**Қазақстан Республикасының Білім және ғылым министрлігі**
«Кәсіпқор» холдингі» коммерциялық емес акционерлік қоғамы

**М.У. ЕРИМБЕТОВА, Ж.С. САРҚҰЛОВА, Г.Ы. ҚАЙЖАНОВА,
Б.М. КАРАМЕРГЕНОВ**

# МҰНАЙ МЕН ГАЗДЫ ӨҢДЕУДІҢ НЕГІЗГІ АППАРАТТАРЫНЫҢ ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ ЕСЕПТЕУЛЕРІ

*0819000 – «Мұнай және газ өңдеу технологиясы»
мамандығы бойынша техникалық және кәсіптік, орта білімнен кейінгі білім
беру жүйесіне арналған өзектілендірілген үлгілік оқу жоспарлары мен
бағдарламалары бойынша оқу құралы ретінде әзірленді*

Астана, 2018 ж.

ӘОЖ 622.32 (075)
КБЖ 33.36 я 73
М 84

Мұнай мен газды өңдеудің негізгі аппараттарының технологиялық есептеулері: Оқу құралы / М.У. Еримбетова, Ж. С.Сарқұлова, Г.Ы. Қайжанова, Б.М. Карамергенов– Астана: «Кәсіпқор» холдингі» коммерциялық емес акционерлік қоғамы, 2018 ж.

ISBN 978-601-333-460-8

«Мұнай және газды өңдеудің негізгі аппараттарының технологиялық есептеулері» оқу құралы 081901 2 «Технологиялық қондырғылар операторы» біліктілігі үшін КМ 08 «Жабдықтың өнімділігі мен қуатын есептеуді орындау» кәсіби модулін игерудің аса маңызды құрамдас бөліктердің бірі болып табылады.

Оқу құралы мұнай мен газды өңдеуде қолданылатын негізгі процестер мен аппараттарды технологиялық есептеудің әдістері мен мысалдары берілген.

Мысалдар студенттерге теориялық материалдарды түсінуді жеңілдететін мәліметтерді, сондай-ақ есептеулерді жүргізу үшін қажетті анықтамалық деректерді беру есебімен жасалған. Бірқатар жағдайларда олар мұнай-газ өңдеудің аса маңызды процестерін қарқындату жолдарын белгілеуге көмектеседі.

Оқу құралы мұнай және химия - технологиялық мамандықтар студенттеріне арналған

ӘОЖ 622.32 (075)
КБЖ 33.36 я 73

Рецензенттер:
*Ақтөбе политехникалық колледжінің директоры, педагогика ғылымдарының докторы К.Т. Алдияров;*
*Қ. Жұбанов ат. АМГУ аға оқытушысы, химия ғылымдарының кандидаты Р.О Орынбасар;*
*Жаңажол мұнай-газ өңдеу кешені бас технологының орынбасары Ж. Н. Балгазин.*

«Кәсіпқор» Холдингі» КЕАҚ ғылыми-әдістемелік кеңесімен мақұлданды, 26.09.2018 ж. № 2 хаттама

©«Холдинг «Кәсіпқор» КАҚ, 2018 ж.

«Delta Consulting Group» ЖШС аударған

**Мазмұны**

**1-БӨЛІМ. ӨЛШЕМ БІРЛІКТЕРІ** ..... 6
**2-БӨЛІМ. МҰНАЙ ЖӘНЕ МҰНАЙ ӨНІМДЕРІНІҢ ФИЗИКА-ХИМИЯЛЫҚ ҚАСИЕТТЕРІ МЕН ҚҰРАМЫН ЕСЕПТЕУ** ..... 9
2.1. Компоненттік құрамы. Қайнаудың орташа температурасы. Сипаттаушы фактор ..... 9
2.2. Тығыздығы. Мольдік массасы ..... 12
2.3. Қаныққан бу қысымы. Сыни және келтірілген параметрлер. Фугитивтілік ..... 17
2.4. Тұтқырлығы ..... 22
2.5. Жылу қасиеттері ..... 25
**3-БӨЛІМ. КӨМІРСУТЕК ГАЗДАРЫНЫҢ ФИЗИКА-ХИМИЯЛЫҚ ҚАСИЕТТЕРІ МЕН ҚҰРАМЫН ЕСЕПТЕУОшибка! Закладка не определена.**
3.1. Газ қоспаларының физика-химиялық қасиеттерін есептеу ерекшеліктері. Газ тығыздығы ..... 30
3.2. Газдардың сыни және келтірілген параметрлері. ..... 33
3.3. Газдардың жылу қасиеттері ..... 38
3.4. Сұйытылған көмірсутекті газдар ..... 43
**4-БӨЛІМ. ЖЫЛУ АЛМАСУ АППАРАТУРАСЫН ЕСЕПТЕУ** ..... 51
4.1. Жылу баланстары ..... 51
4.2. Көп қабатты жазық қабырға арқылы жылу беру ..... 52
4.3. Жылу алмасу аппараттарының жылу бергіштік бетін есептеу ..... 53
4.5. Цилиндрлік көп қабатты қабырға арқылы жылу беру ..... 55
4.6. Ауамен салқындату аппараттары және оларды есептеу ерекшеліктері ... 55
**5-БӨЛІМ. ҚҰБЫРЛЫ ПЕШТЕР** ..... 71
5.1. Құбырлы пештерді есептеу деректері. ..... 71
5.2. Отынның жану процесі, ауаның артық болуы туралы түсінік. ..... 74
5.3. Пештің пайдалы әсер коэффициенті ..... 81
5.4. Пештің жылу жүктемесі және отын шығыны ..... 82
5.5. Қыздыру бетінің және құбырлы пештің өлшемдерінің тексеру есептеулері ..... 83
**6-БӨЛІМ. ТҰРАҚТАНДЫРУ БАҒАНАСЫН ЕСЕПТЕУ** ..... 93
**7-БӨЛІМ. АБСОРБЦИЯ ЖӘНЕ ДЕСОРБЦИЯ ПРОЦЕСТЕРІН ЕСЕПТЕУ** ..... 100
**8-БӨЛІМ. ХИМИЯЛЫҚ РЕАКТОРЛАР** ..... 106
8.1. Шикізатты конверсиялау дәрежесі, мақсатты өнімнің шығуы және процестің селективтілігі ..... 106
8.2. Рециркуляцияны қолдану ..... 106
8.3. Әрекет ету уақыты және шикізатты беру жылдамдығы ..... 107
8.4. Реакциялық аппараттардың негізгі өлшемдері ..... 107
8.5. Каталитикалық крекингтің реакторлық-регенерациялық блогы ..... 108
**9-БӨЛІМ. КАТАЛИТИКАЛЫҚ РИФОРМИНГ ҚОНДЫРҒЫСЫНЫҢ РЕАКТОРЛЫҚ БЛОГЫН ЕСЕПТЕУ** ..... 119

**10-БӨЛІМ. ИЗОБУТАНДЫ БУТИЛЕНДЕРМЕН АЛКИЛДЕУ ПРОЦЕСІН ЕСЕПТЕУ** ..... **124**
ҚОРЫТЫНДЫ..... 130
ҚОСЫМША…….....131
ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ …….….147

# КІРІСПЕ

«Мұнай және газды қайта өңдеудің негізгі аппараттарының технологиялық есептеулері» оқу құралы 0819000 «Мұнай және газды қайта өңдеу технологиясы» мамандығы бойынша техникалық және кәсіптік, орта білімнен кейінгі білім беру жүйесіне арналған өзектілендірілген типтік оқу жоспарлары мен бағдарламалары негізінде әзірленген 081901 2 «Технологиялық қондырғылар операторы» біліктілігі үшін КМ 08 «Жабдықтың өнімділігі мен қуатын есептеуді орындау» кәсіби модулін игеру кезінде аса маңызды құрамдас бөліктердің бірі болып табылады.

Оқу құралын әзірлеу студенттерге тәжірибелік жұмыстар мен курстық жобаларды орындау дағдыларын меңгеруге мүмкіндік береді және өзінің мақсаты жоғары білікті техник-технолог-өндірісті ұйымдастырушыны дайындау болып табылады.

Мұнай-газ өңдеу және мұнай-химия өнеркәсібін дамытудың қазіргі кезеңі мұнай мен газды өндіру және өңдеу көлемінің едәуір өсуімен, мұнай өңдеу және мұнай химиясы өнімдерінің ассортименті мен кеңейтілуімен, шығарылатын өнім сапасының артуымен сипатталады. Мұндай бағдарламаны іске асыру үлкен бірлі-жарым қуатты қазіргі заманғы технологиялық қондырғыларды құруды талап етеді. Екінші жағынан, мұнай-газ өңдеу және мұнай-химия технологиялық процестерінің әртүрлілігі халық шаруашылығының осы саласының мамандарынан қазіргі процестер мен аппараттарды одан әрі жетілдіру және қарқындату бойынша күш-жігерді талап етеді.

Процестердің физика-химиялық негіздерін, сондай-ақ осы процестерді жүргізуге арналған аппараттардың құрылғысы мен есептеу әдістерін зерттеу өте маңызды міндет болып табылады.

Бұл әдістерді меңгеру өндірістік жағдайларда оңтайлы технологиялық режимдерді жүзеге асыруға, аппаратураның өнімділігін арттыруға және өнім сапасын жақсартуға мүмкіндік береді, жаңа өндірістерді жобалау кезінде неғұрлым ұтымды технологиялық схемалар мен аппараттардың типтерін әзірлеуге, модульдер бойынша оқыту нәтижелерін дұрыс бағалауға мүмкіндік береді.

Химиялық технологиялардың негізгі процестері гидромеханика, жылу беру, беру массалары, химиялық кинетика, қатты денелер механикасы заңдарына негізделген.

## 1-БӨЛІМ. ӨЛШЕМ БІРЛІКТЕРІ

Технологиялық есептерді жүргізу кезінде студенттер әртүрлі материалдық ағындардың өлшеулерімен кездеседі: шикізат, отын, бу, ауа шығыны, мұнай өнімдерінің шығуы, реагенттердің мөлшері мен концентрациясы және т. б.

Бір физикалық шаманы өлшеу үшін әр түрлі өлшем бірліктерін қолдануға болады. Мысалы, қысымды *ат, мм.рт.ст., кг/м$^2$, кг/см$^2$, Па* және т.б. өлшеуге болады. Бұл ғылыми-техникалық әдебиетті пайдалануды қиындатады, бірліктердің әртүрлі жүйелерінде келтірілген шамаларды қайта есептеу кезіндегі қателіктерге әкеледі. Есептеу кезінде дұрыс нәтиже алу үшін қандай да бір жүйенің өлшем бірліктерін пайдалану қажет. 1960 жылдың қазанынан бастап шаралар мен салмақтар жөніндегі Бас конференция «интернационалдық жүйе» дегенді білдіретін СИ - Бірліктердің Халықаралық жүйесін қабылдады.

Халықаралық жүйе (СИ) алты негізгі өлшем бірліктерін қамтиды: ұзындығы - метр, салмағы – килограмм, уақыт – секунд, температура – Кельвин градусы, электр тогының күші – ампер және жарық күші – шам. Сонымен қатар, бұл жүйеге екі қосымша бірлік (жалпақ бұрыш – радиан және дене бұрышы - стерадиан) және 27 маңызды туынды кіреді.

1.1-кестеде мұнай-химия процестерін және аппараттарды есептеу кезінде Халықаралық жүйеде жиі қолданылатын өлшем бірліктері берілген.

Неғұрлым ірі еселенген өлшем бірліктерін алу үшін жүйелік бірлікті сол немесе өзге оң дәрежедегі 10 – ға, ал неғұрлым ұсақ үлес бірліктерін алу үшін теріс дәрежедегі 10-ға көбейту қажет, әрі бұл жағдайларда жүйелік бірліктің атауына тиісті қосымша қосылады (1.2-кесте), мысалы:
1 ватт· $10^3$ = 1 киловатт; 1 метр·$10^{-3}$ = 1 миллиметр.

**1.1 кесте. Халықаралық жүйе бірліктері (СИ)**

| Шамасы | Өлшем бірлігі | Бірліктердің қысқартылған белгілері | | Бірліктер өлшемі |
|---|---|---|---|---|
| | | орысша | латынша | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| Негізгі бірліктер | | | | |
| Ұзындығы | Метр | М | M | |
| Массасы | Килограмм | Кг | Kg | |
| Уақыты | Секунд | Сек | S | |
| Термодинамикалық температура | Кельвина градусы | °К | °K | |
| Электр тогының күші | Ампер | А | A | |
| Жарық күші | Шам | Св | Cd | |

| Туынды бірліктер | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Аудан | Шаршы метр | °м² | М² | (1м)² |
| Көлем | Текше метр | М³ | М³ | (1м)³ |
| Тығыздық (көлемді массасы) | Текше метрге килограмм | Кг/м³ | Kg/m³ | (1кг):(1м)³ |
| Жылдамдық | Секундына метр | М/сек | | |
| Жылдамдату | Шаршы секундқа метр | М/сек² | | (1м):(1сек) |
| Күш | Шаршы метрге Ньютон | Н | M/s | (1м):(1сек)² |
| Қысым (механикалық кернеу) | Ньютон-Шаршы метрге секунд | Н/м² | M/s² | (1кг)·(1м):(1сек)² (1н):(1м)² |
| Динамикалық тұтқырлық | секундына шаршы метр | Н·сек/м² | N | (1н)·(1сек): (1м)² |
| Кивематикалық тұтқырлық | | М²/сек | N/m² | (1м )²:(1сек) |
| Жылу, жұмыс, энергия саны | Джоуль | Дж | | (1н)·(1м) |
| Қуат (жылу ағыны) | Ватт | | N·s/m² | (1дж): (1сек) |
| Меншікті жылу (фазалық түрлену; химиялық реакция) | Килограмға Джоуль | Вт | М²/s J | (1дж):(1кг) (1дж):[(1кг)·(1град)] |
| Меншікті массалық жылу сыйымдылығы | Джоуль киллограмм-градусқа | Дж/кг | W J/kg | (1вт):[(1м)²·(1град)] |
| Жылу берілім және жылу бергіштік коэффициенті | Шаршы метр-градусқа Ватт | Дж/(кг·град) | J/kg·deg | (1вт):[(1м)·(1град)] |
| Жылу өткізгіштік коэффициенті | Метр-градусқа Ватт | Вт/(м²·град) | W/m²·deg | |
| | | Вт/(м·град) | W/m·deg | |

**1.2 кесте. Еселік және үлестік бірліктерді құруға арналған қосымша**

| Сөз алды қосымшалар атауы | Белгіленуі | | Жүйе бірлігі көбейтілетін көбейткіш |
|---|---|---|---|
| | Орысша | Латынша немесе грекше | |
| Тера …… | Т | T | $10^{12}$ |
| Гига …… | Г | G | $10^{9}$ |
| Мега …… | М | M | $10^{6}$ |
| Кило …… | К | K | $10^{3}$ |
| Гекто …… | Г | H | $10^{2}$ |
| Дека …… | Да | Da | $10^{1}$ |
| Деци …… | Д | D | $10^{-1}$ |
| Санти …… | С | C | $10^{-2}$ |
| Милли …… | М | M | $10^{-3}$ |
| Микро …… | Мк | μ | $10^{-6}$ |
| Нано …… | Н | N | $10^{-9}$ |
| Пико …… | П | P | $10^{-12}$ |

## 2-БӨЛІМ. МҰНАЙ ЖӘНЕ МҰНАЙ ӨНІМДЕРІНІҢ ФИЗИКА-ХИМИЯЛЫҚ ҚАСИЕТТЕРІ МЕН ҚҰРАМЫН ЕСЕПТЕУ

### 2.1. Компоненттік құрамы. Қайнаудың орташа температурасы. Сипаттаушы фактор

**Компоненттік құрамы.** Мұнай және мұнай өнімдері n компоненттерден тұратын күрделі қоспа болып табылады. Қоспаның физика-химиялық сипаттамасы жалпы компоненттердің саны мен қасиеттерімен анықталады. Практикалық есептеулерде көп компонентті қоспаның құрамы үлеспен немесе пайызбен көрсетіледі. Үлестер мен пайыздар арасындағы арақатынас 1:100. Мұнай өңдеуде сұйық қоспаның құрамын *x* әрпімен, ал газ немесе бу қоспасының құрамын *y* әрпімен сипаттайтын үлестерді белгілеу қабылданған. Бұл ретте шамалардың физикалық мәні сақталады.

$m_i$ компоненті массасының қоспа массасына қатынасы *m:* $x_i = m_i / m$. компонентінің массалық үлесі деп аталады. Компоненттің $x_i$ *(*$y_i$*) массалық үлесі* деп аталады. Әлбетте, $\sum m_i = m$ *және* $\sum x_i = 1$.

**2.1. мысал.** Үш майлы фракцияларды келесі мөлшерде араластырды: $m_1$=81 *кг;* $m_2$=135 *кг;* $m_3$=54 *кг.*

Қоспадағы әрбір фракцияның массалық үлесін анықтау қажет.

Шешімі. Қоспаның жалпы массасын табамыз: $m = m_1 + m_2 + m_3$=81+135+54=270 кг

Әрбір фракцияның массалық үлесін анықтаймыз:

$$x_1 = \frac{81}{270};\ x_2 = \frac{135}{270};\ x_3 = \frac{54}{270}$$

$x_i^/(y_i^/)$ компоненттің мольдік үлесі осы компоненттің $N_i$ мольдер санының қоспаның *N* мольдердің жалпы санына қатынасымен көрінеді:

$$x_i^/ = N_i / N. \qquad (2.1)$$

$\sum x_i^/ = 1$ массалық үлеске ұқсас. (2.2)

Жаппай шоғырлануды мольдік және кері қайта есептеу мына формулалар бойынша жүзеге асырылады:

$$x_i^/ = \frac{x_i / M}{\sum (x_i / M_i)};\ x_i = x_i^/ M_i / \sum x_i^/ M_i \qquad (2.3)$$

мұнда $M_i$ –компоненттің мольдік массасы, кг/моль.

**2.2. мысал.** 2.1 мысалында табылған фракциялардың массалық үлесін, егер құрамдастардың мольдік массалары (киломольге килограммен) тең болса, мольдік құрамдастарға қайта есептеу: $M_1$=320; $M_2$=360; $M_3$=390.

Шешімі. Алдымен фракциялардың мольдік массаларға массалық үлес қатынасының сомасын анықтаймыз:

$$\frac{0,3}{320} + \frac{0,5}{360} + \frac{0,2}{390} = 2,84 \cdot 10^{-3}$$

Әрбір фракцияның мольдік үлесін табамыз:

$$x_1^/ = \frac{0,3/320}{2,84 \cdot 10^{-3}} = 0,33;\ x_2^/ = \frac{0,5/360}{2,84 \cdot 10^{-3}} = 0,49;\ x_3^/ = \frac{0,2/390}{2,84 \cdot 10^{-3}} = 0,18.$$

Алынған нәтижелердің дұрыстығын тексеру үшін мольдік үлесті қосамыз:

$$0,33+0,49+0,18=1.$$

Сомасы бірлікке тең, демек, қайта есептеу дұрыс орындалды.

$x_{vi}$ ($y_{vi}$ компоненттің көлемдік үлесі оның $V_i$ көлемінің барлық $V$ қоспаның көлеміне қатынасын білдіреді:

$$x_{v_i} = V_i / V. \qquad (2.4)$$

Салмақтық және мольдік үлестерге ұқсас $\sum x_{vi} = 1$.

Көлемдік құрамды массалық және кері қайта есептеу үшін әрбір компоненттің $\rho_i$ тығыздығын білу қажет:

$$x_{vi} = \frac{x_i/\rho_i}{\sum(x_i/\rho_i)}; \qquad (2.5)$$

$$x_i = x_{vi}\,\rho_i / \sum x_{vi}\,\rho_i. \; . \qquad (2.6)$$

Сұйық қоспа үшін мольдерге көлемдік үлестерді тура қайта есептеу өте күрделі, сондықтан оны жаппай үлестермен жүргізу жақсы. Газ қоспасы үшін көлемді және мольдік үлестермен көрсетілген құрам, бірдей болады.

**2.3. мысал.** Газ қоспасы 95м$^3$ пропан мен 23м$^3$ этаннан алынған. Пропан мен этанның тығыздығы тиісінше 2,0037 кг/м$^3$ және 1,3560 кг/м$^3$ тең. Қоспаның құрамын көлемді және массалық үлестерде көрсету.

Шешімі. Қоспаның жалпы көлемін табамыз: V = 95 + 23 = 118 м$^3$.

Пропанның көлемдік үлесі $x_{v1}$=95/118=0,805, этандікі $x_{v2}$=23/118=0,195.

Құрамдастардың массалық үлесі мынаған тең болады:

$$x_1 = \frac{0,805 \cdot 2,0037}{0,805 \cdot 2,0037 + 0,195 \cdot 1,3560} = 0,859$$

$$x_2 = \frac{0,195 \cdot 1,3560}{0,805 \cdot 2,0037 + 0,195 \cdot 1,3560} = 0,141$$

**Мұнай фракциясы қайнауының орташа температурасы.** Кез келген мұнай фракциясы (мұнай сияқты) кейбір температура интервалында қайнайтын көмірсутектердің күрделі қоспасы болып табылады. Алайда көптеген есептік формулаларға мұнай өнімінің қайнауын сипаттайтын белгілі температура кіреді. Сондықтан тәжірибеде мұнай фракциясының орташа қайнау температурасы ұғымы қолданылады. Оның бірнеше модификациялары бар, бірақ ең көп қолданылатын орташа мольдік $t_{ср.м}$, ол мынадай формула бойынша есептеледі

$$t_{ср.м} = \frac{N_1 t_1 + N_2 t_2 + \ldots + N_n t_n}{N_1 + N_2 + \ldots + N_n} = \sum x_i' t_i \qquad (2.7)$$

мұндағы $t_i$ - тар фракциялардың орта арифметикалық қайнау температурасы, °С.

Шамамен орташа температураны, сондай-ақ шын қайнау температурасы (ШҚТ) қисығы бойынша фракцияның 50% - дық айдау температурасы ретінде немесе бастапқы және соңғы қайнау температурасының орташа арифметикалық мәні ретінде анықтауға болады.

**Сипаттаушы фактор**. *К* сипаттаушы факторы химиялық табиғатты және мұнай өнімінің парафиндік дәрежесін көрсететін шартты өлшем болып табылады.

Сипаттайтын фактор мынадай формула бойынша анықталады

$$K=1{,}216\sqrt[3]{T_{ср.м}}/\rho^{15}_{15} \qquad (2.8)$$

мұндағы $T_{ср.м}$ – орта мольдік қайнау температурасы, К;

$\rho^{15}_{15}$ – мұнай өнімінің салыстырмалы тығыздығы (қара. §2.2).

Теңдеу (2.8) тура айдалатын мұнай фракциялары үшін жеткілікті; оны ароматты және күтпеген көмірсутектері бар қайталама мұнай өңдеу өнімдері үшін пайдалану айтарлықтай қателікке байланысты шектелген. Сипаттаушы фактордың орташа мәні мынадай:

Парафиндің мұнай өнімдері -12,5-13,0

Нафтеноароматикалық - 10-11

Ароматты - 10

Крекинг өнімдері - 10-11

Сипаттаушы фактор олардың дәлдігін арттыру үшін кейбір есептеулерде қолданылады.

**ЕСЕПТЕР**

2.1 Ароматты концентрат-120 кг бензол, 75 кг толуол және 25 кг этилбензолдан тұратын қоспа. Қоспаның массалық және мольдік құрамын табу.

2.2 Тауарлық бензиннің (Искене кен орны) сынамасын дайындау үшін 1:1 ара қатынаста тік айдалатын бензин фракциясы (М=113 кг/кмоль, ρ=732 кг/ м$^3$) және каталитикалық риформинг бензині (М=106 кг/кмоль, ρ=791 кг/ м$^3$) араластырылған. Алынған қоспаның мольдік және көлемдік құрамын анықтау

2.3 Екі мұнай фракцияларының қоспасы берілген. Бірінші фракцияның көлемі $V_1$=36 м$^3$, оның тығыздығы $\rho_1$=802 кг/м$^3$, екінші фракциянікі $V_2$=76,5 м$^3$, $\rho_2$=863 кг/м$^3$. Әрбір фракцияның массалық үлесін табу.

2.4 Эталондық қоспадағы изо-октанның массалық құрамы – 70%, н-гептан – 30%. Компоненттердің мольдік үлесін анықтау.

2.5 Тұрмыстық отынмен жұмыс істейтін көмірсутегі газының көмірсутегінің мынадай массалық құрамы бар: этан – 2%, пропан – 76%, бутан – 21%, пентан – 1%. Газ қоспасындағы компоненттердің мольдік құрамын есептеу.

2.6 Қисымбай кен орнының табиғи газы мынадай компоненттерден тұрады (көлемдік пайызбен): $CH_4$ –96,8; $C_2H_6$ – 0,9; $C_3H_8$–0,4;$C_4H_{10}$ –0,3; $N_2$–1,0; $O_2$–0,6. Қоспаның массалық құрамын табу.

2.7 Майлы фракцияның каталитикалық крекингінде мынадай өнімдер алынды:

| | Массалық құрамы, % | Мольдік массасы, кг/кмоль |
|---|---|---|
| Газ | 11,2 | 32 |
| Бензин | 32,7 | 105 |
| Жеңіл газойль | 36,9 | 218 |
| Ауыр газойль | 19,2 | 370 |

Компоненттердің мольдік үлесін анықтау.

2.8 Құлсары мұнайының мынадай сипаттамаларға ие екі бензинді фракцияларының қоспасы:

| | Мольдік массасы, кг/кмоль | Массалық құрамы, % |
|---|---|---|
| Фракция 105-120°С | 103 | 30 |
| Фракция 120-140°С | 112 | 70 |

Қоспаның орташа мольдік қайнау температурасын табыңыз.

2.9 Егер оның құрамы белгілі болса, май айдаудың мольдік қайнау температурасын анықтау:

| | Мольдік үлес |
|---|---|
| Фракция 420-436°С | 0,45 |
| Фракция 436-454°С | 0,30 |
| Фракция 454-470°С | 0,25 |

2.10 Екі мұнай фракцияларының қоспасы берілген:

| | Мольдік массасы, кг/кмоль | Тығыздығы Р, кг/м $^3$ | Мольдік үлес |
|---|---|---|---|
| Фракция 180-210°С | 168 | 806 | 0,34 |
| Фракция 210-230°С | 182 | 833 | 0,66 |

Қоспаның көлемді құрамы мен орташа мольдік қайнау температурасын табу.

### 2.2. Тығыздық. Мольдік масса

**Тығыздық.** Мұнай және мұнай өнімдері үшін, зат массасының оның көлеміне қатынасымен анықталатын тығыздық-маңызды физикалық шама болып табылады. ҰӨ жүйесінде тығыздықтың өлшем бірлігі ретінде килограммның кубтық метрге қатынасын (кг/м$^3$) және үлес бірліктерін қолданады. Тәжірибеде көбінесе салыстырмалы тығыздықты қолданады. Сұйық мұнай өнімінің с а л ы с т ы р м а л ы т ы ғ ы з д ы ғ ы – оның белгілі бір температурада алынған нақты тығыздығының дистилденген судың тығыздығына қатынасы болып табылатын өлшемсіз шама. Салыстырмалы тығыздық $\rho_{t_1}^{t_2}$ таңбасымен белгіленеді,мұндағы $t_1$- судың температурасы, °С

(К),$t_2$-мұнай өнімінің температурасы,°С( К). ТМД елдерінде қабылданған температуралар стандарты: су үшін 4°С,мұнай өнімдері үшін 20°С ($\rho_4^{20}$). АҚШ,Англия және басқа да елдерде мұнай өнімі және су үшін стандарттық температуралар бірдей-15,6°С ($\rho_{15}^{15}$).

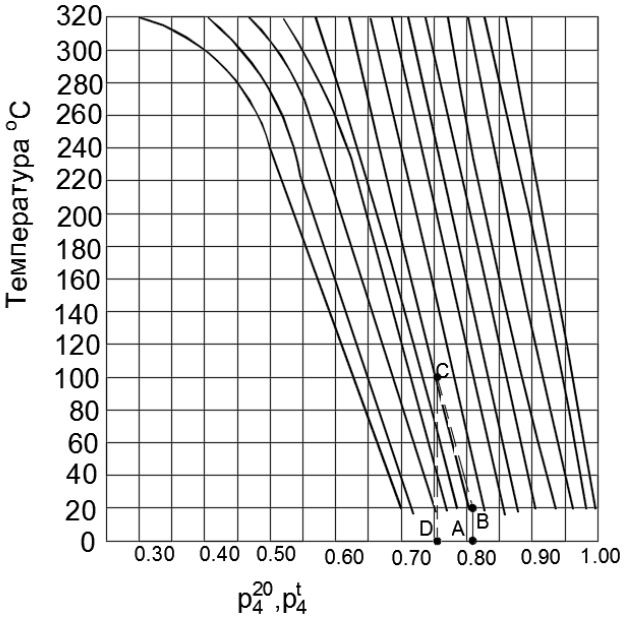
Температура өскен сайын тығыздықтың азаятыны белгілі. Мұнай және мұнай фракцияларының көпшілігі үшін бұл тәуелділік сызықтық сипатқа ие және Д.И.Менделеев формуласымен анықталады

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} - \alpha(t-20) \qquad (2.9)$$

мұндағы $\rho_4^t$ – t температурадағы салыстырмалы тығыздық; $\rho_4^{20}$ - 20°С-дегі салыстырмалы тығыздық; а – салыстырмалы тығыздықты бір градусқа орташа температуралық өңдеу.

Орташа температуралық өңдеудің мәндері 1. қосымшада берілген.

Д.И.Менделеев формуласы, құрамында салыстырмалы түрде аз мөлшерде қатты парафиндері және ароматты көмірсутектері бар мұнай өнімдері үшін, 0 - 50°С жіңішке температура аралығында қолданылады. Сұйық мұнай өнімдерінің жоғары температуралардағы тығыздығы график бойынша (2.1-сурет) және номограммалар (2 және 3-қосымшалар). Көрсетілген номограммалар 1,5 МПа-ға дейінгі қысым кезінде жақсы нәтиже береді.




2.1–сурет. Сұйық мұнай өнімдерінің салыстырмалы тығыздығының температураға тәуелділігі

**2.4. мысал.** 100°С-дегі сұйық мұнай фракциясының салыстырмалы тығыздығын анықтау керек,егер оның $\rho_4^{20}$ = 0,811.

Шешуі. Белгілі тығыздық бойынша кез келген басқа тығыздықты анықтауға мүмкіндік беретін графикті қолданамыз (2.1 сур.) Абсцисса осінің бойынан тығыздықтың мәні 0,811 белгілейміз. Осы алынған А нүктеден 20°С-ге сәйкес келетін горизанталь сызықпен түйіскенше перпендикуляр тұрғызамыз, бұл осы температурада берілген тығыздыққа сәйкес келетін. (В

нүктесі). В нүктесінен, жақын жатқан қиғаш сызыққа параллель етіп горизантальмен түйіскенше сызық тұрғызамыз, қиылысу нүктесі іздеп отырған температураға сәкес болады ( С нүктесі). С нүктесінен абсцисса осіне перпендикуляр түсіреміз (D нүктесі), қажетті тығыздықты табамыз $\rho_4^{100}$ =0,755.

Мұнай өңдеу зауыттарының процестеріне есептеулер жүргізгенде қолданылатын кейбір формулаларда $\rho_{15}^{15}$ тығыздықтың мәндері қолданылады. Мына формуланы қолданып $\rho_{15}^{15}$ тығыздықты қайта есептеуге болады:

$$\rho_4^{20} = \rho_{15}^{15} - 5\alpha \qquad (2.10)$$

Тығыздық аддитивті қасиет болып табылады, сондықтан әртүрлі мұнай өнімдерін араластыру кезінде қоспалар оңай анықталуы мүмкін. Қоспаның құрамын көрсету тәсіліне байланысты есептеу үшін келесі теңдеулер қолданылады:

компоненттердің берілген массасы бойынша

$$\rho_{см} = \frac{m}{\sum(m_i/\rho_i)} \qquad (2.11)$$

массалық үлестер бойынша

$$\rho_{см} = \frac{1}{\sum(x_i/\rho_i)} \qquad (2.12)$$

көлемдік үлестер бойынша

$$\rho_{см} = \sum x_{vi}/\rho_i \qquad (2.13)$$

Егер құрам мольдік үлестерде көрсетілсе, оларды алдымен жаппай үлестерге қайта есептеп, содан соң қоспаның тығыздығын анықтау керек.

**Мольдік масса**. СИ-де өлшемсіз шаманы − *M* мольдік массаны СИ - килограм бірлігімен (кг/моль) және үлес бірліктерімен *M* нақты ажырату қажет. Салыстырмалы молекулалық массаның және мольдік массаның сандық мәндері граммен мольге (киломольге килограммен) сәйкес келеді. Мұнай зауыт есептерінде әдетте киломольге (кг/кмоль) килограмм мольдік массаның өлшем бірлігі қолданылады.

Мұнай, мұнай фракциялары және мұнай өнімдері үшін «мольдік масса» түсінігінде оның орташа мәні түсіндіріледі, ол эксперименталды немесе эмпирикалық тәуелділік бойынша есептеледі. Мұнай фракцияларының қайнау температурасының жоғарылауымен мольдік масса артады. Бұл заңдылық мұнай фракциясының *M* мольдік массасын анықтауға арналған Б.М.Воинов [2, 3] формуласының негізінде жатыр.

Парафинді көмірсутектер мен бензинді фракциялар үшін ол мынадай түрде жазылады:

$$M = 60 + 0{,}3t_{ср.м} + 0{,}0013t^2_{ср.м} \qquad (2.14)$$

немесе

$$M = 52{,}63 - 0{,}246T_{ср.м} + 0{,}0013T^2_{ср.м} \qquad (2.15)$$

Нақты нәтижелерді осы формула *K* сипаттайтын факторды ескере отырып береді:

$$M = (7K - 21{,}5) + (0{,}76 - 0{,}04)t_{ср.м} + (0{,}0003K - 0{,}00245)t^2_{ср.м} \qquad (2.16)$$

немесе

$$M = (40{,}28K - 411{,}6) + (2{,}0977 - 0{,}208K)\,T_{ср.м} + (0{,}0003K - 0{,}00245)T^2_{ср.м} \qquad (2.17)$$

Формула (2.17) бойынша 5% орташа салыстырмалы қатемен 350°С дейін қайнайтын фракциялардың мольдік массасын анықтауға болады.

**2.5. мысал.** Ксилолдарды алу үшін каталитикалық риформинг шикізаты ретінде тығыздығы $\rho_4^{20}$ = 0,7513 120-140°С тар бензин фракциясы қолданылады. 5-градустық фракциялардың шикізаттағы құрамы (мольдік үлестерде) белгілі: 120-125°С − 0,20; 125-130°С − 0,24; 130-135°с -0,30; 135-140°С−0,26. Шикізаттың орташа мольдік массасын табу.

Шешімі. Алдымен 5-градустық фракциялардың қайнауының орташа арифметикалық температурасын анықтаймыз:

$t_1$= 120 + 125/2 =122,5°С; $t_2$= 120 + 130/2 =127,5°С;

$t_3$=132,5°С; $t_4$=137,5°С;

Шикізаттың орташа мольдік қайнау температурасын табамыз:

$T_{ср.м}$ =$\sum x_i{}' t_i$ =0,20 · 122,5+0,24 ·127,5+0,30 ·132,5+0,26 ·137,5 = 10,6°С

$\rho_4^{20}$ - $\rho_{15}^{15}$ (2.10 формуласын) қайта есептейміз:

$\rho_{15}^{15}$=0,7513+5 ·0,000831=0,7554

(2.1) формуласын пайдалана отырып, сипаттаушы факторды анықтаймыз:

К=1,216$^3$√130,6+273 /0,7554=11,9

Енді шикізаттың орташа мольдік массасын (2.16) формуласы бойынша есептеуге болады:

$$M=(7\cdot 11{,}9-21{,}5)(0{,}76-0{,}04\cdot 11{,}9)130{,}6+(0{,}0003\cdot 11{,}9-0{,}00245)130{,}6^2=117{,}99\approx 118\text{кг/кмоль}$$

Мольдік массасы мен тығыздығы арасындағы тәуелділікті Крэга формуласы көрсетеді:

$$M=\frac{44{,}29\,\rho_{15}^{15}}{1{,}08-\rho_{15}^{15}} \qquad (2.18)$$

Қоспаның мольдік массасын белгілі құрам мен компоненттердің мольдік массасына сүйене отырып аддитивтілік ережесі бойынша есептейді,

$$M = \sum M_i\, x_i{}', \qquad (2.19)$$

$$M = 1 / \sum (x_i / M_i)\ . \qquad (2.20)$$

**2.6. мысал.** 27 кг май фракциясы I ($\rho_4^{20}$ =0,8647) және 63 кг май фракциясы II ($\rho_4^{20}$ =0,8795) араластырылған. Қоспаның мольдік массасын анықтаңыз.

Шешімі. I фракциясы үшін $\rho_{15}^{15}$ тығыздығын табамыз:

$$\rho_{15}^{15}=0{,}8647+5\cdot 0{,}000686=0{,}8681,$$

II фракциясы үшін:

$$\rho_{15}^{15}=0{,}8795+5\cdot 0{,}00067=0{,}8829$$

(2.18) формуласы бойынша әрбір фракцияның мольдік массасын анықтаймыз:

$$M_1=\frac{44{,}29\cdot 0{,}8681}{1{,}08-0{,}8681}=237{,}5\ \textit{кг/кмоль}$$

$$M_2=\frac{44,29 \cdot 0,8829}{1,03-0,8829}=265,8 \text{ кг/кмоль}$$

Фракциялардың санын біле отырып, олардың жаппай үлесін анықтаймыз:

$x_1$=27 / (27+63)=0,3; $x_2$=63 / (27+63) =0,7.

Қоспаның мольдік салмағы:

$$M=\frac{1}{\frac{0,3}{257,6}+\frac{0,7}{265,8}}=256,6 \text{кг/кмоль}$$

**ЕСЕПТЕР**

2.11. Мұнай температурасы 12°С суыққоймада сақталған. Егер $\rho_4^{20}$ = 0,8675 болса, бұл жағдайда оның тығыздығын (салыстырмалы) анықтаңыз.

2.12. Мұнай құбыры арқылы мұнай айдау кезінде оның температурасы 8-ден 15°С-ге дейін өзгереді. Егер оның $\rho_4^{20}$=0,851 болса, бастапқы және соңғы тасымалдау нүктелерінде мұнайдың салыстырмалы тығыздығын табыңыз.

2.13. Мұнай 15°С температурада суыққоймаға құйылды; мұнайденсиметрмен анықталған тығыздық 0,845-ті құрады. Келесі күні мұнай температурасы 25°С дейін көтерілді. Осы температурадағы оның тығыздығын анықтаңыз.

2.14. 180-230°С дизельді фракциясы атмосфералық-вакуумдық түтікшелердің тоңазытқышынан шығарда (АВТ қондырғысы) 30°С температураға ие. $\rho_4^{20}$ = 0,8364 болса, оның осы температураның салыстырмалы тығыздығын табыңыз.

2.15. Доссор мұнайының тығыздығы 20°С 852,5 кг/ м$^3$ . Оның $\rho_{15}^{15}$ салыстырмалы тығыздығын анықтаңыз.

2.16. 27°С температурада керосинді дистилляттың тығыздығы (120-230°С фракциясы) 805 кг/ м$^3$тең. $\rho_{15}^{15}$табыңыз.

2.17. Бензин фракциясы ($\rho_4^{20}$ = 0,7486) 30-дан 52°С-қа дейін жылу алмастырғышта қызады. Осы фракцияның салыстырмалы тығыздығын анықтаңыз.

2.18. Автомобиль жанармай багына 5°С температурада 30 л А-76 бензинін құйған ($\rho_4^{20}$=0,7650). Осы жағдайларда құйылған бензиннің салмағын анықтау.

2.19. Жеңіл мұнай фракциясының орташа мольдік қайнау температурасы 97°С тең, сипаттаушы факторы -12,3. Оның $\rho_4^{20}$ салыстырмалы тығыздығын анықтау .

2.20. Мұнай өнімінің 50%-дық айдау температурасы 145°С тең.

Егер К=11,3 болса, $\rho_{15}^{15}$ анықтаңыз.

2.21. Мазут К-2 бағанасының температурасы 330°С атмосфералық құбыршасынан (АҚ орнату) шығады. Егер $\rho_4^{20}$ =0,961және К=10,1 белгілі болса, осы температураның тығыздығын анықтаңыз.

2.22. Дизельді фракция ($\rho_4^{20}$= 0,845, К=11,3) 210°с дейінгі аралық жылу алмастырғышта қызады. Осы температурадағы тығыздығын анықтаңыз.

2.23. Сынақтарды өткізу үшін 5 кг тура айдалатын бензин фракциясынан ($\rho_4^{20}$=0,769) және 15 кг каталитикалық крекинг бензинінен

($\rho_4^{20}$=0,7623) тұратын бензин сынамасы дайындалды. Алынған қоспаның салыстырмалы тығыздығын ($\rho_4^{20}$) анықтау.

2.24. Тауарлық майды алу үшін Танатар кен орнынан 1:3 қатынасында (көлемі бойынша) екі майлы фракцияны араластырады. Олардың салыстырмалы тығыздығы ($\rho_4^{20}$) тиісінше 0,8793 және 0,8576 тең. Қоспаның $\rho_4^{20}$ табыңыз.

2.25. Егер орташа қайнау температурасы $t_{ср.м}$. 115°С және 132°с тең болса, тура айдалатын бензинді фракциялардың мольдік массасын табу.

2.26. Дизель отынының компоненті орташа мольдік қайнау температурасы 274°С болады, оны сипаттаушы фактор – 10,8. Компоненттің мольдік массасын есептеу.

2.27. БР-1 бензин еріткіші $t_{ср.м}$=97°С және К=12,5 сипатталады. Оның мольдік массасы қандай?

2.28. Авиакеросиннің тығыздығы 20°С кезінде 776 кг/ м$^3$ құрайды. Оның орташа мольдік массасын анықтау.

2.29. Жазғы дизель отыны үшін $\rho_4^{20}$=0,8546. Оның мольдік массасы қандай?

2.30. Изо-октаннан және н-гептаннан, салмағы бойынша 9:1 қатынасында алынған эталондық қоспа дайындалды. Қоспаның орташа мольдік массасын табыңыз.

2.31. Тауарлық бензиннің сынамасы мынадай компоненттерден тұрады:

| | Моль саны | Мольдік масса, кг/кмоль |
|---|---|---|
| Тура айдалатын фракция | 21 | 108 |
| Каталитикалық крекинг бензині | 46 | 131 |
| Алкилат | 33 | 119 |

Бензиннің орташа мольдік массасын анықтау.

### 2.3. Қаныққан бу қысымы. Сыни және келтірілген параметрлер. Фугитивтілік

**Қаныққан бу қысымы.** Қаныққан бу қысымы деп белгілі бір температурада тепе-теңдік жағдайында сұйықтықтың үстіндегі бумен дамитын қысымды айтады. Практикалық есептеулерді жүргізу кезінде тар мұнай фракциясы буланған кезде бу және сұйықтық фазалардың құрамы айтарлықтай өзгермейтініне жол беріледі, яғни қаныққан будың қысымы тек температураға байланысты болады. Бұл жерде әртүрлі формулалар қолданылады [1], олардың ішінде Ашворт формуласы жиі пайдаланылады

$$lg(p_{н_1} - 3158) = 7{,}6715 - \frac{2{,}68\, f(T)}{f(T_o)} \qquad (2.21)$$

мұндағы $p_{н_1}$ - температура кезінде қаныққан бу қысымы $T$, Па;

$T_o$ - атмосфералық қысым кезінде фракцияның қайнау орташа температурасы, К.

Температураның $f(T)$ және $f(T_o)$ функциялары келесі теңдеймен беріледі

$$f(T)= 1250 / \sqrt{T^2 + 108000 - 307,6} - 1 \quad . \qquad (2.22)$$

Әр түрлі температурадағы функцияның мәні 4-қосымшада берілген. Ашворт формуласы өте жақсы нәтиже береді, бірақ тек атмосфералық қысымда қолданылады.

**2.7. мысал.** Егер осы фракцияның қайнау орташа температурасы 95°С болса, 150°С кезінде тар бензин фракциясындағы қаныққан бу қысымын анықтау.

Шешімі. Қаныққан бу қысымын есептеу үшін Ашворт формуласын (1.5) қолданамыз.

Алдымен 4-қосымша бойынша 150°С және 95°С температуралары үшін $f(T)$ және $f(T_o)$ функцияларының мәнін анықтаймыз: $f(T)$ = 4,48 и $f(T_o)$ =5,73.

Табылған мәндерді формулаға қойыңыз (2.21):

$lg(p_{н_1} - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68 \cdot 4,48}{5,73} = 5,576$ ; $lg(p_{н_1} - 3158) = 5,576$

Антилогарифмдер кестелері бойынша немесе микрокалькулятор арқылы $\rho_{н_1} - 3158 = 376704$ анықталады:

$$p_{н_1} - 3158 = 376704 + 3158 = 379862 \ Па$$

Қаныққан булардың қысымын бір температурадан екіншісіне немесе мұнай өнімінің орташа қайнау температурасына қайта есептеу қажет болған кезде қысым өзгерген кезде номограммалар (5, 6-қосымшалар) пайдаланылады. 5-қосымшадағы номограмма тар мұнай фракциялары үшін қолданылатын Кокс кестесі ретінде белгілі.

**2.8. мысал.** Атмосфералық қысым кезінде тар бензин фракциясының қайнау орташа температурасы ($\approx 1 \cdot 10^5$ Па) 127°С құрайды.

Шешімі. Кокс графигінде (5-қосымша) $10^5$ Па және 127°С (400К) ординатасы бар нүктені табамыз. Табылған нүктеден $2 \cdot 10^5$Па қысымға сәйкес келетін тігінен қиылысқанға дейін екі көрші сәуледен тең қашықтықты тура өткіземіз. Алынған нүктеден абсцисс осіне параллель көлденең, ордината осімен қиылысқанға дейін өткіземіз, онда 151°С (424К) температураға сәйкес нүктені аламыз. Бұл температура $2 \cdot 10^5$ Па қысым кезінде фракцияның қайнау температурасы болып табылады.

**2.9. мысал.** 133,3 Па қысым кезінде АРН-2 стандартты аппаратында мұнай қалдығын вакуумдық айдау кезінде 196-213°С фракциясы алынды.

Шешімі. 6-қосымшадағы номограмманы қолданамыз. Оң шкалада 133,3 Па (1 мм рт.ст) , сол жақта – осы қысым кезінде фракцияның қайнауының басталу және аяқталу температурасы. Сонда орта шкала бойынша біз атмосфералық температурада қайнау температурасына сәйкес нүктелерді аламыз

Осылайша, іздестірілетін фракция атмосфералық қысымда 400-420°С шегінде қайнайды.

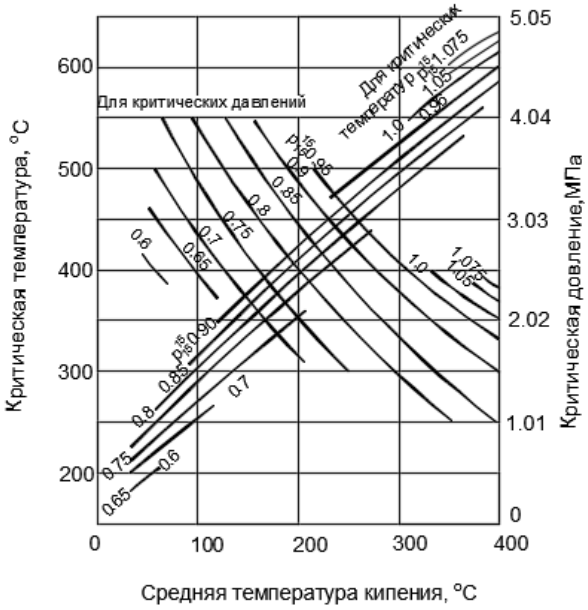
**Сыни және келтірілген параметрлер.** Температура мен қысымның белгілі мәндерінде екі фазалы жүйе (сұйықтық – бу) заттың сыни жағдайын сипаттайтын бір фазалы (бу) жүйеге өтуі мүмкін. Осы жағдайға сәйкес температура мен қысым сыни деп аталады. Көптеген жеке көмірсутектер үшін олар белгілі және әртүрлі әдеби көздерде келтірілген [4, 5]. Мұнай фракцияларының сыни параметрлерін белгілі мольдік массалар, орташа қайнау температурасы және салыстырмалы тығыздығы бойынша кесте арқылы анықтайды (2.2-сурет).

$T_{кр}$ (кельвин) және $\rho_{кр}$ (паскаль) қысымын мына теңдеулер бойынша табуға болады:

$$Tкр=355+0,95a+0,00049a^{2} \qquad (2.23)$$

$$P_{кр}= k_p \frac{Tкр \cdot 10^{3}}{M} \qquad (2.24)$$

мұндағы $t_{10}$, $t_{70}$ – МС 2177 - 82, °С бойынша мұнай өнімінің 10 және 70% айдау температурасы.




2.2-сурет. Әртүрлі тығыздықтағы мұнай өнімдерінің сыни температуралары мен қысымдарын анықтауға арналған кесте

$k_p$ константасы парафинді көмірсутектер үшін 5,0-5,3; нафтенді 6,0; ароматты 6,5-7,0; тікелей айдау мұнай өнімдері үшін 6,3-6,4 сандық мәндерге ие. *a* константасын анықтау кезінде мұнай фракциясы қайнаудың орташа мольдік температурасының орнына оның 5%-дық айдау температурасын жақынырақ алуға болады. Соңғысы сыни температураны есептеудің оңайлатылған формуласына кіреді [1]:

$$T_{кр}=1,05T_{ср}+146. \qquad (2.25)$$

Мұнай өнімдерінің жылу және басқа да қасиеттерін есептеу кезінде келтірілген температура мен қысым қолданылады.

Келтірілген температура ($T_{пр}$) мұнай өнімінің температурасының (Т, К) оның сыни температурасының ($T_{кр}$,К) берілген жағдайларындағы қатынасын білдіреді:

$$T_{пр}=T/T_{кр}. \qquad (2.26)$$

Келтірілген қысым ($\rho_{пр}$) – бұл мұнай өнімі бар жүйедегі қысымның ($p$, Па) оның сыни қысымына ($p_{кр}$, Па) қатынасы:

$$p_{пр}=p/p_{кр}. \qquad (2.27)$$

**2.10. мысал.** Мартышин мұнайының керосин дистиллятында бар фракциялық құрам: 10% - 132°С, 50% - 180°С, 70% - 203°С. Оның тығыздығы $\rho_4^{20}$=0,7945, мольдік массасы М=156 кг/кмоль. Дистилляттың сыни температурасы мен қысымын есептеу.

Шешімі. Алдын ала $\rho_{15}^{15}$ және $a$ тұрақтысын есептеп шығарып, (2.23) формуласы бойынша сыни температураны табамыз.

$$\rho_{15}^{15} = 0,7945+5\cdot 0,000778=0,7984$$

50%-ы кеткеннен білдіріп, кельвинмен бере отырып $T_{ср.м}$ қабылдаймыз. Сонда $a$ = (1,8·453-359)0,7984=364,4

$$T_{кр} = 355+0,97\cdot 364,4-0,00049\cdot 364,4^2=643,4 \text{ К}.$$

Сыни қысымды (2.24) формуласы бойынша табамыз, ол үшін алдымен $k_p$ константаны анықтаймыз.

$$k_p= 5,53+0,855\frac{208-182}{60}=6,54$$

$$P_{кр}= \frac{6,54\cdot 643,4\cdot 10^6}{156}=2697331 Па\approx 2,4 \text{МПа}$$

**2.11. мысал.** 150°С және 2МПа кезінде ($\rho_{15}^{15}$=0,75 ; $t_{ср.м}$=100°С) бензин фракциясы үшін келтірілген температура мен қысымды анықтау.

Шешімі. Кесте бойынша алдымен бензинді фракцияның сыни параметрлерін: $t_{кр}$=275°С; $p_{кр}$=3,16 МПа табамыз (2.2-суретті қараңыз)

(2.26) және (2.27) формулалар бойынша келтірілген параметрлерді анықтаймыз:

$$T_{пр} = \frac{150+273}{275+273} = 0,77; \; P_{пр} = \frac{2}{3,16} = 0,63$$

**Фугитивтілік**. Мұнай өнімдері мен олардың булары әрдайым мінсіз жүйе болып табылмайды. Төмен қысымдар мен жоғары температураларда олар Рауль мен Дальтон заңдарына бағынады

$$P_{н_i} x'_i = p y'_i \qquad (2.28)$$

$$\frac{y'_i}{x'_i} = \frac{P_{н_i}}{P} = k_i \qquad (2.29)$$

мұндағы $x'_i$ , $y'_i$ - сұйықтық және булы фазадағы і-ші компоненттің мольдік үлесі ;

$P_{н_i}$ - і-ші компонентттің қаныққан бу қысымы, Па;

$P$ – жүйедегі жалпы қысым, Па; $k_i$ - фазалық тепе-теңдік константасы.

Үлкен қысым және төмен температура идеалды күйден едәуір ауытқуды тудырады, соған орай есептік формулаларға түзетулер енгізу қажет. Бұл жағдайда фазалық тепе-теңдік константасына арналған өрнек (2.28):

$$k_i=f_i^{ж}/f_i^{п} \qquad (2.30)$$

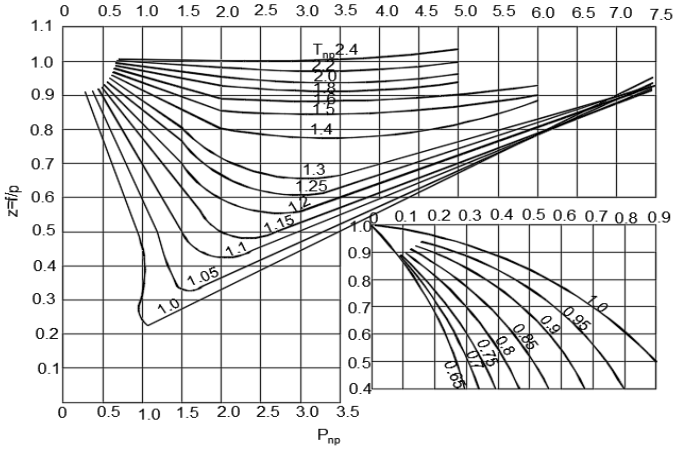
немесе

$$f_i^{ж} x'_i = f_i^{п} y'_i \qquad (2.31)$$

Мұнда $f_i^{ж}$ және $f_i^{п}$ шамалары сұйықтық пен оның буының фугитивтілігі болып табылады. Фугитивтілік қысым сияқты бірліктерде өлшенеді және оны мінсіз күй теңдеулерінде алмастырады. Бұл нақты газдар мен сұйықтықтар үшін соңғыны қолдануға мүмкіндік береді.

Жалпы жағдайда фугитивтілік келтірілген температура мен қысымның функциясы болып табылады.

Практикалық мақсаттар үшін фугитивтілікті [1, 2, 6, 7] кесте бойынша табады, олардың біреуі 2.3-суретте келтірілген.




2.3-сурет. Мұнай өнімдерінің фугитивтілік (сығылу) коэффициентін анықтауға арналған кесте

Бұл графиктің ордината осі - фугитивтіліктің нақты қысымға қатынасы:

$$z = f/p \qquad (2.32)$$

$z$ өлшемсіз шамасы фугитивтілік коэффициенті деп аталады. Кейде оны сығылу коэффициенті деп атайды [7]. Сығылу коэффициенті бірнеше физикалық мағынаға ие болса да, жақындатылған есептеулерді жүргізу кезінде аталған коэффициенттердің теңдігіне жол беруге болады.

**2.12. мысал.** 220°С және 2,5 мпа кезінде 62-85°С фракцияның фугитивтілігін табу. Сыни параметрлері $t_{кр}$=247°С және $p_{кр}$=3,56 МПа.

Шешімі. Келтірілген температура мен қысымды анықтаймыз:

$$T_{пр} = 220+273 / 247+273= 0,95;\ P_{пр} =2,5/ 3,56 =0,7$$

Кесте бойынша (2.3-суретті қараңыз) z =0,57 сығылу коэффициентін табамыз. (2.32) формуласы бойынша фугитивтілік $f=zp$=1,43 МПа тең.

**2.13. мысал.** 115°С және 1,2 МПа кезінде н-пентан үшін К фазалық тепе-теңдік константасын анықтау. Оның сыни параметрлері: $t_{кр}$=0,57·2,5=3,34 МПа.

