

O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY VA O'RTA MAXSUS
TA'LIM VAZIRLIGI

O'RTA MAXSUS, KASB-HUNAR TA'LIMI MARKAZI

Yu.J. Salomov, S.A. G'aybullayev, J.B. Sayfullayev

NEFT VA GAZNI QAYTA ISHLASH TEXNOLOGIYASI

Kasb-hunar kollejlari uchun o'quv qo'llanma

*Cho'lpon nomidagi nashriyot-matbaa ijodiy uyi
Toshkent—2006*

*Oliy va o'rta maxsus kasb-hunar ta'limi o'quv
metodik birlashmalar faoliyatini muvofiqlashtiruvchi
Kengash nashrga tavsiya etgan*

Taqrizchilar:

B.T. Muhammadiyev — kimyo fanlari nomzodi, dosent,
M.N. Murodov — texnika fanlari nomzodi,
O.S. Saidov — Buxoro viloyati o'rta maxsus kasb-hunar ta'limi
boshqarmasi uslubiy kengash raisi.

Ushbu o'quv qo'llanmada neft va gazni qayta ishlash texnologiyasidagi asosiy texnologik jarayonlar tavsifi, ularning texnik iqtisodiy ko'rsatkichlari, texnologik rejimlari, sarf ko'rsatkichlari va ularni hisoblash usullari hamda ularga oid qator masalalar keltirilgan.

O'quv qo'llanma kasb-hunar kollejlari talabalari uchun mo'ljallangan bo'lib, undan kasbiy faoliyat bilan shug'ullanuvchilar, ishlab chiqarish ustalari va oliy o'quv yurti talabalari ham foydalanishlari mumkin.

20. 04
2884
A'lisher Navoiy
nomidagi
O'zbekiston MK

SH 2503010400-145
360(04)-2006 - 2006

10 33340
3 q1

ISBN 978-9943-05-028-0

© Cho'lpon nomidagi nashriyot-matbaa ijodiy uyi, 2006- y.

KIRISH

Neft va gazni qayta ishlash sanoati mamlakatimizning xalq xo'jaligining turli tarmoqlaridagi iste'molchilarini keng ko'lamdagi suyuq va gazsimon yoqilg'ilar, surkov moylari hamda boshqa ko'plab turdagi neft mahsulotlari bilan ta'minlovchi soha hisoblanadi. Oxirgi yillarda Respublikamizdagi islohotlarni amalga oshirishda sanoat sohasini rivojlantirishga katta e'tibor qaratilmoqda. Asosan ishlab chiqarilayotgan mahsulotlarni ko'paytirish va ularni ekologik toza va sifatli chiqishini ta'minlashga erishish masalalarini yechish borasida izlanishlar va tadqiqotlar olib borilmoqda.

Bu masalalarni yechishda neft va gazni qayta ishlash jarayonlari, ularni texnologik rasmiylashtirish, hisoblashlar asosidagi maqbul ish rejimlarini tanlash chuqur bilim talab etadi.

Ushbu o'quv qo'llanma amaldagi «Neft kimyosi va fizikasi» va «Neft va gazni qayta ishlash texnologiyasi» kursi o'quv dasturiga mos holda tayyorlangan. U fanning faqat nazariy qismini chuqurlashtirishga qaratilgan bo'lmay, balki neft va gazni qayta ishlash bo'yicha mutaxassislar duch keladigan amaliy masalalarni hal etish borasidagi ma'lumotlar ham keltirilgan.

O'quv qo'llanmada neft, neft mahsulotlari va uglevodorod gazlarining asosiy fizik-kimyoviy xususiyatlarini hisoblash usullari keltirilgan. Asosiy qurilmalarning moddiy va issiqlik balanslarini tuzish, texnologik rejim parametrlari va ularning geometrik o'lchamlarini aniqlash usullari berilgan.

Qo'llanmaga kiritilgan masalalar to'plami neftni qayta ishlash zavodlarining turli amaliy ishlaridan olingan bo'lib, talabalar ulardan amaliy mashg'ulotlarda, uy topshiriqlarida hamda mustaqil tayyorlanishda foydalanishlari mumkin. Masalalar joylashuvi qiyinlashib borish tartibida keltirilgan.

O'quv qo'llanmada neftni qayta ishlashda foydalaniladigan jihozlar va barcha jarayonlarni hisoblash usullarini keltirish imkoni bo'lmadi. Shunga ko'ra amalda qo'llanilayotgan hisoblash elementlariga e'tibor qaratildi.

Mualliflar ushbu o'quv qo'llanmani tayyorlashda o'zlarining qimmatli fikr-mulohazalarini bildirgan Buxoro neft va gaz kasb-hunar kolleji dotsenti, kimyo fanlari nomzodi S.Q. Qosimovga va Navoiy davlat konchilik instituti dotsenti, kimyo fanlari nomzodi O'.M. Mardonovga o'z minnatdorchiliklarini bildiradilar.

Mualliflar

I BOB

NEFT VA NEFT MAHSULOTLARINING FIZIK-KIMYOVIY XOSSALARI VA ULARNING TARKIBINI HISOBLASH

1.1. Tarkibiy qism. O'rtacha qaynash harorati. Tavsiflovchi omil

Tarkibiy qism. Neft va neft mahsulotlarini n komponent (tarkibiy qism)dan iborat aralashma sifatida qarash mumkin. Komponentlarning soni va xossalari aralashmaning fizik-kimyoviy xossalari belgilaydi. Amalda ular ulush yoki foizlarda qo'llaniladi. Ulush va foiz o'rtasidagi nisbat 1:100 ga teng. Neftni qayta ishlashda ulush suyuq aralashmalarni tavsiflovchi tarkib uchun «x» harfi, gaz yoki bug'li aralashmalar tarkibini «y» harfi bilan belgilash qabul qilingan.

Massa ulushi. Komponentning massa ulushi x_i (y_i) ayni komponent massasi (m_i) ning aralashma umumiy massasi (m) nisbatiga teng:

$$x_i = m_i / m.$$

Bunga ko'ra, $\sum m_i = m$ va $\sum x_i = 1$.

1.1- misol. Uch xil moy fraksiyalari quyidagi miqdorlarda aralashtirildi: $m_1 = 81$ kg; $m_2 = 135$ kg; $m_3 = 54$ kg. Har bir fraksiyaning massa ulushlarini aniqlang.

Yechish. Aralashmaning umumiy massasi quyidagicha hisoblaniladi:

$$m = m_1 + m_2 + m_3 = 81 + 135 + 54 = 270 \text{ kg.}$$

Har bir fraksiyaning massa ulushi yuqoridagi formulaga asosan hisoblaniladi:

$$x_1 = \frac{81}{270} = 0,3; \quad x_2 = \frac{135}{270} = 0,5; \quad x_3 = \frac{54}{270} = 0,2.$$

Molyar ulush x'_i (y'_i) ayni komponentning mol soni N_i ni aralashmadagi shu komponentni umumiy mol soni N ga nisbati bilan ifodalanadi:

$$x'_i = N_i / N.$$

Massa ulushi singari $\sum x_i' = 1$.

Massaviy tarkibdan molyar tarkibga o'tish va aksincha hisoblash quyidagi formula bilan amalga oshiriladi:

$$x_i' = \frac{x_i / Mi}{\sum (x_i / Mi)}; \quad x_i = x_i' Mi / \sum x_i' Mi.$$

Bunda: M – komponentning molyar massasi, kg/mol.

1.2- misol. Yuqoridagi 1.1-misolda hisoblangan fraksiyalarning massa ulushini molyar ulushga o'tkazing. Bunda komponentlarning molyar massasi (kilogramm kilomollarda) quyidagiga teng:

$$M_1=320; \quad M_2=360; \quad M_3=390.$$

Yechish. Yuqoridagi fraksiyalarning massa ulushlarini molyar massalariga nisbatlari yig'indisi aniqlaniladi:

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

Har bir fraksiyaning molyar ulushi quyidagicha hisoblab topiladi:

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

$$x_3' = \frac{0,2/390}{2,84 \cdot 10^{-3}} = 0,18.$$

Olingan natijalarning to'g'riligini tekshirish uchun molyar ulushlar qo'shiladi: $0,33+0,49+0,18=1$. Yig'indisi birga teng, demak, qayta hisoblash to'g'ri bajarilgan.

Hajmiy ulush. X_{vi} (X_{vi}) deganda, alohida olingan komponent hajmi V_i ning aralashma umumiy hajmi V ga nisbati tushuniladi va quyidagicha belgilanadi:

$$X_{vi} = V_i / V.$$

Hajmiy ulush massa va molyar ulush singari $\sum X_{vi} = 1$ bo'ladi.

Hajmiy tarkibini massa ulushiga o'tkazish uchun va aksincha har bir komponentning zichligi ρ_i ni bilish zarur bo'ladi:

$$X_{vi} = \frac{Xi / p_i}{\sum (Xi / p_i)}; \quad Xi = X_{vi} = p_i / \sum X_{vi} p_i.$$

Suyuq aralashmalar uchun hajmiy ulushni molyar ulushga o'tkazish ancha murakkab, shuning uchun uni massa ulushi yordamida ifodalanadi. Gazli aralashma tarkibi uchun ham hajmiy va molyar ulushlar bir xil ifodalanadi.

1.3- misol. Gazli aralashma 95 m³ propan va 23 m³ etandan iborat. Propan va etanning zichliklari mos holda 2,0037 kg/m³ va 1,3560 kg/m³ ga teng. Aralashma tarkibini hajmiy va massa ulushlarda ifodalang.

Yechish. Aralashmaning umumiy hajmi topiladi:

$$V=95+23=118 \text{ m}^3.$$

Propanning hajmiy miqdori: $X_{v_1}=95/118=0,805$.

Etanning hajmiy miqdori: $X_{v_2}=23/118=0,195$.

Komponentlarning massa ulushi quyidagicha hisoblab topiladi:

$$X_1 = \frac{0,805 \cdot 2,0037}{0,805 \cdot 2,0037 + 0,195 \cdot 1,3560} = 0,859;$$

$$X_2 = \frac{0,195 \cdot 1,3560}{0,805 \cdot 2,0037 + 0,195 \cdot 1,3560} = 0,141.$$

Neft fraksiyalarining o'rtacha qaynash harorati

Har qanday neft fraksiyasi turli temperatura oraliqlarida qaynovchi uglevodorodlarning murakkab aralashmasidan iborat. Biroq ko'pgina hisoblash formulalarida neft mahsulotining qaynashini tavsiflovchi aniq temperatura kiritiladi. Bu maqsadda amalda neft fraksiyasini o'rtacha qaynash temperaturasi tushunchasidan foydalaniladi. Uning bir necha turlari mavjud bo'lib, ular ichida eng ko'p qo'llaniladigani $t_{o'r.m.}$ o'rtacha molyar qaynash temperaturasi bo'ladi. U quyidagi formula orqali hisoblanadi:

$$t_{o'r.t} = \frac{N_1 t_1 + N_2 t_2 + \dots + N_n t_n}{N_1 + N_2 + \dots + N_n} = \sum x_i t_i.$$

Bunda: t_i — qisqa oraliqdagi fraksiyalarning o'rtacha qaynash temperaturasi, °C.

O'rtacha qaynash temperaturasi sifatida haqiqiy qaynash temperaturalari egri chizig'ining 50 % haydalgan fraksiyaga to'g'ri kelgan qiymatini yoki qaynash temperaturalarining boshlang'ich va oxirgi qiymatlari o'rtacha arifmetik qiymatini ham olish mumkin.

Tavsiflovchi omil. Tavsiflovchi omil K shartli kattalik hisoblanib, neft mahsulotlarining kimyoviy tabiatini va parafinlilik darajasini ifodalaydi.

Tavsiflovchi omil quyidagi formula orqali hisoblanadi:

$$K = \frac{1,216\sqrt[3]{T_{o'r.m.}}}{p_{15}^{15}}. \quad (1.1.)$$

Bunda: $T_{o'r.m.}$ — o'rtacha molyar qaynash temperaturasi, $^{\circ}K$;
 ρ_{15}^{15} — neft mahsulotining nisbiy zichligi (1.2 ga qarang).

(1.1.) tenglama to'g'ridan-to'g'ri haydaluvchi neft fraksiyalari uchun yetarlicha aniq; tarkibi aromatik va to'yinmagan uglevodorodlardan iborat ikkilamchi haydash mahsulotlari uchun uning qo'llanilishi ayrim xatoliklar tufayli qisman cheklangan [1]. Tavsiflovchi omilning o'rtacha qiymatlari quyidagichadir:

parafinli neft mahsulotlari uchun:	12,5–13,0;
naften — aromatik uglevodorodlari uchun:	10–11;
aromatlashtirilgan mahsulotlar uchun:	10;
kreking mahsulotlari uchun:	10–11.

Tavsiflovchi omil ko'pgina hisoblashlarda aniqlikni oshirish maqsadida qo'llaniladi.

Masalalar

1.1. 120 kg benzol, 75 kg toluol va 25 kg etilbenzoldan iborat aromatik konsentrat berilgan. Aralashmaning massa va molyar tarkibini hisoblang.

1.2. Tovar benzin namunasini tayyorlash uchun to'g'ri haydashdan olingan benzin fraksiyasi ($M=113$ kg/mol, $\rho=732$ kg/m³) va katalitik riforming benzini ($M=106$ kg/mol, $\rho=791$ kg/m³) massalari 1:1 nisbatda aralashtirildi. Olingan aralashmaning molyar va hajmiy tarkibini aniqlang.

1.3. Ikki neft fraksiya aralashmasi berilgan. Birinchi fraksiyaning hajmi $V_1=36$ m³, zichligi $\rho_1=802$ kg/m³, ikkinchi

fraksiyaning hajmi $V_1=76,5 \text{ m}^3$, $\rho_1=863 \text{ kg/m}^3$ ga teng. Har bir fraksiyaning massa ulushlarini hisoblang.

1.4. Etalon aralashmada *izo* – oktanning massa miqdori 70%, *n*-eptanniki 30%. Komponentlarning molyar ulushini aniqlang.

1.5. Xo'jalik yoqil'isi sifatida ishlatiladigan uglevodorod gazlari aralashmasi quyidagi massa miqdorlariga ega: etan 2%, propan 76%, butan 21%, pentan 1%. Gaz aralashmasidagi komponentlarning molyar miqdorini hisoblang.

1.6. Tabiiy gaz quyidagi komponentlardan tashkil topgan (hajmiy foizlarda): $\text{CH}_4 - 96,8$; $\text{C}_2\text{H}_2 - 0,9$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 0,4$; $\text{C}_4\text{H}_{10} - 0,3$; $\text{N}_2 - 1,0$; $\text{CO}_2 - 0,6$. Aralashmaning massa miqdorini hisoblang.

1.7. Katalitik krekinglashda moy fraksiyasidan quyidagi mahsulotlar olingan:

	Massa miqdori, %	Molyar massa kg/kmol
Gaz	11,2	32
Benzin	32,7	105
Yengil gazoyl	36,9	218
Og'ir gazoyl	19,2	370

Komponentlarning molyar ulushini aniqlang.

1.8. Mingbuloq neftini ikki qisqa oraliqda haydalgan benzin fraksiyasi aralashmasi berilgan va ular quyidagi tavsiflarga ega:

	Molyar massa, kg/mol	Massa miqdori, %
105 – 120°C fraksiya	103	30
120 – 140°C fraksiya	112	70

Aralashmaning o'rtacha molyar qaynash temperaturasi toping.

1.9. Moy haydash fraksiyasining o'rtacha molyar qaynash temperaturasi

	Molyar ulush
420 – 436°C fraksiya	0,45
436 – 454°C fraksiya	0,30
454 – 470°C fraksiya	0,25

Qiymatlariga asosan hisoblang.

1.10. Quyidagi qiymatlarga ega ikki neft fraksiyalari aralashmasining:

	Molyar massa kg/mol	Zichlik ρ , kg/m ³	Molyar ulush
180 – 210°C fraksiya	168	806	0,34
210 – 230°C fraksiya	182	833	0,66

Tarkibi va o'rtacha molyar qaynash temperaturasini toping.

1.2. Zichlik. Molyar massa

Zichlik. Zichlik neft va neft mahsulotlari uchun muhim fizik kattalik bo'lib, modda massasini uning hajmiga nisbati bilan ifodalanadi. Xalqaro birliklar tizimi (SI) da zichlikning birligi sifatida kg/m^3 qabul qilingan. Amalda ko'proq nisbiy zichlik qo'llaniladi. Suyuq neft mahsulotlarining nisbiy zichligi – bu o'lchamsiz kattalik bo'lib, ma'lum temperaturalarda uning haqiqiy zichligini distillangan suv zichligiga nisbatini ifodalaydi.

Shuning uchun nisbiy zichlik $p_{t_1}^{t_2}$ belgisi bilan belgilanadi. Bunda t_1 – suvning temperaturasi, °C (K); t_2 – neft mahsulotining temperaturasi, °C (K). MDH davlatlarida quyidagi temperatura standarti: suv uchun 4°C, neft mahsuloti uchun 20°C, (ρ_4^{20}). AQSH, Angliya va boshqa davlatlarda temperatura standarti neft mahsuloti va suv uchun bir xil 15,6°C (ρ_{15}^{15}) qabul qilingan.

Ma'lumki, temperatura ortishi bilan zichlik kamayadi. Ko'pgina neft va neft mahsulotlari uchun bu bog'lanish chiziqli xarakterga ega bo'lib, D.I. Mendeleyev formulasi bilan ifodalanadi:

$$\rho'_4 = \rho_4^{20} - a(t - 20).$$

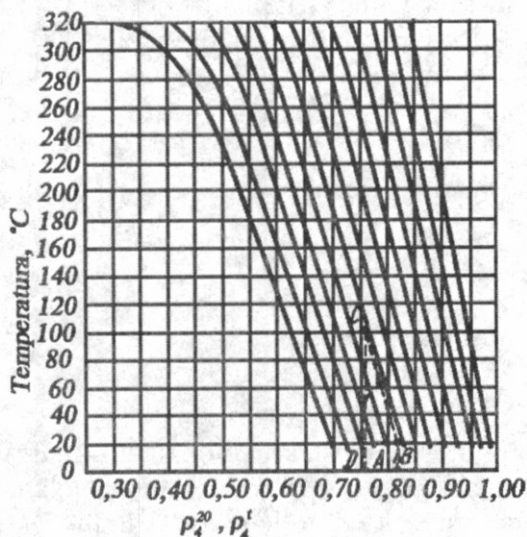
Bunda: ρ'_4 – t temperaturadagi nisbiy zichlik;

ρ_4^{20} – 20°C dagi nisbiy zichlik;

a – temperatura 1°C ga o'zgarganda nisbiy zichlik o'zgarishining temperatura tuzatmasi.

Temperatura tuzatmasi qiymatlari 1- ilovada keltirilgan. Mendeleyev formulasi o'zida unchalik ko'p bo'lmagan qattiq parafinlar va aromatik uglevodorodlar saqlagan neft mahsulotlari

uchun kichik temperatura intervali 0 dan 50°C gacha qabul qilingan. Yuqori temperaturalarda suyuq neft mahsulotlar zichligini grafik asosida (1.1- rasm) va nomogramma (2- va 3- ilova)lar orqali aniqlash mumkin. Keltirilgan nomogrammalar 1,5 MPa bosimgacha yaxshi natijalar beradi.



1.1- rasm. Suyuq neft mahsulotlari nisbiy zichligining temperaturaga bog'liqligi grafigi.

1.4- misol. Suyuq neft fraksiyasining zichligi $\rho_4^{20} = 0,811$ bo'lsa, uning 100°C dagi nisbiy zichligini toping.

Yechish. 1.1- rasmda tasvirlangan grafik ma'lum zichlik bo'yicha xohlagan zichlikning boshqa qiymatini topish imkonini beradi. Absissa o'qiga 0,811 zichlik qiymati qo'shiladi. Olingan *A* nuqtadan perpendikulyar o'tkazib, uning gorizontaal chiziq bilan kesishgan nuqtasida 20°C temperaturaga mos keluvchi zichlik (*B* nuqta) aniqlanadi. *B* nuqtaga parallel ravishda gorizontaal bilan kesishguncha qiya egri chiziq o'tkazib, topilgan qiymatga mos temperatura (*C* nuqta) aniqlanadi. *C* nuqtadan absissa o'qiga perpendikulyar tushirib, izlanayotgan zichlik (*D* nuqta) $\rho_4^{20} = 0,755$ topiladi. Neftni qayta ishlash jarayonlaridagi amaliy hisoblashlarda qo'llaniladigan ayrim formulalarda ρ_{15}^{15} zichlik qiymati kiritiladi. Uni quyidagi ko'rinishda qayta hisoblash mumkin:

$$\rho_{20}^{20} = \rho_{15}^{15} - 5a. \quad (1.2)$$

Zichlik additiv kattalik hisoblangani uchun turli neft mahsulotlaridan iborat aralashma zichligini oson aniqlash mumkin. Aralashma tarkibini ifodalash usuliga bog'liq holda hisoblashlar uchun quyidagi tenglamalar qo'llaniladi:

Komponentlar massalari bo'yicha:

$$p_{ara} = \frac{m}{\sum (m_i / p_i)}.$$

Massa ulushlari bo'yicha:

$$p_{ar} = \frac{1}{\sum (x_i / p_i)}.$$

Hajmiy ulushlari bo'yicha:

$$p_{ar} = \sum x_{vi} / p_i.$$

Agar tarkib molyar ulushlarda ifodalansa, ularni avval massa ulushga o'tkazib, so'ngra aralashma zichligi aniqlanadi.

Molyar massa. SI dagi o'lchamsiz kattalik M_i nisbiy molekular massa va o'lchamli kattalik M molyar massani aniq ajrata olish zarur. Qayd etilgan nisbiy molekular massa va molyar massa gramm/mol (kg/kmol)larda ifodalanadi. Amaldagi hisoblashlarda, odatda, molyar massani ifodalashda kilogrammning kilomolga nisbati (kg/kmol)dan foydalaniladi.

Neft, neft fraksiyalari va neft mahsulotlari uchun «molyar massa» tushunchasi ostida uning o'rtacha qiymati anglanib, u eksperimental yoki empirik hisoblashlarga bog'liq bo'ladi. Neft fraksiyasining qaynash temperaturasi ortishi bilan molyar massasi M ni aniqlash B.M. Voinov [2.3] formulasi asosida olib boriladi.

Parafinli uglevodorodlar va qisqa oraliqdagi benzin fraksiyalari uchun u quyidagi ko'rinishda yoziladi:

$$M = 60 + 0,3t_{o'r.m} + 0,001t_{o'r.m}^2$$

yoki

$$M = 52,63 - 0,246T_{o'r.m} + 0,001T_{o'r.m}^2.$$

Bu formulada tavsiflovchi omil K hisobga olinsa, hisoblash yanada aniq natija beradi:

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04K)t_{o'r.m.} + (0,003K - 0,00245)t_{o'r.m.}^2$$

yoki

$$(1.3)$$

$$M = (40,28K - 411,6) + (2,0977 - 0,2038K)T_{o'r.m.} + (0,0003K - 0,0245)T_{o'r.m.}^2$$

(1.3.) formula orqali qaynash temperaturasi 350°C gacha o'rtacha fraksiyaning molyar massasini 5% nisbiy xatolik bilan aniqlash mumkin.

1.5- misol. Katalitik riformingda ksilol olish uchun xomashyo sifatida zichligi $\rho_4^{20} = 0,7513$, qaynash temperaturasi $120-140^{\circ}\text{C}$ oraliqdagi qisqa benzin fraksiyasidan foydalanilmoqda. Xomashyodagi fraksiyalarning har 5 gradusdagi miqdori (molyar ulushlarida) quyidagilarga teng:

120–125°C–0,20;	130–135°C–0,30;
125–130°C–0,24;	135–140°C–0,26.

ekanligi ma'lum bo'lsa xomashyoning o'rtacha molyar massasini toping.

Yechish. Avvalo har 5 gradusdagi qaynashning o'rtacha arifmetik temperaturalari aniqlanadi:

$$t_1 = \frac{120+125}{2} = 122,5^{\circ}\text{C};$$

$$t_2 = \frac{125+130}{2} = 127,5^{\circ}\text{C};$$

$$t_3 = 132,5^{\circ}\text{C};$$

$$t_4 = 137,5^{\circ}\text{C}.$$

Xomashyoning o'rtacha molyar qaynash temperaturasi topiladi:

$$t_{o'r.m} = \sum x_i' t_i' = 0,20 \cdot 122,5 + 0,24 \cdot 127,5 + \\ + 0,30 \cdot 32,5 + 0,26 \cdot 137,5 = 130,6^{\circ}C.$$

p_4^{20} ni p_{15}^{15} ga o'tkazamiz. (1.2. formula).

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

(1.1.) formuladan foydalanib, tavsiflovchi omil aniqlanadi:

$$K = \frac{1,2163 \sqrt{130,6 + 273}}{0,7554} = 11,9.$$

Endi (1.3.) formulaga ko'ra, xomashyoning o'rtacha molyar massasi hisoblanadi:

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

Molyar massa va zichlik orasidagi bog'liqlikni Kreg formulasi orqali ifodalaniladi:

$$M = \frac{44,29 \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}}. \quad (1.4)$$

Komponentlarning molyar massasi va ma'lum tarkibi uchun additivlik qoidasiga ko'ra aralashmaning molyar massasi hisoblaniladi:

$$M = \sum M_i X_i', \quad M = \frac{1}{\sum (X_i / M_i)}.$$

1.6- misol. I moy fraksiyadan 27 kg ($\rho_4^{20} = 0,8647$) va II moy fraksiyadan 63 kg ($\rho_4^{20} = 0,8795$) aralashtirildi. Aralashmaning molyar massasini aniqlang.

Yechish. I fraksiya uchun ρ_{15}^{15} dagi zichlik topiladi:

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

II fraksiya uchun: $\rho_{15}^{15} = 0,8795 + 5 \cdot 0,000673 = 0,8829.$

(1.4.) formulaga ko'ra, har bir fraksiyaning molyar massasi aniqlaniladi:

$$M_1 = \frac{44,29 \cdot 0,8681}{1,03 - 0,8681} = 237,5 \text{ kg/mol};$$

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

Fraksiyalarning sonini bilgan holda ularning massa ulushlari aniqlanadi:

$$x_1 = \frac{27}{27 + 63} = 0,3; \quad x_2 = \frac{63}{27 + 63} = 0,7.$$

Aralashmaning molyar massasi quyidagicha topiladi:

$$M = \frac{1}{\frac{0,3}{237,5} + \frac{0,7}{265,8}} = 256,6 \text{ kg/mol}.$$

Masalalar

1.11. Neft rezervuarda 12°C temperaturada saqlanmoqda. Agar berilgan sharoitda $\rho_4^{20} = 0,8675$ bo'lsa, uning nisbiy zichligini aniqlang.

1.12. Neftni quvur orqali haydash vaqtida uning temperaturasi 8°C dan 15°C gacha o'zgaradi. Agar $\rho_4^{20} = 0,851$ bo'lsa, u holda neftning boshlang'ich va oxirgi haydash nuqtalarida nisbiy zichligini toping.

1.13. Neft 15°C temperaturada rezervuarga haydaldi, zichligi neftdensimetr bilan aniqlanganda $0,845 \text{ g/sm}^3$ tashkil etdi. Keyingi kun rezervuardagi neftning temperaturasi 25°C gacha ko'tarildi. Neftning shu temperaturadagi zichligini aniqlang.

1.14. Atmosfera - vakuum qurilmasi (AVT) sovitkichidan $180 - 230^\circ\text{C}$ dizel fraksiyasi chiqishda 30°C temperaturaga ega. Agar $\rho_4^{20} = 0,8364$ bo'lsa, uning shu temperaturadagi nisbiy zichligini toping.

1.15. Mingbuloq nefti 20°C da $85,5 \text{ kg/m}^3$ zichlikka ega. Uning ρ_{15}^{15} dagi nisbiy zichligini aniqlang.

1.16. Kerosin distillyati (fraksiya 120 – 230°C) ning 27°C dagi zichligi 805 kg/m³ ga teng. Uning zichligi ρ_{15}^{15} ni toping.

1.17. Benzin fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,7486$) issiqlik almashtirgichda 30°C dan 52°C gacha qizdirilmoqda. Bu fraksiyadagi nisbiy zichlikning o'zgarishini aniqlang.

1.18. Avtomobil yoqilg'i bakiga 5°C temperaturada A-76 ($\rho_4^{20} = 0,7650$) benzindan 30 litr quyildi. Bu sharoitda quyilgan benzinning massasini aniqlang.

1.19. Yengil neft fraksiyasining o'rtacha molyar qaynash temperaturasi 97°C ga teng, tavsiflovchi omil – 12,3. Uning ρ_4^{20} nisbiy zichligini aniqlang.

1.20. Neft mahsulotining 50% li haydalishidagi temperaturasi 145°C ga teng. $K = 11,3$ bo'lsa, uning ρ_{15}^{15} ni toping.

1.21. Atmosfera quvurli (AT) qurilmasi K-2 kolonnasidan 330°C temperatura bilan mazut chiqadi. Agar $\rho_4^{20} = 0,961$ kg/m³ va $K = 10,1$ ma'lum bo'lsa, uning shu temperaturadagi zichligini aniqlang.

1.22. Dizel fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,845$, $K = 11,3$) oraliq issiqlik almashtirgichda 210°C gacha qizdiriladi. Uning shu temperaturadagi zichligini toping.

1.23. Benzin namunasini tekshirish uchun 5 kg to'g'ri haydashdan olingan benzin fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,7369$) va 15 kg katalitik kreking benzini ($\rho_4^{20} = 0,7623$) aralashmasi tayyorlandi. Olingan aralashmaning nisbiy zichligi (ρ_4^{20}) ni aniqlang.

1.24. Tayyor moy tayyorlash uchun moyning ikki fraksiyasi 1 : 3 (hajmiy) nisbatda aralashtirildi. Ularning nisbiy zichliklari (ρ_4^{20}) 0,8793 va 0,8576 ga teng. Aralashma ρ_4^{20} zichligini toping.

1.25. O'rtacha qaynash temperaturalari $t_{o'r.m.qh} = 115^\circ\text{C}$ va 132°C ga teng bo'lgan to'g'ri haydashdan olingan benzin fraksiyalarining molyar massalarini toping.

1.26. Dizel yoqilg'isining komponenti 274°C o'rtacha molyar qaynash temperaturasiga ega bo'lib, tavsiflovchi omil 10,8 ga teng. Komponentning molyar massasini hisoblang.

1.27. BR-1 «Galosha» benzin erituvchi $t_{o'r.m.} = 97^\circ\text{C}$ va $K = 12,5$ bilan tavsiflanadi. Uning molyar massasi qanday bo'ladi?

1.28. Aviokerosinning 20°C dagi zichligi 776 kg/m³ ni tashkil etadi. Uning o'rtacha molyar massasini aniqlang.

1.29. Yozgi dizel yoqilg'isi uchun $\rho_4^{20} = 0,8546$ ga teng. Uning molyar massasi qanday?

1.30. Etalon aralashma izo-oktan va n—heptanning massalari 9 : 1 nisbatda tayyorlandi. Aralashmaning o'rtacha molyar massasini toping.

1.31. Tayyor benzin namunasi quyidagi komponentlardan tarkib topgan:

	Mol soni	Molyar massa kg/kmol
To'g'ri haydash-		
dan olingan fraksiya	21	108
Katalitik kreking benzin	46	131
Alkilat	33	119

Benzinning o'rtacha molyar massasini aniqlang.

1.3. To'yingan bug' bosimi. Kritik va keltirilgan parametrlar. Figutivlik

To'yingan bug' bosimi. To'yingan bug'lar bosimi deganda, biror temperaturada suyuqlik ustidagi muvozanatda turgan bug'ning bosimi tushuniladi. Amaliy hisoblashlarda qisqa oraliqdagi neft fraksiyalarining bug' va suyuq fazalar tarkibi o'zgaras bo'ladi. Shu sababli suyuqlik ustidagi to'yingan bug' bosimi faqat temperaturaga bog'liq bo'ladi. Uni hisoblashda turli formulalar mavjud bo'lib, ular orasida ko'p foydalaniladigani Ashvort formulasidir:

$$\lg(P_{Hi} - 3158) = 7,6715 - \frac{2,68f(T)}{f(T_0)}. \quad (1.5.)$$

Bunda: P_{Hi} — T temperaturadagi to'yingan bug' bosimi. Pa;
 T_0 — fraksiyaning atmosfera bosimidagi o'rtacha qaynash temperaturasi, K.

Temperatura fraksiyalari $f(T)$ va $f(T_0)$ ushbu tenglama orqali ifodalanadi:

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

Turli temperaturalarda funksiya qiymatlari 4- ilovada keltirilgan.

Ashvort formulasi, asosan, atmosfera bosimi qiymatida yetarlicha yaxshi natijalar beradi.

1.7- misol. 150°C dagi qisqa oraliqda haydalgan benzin fraksiyasining to'yingan bug' bosimini aniqlang. Bunda fraksiyaning o'rtacha qaynash temperaturasi 95°C ni tashkil etadi.

Yechish. To'yingan bug' bosimini hisoblash uchun Ashvort formulasidan (1.5.) foydalaniladi. Dastlab 4- ilovadan 150°C va 95°C uchun funksiya qiymati $f(T)$ va $f(T_0)$ ni aniqlaniladi, bunga ko'ra interpolatsiya yordamida 95°C temperatura uchun: $f(T) = 4,48$ va $f(T_0) = 5,73$ topiladi. Topilgan qiymatlarni (1.5.) formulaga qo'yiladi:

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

$$\lg(p_{Hi} - 3158) = 5,576.$$

Antilogarifmlar jadvali bo'yicha yoki mikrokalkulyator yordamida:

$$p_{Hi} - 3158 = 376704; \quad p_{Hi} = 376704 + 3158 = 379862 \text{ Pa}$$

ekanligi hisoblab topiladi.

Zarur hollarda to'yingan bug' bosimini qayta hisoblashda bir temperaturani boshqasiga yoki neft mahsuloti o'rtacha qaynash temperaturasida bosim o'zgarishi vaqtida nomogrammlar (5,6- ilova)dan foydalaniladi. 5- ilovadagi nomogramma Koks grafigi sifatida ma'lum bo'lib, qisqa oraliqda haydalgan neft fraksiyalari uchun qo'llaniladi.

1.8- misol. Qisqa oraliqda haydalgan benzin fraksiyasining atmosfera bosimi ($\approx 1 \cdot 10^5 \text{ Pa}$) dagi o'rtacha qaynash temperaturasi 127°C ni tashkil etadi. Uning ($2 \cdot 10^5 \text{ Pa}$) bosimdagi qaynash temperaturasini toping.

Yechish. Koks grafigidan (5- ilova) 10^5 Pa va 127°C (400 K) kordinatalari nuqtalarini topiladi. Topilgan nuqtadan ikki qo'shni to'g'ri nurlardan vertikal bilan kesishguncha $2 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ bosimga mos keluvchi to'g'ri chiziq o'tkaziladi. Olingan nuqtadan to ordinata o'qi bilan kesishguncha absissa o'qiga parallel gorizontal o'tkaziladi va bunda olingan nuqta 151°C (424 K) temperaturadir. Bu temperatura $2 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ bosimda fraksiyaning qaynash temperaturasi hisoblaniladi.

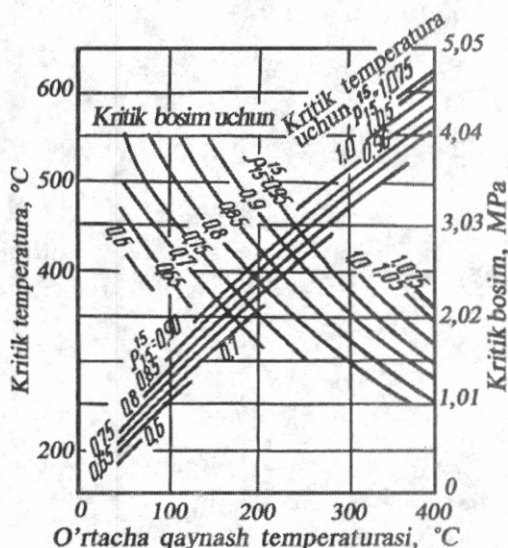
1.9- misol. ARN-2 standart qurilmasida 133,3 Pa bosim ostida neft qoldig'ini vakuumli haydashda 196 – 213°C da haydalgan fraksiya olindi. Bu fraksiyaning atmosfera bosimidagi qaynash chegaralari qanday bo'ladi?

Yechish. 6- ilovadagi nomogrammadan foydalaniladi. O'ng shkaladan qoldiq bosim 133,3 Pa (1 mm sim. ust) ni, chap shkaladan berilgan bosimda fraksiyaning boshlang'ich va oxirgi qaynash temperaturalari belgilaniladi. Shunda o'rta shkaladan olingan nuqta atmosfera bosimida qaynash temperaturasi 400°C va 420°C ga muvofiq keladi.

Shunday qilib, atmosfera bosimida izlangan fraksiyaning qaynash chegaralari 400–420°C .

Kritik va keltirilgan parametrlar. Temperatura va bosimning ma'lum qiymatlarda sistema ikki fazali (suyuqlik – bug')dan bir fazaliga o'tishi mumkin. Shu sharoitga mos keluvchi qiymatlar moddaning kritik holatini tavsiflaydi va ular kritik temperatura hamda bosim deb ataladi. Ko'pgina individual uglevodorodlar uchun ularning qiymati ma'lum va turli manbalarda keltirilgan [4,5.].

Neft fraksiyalarining molyar massalari, o'rtacha qaynash temperaturasi va nisbiy zichliklariga mos keluvchi taqribiy kritik parametrlari grafik usulida hisoblanadi (1.2- rasm).



1.2- rasm. Zichligi turlicha bo'lgan neft mahsulotlarining kritik temperaturasi va bosimini aniqlash grafiqi.

Quyidagi tenglamalar orqali kritik temperatura T_{kr} (Kelvinda) va bosim P_{kr} ni yanada aniq topish mumkin:

$$T_{kr} = 355 + 0,97a - 0,0004a^2. \quad (1.6.)$$

$$P_{kr} = K_{kr} \frac{T_{kr} \cdot 10^5}{M}. \quad (1.7.)$$

(1.6.) va (1.7.) tenglamalardagi a va Kr o'zgarmas kattaliklar quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$$a = (1,8 T_{o'r.m.} - 359) \rho_{15}^{15},$$

$$Kr = 5,53 + 0,855 \frac{t_{70} - t_{10}}{60}.$$

Bunda: t_{10} , t_{70} — neft mahsulotining ГОСТ 2177-82 bo'yicha 10 va 70% qismi haydalgan temperaturalari, °C.

Kr parafin (to'yingan) uglevodorodlar uchun 5,0 — 5,3; naftenli — 6,0; aromatik 6,5 — 7,0; to'g'ri haydashdagi neft mahsulotlari uchun esa 6,3 — 6,4 qiymatlarga ega [2].

a kattalikni aniqlashda neft fraksiyasining o'rtacha molyar qaynash temperaturasini olish mumkin. Kritik temperaturani hisoblashda qisqartirilgan formula ham qo'llaniladi [1]:

$$T_{kr} = 1,05 T_{o'r} + 146.$$

Neft mahsulotlarining issiqlik va ayrim boshqa xususiyatlarini hisoblashda «keltirilgan temperatura» va «keltirilgan bosim» deb nomlangan kattaliklar qabul qilingan.

Keltirilgan temperatura (T_{kel}). Ayni sharoitdagi neft mahsulotlari temperaturasini (T_1, K) uning kritik temperaturasiga (T_{kr}) nisbatini ifodalaydi:

$$T_{kel} = \frac{T}{T_{kr}}. \quad (1.8.)$$

Keltirilgan bosim (p_{kel}) — ayni sharoitdagi neft mahsuloti bosimini (p , Pa) uning kritik bosimiga (p_{kr}) nisbatini ifodalaydi:

$$p_{kel} = \frac{p}{p_{kr}}. \quad (1.9.)$$

1.10- misol. Jarqoq nefti kerosin distillyati quyidagi fraksion tarkibga ega: 10% – 132°C; 50% – 180°C; 70% – 203°C. Uning zichligi $\rho_4^{20} = 0,7945$, molyar massasi $M = 156$ kg/mol bo'lsa, distillyatning kritik temperaturasi va bosimini hisoblang.

Yechish. (1.6) formuladan kritik temperatura topiladi va avval ρ_{15}^{15} va a doimiy hisoblaniladi:

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

$T_{o'r.m.}$ o'rniga 50% li haydash temperaturasi kelvindagi qiymati qo'yiladi. Bunda:

$$a = (1,8 \cdot 453 - 359) \cdot 0,7984 = 364,4 \text{ va}$$

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

Dastlab Kr o'zgarmasni aniqlab, keyin kritik bosim (1.7.) formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$Kr = 5,53 + 0,855 \frac{203 - 132}{60} = 6,54;$$

$$P_{kr} = \frac{6,54 \cdot 643,4 \cdot 10^5}{156} = 2697331 \text{ Pa} \approx 2,7 \text{ MPa}.$$

1.11- misol. Benzin fraksiyasining ($\rho_{15}^{15} = 0,75$; $t_{o'z.m} = 100^\circ\text{C}$) 150°C va 2 MPa bosimdagi keltirilgan temperatura va bosimini aniqlang.

Yechish. Avvalo grafikka (1.2- rasmga qarang) ko'ra, benzin fraksiyasining kritik parametrlari topiladi.

$$t_{kr} = 275^\circ\text{C}; \quad p_{kr} = 3,16 \text{ MPa}.$$

(1.8) va (1.9) formulalariga ko'ra, keltirilgan parametrlar aniqlaniladi:

$$T_{kel} = \frac{150 + 273}{275 + 273} = 0,77; \quad p_{kel} = \frac{2}{3,16} = 0,63.$$

Figutivlik. Neft mahsulotlari va ularning bug'lari hamma vaqt ham ideal sistema hisoblanmaydi. Bosimning unchalik yuqori

bo'lmagan qiymatlarida va yuqori temperaturalarda ular Raul hamda Dalton qonunlariga bo'ysunadi. Bu bog'lanishning matematik ifodasi quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

$$p_{ni} \quad x_i' = py_i' \quad \text{yoki} \quad \frac{y_i'}{x_i'} = \frac{p_{ni}}{p} = K_i.$$

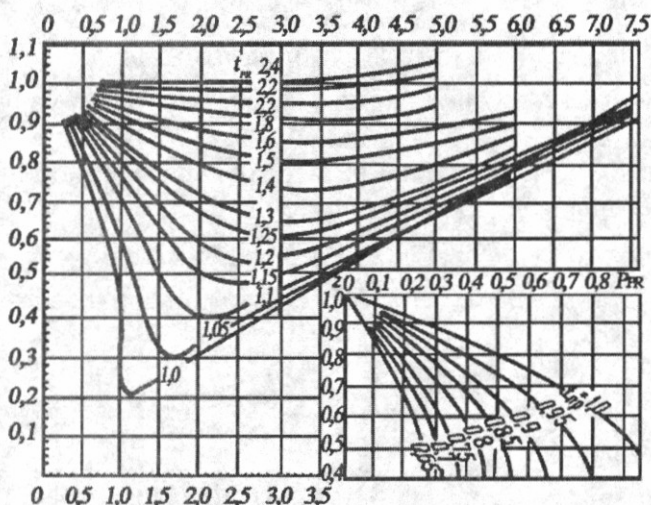
Bunda: x_i', y_i' – suyuq va bug' fazasidagi i komponentning molyar ulushi; p_{hi} – i komponentning to'yingan bug' bosimi, Pa; p – sistemaning umumiy bosimi, Pa; K_i – fazaviy muvozanat doimiysi.

Yuqori bosim va past temperaturalar sistemaning ideal holatidan chetlanishga olib keladi hamda shunga ko'ra hisoblash formulalariga tuzatmalar kiritish zarur. Bu holatlarda fazaviy muvozanat doimiysi (1.10.) quyidagi ko'rinishda yoziladi:

$$K_i = f_i^a / f_i^b \quad \text{yoki} \quad f_i^c x_i' = f_i^b x_i'.$$

Bundagi f_i^c va f_i^b kattaliklar suyuqlik hamda uning bug'larining fugitivligini ifodalaydi. Fugitivlik ham bosimning o'lchov birliklarida o'lchanadi, ideal holatlarda bosimning o'rnida foydalaniladi.

Umuman fugitivlik keltirilgan temperatura T_{kel} va bosimning funksiyasi hisoblanadi. Amalda fugitivlik grafik usulda hisoblanadi [1,2,6,7]. Ulardan biri 1.3- rasmda keltirilgan:



1.3 - rasm. Neft mahsulotlarining fugitivlik koeffitsiyentini aniqlash grafigi.

