір нұсқасын жеке-жеке қарастырайық.

а) $p_n=5,6$ МПа, $p_k=3,6$ МПа; $P_{cp}=4,67$ МПа; $T_n=311$ К; $T_0=279$ К;

$T_{cp}=290$ К. Сонда $P_{кел}=4,67/4,6107=1,01286$;

$$T_{кел}=290/202,7=1,43069;$$

$$z = 1 - 0,4273 \cdot P_{кел} \cdot T_{кел}^{-3,668} = 1 - 0,4273 \cdot 1,01286 \cdot 1,43069^{3,668} = 0,88366;$$

(1.12), (1.13), (1.17) – өрнектер көмегімен газ қоспасының меншікті жылу сыйымдылығы c мен μ динамикалық тұтқырлығын және Джоуль –Томсон коэффициентін табамыз:

$$c = 1695 + 1,838 \cdot 290 + 1,96 \cdot 10^9 \cdot \frac{4,67 - 0,1}{290^3} = 2595 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)};$$

$$D_i = \frac{1000}{c} \left(\frac{98 \cdot 10^4}{T_{op}^2} - 1,5 \right) = \frac{1000}{2595} \left(\frac{98 \cdot 10^4}{290^2} - 1,5 \right) = 3,91 \text{ К/МПа.}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 5,1 \cdot 10^{-6} [1 + \rho_{ct}(1,1 - 0,104 \cdot \rho_{ct})] \cdot [0,037 + \\
 &+ T_{кел}(1 - 0,104 \cdot T_{кел})] \cdot [1 + \frac{P_{кел}^2}{30(T_{кел} - 1)}] = \\
 &= 5,1 \cdot 10^{-6} [1 + 0,7532(1,1 - 0,104 \cdot 0,7532)] \cdot [0,037 + \\
 &+ 1,43069(1 - 0,104 \cdot 1,43069)] \cdot [1 + \frac{1,01286^2}{30(1,43069 - 1)}] = \\
 &= 12,225 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с};
 \end{aligned}$$

Алдыңғы бөлімдерде келтірілген әдістерді пайдалана отырып, КС санын табамыз. Сонда бірінші нұсқа үшін (ГТК–10–4 агрегаты (520–12–1 айдағышты), $p_n=5,6\text{МПа}$, $p_k=3,6\text{МПа}$):

$D_n=820$ мм үшін $n=19$. 1.5–кестеден табамыз:

$c_{л}= 123$ мың ш.б./км, $c_{ст}=8465$ мың. ш.б., $\varepsilon_{л}=5,45$ мың ш.б./ (км·жыл), $\varepsilon_{ст}=1615$ мың. ш.б./жыл. Сонда

$$K=c_{л}L_{тр}+c_{ст}n=123 \cdot 1060+8465 \cdot 19 \approx 291,2 \text{ млн. ш.б.},$$

$$\mathcal{E}=\varepsilon_{л}L_{тр}+\varepsilon_{ст}n=5,45 \cdot 1060+1615 \cdot 19 \approx 36,5 \text{ млн. ш.б.},$$

$$P = \mathcal{E} + EK = 36,5 + 0,12 \cdot 291,2 \approx 71,4 \text{ млн. ш.б.}$$

$D_n=1020$ мм үшін $n=6$. 1.5–кестеден табамыз:

$c_{л}= 141$ мың ш.б./км, $c_{ст}=8465$ мың. ш.б., $\varepsilon_{л}=7,62$ мың ш.б./ (км·жыл), $\varepsilon_{ст}=1615$ мың. ш.б./жыл. Сонда

$$K=c_{л}L_{тр}+c_{ст}n=141 \cdot 1060+8465 \cdot 6 \approx 200,3 \text{ млн. ш.б.},$$

$$\mathcal{E}=\varepsilon_{л}L_{тр}+\varepsilon_{ст}n=7,62 \cdot 1060+1615 \cdot 6 \approx 17,8 \text{ млн. ш.б.},$$

$$P = \mathcal{E} + EK = 17,8 + 0,12 \cdot 200,3 \approx 41,8 \text{ млн. ш.б.}$$

$D_n=1220$ мм үшін $n=2$ КС. 1.5–кестеден табамыз:

$c_{л}= 225$ мың ш.б./км, $c_{ст}=8465$ мың. ш.б., $\varepsilon_{л}=9,85$ мың ш.б./ (км·жыл), $\varepsilon_{ст}=1615$ мың. ш.б./жыл. Сонда

$$K=c_{л}L_{тр}+c_{ст}n=225 \cdot 1060+8465 \cdot 2 \approx 255,4 \text{ млн. ш.б.},$$

$$\mathcal{E}=\varepsilon_{л}L_{тр}+\varepsilon_{ст}n=9,85 \cdot 1060+1615 \cdot 2 \approx 13,7 \text{ млн. ш.б.},$$

$$P = \mathcal{E} + EK = 13,7 + 0,12 \cdot 255,4 \approx 44,3 \text{ млн. ш.б.}$$

Ал екінші нұсқа үшін (ГТК–10–4 агрегаты (370–18–1 айдағышты), $p_n=7,6\text{МПа}$, $p_k=4,9\text{МПа}$):

$D_n=820$ мм үшін $n=10$. Бұл жағдайды қарастыру керек емес, тиімсіз (кестеде берілмеген).

$D_n=1020$ мм үшін $n=3$. 1.6–кестеден табамыз:

$c_{\text{л}}= 202$ мың ш.б./км, $c_{\text{ст}}=10793$ мың. ш.б., $\varepsilon_{\text{л}}=8,91$ мың ш.б./ (км·жыл), $\varepsilon_{\text{ст}}=1900$ мың. ш.б./жыл. Сонда

$$K=c_{\text{л}}L_{\text{тр}}+c_{\text{ст}}n=202\cdot1060+10793\cdot3\approx246,5 \text{ млн. ш.б.},$$

$$\varepsilon=\varepsilon_{\text{л}}L_{\text{тр}}+\varepsilon_{\text{ст}}n=8,91\cdot1060+1900\cdot3\approx15,1 \text{ млн. ш.б.},$$

$$P = \varepsilon + EK = 15,1 + 0,12\cdot246,5 \approx 44,7 \text{ млн. ш.б.}$$

$D_n=1220$ мм үшін $n=1$. 1.6–кестеден табамыз:

$c_{\text{л}}= 312$ мың ш.б./км, $c_{\text{ст}}=10793$ мың. ш.б., $\varepsilon_{\text{л}}=13,49$ мың ш.б./ (км·жыл), $\varepsilon_{\text{ст}}=1900$ мың. ш.б./жыл. Сонда

$$K=c_{\text{л}}L_{\text{тр}}+c_{\text{ст}}n=312\cdot1060+10793\cdot1\approx341,5 \text{ млн. ш.б.},$$

$$\varepsilon=\varepsilon_{\text{л}}L_{\text{тр}}+\varepsilon_{\text{ст}}n=13,49\cdot1060+1900\cdot1\approx16,2 \text{ млн. ш.б.},$$

$$P = \varepsilon + EK = 16,2 + 0,12\cdot341,5 \approx 57,2 \text{ млн. ш.б.}$$

Келтірілген шығындарды салыстырамыз ($P=71,4$; $41,8$; $44,3$; $44,7$; $57,2$ млн. ш.б.). Сонда ең тиімді нұсқа табылады:

әрбір стансада ГТК–10–4 (520–12–1 айдағышты) 2 агрегат тізбектей қосылған, $p_n=5,6$ МПа, $p_k=3,6$ МПа, КС–ның жалпы саны 6 болатын және $D_n=1020$ мм магистральды газ құбырымен газ тасымалдаудың келтірілген шығыны $P \approx 41,8$ млн. ш.б. болатын нұсқа.

2. МАГИСТРАЛЬДЫ МҰНАЙ ҚҰБЫРЛАРЫН ЕСЕПТЕУ

2.1. Мұнай құбырларын есептеуге қажетті алғышарттар мен деректер

Мұнай-газ құбырларын гидравликалық және жылулық есептеулер үшін мұнай мен мұнай өнімдерінің тығыздық, тұтқырлық, меншікті жылу сыйымдылық пен меншікті жылу өткізгіштік сияқты жылулық физикалық қасиеттері керек болады.

Мұнай мен мұнай өнімдерінің тығыздықтары негізінен 700–1100 кг/м³ аралықтарында болады және температураның артуымен ол тығыздықтар азаяды. Мұндай тәуелділікті Менделеев формуласы дәл сипаттайды:

$$\rho_T = \frac{\rho_{293}}{1 + \beta_p (T - 293)}, \quad (2.1)$$

мұндағы ρ_T және ρ_{293} – тиісінше T және $293K$ температурадағы мұнай мен мұнай өнімдерінің тығыздықтары, β_p – көлемдік ұлғаю коэффициенті. Әдетте мұнай айдалатын температура аралықтарында $\beta_p (T - 293)$ шамасы 1-ден көп аз болатындықтан, Менделеев формуласының орынына басқа сызықтық формула қолданылады (x -тің аз мәндері үшін $1/(1+x) \approx 1-x$):

$$\rho_T = \rho_{293} - \xi (T - 293); \quad (2.2)$$

бұл өрнектердегі көлемдік ұлғаю коэффициенті β_p және температуралық түзету коэффициенті ξ тығыздыққа тәуелді. Ол тәуелділіктер арнайы кестеде беріледі (2.1-кесте); кестедегі шамалардың өлшем бірліктері $[\rho] = \text{кг/м}^3$, $[\xi] = 10^{-3} \text{кг/м}^3 \cdot K$, $[\beta_p] = 10^{-6} 1/K$.

2.1-кесте

Көлемдік ұлғаю және температуралық түзету коэффициенттері

ρ_{293}	ξ	β_p	ρ_{293}	ξ	β_p	ρ_{293}	ξ	β_p
700–709	897	1263	830–839	725	868	960–969	554	574
710–719	884	1227	840–849	712	841	970–979	541	555
720–729	870	1193	850–859	699	818	980–989	528	536
730–739	857	1160	860–869	686	793	990–999	515	518
740–749	844	1128	870–879	673	769	1000–1009	502	499

2.1-кестенің жалғасы

750–759	831	1098		880–889	660	746		1010–1019	489	482
760–769	818	1068		890–899	647	722		1020–1029	476	464
770–779	805	1039		900–909	638	699		1030–1039	463	447
780–789	792	1010		910–919	620	677		1040–1049	450	431
790–799	778	981		920–929	607	656		1050–1059	437	414
800–809	765	952		930–939	594	635		1060–1069	424	398
810–819	752	924		940–949	581	615		1070–1079	411	382
820–829	738	896		950–959	567	594		1080–1089	398	366

Кесте болмаған жағдайда ξ коэффициентін жуықтап төмендегідей табуға да болады:

$$\xi = 1,825 - 0,001315 \cdot \rho_{293}. \quad (2.3)$$

Егер мұнай мен мұнай өнімдері n түрлі қоспалардан тұрса, онда қоспаның тығыздығы төмендегі формуламен есептеледі (практикадағы қажетті дәлдікпен):

$$\rho = \sum \rho_i v_i, \quad i=1, n. \quad (2.4)$$

Бұл жерде v_i – әрбір өнімнің қоспадағы көлемдік үлесі.

Егер магистральды мұнай құбыры бірнеше климаттық зонаны басып өтердей ұзын болса, онда әр зонадағы мұнай тығыздықтары әртүрлі болады. Бұл жағдайдағы магистральды мұнай құбырындағы мұнайдың орташа тығыздығы мынаған тең болады:

$$\rho = \sum \rho_k l_k, \quad (2.5)$$

мұндағы ρ_k және l_k – әрбір k – зонадағы мұнай тығыздығы және сол зонаның ұзындығы.

Мұнай мен мұнай өнімдерінің меншікті жылу сыйымдылығы c_p көп жағдайларда 1600...2500 Дж/(кг·К) аралықтарында жатады. Есептеулерде оның орташа мәнін жиі қолданады (2100 Дж/(кг·К)). Ал мұнай мен мұнай өнімдерінің меншікті жылу өткізгіштігі λ негізінен 0,1...0,16 Вт/(м·К) аралықтарында болады, оның есептеулерде қолданылатын орташа мәні 0,13 Вт/(м·К). Бұл шамаларды дәлірек есептеулер үшін Кrego және Кrego-Смит формулаларын пайдаланған жөн. Кrego формуласы температураның 273–673 К аралықтарында, ал Кrego-Смит формуласы температураның 273–473 К

аралықтарында дұрыс нәтиже береді. Айтылған формулаларды жазып көрсетейік. Крего формуласы:

$$c_p = \frac{31,56}{\sqrt{\rho_{293}}} (762 + 3,39 \cdot T). \quad (2.6)$$

Крего-Смит формуласы:

$$\lambda = \frac{156,6}{\rho_{293}} (1 - 0,00047 \cdot T). \quad (2.7)$$

Өлшем бірлігі: $[\rho_{293}] = \text{кг/м}^3$.

Мұнай мен мұнай өнімдерінің тұтқырлығы – олардың тасымалдау мен сақтау кезіндегі ең басты қасиеттерінің бірі, тұтқырлық құбырдың гидравликалық кедергісіне өте көп әсерін тигізеді. Тұтқырлық та, тығыздық сияқты температураның артуымен кему бастайды. Бірақ ол тығыздыққа қарағанда температураға өте тәуелді. Гидравликалық және жылулық есептеулерде көбінесе ν кинематикалық тұтқырлық ұғымы (газ құбырларында – μ динамикалық тұтқырлық, араларындағы байланыс: $\nu = \mu/\rho$) қолданылады.

2.2-кесте

Мұнай мен мұнай өнімдерінің кейбір сипаттамалары

Мұнай мен мұнай өнімдері	ρ_{293} , кг/м ³	$T_{ш}$, К	Берілген температурадағы кинематикалық тұтқырлық, 10 ⁻⁴ м ² /с						
			283	288	293	303	313	323	333
Өзен мұнайы	848	300	-	78,5	28,8	2,7	0,24	-	-
Жетібай мұнайы	858	300	53,5	-	16,4	0,65	0,17	-	-
Қыстық дизель отын	845	253	0,07	-	0,05	0,031	-	-	-
Жаздық дизель отын	835	253	0,08	-	0,06	0,05	0,045	0,042	-
Авиабензин Б-70	785	-	0,0085	-	0,007	-	0,0056	-	0,0046
Бензин А76	780	-	0,0064	-	0,0058	0,0052	0,0047	-	-
Бензин АИ-93	760	-	0,0070	-	0,0063	0,0057	0,0053	-	-

Мұнай мен мұнай өнімдерінің кинематикалық тұтқырлығы әртүрлі температураларда тексерілген зертханалық деректермен анықталады, ол деректер болмаған жағдайларда әртүрлі есептік тәуелділіктер қолданылады. Ең жиі қолданылатын формулалар

Вальтер және Рейнольдс–Филонов формулалары. Вальтер формуласы (ASTM) мынадай:

$$\lg \lg (v+0,8)=a+b \cdot \lg T, \quad (2.8)$$

мұндағы $a = \lg \lg (v_1+0,8) - b \cdot \lg T_1$, $b = \lg[\lg(v_1+0,8)/\lg(v_2+0,8)]/\lg(T_1/T_2)$ – эмпирикалық коэффициенттер, v – кинематикалық тұтқырлық ($\text{мм}^2/\text{с}$), T –абсолют температура (K). Бұл формуланың дәлдігі жоғары, бірақ өрнегі өте күрделі және жоғарғы дәлдікпен есептеуді талап етеді. Сондықтан, есептеулер үшін Рейнольдс-Филонов формуласы жиі қолданылады:

$$v = v_* e^{-u(T - T_*)}, \quad (2.9)$$

мұндағы u – вискограмма тіктігінің коэффициенті (коэффициент крутизны вискограммы) деп аталады. T_* – кинематикалық тұтқырлық v_* болатын температура. Егер екі түрлі T_1 және T_2 температурада тұтқырлықтар белгілі болса, онда

$$u = \frac{1}{T_1 - T_2} \ln \frac{v_2}{v_1}. \quad (2.10)$$

Бұл формуланың дәлдігі $T_1 < T < T_2$ аумағында жақсы. Басқа аумақтарда Вальтер формуласын қолданған жөн.

Қысымның 10МПа-ға дейінгі өзгеру аумақтарында мұнай мен мұнай өнімдерінің тығыздық, тұтқырлық, меншікті жылу сыйымдылық және меншікті жылу өткізгіштік сияқты қасиеттері қысымға тәуелсіз, тұрақты болып қалады деуге болады. Кейбір мұнай мен мұнай өнімдерінің негізгі сипаттамалары төменде келтірілген 2.2-кестеде берілген (ρ_{293} – өнімнің 293K температурадағы тығыздығы, $T_{\text{ш}}$ – өнімнің шайырлану температурасы).

Парафинді мұнайлар үшін шайырлану температурасына жақын аумақтарда жоғарыда айтылған тәуелділіктер мен деректер дұрыс болмай қалады, олар ньютонды емес сұйықтар болып кетеді. Дегенмен басым көп жағдайларда жұмыстық температуралар шайырлану температурасынан жоғары жатады да, келтірілген өрнектер мен деректер іске жарайтын болады. Жыл бойы қоршаған ортаның температурасы өзгеріп отырады. Осы себепті айдалып жатқан мұнай мен мұнай өнімдерінің негізгі сипаттамалары да өзгеріске ұшырайды. Технологиялық

жобалау нормаларына сәйкес құбырөткізгіштердің өткізу қабілеті ең тиімсіз жағдайлардың өзінде қамтамасыз етілу керек, яғни қоршаған ортаның ең төменгі температурасында қамтамасыз етілу керек. Мұнай құбырларының гидравликалық және жылулық есептеулерінде жұмыс температурасын тапқанда грунт пен ауаның орташа айлық температурасын пайдаланады, олар көп жылдық деректер бойынша есептеледі. Бұл деректерді құбыр өтетін жерлердегі метеостанса жасайтын арнайы климаттық анықтамалардан алады. Біздің елдегі грунттың ең суық кезі – ақпан–сәуір айлары, ал ең ыстық кезі – тамыз–қырықүйек айлары. Көп жылдық зерттеумен байқаулар мынаны көрсетті: егер құбырды оның ең жоғарғы жағынан (жасаушысынан) 0,8 м тереңдікке көмсе, онда оның айдалу тәртібі жыл бойы орнықты болып қалады екен де, осы тереңдік құбырдың механикалық беріктігі мен орнықтылығы тұрғысынан жеткілікті болып шығады. Жерүсті құбырларын салғанда қоршаған ауаның температурасын ғана ескереді.

Мұнай мен мұнай өнімдерін айдау изотермалық (айдау температурасы құбырдың барлық жерінде және барлық уақыт сәттерінде тұрақты болып отырады) және изотермалық емес (айдау температурасы қоршаған орта әсерінен үздіксіз өзгереді) деп екіге бөлінеді. Изотермалық айдау кезінде магистральдағы мұнай құбырындағы өнім температурасы тұрақты деп есептеледі. Мұндай жағдай тұтқыр емес, шайырланбайтын мұнай мен мұнай өнімдерін айдау кезінде орын алады.

Тұтқыр мұнай мен мұнай өнімдерін айдау үшін оларды көп жағдайларда алдын ала қыздырып алады. Бұл кезде магистральдағы мұнай құбырындағы өнім температурасы үздіксіз өзгеріп отырады да, есептеулер күрделі болады, сол себепті техникалық – экономикалық есептеулер міндетті түрде жүргізілу керек. Ондай есептеулер бірнеше нұсқалар бойынша жасалады (эртүрлі диаметрлер, қыздыру температуралары, жұмыс қысымдары). Жерасты магистральды ыстық мұнай құбырларының есептеулерінде грунттың, ал жерүсті магистральды ыстық мұнай құбырларының есептеулерінде ауаның жылулық физикалық сипаттамалары қажет болады. Ол сипаттамалар төмендегі 2.3–2.6-кестелерде берілген.

2.3-кесте

Грунттың жылулық физикалық сипаттамалары

Грунт	Ылғалдылығы, көлемдік, %	Тығыздық, кг/м ³	Жылу өтк. коэф. λ , Вт/(м·К)	Менш. жылу сйым. c_p , Дж/(кг·К)
Өсімдігі бар топырақ	27	2000	2,3	—
Өзен құмы	0	1520	0,3–0,33	—
	11,3	1640	1,13	774
Батпақты құм	28,3	2020	1,6–2,56	600–960
Батпақ	8	1300	0,58	1115
	18	1400	0,85	1445
	27	1600	1,23	1600
	40	2100	2,15	1830
Торф	24,1	1370	0,81	2570
Күлі көп батпақ	20	1835	1,42	1155
Құмдақ	20	1960	1,49	1134

Құбырды тоттанудан қорғау үшін грунттың меншікті электрлік кедергісін білу керек. Ол төмендегі кестеде берілген.

2.4-кесте

Грунттың меншікті электрлік кедергісі

Грунт түрі	Атмосфералық жауын-шашынның мөлшері	
	250 мм/жылына дейінгі	250 мм/жылынан көп болғанда
Қара топырақты	20...50	2...10
Батпақ	10...1000	5...20
Құм	1000	30...300
Әктас	1000	30...300
Қиыршық тас	1000	100...1000

Ылғалдылық пен тығыздықтың басқа мәндері үшін грунттің жылу өткізгіштік коэффициенті мынадай өрнек көмегімен табылады:

$$\lambda = 1,163[k_p(10^{-3}\rho + 0,1\omega - 1,1) - 0,1\omega],$$

мұндағы ω және ρ – грунттың ылғалдылығы (%) мен тығыздығы, k_p – тұрақты коэффициент, ол құм үшін 1,5, топырақ үшін 1,4 және батпақ пен суглинок үшін 1,3 мәндеріне тең.

Жерүсті магистральды ыстық мұнай құбырларының есептеулеріне қажет болатын ауаның жылулық физикалық сипаттамалары келесі кестеде көрсетіледі.

2.5-кесте

Ауаның жылулық физикалық сипаттамалары

T, K	$\rho, \text{кг/м}^3$	Менш. жылу сыйым. $c_p, \text{Дж/(кг·K)}$	Жылу өтк. коэф. $\lambda, \text{Вт/(м·K)}$	Кинемат. тұтқырлық, $10^{-4} \text{мм}^2/\text{с}$	Прандталь параметрі
223	1,584	1013	0,0204	8,2	0,728
233	1,515	1013	0,0212	9,2	0,728
243	1,453	1013	0,0220	10,2	0,723
253	1,395	1009	0,0228	11,2	0,716
263	1,342	1009	0,0236	12,2	0,712
273	1,293	1005	0,0244	13,2	0,707
283	1,247	1005	0,0251	14,2	0,705
293	1,205	1005	0,0259	15,2	0,703
303	1,165	1005	0,0267	16,2	0,701
313	1,128	1005	0,0276	17,2	0,699
323	1,093	1005	0,0283	18,2	0,698

Қазіргі кездегі жерүсті және жерасты магистральды ыстық мұнай құбырларын жылу оқшаулағышпен бірге жасайды, осы себепті негізгі жылу оқшаулағыш материалдарының кейбір сипаттамаларын білген жөн.

2.6-кесте

Жылу оқшаулағыш материалдарының кейбір сипаттамалары

Жылу оқшаулағыш материал	Тығыздығы, кг/м^3	Жылу өтк. коэф. $\lambda, \text{Вт/(м·K)}$	Материалдың бағасы, ш.б./кг
Диатомдық сегменттер	600	$0,065 + 0,23 \cdot 10^{-3} \cdot T$	0,035
Вермикулит	175	$0,262 \cdot 10^{-3} \cdot T$	0,0314
Минералды мақта	150	0,046	0,035

2.6-кестенің жалғасы

Шынымата	150	0,046	0,117
Ұялы бетон	600	0,145	0,32
Перлит	200	$0,0255+0,163 \cdot 10^{-3} \cdot T$	0,14
Пенопласт	100	0,058	2
Пенополиуретан ПУЭ	60	0,035	3,9
Пенополиуретан ППУ–30	130	0,052	3

2.2. Мұнай және мұнай өнімдерінің параметрлерін табу есептерінің мысалдары

1-мысал. Өзен мұнайының 285K және 298K температуралардағы кинематикалық тұтқырлықтарын табу керек.

Есептің шешуі. а) 2.2-кестеде Өзен мұнайының 288, 293, 303 және 313 K температуралардағы кинематикалық тұтқырлықтары беріліп тұр. Яғни $T=285K$ температурадағы кинематикалық тұтқырлықты табу үшін (ол температура кестедегі температуралық аумақтардан тыс жатыр) 8-өрнекті пайдаланған жөн. $T_1=288K$, $T_2=293K$, $\nu_1=78,5$, $\nu_2=28,8 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$. Немесе $\nu_1=7850$, $\nu_2=2880 \text{ мм}^2/\text{с}$. Эмпирикалық коэффициенттер:

$$a = \lg \lg (\nu_1 + 0,8) - b \cdot \lg T_1, \quad b = \lg [\lg (\nu_1 + 0,8) / \lg (\nu_2 + 0,8)] / \lg (T_1 / T_2).$$

Осыдан

$$b = \lg [\lg 7850 / \lg 2880] / \lg (288 / 293) \approx -6,88722000257883$$

(есептеу компьютер көмегімен орындалып тұр)

$$a = \lg \lg (7850 + 0,8) - (-6,88722000257883) \cdot \lg 288 \approx 17,5288749991349.$$

$$\lg \lg (\nu + 0,8) = 17,5288749991349 + (-6,88722000257883) \cdot \lg 285 = 0,621818376056498;$$

$$\lg (\nu + 0,8) = 10^{0,621818376056498} = 4,18618460346246; \text{ ең ақыры}$$

$$\nu = 10^{4,18618460346246} - 0,8 \approx 15352 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Эмпирикалық коэффициенттерді табу дәлдігін азайту нәтиженің дұрыс болмауына әкелетіндігін тексеру қиын емес. Егер есептің шешімін Рейнольдс-Филонов формуласымен алсақ, онда

$$u = \ln(7850/2880) / (293-288) \approx 0,200544647529293;$$

$$\nu = 7850 \cdot e^{(0,200544647529293 \cdot 5)} \approx 14327 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Екі нәтиженің салыстырмалы айырмашылығы:

$$100 \cdot (15352 - 14327) / 15352 \approx 6,7\% .$$

б) $T=298\text{K}$ температурадағы кинематикалық тұтқырлықты табу үшін (ол температура кестедегі температуралық аумақтарда жатыр) 2.9-өрнекті (Рейнольдс-Филонов формуласын) пайдалану керек.

$$T_1=293\text{K}, T_2=303\text{K}, \nu_1=28,8, \nu_2=2,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}. \text{ Немесе } \nu_1=2880, \\ \nu_2=270 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

$$u=\ln(2880/270)/(303-293) \approx 0,23671;$$

$$\nu=2880 \cdot e^{(-0,23671 \cdot 5)} \approx 881,82 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Вальтер формуласы бойынша

$$a \approx 26,4238620627305; b \approx -10,4930020843586; \nu \approx 787,54 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Бұл мысалдағы салыстырмалы айырмашылық $100 \cdot (881,82 - 787,54) / 881,82 \approx 10,7\%$. Яғни әрбір жағдайда соған сәйкес келетін есептеу формуласын (кинематикалық тұтқырлықтың) қолданған дұрыс екен.

2-мысал. Жетібай мұнайының 280K температуралардағы тығыздығын табу керек.

Есептің шешуі. $T=280\text{K}$. 2.2-кестеде Жетібай мұнайының 293K температурадағы тығыздығы беріліп тұр: $\rho_{293}=858 \text{ кг}/\text{м}^3$. $850 < 858 < 859$ болғандықтан, 2.1-кестеден осы аралыққа сәйкес параметрлерді аламыз: $\zeta=699 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{K})$, $\beta_p=818 \cdot 10^{-6} \text{ 1/K}$. Менделеев формуласы бойынша $\rho=858/[1+818 \cdot 10^{-6} \cdot (280-293)] \approx 867,22 \text{ кг}/\text{м}^3$.

(2.2)-өрнек бойынша (ξ кестеден алынғанда):

$$\rho=858-699 \cdot 10^{-3} \cdot (280-293) \approx 867,09 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Егер ξ мәнін (2.3)-өрнектен тапсақ:

$$\xi=1,825-0,001315 \cdot 858 \approx 0,69673. \text{ Сонда } \rho=858-696,73 \cdot 10^{-3} \cdot (280-293) \approx 867,06 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Өртүрлі әдістермен табылатын тығыздықтардың бір-бірінен айырмашылығы болымсыз аз болады екен.

2.3. Мұнай және мұнай өнімдерін тасымалдаудың ең тиімді тәсілдері

Мұнай және мұнай өнімдерін алыс жерлерге тасымалдау үшін негізінен құбыр, теміржол және су тасымалы қолданылады. Олардың ең тиімдісін таңдағанда, техникалық-экономикалық көрсеткіштерге ғана қарамайды, сонымен бірге қарастырылған ауданның даму дәрежесіне, ерекшеліктеріне және ондағы транспорт түрлерінің таралу ерекшеліктеріне баса назар аудару керек. Әдетте тиімділік шарты ретінде әрбір тасымал түрі үшін есептелген күрделі қаржы мен пайдалану шығындарынан тұратын жылдық келтірілген шығын алынады. Жылдық келтірілген шығыны ең аз болатын тасымал түрі мұнай және мұнай өнімдерін алыс жерлерге тасымалдау үшін таңдалынып, алынады. Жалпы түрде келтірілген шығын P (ш.б./жыл) мынадай формуламен анықталады:

$$P = \mathcal{E} + EK, \quad (2.11)$$

мұндағы $\mathcal{E}$ – пайдалану шығындары, K – әрбір тасымал түріне салынған күрделі қаржы, E – күрделі қаржының нормалық коэффициенті (мұнай-газ өнеркәсібі үшін $E = 0,12$ 1/жыл). $E=1/T$, бұл жерде T – әрбір өнеркәсіп түріндегі өзін – өзі ақтаудың нормалық мерзімі (мұнай-газ өнеркәсібі үшін $T = 8,3$ жыл).

Жанадан жүк ағынын жобалағанда, теміржол, су және құбыр жолдары ұзындықтарының әртүрлі болатындығын еске сақтаған жөн. Ең қысқасы, әдетте құбыр жолы, ал ұзыны – су жолы. Кей жағдайларда бірнеше тасымал түрлерін қатар қарастырады (мысалы, жолдың бір бөлігі – су жолы, ал қалғаны – құбыр жолы, т.с.с.).

$\mathcal{E}$ – пайдалану шығындары тасымалдың барлық түрлері үшін бірдей өрнекпен анықталады:

$$\mathcal{E} = SG_{\text{жыл}}L, \quad (2.12)$$

мұндағы S – тасымалдың өзіндік құны; $G_{\text{жыл}}$ – бір жылда тасылатын өнім мөлшері (массасы); L – жол ұзындығы.

Тасымалдың өзіндік құнының әртүрлі тасымал түрлері үшін шамамен анықталған орташа мөлшері S (өлшем бірлігі 10^{-

⁴ ш.б. /(т·км)) төменде келтірілген 2.7-кестеде берілген. Магистральды құбырмен мұнай өнімдерін айдаудың өзіндік құны оның D диаметріне тәуелді.

2.7- кесте

Өртүрлі тасымал түрлері үшін анықталған мұнай тасудың өзіндік құны

D , мм	S , 10^{-4} ш.б./ (т·км)	D , мм	S , 10^{-4} ш.б./ (т·км)
219	30	720	8,2
273	24	820	6,9
325	21	1020	6,5
377	17	1220	6,2
426	15	Теміржол тасымалы	33
529	13	Өзен тасымалы	17
630	9,4	Теңіз тасымалы	12

Әрбір тасымал түрлеріне салынатын K (ш.б.) күрделі қаржы былайша анықталады.

1. Теміржол тасымалына салынған күрделі қаржыны есептегенде, вагон-цистерналар мен локомотивтер (тепло-немесе электровоздар) паркын кеңейтуге кететін шығынды ғана есептейді:

$$K_{\text{жл}} = \mu c_{\text{ц}} + z c_{\text{з}}, \quad (2.13)$$

мұндағы z – локомотивтер саны, μ – вагон-цистерналардың қажетті саны.

$$\mu = \frac{G_{\text{жыл}}}{n_{\text{ц}} \rho V_{\text{ц}}}, \quad z = \frac{\eta}{n_{\text{м}}}, \quad (2.14)$$

$n_{\text{ц}}$ – цистернаның бір жылдағы айналыс саны; $V_{\text{ц}}$ – бір цистернаның сыйымдылығы; ρ – айдалатын өнімнің тығыздығы, $n_{\text{м}}$ – цистерналардың бір маршруттағы саны;

$$n_{\text{ц}} = 365 / \tau_{\text{ц}}, \quad (2.15)$$

$\tau_{\text{ц}}$ – бір цистернаның айналыс уақыты:

$$\tau_{\text{ц}} = \left(2 \cdot \frac{L_{\text{жсд}}}{l_{\text{жсд}}} + \tau_{\text{в}} \right) \chi_{\text{жсд}},$$

$L_{жд}$ – теміржол трассасының ұзындығы; $l_{жд}$ – цистернаның орташа тәуліктік жүрісі, оны шамамен практика негізінде 200...250 км/тәул деп алады; τ_b – түсіріп-тиеу уақыты; $\chi_{жд}$ – теміржол тасымалының біркелкі емес жұмысының коэффициенті, себебі әртүрлі себептерден цистерналар жолда кешігуі мүмкін ($\chi_{жд} = 1...1,5$); c_z – бір локомотивтің құны (бір электровоз құны қуатына байланысты 66,8...278 мың ш.б., ал бір тепловоз құны – 104...318 мың. ш.б.); $c_{ц}$ – бір цистерна құны (сыйымдылығы 60 м³ болатын цистерна құнын 5,7 мың ш.б. деп аламыз). Егер жаңадан мұнай таситын теміржол салынатын болса, онда оның құнын мұнай тасымалына жатқызады. Біржолды теміржолдың 1 км негізгі жолының салыну құны шамамен 165...260 мың ш.б., қосжолды теміржолдың 1 км негізгі жолының салыну құны – 250...390 мың ш.б., теміржол стансасының салыну құны – 30 млн. ш.б. Бұлардан басқа бас және соңғы пункттердегі құю-төгу желілеріне кететін шығынды және ескеру керек.

2. Су тасымалына салынған K_b күрделі қаржы қосымша сатып алынатын жүк таситын кемелерде орналасқан мұнай сақталатын ыдыстардың (резервуарлар, танктер, т.с.с.) $K_{бр}$, олардың күштік қондырғыларының K_6 және жағадағы қажетті сыйымдылықтың K_v құндарынан (шығындарынан) тұрады, яғни

$$K_b = K_{бр} + K_6 + K_v.$$

$K_{бр} = c_{бр} \Gamma$, мұндағы $c_{бр}$ – жүк таситын кемелердің бірлік жүк көтергіштігінің құны ($c_{бр} = 35...45$ ш.б./т); Γ – қажетті жүк ағынын таситын барлық жүк кемелерінің қосынды жүк көтергіштігі: $\Gamma = G_{жыл} / n_{бр}$, $n_{бр}$ – бір кеменің бір жылдағы айналыс саны (рейстері), ол мына өрнекпен анықталады: $n_{бр} = \tau_n / \tau_{п}$, τ_n – навигация мерзімінің ұзақтығы; $\tau_{п}$ – жүк кемесінің айналыс уақыты: $\tau_n = [L_b (\frac{1}{l_1} + \frac{1}{l_2}) + \tau_e] \chi_e$. Мұнда L_b – су жолы

трассасының ұзындығы; l_1 , l_2 – ағысқа қарсы және ағыс бағытымен кеменің орташа тәуліктік жүрістері (есептеулерде мысалға: баржалар үшін ағысқа қарсы 95–105, ағыс бағытымен – 190–220 км/тәул, өздігінен жүретін баржалар үшін – 350 км/тәул. деп алуға болады); τ_b – түсіріп-тиеу уақыты; χ_b – су жолы тасымалының біркелкі емес жұмысының коэффициенті (бос

кеменің уақытында берілмеуі, уақытында келмей қалуы себепті, шлюздерден өткен кездегі; $\chi_v = 1 \dots 1,5$). Жүк таситын кемелердің күштік қондырғыларының құны $K_6 = c_6 N_6$, где c_6 – күштік қондырғының бірлік қуатының құны (1,8...2,6 мың ш.б./кВт аралықтарында); N_6 – жүк таситын кемелердің қажетті қуаты: $N_6 = p_6 G$, p_6 – бір тонна жүкті тасуға кететін қуат (0,06–0,12 кВт/т шамасында). Жағадағы қажетті сыйымдылыққа салынған K_v күрделі қаржы $K_v = c_p V_0$, мұндағы c_p – бірлік сыйымдылықтың құны ($c_p = 10 \dots 20$ у.е/м³); V_0 – резервуарлардың практикалық көлемі, ал сәйкес теориялық көлемдері: $V = \frac{2G_{жыл}}{\rho} \cdot \frac{365 - \tau_n}{365\eta_p}$, η_p – сыйымдылықтың толу коэффициенті (2.8–кесте).

2.8-кесте

η_p шамасының ұсынылатын мәндері

Резервуарлар сыйымдылығы	Резервуарлар үшін η_p шамасы		
	понтонсыз	онтонмен	қалытқылы қақпақпен
5000 м ³ - тен артық емес	0,85	0,81	0,80
10000 -нан 30000 м ³ -ке дейін	0,88	0,84	0,83

3. Құбыр тасымалына салынған $K_{тр}$ күрделі қаржы оның желілік бөлігіне $K_{л}$ және сорап стансаларына $K_{нс}$ салынатын күрделі қаржылардың қосындысына тең:

$$K_{тр} = K_{л} + K_{нс}. \quad (2.16)$$

Бұл қаржылардың барлығы да құбыр өлшеміне, дәлірек айтсақ, оның диаметріне тікелей тәуелді. Ол диаметр мұнай құбырының жобаланған жылдық өткізу қабілетімен (жылдық жүк айналым) анықталады. Ол әдетте арнайы кестенің көмегімен беріледі. 2.9-кестеде жылдық өткізу қабілетіне сәйкес магистральды мұнай құбырының ұсынылатын параметрлері келтірілген (жақшада құбыр қабырғасының қалыңдығы 1 мм адыммен көрсетілген; 13, 15, 17, 19 мм қалыңдықтағы құбырларды зауыттар жасамайды). Бұл жердегі алғышарт – магистральды мұнай құбырының жылдық өткізу қабілеті.

2.9-кесте

Магистральды мұнай құбырының ұсынылатын параметрлері

Мұнай құбырлары			Мұнай өнімі құбырлары		
Өткізу қабілеті	Жұмыс қысымы	Сыртқы диаметрі мен қабырғасының қалыңдығы	Өткізу қабілеті	Жұмыс қысымы	Сыртқы диаметрі, қабырғасының қалыңдығы
G , млн.т/жыл	P , МПа	$D_n(\delta)$, мм	G , млн.т/жыл	P , МПа	$D_n(\delta)$, мм
6,0–8,0	5,4–6,5	529 (4–10)	0,7–0,9	9,0–10,0	219 (4–7)
10,0–12,0	5,2–6,2	630 (5–12)	1,3–1,6	7,5–8,5	273 (4–8)
14,0–18,0	5,0–6,0	720 (6–14)	1,8–2,2	6,7–7,5	325 (4–8)
22,0–26,0	4,8–5,8	820 (7–16)	2,5–3,2	5,5–6,5	377 (4–9)
32,0–36,0	4,6–5,6	920 (8–16)	3,5–4,8	5,5–6,5	426 (4–9)
42,0–50,0	4,6–5,6	1020 (9–18)	6,5–8,5	5,5–6,5	529 (4–10)
70,0–78,0	4,4–5,4	1220 (11–20)			

Әдетте өткізу қабілетіне сәйкес диаметрден басқа тағы да екі диаметр қарастырылады: бірі одан кіші, екіншісі – одан үлкен. Сондай үш түрлі диаметрлі магистральды мұнай құбыры үшін техникалық – экономикалық есептеулер жүргізіліп, ең тиімдісі таңдалады. Бірақ көп жағдайларда, құбырдың жобалық өткізу қабілеті кестеде көрсетілген аумақта жатса, онда диаметр бірден таңдала салады (үш түрлі диаметрге техникалық – экономикалық есептеулерсіз, олар міндетті емес).

а) Құбырдың желілік бөлігіне салынатын K_d күрделі қаржы төмендегі өрнектен анықталады: $K_d = c_d L_{тр}$, мұндағы $L_{тр}$ – құбыр ұзындығы; c_d – құбырдың 1 км желілік бөлігін салуға жұмсалған қаржыға тең (2.10 – кесте). Ол құбыр диаметріне тәуелді.