Шешімі. Н-пентанның бу фазасы үшін фугитивтілікті табамыз. Келтірілген параметрлер:

$T_{пр}$ =115+273/ 197,2+273=0,82

$P_{пр}$=1,2 / 3,34=0,36.

Кесте бойынша (2.3-суретті қараңыз) $P_{пр}$=1,2 / 3,34=0,36 анықтаймыз.

Сұйықтық фазасы сол температурада, бірақ Кокс кестесі бойынша анықталатын меншікті қаныққан булардың қысымында болады (5-қосымша): $p_н$=0,8 МПа. Бұл жағдайда келтірілген қысым

$$P_{пр}= p_н / p_{кр} =0,8 /3,34=0,24$$

Сұйықтық фазасына арналған қысу коэффициенті (2.3-сурет) z=0,81, сұйықтық фазаның фугитивтілігі $f^{ж}$=0,81·0,8=0,65 МПа. Фазалық тепе-теңдік константасы фугитивтіліктің қатынасы ретінде анықталады

$$k = f^{ж} / f^{п} = 0,65/0,91=0,24$$

Қарастырылған тәсілдрден басқа фазалық тепе-теңдік константасын номограммалар бойынша табуға болады (7, 8-қосымшалар).

**ЕСЕПТЕР**

2.32. Каталитикалық риформинг шикізаты 120-140°С қайнаудың температуралық шектеріне ие. 240°С кезінде оның қаныққан бу қысымын табу.

2.33. БР-1 бензин-еріткішінің орташа қайнау температурасы 98°С болады. 25°С кезінде оның қаныққан буының қысымы қандай?

2.34. Нормаларға сәйкес 38°С кезінде АИ-93 тауарлық бензинінің қаныққан буларының қысымы 66 660 Па-ға тең. Бұл қысым 25°С кезінде қандай болады?

2.35. 20°С кезінде мұнай фракциясының қаныққан буының қысымы 4950 Па құрайды. Егер фракцияны 62°С дейін қыздырса, ол қандай болады?

2.36. Вакуумдық бағананың бүйірлік май айдауын іріктеу температурасы 5333 Па қалдық қысымда 275°С-ты құрайды. Қандай температура атмосфералық қысымға сәйкес келеді?

2.37. Лугинецк мұнайының сыни температурасы мен қысымын анықтаңыз, егер оның тығыздығы $\rho_4^{20}$=0,7485 және фракциялық құрамы белгілі болса: 10% - 55°С; 50% - 108°с және 70% - 129°С.

2.38. 400°С және 15 МПа кезінде келтірілген температураны және май фракциясының қысымын табу. Сипаттаушы фракция: $t_{ср.м}$=410°С, $\rho_4^{20}$=0,8711, М=315кг / кмоль, константасы $k_p$=6,4.

2.39. 240°С және 2,1 МПа кезінде булардың фугитивтілігін анықтау, егер оның сыни параметрлері $t_{кр}$=269°С және $p_{кр}$=2,75 МПа болса.

2.40. Тар бензин фракциясы келесі көрсеткіштермен сипатталады $t_{ср.м}$=130°С,

$P_4^{20}$= 0,7538, М=114 кг/моль, $k_p$=6,3. $t$=220°С и $p$=1,6 МПа кезінде оның сұйықтық және бу фазаларының фугитивтілігін анықтау.

2.41. Н-бутанның сыни температурасы 152°С, сыни қысымы-3,5 МПа тең. 200°С және 4 МПа кезінде оның буының фугитивтілігін табу.

2.42. Графиктерді пайдаланып (2.2, 2.3-суреттер), 190°С және 1,1 МПа кезінде н-гептан фазалық тепе-теңдік тұрақтысын анықтау.

2.43. Егер сыни температурасы мен қысымы 252°С және 2,9 МПа құраса, бензиннің фазалық тепе-теңдігінің константасын табу.

## 2.4. Тұтқырлық

**Сұйықтықтың тұтқырлығы**. Бұл сұйықтықтың қозғалысқа қарсылық көрсету қасиеті. Мұнай өңдеуде динамикалық, кинематикалық және шартты тұтқырлықты ажыратады.

*Динамикалық тұтқырлығы μ* сұйықтықтың ішкі үйкелісін сипаттайды, әрі Ньютонның белгілі теңдеуіне кіреді [8]. СИ динамикалық тұтқырлықты өлшеу бірлігі – секундтағы паскаль (Па·с). Технологиялық есептеулерде сол температурада динамикалық тұтқырлықтың тығыздыққа қатынасын білдіретін *ν кинематикалық тұтқырлығы* жиі қолданылады:

$$\nu=\mu/\rho \qquad (2.33)$$

ӨЖ-дегі кинематикалық тұтқырлықтың бірлігі секундына шаршы метр ($м^2/с$) болып табылады. Шаршы миллиметр ($мм^2/с$) бір сантистоксқа сәйкес келеді. Тұтқыр мұнай өнімдерін сипаттау үшін кейде *шартты тұтқырлықты (ВУ)* қолданады. Ол сынау температурасы кезінде стандартты вискозиметрден 200 мл мұнай өнімінің өту уақытының 20°С кезінде дистилденген судың осындай мөлшерінің өту уақытына қатынасы арқылы көрінеді. Шартты тұтқырлықты кинематикаға қайта есептеу 7-қосымша бойынша жүзеге асырылады.

Мұнай мен мұнай өнімдерінің тұтқырлығы температураның жоғарылауымен азаяды. Қажет болған жағдайда тұтқырлықты бір температурадан екінші температураға номограмманың көмегімен қайта санау оңай емес (10-қосымша). Номограмма кез - келген температурада екі белгілі тұтқырлығы бойынша интерто-немесе экстраполяция әдісімен берілген температура үшін сол мұнай өнімінің тұтқырлығын табуға мүмкіндік береді

**2.14. мысал.** 100 және 50°С кезінде майлы фракцияның шартты тұтқырлығы тиісінше 2,6 және 20°ВУ тең. 70°С кезіндегі оның шартты тұтқырлығын табу.

Шешімі. Белгісіз тұтқырлықты табу үшін номограмманы қолданамыз (10-қосымша). Номограмманың координаталық торында 100°С, 2,6°ВУ және 20°С, 20°ВУ координаттары бар екі нүктені белгілейміз. Табылған А және В нүктелері арқылы тура жүргіземіз. Ордината осіне с нүктесін көрсете отырып, 70°С кезінде шартты тұтқырлықтың мәнін аламыз: 70°С: $ВУ_{70}$=7,1.

Майдың сапасы температураның жоғарылауымен тұтқырлықтың өзгеру дәрежесіне байланысты. Тұтқырлық-температуралық қасиеттерді бағалау *тұтқырлық индексі - ТИ* деп аталатын көрсеткіш бойынша жүргізіледі. Тұтқырлық индексі номограмма бойынша анықталады (11-қосымша) екі температура кезінде кинематикалық тұтқырлықтың белгілі мәндері бойынша (әдетте 50 және 100°С). Май сапасын жақсартумен оның тұтқырлығы индексі өседі.

**2.15. мысал.** 100°С кезінде мотор майының тұтқырлығы 10,5 $мм^2$ /с, ал 50°С кезінде – 59 $мм^2/с$ құрайды.

Шешімі. Тұтқырлықтың және температураның ордината осьтерінде $\nu_{50}$=10,5 $мм^2/с$ және t=100°с шамаларына сәйкес келетін нүктелерді белгілеп, олар арқылы түзу сызықты жүргіземіз. Екінші сызықты екі басқа нүкте арқылы өткіземіз: $\nu_{50}$=59 $мм^2/с$ және t=50°С. Екі түзудің қиылысу нүктесі 100 белгіленген қисықта болады. Демек, майдың тұтқырлығы индексі 100 (ТИ=100) тең.

Қысымның жоғарылауымен мұнай өнімдерінің тұтқырлығы өседі, бірақ температура өсуімен қатар айтарлықтай емес. Есептеу үшін 4 мпа дейін мұнай өнімдерінің тұтқырлығы қысымға байланысты емес деп қабылдауға болады. Сұйықтықтар қоспаларының тұтқырлығы аддитивтілік ережесі бойынша анықталуы мүмкін емес, сондықтан екі немесе одан да көп мұнай өнімдерін араластыру кезінде алынған қоспаның тұтқырлығын эксперименталдық түрде анықтаған жөн. Бірақ жақын бағалау үшін кейде эмпирикалық формулалар немесе олардың негізінде әзірленген номограммалар қолданылады [1,2,6]. Ең жиі номограмма қолданылады (12-қосымша) белгілі қатынаста алынған екі мұнай өнімдерінің қоспасының тұтқырлығын анықтауға мүмкіндік беретін, немесе керісінше, берілген тұтқырлық өнімді алу үшін компоненттердің арақатынасын табуға мүмкіндік беретін. Номограммада ыңғайлы болу үшін тұтқырлық мәндері секундқа шаршы миллиметрде (мм$^2$/с) және °ВУ кейінге қалдырылған, бұл ретте ординаттың оң осі *А* аз тұтқыр компонентке, сол жақ - неғұрлым тұтқыр *В* компонентке арналған.

**2.16. мысал.** Қоспа компонент А ($\vartheta_{50} = 12{,}5 мм^2/с$) және компонент В($\vartheta_{50} = 60 мм^2/с$) тұрады.Анықтау керек: а) 40% компонент А және 60% компонент В(көлемі бойынша)тұратын қоспаның тұтқырлығын; б)кинематикалық тұтқырлығы $\vartheta_{50} = 39 мм^2/с$ болатын қоспадағы А және В компоненттердің қатынасын.

Шешуі. Номограмманың(12.қосымш.) 100% А компонентке және100% В компонентке сәйкес келетін координаталар осьтерінде тұтқырлықтың 12,5 және 60$мм^2/с$ мәндерін белгілейміз, алынған m және n нүктелерін түзу сызықпен қосамыз. Түзу сызық mn компоненттердің қатынасына байланысты қоспаның тұтқырлығын сипаттайды. Бірінші сұраққа жауап беру үшін,абсцисса осінің бойындағы, қоспаның құрамын(40% А және 60% В) көрсететін нүктеден mn түзу сызықпен қиылысқанға дейін перпендикуляр тұрғызамыз. Қиылысу нүктесінің ординатасы берілген қоспаның кинематикалық тұтқырлығының мәнін $\vartheta_{50} = 29{,}5 мм^2/с$ (номограммада-тұтас сызық түрінде) көрсетеді.Келесі сұраққа жауап былайша табылады: ординаталар осінде кинематикалық тұтқырлығы $\vartheta_{50} = 39 мм^2/с$ болатын нүктені белгілейміз және mn түзу сызық арқылы оны абсциссалар осіне көшіреміз. Компонент А-25% және компонент В-75% болатын қатынасты аламыз(пунктир сызық түрінде).

**ЕСЕПТЕР**

2.44. Алтыкөл кен орны мұнайының кинематикалық тұтқырлығы $\nu_{20}$=15,9 мм$^2$/с. Егер $\rho_4^{20}$=0,8731 болса, оның шартты және динамикалық тұтқырлығын сол температурада анықтаңыз.

2.45. Оппа мұнайының 240-350°С фракциясының кинематикалық тұтқырлығы $\nu_{20}$=8,4 мм$^2$/с және $\nu_{50}$=3,6 мм$^2$/с. Бұл фракцияның 70°С кезінде кинематикалық және шартты тұтқырлығын табыңыз

2.46. Дизель отыны компонентінің кинематикалық тұтқырлығы 20°С кезінде 5,6 мм$^2$/с, ал 50°С кезінде – 2,6 мм$^2$/с тең. 0°С-та кинематикалық тұтқырлығы қанша болады?

2.47. Жеңіл тік айдалатын майлы дистиллят келесі тұтқыр көрсеткіштерімен сипатталады: $v_{50}$=14,5мм 2 /с және $v_{100}$=3,9мм$^2$/с. 24. Дистиллят тұтқырлығының индексін анықтаңыз.

2.48. Май айдаудан бөлінген нафтенопарафинді көмірсутектер фракциясының кинематикалық тұтқырлығы: $v_{50}$=31мм$^2$/с және $v_{100}$=7 мм$^2$/с. Фракцияның тұтқырлық индексі қандай?

2.49. Мотор майы $v_{100}=8\cdot10^{-6}$ м$^2$/с және ТИ=95 автомобиль қозғалтқышында пайдаланылады. 10°С температурада қозғалтқышты іске қосу кезінде майдың тұтқырлығы қандай болады?

2.50. Қоспаны дайындау үшін М-8 ($v_{100}$=8 м$^2$/с) және М-14 ($v_{100}$=14 м$^2$/с) базалық майлары алынды. Егер көлемі бойынша компоненттерінің қатынасы 1:1 болса, сол температурада қоспаның тұтқырлығын табыңыз.

2.51. Қоспа 70% I ($v_{50}=14{,}5\cdot10^{-6}$ м$^2$/с) майлы фракциядан және 30% II ($v_{50}=55\cdot10^{-6}$ м$^2$/с) майлы фракциядан тұрады. 50°С кезінде қоспаның тұтқырлығын анықтау.

2.52. I май айдаудан 35% және II май айдаудан 65% қоспа дайындалды. I жүктеменің тұтқырлығы I $v_{50}$=12,5 м$^2$/с және $v_{100}$=3,5 м$^2$/с I жүктеменің тқтқырлығы $v_{40}$=28,5 м$^2$/с. 40°С кезінде қоспаның кинематикалық тұтқырлығын анықтау.

2.53. Екі майлы дистилляттар қоспасының кинематикалық тұтқырлығы $v_{50}$=35 м$^2$/с, олардың әрқайсысының тұтқырлығы сәйкесінше 20 және 45 мм$^2$/с. Қоспадағы дистилляттардың арақатынасы қандай?

2.54. ВУ$_{20}$=16 және ВУ$_{20}$=7,5,шартты тұтқырлықтағы майды ВУ$_{20}$=11 тқтқырлықты май алу үшін қандай қатынаста араластыру керек?

## 2.5. Жылу қасиеттері

**Жылу сыйымдылығы.** Мұнай өнімдерінің жылу қасиеттерін көрсететін шамаларға жылу сыйымдылығы, булану жылуы, энтальпия және т.б. жатады.

Жылу сыйымдылығы затқа берілген жылу мөлшерінің зат құрамын көрсету тәсіліне байланысты оның температурасының тиісті өзгеруіне қатынасы болып табылады. Үлестік, мольдік және көлемді жылу сыйымдылықты ажыратады. Салыстырмалы жылу сыйымдылықты жиі қолданады, оның СИ өлшем бірлігі − Джоуль килограмм-кельвинге (Дж / (кг·К)), сондай-ақ еселік бірліктер рұқсат етіледі.

Сұйық мұнай өнімдерінің жылу сыйымдылығы жылудың артуымен өседі, сондықтан мұнай өңдеуде шынайы және орташа жылу сыйымдылығы қабылданды.

*Нақты жылу сыйымдылығы* (с,кДж/(кг·К) кейбір тіркелген *Т* температураға сәйкес келеді және 200°С-қа дейін Крэг формуласымен анықталады [1, 9]

$$c = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}(0{,}762+0{,}004T) \qquad (2.34)$$

*Орташа жылу сыйымдылықты* бекітілген температурада емес, қыздыру немесе салқындату температураларының интервалында анықтайды, бұл көбінесе нақты жағдайларға сәйкес келеді. Орташа жылу сыйымдылықты есептеу Фортч және Уитмен теңдеуі бойынша жүргізіледі [1]

$$c_{cp}=1{,}444+0{,}00371\cdot t_{cp}(2{,}1-\rho_{15}^{15}) \qquad (2.35)$$

мұндағы $t_{cp}$ - температура аралығының орташа арифметикалық температурасы, °С.

(2.34) және (2.35) формулалар сұйық фракциялардың жылу сыйымдылығын есептеуге мүмкіндік береді. Мұнай өнімдері буының жылу сыйымдылығы басқа формулалар бойынша анықталады. Мысалы, $c_n$ парафинді мұнай өнімдерінің буларының шынайы жылу сыйымдылығын Бальке теңдеуі бойынша есептеуге болады [1, 2]

$$c_n=\frac{4-\rho_{15}^{15}}{1041}(1{,}8T+211) \qquad (2.36)$$

(2.36) теңдеу 350°С дейінгі температурада және аз қысымда қолданылады. Мұнай фракциясы мен оның үстіндегі булардың жылу сыйымдылығы өзара арақатынаспен байланысты

$$c_n=c-\frac{0{,}3768}{\rho_{15}^{15}} \qquad (2.37)$$

Сұйық мұнай өнімдерінің және олардың буларының жылу сыйымдылығына жуық арада номограмма бойынша анықтауға болады (13-қосымша).

**2.17. мысал** Тығыздығы $\rho_4^{20}$ =0,8119, 90°С-тан 130°С-қа дейінгі температуралық аралықтағы мұнай фракцияларының орташа жылу сыйымдылығын анықтау.

Шешімі. Тығыздықты қайта есептеңіз:

$$\rho_{15}^{15}=\rho_4^{20}+5a=0{,}8119+5\cdot 0{,}000752=0{,}8157$$

Орташа жылу сыйымдылықты мына формула бойынша анықтаймыз (2.35)):$c_{cp}$=1,444+0,00371·105(2,1-0,8157)=1,97 кДж/(кг·К).

**2.18. мысал** 100°С температурада сұйық бензиннің ($\rho_{15}^{15}$ = 0,743) және оның буларының жылу сыйымдылығын табыңыз.

Шешімі. Сұйықтық фазаның жылу сыйымдылығы мына формула бойынша табамыз (2.34):

$$c=\frac{1}{\sqrt{0{,}743}}(0{,}762+0{,}0034\cdot 37)=2{,}35\text{кДж/(кг·К)}$$

(2.36) формуласы бойынша будың жылу сыйымдылығын анықтаймыз:

$$c_n=\frac{4-0{,}743}{1641}(1{,}8\cdot 373+211)=1{,}86\text{кДж/(кг·К)}$$

Мұнай өнімдері қоспаларының жылу сыйымдылығы аддитивтілік ережесі бойынша есептеледі:

$$c_{см}=c_1x_1+c_2x_2+\ldots+c_nx_n=\Sigma c_i x_i. \qquad (2.38)$$

**Булану жылуы**. Бұл шама сұйықтықты қанық буға ауыстырғанда жұтылатын жылудың мөлшерін сипаттайды. Буланудың

меншікті жылуы СИ-да килограммға джоульмен немесе килограммға килоджоульмен беріледі.

Жеке көмірсутектердің булану жылуын [4,5].әдебиеттен табуға болады.

Мұнай фракциялары үшін булану жылуын анықтаудың әртүрлі және графикалық әдістері бар [1,2]. Парафинді төмен қайнайтын мұнай өнімдері үшін Крэг теңдеуі қолданылады:

$$L=\frac{1}{\rho_{15}^{15}}(354{,}1-0{,}3768T_{ср.м}) \qquad (2.39)$$

мұндағы $L$ – буланудың меншікті жылуы, кДж /кг

Бңрдей температура мен қысымда алынған бу $I_t^n$ және сұйықтық $I_t^ж$ фазалар энтальпиясының әртүрлілігі бойынша булану жылуын есептеуге болады:

$$L = I_t^n - I_t^ж \qquad (2.40)$$

**2.19-мысал** Егер оның тығыздығы $\rho_{15}^{15}$=0,7056 және орташа мольдік қайнау температурасы $t_{ср.м}$=74°С болса, 62- 85°С тар бензинді фракцияның булану жылуын анықтау.

Шешімі. Булану жылуын есептеу Крэг формуласы бойынша жүргізіледі (2.39):

$$L=\frac{1}{0{,}706\cdot 6}(354{,}1-0{,}3768\cdot 347)= 16{,}5 \text{ кДж/кг}$$

**Энтальпия.** Сұйық мұнай фракцияларының меншікті энтальпиясы берілген температураға дейін 0°С (273 К) қызған кезде өнімнің 1 кг (1 кмоль) хабарлауы қажет жылудың мөлшерін (джоуль немесе килоджоуль) білдіреді. Бу энтальпиясы сұйықтықтың энтальпиясынан сұйықтықтың булануына және будың қызуына жұмсалған жылу мөлшерінің шамасына көп. Мұнай өңдеу кезінде энтальпияны әдетте килограмм килоджоульмен өлшейді.

$T$ температурада сұйық мұнай өнімдерінің энтальпиясын Крэг теңдеуі бойынша табады [2]

$$I_t^ж=\frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}(0{,}0017T^2 + 0{,}762T - 334{,}25) \qquad (2.41)$$

Өрнекті жақша ішінде $a$=(0,0017$T^2$ +0,762$T$-334,25) бере отырып, теңдеуді жеңілдетуге болады:

$$I_t^ж=\frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}\cdot a \qquad (2.42)$$

14-қосымшада температураға байланысты $a$ шамасының мәні келтірілген. Мұнай өнімдерінің бу энтальпиясын Итон теңдеуі бойынша анықтайды [1]

$$I_t^п= (129{,}58+0{,}134T + 0{,}00059T^2)(4- \rho_{15}^{15})-308{,}99$$

Бұл теңдеуді b=(129,58+0,134$T$+0,00059$T^2$ ) бере отырып, жеңілдетуге болады.

Сонда $I_t^п= b\,(4- \rho_{15}^{15}) – 308.99$ (2.43)

15-қосымша температураға байланысты $b$ шамасының мәнін береді.

**2.20-мысал** Мұнай фракциясы тығыздығы $\rho_{15}^{15}$= 0,8346 170°С кезінде бу сұйықтығы қоспасын ұсынады. Сұйықтық және бу фракцияларының энтальпиясын анықтау.

Шешімі. Сұйықтық энтальпиясын (2.42) формула бойынша есептейміз. 14-қосымша бойынша 170°С кезінде *a* мәнін табамыз: а = 336,07.

$I_t^{ж}=\frac{1}{\sqrt{0,8346}}\cdot 336,07=367,9$ кДж/кг

Бу энтальпиясын анықтау үшін (2.43) теңдеуді қолданамыз. b коэффициентін 15-қосымша бойынша 170°С температурада табамыз: b=304,94.

$I_{170}^{п}$ =304,94(4-0,8346) – 308,99=656,3 кДж/кг

Жылу сыйымдылығы сияқты, қоспаның энтальпиясын аддитивтілік ережесі бойынша есептеуге болады:

$$I_{см}= \Sigma l_i x_i. \qquad (2.44)$$

**ЕСЕПТЕР**

2.55. 70°С температурадағы тығыздығы $\rho_4^{20}$=0,7613 бензинді фракцияның шынайы жылу сыйымдылығын анықтау.

2.56. 200°С дейін қыздырылған мазуттың ($\rho_{15}^{15}$ = 0,9687) шынайы жылу сыйымдылығы қандай?

2.57. Жылыту температурасы 200-250°С аралығында май айдауының орташа жылу сыйымдылығын ($\rho_4^{20}$= 0,9064) табыңыз.

2.58. Реактивті отын фракциясының ($\rho_4^{20}$= 0,7912) 75-тен 35°С дейін салқындату процесінде орташа жылу сыйымдылығын анықтау.

2.59. Бензин фракциясы ($\rho_{15}^{15}$=0,7742) 140°с дейін қыздырылған. Осы температурадағы оның буының жылу сыйымдылығын анықтаңыз.

2.60. 350°С кезінде май погоны буының жылу сыйымдылығы ($\rho_{15}^{15}$= 0,8964) қандай?

2.61. Номограмманы пайдалана отырып (13-қосымша), сұйық мұнай фракцияларының ($\rho_4^{20}$=0,7961) жылу сыйымдылығын және 190°С температурадағы оның буларын табу.

2.62. 200°С температурада дизель отынының компоненті ($\rho_4^{20}$=0, 8120) бу сұйықтықты күйде болады. Сұйық және бу фазалардың жылу сыйымдылығын табу.

2.63. 250 кг фракциядан тұратын қоспаның (с=2,43 кДж/(кг·К), 700 кг фракциялар II (с=2,11 кДж/(кг·к)) және 350 кг фракциялар III (с=1,96 кДж/(кг·К) жылу сыйымдылығын табу

2.64. Жеңіл мұнай фракциясын қайнатудың орташа мольдік температурасы 86°С тең, оның тығыздығы $\rho_4^{20}$=0,7144. Фракцияның булану жылуын анықтау.

2.65. Егер оның қайнау температурасы 98,4°С және тығыздығы $\rho_{15}^{15}$= 0 6882 болса, н-гептан булану жылуын 90°С кезінде анықтау.

2.66. Егер тығыздығы $\rho_4^{20}$= 0,9062 болса, май дистиллятының 300°С кезінде энтальпиясын анықтау.

2.67. Дизель отынының фракциясы температурасы 20°С атмосфералық бағанадан шығады. Оның $\rho_4^{20}$= 0,8310 болса, фракция энтальпиясын анықтау.

2.68. Жеңіл бензинді фракцияның булары ($\rho_{15}^{15}$=0,7075) температурасы 110°с бензинді бағанадан шығады. Бу энтальпиясын анықтаңыз.

2.69. Кең май фракциясы ($\rho_4^{20}$= 0,9173) шикізат ретінде реакторға каталитикалық крекинг температурасы 490°С болғанда түседі. Оның буларының энтальпиясын есептеңіз.

2.70. Жылу алмастырғышқа 12 000 кг/сағ дизель фракциясы келіп түседі (ρ420=0,8459). 90-ден 150°С дейін фракцияны қыздыру үшін қажет жылу ағынын есептеу.

## 3-БӨЛІМ. КӨМІРСУТЕК ГАЗДАРЫНЫҢ ФИЗИКА-ХИМИЯЛЫҚ ҚАСИЕТТЕРІ МЕН ҚҰРАМЫН ЕСЕПТЕУ

### 3.1 Газ қоспаларының физика-химиялық қасиеттерін есептеу ерекшеліктері. Газ тығыздығы

**Газ қоспаларының жалпы қасиеттері**. Сұйықтықтың молекулаларымен салыстырғанда газ молекулалары бір - бірінен өз өлшемдеріне қарағанда өлшенбейтін үлкен қашықтыққа алыстатылған. Осыған байланысты кейбір ерекше қасиеттері газдар, мысалы, қабілеті сжатию елеулі көлемінің өзгеруімен, елеулі арттыру қысым температурасының өсуі және т. б. Мінез-құлық және газ тектес заттарды жеткілікті түрде толық түсіндіреді газдардың кинетикалық теориясы, оның негізін құрайтын заңдар газ күйінің Бойль-Мариотт, Гей-Люссак және Шарль [10]. Бұл заңдар Клайперон-Менделеевтің біріккен теңдеуімен (Заңымен) көрсетілуі мүмкін

$$PV=NRT \qquad (3.1)$$

Мұнда R - әмбебап газ тұрақтысы, оның мәні бірлік жүйесін таңдауға байланысты. Осылайша, қысым паскальдарда, көлем - текше метрде және температура – кельвинде көрсетілген СИ–да, бір газ үшін R=8,314 Дж/(моль·К). Газ қоспасы компоненттерінің $p_i$ парциалды қысымдары мен жүйедегі $p_i$ жалпы қысымы арасындағы тәуелділік Дальтон Заңымен белгіленеді

$$P=p_1+p_2+\ldots+p_n=\Sigma p_i, \qquad (3.2)$$

мұндағы $p=p_i'$.

Рауль Заңына сәйкес тепе-теңдік жағдайында жазуға болады

$$P=x'_1 p_{н1}+x'_2 p_{н2}+\ldots+x'_n p_{нn}=\Sigma x'_i p_{нi} \qquad (3.3)$$

немесе (2.28 теңдеуді қара) $p_{нi}\, x'_i = py'_i$

Жоғарыда берілген заңдар мінсіз газдар үшін толығымен әділ. Көмірсутегі газдары мен мұнай булары, әсіресе жоғары емес қысым кезінде мінсіз газ деп санауға болады. Есептеу кезінде барлық аталған заңдарды қолдануға болады. Есептеудің ерекше жағдайлар туралы төменде айтылады. Еске сала кетейік, газдарға қосымшада есептеу бір қысымда (101,3 кПа) тек температурамен (қалыпты және стандартты жағдайларға сәйкес 273 К және 293 К) ерекшеленетін қалыпты және стандартты жағдайлар бар. Қалыпты жағдайда газдың жай-күйін сипаттайтын параметрлер 0 ($V_0$ ,$p_0$, $T_0$) индексі , стандартты -20 ($V_{20}$, $p_{20}$, $T_{20}$)индексі болады. Газ көлемін қалыпты немесе стандартты шарттарға келтіру формулалар бойынша оңай жүзеге асырылады:

$$V_0= V\frac{T_0 p}{T p_0} \qquad (3.4)$$

$$V_{20}= V\frac{293\, p}{T p_0} \qquad (3.5)$$

**3.1. мысал.** Сыйымдылығы 0,2 м$^3$ баллонда $3\cdot10^5$ Па қысымда және 20°С температурада орташа мольдік массасы М = 48 г / моль болатын газ қоспасы бар. Газ қоспасының массасын анықтау.

Шешімі. Моль саны зат салмағының оның мольдік массасының қатынасына тең екенін біле отырып, $PV=\frac{m}{M}RT$ түріндегі Клапейрон-Менделеев теңдеуін жазыңыз.

Газ массасын $\frac{m}{M}=\frac{PV}{RT}$ берейік. Параметрлердің белгілі мәндерін қойып, газ массасын анықтаймыз:

$$M=3\cdot10^5\cdot0{,}2\cdot48\ /\ 8{,}317\cdot293=1182\text{г}$$

**3.2. мысал.** 230 кПа қысымы мен 46°С температурасы кезінде газ 1,5 м$^3$ көлемін алады. Газ көлемін қалыпты жағдайға келтіру.

Шешімі. $T_0$=273 К және $p_0$=101,3 кПа екенін ескере отырып, Газдың қалыпты көлемін анықтаймыз, яғни

$$V=1{,}5(273\cdot230\ /\ (273+46)\cdot101{,}3)=2{,}9\text{м}^3$$

**Тығыздық**. Сұйықтық сияқты, газ тығыздығы абсолюттік немесе салыстырмалы мәнмен көрсетілуі мүмкін. Газдың абсолюттік тығыздығы көлем бірлігіндегі оның массасына тең, СИ-да ол текше метрге килограммен (кг/ м$^3$) көрінеді. Кері тығыздықтың шамасын үлестік көлем деп атайды және килограммға (м$^3$/кг) текше метрмен өлшейді. Газдардың және мұнай өнімдерінің буларының салыстырмалы тығыздығын анықтау кезінде стандартты зат ретінде қалыпты жағдайларда ауа алынады (Т=273 К, р=101,3 кПа). m газ массасының бірдей көлемде және сол температура мен қысымда алынған $m_в$ ауа массасына қатынасы газдың салыстырмалы тығыздығын береді:

$$\rho_в = m/\ m_в\ . \qquad (3.6)$$

Қалыпты жағдайда кез-келген идеалды газдың массасы оның мольдік массасына тең, бір мольмен алынған көлемге бөлінген, яғни

$$\rho_0 = M\ /22{,}4, \qquad (3.7)$$

мұндағы $\rho_0$ - қалыпты жағдайда газдың тығыздығы. Сонда ауаның салыстырмалы тығыздығы үшін $\rho_в = M\ /28{,}9$, – ауаның мольдік массасы, г/моль жазуға болады. Егер Клапейрон-Менделеев теңдеуін $m/V=pM/RT$ түрінде жазсақ, сол жақ бөлігі газдың тығыздығы $\rho$ болып табылатынын көру қиын емес, яғни

$$\rho=pM/RT \qquad (3.8)$$

Клапейрон-Менделеев теңдеуінің басқа модификациясы бар, ол сондай-ақ кез келген жағдайда газдың тығыздығын анықтауға мүмкіндік береді:

$$\rho=\rho_0\frac{T_0\,p}{p_0T}=\frac{M}{22{,}4}\cdot\frac{273\,p}{T\cdot101{,}3} \qquad (3.9)$$

(3.8) және (3.9) формулалар бойынша алынған нәтижелер бірдей. Температураның өзгеруіне байланысты кейбір жеке газдардың тығыздығын графиктер мен кестелер бойынша табуға болады [11].

**3.3-мысал.** Газдың салыстырмалы тығыздығы 1,10-ге тең. Оның абсолюттік тығыздығын 150°С және 750 кПа кезінде анықтау.

Шешімі. Газдың мольдік массасын табамыз

$M$=1,1·28,9=31,8 кг/моль.

Газдың абсолюттік тығыздығын мына формула бойынша анықтаймыз (3.9):

$$\rho = \frac{31,8}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot 750}{(273+150) \cdot 101,3} = 6,78 \text{ кг/м}^3$$

Сол жауапты (3.8) формуланы пайдаланып аламыз, бірақ бұл жағдайда $M$ килограммен ($10^{-3}$ке көбейту) әмбебап газ тұрақты өлшеу бірліктеріне сәйкес келтіру үшін көрсету керек.

Газ қоспасының тығыздығы сұйық қоспа үшін формулалар бойынша есептелуі мүмкін. Газ үшін көлемді үлес мольдік тең екенін ескере отырып, газ қоспасының қосымшасында жазуға болады

$$\rho_{см} = \sum \gamma'_i \rho_i \qquad (3.10)$$

Жеке газдардың тығыздығы мен басқа да қасиеттерінің мәндері 16-қосымшада келтірілген.

**ЕСЕПТЕР**

3.1. Қалыпты жағдайда өлшенген 6м$^3$ газды айдауға болатын баллонның сыйымдылығын анықтау. Баллондағы ең жоғары қысым 15 МПа .

3.2. Егер қоршаған ауаның температурасы 10-нан 24°С-қа дейін жоғарыласа, герметикалық газ резервуарындағы қысым қанша есе өседі?

3.3. 360 кПа қысымда және 400 К температурада газ көлемі 1,2 м$^3$-ты алады. Газдың моль санын табу.

3.4. 9 кг мөлшерінде газ сыйымдылығы 3 м$^3$ыдыста 298 К және 462 кПа бар. Газдың мольдік массасын табу.

3.5. Егер 120°С температурада және 790 кПа қысымда оның көлемі 16,3 м$^3$ тең болса, Қалыпты жағдайда газ көлемін анықтау.

3.6. (3.1) теңдеуді пайдалана отырып, қалыпты жағдайда метан мен этан тығыздығын табу.

3.7. 150 кПа және 80°с-та пропан тығыздығын табу .

3.8. Каталитикалық риформинг процесінде қолданылатын сутекті газдың орташа мольдік салмағы 3,5 г / моль. Бұл газдың тығыздығын 450°С және 3 МПа кезінде есептеу.

3.9. Газ қоспасы метан мен сутектен тұрады, олардың парциалды қысымы рСН4 =78кПа, рН2=479кПа тең. Қоспаның компоненттерінің құрамын анықтау (мольдік үлестерде).

3.10. 14 кг пропан, 11 кг Этан және 8 кг этиленнен тұратын газ қоспасының тығыздығын есептеу. Жеке газдардың тығыздығы 16-қосымшада берілген.

3.11. 3 пропан мен 7 пропилен молін араластырыңыз. Алынған қоспаның тығыздығы қандай?

3.12. Ауа бойынша газ қоспасының салыстырмалы тығыздығы 1,3 тең. Егер жүйедегі қысым 640 кПа болса, қандай температурада абсолюттік тығыздығы 7кг / м$^3$ тең болады?

3.13. Асар табиғи газының келесі құрамы бар (көлемдік пайызбен): $CH_4$ – 47,48; $C_2H_6$ – 1,92; $C_3H_8$ – 0,93; $C_4H_{10}$ – 0,56; $C_5H_{12}$ –3,08; $N_2$ –1,98; $CO_2$ – 21,55; $H_2S$ – 22,5. Қалыпты жағдайда газдың тығыздығын анықтау.

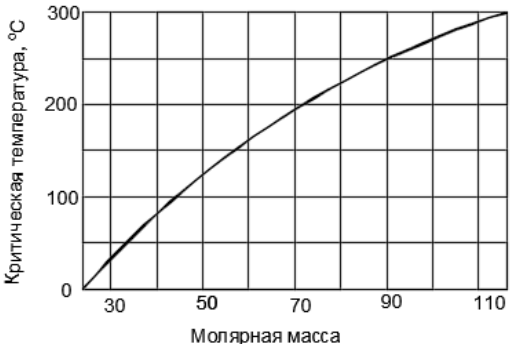
## 3.2. Газдардың сыни және келтірілген параметрлері.

**Газ қоспаларының тұтқырлығы**

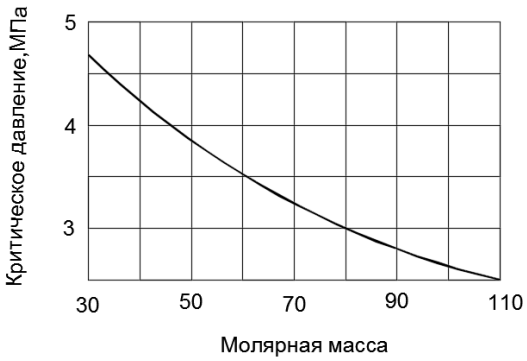
**Сыни параметрлер**. Сыни параметрлердің мәні жоғарыда баяндалған (§2.4 қараңыз). Естеріңізге сала кетейік, газды кез келген қысымда сұйық күйге ауыстыру мүмкін емес температура өте қиын болып табылады. Көптеген жеке газдардың сыни параметрлері анықтамалық әдебиетте белгілі және келтіріледі [2, 4, 5, 11]. 16-қосымшада кейбір газдар үшін бұл шамалар берілген. Мұнай фракцияларымен салыстырғанда күрделі емес газ қоспалары үшін сыни параметрлер аддитивтілік ережесі бойынша есептелуі мүмкін. Мысалы, n компоненттерден тұратын газ қоспасының сыни температурасы мына формула бойынша анықталады:

$$T_{кр}=y'_1\,T_{кр_1}+y'_2\,T_{кр_2}+\ldots+y'_n\,T_{кр_n}=\sum y'_i\,T_{кр_i}\,. \qquad (3.11)$$

Сол сияқты басқа да сыни параметрлерді анықтауға болады. Газдардың сыни параметрлері сондай-ақ мольдік массаға байланысты кесте бойынша анықталуы мүмкін (3.1, 3.2-сурет).




3.1-сурет. Газдың сыни температурасын анықтауға арналған кесте




3.2-сурет . Газдың сыни қысымын анықтауға арналған кесте

**Келтірілген параметрлер**. Барлық газдар үшін келтірілген температура мен қысым (2.26) және (2.27) формулалар бойынша есептеледі: $T_{пр}= T/T_{кр}$ ;

$$p_{пр}= p/p_{кр},$$

келесі теңдеулер әділ болатын сутегіні, гелий мен неонды қоспағанда [1]:

$$T_{пр}= T/(T_{кр}+8); \quad (3.12)$$

$$p_{пр}= p/(p_{кр}+8). \quad (3.13)$$

**3.4-мысал.** Газ қоспасы (көлемдік пайызбен) 15% этан және 85% пропаннан тұрады. Қоспаның келтірілген температурасы мен қысымын 120°С және 2,5 МПа кезінде анықтау.

Шешімі. 16-қосымша бойынша сыни параметрлерді табамыз: этан $T_{кр}$=305,5 К; $p_{кр}$= 4,89 МПа; пропан үшін $T_{кр}$=370 К; $p_{кр}$=4,32 МПа. Газ қоспасы үшін көлемді бөліктер мольге тең екенін есте сақтаңыз, қоспаның сыни параметрлерін анықтаймыз

$$T_{кр} = 0,15\cdot 305,5 + 0,85\cdot 370 = 360,3 \text{ К};$$

$$P_{кр} = 0,15\cdot 4,89 + 0,85\cdot 4,32 = 4,4 \text{ МПа}.$$

Бұдан әрі (2.26) формулалар бойынша және (2.27) берілген қоспаның келтірілген параметрлерін табамыз:

$$T_{пр}= 273+120/360,3=1,09 ;$$

$$P_{пр} = 2,5/4,4=0,57$$

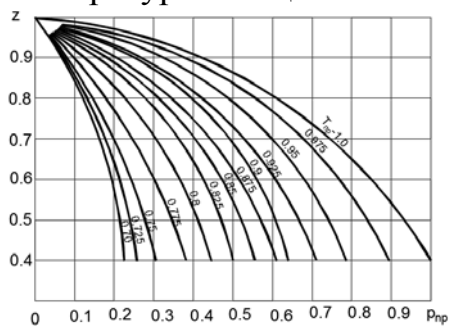
Жоғарыда айтылған, іс жүзінде кездесетін нақты газ қоспалары мінсіз газдардың қасиеттерінен едәуір ауытқуы мүмкін. Сондықтан технологиялық есептеулер үшін түзетумен Клайперон-Менделеев теңдеулері жиі қолданылады: $z$: $pV=zNRT$ мұнда z, қысу коэффициенті (факторы) деп аталатын өлшемсіз эмпирикалық түзету. Жеке газдар үшін $z_0$ қалыпты жағдайда сығылу коэффициенті мына формула бойынша анықталады:

$$z_0 = M / \rho_0 22,4$$

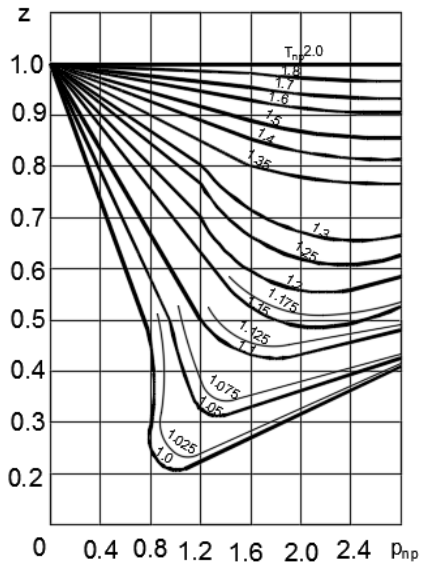
мұндағы $\rho_0$– қалыпты жағдайда газдың тығыздығы, эксперименталды түрде табылған.(16-қосымшаны қара.). Белгілі $z_0$ бойынша теңдеудің басқа жағдайларында сығылу коэффициентін есептеуге болады

$$z = z_0 \frac{pVT_0}{p_0V_0T} \quad (3.14)$$

Газ қоспаларының, мұнай булары мен басқа да заттардың қысылу коэффициенті кесте бойынша анықталады (3.3 және 3.4-сурет), ол келтірілген температура мен қысымға байланысты берілген.




3.3 –сурет. Төмен қысымда газдардың сығылу коэффициентін анықтау кестесі




3.4-сурет. Жоғары қысым кезінде көмірсутек газдарының сығылу коэффициентін анықтауға арналған кесте

**3.5**. **мысал.** Егер бұл жағдайда көлем 6, 1 м$^3$алса, 2500 кПа және 95°С температурада этилен сығылу коэффициентін анықтау.

Шешімі. 16-қосымша бойынша қалыпты жағдайда этиленнің тығыздығын табамыз ρ0=1,2605 кг/ м$^3$ . Этиленнің мольдік массасын біле отырып-28 г/моль, $z_0$ анықтаймыз:

$$z_0=28/1{,}2605\cdot 22{,}4=0{,}99$$

$z$ табар алдында этилен көлемін 273 К қалыпты температураны және 101,3 кПа қалыпты қысымын қабылдап, қалыпты жағдайға келтіру қажет:

$$V_0=6{,}1\cdot\frac{273\cdot 2500}{(273+95)101{,}3}=111{,}7\ \text{м}^3$$

Берілген жағдайда сығылу коэффициентін (3.14) формуласы бойынша табамыз:

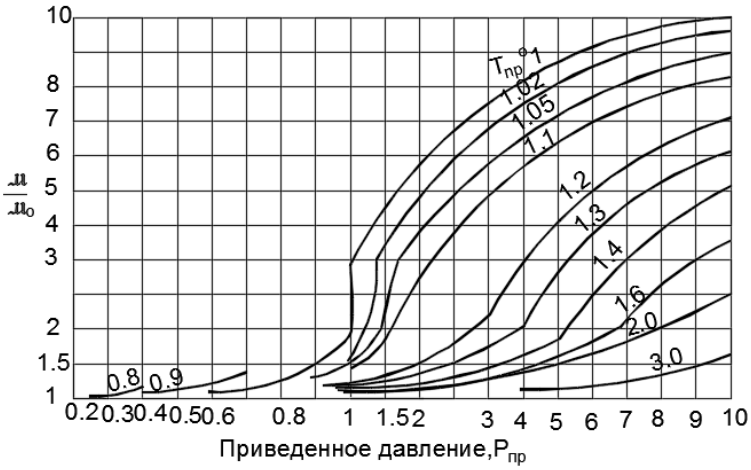
$$z=0{,}99\cdot\frac{2500\cdot 6{,}1\cdot 273}{101{,}3\cdot 111{,}7\cdot 368}=0{,}98$$

**Тұтқырлық.** Бұл газдар үшін сұйықтықтың тұтқырлығы сияқты табиғатқа ие физикалық қасиет (§2.5 қараңыз). Бірақ сұйықтықтармен салыстырғанда газ тұтқырлығының кейбір Технологиялық параметрлерге тәуелділігі өз ерекшелігіне ие. Осылайша, температураның жоғарылауымен және мольдік массаның азаюымен газдардың тұтқырлығы артады. Сұйықтықтар үшін кері көрініс бар. Газдардың тұтқырлығы қысымға байланысты емес деп қабылдауға болады. Газдар мен булар үшін динамикалық және кинематикалық тұтқырлықтар қабылданды, олардың өлшем бірліктері СИ сұйықтықтар үшін бірдей (сәйкесінше секундына паскаль және секундына шаршы метр, сондай-ақ оларға еселік).

Т температурасы кезінде жеке көмірсутекті газдардың $\mu$ динамикалық тұтқырлығы (секундына паскальдарда) Фрост формуласы бойынша есептелуі мүмкін [1]

$$\mu = T\,(6{,}6 - 2{,}25\ lg\ M)10^{-8} \qquad (3.15)$$

Газдардың тұтқырлығын анықтау үшін әр түрлі графиктер қолданылады [11]. - Сур.Берілген (μ) және қалыпты ($\mu_0$) жағдайларда динамикалық тұтқырлардың қатынасы келтірілген қысым мен температурадан тәуелділік берілген, ол технологиялық есептеулерде кеңінен қолданылады.




3.5-сурет. Газдардың динамикалық тұтқырлығын анықтау кестесі

Атмосфералық қысым кезінде температураға байланысты газ тұтқырлығының өзгеруі Сатерленд теңдеуімен сипатталады

$$\mu = \mu_0 \frac{273+C}{T+C} \left(\frac{T}{273}\right)^{1,5}; \qquad (3.16)$$

мұндағы $\mu_0$ – қалыпты жағдайдағ газдың тұтқырлығы (16-қосымша), Па·с;

$C$ – тұрақты.

20-200°С температуралық интервал үшін тұрақты $C$ мәндері 3.1-кестеде келтірілген. Жуық есептеулр үшін $C$ шамасын өрнектен табуға болады

$$C=1,22T_{ср} \cong 0,7T_{кр}.$$

**3.1 кесте – (3.16) теңдеу тұрақтысының мәні**

| Газ | С | Газ | С |
|---|---|---|---|
| Метан | 162 | Сутегі | 79 |
| Этилен | 225 | Азот | 104 |
| Этан | 252 | Оттегі | 127 |
| Пропилен | 322 | Ауа | 107 |
| Пропан | 290 | Көміртегі оксиді | 101 |
| Изо-Бутилен | 339 | Көміртегі диоксиді | 254 |
| Изо-Бутан | 368 | Күкірт сутегі | 331 |
| Н-бутан | 377 | Су буы | 673 |
| Н-пентан | 383 | | |

Газ қоспаларының тұтқырлығы, егер қоспа физикалық сипаттамалары бойынша жақын газдар, мысалы пропан – пропилен болған жағдайда ғана

аддитивтілік ережесі бойынша есептелуі мүмкін. Тұтқырлықты шамамен бағалау кезінде әртүрлі қоспалар үшін де есептеуге болады. Бұл ретте келесі теңдеулерді пайдаланады:

$$V_{см} = 1/\sum \frac{y_i}{v_i}; \qquad (3.17)$$

$$\mu_{см} = M_{см}/\sum \frac{y_i \mu_i}{M_i} \qquad (3.18)$$

**3.6. мысал**. Газ қоспасы қалыпты жағдайда динамикалық тұтқырлыққа ие $\mu_0$=8,5·10$^{-6}$ Па·с, оның сыни параметрлері $T_{кр}$=113 °С, $p_{кр}$= 3,9 МПа. 151,5°С және 7,2 МПа кезінде қоспаның динамикалық тұтқырлығын табу.

Шешімі . Қоспаның келтірілген параметрлерін табамыз:

$$T_{пр} = 273+151,5/273+113=1,09$$

$$P_{пр} = 7,2/3,9=1,85$$

Кестені қолданамыз (3.5 суретті қараңыз.).Аабсцисс осіне мәні $p_{пр}$=1,85 және алынған нүктелер перпендикуляр қиылысына дейін қисық $T_{пр}$=1,1. Нүктесін кесіп сносим арналған ордината осі және $\mu/\mu_0$=2,5 аламыз. Берілген шарттарда динамикалық тұтқырлықты табамыз: $\mu$=2,5·10$^{-6}$=21,25·10$^{-6}$ Па·с .

**ЕСЕПТЕР**

3.14. Газ қоспасы 90% метан және 10% этаннан тұрады. Қоспаның сыни температурасы мен қысымын анықта (16-қосымшаны қара.).

3.15. Газ қоспасының құрамы берілген (көлемдік пайызбен): этан – 5; пропан – 12; изобутан – 35; н-бутан – 48. Қоспаның сыни параметрлерін анықтау.

3.16. Газ қоспасының салыстырмалы (ауа бойынша) тығыздығы 0,84 тең. Қоспаның критикалық температурасы мен қысымын табу.

3.17. Газ қоспасы келесі компоненттерден тұрады (көлемі бойынша): метан - 62%, этан - 21%, пропан – 11%, күкіртті сутегі-6 %. 80°С және 750 кПа кезінде қоспаның келтірілген параметрлерін табу.

3.18. Келтірілген температура мен пропан қысымын 122°С және 6,2 МПа кезінде табу.

3.19. Егер қалыпты жағдайда ол 8,3 м$^3$ көлемді алса, 115°С және 1,95 МПа кезінде изо-бутан қысу коэффициентін табыңыз.

3.20. Пропан-бутан қоспасының сығылу коэффициентін 92°С және 2,06 МПа кезінде анықтау, онда пропан қатынасы: бутан =3:1 көлемі бойынша.

3.21. Прорва кен орнының газы келесі көлемдік құрамы бар: $CH_4$ – 82,27%; $C_2H_6$ – 6,56%; $C_3H_8$ – 3,24%; $C_4H_{10}$ – 1,49%; $C_5H_{12}$ – 5,62%; $N_2$ – 0,32%; $CO_2$ – 0,5%. Бұл газдың сығылу коэффициентін 25°С және 6 МПа кезінде табыңыз.

3.22. Пропиленнің 70°С және атмосфералық қысымда динамикалық тұтқырлығын анықтау.

3.23. Пропанның кинематикалық тұтқырлығын 90 ° С және атмосфералық қысымда анықтау.

3.24. 110°С және 101,3 кПа қысымында этанның динамикалық тұтқырлығы қандай?

3.25. 15% пропан және 85% пропилен тұратын пропанпропилен фракциясы 80°С кезінде динамикалық тұтқырлықты есептеу.

3.26. Бутан (70%) және бутилен (30%) қоспасының кинематикалық тұтқырлығын 65°С және 101,3 кПа табыңыз.

## 3.3. Газдардың жылу қасиеттері

**Жылу сыйымдылығы**. Газ үшін $c_p$ тұрақты қысымы (изобарлық жылу сыйымдылығы) кезінде және $c_v$ тұрақты көлемі (изохорлық жылу сыйымдылығы) кезінде анықталатын жылу сыйымдылығын ажыратады. Бұл идеалды газдардың жылу сыйымдылығы $c^0_p - c^0_v = R$ арақатынасымен байланысты. Сұйық мұнай өнімдері сияқты (§2.6 қараңыз), газдардың жылу сыйымдылығы мольдік, массалық және көлемді болуы мүмкін. Технологиялық есептеулерде газдардың изобарлық жылу сыйымдылықтары пайдаланылады, олардың мәндері қалыпты жағдайдағы 16-қосымшада келтірілген. Жылусиымдылық газдар нашар тәуелді қысым, әдетте, осы ықпалымен есеп айырысу ережелерін елемейді. Температураның жоғарылауы кезінде газдардың жылу сыйымдылығы артады. Алайда, сұйық мұнай өнімдеріне қарағанда аз. 3.6-суретте көмірсутек газдары мен мұнай булары $c_p$ жылу сыйымдылығының олардың салыстырмалы тығыздығы мен температурасына тәуелділік графигі келтірілген.

Киломоль-кельвинге килоджоульдағы қаныққан газ тәріздес көмірсутектердің жылу сыйымдылығын Т температурасын есепке ала отырып молекуладағы $N_c$ көмірсутекті атомдар санының функциясы ретінде анықтауға болады [1]:

$$c_p = 16,74 + 5,44N_c + 0,05N_cT \qquad (3.19)$$

Нақты газдардың жылу сыйымдылығы мына формула бойынша есептеледі

$$c_p = c^0_p - \Delta c_p \qquad (3.20)$$

мұндағы $c^0_p$ – идеалды газға есептегендегі газдың немесе газ қоспасының изобарлық жылу сыйымдылығы, кДж/(кг·К); $\Delta c_p$ − газдың болмауын ескеретін жылу сыйымдылығына түзету, кДж/(кг·К).

Газдардың жылу сыйымдылығы (идеал ретінде) мвна теңдеу бойынша анықталады:

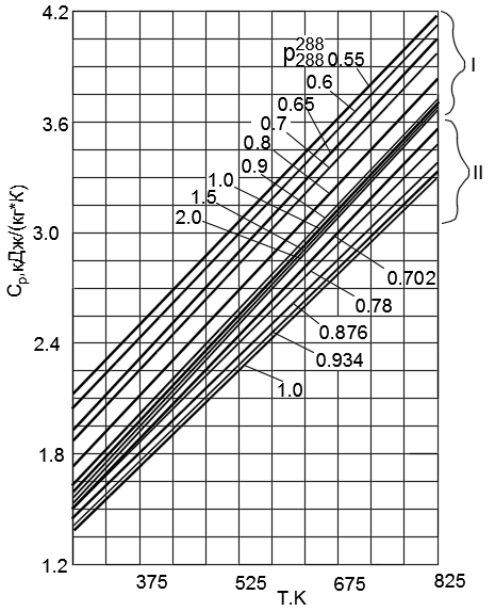
$$C^0_p = E + F\,(T/100) + G\,(T/100)^2 + H\,(T/100)^3 + N\,(100/T) \qquad (3.21)$$

мұндағы *E, F, G, H, N* – коэффициенттер

F,G,H,N коэффициенттерінің мәндері 3.2-кестеде келтірілген.

Қарастырылып отырған газдар үшін E=0.

Қысымға жылу сыйымдылығын түзету мына формула бойынша есептеледі




3.6-сурет. Көмірсутек буларының жылу сыйымдылығының температураға және олардың ауаға (I) және сұйық көмірсутектер буларына қатынасы бойынша тығыздығына (II) тәуелділігі

$$\Delta c_p = \frac{R}{M}\left(\Delta c_p^0 + \omega \Delta c'_p\right) \qquad (3.22)$$

мұндағы $\Delta c_p^0, \Delta c'_p$ - графиктер бойынша анықталатын түзетулер (17 және 18 қосымшалар) келтірілген қысым мен температураға байланысты; $\omega$ - орталықсыздандыру факторы.

ω орталықсыздандыру факторы ω=0,1745+0,0838 $T_{пр}$ формуласы бойынша немесе 3.3-кесте бойынша жақын орналасқан.