Bu grafikdagi ordinata o'qi figutivlikning real bosimga nisbatini ko'rsatadi:

$$Z=f/p.$$

O'lchamsiz kattalik Z *figutivlik koeffitsiyenti* deb ataladi. Ba'zida uni siqiluvchanlik koeffitsiyenti deb ham ataladi. Siqiluvchanlik koeffitsiyenti boshqacha fizik ma'noga ega bo'lsa-da, taxminiy hisoblashlarda undan yuqoridagi koeffitsiyent sifatida foydalanish mumkin.

1.12- misol. Temperaturasi 220°C va $2,5\text{ MPa}$ bosimdagi $62-85^{\circ}\text{C}$ fraksiyaning figutivligini toping. Kritik parametrlari: $t_{kp}=247^{\circ}\text{C}$ va $p_{kr}=3,56\text{ MPa}$.

Yechish. Keltirilgan temperatura va bosim aniqlaniladi:

$$T_{kel} = \frac{220 + 273}{247 + 273} = 0,95; \quad P_{kel} = \frac{2,5}{3,56} = 0,7.$$

Grafikka (1.3- rasmga qarang) ko'ra siqiluvchanlik koeffitsiyenti $z=0,57$ ni topiladi. (1.11.) formulaga ko'ra, figutivlik $f = zp = 0,57 \cdot 2,5 = 1,43\text{ MPa}$ ga teng bo'ladi.

1.13- misol. Kritik parametrlari $t_{kr}=197,2^{\circ}\text{C}$; $p_{kr}=3,34\text{ MPa}$ bo'lsa, n -pentan uchun 115°C va $1,2\text{ MPa}$ da fazalar muvozanat doimiysi (K)ni aniqlang.

Yechish. n -pentanning bug' fazasi uchun figutivligi topiladi. Keltirilgan parametrlar:

$$T_{kel} = \frac{115 + 273}{197,2 + 273} = 0,82; \quad p_{kel} = \frac{1,2}{3,34} = 0,36.$$

Grafikdan (1.3- rasmga qarang) $z=0,76$ va $f^b=0,76 \cdot 1,2=0,91\text{ MPa}$ ekanligi aniqlaniladi. Suyuq faza ham shu temperaturada bo'lgani sababli to'yingan bug' bosimi Koks grafigi (5- ilova) dan aniqlaniladi: $p_N = 0,8\text{ MPa}$. Bu holat uchun keltirilgan bosim quyidagicha hisoblab topiladi:

$$p_{kel} = \frac{p_H}{p_{kr}} = \frac{0,8}{3,34} = 0,24.$$

Suyuq fazaning siqiluvchanlik koeffitsiyenti (1.3- rasmga qarang) $z=0,81$ va figutivligi $f^s=0,81 \cdot 0,8=0,65\text{ MPa}$ ga teng bo'lsa, fazalar muvozanat doimiysi figutivliklar nisbatidan aniqlaniladi:

$$K = \frac{f^s}{f^b} = \frac{0,65}{0,91} = 0,7.$$

Fazalar muvozanat doimiysini bu usuldan tashqari, nomogrammadan (7,8- ilova) foydalanib ham topish mumkin.

Masalalar

1.32. Katalitik riforming xomashyosining qaynash chegarasi 120–140°C ga ega. Uning 240°C dagi to'yingan bug' bosimini toping.

1.33. BR-1 erituvchi benzinning o'rtacha qaynash temperaturasi 98°C ga teng. Uning 25°C dagi to'yingan bug' bosimi qanday bo'ladi?

1.34. AI-93 tovar benzin 38°C dagi me'yorga muvofiq keluvchi to'yingan bug' bosimi 66 660 Pa ga teng. Bu bosim 25°C da qanday bo'ladi?

1.35. Neft fraksiyasining 20°C dagi to'yingan bug' bosimi 4950 Pa ni tashkil etadi. Agar fraksiya 62°C gacha qizdirilsa, uning bosimi qanday bo'ladi?

1.36. Vakuum kolonnasi yonaki moy mahsulotining bosimi 5333 Pa, temperaturasi 275°C ni tashkil etadi. Bu temperatura qanday atmosfera bosimiga to'g'ri keladi?

1.37. Mingbuloq neftining zichligi $\rho_4^{20} = 0,7485$ va fraksion tarkibi: 10% – 55°C; 50% – 108°C va 70% – 129°C bo'lsa, benzin fraksiyasi kritik temperaturasi va bosimini aniqlang.

1.38. Fraksiya tarkibi: $t_{o'r.m.} = 410^\circ\text{C}$, $\rho_4^{20} = 0,8711$, $M = 315$ kg/mol o'zgarmas $Kr = 6,4$ bo'lsa, moy fraksiyasining 400°C va 15 MPa dagi keltirilgan temperatura va bosimini toping.

1.39. Kritik parametrlari: $t_{kr} = 269^\circ\text{C}$, va $p_{kr} = 2,75$ MPa bo'lsa, qisqa benzin fraksiyasi bug'larining 240°C va 21 MPa da figutivligini aniqlang.

1.40. Qisqa benzin fraksiyasi quyidagi ko'rsatkichlari bilan tavsiflanadi: $t_{o'r.m.} = 130^\circ\text{C}$, $\rho_4^{20} = 0,7538$, $M = 114$ kg/mol, $Kr = 6,3$. Uning $t = 220^\circ\text{C}$ va $p = 1,6$ MPa da suyuq va bug' fazalari figutivligini aniqlang.

1.41. H-butanning kritik temperaturasi 152°C ga teng, kritik bosimi $3,5\text{ MPa}$. Uning 200°C va 4 MPa da figitivligini toping.

1.42. Grafikdan foydalanib (2.2-, 2.3- rasmlarga qarang), n - heptanning 190°C va $1,1\text{ MPa}$ dagi fazalar muvozanati konstantasini aniqlang.

1.43. Benzinsizlantirish kolonnasi yuqorisida yig'ilyotgan bosh benzin fraksiya ($t = 120^{\circ}\text{C}$ va $p = 0,5\text{ MPa}$)si o'rtacha molyar qaynash temperaturasi 92°C ga teng. Agar uning kritik temperaturasi 252°C va kritik bosimi $2,9\text{ MPa}$ ni tashkil etsa, benzinning fazalar muvozanat konstantasini toping.

1.4. Qovushqoqlik

Suyuqliklarning qovushqoqligi. Bu xususiyat suyuqliklarning harakat qarshiligini ko'rsatadi. Neftni qayta ishlashda dinamik, kinematik va shartli qovushqoqlik turlaridan foydalaniladi.

Dinamik qovushqoqlik (μ) suyuqlikning ichki ishqalanishi bilan tavsiflanadi va Nyutonni ma'lum tenglamasi bilan ifodalanadi. SI da dinamik qovushqoqlikning o'lchov birligi paskal/sekund ($\text{Pa}\cdot\text{s}$). Texnologik hisoblashlarda kinematik qovushqoqlik (Q) dan foydalaniladi, u ma'lum temperaturada dinamik qovushqoqlikning zichlikka nisbati $\nu = \frac{\mu}{\rho}$ bilan ifodalaniladi. SI da kinematik qovushqoqlik birligi metr kvadrat taqsim sekund (m^2/s) hisoblanadi. (m^2/s) ning birlik ulushi bir santistoksga to'g'ri keladi.

Qovushqoq xarakterdagi neft mahsulotlari uchun ba'zan shartli qovushqoqlik (ShQ) qo'llaniladi. U vaqt birligi ichida 200 ml neft mahsulotini standart viskozometrda ayni temperaturada o'tish vaqtining shunday hajmli distillangan suvning 20°C da oqib o'tish vaqtiga nisbati bilan ifodalaniladi. Shartli qovushqoqlik (ShQ) graduslarda o'lchanadi. Shartli qovushqoqlikni kinematik qovushqoqlikka o'tkazish 9- ilova orqali amalga oshiriladi.

Neft va neft mahsulotlari qovushqoqligi temperatura ortishi bilan kamayadi. Zaruriy hollarda qovushqoqlikni bir temperaturadan boshqasiga nomogramma (10- ilova) yordamida o'tkazish qiyin emas.

Nomogramma ikki ma'lum qovushqoqlik kattaligini xohlagan temperaturalarda interpolyatsiya yoki ekstrapolyatsiya usuli bilan neft mahsulotining berilgan temperaturasi uchun hisoblash imkonini beradi.

1.14- misol. Moy fraksiyasini 100 va 50 °C da shartli qovushqoqligi 2,6 va 20° ShQ ga teng. Uning 70 °C dagi shartli qovushqoqligini toping.

Yechish. Noma'lum qovushqoqlik uchun nomogramma (10- ilova) dan foydalaniladi. Nomogrammaning koordinata turida 100°C, 2,6° ShQ va 50°, 20° ShQ koordinatalari bilan ikki nuqta belgilanadi. Topilgan *A* va *B* nuqtalar orqali to'g'ri chiziq o'tkaziladi. To'g'ri chiziq vertikal bilan kesishgan nuqtasini *C* nuqta belgilanadi. U 70 °C ga mos keladi. *C* nuqtani ordinata o'qiga proyeksiyalab, 70 °C dagi shartli qovushqoqlik qiymati topiladi:

$$B_{70}^4 = 7,1.$$

Moylarning sifati temperatura oshishi bilan qovushqoqlik darajasi o'zgarishiga bog'liq bo'ladi. Qovushqoqlikning — temperaturaga bog'liqlik xususiyatlarining sonli ko'rsatkichlari *qovushqoqlik indeksi* (QI) deb ataladi. Qovushqoqlik indeksi nomogramma (11- ilova) dan kinematik qovushqoqlikni ikki temperatura (odatda, 50 va 100°) dagi ma'lum qiymatlari bo'yicha topiladi. Moy sifati yaxshilanishi bilan uning qovushqoqlik indeksi yuqori bo'ladi.

1.15- misol. Motor moyining 100°C dagi qovushqoqligi 10,5 mm²/s, 50°C da esa 59 mm²/s ni tashkil etadi. Moyning qovushqoqlik indeksini aniqlang.

Yechish. Qovushqoqligi va temperaturasining ordinatalar o'qidagi $Q_{100} = 10,5$ mm²/s va $t = 100$ °C da mos keladigan kattaliklarni belgilanadi. Ular orqali to'g'ri chiziq o'tkaziladi. Ikkinchi chiziqni boshqa ikki nuqta orqali o'tkaziladi: $Q_{50} = 59$ mm²/s va $t = 50$ °C. Ikki to'g'ri chiziq kesishish nuqtasi egri chiziq bo'ladi va bu 100 ni anglatadi. Demak, moyning qovushqoqlik indeksi 100 (QI=100) ga teng ekan. Bosim ortishi bilan neft mahsulotlari qovushqoqligi ortadi. Hisoblashlarda 4MPa gacha neft mahsulotlari qovushqoqligi bosimga bog'liq emas deb qabul qilish mumkin.

Suyuq aralashmalar qovushqoqligi additivlik qoidasiga ko'ra aniqlanishi mumkin emas, shunga ko'ra ikki va undan ortiq neft

mahsulotlari qo'shilishidan olingan aralashmaning qovushqoqligi eksperimental yo'l bilan topish maqsadga muvofiqdir. Biroq taqribiy baholashda ba'zida empirik formulalar yoki ular asosida tuzilgan nomogrammalardan foydalaniladi.

Nomogramma (12- ilova) ko'proq qo'llaniladi, u ma'lum nisbatlarda olingan ikki neft mahsuloti aralashmasi qovushqoqligini aniqlashda yoki, aksincha, mahsulot olish uchun berilgan qovushqoqlikdagi komponentlar nisbatlarini topish imkonini beradi.

Hisoblashlarda qulaylik bo'lishi uchun nomogrammada qovushqoqlik qiymatlari millimetr kvadrat taqsim sekunda va °ShQ da qo'yilgan. Shu bilan birga ordinata o'qida qovushqoqligi kamroq A komponentlar, chap o'qida bir oz qovushqoqligi yuqori B komponentlar uchun mo'ljallangan.

1.16- misol. Aralashma quyidagi komponentlardan A ($Q_{50} = 12,5 \text{ mm}^2/\text{s}$) va B ($Q_{50} = 60 \text{ mm}^2/\text{s}$) tarkib topgan.

a) 40 % A komponentdan va 60 % B komponentdan iborat aralashmaning qovushqoqligini (hajm bo'yicha) aniqlang;

b) kinematik qovushqoqligi $Q_{50} = 39 \text{ mm}^2/\text{s}$ bo'lgan aralashmadagi A va B komponentlar nisbatlarini aniqlang.

Yechish. Nomogramma (12- ilova)ning koordinata o'qlariga A komponentning 100 % ga va B komponent 100 % ga mos keladigan holda qovushqoqlik qiymatlari 12,5 va 60 mm^2/s ni qo'yiladi va olingan t va n nuqtalarni to'g'ri chiziq aralashma qovushqoqligini undagi komponentlar nisbatlariga bog'liqligini tavsiflaydi. Birinchi savolga javob olish uchun absissa o'qi bo'yicha aralashma (40 % A va 60 % B) tarkibi nuqtasidan t n to'g'ri chizig'i bilan kesishguncha perpendikulyar o'tkaziladi. Ordinata o'qi bilan kesishuv nuqtasi bu aralashmaning kinematik qovushqoqlik qiymati $Q_{50} = 29,5 \text{ mm}^2/\text{s}$ ni beradi. Keyingi savolga javob quyidagicha bo'ladi. Ordinata o'qiga kinematik qovushqoqlik $Q_{50} = 39 \text{ mm}^2/\text{s}$ ni aniqlaniladi va tn to'g'ri chizig'i orqali absissa o'qiga u proyeksiyalanadi. Komponentlarning $A-25\%$ va $B-75\%$ nisbatlari olinadi.

Masalalar

1.44. Ko'kdumaloq neftining kinematik qovushqoqligi $Q_{20} = 15,9 \text{ mm}^2/\text{s}$ va $\rho_4^{20} = 0,8731$ bo'lsa, xuddi shu temperaturada uning dinamik va shartli qovushqoqligini aniqlang.

1.45. Mingbuloq neftining 240 – 350°C dagi fraksiyasi $Q_{20} = 8,4 \text{ mm}^2/\text{s}$ va $Q_{50} = 3,6 \text{ mm}^2/\text{s}$ bo'lgan kinematik qovushqoqlikka ega. Bu fraksiyaning 70 °C dagi kinematik va shartli qovushqoqlikni toping.

1.46. Dizel yoqilg'isi komponentining 20°C dagi kinematik qovushqoqligi 5,6 mm²/s, 50°C da esa 2,6 mm²/s ga teng bo'lsa, uning 0° C da kinematik qovushqoqligi qanday bo'ladi?

1.47. Yengil to'g'ri haydaluvchi moy distillyati quyidagi qovushqoqlik ko'rsatkichlari bilan tavsiflanadi: $Q_{50} = 14,5 \text{ mm}^2/\text{s}$ va $Q_{100} = 3,9 \text{ mm}^2/\text{s}$. Distillyatning qovushqoqlik indeksini aniqlang.

1.48. Avtomobil dvigatelida $Q_{100} = 8 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ bo'lgan QI=95 motor moyi ishlatiladi. 10 °C da dvigatelni o't oldirish vaqtidagi moy qovushqoqligi qanday bo'ladi?

1.49. Moyni haydash yonaki kolonnasidan (pogon) ajralgan neften-parafinli uglevodorodlar fraksiyasi $Q_{50} = 31 \text{ mm}^2/\text{s}$ va $Q_{100} = 7 \text{ mm}^2/\text{s}$ ga teng kinematik qovushqoqlikka ega. Fraksiyaning qovushqoqlik indeksi qanday bo'ladi?

1.50. Aralashma tayyorlash uchun M-8 ($Q_{100} = 8 \text{ mm}^2/\text{s}$) va M-14 ($Q_{100} = 14 \text{ mm}^2/\text{s}$) baza moylari olindi. Komponentlarning hajmiy nisbati 1:1 bo'lsa, shu temperaturada aralashma qovushqoqligini toping.

1.51. Aralashma 70% I moyli fraksiya ($Q_{50} = 14,5 \cdot 10^{-6} \text{ mm}^2/\text{s}$) va 30% II moyli ($Q_{50} = 55 \cdot 10^{-6} \text{ mm}^2/\text{s}$) dan tarkib topgan. Aralashmaning 50°C dagi qovushqoqligini toping.

1.52. I moy fraksiyadan 35% va II moy fraksiyadan 65% olinib, aralashma tayyorlandi. I fraksiya qovushqoqligi $Q_{50} = 12,5 \text{ mm}^2/\text{s}$ va $Q_{100} = 3,5 \text{ mm}^2/\text{s}$, II fraksiya qovushqoqligi $Q_{40} = 28,5 \text{ mm}^2/\text{s}$ ga teng bo'lsa, aralashmaning 40°C dagi kinematik qovushqoqligini aniqlang.

1.53. Ikki xil moy distillyati aralashmasining kinematik qovushqoqligi $Q_{50} = 35 \text{ mm}^2/\text{s}$, ular har birining qovushqoqligi 20 va 45 mm²/s ga teng bo'lsa, aralashmadagi distillyatlar nisbati qanday bo'ladi?

1.54. Shartli qovushqoqlik $ShQ_{20} = 16$ va $ShQ_{20} = 7,5$ ga teng bo'lgan moylarni qanday nisbatda aralashtirilsa shartli qovushqoqligi $ShQ_{20} = 11$ bo'lgan moyni olish mumkin?

1.5. Issiqlik xususiyatlari

Issiqlik sig'imi. Neft mahsulotlari issiqlik xususiyatlarini belgilovchi kattaliklar: issiqlik sig'imi, bug'lanish issiqligi, entalpiyasi va boshqalaridir.

Issiqlik sig'imi modda temperaturasini tegishli qiymatga o'zgartirishga sarflanadigan issiqlik miqdoridir. Modda tarkibini ifodalash usuliga ko'ra solishtirma, molyar va hajmiy issiqlik sig'implari mavjud. Ko'p holda solishtirma issiqlik sig'imi qo'llaniladi, uning SI dagi o'lchov birligi – joule taqsim kilogramm kelvin ($J/(kg \cdot K)$), shuningdek, nisbiy birliklar ham kiritilgan.

Suyuq neft mahsulotlarini qizdirishda temperatura ortishi bilan issiqlik sig'imi ortadi, shuning uchun neftni qayta ishlashda haqiqiy va o'rtacha issiqlik sig'imi qabul qilingan.

Haqiqiy issiqlik sig'imi (C , $kJ/(kg \cdot K)$) biror qayd etilgan temperatura T ga nisbatan va $200^\circ C$ gacha Koegi formulasi [1.9.] bo'yicha aniqlanadi:

$$C = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,762 + 0,0034T). \quad (1.12.)$$

O'rtacha issiqlik sig'imi. Biror aniq temperaturada aniqlanmasa-da, qizdirish yoki sovitish jarayoni temperatura intervalida yuqori darajada real sharoitlarga mos kelishi zarur. Hisoblashlarda o'rtacha issiqlik sig'imi Fortch va Uitmen [1] tenglamasidan keltirib chiqariladi:

$$C_{o'r} = 1,444 + 0,00371 t_{o'r} (2,1 - \rho_{15}^{15}). \quad (1.13.)$$

Bunda: $t_{o'r}$ – temperatura intervalidagi o'rtacha arifmetik temperatura, $^\circ C$

(1.12.) va (1.13.) formulalar suyuq fraksiyalarning issiqlik sig'imini hisoblash imkonini beradi.

Neft mahsulotlari bug'lari o'rtacha issiqlik sig'imi boshqa formuladan aniqlanadi. Parafinli neft mahsulotlari bug'lari haqiqiy issiqlik sig'imi C_n ni Balk [1.2.] tenglamasidan hisoblash mumkin:

$$C_{bug} = \frac{4 - \rho_{15}^{15}}{1541} (1,8T + 211). \quad (1.14.)$$

(1.4.) tenglama 350°C temperaturagacha va kichik bosimlar uchun qabul qilingan.

Neft fraksiyasi issiqlik sig'imi va undagi bug'lar o'zaro muvofiq bog'lanishga ega:

$$C_n = C - 0,3768/\rho_{15}^{15}.$$

Suyuq neft mahsulotlari va ular bug'larining taqribiy issiqlik sig'imini nomogramma (13- ilova) orqali aniqlash mumkin.

1.17- misol. Zichligi $\rho_{15}^{15} = 0,8119$ bo'lgan neft fraksiyasini 90°C dan 130 °C intervalidagi o'rtacha issiqlik sig'imini aniqlang.

Yechish. Zichlik qayta hisoblaniladi.

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5a = 0,8119 + 5 \cdot 0,00072 = 0,8157.$$

(1.13.) formuladan o'rtacha issiqlik sig'imi aniqlaniladi.

$$C_{o,r} = 1,444 + 0,00371 \cdot 105(2,1 - 0,8157) = 1,97 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}).$$

1.18- misol. Suyuq benzin fraksiyasi zichligi ($\rho_{15}^{15} = 0,743$) va uning bug'larining 100°C temperaturadagi issiqlik sig'imini toping.

Yechish. (1.12.) formuladan suyuq faza issiqlik sig'imini topamiz.

$$C = \frac{1}{\sqrt{0,743}}(0,762 + 0,00373) = 2,35 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}).$$

(1.14.) formuladan bug'larning issiqlik sig'imi aniqlaniladi:

$$C_{bug} = \frac{4 - 0,743}{1541}(1,8 \cdot 373 + 211) = 1,86 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}).$$

Neft mahsulotlari aralashmasining issiqlik sig'imi additivlik qoidasiga ko'ra hisoblaniladi:

$$C_{ar} = C_1 X_1 + C_2 X_2 + \dots + C_n X_n = \sum c_i x_i.$$

Bug'lanish issiqligi. Bu kattalik suyuqlikni to'yingan bug' holatiga o'tishda unga yutiladigan issiqlik miqdorini tavsiflaydi. Bug'lanish solishtirma issiqligi SI da joule/kilogramm yoki ko'pincha kilojoul /kilogrammlarda ifodalanadi. Individual uglevodorodlarning bug'lanish issiqligini [4.5.] adabiyotlardan topish mumkin.

Neft fraksiyalari bug‘lanish issiqligini aniqlashning turli hisoblash va grafik usullari mavjud.

[1.2]. Past temperaturada qaynovchi parafinli neft mahsulotlari uchun Kregi tenglamasi qabul qilingan.

$$L = \frac{1}{\rho_{15}^{15}} (354,1 - 0,3768 T_{o'r,m}). \quad (1.15)$$

Bunda: L — solishtirma bug‘lanish issiqligi, kJ/kg.

Bir xil temperatura va bosimda bug‘ $/_t^b$ va suyuq $/_t^s$ fazalar entalpiyasi farqini hisoblash bilan ham bug‘lanish issiqligini topish mumkin:

$$L = /_t^b - /_t^s.$$

1.19-misol. Zichligi $\rho_{15}^{15} = 0,7056$ va o‘rtacha molyar qaynash temperaturasi $t_{o'r,m} = 74^\circ\text{C}$ bo‘lsa, qisqa oraliqda haydalgan benzin fraksiyasining $62 - 85^\circ\text{C}$ dagi bug‘lanish issiqligini aniqlang.

Yechish. Kregi formulasi (1.15.) yordamida bug‘lanish issiqligi hisoblaniladi:

$$L = \frac{1}{0,7056} (354,1 - 0,378 \cdot 347) = 316,5 \text{ kJ/kg}.$$

Entalpiya. Suyuq neft fraksiyalarining solishtirma entalpiyasi 1kg (1 kmol) mahsulotni 0°C (273K) dan to berilgan temperaturagacha qizdirish uchun zarur bo‘lgan issiqlik miqdorini bildiradi. Bug‘ning entalpiyasi suyuqlikning entalpiyasidan uning bug‘lanishi va bug‘ni qizdirish uchun sarflangan issiqlik miqdoriga teng bo‘ladi. Neftni qayta ishlashda entalpiya, odatda, kilojoul taqsim kilogrammda o‘lchanadi.

Suyuq neft mahsulotlarining T temperaturadagi entalpiyasi Kregi [2] tenglamasidan topiladi:

$$/_t^s = \frac{1}{\rho_{15}^{15}} = (0,0017 T^2 + 0,762 T - 334,25).$$

Qavs ichidagi ifodani $a = (0,0017 T^2 + 0,762 T - 334,25)$ deb belgilab, tenglamani qisqartirish mumkin:

$$/_t^b = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} a.$$

14- ilovada α kattalikning qiymatlarini temperaturaga bog'liqligi keltirilgan. Neft mahsulotlari bug'lar entalpiyasi Iton [1] tenglamasi orqali aniqlaniladi:

$$/_{t'}^b = (129,58 + 0,134 T + 0,00059 T^2) (4 - \rho_{15}^{15}) - 308,99.$$

Bu formula ham qisqartirilsa $B = (129,58 + 0,134 T + 0,00059 T^2)$ bo'ladi. U holda: $/_{t'}^b = b(4 - \rho_{15}^{15}) - 308,99$ ko'rinishga keladi.

15- ilovada b kattalikning temperaturaga bog'liqlik qiymatlari keltirilgan.

1.20-misol. Zichligi $\rho_{15}^{15} = 0,8346$ bo'lgan neft fraksiyasi 170°C da bug'-suyuqlik aralashmasini hosil qiladi. Fraksiyaning suyuqlik va bug' entalpiyasini aniqlang.

Yechish. Suyuqlik entalpiyasi (1.16.) formuladan hisoblaniladi, α ning qiymati 14- ilovadan topiladi:

$$\alpha = 336,07;$$

$$/_{170}^s = \frac{1}{\sqrt{0,8346}} 336,07 = 361,9 \text{ kJ/kg}.$$

Bug' entalpiyasini aniqlashda (1.17.) formuladan foydalaniladi. 15- ilovadan b koeffitsiyentning 170°C dagi qiymatini topamiz:

$$b = 304,94$$

$$/_{170}^b = 304,44(4 - 0,8346) - 308,99 = 656,3 \text{ kJ/kg}.$$

Issqlik sig'imi singari aralashmaning entalpiyasini ham additivlik qoidasiga asosan hisoblash mumkin:

$$/_{ar} = \sum_i /_i x_i.$$

Masalalar

1.55. 70°C da zichligi $\rho_4^{20} = 0,7613$ bo'lgan benzin fraksiyasining haqiqiy issqlik sig'imini aniqlang.

1.56. 200°C gacha qizdirilgan mazutning ($\rho_4^{20} = 0,9687$) haqiqiy issqlik sig'imini hisoblang.

1.57. 200 – 250°C temperatura intervalida qizdirilgan moy fraksiyasining ($\rho_4^{20} = 0,9064$) o'rtacha issiqlik sig'imini toping.

1.58. Reaktiv yoqilg'i fraksiyasining ($\rho_4^{20} = 0,7912$) 75°C dan 35°C gacha sovitish jarayonidagi o'rtacha issiqlik sig'imini aniqlang.

1.59. Benzin fraksiyasi ($\rho_{15}^{15} = 0,742$) 140°C gacha qizdirildi. Shu temperaturadagi bug'ning issiqlik sig'imini aniqlang.

1.60. 350°C dagi moy fraksiyasi ($\rho_{15}^{15} = 0,8964$) bug'ining issiqlik sig'imini hisoblang.

1.61. Nomogrammadan (13- ilova) foydalanib, 190°C dagi suyuq neft fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,7961$) bug'ining issiqlik sig'imini toping.

1.62. Dizel yoqilg'isi komponenti ($\rho_4^{20} = 0,8120$) 200°C da «bug' - suyuqlik» holatida turibdi. Uning suyuq va bug' fazalari issiqlik sig'imini toping.

1.63. Aralashma 250 kg I fraksiya ($c = 2,43$ kJ/(kg · K)), 700 kg II fraksiya ($c = 2,11$ kJ/(kg · K)) va 350 kg III fraksiya ($c = 1,96$ kJ/(kg · K)) dan tarkib topgan. Uning issiqlik sig'imini toping.

1.64. Yengil neft fraksiyasining o'rtacha molyar qaynash temperaturasi 86°C ga teng, uning zichligi $\rho_4^{20} = 0,7144$ ga teng bo'lsa, fraksiyaning bug'lanish issiqligini toping.

1.65. Qaynash temperaturasi 98,4°C va zichligi $\rho_{15}^{15} = 0,6882$ bo'lsa, n - geptanni 90°C dagi bug'lanish issiqligini toping.

1.66. Zichligi $\rho_4^{20} = 0,9062$ ga teng bo'lgan moy distillyatining 300°C dagi entalpiyasini aniqlang.

1.67. Atmosfera kolonnasidan dizel yoqilg'isi 230°C temperaturada chiqadi. Agar uning zichligi $\rho_4^{20} = 0,8310$ bo'lsa, fraksiyaning entalpiyasi aniqlansin.

1.68. Yengil benzin fraksiyasi ($\rho_{15}^{15} = 0,7055$) bug'lari 110°C temperatura bilan benzinsizlantirish kolonnasidan chiqadi. Bug'ning entalpiyasini aniqlang.

1.69. Katalitik kreking reaktoriga xomashyo sifatida keng moyli fraksiya ($\rho_{15}^{15} = 0,9173$) 490°C da kiritilyapti. Uning bug‘lanish entalpiyasini hisoblang.

1.70. Dizel fraksiyasi ($\rho_{15}^{15} = 0,8459$) issiqlik almashtirgichga 1200 kg/soat miqdorda kiradi. Fraksiyani 90°C dan 150°C gacha qizdirish uchun talab etiladigan issiqlik oqimini hisoblang.

Nazorat savollari

- 1. Molyar ulush deganda nimani tushunasiz?*
- 2. Tavsiflovchi omil K nimani ifodalaydi?*
- 3. Neft va neft mahsulotlari zichligiga temperaturaning ta'siri qanday?*
- 4. To'yingan bug' bosimi deganda nimani tushunasiz?*
- 5. Neft mahsulotlari issiqlik xususiyatlarini belgilovchi kattaliklarni keltiring.*
- 6. Entalpiyaga ta'rif bering.*

UGLEVODORODLI GAZLARNING FIZIK-KIMYOVIY XUSUSIYATLARI VA ULARNING TARKIBINI HISOBLASH

2.1. Gaz aralashmalarining fizik-kimyoviy xususiyatlarini hisoblashning o'ziga xosligi. Gazlar zichligi

Gaz aralashmalarining umumiy xususiyatlari. Suyuqliklarning molekulariga nisbatan gaz molekulari bir-biridan o'z o'lchamlaridan bir necha barobar katta masofada joylashganligi bilan farqlanadi. Bu esa gazlar o'z xususiyatlari bilan suyuqliklardan farq qilishiga sabab bo'ladi. Gazlarni ba'zi o'ziga xos xususiyatlari, masalan, gazlarning siqilishi, temperatura ortishi bilan bosim ortishidir. Gazsimon moddalar zarrachalarining xossalari ularning kinetik nazariyasini to'liq izohlaydi. Uning asosini Boyl – Mariott; Gey-Lyusak va Sharlning gaz qonunlari tashkil etadi [10]. Bu qonunlar birlashtirilib, Mendeleyev-Klapeyron tenglamasi (qonuni) ko'rinishida ifodalanishi mumkin:

$$pV = NRT. \quad (2.1.)$$

Bunda: R – universal gaz doimiysi, uning qiymati qaysi o'lchov birliklari sistemasi tanlanishiga bog'liq.

Shunga ko'ra, SI da bosim «paskal» (Pa)da, hajm – metr kub (m^3)da va temperatura – kelvin (K)da bo'lsa, bir mol uchun $R=8,314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ ga tengdir.

Gaz aralashmasi komponentlarining porsial bosimi p_i bilan sistemaning umumiy bosimi orasidagi bog'liqlikni Dalton qonuni ifodalaydi:

$$p = p_1 + p_2 + \dots + p_n = \sum p_i.$$

Bunda:

$$p_i = pV_i'.$$

Muvozanat sharoiti uchun Raul qonuniga muvofiq umumiy bosimni quyidagicha yozish mumkin:

$$p = X_i' p_{H1} + X_2' p_{H2} + \dots + X_n' p_{Hn} = \sum X_i' p_{Hi}$$

yoki (1.10. tenglamasiga qarang): $p_{Hi} = X_i' = pY_i'.$

Yuqorida keltirilgan qonunlar ideal gazlar uchun amal qiladi. Uglevodorodli gazlar va neft bug'larini ideal gazlarga yaqin deb olib, uncha yuqori bo'lmagan bosimlarni hisoblash mumkin. Hisoblashlarda yuqoridagi qonunlarning hammasidan foydalanish mumkin.

Eslash lozimki, ilovada keltirilgan qiymatlar normal va standart sharoitlar uchun berilgan, ya'ni 273 va 293 K, bosim $p=101,315$ kPa. Gaz holatini tavsiflovchi parametrlar normal sharoitda $O(V_o, p_o, T_o)$ indekslar bilan farqlanadi. Standart sharoitda esa 20 (V_{20}, p_{20}, T_{20}). Gaz hajmini normal yoki standart sharoitga o'tkazish quyidagi formulalar yordamida oson amalga oshiriladi:

$$V_o = V \frac{T_o p}{T p_o}; \quad V_{20} = V \frac{293 p}{T p_o}.$$

2.1- misol. Sig'imi $0,2 \text{ m}^3$ bo'lgan ballonda 20°C va $3 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ da gaz aralashmasi mavjud, uning o'rtacha molyar massasi $M=48$ g/mol. Gaz aralashmasining massasini aniqlang.

Yechish. Modda miqdori – «mol»lar soni uning massasini molyar massaga nisbatiga tengligini bilgan holda Mendeleyev–Klapeyron tenglamasini quyidagi ko'rinishda yozamiz: $pV=(m/M)RT$. Bundan gaz massasi (m) quyidagicha ifodalaniladi: $m=pVM/RT$. Parametrlarning ma'lum qiymatlarini quyib, gaz massasi aniqlaniladi:

$$m = \frac{3 \cdot 10^5 \cdot 0,2 \cdot 48}{8,317 \cdot 293} = 1182 \text{ g}.$$

2.2- misol. Gaz 46°C va 230 kPa da $1,5 \text{ m}^3$ hajmni egallaydi. Gaz hajmini normal sharoitga keltiring.

Yechish. $T_o=273 \text{ K}$ va $p_o=101,3 \text{ kPa}$ ekanligidan foydalanib, gazning normal hajmi hisoblaniladi:

$$V_o = 1,5 \frac{273 \cdot 230}{(273 + 46) \cdot 101,3} = 2,9 \text{ m}^3.$$

Zichlik. Suyuqliklardagi singari gazlarning zichligi absolyut yoki nisbiy qiymatlarda ifodalanishi mumkin. Gazning absolyut zichligi uning massasining hajm birligiga nisbatiga teng, SI da u kilogramm/metrlar kublarda (kg/m^3) ifodalanadi. Zichlikka teskari

kattalik *solishtirma hajm* deb ataladi va u metr kub/kilogrammlarda (m^3/kg) o'lchanadi. Gazlar va neft mahsulotlarining bug'lari nisbiy zichligini aniqlashda standart (andoza) modda sifatida normal sharoitdagi ($T=273\text{ K}$, $p=101,3\text{ kPa}$) havo olinadi. Ayni temperatura va bosimda bir xil hajmlarda olingan gaz massasi (m) ni havo massasi (m_{havo}) ga nisbati shu gazning *nisbiy zichligi* deyiladi:

$$\rho_{\text{nis}} = m/m_{\text{havo}}.$$

Biror gazning bir litr hajmining massasi normal sharoitdagi gazning molyar massasini uning molyar hajmi (22,4 l) ga nisbati bilan hisoblanadi, bu *gazning normal sharoitdagi zichligi* deyiladi.

$$\rho_o = M/22,4$$

Bunda: ρ_o — normal sharoitdagi gaz zichligi.

U vaqtda gaz nisbiy zichligini havoga nisbatan quyidagicha yozish mumkin:

$$\rho_{\text{nis}} = M/28,9.$$

Bunda: 28,9 — havoning molyar massasi, g/mol.

Agar Mendeleyev-Klapeyron tenglamasi $m/V = \rho M/RT$ ko'rinishda yozilsa, shunday ko'rinishda turibdiki, tenglamaning chap tomoni gaz zichligi ρ ni ifodalaydi va shunga ko'ra:

$$\rho = RM/RT. \quad (2.2.)$$

(2.2.) formula gazning haqiqiy zichligini xohlagan temperatura va bosimlarda hisoblash imkonini beradi.

Mendeleyev-Klapeyron tenglamasining boshqa shakl o'zgarishlari ham mavjud, ular ham turli sharoitlarda gaz zichligini aniqlash imkonini beradi:

$$p_o = p_o \frac{T_o p}{T p_o} = \frac{m}{22,4} \cdot \frac{273 p}{T \cdot (0,1,3)}. \quad (2.3.)$$

(2.2.) va (2.3) formulalardan olinadigan natijalar bir xildir. Ayrim individual gazlar zichligini temperatura o'zgarishiga bog'liqligidan tashqari, jadval va grafiklardagi ma'lumotlar bo'yicha ham bilib olish mumkin [1].

2.3- misol. Gazning nisbiy zichligi 1.10 ga teng. Uning 150°C va 750 kPa dagi absolyut zichligini aniqlang.

Yechish. Gazning molekular massasi topiladi:

$$M=1,128,9=31,8 \text{ kg/mol.}$$

Gazning absolyut zichligi (2.3.) formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$p = \frac{31,8}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot 750}{(273+150)101,3} = 6,78 \text{ kg/m}^3.$$

(2.2) formuladan foydalangan holda ham shu javob olinardi, biroq u holda M kilogramm / mol, (10^{-3} ga ko'paytiriladi)da bo'lishi kerak, chunki universal gaz doimiysining o'lchov birliklar bilan mos keltirilishi kerak.

Gaz aralashmasi zichligini suyuqlik aralashma zichligini hisoblash formulasi (1.2-§ ga qarang) orqali ham hisoblash mumkin. Ta'kidlash mumkinki, gazlar uchun hajmiy ulushi molyar ulushlarga tengligiga asosan ilovadagi gaz aralashmasi uchun quyidagicha yozish mumkin:

$$p_{ar} = \sum Y_i' P_i'.$$

Individual gazlarning boshqa ayrim xususiyatlari va zichlik qiymatlari 16 - ilovada keltirilgan.

Masalalar

2.1. Ballonga normal sharoitda 6 m^3 gaz sig'adi. Ballondagi maksimal bosim 15 MPa bo'lsa, ballonning sig'imini toping.

2.2. Germetik gaz rezervuari atrofidagi havo temperaturasini 10°C dan 24°C gacha orttirilsa, rezervuardagi bosim necha marta ortadi?

2.3. Gaz 360 kPa va 400 K da $1,2 \text{ m}^3$ hajmni egallaydi. Gazning mollar sonini toping.

2.4. Massasi 9 kg bo'lgan gaz 288 K va 462 kPa bosimda sig'imi 3 m^3 bo'lgan idishda turibdi. Gazning molyar massasini toping.

2.5. Agar gazning 120°C va 790 kPa bosimda hajmi $16,3 \text{ m}^3$ ga teng bo'lsa, normal sharoitdagi gaz hajmini aniqlang.

2.6. (2.1) tenglamadan foydalanib, normal sharoitda metan va etanning zichligini toping.

2.7. Propanning 80°C va 150 kPa dagi zichligini aniqlang.

2.8. Katalitik riforming jarayonida foydalaniladigan vodorod saqlovchi gaz aralashmasining o'rtacha molyar massasi 3,5 g/mol ga teng. Bu gaz zichligini 450 °C va 3 MPa da hisoblang.

2.9. Gaz aralashmasi metan va vodoroddan tarkib topgan, ularning parsial bosimlari $p_{CH_4}=78 \text{ kPa}$, $p_{H_2}=479 \text{ kPa}$. Aralashmadagi komponentlar tarkibini (molyar ulushlarida) aniqlang.

2.10. Tarkibi 14 kg propan, 11 kg etan va 8 kg etilenli gaz aralashmasi zichligini hisoblang. Individual gazlar zichligini 16- ilovadan oling.

2.11. 3 mol propan va 7 mol propilen aralashtirildi. Hosil bo'lgan aralashma zichligi qanday bo'ladi?

2.12. Gaz aralashmasining havoga nisbatan zichligi 1,3 ga teng. Agar sistemadagi bosim 640 kPa ni tashkil etsa, qanday temperaturada absolyut zichlik 7 kg/ m³ ga teng bo'ladi.

2.13. Gazli konidan chiquvchi tabiiy gaz quyidagi tarkibga ega (foiz hajmda): $CH_4 - 47,48$; $C_2H_6 - 1,92$; $C_3H_8 - 0,93$; $C_4H_{10} - 0,56$; $C_5H_{12} - 3,08$; $N_2 - 1,98$; $CO_2 - 21,55$; $H_2S - 22,5$. Normal sharoitda gazning zichligini aniqlang.

2.2. Gazlarning kritik va keltirilgan parametrlari.

Gaz aralashmasi qovushqoqligi

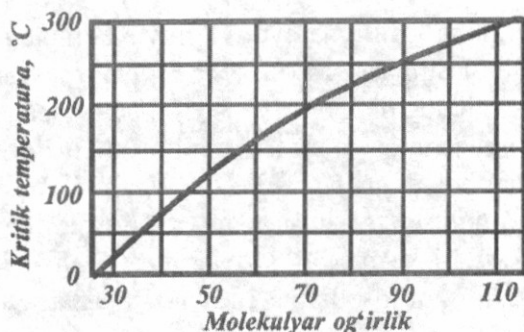
Kritik parametrlar. Yuqorida (1.4-§ ga qarang) kritik parametrlar to'g'risida tushuncha berilgan edi. Ma'lumki, berilgan bosimda gaz suyuqlikka aylanmaydigan temperatura *kritik temperatura* deyiladi. Ko'pgina individual gazlarning kritik parametrlari ma'lum va bir necha adabiyotlarda [2, 4, 5, 11] keltirilgan. Ayrim gazlar uchun bu kattaliklar 16- ilovada berilgan.

Neft fraksiyalariga qaraganda gaz aralashmalari uchun kritik parametrlarni additivlik qoidasiga ko'ra hisoblash uncha murakkab emas. Masalan, n komponentlardan iborat gaz aralashmasining kritik temperaturasi quyidagi formula yordamida aniqlaniladi:

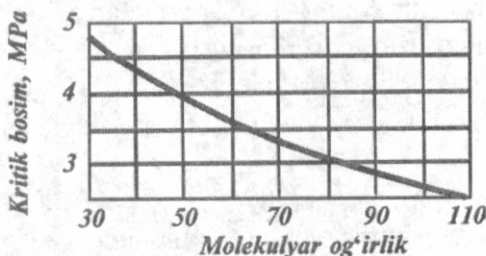
$$T_{kr} = Y'_1 T_{kr1} + Y'_2 T_{kr2} + \dots + Y'_n T_{krp} = \sum Y'_i T_{kri}$$

Boshqa kritik parametrlarni ham shunday aniqlash mumkin.

Shuningdek, gazlarning kritik parametrlarining molyar mas-saga bog'liqligini grafigidan (2.1- 2.2- rasm) aniqlash mumkin.



2.1- rasm. Gazlarning kritik temperaturasini aniqlash grafigi.



2.2- rasm. Gazlarning kritik bosimini aniqlash grafigi.

Keltirilgan parametrlar. Barcha gazlar uchun keltirilgan temperatura va bosim (1.8.) va (1.9.) formulalar orqali hisoblanadi: $T_{kel} = T/T_{kr}$; $p_{kel} = p/p_{kr}$, vodorod, geliy va neon gazlari bundan istisno. Ular uchun quyidagi tenglama qo'llaniladi [1]: $T_{kel} = T/(T_{kr}+8)$; $p_{kel} = p/(p_{kr}+8)$.

2.4- misol. Gaz aralashmasi (foiz hajmda) 15% etan va 85% propandan tarkib topgan. Aralashmaning 120° va 2,5 MPa dagi keltirilgan temperaturasi va bosimini aniqlang.

Yechish. 16- ilovadan foydalanib, kritik temperatura va bosimi topiladi:

Etan uchun $T_{kr}=305,5$ K; $p_{kr}=4,89$ MPa va propan uchun $T_{kr}=370$ K; $p_{kr}=4,32$ MPa.

Gaz aralashmasi hajmiy ulushi molyar ulushlarga tengligini eslagan holda, aralashmaning kritik parametrlarini aniqlaymiz:

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

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

So'ng (1.8.) va (1.9.) formuladan berilgan aralashmaning keltirilgan parametrlari topiladi:

$$T_{kel} = \frac{273+120}{360,3} = 1,09; \quad p_{kel} = \frac{2,5}{4,4} = 0,57.$$

Yuqorida aytilganidek, amaliyotda real gaz aralashmasi ideal gazlar xususiyatidan bir muncha ko'p yoki kam qiymatga og'ishi mumkin. Shuning uchun ko'pgina texnologik hisoblashlarda Mendeleyev—Klapeyron tenglamasi z tuzatmasi bilan foydalaniladi: $pV=zNRT$.