2.10-кесте

Құбырдың 1 км желілік бөлігін салу құнының оның диаметріне тәуелділігі

D , мм	$c_{д\pi}$, мың ш.б./км	$c_{луп}$, мың ш.б./км	D , мм	$c_{д\pi}$, мың ш.б./км	$c_{луп}$, мың ш.б./км
219	22,8	18,0	630	71,0	56,0
273	24,9	20,1	720	77,5	62,1
325	28,8	22,8	820	91,1	74,9
377	33,6	27,5	920	113,6	97,3
426	37,6	31,5	1020	136,1	119,6
529	56,6	45,1	1220	180,8	165,6

Ескерту: $c_{\text{луп}}$ – 1 км лупингті салуға жұмсалған қаржы. Лупинг, немесе орнатылым бар жағдайда құбырдың желілік бөлігін салуға жұмсалған қаржыны мына формуламен табады: $K_{\text{л}} = c_{\text{л}}(L_{\text{тр}} - L_{\text{луп}}) + c_{\text{луп}}L_{\text{луп}}$, мұндағы $L_{\text{луп}}$ – лупингтің (орнатылымының) ұзындығы.

б) Сорап стансаларын салуға кететін $K_{\text{нс}}$ күрделі қаржы төмендегі өрнектен анықталады:

$$K_{\text{нс}} = C_{\text{ГНС}} + (n-1)C_{\text{ПНС}} + V_{\text{р}}c_{\text{р}}, \quad (2.17)$$

мұндағы $C_{\text{ГНС}}$, $C_{\text{ПНС}}$ – бас және аралық сорап стансаларының құны (2.4– кесте); n – сорап стансаларының жалпы саны; $V_{\text{р}}$ – резервуарлардың қажетті сыйымдылығы; $c_{\text{р}}$ – 1 м³ орнатылған сыйымдылықтың құны. Бас айдау стансасында қойылған сыйымдылықтың құны бас сорап стансасының құнына кіргізілген. 1 м³ орнатылған сыйымдылықтың құны $c_{\text{р}}$ салыстырмалы технологиялық есептеулерде 20 ш.б./м³ деп алуға болады. Магистральды мұнай құбырларында резервуар парктері бас айдау стансасында, пайдалану бөлімшелерінің шекараларында және мұнай алу (жақын жерлердегі мұнай кен орындарынан) мен мұнай беру (жолдағы тұтынушыларға) пункттерінде орналасады. Магистральды мұнай құбырлары резервуар парктерінің пайдалы көлемі құбыр диаметрі мен ұзындығына тәуелді (2.11-кесте).

2.11-кесте

Мұнай құбырлары резервуар парктерінің пайдалы көлемі (өлшем бірлігі – тәуліктік айдау көлемі)

Құбыр ұзындығы, км	Диаметр, мм			
	630-ден көп емес	720, 820	1020	1220
200-ге дейін	1,5	2	2	2
200 - ден 400-ге дейін	2	2,5	2,5	2,5
400 - ден 600-ге дейін	2,5	2,5/3	2,5/3	2,5/3
600 - ден 800-ге дейін	3	3/3,5	3/4	3,5/4
800- ден 1000-ға дейін	3/3,5	3/4	3,5/4	3,5/5

Алымында тұрған шамаларды құбырды салудың әдеттегі жағдайында, ал бөлімдегі шамаларды құбырдың кем дегенде 30%-ы күрделі жағдайларда (батпақты, таулы жерлер) салынғанда пайдалану керек. 1000 км-ден ұзын құбырлар үшін кестедегі мәндерді 1000-нан айырмаға сәйкес мәндермен қосу керек.

Мұнай құбырлары резервуар парктерінің пайдалы көлемдері шамалап алғанда төмендегідей таралады: бас айдау стансасы – 2...3; пайдалану бөлімшелерінің шекараларында орналасқан айдау стансалары – 0,3...0,5; сондай стансалар мұнай қабылдау–тапсыру операцияларын жүргізетін жағдайларда – 1...1,5.

Мұнай құбырлары резервуар парктерінің қажетті толық көлемін табу үшін олардың пайдалы көлемін сыйымдылықты пайдалану коэффициентіне бөлу керек (2.8–кестеден табылады).

Айтылған айдау көлемі 2.9-кестеде көрсетілген аралықтарда жатпаса, ең тиімді диаметр мен сорап стансаларының саны технологиялық есептеулердің негізінде анықталады. Есептеу, жоғарыда айтылғандай, қатар тұрған үш диаметр үшін жүргізіледі. Егер жолда мұнай беру-алу пункттері болса, және соларға қатысты жобаланатын мұнай қоймалары, құю пункттері бар болса, онда құбырдың желілік бөлігін әртүрлі диаметрлі құбырлардан салады, ал сорап стансаларын әртүрлі жабдықтармен жабдықтайды (бағалары әртүрлі болатын). Мұндай жобалауда құбырдың әртүрлі диаметрлі бөлімшелеріне жеке–жеке есептеулер жасайды, келтірілген шығын солардың қосындысы түрінде табылады. Бұл жағдайда да есептеулер кем дегенде қатар тұрған үш диаметр үшін жүргізілу керек.

2.12-кесте

Сорап стансаларының құны, мың ш.б.

Өткізу қабілеті, млн.т/жыл	Ауданшадағы Бас айдау стансасы		Ауданшадағы аралық айдау стансасы	
	Жаңа	біріктірілген	жаңа	біріктірілген
0,7 – 0,9	1339	935	830	500
1,3 – 1,6	1504	1060	854	515
1,8 – 2,2	1643	1160	920	555
2,5 – 3,2	1867	1320	1127	680

3,5 – 4,8	2556	1800	1274	765
6– 8,5	5418	3820	1926	1160
10– 12	6730	4700	2012	1210
14 –18	8077	5605	2170	1315
22– 26	9202	6355	2554	1535
32 – 36	12300	8640	2788	1675
42 – 50	15396	10925	3023	1815
70–78	16195	11345	3550	2135

Бір жылдағы есептік жұмыс күні N_p тасымал түрін таңдағанда мұнай өнімінің құбырлары үшін 350 деп алынады, ал мұнай құбырлары үшін – 2.13-кестеден анықталады.

2.13-кесте

Магистральды мұнай құбырлары үшін бір жылдағы есептік жұмыс күні

Ұзындығы, км	Құбыр диаметрі, мм	
	820–ден артық емес	820–ден артық
250–ден артық емес	357	355
250–ден артық, 500–ден кем	356/355	353/351
500–ден артық, 700–ден кем	354/352	351/349
700–ден артық	352/350	349/350

Ескерту. Алымында тұрған шамаларды құбырды салудың әдеттегі жағдайында, ал бөлімдегі шамаларды құбырдың кем дегенде 30%-ы күрделі жағдайларда (батпақты, таулы жерлер) салынғанда пайдалану керек.

Бұл есептеулерде мұнай айдау стансаларының санын білу керек. Сорап стансаларының санын (n) кей жағдайда, алдын ала шамалап, құбырдың әрбір 100... 150 км ұзындығында бір сорап стансасы болады деген жорамалдан анықтайды. Дәл есептеу үшін гидравликалық есептеулер жасау керек. Өртүрлі тасымал түрлерінің тиімділігін анықтау кезіндегі келтірілген шығындарды салыстыру үшін керек болатын сорап стансаларының санын жуықтап та табуға болады. Есептеу төмендегі тәртіпте жүргізіледі.

1. Рейнольдс санын және Рейнольдстың өтпелі сандарын табады:

$$Re = \frac{4Q}{\pi D v}, \quad Re_I = \frac{10D}{k_3}, \quad Re_{II} = \frac{500D}{k_3}; \quad \text{бұл жердегі } k_3 -$$

құбырдың ішкі бетінің абсолют эквивалент кедір-бұдырлығы. Оның жуық мәндері мынадай: жігі жоқ таза болат құбыр үшін $k_3=0,014\text{мм}$; пісірілген болат құбыр үшін: жаңа болса $0,05\text{мм}$, бірнеше жылдан соң $0,20\text{мм}$, тазаланғаннан соң $0,15\text{мм}$, сәл тоттанған $0,5\text{мм}$, тоттанған ескі 1мм , әбден тоттанған 3мм . D – мұнай құбырының ішкі диаметрі. Біздің есептеуде $k_3=0,2\text{ мм}$, ал ішкі диаметрді $D = D_n - 2\delta$, $\delta = 20\text{ мм}$ деп аламыз (δ –құбыр қабырғасының қалыңдығы).

2. Сорап стансаларының саны $n \approx 1,02 h_r / H_{\text{ст}}$, мұндағы $H_{\text{ст}} \approx P_{\text{арм}} / (\rho g)$ – бір стансаның арыны, $P_{\text{арм}}$ – бекіткіш арматураның беріктік шегі (стансадағы сораптарды, олар тудыратын қысымды мұнай құбырының желілік бөлігі шыдайтындай ең көп шекке дейін жеткізіп, таңдауға болады деп есептейді; оқулық есептеулерінде $P_{\text{арм}} \approx 6,4\text{ МПа}$ деп алады).

$$h_r = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot v^m}{D^{5-m}} \cdot L_{\text{тр}} - \text{Лейбензонның жалпыланған формуласы}$$

бойынша есептелген арынның кедергілерде жоғалуы (1,02 коэффициенті арынның жергілікті кедергілерде жоғалуын

ескереді). $\beta = \left(\frac{4}{\pi}\right)^{2-m} \cdot \frac{A}{2g}$. Лейбензон коэффициенттері

төмендегі кестеде берілген.

2.14-кесте

Лейбензон коэффициенттері

Re	m	A	β
$Re \leq 2320$	1	64	4,15
$2320 < Re \leq Re_I$	0,25	0,3164	0,0246
$Re_I \leq Re < Re_{II}$	0,123	$0,236 \left(\frac{k_3}{D}\right)^{0,127}$	$0,0802 A$
$Re \geq Re_{II}$	0	λ	$0,0827 \lambda$

Сонда сорап стансаларының саны үшін жуықтап, мынадай өрнекті алуға болады:

$$n = 1,02 \beta \rho g \frac{Q^{2-m} \cdot v^m \cdot L_{\text{тр}}}{P_{\text{арм}} D^{5-m}} . \quad (2.18)$$

Жоғарыдағы кестелерде бірлік құндар жазыңқы–төбелі жерлер үшін берілген. Басқа жағдайларда күрделі қаржыға топографиялық жағдайларды ескеретін арнайы түзету беру керек (2.15-кесте). Бұдан басқа магистральды құбыр жүргізілетін ауданның ерекшелігін ескеретін қосымша күрделі қаржыны қоса есептеу керек (ондай коэффициент ауданның игерілу дәрежесін, оның өнеркәсіптік қуатын, белдеулік бағаларды ескереді).

2.15-кесте

Трассаның топографиялық жағдайларына K_T түзету коэффициенті

Трасса топографиясы	Құбыр диаметрі, мм		
	426-ке дейін	529–820	1020–1420
Желілік бөлігі			
Жазыңқы–төбелі	1,00	1,00	1,00
Шөлді	0,91	0,92	0,91
Таулы	1,45	1,19	1,17
Батпақты	1,4	1,43	1,45
Ауданшадағы құрылымдар			
Жазыңқы–төбелі	1,00	1,00	1,00
Шөлді	1,00	1,00	1,02
Таулы	1,19	1,23	1,26
Батпақты	1,04	1,06	1,07
Тұтас құбыр үшін			
Жазыңқы–төбелі	1,00	1,00	1,00
Шөлді	0,92	0,95	0,94
Таулы	1,43	1,21	1,19
Батпақты	1,38	1,34	1,38

2.4. Мұнай және мұнай өнімдерін тасымалдаудың ең тиімді тәсілдерін табу есептерінің мысалдары

1-мысал. Үш түрлі әдіспен: құбыр арқылы, теміржол және су тасымалдарының көмегімен жылына $G_{\text{жыл}}=9,5$ млн.т/жыл жүк тасылуы мүмкін. Трассалардың бастапқы және соңғы пункттерінің нивелирлік биіктіктерінің айырмасы $\Delta z=68$ м, ал олардың ұзындықтары құбыр тасымалы үшін – $L_{\text{тр}}=841$ км, теміржол тасымалы үшін – $L_{\text{жд}}=943$ км, су тасымалы үшін – $L_{\text{в}}=1011$ км шамаларына тең. Тасылатын мұнай өнімінің физикалық-химиялық қасиеттері мынадай: 20°C температурадағы тығыздығы $\rho_{293}=775$ кг/м³, ал оның 0°C және 20°C температуралардағы тұтқырлықтары $\nu_{273}=135$ мм²/с, $\nu_{293}=64$ мм²/с, мұнай тасылатын есептік температура $t_{\text{есеп}}=3^{\circ}\text{C}$. Пайдалану бөліктерінің соңғы пункттеріндегі қалыңқы арын $H_{\text{кп}}=30$ м. Ең тиімді тасымал түрін анықтау керек.

Есептің шешуі.

1. Мұнай тасылатын есептік температурадағы мұнайдың тығыздығы мен тұтқырлығын табамыз. Есептік температура $t_{\text{есеп}}=3^{\circ}\text{C}$, немесе $T=273+3=276\text{K}$. Тығыздықты Менделеев формуласымен табамыз. 2.1–кестеден $770<775<779$ аралық үшін $\beta_p=1039\cdot 10^{-6}1/\text{K}$. $\rho=775/[1+1039\cdot 10^{-6}\cdot (276-293)]\approx 788,935$ кг/м³. $273<276<263$ болғандақтан, кинематикалық тұтқырлықты табу үшін Рейнольдс-Филонов формуласын пайдалану керек. $T_1=273\text{K}$, $T_2=293\text{K}$, $\nu_1=135$, $\nu_2=64\text{мм}^2/\text{с}$. $u=\ln(135/64)/(293-273)\approx 0,0373195847539379$; осыдан $\nu=135\cdot e^{(-0,0373195847539379\cdot 3)}\approx 120,701$ мм²/с.

2. Темір жол көлігінің келтірілген шығындарын есептейміз. Пайдалану шығындары (2.12)–өрнекке сәйкес $\mathcal{E}_{\text{жд}} = S_{\text{жд}} GL_{\text{жд}}$, мұндағы

$$S_{\text{жд}}=33\cdot 10^{-4} \text{ ш.б.}/(\text{т}\cdot\text{км})\text{—} 2.7\text{—кестеге сәйкес, } L_{\text{жд}}=943\text{км.}$$

$\mathcal{E}_{\text{жд}}=33\cdot 10^{-4}\cdot 9,5\text{млн}\cdot 943=29,563\text{млн.ш.б.}/\text{жыл}$. Салынатын күрделі қаржыны табу үшін цистернаның толық айналу уақытын табамыз: $\tau_{\text{п}}=(2\cdot \frac{L_{\text{жд}}}{l_{\text{жд}}} + \tau_{\text{в}})\chi_{\text{жд}}$. $L_{\text{жд}}=240\text{км}/\text{сағ}$ – цистернаның орташа тәуліктік жүрісі, $\tau_{\text{в}}=4\text{сағ}$ – түсіріп–тиеу

уақыты, $\chi_{\text{жд}}=1,2$ – теміржол тасымалының біркелкі емес жұмысының коэффициенті. $\tau_{\text{п}}=(2\cdot 943/240+4/24)\cdot 1,2=9,63$ тәулік; Бір жылдағы цистернаның айналыс саны $n_{\text{ц}}=365/\tau_{\text{п}}=365/9,63=37,902$. Вагон-цистерналардың қажетті саны (бір цистернаның сыйымдылығы $V_{\text{ц}}=60\text{ м}^3$ деп алайық):

$$\eta = \frac{G_{\text{жыл}}}{n_{\text{ц}} \rho V_{\text{ц}}} \quad , \quad \text{немесе} \quad \eta = 9,5 \cdot 10^6 / (37,902 \cdot 788,935 \cdot 60) = 5295.$$

Керекті локомотивтер саны $z=5295/60=89$ (цистерналардың бір маршруттағы санын 60 деп алдық). Бір локомотивтің құны 120 мың ш.б., бір цистернаның құны 5,7 мың ш.б. деп алып, теміржол тасымалына салынған күрделі қаржыны есептейміз: $K_{\text{жд}}=\eta c_{\text{ц}}+z c_z=(5295\cdot 5,7+89\cdot 120)$ мың ш.б.=40,862 млн.ш.б. Темір жол көлігінің келтірілген шығындары $P = \mathcal{E} + EK = 29,563+40,862\cdot 0,12=34,47$ млн.ш.б./жыл.

3. Су жолы көлігінің келтірілген шығындарын есептейміз. Пайдалану шығындары (2.12)–өрнекке сәйкес $\mathcal{E}_{\text{в}} = S_{\text{в}} GL_{\text{в}}$. Мұндағы $S_{\text{в}}=17\cdot 10^{-4}$ ш.б./ (т·км)– 2.7–кестеге сәйкес, $L_{\text{в}}=1011$ км. $\mathcal{E}_{\text{в}}=17\cdot 10^{-4}\cdot 9,5\text{млн}\cdot 1011=16,328$ млн.ш.б./жыл. Су жолы көлігіне салынатын күрделі қаржыны табу үшін жүк кемесінің толық айналыс уақытын табамыз. Жүк таситын кемелердің бірлік жүк көтергіштігінің құны $c_{\text{бр}}=40$ ш.б./т; навигация мерзімінің ұзақтығы $\tau_{\text{н}}=180$ тәул; ағысқа қарсы және ағыс бағытымен кемеңі орташа тәуліктік жүрістері $l_1= l_2=350$ км/тәул; түсіріп-тиеу уақыты $\tau_{\text{в}}=1$ тәул; бір тонна жүкті тасуға кететін қуат $p_6=0,1$ кВт/т; c_6 – күштік қондырғының бірлік қуатының құны $c_6=2000$ ш.б./кВт; бірлік сыйымдылықтың құны $c_{\text{р}}=20$ ш.б./м³; сыйымдылықтың толу коэффициенті $\eta_{\text{р}}=0,84$; су жолы тасымалының біркелкі емес жұмысының коэффициенті $\chi_{\text{в}}=1,25$ деп қабылдайық. Жүк кемесінің айналыс уақыты:

$$\tau_{\text{п}} = [L_{\text{в}} (\frac{1}{l_1} + \frac{1}{l_2}) + \tau_{\text{в}}] \chi_{\text{в}} \quad . \quad \tau_{\text{п}}=(1011(1/350+1/350)+1)\cdot 1,25=8,47$$

тәулік; Бір кемеңі бір жылдағы айналыс саны (рейстері) $n_{\text{бр}} = \tau_{\text{н}} / \tau_{\text{п}} = 180 / 8,47=21,25\text{ жыл}^{-1}$. Қажетті жүк ағынын таситын барлық жүк кемелерінің қосынды жүк көтергіштігі: $\Gamma=G_{\text{жыл}}/n_{\text{бр}}=9,5\cdot 10^6/21,25=447103$ т. Жүк таситын кемелерде орналасқан мұнай сақталатын ыдыстардың құны:

$$K_{\text{бр}} = c_{\text{бр}} \Gamma = 40 \cdot 447103 = 17,884 \text{ млн.ш.б.}$$

Жүк таситын кемелердің қажетті қуаты:
 $N_6 = p_6 \Gamma = 0,1 \cdot 447103 = 44710 \text{ кВт.}$ Жүк таситын кемелердің күштік қондырғыларының құны:

$$K_6 = c_6 N_6 = 2000 \cdot 44710 = 89,42 \text{ млн.ш.б.}$$

Жағада орналасатын резервуарлардың теориялық көлемдері:

$$V = \frac{2G_{\text{жыл}}}{\rho} \cdot \frac{365 - \tau_n}{365\eta_p}, \text{ немесе}$$

$$V = \frac{2 \cdot 9,5 \cdot 10^9}{788,935} \cdot \frac{365 - 180}{365 \cdot 0,84} = 14531551 \text{ м}^3, \text{ ал олардың практикалық}$$

көлемі $V_0 = 1,05 \cdot V$. Жағадағы қажетті сыйымдылыққа салынған күрделі қаржы $K_v = c_p V_0 = 20 \cdot 1,05 \cdot 14531551 = 305,16 \text{ млн.ш.б.}$

Су тасымалына салынған күрделі қаржы:

$$K_v = K_{\text{бр}} + K_6 + K_v = 17,884 + 89,42 + 305,16 = 412,47 \text{ млн.ш.б.}$$

$P = \mathcal{E} + EK = 16,328 + 412,47 \cdot 0,12 = 65,82 \text{ млн.ш.б./жыл.}$ – су жолы көлігінің келтірілген шығындары темір жол көлігіне қарағанда көп екен.

4. Құбыр тасымалындағы келтірілген шығындарды есептейміз. 2.9–кестенің көмегімен тасылатын жүк мөлшері $G = 9,5 \text{ млн.т/жыл}$ болғанда, $D_n = D_{n2} = 630 \text{ мм}$ диаметр таңдалады. Одан басқа $D_{n1} = 529 \text{ мм}$ және $D_{n2} = 720 \text{ мм}$ диаметрлер қарастырылады. Бір жылдағы есептік жұмыс күні 350 деп алынады. Мұнай құбырының жылдық, тәуліктік, сағаттық және секундтық көлемдік өткізу қабілеттері мынадай болады:

$$Q_{\text{жыл}} = G/\rho = 9,5 \cdot 10^9 / 788,935 \approx 12,04155 \text{ млн.м}^3/\text{жыл};$$

$$Q_t = Q_{\text{жыл}}/350 = 34404,4 \text{ м}^3/\text{тәул};$$

$$Q_c = Q_t/24 \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}; \quad Q = Q_c/3600 \approx 0,3982 \text{ м}^3/\text{с.}$$

(2.17)–өрнекте есептелетін резервуар паркінің көлемі мен құны мыналарға тең:

$$V_p = 3Q_t = 3 \cdot 34404,4 = 103213,28 \text{ м}^3; \quad V_p c_p = 103213,28 \cdot 20 \approx 2,064 \text{ млн.ш.б.}$$

a) $D_{n1} = 529 \text{ мм}$ диаметр үшін пайдалану шығындары (2.12)–өрнекке сәйкес $\mathcal{E}_{\text{тр}} = S_{\text{тр}} GL_{\text{тр}}$.

2.7-кестенің көмегімен табамыз: $S_{\text{тр}1} = 13 \cdot 10^{-4} \text{ ш.б.}/(\text{т} \cdot \text{км})$, $S_{\text{тр}2} = 9,4 \cdot 10^{-4} \text{ ш.б.}/(\text{т} \cdot \text{км})$, $S_{\text{тр}3} = 8,2 \cdot 10^{-4} \text{ ш.б.}/(\text{т} \cdot \text{км})$; Сонда $\mathcal{E}_{\text{тр}1} =$

$S_{\text{тр1}}GL_{\text{тр}} = 13 \cdot 10^{-4} \cdot 9,5 \cdot 10^6 \cdot 841 \approx 10,386$ млн.ш.б. Осыған ұқсас басқа диаметрлер үшін $\mathcal{E}_{\text{тр2}} = S_{\text{тр2}}GL_{\text{тр}} = 9,4 \cdot 10^{-4} \cdot 9,5 \cdot 10^6 \cdot 841 \approx 7,510$ млн.ш.б.

$$\mathcal{E}_{\text{тр3}} = S_{\text{тр3}}GL_{\text{тр}} = 8,2 \cdot 10^{-4} \cdot 9,5 \cdot 10^6 \cdot 841 \approx 6,551 \text{ млн.ш.б.}$$

б) үш түрлі диаметрлерге сәйкес станса сандарын табамыз.

$$1. D_{\text{н1}} = 529 \text{ мм}, D = D_{\text{н}} - 2\delta = 529 - 2 \cdot 10 = 509 \text{ мм};$$

$$Re = 4 \cdot Q / (\pi D \nu) = 4 \cdot 0,3982 / (3,14 \cdot 0,509 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 8257;$$

$$Re_1 = 10D/k_3 = 10 \cdot 509 / 0,2 = 25450;$$

$$Re_{\text{II}} = 500D/k_3 = 500 \cdot 509 / 0,2 = 1272500;$$

$$2320 < Re \leq Re_1 \text{ болғандықтан, } m = 0,25; A = 0,3164; \beta = 0,0246;$$

$$\text{сонда } n = 1,02 \beta \rho g \frac{Q^{2-m} \cdot \nu^m \cdot L_{\text{тр}}}{P_{\text{арм}} D^{5-m}}, \text{ немесе}$$

$$n = 1,02 \cdot 0,0246 \cdot 788,935 \cdot 9,8 \cdot 0,3982^{2-0,25} \cdot$$

$$\cdot (120,701 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 841000 / [6,4 \cdot 10^6 \cdot 0,509^{5-0,25}] \approx 13,2.$$

$$2. D_{\text{н2}} = 630 \text{ мм}, D = D_{\text{н}} - 2\delta = 630 - 2 \cdot 10 = 610 \text{ мм};$$

$$Re = 4 \cdot Q / (\pi D \nu) = 4 \cdot 0,3982 / (3,14 \cdot 0,610 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 6890$$

$$Re_1 = 10D/k_3 = 10 \cdot 610 / 0,2 = 30500;$$

$$Re_{\text{II}} = 500D/k_3 = 500 \cdot 610 / 0,2 = 1525000;$$

$$2320 < Re \leq Re_1 \text{ болғандықтан, } m = 0,25;$$

$$A = 0,3164; \beta = 0,0246; \text{ сонда } n = 1,02 \beta \rho g \frac{Q^{2-m} \cdot \nu^m \cdot L_{\text{тр}}}{P_{\text{арм}} D^{5-m}}, \text{ немесе}$$

$$n = 1,02 \cdot 0,0246 \cdot 788,935 \cdot 9,8 \cdot 0,3982^{2-0,25} \cdot (120,701 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot$$

$$\cdot 841000 / [6,4 \cdot 10^6 \cdot 0,610^{5-0,25}] \approx 5,6.$$

$$3. D_{\text{н3}} = 720 \text{ мм}, D = D_{\text{н}} - 2\delta = 720 - 2 \cdot 10 = 700 \text{ мм};$$

$$Re = 4 \cdot Q / (\pi D \nu) = 4 \cdot 0,3982 / (3,14 \cdot 0,700 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 6004$$

$$Re_1 = 10D/k_3 = 10 \cdot 700 / 0,2 = 35000;$$

$$Re_{\text{II}} = 500D/k_3 = 500 \cdot 700 / 0,2 = 1750000;$$

$$2320 < Re \leq Re_1 \text{ болғандықтан, } m = 0,25; A = 0,3164; \beta = 0,0246;$$

$$\text{сонда } n = 1,02 \beta \rho g \frac{Q^{2-m} \cdot \nu^m \cdot L_{\text{тр}}}{P_{\text{арм}} D^{5-m}}, \text{ немесе}$$

$$n = 1,02 \cdot 0,0246 \cdot 788,935 \cdot 9,8 \cdot 0,3982^{2-0,25} \cdot$$

$$\cdot (120,701 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 841000 / [6,4 \cdot 10^6 \cdot 0,509^{5-0,25}] \approx 2,9.$$

в) 2.10 және 2.12-кестелерден үш түрлі диаметрлер үшін төмендегі деректерді аламыз:

$$c_{\text{н1}} = 56,6 \text{ мың ш.б./км}, C_{\text{ГНС1}} = 5418 \text{ мың ш.б.},$$

$$\begin{aligned}C_{\text{ПНС1}} &= 1926 \text{ мың ш.б.}, \\c_{\text{л2}} &= 71,0 \text{ мың ш.б./км}, \quad C_{\text{ГНС2}} = 6730 \text{ мың ш.б.}, \\C_{\text{ПНС2}} &= 2012 \text{ мың ш.б.}, \\c_{\text{л3}} &= 77,5 \text{ мың ш.б./км}, \quad C_{\text{ГНС2}} = 8077 \text{ мың ш.б.}, \\C_{\text{ПНС3}} &= 2170 \text{ мың ш.б.}\end{aligned}$$

Станса сандары $n_1 \approx 13,2 \approx 13$; $n_2 \approx 5,6 \approx 6$; $n_3 \approx 2,9 \approx 3$;

Үш түрлі диаметрлер үшін құбыр тасымалына салынған күрделі қаржыларды табамыз:

$$K_{\text{л1}} = c_{\text{л1}} L_{\text{тр}} = 56,6 \cdot 841 \approx 47600,6 \text{ мың ш.б.} \approx 47,601 \text{ млн. ш.б.}$$

$$K_{\text{л2}} = c_{\text{л2}} L_{\text{тр}} = 71 \cdot 841 \approx 59711 \text{ мың ш.б.} \approx 59,711 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{л3}} = c_{\text{л2}} L_{\text{тр}} = 77,5 \cdot 841 \approx 65177,5 \text{ мың ш.б.} \approx 65,178 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{нс1}} = C_{\text{ГНС1}} + (13-1)C_{\text{ПНС1}} + V_{\text{р}}c_{\text{р}} = 5,418 + 12 \cdot 1,926 + 2,064 = 30,594 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{нс2}} = C_{\text{ГНС2}} + (6-1)C_{\text{ПНС2}} + V_{\text{р}}c_{\text{р}} = 6,730 + 5 \cdot 2,012 + 2,064 = 18,854 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{нс3}} = C_{\text{ГНС2}} + (3-1)C_{\text{ПНС3}} + V_{\text{р}}c_{\text{р}} = 8,077 + 2 \cdot 2,170 + 2,064 = 14,481 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{тр1}} = K_{\text{л1}} + K_{\text{нс1}} = 47,601 + 30,594 = 78,195 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{тр2}} = K_{\text{л2}} + K_{\text{нс2}} = 59,711 + 18,854 = 78,565 \text{ млн.ш.б.}$$

$$K_{\text{тр3}} = K_{\text{л3}} + K_{\text{нс2}} = 65,178 + 14,481 = 79,659 \text{ млн.ш.б.}$$

Сонда диаметрлері үш түрлі болатын құбыр тасымалының келтірілген шығындары төмендегідей түрде табылады:

$$P_1 = \mathcal{E}_1 + EK_1 = 10,386 + 0,12 \cdot 78,195 \approx 19,77 \text{ млн.ш.б.}$$

$$P_2 = \mathcal{E}_2 + EK_2 = 7,510 + 0,12 \cdot 78,565 \approx 16,94 \text{ млн.ш.б.}$$

$$P_3 = \mathcal{E}_3 + EK_3 = 6,551 + 0,12 \cdot 79,659 \approx 16,11 \text{ млн.ш.б.}$$

Бұл келтірілген шығындардың қай-қайсысы болса да, су және теміржол тасымалдарының шығындарынан көп аз. Ал диаметрлері 630 және 720 мм құбырлардың келтірілген шығындары бір-біріне өте жақын (ең аздары). Егер болашақта тасымал мөлшерін арттыру жоспарланса, онда 720 мм мұнай құбырын салу керек. Ал ондай ой болмаса, металл сыйымдылығы аз болатын 630 мм мұнай құбырын салған жөн (тапсырма берушінің басқа да критерийлері бар болуы мүмкін, соңғы шешімді тапсырма беруші қабылдайды). Яғни берілген есептегі мұнай тасу үшін ең тиімдісі – диаметрі 630 мм болатын мұнай құбырын салу керек екен.

2.5. Тұтқырлығы аз мұнай тасымалдауға арналған мұнай құбырларын технологиялық есептеу

Мұнай мен мұнай өнімдерін айдау үшін поршенді және ортадан тепкіш сораптар қолданылады. Магистральды құбыр-өткізгіш сораптарына мынадай талаптар қойылады: жеткілікті үлкен арын мен беріліс, үзіліссіз ұзақ, тиімді және бірқалыпты жұмыс істеу сенімділігі, ықшамдылығы, құрылысының және оған қызмет көрсетуінің қарапайымдылығы. Бұл талаптарды негізінен ортадан тепкіш сораптар қанағаттандыратындықтан, поршенді сораптар өте сирек қолданылады. Ортадан тепкіш сораптардың жұмысы үшін олардың кірісіне тегеурін деп аталатын бастапқы арын (қысым) керек, мұндай арынды бас айдау стансасында тегеурін сораптар тудырады, ал аралық айдау стансасында алдыңғы стансаның қалыңқы арыны осы тегеуріннен кем болмау керек. Негізгі (оларды магистральды деп те айтады) және тегеурін сораптардың берілістері бірдей болу керек. Россия өнерекәсібі НМ сериялы сораптарды шығарады, олардың қолдану аумағы: мұнай мен мұнай өнімдерінің ең көп температурасы $353K$, кинематикалық тұтқырлығының ең көп мәні $3 \text{ см}^2/\text{с}$, олардағы механикалық қоспалардың ең көп мөлшері $0,05\%$. НМ сораптары – ортадан тепкіш, бір сатылы, горизонталды және спираль типті сораптар. Жан-жаққа бағытталған патрубоктары корпустың төменгі жағында орналасады, жұмыс дөңгелегі – екі жақ кірісті. НМ сораптарының типтік өлшемі, мысалы НМ 2500–230 мынаны білдіреді: Н-насос (кейбір оқулықтарда нефтяной, мысалы, П.И.Тугунов, В.Ф.Новоселов, А.А.Коршак, А.М.Шаммазов: «Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов», немесе В.Ф.Новоселовтың басшылығымен жасалған: «Техника и технология транспорта и хранения нефти и газа» деген сияқты оқулықтарда), М-магистральный, 2500 – ең тиімді жұмысындағы берілісі ($\text{м}^3/\text{сағ}$), ал 230–соған сәйкес шығаратын дифференциалды арыны (м).

Сорап агрегаттарын әдетте тізбектей қосады. Берілісі $360 \text{ м}^3/\text{сағ}$ -қа дейінгі сораптары бар станса арынын екі тізбектей

қосылатын сораптармен, ал 360 м³/сағ-тан артық сораптары бар станса арынын үш тізбектей қосылатын сораптармен жасайды.

Тегеурін сораптар ретінде НПМ сериялы сораптарды қолданады. НПМ сораптарының типтік өлшемі, мысалы НПМ 2500–74 мынаны білдіреді: Н-насос, П-подпорный (тегеурін), М-магистральный, 2500 – ең тиімді жұмысындағы берілісі (м³/сағ), ал 74-соған сәйкес шығаратын дифференциалды арыны (м). Кейде тегеурін ретінде НПВ сериялы вертикаль сораптарды да қолданады. Сораптардың жетектері газ турбинді, дизелді және электр двигательді (ең кеңінен қолданылады) болады. Сораптар тізбектей де, параллель де жалғанады. Әдетте сорап стансасында 3 сорап тізбектей қосылады.

Сорап (*i*-сорап) тудыратын арынның оның берілісіне тәуелділігі сораптың арындық (жұмыстық) сипаттамасы деп аталады:

$$H_i = H_i(Q). \quad (2.19)$$

2.16-кесте

НМ сериялы кейбір негізгі сораптардың параметрлері

Типтік өлшемі	Ротор	H_0 , м	$b \cdot 10^{-6}$ сағ ² /м ⁵	Аумақ	Типтік өлшемі	Ротор	H_0 , м	$b \cdot 10^{-6}$ сағ ² /м ⁵	Аумақ
1. НМ 1250–260*	1	318,8	38,7	1000–1500	28. НМ 5000–210*	1	227,9	2,81	4000–6000
2. НМ 1250–260*	0,7	283	35,4		29. НМ 5000–210*	0,7	284,5	5,31	
3. НМ 1250–260	0,7	216,4	40,9		30. НМ 5000–210*	0,5	133,9	5,85	
4. НМ 1250–260	1	316,8	41,9		31. НМ 7000–210*	1	300,1	1,89	5600–8400
5. НМ 1250–260	1	289,8	34,8		32. НМ 7000–210*	0,7	283,1	3,11	
6. НМ 1250–260	1	271	43,9		33. НМ 7000–210*	0,5	243,7	3,29	
7. НМ 1250–260	1,25	327,4	25		34. НМ 7000–210	0,5	232,9	2,13	
8. НМ 1250–400*	1	544,3	9,24		35. НМ 7000–210	0,7	281,8	2,84	
9. НМ 1800–240*	1	298,7	17,8	1440–2160	36. НМ 7000–210	1	296,6	1,87	8000–12000
10. НМ 2500–230*	1	287,9	9,47	2000–3000	37. НМ 7000–210	1	270,7	1,95	
11. НМ 2500–230*	0,7	246,8	7,18		38. НМ 7000–210	1	238,4	1,51	
12. НМ 2500–230*	0,5	248	16,3		39. НМ 7000–210	1,25	323,6	1,43	
13. НМ 2500–230	0,5	246,7	16,8		40. НМ 10000–210*	1,25	377,6	1,06	
14. НМ 2500–230	0,7	248,7	7,61		41. НМ 10000–210*	1	297,4	0,89	
15. НМ 2500–230	1	281,5	7,84		42. НМ 10000–210*	0,7	321,2	2,44	
16. НМ 2500–230	1	258,8	8,59	2880–4320	43. НМ 10000–210*	0,5	267,8	2,03	
17. НМ 2500–230	1	235,9	8,32		44. НМ 10000–210	0,5	251,3	1,72	
18. НМ 2500–230	1,25	371	14,9		45. НМ 10000–210	0,7	304	2,08	
19. НМ 3600–230*	1	325,6	7,36		46. НМ 10000–210	1	291,8	0,86	
20. НМ 3600–230*	0,7	269,6	7,24		47. НМ 10000–210	1	279,9	0,85	
21. НМ 3600–230*	0,5	272,8	13,1		48. НМ 10000–210	1	236,1	0,83	
22. НМ 3600–230	0,5	279	16,3		49. НМ 10000–210	1,25	360,5	0,93	
23. НМ 3600–230	0,7	270,3	6,7		50. НМ 10000–210	1,25	346,8	0,99	
24. НМ 3600–230	1	307,3	7,57		51. НМ 10000–210	1,25	339,8	0,98	
25. НМ 3600–230	1	276,8	7,1		Сонғы бағанда мұнай шығынына қатысты сорапты пайдаланудың тиімді аумақтары көрсетілген				
26. НМ 3600–230	1	246,3	6,92						
27. НМ 3600–230	1,25	319,1	5,43						

НМ сериялы кейбір тегеурін сораптардың параметрлері

Типтік өлшемі	Ро- тор	H_0 , м	$b, 10^{-6}$ сғ m^2/m^5	Типтік өлшемі	Ро- тор	H_0 , м	$b, 10^{-6}$ сғ m^2/m^5
1. НПВ 150–60	103	78,5	836	16. НПВ 2500–80	150	86,3	4,4
2. НПВ 150–60	130	63,9	875	17.НПВ 3600–90*	133	136,3	3,7
3. НПВ 300–60	145	78,5	199	18.НПВ 3600–90*	173	101,8	3
4. НПВ 300–60	190	63,1	197	19. НПВ 3600–90	133	127	2,9
5. НПВ 600–60	103	75,3	45	20. НПВ 3600–90	149	112	2,6
6. НПВ 600–60	127	62,1	47,7	21. НПВ 3600–90	169	93,7	1,4
7. НПВ 1250–60*	106	77,1	11,48	22. НПВ 5000–120*	126	151,9	1,33
8. НПВ 1250–60*	136	64,2	13,27	23. НПВ 5000–120*	156	121,1	1,24
9. НПВ 1250–60	106	74,8	9,5	24. НПВ 5000–120	126	151,3	1,3
10. НПВ 1250–60	116	69,2	10,6	25. НПВ 5000–120	139	132,7	0,099
11. НПВ 1250–60	127	59,9	8,9	26. НПВ 5000–120	154	120,7	1
12. НПВ 2500–80*	121	113,3	5,36	27. НМП 2500–74*	85	80,3	0,961
13. НПВ 2500–80*	150	82,9	3,61	28. НМП 3600–78*	98	89,2	0,842
14. НПВ 2500–80	121	79,7	1	29. НМП 5000–115*	87	137,6	0,94
15. НПВ 2500–80	133	96,4	4,5				

Сораптың арындық сипаттамасы әдетте график түрінде, немесе өрнек түрінде беріледі. НМ сериялы сораптар үшін оқулықтарда төмендегі түрдегі сипаттамалар берілген:

$$H_i(Q) = H_0 - bQ^{2-m}, \quad (2.20)$$

немесе

$$H_i(Q) = H_0 - bQ^2, \quad (2.21)$$

Мұндағы a және b коэффициенттері сорап түріне байланысты арнайы кестеде беріледі, m – Лейбензон формуласындағы коэффициент (әдетте беріліс сағаттық ретінде алынады $Q=Q_c$). (2.20) – өрнек құбырөткізгіш пен сорап стансаларын біріктіре теориялық есептеулер жасаған кезде қолданылады. Жоғарыдағы 2.16 және 2.17-кестелерде НМ сериялы кейбір негізгі және тегеурін сораптардың параметрлері берілген.

Мұнай құбырын жобалау есебінің алғышартына жылына тасылатын мұнай немесе мұнай өнімінің массасы ($G_{\text{жыл}}$), трассаның ұзындығы ($L_{\text{тр}}$), мұнай немесе мұнай өнімдерінің физикалық–химиялық қасиеттері (жұмыстық температурадағы тығыздығы мен тұтқырлығы), трассаның сығылған кескіні, трассаның бастапқы және соңғы нивелирлік биіктіктерінің айырмасы (Δz), ұсынылатын сораптардың арындық сипаттамалары, сорап стансалары мен құбырлардың қаржылық параметрлері жатады. Осы алғышарттарды біле отырып, сорап стансаларының санын және олардың трассада орналасу нүктелерін, мұнайөткізгіш құбырының ішкі және сыртқы диаметрлерін, мұнайөткізгіштің нақты өткізу қабілетін табуға болады.