**3.2 кесте – (3.8) теңдеуге коэффициенттердің мәні, кДж/(кг·К)**

| Газдар | $F \cdot 10^2$ | $G \cdot 10^3$ | $H \cdot 10^5$ | $N \cdot 10$ |
|---|---|---|---|---|
| Сутегі | 329,83 | 294,05 | 940,12 | 200,39 |
| Оттегі | 21,62 | 16,46 | 45,44 | 12,05 |
| Азот | 21,74 | 16,13 | 45,18 | 15,43 |
| Көміртегі оксиді | 22,07 | 16,19 | 44,59 | 15,20 |
| Көміртегі диоксиді | 25,75 | 19,43 | 53,59 | 6,92 |
| Күкірт диоксиді | 19,10 | 15,48 | 43,24 | 5,11 |
| Күкірт сутегі | 24,41 | 16,68 | 45,82 | 11,68 |
| Су буы | 40,15 | 27,80 | 79,22 | 26,41 |
| Метан | 58,43 | 15,19 | -2,94 | 18,55 |
| Этилен | 58,31 | 31,71 | 68,49 | 2,36 |
| Этан | 62,46 | 25,62 | 35,94 | 3,34 |
| Пропилен | 57,38 | 28,87 | 56,17 | 1,54 |
| Пропан | 66,22 | 32,71 | 62,19 | -0,78 |
| Бутилен | 61,06 | 33,12 | 70,58 | -0,50 |
| Бутан | 65,71 | 33,13 | 64,19 | 0 |
| Пентан | 65,66 | 33,76 | 66,84 | -6,11 |

**3.3 кесте – Кейбір газдар үшін орталықсыздандыру факторының мәні**

| Газ | $\Omega$ | Газ | $\Omega$ |
|---|---|---|---|
| Сутегі | 0,0 | Метан | 0,0104 |
| Көміртегі диоксиді | 0,2310 | Этан | 0,0986 |
| Күкірт сутегі | 0,1000 | Пропан | 0,1524 |
| Күкірт диоксиді | 0,2460 | Бутан | 0,2010 |
| Су буы | 0,3480 | Пентан | 0,2539 |

Газ қоспаларының орталықсыздандыру факторы аддитивтілік ережесі бойынша есептеледі, қоспаның құрамы мольдік бөліктерде көрсетіледі. Аддитивтілік ережесі газ қоспасының жылу сыйымдылығын есептеу кезінде де әсер етеді.

**3.7. мысал.** Ауа бойынша көмірсутек газының салыстырмалы тығыздығы 1,25 тең. 102°с кезінде газдың жылу сыйымдылығын анықтау.

Шешімі.3.6-суреттегі кестені қолданамыз. Абсцисс осіне температура мәнін қоямыз: 102+273=375 К және перпендикулярды 1,25 мәні бар және 1,00 және 1,50 сызықтардан тең қашықтықта жатқан жалпы сызықпен қиылысқанға дейін қалпына келтіреміз. Қиылысу нүктесін ординатаға көшіреміз және $c_p$=1,93 кДж/(кг·К) аламыз.

**3.8. мысал.** 40°С және 9,5 МПа кезінде газ қоспасының жылу сыйымдылығын есептеу, оның құрамы (көлемдік үлестерде): метан – 0,8 және этан – 0,2.

Шешімі. Одан әрі есептеу үшін қажет болатын мольдік және бұқаралық бөліктердегі қоспаның құрамын көрсетіңіз. Газ қоспаларының көлемді және мольдік құрамы тең, сондықтан метан үшін $y'_i$ =0,8, этан үшін $y'_i$ =0,2 массалық үлес метан үшін мынаған тең болады:

$$y_i = \frac{0{,}8\cdot 16}{0{,}8\cdot 16+0{,}2\cdot 30} = 0{,}68$$

Этан үшін:

$$y_i = \frac{0{,}2\cdot 30}{0{,}8\cdot 16+0{,}2\cdot 30} = 0{,}32$$

Жоғарыда келтірілген өрнектердің бөлімі қоспаның орташа мольдік массасын білдіреді

$$M=0{,}8\cdot 16+0{,}2\cdot 30=18{,}8 \text{ кг/кмоль.}$$

Қоспа жоғары қысым астында болғандықтан, оның жылу сыйымдылығын (3.20) формула бойынша нақты газ ретінде анықтау керек. 3.2-кестедегі коэффициенттерді алып (3.21) формула бойынша $c_p^0$ изобар жылу сыйымдылығын анықтаймыз.

Метан үшін

$$c_p^0=58{,}43\cdot 10^{-2}(313/100)-15{,}19\cdot 10^{-3}(313/100)^2-2{,}94\cdot 10^{-5}(313/100)^3+18{,}55\cdot 10^{-1}(100/313)=2{,}27 \text{ кДж/(кг·К)}$$

этан үшін

$$c_p^0=62{,}46\cdot 10^{-2}(313/100)-25{,}62\cdot 10^{-3}(313/100)^2-35{,}94\cdot 10^{-5}(313/100)^3+3{,}34\cdot 10^{-1}(100/313)=1{,}82 \text{ кДж/(кг·К)}$$

Массалық үлестерді пайдалана отырып, $c_p^0$ газ қоспасын есептейміз,

$$c_p^0 = \sum y_i c_{pi}^0 = 0{,}68 \cdot 2{,}27 + 0{,}32 \cdot 1{,}82 = 2{,}13 \text{ кДж /( кг·К)}.$$

3.3-кестеден және 16-қосымшадан метан мен этан сипаттамаларын көшіріп аламыз:

| | $T_{кр}$ | $p_{кр}$ ,мпа | $\omega$ |
|---|---|---|---|
| Метан | 190,5 | 4,70 | 0,0104 |
| Этан | 305,5 | 4,89 | 0,0986 |

Мольдік үлестерде көрсетілген компоненттердің құрамы бойынша берілген қоспа үшін осы сипаттамаларды анықтаймыз:

$$T_{кр}=0{,}8\cdot190{,}5+0{,}2\cdot305{,}5=213{,}5\text{К};$$

$$p_{кр}=0{,}8\cdot4{,}7+0{,}2\cdot4{,}89=4{,}74 \text{ МПа};$$

$$\omega=0{,}8\cdot0{,}0104+0{,}2\cdot0{,}0986=0{,}028.$$

Қоспаның келтірілген параметрлерін табамыз:

$$T_{пр}=313/213{,}5=1{,}47 \text{ ; } p_{пр}=9{,}5/4{,}74=2$$

17 және 18 қосымшалар бойынша келтірілген параметрлерді пайдалана отырып, $\Delta c_p^0$ және $\Delta c'_p$ түзетулердің мәнін анықтаймыз:

$$\Delta c_p^0 = -1{,}9; \ \Delta c'_p = -0{,}54$$

(3.22) формуласы бойынша қысымға жылу сыйымдылығының түзетуін есептейміз:

$$\Delta c_p = \frac{8{\cdot}316}{18{,}8}[-1{,}9+0{,}028(-0{,}54)]=-0{,}85\text{кДж/(кг·К)}$$

Түзетуді ескере отырып, қоспаның соңғы жылу сыйымдылығы (3.20) формуласы бойынша анықталады:

$$c_p=2{,}13-(-0{,}85)=2{,}98 \text{ кДж/(кг·К)}.$$

**Энтальпия.** Берілген $T$ температурадағы газдардың немесе будың энтальпиясы сандық түрде джоульдегі (килоджоульдегі) жылудың санына тең, оны $T_1$ температурасынан $T_2$ дейінгі зат мөлшерінің бірліктерін газдардың немесе будың булану және қызып кетуін есепке ала отырып қыздыруға жұмсау қажет. Мұнай буларының энтальпиясын есептеу үшін (§2.6 қараңыз) (2.43) формула қолданылады. $T$ температурасы мен атмосфералық қысым кезіндегі идеалды газдың энтальпиясы ($I_0^г$ кДж/кг) теңдеуі бойынша есептеледі

$$I^г_o=A\cdot T/100+B(T/100)^2+C\,(T/100)^3+D\cdot T/100 \qquad (3.23)$$

мұндағы A, B, C, D – газ үшін мәндері 3.4-кестеде келтірілген коэффициенттер.

**3.4 кесте – (3.23) теңдеуіне арналған коэффициенттер мәні, кДж/кг**

| Газдар | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| Сутегі | 82,27 | 2,54 | 0,013 | 25,12 |
| Оттегі | 82,72 | 1,87 | 0,032 | 24,37 |
| Көміртегі диоксиді | 58,62 | 5,05 | 0,012 | -11,08 |
| Күкірт сутегі | 1429,21 | -1,32 | 0,316 | -167,44 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Метан | 154,15 | 15,12 | 0,051 | 59,62 |
| Этилен | 66,94 | 18,77 | 0,352 | 49,12 |
| Этан | 58,65 | 23,63 | 0,414 | 56,15 |
| Пропилен | 40,57 | 21,94 | 0,450 | 52,30 |
| Пропан | 33,65 | 26,31 | 0,538 | 35,58 |
| Бутилен | 35,38 | 23,15 | 0,491 | 25,63 |
| Изобутан | 27,32 | 27,08 | 0,583 | 12,74 |
| Н-бутан | 34,72 | 26,08 | 0,545 | 39,22 |
| Изопентан | 26,69 | 26,84 | 0,574 | 11,61 |
| Н-пентан | 33,59 | 25,99 | 0,550 | 28,21 |

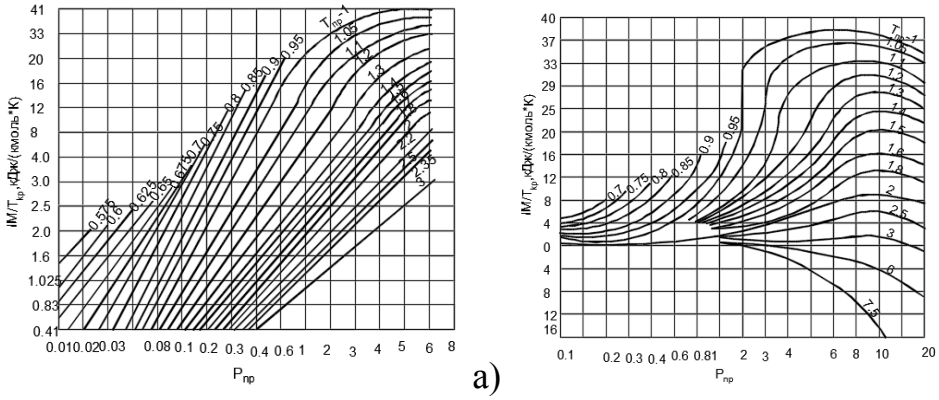
Мұнай булары мен көмірсутек газдарының энтальпиясы қысымның жоғарылауымен төмендейді. Атмосфералық және жоғары қысым кезіндегі энтальпиялардың айырмасы берілген температура мен қысымның функциясы болып табылады

$$\Delta IM / T_{\text{кр}} = f\,(T_{пр}\, p_{пр})$$

және график бойынша анықталады (3.7-сурет а, б). Белгілі түзету бойынша ΔI жоғары қысым кезінде энтальпия $I_p^{г}$ :

$$I_p^{г} = I_o^{г} = \Delta I$$

Газ немесе бу қоспаларының энтальпиясы, жылу сыйымдылығы сияқты аддитивтілік ережесі бойынша есептеледі.




3.7-сурет. Мұнай буларының энтальпиясын анықтауға арналған кесте:
*а-келтірілген температура мен қысымның тар интервалында;*
*б-келтірілген температура мен қысымның кең интервалында.*

**3.9. мысал.** 60°С және 1,15 МПа кезінде пропан буының энтальпиясын анықтау.

Шешімі. Пропан идеалды газ болып табылатынын назарға ала отырып, (3.23) теңдеуі бойынша анықтаймыз.,

$$I_o^{г} = 33{,}65\,\frac{333}{100} + 26{,}31\left(\frac{333}{100}\right)^2 + 0{,}538\left(\frac{333}{100}\right)^3 + 35{,}58\,\frac{100}{333} = 434{,}3\text{кДж/кг}$$

16-қосымшадан сыни температура мен қысымды алып, пропанның келтірілген параметрлерін табамыз:

$$T_{пр} = \frac{333}{100} = 0{,}9 \quad P_{пр} = 1{,}15/4{,}32 = 0{,}27$$

Кесте бойынша (3.7-суретті қараңыз) энтальпияға түзетуді анықтаймыз

$$\Delta IM / T_{кр} = 4. \text{ Бұдан } \Delta I = 4\ T_{кр} / M = 4\ \frac{370}{44} = 33{,}6 кДж/кг$$

Берілген жағдайда энтальпия тең болады:

$$I_p^г = 434{,}3 - 33{,}6 = 400{,}7 кДж / кг.$$

**ЕСЕПТЕР**

3.27. Ауа бойынша құрғақ газдың салыстырмалы тығыздығы 0,76 тең. 80°С кезінде оның жылу сыйымдылығын табу.

3.28. Егер оның салыстырмалы тығыздығы 1,1 болса, 150°С кезінде газ қоспасының жылу сыйымдылығын анықтау.

3.29. Кестені пайдалана отырып (3.6-суретті қараңыз), 250°С кезінде мұнай фракциясы буының жылу сыйымдылығын табу ($\rho_{15}^{15}$= 0,79).

3.30. 72°С және атмосфералық қысымда пропанның жылу сыйымдылығын табу.

3.31. Этанды идеалды газ деп есептей отырып, оның жылу сыйымдылығын 110°С және атмосфералық қысым кезінде анықтау.

3.32. (3.21) теңдеуді қолдана отырып, Бутанның мольдік жылу сыйымдылығын 150°С және 101,3 кПа табыңыз.

3.33. 16-қосымша деректері бойынша қалыпты жағдайларда қоспаның жылу сыйымдылығын анықтау, оның көлемдік құрамы метан – 30%, этилен – 60%, этан – 10%.

3.34. Пропан-пропилен фракциясы 35% пропан және 65% пропиленнен тұрады. Оның жылу сыйымдылығын 149°С және 1,57 МПа кезінде анықтау.

3.35. Мінсіз газ деп санай отырып, 107°С кезіндегі этилен энтальпиясын табыңыз,

3.36. 160°С кезінде этанның энтальпиясы қандай?

3.37. Сутегі бар газдың энтальпиясын 250°С және атмосфералық қысымда анықтау. Газ құрамы (көлемдік пайызбен): сутегі – 80; метан – 15; этан – 5.

3.38. Пропан-бутан қоспасының энтальпиясын табу (пропан:бутан = 4:1 көлемі бойынша) 89°С және 0,84 МПа кезінде.

3.39. Метанның массалық үлесі 0,67 және этан-0,33 болса, 20 – 60°С-та 1000 кг газ қоспасын қыздыру үшін қандай жылу қажет болады? Жылыту атмосфералық қысым кезінде жүзеге асырылады.

3.40. Құрғақ газдағы метанның, этанның және күкіртті сутегінің көлемдік құрамы тиісінше 75, 15 және 10% құрайды. Атмосфералық қысым кезінде 1 кг осы газды 90-дан 30°С-қа дейін салқындатқанда бөлінетін жылу мөлшерін есептеу.

### 3.4. Сұйытылған көмірсутекті газдар

**Булану жылуы**. Булану жылуы, сондай-ақ бу түзілу жылуы немесе булану энтальпиясы деп аталады, көптеген газдар үшін белгілі өлшем болып табылады. 3.5-кестеде жеке көмірсутектердің булануының меншікті

жылуының мәні қалыпты қысым мен қайнау температурасы кезінде және олардың кейбір басқа да сипаттамалары келтірілген.

Температураның көтерілуі булану жылуының азаюына әкеледі, және тек бу фазасы болуы мүмкін қиын жағдайда булану жылуы нөлге тең. 3.5-кесте деректерін пайдалана отырып, кез келген Т температурада $L_m$ булану жылуын мына формула бойынша анықтау оңай

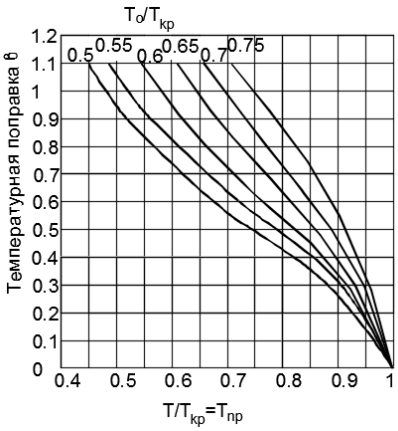
$$L_m=\beta L_0 T / T_0$$

мұндағы $\beta$ – температуралық түзету; $L_0$ – қалыпты қайнау температурасы кезіндегі булану жылуы (3.5-кестені қараңыз).

$\beta$ температуралық түзету график бойынша (3.8-сурет) келтірілген температураға және $T_0 / T_{кр}$. қатынасына байланысты анықталады.

**3.5-кесте. Көмірсутек газдарының сипаттамасы.**

| Газдар | Қайнау температурасы, К | Булануды ң меншікті жылуы, кдж/кг | Қалыпты жағдайлар кезіндегі үлес көлемі, $М^3$ /кг | Қалыпты жағдайдағы мольдік көлем, $М^3$ /кмоль |
|---|---|---|---|---|
| Метан | 111,6 | 518,1 | 1,39 | 22,38 |
| Этилен | 169,4 | 481,6 | 0,79 | 22,25 |
| Этан | 184,6 | 486,2 | 0,74 | 22,18 |
| Пропилен | 225,5 | 440,2 | 0,52 | 21,97 |
| Пропан | 231,1 | 425,9 | 0,49 | 21,64 |
| *Изо*-Бутилен | 266,2 | 397,0 | 0,40 | 22,42 |
| *Изо*-бутан | 261,5 | 366,0 | 0,37 | 21,64 |
| *Н*-бутан | 272,7 | 387,8 | 0,37 | 21,46 |
| *Изо*-пентан | 301,1 | 342,6 | 0,29 | 21,03 |
| *Н*-пентан | 309,3 | 257,7 | 0,29 | 20,87 |



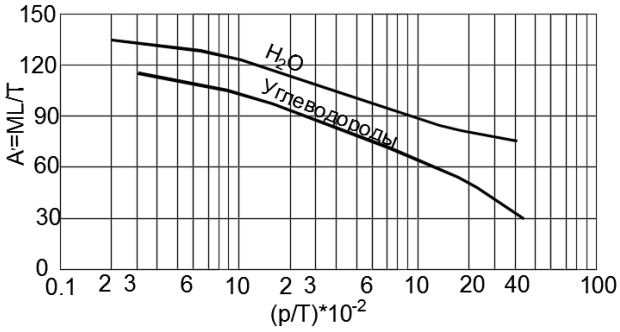

3.8-сурет. Булану жылуына температуралық түзетуді анықтауға арналған кесте

Булану жылуы қысымының өсуімен де азаяды. Бұл әсерді Трутон формуласы бойынша бағалауға болады:

$$L=к\frac{T_{кип}}{M} \qquad (3.24)$$

мұндағы $T_{кип}$ – көмірсутектің қайнау температурасы, К; *к′*– график бойынша анықталатын тұрақты (3.9-сурет.) 0,0102 *p/T* қатынасының функциясы ретінде;

*P* – жүйедегі қысым, Па; *T* – жүйедегі температура, К.




3.9-сурет. Булану жылуын есептеу үшін Трутон формуласындағы тұрақты k анықтау кестесі

Трутон формуласы булану жылуын тек жеке көмірсутектердің килограммына килоджоульде ғана емес, сонымен қатар олардың қоспаларын есептеуге мүмкіндік береді. Сұйытылған газдармен жұмыс істегенде булану кезінде алынатын *Vг* газ фазасының көлемін білу маңызды. Оны формула бойынша анықтайды:

$$V_г = NV_м \qquad (3.25)$$

мұндағы N – сұйық фазаның саны, кмоль; $V_м$ – көмірсутегінің мольдік көлемі (3.5-кестені қараңыз), м$^3$/кмоль. Техникалық сұйытылған газдар үшін $V_м$ мәні 21,6 м3/кмольге тең қабылданады. Сұйытылған газдың 1м$^3$булануы кезінде алынатын бу көлемі

$$V_г = \frac{\rho_ж}{M} V_м$$

мұндағы $\rho_ж$ – сұйық фаза тығыздығы, кг/м $^3$.

Егер есептеу газ қоспасы үшін жүргізілсе, аддитивтілік ережесін пайдалану қажет.

**3.10. мысал**. 10°С (283 К) және 7·10$^5$ Па кезінде пропанның булану жылуын анықтау.

Шешімі. Булану жылуын есептеу үшін Трутон формуласын қолданамыз (3.24). Пропан қайнау температурасы (3.5-кестені қараңыз) 231,1 К тең, оның мольдік салмағы 44 кг / кмоль. Кесте бойынша тұрақты *k′* табу үшін (3.9-суретті қараңыз), функцияны есептейміз:

$$f = 0{,}0102\ p/T = 0{,}0102\ \frac{7\cdot10^5}{283} = 25{,}2$$

Графиктің абсцисс осіне (3.9-суретті қараңыз) 25,2 санын қойып, қисық «көмірсутектер» арқылы ордината осіне көшіреміз. *k′* ≈45 аламыз. Булану жылуы

$$L = 45\ \frac{231{,}1}{44} = 236{,}4\ \text{кДж/кг}$$

**3.11. мысал**. Құрамында пропан - 0,8 және н-Бутан - 0,2 бар бутан қоспасының 10 кг булануы кезінде алынатын бу көлемін есептеу.

Шешімі. Қоспаның орташа мольдік массасын анықтаймыз, оның көлемді үлесі мольдік үлесіне тең

$$M=0,8\cdot 44+0,2\cdot 58=46,8.$$

(3.25) формуласын былай жазамыз $Vr = \frac{m}{M} V_M$

Есептеуді жеңілдету үшін $V_M$=21,6 м$^3$ /кмоль. Сонда

$$Vr = \frac{10}{46,8} 21.6 = 4.68 \text{ м}^3$$

**Жану жылуы**. Жану жылулығы отынды жағу кезінде бөлінетін жылу мөлшері деп аталады. СИ-да жанудың меншікті жылуын джоуль килограммға және еселік бірліктерге өлшейді. Технологиялық есептеулерде кейде мольдік (киломольге килоджоуль) және көлемді (текше метрге килоджоуль) жану жылуы қолданылады. Жанудың жоғары және төмен жылуы ажыратылады. Біріншісі суыту кезінде түтін газдарымен бөлінетін жылуды, сондай-ақ су буының жану кезінде пайда болатын конденсация жылуын ескереді, екіншісінде ондай қасиет жоқ. Басқа сөзбен айтқанда, төмен жану жылуы көрсетілген жылудың жоғары шамасынан аз. Іс жүзінде жану өнімдері әдетте су буының конденсациясы температурасына дейін салқындатылмайды, Тәжірибеде жану өнімдері әдетте температураға дейін салқындатылмайды су буының, сондықтан есептеулерде отынның жұмыс құрамына есептелген $Q_p^н$ жануының төмен жылуын пайдаланады. $Q_p^н$ қалыпты жағдайында кейбір газдардың жану жылуының сандық мәндері 3.6-кестеде келтірілген.

3.10-сурет. Газ - ауа қоспаларының жанатын газдардың құрамына байланысты жану жылуының өзгеруі: 1-бутан; 2-пропан

**3.6 кесте. $Q_p^н$ жанғыш газдардың төменгі жану жылуы**

| Газдар | Мольдік, кДж/моль | Үлестік , кДж/кг | Көлемдік , кДж/м $^3$ |
|---|---|---|---|
| Метан | 800931 | 49933 | 35756 |
| Этилен | 1333518 | 47540 | 59532 |
| Этан | 1425799 | 47415 | 63652 |
| Пропилен | 1937450 | 46042 | 86493 |
| Пропан | 2041491 | 46302 | 91138 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Изобутан | 2648361 | 47208 | 118230 |
| Н-бутан | 2655060 | 47327 | 118530 |
| Изопентан | 3266404 | 45272 | 145822 |
| Н-пентан | 327401 | 45383 | 146178 |
| Сутегі | 241159 | 119622 | 10766 |
| Көміртегі оксиді | 283577 | 10124 | 12660 |
| Күкірт сутегі | 525142 | 15408 | 23444 |

$Q_p^н$ жанғыш газдар қоспасының жану жылуы аддитивтілік ережесі бойынша анықталады:

$$Q_p^н = \Sigma y_i \, Q_p^н \qquad (3.26)$$

Практикалық жұмыста сұйылтылған көмірсутекті газдар буының ауамен қоспасын жиі қолданады. Мұндай пропан және бутан ауа қоспаларының жану жылуын кесте бойынша анықтауға болады (3.10-сурет.).

**3.12. мысал**. Отын газының $Q_p^н$ жануының меншікті жылуын есептеу. Газ құрамы (жаппай үлеспен): метан – 0,83, этан – 0,09, пропан – 0,08.

Шешімі. 3.6-кестені пайдаланып, жанудың көлемдік жылуын есептеу аддитивтілік ережесі бойынша жүргізіледі:

$$Q_p^н = 0{,}83 \cdot 49933 + 0{,}09 \cdot 47415 + 0{,}08 \cdot 46302 = 49416 \text{ кДж/кг.}$$

**Жанғыш газдардың жануы**. Газ тәріздес немесе басқа отынның қалыпты жануын сақтау үшін оттегі немесе ауа қажет. Әр түрлі газдардың жануының стехиометриялық теңдеулері бойынша есептелген оттегінің немесе ауаның $V_T$ теориялық көлемі 3.7-кестеде келтірілген. Теориялық газдардың қоспасы үшін оттегінің немесе ауаның көлемі аддитивтілік ережесі бойынша есептеледі.

Өнеркәсіптік жағдайларда, әдетте, нақты мөлшері ең жақсы жануды қамтамасыз ету үшін теориялықтан көп ауа мөлшері қолданылады. $V_p$ ауасының нақты көлемінің теориялық мәніне қатынасы $\alpha = V_p / V_T$ артық ауа коэффициенті деп аталады. Газ тәріздес отын үшін артық ауа коэффициенті 1,05-1,2 тең деп қабылданады. Теориялық қажетті ауа көлемі бар газдардың жануы кезінде пайда болатын жану өнімдерінің көлемі мен құрамы 3.8-кестеде келтірілген.

Кестеде ауа және жану өнімдерінің көлемі 3.7 және 3.8-кестелерде қалыпты жағдай үшін келтірілген (101,3 кПа, 273 К). Егер жанудың нақты жағдайлары қалыпты жағдайдан өзгеше болса, көлемдерді газдың жай-күйі заңдарының бірі бойынша қайта есептеу керек.

**3.7 кесте. 1 м$^3$ газды жағу кезіндегі оттегі мен ауаның теориялық көлемі, м$^3$**

| Газ | Оттегі | Ауа | Газ | Оттегі | Ауа |
|---|---|---|---|---|---|
| Метан | 2,0 | 9,53 | Бутандар | 6,5 | 30,90 |
| Этилен | 3,0 | 14,28 | Пентан | 8 | 38,08 |
| Этан | 3,5 | 16,66 | Сутегі | 0,5 | 2,38 |
| Пропилен | 4,5 | 21,42 | Көміртегі оксиді | 0,5 | 2,38 |
| Пропан | 5 | 23,8 | Күкірт сутегі | 1,5 | 7,14 |
| Бутилен | 6 | 28,56 | | | |

**3.8 кесте. Состав и объем продуктов сгорания, образующихся при горении 1 м$^3$ газа, м$^3$**

| Газ | Көміртегі диоксиді | Су буы | Азот | Барлық жану өнімдері | CO2 максималды құрамы,% |
|---|---|---|---|---|---|
| Метан | 1 | 2 | 7,50 | 10,50 | 11,8 |
| Этилен | 2 | 2 | 11,28 | 15,28 | 15,0 |
| Этан | 2 | 3 | 13,16 | 18,16 | 13,2 |
| Пропилен | 3 | 3 | 16,92 | 22,92 | 15,0 |
| Пропан | 3 | 4 | 18,80 | 25,80 | 13,8 |
| Бутилены | 4 | 4 | 22,56 | 30,56 | 15,0 |
| Бутандар | 4 | 5 | 22,40 | 33,40 | 14,0 |
| Пентан | 5 | 6 | 30,08 | 41,08 | 15,0 |
| Сутегі | - | 1 | 1,88 | 2,88 | - |
| Көміртегі оксиді | 1 | - | 1,88 | 2,88 | 34,7 |
| Күкірт сутегі | 1 | 1 | 5,64 | 7,64 | - |

**3.13. мысал**. 350 м$^3$ газды жағады, оның құрамы (көлемдік үлеспен) мынадай: метан - 0,60; этан - 0,10; сутегі - 0,274; этилен - 0,03. Ауаның артық коэффициенті-1,12. Газды жағу үшін қажетті нақты ауа көлемін анықтау.

Шешімі . 3.7-кестені пайдаланып, аддитивтілік ережесі бойынша 1 м$^3$ газға арналған ауаның теориялық көлемін табамыз:

$$V_m=0,6\cdot 9,53+0,1\cdot 16,66+0,27\cdot 2,38+0,03\cdot 14,28=8,45 \text{ м}^3 .$$

Ауаның артық коэффициентін ескере отырып, ауаның нақты көлемі

$$V_p=1,12\cdot 8,45=9,46 \text{ м}^3 .$$

Отын жағу практикасында жылу шығынын есепке алмағанда және отын мен ауаның бастапқы температурасы 0°С (273К) кезінде ауаның теориялық мөлшері бар отынның толық жануы кезінде дамитын температураны білдіретін жылу өндіру қабілеті немесе жылу өнімділігі ұғымы қолданылады.

Әр түрлі жанатын газдардың жылу өндіргіштігінің мәндері 3.9-кестеде келтірілген. Газдардың қоспасы үшін ($t_{max}$, °С) мына формула бойынша анықталады :

$$t_{max} = \frac{Q_p^н}{V_0 c_p} \qquad (3.27)$$

мұндағы $Q_p^н$ – газ қоспасының жануының көлемдік жылуы, кДж/м$^3$ ;

$Vc$ – теориялық қажетті ауа көлемі бар отынның толық жану өнімдерінің көлемі, м$^3$ ;

$c_p$ – °С дейін $t_{max}$, температура аралығында есептелген жану өнімдерінің орташа жылу сыйымдылығы кДж /(м$^3$ ·К).

(3.27) өрнектің бөлімі аддитивтілік ережесі бойынша есептелуі мүмкін.

**3.9 кесте. Жанғыш газдардың ыстық өнімділігі**

| Газ | Ауада газды жағу кезіндегі CO2 максималды құрамы, % | Жылу өнімділігі, °С | Газ | Ауада газды жағу кезіндегі CO2 максималды құрамы, % | Жылу өнімділігі, °С |
|---|---|---|---|---|---|
| Метан | 11,8 | 2040 | Бутан | 14,0 | 2120 |
| Этилен | 15,0 | 2280 | Пентан | 14,2 | 2235 |
| Этан | 13,2 | 2100 | Сутегі | - | 2235 |
| Пропилен | 15,0 | 2225 | Көміртегі оксиді | 34,7 | 2370 |
| Пропан | 13,8 | 2110 | Табиғи | 11,8 | 2040 |
| Бутилен | 15,0 | 2200 | Ілеспе | 13,0 | 2030 |

**ЕСЕПТЕР**

3.41 Изо-бутанның булану жылуын 20°С кезінде және қалыпты қысымда анықтау.

3.42 Минус 50°С температурада және атмосфералық қысымда пропан-пропилен қоспасының булану жылуы қандай (пропан: пропилен = 3:1 масса бойынша)?

3.43 3,2 МПа кезінде этанның булану жылуын табу.

3.44 Тұрмыстық сұйытылған газда пропан құрамы 80%, бутан – 20% құрайды. Минус 5°С және 1,1·106 Па кезінде оның булану жылуын табу.

3.45 67°С және 6,2·105 Па кезінде изо-пентанның булану жылуын анықтау.

3.46 Изо пентаннан 50 кг буланған кезде алынатын бу көлемін есептеу.

3.47 Изо-бутан-бутан қоспасының 120 кг/с булануы кезінде алынатын бу көлемін анықтау.

3.48 Пропан-бутан қоспасының жану жылуын табу, оның көлемі 78% пропан және 22% н-бутан құрайды.

3.49 60% пропан бар пропан ауа қоспасының жану жылуын табу.

3.50 155 кПа және 35°С метанның жану жылуы қандай?

3.51 Жаңажол кен орнының газы құрамдас бөліктердің көлемдік құрамымен сипатталады: метан – 89,6%; этан – 5,9%; пропан – 2,4%; бутан және одан жоғары – 1,1%; инертті газдар – 1,0%. Газдың жану жылуын есептеу.

3.52 Сутегі қоспасының 1 м3 метанын жағу үшін қажетті ауаның теориялық шығынын анықтау (көлемі бойынша 4:1).

3.53 Газ тәрізді отынның жануы үшін (көлемдік құрамы: 95% метан және 5% этан) 1 м3-ге 10,58 м3 көлемінде ауа беріледі . Ауаның артық коэффициентін табу.

3.54 Температурасы 250°С болатын 1 м3 пропан-бутан қоспасын (көлемі бойынша 1:1) жағу кезінде жану өнімдерінің көлемін есептеу.

3.55 Пропан-бутан қоспасының 79% пропан мен 21% бутаннан тұратын ыстығын табу (көлемі бойынша)

3.56 Құрамы (көлемдік үлестерде) мынадай отын газының қызу өнімділігі қандай: метан – 0,65; этан – 0,25; сутегі – 0,10?

# 4-БӨЛІМ. ЖЫЛУ АЛМАСУ АППАРАТУРАСЫН ЕСЕПТЕУ

Мұнай өңдеу саласында, химия өнеркәсібінің басқа да салаларында да әртүрлі мақсаттағы жылу алмасу аппараттары кеңінен қолданылады: жылытқыштар, регенераторлар, қайнатқыштар, тоңазытқыштар, конденсаторлар.

Беттік типті аппараттарда жылу "ыстық" ағыннан, яғни неғұрлым жоғары температуралы ортадан "суық" ағынға, яғни төмен температуралы ортаға бөлінетін металл қабырғасының жылу беретін беті арқылы беріледі. Сұйықтықтар мен газдарды салқындату және қыздыру үшін, сондай-ақ ыстық және суық ағындарды тікелей араластыру әдісі қолданылады.

## 4.1. Жылу баланстары

Жылу алмасу ағындары үшін былай жаза аламыз:

$$Q_г = G\,(H_н - H_к), \qquad (4.1)$$

$$Q_х = g\,(h_к - h_н), \qquad (4.2)$$

мұндағы $Q_г$ — ыстық ағынмен берілген жылу, Вт; $Q_х$ — суық ағыннан алынған жылу; $G$ және $g$ — тиісінше ыстық және суық ағындардың жаппай шығыстары, кг/с; $H_н$ және $H_к$ — ыстық ағынның бастапқы және соңғы меншікті энтальпиясы, Дж/кг; $h_н$ және $h_к$ — суық ағынның бастапқы және соңғы меншікті энтальпиясы. $Q_г$ және $Q_х$ шамалары аппараттың жылу теңгерімімен байланысты. Жылыту аппараттары жағдайында (мысалы, бөлінетін дистилляттардың жылуы есебінен шикізатты жылытуға арналған жылу алмастырғыштар), жылу балансының теңдеуі

$$Q_х = \eta q_г \qquad (4.3)$$

мұндағы η — к. П. Д. Мүмкін жылу шығынын ескеретін жылыту аппараты (есептеу кезінде әдетте $\eta \approx 0{,}95$)

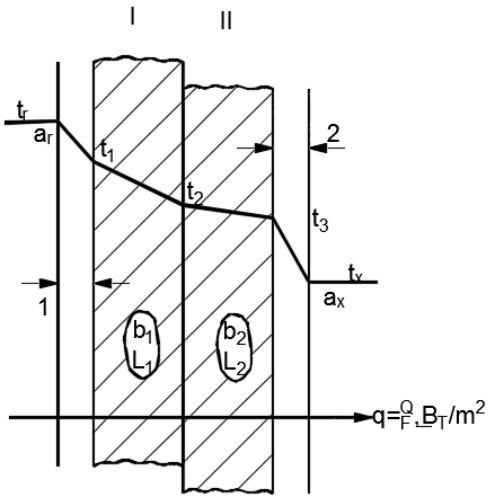
Жылу теңгерімінде су немесе ауа салқындатқыш конденсаторлар мен тоңазытқыштарды есептеу кезінде жылуды жоғалту әдетте есепке алынбайды, яғни қабылдайды:

$$Q_х \approx Q_г \qquad (4.4)$$

Ақырында, қоршаған ортадан төмен температурамен суық ағын пайдаланылатын жылу алмасу аппараттары үшін (мысалы, минустық температура) сырттан жылу ағынын ескереді:

$$Q_х = nq_г \qquad (4.5)$$

мұндағы $n \approx 1{,}03$—$1{,}05$ — "суықтың жоғалуын" ескеретін коэффициент, яғни, қоршаған ортадан жылу ағынын ескеретін коэффициент (4.1-сурет)




4.1-сурет. Екі қабатты жазық қабырға арқылы жылу беру схемасы: *1-ыстық ортаның шекаралық қабаты; 2-суық ортаның шекаралық қабаты.*

### 4.2. Көп қабатты жазық қабырға арқылы жылу беру

Орнатылған жылу беру кезінде жылу ағыны (Q, Вт) ыстық ортадан қабырғаға (жылу беру) берілуі, қабырғаның барлық қабаттары арқылы (жылу өткізу) және қабырғадан суық ортаға (жылу беру) берілуі тиіс. Мысалы, екі қабатты қабырға жағдайында (4.1-сурет.):

$$Q = \alpha_г F\,(t_г - t_1) = \frac{\lambda_1}{\delta_1} F\,(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_2}{\delta_2} F\,(t_2 - t_3) = \alpha_x F\,(t_3 - t_x), \quad (4.6)$$

мұндағы $\alpha_г$ және $\alpha_x$ — тиісінше ыстық және суық ағындар тарапынан жылу беру коэффициенттері, Вт/(м$^2$·К); $t_г$ және $t_x$ — ыстық және суық ағындардың орташа температурасы, °С; $F$ — жылу беру беті, м$^2$; $\delta_1$ және $\delta_2$ — қабырғаның бірінші және екінші қабатының қалыңдығы (жылу ағынының бағыты бойынша нөмірлеу), м; $\lambda_1$ және $\lambda_2$ — осы қабаттардың жылу өткізгіштік коэффициенттері, Вт/(м·К); $t_1$, $t_2$, $t_3$ — қабырға температурасы ыстық ағын жағынан, қабаттар арасындағы шекарада және тиісінше суық ағын жағынан, °С.

Егер $n$-қабатты қабырғаға 4.6 өрнегін жазса, онда оны температураның айырмашылықтарына қатысты шешіп, алынған теңдеулерді жинақтай отырып, көп қабатты жазық қабырға арқылы келесі жылу беру формуласын табамыз

$$Q = F\,(t_г - t_x)/R = KF\,\Delta t, \quad (4.7)$$

мұндағы $F$ — жылу беру беті, м$^2$.

$$R = \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_г} + \sum_1^n \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_i + \frac{1}{\alpha_г} \quad (4.8)$$

мұндағы $R$ — жылу берудің жалпы термиялық кедергісі, м$^2$ К/Вт; К = 1 /R - жылу беру коэффициенті, Вт/(м$^2$·К); $1/\alpha_г$ — тыстық ағынның шекаралық қабатының термиялық кедергісі, м$^2$·К/Вт; $1/\alpha_x$ — суық ағын жағынан да солай; $(\delta/\lambda)_i = r_i$— қатты қабырғаның і қабатының термиялық кедергісі, м$^2$·К/Вт; $\delta_i$— қабырғаның і қабатының қалыңдығы, м; $\lambda i$ — і қабаттың жылу өткізгіштік коэффициенті, Вт/(м·К).

### 4.3. Жылу алмасу аппараттарының жылу беру бетін есептеу

Жылу алмасу аппараттарының жылу беру беті (F, м2) әдетте көп қабатты жазық қабырға үшін шығарылған 4.7 өрнегі негізінде есептеледі:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t}, \qquad (4.9)$$

мұнда Δt - аппарат шегіндегі ыстық және суық ағындар арасындағы температураның орташа айырмасы, К; Q — аппараттың жылу жүктемесі, ол ретінде екі шамадан үлкен - $Q_г$ және $Q_х$, Вт алынады.

Жылу беру коэффициенті К жалпы термиялық кедергінің 4.8 формуласы бойынша есептеледі. Бұл ретте ыстық $r_1$ және суық $r_2$ ағындарынан жылу беретін металл қабырғаның ластануының термиялық кедергілері жылу тасымалдағыштың сипатына байланысты қабылданады (4.1-кесте). Қатты шөгінділер жағдайында (қақ, кокс, парафин) термиялық кедергіні мына формула бойынша есептеуге болады

$$R = \delta/\lambda, \qquad (4.10)$$

мұнда δ — шөгіндінің барынша рұқсат етілген (тазартқанға дейін) қалыңдығы, м;

λ-шөгіндінің жылу өткізгіштік коэффициенті, Вт/(м-К).

Ыстық $\alpha_г$ және суық $\alpha_х$ ағыны жағынан жылу беру коэффициенттері конвективті жылу берудің тиісті критериалды теңдеулері бойынша есептеледі [1-7, 20, 32, 63]. Мысал ретінде турбуленттік режимде дөңгелек құбырлардың ішінде жылу беру үшін осындай теңдеулердің бірін келтіреміз:

$$Nu = \alpha d/\lambda = 0{,}023Re^{0,8}\,Pr^{n}, \qquad (4.11)$$

мұндағы Nu, Re және Pr — (1-тарауды қараңыз), есептеу кезінде анықтаушы өлшемге ішкі диаметр, ал анықтаушы температураға — ағынның орташа арифметикалық температурасы қабылданады; ағынның қызуы кезінде дәреженің көрсеткіші n = 0,4, ал салқындатқанда — n = 0,3.

**4.1 кесте. Әртүрлі жылу тасығыштар үшін ластанудың термиялық кедергілерінің (г) шамалары**

| Жылу тасығыш | Г. М*- К/Вт |
|---|---|
| Ауа | 0,0002-0,0004 |
| Түтін газдары | 0,0005-0,0007 |
| Суықагенттер, тұздықтар, органикалық жылу тасығыштар | 0,0002-0,0004 |
| Су, мұнай дистилляттары | 0,0002-0,0006 |
| Мұнай, мазут | 0,0005-0,0012 |
| Гудрон, крекинг, қалдық | 0,002-0,010 |
| Су буы | ~ 0,0001 |

**4.2 кесте. К жылу беру коэффициенттерінің практикалық мәні**

| Аппарат | К, Вт/(м$^2$·К) |
|---|---|
| Сұйықтық құбырлы жылу алмастырғыш | 70-250 |
| Бу дистиллятты құбырлы жылу алмастырғыш | 115—290 |
| Қаныққан су буымен жылытылатын қайнатқыш | 290-870 |
| Сұйық мұнай өнімдерімен жылытылатын | 140-35С |
| Мұнай дистилляттарына арналған батырылған конденсаторлар мен тоңазытқыш | 60—145 |
| Парафин кристалдандырғыштары | 45-115 |
| Ауа жылытқыш және бу қыздырғыш (түтін газдары) | 10-25 |
| Конвекциялық пеш құбырлары (сұйық шикізатқа арналған) | 23-52 |
| Ауамен салқындату аппараттары (кестені қараңыз) 4.5.) | — |
| Компрессиялық тоңазытқыш қондырғылардың буландырғыштары мен конденсаторлары | 235-690 |

Жылу беру коэффициентін есептеу үшін, мысалы, көлденең құбырдан атмосфералық ауаға жылу шығынын анықтау кезінде кейде эмпирикалық формуланы қолданады [20]:

$$\alpha = 1{,}08\sqrt{\Delta t/d} \qquad (4.12)$$

мұндағы α — жыл беру коэффициенті, Вт/(м$^2$·К); Δ*t*— құбырдың сыртқы беті мен ауа арасындағы температураның айырмасы, К; *d* - құбырдың сыртқы диаметрі, м.

Жылу алмасу аппараттарының шамаланған есептерінде К жылу беру коэффициентінің практикалық мәні қолданылады (4.2 кесте).

## 4.4. Температураның орташа айырмашылығы

Көп жағдайда ыстық және суық ағындардың температурасы аппаратқа кіргеннен шыққанша дейін өзгереді.

Бұл жағдайда 4.9 формуласына қарсы немесе тікелей ағын кезінде мынадай формула бойынша есептелетін температуралардың орташа айырмашылығын қою керек

$$\Delta t = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2{,}3\lg\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}}, \qquad (4.13)$$

мұндағы $\Delta t_б$ және $\Delta t_м$ — аппаратқа кіру және шығу ағындары арасындағы температураның үлкен және аз айырмашылығы.

Егер $\Delta t_б/\Delta t_м$ < 2, болса, орташа арифметикалық айырманың орнына температуралардың орташа арифметикалық айырмасын пайдаланады.

Ағындардың өзара ауысуының қиыс немесе аралас түрлері бар аппараттарда алдымен температуралардың орташа айырмашылығын

анықтайды, аппаратты тұманға қарсы ($\Delta t_{прот}$), деп есептей отырып, содан кейін түзету коэффициенті ε ≤ 1,0 енгізіледі:

$$\Delta t == \varepsilon\ \Delta t_{прот}, \qquad (4.14)$$

Түзету коэффициенті е арнайы кестелер немесе графиктер бойынша ағындардың өзара қозғалысының әрбір түрі үшін табады [20, 32].

### 4.5. Цилиндрлік көп қабатты қабырға арқылы жылу беру

Цилиндр қабырғасы қалың болған жағдайда, жылу ағыны өтетін жер айнымалы шама екенін ескеру керек. Цилиндрлік көп қабатты қабырға арқылы жылу беруді есептеу формуласы:

$$Q = \frac{\pi l(t_г - t_х)}{\alpha_г D_г + \sum_1^n (\frac{\delta}{\lambda d})_i + \frac{1}{\alpha_х D_х}} \qquad (4.15)$$

мұнда $i$ = 1, 2, . . ., $n$ -қабат нөміріне сәйкес келетін индекс; $l$ - цилиндр ұзындығы, м; $D_г$ және $D_х$ - ыстық және суық ағындарға қатысты қабырғалардың цилиндрлік беттерінің диаметрлері, м; $\delta_i$ - $i$ -ші қабаттың қалыңдығы, м; $\lambda_i$ - $i$ ші қабаттың жылу өткізгіштігінің коэффициенті, Вт/(м·К); $d_i$ -ші қабаттың орташа баллогарифтік диаметрі, м.

$d_i$ шамасы мынадай формула бойынша анықталады

$$d_i = \frac{(d_н - d_в)_i}{2{,}31g\frac{d_н}{d_в}}, \qquad (4.16)$$

мұнда $d_н$ және$d_в$ — і қабаттың сыртқы және ішкі диаметрлері.

Егер $d_н/d_в$ < 2, болса, онда $d_i$ ретінде қабаттың орташа арифметикалық диаметрін қабылдауға болады.

### 4.6. Ауамен салқындату аппараттары және оларды есептеу ерекшеліктері

Ауамен салқындату аппараттарын пайдалану (АСА) мұнай өңдеу зауыттарында салқындатқыш судың шығынын күрт қысқартуға мүмкіндік береді.

АСА жұмысының тиімділігі желдеткіштердің көмегімен ауаны мәжбүрлеп беруге, сондай-ақ сыртқы көлденең қырлану арқылы салқындатқыш құбырлардың сыртқы бетінің едәуір ұлғаюына қол жеткізіледі.

Қырланған құбырлар сипатталады:

А) φ қырлану коэффициентімен:

$$\varphi = F/F_н \qquad (4.17)$$

Б) Ψ беттің үлкеюі коэффициенті:

$$\Psi = F/F_в \qquad (4.18)$$

мұндағы $F$ — қырланған құбырдың толық сыртқы беті, м$^2$; $F_н = l\pi d_н$ — құбырдың шартты сыртқы беті, м$^2$; $d_н$ — қабырға негізі бойынша өлшенген құбырдың шартты сыртқы диаметрі, м; $F_в = l\pi d_в$ — құбырдың ішкі беті, м$^2$; $d_в$ — құбырдың ішкі диаметрі, м; $l$ — қырланған құбыр ұзындығы, м.

АСА-да монометалл (алюминий қорытпасынан) және биметалл жаңғақ құбырлар қолданылады. Соңғыларында аппарат қандай материалдан жасалғанына байланысты, құбырдың ішкі қабаты әртүрлі маркалы болаттан немесе жезден, сыртқы — алюминий қорытпасынан жасалады.

Сыртқы диаметрі dв = 21 мм, ал шартты сыртқы диаметрі (қабырға негізі бойынша) dн = 28 мм.

Қырланған құбырлар құбыр торларында төрт, алты немесе сегіз қатарда бекітіледі және олар осылайша аппараттың салқындатқыш секцияларын білдіреді.

Жалпы мақсаттағы стандартталған АСА үш типін дайындайды; ААС — бір көлденең немесе тік секциядан тұратын ағысы аз; КАС — үш секциядан және ЗАС — алты секциядан тұратын зигзаг тәрізді көлденең.

4.3 және 4.4-кестелерде КАС және ЗАС типті аппараттар туралы негізгі деректер келтірілген. Сондай-ақ арнайы мақсаттағы ААС шығарылады. ААС бір немесе екі желдеткішпен жабдықталған [33-36].

Сыртқы қырланған аппараттардағы жылу берілісін жоғарыда көрсетілген беттердің кез келгені арқылы білдіруге болады ($F$, $F_н$, $F_в$)

$$Q = KF\,\Delta t = K_н F_н\,\Delta t = K_в F_в\,\Delta t, \qquad (4.19)$$

мұндағы $Q$ — жылу ағынының қуаты, Вт; $\Delta t$ — өнім мен ауа арасындағы температуралардың орташа айырмашылығы, К; $K$ — F, яғни К толық сыртқы қырланған бетіне жатқызылған жылу беру коэффициенті, Вт/(м$^2$·К); $K_н$ және $K_в$ — тиісінше $F_н$ және $F_в$ жатқызылған .

Әдетте F толық сыртқы беті бойынша АВО есебі қабылданды. Бұл ретте К жылу беру коэффициенті [1, 33, 34] жұмыстарда келтірілген формулаларменесептеледі:

$$\frac{1}{K} = \psi\left(\frac{1}{\alpha_г} + r_1\right) + \frac{1}{\alpha_х} + r_2\,, \qquad (4.20)$$

**4.3 кесте. КАС типті аппараттардың негізгі параметрлері [35] (аппараттағы құбыр секцияларының саны $n_c$ = 3)**

| Секциядағы құбырлар қатарының саны | $n_x$ құбырлар бойынша жүру саны | φ қырлану коэффициенті | Құбырлар саны | | Аппараттың толық сыртқы қырланған беті F, м$^2$ | | Ең тар құбыраралық қиманың жиынтық ауданы $S_y$, м$^2$ | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | секцияда | аппаратта | Құбырлар ұзындығы ($l$, м) | | | |
| | | | | | 4 | 8 | 4 | 8 |
| 4 | 1, 2, 4 | 9<br>14,6 | 94<br>82 | <br>282 246 | 875<br>1250 | 1770<br>2500 | 5,35<br>5,55 | 11,02<br>11,40 |

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 6 | 1, 2, 3, 6 | 9<br>14,6 | 141<br>123 | 423<br>369 | 1320<br>1870 | 2640<br>3800 | 5,35<br>5,55 | 11,02<br>11,40 |
| 8 | 1, 2, 4, 8 | 9<br>14,6 | 188 164 | 564<br>492 | 1740<br>2500 | 3500<br>5100 | 5,35<br>5,55 | 11,02<br>11,40 |

мұндағы $\alpha_г$ — ыстық ағын (өнім) жағынан жылу беру коэффициенті, Вт/(м$^2$·К); $\alpha'_х$ — сонымен қатар металдың термиялық кедергісін ескеретін суық ағын (ауа) жағынан жылу бергіштің келтірілген коэффициенті, Вт/(м$^2$·К); $r_2$ — өнім жағынан болуы мүмкін ластанудың термиялық кедергісі (4.1-кестені қараңыз.),м$^2$·К/Вт; $r^2$ — дәл солай, ауа тарапынан. Жылу беру коэффициенті $\alpha_х$. Арнайы кестелер бойынша немесе эмпирикалық формулалар бойынша анықтайды [33, 34]. Мысалы, биметалл құбырлар үшін (Б1 және Б2 орындалуы) φ = 9 және ψ = 12 формуланың түрі бар:

$$\alpha_х = 61{,}6 \lg \omega — 0{,}035t — 5{,}81, \qquad (4.21)$$

мұндағы ω — жылу алмасу секцияларының ең тар қимасындағы ауа жылдамдығы, м / с;

$t = 0{,}5(t_н + t_к)$ — ауаның орташа температурасы, °С;

$t_н$ — атмосфералық ауаның есептік бастапқы температурасы, °С;

$t_к$ — ауаның соңғы температурасы (АСА шығу кезінде),°С;

$\alpha_х$ — жылу беру коэффициенті, Вт/(м$^2$·К).

**4.4 кесте. АВЗ типті аппараттың негізгі параметрлері ($n_c$ = 6 құбыр секцияларының саны; құбыр ұзындығы l = 6 м)**

| Секциядағы құбырлар қатарының саны | Құбырлар бойынша жүру саны $n_х$ | φ қырлану коэффициенті | Құбырлар саны | | Аппараттың толық сыртқы қырланған беті F, м$^2$ | Ең тар құбыраралық қиманың жиынтық ауданы $S_у$, м$^2$ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | секцияда | аппаратта | | |
| 4 | 1, 2, 4, 8 | 9<br>14 6 | 94<br>82 | 564<br>492 | 2650<br>3750 | 15,99<br>16 19 |
| 6 | 1, 2, 4, 8 | 9<br>14 6 | 141<br>123 | 846<br>738 | 4000<br>5650 | 15,99<br>16 19 |
| 8 | 1, 2, 4, 8 | 9<br>14 6 | 188<br>164 | 1128<br>984 | 5300<br>7500 | 15,99<br>16 19 |

**4.5 кесте. АВО толық сыртқы қырланған бетіне (F, м$^2$) жатқызылған жылу беру коэффициенттерінің болжамды мәндері [К, Вт/( м$^2$· К)] және жылу кернеулігі (q, Вт/ м$^2$)**

| Салқындату түрі | К | Q (Вт/м2) при Тк — Тн (К) | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | 8-15 | 15-20 | 20-40 | 40-75 |
| Сұйықтықты салқындату | 17-37 | До 470 | 470-700 | 700-1000 | 1000-1750 |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Газдарды салқындату | 9-30 | 290-350 | 350-480 | 480-700 | — |
| Қыздырылған бу суықагентін конденсаттау | 14-30 | 130-230 | 230-350 | 350-640 | — |
| Қаныққан бу конденсациясы | 32-42 | — | До 700 | 700-870 | 870-2100 |
| Бір немесе бірнеше компоненттердің | 21-32 | — | 400-580 | 580-750 | 750-1000 |

Ауаның есептік бастапқы температурасын $t_н$ АВО орнату пунктіне байланысты қабылдайды. Ұсынылатын $t_н$ мәндері [32] жұмыстарында келтірілген.

Стандартталған АВО таңдау кезінде осы аппараттарды пайдалану кезінде алынған келесі деректерді пайдалану ұсынылады [32, 34].

АВО пайдалану $T_к$ өнімін салқындатудың соңғы температурасы 60°С — тан төмен емес, ал айырмашылық ($T_к$ — $t_н$) - 15-20 к-ден кем емес болған жағдайларда ең тиімді.

Өнімді неғұрлым терең салқындату қажет болған жағдайда қосымша ("соңғы") су тоңазытқышты орнатады.

АВО шығатын ауаның соңғы температурасы $T_к$ 45-60 °С (Бірақ $T_к$ -ден жоғары емес) құрауы тиіс.

АВО алдын ала іріктеу және оларды тексеру есебі үшін Q жылу қауырттылығының мәндері және 4.5-кестеде келтірілген толық сыртқы жаңғақ қабатына жатқызылған К жылу беру коэффициенттері ұсынылады.

**4.1. мысал.** Көлденең құбыр бойынша диаметрі 50 Х 5 мм, ұзындығы $l$=100 м орташа жылдамдықпен $w$ = 1 м/с $t_г$ = 80°С температурамен ыстық су беріледі.

Құбырдың қалыңдығы $\delta_2$ = 40 м шыны мақтадан жасалған жылу оқшаулағыш қабатымен жабылған.

Қоршаған ауа температурасы болса, жылу жоғалуын анықтау $t_х$=20°С. Болаттың жылу өткізгіштік коэффициенті $\lambda_1$ = 46,5 Вт/(м·К), шыны мақтанікі — $\lambda_2$ = 0,054 Вт/(м·К).

Шешім.

1. Су үшін 80°С [18] анықтамалық бойынша мынаны табамыз: ρ = 972 кг/м$^3$, ν = 0,365 мм$^2$/с,

$c$ = 4,19 кдж/(кг·К), λ = 0,672 Вт/(м·К).