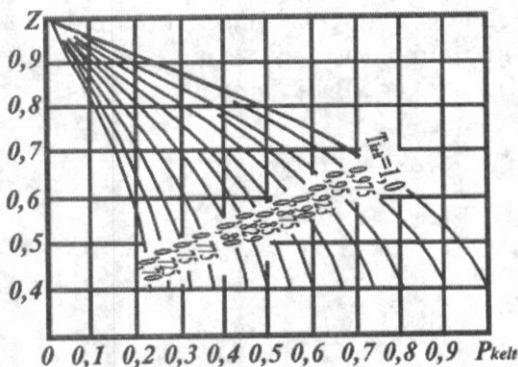
Bunda: z o'lchovsiz empirik tuzatma bo'lib, *siqiluvchanlik koeffitsiyenti* deb ataladi. Normal sharoitda siqiluvchanlik koeffitsiyenti z_0 individual gazlar uchun quyidagi formuladan $z_0 = M/r_0 \cdot 22,4$ aniqlanadi.

Bunda: ρ_0 — normal sharoitda eksperimental yo'l bilan topilgan (16- ilovaga qarang) gaz zichligi.

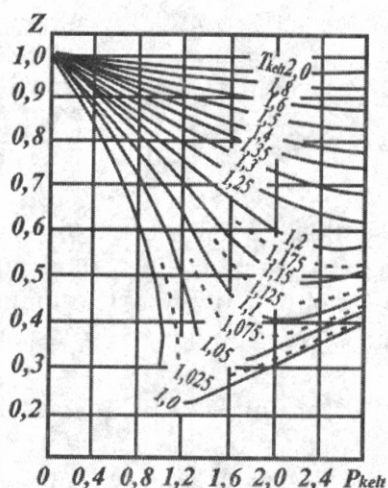
Siqiluvchanlik koeffitsiyentini boshqa sharoitlarda z_0 ma'lum bo'lganda quyidagi tenglama yordamida hisoblash mumkin:

$$z = z_0 \frac{\rho V T_0}{\rho_0 V_0 T}. \quad (2.4.)$$

Gaz aralashmasi, neft bug'i va boshqa moddalarning siqiluvchanlik koeffitsiyentini grafikdan (2.3- va 2.4- rasm) aniqlash qulaydir, chunki unda keltirilgan temperatura va bosimning o'zaro bog'liqligi berilgan.



2.3- rasm. Uglevodorod gazlarining past bosimlarda siqiluvchanlik koeffitsiyentini aniqlash grafigi.



2.4- rasm. Uglevodorod gazlarining yuqori bosimlarda siqiluvchanlik koeffitsiyentini aniqlash grafigi.

2.5- misol. Etilen 2500 kPa va 95 °C temperaturada 6,1/m³ hajm egallasa, uning siqiluvchanlik koeffitsiyentini aniqlang.

Yechish. 16- ilovadan normal sharoitda etilen zichligi $\rho_0 = 1,2605 \text{ kg/m}^3$ topiladi. Etilenning molyar massasi 28 g/molga tengligini bilgan holda, z_0 ni aniqlaniladi:

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

z ni topishdan oldin, etilen hajmini normal sharoitga o'tqazish lozim. Ya'ni, bunda normal temperaturani 273 K va normal bosimni 101.3 kPa deb qabul qilinadi:

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

Nihoyat (2,4.) formuladan berilgan sharoitdagi siqiluvchanlik koeffitsiyenti topiladi:

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

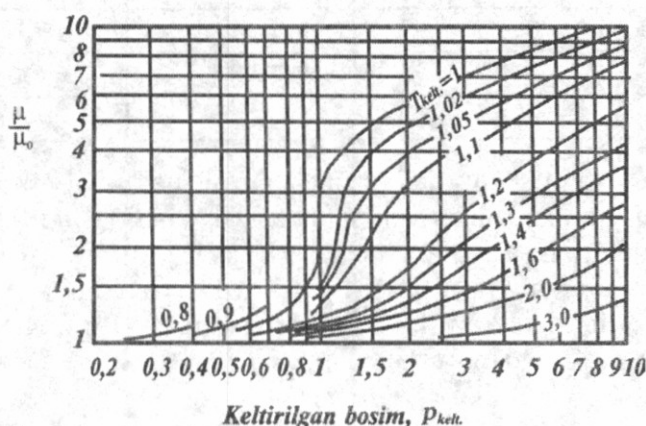
Qovushqoqlik. Suyuqliklarning qovushqoqligi (1.5-§ ga qarag) qanday xususiyatga ega bo'lsa, gazlar uchun ham shunday bo'ladi. Biroq suyuqliklarning qovushqoqligini gazlar qovushqoqligi bilan taqqoslanganda ayrim o'ziga xos xossaga, yani, temperatura ortishi va molyar massasi kamayishi bilan gazlar qovushqoqligi ortadi. Suyuqliklar uchun bu teskari xossaga ega. Gazlarning qovushqoqligini 5–6 MPa gacha bosimga bog'liq emas, deb qabul qilish mumkin.

Gazlar va bug'lar uchun dinamik hamda kinematik qovushqoqlik qabul qilingan bo'lib, ular SI o'lchov birliklarida, suyuqliklardagiga o'xshash (paskal /sekund va metr kvadrat sekund) bo'ladi.

Alohida uglevodorod gazlarining T temperaturadagi μ dinamik qovushqoqligini (paskal ko'paytirilgan sekund) Frost formulasi orqali hisoblash mumkin:

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

Gazlarning qovushqoqligini aniqlashda turli grafik usullar ham qo'llaniladi. 2.5- rasmda texnologik hisoblashlarda keng foydalaniladigan dinamik qovushqoqlikning (μ) va (μ_0) keltirilgan temperatura va bosimga bog'liqlik grafigi ko'rsatilgan.



2.5- rasm. Gazlarning dinamik qovushqoqligini aniqlash grafigi.

Atmosfera bosimida gazlar qovushqoqligining o'zgarishi temperaturaga bog'liqligi Saterlend tenglamasi yordamida yoziladi:

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + c}{T + c} \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5}.$$

Bunda: μ_0 – normal sharoitda gaz qovushqoqligi (16- ilovaga qarang) Pa.c; c – doimiy.

c doimiyliqi qiymati 20 – 200°C temperatura intervali uchun 2.1- jadvalda keltirilgan.

Taxminiy hisoblashlar uchun c kattalikni quyidagi ifoda orqali topish mumkin (2.1- jadval. (2.6) tenglama uchun doimiy C qiymatlari) $C=1.22 T_{or} \approx 0,7 T_{kr}$.

2.1- jadval

Gaz	c	Gaz	c
Metan	162	Vodorod	79
Etilen	225	Azot	104
Etan	252	Kislorod	127
Propilen	322	Havo	107
Propan	290	Uglerod II oksidi	101
Izo-butilen	339	Uglerod IV oksidi	254
Izo-butan	368	Oltingugurt	331
N-butan	377	Suv bug'i	673
N-pentan	383		

Gaz aralashmasi qovushqoqligini additivlik qoidasiga ko'ra ham hisoblash mumkin, faqat u holatda aralashmani tashkil etuvchi gazlarning fizikaviy tavsiflari bir-biriga yaqin bo'lishi kerak. Masalan, propan – propilen. Turli xil aralashmalar uchun qovushqoqlikni taxminiy baholash kiritilgan. Buning uchun quyidagi tenglamadan foydalaniladi:

$$v_{ar} = \frac{1}{\sum \frac{y_i}{v_i}}; \quad \mu_{ar} = \frac{M_{ar}}{\sum \frac{y_i M}{\mu_i}}.$$

2.6- misol. Gaz aralashmasi normal sharoitda $\mu_0 = 8,5 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{C}$ dinamik qovushqoqlikka ega, uning kritik parametrlari $T_{kr} = 113^\circ\text{C}$, $p_{kr} = 3,9 \text{ MPa}$. Aralashmaning $151,5^\circ\text{C}$ va $7,2 \text{ MPa}$ dagi dinamik qovushqoqligini toping.

Yechish. Aralashmaning keltirilgan parametrlari topiladi:

$$T_{kel} = \frac{273 + 151,5}{273 + 113}; \quad P_{kel} = \frac{7,2}{3,9} = 1,85.$$

2.5- rasmdagi grafikdan foydalanib, absissa o'qiga $P_{kel} = 1,85$ qiymati qo'yiladi va $T_{kel} = 1,1$ nuqtadan egri chiziq bilan kesishguncha perpendikulyar o'tkaziladi. Kesishish nuqtasini ordinataga tushirib, $\mu / \mu_0 = 2,5$ ni olamiz. Bu yerdan berilgan sharoitda dinamik qovushqoqlik μ ni topiladi:

$$\mu = 2,5 \cdot 8,5 \cdot 10^{-6} = 21,25 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}.$$

Masalalar

2.14. Gaz aralashmasi 90% metan va 10% etandan tarkib topgan. Aralashmaning kritik temperaturasi va bosimini aniqlang.

2.15. Gazlar aralashmasi berilgan (foiz hajmlarda): etan – 5; propan – 12; izobutan – 35; n – butan – 48. Aralashmaning kritik parametrlarini aniqlang.

2.16. Gaz aralashmasining nisbiy zichligi (havoga nisbatan) 0,84 ga teng. Aralashmaning kritik temperaturasi va bosimini toping.

2.17. Gaz aralashmasi quyidagi komponentlardan (hajmda) tarkib topgan: 62% – metan; 21% – etan; 11% – propan va 6% – oltingugurt. Aralashmaning 80°C va 750 kPa dagi keltirilgan parametrlarini toping.

2.18. Propanning 122°C va $6,2 \text{ MPa}$ dagi siqiluvchanlik koeffitsiyentini toping.

2.19. Izo-butan agar normal sharoitda $8,3 \text{ m}^3$ hajm egallasa, uning 115°C va $1,95 \text{ MPa}$ dagi siqiluvchanlik koeffitsiyentini toping.

2.20. Hajm bo'yicha propan : butan nisbati 3:1 bo'lsa, propan-butan aralashmasining 92°C temperatura va $2,06 \text{ MPa}$ dagi siqiluvchanlik koeffitsiyentini aniqlang.

2.21. Sho'rtan gazi koni quyidagi hajmiy tarkibga ega: 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%. Bu gazning 25°C va 6 MPa dagi siqiluvchanlik koeffitsiyentini toping.

2.22. Propilenning 70°C va atmosfera bosimidagi dinamik qovushqoqligini aniqlang.

2.23. Propanning 90°C va atmosfera bosimidagi kinematik qovushqoqligini aniqlang.

2.24. Etanning 110°C va 101,3 kPa dagi dinamik qovushqoqligi qanday?

2.25. 15% propan va 85% propilendan tarkib topgan propan — propilen fraksiyasining 80°C dagi dinamik qovushqoqligini hisoblang.

2.26. Butan (70%) va butilen (30%) aralashmasining 65 °C va 101,3 kPa dagi kinematik qovushqoqligini toping.

2.3. Gazlarning issiqlik xususiyatlari

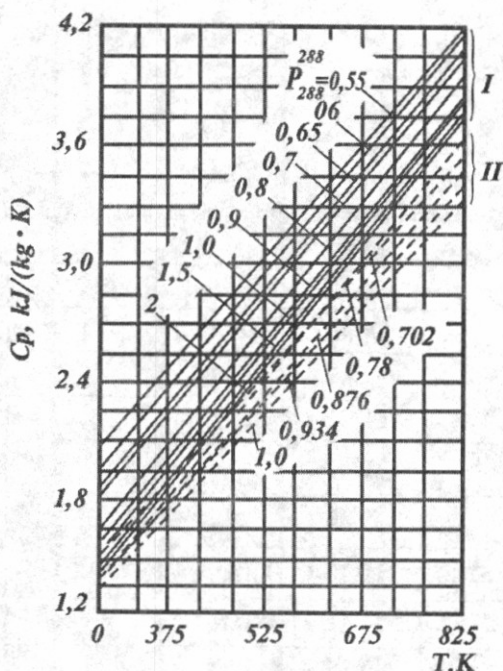
Issiqlik sig'imi. Gazlar issiqlik sig'imi doimiy bosim (izobar issiqlik sig'imi) S_p va doimiy hajm (izoxor issiqlik sig'imi) S_v bilan belgilanadi. Bu issiqlik sig'implari ideal gazlarda o'zaro

$C_p^o - C_v^o = R$ nisbatda bog'langan. Bundagi O indeksi normal bosimni bildiradi. Suyuq neft mahsulotlaridagidek (1.6-§ ga qarang), gazlarning issiqlik sig'imi ham molyar, massali va hajmda bo'lishi mumkin.

Texnologik hisoblashlarda, asosan, gazlarning izobar issiqlik sig'imidan foydalaniladi, uning normal sharoitdagi qiymatlari 16-ildovada keltirilgan.

Gazlarning issiqlik sig'imi bosimga unchalik bog'liq emas, shu sababli hisoblashlarda bosimning ta'siri nazarga olinmaydi. Temperatura ortishi bilan gazlarning issiqlik sig'imi ham ortadi, biroq bu bog'lanish suyuq neft mahsulotlarinikiga qaraganda kamroqdir.

2.6- rasmda uglevodorod gazlari va neft bug'lari issiqlik sig'imlari (S_p) ning nisbiy zichlik hamda temperaturaga bog'liqlik grafigi keltirilgan.



2.6- rasm. Uglevodorod bug'lari issiqlik sig'ining temperatura va havoga (I) nisbatan zichligiga hamda suyuq uglevodorodlarning suvga nisbatan zichligiga bog'liqlik (II) grafigi.

Gazsimon to'yingan uglevodorodlarning taxminiy issiqlik sig'imini kilojoul/kilomol, T temperaturani kelvinda, hisobga olgan holda molekuladagi uglerod atomlar soni N_c unksiyasi sifatida aniqlash mumkin:

$$C_r = 16,74 + 5,44 N_c + 0,05 N_c T, 16,74 + 5,44 N_c + 0,05 N_c T.$$

Real gazlar issiqlik sig'imi quyidagi formula orqali hisoblanadi:

$$C_p = C_p^0 - \Delta C_p.$$

Bunda: C_p^0 — gazning izobarik yoki ideal gazga yaqinlash-tirilgan gaz aralashmasining issiqlik sig'imi, kJ/(kg·K); ΔC_p — gazning ideal emasligini hisobga olgan holdagi issiqlik sig'imi tuzatmasi, kJ/(kg · K).

Gazlarning issiqlik sig'imi (ideal o'xshash) quyidagi tenglama orqali hisoblanadi:

$$C_p^0 = E + F \left(\frac{T}{100} \right) + G \left(\frac{T}{100} \right)^2 + H \left(\frac{T}{100} \right)^3 + N \left(\frac{100}{T} \right) \quad (2.8.)$$

Bunda: E, F, G, H, N – koeffitsiyentlar.

2.2- jadvalda F, G, H, N koeffitsiyentlarning qiymatlari keltirilgan $E = O$ uchun.

2.2- jadval

(2.8) tenglama uchun koeffitsiyent qiymatlari, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

Gazlar	F . 102	-G . 103	H.105	N . 10
Vodorod	329,83	294,05	940,12	200,39
Kislorod	21,62	16,42	45,44	12,05
Azot	21,74	16,13	45,18	15,
Uglerod (II)oksidi	22,07	16,19	44,18	15,43
Uglerod (IV) oksidi	25,75	19,43	53,59	6,92
Oltingugurt(IV) oksidi	19,10	15,48	43,24	5,11
Vodorod sulfid	24,41	16,68	45,82	11,68
Suv bug'i	40,15	27,80	79,22	26,41
Metan	58,43	15,19	-2,94	18,55
Etilen	58,31	31,71	68,49	2,36
Etan	62,46	25,62	35,94	3,34
Propilen	57,38	28,87	56,17	1,54
Propan	66,22	32,71	62,19	-0,78
Butilen	61,06	33,12	70,58	-0,50
Butan	65,71	33,13	64,19	0
Pentan	65,66	33,76	66,84	-6,11

Issiqlik sig'iminin bosimni hisobga oluvchi tuzatmasi quyidagi formula orqali hisoblanadi:

$$\Delta C_p \Delta C_p = \frac{R}{M} (\Delta C_p^o + \omega \Delta C_p').$$

Bunda: $\Delta C_p^o, \Delta C_p'$ – keltirilgan temperatura va bosimning bog'liqligi grafigi (17- va 18- ilovalar) bo'yicha aniqlanadigan tuzatma; ω – asentrik faktori.

Asentrik omil ω – taqribiy bo'yicha $\omega = 0,1745 + 0,0838 T_{ken}$ yoki 2.3- jadvaldan topiladi.

2.3- jadval

Ayrim gazlarning asentrik faktorlari qiymatlari

Gaz	ω	Gaz	ω
Vodorod	0,0	Metan	0,0104
Uglerod (IV) oksidi	0,2310	Etan	0,0986
Vodorod sulfid	0,1000	Propan	0,1524
Oltinugurt (IV) oksid	0,2460	Butan	0,2010
Suv bug'i	0,3480	Pentan	0,2539

Gaz aralashmalarining asentrik omili additivlik qoidasiga ko'ra hisoblanadi, buning uchun aralashmaning tarkibi molyar ulushlarda ifodalanadi. Additivlik qoidasi gaz aralashmalari issiqlik sig'imini hisoblashda ham amal qiladi.

2.7- misol. Uglerodli gazning havoga nisbatan nisbiy zichligi 1,25 ga teng. Gazning 102°C dagi issiqlik sig'imini aniqlang.

Yechish. 2.6- rasmdagi grafikdan foydalanamiz. Absissa o'qiga temperatura qiymati qo'yiladi: $102+273=375\text{K}$ va taxmin qilinayotgan bilan kesishuvi mumkin bo'lgan 1,00 va 1,50 chiziqlardan teng masofada joylashgan 1,25 qiymatli chiziq tiklaniladi. Kesishish nuqtasini ordinataga tushirib, $S_r=1,93 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ni olamiz.

2.8- misol. Gaz aralashmasining 40°C va 9,5 MPa da issiqlik sig'imini hisoblang, uning tarkibi (hajm ulushlari): metan – 0,8 va etan – 0,2 dan iborat.

Yechish. Aralashma tarkibi molyar va massa ulushlarida ifodalaniladi, bu esa keyingi hisoblashlarda talab etiladi. Gaz aralashmasining molyar va hajmiy tarkibi teng, shunga ko'ra metan uchun $y'_i = 0,8$, etan uchun $y'_i = 0,2$. Metan uchun massa ulushi quyidagiga teng bo'ladi:

$$y_i = \frac{0,8 \cdot 1,6}{0,8 \cdot 16 + 0,2 \cdot 30} = 0,68.$$

Etan uchun:

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

Yuqorida keltirilgan ifodaning maxraji aralashma o'rtacha molyar massasini ifodalaydi: $M=0,8 \cdot 16+0,2 \cdot 30=18,8$ kg/kmol.

Qachonki, aralashma yuqori bosim ostida bo'lsa, uning issiqlik sig'imi real gazlardagi singari (2.7.) formula bilan aniqlaniladi.

2.2-jadvaldan koeffitsiyentlarni olib, izobar issiqlik sig'imi C_p^o ni (2.8.) formuladan aniqlaniladi.

Metan uchun:

$$\begin{aligned} C_p^o = & 58,43 \cdot 10^{-2} \left(\frac{313}{100} \right) - 15,19 \cdot 10^{-3} \left(\frac{313}{100} \right)^2 - 2,94 \cdot 10^{-5} \left(\frac{313}{100} \right)^3 + \\ & + 18,55 \cdot 10^{-1} \left(\frac{100}{313} \right) = 2,27 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot K). \end{aligned}$$

Etan uchun:

$$\begin{aligned} C_p^o = & 62,46 \cdot 10^{-2} \left(\frac{313}{100} \right) - 15,19 \cdot 10^{-3} \left(\frac{313}{100} \right)^2 + \\ & + 35,94 \cdot 10^{-5} \left(\frac{313}{100} \right)^3 + 3,34 \cdot 10^{-1} \left(\frac{100}{313} \right) = 1,82 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot K). \end{aligned}$$

Massa ulushidan foydalanib, gaz aralashmasi C_p^o hisoblaniladi:

$$C_p^o = \sum y_i \quad c_i^o = 0,68 \cdot 2,27 + 0,32 \cdot 1,82 = 2,13 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot K).$$

Metan va etan tavsiflarini 2.3- jadval va 16- ilovadan yozib olinadi:

	T_{kr}, K	p_{kr}, MPa	ω
Metan:	190,5	4,70	0,0104
Etan:	305,5	4,89	0,0986

Molyar ulushlari quyidagicha ifodalangan komponentlardan tarkib topgan berilgan aralashma uchun bu tavsiflar aniqlaniladi:

$$\begin{aligned} T_{kr} &= 0,8 \cdot 190,5 + 0,2 \cdot 305,5 = 213,5 \text{ K}; \\ p_{kr} &= 0,8 \cdot 4,7 + 0,2 \cdot 4,89 = 4,74 \text{ MPa}; \\ \omega &= 0,8 \cdot 0,0104 + 0,2 \cdot 0,0986 = 0,028. \end{aligned}$$

Aralashmaning keltirilgan parametrlari topiladi:

$$T_{kel} = \frac{313}{213} = 1,47; \quad P_{kel} = \frac{9,5}{4,74} = 2.$$

17- va 18- ilovalardan foydalanib topilgan keltirilgan parametrlardan tuzatma ΔC_p^o va $\Delta C_p'$ qiymatlari aniqlaniladi:

$$\Delta C_p^o = -1,9; \quad \Delta C_p' = -0,54.$$

(2.9.) formula bo'yicha bosim uchun issiqlik sig'imi tuzatmasi hisoblaniladi:

$$\Delta C_p = \frac{8,315}{18,8} [-1,9 + 0,028(-0,54)] = -0,85 \text{ kJ}/(kg \cdot K).$$

Aralashmaning oxirgi issiqlik sig'imi tuzatmasini hisobga olgan holda (2.7) formuladan aniqlanadi:

$$c_p = 2,13 - (-0,85) = 2,98 = \text{kJ}/(kg \cdot K)$$

Entalpiya. Gaz yoki bug' entalpiyasi berilgan T temperaturada qayd etilgan joullardagi (kilojoul) issiqlik miqdoriga teng, ya'ni gaz yoki bug'ni qizdirish va bug'latish issiqligini hisobga olgan holda birlik miqdordagi moddani T_1 temperaturadan T_2 temperaturagacha qizdirishda sarflanadigan zarur issiqlikdir.

Neft bug'lari entalpiyasini (1.6-§ ga qarang) hisoblashda (1.17.) formula qo'llaniladi. Ideal gaz (I_0^g , kJ/kg) entalpiyasi T temperatura va atmosfera bosimida quyidagi tenglama orqali hisoblaniladi:

$$I_0^g = A \frac{T}{100} + B \left(\frac{T}{100} \right)^2 + C \left(\frac{T}{100} \right)^3 + D \frac{100}{T}. \quad (2.10.)$$

Bunda: A, B, D, E – koeffitsiyentlarning qiymatlari gazlar uchun 2.4- jadvalda keltirilgan.

2.4- jadval

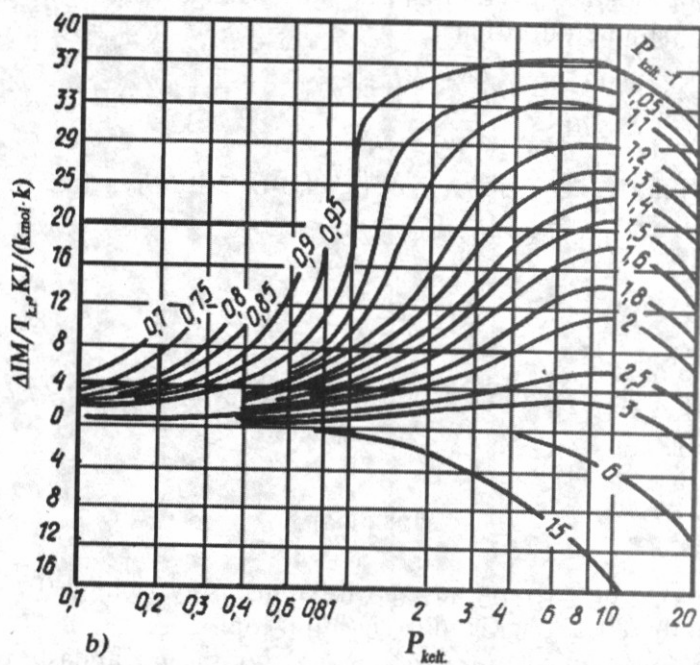
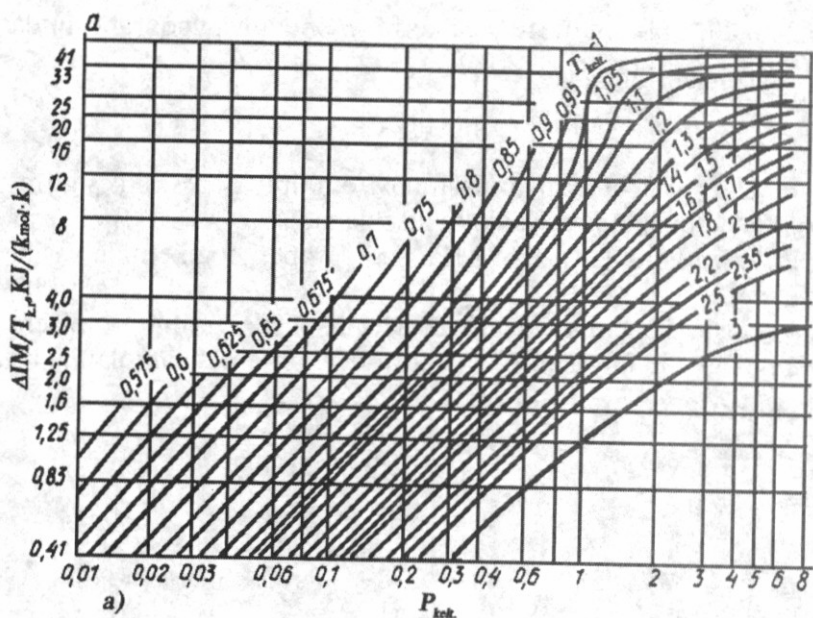
(2.10.) tenglama uchun koeffitsiyentlar qiymatlari

GAZLAR	A	B	D	E
Vodorod	82,27	2,54	0,013	25,12
Kislorod	82,72	1,87	0,32	24,37
Uglerod (IV) oksid	58,62	5,05	0,012	-11,08
Vodorod sulfid	1429,21	-1,32	0,316	-167,44
Metan	154,15	15,12	0,051	59,62
Etilen	66,94	18,77	0,352	49,12
Etan	58,65	23,63	0,414	56,15
Propilen	40,57	21,94	0,450	52,30
Propan	33,65	26,31	0,538	35,58
Butilen	35,38	23,15	0,491	25,63
Izo-butan	27,32	27,08	0,583	12,74
N-butan	34,72	26,08	0,545	39,22
Izo-pentan	26,69	26,84	0,574	11,61
N-pentan	33,59	25,99	0,550	28,21

a – qisqa oraliqda keltirilgan temperatura va bosim uchun entalpiya qiymatlari.

b – keng oraliqda keltirilgan temperatura va bosim uchun entalpiya qiymatlari.

Neft bug‘lari va uglevodorod saqllovchi gazlarning entalpiyasi bosim ortishi bilan kamayadi. Atmosfera va yuqori bosimdagi ΔI entalpiyalar farqi keltirilgan temperatura va bosimning funksiyasi $\Delta I / M / T_{kr} = t(T_{kel}, p_{kel})$ hisoblanadi va grafik (2.7- rasm) bo‘yicha



2.7- rasm. Neft bug'lari entalpiyasini aniqlash grafigi.

aniqlanadi. Ma'lum tuzatmaga ko'ra ΔI entalpiya yuqori bosimda I_r^g quyidagicha bo'ladi:

$$I_p^G = I_o^G - \Delta I.$$

Gazlar yoki bug'lar aralashmasi entalpiyasi issiqlik sig'imi singari additivlik qoidasiga ko'ra hisoblanadi.

2.9-misol. 60 °C va 1,15 MPa dagi propan bug'i entalpiyasini aniqlang.

Yechish. Propanni ideal gaz deb hisoblab, uning atmosfera bosimidagi entalpiyasini (2.10.) formula yordamida aniqlaniladi:

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

16- ilovadan kritik temperatura va bosimga keltirilgan propanning parametrlari topiladi:

$$T_{kel} = \frac{333}{370} = 0,9; \quad P_{kel} = \frac{1,15}{4,32} = 0,27.$$

Grafikka (2.7- rasmga qarang) ko'ra entalpiya tuzatmasi $\Delta I M / T_{kr} = 4$ aniqlaniladi. Bunda:

$$\Delta I = 4 T_{kr} / M = 4 \frac{370}{44} = 33,6 \text{ kJ / kg}.$$

Berilgan shartga ko'ra entalpiya $I_p^g = 434,3 - 33,6 = 400,7 \text{ kJ / kg}$ ga teng bo'ladi.

Masalalar

2.27. Quruq gazning havoga nisbatan nisbiy zichligi 0,76 ga teng, uning 80 °C dagi issiqlik sig'imini toping.

2.28. Agar uning nisbiy zichligi 1,1 bo'lsa, gaz aralashmasining 150 °C dagi issiqlik sig'imini aniqlang.

2.29. Grafikdan (2.6- rasm) foydalanib, 250 °C da neft fraksiyasi bug'lari ($\rho_{15}^{15}=0,79$)ning issiqlik sig'imini toping.

2.30. Propanning 72 °C va atmosfera bosimidagi issiqlik sig'imini toping.

2.31. Etanni ideal gaz deb faraz qilib, uning 110 °C va atmosfera bosimidagi issiqlik sig'imini aniqlang.

2.32. (2.8.) tenglamadan foydalanib, butanning 150°C va 101,3 kPa dagi molyar issiqlik sig'imini toping.

2.33. 16- ilovada berilganlarga ko'ra, normal sharoitda hajmiy tarkibi 30% - metan, 60% — etilen, 10% — etan bo'lgan aralashmaning issiqlik sig'imini aniqlang.

2.34. Propan - propilen fraksiyasi 35% propan va 65% propilendan tarkib topgan. Uning 149°C va 1,57 MPa dagi issiqlik sig'imini aniqlang.

2.35. Etilenni ideal gaz deb hisoblab, 107°C dagi entalpiyasini toping.

2.36. Etan ideal holat qonuniga bo'ysunsa, 160°C dagi entalpiyasi qanday bo'ladi?

2.37. Gaz tarkibining (hajm foizlarda): vodorod — 80; metan— 15; etan — 5 dan iborat bo'lsa, vodorod saqllovchi gazning 250°C va atmosfera bosimidagi entalpiyasini aniqlang.

2.38. Propan - butan aralashmasining (hajm bo'yicha propan: butan = 4:1 nisbatda) 89°C va 0,84 MPa dagi entalpiyasini toping.

2.39. 1000 kg gaz aralashmasini 20 °C dan 60 °C gacha qizdirish uchun qancha miqdor issiqlik talab etiladi? Bunda metanning massa ulushi 0,67 va etanniki 0,33 ga teng. Qizdirish atmosfera bosimida amalga oshiriladi.

2.40. Quruq gazda metan, etan va vodorodsulfidning hajmiy miqdorlari 75,15 va 10% ni tashkil etadi. Bu gazning 1 kg atmosfera bosimida 90°C dan 30°C gacha soviganda ajraladigan issiqlik miqdorini hisoblang.

2.4. Suyultirilgan uglevodorod gazlari

Bug'lanish issiqligi. Bug'lanish issiqligi, shuningdek, bug' hosil qilish issiqligi yoki bug'lanish entalpiyasi ko'p gazlar uchun muhim kattalik hisoblanadi. 2.5- jadvalda individual gazlarning

Uglevodorod saqllovchi gazlar tavsifi

Gazlar	Qaynash temperaturasi	Bug‘lanish solishtirma issiqligi, kJ/kg	Normal sharoitdagi solishtirma hajm, m ³ /kg	Normal sharoitdagi molyar hajm, m ³ /kmol
Metan	111,6	518,1	1,39	22,38
Etilen	169,4	418,6	0,79	22,25
Etan	184,6	481,6	0,74	22,18
Propilen	225,5	440,2	0,52	21,97
Propan	231,1	425,9	0,49	21,64
Izo-Butilen	266,2	397,0	0,40	22,42
Izo-Butan	261,5	366,0	0,37	21,64
N-Butan	272,7	387,8	0,37	21,46
Izo-Pentan	301,1	342,6	0,29	21,03
N-Pentan	309,3	257,7	0,29	20,87

normal bosimda solishtirma bug‘lanish issiqligi va qaynash temperaturasi hamda ayrim boshqa tavsiflarining qiymatlari keltirilgan.

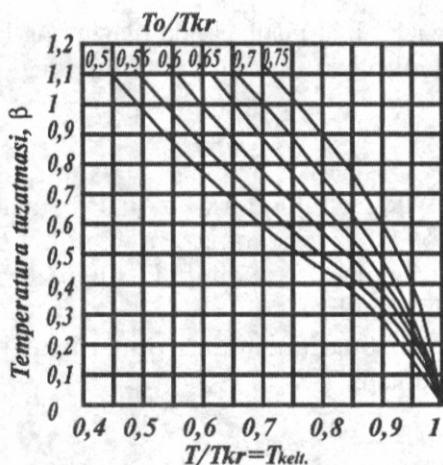
Temperaturaning ortishi bug‘lanish issiqligining kamayishiga olib keladi va kritik holatda bug‘lanish issiqligi nolga teng bo‘ladi, bunda faqat bug‘ fazasi mavjud. 2.5- jadvaldan foydalanib, bug‘lanish issiqligi L_T ni xohlagan T temperaturada quyidagi formula orqali oson aniqlanadi:

$$L_T = \beta L_o T / T_o .$$

Bunda: β – temperatura tuzatmasi; L_o – normal qaynash temperaturasi bug‘lanish issiqligi (2.5- jadvalga qarang).

Temperatura tuzatmasi β keltirilgan temperatura va ularning T_o / T_{kr} nisbatlariga ko‘ra grafik (2.8- rasm) dan aniqlanadi.

Bosim ortishi bilan bug‘lanish issiqligi kamayadi. Bu ta‘sirni Truton formulasi orqali hisoblash mumkin:

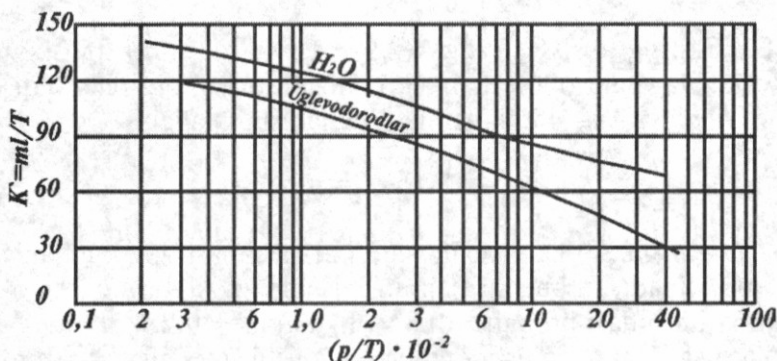


2.8- rasm. Bug‘lanish issiqligi uchun temperatura tuzatmasini aniqlash grafigi.

$$L = \kappa \cdot \frac{T_{qay}}{M}.$$

Bunda: T_{qay} – uglevodorodning qaynash temperaturasi, K; k' – doimiy, u grafikdan (2.9- rasm) $0,00102 \, r/T$ nisbat funksiyasi sifatida aniqlanadi: r – tizimdagi bosimi, Pa; T – tizimdagi temperatura, K.

Truton formulasi faqatgina individual uglevodorodlarning emas, balki ularning aralashmalarini ham bug‘lanish issiqligini kilojoul kilogrammda hisoblash imkonini beradi.



2.9- rasm. Bug‘lanish issiqligini hisoblashda Truton formulasidagi K' doimiysini aniqlash grafigi.

Suyultirilgan gazlar bilan ishlaganda ularni bug‘lanishidan gaz fazasi hajmi (V_G) ni bilish muhimdir. U quyidagi formula bilan aniqlaniladi:

$$V_G = NV_m. \quad (2.12.)$$

Bunda: N – suyuq faza miqdori, kmol; V_m – uglevodorodning molyar hajmi (2.5- jadvalga qarang), $m^3/kmol$.

Texnik suyultirilgan gazlar uchun V_m qiymati $21,6 m^3/kmol$ ga teng deb qabul qilinadi.

$1m^3$ suyuq gazni bug‘lanishidan olinadigan bug‘lar hajmi quyidagicha aniqlaniladi:

$$V_G = \frac{\rho_s}{M} V_M.$$

Bunda: ρ_s – suyuq faza zichligi, kg/m^3 .

Agar hisoblash gazlar aralashmasi uchun olib borilsa, additivlik qoidasidan foydalanish zarur.

2.10-misol. Propanning $10^\circ C$ (283 K) va $7 \cdot 10^5$ Pa dagi bug‘lanish issiqligini aniqlang.

Yechish. Bug‘lanish issiqligini hisoblashda Truton formulasi-dan (2.11) foydalaniladi. Propanning qaynash temperaturasi (2.5- jadvalga qarang) $231,1 K$ ga teng, uning molyar massasi $44 kg/mol$. Grafikdan (2.9- rasmga qarang) k' doimiysini topish uchun funksiya hisoblaniladi:

$$f = 0,0102 \frac{p}{T} = 0,0102 \frac{7 \cdot 10^5}{283} = 25,2.$$

Grafikning absissa o‘qiga (2.9- rasmga qarang) $25,2$ soni qo‘yiladi va «uglevodorodlar» egri chizig‘i orqali ordinata o‘qiga ko‘chiriladi va $k' \approx 45$ ni olamiz. Bug‘lanish issiqligi:

$$L = 45 \frac{231,1}{44} = 236,4 \quad kJ / kg.$$

2.11- misol. $10 kg$ propan-butan aralashmasining bug‘lanish vaqtida olinadigan bug‘lar hajmini hisoblang. Aralashma tarkibi (hajmiy ulushda): propan – $0,8$ va n- butan – $0,2$.

Yechish. Hajmiy ulushni molyar m ulushiga tengligini nazarda tutib, aralashmaning o‘rtacha molyar massasi aniqlaniladi.

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

(2.12.) formula quyidagi ko‘rinishda yoziladi:

$$V_G = \frac{m}{M} \cdot V_m.$$

Hisoblashlarni osonlashtirish uchun $V_G = 21,6 \text{ m}^3/\text{kmol}$ deb qabul qilinadi. U holda quyidagi hisoblashlar bajariladi:

$$V_G = \frac{10}{46,8} \cdot 21,6 = 4,68 \text{ m}^3.$$

Yonish issiqligi. Yoqilg‘i yonish vaqtida ajraladigan issiqlik miqdori *yonish issiqligi* deb ataladi. **CI** da solishtirma yonish issiqligi joule/kilogramm va karrali birliklarda o‘lchanadi. Ba’zi texnologik hisoblashlarda molyar (kilojoule/kilomol) va hajmiy (kilojoule/metrlar kub) yonish issiqligidan ham foydalaniladi. Yuqori va quyi yonish issiqligi tushunchalari mavjud. Birinchi hisobga olinadigan issiqlik, bu ajraladigan tutun gazlarni sovitish vaqtidagi, shuningdek, suv bug‘larini qizdirish vaqtidagi kondensatsiyalanish issiqligi, ikkinchisi yo‘q. Boshqacha aytganda, quyi yonish issiqligi yuqori issiqlik kattaligidan ko‘rsatilgan qiy-matchalik kichikdir.

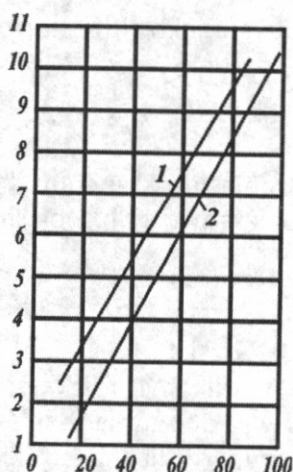
Amalda yonish mahsulotlari, odatda, suv bug‘larining kondensatsiyalanish temperaturasigacha sovimaydi, shuning uchun hisoblashlarda yoqilg‘ining ishchi tarkibi bo‘yicha hisoblangan quyi yonish issiqligi Q_p^{quyi} dan foydalaniladi. Ayrim gazlarning normal sharoitda yonish issiqlik Q_p^{quyi} qiymatlari 2.6- jadvalda keltirilgan.

Yonuvchi gazlar aralashmasining yonish issiqligi Q_p^{quyi} additivlik qoidasiga ko‘ra aniqlaniladi:

$$Q_p^{quyi} = \sum y_i Q_{pi}^H.$$

Amaliyotda suyultirilgan uglevodorod gazlari bug‘ining havo bilan aralashmasidan ko‘proq foydalaniladi. Shunday propan va butin havosi aralashmaning yonish issiqligini grafik bo‘yicha aniqlash mumkin (2.10- rasm).

2.12- misol. Tarkibi (massa ulushda): metan – 0,83, etan – 0,09, propan – 0,08 dan iborat. Yoqilg‘i gazning solishtirma yonish issiqligi Q_p^{quyi} ni hisoblang.



2.10- rasm. Gaz havosi aralashmalarining yonish issiqligi o'zgarishini uning tarkibidagi yonuvchi gaz miqdoriga bog'liqligi: 1 – butan; 2 – propan.

Yechish. Additivlik qoidasiga ko'ra 2.6- jadvaldagi qiymatlardan foydalanib, hajmiy yonish issiqligi hisoblaniladi:

2.6- jadval

Yonuvchan gazlarning quyi yonish issiqlik Q_p^{quyi} lari

Gazlar	Molyar, kJ/mol	Solishtirma, kJ/kg	Hajmiy, kJ/m ³
Metan	800931	49933	35756
Etilen	1333518	47540	59532
Etan	1425799	47415	63652
Propilen	1937450	46042	86493
Propan	2041497	46302	91138
Izo-Butan	2648361	47208	118230
n-Butan	2655060	47327	118530
Izo-Pentan	3266404	45272	145822
N-Pentan	327401	45383	146178
Vodorod	241159	119622	10766
Uglerod oksid	283577	10124	12660
Vodorod sulfid	525142	15 408	23444

$$Q_p^{quyi} = 0,83 \cdot 49933 + 0,09 \cdot 47 \cdot 415 + \\ + 0,08 \cdot 46302 = 49416 \text{ kJ / kg.}$$

Yonuvchi gazlarning yonishi. Gazsimon ko‘rinishdagi yoki boshqa yoqilg‘ilarning yonishini normal ta‘minlab turish uchun kislorod yoki havo zarur bo‘ladi. Kislorod yoki havoning nazariy hajmini V_{naz} turli gazlarning yonishini stexiometrik tenglamalar orqali hisoblangan qiymatlari 2.7- jadvalda keltirilgan.

2.7- jadval

1 m³ gaz yonishidagi kislorod va havoning nazariy hajmiy, m³

Gaz	Kislorod	Havo	Gaz	Kislorod	Gaz
Metan	2,0	9,53	Butanlar	6,5	30,90
Etilen	3,0	14,28	Pentanlar	8	38,08
Etan	3,5	16,66	Vodorod	0,5	2,38
Propilen	4,5	21,42	Uglerod oksid	0,5	2,38
Butelenlar	6	28,56	Vodorod sulfid	1,5	7,14

Gaz aralashmasi uchun kislorod yoki havoning nazariy hajmi additivlik qoidasiga ko‘ra hisoblanadi.

Sanoat sharoitida havodan foydalaniladi, uning to‘liq yonishni ta‘minlash uchun zarur bo‘lgan real miqdori nazariy miqdoriga qaraganda bir necha marta ko‘p olinadi. Havoning real hajmi (V_p) ning nazariy (V_T) ga nisbati ortiqcha (qoldiq) havo koeffitsiyenti deb ataladi: $a = V_p / V_T$. Gazsimon yonilg‘ilar uchun ortiqcha havo koeffitsiyentni 1,05 – 1,2 ga teng deb qabul qilingan. Gazlarning yonishi uchun zarur bulgan havoning nazariy hajmi bilan yonishda hosil bo‘ladigan mahsulotlar tarkibi va hajmi 2.8-jadvalda keltirilgan.

2.7- va 2.8- jadvallarda yonish mahsulotlari va havo hajmi normal sharoit (101,3 kPa, 273K) da keltirilgan.

1m³ gaz yonganda hosil bo'luvchi yonish
mahsulotlarining tarkibi va hajmi, m³

Gaz	Uglerod oksid	Suv bug'i	Azot	Jami yonish mahsulotlari	CO ₂ ning maksimal miqdori, %
Metan	1	2	7,50	10,50	11,8
Etilen	2	2	11,28	15,28	15,0
Etan	2	3	13,16	18,16	13,2
Propilen	3	3	16,92	22,92	
Propan	3	4	18,80	25,80	13,8
Butilenlar	4	4	22,56	30,56	15,0
Butanlar	4	5	22,40	33,40	14,0
Pentanlar	4	6	30,08	41,08	
Vodorod	—	1	1,88	2,88	—
Uglerod oksidi	1	—	1,88	2,88	
Vodorod sulfid	1	1	5,64	7,64	—

Agar yonish sharoiti normal sharoitdan farq qilsa, hajmlar gaz holati qonunlaridan biri bo'yicha qayta hisoblaniladi.