1. Бірінші кезекте мұнай құбырының жылдық, тәуліктік Q_t , сағаттық $Q_{c.op}$ және секундтық Q көлемдік орташа өткізу қабілеттері табалады:

$$Q_{\text{жыл}}=G/\rho; Q_t=Q_{\text{жыл}}/T_p; Q_{c.op}=Q_t/24; Q=Q_{c.op}/3600. \quad (2.22)$$

Бұл өрнектегі ρ – жұмыс температурасындағы өнім тығыздығы, T_p – жылына мұнай құбырымен тасылатын өнім мөлшері арқылы арнайы кестемен анықталатын бір жылдағы жұмыс күндері (2.13-кесте, егер мәліметтер болмаса, $T_p=350$ тәулік деп алынады).

2. Екінші кезекте мұнай құбырының ұзындығы $L_{\text{тр}}$ және бір жылда тасылатын өнім мөлшері $G_{\text{жыл}}$ арқылы арнайы кестемен (2.9-кесте) анықталатын мұнай құбырының қатар тұрған үш түрлі сыртқы диаметрі таңдалады. Диаметрдің әрқайсысы үшін тасымалдауға кететін келтірілген шығын есептеліп, ең аз

келтірілген шығыны бар диаметр мұнай құбырының сыртқы диаметрі D_n ретінде алынады.

3. Үшінші кезекте сағаттық $Q_{c.op}$ көлемдік шығынның орташа мәні бойынша сорап маркасы таңдалады (2.16–2.17 кестелер), ол сораптың ең тиімді жұмысына сәйкес $Q_{ном}$ берілісі үшін мынадай шарт орындалуы керек (2.16–кестеде осы шарт соңғы бағанда берілген):

$$0,8Q_{ном} \leq Q_{c.op} \leq 1,5Q_{ном}. \quad (2.23)$$

Егер бұл шарт екі түрлі сорап үшін орындалса, онда есептеулер екі нұсқада (екі түрлі сорапқа сәйкес) жүргізіледі де, тиімді нәтиже бергені таңдалады. Ең үлкен жұмыс қысымы бас стансаның шығысында болады және ол мынадай:

$$P = \rho g [3h_{mn}(Q_{c.op}) + H_2(Q_{c.op})], \quad (2.24)$$

бұл жердегі $h_{mn}(Q_{c.op})$ және $H_2(Q_{c.op}) - Q_{c.op}$ берілістегі негізгі (магистральды) және тегеурін сораптардың арыны (олар (2.21)–көмегімен есептеледі: $h_{mn}(Q_{c.op}) = H_0 - bQ_{c.op}^2$,

$H_2(Q_{c.op}) = H_{02} - b_2Q_{c.op}^2$), әдетте әр стансада үш негізгі сорап тізбектей қосылады деп қабылданады. Бекіткіш арматураның беріктік шарты бойынша

$$P \leq P_{арм}. \quad (2.25)$$

Немесе: $h_{mn}(Q_{c.op}) + H_2(Q_{c.op})/3 \leq P_{арм}/(3\rho g)$. Егер осы шарт орындалмаса, онда сораптың басқасын таңдау керек (немесе диаметрі аз болатын ауытырмалы роторларды пайдалану керек), болмаса стансадағы магистральды сораптардың санын азайту керек.

4. (2.25)-шартты қанағаттандыратын жұмыс қысымы бар сорап таңдалған соң, осы қысымға шыдайтын мұнай құбыры қабырғасының қалыңдығы анықталады:

$$\delta = \frac{nPD_n}{2(nP + R_1)}, \quad (2.26)$$

мұндағы D_n –құбырөткізгіштің сыртқы диаметрі, n –жүктеме бойынша сенімділік коэффициенті («сораптан-сорапқа» жүйесіндегі құбырөткізгіш үшін $n = 1, 15$, ал басқа жағдайда $n = 1, 1$), R_1 – металдың созылу-сығылуға есептік кедергісі:

$$R_1 = \frac{m_0 R_{н1}}{k_1 k_n}; \quad (2.27)$$

$R_{н1} = \sigma_{вр}$ – нормалық кедергі, k_1 -материал бойынша сенімділік коэффициенті (2.18-кесте, әдетте $k_1 = 1,34 \div 1,55$), k_n – құбырөткізгіштің қызметі бойынша сенімділік коэффициенті ($k_n = 1$, егер $D_n < 1020$ мм, $k_n = 1,05$, егер $D_n \geq 1020$ мм). m – құбырөткізгіштің жұмыс жағдайының коэффициенті. Магистральды құбырөткізгіштер қызметі мен құбыр диаметріне қатысты 5 категорияға бөлінеді: В, I, II, III және IV, осы категорияларға байланысты m мәні анықталады, сызықтық бөлімшелер үшін $m_0 = 0,9$ (В-категориясы үшін $m_0 = 0,6$; I, II – $m_0 = 0,75$; және III, IV – $m_0 = 0,9$).

Мұнай құбыры қабырғасының қалыңдығы анықталған соң, оның ішкі диаметрі мына формуламен табылады:

$$D = D_n - 2\delta. \quad (2.28)$$

5. Құбырдағы Рейнольдстың өтпелі сандарын табады:

$$Re_I = \frac{10D}{k_s}, \quad Re_{II} = \frac{500D}{k_s}; \quad (2.29)$$

бұл жердегі k_s –құбырдың ішкі бетінің абсолют эквивалент кедір-бұдырлығы. Оның жуық мәндері мынадай: жігі жоқ таза болат құбыр үшін $k_s = 0,014$ мм; пісірілген болат құбыр үшін: жаңа болса – 0,05 мм, бірнеше жылдан соң – 0,20 мм, тазаланғаннан соң – 0,15 мм, сәл тоттанған – 0,5 мм, тоттанған ескі – 1 мм, әбден тоттанған – 3 мм.

Құбырлардың сипаттамасы

Сыртқы диаметр, D_n , мм	Жұмыс қысымы P , МПа	Қабырға қалыңдығы δ , мм	Болат маркасы	$\sigma_{вр}$, МПа	$\sigma_{т}$, МПа	k_1
1220	5,4–7,4	10,0–16,0	08ГБЮ	510	350	1,4
1220	5,4–7,4	10,0–16,0	09ГБЮ	550	380	1,4
1220	5,4–7,4	10,0–16,0	12ГСБ	510	350	1,4
1220	5,4–7,4	10,0–16,0	12ГСБ	550	380	1,4
1020	6,3	12,5; 12,9; 15,5; 16	13 Г1С–У	540	390	1,47
1020	6,3	11, 4	13 Г1С–У	540	390	1,34
1020	6,3	11; 11,5; 12	17 Г1С	510	363	1,4
1020	5,4	9,5; 10; 10,5	17 Г1С	510	363	1,4
1020	5,4	8; 8,5; 9	К60	588	441	1,4
820	5,4–7,5	8; 9; 10; 11; 12	13 Г2АФ	530	363	1,47
820	5,4–7,5	8,5; 9,2; 10,6; 11,4	17 ГС	510	353	1,47
820	5,4–7,4	9; 10; 11; 12; 13; 14	12 ГСБ	510	350	1,4
720	7,4	7,3; 8,7; 10,8; 12; 14; 16; 20	К60	589	461	1,34
720	5,4–7,4	8; 9; 10; 11; 12; 13; 14	08 ГБЮ	510	350	1,4
720	5,4–7,4	7,5; 8,1; 9,3; 10; 11; 12	17 ГС	510	353	1,47
630	5,4–7,4	8; 9; 10; 11; 12	12 Г2С	490	343	1,4
530	5,4 7,4	8; 9; 10	13 ГС	510	353	1,34
530	7,4	7; 7,5; 8; 9; 10	17 ГС	510	353	1,47
530	7,4	7,1; 8,8; 10; 12; 14; 16	17 ГС	529	392	1,34
530	5,4–7,4	7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14	8 ГБЮ	510	350	1,4
530	5,4–7,4	7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 14	12 ГСБ	510	350	1,4

6. λ үйкелістен болатын гидравликалық кедергі коэффициентін Q_c сағаттық өткізу қабілетінің функциясы ретінде анықтайды:

$$Re = \frac{4Q}{\pi D v}, \text{ немесе } Re(Q_c) = \frac{Q_c}{900 \pi D v} - \text{Рейнольдс саны};$$

$$\lambda(Q_c) = \lambda_0, \text{ егер } Re(Q_c) \leq 2320 \text{ болса};$$

$$\lambda(Q_c) = \lambda_1, \text{ егер } 2320 < Re \leq Re_I \text{ болса};$$

$$\lambda(Q_c) = \lambda_2, \text{ егер } Re_I \leq Re(Q_c) < Re_{II} \text{ болса};$$

$$\lambda(Q_c) = \lambda_3, \text{ егер } Re(Q_c) \geq Re_{II} \text{ болса}; \quad (2.30)$$

$$\lambda_0 = 64 / Re(Q_c), \quad \lambda_1 = \frac{0,3164}{[Re(Q_c)]^{0,25}}, \quad \lambda_2 = 0,11 \left[\frac{68}{Re(Q_c)} + \frac{k_2}{D} \right]^{0,25},$$

$$\lambda_3 = 0,11 \left(\frac{k_2}{D} \right)^{0,25}. \quad (2.31)$$

7. Құбырдағы i гидравликалық ылдиды Q_c сағаттық өткізу қабілетінің функциясы ретінде анықтайды: ағын жылдамдығы

$$w = \frac{4Q}{\pi D^2}, \text{ немесе } w = \frac{Q_c}{900\pi D^2}; \quad i(Q_c) = \frac{\lambda(Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g}.$$

8. Мұнай құбырындағы арынның толық жоғалуын Q_c сағаттық өткізу қабілетінің функциясы ретінде анықтайды:

$$H(Q_c) = 1,02i(Q_c)L + \Delta z + n_3 H_{кп}. \quad (2.32)$$

Бұл жерде 1,02 коэффициенті арынның жергілікті кедергілерде (құбырөткізгіштің тармақтарында, ысырмаларда, т.с.с.) жоғалуын ескереді. n_3 – трассадағы пайдалану бөлімшелерінің саны, $n_3 = L/(450 \div 600)$, $H_{кп}$ – пайдалану бөлімшелерінің соңғы пунктіндегі қалыңқы арын, ол арын өнімді резервуарларға құю үшін жұмсалады.

9. Мұнай құбырындағы барлық жұмыс істеп тұрған сорап стансаларының арынын Q_c сағаттық өткізу қабілетінің функциясы ретінде анықтайды:

$$H_{НПС}(n_{мн}, Q_c) = n_{мн} h_{мн}(Q_c) + n_3 H_2(Q_c), \quad (2.33)$$

мұндағы $n_{мн}$ – мұнай құбырындағы барлық жұмыс істеп тұрған негізгі сораптардың саны. Олар $H_{НПС}(n_{мн}, Q_{c.op}) = H(Q_{c.op})$ шартынан табылады. Яғни негізгі сораптардың есептік саны $n_{мн0} = [H(Q_{c.op}) - n_3 H_2(Q_{c.op})] / h_{мн}(Q_{c.op})$ – әдетте бөлшек сан болып шығады.

10. Қажетті сорап стансаларының саны $n_0 = n_{мн0}/3$, немесе ол төмендегі өрнектен табылады:

$$n_0 = \frac{H(Q_{c.op}) - n_3 H_2(Q_{c.op})}{H_{ст}(Q_{c.op})}, \quad (2.34)$$

мұндағы $H_{ст}(Q_{c.op})$ – орташа шығында есептелетін әрбір стансаның арыны. Әрбір стансада үш негізгі (магистральды) сорап жұмыс істеп тұрады деп есептеледі, осы себепті

$$H_{ст}(Q_{c.op}) = 3h_{мн}(Q_{c.op}).$$

Әдетте сорап стансаларының саны бөлшек болып шығады. Оны n бүтінге дейін жуықтайды. Жуықтау екі түрлі болуы

мүмкін: үлкен бүтін жаққа қарай ($n > n_0$) және кіші бүтін жаққа қарай ($n < n_0$). Әрбір жағдайды жеке–жеке қарастырып шығайық.

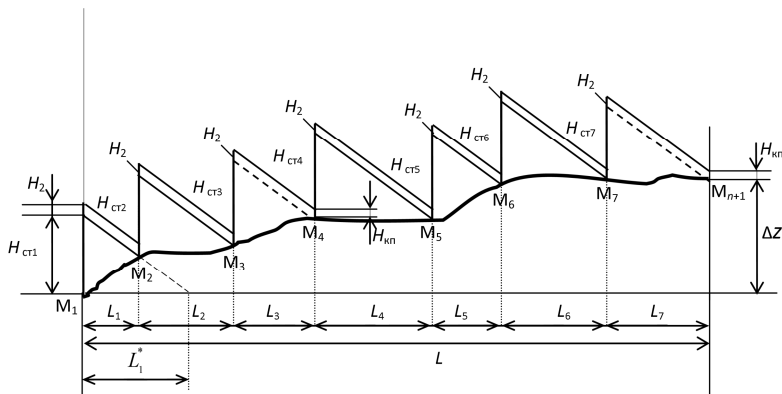
а) Жуықтау үлкен бүтін жаққа қарай ($n > n_0$) жасалсын. Бұл жағдайда есептің екі түрлі шешімі болуы мүмкін: біріншісі – стансаларда жұмыс істеп тұрған сораптардың санын азайту. Сонда құбырда нақты жұмыс істеп тұрған $n_{\text{мн}}$ негізгі (магистральды) сораптардың жалпы санын $n_{\text{мн}0}$ шамасын ең жақын бүтінге жуықтау арқылы табуға болады: $n_{\text{мн}} \approx n_{\text{мн}0}$. Егер $n_{\text{мн}}$ мәнін табылған $n_{\text{мн}0}$ бөлшек санға тең етіп алсақ (бүтінге жуықтамай), онда $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}0}, Q_{\text{с.ор}}) = H(Q_{\text{с.ор}})$ шарты орындалар еді де, стансалар тудырған арын құбырдағы жоғалатын арынға тең болар еді. Бірақ $n_{\text{мн}}$ жуықталған бүтін сан болғандықтан, айтылған шарт $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_{\text{с.ор}}) = H(Q_{\text{с.ор}})$ орындалмайды. Негізгі (магистральды) сораптардың табылған $n_{\text{мн}}$ санында $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_{\text{с}}) = H(Q_{\text{с}})$ шарты орындалатын $Q_{\text{р}} = Q_{\text{с}}$ шығын мәні мұнай құбырының жұмыс нүктесі деп аталады. Ол нүкте негізгі (магистральды) сораптардың жалпы санына байланысты әртүрлі болады. Жоғарыда тапқан $n_{\text{мн}} \approx n_{\text{мн}0}$ санға қатысты жұмыс нүктесі орташа шығынға ең жақын жатады. Жұмыс нүктесін табу үшін $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_{\text{с}}) = H(Q_{\text{с}})$ теңдеуінің шешімін табу керек. Әдетте ол шешімді графиктік әдіспен табады. Жұмыс нүктесі орташа шығынға жақын жататындықтан, орташа шығынның айналасындағы бірнеше нүктелер үшін (мысалы, $Q_{\text{с.ор}} = 1330 \text{ м}^3/\text{сағ}$ болса, онда $Q_{\text{с}} = 1200, 1300, 1400 \text{ м}^3/\text{сағ}$ нүктелері жеткілікті болуы мүмкін) $H(Q_{\text{с}}) = 1,02i(Q_{\text{с}})L + \Delta z + n_{\text{з}}H_{\text{кл}}$ және $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_{\text{с}}) = n_{\text{мн}}h_{\text{мн}}(Q_{\text{с}}) + n_{\text{з}}H_2(Q_{\text{с}})$ функцияларының графиктерін салып (сорап стансалары мен құбырдың біріктірілген сипаттамасы деп аталады), олардың қилысатын нүктесін табады. Осы қилысу нүктесі жұмыс нүктесі болады. Егер мұнай шығыны жұмыс нүктесінен аз болса, онда $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_{\text{с}}) > H(Q_{\text{с}})$; нәтижесінде сорап стансалары артық арын тудырып, мұнай құбырының соңғы пунктіне мұнай қажетсіз артық арынмен жетеді. Егер мұнай шығыны жұмыс нүктесінен көп болса, онда сорап стансаларының тудыратын арыны мұнай айдауға жетпей қалады: $H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_{\text{с}}) < H(Q_{\text{с}})$. Жалпы жағдайда, есептеуді сорап санының екі түрлі бүтін мәнінде жүргізген дұрыс: $n_{\text{мн}} < n_{\text{мн}0}$ және $n_{\text{мн}} > n_{\text{мн}0}$.

Графиктік әдістің ең қиын тұсы сорап стансалары мен құбырдың біріктірілген сипаттамасын салу. Графиктер салу мен

жұмыс нүктесін табу әдетте көп қатемен істеледі (есептің осы әдіспен шығарылуының қазіргі заманға сай келмей, ескіруін есептемегенде). Есесіне мұндай есептерді кезкелген Fortran, Pascal, немесе Visual Basic сияқты кез келген компьютер программалары оңай шешеді.

Жұмыс нүктесін тапқаннан кейін сораптарды стансаларға таратып, орналастырады. Егер $n_{\text{мн}}=3n$ ($n>n_0$ және $n_{\text{мн}}\approx n_{\text{мн}0}$ жақын бүтінге жуықтағанда) болса, онда әрбір стансада 3 сораптан болады. Ал $n_{\text{мн}}<3n$ болса, онда кейбір стансаларда екі сораптан болуы мүмкін: егер $n_{\text{мн}}=3n-1$ болса, онда соңғы бір стансада ғана екі сорап тұрады (3–3–3–...–3–3–2), ал $n_{\text{мн}}=3n-2$ болса, онда соңғы екі стансада екі сораптан орналасады (басқаларында үштен: 3–3–3–...–3–2–2). Жұмыс нүктесіне сәйкес үш сорапты стансаның тудыратын арыны (тегеурін сораптарсыз): $H_{\text{ст}1}=3h_{\text{мн}}(Q_p)$, ал екі сорапты стансаның тудыратын арыны (тегеурін сораптарсыз): $H_{\text{ст}2}=2h_{\text{мн}}(Q_p)$. Жергілікті кедергілерді ескергендегі мұнай құбырының (жұмыс нүктесіндегі!) i_m гидравликалық ылдидың мәні $i_m=1,02i(Q_p)$. Гидравликалық ылди сызығын табу үшін құбырөткізгіш горизонталь трассада орналасқан кездегі 1-стансаның орынын есептейміз: $L_1^* = \frac{H_{\text{ст}1}}{i_m}$.

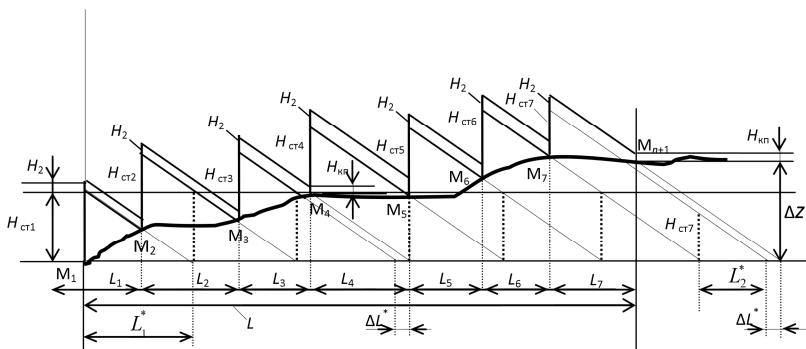
Сонда L_1^* және $H_{\text{ст}1}$ ылди сызығының катеттері болады. Сорап стансаларын Щухов әдісімен сығылған кескінде орналастыру 2.1-суретте көрсетілген. Алдымен M_1 – пунктiнен $H_{\text{ст}1}$ арын тұрғызып, оның үшiнен ылди сызығын ($L_1^*, H_{\text{ст}1}$) жүргiземiз (басқа гидравликалық ылди сызықтары осы ылди сызығына параллель болады). Бұл сызық сығылған кескiндi M_2 – нүктесiнде қиып өтедi, осы нүктеге 2-стансаны орналастырамыз. 2-пунктте тегеурiн сақталып қалады.



2.1-сурет

Енді M_2 – пунктiнен $H_{ст2}$ арын тұрғызып, оның үшiнен ылди сызығын бастапқы сызыққа параллель салсақ, оның кескiнмен қиылысы M_3 – пункттi табады, т.с.с. M_1 және M_4 – пункттерi пайдалану бөлiмшелерiнiң басы, оларда тегеурiн сораптар бар. M_4 және M_{n+1} – пункттерi пайдалану бөлiмшелерiнiң аяғы, оларда қалыңқы арын $H_{кп}$ қалады да, ол арын резервуарға мұнай айдағаннан соң, жоғалады.

Сорап стансаларын Шухов әдiсiмен сығылған кескiнде орналастыру графиктiк жолмен iстеледi, ол жобалаушыдан жоғарғы дәлдiктi талап етедi. Бiз осы мақсатқа аналитикалық – графиктiк әдiстi ұсынамыз (2.2-сурет; әрбiр стансада 3 сораптан, соңғысында 2 сорап бар жағдай кескiнделген).



2.1-сурет

Ол әдісте орналастыру алдымен тегіс (горизонтал) кескінде жасалады, стансалардың өзара арақашықтығы алдын ала белгілі,

$$L_1^* = \frac{H_{\text{ст1}}}{i_m} - \text{үш сорапты стансадан кейінгі, немесе } L_2^* = \frac{H_{\text{ст2}}}{i_m} - \text{екі}$$

сорапты стансадан кейінгі арақашықтықтар. Егер пайдалану бөлімшесінің бастапқы пунктiнен табылған стансаға дейінгі қашықтық 450 км–ден асып кетсе, ол станса келесі бөлімшенің бастапқы пунктi болады. Бұл жағдайда ол станса қосымша

$$\Delta L^* = \frac{H_2 - H_{\text{кп}}}{i_m} \text{ қашықтыққа алыстау қойылады. Стансалардың}$$

нақты орындары сонда тіпті оңай табылды: әрбір тегістегі стансаға келетін гидравликалық ылди сызықтары кескінді стансаның нақты орнындарында қиып өтеді!

Құбырөткізгіштің нақты жылдық өткізу қабілеті сонда мынадай болады: $G = 24\rho \cdot T_p \cdot Q_p$. Бұл жағдайда мұнай құбырының нақты өткізу қабілеті жобадағы шамадан басқа болып шығуы мүмкін. Егер ол шама тапсырма берушіні қанағаттандырса, табылған вариант қабылданады. Егер ол шама тапсырма берушіні қанағаттандырмаса, онда есептің екінші шешімі ұсынылады: станса санын n деп, ал сораптар санын $3n$ деп алып (әрбір стансада 3 сорап жұмыс істейді деп), сораптардың арындық сипаттамасын азайту арқылы мұнай құбырының жобадағы өткізу қабілетін шығаруға болады. Ол үшін:

- дроссельдейді;
- байпастайды (шығыстағы мұнайдың бір бөлігін қайтадан кіріске жіберу);
- турбуленттікке қарсы қосқыштар (присадки) қосады;
- сораптың жұмыстық дөңгелегін егеп, диаметрін (d) кішірейтеді (немесе ауыстырмалы роторларды пайдаланады);
- сорап білігінің айналу жиілігін (N) азайтады.

Соңғы жағдайларда диаметр шамасы d_1 –ге, немесе жиілік N_1 –ге азайған кезде сорап берілісі мен арыны төмендегі шамаларға азаяды:

$$Q_1 = Q \frac{d_1}{d}, H_1 = H \left(\frac{d_1}{d} \right)^2, \quad (2.35)$$

немесе

$$Q_1 = Q \frac{N_1}{N}, H_1 = H \left(\frac{N_1}{N} \right)^2. \quad (2.36)$$

Осы кездердегі сәйкес арындық сипаттамалар $h_{\text{мн}}(Q_c) = H_0 \left(\frac{d_1}{d} \right)^2 - bQ_c^2$, немесе $h_{\text{мн}}(Q_c) = H_0 \left(\frac{N_1}{N} \right)^2 - bQ_c^2$ түрлерінде болады.

Егер магистральды сораптың арындық сипаттамасын Q_1, H_1 нүктелерінен өткізу керек болса, онда сораптың жұмыстық дөңгелегінің диаметрін мынадай ету керек:

$$d_1 = d \sqrt{\frac{H_1 + bQ_1^2}{H_0}}; \quad (2.37)$$

немесе білік жиілігін

$$N_1 = N \sqrt{\frac{H_1 + bQ_1^2}{H_0}}. \quad (2.38)$$

шамасына жеткізу керек.

Біздің жағдайда $Q_1 = Q_{\text{с.ор}}$,

$$H_1 = h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) = \frac{H(Q_{\text{с.ор}}) - N_0 H_2(Q_{\text{с.ор}})}{3n}.$$

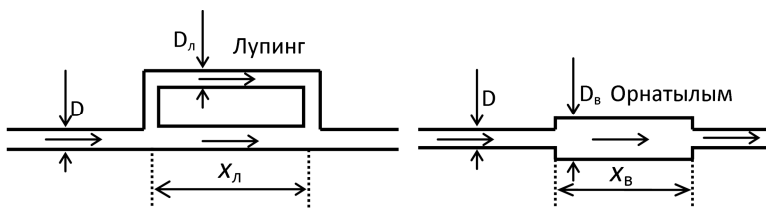
б) Жуықтау кіші бүтін жаққа қарай ($n < n_0$) жасалсын. Егер стансаның бөлшек санын кіші жағына жуықтасақ, онда мұнай құбырының жобадағы өткізу қабілетін шығару үшін лупинг, немесе орнатылым салу керек. Лупинг – бұл мұнай құбырының белгілі бір ұзындығына параллель салынған өткізгіш. Ал орнатылым – мұнай құбырының белгілі бір ұзындығына тізбектей жалғанған үлкен диаметрлі өткізгіш. Екі жағдайда да мұнай құбырының біраз бөлігінің көлденең қимасы көбейіп, сол жердегі ағын жылдамдығы азаяды, осы себепті мұнай құбырының жалпы кедергісі де азаяды, яғни өткізу қабілеті артады. Лупинг пен орнатылымның қарастырылған жағдайдағы гидравликалық ылдилары:

$$i_{\text{л}} = i(Q_{\text{с.оп}}) \cdot \omega, \quad \omega = \frac{1}{[1 + (\frac{D_{\text{л}}}{D})^{\frac{5-m}{2-m}}]^{2-m}}, \quad (2.39)$$

және орнатылым үшін

$$i_{\text{в}} = i(Q_{\text{с.оп}}) \cdot \Omega, \quad \Omega = (\frac{D}{D_{\text{в}}})^{5-m}. \quad (2.40)$$

Мұндағы $D_{\text{л}}$, $D_{\text{в}}$ – лупинг пен орнатылым құбырларының диаметрлері (2.3-сурет), m – Лейбензон коэффициенті.

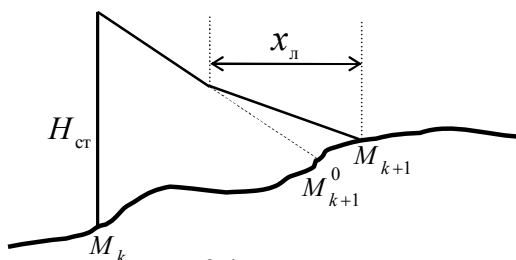


2.3-сурет

Сонда мұнай құбырының жобадағы өткізу қабілетін шығаруға мүмкіндік беретін лупинг, немесе орнатылымның ұзындықтары мынадай болулары керек:

$$x_{\text{л}} = \frac{3h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) \cdot (n_0 - n)}{i_{\text{м}}(Q_{\text{с.оп}}) \cdot (1 - \omega)}, \quad x_{\text{в}} = \frac{3h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) \cdot (n_0 - n)}{i_{\text{м}}(Q_{\text{с.оп}}) \cdot (1 - \Omega)}, \quad (2.41)$$

бұл жердегі $h_{\text{мн}}$ – $Q_{\text{с.оп}}$ берілістегі негізгі (магистральды) сораптың арыны.



2.4-сурет

Лупингті (орнатылымды) мұнай құбырының кез келген жеріне салуға болады. Оның ылдиы магистральдағыдан аз болғандықтан, жобалау барысында кезкелген стансаны лупинг (орнатылым) салу көмегімен орналасуы ыңғайлы жерге ауыстыруға болады (2.4-сурет).

Жалпы жағдайда лупингтегі және магистральдағы m – Лейбензон коэффициенті әртүрлі болып кетуі мүмкін. Онда (2.39)–(2.41) формулалардың дәлдігі дұрыс болмай қалады да, лупинг ұзындығын басқаша жолмен есептеу керек болады. $D_{\text{л}}=D$ жағдайы үшін есептеу оңайлау. $Q_{\text{с}}=Q_{\text{с.ор}}$ берілістегі барлық n ($n < n_0$) сорап стансаларының тудыратын арыны:

$$H_{\text{НПС}}(3n, Q_{\text{с.ор}}) = 3nh_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) + n_3 H_2(Q_{\text{с.ор}}).$$

Лупингті ескергендегі құбырдағы арынның толық жоғалуы:

$$H(Q_{\text{с.ор}}) = i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}) \cdot (L - x_{\text{л}}) + i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}/2) x_{\text{л}} + \Delta z + n_3 H_{\text{кп}}.$$

Арындар балансы бойынша $H_{\text{НПС}}(3n, Q_{\text{с.ор}}) = H(Q_{\text{с.ор}})$. Немесе $H_{\text{НПС}}(3n, Q_{\text{с.ор}}) = H(Q_{\text{с.ор}})$;

$$3nh_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) + n_3 H_2(Q_{\text{с.ор}}) = i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}) \cdot (L - x_{\text{л}}) + i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}/2) x_{\text{л}} + \Delta z + n_3 H_{\text{кп}}.$$

Арындар балансының бастапқы өрнегі (станса санын тапқан кездегі):

$$3n_0 h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) + n_3 H_2(Q_{\text{с.ор}}) = i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}) \cdot L + \Delta z + n_3 H_{\text{кп}}.$$

Екі теңдеуді мүшелеп азайтсақ, төмендегі өрнек алынады:

$$3(n_0 - n) \cdot h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) = x_{\text{л}} \cdot [i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}) - i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}/2)]. \text{ Немесе } x_{\text{л}} = 3(n_0 - n) \cdot h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) / [i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}) - i_{\text{м}}(Q_{\text{с.ор}}/2)]. \quad (2.42)$$

Лупингтегі және магистральдағы m – Лейбензон коэффициенттері бірдей болса, онда Лейбензон формуласын пайдаланып, төмендегіні табуға болады:

$$i = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot v^m}{D^{5-m}}, \quad i_{\text{л}} = \beta \frac{(Q/2)^{2-m} \cdot v^m}{D^{5-m}} = i / 2^{2-m}, \quad i - i_{\text{л}} = i(1 - \omega), \quad \omega = 1 - 1/2^{2-m} - \text{яғни (2.41) және (2.42) – формулалар бірдей болады.}$$

2.6. Тұтқырлығы аз мұнай тасымалдауға арналған мұнай құбырларын технологиялық есептеу мысалдары

4-тақырыптағы 1-мысалда берілген мұнайды мұнай құбырымен тасымалдаудың технологиялық есептеуін қарастырайық. Берілген есептегі мұнай тасу үшін ең тиімдісі – диаметрі 630 мм болатын мұнай құбырын салу керек екендігі сол мысалда табылған. Жұмыстық тығыздық пен тұтқырлық $\rho \approx 788,935 \text{ кг/м}^3$ және $\nu \approx 120,701 \text{ мм}^2/\text{с} = 120,701 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Жобадағы жылдық мөлшері $G=9,5 \text{ млн.т/жыл}$, $\Delta z=68 \text{ м}$, $L_{\text{тр}}=841 \text{ км}$ берілген, ал көлемдік шығындар $Q_{\text{жыл}} \approx 12,04155 \text{ млн.м}^3/\text{жыл}$, $Q_1 \approx 34404,4 \text{ м}^3/\text{тәул}$, $Q_{\text{с.оп}} \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}$, $Q \approx 0,3982 \text{ м}^3/\text{с}$ мәндері сол мысалда есептеліп табылып еді (бір жылдағы жұмыс күндері 2.13-кестеге сәйкес 350 тәулік деп алынған).

1) Сағаттық $Q_{\text{сағ}} \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}$ көлемдік шығынның орташа мәні бойынша сорап маркасы таңдалады (2.16–2.17 кестелер). Бекіткіш арматураның беріктік шартын былай жазуға болады:

$$3h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) + H_2(Q_{\text{с.оп}}) \leq P_{\text{арм}}/(\rho g) = 6,4 \cdot 10^6 / (788,935 \cdot 9,8) \approx 827,776 \text{ м. Осыдан}$$

$h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) + H_2(Q_{\text{с.оп}})/3 \leq 275,93 \text{ м}$. Бар сораптардан ең тиімді таңдау жасау үшін 2.16–2.17 кестелер көмегімен төмендегі кестені толтырамыз (2.23–шартты қанағаттандыратын сораптар үшін).

Типтік өлшемі	Ротор	$H_0, \text{ м}$	$b, 10^{-6} \text{ сағ}^2/\text{м}^5$	$h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}})$
1. НМ 1250–260*	1	318,8	38,7	239,27
2. НМ 1250–260*	0,7	283	35,4	210,25
3. НМ 1250–260	0,7	216,4	40,9	132,35
4. НМ 1250–260	1	316,8	41,9	230,70
5. НМ 1250–260	1	289,8	34,8	218,29
6. НМ 1250–260	1	271	43,9	180,79
7. НМ 1250–260	1,25	327,4	25	276,03
8. НМ 1250–400*	1	544,3	9,24	525,31

Типтік өлшемі	Ротор	H_0 , м	$b, 10^{-6}$ $\text{caғ}^2/\text{м}^5$	$H_2(Q_{\text{с.оп}})/3$
7. НПВ 1250–60*	106	77,1	11,48	17,84
8. НПВ 1250–60*	136	64,2	13,27	12,31
9. НПВ 1250–60	106	74,8	9,5	18,43
10. НПВ 1250–60	116	69,2	10,6	15,81
11. НПВ 1250–60	127	59,9	8,9	13,87

Соңғы бағандарда арындар $Q_{\text{с.оп}} \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{caғ}$ мәнінде $H_i(Q) = H_0 - bQ^2$ өрнектерімен есептелген. Кестеден (есептеулер Excel программасында өте оңай жасала салады) табылған $h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) + H_2(Q_{\text{с.оп}})/3 \leq 275,93$ м шартты қанағаттандыратын сорап – 1– негізгі және 9–тегеурін сораптар (тегеурін сорап арыны негізгі сораптың кавитациялық қорынан – 20 м [1], көп):

НМ 1250–260*, $H_0 = 318,8 \text{ м}$, $b = 38,7 \cdot 10^{-6} \text{ caғ}^2/\text{м}^5$ және НПВ 1250–60, $H_{02} = 74,8 \text{ м}$, $b_2 = 9,5 \cdot 10^{-6} \text{ caғ}^2/\text{м}^5$. Сонда

$$P = 3 \rho g [h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) + H_2(Q_{\text{с.оп}})/3] = 3 \cdot 788,935 \cdot 9,8 \cdot (239,27 + 18,43) = 5977271 \text{ Па} \approx 5,977 \text{ МПа}.$$

2) Табылған қысымға шыдайтын мұнай құбыры кабырғасының қалыңдығы анықтаймыз: $\delta = \frac{nPD_n}{2(nP + R_1)}$, n

$$= 1,15, k_n = 1, R_1 = \frac{m_0 R_{\text{н1}}}{k_1 k_n}. \text{ Құбырды 2.18-кестеден таңдаймыз: 12}$$

Г2С болат маркасынан жасалған қабырға қалыңдықтары 8; 9; 10; 11; 12 мм болатын сыртқы диаметрі 630 мм болатын құбыр. $\sigma_{\text{вр}} = 490 \text{ МПа}$, $k_1 = 1,4$. Құбыр категориясы II, яғни $m_0 = 0,75$. Сонда $R_1 = 0,75 \cdot 490 / (1,4 \cdot 1) = 262,5 \text{ МПа}$, $\delta = 1,15 \cdot 5,977 \cdot 630 / [2 \cdot (1,15 \cdot 5,977 + 262,5)] \approx 8,04 \text{ мм} \approx 9 \text{ мм}$ (8 мм қалыңдық беріктік үшін жеткіліксіз). Мұнай құбырының ішкі диаметрі:

$$D = D_n - 2\delta = 630 - 2 \cdot 9 = 612 \text{ мм}.$$

Құбырдағы Рейнольдстың өтпелі сандары (құбырдың ішкі бетінің абсолют эквивалент кедір-бұдырлығы 0,2 мм деп аламыз):

$$Re_I = 10 \cdot 612 / 0,2 = 30600, Re_{II} = 500 \cdot 612 / 0,2 = 1530000.$$

Рейнольдс саны: $Re(Q_{c.op}) = \frac{Q_{c.op}}{900\pi Dv}$, яғни $Re(Q_{c.op}) = Re(1433,52) = 1433,52 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 6863,5$.

$2320 < Re \leq Re_1$ болғандықтан, $\lambda_1 = \frac{0,3164}{6863,5^{0,25}} \approx 0,03476$,
 $\lambda(1433,52) = \lambda_1 \approx 0,03476$.

3) Құбырдағы i гидравликалық ылдиы $Q_{c.op} \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мәнінде табамыз:

$$i(Q_{c.op}) = \frac{\lambda(Q_{c.op})}{D} \cdot \frac{w^2}{2g};$$

$$w = \frac{Q_{c.op}}{900\pi D^2} = 1433,52 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612^2) \approx 1,35365 \text{ м/с.}$$

$$i(Q_{c.op}) = 0,03476 \cdot 1,35365^2 / (0,612 \cdot 2 \cdot 9,8) \approx 0,0053099 \approx 0,005310.$$

4) Мұнай құбырындағы арынның толық жоғалуын $Q_{c.op} \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мәнінде табамыз:

$$H(Q_{c.op}) = 1,02i(Q_{c.op})L + \Delta z + n_3 H_{кп}, \text{ біздің жағдайда } n_3 = 1, \\ H_{кп} = 30 \text{ м, } \Delta z = 68 \text{ м. Сонда} \\ H(Q_{c.op}) = 1,02 \cdot 0,005310 \cdot 841000 + 68 + 30 \approx 4653 \text{ м.}$$

$$5) h_{мн}(Q_{c.op}) = 318,8 - 38,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1433,52^2 = 239,27 \text{ м, } H_2(Q_{c.op}) = 74,8 - 9,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1433,52^2 = 55,28 \text{ м.}$$

$$\text{Негізгі сораптардың есептік саны } n_{мн0} = [H(Q_{c.op}) - n_3 H_2(Q_{c.op})] / h_{мн}(Q_{c.op}), \text{ немесе} \\ n_{мн0} = (4653 - 1 \cdot 55,28) / 239,27 \approx 19,21561.$$

Яғни $n_{мн} = 19$, немесе $n_{мн} = 20$ болуы мүмкін. Сорап стансаларының есептік саны $n_0 = n_{мн0} / 3 = 19,21561 / 3 = 6,4052$. Жуықтауды екі түрлі жасауға болады: $n = 6$ және $n = 7$.