сонда

$$Pr = \frac{c\rho\nu}{\lambda} = \frac{4190 \cdot 972\,(0{,}365 \cdot 10^{-6})}{0{,}672} = 2{,}21$$

$$Re = \frac{\omega d_в}{\nu} = \frac{1 \cdot 0{,}04}{0{,}365 \cdot 10^{-6}} = 10\,970$$

Ағынның қозғалысы турбулентті, сондықтан, жылу беру коэффициентін есептеу үшін 4.11 формуласын қолданамыз:

$$\alpha_г = 0{,}023 \frac{0{,}672}{0{,}04} \cdot 10\,970^{0{,}8} - 2{,}21^{0{,}3} = 910 \text{ Вт/(м}^2 \bullet \text{К)}.$$

2. Ауа жағынан $\alpha_х$ жылу беру коэффициенті эмпирикалық формула бойынша есептеледі. Жылу оқшаулағыштың сыртқы бетінің $t_3$ температурасы белгісіз, сондықтан әрекет әдісін қолданамыз.

$t_3$ = 32 °С болжамды мәнін қабылдаймыз (бұл мән бірнеше алдын ала әрекеттерден кейін қабылданған). Сонда

$$\alpha_х = 1{,}08 \sqrt[4]{\frac{t_3 - t_х}{D_х}} = 1.08 \sqrt[4]{\frac{32-20}{0{,}13}} = 3.35 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

3. Жылудың жоғалуын екі қабатты цилиндр қабырғасы үшін көрініс ті қабылдайтын 4.15 формуласы бойынша есептейміз:

$$Q = \frac{\pi l (t_г - t_х)}{\frac{1}{\alpha_г D_г} + \frac{\delta_1}{\lambda_1 d_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 d_2} + \frac{1}{\alpha_х D_х}} \qquad (4.22)$$

Болат құбыр үшін (индексі 1) қатынасы

$d_{н,\,1} / d_{в,\,1}$ = 0,05 / 0,04 < 2, құбырдың орташа арифметикалық диаметрін табамыз

$$d_1 = \frac{d_{н,1} + d_{в,1}}{2} = \frac{0{,}05 + 0{,}04}{2} = 0{,}045 \text{ м}$$

Оқшаулама қабаты үшін (индексі 2) $d_{н,\,2} / d_{в\,2}$ = 0,13/0,05 >2, сондықтан орташа арифметикалық диаметр:

$$d_2 = \frac{d_{н,2} - d_{в,2}}{2{,}3 \lg \frac{d_{н,2}}{d_{в,2}}} = \frac{0{,}13 - 0{,}05}{2{,}3 \lg \frac{0{,}13}{0{,}05}} = 0{,}0838 \text{ м}$$

Құбырдың ішкі диаметрі $D_г = d_{в,\,1}$ = 0,04 м. Маңызы бар барлық шамаларды қоя отырып, жылу жоғалтуды табамыз:

$$Q = \frac{3{,}14 \cdot 100 \cdot (80 - 20)}{\frac{1}{910 \cdot 0{,}04} + \frac{0{,}005}{46{,}5 \cdot 0{,}045} + \frac{0{,}04}{0{,}054 \cdot 0{,}0838} + \frac{1}{3{,}35 \cdot 0{,}13}} = 1685 \text{ Вт}$$

4. Қабылданған $t_3$ мәнінің дұрыстығын тексеру үшін сыртқы бетінен жылу оқшаулаудың ауаға жылу беру теңдеуін жазамыз:

$$Q = \alpha F \Delta t = \alpha_х (\pi D_х l)(t_3 — t_х), \qquad (4.23)$$

одан

$$t_3 = t_х + \frac{Q}{\alpha_х \pi D_х l} = 20 + \frac{1685}{3{,}35 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}13 \cdot 100} = 32{,}3 \text{ °C}$$

Қабылданған (32 °С) және алынған (32,3 °С) t3 мәндері жақын, сондықтан қайта есептеу талап етілмейді.

5. Жылу өткізбейтін жағдайда Q' жылу шығынын анықтаймыз:

А) құбырдың сыртқы қабырғасының температурасы $t_2$ = 79,3 °С. Сонда

$$\alpha_х = 1{,}08 \sqrt[4]{\frac{79{,}3 - 20}{0{,}06}} = 6{,}34 \text{ Вт/м}^2 \bullet \text{К:}$$

Б) жылу жоғалтуды есептейміз

$$Q' = \frac{3{,}14 \cdot 100\,(80 - 20)}{\frac{1}{810 \cdot 0{,}04} + \frac{0{,}003}{46{,}5 \cdot 0{,}045} + \frac{1}{6{,}34 \cdot 0{,}05}} = 5916 \text{ Вт}$$

В) алынған мәндің дұрыстығын тексереміз $t_2$ = 79,3 °С:

$$t_2 = 20 + \frac{5916}{6{,}34 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}05 \cdot 100} = 79{,}4 \text{ °C}.$$

Қайта есептеу қажет емес.

Мысалы, жылу оқшаулағышты қолданудан жылуды үнемдеу:

$$Q' — Q = 5916 — 1685 = 4231 \text{ Вт} = 15\,232 \text{ кдж/ч}$$

**4.2. мысал.** Дизельді отын дистиллятын салқындату үшін КАС типті ауамен салқындатудың стандартталған аппаратын таңдау. Бастапқы мәліметтер: дистиллят шығыны G = 66 240 кг / сағ, бастапқы температура $t_н$ = 140 °С, соңғы температура $t_к$=60 °С, салыстырмалы тығыздығы $\rho_4^{20}$= 0,865, кинематикалық тұтқырлығы $\nu_{20}$ = 5,28, $\nu_{50}$ = 2,67 мм$^2$/с.

Аппарат Жаңажол ауданында орнатылады.

Шешімі.

1. КАС алдын ала таңдау Б-1 материалдық орындаудағы биметалл құбырларымен аппараттарды қабылдаймыз.

Сұйық мұнай өнімдеріне арналған Крэг формуласы бойынша:

$$H = \frac{1{,}687\ t + 0{,}0017\ t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

Бастапқы және соңғы меншікті энтальпияны анықтаймыз: $\eta_н$ = 289,1 және $\eta_к$ = 115,2 кдж/кг Аппаратың жылу жүктемесі құрайды:

$$Q = 66\,240\,(289{,}1 - 115{,}2) = 11{,}52 \cdot 10б \text{ кдж/ч} = 3200 \text{ квт}.$$

Ауа температурасы $t_н$ = 31°С, атмосфералық қысым $\rho_а$ = 101,6 кпа [10, С. 186]

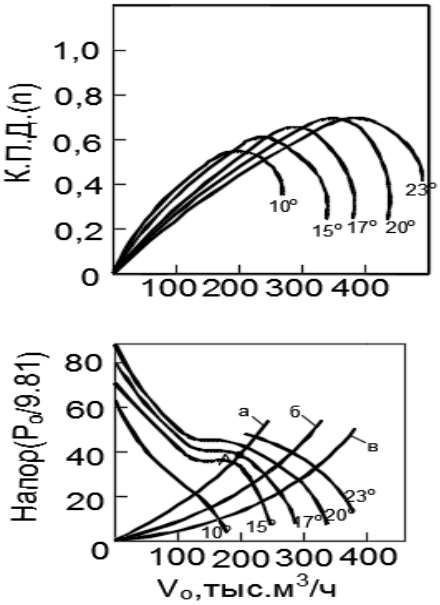
Айырмасы $t_к$ — $t_н$ = 60 — 31 = 29 К., 4.5-кестесі бойынша q ≈ 1000 Вт / м2 мәнін таңдаймыз. Тоңазытқыштың қажетті қырланған беті шамамен келесідей болады:

$$F_{ж} = \frac{Q}{q} = \frac{3200 \cdot 10^3}{1000} = 3200 \text{ м}^2.$$

4.3 кестеге сәйкес сыртқы беті толық F = 3500 м2 болатын КАС типті бір аппаратты қабылдауға болады, ол ұзындығы l = 8 м болатын құбырлармен $n_с$ = 3 сегіз қатарлы құбыр секцияларынан тұрады; φ = 9, ψ = 12 және $d_в$ = 21 мм. Секциядағы құбырлардың саны188, бір секциядағы барлық құбырлардың өтпелі қимасы $S_1$ =0,0651 м$^2$, $n_х$ = 1, 2, 4 немесе 8 құбыр секциясындағы өнімнің ықтимал жүріс саны. $S_у$ = 11,02 м$^2$ аппараттың ең тар құбыраралық қимасының жиынтық ауданы [33-36].

Бұл аппарат диаметрі d = 2800 мм пропеллермен және α = 10, 15, 17, 20 және 23°қалақтарды орнату бұрышымен бірдей екі желдеткішпен жабдықталған. Дөңгелектің айналу жиілігі $_0$ = 3,55 және 7,1 с$^{-1}$.

Есептеу кезінде α = 17°, $n_0$=7,1 с$^{-1}$. қабылданды. $n_0$=7,1 с$^{-1}$ үшін желдеткіштің аэродинамикалық сипаттамасы 4.2- суретте көрсетілген.




4.2-сурет. Вентилятордың аэродинамикалық сипаттамасы және КАС типті аппарат секцияларының кедергісінің қырлану коэффициенті *φ = 9 (ЦАГИ-УК-2М типті доңғалақ): D = 2800 мм, $\eta_0$ = 425 об/мин =7,1 $с^{-1}$; $P_0$ - желдеткіштің еден арыны, Па; 10°,15°, ... - қалақтарды орнату бұрышы; а-8-қатардағы секция кедергісі; б-сол сияқты, 6 - қатардағы секция үшін; в – ол да 6 – қатар секілді, 4 - қатардағы секция үшін; А-жұмыс нүктесі (4.2-суретті қараңыз)*

Бұдан әрі таңдалған аппараттың тексеру есебіне көшеміз.

2. Желдеткіштің жұмыс параметрлері. КАС сызықтарының қиылысында сегіз қатарлың секцияларда және қисық аэро-динамикалық қысым желдеткіш кезінде α = 17° табамыз жұмыс нүктесі А (4.2-сурет), оған сәйкес келесі жұмыс параметрлері (жатқызылған стандартты шарттар): берілу $V_0$ = 200 000 м$^3$/сағ., қысымы $P_0$ = 36 х 9,81 = 353,2 Па, к. п. д. $\eta_0$= 0,66.

Стандарттық жағдайлар үшін қабылданған: $t_0$ = 20°С, $p_0$= 101,3 кПа және $\rho_c$ = 1,2 кг/м$^3$ . Егер газ (ауа) желдеткішке кіргенде сонымен қатар, желдеткіштің нақты параметрлері - V, P және X қатынасы анықталады [37]:

$$V \approx V_0;\ \eta \approx \eta_0;\ P = P_0 \frac{\rho}{\rho_0}, \qquad (4.24)$$

Бұл жағдайда $t_н$ = 31°С, $p_а$ = 101,6 кПа, ауаның тығыздығы

$$\rho = 1{,}293 \quad \frac{273}{31+273}\,\frac{101{,}6}{101{,}3} = 1{,}165 \text{ кг/м}^3.$$

Мұндағы 1,293 — қалыпты жағдайдағы ауаның тығыздығы (кг/м$^3$).

Осылайша, 4.24 сәйкес желдеткіш жұмысының параметрлері:

$$V = 200\,000 \text{ м}^3/\text{ч};\ \eta = 0{,}66;\ P = 353{,}2\,\frac{1{,}165}{1{,}2} = 342{,}9 \text{ Па}.$$

3. ауаның ақырғы температурасы $t_к$. Ауаның екі желдеткішпен шығындау:

$G = 2V\rho = 2 \cdot 200\,000 \cdot 1{,}165 = 466\,000$ кг/сағ.

Ауаның орташа жылу сыйымдылығы с= 1,005 кдж / (кг·К). Табу керек

$$t_к = t_н + \frac{Q}{cg} = 31 + \frac{11{,}32 \cdot 10{,}6}{1{,}005 \cdot 466\,000} = 55{,}6\ °C$$

$t_к$ ұсынылған шектерде (45-60 °С) және сонымен қатар $t_к < t_к$ шарты орындалады.

4. Ыстық ағын жағынан жылу беру α коэффициентін есептеу. $T_н$ = 140 °С кезінде сұйық дистилляттың тығыздығы мына формуламен табамыз

$$\rho_t = 1000[\rho_4^{20} - \gamma(t-20)] = 1000[0{,}865 - 0{,}000686(140-20)] = 0{,}783$$

$\rho_{140}$ = 783 кг/м$^3$ Аппаратқа кірудегі өнімнің көлемдік шығыны

$$V_{вх} = \frac{66\,240}{783} = 84{,}6 \text{ м}^3/\text{ч} = 0{,}0235 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Егер өнім КАС-ының барлық үш секциясына параллель берілсе, ал секцияларда $n_x$=8 жүрістің ең көп саны көзделсе, онда аппаратқа кірудегі өнімнің жылдамдығы:

$$\omega_{вх} = \frac{n_x V_{вх}}{S_1 n_c} = \frac{8 \cdot 0{,}0235}{0{,}0651 \cdot 3} = 0{,}963 \text{ м/с}$$

Жылу алмасу аппараттарының құбыр кеңістігінде сұйық мұнай өнімдерін сорғымен беру кезінде, әдетте, олардың тұтқырлығын ескере отырып, ағын жылдамдығын 0,8—1,5 м/с тең аппараттағы өнімнің орташа температурасы қабылдайды:

$$T = 0{,}5\,(T_н + T_к) = 0{,}5\,(140 + 60) = 100\ °C.$$

Осы температураға сәйкес формулалар бойынша табамыз: $\rho_{100}$ = 810 кг/м$^3$, $c_{100}$ = 2,178 кДж/(кг·К), $\lambda_{100}$ = 0,1423 Вт/(м·К); $\nu_{100}$ = 1,594 мм$^2$/с.

Ағынның көлемді шығыны

$$V_{100} = \frac{66\,240}{810 \cdot 3600} = 0{,}0227 \text{ м}^3/\text{с}$$

Бұдан әрі

$$Q = \frac{n_x V_{100}}{S_1 n_c} = \frac{8 \cdot 0{,}0227}{0{,}0651 \cdot 3} = 0{,}93 \text{ м/с}$$

$$\mathrm{Re} = \frac{\omega d_э}{\nu} = \frac{0{,}93 \cdot 0{,}021}{1{,}594 \cdot 10^{-6}} = 12{,}252;$$

$$\mathrm{Pr} = \frac{\nu c \rho}{\lambda} = \frac{(1{,}594 \cdot 10^{-6} \cdot (2{,}178 \cdot 10^{3}) \cdot 810}{0{,}1423} = 19{,}76.$$

Турбуленттік режимде жылу беру 4.11 сыни теңдеуін қолданамыз:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}023 \cdot 12{,}252^{0{,}8} \cdot 19{,}76^{0{,}3} = 105$$

Одан

$$\alpha_r = \mathrm{Nu}\frac{\lambda}{d_э} = 105\ \frac{0{,}1423}{0{,}021} = 711\ Вт/(м^2 \cdot К).$$

5. Суық ағын (ауа) жағынан берілген α_x^' жылу беру коэффициентін есептеу. Аппарат шегіндегі ауаның орташа температурасы:

$$t = 0{,}5\,(t_н + t_к) = 0{,}5\,(31 + 55{,}5) = 43{,}3\ °C.$$

Орташа қысым

$P = p_а + 0{,}5P = 101{,}6 + 0{,}5 \bullet 342{,}9 \bullet 10^{-3} \approx 101{,}8$ кПа

Ауаның орташа тығыздығы мен көлемдік шығыны құрайды:

$$P = 1{,}293\ \frac{273}{43{,}3+273} \cdot \frac{101{,}8}{101{,}3} = 1{,}121 \text{ кг/с}$$

$$V = \frac{466\,000}{1{,}121 \cdot 3600} = 115{,}47 \text{ м}^3/\text{с}$$

Құбыраралық кеңістіктің ең тар қимасындағы ауа жылдамдығы:

$$\omega = \frac{V}{S_1} = \frac{115{,}47}{11{,}02} = 10{,}48 \text{ м/с}$$

4.21 формуласымен мынаны аламыз:

$$\alpha'_x = 61.1 \lg 10{,}48 — 0{,}035 \cdot 43{,}3 — 5{,}81 = 55{,}53 \text{ Вт/(м}^2 \bullet \text{К)}.$$

6. Жылу бергіштік коэффициенті. Сәйкес кесте. 4.1 $r_1 \approx 0{,}0006$ и $r_2 \approx 0{,}0004$ м$^2$·К/Вт қабылдаймыз. Сонда 4.20 формуласымен шығарамыз:

$$K = \frac{1}{12\left(\frac{1}{111} + 0{,}0006\right) + \frac{1}{35{,}53} + 0{,}0004} = 23{,}54 \text{ Вт/(м2 • К)}$$

4.5-кестеге сәйкес АСА-да сұйық өнімдерді салқындату кезінде К шамасы әдетте 17-37 Вт/(м2·К) шегінде болады.

7. Температураның орташа айырмашылығы. Барлық типті АСА ауа құбырларға көлденең қозғалады, сондықтан құбыр секцияларындағы жүріс саны аз болған кезде температураның орташа айырмашылығын анықтау кезінде қиылысу тогына түзету енгізу керек (4.14 формуласын қараңыз). $n_x > 4$ жүрістерінің Саны кезінде АВГ типті аппараттар жағдайында түзету $\varepsilon \approx 1$, және есептеу ағынға қарсы схема бойынша жүргізіледі:

$$T_н = 140\ °C \rightarrow T_к = 60°C$$
$$t_к = 55{,}6°C \leftarrow t_н = 31\ °C$$
$$\Delta t_б = 84{,}4\ °C\ \Delta t_м = 29\ °C$$

$\Delta t_б/\Delta t_м > 2$ болғандықтан, жылу тасымалдағыштар арасындағы температуралардың орташа арифметикалық айырмашылығын есептейміз:

$$\Delta t = \frac{84{,}4 - 29}{2{,}3 \lg \frac{84{,}4}{29}} = 51{,}9\ °C$$

8. Салқындату бетін есептеу. Қажетті есептік суыту бетін мына формула бойынша табамыз

$$F_р = \frac{Q}{K\Delta t} = \frac{3200 \cdot 10^3}{23{,}54 \cdot 51{,}9}\ 2620\ м^2$$

F = 3500 м2 беті бар КАС орнату үшін Қор коэффициенті:

$$\beta = 100\ \frac{F - F_р}{F_р} = 100\ \frac{3500 - 2620}{2620} = +\ 33{,}6\%$$

Көріп отырғанымыздай, қабылданған аппарат жылу беру бетінің үлкен қорына ие. В қорының коэффицентінің мөлшерін бірнеше жолмен түзетуге болады: ауа берілісінің өзгеруі желдеткіш қалақтарының α сағасының бұрышын реттеу арқылы немесе жалюзиялық құрылғының көмегімен және соңында басқа типті өлшеу аппаратының таңдауымен.

КАС желдеткіш қозғалтқыштары тұтынатын қуат, Редуктордың және электр қозғалтқышының пайдалы әсер коэффициенті $\eta_{ред} \approx 0{,}9$ және $\eta_{дв} \approx 0{,}95$. Желдеткіш үшін жоғары η = 0,66 табылды. 2.28 формуласын ескере отырып, бір желдеткіштің қозғалтқышы тұтынатын қуатты табамыз:

$$N_{дв} = \frac{VP}{\eta \eta_{ред} \eta_{дв}} = \frac{200\ 000\ (342{,}9 \cdot 10^{-3})}{3600 \cdot 0{,}66 \cdot 0{,}9 \cdot 0{,}95} = 33{,}8_в\ кВт.$$

**4.3. мысал.** Негізгі мұнай айдайтын колоннаның жоғарғы жағында көмірсутекті булардан (фракциясы 85-120°С, тығыздығы $\rho_4^{20}$= 0,723) тұратын G = 118000 кг/С және су буынан Z = 10 000 кг/с тұратын қоспа шығарылады. ЗАС типті ауамен салқындату аппараттарынан булар үшін конденсатор-тоңазытқышты есептеңіз. Будың бастапқы температурасы $T_н$ = 116 ° С,

бензин мен су конденсатының соңғы температурасы $T_к$ = 60°с. Бағананың басындағы қысымы р = 190 кПа. Аппаратты орнату орны-Атырау қаласының ауданы.

Шешімі.

1. Қажетті суыту бетін шамамен есептеу. Сұйық мұнай өнімдеріне арналған Крэг формуласы бойынша:

$$H = \frac{1{,}687\ t + 0{,}0017\ t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}$$

Және мұнай өнімдерінің булары үшін Крэг формуласы бойынша:

$$H = (210{,}3 + 0{,}456t + 0{,}000586t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 309$$

немесе [12] кесте бойынша $h_{116}^{п}$= 576 = 576 кДж/кг және $h_{60}^{ж}$ = 126,3 кДж/кг бензин конденсатының соңғы энтальпиясын табамыз.

$T_н$ =116°С су буы орналасқан жағдайында, жақын қанықтыру анықтамалық бойынша [18, 23] табамыз: шамамен оның меншікті энтальпию $i_{116}^{п}$ = 2703 кДж/кг. Орташа жылу сыйымдылық су конденсатын с ≈ 4,19 кДж/(кг·К).

Конденсатор-тоңазытқыштың жылу жүктемесі:

$$Q = G\,(h_{116}^{п} - h_{60}^{ж}) + Z\,(i_{116}^{п} - cT_к) =$$

= 118 000 (576 – 126,3) + 10 000 (2703 — 4,19 • 60) = 77 420 000 кДж/ч = 21,5 МВт.

Атырау ауданы үшін [10]: $t_н$ = 31°С, $p_б$ =101,6 кПа. $T_к$ — $t_н$ == 60 - 31 = 29 К болғандықтан 4.5-кестеге сәйкес орташа жылу кернеулігін q ≈ 870 Вт / м2 қабылдаймыз. Конденсатор-тоңазытқыштың қажетті толық сыртқы қырланған бетінің бағдарлы мәнін анықтаймыз:

$$F' = \frac{Q}{q} = \frac{21{,}5 \cdot 10^6}{870} = 24\ 700\ м^2$$

2. ЗАС аппаратының типтік өлшемін таңдау. Мысалы, 5300 м2 тең толық сыртқы жаңғақ беті бар ЗАС типті аппараттар қолданылатын нұсқаны қарастырайық. ЗАС аппараттарының негізгі параметрлері 4.4-кестеде толық мәліметтер берілген [33-36].

ЗАС аппараты 5300 м$^2$ $n_с$=6 сегіз қатарлы жылу алмастырғыш секциялардан тұроады ($l$ = 6 м, φ = 9) және төртқалақты өстік желдеткіші бар ЦАГИ УК-2М $D$ = 5 м доңғалағымен жабдықталған, айналымы $n_0$ = 250 айн/мин = = 4,2 с$^{-1}$, қалақтарды орнату бұрышы α = 10, 15, 20 немесе 25°

Мұндай аппараттардың N = 5 данадан жасалған блогы F = 5·5300 = 26 500 м2 салқындатудың Жалпы орнату бетін қамтамасыз етеді.

3. Температураның орташа айырмашылығы. Желдеткіштің аэродинамикалық сипаттамасы суретте көрсетілген. 4.3. Егер, мысалы, қалақтарды орнату бұрышы α = 20° болса, онда А жұмыс нүктесі α = 20° кезінде желдеткіш сипаттамасының қиылысындағы және сегіз ядролы аппараттың кедергі сызығы желдеткіштің жұмыс параметрлерін анықтайды (стандартты шарттар үшін): көлемдік берілісу $V_0$ = 580 000 м$^3$/ч, қысым $P_0$ = 35 · 9,81 = 343 Па, к. п. д. $\eta_0$ = 0,7.

Осындай жағдайларда $t_н$ = 31°С және $p_а$= 101,6 кПа, ауа тығыздығы ρ = 1,165 кг/м$^3$ (4.2-мысалды қараңыз). $V \approx V_0$ болғандықтан, барлық желдеткіштермен жалпы жаппай ауа беру:

$$G_В = NV\rho = 5 \cdot 580\,000\ 1{,}165 = 3{,}38\ 10^6 \text{ кг/сағ.}$$

Ауаның орташа жылу сыйымдылығын с = 1,005 кДж/(кг·К) ескере отырып, АСА-дан шығатын ауаның орташа соңғы температурасын табамыз:

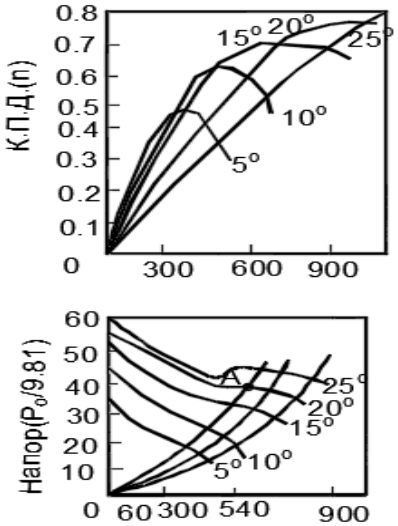
$$T_к = 31 + \frac{77{,}42 \cdot 10^6}{1{,}005 \cdot 3{,}38 \cdot 10^6} = 53{,}8\ °C.$$

Толық ағынға қарсы өнім схемасы бойынша

$T_н$ = 116 °С $\xrightarrow{\text{өнім}}$ $T_к$ = 60 °С

$T_к$ = 53,8 °С $\xleftarrow{\text{ауа}}$ $t_н$ = 31 °С

$\Delta t_б$ = 62,2 °С $\Delta t_м$ = 29 °С




4.3-сурет. Желдеткіштің аэродинамикалық сипаттамасы *және φ = 9 кезіндегі ЗАС типті аппарат секциясының кедергісі (ЦАГИ-УК-2м типті доңғалақ: D = 5000 мм; $n_0$ = 250 айн/мин = 4,2 с$^{-1}$; $P_0$ - толық арын, Па; 5°, 10°, ... -қалақ орнату бұрышы) :*
*Ал 8-қатардағы секция кедергісі; 6-да, 6-қатардағы секция үшін; сонымен қатар, 4-қатардағы секция үшін; А-жұмыс нүктесі*

Табамыз $\Delta t_{прот} = \frac{62{,}2-29}{2{,}3\lg\frac{62{,}2}{29}}$

ЗАС-да өнімнің кез келген жүріс саны секцияларда жылу тасымалдағыштардың салыстырмалы қозғалысы іс жүзінде айқас күйінде қалады, сондықтан түзету коэффициентін есептеу қажет.

Ол үшін тиісті параметрлерді есептейміз

$$R = \frac{T_н - T_к}{t_к - t_н} = \frac{116 - 60}{53{,}8 - 31} = 2{,}46;$$

$$P = \frac{t_к - t_н}{T_н - t_н} = \frac{53{,}8 - 31}{116\ 31} = 0{,}268$$

Кесте бойынша [20, сурет. VII. 15] R және P мәндеріне тоғыспалы тоқ кезінде түзету көбейткіші е = 0,88 жауап береді. Сондықтан орташа температураның нақты мәні болады: $\Delta t = \varepsilon\ \Delta t_{прог}$ = 0,88 · 43,5 = 38,3 К.

4. Салқындату бетін есептеу. . 4.5-кесте деректерінің негізінде қабылдау К ≈ 22 Вт/(м2·К), сонда салқындаудың есептік беті тең болады:

$$F_р = \frac{Q}{K\Delta t} = \frac{21{,}5 \cdot 10^6}{22 \cdot 38{,}3} = 25500 \text{ м}^2,$$

Бет қорының коэффициенті

$$\beta = 100 \cdot \frac{26\,500 - 25\,500}{25\,500} \approx +3{,}9\%$$

Конденсатор-тоңазытқышқа кірудегі бу қоспасының көлемдік шығысы. Бензин фракциясы үшін (85-120 °С) $\rho_{15}^{15}$ = 0,727 табамыз. Крэга эмпирикалық формуласы бойынша орташа молекулалық массаны есептеп шығарамыз:

$$M = \frac{44{,}29\rho_{15}^{15}}{1{,}08 - \rho_{15}^{15}} = \frac{44{,}29 \cdot 0{,}727}{1{,}03 - 0{,}727} = \quad 106{,}3.$$

$T_н$ = 116 °С және $p$ = 190 кПа кезінде конденсатор-тоңазытқышқа кіру кезіндегі будың көлемдік шығыны:

$$V_{вх} = \frac{22{,}4}{3600}\left(\frac{118\,000}{106{,}3} + \frac{10\,000}{18}\right)\frac{389}{273}\,\frac{101{,}3}{190} = 7{,}87 \text{ м}^3/\text{с}$$

6. Секциялардағы $n_x$ өнімнің жүру саны. Бір сегіз ядролы секцияда φ = 9 құбырдың жалпы саны $n_т$ = 188 дана (4.4-кестені қараңыз.). Бір секциядағы барлық құбырлардың жалпы өтпелі қимасын есептейміз.:

$$S_1 = 188 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}021^2 = 0{,}065 \text{ м}^2.$$

$n_x$ = 1, 2, 4 немесе 8 секцияларындағы ықтимал жүріс саны. Егер $n_x$ = 4 қабылданса, онда өнімнің булары N аппараттардың әрбір секциясына параллель берілетіндігін ескере отырып, будың кіріс жылдамдығы будың кіріс жылдамдығы:

$$\Omega_{вх} = \frac{n_x V_{вх}}{S_1 n_c N} = \frac{4 \cdot 7{,}87}{0{,}065 \cdot 6 \cdot 2} = 16{,}14 \text{ м/с}$$

Кіріс жылдамдығы рұқсат етілген шектерде болады.

7. Желдеткіш қозғалтқыштары тұтынатын қуат. 4.24 өрнектері негізінде бізде: $V \approx V_0$ = 580 000 м$^3$/ч = 161 м$^3$/с

$$\eta \approx \eta_0 = 0{,}7;$$

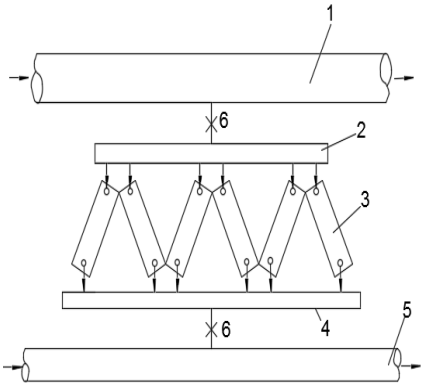
$$P = P_0\frac{\rho}{\rho_0} = 343\,\frac{1{,}165}{1{,}2} = 0{,}332 \text{ кПа}$$

Мына формуламен келесіні табамыз:

$$N_{дв} = \frac{VP}{\eta\eta_{уст}\eta_{дв}} = \frac{161 \cdot 0{,}332}{0{,}7 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}95} = 84 \text{ кВт}.$$

Конденсатор-тоңазытқыштың барлық желдеткіштерінің қозғалтқыштары тұтынатын жиынтық қуаты:

$$\sum N_{дв} = 5 \cdot 84 = 420 \text{ кВт}.$$




4.4-сурет. Конденсатор-тоңазытқыштың жалпы блогына КАС типті аппаратты қосу схемасы

*1-мұнай айдау ректификациялық колоннасының шлам құбыры; 2-КАС бір аппаратының секцияларына бу жеткізуге арналған коллектор; 3-КАС типті аппараттың жылу алмасу секциялары; 4-конденсатты жинауға арналған коллектор; 5-конденсатты су бөлгішке бұруға арналған жалпы желі; 6-аппаратты блоктан ажыратуға арналған ысырмалар*

4.4- суретте әр КАС аппаратын конденсатор-тоңазытқыштың жалпы блогына қосу схемасы көрсетілген.

**4.4. мысал.** Қарқынды араластыру бар үздіксіз әрекет ететін реакторға кірістегі температурасы $T_{вх}$ = 0 °С l = 6000 кг/с мөлшеріндегі реакциялық қоспа түседі. Экзотермиялық Реакция, 1 кг негізгі компонентке $q_р$ = 400 кДж реакциясының жылуы. Реакциялық массаның орташа меншікті жылу сыйымдылығы с =2,18 кДж/(кг·К).

Реакциялық қоспаны суыту үшін буландырғыштың F қажетті бетін және компрессиялық тоңазыту машинасында суықагент — пропан айналатын мөлшерін ($g_ц$, кг/сағ) анықтау.

Шешімі. Температураны ұстап тұру үшін реакциялық қоспадан ауытқу қажет жылу мөлшері Т = - 16°С тең:

$$Q = L_с (T_{вх} — T) + aLq_р = 6000 \cdot 2{,}18 [0 - (-16)] + 0{,}4 \bullet 6000 \bullet 400 =$$
$$= 1\ 170\ 000 \text{ кДж/ч} = 1170 \text{ МДж/сағ.}$$

Егер q = 7 К болса, онда агенттің булану температурасын қамтамасыз ету керек t0 = $t_0$ = $T$ — $\Delta t$ = -16 - 7 = - 23 °С бұл температураға қаныққан будың қысымы 0,221 МПа жауап береді[23]. Демек, буландырғышта р0 = 0,221 МПа қысымын ұстап тұру қажет.

"Суықтың" жоғалуын қабылдап, яғни оқшаулау арқылы жылу ағыны, мысалы, 5% тең, тоңазытқыш қондырғысының суықтай өндірісін табамыз:

$$Q_0 = 1{,}05 \cdot 1170 = 1228{,}5 \text{ МДж/сағ.}$$

Қабылдаймыз (см. табл. 4.2) жылу беру коэффициенті К = 400 Вт/(м2·К)= 1440 кДж/(м2·сағ·К) және реакциялық қоспаны салқындату үшін буландырғыштың қажетті бетін табамыз:

$$F = \frac{Q_0}{K\Delta t} = \frac{1228{,}8 \cdot 10^3}{1440 \cdot 7} = 121{,}9 \text{ м}^2$$

Компрессиялық тоңазыту машинасында суықагент булары буланғаннан кейін компрессормен сығылады, су немесе ауа конденсаторында салқындатылады және сұйық хладоагент қайтадан буландырғышқа беріледі. Егер, мысалы, конденсация температурасын t = +40°С алса, онда конденсаторда р= 1,39 МПа қысымы болуы қажет, ол + 40°С кезінде пропан қаныққан будың қысымына тең.

Анықтамалықтан [23] табамыз үлестік энтальпия: қаныққан бу пропан кезінде t0 = - $t_0$ = -23 °С $i_0^п$ = 869 кДж/кг; сұйық пропан $t$ = +40°С $i^ж$ = 620 кДж/кг.

Айналмалы суықагенттің (пропанның) санын есептейміз:

$$G = \frac{Q_0}{i_0^п - i^ж} = \frac{1228{,}5 \cdot 10^3}{869 - 620} = 4934 \text{ кг/ч}$$

**4.5. мысал.** Керосинді дистилляттың есебінен мұнайды жылыту үшін қалқымалы басы бар қаптама түтікті жылу алмастырғыш аппараттарды таңдау (180-240°С фракциясы).

Мұнай шығыны g=170 000 кг/сағ, тығыздығы $\rho_4^{20}$=,845,-чальная температурасы $T_н$ = 30°С. Шығыны ыстық ағынының G=35 000кг/сағ, тығыздығы $\rho_4^{20}$= 0,812 бастапқы температурасы $T_н$ = 182°С.

Шешімі. Екі ағын да сұйық күйде болады, сондықтан ыстық ағынның (Н, кДж/кг) және суық ағынның (h, кДж/кг) меншікті энтальпиялары сұйық мұнай өнімдері үшін Крэга эмпирикалық формуласы бойынша есептеуге болады:

$$H = \frac{1{,}687\ t + 0{,}0017\ t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}},$$

Ыстық ағынның бастапқы энтальпиясын табамыз $H_н$ = 402,28 кДж/кг; ыстық ағынның соңғы энтальпиясын табамыз $H_к$ = 228,88 кДж/кг, суық ағынның бастапқы энтальпиясын табамыз $H_к$ = 56,6 кДж/кг.

Ыстық ағынмен берілген жылу мөлшері:

$$Q_г = G\ (H_н - H_к) = 35\ 000\ (402{,}28 - 228{,}88) =$$
$$= 6\ 069\ 000 \text{ кДж/кг} = 6069 \text{ МДж/сағ.}$$

Жылу шығынын есепке ала отырып (≈5%) суық ағыннан алынған жылу мөлшерін жылу балансынан табуға болады:

$$Q_х \approx 0{,}95 Q_г = 0{,}95 \cdot 6069 = 5765 \text{ МДж/сағ.}$$

Екінші жағынан, жазамыз: $Q_х$ = g ($h_к$ – $h_н$), мұнда суық ағынның (мұнайдың) соңғы энтальпиясын анықтаймыз):

$$h_к = h_н + \frac{Q_х}{g} = 56{,}6 + \frac{5765 \cdot 10^3}{170\ 000} = 90{,}51 \text{ кДж/кг.}$$

Белгілі мәндер бойынша $h_к$ = 90,51 кДж/кг және салыстырмалы тығыздығы $\rho_4^{20}$ = 0,845, сұйық мұнай өнімдері үшін Крэг формуласын пайдалана отырып:

$$H = \frac{1{,}687\ t + 0{,}0017\ t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}},$$

мұнайдың соңғы температурасын табамыз $t_к$ = 48°С.

Жылу алмасу сызбасы

$T_н$ = 182°С $\xrightarrow{\text{өнім}}$ $T_к$ = 110 °С

$T_к$ = 48 °С $\xleftarrow{\text{ауа}}$ $t_н$ = 30 °С

---

$\Delta t_б$ = 134 К $\Delta t_м$ = 80 К

$\Delta t_б/\Delta t_м$ < 2 болғандықтан, жылу тасымалдағыштар арасындағы температураның орташа арифметикалық айырмашылығын есептейміз:

$$\Delta t = 0{,}5\ (134 + 80) = 107 \text{ К}$$

Практикалық мәліметтерге сәйкес (4,2-кестені қараңыз) жылу беріліс коэффициенті әдетте 70-250 Вт/(м2·К), немесе 250— 900 кЛж/(м2·сағ·К) шегінде жатыр. Қабылдаймыз К = 300 кДж/(м2·сағ·К). Сонда жылу беру бетінің қажетті есептік мәні

$$F_р = \frac{Q_F}{K\Delta t} = \frac{6069 \cdot 10^3}{300 \cdot 107} = 189 \text{ м}^2.$$

Мысалы, қалқымалы басы бар, келесі негізгі сипаттамалары бар қаптамалы жылу алмастырғышты таңдауға кестені қараңыз. болады (16-18П): D — 600 мм корпустың диаметрі (ішкі), жылу алмасу беті F = 105 м2. Ұзындығы L = 6 м, диаметрі d = 25х2,5 мм, құбырдың орналасуы-үшбұрыштың ұштары бойынша, құбыр бойынша жүріс саны п = 2, Құбыр бойынша өту қимасының ауданы S1 = 0,034 м2, құбыраралық кеңістіктегі өту қимасының ауданы S2 = 0,04 м2.

Мұндай жылу алмастырғыштардың қажетті N санын шарттан табамыз. N = 2 аламыз, сонда β бетінің қорының қызу коэффициенті тең болады:

$$B = \frac{NF - F_F}{F_F} 100 = \frac{2 \cdot 105 - 189}{189} 100 = + 11{,}1\%$$

Жылу тасығыштардың ағындарын жылу алмастырғыш арқылы және дәйекті де, параллель де айдауға болады. Нұсқаны таңдау жылу тасымалдағыштың ұсынылатын ағынының жылдамдығын қамтамасыз ету қажеттілігімен түсіндіріледі. Бұл жылдамдық тұтқырлыққа байланысты. Салқын мұнай үшін оңтайлы жылдамдық 0,8—0,9 м/с, қыздырылған мұнай және ашық мұнай өнімдері үшін — 1,0 — 1,2 м/с, Ең жеңіл мұнай өнімдері үшін — 1,5 м/с, су үшін — 1,5 — 2,0 м/с болып саналады [10].

Суық және ыстық ағындардың бастапқы тығыздығы мына формула бойынша анықталады

$$\rho_t = 1000\,[\rho_4^{20} - \gamma\,(t - 20)]$$

$$\rho_х = \rho_{30} = 837{,}9 \text{ кг/м}^3 \text{ и } \rho_г = \rho_{182} = 689{,}5 \text{ кг/м}^3.$$

Жылу алмастырғыштар жүйесіне кірудегі ағындардың көлемдік шығыстары тең:

$$V_х = \frac{G}{\rho_х} = \frac{170\,000}{837{,}9} = 202{,}9 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$V_г = \frac{G}{\rho_г} = \frac{35\,000}{689{,}5} = 50{,}76 \text{ м}^3/\text{с};$$

Суық ағын (мұнай), ластанған өнім ретінде құбыр кеңістігі бойынша, ал ыстық ағын (дистиллят) — құбыраралық кеңістік бойынша берілетін болады.

Жылу алмастырғыштар жүйесіне суық ағынды берудің екі нұсқасын қарастырайық.

Егер мұнай бір ағынмен айдалса ($n_х$ = 1) екі жылу алмастырғыш арқылы, құбыр кеңістігіндегі суық ағын жылдамдығы:

$$\omega_х = \frac{V_х}{n_х S_1} = \frac{202{,}9}{1 \cdot 0{,}034 \cdot 3600} = 1{,}66 \text{ м/с}.$$

Жылу алмастырғышта екі параллель ағынмен ($n_х$ = 2) суық ағысты беру кезінде құбыр кеңістігіндегі жылдамдық тең болады:

$$\omega_x = \frac{202,9}{2 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 0,88 \text{ м/с}$$

Мұнай ағынының оңтайлы жылдамдығының жоғарыда келтірілген мәндерін ескере отырып, екінші нұсқа бойынша құбыр сыртындағы кеңістікке, яғни екі параллель ағынмен беру орынды.

Ыстық ағын үшін ұқсас есептеулерді жүргіземіз. Жылу алмастырғыш және бір ағын арқылы ыстық жылу тасымалдағышты тізбектеп айдау кезінде ($n_x$ =1) құбыраралық кеңістіктегі ыстық ағын жылдамдығы (көлденең қалқаның ойығында) тең болады:

$$\omega_x = \frac{V_2}{n_x S_2} = \frac{50,76}{1 \cdot 0,04 \cdot 3600} = 0,353 \text{ м/с.}$$

Бұл жағдайда ағынның жылдамдығы 2 есе төмен болады және тым аз болады, бұл жылу беру коэффициентін күрт төмендетуі мүмкін.

**Бақылау сұрақтары**

1. Жылу алмасу процестеріне анықтама беріңіз.
2. Бір денеден екіншісіне жылу беру тәсілдерін атаңыз.
3. Фурье Заңының математикалық өрнегін жазыңыз және сипаттама беріңіз.
4. Ньютон Заңының математикалық өрнегін жазыңыз және сипаттама беріңіз.
5. Жылу берілісінің негізгі теңдеуінің математикалық өрнегін жазыңыз және сипаттама беріңіз.

# 5-БӨЛІМ. ҚҰБЫРЛЫ ПЕШТЕР

## 5.1. Құбырлы пештерді есептеу деректері.

Мұнай өңдеу қондырғыларында құбырлы пеш шикізат пен оның буларын жоғары температуралы от қыздыруға арналған негізгі аппарат болып табылады, ал кейбір процестерде құбырлы пештер, мысалы, термиялық крекинг пен риформинг үшін пеш жыланының бір бөлігі мұнай шикізаты көмірсутектерін крекинг (ыдырату) процесі өтетін реактор болып табылады.

Қазіргі заманғы құбырлы пештердің көпшілігі радиантно-конвекциялық типті, яғни пештің радиация камерасы мен конвекция камерасы бар. Егер қондырғыда пеш жылуының жекелеген учаскелерінің үлкен жылу қуаты немесе әртүрлі жылу кернеулігі талап етілсе, құбырлы пеш бірнеше радиация камералары мен конвекция камералары болуы мүмкін.

Жану камерасында (радиация камерасында) отынды жағу кезінде температурадан, мөлшерден және формадан жылу беру тәуелді алау пайда болады, яғни пеш құбырларында қозғалатын мұнай өнімдеріне берілетін жылу мөлшері. Өз кезегінде температура, алаудың өлшемі мен пішіні отынның жану жылуына, конструкциясына және орналасуына, бүріккішке, берілетін ауаның мөлшеріне және оның температурасына байланысты.Отын ретінде әдетте радиация камерасында орнатылған бүріккіштер арқылы пеш жағуына берілетін отындық мазут (қазандық отын) немесе газ пайдаланылады. Қарқынды және толық жану үшін пешке енгізілетін сұйық отын біртекті және жұқа тозаңдануға ұшырауы тиіс. Отынның жеткілікті шашырауы оның жану жағдайын нашарлатады, алауды ұзартады және отынның химиялық толық жанбауына әкеледі.

Отынның жануы үшін қажетті ауаны алаудың ұзындығын азайту және отынның жану жағдайларын жақсарту үшін бүріккіштердің аузына жүргізген жөн. Газ тәрізді отынды ауамен тікелей бүріккішке (арнайы конструкцияға) араластырған жөн, бұл ауаның аз мөлшерде артық болуы және алаудың шағын ұзындығына байланысты отынның толық жануын қамтамасыз етеді.

Оттықтағы ауаның үлкен артық болуы отынның жануын жеңілдетеді, бірақ ауаны шамадан тыс беру кезінде алау салқындатылады және ұзарады және құбырлардың металдары қарқынды тотығады, түтін газымен бөлінетін жылу шығыны артады.

Ауаның жеткіліксіз берілуі отынның толық жанбауына, радиация камерасында күйе мен копотаның пайда болуымен алаудың ұзаруына әкеледі, бұл отынның артық жұмсалуын тудырады.

Оттыққа берілетін ауа температурасының жоғарылауы соңғы ұзындығын азайту кезінде жану жылдамдығы мен алау температурасының артуына ықпал етеді және сонымен бірге отынды үнемдеуді қамтамасыз етеді. Ауаның артық коэффициенті α үшін құбырлы пештер әдетте шегінде ауытқиды: $\alpha = 1{,}05:1{,}4$.

Алау көлемі 0,0003 мм шамасында күйенің өлшенген бөлшегі бар қызған газдардың ағысы болып табылады, алаудың шырағдануын тудырады. Алау жоғары температураға ие (шамамен 1000-1500 °С) және құбырлар мен радиация камерасының қабырғаларының суық бетіне өз жылуының бір бөлігін шығарады. Алаумен берілген сәулелі жылу мөлшері температураға ғана емес, оның бетінің шамасына да байланысты. Сондықтан бүріккіштердің санын белгілі бір шекке дейін ұлғайту: конструктивті мүмкіндіктермен , оларды пайдалануды қиындатса да, қол жетімді. Камераның қабырғалары да жылуды сіңіреді, сондықтан олардың температурасы көтеріледі және олар өз кезегінде радиантты құбырларға жылу шығарады.

Көмірқышқыл газынан (СО2), су буынан (Н2О), күкіртті ангидридтен (S02), азоттан (N2), оттегіден (О2) тұратын түтін газдары жоғары температураға ие және жылуды шығарады. Егер үшатомды газдардың (СО2, Н2О, SO2) сәулеленуі жеткілікті болса, онда екіатомды газдардың (N2, О2) сәулеленуі өте аз. Түтін газдарының ағыны асқын қабырғаға қарай радиантты құбырлардың бетінде газ бөлшектерінің айналуын тудырады және пештің радиантты құбырларына қарағанда қыздырылған бола отырып, өз жылуының бір бөлігін және еріксіз конвекциялау жолымен береді.

Сонымен, радиантты құбырлар жарық түсетін алаудан, пештің қыздырылған қалауынан, алаудан асуға қозғалатын үшатомды газдан, сондай-ақ түтін газдарының еркін және мәжбүрлі конвекциясы есебінен радиациямен жылу алады.

Жану (радиация) камерасындағы жылу беру негізінен алау температурасына, отын түріне және оны жағу тәсіліне, радиантты құбырлар бетінің шамасына және олардың орналасуына байланысты. Радиантты құбырлар бетінің ұлғаюы асудағы түтін газдарының температурасының төмендеуіне ықпал етеді, өйткені радиация камерасында жылуды алу өседі және бұл ретте радиантты құбырлардың жылу кернеулігі артады.

Құбырлы пештерде қыздыру бетінің жылу кернеулігінің шамасы және оны таңдау қыздырылатын өнімнің ыдырауына және кокстеуге төзімділігіне байланысты. Бір жылу мөлшерін беру үшін қыздыру бетінің жылу кернеулігінің аз мөлшерін таңдау пеш өлшемінің ұлғаюына әкеледі. Газдық және жылуалмастырғыштың жылулық кернеулігі радиация камерасында оңтайлы болуы үшін, яғни қыздырылатын өнімнің ыдырауы мен кокстелуі болмайтындай, асудағы түтін газдарының температурасын жоғарылатқан жөн. Осы мақсатта экрандау дәрежесі, яғни радиация камерасы қабырғасының жалпы бетіне құбырлармен оттық қабырғаларының экрандалған бетінің қатынасы қазіргі пештерде 35-тен 50% - ға дейін қабылданады.

Радиантты құбырлармен жылу сіңіру тиімділігі құбыр осьтері мен олардың қатарының арасындағы қашықтыққа байланысты. Радиантты құбырлардың осьтері арасындағы қашықтықтың ұлғаюымен жылуды пайдалану тиімділігі азаяды.

Құбырлы пештердің көп санын зерттеу негізінде екі қатарлы экран жағдайында құбыр осьтерінің арасындағы екі диаметрге тең ара қашықтық

кезінде бірінші қатарға берілетін жылу үлесі 68%, ал екінші қатарда 30% құрайтыны анықталды. Екі қатармен жылу берілетін құбырлардың жалпы саны 68 + 30 = 98% жетеді, ал бір қатарлы экран қабылдайды 88% - ға, жылу, немесе екі қатарлы шамамен екі есе үлкен беті бар құбырларға қарағанда 10 % - ға кем болады. Сондықтан қазіргі уақытта құбырлы пештердің көпшілігінде бір қатарлы экрандар орнатылады; екі қатарлы экрандарды экрандық құбырлардың екінші қатарына тән төмен жылу кернеулігі қажет жерде, мысалы, термиялық крекингтің реакциялық секциялары және т. б. орнату қажет.

Ауа алмасу қабырғасының үстіндегі түтін газдарының температурасы әдетте 700-850 °С болады, яғни конвекциялық камера құбырларының жоғарғы қатарлары радиациясымен жылу бөлігін беру үшін жеткілікті жоғары. Бірақ конвекция камерасындағы жылудың негізгі мөлшері түтін газдарының мәжбүрлі конвекциясы есебінен беріледі (түтін құбырымен немесе түтін сорғыш арқылы пайда болады).

Конвекция жылу беру тиімділігі келесі факторларға байланысты;

- түтін газдарының температурасы;
- түтін газдарының қозғалысының жылдамдығы мен сипаты;
- үш атомды газдардың болуы (С02, Н20, S02);
- құбырлардың сыртқы диаметрі және олардың бетінің температурасы;
- жылу алмасу бетінің шамасы.

Түтін газдары ағынының қозғалыс жылдамдығының ұлғаюына конвекция камерасының енінің белгілі бір минимумына дейін және құбыр осьтерінің арасындағы қашықтықты азайту арқылы қол жеткізіледі. Сонымен, бұл конвекция камерасының биіктігін ұлғайтады және түтін газдарының қозғалысына сәйкесінше кедергі жасайды, бұл түтін газдарының рұқсат етілген қозғалыс жылдамдығын таңдауды алдын ала анықтайды.

Көптеген пештер үшін конвекция камерасындағы түтін газдарының қозғалыс жылдамдығы 3-4 м/сек құрайды. Конвекция камерасындағы құбырлар әдетте шахмат тәртібімен орналастырылады, бұл түтін газдарының турбуленттілігін қамтамасыз етеді. Құбыр диаметрінің азаюымен жылу беру жақсарады, жылу алмасу беті ұлғаяды және сонымен қатар пеш құбырларындағы арынның жоғалуы артады, яғни пеш сорғыларындағы қысым артады. Көп жағдайда конвекция камерасындағы құбырлардың диаметрі радиация камерасына қарағанда аз. Конвекциялық камерада жылыту бетін арттыру үшін жиі қырланған құбырлар қолданылады.

Конвекционды камерадан шығатын түтін газдарының температурасы неғұрлым төмен болса, жылытылатын мұнай өнімдерімен жылу соғұрлым көп болады. Әдетте, конвекциялық камерадан шығатын түтін газының температурасы пешке түсетін шикізат температурасынан 100-150 °С жоғары болады. Бірақ пешке түсетін шикізаттың температурасы жеткілікті жоғары, шамамен 160-200 ° С, ал кейбір процестер үшін 250-300 °С жетеді, онда түтін газының жылуын кәдеге жарату үшін ауа қыздырғыш (рекуператор) орнатылады, онда пеш жағатын ауа жылытылады. Ауа қыздырғыш және

түтін сорғыш болған кезде түтін газдарын түтін құбырына жіберу алдында 150° С температураға дейін суытуы мүмкін.

Ескі конструкциядағы радиантты-конвекционды пештерде, әсіресе термиялық крекинг пештерінде ауыстырып тиеу қабырғасының үстіндегі түтін газдарының температурасын төмендету мақсатында түтін газдарының рециркуляциясын қолданады. Пештің ызботынан суық түтін газдары жану камерасына қайтарылады, бұл камералар арасында жылуды қайта бөлуге әкеледі. Конвекция камерасында жоғарғы құбырлардың жылу кернеулігі төмендейді, түтін газдарының көлемінің ұлғаюына байланысты олардың жылдамдығы артады, бұл ретте конвекция камерасында жылу беру жақсарады. Құбырлы пештерде рециркуляция коэффициенті 1-3 шегінде ауытқиды.

Құбырлы пештердің жылан түтік диаметрі 60-тан 152 мм-ге дейінгі жіксіз тұтас тартылған құбырлардан жасалған. Құбырлардың ұзындығын ұлғайту жылан түтікке металл шығынын төмендетуге және қосылыстар санын азайтуға ықпал етеді. Жоғары температура аймақтарында (радиация камералары) қоспаланған болаттан, жоғары емес жылу кернеулеріндегі аймақтарда (конвекциялық камералар) — көміртекті болаттан жасалған құбырлар орнатылады.

Пеш құбырларындағы мұнай өнімдері әртүрлі жылдамдықпен қозғалады: конвекциялық камераға кіруде 0,5—2,5 м/сек, ал газ бен буды өңдеу кезінде 20-150 м/сек (газ пиролизі). Пештен шығатын өнімнің жылдамдығы пештің жылан түтігінде шикізат бөлігінің булануы нәтижесінде үлкен шамаға жетеді.

## 5.2. Отынның жану процесі, ауаның артық болуы туралы түсінік.

Отынның жануы ауа оттегімен отын элементтерінің белсенді химиялық тотығу реакциясы бар. Отын барлық жылу энергиясын бөліп алу үшін тотығу (жану) реакциясы соңына дейін өтуі қажет. Отынның негізгі элементтері (қатты, сұйық және газ тәрізді) — көміртегі мен сутегі, жедел, тиісінше СО2 көмірқышқыл газына және Н2О суына айналады. Толық жанбаған жағдайда көміртек СО көміртек тотығына дейін тотығады.

Жану реакциялары келесі химиялық теңдеулермен көрінеді:

$$C + O_2 = CO_2$$

$$2C + O_2 = 2CO$$

$$2H_2 + O_2 = 2H_2O$$

$$S+O_2 = SO_2$$

Көміртек толық жанған кезде (СО2 дейін) 34081 кДж/кг жылу, ал толық жанбаған жағдайда (СО2 дейін) 10354 кДж/кг, яғни толық жанған кезде үш есе аз болады. Газ тәрізді отын көміртегінің толық жану дәрежесі оттыққа берілетін ауаның мөлшері мен температурасына байланысты болады. Сұйық отынның жануының толықтығы отынның тозаңдануының жұқадығына байланысты.

Химиялық реакциялардың теңдеулерінен көріп отырғанымыздай, 1 кмоль С $CO_2$-ге айналдыру үшін 1 кмоль $O_2$ қажет және бұл ретте 1 кмоль $CO_2$ алынады; 1 кмоль С СО-ға айналдыру үшін 0,5 кмоль $O_2$ қажет және бұл ретте 1 кмоль СО алынады; 1 кмоль $H_2$ $H_2O$-ға айналдыру үшін 0,5 кмоль $O_2$ қажет және бұл ретте 1 кмоль $H_2O$ алынады.

Осылайша, отынның қарапайым құрамын біле отырып, 1 кг отынның жануы үшін қажетті ауаның теориялық мөлшерін анықтауға болады. Сұйық отынның қарапайым құрамын анықтау кезінде ол тек сутегіден және көміртегіден тұрады. Сонда, сұйық отынның тығыздығын біле отырып, онда сутегінің құрамын мына формула бойынша анықтауға болады

$$H \approx 26 — 15\rho_{15}^{15} \text{ \% вес.,} \qquad (5.1)$$

мұндағы $\rho_{15}^{15}$ — 15° С-тағы отын тығыздығы.