2.13- misol. 350 m³ gaz kuydirilyapti, uning tarkibi (hajmiy ulushlarda) quyidagicha: metan — 0,60; etan — 0,10; vodorod — 0,27; etilen — 0,03. Ortiqcha havo koeffitsiyenti 1,12 ga teng. Gazni yoqish uchun zarur bo'ladigan haqiqiy havo hajmini aniqlang.

Yechish. Additivlik qoidaga ko'ra, 1m³ gazning yonishi uchun zarur nazariy havo hajmi 2.7- jadvalda berilgan qiymatlardan foydalanib topiladi:

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

Ortiqcha havo koeffitsiyentini hisobga olgan holda real havo hajmi quyidagini tashkil etadi:

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

Amalda yoqilg'ini yonishida issiqlik ishlab chiqaruvchanlik qobiliyati yoki issiqlik ishlab chiqaruvchanlik tushunchasidan foydalaniladi. Unda havo va yoqilg'ining boshlang'ich temperaturasi yoki issiqlik unumdorligi 0°C (273 K) bo'lganda issiqlik yo'qolishini hisobga olmagan holda nazariy havo miqdori bilan yonilg'ini to'la yonishdagi temperaturani anglatadi.

Turli yonuvchi gazlarning issiqlik ishlab chiqaruvchanligi 2,9-jadvalda keltirilgan. Gazlar aralashmasi uchun issiqlik ishlab chiqaruvchanlik ($t_{\max}$, $^\circ\text{C}$) quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$t_{\max} = \frac{Q_r^H}{V_c^{ot}}. \quad (2.13.)$$

Bunda: Q_p^H – gazlar aralashmasining hajmiy yonish issiqligi, kJ/m^3 ;

V_c – yonilg'ining kerakli havo hajmi bilan to'la yonishdagi mahsulotlari hajmi, m^3 ; C^{or} – $^\circ\text{C}$ dan $t_{\max}$ gacha hisoblangan temperatura intervalidagi yonish mahsulotlarining o'rtacha issiqlik sig'imi, $\text{kJ/m}^3 \cdot \text{K}$

(2.13.) ifoda maxrajini additivlik qoidasiga ko'ra ham hisoblash mumkin.

2.9- jadval

Yonuvchi gazlarning issiqlik ishlab chiquvchanligi

Gaz	Gazning havoda yonishidagi CO_2 maksimal miqdori, %	Issiqlik unumdorligi	Gaz	Gazning havoda yonishidagi CO_2 maksimal miqdori, %	Issiqlik unumdorligi, $^\circ\text{C}$
Metan	11,8	2040	Butan	14,0	2120
Etilen	15,0	2280	Pentan	14,2	2235
Etan	13,2	2100	Vodorod	—	2235
Propilen	15,0	2225	Uglerod oksid	34,7	2370
Propan	13,0	2110	Tabiiy	11,8	2040
Butilen	15,0	2200	Yo'ldosh	13,0	2030

Masalalar

2.41. Izo-butaning 20°C va normal bosimda bug'lanish issiqligini aniqlang.

2.42. Propan - propilen aralashmasining (massasiga ko'ra propan : propilen = 3:1 nisbatda) minus 50°C va atmosfera bosimida bug'lanish issiqligi qanday bo'ladi?

2.43. Etanning $3,2\text{ MPa}$ dagi bug'lanish issiqligini toping.

2.44. Maishiy suyultirilgan gazda propanning massa miqdori 80%, butan 20% ni tashkil etadi. Uning minus 5° va $1,1 \cdot 10^6\text{ Pa}$ dagi bug'lanish issiqligini toping.

2.45. Izo-pentanning 67°C va $6,2 \cdot 10^5\text{ Pa}$ dagi bug'lanish issiqligini aniqlang.

2.46. 50 kg izo-pentanning bug'lanishda hosil bo'lgan bug' hajmini hisoblang.

2.47. 120 kg izo-butan butanli aralashmaning bug'lanishdagi bug' hajmini aniqlang.

2.48. Hajmiy miqdori 78% propan va 22% n - butandan tarkib topgan propan - butan aralashmasining yonish issiqligini toping.

2.49. 60% propandan tarkib topgan propan havoli aralashmasining yonish issiqligini toping.

2.50. Metanning 155 KPa va 35°C da yonish issiqligi qanday bo'ladi?

2.51. Tabiiy gaz komponentlari hajmiy miqdori quyidagicha bo'lsa: metan 89,6%; etan 5,9%; propan 2,4%; butan 1,1 %; inert gazlar 1,0%. Shu gazning yonish issiqligini hisoblang.

2.52. 1 m^3 metan-vodorodli (4:1 hajmda) aralashmani yondirish uchun zarur bo'lgan nazariy havo sarfini aniqlang.

2.53. Gazsimon yonilg'ini (hajmiy miqdori: 95% metan va 5% etan) yonishi uchun 1 m^3 gazga $10,58\text{ m}^3$ havo yuborilmoqda. Ortiqcha havo koeffitsiyentini toping.

2.54. 250°C temperaturaga ega bo'lgan 1 m^3 propan - butan aralashmasining (1:1 hajmda) yonish mahsulotlari hajmini hisoblang.

2.55. 79% propan va 21% butandan (hajm bo'yicha) tarkib topgan propan - butan aralashmasining issiqlik samaradorligini toping.

2.56. Tarkibi (hajm ulushda) 0,65— metan; 0,25— etan; 0,10— vodorod bo'lgan yoqilg'i gazni issiqlik samaradorligi qanday bo'ladi?

Nazorat savollari

1. *Gazsimon moddalar kinetik nazariyasini izohlang.*
2. *Gazlarning zichligi qanday birliklarda o'lchanadi?*
3. *Gazlarning qovushqoqlik xususiyatlarini aytib bering.*
4. *Gaz yoki bug' eptalpiyasini izohlab bering.*
5. *Yonish issiqligi ta'rifini keltiring.*
6. *Yoqilg'i yonishida issiqlik ishlab chiqaruvchanlik tushunchasini izohlab bering.*

III BOB

NEFTNI BIRLAMCHI QAYTA ISHLASHDA REKTIFIKATSION KOLONNA QURILMALARINI HISOBLASH

3.1. Rektifikatsion kolonnalarning texnologik ishchi parametrlari. Bir martali bug'latish egri chizig'ini chizish

Texnologik parametrlar. Rektifikatsiya neftni qayta ishlashda asosiy jarayon hisoblanadi. Bu jarayon neftni fraksiyalarga ajaratish, olingan mahsulotlarni barqarorlashtirish, ayrim individual uglevodorodlarni ajartish, erituvchilarni haydash va hokazolar uchun mo'ljallangan.

Rektifikatsiya jarayonida ikki parametr — *temperatura* va *bosim* asosiy hisoblanadi. Rektifikatsion kolonnalar ishchi bosimlariga ko'ra uch turga : *vakuumli*, *atmosfera* va *yuqori bosimda* ishlovchi kolonnalarga bo'linadi.

Neftni qayta ishlashda rektifikatsion kolonnalarning texnologik rejimi qayta ishlanadigan neft turiga ham bog'liq bo'ladi. AVT - 6 atmosfera - vakuumli qurilma kolonnalari uchun texnologik rejimning taxminiyl me'yorlari quyidagicha:

Kolonnalar	Temperatura, °C	Bosim, kPa
K-1 benzinsizlantirish:		
Yuqori	100—140	400—450
Pastki	220—240	
K-2 asosiy atmosfera:		
Yuqori	120—150	120—150
Pastki	330—350	
K-10 vakuumli:		
Yuqori	90—110	5—8
Pastki	350—380	

Rektifikatsion kolonnaga yuborilayotgan xomashyo temperaturasini aniqlash va shuningdek, mahsulotlar chiqarib (ajratib) olish murakkab masala hisoblanadi. Bu temperaturalarni aniqlashning grafik va analitik usullari mavjud. Grafik usul haqiqiy

qaynash temperaturasi (HQT) va bir martali bug‘latish (BB) egri chizig‘idan foydalanishga asoslangan. So‘ngra bir martali bug‘latish (BB) egri chizig‘i orqali rektifikatsion kolonnadan chiqayotgan oqimlar temperaturalarini aniqlanadi: suyuqlik haydashni 0% bo‘yicha, bug‘ni esa 100% li haydash bo‘yicha temperaturasi aniqlanadi.

Bir martali bug‘latish egri chizig‘ini chizish. Ko‘pincha bir karrali bug‘latish egri chizig‘ini chizish uchun eksperimental ma‘lumotlar yo‘q, shuning uchun, odatda, ularni bir karrali bug‘latish (BB) va haqiqiy qaynash temperaturasi (HQT) chiziqlarini o‘zaro bog‘liqligidan kelib chiqqan holda chiziladi. Bunda bir karra bug‘latish egri chizig‘i to‘g‘ri chiziqqa o‘xshash taxminiy holda aniqlanadi.

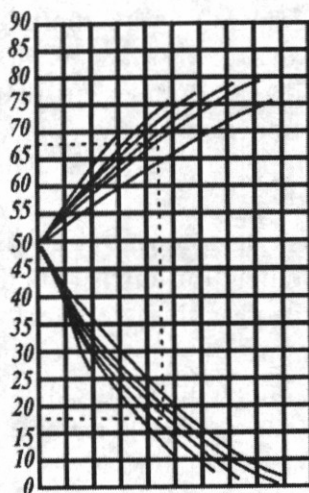
Bir karrali bug‘latish egri chizig‘ini chizishda eng ko‘p tarqalgan Obryadchikov va Smidovich usullaridir. Bu usullardan foydalanishda asosan berilgan fraksiya haqiqiy qaynash temperaturasi (HQT) egri chizig‘i yoki aniq haydalish temperatura nuqtasiga ega bo‘lishi zarur. Egri chiziqni ko‘rish quyidagicha olib boriladi. Dastlab haqiqiy qaynash temperaturasi (HQT) tangens burchak qiyaligi quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$tg < HQT = \frac{t_{70} - t_{10}}{70 - 10}.$$

Bunda: t_{70} va t_{10} — HQT bo‘yicha 70 va 10% ga muvofiq fraksiyalarning haydalish temperaturalarini.

So‘ngra HQT bo‘yicha 50% li haydalish temperaturasi (t_{50}) topiladi. Keyin Obryadchikov va Smidovich grafigidan foydalaniladi (3.1- rasm). Grafik ikki seriyadagi egri chiziqni tasvirlab, undagi raqamlar 50% li haydalish temperaturalarini bildiradi. Absissa o‘qiga $tg < HQT$ qiymatlari qo‘yiladi. Topilgan nuqtadan 50% li haydalish temperaturasi javob beruvchi egri chiziq bilan kesishguncha perpendikulyar tushiriladi. Kesishish nuqtasi ordinata o‘qining yuqorisi va pastiga ko‘chiriladi.

Olingan qiymatlar bir karrali bug‘latish (BB) egri chizig‘ini 0% li va 100% li haydash temperaturalariga muvofiq haqiqiy qaynash temperaturasi (HQT) bo‘yicha haydalish foizlarini tavsiflaydi. Bu qiymatlar HQT grafigining absissa o‘qiga yig‘iladi



3.1- rasm. Bir karrali bug‘latish chizig‘ini ko‘rish uchun Smidovich va Obryadchikov grafigi.

va HQT egri chizig‘i orqali ordinata o‘qiga ko‘chiriladi. Ordinata o‘qidagi nuqta bir karrali bug‘latishdagi boshlang‘ich va oxirgi qaynash nuqtalarini bildiradi. Ularni to‘g‘ri chiziq bilan bir-lashtirib, bir karra bug‘latish chizig‘i chiziladi.

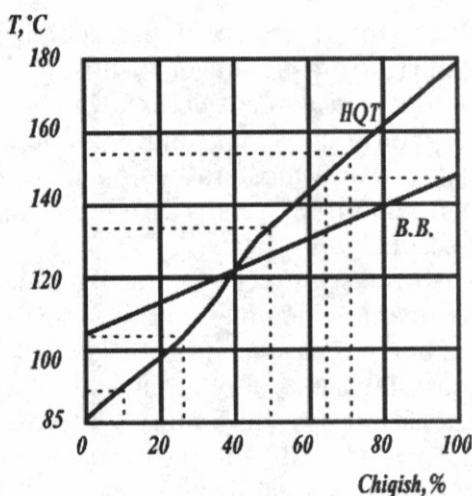
3.1- misol. Neftning $85^{\circ} - 180^{\circ}\text{C}$ dagi qisqa benzin frak-siyasining bir karrali bug‘latish chizig‘ni quring. Benzin HQT egri chizig‘i 3.2- rasmda berilgan.

Yechish. HQT egri chizig‘i (3.2- rasimga qarang) bo‘yicha 10%, 50% va 70% li haydalish temperaturalari topiladi: $t=93^{\circ}\text{C}$; $t_{70}=156^{\circ}\text{C}$; $t_{50}=138^{\circ}\text{C}$.

HQT tangens burchak qiyaligini aniqlaniladi:

$$\text{tg} < \text{HQT} = \frac{156 - 93}{70 - 10} = 1,05.$$

Obryadchikov va Smidovich grafigining absissa o‘qiga qiyalik burchagining tangens qiymati qo‘yiladi (3.1- rasimga qarang). 1,05 nuqtadan 100°C va 150°C egri chiziqlari orasida yotuvchi va 138°C da va 50% li haydalish qiymatiga ega bo‘lgan tasavvurdagi egri chiziq bilan kesishguncha perpendikulyar tushiriladi. Kesishish nuqtasidan ordinata o‘qining yuqori va pastki qismiga gorizontaal tushirib, 26% va 63% kattaliklarni olinadi. Topilgan



3.2- rasm. Benzin fraksiyasining HQT va BB egri chizig'i (3.1- misol uchun).

sonlar bir karrali bug'latish jarayonidagi fraksiyalarning boshlang'ich va oxirgi qaynashiga muvofiq HQT bo'yicha haydaliş darajasini ko'rsatadi. Bu sonlar HQT egri chizig'i orqali ordinata o'qiga ko'chiriladi. Natijada ikki temperaturani: 108°C va 149°C olinadi. Berilgan fraksiyaning bir karrali bug'latishni (nolga haydash) boshlang'ich temperaturasi 108°C mos keladi, bir karrali bug'lanishning oxirgi (100% li haydash) temperaturasi ega 149°C to'g'ri keladi. Bu nuqtalarni to'g'ri chiziqlar bilan tutashirib, benzin fraksiyasining bir karrali bug'latish chizig'ini olinadi.

Ko'rilgan usul atmosfera bosimida ham bir karrali bug'latish chizig'ini qurish imkonini beradi. Biroq neftni qayta ishlash amaliyotida tizimlar va qurilmalarda doim atmosferali bosim bo'lmaydi, unda ko'proq qurish vaqtida umumiy bosimni emas, balki berilgan fraksiyadagi parsial bosimni hisobga olish kerak. Bir karrali bug'latish temperaturasi qayta hisoblashda quyidagi ikki holatga asoslaniladi:

1. Bosimning xohlagan qiymatlarida bir karrali bug'latish chizig'i bir - biriga parallel holda qoladi.

2. HQT va BB chiziqlar kesishish nuqtasi xohlagan bosimda bir perpendikulyarda yotadi.

Shunday qilib, atmosfera bosimidan farqli bosimda bir karrali bug'latish chizig'ini aniq chizib olishda xarakterli nuqtasi (ya'ni,

HQT va BB chiziqlari kesishish nuqtasi) tanlanib, uning qiymatini boshqa bosim uchun qayta hisoblanadi. Hisoblash ma'lum usullardan biri yordamida amalga oshiriladi, masalan, Koks grafigi (5- ilova) bo'yicha. Aniqlangan temperaturaga mos keluvchi nuqta orqali atmosfera bosimi uchun BB chizig'iga parallel bo'lgan yuqori (yoki past) atmosfera bosimi uchun BB chizig'i o'tkaziladi.

Agar haydash fraksiyasi (HQT)ning BB chizig'ini chizishda berilganlari bo'lmasa, bunda ma'lumotlar HQT chizig'ini shartli ravishda to'g'ri burchak diagonali holida tasavvur qilish mumkin. O'chirilgan masshtabdagi to'g'ri burchak absissa o'qi bo'yicha 0 dan 100% gacha fraksiya chiqishini va ordinata o'qi bo'yicha fraksiyaning boshlang'ich hamda oxirgi qaynash temperaturalarini qo'yish orqali bajariladi.

Masalalar

3.1. Ko'kdumaloq nefti 240°C – 350°C fraksiyasi HQT egri chizig'i quyidagi qiymatlarga ega: boshlang'ich qaynashi (b.q) – 241°C ; 30% – 274°C ; 50% – 291°C ; 70% – 316°C ; 90% – 339°C ; 98% – 349°C . Atmosfera bosimida HQT egri chizig'ini va BB chizig'ini chizing.

3.2. ARN-2 standart qurilmasida Mingbuloq neftini haydashda uning kerosin – gazoyil qismi uchun quyidagi natijalar olindi:

Fraksiyalarning qaynash chegaralari, $^{\circ}\text{C}$	200–220	220–240	240–250	250–260	260–280	280–300
Neftdan chiqishi, %	1,78	2,14	3,03	2,02	2,17	2,90

Atmosfera bosimi fraksiyalar uchun $200 - 300^{\circ}\text{C}$ dagi HQT egri chizig'i va BB chizig'ini chizing.

3.3. HQT qiymatlariga ko'ra qaynashni xarakterli nuqtalari quyidagicha:

10% – 54°C ; 50% – 117°C ; 70% – 143°C bo'lsa, atmosfera bosimidagi benzin fraksiyasi uchun BB chizig'ini chizing.

3.4. $250 - 350^{\circ}\text{C}$ fraksiya uchun taxminiy BB chizig'ini chizing.

3.5. Keng moy fraksiyasi (KMF) uchun ko'rsatilgan temperaturalar va HQT bo'yicha haydalish ulushlari quyidagicha: 10%— 368 °C; 50% — 450 °C; 70% — 460 °C ekanligini e'tiborga olib, 10 kPa bosimida keng moy fraksiyasi (KMF) uchun BB chizig'ini chizing.

3.6. Reaktiv yoqilg'i fraksiyasi uchun atmosfera bosimi va 120–240°C sharoitida bir karrali bug'latish chizig'ini chizing.

3.7. Qisqa benzin fraksiyasi uchun 140–180°C va 340 kPa bosimda BB chizig'ini chizing.

3.8. Moy fraksiyasi 360–420°C da kolonnadan 9 kPa bosimda chiqadi. Berilgan bosim uchun moy fraksiyasining BB chizig'ini chizing.

3.2. Rektifikatsion kolonnaning temperatura rejimi

Xarakterli temperaturalar. Rektifikatsion kolonnaning temperatura rejimi xomashyoni uzatish yuqori hamda yonaki distillyatlar va qoldiqning temperaturalari bilan aniqlanadi. Bu temperaturalar xomashyo tarkibiga, olinadigan mahsulotlar sifatiga, kolonna bosimiga va boshqa omillarga bog'liq bo'ladi. Ma'lumki, neft va uning fraksiyalari murakkab komponentlar aralashmasidan iboratligi tufayli talab etilgan temperaturani topish murakkab hisoblanadi. Yuqori va yonaki mahsulotlar chiqish temperaturalari fraksiyalarga mos keluvchi bir karrali bug'latish (BB) chizig'i yordamida aniqlanadi. Kolonnaning yuqorisidagi temperatura, u yerdan chiquvchi distillyat bug'lari suv bug'i bilan birgalikdagi BB chizig'ining oxirgi (100% li) nuqtasiga mos kelishi kerak. Agar kolonnaga suv bug'i berilmasa, bu temperatura distillyatning 75% li haydalishiga to'g'ri keladi. Yonaki mahsulotlar uchun temperatura BB chizig'ining nol (% li) nuqtasidagidek aniqlanadi.

Oqimlarning izotermalariga mos keluvchi temperatura rejimi qiymatlarini analitik hisoblab, yanada aniq natijalar olinadi. Bunda bug'-suyuqlik muvozanat holatida deb qabul qilinib, har bir komponent uchun $y'_i = k_i x'_i$ tenglik haqiqiy deb hisoblanadi.

Oqimlar temperaturalarini hisoblashda quyidagi muvozanat bajarilmaguncha taqribiy ketma-ketlik davom ettiriladi:

Suyuqlik oqimi uchun:

$$\sum k_i x_i' = 1. \quad (3.1)$$

Bug' oqimi uchun:

$$\sum \frac{y_i'}{k_i} = 1. \quad (3.2)$$

«Bug' - suyuqlik» oqimi uchun haydamning ma'lum (berilgan) molyar ulushlarida e' :

$$\sum \frac{k_i x_{0_i}^i}{1 + e' (k_i - 1)} = 1. \quad (3.3)$$

Bunda: x_{0_i}' - xomashyodagi i - li komponentning molyar ulushi.

Izoterma ifodasiga temperatura kirishi aniq bo'lmasa-da, uning o'zgarishi k_i fazoviy muvozanat doimiysiga, aniqrog'i, komponentlarning to'yingan bug' bosimlari $p_{my\ddot{u}_i} (k_i = p_{my\ddot{u}_i} / p)$ ga teng. Haydalishning ulushi (e') ham temperaturaga bog'liq bo'ladi. (3.3) tenglama orqali berilgan haydam ulushi bo'yicha topish temperaturani yoki, aksincha, berilgan temperaturaga ko'ra haydam ulushini aniqlash mumkin.

Rektifikatsion kolonnaning turli nuqtalaridagi temperaturani hisoblash tartibini aniq misollarda ko'ramiz.

Kolonna yuqorisining temperaturasi

3.2- misol. O'ta aniq rektifikatsiyalash kolonnasiga 120 – 180°C li benzin fraksiyasi yuborilmoqda. Olinadigan mahsulotlar asosan 120 – 140°C (past qaynovchi komponent) va 140 – 180°C (yuqori qaynovchi komponent) fraksiyalar hisoblanadi. Kolonnaning yuqorisidan chiquvchi bug' tarkibidagi past qaynovchi komponentlarning molyar ulushi $y_i' = 0,95$ ga teng. Kolonnadagi bosimni atmosfera (101,3 kPa) bosimiga teng deb qabul qilgan holda, kolonna yuqorisidagi temperaturani aniqlang.

Yechish. Har bir qisqa benzin fraksiyasini alohida komponent sifatiga qarab, hisoblash ikki komponentli tizim uchun olib boriladi. U holda (3.2) ifodani quyidagi ko‘rinishda yoziladi:

$$\frac{y_1'}{k_1} + \frac{y_2'}{k_2} = 1.$$

Past temperaturada qaynovchi komponentlarning molyar ulushi $y_1' = 0,95$ bo‘lsa, ikkinchi komponent uchun $y_2' = 1 - 0,95 = 0,05$ bo‘ladi. Faza muvozanat doimiylari k_1 va k_2 ni topish uchun, avvalo, komponentlarning to‘yingan bug‘ bosimini hisoblash zarur. Buning uchun Ashvort formulasidan foydalanib, komponentlarning qaynash temperaturasi sifatida fraksiyalarning boshlang‘ich va oxirgi qaynash temperaturalarining o‘rtacha arifmetik qiymati qabul qilinadi. Kolonna yuqorisidan chiquvchi asosiy komponent 120 – 140°C dagi fraksiya bo‘lgani uchun fraksiyaning o‘rtacha qaynash temperaturasi 132 °C ga teng deb qabul qilinadi. Barcha hisoblashlar natijalarini jadvalga kiritiladi:

Fraksiya °C	O‘rtacha qaynash temperatu- rasi, °C	Kolonna yuqorisidagi tempe- ratura, °C	Y_i'	$P_{to' y_i}$	$k = \frac{P_{to' y_i}}{p}$	$\frac{y_i}{k_i}$
120 – 140	130	132	0,95	105,9	1,05	0,90
140 – 180	160	132	0,05	48,8	0,48	0,10
Jami						1,00

Binobarin, (3.2) tenglik bajarildi, kolonnaning yuqorisidagi temperatura to‘g‘ri tanlangan va u 132 °C ni tashkil etadi. Agar yig‘indi 1 ga teng bo‘lmasa, temperatura to‘g‘ri tanlanmaganligini bildiradi. Bunday holatda uning yangi qiymatlarini berib, hisoblash (3.2) tenglikning bajarilishiga erishilmaguncha davom ettiriladi.

Yonaki mahsulotlar chiqishidagi temperatura

3.3- misol. Asosiy atmosfera kolonnasining yonaki mahsulotlari sifatida 240 – 350°C da 25 600 kg/s miqdorida dizel fraksiyasi (molyar massasi $M=210$ kg/kmol) chiqarilmoqda.

Ko'ndalang kesimda tanlangan bosim 0,17 MPa ni tashkil etadi. Tanlangan tarelka orqali 2800 kg /soat suv bug'i, 8970 kg/s benzin bug'i ($M=115$ kg/kmol) va 18 310 kg/s reaktiv yoqilg'isi bug'lari ($M=158$ kg/kmol) o'tadi. Dizel fraksiyasi chiqishining temperaturasi aniqlang.

Yechish. Dizel fraksiyasining chiqishdagi temperaturasi bir karrali bug'latishning boshlang'ich nuqtasi singari topiladi. Buning uchun yuqorida ko'rsatilgan usul (3.1- misolga qarang) bo'yicha berilgan fraksiyaning bir karrali bug'latish chizig'i chiziladi. Bu chiziqni HQT koordinatali to'g'ri burchak diagonali (3.3- rasm) deb qabul qilamiz. So'ngra, bir karrali bug'latishni 0% li haydashga mos keluvchi 275°C topiladi. Tanlangan tarelkada bir necha boshqa komponentlar ham bo'lib, fraksiya chiqishidagi topilgan temperaturaga to'g'ri keluvchi parsial bosim (p_{fr}) bilan korrektirlash zarur bo'ladi va u quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$p_{fr} = p \frac{N_{fr}}{N_{fr} + N_{s.b} + N_b + N_{r,yo}}.$$

Bunda: $N_{fr} + N_{s.b} + N_b + N_{r,yo}$ – fraksiyaning chiqishdagi suv bug'i, benzin, reaktiv yoqilg'ilarning mollar soni bo'lib, ular komponentlarning massasini ularning molyar massaga nisbati bilan aniqlanadi:

$$N_{fr} = \frac{25600}{210} = 121,9;$$

$$N_{s.b} = \frac{2800}{18} = 155,5;$$

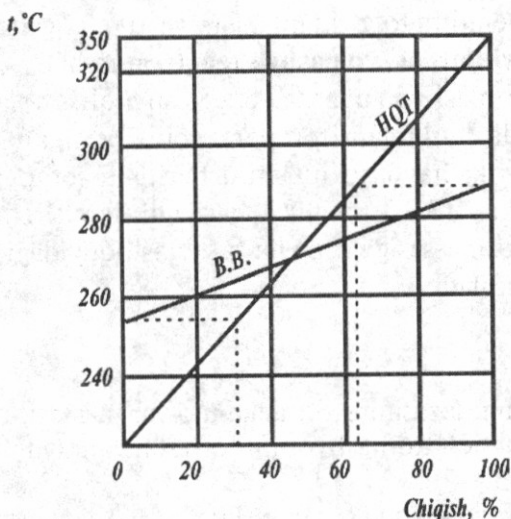
$$N_b = \frac{8970}{115} = 78;$$

$$N_{r,yo} = \frac{18310}{158} = 115,9.$$

$$p_{fr} = 0,17 \frac{121,9}{121,9 + 155,5 + 78 + 115,9} =$$

$$= 0,17 \frac{121,9}{471,3} = 0,44 \text{ MPa} = 44 \text{ kPa}.$$

Koks grafigiga ko'ra (5- ilova) fraksiyaning parsial bosimiga mos keladigan temperatura 246 °C topiladi. Demak, 240 – 350°C dagi fraksiya kolonnadan shartda berilishicha 246 °C da chiqarilishi kerak.



3.3- rasm. Dizel yoqilg'isi fraksiyasi BB va HQT egri chiziqlari (3.3- misol uchun).

Rektifikatsion kolonnalar pastidagi temperatura.

3.4- misol. Benzin gazlarini barqarorlashtirish qurilmasidagi propan kolonnasi pastki mahsulotlari quyidagilardan tarkib topgan (molyar ulushda): propan – 0,04; izobutan – 0,21; n - butan – 0,62; pentanlar – 0,13. Kolonnaning pastki qismidagi bosimi 1,5 MPa. Kolonnaning pastdagi temperaturasi aniqlang.

Yechish. (3.1.) formula orqali temperaturani hisoblaniladi. Ashvort formulasidan (1.5) izo - butan va n - butanning to'yingan bug' bosimini aniqlab, boshqa komponentlar Koks grafigi (5- ilova) bo'yicha olinadi.

Izlangan $106\text{ }^\circ\text{C}$ temperaturani hisoblash formulalariga qo'yib, topilgan qiymatlari jadvalga kiritiladi:

Komponent	x_i	$P_{to'y_i}$ MPa	k_i	$x_i k_i$
Propan	0,04	4,30	2,87	0,11
Izo – butan	0,21	1,75	1,17	0,25
N – butan	0,62	1,41	0,94	0,58
Pentanlar	0,13	0,65	0,43	0,06
Jami				1,00

Demak, temperatura to'g'ri tanlangan va 106 °C ga teng.

Kolonnaga kiritiluvchi xomashyo temperaturasi

Kolonnaga xomashyo, odatda, bug'- suyuqlik holatida kiritiladi. Bu holda tanlangan temperaturani berilgan haydash ulushiga ko'ra yoki haydash ulushini berilgan temperaturaga tanlanadi, chunki (3.3.) tenglik bajarilishi kerak. Haydashni molyar ulushini e' massasiga e' qayta hisoblash quyidagi formula orqali amalga oshiriladi:

$$e = e' M_u / M_o.$$

Bunda: M_u – bug' fazasining o'rtacha molyar massasi, kg/kmol;
 M_o – boshlang'ich xomashyoning o'rtacha molyar massasi, kg/kmol;

Zarur holatlarda suyuq (x_i') va bug' (y_i') fazalar miqdori quyidagi tenglamalar orqali hisoblaniladi:

$$x_i' = \frac{k_i x_{0i}'}{1 + e'(k_i - 1)}, \quad (3.5)$$

$$y_i' = k_i x_i'. \quad (3.6)$$

(3.5) va (3.6) tenglamalar yordamida bir karrali bug'- latishdagi bug' va suyuqliklardagi, ma'lum temperatura, bosim, xomashyo tarkibi va uning haydash ulushida xohlagan komponent konsentratsiyasini aniqlash mumkin.

Agar kolonnaga xomashyo suyuq holda kirayotgan bo'lsa, haydash ulushi 0 ga teng, uning temperaturasi (3.1) tenglik sharti saqlangan holda aniqlanadi.

3.5- misol. Kolonnaga 330 °C temperatura va 170 kPa bosimda uzatilayotgan neftni haydash ulushini aniqlang. Neftning tarkibi va fraksiyalar qaynash temperaturallari qiymatlari quyidagi jadvalda keltirilgan.

Yechish. Har bir fraksiyaning to'yingan bug' bosimlari Ashvort formulasi (1.5) bo'yicha aniqlaniladi. Keyingi hisoblashda haydashning molyar ulushi 0,75 aniqlaniladi. U qaynashi 350 °C gacha bo'lgan birinchi ikki fraksiyalar molyar ulushlari yig'indisiga yaqin. Barcha hisoblanganlar jadvalga kiritiladi:

Fraksiya, °C	$x_{0,i}$	$t_{or}, ^\circ\text{C}$	$p_{to'y_i}, \text{kPa}$	k_i	$\frac{k_i x_{0,i}}{1 + e'(k_i - 1)}$
B.q – 180	0,47	115	3090	18,18	0,60
180 – 350	0,31	270	310	1,82	0,35
350 – 450	0,11	400	23	0,13	0,04
450 – 510	0,06	480	5,5	0,03	0,01
510 – yuqori	0,04	–	0	–	–
Jami					1,00

Demak, berilgan shartga ko'ra neftni haydashning molyar ulushi 0,75 ni tashkil etadi.

3.6- misol. K-2 kolonnaga benzinsizlantirilgan neft 360°C temperatura va 182 kPa bosim ostida yuborilmoqda. Neftning tarkibi (massa ulushlarida, $x_{0,i}$), o'rtacha qaynash temperaturasi va fraksiyalarning molyar massasi quyidagicha:

Qaynash chegaralari, °C	$x_{0,i}$	$t_{or}, ^\circ\text{C}$	$M_i, \text{kg/kmol}$
85 – 140	0,0659	112	105
140 – 240	0,1740	190	154
240 – 350	0,1725	205	232
350 – 420	0,0886	385	273
420 – 500	0,1750	460	324
500 dan yuqori	0,3240	560	400

Agar haydashning molyar ulushi $e' = 0,54$ ma'lum bo'lsa, haydashning massa ulushi e ni toping.

Yechish. $k_i = p_{my\ddot{u}_i} / p$ ni bilgan holda, (3.5) tenglamaga fazaviy muvozanat doimiysi o'rniga $\frac{P_{to'y_i}}{p}$ qo'yiladi va shakl o'zgartirishdan so'ng quyidagini olamiz:

$$x'_i = \frac{x_{0,i} p}{e^{(p_{to'y_i} - p) + p}}.$$

To'yingan bug' bosimi Ashvort formulasi (1.5) bo'yicha aniqlanib, bu formuladan suyuq qoldiqdagi barcha komponent molyar ulushlari hisoblaniladi. Barcha hisoblanganlar jadvalga ko'chiriladi. Tarkib massa ulushlarida berilganligi sababli, ularni molyar ulushlariga qayta hisoblab, shuningdek, aniqlangan bug' fazasi (y_i) tarkibi ham jadvalga kiritiladi.

Frak-siya °C	$\frac{P_{to'y_i}}{kPa}$	$Ni = \frac{x_{0,i}}{Mi} 10$	$x_{0,i} = \frac{Ni}{\sum Ni}$	$x_{0,i} p$	$e^{(p_{to'y_i} - p) + p}$	x'_i	y'_i	$y'_i M_i$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
85-140	4171,8	6,28	0,150	27,3	2336,5	0,012	0,275	28,9
140-240	1588,0	11,30	0,271	49,3	941,2	0,052	0,453	69,9
240-350	326,7	7,43	0,178	32,4	260,1	0,124	0,222	51,5
350-420	57,5	3,24	0,078	14,2	114,8	0,125	0,038	10,6
420-500	13,1	5,40	0,129	23,5	90,8	0,260	0,018	5,8
500 dan yuqori	0,0	8,10	0,194	35,3	83,7	0,423	0,000	0,0
Σ		41,75	1,000			0,996	1,005	166,7

Suyuq qoldiq va bug' fazasidagi komponentlar molyar ulushlari yig'indisining chetlanishlari juda kam, shuning uchun e'tiborga olinmaydi.

Dastlab neftning o'rtacha molyar massasini hisoblab, (3.4) formula bo'yicha neftni, haydalish massa ulushi aniqlaniladi:

$$M_o = \frac{10^4}{\sum N_i} = \frac{10^4}{41,75} = 239,5 \text{ kg/mol}.$$

Jadvalning oxirgi katagidagi sonlar yig'indisi bug' fazasi molyar massasi (1.2- § ga qarang) $M_y = 166,7$ ni beradi.

U holda quyidagicha bo'ladi:

$$e = e' \frac{M_y}{M_o} = 0,54 \frac{166,7}{239,5} = 0,38.$$

Masalalar

3.9. K-2 kolonnadan 120–230 °C da yonaki mahsulot fraksiyasi chiqarilmoqda. Agar uning parsial bosimi 90 kPa ni tashkil etsa, bir karrali bug'latish chizig'i orqali chiqish fraksiyasi temperaturasini toping.

3.10. Rektifikatsion kolonna yuqorisidan 96 300 kg/soat unum bilan benzin bug'i fraksiyasi 108–180 °C va 3720 kg/soat suv bug'i chiqadi. Benzinning fraksion tarkibi quyidagicha: 10% – 114 °C; 50%– 142 °C; 70%–162 °C, uning molyar massasi 112 kg/kmol. Agar yuqori tarelkadagi bosim 147 kPa ni tashkil etsa, kolonna yuqorisidagi temperaturani toping.

3.11. Vakuu kolonnaning yonaki mahsuloti sifatida moy distillyati 420 – 460 °C ($M= 403$ kg/kmol) da 7570 kg/soat miqdorda olinmoqda. Tanlangan kesim orqali 350 – 420 °C dagi 9610 kg/soat fraksiya bug'lari ($M= 370$ kg/kmol), 720 kg/soat suv bug' va gazlar ($M= 36$ kg/kmol) va 1150 kg/soat suv bug'i o'tadi. Tanlangan tarelkadagi bosim 14,7 kPa. Distillyatning chiqishdagi temperaturasini aniqlang.

3.12. Depropanizator rektifikatsion kolonnasi yuqorisidan 1500 kPa bosimda chiqayotgan bug' mahsulotlar quyidagi tarkibga ega (molyar ulushlarda): etan – 0,009; propan – 0,971; izo-butan – 0,012; n-butan – 0,008. Kolonna yuqorisidagi temperaturani hisoblang. Komponentlar fazaviy muvozanat doimiysini aniqlash uchun 8- ilovadan foydalaning.

3.13. Gazli benzinni barqarorlashtirish qurilmasidagi butan kolonnasi 600 kPa bosim ostida ishlaydi. Kolonnaning yuqorisidan chiquvchi mahsulotlar bug‘lari molyar tarkibi quyidagicha: propan — 0,083; izo-butan — 0,328; n-butan — 0,526; izo-pentan — 0,042, n-pentan — 0,021. Chiquvchi bug‘lar temperaturasini toping. Fazaviy muvozanat doimiysini 8-ilovadan aniqlang.

3.14. 317 kPa bosim ostida ishlovchi benzinsizlantirish kolonnasi yuqorisidagi temperaturani aniqlang. Hisoblashni amalga oshirish uchun quyidagilar berilgan:

Fraksiyalar qaynash temperaturalari chegaralari, °C	y_i'	$t_{o'r}, ^\circ\text{C}$
Q.b.-85	0,861	63
85-140	0,128	110
140-180	0,011	158

3.15. 0,65 MPa bosim ostida ishlovchi izo-butan kolonnasining suyuq qoldig‘i quyidagi tarkibga ega (massa ulushlarida): izo-butan — 0,025; n-butan — 0,844, izo-pentan — 0,131. Kolonnaning pastidagi temperaturani aniqlang.

3.16. Rektifikatsion kolonna pastidan o-ksimol konsentrati chiqadi, uning tavsifi quyidagicha:

	x_i'	$t_{o'r}, ^\circ\text{C}$
M— ksilol	0,022	139,1
O— ksilol	0,950	144,4
C ₆ aromatik uglevodorodlar	0,028	160

Agar kolonna pastidagi bosim 146 kPa ga teng bo‘lsa, konsentrat qanday temperaturada chiqishi mumkinligini toping.

3.17. Benzinning ikkilamchi haydash kolonnalaridan birining pastki mahsuloti quyidagi tarkib va o‘rtacha qaynash temperaturasiga ega.

Fraksiyalar qaynash temperaturasi chegaralari, °C	x_i'	$t_{o'r}, ^\circ\text{C}$
85-105	0,025	96
105-140	0,071	122
140-180	0,904	159

Kolonnaning pastidagi bosimi 238 kPa ni tashkil etadi. Mahsulotning chiqish temperaturasi aniqlang.

3.18. 213 kPa bosimda 290 °C gacha qizdirilgan neftning suyuq fazasi molyar tarkibini hisoblang. Hisoblash uchun boshlang'ich ma'lumotlar.

Komponent	x'_{oi}	$t_{o'r}, ^\circ\text{C}$
Q.b. – 120 °C	0,312	86
120 – 130 °C	0,279	17.2
230 – 350 °C	0,196	286
350 °C dan yuqori	0,213	420

Neftning haydalish molyar ulushi $e' = 0,66$ deb qabul qilinsin.

3.19. Gaz kondensati tarkibi va tavsifi quyidagicha berilgan.

Qaynash chegaralari, °C	X'_{oi}	M_i , kg/kmol	$t_{o'r}, ^\circ\text{C}$
Q.b. – 85	0,282	78	53
85 – 120	0,253	100	102
120 – 180	0,241	122	144
180 – 250	0,138	168	195
250 dan yuqori	0,086	240	270

Kondensatning 392 kPa bosimda 190 °C gacha qizdirilgandagi bug' fazasi molyar tarkibini aniqlang. Haydamning molyar ulushi 0,84 ga teng.

3.20. Neft 189 kPa bosimda temperaturasi 230 °C gacha qizdirilmoqda. Neftning tavsifi quyida keltirilgan.

Fraksiyalar, °C	X'_{oi}	M_i , kg/mol	$t_{o'r}, ^\circ\text{C}$
K.b- 180	0,162	120	125
180 – 350	0,215	217	270
350 – 430	0,158	332	390
430 – 510	0,193	391	470
510 dan yuqori	0,272	475	–

Bunday sharoitlarda haydam molyar ulushi $e' = 0,21$. Neft haydamining massa ulushini aniqlang.

3.21. Asosiy atmosfera kolonnasiga 360°C va 178 kPa da benzinsizlashtirilgan neft kiritildi. Neftning massa tarkibi, o'rtacha qaynash temperaturalari va fraksiyalarning molyar massalari quyida keltirilgan:

Fraksiyalar, $^{\circ}\text{C}$	X'_{oi}	M_i , kg/mol	$t_{o'r}$, $^{\circ}\text{C}$
105 – 180	0,137	128	142
180 – 340	0,996	208	142
340 – 430	0,198	280	385
430 dan yuqori	0,369	372	500

Neftning berilgan sharoitda haydam massa ulushini aniqlang.

3.22. Keng benzin fraksiyasi quyidagi komponentlar fraksiyasidan tarkib topgan:

Komponent	X'_{oi}	$t_{o'r}$, $^{\circ}\text{C}$
Q.b. – 85°C	0,323	70
$85 - 120^{\circ}\text{C}$	0,249	100
$120 - 140^{\circ}\text{C}$	0,145	130
140°C dan yuqori	0,283	162

Fraksiyani 335 kPa bosimda qandaydir temperaturaga qizdirganda haydam molyar ulushi $0,17$ tashkil etadi. Qizdirish temperaturasi aniqlang.

3.3. Rektifikatsion kolonnalarning material va issiqlik balanslari

Moddiy balans. Rektifikatsion kolonnaning moddiy balansiga yuborilayotgan xomashyo miqdori bilan undan chiqadigan mahsulotlar miqdorlari o'zaro teng bo'lishi asosida hisoblanadi va massaviy yoki hajmiy sarf birliklarida ifodalanadi. 3.4- rasmda kolonnadagi moddiy oqimlar sxemasi keltirilgan, undagi G_o , G_d va G_w lar xomashyo, mos ravishda distillyat va qoldiqning miq-

dorlarini bildiradi. Bu holat uchun turg'un rejimdagi kolonnaning moddiy balansi quyidagicha hisoblaniladi:

$$G_o = G_D + G_w. \quad (3.7.)$$

Xohlagan j - li komponent uchun u quyidagi ko'rinishga ega:

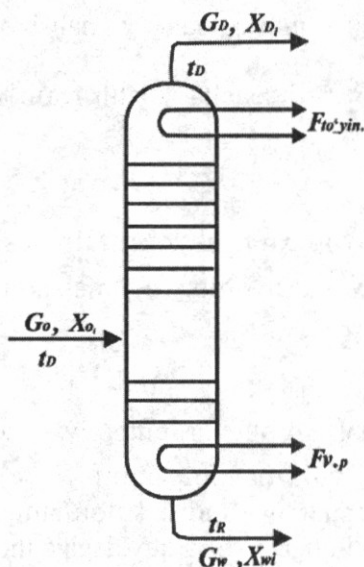
$$G_o x_{o_i} = G_D x_{D_i} + G_w x_{w_i}. \quad (3.8.)$$

Bunda: x_{o_i} , x_{D_i} , x_{w_i} — xomashyo, distillyat va qoldiqdagi i - komponentning massa ulushi.

(3.7.) va (3.8.) tengliklarni birgalikda echilib, quyidagi umumiy tenglama hosil qilinadi:

$$\frac{G_o}{x_{D_i} - x_{w_i}} = \frac{G_w}{x_{D_i} - x_{o_i}} = \frac{G_D}{x_{o_i} - x_{w_i}}. \quad (3.9.)$$

Xomashyo tarkibi va miqdori, ya'ni G_o va x_{o_i} kattaliklar, odatda, aniq bo'ladi. Mahsulotlar (x_{D_i} va x_{w_i} kattaliklar)ning tozalik darajasi qo'yilgan talablarga to'g'ri keladi deb qabul qilingan holda distillyat va qoldiq miqdori aniqlaniladi.