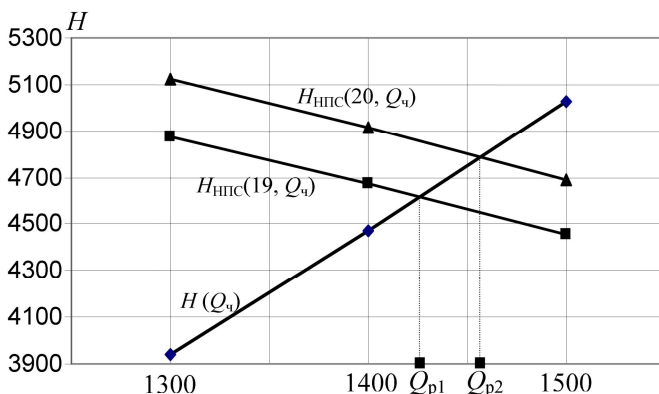
7) Станса саны $n = 7$ деп алып ($7 > 6,4$), жұмыстық нүктелерді негізгі сораптардың $n_{мн} = 19$ және $n_{мн} = 20$ мәндері үшін табамыз. $Q_{c.op} \approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}$ болғандықтан, $Q_c = 1300, 1400, 1500 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мәндері үшін $H(Q_c)$, $H_{нпс}(19, Q_c)$, $H_{нпс}(20, Q_c)$ мәндерінен кесте жасап, графиктерін тұрғызамыз.

$$\text{а. } Q_c = 1300 \text{ м}^3/\text{сағ. } Re(1300) = 1300 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 6224,3;$$

$$\begin{aligned}
 w &= 1300 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612^2) \approx 1,22757 \text{ м/с}, \lambda = \\
 \lambda_1 &= 0,3164 / 6224,3^{0,25} \approx 0,03562; \\
 i(1300) &= 0,03562 \cdot 1,22757^2 / (0,612 \cdot 2 \cdot 9,8) \approx 0,004475; \\
 H(1300) &= 1,02 \cdot 0,004475 \cdot 841000 + 68 + 30 \approx 3937 \text{ м.} \\
 б. \quad Q_c &= 1400 \text{ м}^3/\text{с.} \quad Re(1400) = \\
 1400 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) &\approx 6703; \\
 w &= 1400 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612^2) \approx 1,3220 \text{ м/с}, \lambda = \\
 \lambda_1 &= 0,3164 / 6703^{0,25} \approx 0,034968; \\
 i(1400) &= 0,034968 \cdot 1,3220^2 / (0,612 \cdot 2 \cdot 9,8) \approx 0,0050948; \\
 H(1400) &= 1,02 \cdot 0,0050948 \cdot 841000 + 68 + 30 \approx 4468 \text{ м.} \\
 в. \quad Q_c &= 1500 \text{ м}^3/\text{с.} \quad Re(1500) = \\
 1500 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) &\approx 7182; \\
 w &= 1500 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612^2) \approx 1,41643 \text{ м/с}, \lambda = \\
 \lambda_1 &= 0,3164 / 7182^{0,25} \approx 0,0343697; \\
 i(1500) &= 0,0343697 \cdot 1,41643^2 / (0,612 \cdot 2 \cdot 9,8) \approx 0,0057486; \\
 H(1500) &= 1,02 \cdot 0,0057486 \cdot 841000 + 68 + 30 \approx 5029 \text{ м.} \\
 г. \quad h_{\text{мн}}(1300) &= 318,8 - 38,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1300^2 = 253,397 \text{ м,} \\
 H_2(1300) &= 74,8 - 9,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1300^2 = 58,745 \text{ м.} \\
 H_{\text{НПС}}(n_{\text{мн}}, Q_c) &= n_{\text{мн}} h_{\text{мн}}(Q_c) + n_3 H_2(Q_c); \\
 H_{\text{НПС}}(19, 1300) &= 19 \cdot 253,397 + 1 \cdot 58,745 \approx 4873 \text{ м;} \\
 H_{\text{НПС}}(20, 1300) &= 20 \cdot 253,397 + 1 \cdot 58,745 \approx 5127 \text{ м.} \\
 д. \quad h_{\text{мн}}(1400) &= 318,8 - 38,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1400^2 = 242,948 \text{ м,} \\
 H_2(1400) &= 74,8 - 9,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1400^2 = 56,18 \text{ м.} \\
 H_{\text{НПС}}(19, 1400) &= 19 \cdot 242,948 + 1 \cdot 56,18 \approx 4672 \text{ м;} \\
 H_{\text{НПС}}(20, 1400) &= 20 \cdot 242,948 + 1 \cdot 56,18 \approx 5127 \text{ м.} \\
 е. \quad h_{\text{мн}}(1500) &= 318,8 - 38,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1500^2 = 231,725 \text{ м,} \\
 H_2(1500) &= 74,8 - 9,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1500^2 = 53,425 \text{ м.} \\
 H_{\text{НПС}}(19, 1500) &= 19 \cdot 231,725 + 1 \cdot 53,425 \approx 4456 \text{ м;} \\
 H_{\text{НПС}}(20, 1500) &= 20 \cdot 231,725 + 1 \cdot 53,425 \approx 4688 \text{ м.}
 \end{aligned}$$

Алынған нәтижелерді кестеге және графикке түсіреміз.

Q_c	$H(Q_c)$	$H_{\text{НПС}}(19, Q_c)$	$H_{\text{НПС}}(20, Q_c)$
1300	3937	4873	5127
1400	4468	4672	4915
1500	5029	4456	4688



2.5-сурет. Біріктірілген сипаттама

Жұмыс нүктелері графиктердің қиылысулары арқылы табылады. Оларды дәл табу үшін сызбаны үлкен масштабта өте үлкен дәлдікпен орындау керек. Жұмыс нүктелері дәл табылмаса, онда арындардың жоғалуы стансалар тудыратын арынға тең болмай қалады да, Шухов әдісімен жасалатын стансалардың орналасуы қате болады (не арындар соңғы пунктке жетпей, бітіп қалады, не соңғы пунктке қалыңқыдан артық арын жетеді). Жұмыс нүктелерін компьютерлік программамен тапқан дұрыс. Ондай мүмкіндік болмаса, онда ол нүктелерді жуықтап есептеп те табуға болады. Егер графикке қарасақ, сипаттамалар түзуге өте жақын екендігін байқауға болады. Сонда жұмыс нүктесі екі түзудің қиылысу нүктесі болады. Егер екі Q_{c1} және Q_{c2} нүктелерде $H(Q_c)$ және $H_{НПС}(n_{мн}, Q_c)$ функцияларының мәндер белгілі болса: $H_1=H(Q_{c1})$, $H_2=H(Q_{c2})$, $H_{НПС1}=H_{НПС}(n_{мн}, Q_{c1})$, $H_{НПС2}=H_{НПС}(n_{мн}, Q_{c2})$, онда осы екі түздің қиылысу нүктесі (жұмыс нүктесі) былай табылады:

$$Q_p = Q_1 + (Q_2 - Q_1) / [1 + (H_2 - H_{НПС2}) / (H_{НПС1} - H_1)]. \quad (43)$$

Біздің есепте $n_{мн}=19$, $Q_1=1400$, $Q_2=1500$, $H_1=4468$, $H_2=5029$, $H_{НПС1}=4672$, $H_{НПС2}=4456$. Сонда

$$Q_p = 1400 + (1500 - 1400) / [1 + (5029 - 4456) / (4672 - 4468)] \approx 1426,3$$

$\text{м}^3/\text{сағ.}$

Бұл өте жақсы нәтиже: компьютер арқылы есептелген дәл мән $1426,80 \text{ м}^3/\text{сағ}$! Егер дәлдікті арттырғымыз келсе, онда Q_{c1} және Q_{c2} нүктелері ретінде $1426-5=1421$ және $1426+5=1431$ мәндерін аламыз. Есептеп табамыз: $H_1=H(1421)=4583,8$; $H_2=H(1431)=4639,2$;

$H_{\text{НПС1}}=H_{\text{НПС}}(19, 1421)=4628,1$; $H_{\text{НПС2}}=H_{\text{НПС}}(19, 1431)=4606,8$; сонда

$$Q_p=1421+(1431-1421)/[1+(4639,2-4606,8)/(4628,1-4583,8)]\approx 1426,78 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Яғни жұмыс нүктесі қажетті дәлдікпен (өте жоғарғы дәрежеде) табылып тұр. $n_{\text{мн}}=20$ мәні үшін жұмыс нүктесін жуықтау формуласымен табамыз:

$$Q_p=1400+(1500-1400)/[1+(5029-4688)/(4915-4468)]\approx 1456,7 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Дәл мәні $1457,4 \text{ м}^3/\text{сағ}$. Яғни осы жуық формуланың көмегімен жұмыс нүктесін сызбасыз-ақ, есептеп табуға болады екен. Сонымен,

$$Q_{p1}\approx 1426,8 \text{ м}^3/\text{сағ}, Q_{p2}\approx 1457,4 \text{ м}^3/\text{сағ}, \text{ ал } Q_{c.op}\approx 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Стансаларда 19 негізгі сорап бар жағдайда табылатын алғашқысы орташа мәнге (яғни жобадағы шамаға) ең жақын тұр, бірақ одан сәл аз, ал екіншісі (20 сораптағысы) – орташа мәннен біраз көп. Тапсырма беруші келіссе, соңғы жұмыс нүктесін негіз етіп алуға болады.

8) Бұл жағдайда жылдық жүк айналым $Q_p\approx Q_{p2}\approx 1457,4 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мәнінен табылады (жобадағы жылдық жүк айналым – $9,5 \text{ млн.т/жыл}$):

$$G=\rho Q_{p2}\cdot 24\cdot 350=788,935\cdot 1457,4\cdot 24\cdot 350=9658268500 \text{ кг/жыл}\approx 9,66 \text{ млн.т/жыл}.$$

Стансадағы негізгі сораптар саны 20, тегеурін сорап – 1 ($n_3=1$). Негізгі сораптың жұмыс нүктесінде тудыратын арыны $h_{\text{мн}}(1457,4)=318,8-38,7\cdot 10^{-6}\cdot 1457,4^2=236,60063 \text{ м}$, тегеурін сораптікі – $H_2(1457,4)=74,8-9,5\cdot 10^{-6}\cdot 1457,4^2=54,62186 \text{ м}$. Стансалардың жалпы арыны:

$$H_{\text{НПС}}(20, 1457,4)=20\cdot 236,60063+1\cdot 54,62186\approx 4786,63 \text{ м}.$$

Тексеру үшін жоғалған арындарды табайық:

$$\begin{aligned} Re(1457,4) &= 1457,4 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 6977,9; \\ w &= 1457,4 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612^2) \approx 1,376203 \text{ м/с}, \\ \lambda &= \lambda_1 = 0,3164 / 6977,9^{0,25} \approx 0,034618264; \\ i(1457,4) &= 0,034618264 \cdot 1,376203^2 / (0,612 \cdot 2 \cdot 9,8) \approx 0,0054659; \\ H(1457,4) &= 1,02 \cdot 0,0054659 \cdot 841000 + 68 + 30 \approx 4786,76 \text{ м}. \end{aligned}$$

$H_{\text{нпс}}(20, 1457,4) = H(1457,4)$ тепе-теңдігі өте жоғарғы дәлдікпен орындалып тұр ($4786,63 \approx 4786,76$).

20 негізгі сорап мұнай құбырындағы стансаларға төмендегі тәртіпте орналастырылады:

3–3–3–3–3–2, – соңғы стансада екі сорап болады.

9) Үш және екі сораптары бар стансалардың арыны (жұмыс нүктесіндегі) мынадай:

$$\begin{aligned} H_{\text{ст1}} &= 3h_{\text{мн}}(Q_p) = 3 \cdot h_{\text{мн}}(1457,4) = 3 \cdot 236,60063 \approx 709,8 \text{ м}; \\ H_{\text{ст2}} &= 2h_{\text{мн}}(Q_p) = 2 \cdot h_{\text{мн}}(1457,4) = 2 \cdot 236,60063 \approx 473,2 \text{ м}; \end{aligned}$$

Тегеурін сораптың жұмыс нүктесіндегі арыны:

$$H_2(1457,4) = H_2(1457,4 \approx 54,6 \text{ м}.$$

Жергілікті кедергілерді ескеретін магистральды мұнай құбырының гидравликалық ылдиы:

$$i_m = 1,02i(1457,4) \approx 1,02 \cdot 0,0054659 \approx 0,0055752.$$

Тегіс (горизонтал) кескіндегі стансалардың өзара арақашықтығын есептейміз.

Үш сорапты стансадан кейінгі арақашықтық:

$$L_1^* = \frac{H_{\text{ст1}}}{i_m} = 709,8 / 0,0055752 \approx 127314 \text{ м} \approx 127,3 \text{ км}.$$

Екі сорапты стансадан кейінгі арақашықтық:

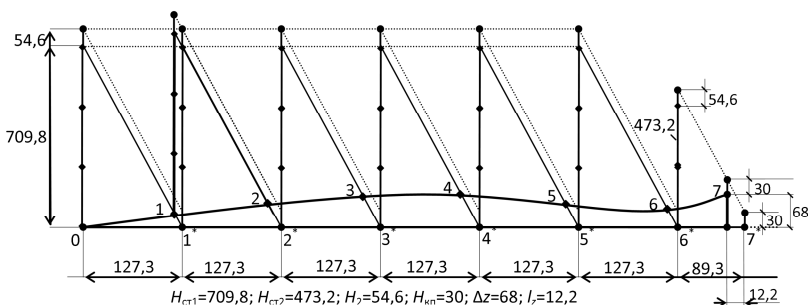
$$L_2^* = \frac{H_{\text{ст2}}}{i_m} = 473,2 / 0,0055752 \approx 84876 \text{ м} \approx 84,9 \text{ км}.$$

Пайдалану бөлімшесінің (қарастырылып отырған есеп үшін магистральды мұнай құбырының) соңғы пунктіне дейінгі қосымша қашықтық:

$$\Delta L^* = \frac{H_2 - H_{\text{кп}}}{i_{\text{м}}} = (54,6 - 30) / 0,0055752 \approx 4412 \text{ м} \approx 4,4 \text{ км}.$$

Сонда тегіс (горизонтал) кескін үшін алдыңғы пункттен магистральды мұнай құбырының соңғы пунктіне дейінгі арақашықтық $84,9+4,4=89,3$ км болады.

10) Стансаларды тегіс кескінге орналастырамыз. Сонда $0^*, 1^*, 2^*, 3^*, 4^*, 5^*, 6^*, 7^*$ – стансалардың тегіс кескіндегі орналасуы, ал $0, 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7$ – стансалардың сығылған кескіндегі орналасуы болады. 1^* және 1 – стансалардың орналасулары арқылы тегіс кескіндегі орналасудан Шухов әдісіндегі орналасу қалай шығатындығы мысал үшін көрсетілген. Сығылған кескіндегі стансалардың бас пункттен арақашықтығын көлденең масштаб арқылы сызбадан өлшеп табады. Соңғы пункттің бас пункттен қашықтығын тексереміз: 7 – стансаның тегіс және көлденең кескіндердегі өзара арақашықтығы: $l_z = \Delta z / i_m = 0,068 / 0,0055752 \approx 12,2$ км. Сонда $127,3 \cdot 6 + 89,3 - 12,2 \approx 840,9$ км, яғни салу дұрыс орындалған: $840,9 \approx 841 \text{ км} = L_{\text{тр}}$.



2.6-сурет. Стансаларды тегіс және сығылған кескінге орналастыру

11) Есеп шешімінің келесі нұсқасында станса санын $n=7$ деп алып, сораптың жұмыстық дөңгелегін егеп, диаметрін (d) кішірейту арқылы мұнай құбырының жобалық өткізу қабілетін шығарамыз. Жұмыс дөңгелегінің d_1 жаңа диаметрі (2.37) –

өрнектен алынады: $\frac{d_1}{d} = \sqrt{\frac{H_1 + bQ_1^2}{H_0}}$, мұндағы $Q_1 = Q_{c.op}$,

$$H_1 = h_{mn}(Q_{c.op}) = \frac{H(Q_{c.op}) - N_3 H_2(Q_{c.op})}{3n}. \text{ Немесе}$$

$Q_1 = 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}$, $H_1 = [4653 - 1 \cdot 55,28]/(3 \cdot 7) \approx 218,939 \text{ м}$.
Негізгі сорап параметрі $H_0 = 318,8 \text{ м}$, $b = 38,7 \cdot 10^{-6} \text{ сағ}^2/\text{м}^5$. Осыдан

$$\frac{d_1}{d} = \sqrt{\frac{218,939 + 38,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1433,52^2}{318,8}} \approx 0,9676. \text{ Яғни мұнай}$$

құбырының жобалық өткізу қабілетін шығару үшін сораптың жұмыстық дөңгелегінің диаметрін, немесе оның білігінің айналу жиілігін 0,9676 есе өзгерту керек. Есепте тандалған НМ 1250–260* сериялы сорап дөңгелегінің диаметрі $d = 440 \text{ мм}$ [1], сонда $d_1 = 440 \cdot 0,9676 = 426 \text{ мм}$.

12) Жуықтау кіші бүтін жаққа қарай ($n < n_0$) жасалсын: $n = 6$ ($n = 6,4052$), $n_{mn} = 18$. Бұл жағдайда мұнай құбырының жобадағы өткізу қабілетін шығару үшін лупинг салуды жобалаймыз. Лупингтің гидравликалық ылдиы:

$$i_d = i_m(Q_{c.op}) \cdot \omega, \quad \omega = \frac{1}{[1 + (\frac{D_d}{D})^{\frac{5-m}{2-m}}]^{2-m}},$$

Бұл жердегі лупингтің диаметрін $D_d = D$ деп жобалаймыз, m – Лейбензон коэффициенті. Жоғарыда есептегендей, $2320 < Re \leq Re_1$ болғандықтан, $m = 0,25$. Сонда мұнай құбырының жобадағы өткізу қабілетін шығаруға мүмкіндік беретін лупинг ұзындығы

$$\text{мынадай болуы керек: } x_d = \frac{3h_{mn}(Q_{c.op}) \cdot (n_0 - n)}{i_m(Q_{c.op}) \cdot (1 - \omega)}.$$
 Алдыңғы

есептеулер бойынша табылған шамалар:

$$Q_{c.op} = 1433,52 \text{ м}^3/\text{сағ}; i(Q_{c.op}) = 0,0053099; h_{mn}(Q_{c.op}) = 239,27 \text{ м};$$

$$i_m(Q_{c.op}) = 1,02 i(Q_{c.op}) = 0,0054161.$$

$$D_d = D \text{ болғанда } \omega = 1/2^{2-0,25} \approx 0,297302; \text{ осыдан } i_d = 0, \\ 0054161 \cdot 0,297302 \approx 0,0016102;$$

Лупингтің қажетті ұзындығы:

$$x_d = 3 \cdot 239,27 \cdot (6,4052 - 6) / [0,0054161 \cdot (1 - 0,297302)] \approx 76423 \text{ м} \\ \approx 76,4 \text{ км}.$$

Осы ұзындықты (32) – өрнекпен табайық:

$$x_{\text{л}} = 3(n_0 - n) \cdot h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.оп}}) / [i_{\text{м}}(Q_{\text{с.оп}}) - i_{\text{м}}(Q_{\text{с.оп}}/2)],$$

мұндағы $Q_{\text{с.оп}}/2 = 1433,52/2 = 716,76 \text{ м}^3/\text{сағ},$

$$i_{\text{м}}(Q_{\text{с.оп}}) = 1,02i(1457,4) \approx 0,0055752.$$

$$Re(Q_{\text{с.оп}}/2) = Re(716,76) =$$

$$716,76 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,612 \cdot 120,701 \cdot 10^{-6}) \approx 3431,8.$$

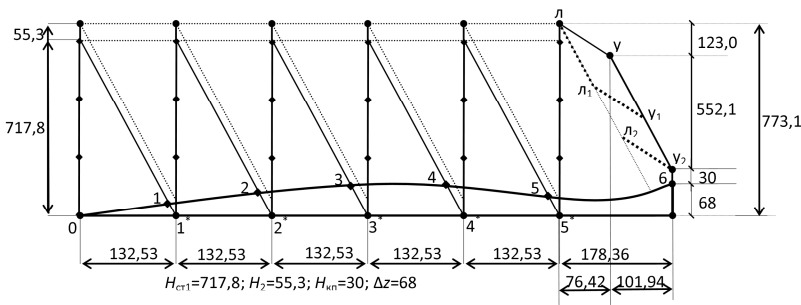
Сонда $2320 < Re(Q_{\text{с.оп}}/2) \leq Re_1$ және $2320 < Re(Q_{\text{с.оп}}) \leq Re_1$ болғандықтан, лупингтегі және магистральдағы Лейбензон коэффициенттері бірдей ($m=0,25$) және (2.41)–өрнек дұрыс болады. Бір ескертетін жай, осыған ұқсас есептеулерді өте жоғарғы дәлдікпен есептемесе, есептеу қателігі көп болып кетуі мүмкін.

Тегіс кескіндегі салу жұмыстарын жүргіземіз. Лупингті соңғы аралыққа жобалайық. Станса арыны (барлық стансада үш сораптан бар): $H_{\text{ст1}} = 3 \cdot h_{\text{мн}}(1433,52) = 3 \cdot 239,27 \approx 717,8 \text{ м};$

$H_2(Q_{\text{с.оп}}) = 55,28 \text{ м} \approx 55,3 \text{ м}.$ Үш сорапты стансадан кейінгі арақашықтық:

$$L_1^* = \frac{H_{\text{ст1}}}{i_{\text{м}}} = 717,8 / 0,0054161 \approx 132531 \text{ м} \approx 132,5 \text{ км}. \text{ Бұл шама}$$

лупингтің ұзындығынан көп, яғни соңғы аралыққа лупинг толық орналаса алады. Есептеудің дұрыстығын тексереміз. 5 станса аралығы мен лупингтің жалпы ұзындықтары $132,5 \cdot 5 + 76,42 = 739,07 \text{ км}.$



2.7-сурет. Лупинг бар мұнай құбырындағы стансаларды тегіс және сығылған кескінге орналастыру

Лупингтегі арынның жоғалуы $76,4 \cdot 1000 \cdot 0,0016102 \approx 123,0$ м. Соңғы стансаның толық арыны (тегеурін арынды қоса есептегенде) $H_{ст1} + H_2 \approx 717,8 + 55,3 = 773,1$ м. Оның $123,0$ м – лупингке, $\Delta z = 68$ м – биіктікті жеңуге, $H_{кп} = 30$ м – қалыңқы арынға (резервуарларға құюға) кетіп, лупингтен кейінгі аралыққа қалатыны мынадай: $773,1 - 123 - 68 - 30 = 552,1$ м. Бұл арын мұнайды $552,1 / i_m(Q_{с.ор})$ жерге жеткізеді:

$$552,1 / i_m(Q_{с.ор}) = 552,1 / 0,0054161 \approx 101937 \text{ м} \approx 101,94 \text{ км.}$$

Сонда салудағы табылған жалпы қашықтықтардың қосындысы: $739,07 + 101,97 = 841,04 \approx 841$ км – мұнай құбырының ұзындығына тең, яғни есептеу дұрыс орындалған. Сонымен, соңғы аралықтың биіктікті ескергендегі тегіс кескіндегі ұзындығы $76,42 + 101,94 \approx 178,36$ км.

Бастапқы бес стансаларды орналастыру және олардың гидравликалық ылди сызықтарын жүргізу бұрынғы салулар сияқты орындалады. Тек қана лупинг орналасқан соңғы аралықтың гидравликалық ылди сызықтарын жүргізу сәл басқаша болады (2.7-сурет). 2.7-суретте лупингтің гидравликалық ылдиды лу – кесіндісі бейнеленген. Ол ылдиды $л_{1у1}$ – жағдайға қозғалтқаннан арындардың жоғалулары өзгеріссіз қалатыны суреттен көрініп тұр, яғни лупингті құбырдың кезкелген жеріне жобалауға болады. Егер лупинг аралықтың соңына орналасса, онда гидравликалық ылди $л_{2у2}$ сызығы түрінде анықталады.

2.7. Мұнай өнімдерін тізбектей айдау кезіндегі құбырдың технологиялық есебі

Мұнай өнімдерін тізбектей айдау дегеніміз бір мұнай құбыры арқылы әртүрлі мұнайларды, немесе әртүрлі мұнай өнімдерін белгілі бір тәртіппен айдауды айтады. Тізбектей айдау нәтижесінде құбырдың өткізу қабілетін толығымен пайдаланады, ал тасымалдың басқа түрлері мұнай өнімдерін тасудан босатылады. Бірақ мұнай өнімдерінің түйісу аумақтарында қоспа пайда болады. Тізбектей айдауды есептеу нәтижесінде төмендегі есептер шешіледі:

– Сорап стансаларының санын анықтау;
– мұнай өнімдерінің түйісу аумақтарында пайда болатын қоспаның көлемін табу;

–мұнай өнімдері партиясының көлемін табу;
–тізбектей айдау циклдерінің санын анықтау;
–магистральдан кететін құбырлардың диаметрін анықтау, т.б.

Құбыр арқылы А мұнай өнімінен кейін Б мұнай өнімі айдала бастасын. Әдетте қоспаны ондағы өнімдердің концентрациясымен сипаттайды. Біз қарастырылған жағдайдағы қоспаның сипаттамасы ретінде соңғы (ығыстырушы) Б мұнай өнімінің концентрациясын алайық. Сонда $C_B=C$, $C_A=1-C$, яғни Б мұнай өнімінің концентрациясын C деп алдық. Қоспаның көлемі (толық көлемі) әрине, концентрациялары $C_1=0$ және $C_2=1$ болатын қималардың арасында келе жатқан қоспа бөлігінің көлеміне тең. Практикада $C_1=0$ және $C_2=1$ деп алу қоспаның көлемін тым көп етіп жібереді, сондықтан қоспа $C_2=0,99$ до $C_1=0,01$ аралықтарда келе жатады деп есептеледі. Бұндай жорамалдың дұрыс болуы $C=0$ және $C=0,01$ аралықтарындағы қоспада бөтен өнімнің (бұл аралықтағы бөтен өнім – Б) негізгі өніммен (А) салыстырғанда өте аз болатындығынан (салыстыруға тұрмайды). Сол сияқты $C=0,99$ және $C=1$ аралықтарындағы қоспадағы бөтен өнім де (бұл аралықтағы бөтен өнім – А) негізгі өнімнен (Б) көп аз, яғни оларды ескермесе де болады. Қоспаның толық көлемі мына формуладан табылады:

$$V_{cm} = V_0 \cdot (z_1 - z_2), \quad (2.44)$$

мұндағы $V_0 = 300V_{mp} \cdot (\lambda_1^{1,8} + \lambda_2^{1,8}) \cdot (\frac{D}{L})^{0,43}$, $C=(1-erf z)/2$,

$z=arccrf(1-2C)$, $z_1=arccrf(1-2C_1)$, $z_2=arccrf(1-2C_2)$. Бұл жерде

$$erf(z) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z e^{-\eta^2} d\eta - \text{ықтималдық функциясы (кестеленген)}$$

функция [7]), $arccrf-erf$ функциясына кері функция (әрине, ол да кестеленген). Егер $C_1=0,01$ және $C_2=0,99$ болса, онда

$$1 - 2C_1 = 0,98, 1 - 2C_2 = -0,98,$$

$$z_1 = arccrf 0,98 = 1,645, \quad z_2 = -1,645, \quad z_1 - z_2 = 3,29,$$

$$300 \cdot 3,29 = 987 \approx 1000, \text{ осыдан}$$

$$V_0 = 1000 V_{\text{тр}} \cdot (\lambda_1^{1,8} + \lambda_2^{1,8}) \cdot \left(\frac{D}{L}\right)^{0,43} -$$

Съенитцер формуласы алынады. V_0 көлемді сипаттық көлем деп атаймыз.

Концентрациялары C_3 және C_4 болатын қималардың арасында келе жатқан қоспа мен сондағы А және Б өнімдердің көлемдері мынадай формулалардан табылады:

$$V_{\text{см}}(C_3, C_4) = V_0 \cdot (z_3 - z_4). \quad (2.45)$$

$$V_A(C_3, C_4) = \frac{V_0}{2} \cdot [\Psi(z_3) - \Psi(z_4)], \quad (2.46)$$

$$V_B(C_3, C_4) = \frac{V_0}{2} \cdot [\Phi(z_4) - \Phi(z_3)].$$

Бұл жерде $z_3 = \text{arcerf}(1 - 2C_3)$, $z_4 = \text{arcerf}(1 - 2C_4)$,

$$\Phi(z) = \frac{1}{\sqrt{\pi}} e^{-z^2} - z(1 - \text{erf } z),$$

$$\Psi(z) = 2z + \Phi(z) = \frac{1}{\sqrt{\pi}} e^{-z^2} + z(1 + \text{erf } z).$$

Φ және Ψ – олар да кестеленген функциялар. $\text{arcerf}(-C) = -\text{arcerf } C$, $\Phi(-z) = \Psi(z)$, $\Psi(-z) = \Phi(z)$.

Ықтималдық функцияларының мәндері

C	z	$\text{erf}(z)$	$\Phi(z)$	$\Psi(z)$	C	z	$\text{erf}(z)$	$\Phi(z)$	$\Psi(z)$
0,01	1,645	0,98	0,00479	3,29479	0,26	0,4549	0,48	0,22217	1,13197
0,02	1,4522	0,96	0,01039	2,91479	0,27	0,4333	0,46	0,23362	1,10022
0,03	1,3299	0,94	0,01643	2,67623	0,28	0,4121	0,44	0,24528	1,06948
0,04	1,2379	0,92	0,02284	2,49864	0,29	0,3913	0,42	0,25714	1,03974
0,05	1,1631	0,90	0,02955	2,35575	0,30	0,3708	0,40	0,26923	1,01083
0,06	1,0994	0,88	0,03654	2,23534	0,31	0,3506	0,38	0,28155	0,98275
0,07	1,0435	0,86	0,04379	2,13079	0,32	0,3307	0,36	0,29409	0,95549
0,08	0,9935	0,84	0,05129	2,03829	0,33	0,3111	0,34	0,30683	0,92903
0,09	0,9481	0,82	0,059	1,9552	0,34	0,2917	0,32	0,31983	0,90323
0,10	0,9062	0,80	0,06695	1,87935	0,35	0,2725	0,30	0,33307	0,87807
0,11	0,8673	0,78	0,07512	1,80972	0,36	0,2535	0,28	0,34656	0,85356
0,12	0,8308	0,76	0,08351	1,74511	0,37	0,2347	0,26	0,36029	0,82969
0,13	0,7965	0,74	0,09208	1,68508	0,38	0,216	0,24	0,37431	0,80631
0,14	0,7639	0,72	0,10088	1,62868	0,39	0,1975	0,22	0,38855	0,78355
0,15	0,7329	0,70	0,10987	1,57567	0,40	0,1791	0,20	0,40309	0,76129
0,16	0,7032	0,68	0,11907	1,52547	0,41	0,1609	0,18	0,41783	0,73963
0,17	0,6747	0,66	0,12847	1,47787	0,42	0,1428	0,16	0,43286	0,71846
0,18	0,6473	0,64	0,13806	1,43266	0,43	0,1247	0,14	0,44824	0,69764
0,19	0,6208	0,62	0,14786	1,38946	0,44	0,1068	0,12	0,46381	0,67741
0,20	0,5951	0,60	0,15789	1,34809	0,45	0,0889	0,10	0,47974	0,65754
0,21	0,5702	0,58	0,16809	1,30849	0,46	0,071	0,08	0,49603	0,63803
0,22	0,546	0,56	0,1785	1,2705	0,47	0,0532	0,06	0,51259	0,61899
0,23	0,5224	0,54	0,18912	1,23392	0,48	0,0355	0,04	0,5294	0,6004
0,24	0,4994	0,52	0,19993	1,19873	0,49	0,0177	0,02	0,54667	0,58207
0,25	0,4769	0,50	0,21095	1,16475	0,50	0	0,00	0,56419	0,56419

Ықтималдық функцияларының мәндерін жуық түрде (2.19) – кестеден де анықтауға болады. Егер z аргументі теріс болса, онда $\text{arccerf}(-C) = -\text{arccerf} C$,

$\Phi(-z) = \Psi(z)$, $\Psi(-z) = \Phi(z)$ қасиеттерін пайдаланамыз.

Мысалы:

C	z	$erf(z)$	$\Phi(z)$	$\Psi(z)$
0,32	0,3307	0,36	0,29409	0,95549
0,68	-0,3307	-0,36	0,95549	0,29409

Көптеген кітаптар мен оқулықтарда кесте орынына сәйкес графиктер (номограммалар) қолданылады.

Сорап стансаларының санын анықтау. Мұнай өнімі құбырын есептеуге қажет алғышарттар төмендегілер: айдалатын өнімдердің жылдық мөлшері ($G_{\text{жыл}}$ – жылдық айдау жоспары (млн.т/жыл) және $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \dots$ – әрбір өнімнің жалпы өнімдегі массалық үлесі); айдалатын өнімдердің қасиеттері (әрбір өнімнің есептік тығыздығы мен тұтқырлығы $\rho_1, \nu_1, \rho_2, \nu_2, \rho_3, \nu_3, \dots$), айдау қашықтығы $L_{\text{тр}}$; бір мұнай өнімінің екінші өнімдегі рұқсат етілген концентрациялары ($\theta_{\text{II}}^{12} - 1$ – өнімнің екіншідегісі, $\theta_{\text{II}}^{21} - 2$ – өнімнің біріншідегісі, т. с. с.); сол сияқты трассаның сығылған кескіні (соның ішінде Δz нивелирлік биіктіктердің айырмасы). Мұнай өнімі құбырын гидравликалық есептеулерде мұнай немесе газ құбырларын есептеген кезде қолданылатын ережелер сақталады: есептеу ең тиімсіз жағдай үшін жүргізіледі. Мұнай өнімі құбырының есептік (орташа) сағаттық өткізу қабілеті әрбір өнімнің орташа сағаттық шығындарының қосындысы ретінде табылады:

$$Q_{\text{жыл}1} = \frac{\alpha_1 G_{\text{жыл}}}{\rho_1}, Q_{\text{жыл}2} = \frac{\alpha_2 G_{\text{жыл}}}{\rho_2}, Q_{\text{жыл}3} = \frac{\alpha_3 G_{\text{жыл}}}{\rho_3}, \dots$$

$$Q_{\text{с.ор}} = \frac{1}{8400} (Q_{\text{жыл}1} + Q_{\text{жыл}2} + Q_{\text{жыл}3} + \dots),$$

мұндағы 8400=350·24 – бір жылдағы жұмыс сағаттарының саны.

Экономикалық жағынан ең тиімді құбыр диаметрін таңдау $Q_{\text{с.ор}}$ шамасына тең шығынмен ең тұтқыр өнімді айдау шартынан табылады, яғни басында бүкіл мөлшер ең тұтқыр өнімнен тұрады деп қабылданады. Осы жорамалға сүйене отырып, белгілі орташа сағаттық шығын көмегімен негізгі және тегеурін сораптарды таңдайды, олардың номиналды берілісі $Q_{\text{с.ор}}$ мәніне

өте жақын болуы керек, басқаша айтсақ, төмендегі шартты қанағаттандыру талап етіледі:

$$0,8Q_{\text{ном}} < Q_{\text{с.ор}} < 1,2 Q_{\text{ном}}.$$

Сонымен бірге, бас айдау стансасында үш тізбектей қосылған негізгі сорап пен тегеурін сорап шығаратын шығыстық қысым бекітуші арматураның беріктік шегінен аспау керек:

$$P \leq P_{\text{арм}}.$$

Мұндағы $P = \rho g(3h_{\text{мн}} + H_2)$, $h_{\text{мн}} = H_0 - b \cdot Q_{\text{с.ор}}^2$, $H_2 = H_{02} - b_2 \cdot Q_{\text{с.ор}}^2$, $h_{\text{мн}}$, H_2 – параметрлері a , b , a_2 , b_2 болатын негізгі және тегеурін сораптар тудыратын арындар, ρ – ең тұтқыр өнімнің тығыздығы. Басқаша жазсақ: $h_{\text{мн}}(Q_{\text{с.ор}}) + H_2(Q_{\text{с.ор}})/3 \leq P_{\text{арм}}/(3\rho g)$. Егер осы шарт орындалмаса, онда басқа сораптарды таңдау керек. Айтылған шарт (бекітуші арматураның беріктік шарты) орындалса, онда таңдалған сораптарға сәйкес бір стансаның тудыратын арыны: $H_{\text{ст}} = 3h_{\text{мн}}$. Гидравликалық есептеуді де ең тұтқыр өнім үшін жасаймыз. Секундтық Q көлемдік шығындардың орташа мәнін $Q = \frac{Q_{\text{с.ор}}}{3600}$ және ағынның орташа

жылдамдығын $w = \frac{4Q}{\pi D^2}$ табамыз. Рейнольдс саны $Re = \frac{wD}{\nu}$, мұндағы ν – ең тұтқыр өнімнің кинематикалық тұтқырлығы.

Арынның кедергіде жоғалуын $h_{\tau} = \lambda \frac{L}{D} \cdot \frac{w^2}{2g}$ және құбырдағы

арынның толық жоғалуын $H = 1,02iL + \Delta z + n_{\text{з}} H_{\text{кп}}$ есептейміз, бұл жерде $iL = h_{\tau}$ (i – гидравликалық ылди, λ – үйкелістен болатын гидравликалық кедергі коэффициенті), $n_{\text{з}}$ – трассадағы пайдалану бөлімшелерінің саны, $n_{\text{з}} = L/(450 \div 600)$, $H_{\text{кп}}$ – пайдалану бөлімшелерінің соңғы пунктіндегі қалыңқы арын, ол арын өнімді резервуарларға құю үшін жұмсалады. 1,02 коэффициенті арынның жергілікті кедергілерде (құбырөткізгіштің тармақтарында, ысырмаларда, т.с.с.) жоғалуын ескереді. Осыдан сорап стансаларының саны:

$n_0 = \frac{H - n_3 H_2}{H_{\text{ст}}}$. Оны ең жақын үлкен бүтін санға дейін

жуықтаймыз. Онан ары әрбір өнім үшін құбырөткізгіштің және сорап стансаларының біріктірілген сипаттамаларын саламыз.

Әрбір өнімді станса қандай $Q_{p1}^n, Q_{p2}^n, Q_{p3}^n, \dots$ өнімділікпен айдайтындығын біріктірілген сипаттамалар көмегімен табамыз (олар әрбір өнімнің жұмыс нүктелеріне тең). Бұл сандар таңдалған сораптары бар станса бір сағатта әрбір өнімнің қандай көлемін айдай алатындығын көрсетеді. Сонда әрбір өнімді бір жылдағы нақты айдау тәуліктерінің саны

$$N_1^n = \frac{Q_{\text{жыл1}}}{24Q_{p1}^n}, N_2^n = \frac{Q_{\text{жыл2}}}{24Q_{p2}^n}, N_3^n = \frac{Q_{\text{жыл3}}}{24Q_{p3}^n} \dots$$

Мұнай өнімдерін

айдау тәуліктерінің жалпы саны 350–ден аспайтындықтан, мынадай шарт орындалу керек $N_1^n + N_2^n + N_3^n + \dots \leq 350$. Бұл теңсіздіктің орындалуын табылған n станса санында ғана тексермеу керек, оны сонымен стансаның $n-1$, $n-2$, т.с.с. аз сандарында да тексеру керек. Бұның себебі гидравликалық есепті үлкен қормен шығардық (бүкіл мұнай жүктері ең тұтқыр өнімнен тұрады деп қабылдағанбыз). Кейінгі есептеулерге жалпы айдау тәуліктері 350–ге ең жақын болатын стансалар саны (бірақ 350–ден көп емес) алынады. Яғни сорап стансалар санының ең аз $n_{\min}$ мәнін таптық. Осынша стансалар тізбектей айдауды қамтамасыз етуі мүмкін (одан азы айдауды қамтамасыз етпейді). Бұл есептеудің ең қиын тұсы, 5 тақырыпта айтылғандай, әрбір өнімді айдау кезінде сорап стансалары мен құбырдың біріктірілген сипаттамасын салу және жұмыстық нүктелерді табу. Компьютер программасына керек болатын жұмыстық нүктелерді табу есебінің шешімін келтірейік. Келесі үш функцияны анықтаймыз.

1. Үйкелістен болатын гидравликалық кедергі коэффициентінің функциясы $\lambda = \lambda(v, Q_c)$:

$$\text{Re}(Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v}, \text{Re}_I = \frac{10D}{k_s}, \text{Re}_{II} = \frac{500D}{k_s},$$

мұндағы k_s –

құбырдың ішкі бетінің кедір-бұдырлығы. Сонда

$$\lambda = \frac{64}{Re}, \text{ егер } Re \leq 2320,$$

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}}, \text{ егер } 2320 < Re \leq Re_I,$$

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25}, \text{ егер } Re_I \leq Re < Re_{II},$$

$$\text{және } \lambda = 0,11 \left(\frac{k_s}{D} \right)^{0,25}, \text{ } Re \geq Re_{II} \text{ болғанда.}$$

2. Құбырөткізгіштегі арынның толық жоғалу функциясы $H=H(v, Q_c)$:

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g}, \quad w = \frac{Q_c}{900\pi D^2};$$

$$H = 1,02iL + \Delta z + n_3 H_{\text{кп}}.$$

3. Құбырөткізгіштегі барлық айдау стансаларының толық (қосынды) арынының функциясы $H_{\text{нпс}}=H_{\text{нпс}}(n, Q_c)$:
 $H_{\text{нпс}}=3n(H_0-bQ_c^2)+n_3(H_{02}-b_2 \cdot Q_c^2).$

Әрбір мұнай жүгінің айдау өнімділігін анықтайтын $Q_{p1}^n, Q_{p2}^n, Q_{p3}^n, \dots$ жұмыс нүктелері сонда төмендегі теңдеулердің шешімдері болып табылады:

$$H(v_1, Q_c) = H_{\text{нпс}}(n, Q_c), \quad Q_c = Q_{p1}^n \text{ болса,}$$

$$H(v_2, Q_c) = H_{\text{нпс}}(n, Q_c), \quad Q_c = Q_{p2}^n \text{ болса,}$$

$$H(v_3, Q_c) = H_{\text{нпс}}(n, Q_c), \quad Q_c = Q_{p3}^n \text{ болса, } \dots, \text{ т.с.с.}$$

Мұндай иррациональды теңдеулердің шешімдерін кезкелген жуықтау әдістерімен табуға болады (мысалы хордалар әдісі, жанамалар әдісі).