Мұнай өңдеуде мұнай өнімінің тығыздығы әдетте 20° С кезінде анықталады, сондықтан қайта есептеу $\rho_4^{20}$ - $\rho_{15}^{15}$ мына формуламен жүргізіледі

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5a, \qquad (5.2)$$

мұндағы а — есептеу жолымен не кесте бойынша анықталатын температуралық түзету. 1(қараңыз)қосымшалар)

1 кг отынға кг газ тәрізді отынның қарапайым құрамы келесі теңдеулерден есептелуі мүмкін:

$$C = 12 \sum \frac{n_{C_I} x_i}{M_I} = \frac{12}{M_{ср}} \sum n_{C_I} x_i'$$

$$H = \sum \frac{n_{H_I} x_i}{M_I} = \frac{1}{M_{ср}} \sum n_{H_I} x_i'$$

$$O = 16 \sum \frac{n_{O_I} x_i}{M_I} = \frac{16}{M_{ср}} \sum n_{O_I} x_i' \qquad (5.3)$$

$$N = 14 \sum \frac{n_{N_I} x_i}{M_I} = \frac{14}{M_{ср}} \sum n_{N_I} x_i'$$

$$S = 32 \sum \frac{n_{S_I} x_i}{M_I} = \frac{32}{M_{ср}} \sum n_{S_I} x_i'$$

мұндағы С, Н, О, N, S — отында тиісінше көміртегі, сутегі, оттегі, азот және күкірт мөлшері % салмағы. немесе % мол. (% объемн.);

$n_{C_I}$, $n_{H_I}$, $n_{O_I}$, $n_{N_I}$, $n_{S_I}$ – газ тәрізді отын құрамына кіретін жекелеген компоненттердің молекулаларындағы көміртегі, сутегі, оттегі, азот және күкірт атомдарының саны;

$x_i$ және $x_i'$ — газ тәрізді отынның әр компонентінің құрамы % салмағы. немесе % мол. (% объемн.);

$M_i$ — отын компоненттерінің молекулалық салмағы;

$M_{ср}$ — газдың орташа молекулалық салмағы;

12, 1, 16, 14, 32 — атомдық салмақтар тиісінше С, Н, О, N және S; Σ белгісі соманы білдіреді.

Ауа шығыны мен түтін газдарының құрамын анықтаумен байланысты барлық есептеулер 1 кг отынға арналған мольде жүргізуге ыңғайлы.

Теңдеулер бойынша (5. 1) және (5. 3) сұйық және газ тәрізді отындардың қарапайым құрамын % салмағы анықтайды. Егер отынның тиісті

элементтерінің құрамы белгілі болса, салмағы%., онда олардың 1 кг таңқурайындағы құрамын қайта есептеу формулалар бойынша жүргізіледі:

$$C' = \frac{C}{12 \cdot 100}, \; O' = \frac{O}{32 \cdot 100}, \qquad (5.4)$$

$$H' = \frac{O}{2 \cdot 100}, \; N' = \frac{O}{28 \cdot 100}, \; S' = \frac{O}{32 \cdot 100},$$

мұндағы C ′, H ′, O ′, N ′ и S ′- 1 кг отынға арналған мольдегі тиісті элементтердің отында болуы;

Оттегінің теориялық мөлшері, 1 кг отынның тотығу (жану) химиялық реакцияларының теңдеулерінен, келесі өрнектен анықталады:

$$O_т = C' + \frac{1}{2} H' + S' - O' \qquad (5.5)$$

мұндағы $O_т$ — 1 кг отынның толық жануы үшін қажетті оттегінің теориялық мөлшері.

Ауада оттегінің құрамы 21% (көлемді немесе мольді) болғандықтан, 1 кг отынның жану үшін қажетті ауаның теориялық мөлшері ($L_0$) құрайды

$$L_0 = \frac{O_т}{0{,}21}. \qquad (5.6)$$

Іс жүзінде пешке отынның толық жануын қамтамасыз ету үшін артық ауа беру қажет. Сұйық отын үшін бұл артық теориялық мөлшерден 15-40%—ға, ал отынсыз панель жанарғылары бар пештерде газ тәріздес отындар үшін 5-10% - ға артық. Бұл артық ауаның артық коэффициенті деп аталады. Ауаның артық коэффициенті бірлік үлесінде көрінеді. Ауаның теориялық мөлшері кезінде α = 1,00, ауа артық болғанда, мысалы, 25% α = 1,25.

Осылайша, практикалық ауа шығыны l құрайды

$$L = L_0 \alpha \; моль/кг. \qquad (5.7)$$

Ауаның молекулалық салмағы 29-ға тең, ал 1 кг отынға L' кг ауаның практикалық шығыны

$$L' = 29\, L \; кг/кг. \qquad (5.8)$$

Қалыпты жағдайда кез келген газ тәрізді заттың бір килограмм-молекуласы 22,4 $м^3$ көлемін алады. Сонда 1 кг отынның жануы үшін қажетті F нақты ауа көлемі

$$V = 22{,}4\, L \; м^3/кг \qquad (5.9)$$

Отынның белгілі элементарлық құрамы кезінде практикалық есептеулер үшін жеткілікті дәлдікпен 1 кг отынның жануы үшін қажетті ауаның теориялық мөлшерін теңдеуі бойынша да анықтауға болады.

$$L_0' = 0{,}115\, C + 0{,}345\, H + 0{,}043\, (S - O) \; кг/кг, \qquad (5.10)$$

мұндағы $L_0'$ — 1 кг отынның жануына арналған ауаның теориялық шығыны.

Кейде есептеу үшін көлемдік бірліктерде ($м^3$) көрсетілген сол ауа шығынын білу қажет. Бұл жағдайда $м^3$ көрсетілген $V_0$ ауаның теориялық шығыны тең

$$V_0 = 0{,}089\, C + 0{,}267\, H + 0{,}033\, (S\text{-}O) \; м^3/кг. \qquad (5.11)$$

1 кг құрғақ отынның жануы кезінде пайда болған түтін газының құрамы келесі теңдеулерден анықталады:

$$m_{CO2} = C' \text{ моль/кг}, \quad (5.12)$$

$$m_{H2O} = H' + \frac{z_ф}{18} \text{ моль/кг}, \quad (5.13)$$

$$m_{N2} = L \cdot 0{,}79 + N' \text{ моль/кг}, \quad (5.14)$$

$$m_{O2} = L - O_т = (\alpha - 1)\, O_т + O' \text{ моль/кг}, \quad (5.15)$$

$$m_{SO2} = S' \text{ моль/кг}, \quad (5.16)$$

мұндағы $m_{CO2}$ , $m_{H2O}$ , $m_{N2}$ , $m_{O2}$ , $m_{SO2}$ - CO2 көмірқышқыл газына, H2O су буына, N2 азот, O2 еркін оттегі және SO2 күкіртті газына сәйкес 1 кг жану кезінде пайда болатын отынның мөлшері; $z_ф$ —бүріккіштерде сұйық отынды тозаңдатуға арналған бу шығыны; әдетте $z_ф$ = 0,4 : 0,5 *кг* 1 *кг* отынға; 0,79 — ауаның 1 моласында азот құрамы.

1 кг отынның жануы кезінде пайда болатын түтін газдарының жалпы саны олардың молекулалық салмағына түтін газдары компоненттерінің молдық құрамының көбейтіндісінің қосындысы ретінде анықталады, яғни

$$G_{д.г} = m_{CO2}M_{CO2} + m_{H2O}M_{H2O} + m_{N2}M_{N2} + m_{O2}M_{O2} + m_{SO2}M_{SO2}, \text{ кг/кг} \quad (5.17)$$

Түтін газдарының көлемі компоненттердің мольдік құрамының сомасына 22,4 туындысы ретінде анықталады, яғни

$$V_{д.г} = 22.4\,(m_{co2} + m_{h2o} + m_{n2} + m_{o2} + m_{so2})\ м^3. \quad (5.18)$$

1 кг отынның жануы кезінде пайда болатын түтін газдарының мөлшерін теңдеуі бойынша анықтауға болады

$$G_{д.г} = 1 + \alpha L_0' + z_ф \text{ кг/кг}. \quad (5.19)$$

Қалыпты жағдайда түтін газдарының тығыздығы, яғни 0°С және 760 мм рт кезінде. ст. келесі формула бойынша анықталады:

$$\rho_0 = \frac{G_{д.г}}{V_{д.г}} \text{ кг/м}^3. \quad (5.20)$$

Т температурасы кезінде түтін газдарының тығыздығы мына формула бойынша анықталады:

$$\rho_t = \rho_0 \frac{273}{273 + t} \text{ кг/м}^3 \quad (5.21)$$

Т°С температурада 1 кг отынның жану кезінде пайда болатын түтін газдарының $q_t^г$ жылу құрамы мынадай формула бойынша анықталады:

$$q_t^г = [\, m'_{CO2}c_{CO2} + m'_{H2O}c_{H2O} + m'_{O2}c_{O2} + (m'_{N2} + m'_{CO})\, c_{N2}]t^\circ \text{ кДж/кг}, \quad (5.22)$$

мұндағы $m'_{CO2}$, $m'_{H2O}$ , $m'_{O2}$ , $m'_{N2}$ , $m'_{CO}$ — 1 кг отынның жануы кезінде түзілетін тиісті газдардың мөлшері, кг; $c_{CO2}$, $c_{H2O}$, $c_{O2}$, $c_{N2}$ — бұл газдардың орташа меншікті жылу сыйымдылығы 0° С-тан t 0 С-қа дейінгі температура шегінде кДж/кг · град.

5.1-кестеде температураға байланысты түтін газдарының құрамына кіретін негізгі компоненттердің орташа салмақты жылу сыйымдылығының (тұрақты қысым кезінде) мәндері келтірілген.

Отынның қарапайым құрамын біле отырып, оның аса маңызды сапалық сипаттамасын анықтауға болады — жану жылуы, яғни отынның толық жануы кезінде бөлінетін жылу мөлшері. Отын жануының жоғары және төмен жылуын ажыратады.

**5.1 кесте. 1 тұрақты қысым кезінде газдардың орташа салмақты жылу сыйымдылығы (кДж/кг • град)**

| Температура, °С | $CO_2$ | $H_2O$ | $O_2$ | $N_2$ | CO |
|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 0.816 | 1.859 | 0.913 | 1.038 | 1.038 |
| 100 | 0.867 | 1.871 | 0.921 | 1.038 | 1.043 |
| 200 | 0.909 | 1.892 | 0.934 | 1.043 | 1.047 |
| 300 | 0.950 | 1.918 | 0.950 | 1.047 | 1.055 |
| 400 | 0.984 | 1.947 | 0.963 | 1.055 | 1.063 |
| 500 | 1.013 | 1.976 | 0.980 | 1.067 | 1.076 |
| 600 | 1.038 | 2.010 | 0.992 | 1.076 | 1.084 |
| 700 | 1.063 | 2.043 | 1.00 | 1.089 | 1.097 |
| 800 | 1.084 | 2.076 | 1.017 | 1.096 | 1.110 |
| 900 | 1.105 | 2.110 | 1.026 | 1.110 | 1.118 |
| 1000 | 1.122 | 2.143 | 1.034 | 1.118 | 1.130 |
| 1100 | 1.139 | 2.177 | 1.043 | 1.126 | 1.139 |
| 1200 | 1.151 | 2.211 | 1.051 | 1.135 | 1.147 |
| 1300 | 1.164 | 2.244 | 1.059 | 1.143 | 1.156 |
| 1400 | 1.176 | 2.273 | 1.063 | 1.151 | 1.164 |
| 1500 | 1.189 | 2.303 | 1.072 | 1.160 | 1.172 |

$Q_в$ отынның жоғары жану жылуы деп 1 кг отынның толық жану кезінде бөлінетін жылу мөлшері және жану өнімдеріндегі су буының конденсациясы бар отынның бастапқы температурасына дейін жану өнімдерін салқындату деп аталады.

1 кг отынның толық жануы және бастапқы температураға дейін жану өнімдерін салқындату кезінде бөлінетін жылу мөлшері $Q_н$ төменгі жану жылулығы деп аталады, бірақ ылғал бу тәрізді күйдегі жану өнімдерінде қалады деп болжануда.

Өйткені құбырлы пештерде түтін газдары шығарылады дымовую құбыр температурада төмен емес 250° С болса, онда жылу конденсация сулы бу қолданылады. Сондықтан, $Q_р$ отын жануының жұмыс жылуы бойынша практикалық есептеулерде төменгі жану жылуын білдіреді.

Қатты және сұйық отынның жану жылуын ( кДж/кг) Д. И. Менделеевтің келесі формулалары бойынша анықтауға болады:

$$Q_в^р = 339C^р + 1255H^р + 109(S^р - O^р) \quad (5.23)$$

$$Q_н^р = 339C^р + 1030H^р + 109(S^р - O^р) - 25\,W^р \quad (5.24)$$

5-кестеде 2 түрлі отындардың жану жылуы келтірілген.

**5.2. кесте. Түрлі отындардың жану жылуы**

| Отын | $Q_р$, отынның жануының жұмыс жылуы | отын | $Q_р$, отынның жануының жұмыс жылуы |
|---|---|---|---|
| | Мдж/кг | | Мдж/кг |
| Отын | 10,5—14,7 | Мазут | 40,0—45,5 |
| Торф | 8,4—10,5 | Керосин | 44,0—46,0 |
| Қоңыр көмір | 6,3-10,9 | Бензин | 44,0—47,0 |
| Тас көмір | 21—30 | Табиғи газ | 27,0—38,0 |
| Антрацит | 27-31 | Ілеспе газ | 42,0—71,0 |
| Жанатын тақтатастар | 7,3—15,0 | Кокс газы | 15,0—21,0 |
| Ағаш көмірі | 30,0—34,0 | Домен газы | 3,1—4,1 |
| Жартылай кокс | 25,0—31,0 | Генераторлық газ | 4,6—7,1 |
| Кокс | 28,0—31,0 | Су газы | 10,5—11,7 |
| Мұнай | 43,0—46,0 | | |

**5. 1. мысал.** Мазуттың қарапайым құрамын $\rho_4^{20}$ = =0,965 анықтау.

Шешімі. (5.2) формула бойынша

$$\rho_{15}^{15} = 0{,}965 + 5a$$

1-кесте бойынша. (қосымшаны қараңыз) а = 0,000554; сонда $\rho_{15}^{15}$= 0,965 + 5 · 0,000554 = 0,9678.

(5. 1) формула бойынша сутегінің құрамы

$$H \approx 26 - 15\ \rho_{15}^{15} = 26 - 15 \cdot 0{,}9678 = 11{,}5\%\ \text{салмағы.}$$

Демек, көміртегі құрамы

$$C = 100 - 11{,}5 = 88{,}5\%\ \text{салмағы.}$$

**5.2. мысал.** Қарапайым құрамы 5.1 мысалында келтірілген мазуттың жану процесін есептеу. Отын бүріккіштерге 1 кг отынға z = 0,5 кг мөлшерінде су буы беріледі.

Шешімі. (5.3 және 5.4) формулалар бойынша 1 кг мазутта көміртегі мен сутегінің мол мөлшерін анықтаймыз

$$C' = \frac{C}{100 \cdot 12} = \frac{88{,}5}{100 \cdot 12} = 0{,}0738\ \textit{моль/кг;}$$

$$H' = \frac{H}{100 \cdot 2} = \frac{11{,}5}{100 \cdot 2} = 0{,}0575\ \textit{моль/кг.}$$

(5.5) формула бойынша 1 кг мазут жануы үшін қажетті оттегінің теориялық мөлшері

$$O_т = C' + \frac{1}{2}H' + S' — O'\ \text{моль 1 } кг \text{ отынға.}$$

Біздің мысалда мазутта күкірт және оттегі жоқ болғандықтан, формула жеңілдетіледі:

$$O_т = C' + \frac{1}{2}H' = 0{,}0738 + \frac{0{,}0575}{2} = 0{,}10255\ \text{моль 1 } кг \text{ отынға.}$$

1 кг мазуттың жануына арналған ауаның теориялық мөлшерін мына формула бойынша табамыз (5). 6)

$$L_0 = \frac{O_T}{0,21} = \frac{0,10255}{0,21} = 0,489 \text{ моль/кг.}$$

Сондай-ақ 1 кг отынға кг (5-формула бойынша. 8)

$L'_0 = 29L_0 = 29 \cdot 0,489 = 14,2$ *кг* 1 *кг* отынға.

Эмпирикалық формула бойынша (5. 10) осы ауа шығыны

$L'_0 = 0,0115\ C + 0,345H + 0,043\ (S — O) = 0,115 \cdot 88,5 + 0,345 \cdot 11,5 =$ 14,15 кг/кг,

яғни, мазуттың қарапайым құрамы бойынша есептелінген.

Әдетте күкірттің (S) және оттегінің (O2) отындағы құрамы бізге белгісіз, сондықтан (5.10) формула бойынша есептеу кезіндегі қателік 10% -ға жетуі мүмкін.

Ауаның артықтық коэффициенті α = 1,3 деп аламыз, сонда (5.7), (5.8) және (5.9) формулалар бойынша 1 кг мазут жануына ауаның практикалық саны:

$L = L_0\alpha = 0,489 \cdot 1,3 = 0,635$ моль 1 *кг* отынға;

$L' = 29L = 0,635 \cdot 29 = 18,43$ *кг* 1 *кг* отынға; ' 1

$V = 22,4\ L = 22,4 \cdot 0,635 = 14,2$ м$^3$ 1 *кг* отынға.

(5. 12) - (5.16) формулалар бойынша түтін газдарының құрамын анықтаймыз:

Көмірқышқыл газы: $m_{CO2} = C' = 0,0738$ моль1 *кг* отынға;

Су буы: $m_{H2O} = H' + \frac{z_н}{18} = 0,0575 + \frac{0,5}{18} = 0,0853$ моль 1 *кг* отынға.

Азот: $m_{N2} = L \cdot 0,79 + N' = 0,635 \cdot 0,79 + 0 = 0,5020$ моль 1 *кг* отынға.

Еркін оттегі: $m_{O2} = (\alpha — 1)\ O_т + O' = (1,3—1) \bullet 0,10255 = 0,0308$ моль 1 *кг* отынға.

1 кг мазут жанған кезде пайда болатын түтін газдарының жиынтық мөлшері, (5.17) формула бойынша тең

$G_{д.г} = m_{CO2}\ M_{CO2} + m_{H2O}\ M_{H2O} + m_{N2}\ M_{N2} + m_{O2}\ M_{O2} = 0,0738 \bullet 44 + 0,0853 \bullet 18 + 0,5020 \bullet 28 + 0,0308 \bullet 32 = 19,82$ *кг* 1 *кг* отынға,

Сондай-ақ формула (5. 19):

$G_{д.г} = 1 + \alpha\ L'_0 + z_ф = 1 + 1,3 \bullet 14,2 + 0,5 = 19,95$ *кг* 1 *кг* отынға.

Түтін газдарының көлемін (5. 18) формуласы бойынша анықтаймыз

$V_{д.г} = 22,4\ (m_{co2} + m_{н2o} + m_{n2} + m_{o2}) =$

$= 22,4\ (0,738 + 0,0853 + 0,5020 + 0,0308) = 15,5$ *м$^3$/кг.*

Түтін газдарының тығыздығын мына формула бойынша табамыз (5. 20)

$P_0 = \frac{G_{д.г}}{V_{д.г}} = \frac{19,82}{15,5} = 1,28$ *кг/м$^3$*

(5.23) формула бойынша анықтаймыз. $Q_р$ отынның жануының жұмыс жылуы.

$Q_B^P = 339C^P + 1255H^P + 109(S^P - O^P) = 339 \cdot 88,5 + 1255 \cdot 11,5 + 109\ (0 - 0)$ ≈ 42 000 *кДж/кг.*

## 5.3. Пештің пайдалы әсер коэффициенті

Шикізат немесе дистилляттар отын жанған кезде бөлінетін жылу есебінен пеште қыздырылады. $Q_р$ отын жанған кезде алынатын жылудан басқа пешке $q_т$ отынымен, qв ауасымен және $q_ф$ бүріккіш буымен енгізілетін айқын жылу келіп түседі.

Демек, жылу келуін теңдеумен білдіруге болады

$$Q_{прих} = Q_р + q_т + q_в + q_ф \quad кДж/кг, \qquad (5.25)$$

Отын, ауа (алдын ала қыздырусыз), бумен енгізілетін жылу әдетте үлкен емес және оларға елемеуге болады, сонда Qкір = Qр. Qв ауа жылытқышындағы ауаны жылыту кезінде айтарлықтай шаманы білдіреді және оны елемеуге болмайды.

Отын жанған кезде бөлінетін жылу:

1) шикізатты қыздыру мен буландыруға; бу қыздырғыш болған кезде және су буының қызуына, ал егер пеш реакциялық-қыздырғыш болса, онда реакция жылуының өтемақысына (пайдалы жылу qпол);
2) пеш, ретурбенд (qпот);
3) кететін түтін газдарымен жылу шығындарына ($q_г$).

Демек, жылу шығыны

$$Q_{шығ} = q_{пай} + q_{шығ} + q_г \qquad (5.26)$$

Энергияны сақтау Заңына сәйкес

$$Q_{кір} = Q_{шығ}$$

немесе (5. 25) сәйкес

$$Q_р = q_{пай} + q_{шығ} + q_г$$

$$Q_{пай} = Q_р - q_{шығ} - q_г \qquad (5.27)$$

$Q_{пай}$ пайдалы жылуының отын жануының жұмыс жылуына қатынасы қыздырғыштың пайдалы әсер коэффициенті деп аталады және келесі формуламен көрінеді:

$$Н_н = \frac{Q_{пол}}{Q_р} 100\%. \qquad (5.28)$$

Демек, қыздырғыштың п.ә.к. тең

$$\eta_н = \frac{Q_р - Q_{пот} - Q_г}{Q_р} \qquad (5.29)$$

Жылу шығыны қалаудан, ретурбендтер, жару және қарау терезелері 4-8% құрайды, оның ішінде радиация камерасында 3-6%, конвекция камерасында отынның жану жұмыс жылуының 1-2% құрайды, яғни (0,04—0,08) Qр.

Түтін газымен кететін жылу шығындары негізінен олардың температурасына байланысты. Құбырлы пешке кіре берісте шикізаттың температурасы жоғары болған сайын, шығатын түтін газдарының температурасы соғұрлым жоғары және түтін газдарымен жылу шығындарының шамасы соғұрлым жоғары болады. Құбыр пештерін есептеу кезінде кететін түтін газдарының температурасын пешке кіре берістегі шикізат температурасынан 100-150°С жоғары қабылдайды, яғни tг=tс + 100: 150° С.

Егер шығатын түтін газдарының температурасы жоғары болса, qг түтін газымен жылу шығынын азайту үшін, яғни к.т. көтеру үшін пеш, Бурабайда ауа қыздырғыш (рекуператор) орнатылады, ол жерден қыздырылған ауа форсункаларға беріледі. Егер шығатын түтін газдарының температурасы 250°С-тан аспайтын болса, рекуператорды экономикалық мақсатқа сай емес, өйткені температура көрсетілген температурадан төмен төмендеген кезде тартым нашарлайды және түтінсорғышты орнату немесе түтін құбыры биіктігінің ұлғаюы талап етіледі.

Пештің ауа жылытқышы п.ә.к. болғанда формуламен анықталады

$$\eta_н = \frac{Q_P - q_{пот} - q_г + gc\,(t_2 - t_1)}{Q_P} 100\%, \qquad (5.30)$$

мұнда g - жану процесі үшін бүріккіштерге берілетін ауа мөлшері, 1 кг отынға кг;

с - ауаның жылу сыйымдылығы; с =1,005 кДж/кг·град;

t2 және t1 - ауа жылытқыштағы ауаның бастапқы және соңғы температурасы °С.

Қазіргі заманғы пештер үшін п.ә.к. 0,65-тен 0,85-ке дейінгі шектерде орналасқан. Жылытқыштардың қуаты тең болған кезде ол ауа мен қалаудың үстіңгі бетінің артық коэффициентінің аз мәндеріне байланысты отсыз панель жанарғылары бар пештер үшін жоғары.

### 5. 4. Пештің жылу жүктемесі және отын шығыны

Пеш құбырларында болатын қысым мен температураға байланысты шикізаттың булануы толық немесе ішінара болуы мүмкін. Егер пеш жыланғышқа кіре берістегі қысым жеткілікті жоғары болса, ал шикізаттың температурасы салыстырмалы төмен болса, онда шикізат көп жағдайда сұйық фазада болады. Пештен шығу кезінде қысым аз, ал температура жоғары, сондықтан шикізат әдетте екі фазалы (бу және сұйық) күйде болады. Пештен шығатын бу фазасындағы шикізат саны айдау үлесі деп аталады. Шылымның үлесі өлшемсіз өлшем болып табылады және бірлік үлесінде өлшенеді.

Пештің барлық пайдалы жылу жүктемесі жалпы жағдайда келесі түрде ұсынылуы мүмкін:

$$Q_{пайд} = Q_с + Q_в \; кВт. \qquad (5.31)$$

Пеш құбырларында шикізатпен байланатын жылу мөлшері формуламен анықталады

$$Q_c = Ge q^{п}_{t_2} + G\,(1 — e)\, q^{ж}_{t_2} — G\, q^{ж}_{t_1} \; кВт$$

немесе

$$Q_c = G\,[e\, q^{п}_{t_2} + (1 — e)\; q^{ж}_{t_2} — \; q^{ж}_{t_1}] \; кВт. \qquad (5.32)$$

Егер пеш құбырларында крекинг реакциясы болса, онда реакциялардың жылуы формуладан анықталады

$$Q_{реакц} = G\,(x_б + x_г)\, q_{реакц}, \; кВт. \qquad (5.\ 33)$$

Пеште су буымен алынатын жылу мөлшері теңдеу бойынша анықталады

$$Q_{пол} = z\,[\,(1 - x)\,l + c(t_4 - t_3)\ кВт. \qquad (5.34)$$

Жоғарыда келтірілген формулаларда мынадай белгілер қабылданды:

$Q_{пай}$ — пештегі пайдалы жылу жүктемесі кВт;

$Q_c$ — пеште шикізатпен қабылданатын жылу мөлшері, кВт;

$Q_{реакц}$ — крекингтің эндотермиялық реакциясын өтеуге кететін жылу мөлшері, кВт;

$G$ — пештің өнімділігі кг / сағ;

$e$ — бір рет булану кезінде шикізатты пешке жіберу үлесі (бірлік үлесінде);

$q^{п}_{t_2}$ — пештен шығатын шикізаттың температурасы кезінде будың жылу мөлшері кДж / кг;

(1—е) — сұйық қалдық үлесі, яғни пеште шикізат бөлігі буланғаннан кейінгі сұйықтық мөлшері (бірлік үлесінде);

$q^{ж}_{t_2}$ — пештен шығатын шикізат температурасы кезінде сұйықтықтың жылу мөлшері кДж / кг;

$q^{ж}_{t_1}$ — пешке кіре берісіндегі шикізат температурасы кезінде сұйықтықтың жылу мөлшері *кДж/кг;*

$x_б$ *және* $x_г$ — бірлік үлесіндегі бензин мен газдың шығуы;

$z$ — қызып кететін су буының саны, кг / сағ;

$t_3$ — қаныққан су буының температурасы °С;

$c$ — су буының меншікті жылу сыйымдылығы *кДж/кг-град*;

$(1 - x)$ — бірлік үлесіндегі қаныққан будың ылғалдылығы;

$l$ — жасырын жылу су булану *кДж/кг* ($l$=540 *ккал/кг);*

$q_{реакц}$ — бензин мен газ қоспасына 1 кг кДж-де крекинг реакциясының жылу әсері.

Жылытқыштың жылу жүктемесін біле отырып, мына формула бойынша отын шығынын есептеу қиын емес

$$B = \frac{Q}{Q_р\,\eta_п}\ кг/с, \qquad (5.35)$$

мұндағы $Q$ — пештің жылу жүктемесі *кВт;*

$Q_р$ — отынның жануының жұмыс жылуы *кДж/кг;*

$\eta_п$ — пештің п.ә.к..

## 5.5. Қыздыру бетінің және құбырлы пештің өлшемдерінің тексеру есептері

Құбырлы пештерде жылу жылытылатын мұнай өнімдері негізінен радиация камерасында беріледі, ол бір мезгілде от жағу камерасына да қызмет етеді. Радиантты құбырлардың бетін анықтаудың күрделілігі, оның шамасы көптеген факторларға байланысты, оны есептеудің көптеген аналитикалық және эмпирикалық әдістерінің пайда болуына ықпал етті. Қазіргі уақытта радиантты құбырлардың бетін есептеудің аналитикалық

әдістерінен Н.И.Белоконя әдісі неғұрлым дәл болып табылады. Бұл әдіс құбырлы пештің радиация камерасында жылу беруге әсер ететін барлық негізгі факторлар ескеріледі, бірақ ол күрделілігімен ерекшеленеді.

Біздің мысалдарда біз А. М. Гурвичтің эмпирикалық формуласын пайдаланамыз

$$H = \frac{Q_p B \eta'_т}{k\left[\left(\frac{Q_p B \eta'_т}{Q_к} - 1\right)\frac{A_0}{g}\right]^2}, \qquad (5.36)$$

мұндағы $H$ - құбырларды ауыстыратын тегіс бетке тең қалаудың экрандалған беті, в $м^2$;

$Q_р$- отынның жануының жұмыс жылуы *кДж/кг*;

$B$ - отын шығыны *кг/ч*;

$\eta'_т$- оттықтың тиімділік коэффициенті ($\eta'_т$ = 0, 98);

$K$ - пеш қалауының экрандалған бетіне тең шамада тегіс бетпен жылудың жұтуымен салыстырғанда, радиантты құбырлармен жылуды қаншалықты тиімді сіңіретінін көрсететін радиантты бет пішінінің коэффициенті (соңғылардың осы орналасуы кезінде);

$Q_к$ - радиантты құбырлар жұтатын жылу (сәулелену) саны, *кДж/ч*;

$g$ - отынның жануына берілетін ауа мөлшері және 1 кг отынға рециркуляциялаушы газдардың саны;

$A_0$ - формулалармен анықталатын радиациялық фактор:

А) 10467 *кДж/кг* < $Q_р \eta'_т$ <37681 *кДж/кг*

$$A_0 — 0{,}75\ Q_р \eta'_т$$

Б) 37681 *кДж/кг* < $Q_р \eta'_т$

$$A_0 = 0{,}36\ Q_р \eta'_т + 3500$$

К коэффициенті құбыр осьтерінің арасындағы қашықтыққа және олардың қатарының санына байланысты. Қос диаметрге тең құбыр осьтерінің арасындағы ара қашықтық кезінде екі қатарлы экран үшін k — 0,98, бір қатарлы k — 0,88.

Оттыққа енгізілген пайдалы жылу мына формула бойынша анықталады:

$$q_п = Q_н + q_т + q_ф + q_в - (q'_{пот} + q_{нотг}),\ кДж / кг\ топлива \qquad (5.37)$$

мұнда $q_т$ -отынның физикалық жылуы; $q_ф$ – форсунды бумен келіп түскен жылу (бу форсункаларын пайдаланған кезде); $q_в$ – оттыққа ауамен енгізілген жылу; $q'_{пот}$ - радиантты камераның жылу оқшаулағышы арқылы жылудың шығындары.

Радиантты құбырлар жұтатын жылу мөлшері радиация камерасының жылу балансынан анықталады.

Радиация камерасындағы жылу кірісі (кВт):

1) отын жанған кезде бөлінеді $BQ_р$;
2) жану үшін берілетін ыстық ауамен келіп түседі, $B_g c_в t_в$;
3) отынның нақты жылуы $Bq_т^ж$ ;

4) отынды аралауға берілетін су буымен келіп түседі, $Bzc_ф t_ф$.

Радиация камерасынан жылу шығыны (в *кВт*):

1) радиантты құбырлар жұтылады $Q_и$;

2) конвекциялық камераға түтін газдары бар шығындар $Bq_t^г$;

3) атмосфераға радиант камерасының қабырғалары арқылы жылуды жоғалту $B\,q'_{пот}$

$$Q'_{пот} = 0{,}7\ q_{пот} \approx (0{,}04 — 0{,}06)\ Q_р\ кДж\ 1\ кг \text{ отынға.}$$

Жылу балансының шарттары бойынша жылу кірісі шығынға тең, яғни.

$$BQ_р + Bgc_в t_в + Bq_t^ж + Bzc_ф t_ф = Q_и + Bq_t^г + Bq'_{пот}.$$

Осыдан жылу мөлшерін поглощаемого радиантными құбырлармен, сияқты

$$Q_и = BQ_р + Bgc_в t_в + Bq_t^ж + Bzc_ф t_ф - Bq_t^ж - Bq'_{пот}\ кВт$$

немесе

$$Q_и = B(Q_р + gc_в t_в + q_t^ж + zc_ф t_ф — q_t^г — q'_{пот})\ кВт. \qquad (5.38)$$

Бұл формулаларда мынадай белгілер қабылданды:

$c_в$ және $c_ф$ - ауа мен будың меншікті жылу сыйымдылығы *кдж/кг · град;*

$t_в$ және $t_ф$ — бүріккіштерге түсетін ауа мен будың температурасы, °С;

$q_t^г$—түтін газдар жылуы, *кДж* 1 *кг* отынға;

$q_t^ж$— сұйық отынның жылуы *кДж/кг*;

$z$— 1 кг отынға бүріккіш буының шығыны кг.

Радиантты құбырлар жұтатын жылу мөлшерін теңдеуі бойынша анықтауға болады

$$Q_и = B\ (Q_р \eta_т — q_t^г)\ кВт, \qquad (5.39)$$

мұндағы $\eta_т$— оттықтың п.ә.к., әдетте 0,95-0,98 тең.

(5.36) формула бойынша құбырдың жұмыс бетіне эквивалентті Н жазық бетінің шамасын анықтаймыз, радиантты құбырлардың өзінің Fр толық бетін табамыз:

Бір қатарлы экран жағдайында

$$F_р = 3{,}14\ \frac{H}{2}\ м^2$$

Екі қатарлы экран жағдайында

$$F_р = 3{,}14\ H\ м^2$$

Радиантты құбырлардың бетін келесі формула бойынша анықтауға болады

$$F_р = \frac{Q_и}{\delta_р}\ м^2 \qquad (5.40)$$

мұндағы $Q_и$ — радиантты құбырлар жұтатын жылу мөлшері,в *кВт;*

$\delta_р$ — радиантты құбырлардың жылу кернеулігі *кВт/м²*.

Радиантты құбырлардың жылу кернеулігі 45-60 кВт / м2 шегінде ауытқиды

Оттық камераның өлшемін анықтау үшін жану айналарының кернеулігі, яғни 1 сағ жану айналарының 1 м2 бетіне келетін отынның

килограмм мөлшері, мұнай өңдеу зауыттарының құбырлы пештерінде әдетте 20-25 кг/м2 құрайды.

Жану айналарының ауданы формуламен анықталады

$$F_з = \frac{B}{\delta_з} м^2 \qquad (5.41)$$

мұндағы $F_3$ — жану айналарының алаңы в $м^2$;

$B$ — отынның сағаттық шығыны *кг/ч;*

$\delta_з$ — жану айналарының кернеулігі $кг/м^2 \cdot сағ.$

От жағу камерасының ұзындығы алаудың ұзындығымен шектеледі. Өз кезегінде алаудың ұзындығы негізінен отынның дисперсиялылық дәрежесіне және жануға берілетін ауаның санына байланысты болады. Отынның сапасыз шашырауы кезінде оның жануы конвекция камерасында болуы мүмкін, бұл ретте отынның жанбауы ұлғайып қана қоймай, сонымен қатар конвекциялық құбырларды күйдіру қаупі туындайды. Құбырлы пештерді пайдалану тәжірибесінде сұйық отынның толық жануы үшін от жағу камерасының ұзындығы 4-5 м кем болмауы тиіс.

Оттық камерасының енін келесі теңдеуден анықтауға болады

$$F_з = lb,$$

бұдан

$$B = \frac{F_з}{L}$$

мұндағы b -оттық камерасының ені м;

L-оттық камерасының ұзындығы м.

От жағу камерасының көлемі формуламен анықталады

$$V = \frac{Q_p B}{\delta_т} м^3 \qquad (5.42)$$

мұнда в-отын шығыны кг / с;

Qp - кДж/кг отынның жану жылуы;

$\delta_т$ - жағу камерасының жылу кернеуі кВт / м3

Отындық камераның (отындық өнімнің) жылу кернеулігі деп 1 м3 отынға (радиация камерасына) келетін отын жану кезінде алынған жылу мөлшері аталады.

От жағу камерасының биіктігі теңдеуден анықталады

$$V = hlb,$$

Бұдан

$$H = \frac{V}{Lb}$$

мұнда $h$ — оттық камерасының биіктігі м.

Конвекциялық камераны есептеу әдістемесіне көшеміз.

Конвекциялық құбырлар түтін газдарын конвекциялау, қалаудың қабырғаларынан радиация және үшатомды газдардың сәулеленуі есебінен жылу алады. Бөлім басында айтылғандай, конвекция камерасындағы жылу беру түтін газдарының жылдамдығы мен температурасына, сондай-ақ шикізаттың температурасына, құбырлардың диаметріне және олардың жинақталуына байланысты болады. Конвекциялық шахтадағы түтін газдарының жылдамдығы әдетте 3— 4 м/сек, ал түтін құбырында 4-6 м/сек аралығында ауытқиды.

Жылу беруді жақсарту мақсатында конвекциялық құбырлардың диаметрін азайту қажет, егер ол Арынның жоғалуын ұлғайтуды шақырмаса. Әдетте қысым шығыны пешке кіруде мұнай өнімінің жылдамдығы 0,5—2,5 м/сек, ал термиялық крекинг қондырғылары үшін 2-3 м/сек болып белгіленеді. Көрсетілген жылдамдықтар пеш құбырларындағы шикізаттың турбуленттік қозғалысын қамтамасыз етеді, бұл құбырларды кокстеу және күйдіру мүмкіндігін азайтады. Пешке кіргенде шикізаттың секундтық көлемін мына формула бойынша анықтаймыз

$$V = \frac{G}{3600\rho_T} \; м^3/сек \qquad (5.43)$$

мұндағы $V$-секунд көлемі м3 / сек;

$G$-пештің өнімділігі кг / сағ;

$\rho_T$ - пешке кіре берістегі температура кезінде шикізаттың тығыздығы кг/м3.

Одан әрі, шикізаттың секундтық шығынын біле отырып, конвекциялық құбырлардың d диаметрімен (қолданыстағы стандарттарға сәйкес) белгілейміз және пешке кіруде шикізаттың жылдамдығын мына формула бойынша анықтаймыз

$$\omega = \frac{4V}{\pi d^2} \; м/сек. \qquad (5.44)$$

Егер алынған жылдамдық шамасы рұқсат етілген деңгейге сәйкес келсе, онда қабылданған диаметр қолайлы, әйтпесе жаңа диаметрді таңдайды немесе шикізатты пешке екі ағынмен жіберу туралы шешім қабылдайды.

Fk конвекциялық құбырлардың беті келесі формуламен анықталады:

$$F_к = \frac{Q_к}{\Delta T_{ср} K}, \qquad (5.45)$$

мұндағы Qк — конвекциялық құбырлардағы шикізатпен алынған жылу мөлшері, кВт;

$\Delta T_{ср}$ — конвекциялық камерадағы шикізат пен түтін газдарының температураларының орташа логарифмдік айырмасы °С;

К-жылу беру коэффициенті Вт / м2 · град.

Конвекция камерасы үшін әдетте К = 23 : 47 кВт/м2 •град.

Конвекциялық құбырлардың бетін жылу кернеулігімен келесі формула бойынша анықтауға болады

$$F_к = \frac{Q_к}{\sigma_к} \qquad (5.46)$$

мұнда σк - конвекциялық құбырлардың жылу кернеуі, Әдетте 10-20 кВт / м2 тең.

Конвекциялық секцияда шикізатпен алынған жылу мөлшері теңдеу бойынша анықталады

$$Q_к = Q — Q_и,$$

мұнда Q-пештің барлық жылануынан өткен кезде алынған шикізат кВт-да [см. формулалар (5. 31), (5. 32), (5. 33) және (5.34)];

$Q_к$ - радиантты құбырлардағы шикізат алынған жылу, кВт [(5.38) және (5.39) формулаларды қараңыз].

Конвекциялық секциядан шығатын шикізаттың температурасы конвекциялық камерадан өтетін шикізат ағынының жылу теңгерімінен алынады:

$$Q_к = G\,(q^{ж}_{t_2} — q^{ж}_{t_1}),$$

Бұдан

$$q^{ж}_{t_2} = \frac{G q^{ж}_{t_1} + Q_к}{G}\, q^{ж}_{t_1} + \frac{Q_к}{G}\ кДж/кг, \qquad (5.47)$$

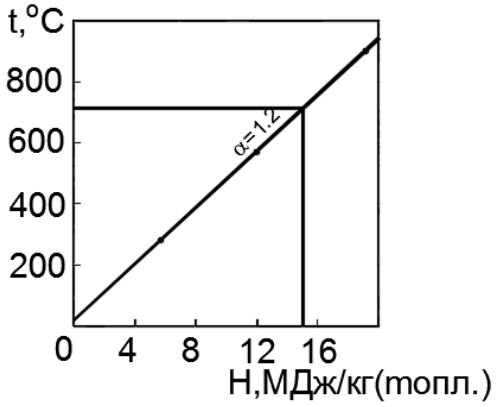
мұндағы $G$ — пештің өнімділігі *кг/с*;

$q^{ж}_{t_2}$ - конвекциялық камерадан кіргенде шикізаттың жылу мөлшері *кДж/кг*;

$q^{ж}_{t_1}$ - пешке кіре берістегі шикізаттың жылу мөлшері *кДж/кг*.

$q^{ж}_{t_2}$ жылу мөлшері бойынша конвекциялық камерадан шығатын шикізаттың температурасын, 36 және 37 кестелерді пайдалана отырып анықтаймыз (қосымшаны қараңыз).

**5.2. мысал.** Мұнай айдау қондырғысының атмосфералық секциясына арналған НдЦВ4 типті пештің қолайлы өлшемін таңдау (5.3-кесте.). Пеште тек шикізат қызады-ішінара бензинсіз мұнай тығыздығы $\rho_4^{20}$=0,8994 ($\rho_{15}^{15}$≈0,9029). Бастапқы температура $t_н$=230°С, оған сұйық шикізаттың энтальпиясы сәйкес келеді СН =502,9 кДж/г. соңғы температура (пеш жылануынан шығуда) $t_к$ =352°С, Сұйық пен бу қоспасының соңғы үлестік энтальпиясы $h_к$=916,7кДж/кг. Отын-мазут тығыздығы $\rho_4^{20}$ =0,9712, ылғалдылығы W = 1,8 % (масс.). Бүріккіштер-буға арналған. Н – t түтін газының энтальпиялық кестесі (5.1- сурет) :




5.1-сурет. Н-t жану газдарының энтальпиялық графигі α = 1,2 кезіндегі

**5.3 кесте. НдЦВ4 типті пештің сипаттамасы [39]**

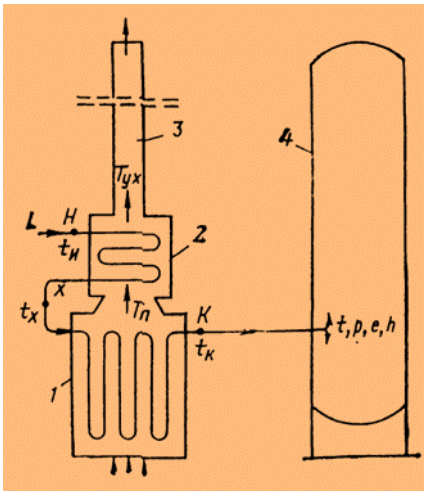
| Пеш шифры | Радиантты құбырларды қыздыру беті, *Fp*, м | Радиант құбырларының жұмыс ұзындығы, *LT, м* | Пайдалы қуаты (шамамен) $Q_{пайд}$, МВт | Корпустың ішкі диаметрі, *D*, м |
|---|---|---|---|---|
| НдЦВ4-275/9 | 275 | 9 | 14,9 | 5 |
| НдЦВ4-367/12 | 367 | 12 | 19,9 | 5 |
| НдЦВ4-504/12 | 504 | 12 | 27,3 | 6,4 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| НдЦВ4-630/15 | 630 | 15 | 34,1 | 6,4 |
| НдЦВ4-946/15 | 946 | 15 | 51,1 | 8, |
| НдЦВ4-1140/18 | 1140 | 18 | 61,7 | 8 |

Шешімі.

1. Пештің пайдалы қуаты және отын шығыны. Пеш шегінде тек шикізат жылан (5.2-сурет), сондықтан шикізатты қыздыруға жұмсалатын жылу (QL) және пештің пайдалы жылу жүктемесі болып табылады:

$$Q_{пол} = Q_L = L\,(h_к - h_н) = 350\,000\,(916{,}7 - 502{,}9) =$$
$$= 144{,}83 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 40{,}23 \text{ МВт.}$$




5.2-сурет. Құбырлы пеш торабының схемасы-мұнай айдау бағанасы:
*1-пештің радиантты секциясы; 2-пештің конвекциялық секциясы; 3 - түтін құбыры; 4-АВТ атмосфералық секциясының негізгі мұнай айдайтын бағанасы*

Пештің конвекциялық камерасынан кететін түтін газдарының $T_{ух}$ температурасын газ бен шикізат арасындағы температураның орташа айырымын қамтамасыз ету мақсатында әдетте $t_н$ шикізаттың бастапқы температурасына қарағанда 150-250°С жоғары қабылдайды. Бұл жағдайда $t_н$ =230°С. $T_{ух}$ =450°С қабылдаймыз.

Жылу газдарын 450°С жоғалту кезінде кесте бойынша анықтаймыз: H-t (5.1-суретті қараңыз).

$$q_{ух} = H_{450} = 8920 \text{ кДж/кг (топл.).}$$

Газ немесе сұйық отын жағдайында пешті қалыпты пайдалану кезінде q нэск толық емес жануынан жылудың жоғалуы елеусіз және әдеттегі есептеулерде оны елемейді.

Пештің жылу оқшаулағышы арқылы жылуды $t_н$ =230°С жоғалту:

$$q_{пот} \approx 0{,}05 \cdot Q_Н = 0{,}05 \cdot 40050 = 2002 \text{ кДж/кг (топл.),}$$

оның ішінде радиантты камераның жылу оқшаулағышы арқылы:

$$q'_{пот} \approx 0{,}75\, q_{пот} = 0{,}75 \cdot 2002 \approx 1500 \text{ кДж/кг (топл)}$$

мына формула бойынша $\eta = \frac{Q_н - (q_{пот} + q_{ух} + q_{нэск})}{Q_н}$,

пештің п.ә.к. табамыз:

$$\eta = \frac{40\,050 - (2002 + 8920 + 0)}{40\,050} = 0{,}727$$

Отын шығыны

$$B=\frac{Q_{пол}}{\eta\, Q_н}=\frac{144,83\cdot10^6}{0,727\cdot40\,050}=4974 \text{ кг/ч}$$

1. Шикізаттың параллель ағындарының саны. 2.9 формуласы бойынша пешке кіруде сұйық шикізаттың тығыздығын табамыз (tн = 230°С кезінде): 230 =764 кг / м3

Шикізаттың параллель ағындарының саны. 2.9 формула бойынша пешке кіруде сұйық шикізаттың тығыздығын табамыз ($t_н$ = 230°С): $\rho_{230}$ =764 кг/м$^3$

Кіре берістегі шикізаттың көлемдік шығысы:

$$V_{вх}=\frac{L}{\rho_{230}}=\frac{360\,000}{3600\cdot764}=0,1273 \text{ м}^3/\text{с}$$

Мысалы, құбыр диаметрі 152 8, сонда құбыр қимасы $S_1$ =0,785·0,136$^2$ = 0,0145 м$^2$.

Егер п=4 параллель ағындарының санын қабылдаса, онда шикізаттың Кіріс жылдамдығы тең болады:

$$w_{вх}=\frac{V_{вх}}{nS_1}=\frac{0,1273}{4\cdot0,0145}=2,19 \text{ м/с}$$

$w_{вх}$ жылдамдығы сұйық мұнай шикізаты үшін рұқсат етілген шектерде (0,8-2,5 м/с) болады.

3. Пештің типтік өлшемін таңдау және тексеру есебі. Пештің түрін анықтаймыз-НдЦВ4.

Бұл пештердің сипаттамасы кестеде келтірілген.5.3. Qпол = 40,23 МВт белгілі мән бойынша ең жақын (қуаты бойынша үлкен) НдЦВ4-946/15 пешін таңдап, оны біртіндеп жақындату әдісін пайдалана отырып, тексеру есебін жүргіземіз. Зададимся болжамды температурасы газдардың жану асуында $T_Н$ =813°С=1086 К (бұл температура қабылданды кейін бірнеше алдын-ала әрекет). Н-t 5.1-кестесі бойынша мәні Тп=813°С жауап беруші энтальпия газ $H_п$= 17 000 кДж/кг (отын.). Оттыққа енгізілген пайдалы жылу мөлшерін табамыз:

$q_т \approx Q_Н - q'_{пот}$=40 050-1500=38 550кДж/кг (отын).

Радиантты және конвекциялық секцияларда шикізатпен алынған жылу:

$Q_Р=B(q_T-H_П)$ =4974(38550-17000)=107,19·10$^6$ кДж/ч=

=29,77 МВт (29,77·10$^3$ кВт);

$Q_Н = Q_L - Q_Р$=144,83·10$^6$-107,19·10$^6$=37,64·10$^6$ кДж/ч=

=10,46 МВт (10,46·10$^3$ кВт);

Орта жылу тығыздықты радиантных құбырлар:

$q_Р = Q_Р / F_Р$ =29,77·10$^3$ /946 =31,47 кВт/м$^2$

Qр радиантты құбырлардың орташа берілетін жылу қауырттылығының шамасы АВТ қондырғысының атмосфералық секциясының НдЦВ4 типті пештер үшін практикалық деректер бойынша 40,6 кВт/м2 құрайды, демек есептелген мән рұқсат етілген шектерден шықпайды (5.4-кестені қараңыз). [2]).

Шикізаттың белгісіз температурасын анықтау үшін Х нүктесінде (5.2-сурет.) шикізат жылануының конвекциялық секциясынан осы нүктедегі шикізаттың меншікті энтальпиясын радиантты есептеуге көшу:

$$h_X= h_Н + Q_К / L=502,9+\frac{37,64\cdot10^6}{360\,000}=610,4 \text{ кДж/кг}$$

Қарастырылып отырған нүктеде ирек шикізаты іс жүзінде сұйық фазада қалады және сұйық мұнай өнімдері үшін Крэг формуласын пайдалана отырып:

$$h = \frac{1{,}687\ t + 0{,}0017\ t^{2}}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}},$$

$t_x$ ≈270°С табамыз. Радиантты құбырлардың сыртқы бетінің орташа температурасын (Ѳ, °С) мынадай формула бойынша есептеуге болады [3]

$$Ѳ \approx \frac{t_{кн}+t_{кк}}{2} + q_P\left(\frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda} + r_2\right)$$

мұндағы $\alpha_2$ - шикізат жағынан жылу беру коэффициенті; сұйық және буланатын шикізат үшін құбыржолдарды $\alpha_2$≈600-900 Вт/(м$^2$·К); қабылдауға болады; δ-құбырдың қалыңдығы, М; құбыржолдар $\lambda$≈ 47 Вт/(м·к)-Болаттың жылу өткізгіштік коэффициенті; R2≈0,0018 м2·к/Вт-ластанудың термиялық кедергісі.

Айталық $\alpha_2$≈750 Вт/(м$^2$·К)

$$Ѳ \approx \frac{270+362}{2} + 31470\left(\frac{1}{750} + \frac{0{,}008}{47} + 0{,}0018\right) = 415°C = 688\ K$$

Түтін газынан еркін конвекция жолымен радиант құбырларына жылу беру коэффициенті эмпирикалық формула бойынша есептеледі [3]:

$$\alpha_K = 2{,}1\sqrt[4]{T_П - Ѳ} = 2{,}1\sqrt[4]{1086 - 688} \approx 9{,}38\ Вт/(м^2 \cdot К)$$

Еркін конвекциямен шартталған радианттық құбырлардың жылулығы:

$$q_{PK} = \alpha_K\,(T_П - Ѳ) = 9{,}38(1086-688) = 3733\ Вт/м^2$$

5.2 және 5.3-кестекге сәйкес [2] сұйық отынмен жұмыс істеу кезінде НдЦВ типті пештер үшін

$$\Psi = 1{,}24\ и\ F_P / H_S = 3{,}1$$

Формула бойынша $T_П$ мәнін анықтаймыз:

$$T_П = 100\sqrt[4]{\frac{1}{\Psi}\left[\frac{(q_P - q_{PK})F_P}{C_0 H_S} + \left(\frac{Ѳ}{100}\right)^4\right]}$$

$$T_п = 100\sqrt[4]{\frac{1}{1{,}24}\left[\frac{(31470-3733)\cdot 3{,}1}{5{,}67} + \left(\frac{688}{100}\right)^4\right]} = 1088K = 815°C$$

Қабылданған (813°С) мен алынған (815°С) Тп мәндері арасындағы айырмашылық шамалы, қайта есептеу жүргізілмейді. Тп =815°с мәнін аламыз.

Радиантты секцияда шикізатпен алынған фржылуының үлесі:

$$\varphi_P = \frac{Q_P}{Q_L} = \frac{29{,}77}{40{,}23} = 0{,}74$$

ТП және фр температурасы ұсынылатын шектерден шықпайды (ТП = 1000÷1200 К, фр =0,7÷0,8). Әйтпесе температурасын өзгерту немесе пештің басқа түрін қабылдау керек.

Ұзындығы L=15 м және диаметрі d=152 = 8 мм бір құбырды қыздырудың сыртқы беті:

$$f_T = l\pi d = 15\cdot 3{,}14\cdot 0{,}152 = 7{,}159\ м^2$$

Пештегі радиантты құбырлардың жалпы саны тең:

$N_P = F_P / f_T = 946 / 7{,}159 = 132$ дана.

Пештің жылан түтігінің конвекциялық секциясы. Жылу алмасу схемасы:

ыстық газ

Тп= 815°С ---------- Т ух= 450°С
майлы ерітінді
t х = 270°С ---------- tн= 270°С

$\Delta t_б$ =545°С $\Delta t_м$ =220°С

Температураның орташа арифметикалық айырмашылығы

$$\Delta t=\frac{545-220}{2{,}3\lg\frac{545}{220}}=359°C$$

Конвекциялық құбырларға арналған жылу беру коэффициенті сұйық шикізатты пайдалану кезінде әдетте 23-52 Вт/(м2·К) шегінде болады. К≈45 Вт/(м2·К) қабылдаймыз. Құбырлардың конвекциялық секциясының қажетті бетін есептейміз:

$$F_К = \frac{Q_К}{K\Delta t} = \frac{10{,}46\cdot10^6}{45\cdot359} = 647м^2$$

**Бақылау сұрақтары.**

1. Құбырлы пештерге анықтама беріңіз
2. Кирхгоф Заңын сипаттаңыз
3. Стефан-Больцман Заңын сипаттаңыз
4. Құбырлы пештердің негізгі жұмыс көрсеткіштерін атаңыз
5. Конвекциялық камерадан шығатын түтін газдарының температурасы қандай болуы тиіс?

## 6-БӨЛІМ. ТҰРАҚТАНДЫРУ БАҒАНАСЫН ЕСЕПТЕУ

Табиғи газдардың, сондай-ақ мұнай өңдеу процестерінде пайда болатын газдардың құрамына кіретін газ тәрізді көмірсутектер (мұнай өнімдерінің әртүрлі түрлерінің термиялық және каталитикалық крекингі және пиролизі кезінде) мұнай-химия синтезінің өнеркәсібі үшін шикізат болып табылады. Мысалы, этиленнен полиэтилен, этил спирті, пропиленнен — глицериннен мол, бутиленнен — изооктан, дивинил, бутилкаучук және т. б. алынады.

Мұнай өңдеудің зауыттық газдарының шамамен құрамы 7.1-кестеде келтірілген.