3.4- rasm. Rektifikatsion kolonnadagi moddiy va issiqlik oqimlari sxemasi.

3.7- misol. Aniq rektifikatsiyalash qurilmasida ksilollar aralashmasidan etilbenzol ajratilmoqda. Xomashyo sarfi — 0,61 kg/s. Xomashyodagi etilbenzolning massa ulushi 0,15 ga , distillyatda — 0,998, qoldiqda — 0,04 ga teng. Olinadigan distillyat miqdorini aniqlang.

Yechish. (3.9) tenglama quyidagi ko‘rinishda yoziladi:

$$\frac{G_o}{x_{D_i} - x_{w_i}} = \frac{C_D}{x_{0_i} - x_{w_i}}$$

bo‘lib, u holda:

$$G_D = G_o \frac{x_0 - x_{w_i}}{x_D - x_{w_i}} = 0,61 \frac{0,15 - 0,04}{0,998 - 0,04} = 0,07 \text{ kg/s}$$

ga teng bo‘ladi.

Issiqlik balansi. Atrof-muhitga issiqlik yo‘qotilishini e‘tiborga olmagan holda issiqlik balansini quyidagicha yozish mumkin:

$$F_{\text{kir.}} = F_{\text{chiq.}} \quad (3.10)$$

Bunda: F_{kir} va F_{chiq} — kolonnaga kiruvchi va chiquvchi issiqlik oqimi , Vt ($1 \text{ Vt} = 1 \text{ J/s}$).

Kolonnaga issiqlik oqimi quyidagi yo‘nalish orqali kiradi. (3.4-rasmga qarang):

1. Biror t_0 temperaturagacha qizdirilgan suyuq xomashyo uchun:

$$F = G_o /_{to}^s \cdot$$

Bunda: $/_{to}^s$ - suyuq xomashyo entalpiyasi, J/kg; bug‘ - suyuqlik holatidagi xomashyoning e massa ulushli haydam uchun:

$$F = G_o e /_{to}^s + G_o (1-e) /_{to}^s ,$$

Bunda: $/_{to}^c$ xomashyo bug‘lari entalpiyasi, J/kg.

2. Suv bug‘i $F_{s.b}$ yoki qaynoq oqim $F_{q.o.}$ bilan kolonnaga kiruvchi issiqlik oqimlari yig‘indisi kolonnaning pastki qismini qizdirish usuliga bog‘liqligiga ko‘ra quyidagiga teng bo‘ladi:

$$F_{\text{kir}} = G_o e /_{to}^b + G_o (1-e) /_{to}^s + F_{s.b}$$

yoki

$$F_{kir} = G_o e /_{to}^b + G_o (1-e) /_{to}^s + F_{k.s.}.$$

Kolonnadan issiqlik oqimi chiqishda:

1) distillyat bug'i bilan:

$$F_d = G_D /_{td}^b.$$

Bunda: $/_{to}^b$ — suyuq qoldiq entalpiyasi, J/kg;

2) pastki suyuq mahsulotlar bilan:

$$F_w = G_w /_{tw}^s.$$

Bunda: $/_{tw}^s$ — suyuq qoldiq entalpiyasi J/kg;

3) yuqoridagi to'yintirish bilan — $F_{to'yin}$. Kolonnani tark etuvchi to'yintirish bug'lari t_D — distillyat bug'laridagidek temperaturaga ega va ular kondensasiyalangandan so'ng kolonnaga quyiluvchi suyuqlik t_{or} temperatura bilan kiradi. Binobarin:

$$F_{to'yin} = G_{to'yin} (/_{tD}^b - /_{top}^s).$$

Kolonnani tark etuvchi issiqlik oqimi yig'indisi:

$$F_{chiq} = G_D /_{tD}^b + G_w /_{tw}^s + G_{op} (/_{tD}^b - /_{top}^c)$$

bo'lsa, u holda (3.10.) tenglik quyidagi ko'rinishda yoziladi:

$$G_o e /_{to}^b + G_o (1-e) /_{to}^s + F_{s.b} = C_D /_{tD}^b C_w /_{tw}^s + C_{op} (/_{tD}^b - /_{top}^s).$$

Yonaki mahsulotlar chiqarish uchun ishlaydigan murakkab kolonnalarda ularning issiqlik sarfi alohida qayd etilgan bo'lishi kerak. Bunday kolonnalarga issiqlik qoidaga ko'ra ortiqcha kiritiladi va uni ortiqchasi sirkulyatsion to'yintirish orqali kamaytiriladi. Bunda yetishmaydigan issiqlik balansga ko'ra zaruriy to'yintirishlar soni, sirkulyatsiyalanuvchi suyuqlik miqdori va uning sovitilganlik darajasi aniqlaniladi.

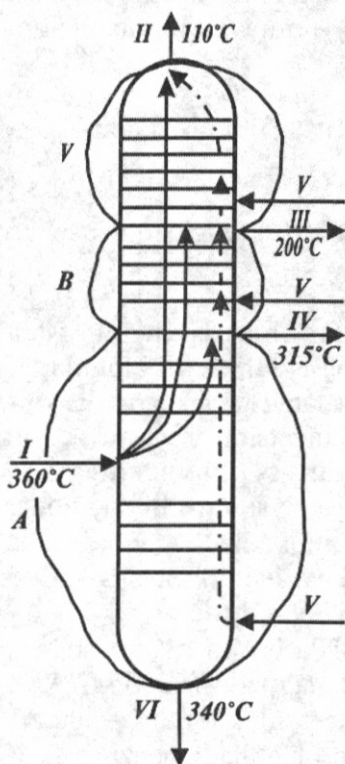
Odatda, modddiy va issiqlik balansi jadval ko'rinishida tasvirlanadi.

3.8- misol. 0,7 MPa bosim ostida ishlaydigan rektifikatsion kolonnaga 350 °C gacha qizdirilgan 35,07 kg/s neft ($\rho_4^{20}=0,868$) va 0,95 kg/s suv bug'i ($s=0,4$ MPa)/ $t=400$ °C kiritiladi. Mahsulotlarda quyidagilar hisoblaniladi: benzin fraksiyasi ($\rho_4^{20}=0,765$) — 2,85 kg/s, kerosin fraksiyasi ($\rho_4^{20}=0,781$) — 5,97 kg/s, dizel fraksiyasi ($\rho_4^{20}=0,846$) — 6,31 kg/s va mazut ($\rho_4^{20}=0,951$) —

19,94 kg/s. Kolonnaning temperatura rejimi 3.5- rasmda keltirilgan. Bug'latish kolonnalaridagi yonaki mahsulotlarni bug'latish uchun: kerosin — 0,12 kg/s, dizel — 0,13 kg/s miqdorda yuqoridagidek parametrlarga ega bo'lgan suv bug'i beriladi. Bug'latish kolonnasidan suv bug'lari fraksiya bug'lari bilan birgalikda asosiy kolonnaga qaytadi.

Kolonnaning issiqlik balansini tuzing, sirkulyatsion va shiddatli to'yintirishdagi zarur issiqlik sarfini aniqlang. Bunda bug'langan fraksiya miqdorini e'tiborga olmasa ham bo'ladi.

Yechish. Issiqlik balansini dizel, kerosin va benzin seksiyalari uchun 3.5- rasmdagi *A*, *B* va *D* konturlar bo'yicha tuziladi. Suyuq va bug' holatida neft mahsulotlari entalpiyasi (1.6.) va (1.7.) formulalar orqali hisoblaniladi. Qizdirilgan suv bug'i ental-



3.5- rasm. Rektifikasion kolonna sxemasi (3.8-misol uchun).

piyasini uning parsial bosimini hisobga olgan holda 20- ilovadan olinadi. Hisoblashlarning barcha natijalarini 3.1-, 3.2-, 3.3-jadvallarga kiritiladi.

Yuqori kirish qismining benzin seksiyasi issiqlik balansi quyidagini tashkil etadi:

$$\Delta F_b = 9990930 - 7558860 = 2432070 \text{ Vt.}$$

Ortiqcha issiqlikni to'yintirish bilan yo'qotish zarur. Odatda kolonnaning yuqorisida shiddatli to'yintirish amalga oshiriladi. To'yintirish temperaturasi 40°C ($I^s = 80 \text{ kJ/kg}$) ga teng deb qabul qilib, uning sarfi hisoblaniladi:

$$G_{op} = \frac{\Delta F_b}{I^b - I^s} = \frac{2432070}{(556 - 80)10^3} = 5,1 \text{ kg/s.}$$

Ikki pastki seksiyalardagi kelayotgan va ketayotgan issiqlik oqimlari orasidagi farq 6390 760 Vt ni tashkil etadi. Bu ortiqcha farqni bir yoki bir necha martali sirkulyatsion to'yintirishning ($\rho_4^{20} = 0,817$) chiqishda 250°C va qaytishdagi temperaturasi 90°C deb qabul qilinadi. Bu temperaturalarda suyuq to'yintirish entalpiyasi 583 kJ/kg va 183 kJ/kg ga teng bo'ladi. Sirkulyatsion to'yintirishning sarfi quyidagini tashkil etadi:

$$C_{sirk} = \frac{6390760}{(583 - 183)10^3} = 15,98 \text{ kg/s.}$$

3.1- jadval

Dizel fraksiyasi seksiyasining issiqlik balansi – kontur A.

Mahsulot	t, °C	G, kg/s	$1 \cdot 10^{-3}$, J/kg	F, Vt
Bug' fazasi fraksiyalari:	350	Kirim		
Benzin		2,85	1119	3189150
Kerosin		5,97	1112	6638640
Dizel		6,31	1084	6840040
Suyuq faza: Mazut	350	19,94	818	16310920
Suv bug'i	400	0,95	3276	3112200
Jami:				36090950

3.1- jadval davomi

Mahsulot	t, °C	G, kg/s	$1 \cdot 10^{-3}$, J/kg	F, Vt
Suyuq faza: Mazut	340	Sarf 19,94	789	15732 660
Bug' fazasi fraksiyalari:	315			
Benzin		2,85	1023	29155 50
Kerosin		5,97	1017	6071490
Dizel		6,31	990	6246900
Suv bug'i	315	0,95	3100	29450 00
Jami:				339116 00

3.2- jadval

Kerosin fraksiyasi seksiyasining issiqlik balansi – kontur B.

Mahsulot	t, °C	G, kg/s	$1 \cdot 10^{-3}$, J/kg	F, Vt
Bug' fazasi fraksiyalari:	315	Kirim		
Benzin		2,85	1023	2915550
Kerosin		5,97	1017	6071490
Dizel		6,31	990	6246900
Suv bug'i:	315			
Kolonna pastida		0,95	3100	2945000
Bug'latish seksiyasidan		0,13	3276	425880
Jami:				18604 820
Sarf				
Bug' holidagi fraksiyalar:	200			
Benzin		2,85	741	2111850
Kerosin		5,97	736	4393920
Suyuq dizel fraksiyasi	315	6,31	760	4795600
Suv bug'i	200	1,08	2 863	3092 040
Jami:				14393410

Benzin fraksiyasi seksiyasining issiqlik balansi – kontur D.

Mahsulot	t, °C	G, kg/s	$1 \cdot 10^{-3}$, J/kg	F, Vt
Bugʻ fazasi fraksiyalari:	200	Kirim		
Benzin		2,85	741	2111850
Kerosin		5,97	736	4393920
Suv bugʻi:	200	1,08	2863	3 092040
Kolonna pastida Bugʻlatish seksiyasidan	400	0,12	3276	393 120
Jami:				9990930
Sarf				
Bugʻlardagi benzin fraksiyasi	110	2,85	556	1584600
Suyuq kerosin fraksiyasi	200	5,97	458	2734260
Suv bugʻi	110	1,20	2 700	3240000
Jami:				7558860

Masalalar

3.23. AVT qurilmasining asosiy atmosfera kolonnasi 207 kg/s neftni qayta ishlaydi. Rangli mahsulotlar massaviy chiqishi quyidagilarni tashkil etadi: gaz – 1,8%, benzin – 22,1%, dizel yoqilg'isining fraksiyasi – 31,8%. Qurilma yiliga 335 kun ishlaydi. Yo'qotishlar 0,83 % ga teng. Qurilmaning *kilogramm / soat* dagi va yiliga ming tonnadagi material balansini tuzing.

3.24. Vakuum kolonnadan quyidagilar olinadi (massa ulushlarida): parchalanish gazlari va bug'lari – 0,016; vakuum gazoyli – 0,080; 350 – 420 °C dagi fraksiyalar – 0,243; 420 – 500°C dagi fraksiyalar – 0,261 va gudron. Yo'qotilishlar 0,013 ni tashkil etadi. Kolonnaga uzatilayotgan mazut sarfi 17 kg/s ga teng. Kolonnaning moddiy balansini *kilogramm/sekund* va *kilogramm / soat* birliklarida hisoblang.

3.25. Benzinni o'ta aniq rektifikatsiyalash bloki mahsulotlari (massa ulushda) tarkibi quyidagicha: q.b – 62 °C fraksiya – 0,103; 62 – 105 °C fraksiya – 0,348; 105 – 140 °C fraksiya –

0,232; 140 °C fraksiya va undan yuqori – 0,301; qolgani yo‘qotish. Agar xomashyoni qayta ishlash sutkasiga 2870 tonnaga teng bo‘lsa, blokning moddiy balansini kilogramm/sekund birlikda tuzing.

3.26. Benzinni barqarorlashtirish kolonnasiga 170°C gacha qizdirilgan 33,04 kg/s benzin fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,746$) kiradi. Barqaror benzinning ($\rho_4^{20} = 0,683$) chiqish massasi 8 % ga teng. Kolonnaning yuqorisidagi temperatura 65°C, pastdagisi 190°C ni tashkil etadi. Shiddatli to‘yintirish sarfi 5,03 kg/s, uning temperaturasi 50°C ga teng. Kolonnaning moddiy va issiqlik balansini tuzing, kolonnaning pastki qismiga berilishi zarur bo‘lgan issiqlik oqimini aniqlang.

3.27. Asosiy atmosfera kolonnasining benzin seksiyasiga 4,28 kg/s benzin bug‘lari ($\rho_4^{20} = 0,734$), 9,21 kg/s kerosin fraksiyasi bug‘lari ($\rho_4^{20} = 0,805$) va 1,29 kg/s suv bug‘i kiritiladi. Seksiyadagi bosim 0,15 MPa ga teng. Barcha komponentlarning kirishdagi temperaturasi 190°C. Seksiyalardan kiritilgan miqdordagidek benzin va suv bug‘lari 100 °C temperaturada va suyuq kerosin 185 °C temperatura bilan chiqadi. 35 °C da uzatilayotgan shiddatli to‘yintirish oqimi sarfini aniqlang.

3.28. Kolonnadagi ortiqcha issiqlik oqimi (12,7 MVt) kolonnadan 230°C temperatura bilan chiqayotgan sirkulyatsion to‘yintirish ($\rho_4^{20} = 0,839$) orqali kamaytiriladi. Agar uning sarfi 35 kg/s tashkil etsa, sirkulyatsion to‘yintirishni kirishdagi temperaturasini toping.

3.29. Vakuum kolonnasiga 13,75 kg/s mazut ($\rho_4^{20} = 0,941$, $t = 410$ °C) kiritiladi. Kolonna mahsulotlarining tarkibi (massa ulushlarda): gazoyl bug‘lari ($\rho_4^{20} = 0,879$, $t = 165$ °C) – 0,093; I moy fraksiya ($\rho_4^{20} = 0,916$, $t = 205$ °C) – 0,275; II moy fraksiya ($\rho_4^{20} = 0,934$, $t = 350$ °C) – 0,264; gudron ($\rho_4^{20} = 0,962$, $t = 380$ °C) – 0,368; Kolonna pastidan 0,48 kg/s suv bug‘i ($t = 400$ °C) berilmoqda. Kolonnaning I moy fraksiya tarelkasidan chiqib, 60°C temperatura bilan qaytuvchi kolonnaning moddiy va issiqlik balanslarini tuzing, shiddatli to‘yintirish miqdorini aniqlang.

3.30. Kolonnaga 350°C temperaturada kirayotgan bensizlantirilgan neft sarfi 79,72 kg/s ni tashkil etadi. Neftni haydash massa ulushi 0,35 ga teng. Kolonnaning ortiqcha issiqligi ikki martali sirkulyatsion to‘yintirish orqali kamaytiriladi.

	ρ_4^{20}	$t_{\text{chiq}}, ^\circ\text{C}$	$t_{\text{kir}}, ^\circ\text{C}$
ST I	0,817	170	85
ST II	0,838	270	160

Agar kolonnadan chiqayotgan issiqlik oqimi yig'indisi 68, 89 mVt ga teng bo'lsa, sirkulyatsion quyilishning massa sarfini aniqlang.

3.31. Kolonnadagi yetishmaydigan issiqlik oqimini qoplash uchun 2,07 MVt ga teng zarur qaynoq oqim sarfi aniqlansin. Qaynoq oqim sifatida 300 °C gacha qizdirilgan va kolonna pastki qismiga haydamning massa ulushi $e = 0,2$ bilan kiruvchi benzinsizlantirilgan neftdan ($\rho_4^{20} = 0,876$) foydalaniladi.

3.4. Rektifikatsion kolonnalarning geometrik o'lchamlarini aniqlash

Kolonna diametri. Kolonna diametri bug' hajmiga va uning kolonna erkin kesimidan o'tish tezligiga bog'liq bo'ladi. Bug'ning hajmiy sarfi (G'_b , m³/s) quyidagi formula orqali hisoblaniladi:

$$G'_b = 22,4 \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{p} \sum \frac{Gi}{Mi} \quad (3.11.)$$

Bunda: T – tizim temperaturasi, K; p – tizim umumiy bosimi, MPa; Gi – komponent sarfi, kg/s; M_i – komponent molyar massasi, kg/kmol.

Agar tizim bosimi 0,4 MPa dan ortsa, (3.11.) tenglamaga siqiluvchanlik koeffitsiyenti z ham kiritiladi:

$$G'_b = 22,4 \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{p} z \sum \frac{Gi}{Mi}.$$

Kolonnaning balandligi bo'yicha bug'larning hajmiy sarfi o'zgaradi. Shuning uchun bir necha kesimlarda hisoblaniladi va maksimal qiymatiga ko'ra diametr aniqlaniladi. Bug'ning kirishdagi chiziqli tezligi (v_{ch} , m/s) Sauders va Braun tenglamasi orqali hisoblaniladi:

$$v_{ch} = \frac{0,305}{3600} C \sqrt{\frac{\rho_s - \rho_b}{\rho_b}}. \quad (3.12.)$$

Bunda: C – koeffitsiyent; p_s, p_b – bug' va suyuq faza zichligi, kg/m^3 .

Grafik (3.6- rasm) bo'yicha tarelkalar turi va kolonnada ular orasidagi masofaga bog'liqlik grafigidan (3.6- rasm) s koeffitsiyent aniqlaniladi.

Bug'ning chiziqli tezligi amaliy ma'lumotlarga ko'ra quyidagi chegaralarda bo'ladi:

Kolonnalar:

Atmosferali

$v_x, \text{m/s.}$
0,46–0,84.

Vakuimli

2,5–3,5.

Bosim ostida ishlovchi

0,2–0,7.

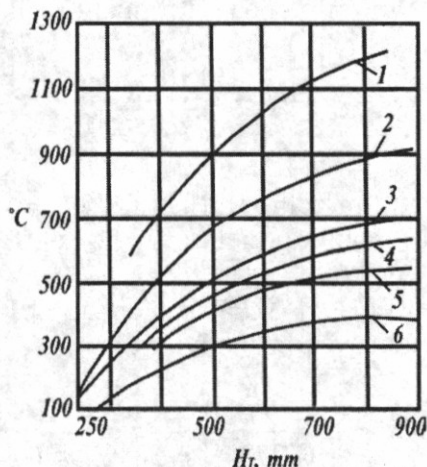
Kolonna shlemli quvurlari:

Atmosferali

12–20.

Vakuimli

30–60.



3.6- rasm. C koeffitsiyent kattaligini aniqlash grafigi:

1 – qalpoqchali tarelka uchun maksimal yuklama hamda kaskadli va boshqa turdagi tarelkalar konstruksiyasi uchun normal yuklama egri chizig'i; 2 – qalpoqchali tarelka uchun normal yuklama egri chizig'i; 3 – suv bug'i kiritilmaydigan vakuum kolonnalar uchun egri chizig'i; 4 – suv bug'i kiritiladigan vakuum kolonna va absorbsion qurilmalar desorberlari uchun egri chizig'i; 5 – absorberlar uchun egri chiziq; 6 – yuqori temperaturalarda suyuqliklarni ko'piklanish holatidagi kolonna uchun egri chiziq.

Kolonna diametri (D , m) quyidagi formuladan aniqlaniladi:

$$D = 1,128 \sqrt{\frac{G'_b}{V_T}} \quad (3.13.)$$

(3.13.) formula bo'yicha hisoblangan kolonna diametri ko'p-gina standartlar talabiga mos keladi. GOST 2194476 (ST SEV 30 29 – 81) standarti bo'yicha kolonnali qurilmalar diametrlari: 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0 m bo'lishi kerak.

3.9- misol. Kolonnaning yuqori qismi orqali 5,292 kg/s benzin fraksiyasi ($M = 109$ kg/mol) bug'lari va 2,26 kg/s suv bug'i o'tadi. Kolonna yuqorisidagi bosim 0,145 MPa, temperatura 110 °C. Bug'lar zichligi 3,44 kg/m³ ga teng, oquvchi flegma zichligi – 612 kg/m³. Kolonnada elaksimom tarelka o'rnatilgan bo'lib, ular orasidagi masofa 500 mm. Kolonnaning yuqori qismi diametrini aniqlang.

Yechish. Kolonnaning yuqori qismi orqali o'tuvchi bug' hajmiy sarfi (3.11.) formuladan aniqlaniladi.

$$G'_b = 22,4 \frac{383}{273} \cdot \frac{0,101}{0,145} \left(\frac{5,92}{109} + \frac{2,26}{18} \right) = 3,94 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

Tarekalar orasidagi 500 mm masofa uchun s koeffitsiyentni 1- grafik (3.6- rasmga qarang) egri chizigi bo'yicha topiladi: $C = 0,10$.

Ruxsat etilgan bug' tezligi (3.12.) formula orqali hisoblaniladi:

$$V_{bug'} = \frac{0,305}{3600} 910 \sqrt{\frac{612 - 3,44}{3,44}} = 1,03 \text{ m/s}.$$

Kolonna diametri (3.13.) formuladan aniqlaniladi:

$$D = 1,128 \sqrt{\frac{3,94}{1,03}} = 2,2 \text{ m}.$$

Topilgan kolonna diametri standartga mos tushadi. Shunga ko'ra uni o'zgarishsiz qoldirsa ham bo'ladi.

Kolonna balandligi. Rektifikatsion kolonna balandligi tarelkalar soniga, bog'lovchi (butlovchi) uskunalar turiga va ular orasidagi masofaga bog'liq holda hisoblanadi. Sanoat kolonnalarida tarelkalar orasida masofa, odatda, 0,4 – 0,7 m ga teng. Nasadkali kolonnalar uchun nasadka balandligi tushunchasi kiritilgan, ya'ni bir nazariy ekvivalent tarelkaning nazariy balandligi hamma tarelkalar soniga ko'paytirilsa, barcha nasadkalar balandligi hisoblab topiladi.

Kolonnaning umumiy balandligi kontakt qismi balandligidan, bo'sh oraliq, qo'shimcha jihozlar va boshqa kattaliklar yig'indisicha katta bo'ladi. Rektifikatsion kolonna balandligini hisoblash tartibi misolda ko'rib chiqiladi.

3.10- misol. Kolonnaning yuqori konsentratsiyalovchi qismida 27 ta rektifikatsion va 3 ta qaytaruvchi tarelka, pastida esa (bug'latkichda) 5 ta tarelka o'rnatilgan. Tarelkalar orasidagi masofa 0,6 m. Kolonna pastki qismidan 932 kg/m^3 zichlikdagi mazut $18,2 \text{ kg/s}$ kiritiladi. Kolonna diametri 4 m ga teng bo'lsa, 3.7- rasmda ko'rsatilgan kolonna balandligini toping.

Yechish. Sferik qopqoq uchun h_1 ni $0,5 D$ ga, va elipc uchun $0,25 D$ ga teng deb olinadi. Bunday holatda $h_1 = 0,5 \cdot 4 = 2 \text{ m}$ ga teng bo'ladi.

Tarelkalar orasidagi oraliqlar soni tarelkalar sonidan bittaga kam, shunga ko'ra: $h_2 = 0,6 \cdot 29 = 17,4 \text{ m}$.

Evaporatsion bo'shliq h_3 balandligini uch tarelka orasidagi masofaga teng deb qabul qilinadi: $h_3 = 0,6 \cdot 3 = 1,8 \text{ m}$.

h_4 balandlik h_2 balandlik singari hisoblaniladi:

$$h_4 = 0,6 \cdot 4 = 2,4 \text{ m}.$$

Kolonna pastidagi suyuqlik sathi bilan pastki tarelkada bug'larni teng taqsimlash uchun erkin bo'shliq zarur bo'ladi. Bu bo'shliq balandligini 1 – 2 m ga teng deb qabul qilinadi. $h_5 = 1,5 \text{ m}$ deb olinadi.

Kolonna pastidagi suyuqlik qatlami balandligi uni nasoslarni me'yoriy ishlashini ta'minlash uchun zaruriy 10 minutlik zaxirasi (zapasi)ga ko'ra hisoblanadi. Zaxirani 600 sekund deb qabul qilinib, mazut hajmi hisoblaniladi:

$$V = (18,2 \cdot 600) / 932 = 11,7 \text{ m}^3.$$

Kolonnaning ko'ndalang kesimi yuzasi:

$$S = \frac{3,14 \cdot 4^2}{4} = 12,56 \text{ m}^2,$$

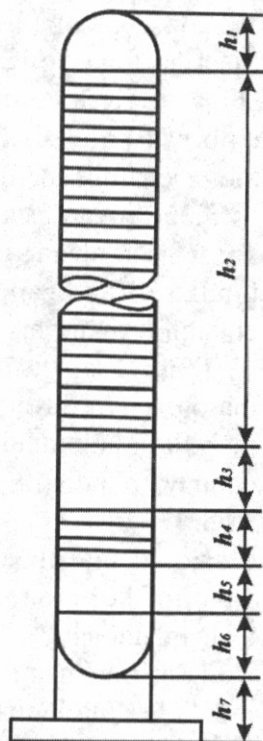
u holda:

$$h_6 = \frac{V}{S} = \frac{11,7}{12,56} = 0,93 \approx 1 \text{ m}.$$

Amalda berilganlarga ko'ra balandligi h_7 ni 4 m ga teng deb olinadi. Hisoblangan balandliklar yig'indisi kolonnaning umumiy balandligini beradi:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 = 2 + 17,4 + 1,8 + 2,4 + 1,5 + 1 + 4 = 30,1 \text{ m}.$$

Tarelkalar soni. Rektifikatsion kolonnadagi tarelkalar soni suyuqlik va bug' fazalarining talab etiladigan fizik-kimyoviy xususiyatlari, bo'g'in ajralish samarasi va boshqa omillarga ko'ra aniqlanadi. Nazariy tarelkalar sonini aniqlashning turli usullari mavjud [4, 6, 8].



3.7- rasm.
Rektifikatsion kolonna
sxemasi (3.10- misol
uchun).

Masalalar

3.32. Kolonna kesimi orqali 9,05 kg/s benzin bug'lari ($M = 114$ kg/kmol) va 2,54 kg/s suv bug'i o'tganda bug'larning hajmiy sarfini aniqlang. Ko'rsatilgan kesimdagi temperatura 118 °C va bosim 0,182 MPa.

3.33. Dizel fraksiyasini yig'ish (otbor) seksiyasi orqali o'tayotgan bug'larda 7,64 kg/s benzin ($M = 108$ kg/kmol), 16,39 kg/s kerosin ($M = 148$ kg/kmol) va 2,30 kg/s suv bug'i mavjud. Seksiya temperaturasi 256°C, bosimi 0,179 MPa. Berilgan shartga ko'ra, bug'larning hajmiy sarfini toping.

3.34. Kolonna kesimidagi temperatura $130\text{ }^{\circ}\text{C}$ va bosim $0,54\text{ MPa}$ ga teng bo'lganda, uning bir sekunddagi bug'lar sarfini aniqlang. Kesim orqali $12, 29\text{ kg/s}$ I fraksiya bug'lari ($M = 91\text{ kg/kmol}$) va $4,95\text{ kg/s}$ II fraksiya bug'lari ($M = 106\text{ kg/kmol}$) o'tadi. Siqiluvchanlik koeffitsiyentini $0,95$ ga teng deb qabul qiling.

3.35. Suyuq faza zichligi 732 kg/m^3 , bug' fazasi zichligi $5,24\text{ kg/m}^3$. Tarelkalar orasidagi masofa $0,4\text{ m}$ bo'lsa, qalpoqchali tarelka o'rnatilgan kolonnadagi bug'larning ruxsat etiladigan chiziqli tezligini hisoblang.

3.36. Klapansimon tarelkali kolonnada tarelkalar orasidagi masofa $0,6\text{ m}$, suyuqlik zichligi 841 kg/m^3 va bug' zichligi $6,37\text{ kg/m}^3$ bo'lsa, kolonnada bug'larning ruxsat etiladigan chiziqli tezligi qanday bo'ladi?

3.37. Agar $\rho_s = 938\text{ kg/m}^3$ va $s_b = 4,47\text{ kg/m}^3$. Tarelkalar orasidagi masofa $0,6\text{ m}$ bo'lsa, suv bug'i bilan ishlayotgan vakuum kolonnadagi bug'larning ruxsat etiladigan chiziqli tezligini aniqlang.

3.38. Bug' hajmi $14,6\text{ m}^3/\text{s}$ va ruxsat etilgan bug'lar tezligi $1,12\text{ m/s}$ bo'lsa, kolonna diametrini toping.

3.39. Rektifikatsion kolonnada klapanli tarelkalar $0,5\text{ m}$ oraliqda jihozlangan. Kolonnadagi bug'larning maksimal hajmiy sarfi $7,94\text{ m}^3/\text{s}$ ga teng, $\rho_s = 751\text{ m}^3/\text{s}$, $\rho_b = 3,72\text{ m}^3/\text{s}$. Kolonna diametrini aniqlang.

3.40. Kolonnadagi bug'larning ruxsat etilgan chiziqli tezligi $0,96\text{ m/s}$ ga teng. Berilgan kesim orqali ($t = 320\text{ }^{\circ}\text{C}$, $\rho = 0,195\text{ MPa}$) $7,97\text{ kg/s}$ I fraksiya bug'lari ($M = 119\text{ kg/kmol}$) $12,86\text{ kg/s}$ II fraksiya bug'lari ($M = 161\text{ kg/kmol}$), $17,07\text{ kg/s}$ III fraksiya bug'lari ($M = 216\text{ kg/kmol}$) va $2,93\text{ kg/s}$ suv bug'i o'tadi. Kolonna diametrini toping.

3.41. Rektifikatsion kolonnaning konsentratsion qismida ikki bo'g'imli klapanli tarelkadan 18 ta , bug'latuvchisida esa 6 ta o'rnatilgan. Kolonna diametri 5 m . Tarelkalar orasidagi masofa $0,6\text{ m}$. Kolonna pastidan 160 kg/s benzinsizlantirilgan neft ($\rho_4^{20} = 0,856$) kiritiladi. Kolonna pastidagi neft zaxirasi 8 minut ga yetadi deb qabul qilingan holda kolonnaning umumiy balandligini aniqlang.

Nazorat savollari

- 1. Rektifikatsiya jarayonidagi asosiy parametrlarni keltiring.*
- 2. Rektifikatsion kolonna temperatura rejimi qanday aniq-
lanadi?*
- 3. Rektifikatsion kolonna moddiy balansini qanday tuziladi?*
- 4. Rektifikatsion kolonna issiqlik balansini izohlang.*
- 5. Rektifikatsion kolonna diametri nimaga asosan topiladi?*
- 6. Rektifikatsion kolonnalarda qancha tipdagi tarelkalar qo'llaniladi?*

TERMIK JARAYONLARNING REAKSION QURILMALARINI HISOBLASH

4.1. Termik kreking va og'ir neft xomashyosini visbrekinglash

Jarayon tavsifi. So'nggi yillarda neft distillyatlari termik krekingi orqali yuqori oktanli benzin komponentlarini olish o'zining avvalgi ahamiyatini yo'qotdi. Hozirgi vaqtda ko'p tarqalgan termik kreking yengil shakli visbrekingdir. Bu jarayon 2 MPa bosimgacha va temperatura 450 °C gacha bo'lgan sharoitda amalga oshiriladi. Visbrekingning maqsadi boshlang'ich xomashyo — gudronning qovushqoqligini kamaytirib qozonxona yoqilg'isi olish bilan yakunlanadi. Qozonxona yoqilg'isi bilan birgalikda oz miqdorda gaz, benzin va dizel fraksiyasi ham hosil bo'ladi.

Mahsulotlarning o'rtacha chiqishi quyida keltirilgan:

	Massaviy chiqishi, %
Gaz	3–4
Benzin	7–8
Dizel fraksiyasi	8–9
Qozonxona yoqilg'isi	79–82

Visbrekingning asosiy reaksiyon apparati quvurli pech hisoblanadi, unda temperatura ta'sirida xomashyoning bir qism krekingi va uning «yengillashishi» sodir bo'ladi. Jarayon tezligini aniqlash, xomashyoni belgilangan temperaturada reaksiyon zonada bo'lish vaqti, mahsulotlar chiqishi va ilon izisimon pechning geometrik o'lchamlarini aniqlash visbreking pechini hisoblashning mohiyatini tashkil etadi.

Jarayon tezligi. Termik kreking jarayoni umumiy tezligi alohida sodir bo'luvchi parchalanish, kondensatsiyalanish, polimerlanish va boshqa kimyoviy reaksiyalar natijasi hisoblanadi. Xomashyo katta hajmdagi turli uglevodorodlar va nouglevodorod komponentlaridan iborat bo'lganligi sababli, barcha kimyoviy reaksiyalarni hisobga olib bo'lmaydi. Shuning uchun amalda

shartli ravishda jarayon tezligi deganda vaqt birligi ichida benzin chiqishi tushuniladi. Bu holatni kreking jarayonida taxminan birinchi tartibli reaksiya sifatida qarash mumkin.

Jarayonning bir xil davomiyligida benzin chiqishi quyidagi tenglama orqali ifodalaniladi:

$$X_{b_2} = X_{b_1} 2^{\frac{t_1 - t_2}{a}} \quad (4.1)$$

yoki

$$X_{b_2} = X_{b_1} k_t^{0,1(t_2 - t_1)}. \quad (4.2)$$

Bunda: X_{b_1} va X_{b_2} – t_1 va t_2 temperaturalarda benzinning mas-saviy chiqishi; %; a – temperatura gradiyenti; k_t – temperatura koeffitsiyenti.

Temperatura gradiyenti va koeffitsiyenti qiymatlari 4.1- jadvalda keltirilgan.

4.1- jadval

Kreking tezligining temperatura koeffitsiyentlari va temperatura gradiyentlari (a) qiymatlari

Xomashyo	K _t temperaturada, °C				α temperaturada, °C			
	400	450	500	550	400	450	500	550
Gazoyl	1,8	1,7	1,6	1,5	11,5	13,3	15,2	17,2
Gudron	1,7	1,6	–	–	12,2	15,0	17,0	–

(4.1) va (4.2) formulalar benzin hosil bo'lish tezligi X_i 1 sekundda massa foizlarda ifodalanganda amal qiladi.

Benzin chiqishi o'zgarmas bo'lgan holatlarda temperatura bilan jarayon davomiyligi orasidagi bog'liqlik quyidagi tenglama yordamida ifodalaniladi:

$$\tau_1 = \tau_2 2^{\frac{t_2 - t_1}{a}} \quad (4.3)$$

yoki

$$\tau_1 = \tau_2 k_t^{0,1(t_2 - t_1)}. \quad (4.4)$$

Bunda: τ_1 va $\tau_2 - t_1$ va t_2 temperaturalarda benzinni bir xil o'zgarish darajasiga, ya'ni benzin chiqishiga erishish uchun zarur bo'ladigan vaqt.

4.1- misol. 420 °C da visbreking pechida gudronning bo'lish vaqti 3000 s ni tashkil etadi. Agar xomashyoning o'zgarish darajasi oldingidek saqlansa, 450 °C da uning bo'lish vaqti qancha bo'ladi?

Yechish. 4.1- jadvalga ko'ra interpolatsiya usuli o'rtacha temperatura gradiyenti va 420 – 450 °C temperatura oralig'idagi o'rtacha temperatura koeffitsiyenti topiladi:

$$a = 142; \quad k_1 = 1,65.$$

(4.3.) formulaga ko'ra:

$$\tau_2 = 3000 \cdot 2^{\frac{450-420}{14,2}} = 3000 \cdot 2^{-2,1}$$

bo'lib, undan

$$\lg \tau_2 = \lg 3000 - 2,1 \lg 2 = 2,84; \quad \tau_2 = 692 \text{ c}$$

kelib chiqadi.

Natijalar (4.4.) formula bo'yicha tekshiriladi:

$$\tau_2 = 3000 \cdot 1,65^{-0,1(450-420)} = 3000 \cdot 1,65^{-3};$$

$$\lg \tau_2 = \lg 3000 - 3 \lg 1,65 = 2,82 : \tau_2 = 661 \text{ s.}$$

Natijalarni qanoatlantiruvchi qiymati hosil bo'ldi.

Jarayonning moddiy balansi. Ko'pchilik ikkilamchi jarayonlarning, shu jumladan, visbreking jarayonining o'ziga xosligi to'liq yoki qisman o'zgarib ulgurmagan xomashyoni resirkulyatsiyalash, ya'ni qaytadan o'zgarishga kiritishdan iboratdir. Demak, yuqorida keltirilgan visbreking mahsulotlari chiqishlari reaksiyaga kirishmagan qoldiqlarni reaksiyon zonaga to'liq qaytarilgani hisobiga berilgan. Shu sababli xomashyoni bir martali o'tkazish bo'yicha mahsulot chiqishini hisoblash va uning resirkulyatsiyasi sharoitdagi chiqishini hisoblash turlari mavjud. Qurilmalarning moddiy balanslari resirkulyatsiyani e'tiborga olib, har bir mahsulotning chiqishlari yig'indisi sifatida hisoblanadi. Umumiy chiqishni hisoblash uchun ushbu kattaliklar kiritiladi:

Rektifikatsiya koeffitsiyenti k_r :

$$k_r = \frac{G_x}{G_s}. \quad (4.5.)$$

va yuklanish koeffitsiyenti k_{yu} :

$$k_{yu} = \frac{Gx + Gp}{Gx} = 1 + k_r. \quad (4.6.)$$

Bunda: G_h – toza xomashyo sarfi, kg/s; G_r – resirkulyatsiyalanuvchi qoldiq yoki fraksiya sarfi, kg/s.

Agar bir martali o'tkazishda hosil bo'lgan qandaydir mahsulot X_i ning (foizlarda) massa ulushi ma'lum bo'lsa, to'liq sirkulyatsiyalanishdagi o'zgarmay qolgan xomashyo chiqishi yig'indisi quyidagicha aniqlaniladi:

$$X_i = X_i (1 + k_r) = X_i k_o. \quad (4.7.)$$

4.2- misol. Visbreking pechiga 11,67 kg/s toza xomashyo (gudron) va 2,36 kg/s resirkulyatsiyalanuvchi qoldiq kiritiladi. Mahsulot – qozonxona yoqilg'isining bir o'tkazishdagi chiqishi 66,5 % ni tashkil etsa, resirkulyatsiyani hisobga olgan holda, qozonxona yoqilg'isi chiqishining yig'indisini aniqlang.

Yechish. Dastlab yuklanish koeffitsiyenti (4.6.) formuladan aniqlaniladi:

$$K_0 = \frac{11,67 + 2,36}{11,67} = 1,2.$$

Qozonxona yoqilg'isi chiqishi yig'indisi (4.7.) formula orqali topiladi:

$$X_{q.yo.} = 66,5 \cdot 1,2 = 79,8 \ %.$$

Visbreking pechidagi reaksiyon ilon izisimon quvurni hisoblash

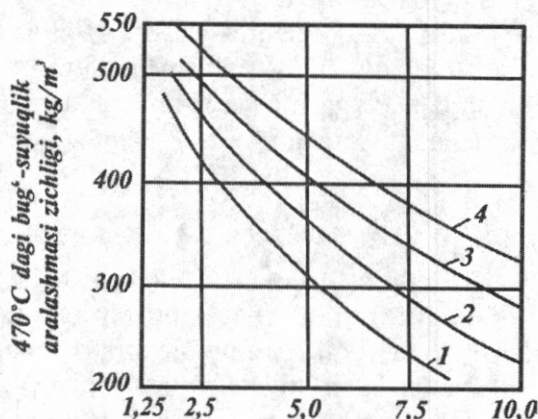
470°C da boradigan jarayon uchun reaksiyon zmeyevikning uzunligini hisoblash Obryadchikov usuli [8] bo'yicha amalga oshiriladi. Dastlabki kattaliklar sifatida 450 °C 1 sekundda 0,007 % benzin hosil bo'lish kreking tezligi qabul qilinadi. Bu qiymat bo'yicha zarur bo'lgan miqdordagi benzin hosil bo'lish vaqti aniqlanadi. Ilon izisimon quvurda hosil bo'lgan benzin chiqishi va

bosimi yordamida grafikdan (4.1- rasm) 470 °C dagi «bug' - suyuqlik» aralashmasining zichligi aniqlanadi.

Ilon izisimonli quvurlardagi xomashyoning harakat tezligi (V_h , m/s) quyidagi formula bo'yicha hisoblanadi:

$$V_x = \frac{46 G_x}{\rho_{ar} \pi d_{ich}^2} \quad (4.8)$$

Bunda: G_x – xomashyo sarfi, kg/s; ρ_{ar} – 470 °C dagi bug' - suyuqlik aralashmasining zichligi, kg/m³; d_{ich} – zmeevikli quvurning ichki diametri, m.



4.1- rasm. Reaksiyon ilon izisimonli yengil termik kreking pechidagi benzin miqdorining bug' - suyuqlik aralashmasi zichligiga bog'liqligi:
1–1,96; 2–2,45 ; 3–2,94; 4–3,43.

Ilon izisimonli quvur uzunligi (L , m) quyidagi formula bo'yicha hisoblanadi:

$$L = v_x \tau \quad (4.9)$$

Bunda: τ – xomashyoning reaksiyon zonaga kirish vaqti, s.

4.3- misol. Yengil kreking pechida bir martali o'tkazishda hosil bo'ladigan benzinning massa ulushi $X_b = 4\%$. Xomashyo sifatida gudron ishlatilib, uning sarfi 14,44 kg/s ga teng. Pechdan chiqish temperaturasi 470 °C, bosim 2 MPa ga teng. Ichki diametri 0,12 m bo'lgan zmeevik uzunligini aniqlang.

Yechish. Benzin hosil bo'lish tezligini aniqlashda (4.1.) formuladan foydalanish mumkin, ya'ni undagi benzinning

chiqish tezligini uning hosil bo'lishi X_i' bilan almashtirilgan holda 4.1-jadvalga ko'ra gudronning temperatura gradiyenti $a = 15,2$ ga teng. Ma'lumki, Obryadchikov usuli bo'yicha termik kreking jarayonida $450\text{ }^{\circ}\text{C}$ da 1 sek.da 0,007% benzin (X_i') hosil bo'ladi.

U holda:

$$X_2 = 0,007 \cdot 2^{\frac{470-450}{15,2}} = 0,017\% / s.$$

Xomashyo reaksiyon zonada bo'lish davomiyligi:

$$\tau = \frac{X_b}{X_2'} \cdot \frac{4}{0,017} \cdot 235 \text{ s}.$$

Bug'simon suyuqlik aralashmasi zichligi grafik bo'yicha (4.1-rasmga qarang) ilon izisimon quvurdagi benzinning o'rtacha miqdori 2% va bosim 2,0 MPa da quyidagiga teng:

$$\rho_{ar} = 450 \text{ kg/m}^3.$$

Xomashyoning harakatlanish tezligi (4.8.) formula bo'yicha quyidagi ifodaga teng:

$$V_x = \frac{4 \cdot 14,44}{450 \cdot 3,14 \cdot (0,12)^2} = 2,84 \text{ m/s}$$

ga teng.