Тізбектей айдаудың келесі есебі – мұнай өнімдерінің түйісу аумақтарында пайда болатын қоспаның көлемін табу. Осы мақсатта әрбір өнімді жеке-жеке айдау кезіндегі гидравликалық кедергі коэффициенттері есептеледі:

$$\lambda_1 = \lambda(v_1, Q_{p1}^{\text{мин}}), \lambda_2 = \lambda(v_2, Q_{p2}^{\text{мин}}), \lambda_3 = \lambda(v_3, Q_{p3}^{\text{мин}}), \dots \text{Сонда 1 және 2 мұнай өнімдерінің түйісу аумақтарында пайда болатын}$$

қоспаның көлемі Съенитцер формуласы бойынша мынаған тең болады: $V_{cm12} \approx 1000 V_{тр} \cdot (\lambda_1^{1,8} + \lambda_2^{1,8}) \cdot (\frac{D}{L})^{0,43}$. Бұл жерде құбыр

көлемі $V_{тр} = \pi D^2 L / 4$. Басқа да мұнай өнімдерінің түйісу аумақтарында пайда болатын қоспаның көлемі осыған ұқсас есептеледі.

Циклдер саны C төмендегі жорамалдан табылады. Бір жылдағы бүкіл I – мұнай өнімін бірден бірақ айдап тастауға болады. Бұл жағдайда $C_i = 1$. Есесіне осы өнім айдалып жатқанда басқалары оны тосып, бас айдау стансасының резервуарларына жиналып жатады, яғни резервуарлардың едәуір көлемі керек болады. Ал I – мұнай өнімінің мүмкін болатын ең көп айдау циклінің саны материалдар балансының шартынан табылады:

$$C_i = \frac{V_{жыл i}}{V_{i \min}}, \text{ бұл жерде } V_{i \min} - \text{пайда болатын қоспаны}$$

таратуды қамтамасыз ететін i –өнімнің ең аз көлемі. Циклдегі i –өнімнің ең аз партиясының көлемі бас айдау стансасындағы резервуар паркінің сыйымдылығымен және соңғы пункттегі қоспаны таратудың тандалған әдісімен анықталады. Оқу есептерін шешкенде қоспаны таратудың ең көрнекі әдісі – оны тең екіге бөліп тарату. Бұл жағдайда қайта сұрыптау болмайды (бір өнім көлемінің азаюы мен екішісінің көбеюі), сол сияқты араластыратын өнімдердің көлемдері алдын ала белгілі. i және j өнімдердің түйісу аумақтарында түзілетін қоспаның тең жартысын қабылдауға шамасы келетін таза i – мұнай өнімінің ең

аз көлемі $V_{i \min}^{ij}$ мынаған тең: $V_{i \min}^{ij} = 0,0858 \cdot \frac{V_{cm ij}}{\theta_n^{ji}}$, мұндағы

θ_n^{ji} – бөтен өнімнің рұқсат етілген концентрациясы (j – өнімнің i – өнімдегі). Циклдегі i –өнімнің ең аз партиясының көлемі осы өніммен болатын барлық түйісу аумақтарындағы түзілетін қоспаның тең жартысын қабылдауға шамасы келетін i – мұнай өнімдерінің ең аз көлемдерінің қосындысымен анықталады. Мысалы, партияда i – өнім 4 жерде j – өніммен және 2– жерде k –

өніммен түйіссе, онда $V_{i \min} = 4V_{i \min}^{ij} + 2V_{i \min}^{ik}$. Бұл әдістің әлсіз жері – бас айдау стансасындағы таза мұнай өнімдерін сақтайтын сыйымдылығы тым көп болатын резервуар паркін жасау (10000 м³ шамасында).

i және j өнімдердің түйісу аумақтарында түзілетін қоспаның барлығын тұтас қабылдауға шамасы келетін таза i – мұнай өнімінің ең аз көлемі $V_{i \min}^{ij}$ мынаған тең:

$$V_{i \min}^{ij} = 0,5 \cdot \frac{V_{cmij}}{\theta_n^{ji}}. \text{ Бұл жағдайда ең аз көлем тіпті көп болып}$$

кетеді (екіге бөлгендегіден де).

Практикада қоспаны шартты түрде үш бөлікке бөледі: қоспаның «басы», «денесі» және «аяғы». Оларды бөліп-кесу концентрациясын табу келесі тақырыпта өтіледі.

Барлық m өнімдерді айдаудың жеке-жеке табылатын ең көп цикл сандары әр жағдайда әртүрлі. Циклдің тандалған құрылымын (үлгісін) сақтау және қоспаны таратуды қамтамасыз ету үшін мынадай шарт орындалу керек: $C = \min \{C_1, C_2, \dots, C_m\}$, яғни цикл саны жеке-жеке табылған сандардың ең кіші бүтініне тең. Сонда әрбір циклдің айдау ұзақтығы төмендегідей болады: $\tau_c = 350/C$. Циклдегі әрбір I – өнімнің айдалатын көлемдері

мынаған тең: $V_i = \frac{V_{жылі}}{C}$. Бұл жерде циклдің құрылымы және

мұнай өнімдерінің партиясы ұғымдарына тоқтала кетейік. Бір циклде айдалатын барлық мұнай өнімдерінің жиынтығын партия деп атайды. Партиядағы мұнай өнімдерінің айдалу тәртібі циклдің құрылымы деп аталады. Мысалы, 1, 2 және 3 мұнай өнімдері $-1-2-3-2-1-2-3-2-1-\dots$ тәртіппен айдалса, онда циклдің құрылымы « $-1-2-3-2-$ » түрінде, ал ең аз көлемдер мыналарға тең болады: $V_{1 \min} = 2V_{1 \min}^{12}$,

$$V_{2 \min} = 2V_{2 \min}^{12} + 2V_{2 \min}^{23}, V_{3 \min} = 2V_{3 \min}^{23}.$$

Егер қоспаны таза мұнай өнімдері бар резервуарларға бөліп-тарату мүмкін болмаса, онда циклдер саны басқадай әдіспен табылады. Егер циклдер саны аз болса, онда басқа

өнімдердің (айдалып жатқанынан басқаларының) айдалуды тосу уақыттары көп болып кетеді де, оларды сақтауға көп резервуар керек болады. Есесіне қоспа аз түзіледі (цикл аз болса, түйісу аумақтары да аз). Егер циклдер саны көп болса, онда басқа өнімдердің (айдалып жатқанынан басқаларының) айдалуды тосу уақыттары керісінше аз да, оларды сақтауға аз резервуар керек. Бұл жағдайда қоспа көп түзіледі (цикл көп болса, түйісу аумақтары да көп). Осылайша резервуарға кететін және қоспаны түзеуге кететін қосынды шығындардың ең аз мәні циклдердің ең тиімді санын анықтайды, ол сан мына формула

бойынша есептеледі: $N_{onm} = \sqrt{\frac{V_{p\Gamma}}{a/b + V_{cm,нp}}}$. Мұндағы a – бір

циклде қоспа түзілуден болатын шығын мөлшері, $V_{cm,нp}$ – бір

циклде таратылмай қалған қоспа көлемі, $V_{p\Gamma} = 2 \cdot \sum_{i=1}^n q_i \cdot (T - T_i)$,

бұл жерде q_i – әрбір өнімнің тәуліктік көлемдік шығыны, T_i – әрбір өнімнің бір жылдағы барлық айдалу уақыттарының қосындысы. $b = E_n K + \mathcal{E}$, мұндағы b , K және $\mathcal{E}$ – мұнай өнімдерін сақтауға арналған қосымша резервуар парктерінің 1 м^3 көлеміне есептелген келтірілген шығын, күрделі қаржы және пайдалану шығындары, E_n – күрделі қаржының нормалық коэффициенті.

2.8. Мұнай өнімдерін тізбектей айдау кезіндегі құбырдың технологиялық есептеуінің мысалдары

1-мысал. Құбырдың ішкі диаметрі 512 мм, ұзындығы 870 км. Әрбір өнім үшін жеке-жеке есептелген гидравликалық кедергі коэффициенттер 0,027 және 0,032. Қоспа қабылдайтын резервуарға Б мұнай өнімінің лездік концентрациясы 9% болғанда қоспа құйыла бастады да, сол концентрация 63% болғанда құйылу тоқтатылды. Қоспаның жалпы көлемін, резервуар қабылдаған қоспа көлемін және сол көлемдегі әрбір өнімнің көлемдерін табыңыз.

Шешуі: $C_1=0,01$ (қоспаның басы); $C_2=0,01$ (қоспаның аяғы);
 $C_3=0,09$; $C_4=0,63$; кестенің көмегімен табамыз: $z_1=\operatorname{arccerf}(1-2C_1)\approx 1,645$; $z_2=\operatorname{arccerf}(1-2C_2)\approx -1,645$;

$z_3=\operatorname{arccerf}(1-2\cdot 0,09) =\operatorname{arccerf}(0,82)\approx 0,948$; $z_4=\operatorname{arccerf}(1-2C_4)$
 $=\operatorname{arccerf}(1-2\cdot 0,63) =-\operatorname{arccerf}(0,26)\approx -0,235$.

$\Phi(z_3)=\Phi(0,948)=0,059$; $\Psi(z_3)=\Psi(0,948)=1,955$;

Кестеде $\operatorname{arccerf}(0,26)$ мәні нақты берілмегендіктен, сызықтық интерполяция әдісімен табамыз:

$\Phi(z_4)=\Phi(-0,235)=\Psi(0,235)\approx 0,8288+(0,8313-0,8288)/(0,2614-0,2593)\cdot(0,26-0,2593)\approx 0,8296$;

$\Psi(z_4)=\Psi(-0,235)=\Phi(0,235)=0,3608-(0,3608-0,3593)/(0,2614-0,2593)\cdot(0,26-0,2593)\approx 0,3603$;

(көрнекі болу үшін төменде кестенің қажетті бөлігі келтірілген).

z	$\operatorname{erf}(z)$	$\Phi(z)$	$\Psi(z)$
0,948	0,8200	0,059	1,955
0,234	0,2593	0,3608	0,8288
0,236	0,2614	0,3593	0,8313

Мұнай құбырының көлемі:

$$V_{\text{тр}}=\pi D^2/4\cdot L_{\text{тр}}=3,1416\cdot 0,512^2/4\cdot 870000\approx 1,79\cdot 10^5\text{ м}^3;$$

Қоспаның сипаттық көлемі:

$$V_0=300V_{\text{тр}}\cdot (\lambda_1^{1,8}+\lambda_2^{1,8})\cdot \left(\frac{D}{L}\right)^{0,43}=300\cdot 1,79\cdot 10^5\cdot (0,027^{1,8}+0,032^{1,8})\cdot (0,512/870000)^{0,43}\approx 398,03\text{ м}^3.$$

Қоспаның толық көлемі:

$$V_{\text{см}}=V_0\cdot (z_1-z_2)=398,03\cdot (1,645-2)\approx 1309,52\text{ м}^3.$$

Резервуар кабылдаған қоспа көлемі:

$$V_{\text{см}}(C_3,C_4)=V_0\cdot (z_3-z_4)=398,03\cdot (0,948+0,235)\approx 470,8\text{ м}^3.$$

Оның ішіндегі әрбір өнім көлемі:

$$V_A(C_3,C_4)=V_0[\Psi(z_3)-\Psi(z_4)]/2=398,03\cdot (1,955-0,3603)/2\approx 317,4\text{ м}^3.$$

$$V_B(C_3,C_4)=V_0[\Phi(z_4)-\Phi(z_3)]/2=398,03\cdot (0,8296-0,059)/2\approx 153,4\text{ м}^3.$$

$V_A(C_3, C_4) + V_B(C_3, C_4) = 317,4 + 153,4 = 470,8 = V_{см}(C_3, C_4)$ – қоспалар балансы орындалып тұр.

2-мысал. Мұнай өнімі құбырымен (ішкі диаметрі $D=512$ мм, бекіткіш арматураның беріктік шегі құбырдағы ең көп дегенде $P_{арм}=6,4$ МПа қысымға есептелген) жылына үш түрлі мұнай өнімі (1, 2 және 3) $G_{жыл}=7,9$ млн.т/жыл мөлшерде тізбектей айдалынады. Мұнай өнімдерінің массалық үлестері пайызбен алғанда $\alpha_1=35\%$, $\alpha_2=38\%$ және α_3 . Мұнай өнімі құбыры трассасының ұзындығы $L=970$ км, трассаның бастапқы және соңғы пункттерінің нивелирлік биіктіктерінің айырмасы $\Delta z=70$ м, трассаның пайдалану бөліктерінің соңғы пунктіндегі қалыңқы арын $H_{кп}=30$ м. Мұнай өнімдерінің жұмыс температурасындағы тығыздықтары мен тұтқырлықтары мынадай:

$$\rho_1=820 \text{ кг/м}^3, \nu_1=7 \text{ мм}^2/\text{с}, \rho_2=780 \text{ кг/м}^3, \nu_2=1,8 \text{ мм}^2/\text{с}, \rho_3=760 \text{ кг/м}^3, \nu_3=3 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

Табу керек:

1. Сорап стансаларының санын;
2. Мұнай өнімдерінің әртүрлі түйісу аумақтарында түзілуі мүмкін қоспа көлемдерін (V_{12}, V_{23}, V_{23});

3. Рұқсат етілген концентрациялар мөлшері $\theta_{п}^{ij}$ белгілі болса, және қоспа соңғы пунктте тең екіге бөлінеді деп есептелінсе, ал цикл ...–2–1–2–3–2–1–2–3–2–...түрінде болса, онда 1–жылдағы цикл санын, әрбір мұнай өнімінің айдалу уақыттарын, әрбір мұнай өнімінің 1 циклдегі көлемдерін және цикл ұзақтығын;

Рұқсат етілген концентрациялар мөлшері:

$$\theta_{п}^{12}=0,95 \cdot 10^{-2} \text{ (1– өнімнің 2–сі)}, \theta_{п}^{21}=1,2 \cdot 10^{-2} \text{ (2– өнімнің 1–сі)}, \\ \theta_{п}^{23}=0,3 \cdot 10^{-2} \text{ (2–өнімнің 3–сі)}, \theta_{п}^{32}=0,2 \cdot 10^{-2} \text{ (3 – өнімнің 2 – сі)}.$$

Есептің шешуі.

1. Бір жылдағы айдалатын әрбір өнімнің массалық шығынын есептейміз:

$$\alpha_1=35\%=0,35; \alpha_2=38\%=0,38 \text{ және } \alpha_3=1-\alpha_1-\alpha_2=1-0,35-0,38=0,27.$$

$$G_{жыл1}=\alpha_1 G_{жыл}=0,35 \cdot 7,9=2,765 \text{ млн.т/жыл}=2,765 \cdot 10^9 \text{ кг/жыл};$$

$G_{жыл2} = \alpha_2 G_{жыл} = 0,38 \cdot 7,9 = 3,002$ млн.т/жыл = $3,002 \cdot 10^9$ кг/жыл;
 $G_{жыл3} = \alpha_3 G_{жыл} = 0,27 \cdot 7,9 = 2,133$ млн.т/жыл = $2,133 \cdot 10^9$ кг/жыл;
 Бір жылдағы айдалатын әрбір өнімнің көлемін есептейміз:

$$\begin{aligned} Q_{жыл1} &= G_{жыл1} / \rho_1 = 2,765 \cdot 10^9 / 820 = 3371951 \text{ м}^3/\text{жыл}; \\ Q_{жыл2} &= G_{жыл2} / \rho_2 = 3,002 \cdot 10^9 / 780 = 3848718 \text{ м}^3/\text{жыл}; \\ Q_{жыл3} &= G_{жыл3} / \rho_3 = 2,133 \cdot 10^9 / 760 = 2806579 \text{ м}^3/\text{жыл}; \\ Q_{жыл} &= Q_{жыл1} + Q_{жыл2} + Q_{жыл3} = 3371951 + 3848718 + 2806579 = \\ &= 10027248 \text{ м}^3/\text{жыл}. \end{aligned}$$

Орташа сағаттық және секундтық шығынды табамыз.

$$\begin{aligned} Q_{с.ор} &= Q_{жыл} / (N_p \cdot 24) = 10027248 / (350 \cdot 24) = 1193,72 \text{ м}^3/\text{сағ}; \\ Q &= Q_{с.ор} / 3600 = 1193,72 / 3600 = 0,33159 \text{ м}^3/\text{с}. \end{aligned}$$

Мұндағы N_p – бір жылдағы жұмыс күндерінің саны, $N_p = 350$ тәулік деп алынған.

2. Есептеуді құбырдың ең тиімсіз жұмыс жағдайында жүргіземіз. Ол үшін бүкіл өнім ($10027248 \text{ м}^3/\text{жыл}$) ең тұтқыр мұнай өнімінен тұрады деп есептейміз. Біздегі ең тұтқыр өнім – 1 өнім: $\rho_1 = 820 \text{ кг/м}^3$, $\nu_1 = 7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Шығынның орташа сағаттық мәні бойынша негізгі және тегеурін сорап маркаларын таңдаймыз. Айтылған мәнде сораптар тудыратын арындар есептеліп, мұнай өнімі құбырындағы қысымның ең үлкен мәнін анықтаймыз. Бекіткіш арматураның беріктік шарты:

$$h_{мн}(Q_{с.ор}) + H_2(Q_{с.ор}) / 3 \leq P_{арм} / (3\rho g) = 6,4 \cdot 10^6 / (3 \cdot 820 \cdot 9,8) \approx 265,5 \text{ м}.$$

6-тақырыптағы есептеуге ұқсас әдістердің көмегімен, мынадай сораптарды таңдаймыз:

НМ 1250–260 – негізгі магистральдық сорап, $H_0 = 289,8 \text{ м}$, $b = 34,8 \cdot 10^{-6} \text{ сағ}^2/\text{м}^5$;

НПВ 1250–60 – тегеурінді сорап, $H_0 = 77,1 \text{ м}$, $b = 11,48 \cdot 10^{-6} \text{ сағ}^2/\text{м}^5$.

$$h_{мн}(Q_{с.ор}) = H_0 - bQ_{с.ор}^2 = 289,8 - 34,8 \cdot 10^{-6} \cdot 1193,72^2 \approx 240,31 \text{ м};$$

$$\begin{aligned} H_2(Q_{с.ор}) &= H_{02} - b_2 Q_{с.ор}^2 = 77,1 - 11,48 \cdot 10^{-6} \cdot 1193,72^2 \approx 60,74 \text{ м} \\ &(240,31 + 60,74 / 3 \approx 261 < 265,5). \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \rho g [3h_{мн}(Q_{с.ор}) + H_2(Q_{с.ор})] = 820 \cdot 9,8 \cdot [3 \cdot 240,31 + 60,74] \approx 6281500 \\ &\text{Па} \approx 6,28 \text{ МПа}. \end{aligned}$$

Мұндағы ρ – ең тұтқыр мұнай өнімінің тығыздығы.

3. Есептеулерді ең тұтқыр мұнай өнімі үшін жүргіземіз. Сорاپ стансаларының есептік санын табамыз. Құбырдағы Рейнольдстың өтпелі сандары (құбырдың ішкі бетінің абсолют эквивалент кедір-бұдырлығы 0,2 мм деп аламыз):

$$Re_I = 10 \cdot 512 / 0,2 = 25600, Re_{II} = 500 \cdot 512 / 0,2 = 1280000.$$

$$\text{Рейнольдс саны: } Re(Q_{c.op}) = \frac{Q_{c.op}}{900\pi D v}, \text{ яғни}$$

$$Re(Q_{c.op}) = Re(1193,72) = 1193,72 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 7 \cdot 10^{-6}) \approx 117799.$$

$$Re_I < Re < Re_{II} \text{ болғандықтан,}$$

$$\lambda_2 = 0,11 \left(\frac{68}{117799} + \frac{0,2}{512} \right)^{0,25} \approx 0,019402, \lambda(1193,72) = \lambda_2 \approx 0,019402.$$

Құбырдағы i гидравликалық ылдиды $Q_{c.op} \approx 1193,72 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мәнінде табамыз:

$$i(Q_{c.op}) = \frac{\lambda(Q_{c.op})}{D} \cdot \frac{w^2}{2g};$$

$$w = \frac{Q_{c.op}}{900\pi D^2} = 1193,72 / (900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2) \approx 1,61053 \text{ м/с.}$$

$$i(Q_{c.op}) = 0,019402 \cdot 1,61053^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) \approx 0,00501485 \approx 0,0050149.$$

Мұнай құбырындағы арынның толық жоғалуын $Q_{c.op} \approx 1193,72 \text{ м}^3/\text{сағ}$ мәнінде табамыз:

$$H(Q_{c.op}) = 1,02 i(Q_{c.op}) L + \Delta z + n_3 H_{кп}, \text{ біздің жағдайда}$$

$$n_3 = 2, H_{кп} = 30 \text{ м, } \Delta z = 70 \text{ м. Сонда}$$

$$H(Q_{c.op}) = 1,02 \cdot 0,0050149 \cdot 970000 + 70 + 2 \cdot 30 \approx 5091,7 \text{ м.}$$

Сорاپ стансаларының есептік саны $n = [H(Q_{c.op}) - n_3 H_2(Q_{c.op})] / [3h_{мн}(Q_{c.op})]$, мұндағы

$h_{мн}(Q_{c.op}) = 240,31 \text{ м, } H_2(Q_{c.op}) = 60,74 \text{ м}$ – жоғарыда табылған сандар. Сонда

$$n = (5091,7 - 2 \cdot 60,74) / (3 \cdot 240,31) \approx 6,9 \approx 7.$$

4. Әрбір өнім үшін құбырөткізгіштің және сорап стансаларының біріктірілген сипаттамаларын аламыз. Орташа

сағаттық мәннің ($Q_{\text{с.ор}}=1193,72 \text{ м}^3/\text{сағ}$) айналысындағы нүктелер үшін (1000, 1100, 1200, 1300 $\text{м}^3/\text{сағ}$) станса тудыратын арындарды және әрбір мұнай өнімін тасығандағы құбырдағы арындардың толық жоғалуларын есептейміз.

а) Станса санын n , $n-1$, $n-2$ мәндеріне тең деп қабылдаймыз, яғни негізгі сораптар саны $n_{\text{мн}}=3n$, $3(n-1)$ және $3(n-2)$, немесе $n_{\text{мн}}=15$, 18 және 21 болады. Сонда стансалар тудыратын арындар ($n_3=2$):

$$\begin{aligned}
 H_{\text{НПС}}(n, Q_c) &= 3nh_{\text{мн}}(Q_c) + 2H_2(Q_c), \\
 h_{\text{мн}}(Q_c) &= 289,8 - 34,8 \cdot (10^{-3} \cdot Q_c)^2, \quad H_2(Q_c) = 77,1 - 11,48 \cdot (10^{-3} \cdot Q_c)^2. \\
 Q_c &= 1000 \text{ м}^3/\text{сағ}; \quad h_{\text{мн}}(1000) = 289,8 - 34,8 \cdot 1^2 = 255,0 \text{ м}; \\
 H_2(1000) &= 77,1 - 11,48 \cdot 1^2 = 65,62 \text{ м}. \\
 H_{\text{НПС}}(7, 1000) &= 21h_{\text{мн}}(1000) + 2H_2(1000) = 21 \cdot 255,0 + 2 \cdot 65,62 = \\
 &= 5486,24 \text{ м}; \\
 H_{\text{НПС}}(6, 1000) &= 18h_{\text{мн}}(1000) + 2H_2(1000) = 18 \cdot 255,0 + 2 \cdot 65,62 = \\
 &= 4721,24 \text{ м}; \\
 H_{\text{НПС}}(5, 1000) &= 15h_{\text{мн}}(1000) + 2H_2(1000) = 15 \cdot 255,0 + 2 \cdot 65,62 = \\
 &= 3956,24 \text{ м}; \\
 Q_c &= 1100 \text{ м}^3/\text{сағ}; \quad h_{\text{мн}}(1100) = 289,8 - 34,8 \cdot 1,1^2 = 247,692 \text{ м}; \\
 H_2(1100) &= 77,1 - 11,48 \cdot 1,1^2 = 63,2092 \text{ м}. \\
 H_{\text{НПС}}(7, 1100) &= 21h_{\text{мн}}(1100) + 2H_2(1100) = 21 \cdot 247,692 + 2 \cdot 63,2092 = \\
 &= 5327,95 \text{ м}; \\
 H_{\text{НПС}}(6, 1100) &= 18h_{\text{мн}}(1100) + 2H_2(1100) = 18 \cdot 247,692 + 2 \cdot 63,2092 = \\
 &= 4584,87 \text{ м}; \\
 H_{\text{НПС}}(5, 1100) &= 15h_{\text{мн}}(1100) + 2H_2(1100) = 15 \cdot 247,692 + 2 \cdot 63,2092 = \\
 &= 3841,80 \text{ м}; \\
 Q_c &= 1200 \text{ м}^3/\text{сағ}; \quad h_{\text{мн}}(1200) = 289,8 - 34,8 \cdot 1,2^2 = 239,688 \text{ м}; \\
 H_2(1200) &= 77,1 - 11,48 \cdot 1,2^2 = 60,5688 \text{ м}. \\
 H_{\text{НПС}}(7, 1200) &= 21h_{\text{мн}}(1200) + 2H_2(1200) = 21 \cdot 239,688 + 2 \cdot 60,5688 = \\
 &= 5154,59 \text{ м}; \\
 H_{\text{НПС}}(6, 1200) &= 18h_{\text{мн}}(1200) + 2H_2(1200) = 18 \cdot 239,688 + 2 \cdot 60,5688 = \\
 &= 4435,52 \text{ м}; \\
 H_{\text{НПС}}(5, 1200) &= 15h_{\text{мн}}(1200) + 2H_2(1200) = 15 \cdot 239,688 + 2 \cdot 60,5688 = \\
 &= 3716,46 \text{ м}; \\
 Q_c &= 1300 \text{ м}^3/\text{сағ}; \quad h_{\text{мн}}(1300) = 289,8 - 34,8 \cdot 1,3^2 = 230,988 \text{ м}; \\
 H_2(1300) &= 77,1 - 11,48 \cdot 1,3^2 = 57,6988 \text{ м}.
 \end{aligned}$$

$$H_{\text{НПС}}(7, 1300)=21h_{\text{мн}}(1300)+2H_2(1300)=21\cdot 230,988+2\cdot 57,6988=$$

$$=4966,15 \text{ м};$$

$$H_{\text{НПС}}(6, 1300)=18h_{\text{мн}}(1300)+2H_2(1300)=18\cdot 230,988+2\cdot 57,6988=$$

$$=4273,18 \text{ м};$$

$$H_{\text{НПС}}(5, 1300)=15h_{\text{мн}}(1300)+2H_2(1300)=15\cdot 230,988+2\cdot 57,6988=$$

$$=3580,22 \text{ м};$$

б) Әрбір мұнай өнімі үшін құбырдың арындық сипаттамасын аламыз.

Құбырдағы Рейнольдстың өтпелі сандары шығынның барлық мәндері үшін тұрақты, $Re_I=10\cdot 512/0,2=25600$, $Re_{II}=500\cdot 512/0,2=1280000$. Біздің жағдайда $n_3=2$, $H_{\text{кп}}=30\text{м}$, $\Delta z=70\text{м}$, $L=970000 \text{ м}$, $1,02L=1,02\cdot 970000=989400 \text{ м}$. Мұнай құбырындағы арынның толық жоғалуы: $H(v, Q_c) = 1,02i(v, Q_c)L + \Delta z + n_3 H_{\text{кп}} = 989400\cdot i(v, Q_c) + 70 + 30\cdot 2$; немесе

$$H(v, Q_c) = 989400\cdot i(v, Q_c) + 130.$$

1-мұнай өнімі үшін әртүрлі шығындағы арынның толық жоғалуын есептейміз ($v_1=7\cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$).

$Q_c=1000 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1000/[900\cdot 3,1416\cdot 0,512^2] = 1,34917 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1000/[900\cdot 3,1416\cdot 0,512\cdot 7\cdot 10^{-6}] = 98682:$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11\left(\frac{68}{Re} + \frac{k_2}{D}\right)^{0,25} = 0,11\cdot (68/98682 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01993972;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01993972\cdot 1,34917^2/(0,512\cdot 2\cdot 9,8) = 0,0036168;$$

$$H(v_1, 1000) = 989400\cdot i(1000) + 130 = 989400\cdot 0,0036168 + 130 = 3708,48 \text{ м}.$$

$Q_c=1100 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1100/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,48409 \text{ м/с; Рейнольдс}$$

$$\text{саны: } Re(\nu, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D \nu} = 1100/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 7 \cdot 10^{-6}] = 108550;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_2}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/108550 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01964398;$$

$$i = \frac{\lambda(\nu, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01964398 \cdot 1,48409^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) =$$

$$= 0,0043114;$$

$$H(\nu_1, 1100) = 989400 \cdot i(1100) + 130 = 989400 \cdot 0,0043114 + 130 = 4395,74 \text{ м.}$$

$Q_c = 1200 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1200/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,619 \text{ м/с;}$$

Рейнольдс саны:

$$Re(\nu, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D \nu} = 1200/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 7 \cdot 10^{-6}] = 118419;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_2}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/118419 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01938691;$$

$$i = \frac{\lambda(\nu, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01938691 \cdot 1,619^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0050638;$$

$$H(\nu_1, 1200) = 989400 \cdot i(1200) + 130 = 989400 \cdot 0,0050638 + 130 = 5140,15 \text{ м.}$$

$Q_c = 1300 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1300/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,75392 \text{ м/с;}$$

Рейнольдс саны:

$$Re(\nu, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D \nu} = 1300/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 7 \cdot 10^{-6}] = 128287;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/128287 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01916111;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01916111 \cdot 1,75392^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0058737;$$

$$H(v_1, 1300) = 989400 \cdot i(1300) + 130 = 989400 \cdot 0,0058737 + 130 = 5941,48 \text{ м.}$$

2-мұнай өнімі үшін әртүрлі шығындағы арынның жоғалуын есептейміз ($v_2 = 1,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$).

$Q_c = 1000 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1000 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,34917 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1000 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 1,8 \cdot 10^{-6}] = 383764:$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/383764 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01698028;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01698028 \cdot 1,34917^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0030800;$$

$$H(v_2, 1000) = 989400 \cdot i(1000) + 130 = 989400 \cdot 0,0030800 + 130 = 3177,36 \text{ м.}$$

$Q_c = 1100 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1100 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,48409 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1100 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 1,8 \cdot 10^{-6}] = 422140:$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/422140 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01685855;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01685855 \cdot 1,48409^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0037001;$$

$$H(v_2, 1100) = 989400 \cdot i(1100) + 130 = 989400 \cdot 0,0037001 + 130 = 3790,87 \text{ м.}$$

$Q_c = 1200 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1200 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,619 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1200 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 1,8 \cdot 10^{-6}] = 460517;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/460517 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01675505;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01675505 \cdot 1,619^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0043764;$$

$$H(v_2, 1200) = 989400 \cdot i(1200) + 130 = 989400 \cdot 0,0043764 + 130 = 4460 \text{ м.}$$

$Q_c = 1300 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1300 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,75392/\text{с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1300 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 1,8 \cdot 10^{-6}] = 498893;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/498893 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01666596;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01666596 \cdot 1,75392^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0051089;$$

$$H(v_2, 1300) = 989400 \cdot i(1300) + 130 = 989400 \cdot 0,0051089 + 130 = 5184,71 \text{ м.}$$

3-мұнай өнімі үшін әртүрлі шығындағы арынның толық жоғалуын есептейміз ($v_3 = 3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$).

$Q_c = 1000 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1000/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,34917 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1000/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 3 \cdot 10^{-6}] = 230258;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/230258 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01780185;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01780185 \cdot 1,34917^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0032290;$$

$$H(v_3, 1100) = 989400 \cdot i(1100) + 130 = 989400 \cdot 0,0032290 + 130 = 3324,8 \text{ м.}$$

$Q_c = 1100 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1100/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,48409 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1100/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 3 \cdot 10^{-6}] = 253284;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/253284 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01762504;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01762504 \cdot 1,48409^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0038683;$$

$$H(v_3, 1100) = 989400 \cdot i(1100) + 130 = 989400 \cdot 0,0038683 + 130 = 3957,32 \text{ м.}$$

$Q_c = 1200 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1200/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,619 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1200/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 3 \cdot 10^{-6}] = 276310;$$

$Re_I \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/276310 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01747353;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01747353 \cdot 1,619^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0045641;$$

$$H(v_3, 1200) = 989400 \cdot i(1200) + 130 = 989400 \cdot 0,0045641 + 130 = 4645,67 \text{ м.}$$

$Q_c = 1300 \text{ м}^3/\text{сағ}$; осы шығындағы ағын жылдамдығы:

$$w = \frac{Q_c}{900\pi D^2} = 1300 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512^2] = 1,75392 \text{ м/с};$$

Рейнольдс саны:

$$Re(v, Q_c) = \frac{Q_c}{900\pi D v} = 1300 / [900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 3 \cdot 10^{-6}] = 299336;$$

$Re_1 \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/299336 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01734218;$$

$$i = \frac{\lambda(v, Q_c)}{D} \cdot \frac{w^2}{2g} = 0,01734218 \cdot 1,75392^2 / (0,512 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,0053162;$$

$$H(v_3, 300) = 989400 \cdot i(1300) + 130 = 989400 \cdot 0,0053162 + 130 = 5389,81 \text{ м.}$$

в) Әртүрлі станса саны мен әртүрлі мұнай өнімдеріне сәйкес жұмыс нүктелерін табу үшін жоғарыдағы алынған нәтижелерді бүтін сандарға дейін жуықтап, кестеге түсіреміз.

Q_c	$H(v_1, Q_c)$	$H(v_2, Q_c)$	$H(v_3, Q_c)$	$H_{\text{НПС}}(5, Q_c)$	$H_{\text{НПС}}(6, Q_c)$	$H_{\text{НПС}}(7, Q_c)$
1000	3709	3177	3325	3956	4721	5486
1100	4396	3791	3957	3842	4585	5328
1200	5140	4460	4646	3717	4436	5155
1300	5942	5185	5390	3580	4273	4966

$H(v, Q_c) = H_{\text{НПС}}(n, Q_c)$ теңдеуінің шешімі болатын жұмыс нүктелерін табу үшін (43)–өрнекті пайдаланамыз. Егер екі Q_{c1} және Q_{c2} нүктелерде $H(v, Q_c)$ және $H_{\text{НПС}}(n, Q_c)$ функцияларының мәндер белгілі болса: $H_1 = H(v, Q_{c1})$, $H_2 = H(v, Q_{c2})$, $H_{\text{НПС}1} = H_{\text{НПС}}(n, Q_{c1})$, $H_{\text{НПС}2} = H_{\text{НПС}}(n, Q_{c2})$, онда осы екі түздің қиылысу нүктесі (жуық түрдегі жұмыс нүктесі) былай табылады:

$$Q_p = Q_1 + (Q_2 - Q_1) / [1 + (H_2 - H_{\text{НПС}2}) / (H_{\text{НПС}1} - H_1)].$$

$H(v_1, Q_c)=H_{\text{НПС}}(7, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Кестенің 2 және 7 – бағандарынан ол шешім 1200 және 1300 аралықтарында жататынын байқауға болады: $Q_1=1200$, $Q_2=1300$, $H_1=5140$, $H_2=5942$, $H_{\text{НПС}1}=5155$, $H_{\text{НПС}2}=4966$. Сонда

$$Q_p(v_1, 7)=1200+(1300-1200)/[1+(5942-4966)/(5155-5140)]\approx 1201,5 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

$H(v_2, Q_c)=H_{\text{НПС}}(7, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Алдыңғыға ұқсас (кестенің 3 және 7 – бағандары) $Q_1=1200$, $Q_2=1300$, $H_1=4460$, $H_2=5185$, $H_{\text{НПС}1}=5155$, $H_{\text{НПС}2}=4966$. Сонда

$$Q_p(v_2, 7)=1200+(1300-1200)/[1+(5185-4966)/(5155-4460)]\approx 1276,0 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

$H(v_3, Q_c)=H_{\text{НПС}}(7, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 4 және 7 – бағандары) $Q_1=1200$, $Q_2=1300$, $H_1=4646$, $H_2=5390$, $H_{\text{НПС}1}=5155$, $H_{\text{НПС}2}=4966$. Сонда

$$Q_p(v_3, 7)=1200+(1300-1200)/[1+(5390-4966)/(5155-4646)]\approx 1254,6 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

$H(v_1, Q_c)=H_{\text{НПС}}(6, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 2 және 6 – бағандары) $Q_1=1100$, $Q_2=1200$, $H_1=4396$, $H_2=5140$, $H_{\text{НПС}1}=4585$, $H_{\text{НПС}2}=4436$. Сонда

$$Q_p(v_1, 6)=1100+(1200-1100)/[1+(5140-4436)/(4585-4396)]\approx 1121,2 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

$H(v_2, Q_c)=H_{\text{НПС}}(6, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 3 және 6 – бағандары) $Q_1=1100$, $Q_2=1200$, $H_1=3791$, $H_2=4460$, $H_{\text{НПС}1}=4585$, $H_{\text{НПС}2}=4436$. Сонда

$$Q_p(v_2, 6)=1100+(1200-1100)/[1+(4460-4436)/(4585-3791)]\approx 1197,1 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

$H(v_3, Q_c)=H_{\text{НПС}}(6, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 4 және 6 – бағандары) $Q_1=1100$, $Q_2=1200$, $H_1=3957$, $H_2=4646$, $H_{\text{НПС}1}=4585$, $H_{\text{НПС}2}=4436$. Сонда

$$Q_p(v_3, 6)=1100+(1200-1100)/[1+(4646-4436)/(4585-3957)]\approx 1175,0 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

$H(v_1, Q_c)=H_{\text{НПС}}(5, Q_c)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 2 және 5 – бағандары) $Q_1=1000$, $Q_2=1100$, $H_1=3709$, $H_2=4396$, $H_{\text{НПС}1}=3956$, $H_{\text{НПС}2}=3842$. Сонда

$$Q_p(v_1, 5) = 1000 + (1100 - 1000) / [1 + (4396 - 3842) / (3956 - 3709)] \approx 1030,8 \text{ м}^3/\text{сағ.}$$

$H(v_2, Q_4) = H_{\text{НПС}}(5, Q_4)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 3 және 5 – бағандары) $Q_1 = 1100$, $Q_2 = 1200$, $H_1 = 3791$, $H_2 = 4460$, $H_{\text{НПС}1} = 3842$, $H_{\text{НПС}2} = 4436$. Сонда

$$Q_p(v_2, 5) = 1100 + (1200 - 1100) / [1 + (4460 - 3717) / (3842 - 3791)] \approx 1106,4 \text{ м}^3/\text{сағ.}$$

$H(v_3, Q_4) = H_{\text{НПС}}(5, Q_4)$ теңдеуінің шешімі. Бұрынғыларға ұқсас (кестенің 4 және 5 – бағандары) $Q_1 = 1000$, $Q_2 = 1100$, $H_1 = 3325$, $H_2 = 3957$, $H_{\text{НПС}1} = 3956$, $H_{\text{НПС}2} = 3842$. Сонда

$$Q_p(v_3, 5) = 1000 + (1100 - 1000) / [1 + (3957 - 3842) / (3956 - 3325)] \approx 1084,6 \text{ м}^3/\text{сағ.}$$

Жұмыс нүктелерін кестеге түсіреміз.

n	$Q_p(v_1, n)$	$Q_p(v_2, n)$	$Q_p(v_3, n)$
7	1201,5 (1201,5)	1276,0 (1276,8)	1254,6 (1255,5)
6	1121,2 (1121,8)	1197,1 (1197,1)	1174,9 (1175,7)
5	1030,8 (1030,8)	1106,4 (1106,7)	1084,6 (1085,1)

Жақшаның ішінде компьютер көмегімен алынған жұмыс нүктелерінің дәл мәндері көрсетілген. Жуық мәндер дәл мәндерге өте жақын, айырмашылық бірден аспайды (салыстырмалы қателік 0,1%-дан да аз). Яғни жуықтау өрнегін қолдануға болады.