**6.1 кесте. Мұнайды деструктивті өңдеу газдарының құрамы**

| Компоненттері | Газдардың құрамы, % көлемі. | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | Мазуттың термиялық | Каталитикалық крекинг | Сұйық мұнай фракцияларының | *Н*-бутан пиролизі (820°С) | Электро-крекингі (160°С) |
| Сутегі | 8,7 | 3,6 | 11,1 | 13,8 | 57,0 |
| Метан | 30,0 | 10,0 | 36,2 | 40,5 | 27,8 |
| Этан | 11,8 | 7,6 | 11,6 | 3,6 | — |
| Этилен | 2,9 | 1,6 | 22,5 | 30,8 | 1,0 |
| Пропан | 17,9 | 11,3 | 3,0 | 0,5 | — |
| Пропилеи | 9,8 | 8,5 | 12,1 | 7,1 | — |
| Изобутан | 4,6 | 24,8 | — | 1,2 | — |
| Н-Бутан | 5,0 | 4,9 | 0,5 | — | — |
| Бутилендер | 3,8 | 14,0 | 1,6 | 1 | — |
| Изопентан | 3,7 | 4,4 | — | — | — |
| Н-пентан | 0,6 | 1,5 | — | — | 0,2 |
| Амилендер | 0,3 | 1,5 | — | 2,5 | — |
| Жоғары | 2,2 | 3,4 | 1,4 | — | 14,0 |
| Ацетилен | — | — | — | — | — |

Мұнайды деструктивті қайта өңдеу қондырғыларындағы көмірсутегі газдарының негізгі массасы газ сепараторларында сұйықтықтан және судан бөлінеді. Олардың кейбір бөлігі негізінен пропан-пропилен және бутан-бутилен фракциялары (С3 — С4) бензинде қалады және оның буының жалпы қабылданған стандарттарға қарсы қысымын едәуір арттырады. Бұл әсіресе жоғары қысымды термиялық крекинг процесінде алынатын бензинге тән.

Онда ерітілген газдары бар Бензин тұрақсыз және оны моторлы отын ретінде қолдану қозғалтқыштың отын беретін жүйесінде газ тығындарының пайда болуына және сақтау және көлік кезінде үлкен шығындарға әкеледі.

Бензиндер буының қысымын МС-қа сәйкес нормаға жеткізу үшін бензиндер тұрақтандырылады.

Жоғары қысым кезінде (7-14 am) жүргізілетін тұрақтандыру процесінде тұрақсыз бензиннен пропан-пропилен және бутан-бутилен фракцияларын айдайды. Авиабензин буының қысымы 240-340 мм рт., 500-600 мм дейін ст. (38° С кезінде) жеткізіледі Газ сепаратордан және тұрақтандырғыштан жасалған көмірсутекті газдар одан әрі өңдеуге – газофракциялауға - тиісті фракцияларға, ал қажет болған жағдайда жеке компоненттерге бөлу үшін жіберіледі. Газ қоспасын компоненттерге немесе фракцияларға тікелей газ фазасынан бөлу үлкен қиындықтарға байланысты. Екі фазалы жүйені, сұйықтық — газды бөлу оңай және экономикалық орынды, ол үшін көмірсутекті газдардың бір бөлігі өспейді.

Көмірсутекті газдардың семіздігі (конденсациясы) қысым көтерілген кезде олардың температурасын төмендетумен (салқындатумен) жүргізіледі. Газ тәріздес көмірсутектің молекулалық салмағы жоғары болған сайын, соғұрлым қысым және күйіп кету болатын температура төмен болуы мүмкін. Төмен молекулалы көмірсутектерді (метан, этан) күйдіру үшін терең суыту (шамамен -100° С) және жоғары қысым (42 am дейін) қажет. Екі фазалы сұйықтық - газ жүйесін абсорбция әдісін, яғни газ тәрізді көмірсутектерді сұйықтықпен (еріткішпен) сіңіру арқылы алуға болады. Суыту температурасы 42 am кезінде 42° С жетеді.

Рауль және Дальтон заңдары бойынша жүргізілген жоғары қысымдағы массалық алмасу процестерін есептеу кезінде ауытқулар алынады, өйткені бұл заңдар тек идеалды газдар үшін ғана әділ. Екі фазалы сұйықтық – бу жүйесінің тепе-теңдік шарты бойынша сұйық фазадағы қаныққан будың жалпы қысымы бу фазасындағы жалпы қысымға тең болуы тиіс.

Рауль мен Дальтон Заңының теңдеулерін, егер осы теңдеулерге тиісті түзетулер енгізсе, жоғары қысыммен жұмыс істейтін жүйелерді есептеу үшін пайдалануға болады.

Тұрақтандыру колонналарын есептеу кезінде тұрақсыз мұнай өнімдерінен, мысалы, газ бензинінен, термиялық крекинг бензинінен және т.б. жағдайлар (температура мен қысым) анықтау қажет, тұрақтандыру процесінде осы мұнай өнімдерінің қаныққан буының қысымын көтеруге жол берілмейтін көмірсутегі газдары шығарылатын болады.

Тұрақтандыру колонналарының төменгі температурасы олардың фазалық тепе-теңдік тұрақтылығына компоненттердің мольдік шоғырлану туындысының қосындысы (Σ) бірлікке тең болуы тиіс шарттан іріктеу әдісімен анықталады, яғни

$$\sum x'k = 1, \qquad (6.1)$$

мұндағы $x'$ — сұйық фазадағы компоненттердің мольдік концентрациясы.

Бұл теңдеу суық суландыру жинағындағы қаныққан сұйықтық буларының қысымын анықтау үшін де қолданылуы мүмкін, оған конденсациялаудан кейін ректификаттың (тұрақтандыру колоннасының жоғарғы өнімінің) буы жіберіледі.

Тұрақтандыру колоннасының төменгі температурасын анықтау үшін алдын ала колоннадағы қысыммен және бұл ретте қысымда және номограмма бойынша болжамды температурада қою қажет (6.1-сурет.) фазалық тепе-теңдік тұрақтысын анықтау. Оларды $\sum x'k = 1$ формуласына қою тепе-теңдік беруі тиіс, әйтпесе температураның басқа мәнімен белгіленуі керек.

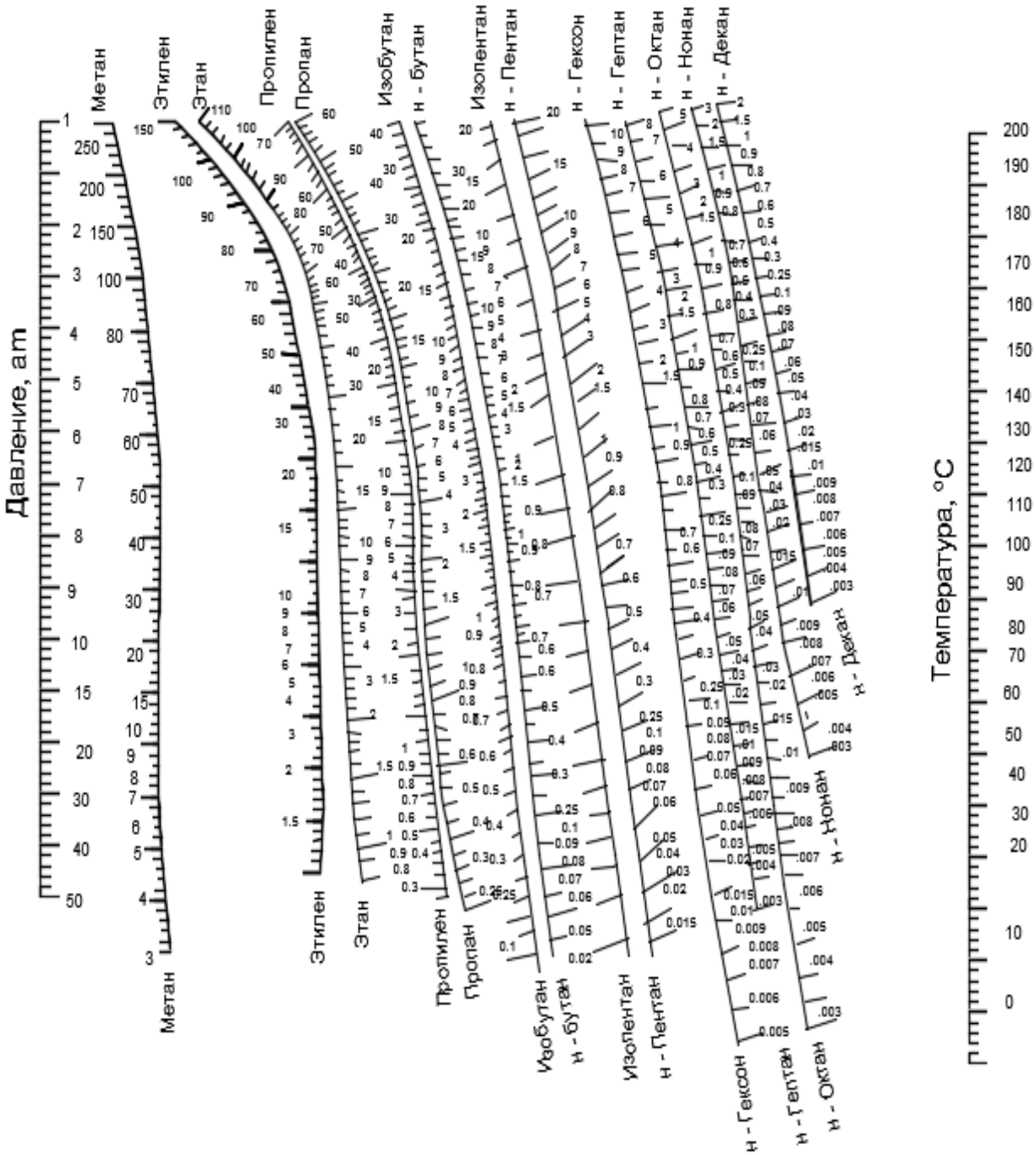
Суық суландыру жинағындағы қысым колоннадағы қысым алдын ала анықталған және ректификат буының өтуі және шлемдік құбыр және конденсатор-тоңазытқыш арқылы суландыру кезінде қысымның жоғалуынан біршама аз болуы тиіс. Қысымның жоғалу шамасы әдетте 0,3-0,6 am шегінде ауытқиды.

Жоғарғы өнімнің конденсациясы болмаған кезде ректификациялық бағананың жоғарғы температурасы сондай-ақ мынадай формула бойынша іріктеу әдісімен анықталады

$$\sum \frac{y'}{k} = 1 \qquad (6.2)$$

мұндағы $y'$ — булы фазадағы компоненттердің мольдік концентрациясы.

Тұрақтандыру бағанасының жоғарғы температурасын анықтау үшін сондай-ақ температура, және таңдалған температура мен 6.1-сурет номограммасы бойынша белгілі қысым кезінде қойылуы қажет. фазалық тепе-теңдік константаларын анықтау; егер оларды теңдеуге орнатқанда (6.2) нәтиже бірлікке тең болады, онда температура дұрыс таңдалған, әйтпесе температураның жаңа мәнімен болу керек.




6.1-сурет. Көмірсутектердің фазалық тепе-теңдік константасын анықтауға арналған номограмма

**6.1. мысал.** Тұрақтандыру колоннасына құрамы 6.1-кестеде келтірілген 40 000 кг/сағ тұрақсыз бензин түседі. (4, 5, 6 бағандар). Егер тұрақты бензиннің қаныққан буының қысымы 38° С кезінде 500 мм рт тең болса, тұрақтандыру колоннасының материалдық балансын құру немесе $\pi = \frac{500}{735} =$ 0,68 *ат ≈0,068 МПа*.

Шешімі. Тұрақты бензиннің құрамына пентаннан және одан жоғары көмірсутектер және қалыпты бутанның (n-C4) біршама мөлшері кіреді. Қалыпты бутан моль санын т арқылы белгілейміз, сонда тұрақсыз мотобензин құрамы болады

$$m + i - C_5 + n\text{-}C_5 + C_6 +$$

немесе

$$m + 0{,}0674 + 0{,}0504 + 0{,}6920 = m + 0{,}8098.$$

Рауль Заңы бойынша сұйық қоспадағы компоненттің парциалды қысымы оның моль концентрациясына таза компоненттің қаныққан буларының қысымын өндіруге тең. Будың қысымы (кесте бойынша) 38° С кезінде сәйкесінше тең: қалыпты бутан үшін $P_{n\text{-}C4}$= 4,20 *ат*≈0,420 Мпа, изопентанға $P_{i\text{-}C5}$ = 1,60ат≈0,16 МПа, қалыпты пентанға $P_{n\text{-}C6}$ = 1,22 *ат≈0,122МПа*, гексанға+ жоғары $P_{C6+}$ = 0,50 *ат≈0,05 МПа*.

Сұйық қоспаның қаныққан буының қысымын (тұрақты бензин) Рауль Заңы бойынша анықтаймыз

$$\sum P_i x_i'$$

мұндағы $P_i$ және $x_i'$ — тиісінше қаныққан булардың қысымы және қоспаны құрайтын жекелеген компоненттердің мольдік концентрациясы.

$$\frac{P_{n\text{-}C_4} m}{m+0{,}8098} + \frac{P_{i\text{-}C_5} x'_{i\text{-}C_5}}{m+0{,}8098} + \frac{P_{i\text{-}C_5} x'_{n\text{-}C_5}}{m+0{,}8098} + \frac{P_{i\text{-}C_6} x'_{C_6}}{m+0{,}8098} = \pi.$$

Теңдеуді түрлендіріп, белгілі шамаларды қойып,

$$4{,}20m + 1{,}60 \cdot 0{,}0674 + 1{,}22 \cdot 0{,}0504 + 0{,}50 \cdot 0{,}6920 = (m + 0{,}8098)\,\pi,$$

откуда

$m = \frac{0{,}030}{3{,}52}$ моля

Есеп 1 моль шикізатына орындалды, өйткені 411,95 моля шикізаты тұрақты бензинде қалыпты бутан қалады

$$411{,}95 \cdot 0{,}0085 = 3{,}50 \text{ моля.}$$

Тұрақтандыру колоннасының материалдық балансы кестеде келтірілген. 6. 2, 7, 8 және 9-бағандарда тұрақты бензиннің құрамы көрсетілген, ал нәтижесінде 8-бағанның салмағы көрсетілген. 10, 11 және 12-бағандарда бағананың үстінен кететін будың құрамы келтірілген.

Жоғарғы өнімнің молекулалық салмағы (ректификат)

$$M_р = \frac{3797}{74{,}82} = 50{,}8$$

**6.2. мысал.** Тұрақтандыру колоннасының жоғарғы температурасын анықтау, егер ондағы қысым π = 8,9 *ат≈0,89 МПа* болса. Колоннадан шығатын будың құрамын 6 .1 -мысалдан алу керек (. 6. 1-кесте, 12-баған).

Шешімі. Мысалды шешу үшін (6.2) формуланы қолданамыз, ол бойынша температураны таңдау қажет, ол шарт орындалуы үшін

$$\sum \frac{Y'}{K} = 1$$

6.1-суреттегі кесте бойынша t = 52 ° С температурада және I = 8,9 ат=0,89 мпа қысымда компоненттердің фазалық тепе-теңдік тұрақтарын табамыз. Және формулаға қою кезінде бізде бар

$$\sum \frac{Y'}{K} = \frac{0{,}047}{5{,}00} + \frac{0{,}1271}{2{,}10} + \frac{0{,}2430}{1{,}85} + \frac{0{,}2860}{0{,}76} + \frac{0{,}1152}{0{,}86} + \frac{0{,}184}{0{,}64} =$$

$$= 0{,}009 + 0{,}060 + 0{,}131 + 0{,}378 + 0{,}134 + 0{,}288 = 1{,}000.$$

**6.2 кесте. Тұрақтандыру бағанасының материалдық балансы**

| № р/с | Компоненттік | Молекулалық салмағы, м | Бағанаға келіп түседі | | | Тұрақтандырудан пайда болады | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Тұрақсыз бензин | | | Тұрақты бензин | | | Жоғарғы өнім (ректификат) | | |
| | | | *Кг/ч* | *Моль/ч* | Мольдік Концентрация *x'* | *Моль/ч* | *Кг/ч* | Мольдік Концентрация *x'* | *Моль/ч* | *Кг/ч* | Мольдік Концентрация *y'* |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | И | 12 |
| 1 | Этан | 30 | 100 | 3,34 | 0,0081 | | | | 3,34 | 100 | 0,0447 |
| 2 | Пропилен | 42 | 400 | 9,53 | 0,0231 | — | — | — | 9,53 | 400 | 0,1271 |
| 3 | Пропан | 44 | 800 | 18,20 | 0,0442 | — | — | — | 18,20 | 800 | 0,2430 |
| 4 | Бутилен | 56 | 1 200 | 21,40 | 0,0520 | — | — | — | 21,40 | 1200 | 0,2860 |
| 5 | Изобутан | 58 | 500 | 8,63 | 0,0208 | — | — | — | 8,63 | 500 | 0,1152 |
| 6 | *Н*-Бутан | 58 | 1000 | 17,25' | 0,0420 | 3,50 | 203 | 0,0104 | 13,75 | 797 | 0,1840 |
| 7 | Изопентан | 72 | 2 000 | 27,80 | 0,0674 | 27,80 | 2 000 | 0,0825 | — | — | — |
| 8 | *Н*-Пентан | 72 | 1500 | 20,80 | 0,0504 | 20,80 | 1500 | 0,0618 | — | — | — |
| 9 | Гексан + жоғары | 114 | 32 500 | 285,00 | 0,6920 | 285,00 | 32 500 | 0,8453 | | | |
| | барлығы | | 40 000 | 411,95 | 1,0000 | 337,10 | 36 203 | 1,0000 | 74,85 | 3797 | 1,0000- |

$\Sigma\frac{y'}{x'}$ = 1, болғандықтан демек, тұрақтандыру бағанасының жоғарғы температурасы дұрыс таңдалған.

**6.3. мысал.** Суық суару жинағына тұрақтандыру бағанасынан толық конденсацияланған жұптар түседі (6.1-мысал). Суландыру жинағындағы қысымды анықтау, егер ондағы температура t = 33° С болса.

Шешімі. Бұл жағдайда тұрақтандыру бағанасының жұптарындағы компоненттердің мольді шоғырлануы және суық суландыру жинағындағы компоненттердің мольді шоғырлануы тең, яғни y' = x'. Шешім үшін формуланы қолданамыз (6. 1). Өйткені қысым үсті тұрақтандыру колоннасы

π = 8,9 am≈0,89 МПа қабылдаймыз қысым жинағында суару π = 8,4 am≈0,84 МПа. . 6. 1 - суреттегі кесте бойынша π = 8,4 ат≈0,84 МПа және t = 33° С компоненттердің фазалық тепе-теңдік константаларын табамыз. Фазалық тепе-теңдік тұрақтылығының табылған мәндерін формулаға қойып (6. 1), алыңыз

$$\Sigma x'к = 0{,}0447 \cdot 4{,}05 + 0{,}1271 \cdot 1{,}55 + 0{,}2430 \cdot 1{,}38 + 0{,}2860 \cdot 50 +$$
$$+ 0{,}1152 \cdot 0{,}59 + 0{,}1840 \cdot 0{,}42 = 0{,}955 \approx 1{,}0,$$

Яғни қысым π = 8,4 *ат≈0,84 МПа* дұрыс таңдалған.

**6.4. мысал.** Егер соңғы диаметрі D = 2,0 м болса, тұрақтандыру колоннасының жоғарғы тарелкасынан бу жылдамдығын анықтау. 6.1, 6.2 және 6.3-мысалдарындағы бу саны, олардың құрамы және молекулалық салмағы, температурасы мен қысымын аламыз. Колоннада суару жиілігі төрт метрге тең.

Шешімі. Қатты суландыру температурасы 33 ° С болғандықтан (6.3-мысалды қараңыз) жоғарғы тарелканың астындағы температурадан ~52° С елеусіз ерекшеленеді, онда тәрелканың астындағы және табақшаның үстіндегі бу таразысының айырмашылығы үлкен емес деп күту керек, сондықтан есептеу кезінде жоғарғы тарелкадан ағатын ыстық сұйық суландыруды ескермеуге болады, ал бу санын ректификат буының және қатты суландыру колоннасына берілетін тең сомада қабылдауға болады.

Жоғарғы тарелкадан өтетін V будың секундтық көлемін мына формула бойынша анықтаймыз:

$$V = \frac{23{,}1\ G\ (t+273)}{M_{ср}\ 3600 \cdot 273} \cdot \frac{1}{\pi}\ м^3/сек$$

мұндағы *G* — будың жалпы саны *кг/ч;*

*T* — бу температурасы °С;

$M_{ср}$ — будың орташа молекулалық салмағы;

π — бағанадағы абсолютті қысым *ат*.

$$V = \frac{23{,}1 \cdot 5 \cdot 3797\ (52+273)}{50{,}8 \cdot 3600 \cdot 273} \cdot \frac{1}{8{,}9} = 0{,}321\ м^3/сек$$

Бағананың жоғарғы тарелкасының үстіндегі бос қимасы

$$F = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.14 \cdot 2.0^2}{4} = 3{,}14\ м^2$$

Бағананың жоғарғы тарелкасының үстіндегі бу жылдамдығы

$$\omega = \frac{V}{F} = \frac{0{,}321}{3{,}14} = 0{,}102\ м/сек$$

**Бақылау сұрақтары**

1.Масса алмасу процестеріне анықтама беріңіз.

2. Масса алмасу процестерінің түрлерін атаңыз.

3. Тұрақтандыру бағанасының мақсаты?

4.Бағананың материалдық балансы қандай заң негізінде жасалады?

5. Бағананың жылу балансы қандай заңның негізінде жасалады?

## 7-БӨЛІМ. АДСОРБЦИЯ ЖӘНЕ ДЕСОРБЦИЯ ПРОЦЕСТЕРІН ЕСЕПТЕУ

Бөлінудің абсорбциялық-ректификациялық әдісі кезінде көмірсутекті газдар сұйық абсорбентпен сіңіріледі (сіңіріледі), одан су буымен десорбция (булау) жолымен алыс-шемге бөлінеді. Десорбция кезінде бөлінген газдар ректификациялық колонналарда жеке фракцияларға немесе компоненттерге бөлінеді. Кейбір жағдайларда фракцияларға бөлу алдын ала десорбция процесінсіз қанық абсорбенттен тікелей жүргізіледі.

Жеңіл көмірсутегі аздаған газдарды (метан, этан, этилен) қайта өңдеу кезінде абсорбция — десорбция процесін бір аппаратта - фракциялаушы абсорберде жүргізу орынды, бұл жағдайда Аппараттың жоғарғы бөлігі абсорбер, төменгі-буланған баған болып табылады.

Абсорбция процесі әдетте салыстырмалы төмен температурада (30-40° С) және жоғары қысымда (10-15 ат) өтеді, және де газдан абсорбентпен көмірсутектерді сіңіру процесі болуы үшін газ қоспасынан алынатын компоненттің парциалды қысымы сұйық аб-сорбентке қарағанда жоғары болуы қажет.

Абсорбент ретінде салыстырмалы төмен молекулалық салмағы және өте жоғары тығыздығы бар сұйықтықтарды қолдану ұсынылады. Абсорбция құбылысы жылу бөлінуімен қатар жүреді, оның мөлшері абсорбияланған көмірсутектердің булану (конденсация) жасырын жылуына тең болады.

Абсорбция процесіне қарама-қарсы десорбция процесі орташа жоғары температураларда (160-180° С) және төмен қысымда (5-8 ат) жүргізіледі, бұл ретте қаныққан абсорбенттен көмірсутектерді десорбциялау процесі болуы үшін газ фазасындағы алынатын компоненттің парциалды қысымы сұйық фазаға қарағанда төмен болуы қажет. Бұл үшін десорбциялаушы агент ретінде су буын қолданылады.

Қабылданған емдеу дәрежесін қамтамасыз ету үшін жеткілікті абсорбердегі тәрелкелер саны әдетте 12-16 аспайды. Ректификациялық колонналардағы газдарды бөлуге арналған тәрелкелер саны 40-50 және одан да көп болады, өйткені бөлінетін фракциялардың немесе компоненттердің қайнау температурасының айырмасы көп емес және оларды нақты бөлу үшін тәрелкелердің (контактілердің) едәуір саны талап етіледі. Қысымда жұмыс істейтін абсорбер және газофракционды колонналардағы газ ағынының жылдамдығы 0,1-0,5 м / сек шегінде ауытқиды.

Абсорбция процесін есептеу кезінде газ компоненттерін абсорбентпен алу коэффициентін орнату қажет. Осы компоненттің абсорберде алынған молалар санының бастапқы (майлы) газдағы молалар санына қатынасы φ шығару коэффициенті деп аталады. Берілген абсорбция режимі кезінде шығару коэффициенті алынатын компоненттердің физикалық-химиялық қасиеттеріне және санына, сондай-ақ берілетін абсорбенттің саны мен сапасына байланысты болады. Абсорбердегі қысымның жоғарылауы және абсорбент санының артуы алу коэффициентінің жоғарылауына ықпал етеді. Алайда, абсорбенттің көп мөлшерін беру пайдалану шығындарының

ұлғаюын тудырады, сондықтан абсорберді есептеу кезінде абсорбенттің оңтайлы шығынында максималды мүмкін болатын шығарып алу керек.

Абсорбцияға берілетін жұқа абсорбент пен майлы (шикі) газ арасындағы сандық арақатынас теңдеумен көрінеді

$$A = \frac{L}{kG} \qquad (7.1)$$

мұндағы А - осы компоненттің абсорбция факторы, сіңімді абсорбент молалары санының шикі (майлы) газ молалары санына тепе-теңдік константасының туындысына қатынасына тең;

L - ағатын абсорбенттің саны моль / сағ;

K - осы компоненттің тепе-теңдік константасы

G - шикі газдың мөлшері моль/сағ.

Қатынасы L/G = Lo анықтайды меншікті шығыны абсорбента, сол жағдайдағы формула (7.1)

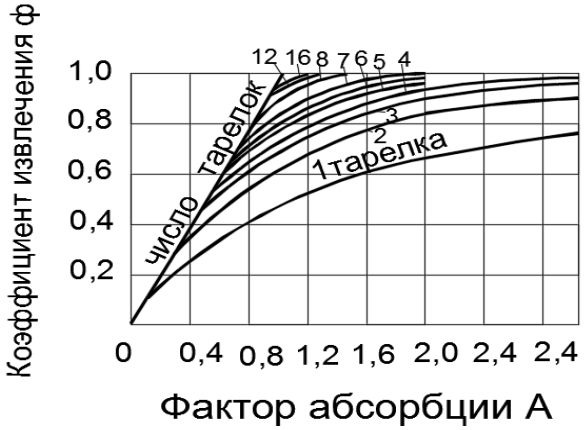
$$L_0 = Ak, \qquad (7.2)$$

Мұнда Lo —абсорбентінің меншікті шығыны моль/моль.

Егер теңдеуде (7. 1) L/G қатынасы L0-ге ауыстырылсын, онда формула

$$A = \frac{L_0}{k} \qquad (7.3)$$

7.1-суретте А абсорбция факторы, φ шығару коэффициенті және абсорбердегі тәрелкелер саны арасында тәуелділікті беретін Крейсер кестесі көрсетілген.




7.1-сурет. Абсорбердің теориялық тәрелкелерінің саны, φ шығару коэффициенті және абсорбция факторы арасындағы тәуелділік графигі

Есептеу кезінде сіңдіру процесінің неғұрлым ұшпа бюджеттен алынатын компоненттер, әдетте, үшін (пропан немесе бутан сияқты, көтеретін коэффициентімен алу φ және көлемі бойынша φ және қабылданған саны тәрелке абсорберде 7.1-суреттегі кесте бойынша осы компоненттің абсорбция факторын анықтайды. Біле температурасы мен қысымы абсорбере анықтайды таңдалған компонент константу фазалық тепе-теңдік және табады, содан кейін (7.2) формула бойынша Осы жағдайларда шамасы тұрақты абсорбенттің үлестік шығыны.

Газдың барлық қалған компоненттерінің фазалық тепе-теңдік константаларын анықтағаннан кейін келесі (7.3) формула бойынша

есептеледі олардың әрқайсысы үшін абсорбция факторлары, содан кейін кесте бойынша 7. 1-сурет. шығару коэффициенттері. Алынған деректер негізінде абсорбция процесінің материалдық балансы жасалады.

Қанық (майлы) абсорбенттен сіңірілген компоненттерді десорбциялау процесі Кремсер графиктерін қолдана отырып есептеледі ( 7. 1-сурет).

Десорбациялаушы агенттің (су буының) меншікті шығысы десорбцияның есептік теңдеуінің көмегімен анықталады

$$S = \frac{G'K}{L'} \qquad (7.4)$$

мұнда S -десорбция факторы;

G' - десорбирлеуші агент саны, моль/сағ

L' - қаныққан абсорбенттің саны, моль/сағ

Десорбциялаушы агенттің үлес шығыны

$$L'_0 = \frac{G'}{L'}, \qquad (7.5)$$

Ал теңдеуге қою кезінде (7.4) десорбция факторы теңдікті білдіреді

$$S = L'_0 K \qquad (7.6)$$

Бұл кезде десорбция процесін есептеу кезінде, әдетте, пентан, φ = 0,99 отырып, алынатын компоненттерден ең аз ұшу бөліп алу коэффициентімен беріледі.

7.1-суреттегі кесте колонна биіктігі бойынша бу ағындары үлкен сандық өзгерістерге ұшырамайтын жағдайға сүйене отырып, ағатын көмірсутекті газдардың абсорбция процестерін есептеу үшін жасалған.

Газдардың абсорбция процесін есептеу кезінде бұл шарт бұзылады, алайда ірілендірілген есептеулер үшін көрсетілген кестені үлкен қатесіз пайдалануға болады.

**7.1. мысал.** Егер абсорберге келесі құрамдағы газ $V_н$ = 6000 м3/сағ түссе, термиялық крекинг газдарының абсорбция процесін есептеу (%көлем).): метан-40, этан-12, этилен - 5, пропан - 17, пропилен - 8, изобутан-5, н -бутан - 6, изопентан-4, н - пентан - 1, гексан-2. Температурасы май (шикі) газды және абсорбента кіре берістегі сіңіргіш t = 35°С, абсолютті қысымы π = 15 am≈1,5 МПа. Сору тығыздығы = 875 кг/м3, молекулалық салмағы М = 130. Абсорбердегі тәрелкелер саны 12. Пропанды шығару коэффициенті φ = 0,6. Сорғыш диаметрі D = 1,0 м.

Шешімі. Авогадро заңы бойынша кез келген газдың 1 молы 22,4 м3 көлемін алады

$$G = \frac{V}{22{,}4} = \frac{6000}{22{,}4} = 268 \text{ моль/ч сырого газа.}$$

Сондықтан да, газ бен көміртегі және газ бен көміртегі компоненттерінің санын анықтаймыз. Газ компоненттері үшін көлемді п мольдік концентрациялар сәйкес болғандықтан, онда мольдегі компоненттердің салмағын анықтау үшін мольдік концентрацияны шикізат моль санына көбейту қажет, мысалы, метан үшін ием

0,40 · 268 = 107 *моль/сағ.*

Әрбір компоненттің моль санын оның молекулалық салмағына көбейту кезінде компоненттің салмағын килограммен аламыз. Шикі (бастапқы) газдың салмақты және мольдік құрамы 7. 1- кестеде келтірілген. (5 және 6 бағандар).

Абсорбция процесін есептеу келесі тәртіпте жүргізіледі.

1. Бірақ 6.1-суреттегі кесте Т = 35° С температурада және π = 15 am қысымда шикі газ компоненттерінің фазалық тепе-теңдігінің тұрақтысын табамыз (7-баған).

2. Компоненттердің абсорбция факторларын анықтаймыз. Берілген коэффициент бойынша пропанды алу φ = 0,60 және абсорбердегі тәрелкелер саны 12 7.1-кесте бойынша. пропанның абсорбция факторын табамыз $L_0 = A_3k_3 = 0{,}6 \cdot 0{,}87 = 0{,}522$ шикі газдың 1 мольіне молодтың меншікті шығынын анықтаймыз. Содан кейін (7.3) формула бойынша қалған барлық компоненттердің абсорбция факторларын анықтаймыз, мысалы, А1 метаны үшін $A_1 = \frac{0{,}522}{11{,}6} = 0{,}045$ және т.б. (8-бағанды қараңыз, 6. 1-кесте).

3. Бойынша белгілі факторы абсорбция және саны тәрелке " абсорбере пайдалана отырып, 7.1-суреттің кестесіне сәйкес әр компоненттің φ шығару коэффициентін анықтаймыз (9 баған, 6.1.-кесте) әрбір компоненттің алынған моль санын есептеп шығарамыз, анықтау бойынша φ осы компоненттің шикізатқа алынған моль санына көбейтеміз.

$$\varphi = \frac{\text{алынған моль саны}}{\text{шикізаттағы моль саны}}$$

(10 баған, 6.1-кесте).

Одан әрі есептеу 6.1-кесте бойынша қиын емес. Абсорберге түсетін сіңіру абсорбентінің саны

$$L = GL_0 = 268 \cdot 0{,}522 = 140 \text{ моль/ч}$$

немесе

$$G = 140 \cdot 130 = 18\,200 \text{ кг/ч, т. е. } 18{,}2 \text{ т/сағ.}$$

Жұқа абсорбент шығыны $м^3$

$$L = \frac{G}{\rho} = \frac{18\,200}{872} = 20{,}8 \text{ м}^3\text{/ч}$$

7. 1-кестеден шикі газдың орташа молекулалық салмағы

$$M_{\text{с.г}} = \frac{9087}{268} = 33{,}9;$$

Алынған газдікі

$$M_{\text{извл.}} = \frac{5090}{99{,}65} = 33{,}9;$$

Құрғақ газдікі

$$M_{\text{ост}} = \frac{3997}{168{,}35} = 23{,}7;$$

Абсорбердің жоғарғы бөлігіндегі газ ағынының жылдамдығы

$$\omega = \frac{V}{F} = \frac{V(273+t)1}{3600 \cdot 273 \cdot 0.785 \cdot \pi} = \frac{6000\,(273+35)1}{3600 \cdot 273 \cdot 0.785 \cdot 15} = 0{,}16 \text{ м/сек}$$

**7.2. мысал.** Қаныққан абсорбенттің десорбциясы үшін су буының шығынын анықтау. Есептеу үшін деректерді 7.1-мысалынан алу керек. Десорбердегі тәрелкелер саны п = 8, орташа температура t = 170° С, орташа қысым π = 7 am≈0,7 МПа. Пентанды шығару коэффициенті φ = 0,99.

**7.1 кесте. Газ абсорбциясының материалдық балансы**

| № | Компоненттер | Молекулалық салмағы, М | Шикі газ | | | | Абсорбция факторы, А | Алу коэффициенті, φ | Алынды | | Құрғақ газ | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Мольдік концентрация,x | Моль/ч | Кг/ч | Тепе-теңдік константасы | | | Моль/ч | Кг/ч | Моль/ч | Кг/ч |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10=5x9 | 11=10x3 | 12=5-10 | 13=6-11 |
| 1 | Метан | 16 | 0,40 | 107,0 | 1710 | 11,6 | 0,045 | 0,05 | 5,35 | 86,0 | 101,65 | 1624 |
| 2 | Этан | 30 | 0,12 | 32,00 | 960 | 2,5 | 0,20 | 0,1 | 6,10 | 183,0 | 25,90 | 777 |
| 3 | Этилен | 28 | 0,05 | 13,40 | 375 | 3,7 | 0,13 | 0,1 | 2,00 | 56,0 | 11,40 | 319 |
| 4 | Пропан | 44 | 0,17 | 46,00 | 202 | 0,8 | 0,60 | 0,6 | 27,60 | 121,0 | 18,40 | 810 |
| 5 | Пропилен | 42 | 0,08 | 21,40 | 900 | 0,9 | 0,52 | 0,5 | 10,70 | 450,0 | 10,70 | 450 |
| 6 | Изобутан | 58 | 0,05 | 13,40 | 777 | 0,40 | 1,23 | 0,98 | 13,10 | 760,0 | 0,30 | 17 |
| 7 | н-Бутан | 58 • | 0,06 | 16,10 | 935 | 0,2 | 1,86 | 1 | 16,10 | 935,0 | - | - |
| 8 | Изопентан | 72 | 0,04 | 10,70 | 770 | 0,3 | 1,74 | 1 | 10,70 | 770,0 | - | - |
| 9 | н-Пентан | 72 | 0,01 | 2,68 | 193 | 0,0 | 5,22 | 1 | 2,68 | 193,0 | - | - |
| 10 | Гексан | 84 | 0,02 | 5,32 | 447 | 0,0 | | 1 | 5,32 | 447,0 | - | - |
| | Барлығы | | 1,00 | 268,00 | 9087 | - | - | - | 99,65 | 5090 | 168,35 | 3997 |

Шешімі. 7.1-суреттегі кесте бойынша тарелкалардың N=8 санына сүйене отырып және пентан шығару коэффициенті φ = 0,99 десорбция факторын анықтаймыз S = 1,3. Пентанның фазалық тепе-теңдік константасы t = 170° С және π = 7 am, k = 2,3.

7.1-мысалдан алатынымыз:жұқа абсорбент саны *L* = 140,0 *моль/ч* (немесе g = 1820 *кг/ч*), алынатын агз саны *g′* = 99,65 *моль/ч* (немесе 5090 кг/ч), яғни *L′* = 140,00 + 99,65 = 239,65 *моль/сағ.* (7. 4) теңдеуден алынатын десорбциялаушы агент саны

$$G' = \frac{S}{K} L' = \frac{1,3}{2,3}(140 + 99,65) = 135,4 \text{ моль/ч}$$

немесе 135,4 · 18 = 2440 кг/сағ (мұнда 18-судың молекулалық салмағы). Су буының меншікті шығыны (7. 5)

$$L'_0 = \frac{G'}{L'} = \frac{2440}{23\,290} = 0{,}105$$ *кг* 1 *кг* қаныққан абсорбентке.

**Бақылау сұрақтары**

1. Абсорбцияға анықтама беріңіз.
2. Десорбцияға анықтама беріңіз.
3. Абсорбция процесінің қозғаушы күші не?
4. Абсорбция процесінің негізгі аппаратын атаңыз.
5. Абсорбенттің меншікті шығыны дегеніміз не?

## 8-БӨЛІМ. ХИМИЯЛЫҚ РЕАКТОРЛАР

Мұнай және көмірсутек шикізатын химиялық өңдеу кезінде, мысалы, каталитикалық крекинг, риформинг, кокстеу, пиролиз, алкилдеу сияқты процестерде конструкциясы, әрекет принципі, режимі және т. б. бойынша айтарлықтай ерекшеленетін реакциялық аппараттар қолданылады.

Химиялық реакторларды есептеу күрделілігі тек химиялық айналулар кинетикасын ғана емес, сонымен қатар гидродинамикалық жағдай процесінің нәтижесіне әсер етуді, аппараттағы жаппай алмасу және жылу алмасу жағдайларын есепке алу қажеттілігімен анықталады.

Бұл бөлімде реакциялық аппаратураны есептеудің кейбір жалпы сұрақтары және каталитикалық крекинг қондырғысының реакциялық-регенерациялық торабын есептеудің жеке мысалы қарастырылады.

### 8.1. Шикізатты конверсиялау дәрежесі, нысаналы өнімнің шығуы және процестің селективтілігі

Химиялық процестерді жүзеге асыру тиімділігінің маңызды сипаттамалары болып табылады: шикізаттың конверсия дәрежесі x, нысаналы өнімнің шығуы b және процестің селективтілігі σ.

Реакторда, мысалы, келесі реакция өткізілсін.

$$\nu_A A + \nu_B B \leftrightarrow \nu_P P + \nu_D D \qquad (8.1)$$

Егер А - негізгі реагент (шикізат), Р-аса маңызды (мақсатты) өнім болса, онда:

*Бастапқы шикізаттың* (негізгі реагенттің) бастапқы мөлшерінің үлесіндегі конверсия дәрежесі (айналу тереңдігі) :

$$X = \frac{A_0 - A}{A_0} \qquad (8.2)$$

*Мақсатты өнімнің барынша ықтимал (теориялық) мольдік шығуы*:

$$B = \frac{\nu_P}{\nu_A}, \ \frac{\text{кмоль (P)}}{\text{кмоль (A)}} \qquad (8.3)$$

*Мақсатты өнімнің нақты мольдік шығысы*:

$$b = \frac{P - P_0}{A_0}, \ \frac{\text{кмоль (P)}}{\text{кмоль (A)}} \qquad (8.4)$$

*Мақсатты өнімнің теориялық ықтимал максимумнан үлеспен нақты шығуы*:

$$a = \frac{b}{B} = \frac{\nu_A}{\nu_P} = \frac{P - P_0}{A_0} \qquad (8.5)$$

*Процестің селективтілігі (үлеспен)*:

$$a = \frac{\nu_A}{\nu_P} \frac{P - P_0}{A_0 - A} = \frac{\nu_A}{\nu_P} \frac{b}{x} \qquad (8.6)$$

8.1 -8.6 теңдеулерінде. ν_$\nu_A, \nu_B, \nu_P$ және $\nu_D$ - стехиометриялық коэффициенттері;

( $A_0$ және $P_0$бастапқы шикізат қоспасындағы негізгі реагенттің және мақсатты өнімнің мөлшері, кмоль; А және Р-реакция өнімдерінде.

Керосин-солярлы фракциялар түріндегі мұнай шикізатының каталитикалық крекингінде, айналу тереңдігі (крекинг тереңдігі), әдетте газдың, бензиннің (к.— 205°С) және кокстың жаңа шикізатқа жаппай үлесіндегі (яғни рециркулятты есепке алмағанда) жалпы шығуы түсініледі.):

$$x = \frac{Г+Б+К}{L} \qquad (8.7)$$

мұнда L-жаңа піскен шикізатты тиеу, кг / сағ;

Г, Б және К-газ, бензин және Кокс крекингінде алынған саны, тиісінше, кг/сағ.

Каталитикалық крекинг кезінде катализатордың әсерінің селективтілігі әдетте алынған бензин массасының газдың, бензиннің және кокстың жалпы шығуына (салмағы, үлесі) қатынасымен көрінеді.):

$$a = \frac{Б}{Г+Б+К} \qquad (8.8)$$

## 8.2. Рециркуляцияны қолдану

Бастапқы реагенттің (шикізаттың) :

а) мақсатты өнімнің бастапқы реагентке шығуын арттыру;

б) реактордың жұмыс аймағындағы реагенттердің арақатынасын өзгерту арқылы жанама реакцияларды басу.

Белгілейміз:

L-реакторды тиеудегі жаңа бастапқы реагенттің (жаңа шикізат) саны, кмоль / сағ; R-тиеудегі рециркулят саны, кмоль / сағ;

Р — алынатын мақсатты өнімнің саны, кмоль/сағ.

Мақсатты өнімнің жиынтық тиеуге шығуы (мольдік үлес) тең:

$$b = \frac{P}{L+R} \qquad (8.9)$$

*бұл да шикізат күйінде*

$$b' = P/L \qquad (8.10)$$

Рециркуляция сандық түрде $k_г$ рециркуляция коэффициентімен сипатталады:

$$k_г = \frac{L+R}{L} = \frac{b'}{b} \qquad (8.11)$$

## 8.3. Ден қою уақыты және шикізатты беру жылдамдығы

Басқа тең жағдайларда шикізатты конверсиялау дәрежесі ден қою уақытына, яғни реактордың жұмыс аймағында шикізаттың (реакция қоспасының) болу уақытын білдіретін реакция ұзақтығына байланысты.

Мерзімді реакторларда т аппаратта барлық бөлшектердің болу уақыты бірдей және тікелей өлшенуі мүмкін. Барлық ағынды реакторларда (теориялық жағдайды қоспағанда— мінсіз ығыстыру аппараты) реакторда ағынның әр түрлі бөлшектерінің болу уақыты әр түрлі. Сондықтан ағынды реакторларда ден қою ұзақтығы реакция аймағында реакция болатын

қоспаның орташа уақытын сипаттайды, оны әртүрлі тәсілдермен сандық түрде көрсетеді, мысалы:

а) реакциялық аймақта реакциялық қоспаның нақты орташа болу уақыты:

$$T = V_P \varepsilon / V \qquad (8.12)$$

б) *шартты орташа уақыт τ0, шамасы ретінде табылған, шикізат берудің кері көлемдік жылдамдығы q*:

$$\tau_0 = l / q = V_P / V_0 \qquad (8.13)$$

в) шартты орташа уақыт τ0, шамасы ретінде табылған, шикізат берудің кері массалық жылдамдығы g:

$$\tau_м = l / g = G_k / G = V_p c / G \qquad (8.14)$$

мұндағы Vp — реактордың жұмыс көлемі (реакциялық аймақ көлемі), м3;

G-реакциялық қоспаның массалық шығыны, кг / с;

V-реактордағы реакциялық қоспаның орташа көлемді шығысы, м3 / с;

Vo-суық (стандартты) күйдегі тиелетін шикізат қоспасының шартты көлемді шығысы, м3 / с;

GK-реактордың жұмыс көлеміндегі катализатордың массасы, кг;

с-реакциялық аймақтағы катализатор бөлшектерінің концентрациясы, кг / м3;

ε- аппараттағы катализатор (немесе саптама) қабатының кеуектілігі, м3 / м3;

q= Vo/Vp— көлемді беру жылдамдығы, с-1; g = G/GK — массалық беру жылдамдығы, с-1.

Vo есептеу кезінде сұйық шикізат жағдайында стандартты жағдай үшін 20°С, газ тәрізді жағдай үшін — 0°С және 101,3 кПа қабылданады. G, V және Vo есептеу кезінде шикізат қоспасы деп тек қана жаңа шикізат немесе жиынтық тиеу — жаңа шикізат L плюс рециркулят R түсінеді, бұл арнайы ескертілуі тиіс. Дәнді немесе ұнтақ тәрізді айналмалы катализаторы бар реакциялық аппараттарда, сондай-ақ аппараттың сол немесе басқа аймағында катализатордың (τk, с) орташа болу уақытын анықтайды.:

$$\tau_k = G_K/G_u = V_p c/G_u, \qquad (8.15)$$

мұндағы $G_K$ - қарастырылатын аймақ көлеміндегі катализатордың массасы, *кг*;

$G_u$ — айналмалы катализатордың массалық шығыны, *кг/с*;

с — аймақтағы катализатордың шоғырлануы, *кг/м*$^3$.

Стационарлы қабаты бар немесе 8.14 және 8.15 формулаларындағы дәнді катализатордың қозғалмалы тұтас қабаты бар реакторлар жағдайында с катализатордың концентрациясы катализаторлық қабаттың $\rho_{нас}$ үйінді тығыздығына ауыстырылады.

## 8.4. Реакциялық аппараттардың негізгі өлшемдері

Реакторларды жобалау бірнеше кезеңде жүргізіледі: зертханалық үлгі → пилоттық үлгі → жартылай өнеркәсіптік реактор → өнеркәсіптік аппарат. Әрбір кезеңде жұмыстың қажетті нәтижесін қамтамасыз ететін эксперименттік деректер алынады. Алдыңғы әрбір кезеңде алынған

тәжірибелік деректер одан да ірі реакторды жобалау үшін келесі кезеңде пайдаланылады.

Химиялық реакторлардың негізгі өлшемдерін анықтау үшін, 8.12—8.15 теңдеулерін біріктіріп, реакциялық аппараттың жұмыс аймағын сипаттайтын негізгі параметрлерді байланыстыратын келесі қатынастарды аламыз:

$$V_p = \tau \frac{V}{w} = \frac{V_0}{w_0} = \tau_0 V_0 = \frac{G}{g_0} = \tau_м \frac{G}{u} = \tau_k \frac{G_ц}{u} = \frac{G_ц}{u} \qquad (8.16)$$

Соңғы өрнек реакциялық аймақтың көлемін (Vp, м3) анықтау үшін болу уақыты немесе беру жылдамдығы туралы практикалық деректер негізінде пайдалануға болады.

Реакциялық аймақтың көлденең қимасы (S, м2), кез келген аппарат сияқты, ағынның рұқсат етілген жылдамдығына байланысты Шығыс теңдеуінен есептеуге болады:

$$S = V/w = V_0/w_0 = G/u\,, \qquad (8.17)$$

мұндағы $w$ және $w_0$ — V және v0 шығыстар бойынша есептелген көлем жылдамдығының (м/с) рұқсат етілген мәні [$м^3/с$];

$u = G/S$ — ағынның рұқсат етілген массалық жылдамдығы, $кг/(м^2\text{-}с)$;

$G$ — ағынның рұқсат етілген массалық жылдамдығы, *кг/с*.

Содан кейін реакциялық аймақтың ұзындығын (биіктігін) аламыз:

$$H_p = V_p / S \qquad (8.18)$$

және аппараттың толық ұзындығы (биіктігі):

$$H = H_p + H_0\,, \qquad (8.19)$$

мұнда H0 — реакциялық аймақтан тыс қосымша ұзындық (биіктік) (мысалы, жалған сұйылтылған қабаттың үстіндегі сепарациялық аймақтың биіктігі). Әдетте H0 ≥ 4,5 м қабылдайды.

## 8.5. Каталитикалық крекингтің реакторлық-регенерациялық блогы

Микросфериялық катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғыларында соңғысы реактор мен Регенератор арасында үздіксіз айналуда. Катализатордың айналым қарқындылығы *($k_ц$)* катализатордың айналым жиілігі сипатталады:

$$k_ц = \frac{G_ц}{L + R} \qquad (8.20)$$

мұндағы $G_ц$ — реакторға түсетін айналмалы (регенерацияланған) катализатордың ағыны, *кг/ч*,

$L+R$ — реакторды жаңа L және рециркуляциялық R шикізатымен жиынтық тиеу, *кг/сағ.*

$G_ц$ катализаторы жүйесіндегі айналмалы $G_ц$ саны, демек, оның ku циркуляциясының жиілігі ерікті түрде қабылданбайды. $G_ц$ шамасы, $Q_{изб}$ регенераторындағы жылудың артық болуы және реакторға түсетін шикізаттың меншікті энтальпиясы реактор мен регенератордың жылу теңгерімдерінің көмегімен байланыстырылуы тиіс. Егер, мысалы, hL мәнімен көрсетілсе, онда реактордың жылу балансынан Регенератор балансынан $G_ц$ айналмалы катализаторының санын — $Q_{изб}$ артық жылуын табуға болады.

Екінші жағынан, жағылатын Кокс бойынша материалдық баланс жасауға болады (К, кг / сағ)

$$(G_u + K)\frac{x_{отр}}{100} - G_ц\frac{x_{рег}}{100} = K \qquad (8.21)$$

мұндағы $x_{отр}$ — пайдаланылған катализатордағы кокстың құрамы, % (масс);

$X_{рег}$ — бұл да, регенерацияланған катализаторда, $G_ц$ — айналмалы катализатордың саны, кг/сағ.

Gu табылған мәндегі соңғы теңдеуден алынған катализатордағы Кокс құрамын анықтауға болады:

$$x_{отр} = \frac{G_ц X_{рег} + 100K}{G_ц + K} \qquad (8.22)$$

Реактордың тиімді жұмысы үшін хотр шамасы ұсынылатын мәндерден жоғары болмауы тиіс.

Төменде 8.1 мысалында пайдаланылған микросфериялық цеолит бар катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғылары жұмысының орташа көрсеткіштері туралы практикалық деректер келтірілген [7-11, 31-34]

**8.1-кесте. Микросфериялық цеолит бар катализаторы бар каталитикалық крекинг қондырғылары жұмысының орташа көрсеткіштері туралы деректер**

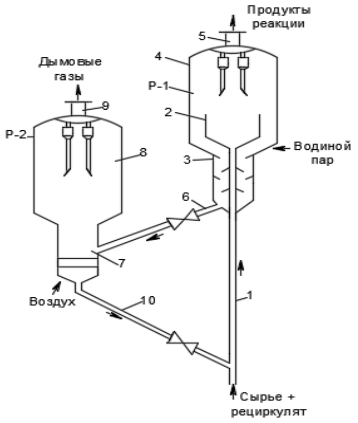
| № | Көрсеткіштер | Шектіктер |
|---|---|---|
| 1 | Температура °С<br>реакторда<br>регенераторда<br>шикізатты реакторға енгізу<br>қыздырылған буды реакторға енгізу | <br>480-510<br>580-620<br>200-360<br>350-400 |
| 2 | Қысым реакторда және басқарылуы, қызмет көрсетілуі, мПа | 0,15—0,30 |
| 3 | Шикізатты берудің массалық жылдамдығы, кг/(кг/сағ):<br>лифт-реакторда | <br>55—130 |
| 4 | Катализатор айналымының еселігі | 2—15 |
| 5 | Кокс алғыш, регенератордағы катализатордың 1 т-на кг/сағ | 20—45 |
| 6 | Кокс құрамы, %(масс):<br>регенерирленген катализаторда<br>пайдаланылған катализаторда | <br>0,2—0,4<br>0,8-1,8 |
| 7 | Катализатордың үйінді тығыздығы, кг / м3 | 720-800 |
| 8 | Катализатордың жүзіндіге шоғырлануы, кг / м3<br>"қайнаған" қабатта<br>тіреулерде<br>пневмокөлік желілерінде<br>лифт-реакторда<br>реактордың булану секциясында | <br>240—550<br>240—600<br>20—80<br>40—80<br>330—460 |
| 9 | Булар мен газдардың жылдамдығы (фиктивті), м / с: | |

| | | |
|---|---|---|
| | "қайнаған" қабат аймақтарында<br>реактордың булану аймағында<br>лифт-реакторға кіре берісте<br>лифт-реактордан шығуда | 0,4—0,75<br>0,2—0,4<br>6—10<br>5—25 |
| 10 | Жүзінді ағынының сызықтық жылдамдығы, м / с:<br>пневмокөлік желілерінде<br>тіреулерде | <br>5—12<br>0,6—2,1 |
| 11 | Реактор мен регенератордың шлемдік құбырларындағы бу және газдардың сызықтық жылдамдығы | 25—40 |
| 12 | Катализатордың болу уақыты:<br>лифт-реакторда, с<br>буланған секцияда, мин<br>регенераторда, мин | <br>3—4<br>1—3<br>4—20 |
| 13 | Коксты жағуға арналған ауа шығыны, кг / кг | 11 — 13 |
| 14 | Булауға су буының шығысы, % (масс), айналмалы катализаторға | 0,25—1,0 |
| 15 | Жылу саны, кДж:<br>1 кг жаңа шикізатқа реакциялар<br>1 кг Кокс (төмен) | <br>210—275<br>25000—32000 |
| 16 | Орташа жылу сыйымдылығы, кДж / (кг-К)<br>Кокс<br>катализатор | <br>1,65—2,51<br>1,05—1,13 |

**8.1. мысал.** Р-1 реакторының және Р-2 каталитикалық крекинг регенераторының негізгі өлшемдерін анықтау. Реакторлық-регенерациялық блоктың схемасы белгіленген 8.1-суретте келтірілген.

Реакторға реакциялық аймақ 1 (лифт-реактор), реакциялық аймақ 2 (формаланған жалған күйдірілген қабат), буландыру аймағы 3 және сепарация аймағы 4 кіреді. Регенератордың жұмыс аймағы 7 (жалған көрінетін қабат) және сепарация аймағы 8 болады. Шикізат-Байшонас кен орнын вакуумдық айдау (ИТК бойынша 350-500°с фракциясы), тығыздығы $\rho_4^{20}$ = 0,893. Шикізат бойынша өнімділік L = 2500 т/тәу, рециркуляция коэффициенті kr= 1,1. Реактордағы және регенератордағы қысым ρ ≈ 250 кПа. Ауа температурасы: $t_1$ = 500°С; $t_2$ = 490°С; $t_3$ = 470°С; $t_4$ = 480°С; $t_7 \approx t_8$ = 600°С Катализатор — 44% (масс) тепе-тең белсенділігі бар микросфериялық цеолит бар. 1 аймаққа есептегенде шикізатты берудің массалық жылдамдығы $g_1$ = 130 $ч^{-1}$, жалпы (яғни 1 және 2 аймақ сомасына есептегенде) $g$ = 22 $ч^{-1}$. құрайды.

Жоғарыда көрсетілген жағдайларда крекингтің жекелеген өнімдерінің шығуы, реактордың материалдық балансы және олардың сипаттамалары (тығыздығы $\rho_4^{20}$ және М молекулалық массасы) 8.2-кестеде келтірілген.




8.1-сурет. Каталитикалық крекингтің реакторлық-регенераторлық блогының схемасы

Шешімі. Реактор мен регенератор арасындағы катализатордың үздіксіз циркуляциясына байланысты реакторға кіретін шикізаттың меншікті энтальпиясының ($h_l$, кДж/кг) шамасы, катализатордың (кц) циркуляциясының еселігі және регенератордағы жылудың артық мөлшері ($Q_{изб}$, кДж/сағ) тиісті жылу теңгерімдерінің көмегімен өзара байланыстырылуы тиіс. Реакциялық-реакциялық торапты технологиялық есептеу тәртібі көрсетілген параметрлердің қайсысы ($h_l$ , кц немесе Qизб) бастапқы шама ретінде таңдалғанына байланысты болады. Бұл температура кезінде шикізаттың меншікті энтальпиясы $h_l$ = 694,9 кДж/кг.