Reaksiyon ilon izisimon quvurning uzunligi (4.9.) formula bo'yicha quyidagiga teng bo'ladi:

$$L = 2,84 \cdot 235 = 667,4 \text{ m}.$$

Reaksiyon pechning issiqlik hisobi. Reaksiyon - qizdirish pechi issiqligini hisoblash uning issiqlik balansini tuzish ko'rinishida amalga oshiriladi. Xomashyoning kimyoviy o'zgarishi issiqlik yutilishi yoki ajralishi bilan kechadi. Issiqlik balansini kirim yoki sarf qismiga issiqlik effekti yig'indisini kiritish zarur. Demak, termik krekinglash pechining foydali issiqlik quvvati (Q_{foy} , Vt) quyidagi tenglama bilan hisoblanadi:

$$Q_{foy} = G_{X_1} (e /_{t_2}^s + (1 - e) /_{t_2}^s + v q_p' - /_{t_1}^s).$$

Bunda: G_{x1} – xomashyo sarfi, kg/s; e – haydashning massa ulushi; $i_t^b, i_{t2}^s, i_{t1}^s$ – bug‘simon, suyuq mahsulotlar va suyuq xomashyoning pechga kirish (t_1) va chiqishdagi (t_2) entalpiyalari, J/kg; γ – xomashyoning o‘zgarish darajasi;

q_p – reaksiyaning solishtirma issiqlik effekti, J/kg.

Visbreking jarayoni solishtirma issiqlik effekti 120 dan to 230 kJ/kg ni tashkil etadi. Keyingi hisoblashlar ayni shunday usulda qizdirish pechlarining issiqlik balansini hisoblash bilan birgalikda olib boriladi.

Masalalar

4.1. Vakuum gazoyl krekingi vaqtida hosil bo‘ladigan benzinning massa ulushi 410 °C da 5% ni tashkil etadi. Agar temperatura 430 °C gacha ko‘tarilsa, jarayon davomiyligi o‘zgarmagan holda benzin chiqishi qanday bo‘ladi?

4.2. 420°C da gudronni visbrekinglab 2% benzin olinadi. Jarayon davomiyligi o‘zgarmagan holda uning temperaturasi 20°C ga ko‘tarilsa, benzin chiqishi necha marta ortadi? Masalani (4.1.) formuladan foydalangan holda yeching.

4.3. Gazoylni termik krekinglashda temperatura 30°C ga oshirilganda benzinning massaviy chiqishi 4,7 dan 17,2% gacha ortdi. Jarayon davomiyligini o‘zgarmas deb qabul qilgan holda, temperatura gradiyentini aniqlang.

4.4. Og‘ir neft xomashyosini 450°C dagi krekinglash davomiyligi 240 s ni tashkil etadi. 425°C da shunday miqdordagi benzinni olish uchun jarayonni o‘tkazish vaqti qanday bo‘ladi? Temperatura gradiyentini 12,9 ga teng deb qabul qiling.

4.5. Xomashyo temperaturasi 415 °C dan 445 °C gacha orttirilganda, uning kreking reaksiya zonasida bo‘lish vaqti necha marta qisqartiriladi. Benzin chiqish o‘zgarmas temperatura koeffitsiyentini 1,64 ga teng deb qabul qiling.

4.6. Kreking temperaturasini 15°C ga pasaytirilganda, benzin chiqishini avvalgidek saqlash uchun jarayon davomiyligi ikki marta ortdi. Temperatura koeffitsiyentini toping.

4.7. Agar bir o‘tishdagi benzin chiqishi 4,1%, resirkulyatsiya bilan birgalikda esa 5,34% ni tashkil etsa, o‘zgarmay qolgan xomashyoning resirkulyatsiya koeffitsiyentini toping.

4.8. To'g'ri haydash qoldig'i va resirkulyatdan tarkib topgan 18,05 kg/s aralashmali xomashyo kreking pechiga kiritiladi. Yuklanish ko'effitsiyenti 1,25 ga teng. Pechga yuborilayotgan resirkulyat miqdorini aniqlang.

4.9. Xomashyo sarfi 13,83 kg/s bo'lsa, kreking pechi reaksiyon ilon izisimon quvurlari ($d_{ich}=0,12$ m) bo'yicha bug' - suyuqlik aralashmasining ($G_{ar}=500$ kg/m³) harakat tezligini hisoblang.

4.10. Xomashyoning reaksiyon zonada bo'lish vaqti 300 s. Bug'simon suyuqlik aralashmasi zichligi 510 kg/m³. Zmeyerivkli quvur ichki diametri 0,12 m bo'lsa, 14,44 kg/s gudron qayta ishlanadigan visbreking pechi ilon izisimon quvurining uzunligini aniqlang.

4.2. Neft qoldiqlarini kokslash

Jarayonning tavsifi. Kokslash jarayonining asosiy maqsadi yuqori temperatura ta'sirida boruvchi reaksiya mahsuloti — neft koksi olish. Bunda bir vaqtda gaz, benzin, yengil va og'ir gazoyl hosil bo'lib, ular boshqa jarayonlarda xomashyo sifatida ishlatilishi mumkin. Neftni qayta ishlash sanoatida, asosan, koks olishning keng tarqalgan usuli qizdirilmaydigan kameralarda sekinlik bilan kokslanish qurilmasidir. Bu jarayon 470 — 490 °C va 0,3 — 0,5 MPa da amalga oshiriladi.

Kokslash jarayonining moddiy balansi. Moddiy balansni tuzishda, odatda, kokslanish mahsulotlari chiqishini aniqlash zaruratidan kelib chiqiladi. Buning uchun qator empirik formulalar mavjud.

Koksning massaviy chiqishi (X_k , %) ushbu formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$X_k = 2 + 1,66 K_{x.a} \quad (4.10.)$$

Koks va gazning massaviy chiqishi yig'indisi ($X_{k.g}$, %):

$$X_{k.g} = 5,5 + 1,76 K_{x.a} \quad (4.11.)$$

Bunda: $K_{x.a}$ — xomashyo kokslanishi, %.

Xomashyo kokslanishi 6,5 dan 25% gacha chegaralarda o'zgarishi mumkin. Bu chegara to'g'ri haydash qoldiqlari uchun ikkilamchi jarayon qoldiqlariga qaraganda kam bo'ladi.

Benzin chiqishini Z.I. Syunyayev formulasi bo'yicha aniqlash mumkin:

$$X_b = \sqrt{\frac{\rho_{nis} - 0,94}{0,00019}}$$

Bunda: X_b – benzinning (40 – 205 °C) massaviy chiqishi, %;
 ρ_{nis} – dastlabki qoldiq xomashyoning nisbiy zichligi.

U. Nelson koks va gaz chiqishi (massa foizlarda) o'zaro mutanosibliigi uchun quyidagi tenglikni kiritdi:

$$X_g = X_k \alpha_g. \quad (4.12.)$$

Bunda: α_g – koeffitsiyent qiymatlari 4.2- jadvalda keltirilgan.
 α_k – koeffitsiyent qiymatlari

4.2- jadval

Xomashyo zichligi ρ_4^{20}	α_g	Xomashyo ρ_4^{20}	α_g
0,9966	0,185	0,9302	0,415
0,9826	0,210	0,9009	0,610
0,9623	0,265		

Kerosin-gazoyl fraksiyalar (X_r , %) chiqishi, ya'ni yengil va og'ir gazoyl fraksiyalari yig'indisi farqlari ko'rinishida oson hisoblanadi.

$$X_r = 100 - X_k - X_g - X_b.$$

Sekinlik bilan kokslanish sanoat qurilmalarida olingan mahsulotlar taxminiy chiqishi quyida keltirilgan:

	Massaviy chiqishi, %
Gaz	4–8
Benzin (q.b – 205 °C)	7–16
Yengil gazoyl (205 – 350 °C)	12–40
Og'ir gazoyl (> 350 °C)	23–35
Koks	15–35

4.4- misol. Kokslanishi 11,2% bo'lgan gudron sekinlik bilan kokslantirilmogda. Undagi koks va gaz chiqishini aniqlang.

Yechish. Koks chiqishini aniqlash uchun (4.10.) formuladan foydalaniladi.

$$X_k = 2 + 1,66 \cdot 11,2 = 20,6\%.$$

Koks va gaz chiqishi umumiy miqdori (4.11.) formuladan topiladi:

$$X_{k,g} = 5,5 + 1,76 \cdot 11,2 = 25,2\%.$$

Olingan natijalar orasidagi farq gazning chiqish foizini beradi:

$$X_{k,g} = 25,2 - 20,6 = 4,6\%.$$

Qizdirilmaydigan kameralarning geometrik o'lchamlarini hisoblash

Qizidirilgan xomashyoni bevosita koksga aylantirilishi ichi bo'sh, diametri 4,5 – 5,5 m va balandligi 26 – 28 m bo'lgan vertikal kolonna – qizdirilmaydigan reaksiyon kameralarda o'tkaziladi. Xomashyoni pechda yig'ilgan issiqlik hisobiga zichlashish reaksiyasi kechadi. Kokslanish kameralariga xomashyoni uzatish hajmiy tezligi gudron uchun 0,12 – 0,13 soat⁻¹, ikkilamchi jarayon qoldiqlari uchun 0,08 – 0,10 soat⁻¹ ni tashkil etadi. Resirkulyatsiya koeffitsiyenti, odatda, 0,2 – 0,6 oralig'ida bo'ladi.

Kokslash kamerasi soni va o'lchamlarini hisoblashda quyidagi ketma - ketlik saqlanadi.

1. Koks chiqishiga ko'ra uning sutkalik massasi (G_k , kg/sut) va hajm (G'_k , m³/sut) sarfi aniqlaniladi.

$$G_k = \frac{G_{x,a} X_k}{100}; \quad G'_k = \frac{G_k}{\rho_k}.$$

Bunda: G_c – kameraga kiruvchi xomashyo sarfi, kg/sut;
 s_k – kokslar qatlam zichligi, 800 – 960 kg/m³ ga teng.

2. Umumiy reaksiyon hajm (V_r , m³) quyidagi formula asosida hisoblaniladi:

$$V_p = G'_{x,a} / W.$$

Bunda: G'_c – xomashyo hajmiy sarfi, m³/soat; W – kameraning xomashyo uzatish hajmiy tezligi, soat⁻¹.

3. Kameralar juft-juft holda ishlaydi, ya'ni birida 24 soat davomida reaksiyon sikl amalga oshirilsa, ikkinchisidan esa koks

chiqarib olinadi. Shundan kelib chiqqan holda kameralar soni tanlanadi. Kamera diametrini tanlashda quyidagi shart bajarilishi zarur, ya'ni kamera balandligi uning diametridan 4–5 martadan ortmasligi kerak.

Agar kamera orqali o'tuvchi bug'ning hajmiy sarfi va ular harakatining ruxsat etilgan tezligi ma'lum bo'lsa, kamera diametri (D , m) va ko'ndalang kesim yuzasi (S , m²) ni hisoblash mumkin:

$$S = \frac{G'_b}{V_\Lambda}; \quad D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}.$$

4. 1 soat davomida hosil bo'lgan koksning hajmi (V'_k , m³):

$$V'_k = V_k / 24 \quad (4.13.)$$

1 soatda hosil bo'ladigan koks qatlami ortish balandligi (h_k , m) hisoblanadi:

$$h_k = V_k / S.$$

5. Umumiy ishchi sikl uchun koks qatlamining umumiy balandligi aniqlaniladi:

$$h_1 = h_k \tau,$$

Bunda: τ — ishchi siklning davomiyligi, soat.

6. Kamerada yoyilgan massa balandligi (h_2 , m) aniqlaniladi:

$$h_2 = k_{yig} h_k,$$

Bunda: k_{yig} — yoyilgan massa koeffitsiyenti. Yoyilgan massa koeffitsiyenti empirik formula bo'yicha aniqlaniladi.

$$K_{yig} = 4,5 + 0,11 (486 - t).$$

Bunda: t — xomashyoning kameraga kirishdagi temperaturasi, °C.

7. Kamera umumiy balandligi (N.m): $N = h_1 + h_2$ bilan tekshiriladi.

4.5- misol. Sekinlik bilan kokslanish jarayoni boruvchi qurilmada $1,82 \cdot 10^6$ kg/sut gudronni ($\rho_4^{20} = 0,98$) qayta ishlashda 400 000 kg/sut koks olinadi. Koks qatlam zichligi 912 kg/m^3 . Ishchi sikl davomiyligi 24 soat. Xomashyoning kokslash kamerasiga uzatilish hajmiy tezligi $0,11 \text{ soat}^{-1}$ va xomashyoning kameraga kirishdagi temperaturasi 490°C . Kokslash kamerasi o'lchamlari va sonini aniqlang.

Yechish. Koksning chiqish hajmi aniqlaniladi:

$$G'_K = \frac{400 \ 000}{912} = 438,6 \text{ m}^3 / \text{sut}.$$

Formulaga ko'ra reaksiyon hajm quyidagicha topiladi:

$$V_p = \frac{G_{x.a}}{24 \rho_{x.a} W} = \frac{1,82 \cdot 10^6}{24 \cdot 980 \cdot 0,11} = 703,5 \text{ m}^3.$$

Reaksiyon kamera diametrini 4,6 deb qabul qilinsa, uning ko'ndalang kesim yuzasi quyidagiga teng bo'ladi:

$$S = \frac{3,14 \cdot 4,6^2}{4} = 16,6 \text{ m}^2.$$

(4.13.) formulaga ko'ra 1 soatdagi koks hajmi aniqlaniladi:

$$V'_K = \frac{438,6}{24} = 18,3 \text{ m}^3.$$

Koks qatlami balandligining har soatda ortishi:

$$h_K = \frac{18,3}{16,6} = 1,1 \text{ m}.$$

Ishchi sikldagi koks qatlamining umumiy balandligi.

$$h_1 = 1,1 \cdot 24 = 26,4 \text{ m}.$$

Yig'ilgan massa koeffitsiyent topiladi:

$$k_{yig} = 4,5 + 0,11 (486 - 490) = 4,06.$$

Yig'ilgan massa balandligi: $h_2 = 4,06 \cdot 1,1 = 4,5 \text{ m}$.

Ishchi kamera umumiy balandligi: $N = 26,4 + 4,5 = 30,9 \text{ m}$.

Bitta kamera uchun hisoblangan balandlik juda katta, shuning uchun ikki doimiy ishlaydigan va ikki zaxirada turuvchi jami to'rtta kamera qabul qilamiz.

Kokslash jarayonining issiqlik balansi. Kokslash kameralari issiqlik balansini tuzishdan asosiy maqsad, undan chiqib ketuvchi bug' temperaturasi aniqlashdir. Issiqlik balans tenglamasi quyidagi ko'rinishda yoziladi:

$$Q_{kir} = Q_{chiq} + Q_k + Q_j + Q_y.$$

Bunda: Q_{kir} – bug' va xomashyo bilan kiritiladigan issiqlik, kJ; Q_{chiq} – kameradan bug' va gazlar bilan chiquvchi issiqlik, kJ; Q_k – koksda to'plangan issiqlik kJ; Q_j – jarayon issiqlik effekti, kJ; Q_y – muhitga yo'qotilgan issiqlik, kJ.

Issiqlik balansini hisoblashda o'rtacha issiqlik sig'imidan foydalaniladi: xomashyo – 2,5 kJ/(kg · K) reaksiya mahsuloti – 2,9 kJ/(kg · K); koks – 1,25 kJ/(kg · K).

Kokslash jarayonining solishtirma issiqlik effekti $q'_{\Sigma c}$ tavsiylovchi omil K ga bog'liq bo'ladi:

K	11,0	11,5	12,0
$q'_{\Sigma c}$, kJ/kg	105	155	230

Atrof-muhitga yo'qotiladigan issiqlik (Q_y) quyidagi tenglama bo'yicha hisoblaniladi:

$$Q_y = 3,6 \alpha S \Delta t.$$

Bunda: α – issiqlik berish koeffitsiyenti, taxminan 5,5 – 16,6 W/(m² · K) ga teng; S – kokslash kamerasining tashqi qobiq yuzasi, m²; Δt – reaktor tashqi qobig'i bilan atrof-muhit orasidagi temperaturalar farqi, °C.

Kamera yuqorisining temperaturasi tanlash usuli bilan hisoblaniladi.

Masalalar

4.11. Kokslanish darajasi 16,7 % ga teng bo'lgan qoldiq xomashyodan koks chiqishini aniqlang.

4.12. Kokslanishi darajasi 9,4 % bo'lgan gudronni kokslashdagi gaz va koks chiqimi qanday bo'ladi?

4.13. Kokslashda 24,1% koks olinsa, gudron xomashyosining kokslanishini hisoblang.

4.14. Koks chiqimi 27,1% ni tashkil etsa, kokslash jarayonidagi gaz chiqishini aniqlang.

4.15. Kokslash xomashyosining nisbiy zichligi 0,965 ga teng. Benzin chiqishini toping.

4.16. Sekinlik bilan kokslash jarayoniga xomashyo sifatida zichligi $\rho_4^{20} = 0,991$ bo'lgan kreking qoldig'i ishlatilmoqda. Gaz chiqishi 5,4% ni tashkil etsa, koks chiqishini hisoblang.

4.17. Kokslashga zichligi $\rho_4^{20} = 0,998$ va kokslanish $K_s = 11,7\%$ bo'lgan gudron kiritildi. Bu xomashyodan olinadigan kerosin — gazoylli fraksiya chiqishini aniqlang. Gaz chiqishini (4.12.) formula bo'yicha toping.

4.18. Kokslashga sarfi 2100 t/sut bo'lgan og'ir neft xomashyosi ($\rho_4^{20} = 0,992$) kiritiladi. Kokslash kamerasiga uni uzatish hajmiy tezligi 0,11 soat⁻¹ ni tashkil etadi. Zaruriy reaksiyon hajmni hisoblang.

4.19. Kokslash qurilmasi unumdorligi 1500 t/sut kreking qoldiqni ($\rho_4^{20} = 0,995$) tashkil etadi. Koksning massaviy chiqishi 27,2% ga teng. Koks qatlami zichligi 930 kg/m³. 24 soatli ishchi siklning umumiy davomiyligidagi xomashyoni uzatish hajmiy tezligi 0,09 soat⁻¹. Kokslash kamerasiga xomashyoni kiritishdagi temperaturasi 480 °C. Reaksiyon hajm va kokslash kameralari umumiy (zaxiralar bilan) sonini aniqlang.

Kamera diametrini 4,6 m deb oling.

4.20. Qurilmadan har sutkada 910 kg/m³ zichlikka ega 300 t koks olinsa, diametri 5 m bo'lgan kameradagi koksli qatlam balandligini hisoblang. Koks kamerasining to'lish davomiyligi 24 soatni tashkil etadi.

Nazorat savollari

1. *Visbreking jarayoniga ta'rif keltiring.*
2. *Termik kreking umumiy tezligi deganda nimani tushunasiz?*
3. *Neft qoldiqlarini kokslashdan maqsad nima?*
5. *Koksning ishlatish sohalarini aytib bering.*
6. *Kokslash kameralari balansini tuzishdan maqsad nima?*

KATALITIK JARAYONLARDAGI REAKSION JIHOZLARNI HISOBLASH

5.1. Neft xomashyosi katalitik krekingi

Jarayon tavsifi. Katalitik krekingning qo'llanilishidan maqsad, asosan, 470 – 530 °C temperatura va yuqori bo'lmagan ortiqcha 0,05 – 0,01 MPa bosimda yuqori oktanli tayyor benzin komponentlarini olishdir. Bundan tashqari, katalitik krekingda boyitilgan butan- butilenli fraksiya gazi, shuningdek, yengil va og'ir gazoyl olinadi. Reaksiya vaqtida katalizator yuzasida hosil bo'lgan koks regeneratsiya jarayonida kuydiriladi. Katalitik kreking xomashyosi sifatida ko'p hollarda 350 – 500 °C oralig'ida to'g'ri haydashdan olingan keng moy fraksiyasidan foydalaniladi.

Katalitik krekingni xomashyoga faqat yuqori temperaturada ta'sirlashish (termik kreking) bilan taqqoslaganda katalizatorning ishtiroki kreking jarayonini tezlashtirib, uning selektivligini oltiradi. Sanoatda ko'pincha mikrosferik alyumosilikatli va seolitli katalizatorlar qo'llaniladi.

Katalitik kreking lift – reaktor deb ataluvchi reaktorlarda mavhum kuydirish qatlamli katalizatorlar ishtirokida o'tkaziladi. Reaktor blokiga regenerator ham kiradi, ya'ni unda katalizator yuzasida hosil bo'ladigan koksni ajratish amalga oshiriladi. Bu jarayonda katalizator reaktor va regenerator orasida doimiy sirkulyatsiyalanadi.

Jarayonning moddiy balansi. Katalitik kreking mahsulotlarining chiqishi sezilarli darajada xomashyo tarkibi va sifatiga, katalizator faolligiga bog'liq bo'ladi. Olingan mahsulotlar chiqishini tavsiflovchi o'rtacha olingan ma'lumotlar quyida keltirilgan:

	Massa chiqishi, %
Gaz	10–20
Benzin fraksiyasi (to 200 °C)	30–50
Yengil gazoyl (200 – 300 °C)	24–36
Og'ir gazoyl (> 350 °C)	12–33
Koks	2–7

Moddiy balansni tuzishda xomashyoning aniq turi uchun eksperimental ma'lumotlardan foydalanish afzalroq. Agar ular bo'lmasa, katalitik kreking mahsulotlarining massa ulushlarini quyidagi formula bo'yicha taqriban hisoblash mumkin:

Benzin:

$$X_b = \frac{k'}{(1-k')(k'-k'')}\left((1-\gamma)^{K^*} - (1-\gamma)^{K'}\right) + \frac{k}{(1-k'')(1-k')}\left((1-\gamma) - (1-\gamma)^{K^*}\right). \quad (5.1.)$$

Yengil gazoyl:

$$X_{yeng.g} = \frac{1}{1-k'}\left((1-\gamma)^{K'} - (1-\gamma)\right). \quad (5.2.)$$

Koks:

$$x_k = 0,115 \gamma^3.$$

Bunda: γ – xomashyoning massa ulushlaridagi o'zgartirish darajasi; X_b , X_{eng} , X_k – reaksiya mahsulotlarining massa ulushlari (benzin, yengil gazoyl, koks); k' , k^* – temperaturaga bog'liq holdagi makrokinetik koeffitsiyentlar.

Makrokinetik koeffitsiyentlar qiymatlari:

Temperatura, °C.	k'	k''
450	0,95	0,55
475	1,25	0,60
500	1,45	0,65
520	1,45	0,80

Benzin, yengil gazoyl, koks chiqishi umumiy miqdorining o'zgarish darajasi orasidagi farq gaz chiqishini beradi.

5.1- misol. Xomashyoning o'zgarish darajasi 0,714 ni tashkil etsa, keng moy fraksiyasining 500 °C dagi kreking mahsulotlari chiqishini aniqlang.

Yechish. 500 °C dagi makrokinetik koeffitsiyentlar quyidagiga teng: $k'=1,45$; $k^*=0,65$. Benzin, yengil gazoyl va koks chiqishini (massa ulushlarda) (5.1.)–(5.3.) formulalarga ko'ra aniqlaniladi:

$$X_b = \frac{1,45}{(1-1,45)(1,45-0,65)} \left((1-0,71)^{0,65} - (1-0,71)^{1,45} \right) +$$

$$+ \frac{1,45}{(1-0,65)(1-1,45)} \left((1-0,71) - (1-0,71)^{0,65} \right) = 0,322$$

$$X_{yen.g} = \frac{1}{1-1,45} \left((1-0,71)^{1,45} - (1-0,71) \right) = 0,275;$$

$$X_K = 0,115 \cdot 0,714^3 = 0,042.$$

Farqlarga ko'ra gaz chiqishi hisoblaniladi:

$$X_G = 0,714 - 0,322 - 0,275 - 0,042 = 0,075.$$

Olingan natijalarni 100 ga ko'paytirilca, mahsulotlar chiqishining foizlardagi miqdori topiladi.

Reaktorning issiqlik balansi reaktorga kiruvchi xomashyo temperaturasi va kreking mahsulotlari chiqishidagi temperaturalarini aniqlash maqsadida tuziladi. Issiqlik balansi tenglama orqali ifodalanadi:

$$Q_h + Q_{k.r} + Q_s + Q_{s.b} = Q_{max} + Q_{i.k} + Q_r + Q_y. \quad (5.4.)$$

(5.4.) tenglamaning chap qismi xomashyo bilan reaktorga kiruvchi Q_h , regeneratsiyalangan katalizator $Q_{r.k.}$, fraksiyalar resirkulyatsiyasi Q , suv bug'i – $Q_{s.b}$ issiqliklari miqdorini (kilojoullarda) ifodalanadi. Tenglamaning o'ng qismi reaksiya mahsulotlari va suv bug'i bilan chiquvchi issiqliklar miqdori Q_{max} , ishlatilgan katalizator $Q_{i.k.}$, yo'qotilgan issiqlik Q_y , jara-yonning issiqlik effekti yig'indisi Q_j ni ifodalaydi.

Katalizator va unda hosil bo'lgan koks qatlami entalpiyalarini hisoblash uchun katalizatorda yotqizilgan ularning issiqlik

sig'imi — 1,13 kJ/(kg · K) va 2,09 kJ/(kg · K) ga teng deb qabul qilingan. Issiqlik sig'imini temperaturaga ko'paytirib, ularning entalpiyasi hisoblaniladi. Reaksiya mahsulotlari entalpiyasi additivlik qoidasiga ko'ra aniqlaniladi. Gazsimon mahsulotlar issiqlik sig'imini 15-ilovadan olib, (2.7) formulaga ko'ra hisoblash mumkin.

Jarayonning solishtirma issiqlik effekti (q_j , kJ/kg) xomashyoning o'zgartirish darajasiga bog'liq bo'lib, uni seolit tarkibli katalizator uchun quyidagi formulaga ko'ra aniqlash mumkin:

$$q_p' = 229,56\gamma^a + 106,39\gamma. \quad (5.5.)$$

Alyumolsilikatli katalizator uchun solishtirma issiqlik effekti 85–105 kJ/kg dan yuqori bo'ladi. Agar krekingda kam oltin-gugurtli yoki gidrotozalangan xomashyo ishlatilsa, (5.5.) formula bo'yicha hisoblangan issiqlik effektini 65 — 75 kJ/kg ga kamaytirish tavsiya etiladi.

Reaktorga suv bug'i katalizatorada adsorbsiyalangan uglevodorodlarni bug'latish uchun (1000 kg sirkulyatsiyalanuvchi katalizatorga 3 — 8 kg), shuningdek, zarur hollarda xomashyoni qo'zg'atib yuborish (100 kg xomashyoga 1 kg) uchun beriladi. Berilayotgan suv bug'i temperaturasi 300 dan 520°C gacha, bosimi 0,4 dan 1,0 MPa gacha bo'ladi.

Regeneratorning issiqlik balansi. Regeneratorada katalizator yuzasidagi koks berilayotgan havo oqimida kuydiriladi. Shunga asosan, regeneratordagi issiqlik balansini quyidagi ko'rinishda yozish mumkin:

$$Q_{i,k} + Q_{havo} + Q_{yon} = Q_{r,k} + Q_{yon,max} + Q_y.$$

Bunda tenglamaning chap qismi regeneratorga ishlayotgan katalizator bilan kiruvchi $Q_{i,k}$, havo bilan Q_h , shuningdek, koks yondirilishi natijasida ajraluvchi Q_{yon} issiqliklar miqdorini ifodalaydi. Tenglamaning o'ng qismi $Q_{yon,max}$ — yonish mahsulotlari bilan chiquvchi (tutun gazlar), $Q_{r,k}$ — regeneratsiyalangan katalizator va Q_y — yo'qotilgan issiqliklar miqdoridir.

Regenerator issiqlik balansini tuzish uchun har bir texnologik oqimning ayni temperaturadagi entalpiyasini bilish zarur. Ishlatilgan katalizatorning temperaturasi reaktor issiqlik balansidan aniqlanadi yoki 480 — 520 °C oralig'ida qabul qilinadi.

Regeneratsiyalangan katalizatorning temperaturasi regenerator qaynovchi zonasidagi temperaturaga ($600 - 750\text{ }^{\circ}\text{C}$) teng. Tutun gazlar chiqish temperaturasi qaynovchi qatlam temperaturasidan $15 - 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ yuqori bo'ladi.

1 kg koksni yondirishda ajraladigan issiqlik miqdori (Q_{yon} , kJ) quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$Q_{\text{eh}} = X_{\text{CO}_2} q_{\text{CO}_2} + X_{\text{CO}} q_{\text{CO}} + X_{\text{H}} q_{\text{H}_2\text{O}} + X_{\text{S}} q_{\text{SO}_2}.$$

Bunda: X_{CO_2} , X_{CO} — koksda uglerodning CO_2 va CO gacha yongandagi massa ulushi; X_{H} , X_{S} — koksda vodorod va oltin-gugurtning massa ulushlari; q_{CO_2} , q_{CO} , $q_{\text{H}_2\text{O}}$, q_{SO_2} — CO_2 , CO , SO_2 , N_2O (bug') gacha oksidlanish reaksiyasining solishtirma issiqlik effektlari, J/kg.

Issiqlik effektlarini quyidagi intervalda qabul qilish mumkin:

$$q_{\text{CO}_2} = 33927 - 34069 \text{ kJ/kg};$$

$$q_{\text{CO}} = 10269 - 10314 \text{ kJ/kg};$$

$$q_{\text{H}_2\text{O}} = 121004 - 121025 \text{ kJ/kg};$$

$$q_{\text{SO}_2} = 32790 - 32932 \text{ kJ/kg}.$$

Koksni yondirishdagi havo sarfi, hosil bo'ladigan tutun gazlar massasi va ularning entalpiyasi, odatda, elementar (C) koksning yonish jarayonidagidek hisoblaniladi.

Atrof-muhitga issiqlik yo'qotilishini (Q_y , kJ) issiqlik uzatish tenglamasi asosida aniqlash mumkin:

$$Q_y = 3,6 kS\Delta t$$

Bunda: k — issiqlik uzatish koeffitsiyenti, $2,3 - 4,6 \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ga teng; S — jihozning tashqi sirt yuzasi, m^2 ; Δt — atrof-muhit va jihoz ichidagi temperaturalar orasidagi farq.

Regeneratorning issiqlik balansidan foydalanib, katalizatorning sirkulyatsiyalanish soni (karraligi) K_s yoki uning teskari qiymatini bilgan holda sirkulyatsiyalanayotgan katalizatorning massa sarfini aniqlash mumkin:

$$K_s = G_k / G_h.$$

Bunda: G_k – sirkulyatsiyalanuvchi katalizator sarfi, kg/s;
 G_h – toza xomashyo sarfi, kg/s.

Reaktor va regeneratori hisoblash. Reaktorning geometrik o'lchamlari quyidagi ko'rinishda aniqlaniladi:

1. Reaktordagi uyulgan holdagi katalizator hajmi ($V_{k.r}$, m^3) topiladi:

$$V_{k.r} = G_x / \rho_x W.$$

Bunda: G_h – xomashyo sarfi, kg/soat; ρ_h – xomashyoning suyuq holatdagi zichligi, kg/ m^3 ; W – xomashyoni uzatish hajmiy tezligi, 0,8 – 3,0 soat⁻¹ oralig'ida o'zgaradi.

2. Qaynovchi qatlam hajmi ($V_{q.q}$, m^3) quyidagi formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$V_{q.q} = \frac{V_{q.q} \rho_{uyul}}{\rho_{q.q}}.$$

Bunda: ρ_{uyul} – katalizatorning yoyilgan zichligi, odatda, 610 – 690 kg/ m^3 ; $\rho_{q.q}$ – qaynovchi qatlam zichligi, 400 – 500 kg/ m^3 .

3. Reaktorning ko'ndalang kesim yuzasi (S , m^2) quyidagi formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$S = \frac{G_b}{V}. \quad (5.7)$$

Bunda: G_b – kreking mahsulotlari bug'lari va suv bug'larining hajmiy sarfi, m^3/s ; V – katalizator qaynoq qatlami ustidagi bug'lar harakatining chiziqli tezligi, m/s.

Bug'larning hajmiy sarfi (3.11.) formula bo'yicha aniqlanadi, bug'lar harakati chiziqli tezligi 0,4 – 0,7 m/s ga teng. Reaktorning ko'ndalang kesim yuzasini bilgan holda, uning diametri osongina topiladi. Reaktor diametrini bevosita (3.13.) formula bo'yicha aniqlash mumkin.

4. Katalizatorning qaynovchi qatlam balandligi ($h_{q.q}$, m) quyidagi formula orqali topiladi:

$$h_{q.q} = \frac{V_{q.q}}{S}.$$

Reaktorning umumiy balandligi:

$$H = h_{q,q} + h_{t,z}.$$

Bunda: $h_{t,z}$ — tindirish zonasi balandligi, $h_{t,z} = 4,5 - 5$ m.

5. Katalizator zarralarining reaktorda bo'lish vaqti davomiyligi quyidagi formula bo'yicha aniqlaniladi:

$$(\tau_k, s)$$

$$\tau_k = 3600 / K_s W.$$

Reaktor bug'latuvchi seksiyasi ko'ndalang kesim yuzasi va uning balandligi suv bug'i hajmidan, uning tezligidan, shuningdek, bug'latuvchi seksiyadagi katalizator hajmidan kelib chiqqan holda hisoblanadi. Regenerator geometrik o'lchamlari ham reaktorni hisoblashdagi singari aniqlaniladi.

5.2- misol. Katalitik kreking reaktoriga 106 000 kg/soat sarf bilan vakuum gazoyl ($\rho_4^{20} = 0,865$) kiritiladi. Reaktor orqali o'tuvchi bug'lar hajmiy sarfi 16,2 m³/s, ularning tezligi 0,6 m/s. Xomashyo uzatish hajmiy tezligi — 1,4 soat⁻¹. Katalizatorning yoyilgan zichligi 680 kg/m³ ga teng, qaynovchi qatlam zichligi 450 kg/m³. Tindirish zonasi balandligini 5 m deb qabul qilgan holda, reaktorning diametri va balandligini aniqlang.

Yechish. Reaktordagi katalizator hajmini (5.6.) formula bo'yicha aniqlaniladi:

$$V_{k,r} = \frac{106000}{865 \cdot 1,4} = 87,5 \text{ m}^3.$$

Qaynovchi qatlam hajmi:

$$V_{k,k} = \frac{87,5 \cdot 680}{450} = 132,2 \text{ m}^3.$$

Ko'ndalang kesim yuzasi (5.7.) formulaga ko'ra topiladi:

$$S = \frac{16,2}{0,6} = 27 \text{ m}^2.$$

Reaktor diametri:

$$D = \sqrt{\frac{4,27}{3,14}} = 5,9 \text{ m}.$$

Katalizator qaynovchi qatlam balandligi (5.8.) formulaga ko'ra aniqlaniladi:

$$h_{k,q} = \frac{132,2}{27} = 4,9 \text{ m}$$

Reaktor umumiy balandligi:

$$N = 4,9 + 5 = 9,9 \text{ m}.$$

Masalalar

5.1. Vakuum gazoylini 470 °C da katalitik krekinglashda xomashyoning umumiy o'zgarish darajasi 81 % ni tashkil etsa, benzin chiqishini aniqlang.

5.2. Katalitik krekinglash 510°C da amalga oshadi, xomashyoning umumiy o'zgarish darajasi 0,84 ga teng. Yengil gazoyl va koks chiqishini hisoblang.

5.3. Katalitik kreking reaktoridagi temperatura 490 °C ga teng. Bunday sharoitda xomashyoning mahsulotga aylanish darajasi 68%. Gaz chiqishini hisoblang.

5.4. Katalitik kreking jarayonida neft xomashyosining 475°C da o'zgarish darajasi 0,73 ga teng bo'lsa, benzin chiqishi qanday bo'ladi?

5.5. Agar 510 °C dagi sarfi 118,05 kg/s va qoldiq koks miqdori 0,1% ga teng bo'lsa, reaktorga katalizator bilan birgalikda 1 soatda kiritiladigan issiqlik miqdorini aniqlang.

5.6. Kreking jarayoni seolitli katalizator ishtirokida o'tkaziladi, bunda o'zgarish darajasi 0,8 ni tashkil etadi. Jarayonning issiqlik effektini (1 kg xomashyoda) hisoblang.

5.7. Katalitik kreking qurilmasida 19,58 kg/s vakuum gazoyl qayta ishlanmoqda. Jarayon alyumosilikatli katalizatorida amalga oshirilib, xomashyoning o'zgartirish darajasi 68% ga teng. Agar reaksiya natijasida ajraladigan issiqlik seolitli katalizatorga qaraganda

alyumosilikatli katalizatorida 93 kJ/kg ga ko'p ekanligi ma'lum bo'lsa, jarayonning 1 soatdagi issiqlik effektini aniqlang.

5.8. Katalizatorni regeneratsiyalashda 1 kg koksning yonish issiqligini toping. Koksning elementar tarkibi (massasining foizlarida): C – 92,5; H₂ – 7,0; S – 0,5. Mahsulotlar yonishida uglerod oksidini hisobga olmag. Oksidlanish reaksiyasi issiqlik effektlari quyidagicha qabul qilinsin: $q'_{CO_2} = 33990 \text{ kJ/kg}$; $q'_{H_2O} = 121015 \text{ kJ/kg}$; $q'_{SO_2} = 32900 \text{ kJ/kg}$.

5.9. Katalitik kreking reaktoriga sarfi 78 150 kg/soat bo'lgan xomashyo kiritiladi. Katalizatorning sirkulyatsiyalanish karrasi 7,6 ga teng. Sirkulyatsiyalanuvchi katalizatorning massa sarfini toping.

5.10. Reaktorga 54 300 kg/soat sarf bilan keng moy fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,895$) kiritiladi, bundagi katalizatorning qaynovchi qatlam hajmini hisoblang. Xomashyoning reaktorga uzatish hajmiy tezligi 1,6 soat⁻¹. Katalizator yoyilgan zichligi 675 kg/m³, qaynovchi qatlam zichligi 460 kg/m³ ga teng.

5.11. Katalitik kreking reaktori orqali sarfi 47 160 m³/soat bo'lgan reaksiya mahsuloti bug'lari 0,65 m/s tezlik bilan o'tadi. Reaktor diametrini aniqlang.

5.12. Regenerator qaynovchi qatlamida 250 t katalizator mavjud. Agar uning zichligi 380 kg/m³ bo'lsa, qaynovchi qatlam qancha hajmni egallaydi?

5.13. Regenerator orqali sarfi 122 400 m³/soat bo'lgan tutun gazlari o'tadi, ularning harakat tezligi 0,8 m/s ga teng. Regenerator diametrini toping.

5.2. Benzin fraksiyalari katalitik riformingi

Jarayonning tavsifi. Yuqori oktanli benzinlar olishdagi asosiy jarayonlardan biri *katalitik riforming* hisoblanadi. Platinali yoki bimetall katalizatorlarining qo'llanilishi bilan xomashyo sifatidagi to'g'ri haydaluvchi benzin fraksiyalarini tarkibida ko'p miqdorda aromatik uglevodorodli mahsulotga aylantirish imkonini beradi.

Olingan aromatlashtirilgan fraksiyalarni faqatgina yuqori oktanli qo'shimchalar sifatida emas, balki keyingi individual aromatik uglevodorodlar olishda xomashyo sifatida ham foyda-

lanish mumkin. Shu bois katalitik riformingning ikki turli ko‘rinishi mavjud. Biri — benzin komponentini ishlab chiqarishga, ikkinchisi — aromatik konsentrat ishlab chiqarishga mo‘ljallangan. Ikkala variantning ham texnologik sxemasi amalda bir xil, faqatgina ular jihozlar o‘lchami, quvvati, xomashyoning fraksion tarkibi va ayrim boshqa parametrlari bilan farqlanadi. Turli mahsulotlar olishda xomashyoning qaynash temperatura chegaralari quyida keltirilgan:

Olinadigan mahsulot	Xomashyoning qaynash chegaralari, °C.
Benzin komponenti	85–180
Benzol	62–85
Toluol	85–120
Ksilollar	120–140

Katalitik riforming jarayoni ko‘pincha qo‘zg‘almas katalizatorida vodorod saqllovchi gaz sirkulyatsiyasi ishtirokida 470 — 540 °C temperaturada va 1,4 — 3,5 MPa bosimda o‘tkaziladi. Tabletkalar ko‘rinishdagi AP-64 platinali va KR seriyadagi (KR 104, KR 104 A va boshqalar) platina - reyniyli katalizatorlar qo‘llaniladi. Sirkulyatsiyalanadigan vodorod saqllovchi gaz kamida 75 foiz hajm vodorod saqlagan bo‘lishi kerak. Vodorod saqllovchi gaz 1m³ xomashyoga 700 dan 1500 m³ gacha sirkulyatsiya karraligini tashkil etadi.

Jarayonning moddiy balansi. Katalitik riformingning asosiy mahsuloti benzin - katalizat hisoblanadi. Bir vaqtda tarkibi vodorod va uglevodorodlardan iborat bo‘lgan gaz aralashmasi hosil bo‘ladi. Katalizatorlarda hosil bo‘ladigan koks miqdori kam va u moddiy balansni hisoblashda e‘tiborga olinmaydi.

Riforming mahsulotlari o‘rtacha chiqishini quyidagi ma’lumotlar tavsiflaydi:

	Massali chiqishi, %
Benzin-katalizat	75,0 — 90,0
Vodorod	0,8 — 1,8
Propan	5,1 — 12,0
Butanlar	3,6 — 9,7

Riforming mahsulotlari chiqishini aniqlashda hisoblash usullari mavjud emas. Benzin chiqishini foydalanilgan uglevodorodli xomashyo tarkibiga asoslanib, grafik (5.1-, 5.2- rasm) yordamida taqriban hisoblash mumkin.

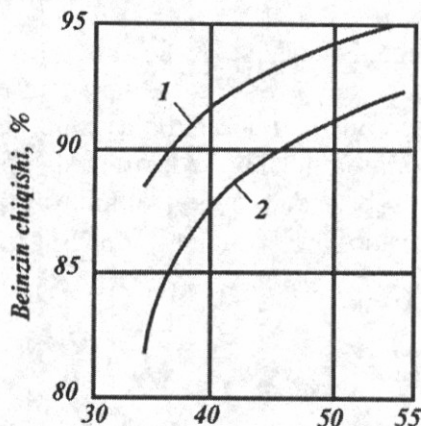
5.3- misol. Tarkibi 50 % (massa jihatidan) naften va aromatik uglevodorodlardan iborat 105–180 °C fraksiya katalitik riformingga kiritilmoqda. Oktan soni 80 (motor usulida) va oktan soni 95 (tadqiqot usulida) bo'lgan benzin chiqishini hisoblang.

Yechish. Oktan soni 80 bo'lgan benzin chiqishi grafik bo'yicha (5.1- rasimga qarang) topiladi va u 91,5% ga teng.

Oktan soni 95 bo'lgan benzin chiqishi (5.2- rasmdagi) grafik bo'yicha aniqlaniladi, u 86,2 % ni tashkil etadi.

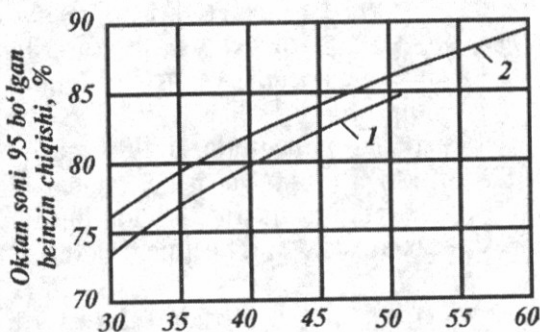
Bu hisoblangan qiymatlar benzinning oktan soni ortishi, ya'ni sifati yaxshilanib borishi bilan uning chiqish darajasi kamayib boradi, degan umumiy qonuniyatni tasdiqlaydi.

Jarayonning issiqlik balansi. Katalitik riforming jarayoni katta miqdordagi issiqlik yutilishi bilan borishi sababli oraliq qizdirishni talab etadi. Shu bois butun reaksiyon hajmni bir necha bosqich (pog'ona) larga bo'linadi. Ko'p hollarda ketma-ket ulangan uch bosqichli tizimdan iborat reaktorlar ishlatiladi. Ayrim holda oxirgi bosqichda bitta o'rniga ikkita parallel ishlovchi reaktorlar ishlatiladi. Issiqlik balansi, odatda, har bir reaktor yoki bosqich uchun tuziladi. Chunki bunda gazsimon mahsulot aralashmasi chiqishidagi temperatura aniqlaniladi.



5.1- rasm. Riforming benzini chiqishining xomashyo uglevodorodli (105–180 °C fraksiyalar) tarkibiga bog'liqligi.

1 – oktan soni 75; 2 – oktan soni 80 (motor usulida).



5.2- rasm. Oktan soni 95 bo'lgan riforming benzinning xomashyo uglevodorodlari tarkibiga bog'liqligi.

1 – 85 – 180 °C fraksiya; 2 – 105 – 180 °C fraksiya.