5. Бір жылдағы әрбір өнімнің нақты айдау тәуліктерінің санын табамыз:

$$N_1^n = \frac{Q_{\text{жыл}1}}{24Q_{p1}^n}, N_2^n = \frac{Q_{\text{жыл}2}}{24Q_{p2}^n}, N_3^n = \frac{Q_{\text{жыл}3}}{24Q_{p3}^n} \dots$$

Бізде $Q_{\text{жыл}1} = 3371951 \text{ м}^3/\text{жыл}$; $Q_{\text{жыл}2} = 3848718 \text{ м}^3/\text{жыл}$; $Q_{\text{жыл}3} = 2806579 \text{ м}^3/\text{жыл}$;

$$N_1^7 = \frac{Q_{\text{жыл}1}}{24Q_{p1}^7} = 3371951 / (24 \cdot 1201,5) \approx 116,9 \text{ тәулік};$$

$$N_2^7 = \frac{Q_{жыл2}}{24Q_{p2}^7} = 3848718 / (24 \cdot 1276,0) \approx 125,7 \text{ тәулік};$$

$$N_3^7 = \frac{Q_{жыл3}}{24Q_{p3}^7} = 2806579 / (24 \cdot 1254,6) \approx 93,2 \text{ тәулік};$$

$$N^7 = 116,9 + 125,7 + 93,2 = 335,8 \text{ тәулік}.$$

$$N_1^6 = \frac{Q_{жыл1}}{24Q_{p1}^6} = 3371951 / (24 \cdot 1121,2) \approx 125,3 \text{ тәулік};$$

$$N_2^6 = \frac{Q_{жыл2}}{24Q_{p2}^6} = 3848718 / (24 \cdot 1197,1) \approx 134,0 \text{ тәулік};$$

$$N_3^6 = \frac{Q_{жыл3}}{24Q_{p3}^6} = 2806579 / (24 \cdot 1174,9) \approx 99,5 \text{ тәулік};$$

$$N^6 = 125,3 + 134,0 + 99,5 = 358,8 \text{ тәулік}.$$

$$N_1^5 = \frac{Q_{жыл1}}{24Q_{p1}^5} = 3371951 / (24 \cdot 1030,8) \approx 136,3 \text{ тәулік};$$

$$N_2^5 = \frac{Q_{жыл2}}{24Q_{p2}^5} = 3848718 / (24 \cdot 1106,4) \approx 144,9 \text{ тәулік};$$

$$N_3^5 = \frac{Q_{жыл3}}{24Q_{p3}^5} = 2806579 / (24 \cdot 1084,6) \approx 107,8 \text{ тәулік};$$

$$N^5 = 136,3 + 144,9 + 107,8 = 389,0 \text{ тәулік}.$$

Қажетті станса санын айдалу уақыты бір жылда ең көп болатын, бірақ жылдық жұмыс күнінен артық емес жағдай бойынша таңдаймыз. Мұнай өнімдерін айдау тәуліктерінің жалпы саны 350–ден аспайтындықтан, мынадай шарт орындалу керек $N_1^n + N_2^n + N_3^n + \dots \leq 350$. Бұл шарт станса саны 7–ден кем болмағанда ғана орындалады (станса саны 5 болатын жағдайды есептемесе де болады екен, бірақ ол нәтиже алдын ала белгісіз еді). Яғни станса саны 7–ден аз болмау керек екен. Осы мәнге сәйкес жұмыстық нүктелерді белгілейміз:

$$Q_{p1} = Q_p(v_1, 7) = 1201,5 \text{ м}^3/\text{сағ}, \quad Q_{p2} = Q_p(v_2, 7) = 1276,0 \text{ м}^3/\text{сағ}, \\ Q_{p3} = Q_p(v_3, 7) = 1254,6 \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Осы жұмыс нүктелеріне сәйкес әрбір өнімнің гидравликалық кедергілерін анықтаймыз.

$$Q_{p1}=1201,5 \text{ м}^3/\text{сағ}; \text{ осы шығындағы Рейнольдс саны } (v_1=7 \text{ мм}^2/\text{с}): \text{Re}(v_1, Q_{p1}) = \frac{Q_{p1}}{900\pi D v_1} = 1201,5/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 7 \cdot 10^{-6}] = 118567;$$

$Re_1 \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda_1 = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/118567 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01938;$$

$$Q_{p2}=1276,0 \text{ м}^3/\text{сағ}; \text{ осы шығындағы Рейнольдс саны } (v_2=1,8 \text{ мм}^2/\text{с}):$$

$$\text{Re}(v_2, Q_{p2}) = \frac{Q_{p2}}{900\pi D v_2} = 1276,0/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 1,8 \cdot 10^{-6}] = 489683;$$

$Re_1 \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda_2 = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/489683 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01669;$$

$$Q_{p3}=1254,6 \text{ м}^3/\text{сағ}; \text{ осы шығындағы Рейнольдс саны } (v_3=3 \text{ мм}^2/\text{с}):$$

$$\text{Re}(v_3, Q_{p3}) = \frac{Q_{p3}}{900\pi D v_3} = 1254,6/[900 \cdot 3,1416 \cdot 0,512 \cdot 3 \cdot 10^{-6}] = 288882;$$

$Re_1 \leq Re < Re_{II}$ болғандықтан,

$$\lambda_3 = 0,11 \left(\frac{68}{Re} + \frac{k_s}{D} \right)^{0,25} = 0,11 \cdot (68/288882 + 0,2/512)^{0,25} = 0,01740;$$

$$\text{Мұнай өнімі құбырының көлемі } V_{\text{тр}} = \pi D^2 L / 4 = 3,1416 \cdot 0,512^2 \cdot 970000 / 4 = 199711 \text{ м}^3.$$

Сонда 1 және 2 мұнай өнімдерінің түйісу аумақтарында пайда болатын қоспаның көлемі Сьенитцер формуласы бойынша мынаған тең болады:

$$V_{\text{см12}} \approx 1000 V_{\text{тр}} \cdot (\lambda_1^{1,8} + \lambda_2^{1,8}) \cdot \left(\frac{D}{L} \right)^{0,43}. \text{ Немесе}$$

$$V_{\text{см12}} = 1000 \cdot 199711 \cdot (0,01938^{1,8} + 0,01669^{1,8}) \cdot (0,512/970000)^{0,43} = 581,9 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{см23}} = 1000 \cdot 199711 \cdot (0,01740^{1,8} + 0,01669^{1,8}) \cdot (0,512/970000)^{0,43} = 523,7 \text{ м}^3;$$

$$V_{\text{см13}} = 1000 \cdot 199711 \cdot (0,01938^{1,8} + 0,01740^{1,8}) \cdot (0,512/970000)^{0,43} = 601,5 \text{ м}^3;$$

Мысалда берілген цикл құрылымы үшін 1–3 түйісу аумағы болмайды, осы себепті табылған V_{cm13} қоспа көлемінің ешқандай мағынасы жоқ.

6. Есептің шарты бойынша тізбектей айдау циклінің үлгісі ...–2–1–2–3–2–1–2–... түрінде. Яғни цикл құрылымы –1–2–3–2– түрінде. Осы құрылымнан 4 жерде түйісу аумағы бар екендігі көрініп тұр: 1–2, 2–3, 3–2, 2–1. Осы түйісу аумақтарындағы түзілетін қоспалардың көлемдері V_{cm12} , V_{cm23} , V_{cm32} , V_{cm21} . Есеп шартына сәйкес осы көлемдерді тең екіге бөліп тарату керек. Оларды қабылдай алатындай мұнай өнімдерінің циклдегі ең аз көлемдері болу керек. Оларды төмендегідей белгілейік: V_{cm12} қоспаның жартысын қабылдай алатын 1 және 2 – өнімдердің ең аз көлемдері: $V_{1min}(V_{cm12})$ және $V_{2min}(V_{cm12})$. Сол сияқты қалған 3 түйісу аумақтарындағы қоспалардың жартыларын қабылдай алатын өнімдердің ең аз көлемдері: $V_{2min}(V_{cm23})$, $V_{3min}(V_{cm23})$; $V_{2min}(V_{cm32})$, $V_{3min}(V_{cm32})$; $V_{1min}(V_{cm21})$ және $V_{2min}(V_{cm21})$. Съенитцер формуласына сәйкес $V_{cm12} = V_{cm21} = 581,9 \text{ м}^3$ және $V_{cm23} = V_{cm32} = 523,7 \text{ м}^3$. i және j өнімдердің түйісу аумақтарында түзілетін қоспаның тең жартысын қабылдауға шамасы келетін таза i – мұнай өнімінің ең аз көлемі $V_{i \min}^{ij}$ мынаған тең:

$$V_{i \min}^{ij} = 0,0858 \cdot \frac{V_{cm \ ij}}{\theta_n^{ji}}. \text{ Біздің есеп үшін:}$$

$$V_{1min}(V_{cm12}) = V_{1min}(V_{cm21}) = 0,0858 \cdot V_{cm12} / \theta_{\Pi}^{21} = 0,0858 \cdot 581,9 / (1,2 \cdot 10^{-2}) = 4160,6 \text{ м}^3;$$

$$V_{2min}(V_{cm12}) = V_{2min}(V_{cm21}) = 0,0858 \cdot V_{cm23} / \theta_{\Pi}^{12} = 0,0858 \cdot 581,9 / (0,95 \cdot 10^{-2}) = 5255,5 \text{ м}^3;$$

$$V_{2min}(V_{cm23}) = V_{2min}(V_{cm32}) = 0,0858 \cdot V_{cm23} / \theta_{\Pi}^{32} = 0,0858 \cdot 523,7 / (0,2 \cdot 10^{-2}) = 22466,7 \text{ м}^3;$$

$$V_{3min}(V_{cm23}) = V_{3min}(V_{cm32}) = 0,0858 \cdot V_{cm23} / \theta_{\Pi}^{23} = 0,0858 \cdot 523,7 / (0,3 \cdot 10^{-2}) = 14977,8 \text{ м}^3;$$

Тізбектей айдау циклін қамтамасыз ететін өнімдердің ең аз көлемдері:

$$V_{1min} = V_{1min}(V_{cm12}) + V_{1min}(V_{cm21}) = 2V_{1min}(V_{cm12}) = 2 \cdot 4160,6 = 8321,2 \text{ м}^3;$$

$$V_{2\min} = V_{2\min}(V_{\text{см}12}) + V_{2\min}(V_{\text{см}21}) + V_{2\min}(V_{\text{см}23}) + \\ V_{2\min}(V_{\text{см}32}) = 2[V_{2\min}(V_{\text{см}12}) + V_{2\min}(V_{\text{см}23})] = 2 \cdot (5255,5 + 22466,7) = \\ 55444,4 \text{ м}^3; \\ V_{3\min} = V_{3\min}(V_{\text{см}23}) + V_{3\min}(V_{\text{см}32}) = 2V_{3\min}(V_{\text{см}23}) = 2 \cdot 14977,8 = 29955,6 \text{ м}^3.$$

Әрбір мұнай өнімінің мүмкін болатын ең көп айдау циклінің сандары:

$$C_1 = Q_{\text{жыл}1} / V_{1\min}, C_2 = Q_{\text{жыл}2} / V_{2\min}, C_3 = Q_{\text{жыл}3} / V_{3\min}.$$

Бізде $Q_{\text{жыл}1} = 3371951 \text{ м}^3/\text{жыл}$; $Q_{\text{жыл}2} = 3848718 \text{ м}^3/\text{жыл}$; $Q_{\text{жыл}3} = 2806579 \text{ м}^3/\text{жыл}$. Осыдан

$$C_1 = 3371951 / 8321,2 \approx 405,2; C_2 = 3848718 / 55444,4 \approx 69,4; \\ C_3 = 2806579 / 29955,6 \approx 93,7.$$

Циклдің таңдалған құрылымын (үлгісін) сақтау үшін және қоспаны таратуды қамтамасыз ету үшін қажетті цикл саны: $C = \min\{405,2; 69,4; 93,7\} = 69$ (цикл саны бүтін болу керек).

Бір жылдағы жұмыс күні $N_p = 350$ тәулік, сонда цикл ұзақтығы мынадай болады:

$$\tau = 350 / C = 350 / 69 \approx 5,07 \text{ тәулік}.$$

Циклдегі әрбір өнімнің айдалатын көлемдері:

$$V_1 = Q_{\text{жыл}1} / C = 3371951 / 69 = 48868,9 \text{ м}^3, \\ V_2 = Q_{\text{жыл}2} / C = 3848718 / 69 = 55778,5 \text{ м}^3, \\ V_3 = Q_{\text{жыл}3} / C = 2806579 / 69 = 40675,1 \text{ м}^3.$$

Бұл көлемдердің қай-қайсысы болмасын, талап етілген ең аз көлемнен артық:

$48868,9 > 8321,2$; $55778,5 > 55444,4$; $40675,1 > 29955,6$. Егер цикл саны есептегіден көп болса, мысалы $C = 70$ болса, онда $55778,5 > 55444,4$ теңсіздігі орындалмай қалар еді.

Табылған көлемдер бір өнім айдалып жатқанда, қалғандарын жиып сақтау үшін керек болатын резервуар парктерінің тым көп көлемін талап етеді: мысалы 1-өнім айдалып жатқанда, қалған екі өнімді жиып сақтау үшін $55778,5 + 40675,1 = 96453,6 \text{ м}^3$ шамасында (одан сәл аздау) көлем керек. Мұндай көлем практика жағдайында әрқашан бола бермейді, сондықтан қоспаны үшке, немесе одан да көпке бөліп таратады.

2.9. Тізбектей айдау кезіндегі қоспаны соңғы пункттегі резервуарларға бөліп – тарату.

Бас айдау стансасы резервуарларындағы өнімдер партиясын құрастыруды басқару әрқашан мүмкін бола бермейді. Бұл жағдайда қоспаны соңғы пунктте тұрған таза өнімдердің сапалық қорлары есебінен бірнеше резервуарларға бөліп таратады. Мысал қарастырайық. Тізбектей айдау кезінде А мұнай өнімінен кейін Б мұнай өнімі айдала бастасын делік. Осындай айдау кезінде екі өнімнің түйісу аумағында түзілген қоспаның сипаттық көлемі V_0 болсын. Осы қоспаны соңғы пунктте бөліп-тарату керек. Бөліп-тарату әдісі оны тең екіге бөлу. 2.20-кестенің 1–6 жолдарында соңғы пункт резервуарлары, оларда сақталып тұрған таза А және Б өнімдер параметрлері туралы деректер берілген. Мысалда $V_0=67,4772 \text{ м}^3$ деп алдық.

2.20-кесте

Соңғы пункт резервуарлары туралы деректер (1–6 жолдар)

1	Мұнай өнімі	А	А	А	Б	Б	Б
2	Резервуар нөмері	4	6	7	10	13	16
3	Резервуар түрі	РВСП 5000	РВСП 10000	РВСП 5000	РВС 5000	РВС 5000	РВС 5000
4	Резервуардың номинал көлемі, м^3	4380	9590	4380	4866	4866	4866
5	Резервуардағы өнім көлемі, м^3	2457	6381	3168	3721	3101	4026
6	Рұқсат етілетін концентрациялар, %	0,11	0,23	0,18	0,22	0,20	0,21
7	Резервуардың пайдалы көлемі, м^3	3679,2	8055,6	3679,2	4087,4	4087,4	4087,4
8	Резервуардың бос көлемі, м^3	1222,2	1674,6	511,2	366,4	986,4	61,4
9	ξ және ζ параметрлер	0,080	0,435	0,169	0,243	0,184	0,251
10	Бөліп-тарату нөмірі	3	1	2	2	3	1
11	Қоспа концентрациясының шектері	–	0,01; 0,422	0,422; 0,5	0,5411; 0,7151	0,7151; 0,99	0,5; 0,5411
12	Қоспа көлемі	–	101,55	9,45	22,20	4,93	83,87

Басқаша айтқанда, бұл есепте әрбір 4, 6, 7, 10, 13, 16 резервуарлар үшін арасындағы қоспаны берілген резервуар қабылдайтындай концентрациялардың шектерін анықтау талап етіледі. Әрине, концентрациялардың шектерін анықтау үшін z параметрлердің шектерін анықтау керек. Резервуарлардың номинал көлемі – $V_{0pAi}, A_i = (4,6,7)$ и $V_{0pBi}, B_i = (10,13,16)$, резервуарлардағы мұнай өнімдерінің көлемі V_{pAi} и V_{pBi} . Әрбір

резервуардағы бөтен өнімнің рұқсат етілетін концентрациялары θ_{Ai}^{BA} (Б на А) және θ_{Bi}^{AB} (А на Б). Ең алдымен резервуарлардың қоспа қабылдау қабылетін сипаттайтын төмендегі параметрлерді есептейміз: $\zeta_{Bi} = \frac{2\theta_{Ai}^{BA} \cdot V_{pAi}}{V_0}$, $\xi_{Ai} = \frac{2\theta_{Bi}^{AB} \cdot V_{pBi}}{V_0}$. Осы параметрлер

қоспаны резервуарларға бөліп тарату үшін толық жеткілікті. Табылған ζ_{Bi} және ξ_{Ai} параметрлердің өсу тәртібіне байланысты қоспаны сәйкес i -резервуарларға бөліп-тарату тәртібін қабылдаймыз. Біздің мысалда резервуарлардың пайдалы көлемі мынадай болады (РВСП 5000 және РВСП 10000 резервуарларының пайдалы көлемі номинал көлемінің 0,84 бөлігіне тең): $V_{0p4} = V_{0p7} = 4380 \cdot 0,84 = 3679,2 \text{ м}^3$,

$$V_{0p6} = 9590 \cdot 0,84 = 8055,6 \text{ м}^3,$$

$$V_{0p10} = V_{0p13} = V_{0p16} = 4866 \cdot 0,84 = 4087,4 \text{ м}^3.$$

$$\zeta_4 = 2 \cdot 0,0011 \cdot 2457 / 67,4772 = 0,080;$$

$$\zeta_6 = 2 \cdot 0,0023 \cdot 6381 / 67,4772 = 0,435; \quad \zeta_7 = 2 \cdot 0,0018 \cdot 3168 / 67,4772 = 0,169;$$

$$\zeta_{10} = 2 \cdot 0,0022 \cdot 3721 / 67,4772 = 0,243;$$

$$\zeta_{13} = 2 \cdot 0,0020 \cdot 3101 / 67,4772 = 0,184;$$

$$\zeta_{16} = 2 \cdot 0,0021 \cdot 4026 / 67,4772 = 0,251;$$

$\zeta_6 > \zeta_7 > \zeta_4$ және $\xi_{16} > \xi_{10} > \xi_{13}$ болғандықтан, резервуарларға бөліп-тарату тәртібі мынадай: А – өнімі бар резервуарлар үшін – № 6, № 7, № 4; Б – өнімі бар резервуарлар үшін – № 16, № 10, № 13. Нәтижелерді 9 және 10 жолдарға жазамыз. Бұдан былай параметр индекстері бөліп-тарату нөмірлеріне сәйкес келетін болады: $\zeta_{B1} = \zeta_6 = 0,435$; $\zeta_{B2} = \zeta_7 = 0,169$; $\zeta_{B3} = \zeta_4 = 0,080$; $\zeta_{A1} = \xi_{16} = 0,251$; $\zeta_{A2} = \xi_{10} = 0,243$; $\zeta_{A3} = \xi_{13} = 0,184$;

Арасындағы қоспаны берілген А-резервуар қабылдайтын концентрациялардың шектеріне сәйкес келетін z параметрлерді анықтайтын теңдеулер жүйесі төмендегі түрде жазылады:

$$\begin{cases} z_{Б1} = 1,645, \\ z_{Б2} = \text{arc}\Phi(\zeta_{Б1}), \\ z_{Б3} = \text{arc}\Phi(\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2}), \\ z_{Б4} = \text{arc}\Phi(\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2} + \zeta_{Б3}), \dots \\ z_{Б(n_A+1)} = \text{arc}\Phi(\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2} + \zeta_{Б3} + \dots + \zeta_{Бn_A}). \end{cases} \quad (2.47)$$

Мұндағы n_A –А–өнім бар резервуарлардың саны (n_B –Б–өнім бар резервуарлардың саны), arc белгісі кері функцияны білдіреді. А – резервуарлар қоспаның тең жартысын қабылдайтындықтан, $z_{Б(i)} \geq 0$ ($z=0$ қоспаның тең ортасына сәйкес келеді, ол жерде $C=0,5$). Бұл жердегі $\Phi(0) = \Psi(0) = 0,564$ болатындықтан ζ параметрлер мынадай шарттарды қанағаттандырулары тиіс:

$\zeta_{Б1} \leq 0,564$, $\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2} \leq 0,564$, $\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2} + \zeta_{Б3} \leq 0,564$, $\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2} + \zeta_{Б3} + \dots \leq 0,564$. Егер осы теңсіздік бір жерде бұзылса, ол қоспаны А–резервуарларға бөліп–таратудың аяқталғандығын көрсетеді (ол жерде z теріс сан болып кетеді) және осыған сәйкес z шамасы нөлге тең деп алынады. Біздің мысалда $\zeta_{Б1} + \zeta_{Б2} = 0,435 + 0,169 = 0,604 > 0,564$, яғни $z_{Б1} = 1,645$; $z_{Б2} = \text{arc}\Phi(0,435) = 0,140$ (кесте), $z_{Б3} = 0$. $\text{arc}\Phi(0,435)$ мәнін табу үшін арнайы кесте қолданылған [2]. Көрнекілік үшін сол кестенің бір бөлігін келтірейік.

z	$\text{erf}(z)$	$\Phi(z)$	$\Psi(z)$	z	$\text{erf}(z)$	$\Phi(z)$	$\Psi(z)$
0,138	0,1547	0,4369	0,7129	0,072	0,0811	0,4951	0,6391
0,140	0,1569	0,4352	0,7152	0,074	0,0833	0,4933	0,6413
0,142	0,1592	0,4335	0,7175	0,402	0,4303	0,2510	1,0550

Сәйкес бөліп–кесу концентрациялары мынаған тең:

$$\begin{aligned} C_{Б1} &= \frac{1}{2}(1 - \text{erf } 1,645) = 0,01; C_{Б2} = \frac{1}{2}(1 - \text{erf } 0,140) = \\ &= \frac{1}{2}(1 - 0,1569) = 0,422; C_{Б3} = 0,5. \end{aligned}$$

Концентрациялары (0,01;0,422) аралығында жатқан қоспа бөліп–тарату нөмірі бірге тең 6 резервуарға, ал (0,422;0,5)

аралықтағы қоспа – бөліп-тарату нөмірі екіге тең 7 резервуарға қабылданады. Осы екі резервуардың көлемдері қоспаның тең жартысын қабылдауға толық жеткілікті. 4 резервуар қоспа қабылдамайды. № 6 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі мынаған тең:

$$V_{\text{см.Б1}} = V_{\text{см.6}} = V_0 \cdot (z_{\text{Б1}} - z_{\text{Б2}}) = 67,4772 \cdot (1,645 - 0,140) = 101,55 \text{ м}^3;$$

№ 6 резервуардың бос көлемі қабылдаған қоспаның көлемінен артық:

$\Delta V_{p6} = V_{0p6} - V_{p6} = 8055,6 - 6381 = 1674,6 \text{ м}^3 > V_{\text{см.6}};$ осыған ұқсас (0,422;0,5) аралықтағы № 7 резервуар қабылдаған қоспаның көлемін табамыз:

$$V_{\text{см.Б2}} = V_{\text{см.7}} = 67,477 \cdot (z_{\text{Б2}} - z_{\text{Б3}}) = 67,477 \cdot (0,140 - 0) = 9,45 \text{ м}^3;$$

$\Delta V_{p7} = V_{0p7} - V_{p7} = 3679,2 - 3168 = 511,2 \text{ м}^3 > V_{\text{см.7}};$ яғни бұл жағдайда № 7 резервуардың бос көлемі қабылдаған қоспаның көлемінен көп. Егер резервуардың бос көлемі қабылдаған қоспаның көлемінен аз болып шықса, онда жетпей тұрған көлемді резервуардың соншама таза өнімінің көлемін бос орыны бар басқа резервуарға құю арқылы алуға болады. Қабылданатын қоспа көлемі резервуардың пайдалы көлемінен көп аз болатындықтан, жетпей тұрған көлемді басқасына құю резервуарлардың қоспа қабылдау қабілетіне көп әсерін тигізе қоймайды. Тура осындай әдіспен арасындағы қоспаны берілген Б–резервуар қабылдайтын концентрациялардың шектеріне сәйкес келетін z параметрлерді анықтайтын теңдеулер жүйесін жазамыз:

$$\begin{cases} z_{A1} = 1,645, \\ z_{A2} = \text{arc}\Phi(\xi_{A1}), \\ z_{A3} = \text{arc}\Phi(\xi_{A1} + \xi_{A2}), \\ z_{A4} = \text{arc}\Phi(\xi_{A1} + \xi_{A2} + \xi_{A3}), \dots \\ z_{A(n_B+1)} = \text{arc}\Phi(\xi_{A1} + \xi_{A2} + \xi_{A3} + \dots + \xi_{A n_B}). \end{cases} \quad (2.48)$$

$\xi_{A1}=0,251; \xi_{A1} + \xi_{A2}=0,494; \xi_{A1} + \xi_{A2} + \xi_{A3}=0,678 > 0,564$, демек $z_{A1}=1,645; z_{A4}=0; z_{A2}=\text{arc}\Phi(0,251)=0,402; z_{A3}=\text{arc}\Phi(0,494)=0,073$.

Сәйкес бөліп–кесу концентрациялары былайша табылады:

$$C_{A1} = \frac{1}{2}(1 - \operatorname{erf} 1,645) = 0,01; C_{A2} = \frac{1}{2}(1 - \operatorname{erf} 0,402) = \frac{1}{2}(1 - 0,4303) = 0,2849;$$

$$C_{A3} = \frac{1}{2}(1 - \operatorname{erf} 0,073) = \frac{1}{2}(1 - 0,0822) = 0,4589; C_{A4} = 0,5.$$

Біз ұқсастық әдісімен есептің шешімін А өнімнің концентрациясымен таптық. Одан $C=1-C_A$ тәуелділігінің көмегімен С арқылы жазылған бөліп–кесу концентрацияларын аламыз:

$$C_3 = C_{B3} = 1 - C_{A4} = 0,5; C_4 = 1 - C_{A3} = 1 - 0,4589 = 0,5411;$$

$$C_5 = 1 - C_{A2} = 1 - 0,2849 = 0,7151; C_6 = 1 - C_{A1} = 1 - 0,01 = 0,99.$$

Бұл шешімдер мынаны көрсетеді: концентрациялары (0,5;0,5411) аралығында жатқан қоспа бөліп–тарату нөмірі бірге тең 16 резервуарға, (0, 5411;0,7151) аралықтағы қоспа – бөліп–тарату нөмірі екіге тең 10 резервуарға қабылданады. Ал (0, 7151;0,99) аралықтағы қоспа болса – бөліп–тарату нөмірі үшке тең 13 резервуарға қабылданады.

№ 16 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі мынаған тең:

$$V_{\text{см.}A1} = V_{\text{см.}16} = V_0 \cdot (z_{A1} - z_{A2}) = 67,477 \cdot (1,645 - 0,402) = 83,87 \text{ м}^3;$$

№ 16 резервуардың бос көлемі қабылдаған қоспаның көлемінен аз болып шықты (8–жол). Бос орын алу үшін №16 резервуардан №13 резервуарға $83,87 - 61,4 = 22,47 \approx 23 \text{ м}^3$ –ке тең таза Б–мұнай өнімін ауыстырып, құямыз.

(0, 5411;0,7151) концентрациялар аралығындағы № 10 резервуар қабылдаған қоспаның көлемін табамыз:

$$V_{\text{см.}A2} = V_{\text{см.}10} = 67,477 \cdot (z_{A2} - z_{A3}) = 67,477 \cdot (0,402 - 0,073) = 22,20 \text{ м}^3;$$

бұл резервуар үшін бос көлем қабылдаған қоспаның көлемінен көп екен.

(0,7151;0,99) концентрациялар аралығындағы №13 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі:

$$V_{\text{см.}A3} = V_{\text{см.}13} = 67,477 \cdot (z_{A3} - z_{A4}) = 67,477 \cdot (0,073 - 0) = 4,93 \text{ м}^3;$$

бұл №13 резервуардағы бос көлем $986,4 \text{ м}^3$ бізге қажетті көлемнен $4,93 + 23 = 27,93 \text{ м}^3$ көлемнен көп артық. А–резервуарлар

кабылдаған қоспа көлемдерінің қосындысын оңай есептеуге болады (12–жол), ол 111 м^3 ; ал Б–резервуарлар қабылдаған қоспа көлемдерінің қосындысы болса, ол да 111 м^3 . (2.20)–формула бойынша табылатын қоспа көлемі: $V_{\text{см}} = V_0 \cdot (z_1 - z_2) = 67,4772 \cdot (1,645 + 1,645) = 220 \text{ м}^3$. Қоспа балансын тексереміз: $220 = 110 + 110$ – баланс орындалып тұр.

Енді №16 резервуардан №13 резервуарға 23 м^3 –ке тең таза Б–мұнай өнімін ауыстырып, құю есеп шешіміне қалай әсер етеді екен, осыны тексерейік. №16 резервуардағы өнімнің жаңа көлемі $4026 - 23 = 4003$; оның қоспа қабылдау қабілеті:

$$\zeta_{16} = 2 \cdot 0,0021 \cdot 4003 / 67,4772 = 0,249;$$

№13 резервуардағы өнімнің жаңа көлемі $3101 + 23 = 3124$; оның қоспа қабылдау қабілеті: $\zeta_{13} = 2 \cdot 0,0020 \cdot 3124 / 67,4772 = 0,185$;

Сонда (2.48)–теңдеулер жүйесі сәл басқаша жазылады:

$$\zeta_{A1} = \zeta_{16} = 0,249; \zeta_{A2} = \zeta_{10} = 0,243; \zeta_{A3} = \zeta_{13} = 0,185; \zeta_{A1} = 0,249; \zeta_{A1} + \zeta_{A2} = 0,492;$$

$$\zeta_{A1} + \zeta_{A2} + \zeta_{A3} = 0,677 > 0,564, \quad \text{демек} \quad z_{A1} = 1,645; \quad z_{A4} = 0; \\ z_{A2} = \text{arcF}(0,249) = 0,406; \quad z_{A3} = \text{arcF}(0,492) = 0,076.$$

Сәйкес бөліп–кесу концентрациялары былайша табылады:

$$C_{A1} = \frac{1}{2}(1 - \text{erf } 1,645) = 0,01; C_{A2} = \frac{1}{2}(1 - \text{erf } 0,406) = \frac{1}{2}(1 - 0,4340) = 0,2828;$$

$$C_{A3} = \frac{1}{2}(1 - \text{erf } 0,076) = \frac{1}{2}(1 - 0,0856) = 0,4572; C_{A4} = 0,5.$$

С арқылы жазылған бөліп–кесу концентрациялары:

$$C_3 = C_{B3} = 1 - C_{A4} = 0,5; C_4 = 1 - C_{A3} = 1 - 0,4572 = 0,5428;$$

$$C_5 = 1 - C_{A2} = 1 - 0,2828 = 0,7172; C_6 = 1 - C_{A1} = 1 - 0,01 = 0,99.$$

Яғни концентрациялары (0,5; 0,5428) аралығында жатқан қоспа бөліп–тарату нөмірі бірге тең 16 резервуарға, (0, 5428; 0,7172) аралықтағы қоспа – бөліп–тарату нөмірі екіге тең 10 резервуарға қабылданады. Ал (0, 7172; 0,99) аралықтағы қоспа болса – бөліп–тарату нөмірі үшке тең 13 резервуарға қабылданады.

№16 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі мынаған тең:

$$V_{\text{см}, A1} = V_{\text{см}, 16} = V_0 \cdot (z_{A1} - z_{A2}) = 67,477 \cdot (1,645 - 0,406) = 83,60 \text{ м}^3;$$

Енді №16 резервуардың бос көлемі $(61,4+23=84,4 \text{ м}^3)$ қабылдаған қоспаның көлемінен көп болып шықты (8–жол).

$(0, 5428; 0,7172)$ концентрациялар аралығындағы №10 резервуар қабылдаған қоспаның көлемін табамыз:

$$V_{\text{см.А2}} = V_{\text{см.10}} = 67,477 \cdot (z_{\text{А2}} - z_{\text{А3}}) = 67,477 \cdot (0,406 - 0,076) = 22,27 \text{ м}^3;$$

бұл резервуар үшін бос көлем қабылдаған қоспаның көлемінен көп.

$(0,7172; 0,99)$ концентрациялар аралығындағы №13 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі:

$$V_{\text{см.А3}} = V_{\text{см.13}} = 67,477 \cdot (z_{\text{А3}} - z_{\text{А4}}) = 67,477 \cdot (0,076 - 0) = 5,13 \text{ м}^3;$$

бұл №13 резервуардағы бос көлем $986,4 \text{ м}^3$ бізге қажетті көлемнен $5,13+23=28,13 \text{ м}^3$ көлемнен көп артық. Есеп шешімі №16 резервуардан №13 резервуарға 23 м^3 -ке тең таза Б-мұнай өнімін ауыстырып, құюдан мүлдем өзгермейтін болып шықты (практикалық жағдайда болуы мүмкін қателіктен едәуір аз).

2.21-кесте

Соңғы пункт резервуарлары туралы деректер (1–6 жолдар)

1	Мұнай өнімі	А	А	А	Б	Б	Б
2	Резервуар нөмірі	4	6	7	10	13	16
3	Резервуар түрі	РВСП 5000	РВСП 10000	РВСП 5000	РВС 5000	РВС 5000	РВС 5000
4	Резервуардың номинал көлемі, м^3	4380	9590	4380	4866	4866	4866
5	Резервуардағы өнім көлемі, м^3	2457	6381	3168	3721	3124	4003
6	Рұқсат етілетін концентрациялар, %	0,11	0,23	0,18	0,22	0,20	0,21
7	Резервуардың пайдалы көлемі, м^3	3679,2	8055,6	3679,2	4087,4	4087,4	4087,4
8	Резервуардың бос көлемі, м^3	1222,2	1674,6	511,2	366,4	963,4	84,4
9	ξ және ζ параметрлер	0,080	0,435	0,169	0,243	0,185	0,249
10	Бөліп-тарату нөмірі	6	1	5	3	4	2
11	Қоспа концентрациясының шектері	—	0,01; 0,422	0,422; 0,5	0,5411; 0,7151	0,7151; 0,99	0,5; 0,5411
12	Қоспа көлемі	—	101,55	9,45	22,20	4,93	83,87

Кейде қоспаны бір мұнай өнімдері тұрған резервуарларға ғана қабылдауға болады (басқа резервуарлар үшін рұқсат етілетін концентрациялар нөлге тең). Бұл жағдайдағы қоспаны бөліп–тарату әдісінің «тең екіге бөліп–тарату» әдісінен ешбір айырмашылығы болмайды, тек қана ζ параметрлер қоспаның бітуіне сәйкес келетін сәл басқа шарттарды қанағаттандырулары керек: $\zeta_{\text{Б1}} \leq 4$, $\zeta_{\text{Б1}} + \zeta_{\text{Б2}} \leq 4$, $\zeta_{\text{Б1}} + \zeta_{\text{Б2}} + \zeta_{\text{Б3}} \leq 4$, $\zeta_{\text{Б1}} + \zeta_{\text{Б2}} + \zeta_{\text{Б3}} + \dots \leq 4$. Сол сияқты бір ғана типті резервуарлар есептеледі. Егер ең соңғы

қосынды 4-ке жетпей қалса, ол жағдай қоспаны толық бөліп-таратуға резервуарлар жетпей қалды дегенді білдіреді. Мысал үшін алдыңғы қарастырылған есепті сәл басқа алғышартта шешейік: резервуарлардың бәрінде де тек таза А-өнімі сақталсын (Б-өнімі бар резервуарларға қоспа қабылдауға болмайды, осы себепті олар туралы деректер келтірілмеген). Бұрынғыдай $V_0=67,4772 \text{ м}^3$ болсын және есептің алғышарты сәл өзгертілсін (2.21-кесте).

Резервуарлардың қоспа қабылдау қабілеті:
 $\zeta_{Bi} = \frac{2\theta_{Ai}^{BA} \cdot V_{pAi}}{V_0}$. Табылған ζ_{Bi} параметрлердің өсу тәртібіне

байланысты қоспаны сәйкес i -резервуарларға бөліп-тарату тәртібін қабылдаймыз. Біздің мысалда резервуарлардың пайдалы көлемі мынадай болады (РВСП 5000 және РВСП 10000 резервуарларының пайдалы көлемі номинал көлемінің 0,84 бөлігіне тең):

$$V_{0p4} = V_{0p7} = 4380 \cdot 0,84 = 3679,2 \text{ м}^3,$$

$$V_{0p6} = 9590 \cdot 0,84 = 8055,6 \text{ м}^3,$$

$$V_{0p10} = V_{0p13} = V_{0p16} = 4866 \cdot 0,84 = 4087,4 \text{ м}^3.$$

$$\zeta_4=2 \cdot 0,0011 \cdot 2457/67,4772=0,080; \zeta_6=2 \cdot 0,0023 \cdot 6381/67,4772=0,435;$$

$$\zeta_7=2 \cdot 0,0018 \cdot 3168/67,4772=0,169;$$

$$\zeta_{10}=2 \cdot 0,0022 \cdot 3721/67,4772=0,243;$$

$$\zeta_{13}=2 \cdot 0,0020 \cdot 3124/67,4772=0,185;$$

$$\zeta_{16}=2 \cdot 0,0021 \cdot 4003/67,4772=0,249;$$

$\zeta_6 > \zeta_{16} > \zeta_{10} > \zeta_{13} > \zeta_7 > \zeta_4$ болғандықтан, резервуарларға бөліп-тарату тәртібі мынадай:

№ 6, №16, № 10; № 13, № 7, № 4. Нәтижелерді 9 және 10 жолдарға жазамыз. Бұдан былай параметрлер индекстері бөліп-тарату нөмірлеріне сәйкес келетін болады: $\zeta_{B1} = \zeta_6 = 0,435$; $\zeta_{B2} = \zeta_{16} = 0,249$; $\zeta_{B3} = \zeta_{10} = 0,243$; $\zeta_{B4} = \zeta_{13} = 0,185$; $\zeta_{B5} = \zeta_7 = 0,169$; $\zeta_{B6} = \zeta_4 = 0,080$;

Арасындағы қоспаны берілген А–резервуар қабылдайтын концентрациялардың шектеріне сәйкес келетін z параметрлерді анықтайтын теңдеулер жүйесі төмендегі түрде жазылады:

$$\begin{cases} z_{B1} = 1,645, \\ z_{B2} = \arcsin(\zeta_{B1}), \\ z_{B3} = \arcsin(\zeta_{B1} + \zeta_{B2}), \\ z_{B4} = \arcsin(\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3}), \dots \\ z_{B(n_A+1)} = \arcsin(\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} + \dots + \zeta_{Bn_A}). \end{cases} \quad (2.47)$$

Мұндағы n_A – А – өнім бар резервуарлардың саны (n_B – Б – өнім бар резервуарлардың саны), $\arcsin$ белгісі кері функцияны білдіреді. ζ параметрлер мынадай шарттарды қанағаттандырулары тиіс: $\zeta_{B1} \leq 4$, $\zeta_{B1} + \zeta_{B2} \leq 4$, $\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} \leq 4$, $\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} + \dots \leq 4$. Егер осы теңсіздік бір жерде бұзылса, ол қоспаны А-резервуарларға бөліп-таратудың аяқталғандығын көрсетеді (ол жерде z теріс сан болып кетеді). Біздің мысалда:

$$\zeta_{B1} = 0,435; \zeta_{B1} + \zeta_{B2} = 0,435 + 0,249 = 0,684;$$

$$\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} = 0,684 + 0,243 = 0,927;$$

$$\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} + \zeta_{B4} = 0,927 + 0,185 = 1,112;$$

$$\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} + \zeta_{B4} + \zeta_{B5} = 1,112 + 0,169 = 1,281;$$

$$\zeta_{B1} + \zeta_{B2} + \zeta_{B3} + \zeta_{B4} + \zeta_{B5} + \zeta_{B6} = 1,281 + 0,080 = 1,361.$$

Бұл қосындылардың қай-қайсысы болса да, 4-тен кем, яғни берілген резервуарлар қоспаны толық қабылдай алмайды. Қалғанын арнайы, тек қоспа ғана жинайтын резервуар қабылдасын деп болжамдайық.

$$z_{B1} = 1,645; z_{B2} = \arcsin(0,435) = 0,140; z_{B3} = \arcsin(0,684) = -0,113,$$

$$z_{B4} = \arcsin(0,927) = -0,310,$$

$$z_{B5} = \arcsin(1,112) = -0,446; z_{B6} = \arcsin(1,281) = -0,552,$$

$$z_{B7} = \arcsin(1,361) = -0,603;$$

$\arcsin$ мәндерін табу үшін арнайы кесте қолданылған [2], сол сияқты $\Phi(-z) = \Psi(z)$ қасиеті ескерілген. Кестеден табамыз:

$$\operatorname{erf}(1,645) = 0,98; \operatorname{erf}(0,140) = 0,1569; \operatorname{erf}(-0,113) = -0,127;$$

$$\operatorname{erf}(-0,310) = -0,339; \operatorname{erf}(-0,446) = -0,472; \operatorname{erf}(-0,552) = -0,565;$$

$$\operatorname{erf}(-0,603) = -0,606;$$

Сәйкес бөліп-кесу концентрациялары мынаған тең:

$$C_{B1} = (1 - 0,98)/2 = 0,01; C_{B2} = (1 - 0,1569)/2 = 0,422;$$

$$C_{B3} = (1 + 0,127)/2 = 0,5635;$$

$$C_{Б4}=(1+0,339)/2=0,6695; C_{Б5}=(1+0,472)/2=0,736;$$

$$C_{Б6}=(1+0,565)/2=0,7825; C_{Б7}=(1+0,606)/2=0,803;$$

Концентрациялары (0,01;0,422) аралығында жатқан қоспа бөліп-тарату нөмірі бірге тең 6 резервуарға, (0,422;0,5635) аралықтағы қоспа – бөліп-тарату нөмірі екіге тең 16 резервуарға, (0,5635; 0,6695) аралықтағы қоспа – бөліп-тарату нөмірі екіге тең 10 резервуарға,

(0,6695; 0, 736) аралықтағы қоспа – бөліп-тарату нөмірі екіге тең 13 резервуарға,

(0,736;0,7825) аралықтағы қоспа – бөліп-тарату нөмірі екіге тең 7 резервуарға, (0,7825;0,803) аралықтағы қоспа – бөліп-тарату нөмірі екіге тең 4 резервуарға қабылданады. № 6 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі мынаған тең:

$$V_{см.Б1} = V_{см.6} = V_0 \cdot (z_{Б1} - z_{Б2}) = 67,4772 \cdot (1,645 - 0,140) = 101,55\text{м}^3;$$

№ 6 резервуардың бос көлемі қабылдаған қоспаның көлемінен артық:

$$\Delta V_{p6} = V_{0p6} - V_{p6} = 8055,6 - 6381 = 1674,6\text{м}^3 > V_{см.6};$$

(0,422; 0,5635) аралықтағы № 16 резервуар қабылдаған қоспаның көлемін табамыз:

$$V_{см.Б2} = V_{см.16} = 67,477 \cdot (z_{Б2} - z_{Б3}) = 67,477 \cdot (0,140 + 0,113) = 17,07\text{м}^3;$$

$$17,07 < 84,4;$$

(0, 5635; 0, 6695) аралықтағы № 10 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі:

$$V_{см.Б3} = V_{см.10} = 67,477 \cdot (z_{Б3} - z_{Б4}) = 67,477 \cdot (-0,113 + 0,310) = 13,29\text{м}^3;$$

$$13,29 < 366,4;$$

(0,6695; 0, 736) аралықтағы № 13 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі:

$$V_{см.Б4} = V_{см.13} = 67,477 \cdot (z_{Б4} - z_{Б5}) = 67,477 \cdot (-0,310 + 0,446) = 9,18\text{м}^3;$$

$$9,18 < 963,4;$$

(0, 736; 0, 7825) аралықтағы № 7 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі:

$$V_{см.Б5} = V_{см.7} = 67,477 \cdot (z_{Б5} - z_{Б6}) = 67,477 \cdot (-0,446 + 0,552) = 7,15\text{м}^3;$$

$$7,15 < 511,2;$$

(0, 7825; 0, 803) аралықтағы № 4 резервуар қабылдаған қоспаның көлемі:

$$V_{\text{см.Б6}} = V_{\text{см.4}} = 67,477 \cdot (z_{\text{Б7}} - z_{\text{Б6}}) = 67,477 \cdot (-0,552 + 0,603) = 3,44 \text{ м}^3; \\ 3,44 < 1222,2.$$

Барлық резервуарлардың бос көлемдері (2.20–кесте, 8–жол) сәйкес қабылданатын қоспалардың көлемдерінен артық болып шықты.