$Q_{прих}$ = 80353 + 0,6647$G_ц$, МДж/ч

**8.2 кесте. Реактордың (Р - 1) материалдық балансы**

| **Материалдық ағын** | **Белгі леную** | $\rho_4^{20}$ | **М** | **Саны** | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | **% (масс.) шикізатқа** | **кг/ч** | **кмоль/ч** |
| Кіріс | | | | | | |
| Шикізат | *L* | 0.893 | 297 | 104.167 | 104 167 | 350,7 |
| Рециркулятор | *R* | 0.937 | 360 | 10.417 | 10 417 | 28,9 |
| Барлығы | | — | — | 114,584 | 114 584 | 379,6 |
| Шығыны | | — | | | | |
| Газ (фр. С1-С4) | Г | 0.735 | 32 | 15.625 | 15 625 | 488,3 |
| Бензин (фр . С1 - 195°С) | Б | 0.898 | 112 | 45.104 | 45 104 | 402.7 |
| | Л | 0.937 | 240 | 25.0 | 25 000 | 104.1 |
| Жеңіл газойль | Т | — | 360 | 11.563 | 11 563 | 32.1 |
| Ауыр газойль | К | — | — | 6.250 | 6250 | — |
| Кокс | - | 0.937 | — | 0.625 | 625 | — |
| Шығындар Рециркулятор | *R* | | 360 | 10.417 | 10 417 | 28.9 |
| Барлығы | — | — | — | 114.584 | 114 584 | 1056.1 |

Жылу шығыны:

$$Q_{расх} = 105\ 113{,}03 + 0{,}5329 G_ц, \text{ МДж/сағ.}$$

$Q_{прих}$ және $Q_{расх}$, теңестіріп; $G_ц$ = 187 946 кг/сағ. анықтаймыз

Катализатор айналымының еселігі:

$$K_ц = \frac{G_ц}{L+R} = \frac{187\ 946}{114\ 584} = 1{,}64$$

Регенерацияланған катализатордағы Кокс құрамын қабылдаймыз $x_{рег}$ = 0,3%.

$$X_{отр} = \frac{G_Ц X_{Рег} + 100\ K}{G_Ц + K} = \frac{187\ 946 * 0{,}3 + 100 * 6000}{187\ 946 + 6000} = 3{,}38\% \text{ (масс.).}$$

$X_{отр}$ мәні рұқсат етілген мәннен аспайды (0,8 - 1,8%).

2. Регенератордың жылу балансы. Регенератордың жылу балансын жасау кезінде (кесте. 8.4) қабылданған: ауа шығыны gb=12 кг 1 кг жағылатын кокс, кокстың жану жылуы q м = 30 000 кДж/кг.

Кіріс жылу регенераторын теңестіреміз Qприх = 590 524 МДж/сағ және оның шығыны Qрасх = Qизб + 552 395 мдж/сағ, артық жылуды Qизб = 38 129 МДж/сағ. табамыз

Реактордың жылу теңгерімінде неғұрлым дәл есептеулер кезінде су буының катализаторымен адсорбция жылуын, ал Регенератор балансында осы будың десорбция жылуын ескереді.

3. Р-1 реакторының негізгі өлшемдерін есептеу (8.1 сурет).

а) реакциялық аймақ 1 (лифт-реактор). 8.14-ге сәйкес 1 реакциялық аймақ көлеміндегі катализатор саны тең:

$$G_{к,,1} = \frac{L+R}{g_1} = \frac{110\ 000}{130} = 846\ кг$$

Катализатордың концентрациясын 1= 60 кг/м3-пен алып, 8.16 қолданып, лифт-реактордың көлемін табамыз:

$$V_{р,1} = \frac{G_{К,1}}{c_1} = \frac{846}{60} = 14{,}1\ м^2$$

8.15 сәйкес катализатордың лифт-реакторда болуының орташа уақыты:

**8.3 кесте. Реактордың жылу балансы (Р-1)( 8.1-сурет)**

| **Атауы** | $\rho_4^{20}$ | **t, °С** | **с, кДж/(кг*К)** | **h, кДж/кг** | **G, кг/ч** | **Q, мДж/ч** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Жылу кірісі:<br>1. Шикізатпен (сұйық.)<br>2. Рециркулятпен (сұйық.)<br>3. Катализаторменн (регенерац.)<br>4. Су газымен | <br>0,893<br>0,937<br>–<br>– | <br>300<br>340<br>600<br>470 | <br>–<br>–<br>1,1<br>2,0 | <br>696,2<br>783,2<br>660,0<br>940,0 | <br>104 167<br>10 000<br>$G_ц$<br>0,005 $G_ц$ | <br>72 521<br>7 832<br>0,66 $G_ц$<br>0,0047 $G_ц$ |
| барлығы<br><br>Жылу шығыны | – | – | – | – | – | 80353+ +0,6647 $G_ц$ |

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1. Газ фракциясы бар (м ≈ 32) | – | 480 | – | 1442.1 | 15 625 | 17 845 |
| 2. Бензин буымен | 0,735 | 480 | – | 555.2 | 45 104 | |
| 3. Жеңіл газойль буымен | 0,898 | 480 | – | 538.5 | 25 000 | 25 041<br>13 462 |
| 4. Ауыр газойль буымен | 0,937 | 480 | – | 529.7 | 11 563 | 6 124 |
| 5. Бумен рециркулятор | 0,937 | 480 | – | 529.7 | 10 417 | 5 517 |
| 6. Су буымен | – | 480 | 2,0 | 960,0 | 0,005 | |
| 7. Катализатормен | – | 470 | 1,1 | 517,0 | $G_ц$ | 0,0049 $G_ц$ |
| 8. С коксом | – | 470 | 2,0 | 940,0 | $G_ц$ | 0, 528 $G_ц$ |
| 9. Реакция жылуы | – | – | – | 210,0 | 6250 | 5875 |
| 10. Жылу шығыны | – | – | – | – | 104 164<br>– | 21 874<br>9375.03 |
| Барлығы | – | – | – | – | – | 105 113.03 +0,5329 $G_ц$ |

$$\tau_{к,1} = \frac{G_{к,1}}{G_{ц}} = \frac{846*3600}{762*500} = 3{,}99 \text{ с}$$

Крекинг нәтижесінде реакциялық массаның саны 313,4-тен 1014 кмоль/сағ-ға дейін өседі (. 8.2-кестені қараңыз). Негізгі конверсия лифт-реактор аймағында орын алатынын ескере отырып, осы аймақтағы көмірсутек булары ағынының орташа көлемді шығынын есептейміз:

$$V_1 \approx \frac{313.4+1014}{2} 22{,}4 \frac{783}{273} \frac{0.1013}{0.18} = 24000 \; м^3/ч$$

1 аймақта реакциялық қоспаның буының болуының орташа жалған уақыты (VP,1 толық көлеміне есептегенде)τ

$$_1 = \frac{V_{ст}}{V_{ї}} = \frac{14.1*3600}{24\,000} = 2{,}11 \; с$$

Бұл жағдайда лифт-реактордың қимасы мен диаметрі келесідей болады:

$$S_1 = \frac{V_1}{w_1} = \frac{24\,000}{14*3600} = 0{,}476 \; м^2$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{S_1}{0.785}} = \sqrt{\frac{0{,}476}{0{,}785}} = 0{,}78 \; м$$

**8.4 кесте. Регенератордың жылу балансы Р-2 ( 8.1-сурет)**

| Атауы | °С | с, кДж/(кг*К) | h, кДж/кг | G, кг/ч | Q, мДж/ч |
|---|---|---|---|---|---|
| Кіріс жылу: | | | | | |
| 1. Катализатормен | 470 | 1,1 | 528 | 762 500 | 402 604 |
| 2. Кокспен | 470 | 2,0 | 960 | 6 000 | 5760 |
| 3. Ауамен (12 кг / кг) | 30<br>– | 1,1<br>– | 30<br>30 000 | 72 000<br>6 000 | 2160<br>180 000 |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 4. Кокстың жану жылуы | | | | | |
| Барлығы | – | – | – | – | 590 524 |
| Жылу шығыны | | | | | |
| 1.Регенерацияланған айналмалы катализатормен | 600 | 1,1 | 660 | 762 500 | 503 255 |
| 2. Түтін газымен | 600 | 1,05 | 630 | 78 000 | 49 140 |
| 3.Жылу артылымы (және шығыны) | – | – | – | – | $Q_{изб}$ |
| Барлығы | – | – | – | – | 552 395 + $Q_{изб}$ |

Лифт-реактордың ұзындығы: $L_1 = \frac{V_{p,1}}{S_1} = \frac{14.1}{0.476} = 29{,}6$ *м*

(немесе: $l_1 = w_1$, $\tau_1$ = 14-2,11 = 29,54 *м*).

б) 2 реакциялық аймақ (форсирленген "қайнаған" қабат).

1 және 2 реакциялық аймақтар шегіндегі катализатордың жалпы саны жалпы массалық беру жылдамдығы бойынша есептеледі $g$ = 22 *кг/(кг ·ч):*

$$G_K = \frac{L+R}{g} = \frac{110\,000}{22} = 5000 \text{ кг.}$$

Әлбетте, катализатордың массасы 2-аймақтың шегінде болуы тиіс:

$$G_{k2} = G_k - G_{k2} = 5000 - 846 = 4154 \text{ кг.}$$

2 аймақ жағдайында көмірсутек буының көлемдік шығысы, яғни t2 = 500°С кезінде, ρ = 0,18 МПа:

$$V_2 \approx 1014 \cdot 22{,}4 \frac{773}{273} \frac{0.1013}{0.18} = 36\,200 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2-аймақ үшін көмірсутекті булардың жоғары фиктивті жылдамдығы w2 = 0,75 м/с және сәйкесінше С2 = 250 кг/м3 өлшенген қабаттағы катализатордың төменгі концентрациясы бар. Сонда бұл реакциялық аймақтың көлемі тең болады:

$$V_{p,2} = \frac{G_{K2}}{C_2} = \frac{4154}{250} = 16{,}62 \text{ м}^3$$

2 аймақта көмірсутек булары болуының жалған уақыты:

$$\tau_2 = \frac{V_{p,2}}{L_2} = \frac{16.62 \cdot 3600}{36\,200} = 1{,}65 \text{ с}$$

2 аймақта катализатордың орташа болу уақытын есептейміз, онда Кокс шөгіндісі есебінен айналмалы катализатор санының аз өзгеруін елемейміз:

$$\tau_{к1} \approx \frac{G_{K1}}{G_k} = \frac{4154 \cdot 3600}{762500} = 1{,}9 \text{ с}$$

Үдемелі жалған көрінген қабат аймағының қимасы мен диаметрі:

$$S_2 = \frac{V_2}{W_2} = \frac{36\,200}{0.75 \cdot 3600} = 13{,}41 \text{ м}^2$$

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

Бұл аймақтың биіктігі

$$H_2 = \frac{V_{K2}}{S_2} = \frac{16,62}{13,41} = 1,24 м$$

(немесе: $H_2 = w_2\ \tau_2 = 0,75 \cdot 1,65 = 1,24$ м).

в) 3 реактордың булану секциясы. Қабылдаймыз болу уақыты катализатор аймағында булап үтіктеу τк.3= 2 мин және С3 = 350 кг/м3 катализатордың шоғырлануы, онда осы аймақтағы катализатордың санын есептеуге болады

$$G_{K,3} = \tau_{k,\,3}\ G_u = \frac{2}{60}\ 762\ 500 = 25\ 420\ кг$$

және жұмыс көлемі аймағы

$$V_{p,3} = \frac{G_{K3}}{C_3} = \frac{25\ 420}{350} = 72,62\ м^3$$

Егер айналмалы катализатор бойынша буланған секцияның толық қимасына үлестік жүктеме а ≈ 30 кг/(м2*с) болса, буланған секцияның қажетті толық қимасы тең болады:

$$S_3 = \frac{G_K}{A} = \frac{762\ 500}{30*3600} = 7,06\ м^3$$

Бос қима дәнекерленген секцияда S3 қарағанда 2 есе аз. Десорбция аймағының биіктігі

$$H_3 = \frac{V_{p,3}}{S_3} = \frac{72,62}{7,06} = 10,3\ м$$

Булануға су буының шығысы

$Z = 0,005 G_u = 0,005 \cdot 762\ 500 = 3850$ *кг/ч* $= 213,9$ *кмоль/сағ.*

Буланған аймақ жағдайында су буының ағынының көлемі:

$$V_3 = 213,9 \cdot 22,4\ \frac{753}{273} = \frac{0,1013}{350} = 72,62\ м^3$$

Осы аймақтағы су буының фиктивті сызықтық жылдамдығы:

$$W_3 = \frac{V_3}{S_3} = \frac{7\ 437}{7.06 * 3600} = 0.293\ м/с$$

3 бөлімі сақиналы кеңістік болып табылады (8.1-суретті қараңыз.). Лифт-реактор қабырғасының қалыңдығын елеместен, дәнекерленген секция корпусының толық қимасын есептейміз:

$$S'_3 \approx S_3 + S_1 = 7.06 + 0,476 = 7,536\ м^2$$

Булау секциясы корпусының диаметрі шығатын жер

$$D_3 = \sqrt{\frac{S'_3}{0,785}} = \sqrt{\frac{7,536}{0,785}} = 3,1\ м^2$$

г) Сепарация аймағының корпусы 4. Сепарация аймағы корпусының S4 қимасының ауданы S2 + S3 сомасынан кем болмауы тиіс. Егер, мысалы, 20%-дық қор қабылданса, онда

$$S_4 \approx 1,2\ (52 + 53) = 1,2\ (13,41 + 7,06) = 24,56\ м^2$$

Сепарация аймағы корпусының диаметрі қайдан:

$$D_4 = \sqrt{\frac{24,56}{0,785}} \approx 5,6\ м$$

Реактордан шығатын көмірсутегі және су булары қоспасы ағынының көлемді шығысы:

$$V_4 = (1014 + 213,9)\ 22,4\ \frac{763}{273}\ \frac{101,3}{180} = 43\ 260\ м^3/сағ.$$

Сепарация аймағындағы будың фиктивті жылдамдығы тең болады:

$$W_4 = \frac{V_4}{S_4} = \frac{43\,260}{24{,}36*3600} = 0{,}49\ м/с$$

бұл аймақ үшін ұсынылған мәндерден аспайды.

$H_4'$ бөлу аймағының биіктігі (үдемелі жалған көрінетін қабат деңгейінен есептегенде) мына шарттан алынады: $H_4'$ ' ≥4,5 м.

д) 5 реактордың шлем құбыры. Бұл жағдайда реактордың шлемдік құбырының қимасы мен диаметрі сәйкесінше болады:

$$S_5 = \frac{V_4}{w_5} = \frac{43\,260}{30*3600} \approx 0{,}4\ м^3$$

$$D_5 = \sqrt{\frac{0{,}4}{0{,}785}} = 0{,}714 м^3$$

е) Пайдаланылған катализаторды реактордан шығаруға арналған 6-тіреу. Өңделген айналмалы катализатордың саны:

$$G_u = G_u + K = 762\ 500 + 6000 = 768\ 500\ кг/ч$$

С бағанындағы катализатордың концентрациясы кезінде с≈ 550 кг / м3 айналмалы жүзінділер ағынының көлемді шығысы тең:

$$V_{B3B} = \frac{G_U'}{C} = \frac{768\,500}{550} = 1397\ м^3/ч$$

Бұл жағдайда, жұмыс істеген катализаторды шығару үшін тіреудің қимасы мен диаметр, $w_{взв} = 0{,}8\ м/с$:

$$S_6 = \frac{V_{взв}}{W_{взв}} = \frac{1397}{0{,}8*3600} = 0{,}485\ м^2$$

$$D_6 = \sqrt{\frac{0{,}485}{0{,}785}} = 0{,}79\ м$$

4. Р-2 регенераторының негізгі өлшемдерін есептеу ( 8.1-сурет). Егер 1 кг коксты жағуға арналған ауа шығыны 12 кг болса, онда пайда болатын түтін газдарының саны тең болады:

$$G_r = (12+ 1)\ K = 13 \cdot 6000 = 78\ 000\ кг/сағ.$$

Регенератор жағдайында ($t_8$ = 600°С, $p$ = 0,18 МПа, $M_г$ ≈ 28,8) газ көлемі:

$$V_r = \frac{78\,000}{28{,}8} 22{,}4 \frac{873}{273} \frac{101{,}3}{180} = 109180\ м^3/ч$$

Қабылдаймыз фиктивную жылдамдығы газдар жұмыс аймағында 7 регенератора w7 = 0,6 м/с, катализатордың концентрациясын с=400 кг/м3 және "коксалу" q = 40 кг/сағ, тонна катализаторды. Регенератордағы катализатордың салмағы

$$G_k = \frac{1000\ K}{Q} = \frac{1000 * 6000}{40} = 150\ 000\ кг$$

Катализатордың регенераторда болуының орташа уақыты:

$$T_k\ \frac{G_K}{G} = \frac{150000}{400} = 375\ м^3$$

Жұмыс аймағының қимасы мен диаметрі тиісінше тең:

$$S_7 = \frac{V_r}{w_7} = \frac{109\,180}{0{,}6 * 3600} = 50{,}55\ м^2$$

$$D_7 = \sqrt{\frac{50{,}55}{0{,}785}} = 8{,}02\ м$$

Жұмыс аймағының биіктігі

$$H_7 = \frac{V_{R.I}}{S_7} = \frac{375}{50,55} = 7,42\ м$$

Егер 8 регенератордың сепарация аймағындағы газ жылдамдығы w8 = 0,4 м/с болса, онда сепарация аймағының қимасы мен диаметрі:

$$S_8 = \frac{V_{ш}}{W_{ш}} = \frac{109\ 180}{0,4 * 3600} = 75,82\ м^2$$

Регенератордың сепарациялық аймағының Н8 биіктігі шарттан қабылданады $H_8 \geq 4,5\ м$.

Регенератордың дулыға құбырының қимасы мен диаметрі {$w_9$ = 35 *м/с*):

$$S_9 = \frac{V_{ш}}{W_{ш}} = \frac{109\ 180}{35 * 3600} = 0,86\ м^2$$

$$D_9 = \sqrt{\frac{0,866}{0,785}} = 1,05\ м$$

Осы құбырдың диаметрін азайту қажет болған жағдайда, қимасы аз екі шлемдік құбырларды орнатуға болады.

10 регенератордың тіреуі: тіректегі жүзінді ағынының жылдамдығы Wb3b = 0,8 м/с, катализатордың концентрациясы с = 550 кг/м3. Сонда тіреуіштің көлемдік шығыны құрайды:

$$V_{B3B} = \frac{G^{I}_{K}}{C^{I}} = \frac{762\ 500}{550} = 1386\ м^3/ч$$

Регенератор тірегінің қимасы мен диаметрі:

$$S_{10} = \frac{V_{в.зв}}{W_{в.зв}} = \frac{1386}{0,8 * 3600} = 0,481\ м^2$$

$$D_{10} = \sqrt{\frac{0,481}{0,785}} = 0,783\ м$$

Барлық құбырлардың диаметрлерін стандарт бойынша ең жақын мәнге дейін дөңгелектеу керек.

**Бақылау сұрақтары**

1. Мұнай өңдеудегі химиялық процестерді атаңыз.
2. Химиялық процестерді жүргізуге арналған негізгі аппарат қалай аталады?
3. Каталитикалық крекинг катализаторының атауы?
4. Каталитикалық крекингті регенерациялау процесінің температурасы?
5. Каталитикалық крекинг процесінің өнімдерін атаңыз?

## 9-БӨЛІМ. КАТАЛИТИКАЛЫҚ РИФОРМИНГ ҚОНДЫРҒЫСЫНЫҢ РЕАКТОРЛЫҚ БЛОГЫН ЕСЕПТЕУ

Төмен октанды бензиндердің сапасын арттыру мақсатында стационарлы каталитикалық жүйеде таблеткаланған алюмоплатинді катализатордан каталитикалық риформингке ұшырайды. Бұл ретте бензиндегі хош иісті көмірсутектердің құрамы және соңғысының октандық саны (мотор әдісі бойынша 77-78 пунктке дейін) артады.

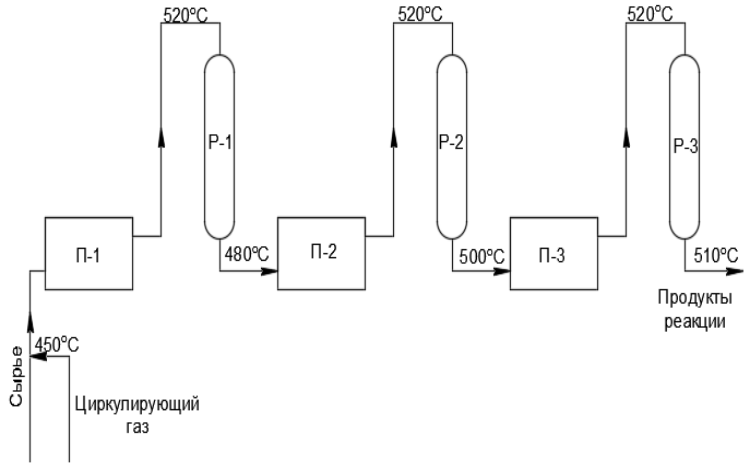
Бензиннің хош иістену реакциясы теріс жылу әсерімен өтеді, соның салдарынан реактордағы температура төмендейді. Төмен октанды бензиннің каталитикалық риформингін жүргізу үшін берілген температура кезінде сатылы реакторлық блок және түтікті пештерде реакция өнімдерін сатылы жылыту көзделеді. Реакторлық блок каталитикалық риформингтің үш реакторынан және реакция өнімдерін қыздыруға арналған екі пештен тұрады.

Реакторлық торап схемасы 9.1-суретте берілген.

Реакторлық блок мынадай режим бойынша пайдаланылады:

**9.1-кесте**

| № | Көрсеткіштер | Шектік |
|---|---|---|
| 1 | Температура, °С | 470—520 |
| 2 | Қысым, МПа | 0,40—0,45 |
| 3 | Шикізаттың көлемдік жылдамдығы, м3/м3·сағ | 1,5 |
| 4 | Айналмалы газ көлемінің шикізат көлеміне қатынасы | 1 : 1500 |
| 5 | Цикл ұзақтығы | 3 месяца |
| 6 | Алюмоплатинді катализатордың қызмет ету мерзімі | 1 год |
| 7 | Катализатордағы кокс саны, % салмағы | 3—5 |
| 8 | Катализаторды регенерациялау температурасы, °С: | |
| | I саты | 300—350 |
| | II саты | 380-420 |
| | III саты | 450-500 |
| 9 | Регенерация кезіндегі қысым, МПа | 0,10 |
| 10 | Р-1 кіре берістегі оттегінің құрамы, % көлем | 0,4—2,0 |
| 11 | Регенерация ұзақтығы (коксты күйдіру) | 3 суток |




9. 1-сурет. Каталитикалық риформинг қондырғысының реакторлық блогыа. Р-1 Р-2, Р-3 —реакторлар; П-1, П-2, П-3 — пештер.

Жұмыс циклдерінің саны каталитикалық риформинг орнатуды құрайды

$$N = \frac{365 - n_1 - n2}{90 + 3}, \qquad (9.1)$$

мұндағы 365 - бір жылдағы тәулік саны;

$n_1$— жылына күрделі жөндеу тәуліктерінің саны ("n"1" = 30);

$n_2$ - қондырғыға ағымдағы жөндеу жүргізу және катализаторды қайта тиеу үшін тәулік саны ($n_2$ =15).

Бір жылдағы жұмыс тәуліктерінің саны 90N, бір жылда катализаторды регенерациялауға жұмсалатын тәулік саны 3N тең.

Шикізат қондырғысының өнімділігі

$$G_c = \frac{L}{90 \cdot 24N} \text{ кг/ч} \qquad (9.2)$$

мұндағы $L$ — жылдық өнімділігі (кг / жыл).

0° С және 760 мм рт кезінде м3/сағ айналмалы газдың қажетті мөлшері. Құжат

$$V_{ц.г} = \frac{G_c}{\rho_c} n \qquad (9.3)$$

мұндағы $\rho_C$ — шикізат тығыздығы 20° С;

N-айналым газы мен шикізат көлемінің арақатынасы; N = 1500

Үш реактордағы катализатордың стационарлық қабатының көлемі

$$V_{реак} = \frac{G_c}{\upsilon \rho} \qquad (9.4)$$

мұндағы $V_{реак}$ — үш реактордың реакциялық көлемі м3;

$\upsilon$— үш реактордың реакциялық көлемі м3;

υ = 1,5 ч¯1химиялық-көлемдік шикізат жылдамдығы;

Реакторлардағы катализатор саны

$$G_{кат} = V_{реак}\, \rho \qquad (9.4, а)$$

мұнда-катализатордың үйінді тығыздығы 550-650 кг / м3 тең.

Бірінші реакторда каталитикалық риформингке бастапқы шикізаттың 58% - ға жуығы ұшырайды, нәтижесінде газдың 6,7% - ға жуығы және катализаттың 51,3% - ы түзіледі. Риформингтің екінші реакторында бастапқы шикізаттың шамамен 28% ұшырайды және шамамен 3,5% газ және 24,5%

катализат түзіледі. Үшінші реакторда каталитикалық риформинг бастапқы шикізаттың шамамен 14% - ына ұшырайды және катализаттың шамамен 12,5% - ы және газдың 1,5% - ы түзіледі. Осылайша, катализаттың шығуы шамамен 88,3% салмағы мен газ 11,7% салмағы. бастапқы шикізатқа.

Бензиннің каталитикалық риформинг реакциясының жылуы 1 кг газ және катализат қоспасына 335-440 кДж құрайды. Бензин риформингінің реакциялары үшін қажетті жылу мөлшері реакторлық блоктың жылу балансынан анықталады.

Реакторлық блокқа жылу келуі

1. Шикізатпен және айналмалы газбен салынған жылу мөлшері:

$$Q_1 = 4{,}1868(G_c q^{П}_{t_1} + V_{ц.г} c_1 t_1)\ кДж/ч, \qquad (9.5)$$

мұндағы $G_c$ — шикізат саны *кг/ч*;

$q^{П}_{t_1}$ —$t_1$ — 450° С кезінде бензиннің буының *кДж/кг*;

$V_{ц.г}$ — айналмалы газдың саны $м^3/ч$;

$c_1$ —$t_1$ = 450° С кезіндегі айналмалы газдың меншікті жылу сыйымдылығы;

$c_1$ — 1,590 *кДж/кг • град.*

2. П-1, П-2 және П-3 пештерінен енгізілген жылу мөлшері Q2 кДж/с тең.

Реакторлық блоктан жылу шығыны

1. Реакторлық блоктан катализат буымен, реакция газдарымен және айналмалы газбен енгізілген жылу мөлшері:

2. $Q_1' = 4{,}1868(G_{кат} q^{П}_{t_2} + V_г c_2 t_2 + V_{ц.г} c_1 t_2)\ кДж/ч, \qquad (9.6)$

мұндағы $G_{кат}$ — катализатор саны *кг/ч;*

$q^{П}_{t_2}$ —$t_2$ = 2135 кезінде катализат буларының жылуы *кДж/кг*;

$V_г$ — реакциялық газдың саны $м^3/ч$;

$c_2$ —$t_2$ = 510 $c_2$= 2,491 кезіндегі газдың жылу сыйымдылығы; *кДж/кг · град* (тығыздығы

0°С және 760 мм рт кезіндегі реакциялық газ. құжат тең 0,685—0,690 кг/м3).

1. Риформинг реакциясына жұмсалған жылу мөлшері:

2. $Q_2' = G_c i\ кДж/ч, \qquad (9.7)$

мұндағы $i$ — каталитикалық риформинг реакцияларының жылуы; $i$ = 335 **:** 440 *кДж/кг.*

1. Қоршаған атмосфераға жылудың шығындары $Q_3'$ *кДж/сағ.*

Реакторлық блоктың жылу балансы:

$$Q_1 + Q_2 = Q_1' + Q_2' + Q_3'$$

Бұдан

$$Q_2 = Q_1' + Q_2' + Q_3' - Q_1$$

**9.1-мысал.** Реактордың реакциялық көлемін және өнімділігі жылына 300000 т. төмен октанды бензин каталитикалық риформинг қондырғысының

реакторлық блогы пештерінің жылу жүктемесін анықтау. Бензин тығыздығы $\rho_4^{20}$ = 754 *кг/м*$^3$.

Реакторларда бензин толығымен риформингке ұшырайды және 510°С температурада реакция өнімдері мен циркуляциялық газ буының қоспасы үшінші реактордан шығарылады. Катализаттың шығуы 88,3% - ды және газдың салмағы 11,7% - ды құрайды.

Шешімі. Бір жылдағы қондырғының жұмыс циклдерінің санын мына формула бойынша табамыз (9. 1)

$$N = \frac{365 \cdot 30 \cdot 15}{90 + 3} = 3{,}44.$$

Бір жылдағы қондырғының жұмыс тәуліктерінің саны

90 • 3,44 = 310 суток.

Шикізат бойынша қондырғының өнімділігін (9. 2) формуласы бойынша анықтаймыз

$$G_c = \frac{L}{90 \cdot 24N} = \frac{500000}{90 \cdot 24 \cdot 3{,}44} = 40{,}3 \text{ т/ч} = 40300 \text{ кг/сағ.}$$

Айналмалы газдың қажетті мөлшерін мына (9.3) формуласы бойынша есептейміз

$$V_{\text{ц.г}} = \frac{G_c}{\rho_c} n = \frac{40{,}3}{0{,}754} \cdot 1500 = 8000 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Үш реактордағы катализатордың стационарлық қабатының көлемін (9. 4) формуласы бойынша табамыз

$$V_{\text{реак}} = \frac{G_c}{\rho_c V} = \frac{40\,300}{754 \cdot 1{,}5} = 35{,}7 \text{ м}^3 = 36 \text{ м}^3.$$

Келесі реакциялық көлемдермен реакторларды қабылдаймыз: I реактор — 11 м3; II — 11 м3; III - 14 м3.

Реактордың d = 2,6 м диаметрін қабылдап, катализатордың стационарлық қабатының жалпы биіктігін анықтаймыз

$$H = V_{\text{реак}} : \frac{\pi D^2}{4} = 36 : \frac{3{,}14 \cdot 2{,}6^2}{4} = 6{,}8 \text{ м.}$$

Реакторлардағы алюмоплатинді катализатордың санын (9.4 а) формуласы бойынша табамыз

36 " • " 600 = 21 600 кг.

450 және 510° С кезінде катализат буының жылу мөлшері тиісінше тең

$q^{\text{П}}_{450}$ = 1428 *кДж/кг* и $q^{\text{П}}_{510}$ = 1583 *кДж/кг.*

Жылу мөлшері (9. 5) формуласымен есептеледі

$$Q_1 = G_c q^{\text{П}}_{t_1} + V_{\text{ц.г}} c_1 t_1 = 40\,300 \cdot 1428 + 80\,000 \cdot 0{,}380 \cdot 1583 =$$

$$= 31808 \text{ кВт}$$

Катализатордың буымен, реакция газдарымен және реакторлық блоктан циркуляциялық газбен әкетілген жылу мөлшерін формула бойынша анықтаймыз (9. 6)

$$Q_1' = G_{\text{кат}} Q^{\text{П}}_{t_1} + V_{\text{г}} c_2 t_2 + V_{\text{ц.г}} c_1 t_2 = 40\,300 \cdot 0{,}883 \cdot 1583 +$$

$$+ \frac{40\,300 \cdot 0{,}117}{0{,}685} 0{,}585 \cdot 2135 + 80000 \cdot 1{,}59 \cdot 2135 = 36074 \text{ кВт.}$$

(Мұнда 0,685 — реакция кезінде пайда болған газдардың тығыздығы, кг/м3; 1,59-олардың орташа меншікті жылу сыйымдылығы кДж/кг · град.*)*

Риформинг реакциясына жұмсалған жылу мөлшерін мына формула бойынша есептейміз (9. 7)

$$Q_2' = G_c i = 40\ 300 \cdot 377 = 4218\ кВт.$$

Қоршаған атмосфераға жылу шығынын реакторлық блоктан бумен және газдармен шығарылған жылудың 2% - ға тең деп аламыз:

$$Q_3' = 0{,}02 \bullet Q_1' = 0{,}02 \bullet 36074 = 721\ кВт$$

Пештен реакторлық блокқа енгізілген жылу мөлшері:

$$Q_2 = Q_1' + Q_2' + Q_3' - Q_1 = 36074 + 4218 + 721 - 31808 =$$

$$= 9205\ кВт.$$

**Бақылау сұрақтары**

1. Каталитикалық риформинг процесінің мақсаты.
2. Каталитикалық риформинг катализаторын атаңыз.
3. Каталитикалық риформинг эндотермиялық немесе экзотермиялық процесс болып табылады ма?
4. Каталитикалық риформинг шикізаты дегеніміз не?
5. Каталитикалық риформинг өнімдерінің шығуы мен құрамы неге байланысты?

## 10-БӨЛІМ. ИЗОБУТАНДЫ БУТИЛЕНДЕРМЕН АЛКИЛДЕУ ПРОЦЕСІН ЕСЕПТЕУ

Техникалық изооктанды (авиаалкилатты) синтездеу контакторда (реакторда) изобутанды күшті күкірт қышқылының қатысуымен бутилендермен және амилендермен алкилдеу жолымен жүзеге асырылады. Реакторға бутан-бутилен фракциясы мен күкірт қышқылымен айналатын изобутанның қоспасы үздіксіз енгізіледі; реактордан алкилдеу өнімдері, көмірсутектер мен пайдаланылған күкірт қышқылы бөлінеді.

Аталған көмірсутегі қоспасы реакторға енгізгенге дейін арнайы араластырғышта араластырылады. Бутан-бутилен фракциясы (шикізат) пропан, н-бутан, изобутан, н-бутилен, изобутилен, амилен және изопентан қоспасы болып табылады.

Айналмалы изобутан фракциясы пропан (2,8—3,2%), изобутан (87,5—88,5%) және н-Бутан (8,5— 9,5%) қоспасын білдіреді. Көмірсутегі қоспасында моль қатынасы изобутан : бутилендер 5,3 : 1-ден 5,5 : 1-ге дейін ауытқиды, моль қатынасы изобутан : амилен 7,2 : 1-ден 7,5 : 1-ге дейін. күкірт қышқылы мен көмірсутек қоспасының көлемдік арақатынасы 65 : 35, яғни 1,86 : 1 құрайды. Таза күкірт қышқылының күші 98-99%, өңделген қышқыл 85-90%.

Көрсетілген жағдайларда бутилендер толығымен және шамамен 95% амлендер техникалық изооктан (авиаалкилат) және полимерлер (мотоалкилат) құра отырып, изобутанмен алкилдеу реакциясына түседі.

Техникалық изооктанның шығуы 93-94% құрайды, ал полимерлер 6-7% салмақ. алкилдеу өнімдеріне. Реакциялық тораптағы ағын схемасы 10. 1-суретте көрсетілген.

Алкилдеу өнімдерінің кең фракциясының шығуы (техникалық изооктан және полимерлер қоспасы) $G_{ш.ф}$ шығындарды есепке алмағанда мына формуламен анықталады

$$G_{ш.ф} = G_1 \left(1 + \frac{M_2}{M_1}\right) + \eta_1 G_2 \left(1 + \frac{M_2}{M_3}\right) \text{ кг/ч}, \qquad (10.1)$$

мұндағы G1-реакторға түсетін бутилендер саны, кг / сағ;

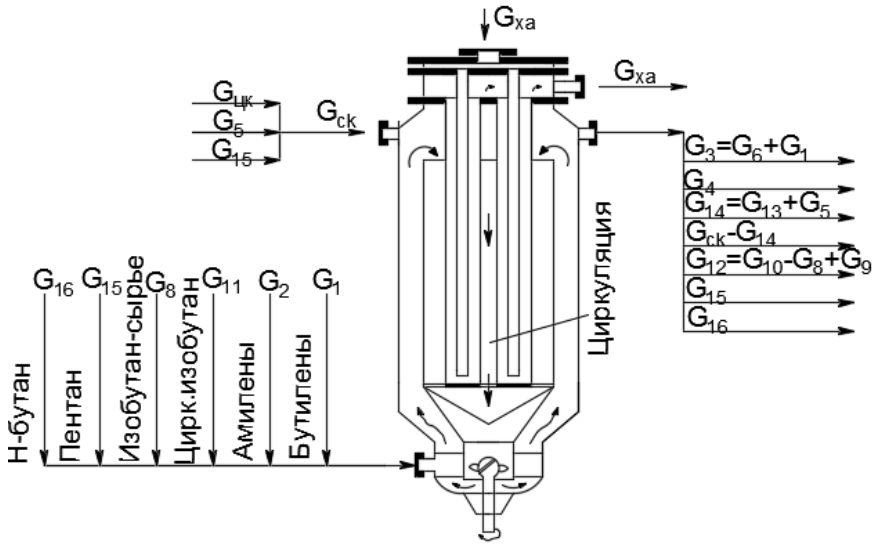
G2-реакторға түсетін амилен мөлшері, кг / сағ;

M1-бутиленнің молекулалық салмағы (56);

M2-изобутанның молекулалық салмағы (58);

M3-амиленнің молекулалық салмағы (70);

η1 - үлесі амилена, енетін алкилдеу реакциясын (0,95).




10.1-сурет. Техникалық изооктан өндіру кезіндегі реактор торабында ағын схемасы.

Техникалық изооктан саны

$$G_3 = G_{ш.ф}\,\eta_2\ кг/ч, \qquad (10.2)$$

бұл жерде $\eta_2$ - техникалық изооктанның алкилдеу өнімдеріне шығуы (0,93-0,94).

Мотоалкилат саны

$$G_4 = G_{ш.ф}\,\eta_3\ кг/ч, \qquad (10.3)$$

бұл жерде $\eta_3$ - алкилдеу өнімдеріне мотоалкилаттың шығуы (0,06 - 0,07).

Қышқыл гудронға өтетін амилен мөлшері:

$$G_5 = G_2\,(1 - \eta_1)\ кг/сағ. \qquad (10.4)$$

Алкилдену реакциясына кіретін олефиндердің саны:

$G_6 = G_1 + G_2\,\eta_1$ *кг/ч* (10.5)

Алкилдену реакциясына кіретін изобутан саны:

$$G_7 = G_{ш.ф} — G_6\ кг/сағ. \qquad (10.6)$$

Изобутан саны

$$G_9 = G_8 — G_7\ кг/сағ. \qquad (10.7)$$

Реакторға түсетін изобутан саны:

$$G_{10} = \left(n_1 \frac{G_1}{M_1} + n_2 \frac{G_2}{M_2}\right) M_2\ кг/ч, \qquad (10.8)$$

мұнда $n_1$ -мольдік қатынасы изобутан : бутилендер;

$n_2$ -мольдік арақатынасы изобутан: амилендер.

Жүйеде айналмалы изобутан саны

$$G_{11} = G_{10} — G_8\ кг/сағ. \qquad (10.9)$$

Реакторлардан шығатын изобутан саны:

$$G_{12} = G_{10} — G_1\ кг/сағ. \qquad (10.10)$$

Таза күкірт қышқылының шығыны

$$G_{13} = G_{ш.ф}\, g_1\ кг/ч, \qquad (10.11)$$

мұнда g1-алкилдеу өнімдерінің кең фракциясының 1 кг-дағы жаңа күкірт қышқылының үлес шығыны (0,21 кг / кг).

Пайдаланылған күкірт қышқылының саны

$$G_{14} = G_{13} + G_5\ кг/сағ. \qquad (10.12)$$

Реакторға берілетін күкірт қышқылының саны:

$$V_{с.к.} = \left(\frac{G_0}{\rho_0} + \frac{G_1}{\rho_1} + \frac{G_2}{\rho_2} + \frac{G_{10}}{\rho_{10}} + \frac{G_{15}}{\rho_{15}} + \frac{G_{16}}{\rho_{16}}\right) 1{,}86\ м^3 \cdot сағ, \qquad (10.13)$$

мұнда G0 — реакторға түсетін пропан мөлшері, кг / сағ;

$\rho 0$, $\rho 1$, $\rho 2$, $\rho 10$, $\rho 15$, $\rho 16$ - t = 10° C температурада сәйкесінше пропан, бутилен, амилен, изобутан, пентан және н-Бутан тығыздығы кг / м3;

G15-реакторға түсетін пентандар саны, кг / сағ;

G16-реакторға түсетін w-Бутан саны, кг / сағ;

1,86 — қышқыл және көмірсутек қоспасы көлемінің арақатынасы.

Айналмалы күкірт қышқылының саны

$$V_{ц.к} = V_{с.к} — \frac{G_{14}}{\rho_{ск}}\ м^3/сағ. \qquad (10.14)$$

мұнда $\rho_{Ск}$ - жаңа күкірт қышқылының тығыздығы кг / м3.

Жартылай өңделген күкірт қышқылының саны

$$V'_{с.к} = V_{ц.к} + \frac{G_{14}}{\rho_п}\ м^3/сағ. \qquad (10.15)$$

Реакторлар арқылы өтетін өнімдердің орташа көлемі:

$$V = \frac{G_0}{\rho_0} + \frac{G_3}{\rho_3} + \frac{G_4}{\rho_4} + \frac{G_{12}}{\rho_{10}} + \frac{G_{15}}{\rho_{15}} + \frac{G_{16}}{\rho_{16}}\ м^3/ч \qquad (10.16)$$

Реакциялық аймақ көлемі

$$V_р = V\tau\ м^3 \qquad (10.17)$$

мұндағы τ-байланыс уақыты(τ = 20: 30 мин).

Реакторлар саны

$$n = \frac{V_р}{V'_р} \qquad (10.18)$$

мұнда $V'_р$ — бір реактордың реакциялық аймағының көлемі ($V'_р$ = 18,5 м3).

Изобутанды олефиндермен алкилдеу жылу бөлінуімен өтеді. 10° C реакциялық аймақтың температурасын ұстап тұру үшін суықагентпен (сұйық пропанмен немесе аммиакпен) алынатын жылу мөлшері формуламен анықталады

$$Q = (G_0 + G_1 + G_2 + G_{10} + G_{15} + G_{16})\, c_1(t_1 - 10) + G_{с.к}\, c_2\, (t_2 — 10) + G_в q + Q_п\ кДж/ч, \qquad (10.19)$$

мұнда $c_1$-кдж/кг көмірсутегі қоспасының орташа жылу сыйымдылығы * град ($c_1$= 2,09);

$c_2$- - күкірт қышқылының жылу сыйымдылығы кдж / кг * град ($c_2$ = 1,47);

$t_1$ - реакторға түскен кездегі көмірсутегі қоспасының температурасы ( t1 = 25° C);

$t_2$-реакторға түскен кездегі күкірт қышқылының температурасы ($t_2$ = 35° C);

$G_{с.к}$ - реакторға берілетін күкірт қышқылының мөлшері, кг / сағ;

q-реакцияға түсетін 1 кг олефиндерге алкилдеу реакциясының жылуы (q = 2303 кДж / кг);

$Q_п$ - анықталатын реакторлардың қоршаған ортаға жылу шығындары кДж/с.

$Q = \lambda f \frac{t_1 - t_2}{\delta}$ *кДж/сағ.*

Реакторлардың салқындатқыш беті формулаға сәйкес есептеледі

$$Q = K \cdot F \cdot t_{ср}, \text{ бұдан}$$

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}} \; м^2$$

мұндағы *K*— жылу беру коэффициенті *(K* = 1884 : 2303 *кДж/м*$^2$ сағ·*град*);

$\Delta t_{ср}$ — реакция аймағындағы суықагент және қоспа температураларының айырмасы:

$$10° C \xrightarrow{\text{реакция аймағы}} 10° C$$

$$0° C \xleftarrow{\text{суықагент}} 0° C$$

$$\Delta t = 10° C \qquad \Delta t = 10°C$$

$$\Delta t_{ср} = 10° C$$

Реакторлардың салқындатқыш жыланғыштарына берілетін суықагенттің саны:

$$G_{х.а} = \frac{Q}{I} \; кг/сағ.$$

мұндағы *i* — суықагенттің булану жылуы *кДж/кг.*

**10.1-мысал.** Бутан-бутилен фракциясы өнімділігі тәулігіне 240 т бутиленмен изобутанды алкилдеу қондырғысының реакторларына берілетін реакторлардың саны мен суықагенттің мөлшерін анықтау. Көмірсутекті құрамы бутан-бутиленовой фракцияның % - ға салмағы.: пропан 2,0, бутилендер 19,8, изобутан 32,5, н-бутан 17, амилендер 4,5, пентандар 24,2.

Шешімі. Шикізат қондырғысының өнімділігі

$$G = \frac{240 \cdot 1000}{24} = 10\,000 \; кг/сағ.$$

Алкилдеу қондырғысына түсетін пропан, бутилен, изобутан, н-бутан, амилендер және пентандар саны:

$G_0$ = 10 000 • 0,02 = 200 *кг/ч;* $G_1$ = 10 000 • 0, 198 = 1980 *кг/ч;*

$G_8$ = 10 000 • 0,325 = 3250 *кг/ч;* $G_{16}$ = 10 000 • 0,17 = 1700 *кг/ч;*

$G_2$ = 10 000 • 0,045 = 450 *кг/ч;* $G_{15}$ = 10 000 • 0,242 = 2420 *кг/сағ.*

Мына формула бойынша алкилдеу өнімдерінің кең фракциясының шығуы (10.1)

$$G_{ш.ф} = 1980 \left(1 + \frac{58}{56}\right) + 0{,}95 \cdot 450 \left(1 + \frac{58}{70}\right) = 4814 \text{ кг/сағ.}$$

Теңдеу бойынша техникалық изооктан саны (10.2)

$$G_3 = 4814 \cdot 0{,}935 = 4500 \; кг/сағ.$$

Теңдеуі бойынша мотоалкилат саны (10. 3)

$G_4$= 4814 • 0,065 = 314 *кг/сағ.*

Күкірт қышқылымен сіңетін амилендер саны, теңдеуі бойынша (10.4)

$$G_5 = 450\ (1 — 0{,}95) = 22{,}5\ кг/сағ.$$

Теңдеуі бойынша алкилдеу реакциясына кіретін олефиндердің саны (10.5)

$$G_6 = 1980 + 450 \cdot 0{,}95 = 2408{,}0\ кг/сағ.$$

Алкилдеу реакциясына кіретін изобутан саны, теңдеуі бойынша (10.6)

$$G_7 = 4814 — 2408{,}0 = 2406{,}0\ кг/сағ.$$

Теңдеуі бойынша қайталанбаған изобутанның саны (10. 7)

$$G_9 = 3250 — 2406 = 844\ кг/сағ.$$

Теңдеуі бойынша реакторға түсетін изобутан саны (10. 8)

$$G_{10} = \left(5{,}5\ \frac{1980}{56} + 7{,}5\ \frac{450}{70}\right) 58 = 11\ 550\ кг/ч$$

Теңдеуі бойынша жүйеде айналмалы изобутан саны (10. 9)

$$G_{11} = 11\ 550 - 3250 = 8300\ кг/сағ.$$

Айналмалы изобутан фракциясы пропаннан тұрады (3% салмағы.), мол (88% салмағы.) және н-бутан (9% - ға салмағы.).

Айналмалы изобутан фракцияларының саны

$$G'_{11} = \frac{G_{11}}{0{,}88} = \frac{8300}{0{,}88} = 9493\ кг/ч$$

Айналмалы изобутан фракциясындағы пропан саны

$$G'_0 = G'_{11} \cdot 0{,}03 = 9433 \cdot 0{,}03 = 283\ кг/сағ.$$

Айналмалы изобутанды фракциядағы н-Бутанның саны

$$G_{16} = 9433 \cdot 0{,}09 = 850\ кг/сағ.$$

Теңдеуі бойынша реактордан шығатын изобутан саны (10.10)

$$G_{12} = 11\ 550 — 2406 = 9144\ кг/сағ.$$

Таза күкірт қышқылының шығыны (10.11)

$$G_{13} = 4814 \cdot 0{,}21 = 1009\ кг/сағ.$$

Пайдаланылған күкірт қышқылының мөлшері (10.12)

$$G_{14} = 1009 + 22{,}5 = 1031{,}5\ кг/сағ.$$

Реакторға берілетін күкірт қышқылының көлемі, мынадай формула бойынша (10.13)

$$V_{С.К} = \left(\frac{200+283}{520} + \frac{1980}{600} + \frac{450}{640} + \frac{11\ 550}{610} + \frac{2420}{640} + \frac{1700+850}{610}\right) 1{,}86 = 58{,}7\ м^3/сағ.$$

немесе күкірт қышқылының салмағы

$$G_{с.к} = V_{с.к}\, \varrho_{с.к} = 58{,}7 \cdot 1800 = 106\ 000\ кг/сағ.$$

Күкірт қышқылының мөлшері (10.14)

$$V_{ц.к} = 58{,}7 — \frac{1009}{1800} = 58{,}10\ м^3/сағ.$$

Жартылай пайдаланылған күкірт қышқылының мөлшері (10.15)

$$V'_{с.к} = 58{,}10 + \frac{22{,}5}{640} = 58{,}07\ м^3/сағ.$$

Реакторлар арқылы өтетін өнімдердің орташа көлемі, формула бойынша (10.16)

$$V = \frac{200+283}{520} + \frac{4500}{713} + \frac{314}{784} + \frac{2420}{640} + \frac{1700+850}{610} + \frac{9143{,}0}{610} + 58{,}07 = 88{,}80\ м^3/сағ.$$

(10.17) формула бойынша реакциялық аймақ көлемі)

$$V_р = V\tau = 88{,}8 \cdot 0{,}5 = 44{,}40\ м^3.$$

(10.18) формула бойынша реакторлар саны

$$n = \frac{44{,}40}{18{,}50} = 2{,}40 \approx 3$$

10° С реакциялық аймақтың температурасын ұстап тұру үшін суықагентпен алынатын жылу мөлшерін (10.19) формула бойынша табамыз, $\lambda = 2{,}93$ *кДж/м • ч • град*, $t_1' — t_1'' = 40°$ С — 10° С; $\delta = 0{,}1$ *м*:

$Q$ = (200 + 283 + 1980 + 450 + 11 500 + 2420 + 1700 + 850) ·2.09·(25 - 10) + 106 000 • 1.47· (35 — 10) + 2408,0 • 2303 + 0,7 $\frac{40-10}{0{,}1}$ = 3,14 • 3,4 • 3 = 2096 *кВт.*

Үш реактордың салқындатқыш беті

$$F = \frac{1\,802\,000}{500 \cdot 10} = 361\ м^2$$

Бір реакторға арналған салқындату беті

$$F = \frac{F}{3} = \frac{361}{3} = 120\ м^2$$

Реакторлардың салқындатқыш жыланғыштарына берілетін суықагенттің (сұйық пропан) мөлшері, формула бойынша (10. 20) егер реакция аймағында 10° С температурада пропан үшін қабылданса i = 364 ккал / кг 1:

$$G_{х.а} = \frac{2096}{364} = 5{,}75\ кг/с.$$

**Бақылау сұрақтары**

1. Изобутанды бутилендермен алкилдеу процесінің мақсаты?
2. Изобутанды бутилендермен алкилдеу процесінің катализаторын атаңыз.
3. Жылу әсері бойынша алкилдеу эндотермиялық немесе экзотермиялық процесс болып табылады?
4. Алкилдеу процестерінде қандай суықагенттер қолданылады?
5. Алкилдеу реакторларының қандай түрлері бар?

# ҚОРЫТЫНДЫ

Оқу құралы КМ 08 «Жабдықтың өнімділігі мен қуатын есептеуді орындау» кәсіби модуліне арналған 0918000 «Мұнай және газ өңдеу технологиясы» мамандығы бойынша техникалық және кәсіптік, орта білімнен кейінгі білім беру жүйесіне арналған өзектілендірілген типтік оқу жоспарлары мен бағдарламаларының талаптарына сәйкес авторлардың ұжымымен жасалған. Ол, ең алдымен, оқу жоспарлары аталған курс енгізілген барлық оқу нысанындағы колледж студенттеріне арналған және тәжірибелік сабақтар мен курстық жобаларды орындау үшін материал ретінде де, мұнай мен газды өңдеу технологиясының негіздерімен дербес танысу үшін де қолданылуы мүмкін.

Оқу құралында мұнай және газ өңдеу технологиясында қолданылатын негізгі процестер мен аппараттарды есептеу әдістері қарастырылды және есептеу мысалдары келтірілген;

Модульдің теориялық және практикалық материалдарын толық меңгеру үшін әр тараудың соңында бақылау сұрақтары мен есептер берілген.

Оқу құралы модуль бойынша негізгі ақпаратты қамтиды және:

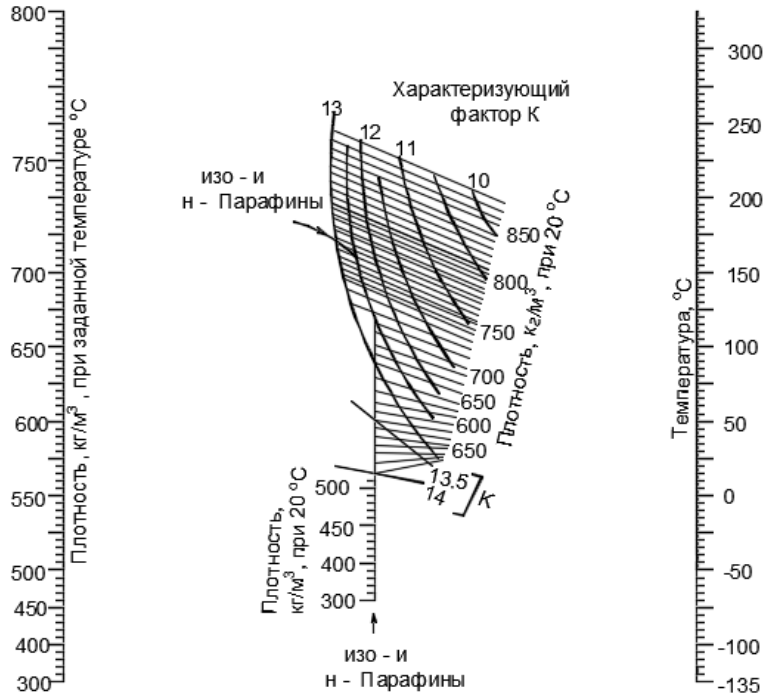
- білім алушылардың алған білімдерін тереңдетуге және бекітуге ықпал етеді;
- студенттердің шығармашылық, өзіндік талдау қабілетін дамытады;
- меңгерілген материалды жүйелеу және жалпылау, оны сын тұрғысынан бағалайды;
- өз білімдерін іс жүзінде қолдану дағдыларын қалыптастырады және нығайтады;
- жеке тақырыптарды оқу және бекіту кезінде өзін-өзі тексеруге арналған материал ретінде қызмет етеді.