Masalan, birinchi reaktor uchun issiqlik balansini quyidagi ko'rinishda yozish mumkin:

$$G_{x.a} /_{t1}^b + G_{s.g} C_{v.g} (t_1 - t_2) = (1 - \gamma) G_{x.a} /_{t2}^b + \gamma G_{x.a} \sum x_i /_i^b + \gamma G_{x.a} q_p'$$

Bunda: $G_{x.a}$ – xomashyo massa sarfi, kg/s; $/_{t1}^b$ $/_{t2}^b$ – reaktorga kirishdagi (t_1) va chiqishdagi (t_2) temperaturali xomashyo bug'lari entalpiyasi, J/kg; $G_{s.g}$ – sirkulyatsiyalanuvchi vodorod saqllovchi gazning massa sarfi, kg/s; $C_{v.g}$ – vodorod saqllovchi gazning o'rtacha issiqlik sig'imi, J/(kg); γ – reaktordagi xomashyoning massa ulushidagi o'zgarish darajasi; X_i , $/_i^n$ – reaksiya mahsulotlarining alohida komponentlar massa ulushi va entalpiyasi; q_p' – reaksiyaning issiqlik effekti, J/kg.

Xomashyo bug'lari entalpiyasi (1.17.) formula bo'yicha hisoblaniladi va olingan natijaga bosim bo'yicha tuzatma kiritiladi (1.6- § ga qarang).

Sirkulyatsiyalanuvchi vodorod saqllovchi gazning o'rtacha issiqlik sig'imi additivlik qoidasiga ko'ra aniqlaniladi. Hisoblashlarni soddalashtirish uchun issiqlik sig'imiga bosim va temperaturalar ta'sirini hisobga olmasa ham bo'ladi. Birinchi reaktorda o'zgarish darajasi yuqori, ikkinchi va uchinchi reaktorlarda esa kamroq bo'ladi.

Reaksiya mahsuloti komponentlari yig'indisini $\sum X_i$, $/_i^n$ – hisoblashda reaksiya mahsulotlari quruq gaz, propan–butanli fraksiya va benzin–katalizati qabul qilinadi. Quruq gaz entalpiyasi uning o'rtacha issiqlik sig'imi bo'yicha aniqlaniladi.

Jarayonning solishtirma issiqlik effekti xomashyoning uglevodorod tarkibiga bog'liq bo'ladi. Naftelenli xomashyo uchun u 410 dan 585 kJ/kg gacha, parafinli xomashyo uchun — 210 dan 295 kJ/kg gacha bo'ladi.

Reaktordan chiqishdagi mahsulotlar aralashmasining temperaturasi, odatda, tanlash usulida, ya'ni ketma-ket berilayotgan temperaturalar turli qiymatidan aniqlanadi hamda kirim va chiqim qismi issiqlik balanslar teng bo'lmaguncha (5.9.) tenglik yechiladi.

5.4- misol. Quyidagi qiymatlar asosida katalitik riforming birinchi reaktordan chiqadigan mahsulotlar aralashmasining temperaturasini aniqlang.

Reaktorga 10,875 kg/s sarf bilan ($\rho_4^{20} = 0,734$; $M = 118$ kg/kmol; $T_{kr} = 583$ K; $p_{kr} = 2,7$ MPa) benzin fraksiyasi kiritilmoqda. Reaktorga kirishdagi bosimi 2,9 MPa, temperaturasi 530°C va xomashyoning o'zgarish darajasi 0,61 ga teng. Reaksiya mahsulotlari massa miqdorlari quyidagicha: quruq gaz — 5%; propan-butanli fraksiya ($T_{kr} = 400$ K, $p_{kr} = 3,9$ MPa) — 9,8%; katalizat ($\rho_4^{20} = 0,768$; $M = 108$ kg/mol; $T_{kr} = 570$ K; $p_{kr} = 3,3$ MPa) — 84,2%. Quruq gazning massa tarkibi: H_2 — 6,8%; CH_4 — 62,3%; C_2H_6 — 18,7%; C_3H_8 — 12,2%; sirkulyatsiyalanuvchi gaz: H_2 — 43,4%, CH_4 — 27,8%; C_2H_6 — 19,3%; C_3H_8 — 9,5%. 1 m³ xomashyoga vodorod saqllovchi gazning sirkulyatsiya karrasi 755 m³. Jarayonning issiqlik effekti 430 kJ/kg. Propan-butanli fraksiya entalpiyasi 1780 kJ/kg ga teng deb qabul qilingan.

Yechish. Reaktordan chiqishdagi temperatura 470°C ga teng deb qabul qilinib, bu temperatura uchun (5.9.) issiqlik balansi tenglamasi yechiladi.

Reaktorga kiruvchi va chiquvchi xomashyo bug'lari entalpiyasini (1.17.) formulaga ko'ra, (2.7- rasm) grafik bo'yicha keltirilgan temperatura va bosim orqali entalpiya tuzatmasi aniqlaniladi:

Reaktorga kirishdagi xomashyo uchun:

$$T_{kel} = \frac{530 + 273}{583} = 1,38; \quad P_{kel} = \frac{2,9}{2,7} = 1,07;$$

$$\frac{\Delta / M}{T_{kr}} = 7; \quad \Delta / = \frac{7 \cdot 583}{118} = 34,6 \text{ kJ / kg};$$

$$/_{530}^P = 1698,6 - 34,6 = 1664 \text{ kJ / kg}.$$

Reaktordan chiqishdagi xomashyo uchun:

$$T_{kel} = \frac{470 + 273}{583} = 1,27; \quad P_{kel} = 1,07;$$

$$\frac{\Delta / M}{T_{kr}} = 7,9; \quad \Delta / = \frac{7,9 \cdot 583}{118} = 39 \text{ kJ / kg};$$

$$/_{530}^P = 1500 - 39 = 1461 \text{ kJ / kg}.$$

Katalizatning entalpiyasini ham shu singari aniqlaniladi:

$$T_{kel} = \frac{470 + 273}{570} = 1,3; \quad P_{kel} = \frac{2,9}{3,3} = 0,88;$$

$$\frac{\Delta / M}{T_{kr}} = 6; \quad \Delta / = \frac{6 \cdot 570}{108} = 32 \text{ kJ / kg};$$

$$/_{470}^P = 1481 - 32 = 1449 \text{ kJ / kg}.$$

Propan-butanli fraksiya entalpiyasi — 1 780 kJ/kg berilgan.

Quruq gaz entalpiyasini temperaturaning o'rtacha issiqlik sig'imiga ko'paytirib hisoblaniladi. Vodorodning issiqlik sig'imini 14,8 kJ/(kg · K) deb qabul qilib, boshqa komponentlar issiqlik sig'implari grafik (2.6- rasmga qarang) bo'yicha topiladi.

Shunga asosan, issiqlik sig'imi qiymatlari: (*kilojoule/kilogramm — kelvin*) da metan — 3,90; etan — 3,45; propan — 3,38 bo'ladi. Quruq gazning o'rtacha issiqlik sig'imi komponentlarning massa ulushlarini hisobga olgan holda quyidagiga teng:

$$C_{\text{qur.gaz}} = 0,068 \cdot 14,8 + 0,623 \cdot 3,9 + 0,187 \cdot 3,45 + 0,122 \cdot 3,38 = 4,49 \text{ kJ/(kg · K)}.$$

Quruq gaz entalpiyasi:

$$/_{470}^P = 4,49 \cdot 470 = 2110 \text{ kJ/kg}.$$

Vodorod saqllovchi gazning o'rtacha issiqlik sig'imini soddalashtirilgan usulda hisoblash uchun komponentlarning topilgan issiqlik sig'implaridan foydalaniladi:

$$C_{\text{v.g.}} = 0,434 \cdot 14,8 + 0,278 \cdot 3,9 + 0,193 \cdot 3,45 + 0,095 \cdot 3,38 = 8,49 \text{ kJ/(kg · K)}.$$

Vodorod saqllovchi gazning o'rtacha molyar massasi topiladi:

$$M_{o'r} = \frac{1}{\frac{0,434}{2} + \frac{0,278}{16} + \frac{0,193}{30} + \frac{0,095}{44}} = 4,1.$$

va uning zichligi (2.1- § ga qarang):

$$\rho_G = \frac{4,1}{22,4} = 0,183 \text{ kg / m}^3.$$

Unda vodorod saqllovchi gazning massa sarfi quyidagiga teng bo'ladi:

$$G_{s.g.} = \frac{10,875 \cdot 755 \cdot 0,183}{734} = 2,05 \text{ kg / g}.$$

Berilgan va topilgan kattaliklarni (5.9) tenglamaga qo'yilsa, quyidagilar hosil bo'ladi:

$$\begin{aligned} & 10,875 \cdot 1664 \cdot 10^3 + 2,05 \cdot 8,49(530 - 470) \cdot 10^3 = \\ & = 0,39 \cdot 10,875 \cdot 1461 \cdot 10^3 + 0,61 \cdot 10,875(0,06 \cdot 2110 + \\ & + 0,842 \cdot 1449 + 0,098 \cdot 1780)10^3 + 0,61 \cdot 10,875 \cdot 430 \cdot 10^3; \end{aligned}$$

$$F_{kir} = 19140270 \text{ Vt}; \quad F_{chiq} = 19139562 \text{ Vt}.$$

Balansdagi kirish (F_{kir}) va chiqish (F_{chiq}) issiqlik oqimlari deyarli farq qilmaydi, shuning uchun reaktordan chiqish temperaturasi boshlang'ich temperaturaga teng deb qabul qilish mumkin.

Riforming reaktorlari geometrik o'lchamlarini aniqlash

Katalitik riforming reaktorlari muntazam ishlaydi, oraliq xomashyo kiritilmaydi va reaksiya mahsulotlari chiqarilmaydi. Barcha reaktorlar orqali bir xil miqdordagi xomashyo va sirkulyatsiyalanuvchi vodorod saqllovchi gaz o'tadi. Shulardan kelib chiqqan holda, quyidagi hisoblashlar tartibi saqlanadi:

1. Reaktordagi katalizator hajmi ($V_{k.r.}$, m³) (5.6) formuladan topiladi:

$$V_{k.r} = G_{h.a.} / Q_{h.a.} \cdot W.$$

Xomashyo uzatish hajmiy tezligi keng chegaralarda 1 dan 5 soat⁻¹ gacha o'zgarishi mumkin.

2. Xomashyo aralashmasi hajmiy sarfi va sirkulyatsiyalanuvchi gaz yig'indisi (G_{ar} , m³/s) aniqlaniladi:

$$G_{ar} = G'_b + G'_{S.G.}$$

Bunda: G'_b – (3.11.) formula bo'yicha topilgan xomashyo bug'larining hajmiy sarfi, m³/s;

$G'_{S.G.}$ – sirkulyatsiyalanuvchi vodorod saqllovchi gaz sarfi, m³/s.

3. Reaktor kesimining yuzasi (S , m²) $S = G_{ar} / V$ formulaga ko'ra aniqlaniladi. Bunda: V – aralashmaning harakat tezligi, m/s.

Riforming reaktorlaridagi aralashma chiziqli harakat tezligi, odatda, apparatning to'la kesimida 0,3 – 0,5 m/s oralig'ida bo'ladi.

4. Ma'lum kesim yuzasi bo'yicha reaktor diametri topiladi.

5. Barcha reaktorlardagi katalizator qatlami (h_k , m) balandliklari yig'indisi hisoblaniladi:

$$h = V_{k.r} / S.$$

Sanoat qurilmalarida katalizatorning umumiy hajmi, odatda, reaktorlararo 1:2:4 nisbatda taqsimlanadi, ya'ni birinchi reaktorda 15%, ikkinchisida 30% va uchinchisida 55% katalizator bo'ladi.

Agar reaktorlar o'lchami bir xil bo'lsa, keyingi hisoblashlar eng ko'p yukli uchinchi reaktor bo'yicha olib boriladi. Bunday holatda katalizator balandligi (h'_k) quyidagicha aniqlaniladi:

$$h'_k = 0,55 h_k.$$

Reaktor umumiy balandligiga (H , m) uning silindrik qismi (1,5 barobar orttirilgan katalizator qatlami balandligi) va ikki yarim shar ko'rinishidagi tubining balandligi kiradi:

$$H = 1,5 h'_k + D.$$

Bunda: D – reaktor diametri, m.

Birinchi va ikkinchi reaktorlar balandligi uchinchi reaktor balandligiga teng deb qabul qilinadi. Qurilma reaktorlari har xil

o'lchamga ega bo'lsa, ularning har biri balandligi yuqorida keltirilgan formula bo'yicha undagi katalizator hajmidan kelib chiqqan holda aniqlanadi.

5.5- misol. Katalitik riforming qurilmasiga 62–85 °C fraksiya 34 750 kg/soat ($\rho_4^{20} = 0,7152$; $M=98$ kg/mol; $T_{kr}=522$ K; $p_{kr}=2,8$ MPa) kiritiladi. Xomashyoning uzatilish hajmiy tezligi 2,0 soat⁻¹. Reaktor blokidagi temperatura 510 °C, bosim 3,1 MPa. 1 m³ xomashyoga nisbatan vodorod saqllovchi sirkulyatsiya gazi hajmi 850 m³. Gaz xomashyo aralashmasining chiziqli tezligi 0,47 m/s. Uchinchi reaktorga 56% katalizator to'ldirilganini hisobga olgan holda, reaktor diametri va balandligini aniqlang.

Yechish. Dastlab siqiluvchanlik koeffitsiyentini hisobga olgan holda bug'ning hajmiy sarfi (3.11.) formuladan topiladi va grafikda (2.3- va 2.4- rasm) keltirilgan temperatura va bosimga nisbatan aniqlaniladi:

$$T_{kel} = \frac{510 + 273}{522} = 1,5; \quad P_{kel} = \frac{3,1}{2,8} = 1,1.$$

Siqiluvchanlik koeffitsiyenti $z=0,9$.

Xomashyo bug'ining hajmiy sarfi:

$$G'_6 = \frac{22,4 \cdot 783 \cdot 0,101 \cdot 0,9 \cdot 34750}{273 \cdot 3,1 \cdot 98 \cdot 3600} = 0,185 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

Vodorodning siqiluvchanlik koeffitsiyenti 1 ga teng bo'lib, buni vodorod saqllovchi gaz uchun ham shunday qabul qilsa bo'ladi. Vodorod saqllovchi gazning hajmiy sarfi quyidagicha topiladi (2.1- § ga qarang):

$$G'_{s.g} = \frac{34750 \cdot 850 \cdot 783 \cdot 0,101}{715,2 \cdot 273 \cdot 3,1 \cdot 3600} = 1,072 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

Yig'indisi:

$$G'_{ar} = 0,185 + 1,082 = 1,257 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

Reaktor blokidagi katalizatorning umumiy hajmi (5.6.) formula bo'yicha aniqlaniladi:

$$V_{k,r} = \frac{34750}{715,2 \cdot 2} = 24,3 \text{ m}^3.$$

Reaktorning kesimi yuzasi:

$$S = \frac{1,257}{0,47} = 2,7 \text{ m}^2.$$

Uning diametri:

$$D = 1,128\sqrt{2,7} = 1,85 \text{ m} \approx 2 \text{ m}.$$

Katalizator qatlamining umumiy balandligi:

$$h_k = \frac{24,3}{2,7} = 9 \text{ m}.$$

Uchinchi reaktordagi katalizator qatlami balandligi:

$$h'_k = 0,56 \cdot 9 = 5 \text{ m}.$$

Uchinchi reaktorning to'liq balandligi:

$$H = 1,5 \cdot 5 + 2 = 9,5 \text{ m}.$$

Masalalar

5.14. Naften va aromatik uglevodorodlar yig'indisi miqdori 40% ni tashkil etuvchi 85 – 180°C fraksiya xomashyosidan oktan soni 95 (tadqiqot usulida) bo'lgan katalizat chiqishini aniqlang.

5.15. Katalitik riforming xomashyosi 105 – 180°C dagi fraksiya hisoblanadi, u 45% naften va aromatik uglevodorodlardan tarkib topgan. Bu xomashyodan oktan soni 80 (motor usulida) bo'lgan katalizatdan qancha miqdorda olish mumkin?

5.16. Qurilmaga 20,4 kg/s sarf bilan katalitik riforming xomashyosi ($\rho_4^{20} = 0,759$; $M = 120 \text{ kg/kmol}$; $T_{kr} = 570$; $p_{kr} = 2,8 \text{ MPa}$) kiritiladi. Reaktordan chiqishdagi bosim 3,05 MPa, temperatura esa 450°C, o'zgarish darajasi 0,52 ga teng. Reaktordan reaksiya kirishmagan xomashyo bilan chiqib ketuvchi issiqlik oqimini aniqlang.

5.17. Katalitik riforming reaktorlarida sirkulyatsiyalanuvchi vodorod saqllovchi gaz aralashmasi quyidagi tarkibga ega (massa ulushlarda): $H_2 - 0,496$; $CH_4 - 0,331$; $C_2H_6 - 0,173$. Sirkulyatsiyalanish nisbati 1 m^3 xomashyoga 870 m^3 . Kiritiladigan xomashyo miqdori $7,94\text{ kg/s}$, uning zichligi 764 kg/m^3 . Reaktorga kirishdagi gazning temperaturasi 530°C ga teng. Komponentlar issiqlik sig'imi ($\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$) $H_2 - 14,90$; $CH_4 - 4,10$; $C_2H_6 - 3,65$ deb qabul qilingan reaktorga kiritiladigan vodorod saqllovchi gaz issiqlik oqimini aniqlang.

5.18. Katalitik riforming qurilmasida $10,36\text{ kg/s}$ benzin fraksiyasi qayta ishlanmoqda va uning o'zgarish darajasi $0,46$ ga teng. Bir soat davomida reaksiya borishidagi ajralgan issiqlik miqdorini toping.

5.19. Reakcion zona orqali $1,4\text{ soat}^{-1}$ hajmiy tezlik bilan o'tuvchi 749 kg/m^3 zichlikdagi $69\,800\text{ kg/soat}$ miqdordagi benzin fraksiyasi riformingi uchun zarur bo'ladigan katalizator hajmini aniqlang.

5.20. Reaktor orqali $0,38\text{ m/s}$ tezlik bilan $31\,450\text{ kg/soat}$ miqdordagi benzin fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,756$; $M = 117\text{ kg/mol}$) o'tadi. Reaktordagi temperatura 500°C , bosim $2,7\text{ MPa}$. Xomashyo siqiluvchanlik koeffitsiyenti $0,92$. Vodorod saqllovchi gazning siqiluvchanlik koeffitsiyenti $1,0$; uning sirkulyatsiyalanish nisbati 1 m^3 xomashyoga 930 m^3 . Reaktorning ko'ndalang kesim yuzasini aniqlang.

5.21. Katalitik riforming qurilmasida uchta ketma-ket birikkan reaktor ishlaydi. Xomashyo sarfi $36\,700\text{ kg/soat}$ bo'lgan benzin fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,738$; $M = 119\text{ kg/mol}$) uzatilish hajmiy tezligi $1,2\text{ soat}^{-1}$. Vodorod saqllovchi gaz sirkulyatsiyalanish nisbati 1 m^3 xomashyoga 1100 m^3 . Reakcion zonadagi xomashyo bug'lari va sirkulyatsiyalanuvchi gaz harakatining chiziqli tezligi $0,5\text{ m/s}$. Hisoblashlar uchun temperaturani 520°C , bosim $2,0\text{ MPa}$, siqiluvchanlik koeffitsiyenti $0,85$, uchinchi reaktordagi katalizator miqdorini 53% deb qabul qilinsin. Reaktorlar o'lchamini bir xil deb qabul qilingan holda, ularning diametr va balandligini hisoblang.

5.3. Neft xomashyosi distillyati gidrokrekingi va gidrotozalash

Jarayonning tavsifi. Gidrokreking va gidrotozalash katalitik gidrogenlash jarayonlari bilan bir guruhga aloqador bo'lib, umumiy qonuniyatlarga bo'ysunadi. Yuqoridagi jarayonlar reaksiyalarining borish darajasi, texnologik rejimi, jihozlarining ko'rinishi va tuzilishi bilan bir-biridan farqlanadi.

Gidrokrekingdan maqsad —tiniq yoqilg'isi va katalitik kreking uchun kam oltingugurtli xomashyo olish. Bunda boshlang'ich vakuum distillyatlarini yanada to'liqroq kimyoviy o'zgartirish ko'zda tutiladi. Ko'pgina hollarda gidrokreking osonroq bosqichda 5–7 MPa bosim, 360–440 °C temperatura, vodorod saqllovchi gaz sirkulyatsiyasi 1 m³ xomashyoga 800–2000 m³ va xomashyo uzatish hajmiy tezligi 0,2–1,0 soat⁻¹ bo'lganda o'tkaziladi. Bunday sharoitlarda vodorodning reaksiyadagi sarfi 1 dan 3% gacha yetadi. Gidrokreking issiqlik ajralishi bilan boradi, jarayonning solishtirma issiqlik effekti 293 – 420 kJ/kg ni tashkil etadi.

Gidrotozalashning qo'llanishi, asosan, neft mahsulotlari sifatini pasaytiruvchi oltingugurtli va boshqa geteroatomli birikmalarni neft distillyatlari tarkibidan chiqarib yuborish hisoblanadi. Bunda uglevodorodlarning asosiy massasi kimyoviy o'zgarishga uchramasligi kerak, shuning uchun gidrotozalash jarayoni bir oz yumshoq sharoitlarda, ya'ni past temperaturada (350 – 400°C), bosim (3 – 5 MPa), vodorod saqllovchi gaz sirkulyatsisi (1 m³ xomashyoga 500 – 600 m³) va xomashyo uzatishni oshirilgan hajmiy tezligida (1,5 – 7,0) amalga oshiriladi. Xohlagan neft distillyatini gidrotozalashdan o'tkazish mumkin, biroq qayta ishlanadigan xomashyolar hajmi bo'yicha dizel yoqilg'isini gidrotozalash ancha ko'p tarqalgan.

Gidrokreking va gidrotozalash jarayonlari mavjud qoidaga ko'ra, reaktorlarda qo'zg'almas qatlamli katalizatorlarda o'tkaziladi. Katalizatorlar u yoki bu jarayonlarda unchalik farq qilmaydi.

Gidrokreking material balansi. Gidrokreking mahsulotlari gaz, benzin, dizel yoqilg'isi hisoblanadi. Gohida qoldiq ham mahsulotga kiradi. Tiniq mahsulotlar chiqish yig'indisi o'zgarishlarning umumiy darajasini belgilaydi. Gidrokreking katalitik kreking bilan ko'pgina o'xshashliklarga ega, shuning uchun gidrokreking mahsulotlarining chiqishini aniqlash uchun 5.1- §

dagi formulalardan foydalanish taklif etiladi. Hosil bo'lgan benzin (q.b. -160°C) miqdori (5.1) formulaga ko'ra hisoblaniladi, dizel yoqilg'isi ($160 - 350^{\circ}\text{C}$) chiqishi (5.2) formula orqali aniqlaniladi. Makrokinetik koeffitsiyentlarni taxminiy hisoblashlarda $k' = 1,3$; $k'' = 2,0$ ga teng deb qabul qilish mumkin.

Benzin va dizel yoqilg'isi chiqishi yig'indisi va o'zgarish darajasi orasidagi farq bo'yicha gaz chiqishi aniqlaniladi.

5.6- misol. Hidrokrekingda vakuum distillyati o'zgarish darajasi 0,68 ni tashkil etsa, mahsulotlar chiqishini aniqlang.

Yechish. Makrokinetik koeffitsiyentlarni $k' = 1,3$; $k'' = 2,0$ deb qabul qilib, (5.1.) formulaga ko'ra, benzin chiqishi (massa ulushlarda) aniqlaniladi:

$$X_b = \frac{1,3}{(1-1,3)(1,3-2)} \left((1-0,68)^2 - (1-0,68)^{1,3} \right) + \\ + \frac{1,3}{(1-2)(1-3)} \cdot \left((1-0,68) - (1-0,68)^2 \right) = 0,17.$$

Dizel yoqilg'isi chiqishi (5.2.) formuladan topiladi:

$$X_{d,yo} = \frac{1}{1-1,3} \left((1-0,68)^{1,3} - (1-0,68) \right) = 0,31.$$

Gazning chiqishi farqlar bo'yicha hisoblansa: $X_g = 0,68 - (0,17+0,31) = 0,2$ ga teng bo'ladi.

Dizel yoqilg'isini gidrotozalash material balansi. Jarayonning asosiy mahsuloti gidrotozalangan dizel yoqilg'isi va shu bilan bir vaqtda hosil bo'ladigan bir oz miqdordagi gaz, benzin va vodorod sulfidir.

Tozalangan dizel yoqilg'isi ($X_{d,yo}$, %) chiqishi quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$X_{d,yo} = 100 - X_b - X_g - \Delta S.$$

Bunda: X_b , X_g , ΔS — benzin, gaz chiqishi va xomashyodan ajratilgan oltingugurt miqdori, %.

Benzin chiqishini $X_b = \Delta S$ deb qabul qilinadi. Gaz chiqishi $X_g = 0,3 \Delta S$ formula bo'yicha hisoblaniladi.

Hosil bo'lgan vodorod sulfid miqdori quyidagi formula bilan hisoblaniladi:

$$X_{H_2S} = \Delta S \frac{M_{H_2S}}{M_S}.$$

Bunda: M_{H_2S} , M_S – vodorod sulfid va oltingugurtning molyar massasi, kg/kmol.

5.7- misol. Dizel fraksiyasidagi oltingugurtning massa miqdori 1,2 % ga teng. Hidrotozalashdan so'ng oltingugurt miqdori 0,15 % gacha kamaydi. Hidrotozalangan fraksiya, benzin, gaz va vodorod sulfid chiqishini aniqlang.

Yechish: Hidrotozalash jarayonida oltingugurt miqdori $\Delta S = 1,2 - 0,15 = 1,05$ % ga kamaygan.

Benzin chiqishi ham $X_b = 1,05$ % ni tashkil etadi.

Gaz chiqishi: $X_g = 0,3 \cdot 1,05 = 0,315$ % ni tashkil etadi.

Tozalangan dizel yoqilg'isi chiqishi quyidagicha bo'ladi:

$$X_{d,yo} = 100 - 1,05 - 0,315 - 1,05 = 97,585\%.$$

Vodorod sulfid va oltingugur molyar massalari 34 va 32 kg/kmol ga teng, shunga ko'ra vodorod sulfid chiqishi:

$$X_{H_2S} = 1,05 \frac{34}{32} = 1,12\%.$$

Gidrotozalash reaktorlari geometrik o'lchamlarini aniqlash

Neft distillyatlarini gidrotozalash qurilmalarida, odatda, bittadan uchtagacha uzluksiz ishlovchi reaktorlar o'rnatiladi. Hisoblashlar xuddi o'sha usulda, katalitik riforming reaktorlari (5.2- § ga qarang) dagidek o'tkaziladi.

5.8- misol. Jarayon temperaturasi 360°C, reaksiya zonadagi bosim 3,6 MPa, xomashyoning siqilish koeffitsiyenti 0,92. Vodorod saqlovchi gaz sirkulyatsisi 1 m³ xomashyoga 550 m³, bug'-gaz aralashmasi harakat tezligi 0,4 m/s. Hajmiy tezligi 2,4 soat⁻¹ bo'lgan 115 000 kg/soat unumli dizel yoqilg'isi ($\rho_4^{20} = 0,854$; $M = 212$ kg/kmol) gidrotozalash reaktorining geometrik o'lchamlari va sonini aniqlang.

Yechish. Xomashyo bug‘larining hajmiy sarfi (3.11.) formula bo‘yicha aniqlaniladi.

$$G'_b = \frac{22,3 \cdot 633 \cdot 0,0101 \cdot 0,92 \cdot 115000}{273 \cdot 3,6 \cdot 212 \cdot 3600} = 0,202 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

Vodorod saqllovchi gaz (2.1- § ga qarang):

$$G'_{s.g} = \frac{11500 \cdot 550 \cdot 633 \cdot 0,101}{858 \cdot 273 \cdot 3,6 \cdot 3600} = 1,332 \text{ m}^3 / \text{s}.$$

Reaktorning ko‘ndalang kesimi yuzasi quyidagiga teng:

$$S = \frac{1,534}{0,4} = 3,84 \text{ m}^2.$$

Uning diametri:

$$D = 1,128 \sqrt{3,84} = 2,2 \text{ m}.$$

Reaksion zonadagi katalizator umumiy hajmi (5.6.) formula bo‘yicha aniqlaniladi:

$$V_{k.r} = \frac{115000}{858 \cdot 2,4} = 2,2 \text{ m}^3.$$

Katalizator qatlamining umumiy balandligi:

$$h_k = \frac{55,8}{858 \cdot 2,4} = 55,8 \text{ m}^3.$$

Ikkita bir xil muntazam ishlovchi reaktor bor, deb qabul qilsak, ularning har biridagi katalizator qatlami balandligi quyidagicha aniqlaniladi:

$$h'_k = \frac{14,5}{2} = 7,25 \text{ m}.$$

Har bir reaktorning to‘liq balandligi:

$$H = 1,5 \cdot 7,25 + 2 = 12,9 \text{ m}.$$

Masalalar

5.22. Vakuum gazoylining gidrokrekingi vaqtida o'zgarish darajasi 0,72 ni tashkil etsa, dizel yoqilg'isi chiqishini aniqlang.

5.23. Gidrokreking jarayonida neft distillyatining o'zgarish darajasi 0,78 ga teng bo'lsa, benzinning chiqishini hisoblang.

5.24. Og'ir neft xomashyosi gidrokrekinglanmoqda, uning o'zgarish darajasi 0,55 ga teng bo'lsa, gazning chiqishini toping.

5.25. Gidrokreking qurilmasida 19,03 kg/s unumda xomashyo qayta ishlanmoqda, uning o'zgarish darajasi 0,69 ni tashkil etadi. Dizel yoqilg'isi chiqishini aniqlang.

5.26. Dizel yoqilg'isini gidrotozalash jarayonida oltingugurt miqdori 1,4 dan 0,2% gacha kamaytirilganligini e'tiborga olib, gaz va benzin chiqishini aniqlang.

5.27. 13800 kg/soat dizel fraksiyasi gidrotozalashga yuborilmoqda. Boshlang'ich xomashyoda oltingugurt miqdori 0,96%, tozalangan mahsulotda 0,1% ligi ma'lum bo'lsa, hosil bo'ladigan vodorod sulfid chiqishini (kilogramm sekundlarda) hisoblang.

5.28. Gidrotozalash jarayonida distillyatli fraksiya tarkibidagi oltingugurt 1,4% ga kamaytiriladi. Gidrotozalangan fraksiya chiqishini aniqlang.

5.29. Reaktorga berilayotgan xomashyo hajmiy tezligi 2,0 soat⁻¹ ga teng bo'lsa, 110 000 kg/soat kerosin distillyatini ($\rho_4^{20} = 0,836$) gidrotozalash uchun kerakli katalizator hajmini toping.

5.30. Xomashyo bug'larining siqiluvchanlik koeffitsiyenti 0,93, aylanma gaz aralashmasi harakat tezligi 0,68 m/s bo'lgan gaz sirkulyatsiyasi, 1 m³ xomashyoga nisbati 500 m³ vodorod saqlovchi gazga to'g'ri keladi. Aralashmada bosim 3,8 MPa va 365°C da 50 kg/s distillyatli fraksiya ($\rho_4^{20} = 0,836$; $M = 210$ kg/kmol) qayta ishlanayotgan gidrotozalash reaktori diametrini aniqlang.

Nazorat savollari

1. Katalitik kreking jarayoni mohiyatini aytib bering.
2. Katalitik kreking jarayonida qanday katalizatorlar ishlatiladi?
3. Katalizatorlarni qayta tiklash (regeneratsiya) qanday o'tkaziladi?
4. Katalitik riforming jarayonini tavsiflab bering.
5. Gidrokrekingdan maqsad nima?
6. Gidrotozalash jarayonida qanday katalizatorlar qo'llaniladi?

NEFT MOYLARI ISHLAB CHIQARISH QURILMALARINING ASOSIY JIHOZLARINI HISOBLASH

6.1. Moyli fraksiyalarni selektiv tozalash

Jarayon tavsifi. Moy fraksiyalarini selektiv tozalash tayyor moylar ishlab chiqarish sxemasidagi asosiy bo'g'inlardan biri hisoblanadi. Jarayon ekstraksiyalashga asoslangan va undagi barcha fizik-kimyoviy qonuniyatlarga bo'ysunadi. Jarayon erituvchilar yordamida moylar tarkibidan smolali moddalarni, ko'p halqali aromatik uglevodorodlarni va boshqa keraksiz birikmalarni yo'-qotishga mo'ljallangan. Natijada mahsulot qovushqoqligining temperaturaga bog'liqlik xususiyatlari va rangi yaxshilanadi, moylar kokslanishi pasayadi va ularning umumiy sifati ko'tariladi. Bu maqsadda ko'pincha fenol selektiv erituvchi bo'lib xizmat qiladi, ayrim hollarda furfurol ishlatiladi.

Hozirgi vaqtda fenol xossalariga o'xshash va ancha kam zaharli *N*-metilpirolidon—2 erituvchisi ishlatilmoqda. Jarayonning asosiy mahsuloti rafinat, ya'ni keraksiz komponentlardan ancha tozalanilgan moy fraksiyasi hisoblanadi. Moylarni selektiv tozalashdagi yonaki mahsulot ekstraktda smolali moddalar konsentrlanadi. Jarayonning xomashyosi — vakuum distillyatlari va neftni to'g'ri haydashdagi deasfaltizatsiyalangan qoldiqlardir.

Jarayonning texnologik rejimi qo'llaniladigan erituvchiga, xomashyo turi va sifatiga, tozalashni o'tkazish sharoitlari talablariga hamda olinadigan rafinat xususiyatiga bog'liq bo'ladi. Fenolli tozalash vaqtida ekstraksiya kolonnalar pastidagi temperaturasi 45 dan 80 °C gacha oraliqda bo'ladi, yuqori qismida esa 70 dan 100 °C gacha.

Kolonnalar balandligi bo'yicha temperatura farqi ekstraksiya temperatura gradiyenti deb ataladi va u distillyatli fraksiyalarni tozalashda 10 — 15 °C ni va deasfaltizatlarni tozalashda 15 — 20 °C ni tashkil etadi. Erituvchi sifatida furfurol dan foydalanishda kolonna temperaturasi va temperatura gradiyenti 10 — 30 °C ga yuqori bo'ladi. Xomashyo sifati va rafinatga bog'liq holda fenol

sarfi keng chegaralarda o'zgarib turadi. Odatda distillyatli fraksiyalar uchun fenolning xomashyo massasiga nisbati 1,5–2:1, deasfaltizatlar uchun 2,5–3,5:1 ni tashkil etadi. Furfurol bilan tozalashda bu ko'rsatkich bir oz yuqori bo'ladi. Ekstarksiyon jihozdan mahsulotlari sifatida rafinat va ekstrakt eritma chiqadi.

Jarayon moddiy balansi. Rafinatning chiqishi ko'pgina qiyin sanaladigan omillarga bog'liq bo'lgani uchun, hozirgi vaqtda uni hisoblash uchun ishonchli formulalar yo'q. Shuning uchun olinadigan rafinat miqdori sanoat qurilmalarining namunali ishlashiga va eksperimental tadqiqotlar natijalariga asoslanib aniqlaniladi. Ma'lumotnoma [10] da turli neftlar uchun distillyatlar, qoldiq moy fraksiyalari tavsiflari va chiqishlari keltirilgan. O'rtacha rafinat chiqishi xomashyoga ko'ra 50% dan to 80% ni tashkil etadi. Rafinatli eritmada fenolning miqdori 12 – 20% gacha, ekstraktda 80 – 88% gacha oraliqda bo'ladi.

6.1-misol. Fenolli tozalash qurilmasida 74 600 kg/soat unum bilan past qovushqoqli moy distillyati qayta ishlanmoqda. Rafinatning chiqishi 75% ni tashkil etadi. Agar qurilma yiliga 335 kun to'xtovsiz ishlasa, rafinatning yillik chiqishini aniqlang.

Yechish. Rafinatning bir soatdagi chiqishi quyidagiga teng:

$$G_r = 55950 \cdot 24 \cdot 335 = 449838 \quad t / yil.$$

Ekstarksiyon kolonnaning geometrik o'lchamini aniqlash

Ekstarksiyon kolonna (ekstraktor) asosiy jihoz hisoblanib, unda xomashyodagi keraksiz komponentlarni fenolda erishish jarayoni amalga oshiriladi. Sanoatda bu maqsadda nasadkali va tarelkali kolonnalar qo'llaniladi. Kolonnaning yuqori va pastki qismlarida rafinatli va ekstraktli eritmalarini tindirish uchun bo'sh zonalari mavjud. Kolonnani hisoblash uning diametri hamda balandligini aniqlash bilan amalga oshiriladi.

Ekstarksiyon kolonna diametri ($D.m$) quyidagi formula bo'yicha aniqlaniladi:

$$D = 2 \sqrt{\frac{G'_s + G'_f}{\pi W}}. \quad (6.1.)$$

Bunda: G'_s – kolonnaga kiruvchi xomashyoning hajmiy sarfi, m^3/soat ;

G'_f – erituvchi (fenol)ning hajmiy sarfi, m^3/soat ;

W – ekstraksion kolonnadagi aralashma oqimining shartli tezligi, $m^3/(m^2 \cdot \text{soat})$.

Erituvchining hajmiy sarfi berilgan xomashyoning turli erituvchida turlicha eruvchanligiga bog'liqligidan kelib chiqqan holda hisoblaniladi. Fenolli tozalashda xomashyo aralashmasi oqimining shartli tezligi 10 dan 12 $m^3/(m^2 \cdot \text{soat})$, furfurol foydalanilganda 6,5 dan 13 $m^3/(m^2 \cdot \text{soat})$ gacha bo'ladi.

Ekstraksion kolonna balandligini taxminan quyidagi formula orqali aniqlash mumkin:

$$H = h_1 + h_2 + h_3.$$

Bunda: h_1 – ustki qopqoq va yuqori tarelka orasidagi masofa (rafinatli eritma uchun tindirish zonasi balandligi), m;

h_2 – kolonna tubi va pastki tarelka orasidagi masofa (ekstraktli eritma uchun tindirish zona balandligi), m;

h_3 – yuqori va pastki tarelkalar orasidagi masofa (kontakt qurilmalari egallagan balandlik), m.

Rafinatli eritma uchun kolonnaning tindirish qismi balandligi quyidagi formula bilan hisoblaniladi:

$$h_1 = \frac{G'_r \tau_1}{S}. \quad (6.2.)$$

Bunda: G'_r – rafinatli eritma hajmiy sarfi, m^3/soat ; τ_1 – rafinatli eritmaning tinish vaqti, $\tau_1 = 1,2-1,5$ soat; S – kolonnaning ko'ndalang kesimi yuzasi, m^2 .

Ekstraktli eritma uchun tindirish qismi balandligi quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$h_2 = \frac{G'_E \tau_2}{S}. \quad (6.3.)$$

Bunda: G'_E – ekstraktli eritma hajmiy sarfi, m^3/soat ; τ_2 – ekstraktli eritmani tindirish vaqti, $\tau_2 = 0,5-1,0$ soat.

Rafinatli va ekstraktli eritmalar sarfi quyidagi formulalar bilan topiladi:

$$G_r' = \frac{G_r}{\rho_r} + \frac{G_r(1-x)}{X\rho_f'}; \quad (6.4)$$

$$G_E = \frac{G_E}{\rho_E} + \frac{G_F}{\rho_f'} - \frac{G_p(1-x)}{x\rho_f'}. \quad (6.5)$$

Bunda: G_p , G_E , G_F — mos ravishda rafinat, ekstrakt va erituvchining massa sarfi, kg/soat; ρ_r — kolonna yuqorisidagi temperaturada rafinat zichligi, kg/m³; ρ_e — kolonna pastidagi temperaturada ekstrakt zichligi, kg/m³; ρ_r' , ρ_f' — kolonna yuqori va pastki temperaturalariga to'g'ri keluvchi erituvchi zichligi, kg/m³; X — rafinatli eritmadagi rafinatning massa ulushi.

Kontakt qurilma jihozlar egallagan balandlik quyidagi formula bilan hisoblaniladi:

$$h_3 = (n-1)h_t. \quad (6.6)$$

Bunda: n — tarelkalar soni; h_t — tarelkalar orasidagi masofa, m.

Nasadkali kolonnalarda 5–7 ta tarqatuvchi tarelkalar joylashtiriladi, ular orasidagi masofa 2,0–2,2 m ni tashkil etadi. Tarelkali kolonnalarda 20 dan to 30 gacha elaksimon, kaskadli, jalyuzali yoki boshqa tarelkalar bir-biridan 0,4–0,7 m oralig'ida joylashtiriladi.

6.2- misol. Selektiv tozalash qurilmasiga 40 000 kg/soat moy fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,928$) kiritilmoqda. Tozalash fenol yordamida o'tkaziladi, uning xomashyo massasiga nisbati 1,7:1 ni tashkil etadi. Ekstraksion kolonnaning pastki qismidagi temperatura 56°C, kolonna yuqorisidagi esa 82°C. Rafinatning massa bo'yicha chiqishi ($\rho = 0,907$) 76% ni tashkil etadi, uning rafinatli eritmadagi massa ulushi 0,86 ga teng.

Rafinatli eritmaning tinish (turish) vaqti 1,2 soat, ekstrakt — 0,5 soat. Ekstraktning nisbiy zichligi $\rho_4^{20} = 0,985$, fenolning zichligini 56°C da 1043 kg/m³, 82°C da — 1021 kg/m³ ga teng deb qabul qilingan. Kolonnadagi aralashma oqimining shartli tezligi 9,5 m³/m(m² · soat)ni tashkil etadi. Kolonnada 2,2 m masofa oralig'ida 6 ta nasadkali tarelka o'rnatilgan. Kolonna diametri va balandligini aniqlang.

Yechish. Ekstraksion kolonnadagi oqimning o'rtacha temperaturasi topiladi:

$$t_{o'r} = \frac{56 + 82}{2} = 69^{\circ}\text{C}.$$

Xomashyo zichligi ayni temperaturada D.I. Mendeleyev formulasi bo'yicha kilogramm/metr kubda ifodalanib, quyidagiga teng bo'ladi:

$$p_{x.ashyo}^{69} = 898 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Fenolning zichligini ikkala temperatura uchun o'rtacha arifmetik qiymat holida olish mumkin:

$$\rho_F = \frac{1043 + 1021}{2} = 1032 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Xomashyoga nisbatan fenolning massa sarfi quyidagini tashkil etadi:

$$G_F = 40\,000 \cdot 1,7 = 68\,000 \text{ kg/soat}.$$

Xomashyo va fenolning hajmiy sarflari quyidagilarni tashkil etadi:

$$G'_{x.ashyo} = \frac{40000}{898} = 44,5 \text{ m}^3 / \text{soat};$$

$$G'_F = \frac{68000}{1032} = 65,9 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

Ekstraksion kolonna diametri (6.1.) formula bo'yicha aniqlaniladi:

$$D = 2 \sqrt{\frac{44,5 + 65,9}{3,14 \cdot 9,5}} = 3,85 \text{ m}.$$

Uning ko'ndalang kesimi yuzasi:

$$S = \frac{3,14 \cdot 3,85^2}{4} = 11,6 \text{ m}^2.$$

Rafinatning 82°C dagi zichligini va ekstraktning 56°C dagi zichligini D. I. Mendeleyev formulasiga ko'ra hisoblaniladi:

$$\rho_r = 868 \text{ kg/m}^3; \quad \rho_e = 966 \text{ kg/m}^3.$$

Rafinat va ekstrakt sarfi quyidagini tashkil etadi:

$$G_r = 40\,000 \cdot 0,76 = 30\,400 \text{ kg/soat};$$

$$G_e = 40\,000 \cdot 0,24 = 9600 \text{ kg/soat}.$$

Rafinatli eritma hajmiy sarfi (6.4.) formulasi bo'yicha topiladi:

$$G'_r = \frac{30400}{868} + \frac{30400(1-0,86)}{0,86 \cdot 1021} = 39,9 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

Ekstraktli eritmaning sarfi (6.5.) formula bo'yicha hisoblanadi:

$$G'_e = \frac{9600}{966} + \frac{68000}{1043} - \frac{30400(1-0,86)}{0,86 \cdot 1043} = 70,4 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

Rafinatli eritma uchun tindirish zonasi balandligini (6.2.) formula bilan hisoblaniladi:

$$h_1 = \frac{39,9 \cdot 1,2}{11,6} = 4,1 \text{ m}.$$

Ekstraktli eritma uchun tindirish zonasi balandligini (6.3.) formulaga ko'ra aniqlaniladi:

$$h_2 = \frac{70,4 \cdot 0,5}{11,6} = 3 \text{ m}.$$

Kontaktli jihozlar qismi egallagan balandligi (6.6.) formulaga ko'ra aniqlaniladi:

$$h_3 = (6-1) \cdot 2,2 = 11 \text{ m}.$$

Kolonnaning umumiy balandligi quyidagiga teng bo'ladi:

$$H = 4,1 + 3 + 11 = 18,1 \text{ m}.$$

Masalalar

6.1. Selektiv tozalash qurilmasining xomashyoga nisbatan ishlab chiqarish quvvati yiliga 650 000 (t/yil) tonnani tashkil etadi. Rafinat chiqishi 78% ga teng. Agar qurilma yiliga 340 kun ishlasa, bir soatda rafinatning chiqishini aniqlang.