Арнайы резервуар қабылдайтын (0, 7825; 0,99) аралықтағы қоспа көлемі:

$$V_{\text{см.арн}} = 67,477 \cdot (-0,603 + 1,645) = 70,31 \text{ м}^3;$$

қоспалардың жалпы көлемі:

$101,55 + 17,07 + 13,29 + 9,18 + 7,15 + 3,44 + 70,31 \approx 222 \text{ м}^3 - (2.20) -$
формула бойынша табылатын қоспа көлемімен бірдей:

$$V_{\text{см}} = V_0 \cdot (z_1 - z_2) = 67,4772 \cdot (1,645 - 1,645) = 220 \text{ м}^3.$$

Егер арнайы резервуар есеп шартына сәйкес $z_{\text{Бсоңғы}} = \arcsin(4) = -2$ мәніне дейін қоспа қабылдаса, онда $\text{erf}(-2) = -0,9953$; ал осы мәнге сәйкес бөліп–кесу концентрациясы: $C_{\text{Б7}} = (1 + 0,9953)/2 = 0,99765$. Сонда осы резервуар қабылдайтын (0, 7825; 0, 99765) аралықтағы қоспа көлемі:

$$V_{\text{см.арн}} = 67,477 \cdot (-0,603 + 2) = 94,27 \text{ м}^3 \text{ болады екен.}$$

(0, 7825; 0,99) аралықтағы бөтен өнімнің (Б-өнімінің) көлемі:

$$V_{\text{А}}(0, 7825; 0,99) = V_0 [\Psi(-0,603) - \Psi(-1,645)]/2 = 67,477 \cdot (0,1547 - 0,0048) = 10,114 \text{ м}^3.$$

Ал (0, 7825; 0,99765) аралықтағы бөтен өнімнің көлемі:

$$V_{\text{А}}(0, 7825; 0,99765) = V_0 [\Psi(-0,603) - \Psi(-2)]/2 = 67,477 \cdot (0,1547 - 0,0010) = 10,371 \text{ м}^3.$$

Сонда бөліп–кесу концентрациясы параметрін $z_{\text{Б}} = -1,645$ –тен $z_{\text{Бсоңғы}} = -2$ мәніне дейін жеткізгеннен (яғни қоспа соңын 0,99–дан 0,99765 шамасына апарғаннан) қоспа көлемі $94,27 - 70,31 \approx 24 \text{ м}^3$ көлемге, ал бөтен өнім көлемі бар-жоғы $10,371 - 10,114 = 0,257 \text{ м}^3 = 257$ литр көлемге ғана артады екен (ол көлем (0,99; 0, 99765) аралықтағы бөтен өнім көлеміне тең). Басқаша айтсақ, қоспа соңындағы 24 м^3 көлемде 257 литр бөтен өнім бар болып шығады (қызық үшін есептесек, (0,99765; 1)

аралығындағы қалатын және ескерілмейтін бөтен өнімнің көлемі мынадай екен: $V_A(0,99765;1)=V_0[\Psi(-2)-\Psi(-\infty)]/2 =$
 $=67,477 \cdot (0,0010-0) \approx 0,0675 \text{ м}^3 = 67,5 \text{ литр}$.

2.10. Ыстық айдау кезіндегі мұнай құбырларының ең тиімді параметрлері. Ыстық мұнай құбырының технологиялық есебі

Тұтқырлығы және шайырлануы жоғары мұнайлар мен мұнай өнімдерін айдаудың технологиялық есептеулері кәдімгі мұнай құбырында қарастырылған есептеулер сияқты жүргізіледі (құбырдың ең тиімді диаметрін, құбыр қабырғасының қалыңдығын, айдау стансаларының санын және пайдалану тәртібін есептеу мәселелері). Одан басқа бұл есептеулерде жылу оқшаулағыштың ең тиімді қалыңдығын, жылу стансаларының (қыздыру пункттерінің) санын, ең тиімді қыздыру температурасын анықтау (қыздыру арқылы тасымалдауда, немесе ыстық айдауда) мәселелері қарастырылады.

Жалпы жағдайда ыстық құбырда екі жылу тәртібі болады: турбулентті (қыздыру пунктінен кейін, бірден) және ламинарлы (қыздыру пунктінің алдында). Мұнай температурасының турбулентті құбыр бөлігіндегі өзгеру заңдылығы Шухов формуласымен анықталады:

$$T = T_0 + (T_n - T_0) e^{-Шу_T \cdot \frac{x}{L}}, \quad (2.48)$$

мұндағы T_0 – қоршаған орта температурасы (құрылыс басталмай тұрған кезде болатын құбыр тереңдігіндегі грунт температурасы, немесе жерүсті құбырларында – ауа температурасы); T_n – мұнайдың бастапқы қыздыру температурасы; $Шу_T$ – турбулентті құбыр бөлігіндегі Шухов саны ($0 < x < L_T$):

$$Шу_T = \frac{K_T \pi D L}{\rho Q c}, \quad (2.49)$$

K_T – турбулентті тәртіптегі құбырдың толық жылу берілу (мұнайдан қоршаған ортаға) коэффициенті; D – құбырдың ішкі диаметрі; L – қыздыру пункттері аралығының ұзындығы; Q –

тығыздығы ρ және тұрақты қысымдағы меншікті жылу сыйымдылығы c болатын мұнайдың шығыны; L_T – турбулентті құбыр бөлігінің ұзындығы.

Мұнай температурасының ламинарлы құбыр бөлігіндегі өзгеру заңдылығы мына формуламен беріледі:

$$T = T_0 + (T_{кр} - T_0)e^{-\frac{Ш_{y_{л}} \cdot (x - L_T)}{L}}, \quad (2.50)$$

мұндағы $T_{кр}$ – турбулентті ағын тәртібі ламинарлы болып өзгертін температура:

$$T_{кр} = T_u + \frac{1}{u} \ln \frac{\nu_u \pi D \cdot Re_{кр}}{4Q}, \quad (2.51)$$

T_u – мұнай өнімінің кинематикалық тұтқырлығы ν_u белгілі температура, $Re_{кр}$ – Рейнольдс санының критикалық мәні. Тұтқыр мұнай мен мұнай өнімдері үшін $Re_{кр} = 2000$, парафині аз мұнай үшін $Re_{кр} \approx 2000$; u – вискограмма тіктігі; $Ш_{y_{л}}$ – ламинарлы құбыр бөлігіндегі Шухов саны:

$$Ш_{y_{л}} = \frac{K_{л} \pi D L}{\rho Q c}, \quad (2.52)$$

$K_{л}$ – ламинарлы тәртіптегі құбырдың толық жылу берілу (мұнайдан қоршаған ортаға) коэффициенті.

Аралас тәртіптегі мұнайдың соңғы температурасы:

$$T_k = T_0 + (T_n - T_0)e^{-\frac{Ш_{y_{л}}}{Ш_{y_{т}}} \left(\frac{T_{кр} - T_0}{T_n - T_0} \right)^{\frac{1 - \frac{Ш_{y_{л}}}{Ш_{y_{т}}}}{1 - \frac{Ш_{y_{л}}}{Ш_{y_{т}}}}}}. \quad (2.53)$$

Турбулентті тәртіптегі құбыр бөлігінің ұзындығы:

$$L_T = \frac{Q \rho c}{K_T \pi D} \cdot \ln \frac{T_n - T_0}{T_{кр} - T_0}, \quad (2.54)$$

ал ламинарлы тәртіптегі құбыр бөлігінің ұзындығы:

$$L_{л} = L - L_T. \quad (2.55)$$

Егер мұнайдың бастапқы қыздыру температурасы мен соңғы температурасы, сол сияқты құбырдың ішкі α_1 ($\alpha_{1T}, \alpha_{1л}$ – турбулентті және ламинарлы тәртіптегі) және сыртқы α_2 жылу берілу коэффициенттері белгілі болса, онда ағын аралас тәртіпте

жүретін құбыр оқшаулатқышының диаметрі $D_{\text{ош}}$ төмендегі өрнектен табылады:

$$D_{\text{ош}} = D_{\text{н}} e^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{c\rho Q \cdot \text{Шу}} \left(\frac{\pi L}{\alpha_2 D_{\text{н}}} - 1 \right)} \left(\frac{D}{D_{\text{н}}} \right)^{\frac{\lambda_{\text{ош}}}{\lambda_{\text{ст}}}} \left[\left(\frac{T_{\text{н}} - T_0}{T_{\text{кр}} - T_0} \right) \left(\frac{T_{\text{кр}} - T_0}{T_{\text{к}} - T_0} \right)^{\frac{\alpha_{1\text{т}}}{\alpha_{1\text{н}}}} \right]^{-\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{\alpha_{1\text{т}} D \cdot \text{Шу}}}. \quad (2.56)$$

$$\text{Мұндағы } \text{Шу} = \ln \frac{T_{\text{н}} - T_0}{T_{\text{к}} - T_0}.$$

Құбырдағы ағын тек бір тәртіппен жүрсе, онда

$$\begin{aligned} D_{\text{ош}} &= D_{\text{н}} e^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{c\rho Q \cdot \text{Шу}} \left(\frac{\pi L}{\alpha_2 D_{\text{н}}} - 1 \right)} \left(\frac{D}{D_{\text{н}}} \right)^{\frac{\lambda_{\text{ош}}}{\lambda_{\text{ст}}}} \left[\frac{T_{\text{н}} - T_0}{T_{\text{к}} - T_0} \right]^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{\alpha_1 D \cdot \text{Шу}}} = \\ &= D_{\text{н}} e^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{c\rho Q \cdot \text{Шу}} \left(\frac{\pi L}{\alpha_2 D_{\text{н}}} - 1 \right)} \left(\frac{D}{D_{\text{н}}} \right)^{\frac{\lambda_{\text{ош}}}{\lambda_{\text{ст}}}} e^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{\alpha_1 D}}; \end{aligned}$$

$$\text{Немесе } D_{\text{ош}} = D_{\text{н}} e^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{c\rho Q \cdot \text{Шу}} \left(\frac{\pi L}{\alpha_1 D} - \frac{1}{\alpha_2 D_{\text{н}}} \right)} \left(\frac{D}{D_{\text{н}}} \right)^{\frac{\lambda_{\text{ош}}}{\lambda_{\text{ст}}}}.$$

Құбырдың толық жылу берілу (мұнайдан қоршаған ортаға) коэффициенті құбырдың ішкі (мұнайдан құбырдың ішкі бетіне) α_1 және сыртқы (құбырдың сыртқы бетінен қоршаған ортаға) α_2 жылу берілу коэффициенттерне, сол сияқты құбыр қабырғасының, оқшаулағыштың, тұрып қалған қақтың және т.б. жылулық кедергілеріне тәуелді:

$$\begin{aligned} \frac{1}{KD} &= \frac{1}{\alpha_1 D} + \frac{1}{\alpha_2 D_{\text{ош}}} + \sum_{i=1}^{n_{\text{сл}}} \frac{1}{2\lambda_i} \ln \frac{D_{\text{н}i}}{D_i}, \quad \text{немесе} \\ \frac{1}{KD} &= \frac{1}{\alpha_1 D} + \frac{1}{\alpha_2 D_{\text{ош}}} + \frac{1}{2\lambda_{\text{см}}} \ln \frac{D_{\text{н}}}{D} + \frac{1}{2\lambda_{\text{ош}1}} \ln \frac{D_{\text{ош}1}}{D_{\text{н}}} + \frac{1}{2\lambda_{\text{ош}2}} \ln \frac{D_{\text{ош}2}}{D_{\text{ош}1}} + \dots, \end{aligned} \quad (2.57)$$

мұндағы $n_{\text{сл}}$ – есептеулерде ескерілетін қабаттардың саны; λ_i , D_i , $D_{\text{н}i}$ – i –қабаттың жылу өткізгіштік коэффициенті, ішкі және сыртқы диаметрлері (тұрып қалған қақтың, құбыр болатының, оқшаулағыштың және т.б.); $D_{\text{н}}$ – ішкі (оқшаулатқышы жоқ) құбырдың, ал $D_{\text{ош}}$ – оқшаулатқышымен қоса есептегендегі құбырдың сыртқы диаметрі.

Құбырдың ішкі (мұнайдан құбырдың ішкі бетіне) α_1 жылу берілу коэффициенті жылу тәртібіне тәуелді:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda}{D} \cdot Nu, \quad (2.58)$$

Nu – Нуссельт параметрі, ол М.А.Михеевтің критерийлі теңдеулерімен анықталады:

$$\begin{aligned} Nu &= Nu' - \text{ламинарлы тәртіпте } (Re_1 < 2000), \\ Nu &= Nu''' - \text{аралық тәртіпте } (2000 < Re_1 < 10^4); \\ Nu &= Nu'' - \text{турбулентті тәртіпте } (Re_1 \geq 10^4); \end{aligned} \quad (2.59)$$

$$\begin{aligned} Nu' &= 0,17 Re_1^{0,33} Pr_1^{0,43} Gr_1^{0,1} \left(\frac{Pr_1}{Pr_2} \right)^{0,25}, \\ Nu'' &= 0,021 Re_1^{0,8} Pr_1^{0,43} \left(\frac{Pr_1}{Pr_2} \right)^{0,25}, \end{aligned} \quad (2.60)$$

$$Nu''' = Nu' + (Nu'' - Nu') \cdot \frac{Re_1 - 2000}{10^4 - 2000}.$$

Re_1 -дің аралық мәндерінде Нуссельт параметрі интерполяция әдісімен табылып тұр. «1»-индексі бар шамалар мұнайдың орташа интегралдық температурасында ($T_{cp.1}$), ал «2»-индексі бар шамалар құбыр қабырғасының орташа интегралдық температурасында ($T_{cp.2}$) есептелу керек. Турбуленттік аумақ үшін бастапқы температура T_n , ал соңғы температура $T_{кр}$, Ал ламинарлы аумақ үшін бастапқы температура $T_{кр}$, ал соңғы температура T_k . Сонда турбуленттік аумақта:

$$T_{op.1} = \frac{1}{2} (T_n + T_{кр}). \quad (2.61)$$

Ламинарлы аумақ үшін:

$$T_{op.1} = \frac{1}{2} (T_{кр} + T_k). \quad (2.62)$$

Ал

$$T_{op.2} = \frac{T_0 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} T_{op.1}}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}}. \quad (2.63)$$

Алғашқы жуықтауда $T_{op.2} \approx T_{op.1} - 20$ деп алып, α_1 мәнін жуық табамыз да, (2.63) көмегімен $T_{op.2}$ мәнін қайта есептейміз (тексереміз).

Рейнольдс, Прандталь және Грасгоф параметрлері мынаған тең:

$$Re = \frac{4Q}{\pi D v}, Pr = \frac{v c \rho}{\lambda}, Gr = \frac{D^3 (T_{op.1} - T_{op.2})}{v^2} g \beta, \quad (2.64)$$

β – мұнайдың көлемдік ұлғаю коэффициенті, $g = 9,81 \text{ м}^2/\text{с}$.

Жылулық физикалық сипаттамалар Кребго формуласымен есептелуі керек.

Жерасты құбырының сыртқы (құбырдың сыртқы бетінен қоршаған ортаға) α_2 жылу берілу коэффициентін есептеу үшін Форхгеймер–Власов формуласын қолданады:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{cp}}{\alpha_0 D_{oui}}, \alpha_0 = \ln \left[\frac{2h_0}{D_{oui}} + \sqrt{\left(\frac{2h_0}{D_{oui}} \right)^2 - 1} \right]; \quad (2.65)$$

бұл арада λ_r – грунттың жылу өткізгіштік коэффициенті; h_0 – құбырдың өске дейін салыну тереңдігі. $h_0/D_{oui} > 1$ болса (1%

дәлдікпен): $\alpha_2 = \frac{2\lambda_{cp}}{D_{oui} \ln \frac{4h_0}{D_{из}}}$.

Шағын тереңдіктерде ($h_0/D_{oui} < 3...4$) Аронс–Кутателадзе формуласын қолданған жөн, ол грунт–ауа шекарасындағы жылулық кедергіні, сол сияқты қар қабатының бар екендігін ескереді:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{cp}}{D_{oui} \ln 4 \left(\frac{h_n}{D_{oui}} + \frac{1}{Nu} \right)}, \quad (2.66)$$

мұнда Nu – Нуссельт саны, $Nu = D_{oui} \alpha_0 / \lambda_b$; α_0 – грунт бетінен (қар бетінен) ауаға жылу берілу коэффициенті, ол $12...18 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ аралығында; λ_b – ауаның жылу өткізгіштік коэффициенті; h_n – құбырды салудың келтірілген тереңдігі, ол құбырдың салыну тереңдігінен h_0 және эквиваленттік тереңдіктен тұрады h_3 .

Келтірілген тереңдік былайша анықталады: $h_{\pi} = h_0 + \frac{h_{\text{сн}} \lambda_{\text{гр}}}{\lambda_{\text{сн}}}$ –

мұндағы $h_{\text{сн}}$ – қар қабатының қалыңдығы; $\lambda_{\text{сн}}$ – қардың жылу өткізгіштік коэффициенті: жаңа түскен қар үшін $\lambda_{\text{сн}} = 0,105$ Вт/(м·К), тапталған қар үшін $\lambda_{\text{сн}} = 0,465$ Вт/(м·К).

Жерасты құбырлары үшін, әсіресе жылулық оқшауланған құбырлар үшін турбуленттік ағын тәртібінде $\alpha_1 \gg \alpha_2$. Сондықтан көптеген жылулық есептеулерде $1/\alpha_1 D$ бөлік ескерілмейді.

Құбырдағы арынның жоғалуы Лейбензонның жалпыланған формуласы арқылы есептеледі. Тек мұнай тұтқырлығының құбыр бойындағы және құбыр орталығынан оның қабырғасына қарайғы бағыттағы (радиаль бағыттағы, мұнай құбыр ортасынан шетіне қарай суыйды) тұрақты емес болғандықтан, Лейбензонның жалпыланған формуласы ағын тек бірыңғай турбулентті, немесе ламинарлы болған жағдайда былайша жазылады:

$$h_{\tau} = \beta \frac{Q^{2-m} \cdot v_{\text{н}}^m}{D^{5-m}} \cdot L \cdot \Delta, \quad (2.67)$$

мұндағы $v_{\text{н}}$ – мұнайдың бастапқы температурадағы тұтқырлығы,

$$\Delta = \frac{e^{um(T_{\text{н}} - T_0)}}{\text{Шу}} \{ Ei[-um_1(T_{\text{н}} - T_0)] - Ei[-um_1(T_{\text{к}} - T_0)] \}. \quad (2.68)$$

Бұл жерде $m_1 = m - \frac{K}{3\alpha_1}$ ($m=1$, $\beta = \frac{128}{\pi g}$ – ламинарлы болған

жағдайда, $m=0,25$, $\beta = \frac{0,241}{g}$ – турбулентті болған жағдайда);

$$Ei(x_2) - Ei(x_1) = \int_{x_1}^{x_2} \frac{e^x}{x} dx - \text{интегральдық көрсеткіш функциясы.}$$

Егер $T_{\text{к}} < T_{\text{кр}} < T_{\text{н}}$ болса, онда құбыр бойында екі тәртіптегі ағын қатар жүреді және арынның жоғалуы екі қосынды көмегімен табылады:

$$h_{\tau} = h_{\text{тг}} + h_{\text{тл}}, \quad (2.69)$$

$$h_{\text{т}} = \frac{0,241}{g} \cdot \frac{Q^{1,75} \cdot v_n^{0,25}}{D^{4,75}} \cdot L \cdot \Delta_{\text{т}}, \quad (2.70)$$

$$h_{\text{тл}} = \frac{128}{\pi g} \cdot \frac{Q \cdot v_n}{D^4} \cdot L \cdot \Delta_{\text{л}}. \quad (2.71)$$

Бұл жағдайдағы температуралық түзетулер:

$$\begin{aligned} \Delta_m = & \frac{e^{0,25u(T_n - T_0)}}{\text{Шу}_m} \{ Ei[-u(0,25 - \frac{K_m}{3\alpha_{1m}})(T_n - T_0)] - \\ & - Ei[-u(0,25 - \frac{K_m}{3\alpha_{1m}})(T_{\text{кр}} - T_0)] \}, \\ \Delta_{\text{л}} = & \frac{e^{u(T_{\text{кр}} - T_0)}}{\text{Шу}_{\text{л}}} \{ Ei[-u(1 - \frac{K_{\text{л}}}{3\alpha_{1\text{л}}})(T_{\text{кр}} - T_0)] - \\ & - Ei[-u(1 - \frac{K_{\text{л}}}{3\alpha_{1\text{л}}})(T_{\text{к}} - T_0)] \}. \end{aligned} \quad (2.72)$$

Егер жылу стансаларының аралықтарын грунттық жағдайларға байланысты жеке бөліктерге бөлсек, температураның өзгерістерін және құбырдағы арынның жоғалуын дәлдеу табуға болады. Температураның өзгерісін аралықтың бас жағынан (егер бастапқы қыздыру температурасы белгілі болса), немесе аралықтың соңынан (егер соңғы температура белгілі болса) бастап есептейді.

Құбырға және резервуарларға жылу оқшаулатқыш орау қоршаған ортаға тарайтын жылу шығынын азайтуға мүмкіндік береді, есесіне құбырдың желілік бөлігінің бағасын арттырады. Осыған байланысты мұнайды қыздыруға (жылу стансаларына) және жылу оқшаулатқышқа кететін қосынды шығынның ең аз мәніне сәйкес жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығын анықтайтын техникалық-экономиалық есеп пайда болады. Көп жағдайларда жылу стансаларының (ТС– немесе қыздыру пункттері) аралықтарындағы мұнайдың бастапқы және соңғы температуралары шамамен практикадан белгілі, яғни Шухов параметрі де шамамен белгілі: $\text{Шу} = \ln \frac{T_n - T_0}{T_{\text{к}} - T_0}$. Сонда жылу

стансаларының аралығы мынаған тең:

$$L = \frac{\rho Q c \cdot \Pi y}{K \pi D}. \quad (2.73)$$

Жылу стансаларының саны $n_{TC} = L_{TP}/L$ (L_{TP} – мұнай құбырының жалпы ұзындығы):

$$n_{TC} = \frac{K \pi D L_{TP}}{\rho Q c \cdot \Pi y}. \quad (2.74)$$

Егер жылу оқшаулатқыштың қалыңдығын арттырсақ, онда K құбырдың толық жылу берілу коэффициенті азаяды да, жылу стансаларының саны аз болады (мұнайды қыздыру шығыны аз), есесіне жылу оқшаулатқыш материалына кететін шығын көбейеді. Мұнайды қыздыруға және жылу оқшаулатқыш материалына кететін қосынды шығынды табамыз, оның ең аз мәніне сәйкес жылу оқшаулатқыштың $D_{ош}$ диаметрін табатын теңдеу алынады. Ол теңдеу коэффициенттері құбырдың сыртқы жылу берілу коэффициентін анықтайтын формула түрімен табылады. Егер осы мақсатқа (2.66) Аронс–Кутателадзе формуласын қолдансақ, онда

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{TP}}{D_{ош} \ln 4 \left(\frac{h_{п}}{D_{ош}} + \frac{1}{Nu} \right)},$$

Сонда (2.66) – формуласындағы белгілеулерді ескере отырып, төмендегі өрнекті аламыз:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{TP}}{D_{ош} \ln 4 \left(\frac{h_{п}}{D_{ош}} + \frac{\lambda_{в}}{\alpha_0 D_{ош}} \right)} = \frac{2\lambda_{TP}}{D_{ош} \ln \frac{D_{п}}{D_{ош}}},$$

$$\text{мұндағы } D_{п} = \frac{4(\alpha_0 h_{п} + \lambda_{в})}{\alpha_0}.$$

Жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығы төмендегі теңдеудің шешімі арқылы табылады:

$$D_{ош} (A + B \ln D_{ош}) = \sqrt{2BK_0}, \quad (2.76)$$

Бұл арада

$$A = \frac{1}{\alpha_1 D} + \frac{1}{2\lambda_{cm}} \ln \frac{D_n}{D} + \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_{ep}} \ln D_n - \frac{1}{\lambda_{oi}} \ln D_n \right)$$

$$B = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_{oi}} - \frac{1}{\lambda_{ep}} \right). \quad (2.77)$$

$$K_0 = \frac{s_{tc}(T_n - T_k) \cdot t_n}{c_{oi} \rho_{oi} \eta_{tc} \cdot Шу}. \quad (2.78)$$

Мұнда t_n – мұнай құбырының өзін-өзі ақтауының нормалық мерзімі, s_{tc} – жылу энергиясының өзіндік құны (тг/Дж), η_{tc} – жылу стансасының п.э.к., λ_{oi} , ρ_{oi} и c_{oi} – жылу оқшаулатқыш материалының жылу өткізгіштік коэффициенті, тығыздығы және өзіндік құны (тг/кг). Ал

$$h_n = h_0 + \frac{h_{ch} \lambda_{gr}}{\lambda_{ch}}, \quad D_n = \frac{4(\alpha_0 h_n + \lambda_b)}{\alpha_0}.$$

Сонда жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығы $\delta_{oi} = (D_{oi} - D_n)/2$.

Жерүсті мұнай құбырлары үшін жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығы берілген жылу шығындарының ең аз мәндері бойынша, немесе мұнайдың қатып, не шайырланып қалмау шартынан, немесе техникалық-экономикалық есептеу көмегімен табылады. Соңғы жағдайда есеп жерасты магистральды мұнай құбырларындағы жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығын анықтайтын техникалық-экономикалық есепке ұқсас шығарылады.

Мұнайдың бастапқы температурсы T_n кокстену температурасынан аз және шайырлану температурасынан көп болу керек. Мұнайдың қыздыру температурасын арттыру оның тұтқырлығын азайтып, сорап стансасының айдауын жеңілдетеді, бірақ жылу стансаларының шығынын арттырады, және, керісінше, қыздыру температурасын азайту оның жалпы тұтқырлығын көбейтіп, сорап стансасының айдауын ауырлатады (механикалық энергияның шығынын арттырады), бірақ жылу стансаларының шығыны бұл жағдайда аз. Яғни сорап және жылу стансаларының жалпы (қосынды) шығындары ең аз болатын тиімді температура болуы керек. Магистральды ыстық

мұнай құбырының жылу стансасындағы мұнайды ең тиімді қыздыру температурасын табатын өрнектің ақырғы түрі мынадай:

$$A - \frac{e^{-te^{-Шу}} - e^{-t}}{t} B = 0. \quad (2.79)$$

$$A = c(1 - e^{-Шу}), \quad B = \frac{k_{нмс} (0,25 - \frac{K}{3\alpha}) gh_0 u}{Шу}; \quad (2.80)$$

$$k_{нмс} = \frac{\eta_{тс} \gamma_{нс}}{3_{нс} \sigma_{тс}}, \quad h_0 = \frac{0,241 Q^{1,75} \nu_0^{0,25} L}{g D^{4,75}}, \quad \eta_{нс} - \text{сорап}$$

стансасының п.э.к., $\sigma_{нс}$ – сорап стансасы қуатының өзіндік құны (Вт/тг), $\eta_{тс}$ – жылу стансасының п.э.к., $\sigma_{тс}$ – жылу стансасы қуатының өзіндік құны (Вт/тг), c – мұнайдың меншікті жылу сыйымдылығы.

Бұл алгебралық теңдеу t белгісізді табуға мүмкіндік береді, ал мұнайды қыздырудың ең тиімді температурасы төмендегі қатыстан табылады:

$$T_n = T_0 + \frac{t}{u(0,25 - \frac{K}{3\alpha_1})}. \quad (2.81)$$

Бастапқы температураның осы ең аз мәнге сәйкес шамасын қыздыру температурасы ретінде қабылдаймыз. Бірақ ол температура кокстену температурасынан аз, ал шайырлану температурасынан көп болу керек.

Осы функциясының ең аз мәніне қыздырудың ең тиімді температурасы T_n сәйкес келеді. Шухов параметрін жуықтап, тұрақты деп есептейді:

$$Шу = \ln(T_n - T_0) / (T_k - T_0).$$

Айдаудың температуралық тәртібін, жылу окшаулатқыш қалыңдығын, қыздыру пункттерінің және сорап стансаларының санын оптималдау есептерінде мынадай шектеулерді ескеру қажет:

1) қыздыру пункттерінің саны n_{TC} және сорап стансаларының саны n бүтін болу керек, сорап стансасы сонымен бірге қыздыру пункті де болады;

2) жылу окшаулатқыш қалыңдығы ең аз рұқсат етілген мәндерден аз болмау керек (технологиялық болжамдармен), яғни $\delta_{\text{ош}} \geq [\delta_{\text{ош}}]$.

3) мұнайдың бастапқы және соңғы температуралары (ең көп және ең аз) рұқсат етілген мәндерінің шектерінде жату керек, яғни $T_n \geq [T_n]$ және $T_k \leq [T_k]$;

Құбырдың берілген өнімділігіндегі сораптарды таңдау мен олардың айдау стансасындағы сандарын анықтау төмендегі жолмен жүргізіледі. Ең алдымен тұтқыр мұнайды айдаудың сағаттық өнімділігі арқылы сораптың түрін алдын ала таңдау жасалады. Содан кейін v_n өтпелі кинематикалық тұтқырлық

есептеледі:
$$v_n = \frac{n D_2^2 n_s^{0,305}}{19 \cdot 10^6} \quad (\text{мұнай тұтқырлығы бұл}$$

тұтқырлықтан асып кетсе, онда ортадан тепкіш сораптардың арындық сипаттамалары қайта есептеледі). Бұл формуламен есептеу негізгі сорап үшін де, тегеурін сорап үшін де жүргізіледі. Табылған өтпелі кинематикалық тұтқырлықты мұнайдың резервуардан сорып алынған кезіндегі және негізгі сораптармен сорылған кезіндегі тұтқырлығымен салыстырады. Тегеурін сораптар үшін мұнайды резервуардан сорып алу температурасы оның кавитациясыз жұмыс істеу шартымен ғана анықталса, негізгі сораптар үшін ол температура алдын ала белгісіз. Алғашқы нұсқа үшін оны (бастапқы температураны) рұқсат етілген ең үлкен $[T_n]$ бастапқы температураға тең деп алуға болады, нәтижесінде оптималдау есебінің үшінші шектеуі бірден ескеріледі. Осы қабылданған температурада мұнайдың тұтқырлығы есептеліп, қажет болған жағдайларда негізгі сораптардың сипаттамалары қайта есептеледі. Мұнайды резервуардан сорып айдаған кездегі $T_{\text{сору}}$ (шығыстағы) температура мен мұнайдың бастапқы (негізгі сораптың ішінде болған кездегі) температурасының әртүрлі болатындығын ескерсек, онда бас сорап стансасындағы жұмыстық қысым мынаған тең болады:

$$P = g (\rho_n m_{\text{мн}} h_{\text{мнв}} + \rho_{\text{сору}} H_{2v}),$$

мұндағы ρ_n , $\rho_{\text{сору}}$ – мұнайдың T_n және $T_{\text{сору}}$ температуралардағы тығыздығы; $h_{\text{мнв}}$, H_{2v} – айдау температураларындығы негізгі және тегеурін сораптардың арыны. $P \leq P_{\text{арм}}$ ($P_{\text{арм}}$ – бекітуші арматураның беріктік шегі) шарты орындалған жағдайдағы бір сорап стансасының арыны мынаған тең болады: $H_{\text{ств}} = m_{\text{мн}} h_{\text{мнв}}$. Егер осы шарт орындалмаса, онда ең алдымен H_{2v} арынды, ал ол шара жеткіліксіз болып шықса, онда $h_{\text{мнв}}$ арынды азайту шараларын қарастырады. Мұнайдың соңғы температурасын табу үшін ең алдымен берілген n станса санында арындар балансының теңдеуінен мұнайдың құбырдағы орташа тұтқырлығы табылады, сонан кейін айдаудың сәйкес орташа температурасы табылады. Ең ақырында ізделінді шама табылады.

Сорап стансаларын есептеу алгоритмі мынадай болады:

- 1) қыздыру пункттерінің $n_{\text{ТС}}$ есептік санын табады;
- 2) жобалық шығын жағдайында мұнайдың $T_{\text{кр}}$ критикалық температурасы табылады;
- 3) құбырдағы турбулентті L_t және ламинарлы $L_{\text{л}}$ ағын тәртібі болатын бөлімшелердің ұзындығы есептеледі;
- 4) осы бөлімшелердегі және бүкіл қыздыру пункттерінің аралығындағы арындардың жоғалуын табады;
- 5) сорап стансаларының санын төмендегі формуладан

анықтайды:
$$n = \frac{H n_{\text{ТС}} + \Delta z + H_{\text{кп}} - H_{2v}}{H_{\text{ств}}}, \quad \text{бұл бөлшектің}$$

алымында құбыр трассасы бойындағы арындардың толық жоғалуы тұр. Ыстық мұнай құбырларын жобалаудан белгілі болғандай, сорап станса аралықтары 50–ден 150 км–ге дейінгі қашықтықта. Бұл сорап стансалары сандарының өзгеру аумақтарын білуге көмектеседі, олар $n_{\text{мин}} = L_{\text{тр}} / 150 \leq n_{\text{НС}} \leq L_{\text{тр}} / 50 = n_{\text{макс}}$ интервалда жатады. Егер табылған станса саны осы интервалда болса, оны жақын бүтін санға дейін дөңгелектейміз. Жылу стансасының санын да солайша дөңгелектейміз. Дөңгелектеуді үлкен жаққа жүргізу дұрыс, бұл мұнайды қыздырудың температурасын азайтуға әкеледі және ерекше жағдайлардағы (стансаның тоқтатылған кезіндегі, құбырды іске қосқан кездегі) ыстық құбырдың сенімділігін арттыруға себеп болады.

Мұнай температурасының өзгеруі трасса кескініне байланыссыз болатындықтан, жылу стансаларын трассада біркелкі, тең аралықтар сайын орналастырады. Сорап стансасын орналастыруда Шухов әдісін қолдануға болады, бұл жағдайда гидравликалық үшбұрышты арынның параболалық өзгеуімен алмастырады. Мұндай қисық салу үшін арынның кем дегенде бес нүктедегі мәндерін есептеу керек (әйтпесе қисық дұрыс салынбайды). Бұлай салу өте күрделі. Бұдан кейін жылу стансаларының орнын дәлdestіріп іздеу керек. Мәселе мынада: оларды мүмкіндігінше сорап стансаларымен біріктіруге тырысады, бұл жағдайда шығын азаяды. Ал жылу стансаларын орналастырғаннан кейін мұнайдың бастапқы және соңғы температураларын дәлdestіріп, қайта есептейді. Әйтпегенде табылған станса арыны аз болып кетуі мүмкін.

Жылу стансаларын орналастыру оңай сияқты: көлденең масштабта тең кесінділерді өлшеп, салса жеткілікті. Бірақ бұл жағдайда сорап стансалары жылу стансаларымен бірлеспей қалуы мүмкін. Осыған байланысты жылу стансаларын орналастырудың мынадай алгоритмін ұсынады: L_i сорап стансаларының аралығын $L_{тс}$ жылу стансаларының аралығына бөледі: $n_{тсi} = L_i / L_{тс}$ (бұл сан әдетте бөлшек болып табылады). Осы санды үлкен жаққа қарай дөңгелектеп, бір сорап стансасы аралығына неше жылу стансасы болатынын табады. Осыдан соң әрбір сорап стансалары аралықтарындағы жылу стансаларының арақашықтықтары қайта есептеледі ($n_{тсi}$ – бүтін сан):

$$L_{тсi} = \frac{L_i}{n_{тсi}}.$$

2.11. Ыстық мұнай құбырларын есептеу мысалдары

1-мысал. Жылу оқшаулатқыштың қажетті қалыңдығын есептеу. Айдалатын мұнай шығыны, оның сипаттамалары, құбыр аралығының ұзындығы, құбырдың жылулық сипаттамалары, аралықтағы мұнайдың қажет болатын бастапқы және соңғы температуралары берілген. Егер жылу оқшаулатқыш жоқ болса, онда осындай құбыр жұмыс істеуге қабілетті ме

(яғни ағынның ламинарлы және турбулентті бөлік ұзындықтарының қосындысы құбыр ұзындығынан кем болмай ма), соны білу керек. Сол сияқты қажет болған жағдайда жылу оқшаулатқыштың керекті қалыңдығын есептеу керек.

Берілгені: $Q=0,0801 \text{ м}^3/\text{с}$; $D_n=426 \text{ мм}$; $\delta_{ст}=9 \text{ мм}$; $L=10 \text{ км}$; $T_n=353 \text{ К}$; $T_k=318$; $T_0=253$; $v_{283}=7000 \text{ мм}^2/\text{с}$; $u=0,081 \text{ 1/К}$; $\lambda_n=0,122 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; $c_p=1890 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $\rho_{293}=895 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\beta=722 \cdot 10^{-6} \text{ 1/К}$; $\lambda_{ст}=58,1 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; $\alpha_2=14,64 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Шешуі: Алдымен турбулентті тәртіптегі құбырдың ішкі α_1 жылу берілу коэффициентін табамыз (сыртқы α_2 жылу берілу коэффициенті берілген).