# ҚОСЫМШАЛАР

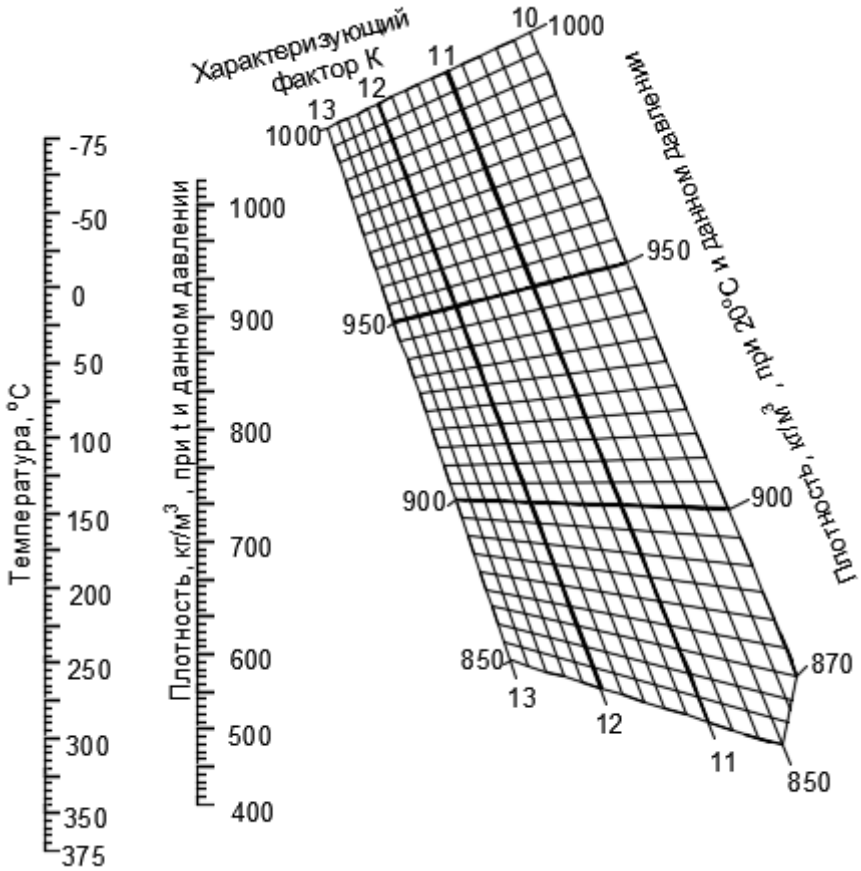
## 1. Салыстырмалы тығыздықтың орташа температуралық түзетуі

| $\rho_4^{20}$ | α | 5α | $\rho_4^{20}$ | α | 5α |
|---|---|---|---|---|---|
| 0,7000-0,7099 | 0,000897 | 0,00448 | 0,8500-0,8599 | 0,000699 | 0,00349 |
| 0,7100-0,7199 | 0,000884 | 0,00442 | 0,8600-0,8699 | 0,000686 | 0,00343 |
| 0,7200-0,7299 | 0,000870 | 0,00435 | 0,8700-0,8799 | 0,000673 | 0,00336 |
| 0,7300-0,7399 | 0,000857 | 0,00428 | 0,8800-0,8899 | 0,000660 | 0,00330 |
| 0,7400-0,7499 | 0,000844 | 0,00422 | 0,8900-0,8999 | 0,000647 | 0,00323 |
| 0,7500-0,7599 | 0,000831 | 0,00415 | 0,9000-0,9099 | 0,000633 | 0,00316 |
| 0,7600-0,7699 | 0,000818 | 0,00410 | 0,9100-0,9199 | 0,000620 | 0,00310 |
| 0,7700-0,7799 | 0,000805 | 0,00402 | 0,9200-0,9299 | 0,000607 | 0,00303 |
| 0,7800-0,7899 | 0,000792 | 0,00396 | 0,9300-0,9399 | 0,000594 | 0,00297 |
| 0,7900-0,7999 | 0,000778 | 0,00386 | 0,9400-0,9499 | 0,000581 | 0,00290 |
| 0,8000-0,8099 | 0,000765 | 0,00382 | 0,9500-0,9599 | 0,000267 | 0,00283 |
| 0,8100-0,8199 | 0,000752 | 0,00376 | 0,9600-0,9699 | 0,000554 | 0,00277 |
| 0,8200-0,8299 | 0,000738 | 0,00369 | 0,9700-0,9799 | 0,000541 | 0,00270 |
| 0,8300-0,8399 | 0,000725 | 0,00362 | 0,9800-0,9899 | 0,000522 | 0,00261 |
| 0,8400-0,8499 | 0,000712 | 0,00356 | 0,9900-1,0000 | 0,000515 | 0,00257 |

**2. Тәуелділік тығыздық - тұрақты қысым кезінде сұйық мұнай фракциялары үшін температура (төмен температура аймағы)**



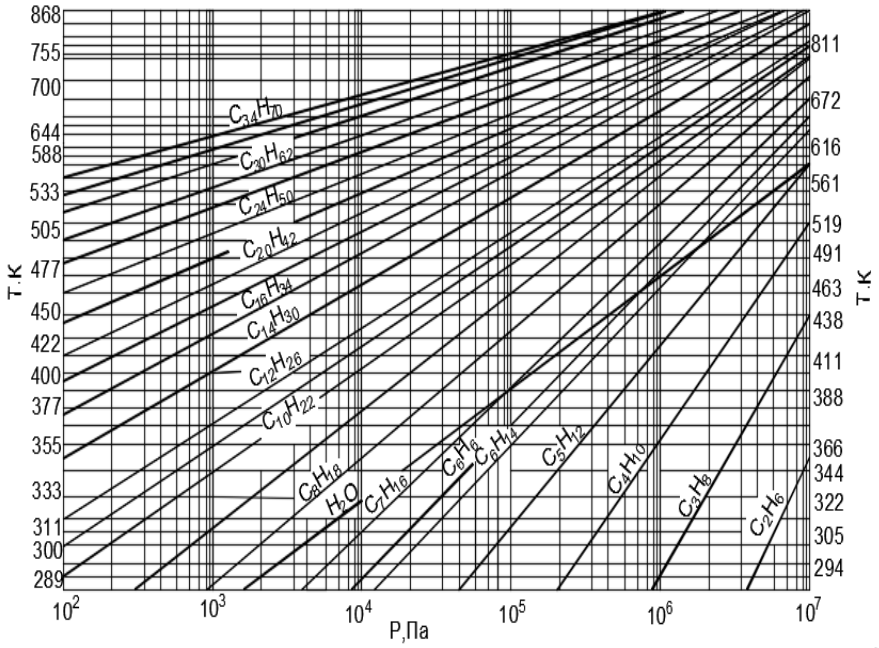

**3. Тәуелділік тығыздық - тұрақты қысым кезінде сұйық мұнай фракциялары үшін температура (жоғары температура аймағы)**



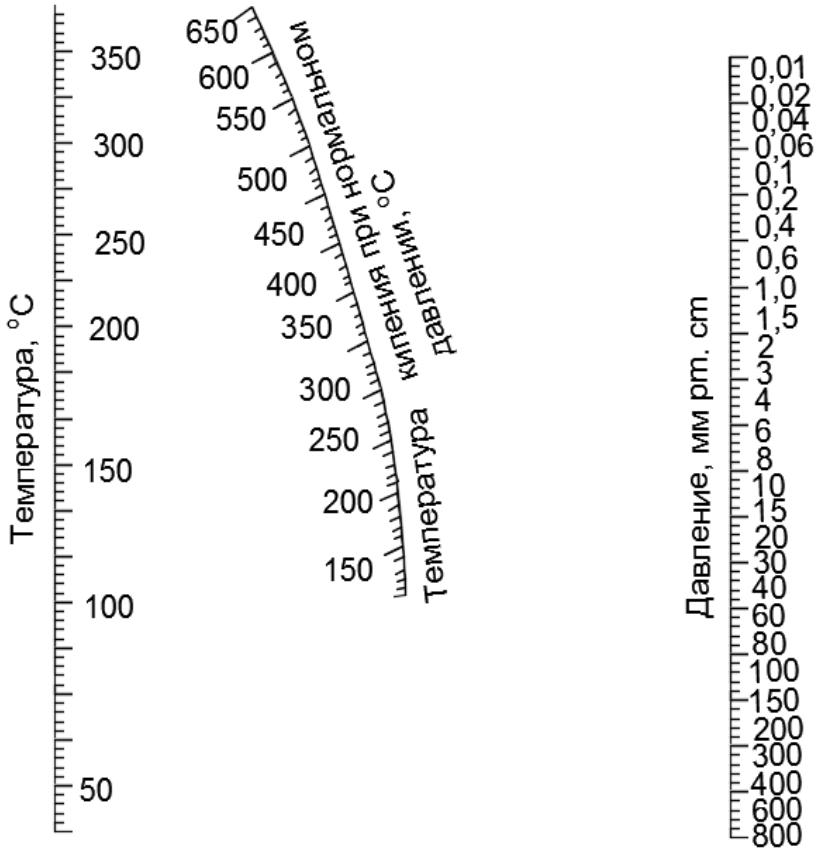
4. **(2.22) формула бойынша қаныққан бу қысымын есептеу үшін F (T) температуралық функциясының мәні**

| Темпера тура, °С | f(T) | Темпера тура, °С | f(T) | Темпера тура, °С | f(T) | Темпера тура, °С | f(T) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| -40 | 12,122 | 100 | 5,595 | 240 | 3,144 | 380 | 1,952 |
| -30 | 11,363 | 110 | 5,343 | 250 | 3,031 | 390 | 1,891 |
| -20 | 10,699 | 120 | 5,107 | 260 | 2,924 | 400 | 1,832 |
| -10 | 10,031 | 130 | 4,885 | 270 | 2,821 | 410 | 1,776 |
| 0 | 9,448 | 140 | 4,677 | 280 | 2,724 | 420 | 1,721 |
| 10 | 8,914 | 150 | 4,480 | 290 | 2,630 | 430 | 1,668 |
| 20 | 8,421 | 160 | 4,297 | 300 | 2,542 | 440 | 1,618 |
| 30 | 7,967 | 170 | 4,124 | 310 | 2,456 | 450 | 1,569 |
| 40 | 7,548 | 180 | 3,959 | 320 | 2,375 | 460 | 1,521 |
| 50 | 7,160 | 190 | 3,804 | 330 | 2,297 | 470 | 1,476 |
| 60 | 6,800 | 200 | 3,658 | 340 | 2,222 | 480 | 1,432 |
| 70 | 6,660 | 210 | 3,519 | 350 | 2,150 | 490 | 1,339 |
| 80 | 5,155 | 220 | 3,387 | 360 | 2,082 | 500 | 1,348 |
| 90 | 5,866 | 230 | 3,263 | 370 | 2,005 | - | - |

5. **Кокс кестесі**



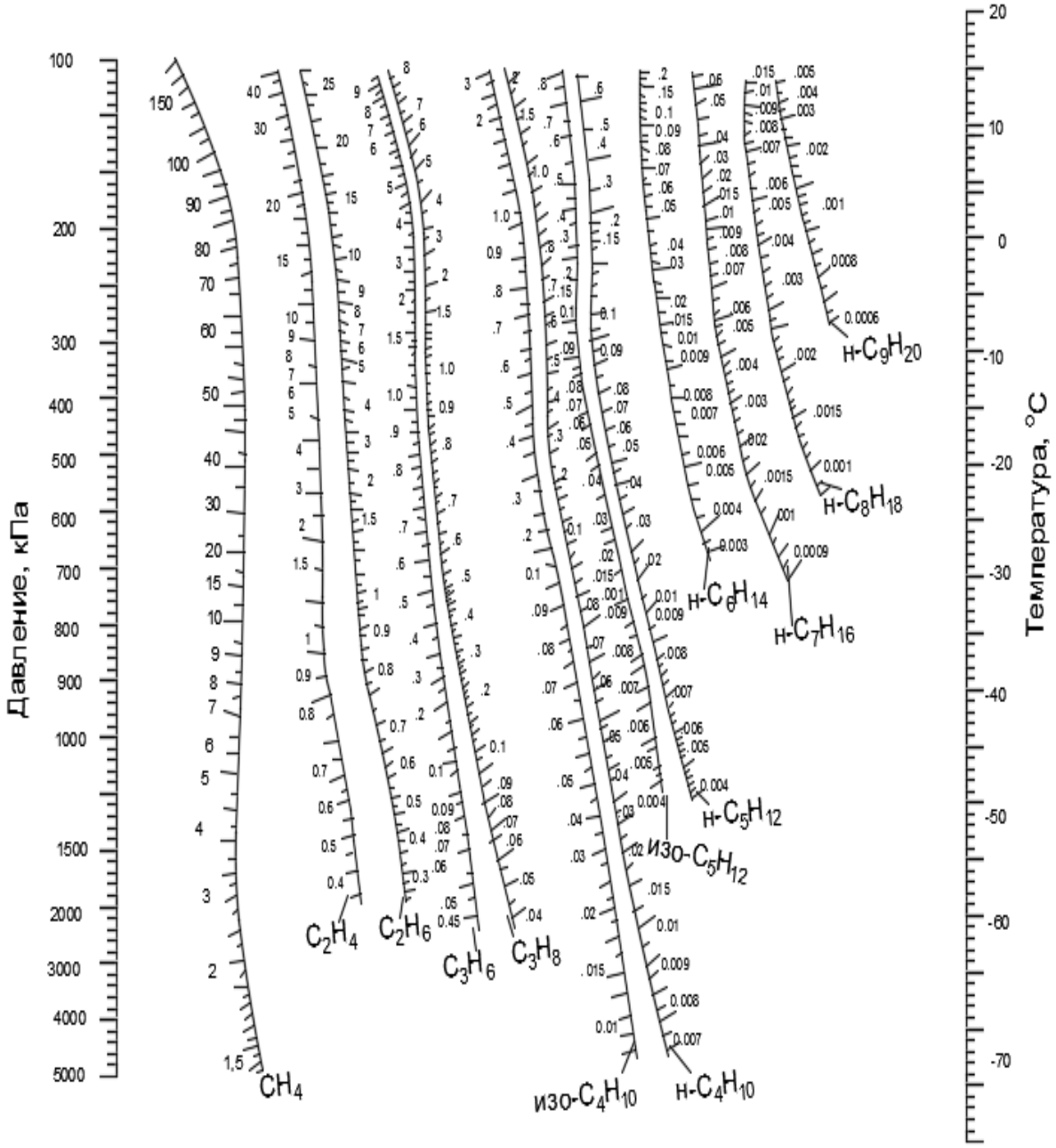
**6. Қысымға байланысты мұнай өнімдерінің қайнау температурасын анықтауға арналған номограмма**



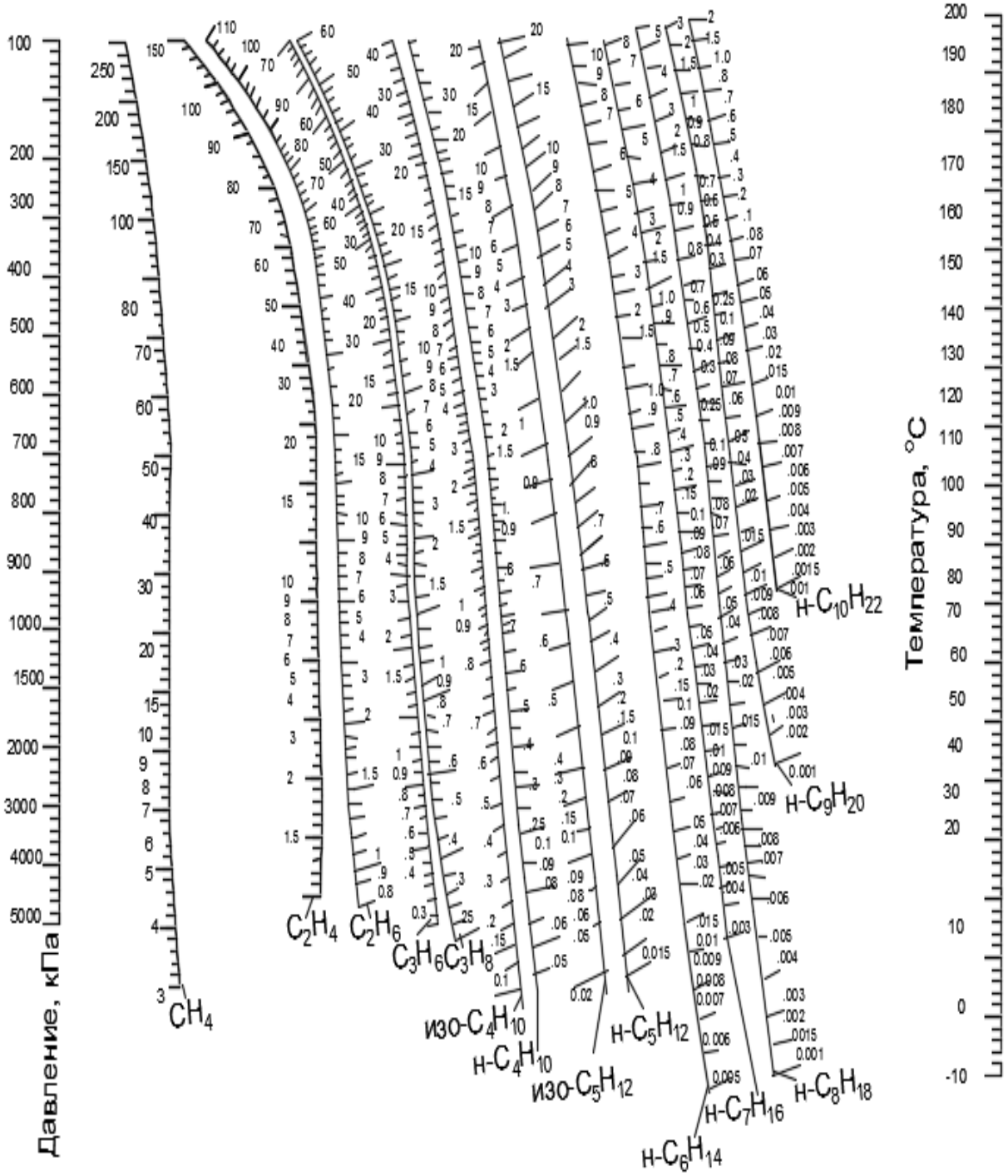

**7. Кинематикалық тұтқырлықтың (мм2 /с) мәндерін шарттыға (°ВУ) ауыстыру кестесі**

| мм $^2$ /с | °ВУ | мм $^2$ /с | °ВУ | мм $^2$ /с | °ВУ | мм 2 /с | °ВУ | мм $^2$ /с | °ВУ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 1,00 | 16 | 2,48 | 31 | 4,33 | 46 | 6,28 | 61 | 8,26 |
| 2 | 1,10 | 17 | 2,60 | 32 | 4,46 | 47 | 6,42 | 62 | 8,40 |
| 3 | 1,20 | 18 | 2,72 | 33 | 4,59 | 48 | 6,55 | 63 | 8,53 |
| 4 | 1,29 | 19 | 2,83 | 34 | 4,72 | 49 | 6,68 | 64 | 8,66 |
| 5 | 1,39 | 20 | 2,95 | 35 | 4,85 | 50 | 6,81 | 65 | 8,80 |
| 6 | 1,48 | 21 | 3,07 | 36 | 4,98 | 51 | 6,94 | 66 | 8,93 |
| 7 | 1,57 | 22 | 3,19 | 37 | 5,11 | 52 | 7,07 | 67 | 9,06 |
| 8 | 1,67 | 23 | 3,31 | 38 | 5,24 | 53 | 7,20 | 68 | 9,20 |
| 9 | 1,76 | 24 | 3,43 | 39 | 5,37 | 54 | 7,33 | 69 | 9,34 |
| 10 | 1,86 | 25 | 3,56 | 40 | 5,50 | 55 | 7,47 | 70 | 9,48 |
| 11 | 1,96 | 26 | 3,68 | 41 | 5,63 | 56 | 7,60 | 71 | 9,61 |
| 12 | 2,05 | 27 | 3,81 | 42 | 5,76 | 57 | 7,73 | 72 | 9,75 |
| 13 | 2,15 | 28 | 3,95 | 43 | 5,89 | 58 | 7,86 | 73 | 9,88 |
| 14 | 2,26 | 29 | 4,07 | 44 | 6,02 | 59 | 8,00 | 74 | 10,01 |
| 15 | 2,37 | 30 | 4,20 | 45 | 6,16 | 60 | 8,13 | 75 | 10,15 |

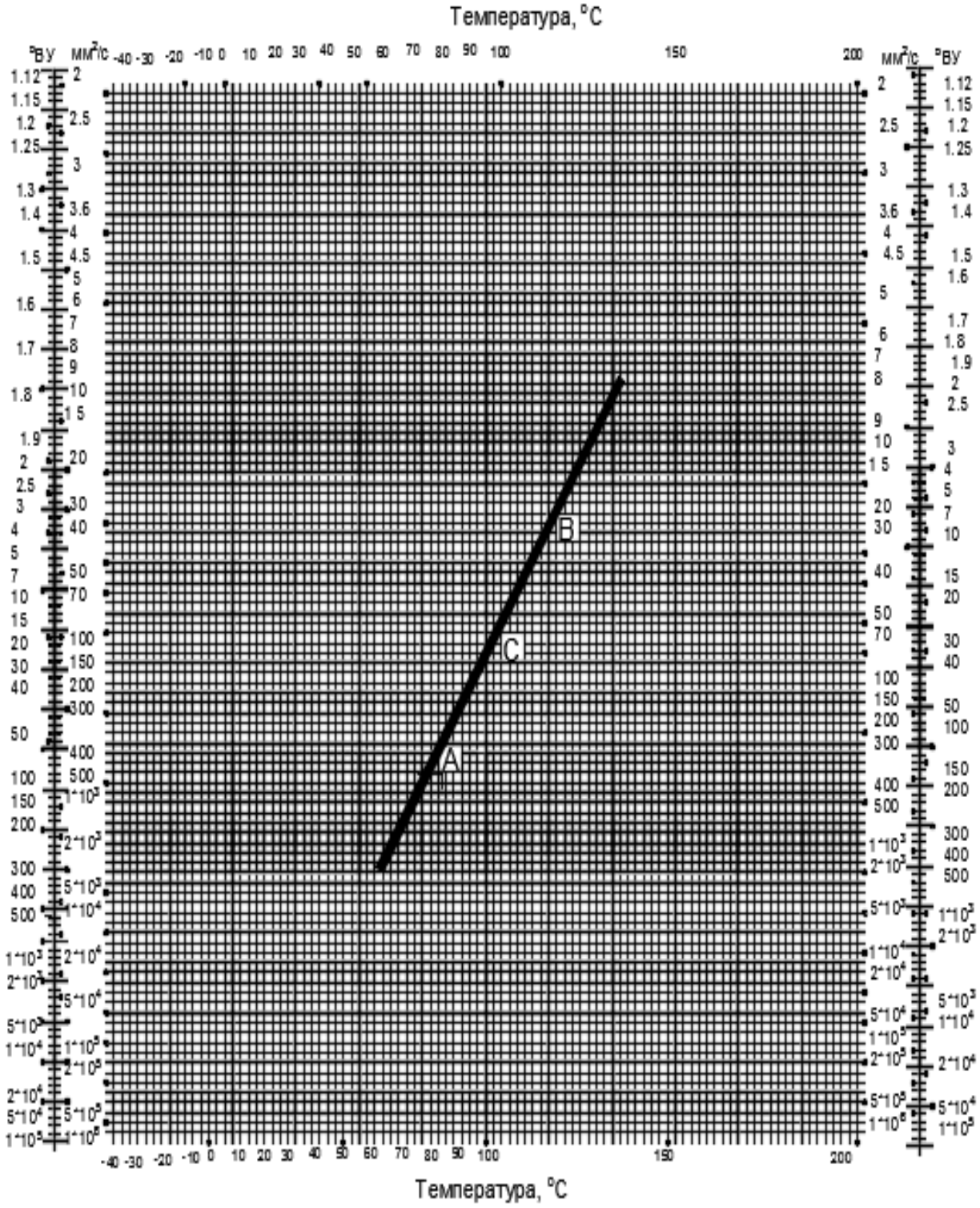
**8. Төмен температура кезінде көмірсутектердің фазалық тепе-теңдік константасын анықтауға арналған номограмма**



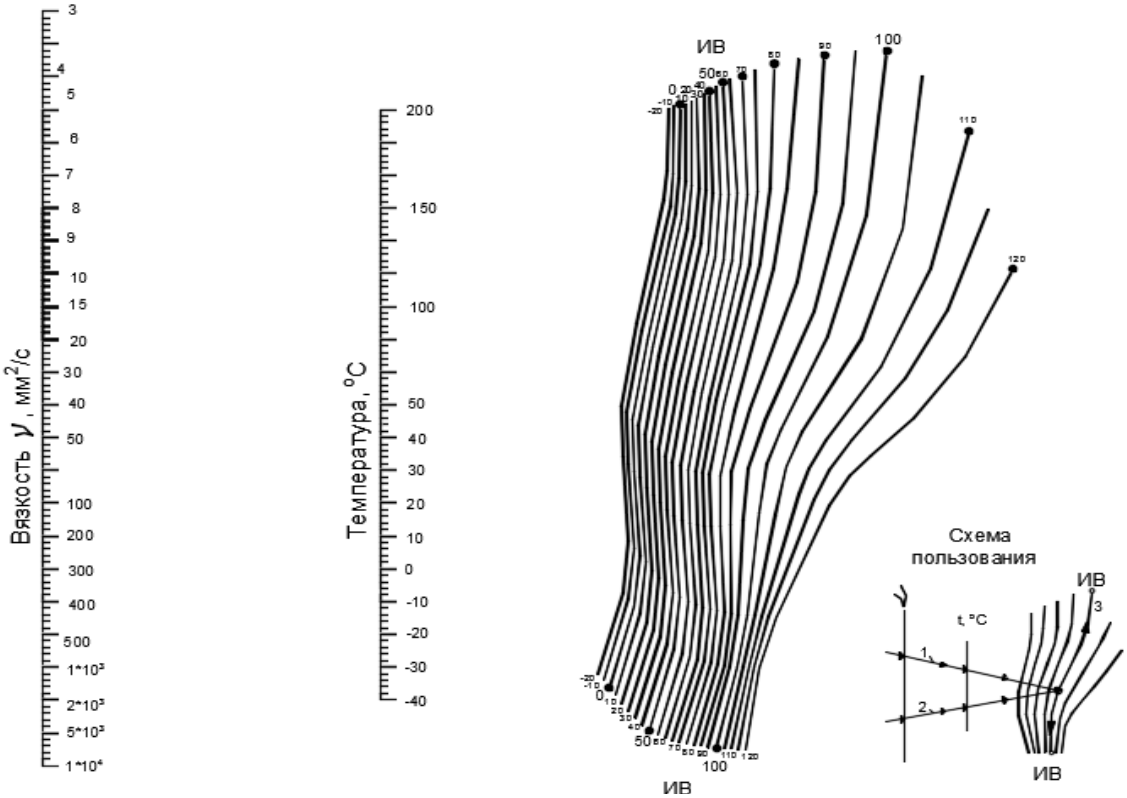
**9. Жоғары температура кезінде көмірсутектердің фазалық тепе-теңдік константасын анықтауға арналған номограмма**



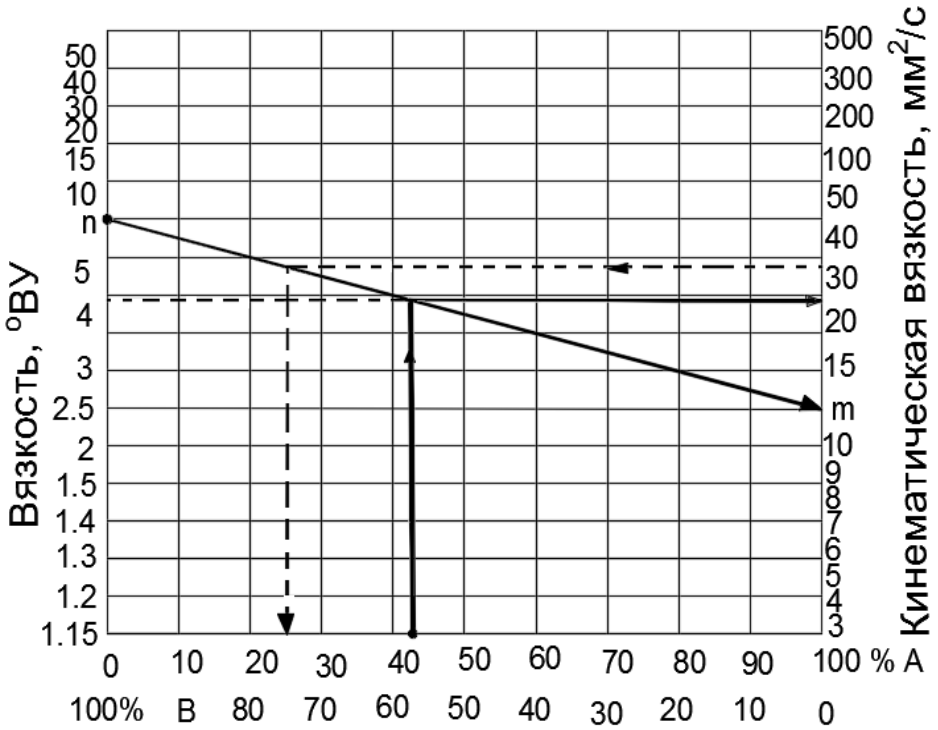
**10. Температураға байланысты майлардың тұтқырлығын анықтауға арналған номограмма**



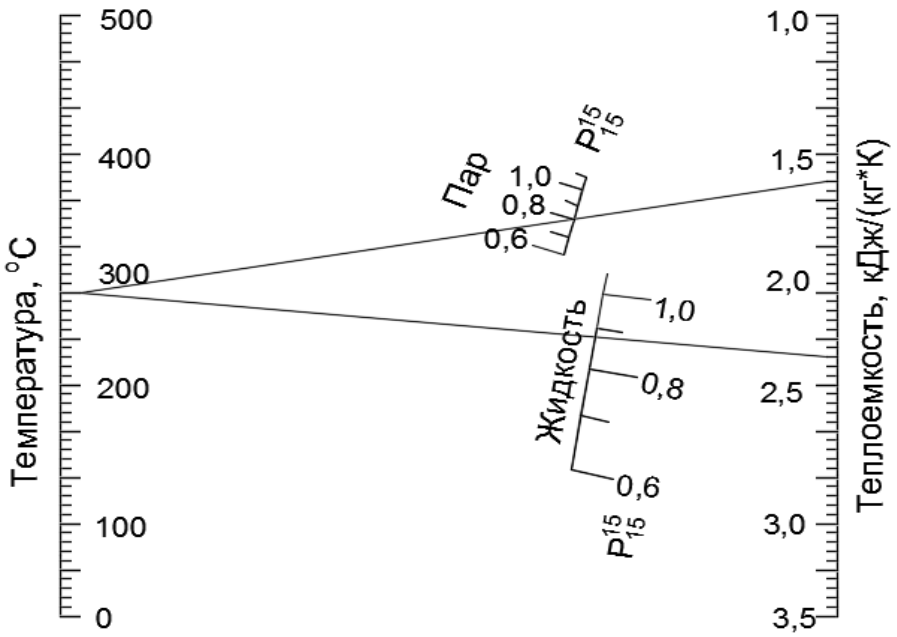
**11. Мұнай майларының тұтқырлығы индексін анықтауға арналған номограмма**




**12. Мұнай өнімдері қоспаларының тұтқырлығын анықтауға арналған номограмма**



**13. Сұйық мұнай өнімдерінің және олардың буларының жылу сыйымдылығын анықтауға арналған номограмма**




**14. (1.16) формуласы бойынша сұйық мұнай өнімдерінің энтальпиясын есептеу үшін А коэффициентінің мәні**

| t, °С | a, кДж/кг | t, °С | a, кДж/кг | t, °С | a, кДж/кг |
|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 0,00 | 170 | 336,07 | 340 | 770,28 |
| 10 | 17,05 | 180 | 358,91 | 350 | 798,86 |
| 20 | 34,44 | 190 | 382,08 | 360 | 827,81 |
| 30 | 52,16 | 200 | 405,59 | 370 | 857,06 |
| 40 | 70,26 | 210 | 429,43 | 380 | 886,68 |
| 50 | 88,66 | 220 | 453,60 | 390 | 916,39 |
| 60 | 107,38 | 230 | 478,12 | 400 | 946,94 |
| 70 | 126,78 | 240 | 503,00 | 410 | 977,56 |
| 80 | 145,93 | 250 | 528,19 | 420 | 1008,53 |
| 90 | 165,71 | 260 | 553,75 | 430 | 1039,8 |
| 100 | 185,82 | 270 | 579,60 | 440 | 1071,5 |
| 110 | 206,27 | 280 | 605,83 | 450 | 1103,47 |
| 120 | 227,05 | 290 | 632,39 | 460 | 1135,82 |
| 130 | 248,17 | 300 | 659,29 | 470 | 1164,4 |
| 140 | 269,66 | 310 | 686,53 | 480 | 1201,4 |
| 150 | 291,45 | 320 | 714,10 | 490 | 1234,8 |
| 160 | 313,62 | 330 | 742,00 | 500 | 1268,52 |

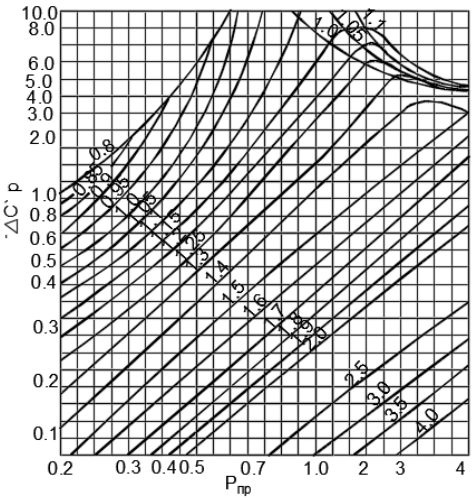
## 15. Газдардың физика-химиялық сипаттамасы

| Газ | Қалыпты жағдайдағы тығыздығы (103,3 кПа, 273К) | | | 101,3 кПа қайнау температурасы | | Критикалық температура | | Кри-тикалық қысым, МПа | Критикалық тығыздық, кг/м$^3$ | Қалыпты жағдайда динамикалық тұтқырлық μ0, * 106, Па*с | Қалыпты жағдайдағы жылу сыйымдылығы | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Сұйық күйде, кг/л | Газ тәрізді күйде, кг/м3 | Ауа бойынша | °С | К | °С | К | | | | $\frac{кДж}{кг \cdot К}$ | $\frac{кДж}{м^3 \cdot К}$ | $\frac{кДж}{кмоль \cdot К}$ |
| Метан | 0,3042 | 0,7168 | 0,5544 | -161,8 | 111,4 | -82,7 | 190,5 | 4,70 | 162 | 10,2 | 2,18 | 1,56 | 34,97 |
| Этилен | 0,3961 | 1,2605 | 0,9750 | -103,7 | 169,5 | 9,5 | 282,7 | 5,12 | 220 | 9,41 | 1,47 | 1,85 | 41,24 |
| Этан | 0,3722 | 1,3560 | 1,0489 | -88,7 | 184,5 | 32,3 | 305,5 | 4,89 | 212 | 8,66 | 1,67 | 2,26 | 50,21 |
| Пропилен | 0,5455 | 1,9149 | 1,4812 | -47,7 | 225,5 | 91,9 | 365,1 | 4,66 | 233 | 7,84 | 1,46 | 2,80 | 61,43 |
| Пропан | 0,5011 | 2,0037 | 1,5499 | -42,1 | 231,1 | 96,8 | 370,0 | 4,32 | 225 | 7,50 | 1,57 | 3,15 | 69,23 |
| изо-Бутилен | 0,6180 | 2,5022 | 1,9355 | -6,9 | 266,3 | 144,7 | 417,9 | 4,02 | 234 | 7,32 | 1,54 | 3,85 | 86,40 |
| изо-Бутан | 0,5810 | 2,6751 | 2,0770 | -11,7 | 261,5 | 135,0 | 408,2 | 3,69 | 221 | 6,89 | 1,55 | 4,16 | 90,09 |
| и-Бутан | 0,6010 | 2,7023 | 2,0903 | -0,5 | 272,7 | 152,0 | 425,2 | 3,85 | 228 | 6,82 | 1,57 | 4,24 | 91,25 |
| изо-Пентан | 0,6392 | 3,4302 | 2,6533 | 27,9 | 301,1 | 187,8 | 461,0 | 3,38 | 234 | 6,38 | 1,53 | 5,25 | 110,38 |
| и-Пентан | 06455 | 3,4570 | 2,6740 | 36,1 | 309,3 | 196,6 | 497,8 | 3,42 | 232 | 6,23 | 1,56 | 5,39 | 112,55 |
| Сутегі | - | 0,0899 | 0,0695 | -252,8 | 20,4 | -240,2 | 33,2 | 1,33 | 31,6 | 8,40 | 14,21 | 1,28 | 28,64 |
| Азот | - | 1,2505 | 0,9673 | -195,8 | 77,4 | -146,7 | 126,3 | 3,44 | 304 | 16,63 | 1,04 | 1,30 | 29,14 |
| Оттегі | - | 1,4290 | 1,1053 | -183,0 | 90,2 | -118,4 | 154,8 | 5,16 | 406 | 19,29 | 0,92 | 1,31 | 29,44 |
| Ауа (құрғақ) | - | 1,2928 | 1,0000 | -193,0 | 80,2 | -140,0 | 132,5 | 3,76 | 322 | 17,10 | 1,006 | 1,30 | 29,13 |
| Көміртегі | - | 1,2500 | 0,9669 | -191,5 | 81,2 | -140,0 | 133,2 | 3,54 | 301 | 16,60 | 1,04 | 1,30 | 28,56 |
| Көміртегі | - | 1,9769 | 1,5292 | -78,5 | 194,7 | 31,0 | 304,2 | 7,48 | 468 | 13,65 | 0,82 | 1,62 | 36,09 |
| Күкірт | - | 2,9266 | 2,2638 | -10,0 | 263,2 | 157,5 | 430,7 | 7,98 | 525 | 11,60 | 0,61 | 1,78 | 39,8 |
| Күкірт сутегі | - | 1,5384 | 1,9000 | 46,0 | 319,2 | 100,4 | 373,6 | 8,70 | 348 | 12,50 | 1,03 | 1,58 | 35,10 |
| Су буы | - | 0,7680 | 0,5941 | 100,0 | 373,2 | 374,2 | 647,4 | 22,50 | 307 | 8,24 | 2,01 | 1,54 | 36,18 |

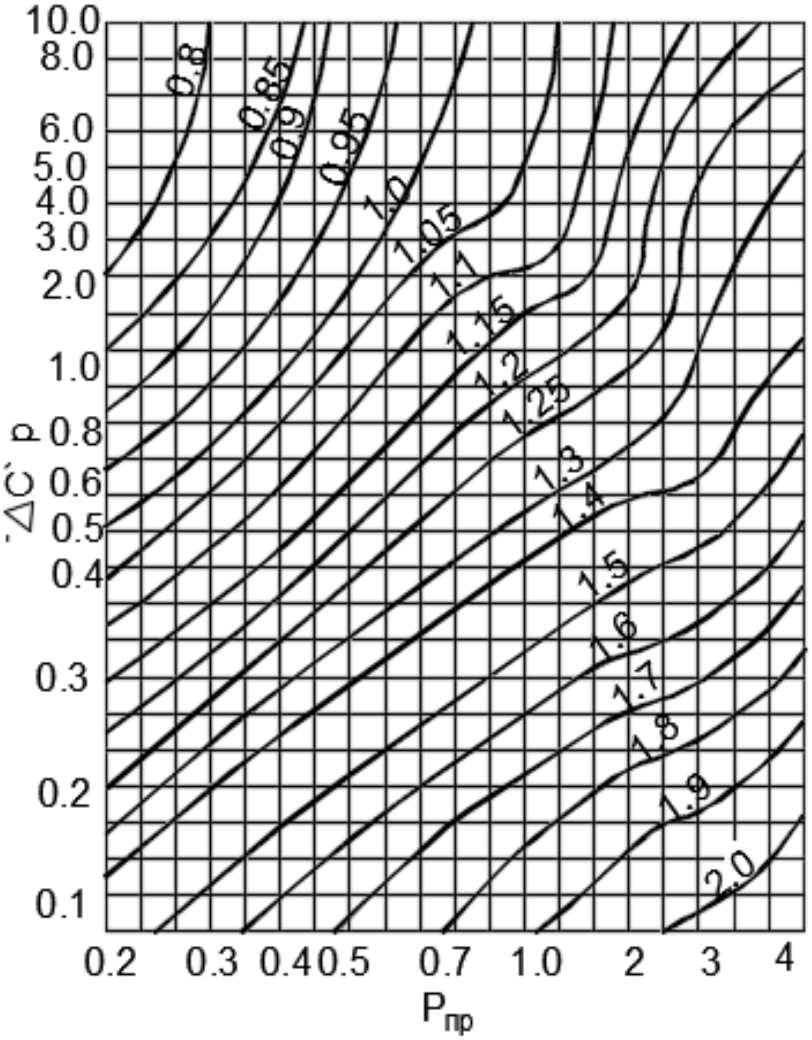
**16. (2.17) формуласы бойынша мұнай өнімдері буларының энтальпиясын есептеу үшін B коэффициентінің мәні**

| t, °C | b, кДж / кг | t, ° C | b, кДж / кг | t, °C | b, кДж / кг |
|---|---|---|---|---|---|
| 10 | 214,94 | 200 | 325,14 | 390 | 477,66 |
| 20 | 219,72 | 210 | 332,09 | 400 | 486,87 |
| 30 | 224,58 | 220 | 339,22 | 410 | 496, 17 |
| 40 | 229,52 | 230 | 346,38 | 420 | 505,60 |
| 50 | 234,64 | 240 | 353,71 | 430 | 515,20 |
| 60 | 239,83 | 250 | 361,17 | 440 | 524,83 |
| 70 | 245,19 | 260 | 368,72 | 450 | 534,64 |
| 80 | 250,64 | 270 | 376,42 | 460 | 542,43 |
| 90 | 256,17 | 280 | 384,22 | 470 | 554,54 |
| 100 | 261,87 | 290 | 392,10 | 480 | 564,68 |
| 110 | 267,65 | 300 | 400,14 | 490 | 574,95 |
| 120 | 273,60 | 310 | 408,27 | 500 | 585,34 |
| 130 | 279,64 | 320 | 416,56 | 550 | 639,49 |
| 140 | 285,75 | 330 | 425,15 | 600 | 696,22 |
| 150 | 292,04 | 340 | 433,41 | 650 | 755,90 |
| 160 | 298,41 | 350 | 442,04 | 700 | 818,53 |
| 170 | 304,94 | 360 | 450,76 | 750 | 884,11 |
| 180 | 311,56 | 370 | 459,60 | 800 | 953,65 |
| 190 | 318,27 | 380 | 468,60 | 850 | 1024,13 |

**17. Газдың жылу сыйымдылығына $\Delta c^0_p$ түзетуін анықтауға арналған номограмма**



**18. Газдардың жылу сыйымдылығына $\Delta c'_p$ түзетуін анықтауға арналған номограмма**



**19. Су буының параметрлері**

| Қысым 105 Па | Температура, | Энтальпия, кДж/ кт | | Буланудың меншікті жылуы, кДж/кг |
|---|---|---|---|---|
| | | Сұйықтықты | Будың | |
| 0,01 | 6,7 | 28,2 | 2514 | 2486 |
| 0,05 | 32,5 | 136,5 | 2562 | 2425 |
| 0,10 | 45,4 | 190,4 | 2585 | 2395 |
| 0,15 | 53,6 | 224,5 | 2599 | 2375 |
| 0,2 | 59,7 | 249,9 | 2610 | 2361 |
| 0,4 | 75,4 | 315,9 | 2638 | 2322 |
| 0,6 | 85,4 | 358,1 | 2652 | 2296 |
| 0,8 | 93,0 | 389,9 | 2666 | 2276 |
| 1,0 | 99,1 | 415,2 | 2676 | 2258 |
| 1,2 | 104,2 | 435,8 | 2684 | 2247 |
| 1,4 | 108,7 | 456,4 | 2691 | 2235 |
| 1,6 | 112,7 | 473,3 | 2697 | 2224 |
| 1,8 | 116,3 | 488,5 | 2703 | 2214 |
| 2,0 | 119,6 | 502,5 | 2708 | 2206 |
| 4,0 | 142,9 | 602,1 | 2740 | 2138 |
| 6,0 | 158,1 | 667,5 | 2758 | 2090 |
| 8,0 | 169,6 | 718,2 | 2770 | 2053 |
| 10,0 | 179,0 | 759,6 | 2779 | 2020 |
| 12,0 | 187,1 | 795,3 | 2786 | 1991 |
| 14,0 | 194,1 | 826,7 | 2791 | 1965 |
| 16,0 | 200,4 | 754,8 | 2795 | 1940 |
| 18,0 | 206,1 | 880,7 | 2798 | 1917 |
| 20,0 | 211,4 | 904,6 | 2801 | 1896 |

## 20. Қызған су буының параметрлері

| Қысым 105 Паскаль | Температура, °С | Энтальпия, кДж/кг | | | | Орташа жылу сыйымдылығы, кДж/ (кг*К) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 100 °С кезінде | 200 °С кезінде | 300°С кезінде | 400 °С кезінде | 100 °С кезінде | 200 °С кезінде | 300°С кезінде | 400 °С кезінде |
| 0,1 | 45,4 | 2689,9 | 2881,4 | 3078,7 | 3282,4 | 1,919 | 1,915 | 1,973 | 2,036 |
| 0,3 | 68,7 | 2687,4 | 2880,6 | 3078,3 | 3282,2 | 1,962 | 1,931 | 1,978 | 2,036 |
| 0,5 | 80,9 | 2684,9 | 2879,3 | 3077,9 | 3282,0 | 2,015 | 1,944 | 1,986 | 2,040 |
| 0,7 | 89,4 | 2682,4 | 2878,5 | 3077,5 | 3281,6 | 2,032 | 1,961 | 1,990 | 2,041 |
| 0,9 | 96,2 | 2679,5 | 2877,2 | 3076,7 | 3281,2 | 2,090 | 1,978 | 1,994 | 2,045 |
| 1,0 | 99,1 | — | 2876,9 | 3076,6 | 3281,1 | 2,090 | 1,986 | 1,997 | 2,045 |
| 2,0 | 119,6 | — | 2871,8 | 3074,2 | 3279,3 | — | 2,024 | 2,024 | 2,053 |
| 3,0 | 132,9 | — | 2866,7 | 3071,2 | 3278,2 | — | 2,103 | 2,045 | 2,070 |
| 4,0 | 142,9 | — | 2862,6 | 3068,7 | 3276,3 | — | 2,149 | 2,061 | 2,078 |
| 5,0 | 151,1 | — | 2856,3 | 3066,2 | 3274,9 | — | 2,179 | 2,112 | 2,087 |
| 6,0 | 158,1 | — | 2851,7 | 3063,7 | 3273,2 | — | 2,233 | 2,120 | 2,095 |
| 7,0 | 164,2 | — | 2847,1 | 3060,7 | 3271,9 | — | 2,288 | 2,137 | 2,112 |
| 8,0 | 169,6 | — | 2841,6 | 3058,2 | 3270,2 | — | 2,346 | 2,166 | 2,120 |
| 9,0 | 174,5 | — | 2835,7 | 3055,7 | 3268,6 | — | 2,384 | 2,200 | 2,128 |
| 10,0 | 179,0 | — | 2830,0 | 3052,8 | 3266,9 | — | 2,422 | 2,229 | 2,141 |

**21. Қалқымалы басы бар жылу алмастырғыштардың жылу беру беті (F, м$^2$)**

| Қаптаманың (ішкі.) диаметрі D, мм | Құбыр ұзындығы 0,1 | Құбырлардың квадрат шыңдары бойынша орналасуы | | | | Үшбұрыштың жоғарғы жағында құбырлардың орналасуы | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | $d_{нар}$=20мм | | $d_{нар}$=25мм | | $d_{нар}$=20мм | | $d_{нар}$=25мм | |
| | | Құбырлар бойынша жүру саны | | | | Құбырлар бойынша жүру саны | | | |
| | | 2 | 4 | 2 | 4 | 2 | 4 | 2 | 4 |
| 400 | 3,0 | 23 | - | 19 | - | - | - | - | - |
| | 6,0 | 46 | - | 38 | - | - | - | - | - |
| 500 | 3,0 | 38 | - | 31 | - | - | - | - | - |
| | 6,0 | 76 | - | 62 | - | - | - | - | - |
| 600 | 6,0 | 117 | 107 | 96 | 86 | 131 | 117 | 105 | 94 |
| | 9,0 | 176 | 160 | 144 | 129 | 196 | 175 | 157 | 141 |
| 800 | 6,0 | 212 | 197 | 170 | 157 | 243 | 225 | 191 | 173 |
| | 9,0 | 318 | 295 | 255 | 235 | 364 | 337 | 286 | 259 |
| 1000 | 6,0 | 346 | 330 | 284 | 267 | 402 | 378 | 325 | 301 |
| | 9,0 | 519 | 495 | 426 | 400 | 603 | 567 | 488 | 451 |
| 1200 | 6,0 | 514 | 494 | 423 | 403 | 604 | 576 | 489 | 460 |
| | 9,0 | 771 | 741 | 635 | 604 | 906 | 864 | 733 | 690 |
| 1400 | | 715 | 693 | 584 | 561 | 831 | 798 | 675 | 642 |
| | | 1072 | 1040 | 786 | 844 | 1246 | 1197 | 1012 | 99 |

**22. Қалқымалы басы бар қаптамалы жылу алмастырғыштардың құбырлар ($S_1$*10$^3$, м$^2$) бойынша өту қимасының ауданы**

| Қаптаманың диаметрі (ішкі.) D, мм | Құбырлардың торларға квадрат шыңдары бойынша орналасуы | | | | | | Құбырлардың торларға квадрат шыңдары бойынша орналасуы | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 20*2 | | 25*2 | | 25*2,5 | | 20*2 | | 25*2 | | 25*2,5 | |
| | Құбырлар өлшемі, мм | | | | | | Құбырлар өлшемі, мм | | | | | |
| | 2 | 4 | 2 | 4 | 2 | 4 | 2 | 4 | 2 | 4 | 2 | 4 |
| 400 | 12 | - | 14 | - | 13 | - | - | - | - | - | - | - |
| 500 | 20 | - | 23 | - | 20 | - | - | - | - | - | - | - |
| 600 | 30 | 13 | 34 | 15 | 31 | 13 | 34 | 14 | 37 | 16 | 34 | 15 |
| 800 | 56 | 25 | 60 | 23 | 55 | 21 | 63 | 25 | 69 | 24 | 63 | 22 |
| 1000 | 92 | 43 | 103 | 41 | 94 | 37 | 106 | 49 | 119 | 51 | 108 | 46 |
| 1200 | 135 | 64 | 155 | 72 | 140 | 65 | 160 | 76 | 179 | 86 | 163 | 78 |
| 1400 | 188 | 84 | 214 | 99 | 194 | 90 | 220 | 102 | 247 | 110 | 224 | 100 |

**23. Қалқымалы басы бар қаптамалы жылу алмастырғыштардың құбыраралық кеңістік бойынша өту қимасының ауданы**

| Қаптаманың диаметрі (ішкі.) D, мм | Құбырлар орналасқан кезде қалқалар ойығындағы ( $S_2$ *$10^3$,$м^3$) өту қимасының ауданы | | | | Құбырлар орналасқан кезде қалқалар ойығындағы ( $S_2$ *$10^3$,$м^3$) өту қимасының ауданы | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Шаршының шыңдары бойынша | | Үшбұрыштың шыңдары бойынша | | Шаршының шыңдары бойынша | | Үшбұрыштың шыңдары бойынша | |
| | Құбырлардың сыртқы диаметрі, мм | | | | Құбырлардың сыртқы диаметрі, мм | | | |
| | 20 | 25 | 20 | 25 | 20 | 25 | 20 | 25 |
| 400 | 20 | 19 | — | — | 33 | 33 | — | — |
| 500 | 31 | 30 | — | — | 54 | 50 | — | — |
| 600 | 48 | 43 | 42 | 40 | 82 | 74 | 64 | 1 64 |
| 800 | 78 | 74 | 71 | 68 | 120 | 120 | 93 | 97 |
| 1000 | 115 | 117 | 105 | 112 | 180 | 190 | 140 | 125 |
| 1200 | 138 | 126 | 147 | 113 | 280 | 280 | 197 | 184 |
| 1400 | 179 | 174 | 198 | 153 | 300 | 318 | 240 | 210 |

## ПАЙДАЛАНЫЛҒАН ӘДЕБИЕТТЕР ТІЗІМІ


1. Хорошко С. И., Хорошко А.Н. Сборник задач по химии и технологии нефти и газа Учеб. пособие для сред. спец. учеб. заведений. — Мн.: Выш. шк., 1989.
2. Эмирджанов Р.Т., Лемберанский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии; Учебное пособие для ВУЗов.- М.; Химия 1989.-192 б; ил.
3. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. /. – М.:ООО«Недра-бизнесцентр»,-2000, 677б
4. Владимиров А.И., Щелкунов В.А., Круглов С.А.. Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки. Справочник / - М.: **Гостехиздат,** 2002. - 227 б.
5. Егоров, А. Ф. Анализ риска, оценка последствий аварий и управление безопасностью химических, нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств / А.Ф. Егоров, Т.В. Савицкая. - М.: КолосС, 2010. - 528 б.
6. Ахметов С.А.Технология глубокой переработки нефти и газа: учебное пособие для вузов/С.А.Ахметов-2-е изд.,перераб.и доп..-Санкт-Петербург:Недра,2013.-541б.:ил..
7. Рябов В.Д. Химия нефти и газа: учебное пособие/В.Д Рябов.-Москва:Форум, 2012.-336б.:ил..
8. Капустин В.М. Химия и технология переработки нефти : учебник \ В.М. Капустин,М.Г.Рудин; Российский государственный университет нефти и газа им. И. М.Губкина(РГУ Нефти и Газа).- Москва: Химия,2013.-496 б.:ил.
9. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти\ Под ред. О.Ф. Глаголевой и В.М. Капустина.-М.: КолосС,2006.-400б.
10. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. Уфа: Гилем. 2002.672б.
11. Мановян А.К. Технология переработки природных энергоносителей.- М.: Химия, КолосС, 2004.-456б.
12. Вержиченская С.В., Дигуров Н.Г., Синицин С.А. Химия и технология нефти и газа: Учебное пособие для среднего профессионального образования.- М.: ФОРУМ:ИНФРА-М,2007.-400б.
13. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / М.: Книга по Требованию, 2012. - 752 б.
14. Романков П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк. - М.: Химиздат, 2010. - 544 б.
15. Фролов В. Ф. Лекции по курсу "Процессы и аппараты химической технологии"/В.Ф.Фролов.-М.:Химиздат,2003.-608б.
16. Фролов В. Ф. Лекции по курсу "Процессы и аппараты химической технологии" / В.Ф. Фролов. - М.: Химиздат, 2008. - 608 б.

17. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А.Г.Касаткин. – Изд. стер. – Москва: Альянс, 2014. – 750 б.

18. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / – 10-е изд., перераб. и доп. – Москва: Альянс, 2013. – 576 б.

19. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / под ред. Ю.И.Дытнерского. – 5-е изд., стер. – Москва: Альянс, 2010. – 493 б.

20. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: справочник / – 3-е изд., стер. – Москва: Альянс, 2008. – 752 б.

21. Леонтьева А.И. "Оборудование химических производств. Учебник для ВУЗов". Издательство.КолосС;Химия.2008г.

22. Касаткин А.Г. -Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов./ А.Г.Касаткин. - М.: Альянс, 2004, -750 б.

23. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов./ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А.Носков. – М.: ООО«РусМедиаКонсалт»,2004,-576б.

24. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию / ред. Ю.И. Дытнерский - 4-е изд., стер. - М.: Альянс, 2008. - 496 б.

25. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию: Учебное пособие для вузов/ Ю.И. Дытнерский, Г.С.Борисов, В.Брыков.-М.:Альянс,2015.-496б.

26. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: В двух томах 1 т/ Ю.И. Дытнерский. -М.:Альянс,2015.-496б.

27. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: В двух томах / Ю.И. Дытнерский. -М.:Альянс,2015.-368б.

28. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Массообменные процессы и аппараты. В 2 т./ Ю.И. Дытнерский. - М.:Альянс,2016.-368б.

29. Бобович Б.Б. Процессы и аппараты переработки отходов: Учебное пособие / Б.Б.Бобович.-М.: Форум, НИЦ ИНФРА-М, 2013.-288б.

**Электронды ресурстар:**

1. www.oil-induatry.ru – журнал «Нефтяное хозяйство»

2. www.dobi.oglib.ru – электронная библиотека «Нефть и газ»

3. www.nglib.ru – портал научно-технической информаций электронный библиотеки

4. «Нефть и газ»

5. www.ngpedia.ru - большая энциклопедия нефти и газа; http://chemanalvtica.com/spravochniki

6. http://www.fptl.ru/biblioteka/paht.html

7. http://www.bibliolink.ru/publ/154
8. http://pk.rusoil.net/page/165
9. https://books.google.kz/books?id=HWswDAAAQBAJ&pg=PA688&lpg=PA688&dq=%D0%93%D0%BE%D1%81%D1%82%D0%B5%D1%85%D0%B8%D0%B7%D0%B4%D0%B0%D1%82,&source=bl&ots=qbMn12ZUSE&sig=ACfU3U3diIywZNb8Ek6DdLwI30ql9kZYeA&hl=ru&sa=X&ved=2ahUKEwjhveLWnpLgAhVKiKYKHYITBgQQ6AEwEXoECAIQAQ#v=onepage&q=%D0%93%D0%BE%D1%81%D1%82%D0%B5%D1%85%D0%B8%D0%B7%D0%B4%D0%B0%D1%82%2C&f=false

М.У. ЕРИМБЕТОВА, Ж.С. САРҚҰЛОВА, Г.Ы. ҚАЙЖАНОВА, Б.М. КАРАМЕРГЕНОВ

# МҰНАЙ МЕН ГАЗДЫ ӨҢДЕУДІҢ НЕГІЗГІ АППАРАТТАРЫНЫҢ ТЕХНОЛОГИЯЛЫҚ ЕСЕПТЕУЛЕРІ

Басуға 10.12.2018 ж. қол қойылды
Пішімі 60*84 1/8
Цифрлық баспа
Шартты басп.т. 18,7. Таралымы 32 экз.

«Профи Полиграф» компаниясында басылған