Турбулентті ағын тәртібі ламинарлы болып өзгертін $T_{кр}$ аумалы температура ($Re_{кр}=2000$ деп аламыз):

$$T_{кр} = T_u + \frac{1}{u} \ln \frac{v_u \pi D \cdot Re_{кр}}{4Q} = 283 + \frac{1}{u} \ln \frac{v_{283} \pi D \cdot Re_{кр}}{4Q} =$$

$$= 283 + \frac{1}{0,081} \ln \frac{7000 \cdot 10^{-6} \cdot 3,1416 \cdot 0,426 \cdot 2000}{4 \cdot 0,0801} = 332,7 \text{ К}.$$

Турбуленттік аумақтағы ағынның орташа температурасы:

$$T_{п} = T_{ор.1} = \frac{1}{2} (T_n + T_{кр}) = \frac{1}{2} (353 + 332,7) = 342,85 \text{ К}.$$

Ағындағы және құбырдың болат қабырғасы температурасындағы ($T_{п}$ және $T_{ст}$) мұнай тұтқырлығын табамыз. $T_{ст0} = T_{ор.2} \approx T_{ор.1} - 20 = 323 \text{ К}$ деп жуықтаймыз. Сонда

$$v_{п} = v_{283} e^{-u(T_n - 283)} = 7000 \cdot e^{-0,081(342,85 - 283)} =$$

$$= 54,9 \text{ мм}^2/\text{с},$$

$$v_{ст} = v_{283} e^{-u(T_{ст0} - 283)} = 7000 \cdot e^{-0,081(323 - 283)} =$$

$$= 274,1 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

$T_{п}$ және $T_{ст}$ температураларындағы Рейнольдс, Прандталь және Грасгоф параметрлері:

$$Re_n = \frac{4Q}{\pi D v_n} = \frac{4 \cdot 0,0801}{3,1416 \cdot 0,426 \cdot 54,9 \cdot 10^{-6}} = 4551,3;$$

$$Pr_n = \frac{v_n c_p \rho_{293}}{\lambda} = \frac{54,9 \cdot 10^{-6} \cdot 1890 \cdot 895}{0,122} = 761,5;$$

$$Pr_{cm} = \frac{v_{cm} c_p \rho_{293}}{\lambda} = \frac{274,1 \cdot 10^{-6} \cdot 1890 \cdot 895}{0,122} = 3801,1.$$

$$Gr_n = \frac{D^3 (T_{op.1} - T_{op.2})}{\nu^2} g \beta = \frac{D^3 (T_n - T_{cm0})}{\nu_n^2} g \beta =$$

$$= \frac{0,426^3 (342,85 - 323)}{(54,9 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 9,8 \cdot 722 \cdot 10^{-6} = 3165317.$$

Рейнольдс параметрі ($Re_n = 4551,3$) $2000 < Re_n < 10^4$ аралықты жатқандықтан,

$$\alpha_1' = \frac{\lambda}{D} \cdot 0,17 Re_1^{0,33} Pr_1^{0,43} Gr_1^{0,1} \left(\frac{Pr_1}{Pr_2} \right)^{0,25},$$

$$\alpha_1'' = \frac{\lambda}{D} \cdot 0,021 Re_1^{0,8} Pr_1^{0,43} \left(\frac{Pr_1}{Pr_2} \right)^{0,25},$$

$$\alpha_1 = \alpha_1' + (\alpha_1'' - \alpha_1') \cdot \frac{Re_1 - 2000}{10^4 - 2000}$$

өрнектерін қолданамыз.

$$\alpha_1' = \frac{\lambda}{D} \cdot 0,17 Re_n^{0,33} Pr_n^{0,43} Gr_n^{0,1} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} =$$

$$= \frac{0,122}{0,426} \cdot 0,17 \cdot 4551,3^{0,33} \cdot 761,5^{0,43} \cdot 3165317^{0,1} \cdot \left(\frac{761,5}{3801,1} \right)^{0,25} = 42,46;$$

$$\alpha_1'' = \frac{\lambda}{D} \cdot 0,021 Re_n^{0,8} Pr_n^{0,43} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} =$$

$$= \frac{0,122}{0,426} \cdot 0,021 \cdot 4551,3^{0,8} \cdot 761,5^{0,43} \cdot \left(\frac{761,5}{3801,1} \right)^{0,25} = 61,52;$$

$$\alpha_1 = \alpha_1' + (\alpha_1'' - \alpha_1') \cdot \frac{Re_n - 2000}{10^4 - 2000} = 42,46 + (61,52 - 42,46) \cdot \frac{4551,3 - 2000}{10^4 - 2000}$$

$$= 48,53 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Яғни $\alpha_{1r} = 48,53 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$

$T_{op.2}$ мәнін қайта есептейміз (тексереміз):

$$T_{\text{ст}} = T_{\text{ор.2}} = \frac{T_0 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} T_{\text{ор.1}}}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}} = \frac{253 + \frac{48,53}{14,64} \cdot 342,85}{1 + \frac{48,53}{14,64}} = 322,0 \text{ К, ол}$$

мән $T_{\text{ст0}} = T_{\text{ор.2}} \approx T_{\text{ор.1}} - 20 = 323 \text{ К}$ шамасына жуық тұр, яғни есеп дұрыс шығарылып жатыр.

Ламинарлы аумақтағы ағынның орташа температурасы:

$$T_{\text{ор.1}} = T_{\text{п}} = \frac{1}{2} (T_{\text{кр}} + T_{\text{к}}) = \frac{1}{2} (332,7 + 318) = 325,3 \text{ К;}$$

$$T_{\text{ст0}} = T_{\text{ор.2}} \approx T_{\text{ор.1}} - 20 = 305 \text{ К.}$$

$$\nu_{\text{п}} = \nu_{283} e^{-u(T_{\text{п}} - 283)} = 7000 \cdot e^{-0,081(325,3 - 283)} = 226,7 \text{ мм}^2/\text{с},$$

$$\nu_{\text{ст}} = \nu_{283} e^{-u(T_{\text{ст0}} - 283)} = 7000 \cdot e^{-0,081(305 - 283)} = 1178,1 \text{ мм}^2/\text{с}.$$

$T_{\text{п}}$ және $T_{\text{ст}}$ температураларындағы Рейнольдс, Прандталь және Грасгоф параметрлері:

$$Re_{\text{п}} = \frac{4Q}{\pi D \nu_{\text{п}}} = \frac{4 \cdot 0,0801}{3,1416 \cdot 0,426 \cdot 226,7 \cdot 10^{-6}} = 1102,9;$$

$$Pr_{\text{п}} = \frac{\nu_{\text{п}} c_p \rho_{293}}{\lambda} = \frac{226,7 \cdot 10^{-6} \cdot 1890 \cdot 895}{0,122} = 3142,6;$$

$$Pr_{\text{ст}} = \frac{\nu_{\text{ст}} c_p \rho_{293}}{\lambda} = \frac{1178,1 \cdot 10^{-6} \cdot 1890 \cdot 895}{0,122} = 16334,7.$$

$$Gr_{\text{п}} = \frac{D^3 (T_{\text{cp.1}} - T_{\text{cp.2}})}{\nu^2} g \beta = \frac{D^3 (T_{\text{п}} - T_{\text{ст0}})}{\nu_{\text{п}}^2} g \beta =$$

$$= \frac{0,426^3 (325,3 - 305)}{(226,7 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 9,8 \cdot 722 \cdot 10^{-6} = 185863.$$

Рейнольдс параметрі ($Re_{\text{п}} = 1102,9$) $Re_1 < 2000$ аралықты жатқандықтан,

$$\alpha_1 = \alpha_1' = \frac{\lambda}{D} \cdot 0,17 Re_n^{0,33} Pr_n^{0,43} Gr_n^{0,1} \left(\frac{Pr_n}{Pr_{cm}} \right)^{0,25} =$$

$$= \frac{0,122}{0,426} \cdot 0,17 \cdot 1102,9^{0,33} \cdot 3142,6^{0,43} \cdot 185863^{0,1} \cdot \left(\frac{3142,6}{16334,7} \right)^{0,25} = 36,47.$$

Яғни $\alpha_{1л}=36,47$ Вт/(м²·К).

$T_{ор,2}$ мәнін қайта есептейміз (тексереміз):

$$T_{cr} = T_{ор,2} = \frac{T_0 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2} T_{ор,1}}{1 + \frac{\alpha_1}{\alpha_2}} = \frac{253 + \frac{36,47}{14,64} \cdot 325,3}{1 + \frac{36,47}{14,64}} = 308,6 \text{ К, ол мән}$$

$T_{cr0} = T_{ор,2} \approx T_{ор,1} - 20 = 305 \text{ К}$ шамасына жуық тұр, яғни есеп дұрыс шығарылып жатыр.

Құбырдың толық жылу берілу коэффициентін турбулентті және ламинарлы ағын тәртіптері үшін анықтаймыз. Құбырдың ішкі диаметрі:

$$D = D_n - 2\delta_{cr} = 426 - 2 \cdot 9 \text{ мм} = 408 \text{ мм} = 0,408 \text{ м}.$$

Турбулентті тәртіпте:

$$\frac{1}{K_m D} = \frac{1}{\alpha_{lm} D} + \frac{1}{\alpha_2 D_n} + \frac{1}{2\lambda_{cm}} \ln \frac{D_n}{D} =$$

$$= \frac{1}{48,53 \cdot 0,408} + \frac{1}{14,64 \cdot 0,426} + \frac{1}{2 \cdot 58,1} \ln \frac{426}{408} = 0,21121$$

$$K_m = \frac{1}{0,21121 \cdot 0,408} = 11,604 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Ламинарлы тәртіпте:

$$\frac{1}{K_{л} D} = \frac{1}{\alpha_{лл} D} + \frac{1}{\alpha_2 D_n} + \frac{1}{2\lambda_{cm}} \ln \frac{D_n}{D} =$$

$$\frac{1}{36,47 \cdot 0,408} + \frac{1}{14,64 \cdot 0,426} + \frac{1}{2 \cdot 58,1} \ln \frac{426}{408} = 0,22791,$$

$$K_{л} = \frac{1}{0,22791 \cdot 0,408} = 10,754 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Турбулентті тәртіптегі құбыр бөлігінің ұзындығы:

$$L_m = \frac{Q\rho c}{K_m \pi D} \cdot \ln \frac{T_n - T_0}{T_{кр} - T_0} = \frac{0,0801 \cdot 895 \cdot 1890}{11,604 \cdot 3,1416 \cdot 0,408} \cdot \ln \frac{353 - 253}{332,7 - 253} = 2067,2 \text{ м};$$

Ламинарлы тәртіптегі құбыр бөлігінің ұзындығы:

$$L_{\lambda} = \frac{Q\rho c}{K_{\lambda} \pi D} \cdot \ln \frac{T_{кр} - T_0}{T_{\kappa} - T_0} = \frac{0,0801 \cdot 895 \cdot 1890}{10,754 \cdot 3,1416 \cdot 0,408} \cdot \ln \frac{332,7 - 253}{318 - 253} = 2003,8 \text{ м}.$$

Температура бастапқы 353К шамадан соңғы 318К мәніне дейін азаятын құбыр бөлігінің ұзындығы $L_{\tau} + L_{\lambda} = 2067,2 + 2003,8 = 4071 \text{ м} < 10000 \text{ м} = L$. Яғни мұнай құбырдың соңына талап етілген 318К температурадан төмен температурамен барады екен, демек жылу оқшаулатқыш қажет. L ұзындықты құбыр бойындағы мұнай температурасын бастапқы 353К шамадан соңғы 318К мәніне дейін азаюды қамтамасыз ететін Шухов параметрінің мәні:

$$Шу = \ln \frac{T_n - T_0}{T_{\kappa} - T_0} = \ln \frac{353 - 253}{318 - 253} = 0,43078.$$

Жылу оқшаулағыш материалы ретінде пенополиуретан ППУ-30 материалын алсақ, онда 2.6-кестеден пенополиуретанның жылу өткізгіштік коэффициенті

$\lambda_{\text{ош}} = 0,052 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ екендігін білеміз. Сонда ағын аралас тәртіпте жүретін құбырдағы жылу оқшаулатқыштың диаметрі:

$$D_{\text{ош}} = D_n e^{2\lambda_{\text{ош}} \left(\frac{\pi L}{c\rho Q \cdot Шу} - \frac{1}{\alpha_2 D_n} \right)} \left(\frac{D}{D_n} \right)^{\frac{\lambda_{\text{ош}}}{\lambda_{\text{ст}}}} \left[\left(\frac{T_n - T_0}{T_{кр} - T_0} \right) \left(\frac{T_{кр} - T_0}{T_{\kappa} - T_0} \right)^{\frac{\alpha_{1\tau}}{\alpha_{1\lambda}}} \right]^{\frac{2\lambda_{\text{ош}}}{\alpha_{1\tau} D \cdot Шу}} =$$

$$= 426 \cdot e^{2 \cdot 0,052 \cdot \left(\frac{3,1416 \cdot 10000}{1890 \cdot 895 \cdot 0,0801 \cdot 0,43078} - \frac{1}{14,64 \cdot 0,426} \right)} \cdot \left(\frac{408}{426} \right)^{\frac{0,052}{58,1}} \left[\left(\frac{353 - 253}{332,7 - 253} \right) \left(\frac{332,7 - 253}{318 - 253} \right)^{\frac{48,53}{36,47}} \right]^{\frac{2 \cdot 0,052}{48,53 \cdot 0,408 \cdot 0,43078}} =$$

$= 442 \text{ мм}$. Сонда мұнай құбырдың соңына талап етілген 318К температурамен жетуді қамтамасыз ететін жылу оқшаулатқыштың қалыңдығы:

$$\delta_{\text{ош}} = \frac{D_{\text{ош}} - D_{\text{н}}}{2} = \frac{442 - 426}{2} = 8 \text{ мм.}$$

2-мысал. Жылу және сорап стансаларының сандарын табу. Айдалатын мұнай шығыны, оның сипаттамалары, құбырдың жалпы ұзындығы, құбырдың жылулық сипаттамалары, аралықтағы мұнайдың қажет болатын бастапқы және соңғы температуралары берілген. Жылу және сорап стансаларының сандарын табу керек.

Берілгені: $Q=0,131 \text{ м}^3/\text{с}$; $D_{\text{н}}=426 \text{ мм}$; $\delta_{\text{ст}}=10 \text{ мм}$; $L_{\text{тр}}=950 \text{ км}$; $T_{\text{н}}=347 \text{ К}$; $T_{\text{к}}=303 \text{ К}$; $T_0=276$; $v_{263}=12400 \text{ мм}^2/\text{с}$; $v_{353}=24 \text{ мм}^2/\text{с}$; $c_p=2050 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; $\rho_{293}=935 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\alpha_{1\text{т}}=55,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\alpha_{1\text{л}}=27,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $K_{\text{т}}=3,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $K_{\text{л}}=2,26 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, $\Delta z=200 \text{ м}$.

Шешуі:

Құбырдың ішкі диаметрі:

$$D=D_{\text{н}}-2\delta_{\text{ст}}=426-2 \cdot 10 \text{ мм}=406 \text{ мм}=0,406 \text{ м.}$$

Вискограмма тіктігінің коэффициенті:

$$u = \frac{1}{T_1 - T_2} \ln \frac{v_2}{v_1} = \frac{1}{353 - 263} \ln \frac{v_{263}}{v_{353}} = \frac{1}{353 - 263} \ln \frac{12400}{24} = 0,0694155 \text{ 1/К.}$$

Турбулентті ағын тәртібі ламинарлы болып өзгертін аумалы температура ($\text{Re}_{\text{кр}}=2000$ деп аламыз):

$$T_{\text{кр}} = T_u + \frac{1}{u} \ln \frac{v_u \pi D \cdot \text{Re}_{\text{кр}}}{4Q} = 263 + \frac{1}{u} \ln \frac{v_{263} \pi D \cdot \text{Re}_{\text{кр}}}{4Q} = 263 + \frac{1}{0,0694155} \ln \frac{12400 \cdot 3,1416 \cdot 0,406 \cdot 2000}{4 \cdot 0,131} = 322,1 \text{ К.}$$

$T_{\text{к}} < T_{\text{кр}} < T_{\text{н}}$, яғни $303 < 322,1 < 347 \text{ К}$ болғандықтан, ағын аралас тәртіпте жүреді.

(2.53) – өрнегінен $Ш_{\text{ул}}/Ш_{\text{ут}} = K_{\text{л}}/K_{\text{т}}$ болатындықтан, ламинарлы тәртіпте анықталатын Шухов параметрінің өрнегі табылады:

$$\begin{aligned} Шу_{\text{л}} &= \ln \frac{T_{\text{кр}} - T_0}{T_{\text{к}} - T_0} + \frac{K_{\text{л}}}{K_{\text{м}}} \ln \frac{T_{\text{н}} - T_0}{T_{\text{кр}} - T_0} = \\ &= \ln \frac{322,1 - 276}{303 - 276} + \frac{K_{\text{л}}}{K_{\text{м}}} \ln \frac{347 - 276}{322,1 - 276} = 0,8218; \end{aligned}$$

Турбулентті тәртіпте:

$$Шу_{\text{т}} = \frac{K_{\text{т}}}{K_{\text{л}}} Шу_{\text{л}} = \frac{3,4}{2,26} \cdot 0,8218 = 1,2363.$$

Жылу стансаларының арасы (2.52) – формуладан табылады:

$$L_{\text{мс}} = \frac{\rho Q c \cdot Шу_{\text{л}}}{K_{\text{л}} \pi D} = \frac{935 \cdot 0,131 \cdot 2050 \cdot 0,8218}{2,26 \cdot 3,1416 \cdot 0,406} = 71619 \text{ м.}$$

Турбулентті тәртіптегі құбыр бөлігінің ұзындығы:

$$\begin{aligned} L_{\text{м}} &= \frac{Q \rho c}{K_{\text{м}} \pi D} \cdot \ln \frac{T_{\text{н}} - T_0}{T_{\text{кр}} - T_0} = \frac{L_{\text{мс}}}{Шу_{\text{м}}} \cdot \ln \frac{T_{\text{н}} - T_0}{T_{\text{кр}} - T_0} = \frac{71619}{1,2363} \cdot \ln \frac{322,1 - 276}{303 - 276} \\ &= 25064 \text{ м.} \end{aligned}$$

Ламинарлық ағын бөлігінің ұзындығы:

$$L_{\text{л}} = L_{\text{тс}} - L_{\text{т}} = 71619 - 25064 = 46555 \text{ м.}$$

Бастапқы температурадағы мұнай тұтқырлығы:

$$\begin{aligned} \nu_{\text{н}} &= \nu_{263} e^{-u(T_{\text{н}} - 263)} = 12400 \cdot e^{-0,0694155(347 - 283)} = \\ &= 36,4 \text{ мм}^2/\text{с}. \end{aligned}$$

Турбулентті тәртіптегі құбыр бөлігіндегі арынның жоғалуы:

$$\begin{aligned} h_{\text{т}} &= h_{\text{т0}} \cdot \Delta_{\text{т}}, \quad h_{\text{т0}} = \frac{0,241}{g} \cdot \frac{Q^{1,75} \cdot \nu_{\text{н}}^{0,25}}{D^{4,75}} \cdot L_{\text{мс}}; \\ h_{\text{т0}} &= \frac{0,241}{g} \cdot \frac{Q^{1,75} \cdot \nu_{\text{н}}^{0,25}}{D^{4,75}} \cdot L_{\text{мс}} = \frac{0,241}{9,8} \cdot \frac{0,131^{1,75} \cdot (36,4 \cdot 10^{-6})^{0,25}}{0,406^{4,75}} \cdot 71619 = \\ &= 282,1 \text{ м.} \end{aligned}$$

Ламинарлы тәртіптегі құбыр бөлігіндегі арынның жоғалуы:

$$\begin{aligned} h_{\text{л}} &= h_{\text{л0}} \cdot \Delta_{\text{л}}, \quad h_{\text{л0}} = \frac{128}{\pi g} \cdot \frac{Q \cdot \nu_{\text{н}}}{D^4} \cdot L_{\text{мс}}; \\ h_{\text{л0}} &= \frac{128}{\pi g} \cdot \frac{Q \cdot \nu_{\text{н}}}{D^4} \cdot L_{\text{мс}} = \frac{128}{3,1416 \cdot 9,8} \cdot \frac{0,131 \cdot 36,4 \cdot 10^{-6}}{0,406^4} \cdot 71619 = \end{aligned}$$

=52,2 м.

Температуралық түзетулер:

$$\Delta_T = \frac{e^{0,25u(T_n - T_0)}}{\text{Шу}_T} [Ei(x_1) - Ei(x_2)],$$

$$\begin{aligned} x_1 = x_{11} &= -u(0,25 - \frac{K_m}{3\alpha_{1m}})(T_n - T_0) = \\ &= -0,0694155 \cdot (0,25 - \frac{3,4}{3 \cdot 55,2})(347 - 276) = -1,1309; \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_2 = x_{12} &= -u(0,25 - \frac{K_m}{3\alpha_{1m}})(T_{кр} - T_0) = \\ &= -0,0694155 \cdot (0,25 - \frac{3,4}{3 \cdot 55,2})(322,1 - 276) = -0,7337. \end{aligned}$$

$Ei(x_1) - Ei(x_2)$ шамасын анықталған интегралды сандық интегралдауды әдісімен (компьютерлік бағдарламаны пайдалана отырып) есептейміз:

$$Ei(x_1) - Ei(x_2) = Ei(-1,1309) - Ei(-0,7337) = 0,1739. \text{ Сонда}$$

$$\Delta_m = \frac{e^{0,25u(T_n - T_0)}}{\text{Шу}_m} \cdot 0,1739 = \frac{e^{0,25 \cdot 0,0694155(347 - 276)}}{1,2363} \cdot 0,1739 = 0,4822;$$

Ламинарлы бөліктегі түзету:

$$\Delta_L = \frac{e^{u(T_{кр} - T_0)}}{\text{Шу}_L} [Ei(x_1) - Ei(x_2)],$$

$$\begin{aligned} x_1 = x_{11} &= -u(1 - \frac{K_L}{3\alpha_{1L}})(T_{кр} - T_0) = -0,0694155 \cdot (1 - \frac{2,26}{3 \cdot 27,2}) \cdot (322,1 - 276) \\ &= -3,1090; \end{aligned}$$

$$x_2 = x_{12} =$$

$$\begin{aligned} x_2 = x_{12} &= -u(1 - \frac{K_L}{3\alpha_{1L}})(T_{кр} - T_0) = -0,0694155 \cdot (1 - \frac{2,26}{3 \cdot 27,2}) \cdot (303 - 276) \\ &= -1,8223. \end{aligned}$$

$$Ei(x_1) - Ei(x_2) = Ei(-3,1090) - Ei(-1,8223) = 0,1739. \text{ Сонда}$$

$$\Delta_L = \frac{e^{0,25u(T_n - T_0)}}{\text{Шу}_m} \cdot 0,1739 = \frac{e^{0,25 \cdot 0,0694155(347 - 276)}}{1,2363} \cdot 0,1739 = 8,6313.$$

Арынның жалпы екі бөліктегі (L жылу стансалар аралығындағы) жоғалуы екі қосынды көмегімен табылады:

$$h_{\tau} = h_{\tau m0} \cdot \Delta_m + h_{\tau l0} \cdot \Delta_l = 282,1 \cdot 0,4822 + 52,2 \cdot 8,6313 = 586,8 \text{ м.}$$

Жылу стансаларының саны:

$$n_{\tau c} = L_{\tau p} / L_{\tau c} = \frac{950000}{71619} = 13,26.$$

Арынның бүкіл $L_{\tau p}$ құбыр ұзындығындағы жоғалуы:

$$h_{mp} = n_{mc} \cdot h_{\tau} = 13,26 \cdot 586,8 = 7781 \text{ м;}$$

Арынның толық жоғалуы:

$$H = \Delta z + h_{\tau p} = 200 + 7781 = 7981 \text{ м;}$$

Берілген беріліске сәйкес ($Q=0,131 \text{ м}^3/\text{с}$, $Q_{\text{car}}=0,131 \cdot 3600=471,6 \text{ м}^3/\text{сағ}$) негізгі сорап ретінде НМ 500–300 сорабын таңдаймыз. Бұл сораптың екеуін, немесе үшеуін стансада тізбектей жалғауға болады. Стансадағы шекті арын:

$$H_{\max} = \frac{P_{\max}}{\rho g} = \frac{6400000}{935 \cdot 9,8} = 699 \text{ м, яғни үш сорап бұдан көп арын}$$

беретіндіктен (құбыр шыдас бермейді), стансада екі сорап қойылады. Сонда станса арыны шамамен $300 \cdot 2 = 600 \text{ м}$ болады, ал сорап стансаларының саны:

$$n = \frac{H}{600} = \frac{7981}{600} = 13,3.$$

Стансалар санын үлкен жаққа дөңгелектейміз:

$$n_{\tau c} = 13,26 \approx 14; n_{\tau c} = 13,3 \approx 14.$$

Олардың саны бірдей болып шықты. Яғни әрбір станса сораптық-жылу стансасы түрінде болу керек.

3-мысал. Жылу стансаларындағы мұнайдың ең тиімді қыздыру температурасын табу.

Берілгені: Ішкі диаметрі $D=0,508 \text{ м}$ болатын магистральды ыстық мұнай құбыры арқылы жылына $G=7,2 \text{ млн.т/жыл}$ мұнай айдалады. Жылу стансаларының аралығы $L=150 \text{ км}$, ал айдалатын мұнай мен ыстық мұнай құбырының параметрлері $c=2010 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$, $\mu=0,08$, $K=0,52 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$, $\alpha_1=50 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{K)}$,

$$\rho=880 \text{ кг/м}^3, T_0=273 \text{ К}, \nu_0=7000 \text{ мм}^2/\text{с}, k_{\text{нмс}} = \frac{\eta_{\text{мс}} \sigma_{\text{нс}}}{\eta_{\text{с}} \sigma_{\text{мс}}} = 3 \text{ болсын.}$$

Мұнайдың ең тиімді қыздыру температурасын табу керек.

Шешуі:

$$G = \frac{7,2 \cdot 10^9}{350 \cdot 24 \cdot 3600} = 238,1 \text{ кг/с}; Q = \frac{238,1}{880} = 0,27056 \text{ м}^3/\text{с};$$

Айдау турбулентті тәртіпте жүретіні белгілі болсын. Сонда Шухов саны:

$$Шу = \frac{K \pi D L}{\rho Q c} = \frac{0,52 \cdot 3,1416 \cdot 0,508 \cdot 150000}{880 \cdot 0,27056 \cdot 2010} = 0,26011.$$

$$h_0 = \frac{0,241}{g} \frac{Q^{1,75} \nu_0^{0,25} L}{D^{4,75}} = \frac{0,241}{9,8} \cdot \frac{0,27056 \cdot (7000 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot 150000}{0,508^{4,75}} = 2702,55.$$

$$A = c(1 - e^{-Шу}) = 2010 \cdot (1 - e^{-0,26011}) = 460,36;$$

$$B = \frac{k_{\text{нмс}}(0,25 - \frac{K}{3\alpha})gh_0u}{Шу} = \frac{3 \cdot (0,25 - \frac{0,52}{3 \cdot 50}) \cdot 9,8 \cdot 2702,55 \cdot 0,08}{0,26011} = 6024,55.$$

Сонда мұнайды ең тиімді қыздыру температурасын табатын (2.79) – өрнектің түрі мынадай болады:

$$460,36 - \frac{e^{-te^{-0,26011}} - e^{-t}}{t} \cdot 6024,55 = 0.$$

Бұл иррационалдық теңдеуді жуықтау әдісімен, немесе компьютерлік бағдарлама көмегімен шешіп, белгісіз t шамасын табамыз: $t = 1,2435$. Сонда мұнайдың ең тиімді қыздыру температурасы:

$$T_n = T_0 + \frac{t}{u(0,25 - \frac{K}{3\alpha_1})} = 273 + \frac{1,2435}{0,08 \cdot (0,25 - \frac{0,52}{3 \cdot 50})} = 336,1 \text{ К};$$

Ал аралық соңындағы мұнай температурасы:

$$T_\kappa = T_0 + (T_n - T_0)e^{-Шу} = 273 + (336,1 - 273)e^{-0,26011} = 321,6 \text{ К}.$$

Төмендегі кестеде $k_{нтс} = \frac{\eta_{mc} \sigma_{nc}}{\eta_{kc} \sigma_{mc}}$ параметріне байланысты есептің бірнеше шешімдері көрсетілген.

$k_{нтс}$	2,00	2,50	3,00	3,50	4,00
T_n, K	312,7	325,6	336,1	344,9	352,6
$t_n, ^\circ C$	39,7	52,6	63,1	71,9	79,6
T_k, K	303,6	313,6	321,6	328,4	334,4
$t_k, ^\circ C$	30,6	40,6	48,6	55,4	61,4

4-мысал. Жылу стансаларының ең тиімді санын және жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығын табу.

Берілгені: Ішкі және сыртқы диаметрлері $D=0,508$ м және $D_n=0,530$ м болатын ұзындығы $L_{тр}=900$ км магистральды ыстық құбырмен жылына $G=7$ млн.т/жыл мұнай айдалады. Қоршаған орта температурасы $T_0=273K$, мұнайдың рұқсат етілген бастапқы және соңғы температуралары $T_n=353K$ және $T_k=316K$. Құбырдың салыну тереңдігі (өске дейінгі) $h_0=1,2$ м, грунт бетінен ауаға жылу берілу коэффициенті $\alpha_0=15$ Вт/(м²·K), болаттың, жылу оқшаулағыштың, ауаның және грунттың меншікті жылу өткізгіштік коэффициенттері $\lambda_{ст}=58$ Вт/(м·K), $\lambda_{ош}=0,058$ Вт/(м·K), $\lambda_{в}=0,0244$ Вт/(м·K), $\lambda_{гр}=1,49$ Вт/(м·K). Қар жоқ деп ($h_{сн}=0$) деп алынған. Мұнай үшін $c=1950$ Дж/(кг·K), ішкі жылу берілу коэффициенті $\alpha_1=52$ Вт/(м²·K). Жылу оқшаулағыш материалы үшін $\rho_{ош}=130$ кг/м³. Жылу стансасының п.э.к. $\eta_{тс}=0,3$ деп алайық. Жылу оқшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығын және жылу стансаларының ең тиімді санын есептеу керек.

Шешуі:

$$G = \frac{7 \cdot 10^9}{350 \cdot 24 \cdot 3600} = 231,48 \text{ кг/с};$$

Айдау турбулентті тәртіпте жүретіні белгілі болсын. Сонда Шухов саны:

$$Shu = \ln \frac{T_n - T_0}{T_k - T_0} = \ln \frac{353 - 273}{316 - 273} = 0,62083.$$

Құрылыстың өзін-өзі ақтауының мөлшерлік мерзімі $t_n=8,3$ жыл= 261748800 с.

Жылу окшаулатқыш материалының өзіндік құны $c_{\text{ош}}=500$ тг/кг, жылу энергиясының өзіндік құны $s_{\text{тс}}=9$ тг/(кВт·сағ)= $0,0000025$ тг/Дж болсын деп есептейік. Сонда

$$K_0 = \frac{s_{\text{тс}}(T_n - T_k) \cdot t_n}{c_{\text{ош}} \rho_{\text{ош}} \eta_{\text{тс}} \cdot Шу} = 1,99996.$$

$$h_n = h_0 + \frac{h_{\text{сн}} \lambda_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{сн}}} = h_0 = 1,2 \text{ м} (h_{\text{сн}} = 0);$$

$$D_n = \frac{4(\alpha_0 h_n + \lambda_{\text{с}})}{\alpha_0} = \frac{4 \cdot (15 \cdot 1,2 + 0,0244)}{15} = 4,8065;$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{\alpha_1 D} + \frac{1}{2\lambda_{\text{ош}}} \ln \frac{D_n}{D} + \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_{\text{сп}}} \ln D_n - \frac{1}{\lambda_{\text{ош}}} \ln D_n \right) = \\ &= \frac{1}{52 \cdot 0,508} + \frac{1}{2 \cdot 58} \cdot \ln \frac{0,53}{0,508} + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{1}{1,49} \cdot \ln 4,8065 - \frac{1}{0,058} \cdot \ln 0,53 \right) = \\ &= 6,038146. \end{aligned}$$

$$B = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_{\text{ош}}} - \frac{1}{\lambda_{\text{сп}}} \right) = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{0,058} - \frac{1}{1,49} \right) = 8,28512.$$

Жылу окшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығы (2.76) – теңдеудің шешімі арқылы табылады:

$$\begin{aligned} D_{\text{ош}} (A + B \ln D_{\text{ош}}) &= \sqrt{2BK_0}, \text{ немесе} \\ D_{\text{из}} \cdot (6,038146 + 8,28512 \cdot \ln D_{\text{из}}) &= \sqrt{2 \cdot 8,28512 \cdot 1,99996}; \\ D_{\text{ош}} \cdot (6,038146 + 8,28512 \cdot \ln D_{\text{ош}}) &= 5,75672. \end{aligned}$$

Бұл иррационалдық теңдеуді жуықтау әдісімен, немесе компьютерлік бағдарлама көмегімен шешіп, белгісіз $D_{\text{ош}}$ шамасын табамыз:

$$D_{\text{ош}} = 0,980 \text{ м.}$$

Сонда жылу окшаулатқыштың ең тиімді қалыңдығы:

$$\delta_{\text{ош}} = (D_{\text{ош}} - D_n) / 2 = \frac{0,98 - 0,53}{2} = 0,225 \text{ м} = 22,5 \text{ см.}$$

Осы жағдайдағы құбырдың сыртқы жылу берілу коэффициенті Аронс-Кутателадзе формуласы бойынша:

$$\alpha_2 = \frac{2\lambda_{cp}}{D_{oui} \ln \frac{D_n}{D_{oui}}} = \frac{2 \cdot 1,49}{0,98 \cdot \ln \frac{4,8065}{0,98}} = 1,91226 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Құбырдың толық жылу берілу коэффициенті:

$$\begin{aligned} \frac{1}{KD} &= \frac{1}{\alpha_1 D} + \frac{1}{\alpha_2 D_{oui}} + \frac{1}{2\lambda_{cm}} \ln \frac{D_n}{D} + \frac{1}{2\lambda_{oui}} \ln \frac{D_{oui}}{D_n} = \\ &= \frac{1}{52 \cdot 0,508} + \frac{1}{1,91226 \cdot 0,98} + \frac{1}{2 \cdot 58} \cdot \ln \frac{0,53}{0,508} + \frac{1}{2 \cdot 0,058} \cdot \ln \frac{0,98}{0,53} = \\ &= 5,87076; \end{aligned}$$

$$K = \frac{1}{5,87076 \cdot D} = \frac{1}{5,87076 \cdot 0,508} = 0,33531.$$

Құбыр бойындағы жылу стансаларының ең тиімді саны мынадай:

$$n_{mc} = \frac{K\pi DL_{mp}}{Gc \cdot \Delta T_y} = \frac{0,33531 \cdot 3,1416 \cdot 0,508 \cdot 900000}{231,48 \cdot 1950 \cdot 0,62083} = 1,72 \approx 2 \text{ станса}.$$

ҚОРЫТЫНДЫ

Оқу құралындағы есептер ГГЖСЖП кафедрасында «Магистральды құбырөткізгіштер», «Магистральды мұнай құбырлары» және «Магистральды газ құбырлары» пәндері бойынша көп жыл бойы шәкірттерге ұсынылған тәжірибелік сабақтың тапсырмалары негізінде құрастырылған. Оқу құралы оқулықты алмастыра алмайды, дегенмен негізгі тәжірибелік сабақ тапсырмалары «Магистральды құбырөткізгіштердің типтік есептеулері» оқу құралы арқылы қамтылған.

Ыстық айдау есептерінде қолданылатын интегралдық көрсеткіштік функцияны есептей білу үшін арнайы интегралдық функция кестесі, немесе компьютерлік бағдарламасы керек. Ондай бағдарламаны жоғары математика пәнін өткен кез келген шәкірт, немесе оқытушы анықталған интегралды сандық есептеу негізінде жасай алады. Кафедрада осындай компьютерлік бағдарлама жасалған, кез келген шәкірт, немесе оқытушы осындай бағдарламаны бізден ала алады.

БИБЛИОГРАФИЯЛЫҚ ТІЗІМ

1. Алиев Р.А., Белоусов В.Д., Немудров А.Г. и др. Трубопроводный транспорт нефти и газа. – М.: Недра. 1988. – 368 с.
2. Абузова Ф.Ф., Алиев Р.А., Новоселов В.Ф. и др. Техника и технология транспорта и хранения нефти и газа. – М.: Недра. 1988. – 320 с.
3. Коршак А.А., Шманов Н.Н., Махмотов Е.С. и др. Магистральные трубопроводы. – Уфа. Издательство ООО «ДизайнПолиграфСервис». 2008. – 448 с.
4. Тугунов П.И., Новоселов В.Ф., Коршак А.А., Шаммазов А.М. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов. – Уфа. Издательство ООО «ДизайнПолиграфСервис». 2002. – 658 с.
5. Бунчук В.А. Транспорт и хранение нефти, нефтепродуктов и газа. – М.: Недра, 1977. – 236 с.
6. Новоселов В.Ф., Гольянов А.И., Муевтахов Е.М. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации газопроводов. – Уфа. Издательство УНИ. 1986. – 94 с.
7. Әлімжанов А.М., Қиябаев С.Н. Мұнай өнімдерін тізбектей айдау кезіндегі түзілетін қоспа көлемін және цикл санын есептеу. Магистральды құбырөткізгіштер (1-бөлім) пәні бойынша дәрістемелік сабаққа арналған әдістемелік нұсқау. – Алматы. ҚазҰТУ, 2006. – 36 б.
8. Лурье М.В. Задачник по трубопроводному транспорту нефти, нефтепродуктов и газа. М.: Недра – Бизнесцентр. 2003. – 368 с.
9. Коршак А.А., Шаммазов А.М. Основы нефтегазового дела. Учебник для ВУЗов: – Уфа: ДизайнПолиграфСервис, 2001. – 544 с.
10. Строительные нормы и правила. Магистральные трубопроводы. СНиПРК 3.05.-01-2010. – Астана: 2010. – 123 с.
11. Әлімжанов А.М., Қиябаев С.Н.. 050729 – Құрылыс мамандығы бойынша Газ-мұнай құбырлары пәнінің оқу-әдістемелік кешені. 1-бөлім. – Алматы. ҚазҰТУ, 2006. – 60 б.

12. Әлімжанов А.М., Қиябаев С.Н. 050729 – Құрылыс мамандығы бойынша Газ–мұнай құбырлары пәнінің оқу-әдістемелік кешені. 2-бөлім. – Алматы. ҚазҰТУ, 2007. – 61 б.

13. Қиябаев С.Н. 050729 – Құрылыс мамандығы бойынша Магистральды құбырөткізгіштер (1-бөлім) пәнінің оқу-әдістемелік кешені. – Алматы. ҚазҰТУ, 2010. – 105 б.

14. Қиябаев С.Н. 050729 – Құрылыс мамандығы бойынша Магистральды құбырөткізгіштер (2-бөлім) пәнінің оқу-әдістемелік кешені. – Алматы. ҚазҰТУ, 2011. – 92 б.

15. Қиябаев С.Н. Магистральды ыстық мұнай құбырының жылу стансаларындағы мұнайды ең тиімді қыздыру температурасы //Сборник мат. межд. Научно-практ. конф. 26–27 ноября 2010 г. Теоретические и экспериментальные исследования строительных конструкций. Часть II. – Алматы. Изд. КазГАСА, 2010. С.13–20.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе.....	3
1. Газ құбырларын есептеу.....	5
1.1. Магистральды газ құбырындағы табиғи газ қоспасын есептеу.....	5
1.2. Магистральды газ құбырының технологиялық есебі.....	10
1.3. Магистральды газ құбырының ең тиімді параметрлерін есептеу.....	19
1.4. Магистральды газ құбырларын технологиялық есептеу мысалдары.....	26
2. Мұнай құбырларын есептеу.....	50
2.1. Мұнай құбырларын есептеуге қажетті алғышарттар мен деректер.....	50
2.2. Мұнай және мұнай өнімдерінің параметрлерін табу есептерінің мысалдары.....	57
2.3. Мұнай және мұнай өнімдерін тасымалдаудың ең тиімді тәсілдері.....	59
2.4. Мұнай және мұнай өнімдерін тасымалдаудың ең тиімді тәсілдерін табу есептерінің мысалдары.....	69
2.5. Тұтқырлығы аз мұнай тасымалдауға арналған мұнай құбырларын технологиялық есептеу.....	74
2.6. Тұтқырлығы аз мұнай тасымалдауға арналған мұнай құбырларын технологиялық есептеу мысалдары.....	89
2.7. Мұнай өнімдерін тізбектей айдау кезіндегі құбырдың технологиялық есебі.....	99
2.8. Мұнай өнімдерін тізбектей айдау кезіндегі құбырдың технологиялық есептеуінің мысалдары....	109
2.9. Тізбектей айдау кезіндегі қоспаны соңғы пункттегі резервуарларға бөліп – тарату.....	127
2.10. Ыстық айдау кезіндегі мұнай құбырларының ең тиімді параметрлері. Ыстық мұнай құбырының технологиялық есебі.....	138
2.11. Ыстық мұнай құбырларын есептеу мысалдары.....	150
Қорытынды.....	164
Пайдаланылған әдебиеттер тізімі.....	165
	167

Оқулық басылым

Серік Нұқпиұлы Қиябаев

МАГИСТРАЛЬДЫ ҚҰБЫРӨТКІЗГІШТЕРДІҢ
ТИПТІК ЕСЕПТЕУЛЕРІ

Оқу құралы

РБ бастығы	<i>З.А. Ғубайдулина</i>
Редакторы	<i>Г.Қ. Оңкебаева</i>
Компьютерде беттеген	<i>А.Б. Аришова</i>

Басуға 28.10.2013 ж. қол қойылды.
Таралымы 300 дана. Пішімі 60х84 1/16. №1 баспаханалық қағаз.
Шартты б.т. 9,8. Көлемі 10,5 есепті б.т. Тапсырыс № 215.
Бағасы келісімді.

Қ.И. Сәтбаев атындағы
Қазақ ұлттық техникалық университетінің басылымы,
Ақпараттық-баспа орталығы.
Алматы қаласы, Сәтбаев көшесі, 22

ISBN 978-601-228-538-3