6.2. Ekstraksion kolonnaga 9,89 kg/s moyli fraksiya kiritilmoqda. Fenol massasi 1 kg xomashyoga nisbatan 1,8 kg ni tashkil etadi. Fenolning sarfini toping.

6.3. Ekstraksion kolonnadan 12,19 kg/s rafinatli eritma chiqadi, unda rafinatning massa ulushi 0,83 ga teng. Xomashyoga nisbatan rafinatning chiqishi 74%. Xomashyoning massa sarfini hisoblang.

6.4. Selektiv erituvchi sifatidagi fenol xomashyoga 1,6:1 hajmiy nisbatda berilmoqda. Kolonnadagi aralashma oqimi shartli tezligi $10 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{soat})$ ga teng bo'lsa, $44 \text{ m}^3/\text{soat}$ moyli distil-latni tozalashga mo'ljallangan ekstraksion kolonna diametrini aniqlang.

6.5. Ekstraksion kolonnada $38\,700 \text{ kg}/\text{soat}$ moyli fraksiya tozalashdan o'tkazilmoqda. Tozalash furfurool bilan o'tkazilmoqda, uning massasi 1 kg xomashyoga nisbatan 2,8 kg ni tashkil etadi. Xomashyo va furfuroolning kolonnadagi o'rtacha zichligi $896 \text{ kg}/\text{m}^3$ va $1060 \text{ kg}/\text{m}^3$. Oqim tezligini $8 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{soat})$ deb qabul qilgan holda kolonna diametrini hisoblang.

6.6. Agar rafinatning chiqishi ($\rho_{4}^{20}=0,898$) $32\,000 \text{ kg}/\text{soat}$ ni tashkil etsa va uning eritmadagi massa ulushi 0,87 ga teng bo'lsa, tindirilayotgan rafinatli eritma hajmini hisoblang. Kolonna yuqorisidagi temperatura 90°C , shu temperaturada erituvchining zichligi $1015 \text{ kg}/\text{m}^3$.

6.7. Ekstraksion kolonnaga $39\,500 \text{ kg}/\text{soat}$ moyli fraksiya kiritilmoqda. Rafinatning ($\rho_{4}^{20}=0,910$) massada chiqishi 68% ga teng, rafinatli eritmadagi massa ulushi 0,8, kolonnaning yuqorisidagi temperaturasi 93°C da erituvchining zichligi $1010 \text{ kg}/\text{m}^3$ ga teng bo'lsa, tindirish zonasidagi rafinatli eritma hajmini aniqlang.

6.8. Rafinatning chiqishi 72 % ni, uning rafinatli eritmasidagi massa ulushi 0,81, erituvchining massasi 1 kg xomashyoga nisbatan 1,85 kg ni tashkil etadi. Ekstraktning nisbiy zichligi ρ_{4}^{20}

= 0,988, kolonna pastidagi temperatura 55 °C, shu temperaturada erituvchining zichligi 1090 kg/m³ bo'lsa, 34800 kg/soat xomashyo kiritiladigan kolonnaning tindirish zonasidagi ekstraktli eritma hajmini toping.

6.9. Diametri 3,5 m kolonna yuqorisidagi rafinatli eritma tindirish vaqti 1,2 soatga teng. Rafinatli eritmadagi rafinat miqdori 82%, rafinatning massa chiqishi ($\rho_4^{20}=0,895$) xomashyoga nisbatan 73% ni tashkil etadi. Xomashyo sarfi 327 kg/soat. Kolonna yuqorisidagi temperatura 85°C, shu temperaturada erituvchining zichligi 1030 kg/m³ ga teng. Rafinatli eritmaning tindirish qismi balandligini aniqlang.

6.10. Rafinat chiqishi ($\rho_4^{20}=0,908$) 77,5 %, uning eritmadagi massa ulushi 0,8. 1 kg xomashyoga nisbatan erituvchining massasi 1,25 kg. Rafinatli eritmani tindirish vaqti 1,35 soat, ekstraktli eritmada 0,75 soat. Ekstraktning nisbiy zichligi $\rho_4^{20}=0,981$. Kolonna yuqorisidagi temperatura 90°C, pastdagisi 60°C. Shu temperaturalarda erituvchi zichligi 1012 kg/m³ va 1040 kg/m³ ga teng bo'lib, kolonnada 0,6 m oraliqda 25 ta elaksimontarelkalar o'rnatilganligi ma'lum bo'lsa, tozalashdan o'tuvchi 42100 kg/soat moyli fraksiya diametri 4 m bo'lgan ekstraktsion kolonna balandligini hisoblang.

6.2. Selektiv tozalashdagi rafinatlarni deparafinlash

Jarayon tavsifi. Deparafinlashdan asosiy maqsad — ulardan qattiq uglevodorod (asosan parafin)larni ajratib, moyli fraksiyalar qotish temperaturalarini pasaytirish. Jarayon ekstraktsiyalashning turli ko'rinishlari hisoblanib, ekstraktiv kristallash deb ham ataladi hamda past temperaturalarda qattiq va suyuq uglevodorodlarning ayrim erituvchilarda turlicha eruvchanligiga asoslangandir.

Jarayonning xomashyosi moylarni selektiv tozalashdagi rafinatlar hisoblanadi. Jarayonning asosiy mahsuloti deparafinlangan moydir. Yonaki mahsulot sifatida qattiq qolidiqlar: distillyatdan gach va qoldiq xomashyodan petrolatumlardan olinadi. Erituvchi sifatida ko'pgina hollarda «metiletiketona» (MEK) —

toluol» aralashmasi xizmat qiladi. Erituvchilarning xomashyoga nisbatan massa nisbati 2,8:1 da 4,5:1 gacha bo'lishi mumkin.

Jarayonning temperaturasi parafinsizlantiriladigan moyning sifatiga qo'yiladigan talablarga bog'liq. Xomashyo aralashmasini oxirgi sovitish (filtrlash) va qotish temperaturalar orasidagi farqi parafinsizlantirishning temperatura effekti deb ataladi, odatda, u ketonli erituvchilar uchun 5–10°C ga teng. Oddiy parafinsizlantirishda temperatura filtrlashning birinchi bosqichida minus 20°C dan to minus 25°C gacha, ikkinchi bosqichda minus 10 dan minus 20°C ni tashkil etadi. Ko'pchilik qurilmalarda past temperatura hosil qilish uchun sovituvchi moddalar sifatida ammiak yoki propan ishlatiladi.

Xomashyoni sovutish jarayoni issiqlik almashtirgich apparatlari singari konstruksiyalangan kristallizatorlarda o'tkaziladi. Hosil bo'lgan suspenziyani filtrlash barabanli vakuum-filtrlarda amalga oshiriladi.

Jarayonning moddiy balansi. Deparafinlash jarayoni bir necha bosqichlarda boradi: Erituvchini o'zgaruvchan maromda yuborish va qator fizik-kimyoviy (kristallar yiriklashuvi, moyning suyuq uglevodorodlarining qattiq yuzaga adsorbsiyasi va boshqalar) jarayonlaridan iborat. Qattiq fazalar hosil bo'lishi va ajralishiga texnologik parametrlar va filtrlash sifati katta ta'sir ko'rsatadi. Shunga ko'ra, amaldagi hisoblash usullari yordamida deparafinlash mahsulotlari chiqishini taxminan hisoblash mumkin.

Demak, deparafinlangan moy massasini quyidagi formula bilan hisoblash mumkin:

$$X_D = 100X_0 \left(1 - \frac{3,35(1 - X_0)}{X_0 + R} \right). \quad (6.7.)$$

Bunda: X_0 – xomashyodagi suyuq uglevodorodlarning massa ulushi; R – erituvchini : xomashyo massasiga nisbati.

Qattiq qoldiqning (X_q , %) toza holdagi chiqish farqi quyidagiga teng bo'ladi:

$$X_q = 100 (1 - X_0). \quad (6.8.)$$

Biroq bu ko'rinishda, qattiq qoldiq (gach, petrolatum)da doim ma'lum miqdorda adsorbsiyalangan moy saqlanadi. Uning X_M massasi quyidagi formula bilan hisoblaniladi:

$$X_M = \frac{335(1 - X_o)}{X_o + R}. \quad (6.9.)$$

Demak, qattiq qoldiqning umumiy miqdori (6.8.) va (6.9.) formulalardan olingan qiymatlarning yig'indisiga asosan hisoblaniladi.

Amaldagi ma'lumotlarga ko'ra, deparafinlangan moyning chiqishi, odatda, xomashyoga ko'ra 65 – 80% ni tashkil etadi, qoldiqdagi gach yoki perolatumdagi moyning miqdori 40% gacha yetishi mumkin.

6.3- misol. Deparafinlash qurilmasiga 6,5 kg/s fenolli tozalashdagi distillyatli rafinat kiritilyapti, undagi suyuq uglevodorodlar massa ulushi 0,85 ga teng. Erituvchi (MEK - toluol) ning massasi 1kg xomashyoga nisbatan 3,5 ni tashkil etadi. Deparafinlangan moy va gachning chiqishini aniqlang.

Yechish. Deparafinlangan moyning chiqishi (6.7.) formula bilan hisoblaniladi, unga xomashyo bo'yicha qurilmaning unumdorlik ko'paytuvchisi kiritiladi:

$$G_D = X_D \cdot G_{xom.a.} = 0,85 \left(1 - \frac{3,35(1 - 0,85)}{0,85 + 3} \right) 6,5 = 4,81 \text{ kg/s}.$$

Qattiq qoldiqning chiqishi (6.8.) formula bo'yicha aniqlaniladi.

$$X_{qattiq} = 100(1 - 0,85) = 15\%$$

va undagi moyning miqdori (6.9.) formula bilan hisoblanadi:

$$X_M = \frac{335(1 - 0,85)0,85}{0,85 + 3,5} = 11,1\%.$$

Demak, gachning umumiy chiqishi 26,1% ni yoki quyidagi ifodani tashkil etadi:

$$G_g = \frac{6,5 \cdot 26,1}{100} = 1,69 \text{ kg/s}.$$

Gachning massasini xomashyo bilan deparafinlangan moy massalari orasidagi farq orqali aniqlash mumkin.

Kristallizator hajmi. Dastlabki xomashyoni sovitish uchun zarur bo'lgan kristallizatorning hajmini ($V'_{k.r}$, m^3) o'rtacha sovitish tezligidan kelib chiqqan holda aniqlash mumkin:

$$V'_{k.r} = \frac{G'_{xom.a}(t_1 - t_2)}{W_o}. \quad (6.10.)$$

Bunda: $G'_{x.a}$ — xomashyo aralashmasining hajmiy sarfi, m^3 /soat, t_1, t_2 — kristallizatorlarga kirishdagi va chiqishdagi temperaturasi, $^{\circ}C$; W_o — xomashyo aralashmasining o'rtacha sovitish tezligi, $^{\circ}C$ /soat.

Keton-aromatik erituvchilardan foydalanilganda o'rtacha sovitish tezligi 100 dan 200 $^{\circ}C$ /soat oralig'ida bo'ladi.

Xomashyo aralashmasining hajmiy sarfi quyidagi formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$G'_{x.a} = \frac{G_{x.a}}{\rho_{x.a}} + \frac{G_e}{\rho_e}. \quad (6.11.)$$

Bunda: $G_{x.a}$, G_e — qo'shimcha berilgan xomashyo va erituvchining massa sarfi, kg /soat; $\rho_{x.a}$, ρ_e — kristallizatoridagi xomashyo va erituvchining o'rtacha temperaturadagi zichliklari, kg/m^3 .

Xomashyoni oldindan suyultirish uchun erituvchining umumiy massasiga nisbatan 40 — 50 % gacha ortiqcha beriladi.

6.4- misol. Deparafinlash qurilmasi kristallizatoriga 31 000 kg /soat rafinat ($\rho_4^{20} = 0,895$) kiritiladi. Erituvchi : xomashyo masalari nisbati 3,8 : 1 ga teng, shu bilan birga uning 42% massasi xomashyoga oldindan qo'shiladi. Kristallizatsiyalash sharoitida erituvchining zichligi 835 kg/m^3 ga teng, sovitish o'rtacha tezligi 150 $^{\circ}C$ /soat. Xomashyo aralashmasining kristallizatorga kirishdagi temperaturasi +30 $^{\circ}C$, chiqishdagisi esa minus 20 $^{\circ}C$ ga teng bo'lsa, kristallizatorning hajmini aniqlang.

Yechish. Sovitish zonasida o'rtacha temperatura 5 $^{\circ}C$ ga teng bo'ladi. Ushbu temperaturada xomashyo zichligini D.I. Mendeleev formulasiga ko'ra aniqlasak, $\rho_{x.a} = 904,7$ kg/m^3 ni tashkil etadi. Xomashyoga qo'shimcha kiritilayotgan erituvchi sarfi aniqlaniladi:

$$G_e = 31000 \cdot 3,8 \cdot 0,42 = 49\,476 \text{ } kg/soat.$$

Xomashyo aralashmasining umumiy hajmiy sarfi (6.11.) formula bo'yicha topiladi:

$$G_{x.a} = \frac{31000}{904,7} + \frac{49476}{835} = 93,5 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

Kristallizator hajmi (6.10.) formula bilan hisoblaniladi:

$$V'_{h.r} = \frac{93,5 \cdot 50}{150} = 31,2 \text{ m}^3.$$

Filtrlovchi sirt yuzasi. Vakuum - filtrlar uchun filtrlash sirt yuzasi (S , m^2) ning taxminiy qiymatini quyidagi formula orqali hisoblash mumkin:

$$S = \frac{0,7(G'_{x.a} X_s + G'_e)}{V_f}, \quad (6.12.)$$

Bunda: $G'_{x.a}$ – vakuum-filtrlarga sovitilgandan so'ng kiruvchi xomashyo aralashmasi (suspensiya) umumiy hajmiy sarfi, m^3/soat ; G'_e - vakuum-filtrga cho'kmani yuvish uchun yubori-layotgan erituvchi hajmiy sarfi, m^3/soat ; X_s – suspenziyadagi suyuqlikning massa ulushi; V_f – filtrlash tezligi, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$.

Sanoatda deparafinlash qurilmalaridagi vakuum - filtrlarda filtrlash tezligi $0,1 - 0,6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ ni tashkil etadi.

6.5- misol. Kristallizatoridan vakuum-filtrlarga $87 \text{ m}^3/\text{soat}$ xomashyo suspenziyasi kiritiladi, unda qattiq faza massa ulushi $0,06$ ni tashkil etadi. Cho'kmani yuvishda qo'shimcha $38 \text{ m}^3/\text{soat}$ tezlikda erituvchi yuboriladi. Filtrlash tezligi $0,15 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ ga teng. Filtrlash sirt yuzasini aniqlang.

Yechish. Suspenziyadagi suyuqlikning massa ulushi $X_s = 1 - 0,06 = 0,94$ ga teng. Filtrlash sirt yuzasi (6.12.) formulaga asosan aniqlaniladi:

$$S = \frac{0,7(87 \cdot 0,94 + 38)}{0,15} = 559 \text{ m}^2.$$

Masalalar

6.11. Rafinatni deparafinlashda deparafinlangan moy chiqishini aniqlang. Unda suyuq uglevodorodlarning potentsial massa ulushi 0,84 ni tashkil etadi, erituvchining xomashyoga nisbatan massasi esa 4,1:1 ga teng.

6.12. 87% suyuq uglevodoroddan tarkib topgan distillyat rafinati deparafinlashga kiritilmoqda. Erituvchi : xomashyo (massalar bo'yicha) nisbati 3,5 :1 ga teng. Gachning chiqish unumini toping.

6.13. Deparafinlash qurilmasiga 6 kg/s qoldiq rafinat kiritilmoqda. Erituvchining massasi 1 kg xomashyoga nisbatan 4,5 kg ga teng. Xomashyodagi qattiq uglevodorodlar massa ulushi 0,22. Hosil bo'ladigan petrolatum miqdorini hisoblang.

6.14. Deparafinlash qurilmasi filtriga xomashyoga qo'shish va cho'kmani yuvish uchun 74 000 kg/soat erituvchi yuboriladi, bunda uning massasi 1 kg xomashyoga nisbatan 3,7 kg ga teng. Agar xomashyodagi suyuq uglevodorodlar massa ulushi 0,85 bo'lsa, deparafinlangan moyning bir soatdagi chiqishini aniqlang.

6.15. Deparafinlash qurilmasidan 8000 kg/soat gach chiqadi. Texnologik rejimga muvofiq massalariga nisbati erituvchi : xomashyo 3,6 :1 ni tashkil etadi. Agar undagi suyuq uglevodorodlar massa ulushi 0,79 ga teng bo'lsa, xomashyo sarfini aniqlang.

6.16. Deparafinlash qurilmasi kristallizatoriga 75 000 kg/soat qo'shilgan xomashyo kiritiladi. Erituvchi : xomashyo massalar nisbati 2:1. Xomashyoning zichligini 909 kg/m³ va erituvchiniki 840 kg/m³ deb qabul qilgan holda, xomashyo aralashmasi hajmiy sarfini toping.

6.17. Deparafinlash qurilmasi 708 t/sut rafinatni ($\rho_4^{20} = 0,925$) qayta ishlamoqda, unga sovitishdan oldin 2,2 : 1 nisbatda erituvchi qo'shilmoqda. Sovitish jarayoni 40°C dan minus 20°C da olib borilib, berilgan temperatura intervalida erituvchining o'rtacha zichligi 830 kg/m³ ga teng. Xomashyo aralashmasining hajmiy sarfini hisoblang.

6.18. Sovitish uchun mo'ljallangan 110 m³/soat xomashyo aralashmasini 28°C dan minus 25°C gacha sovitish tezligi 180 °C/soat ga teng bo'lsa, kristallizatorning ishchi hajmini aniqlang.

6.19. Vakuum - filtrga tushayotgan xomashyo suspenziyasi-ning tezligi $93 \text{ m}^3/\text{soat}$ ni tashkil etadi. Cho'kmani yuvish uchun qo'shimcha $40 \text{ m}^3/\text{soat}$ tezlikda erituvchi yuboriladi. Suspenziyadagi qattiq faza massa ulushi $0,075$ ga teng, filtrlash tezligi $0,2 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{soat})$ bo'lsa, filtrning sirt yuzasini toping.

6.20. $19500 \text{ kg}/\text{soat}$ rafinatni qayta ishlayotgan deparafinlash qurilmasidagi vakuum - filtr I bosqich filtrlash sirt yuzasini hisoblang. Erituvchining xomashyoga (massalar bo'yicha) nisbati $1,5 : 1$ ga teng, qo'shishga va cho'kmani yuvishga $1 : 1$ nisbat. Suspenziyadagi suyuqlikning massa ulushi $0,93$, filtrlash tezligi $0,5 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{soat})$. Filtrlash temperaturasiga muvofiq xomashyo va erituvchi zichligi $950 \text{ kg}/\text{m}^3$ va $845 \text{ kg}/\text{m}^3$ qabul qilingan.

6.3. Neft qoldiqlarini deasfaltlash

Jarayonning tavsifi. Deasfaltlash jarayoni neftni haydash qoldiqlaridan smola — asfalten moddalarni, yuqori kokslashdagi polisiklik uglevodorodlarni va yuqori qovushqoqlikni yo'qotish uchun mo'ljallangan. Jarayondan so'ng hosil bo'lgan mahsulot — deasfaltizat deb atalib, u ma'lum tozalashdan va deparafinlashdan so'ng qoldiq moylar aralashmasi sifatida foydalaniladigan uglevodorodlar majmuasidan iborat.

Yonaki mahsulot — asfalt, asosan, murakkab geteroatomli birikmalardan tarkib topgan va, odatda, bitum ishlab chiqarishda xomashyo sifatida ishlatiladi. Mazutni vakuumli haydash qoldiqlari — gudron qayta ishlash orqali deasfaltizatsiya qilinadi. Deasfaltizatsiya — bir yoki ikki bosqichli ekstraksiyalash jarayoni bo'lib, unda ko'p hollarda suyuq propan selektiv (tanlab) erituvchi hisoblanadi.

Propan : xomashyo hajmiy nisbatlari $5:1$ dan $10:1$ gacha o'zgarib turadi. Propanning ortiqcha massasi 1 kg xomashyoga nisbatan $2,5 - 5 \text{ kg}$ ni tashkil etadi. Texnologik rejim erituvchi va xomashyo xususiyatlariga hamda olinadigan deasfaltizat sifatiga qo'yiladigan talabga bog'liq. Ekstratsiya vaqtida temperaturaning kichik chegaralarida kolonna pastki qismida 50°C dan 65°C gacha, uning yuqori qismida esa 75°C dan 88°C gacha o'zgaradi. Shunga ko'ra, selektiv tozalashdagi jihoz bo'ylab temperatura o'zgarishi (deasfaltlash temperatura gradiyenti) saqlab turiladi. Propanga

suyuq faza o'tishini osonlashtirish uchun jarayon 3,6 – 4,2 MPa bosim ostida olib boriladi.

Sanoat sharoitida xomashyoni deasfaltlash qarama-qarshi oqimli ekstraksion kolonnalarda amalga oshiriladi. Kolonna, odatda, berk to'siqli (devorli) ikki – pastki ekstraksion va yuqorisi – tindirish qismlariga ajratilgan Ekstraksion qismida kontakt hosil qiluvchi tareklalar o'rnatiladi. Ekstraksion kolonnadagi xomashyo aralashmasining harakat tezligi $35 - 40 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ ni tashkil etadi.

Jarayonning moddiy balansi. Deasfaltizatning chiqish unumli ko'p omillarga bog'liq bo'lib, uning chiqishi xomashyoga ko'ra 26 dan 90% gacha o'zgarib turadi. Moddiy balansni hisoblashda tajriba ma'lumotlariga yoki eksperimental tadqiqot natijalariga asoslanadi. Bu ma'lumotlar bo'lmaganda qarama-qarshi oqimli kolonnalarda xomashyoni propan yordamida deasfaltizatlashda deasfaltizatning chiqishini B.I. Bandarenko formulasiga ko'ra taxminan hisoblash mumkin.

$$X_{DS} = 94 - 4K_{XA} + 0,1(K_{XA} - 10)_2. \quad (6.13.)$$

Bunda: X_{DS} – xomashyoga nisbatan deasfaltizatning chiqish unumi (kokslanishi 1,1 – 1,2%), %, K_{XA} – xomashyoning kokslanishi, %.

Deasfaltlashda ishlatiladigan xomashyoning kokslanishi 4 dan 18% gacha o'zgarishi mumkin.

6.6- misol. Deasfaltlash qurilmasiga 18 kg/s tezlikda gudron kiritiladi, uning kokslanishi 11,7% ni tashkil etsa, bir soatda olinadigan deasfaltizatning massasini aniqlang.

Yechish. Deasfaltizat chiqishi (6.13.) formulasiga ko'ra topiladi:

$$X_{DS} = 94 - 4 \cdot 11,7 + 0,1(11,7 - 10)^2 = 47,5\%.$$

Deasfaltizat massada ifodalanishi chiqishi quyidagicha bo'ladi:

$$G_{DS} = 18 \cdot 0,475 \cdot 3600 = 30\,780 \text{ kg/soat}.$$

Ekstraksion kolonnaning asosiy o'lchamlarini hisoblash. Ekstraksion kolonnalar deasfaltizatlash jarayonida selektiv tozalashdagi kolonnalar singari hisoblanadi (6- bo'limga qarang).

Ekstraksion kolonna diametri (6.1.) formula yordamida hisoblaniladi:

$$D = 2\sqrt{\frac{G_{x.a} + G'_{pr}}{\pi W}}.$$

Propaning hajmiy sarfi (G'_{np} , m³/soat) berilgan propan: xomashyo nisbati bo'yicha hisoblaniladi. Xomashyo aralashmasi harakatining shartli tezligi amaldagi ma'lumotlarga ko'ra, 35–40 m³/(m³·soat) oralig'ida bo'ladi.

Kolonna balandligi quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4.$$

Bunda: h_1 – deasfaltizat eritmasini propandagi tinish zonasi balandligi, m; h_2 – to'siq (devor)dan to yuqori tarelka yoki nasadkagacha bo'lgan balandlik, 3,3 – 3,5 m ga teng; h_3 – kontakt jihoz-qurilmalari egallagan balandlik, m; h_4 – kolonna tubidan to pastki tarelkagacha bo'lgan balandlik, 3,0 – 3,2 m ga teng.

Tindirish zonasi balandligi quyidagi formula bilan topiladi:

$$h_1 = \tau_1 \cdot V_1.$$

Bunda: τ_1 – deasfaltizat eritmasining tinish vaqti 570 – 670 s ga teng; V_1 – tindirish qismidagi eritmaning chiziqli tezligi, 0,006 – 0,007 m/s ga teng.

Kontakt qurilma - jihozlari egallagan balandlik quyidagi formula orqali aniqlaniladi:

$$h_2 = \tau_2 \cdot V_2.$$

Bunda: τ_2 – ekstraktsiya zonasida xomashyo va propaning kontakt (to'qnashuv) vaqti, odatda, 110 – 130 s; V_2 – ekstraktsiya zonasidagi oqimning chiziqli tezligi 0,046 – 0,56 m/s ga teng.

6.7- misol. Ekstraksion kolonnaga 63 100 kg/soat ($\rho_4^{20} = 0,965$) xomashyo kiritiladi. Propaning massasi 1 kg xomashyoga 3 kg ni tashkil etadi. Kolonnaning ekstraktsion qismidagi o'rtacha temperaturasi 55°C ga teng. Xomashyo aralashmasi oqimining shartli tezligi 39 m³/(m² · soat) bo'lsa, kolonnaning diametrini aniqlang.

Yechish. Ortiqcha propan miqdorini hisobga olgan holda, uning massa sarfi quyidagiga teng bo'ladi:

$$G_{pr} = 63\,100 \cdot 3 = 189\,300 \text{ kg/soat.}$$

Ekstraksion zona o'rtacha temperaturasi to'g'ri keluvchi xomashyo zichligi D.I. Mendeleyev formulasi bilan aniqlaniladi va $\rho_{x.A} = 945,5 \text{ kg/m}^3$ ni olamiz. Xuddi shu sharoitda propanning zichligini aniqlash uchun 16- ilovadan foydalanib, taxminan 0,0010 temperatura tuzatmasini qabul qilish mumkin. Bu holda $\rho_{pr} = 446 \text{ kg/m}^3$. Xomashyo va propan zichliklarini qayta hisoblashda bosimni e'tiborga olmasa ham bo'ladi.

Xomashyo va propanning hajmiy sarfi, ularning massa sarfi zichliklariga nisbatidan aniqlaniladi.

$$G'_{x.a} = 67,7 \text{ m}^3 / \text{soat}; \quad G'_{pr} = 424,4 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

Ekstraksion kolonna diametrini (6.1.) formula bo'yicha hisoblaniladi:

$$D = 2 \sqrt{\frac{66,7 + 424,4}{3,14 \cdot 39}} = 4 \text{ m}.$$

Masalalar

6.21. Kokslanishi 17,3% ga teng xomashyodan deasfaltizat chiqishini aniqlang.

6.22. Deasfaltlash qurilmasida 19,72 kg/s gudron qayta ishlanmoqda, uning kokslanishi 8,8% ni tashkil etadi. Deasfaltizatning chiqishini hisoblang.

6.23. Qurilma 48 200 kg/soat deasfaltizat ishlab chiqmoqda. Agar gudronning kokslanishi 7,5 % va qurilmaning uzluksiz ishlash vaqti yiliga 335 kun bo'lsa, qurilmaning xomashyo bo'yicha yillik unumdorligini toping.

6.24. Deasfaltlash qurilmasi ekstraksion kolonnasidan 46,95 kg/s moyli eritma chiqadi, undagi deasfaltizatning massa ulushi 0,15, uning kokslanishi 12,4% bo'lsa, xomashyoning massa sarfini aniqlang.

6.25. Deasfaltlash qurilmasiga 67400 kg/soat tezlikda gudron ($\rho_4^{20} = 0,981$) kiritiladi. «Propan : xomashyo» hajmiy nisbati 7,5:1 ni tashkil etadi. Propanning zichligini 490 kg/m³ deb qabul qilgan holda, uning massa sarfini toping.

6.26. Propanning ortiqcha hajmi 1 m³ xomashyoga 7 m³ to'g'ri kelsa, kolonnadagi aralashma oqimining shartli tezligi 3,5 m³/(m³

· soat) bo'lsa, $55 \text{ m}^3/\text{soat}$ tezlik bilan gudronni deasfaltlashga mo'ljallangan ekstraksion kolonna diametrini aniqlang.

6.27. Diametri 3 m bo'lgan ekstraksion kolonna orqali $261,4 \text{ m}^3/\text{soat}$ gudron va propan aralashmasi o'tadi. Xomashyo aralashmasi harakatining shartli tezligini hisoblang.

6.28. Moyli eritma harakatining chiziqli tezligi $0,006 \text{ m/s}$ ga teng va tinish vaqti $0,175$ soatni tashkil etuvchi ekstraksion kolonnaning tindirish qismi balandligini aniqlang.

6.29. Deasfaltlash qurilmasi ekstraksion kolonnasiga $62500 \text{ kg}/\text{soat}$ gudron ($\rho_4^{20} = 0,978$) kiritilmoqda. Propanni ortiqcha massasi 1 kg xomashyoga $3,2 \text{ kg}$ to'g'ri keladi. Kolonnaga kirishdagi temperatura 48°C , ekstraksion qismidan chiqishdagisi 60°C . Xomashyo aralashmasi oqimining shartli tezligi $39 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{soat})$ teng bo'lsa, kolonna diametrini toping.

6.30. Deasfaltlash kolonnasi ekstraksiya zonasidagi xomashyo aralashmasi harakatining chiziqli tezligi $0,05 \text{ m/s}$ ga teng, kontakt vaqti $0,035$ soat. Moyli eritma tindirish zonasida $0,0065 \text{ m/s}$ tezlik bilan harakatlanadi, tinish vaqti $0,185$ soatga teng. Ekstraksion kolonna taxminiy balandligini aniqlang.

Nazorat savollari

- 1. Neft moylari qanday komponentlardan tozalanadi?*
- 2. Rafinat deganda nimani tushunasiz?*
- 3. Deparafinlashning maqsadini tushuntiring?*
- 4. Deparafinlash jarayonida kristalizatorning vazifasi qanday?*
- 5. Neft qoldiqlarini deasfaltlashdan maqsad nima?*
- 6. Neft qoldiqlarini deasfaltlash jarayoni qanday kolonnalarda o'tkaziladi?*

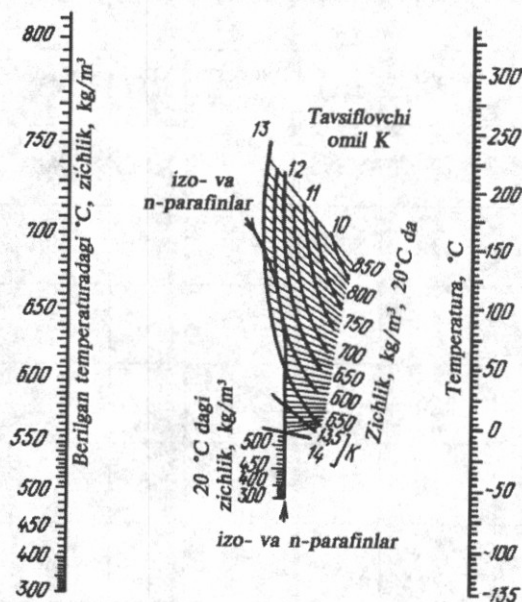
Ilovalar

1- ilova

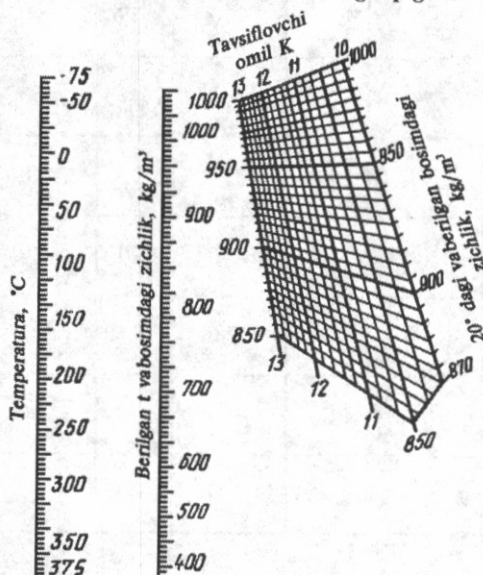
Nisbiy zichliklarning o'rtacha temperatura tuzatmasi.

ρ_4^{20}	α	5α	ρ_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	0,00389	0,9400–0,9499	0,000581	0,00290
0,8000–0,8099	0,000765	0,00382	0,9500–0,9599	0,000567	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	0,00365	0,9800–0,9899	0,000522	0,00261
0,8400–0,8499	0,000712	0,00356	0,9900–1,0000	0,000515	0,00257

Suyuq neft fraksiyalar doimiy bosim (kichik zichliklar sohasi)da temperaturaning — zichlikka bog‘liqligi



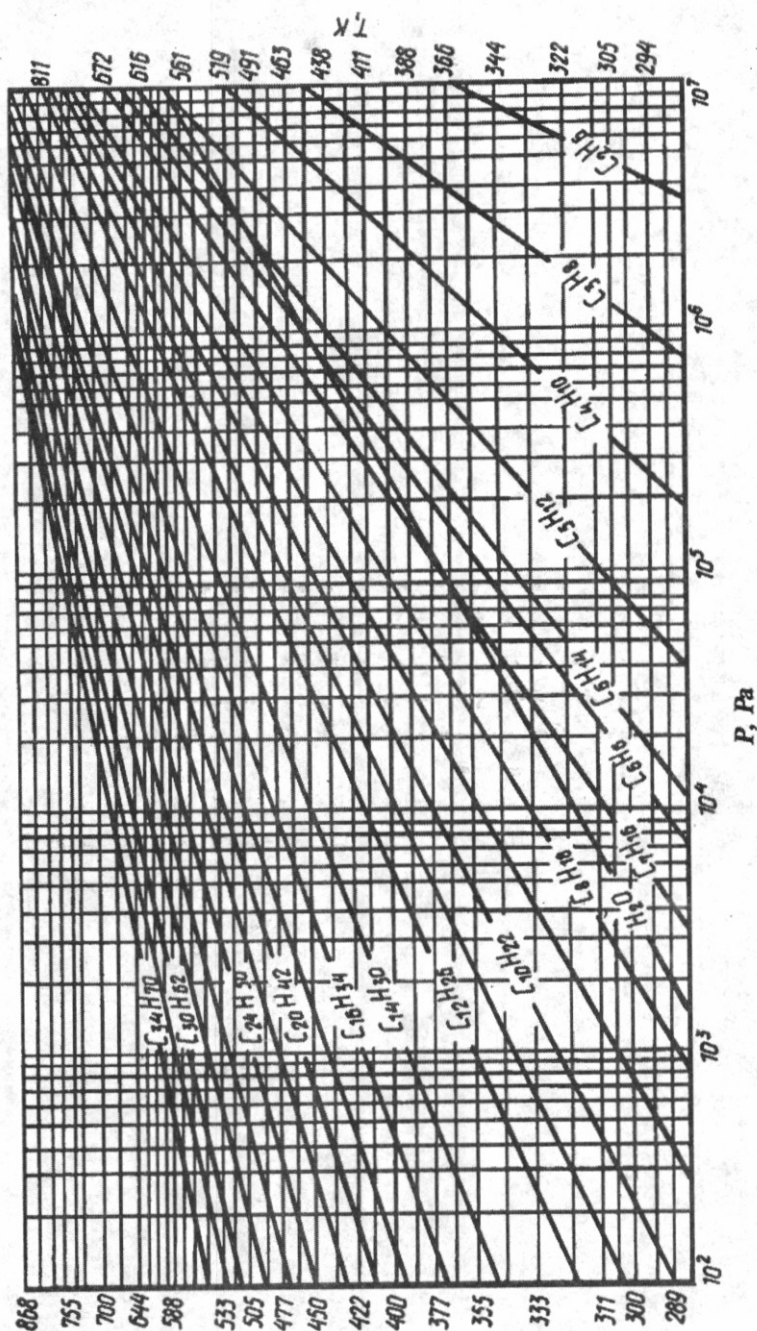
Doimiy bosim (yuqori bosimli sohasi)da suyuq neftli fraksiyalar uchun «temperatura — zichlik» bog‘liqligi.



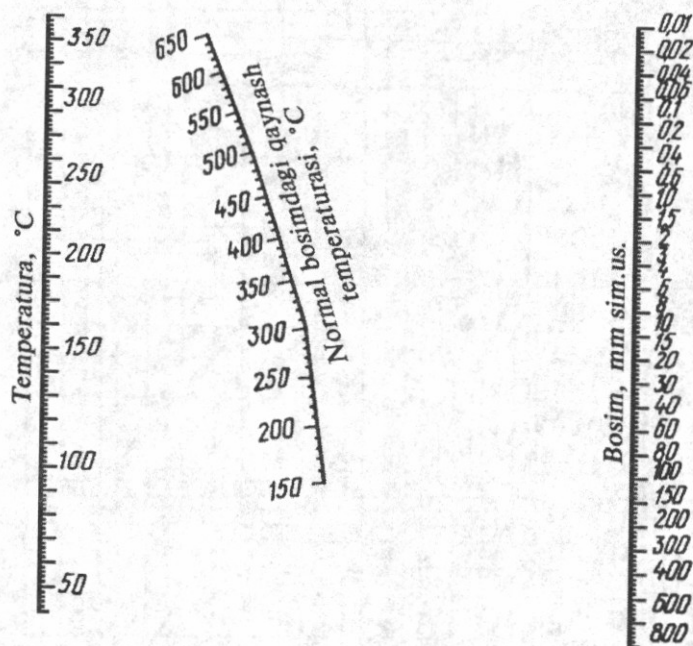
To'yingan bug' bosimini (1.5.) formula bo'yicha hisoblash uchun
temperatura funksiyasi (T) qiymatlari.

Tempera- tura, °C	f(T)	Tempera- tura, °C	f(T)	Tempera- tura, °C	f(T)	Tempera- tura, °C	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	6,155	220	3,387	360	2,082	500	1,348
90	5,866	230	3,263	370	2,005	—	—

Koks grafiği.



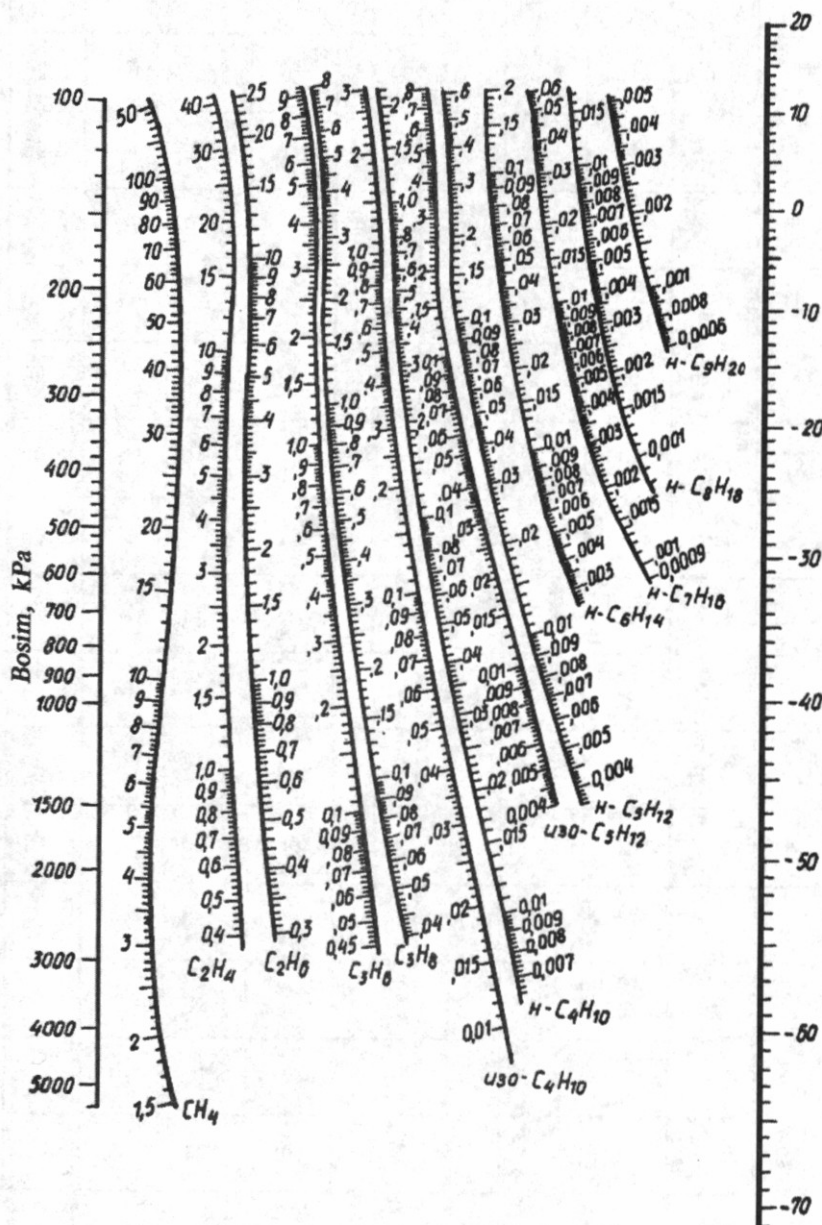
Neft mahsulotlari qaynash temperaturasi boshiga bog'liqligini aniqlash uchun nomogrammasi.



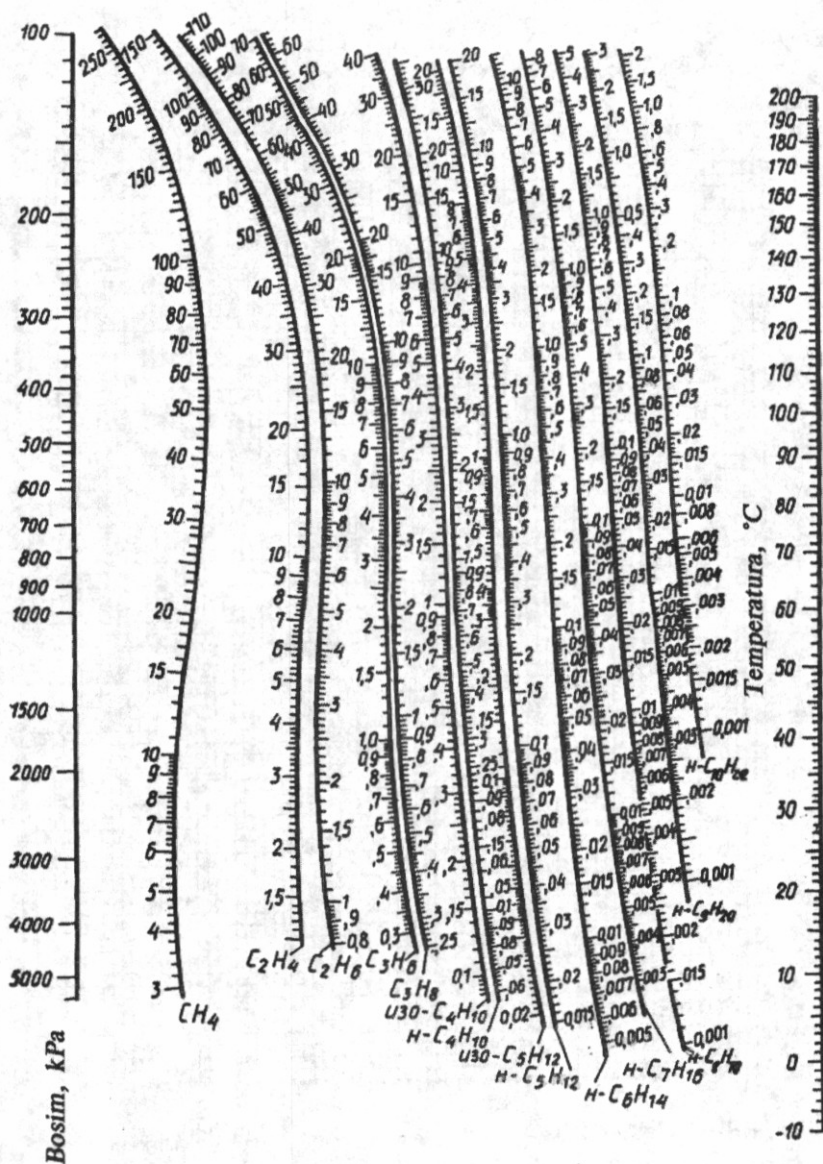
**Kinematik qovushqoqlik (mm^2/s) qiymatini shartli
qovushqoqlikka ($^\circ \text{ShQ}$) o'tkazish jadvali.**

mm^2/s	$^\circ \text{ShQ}$	mm^2/s	$^\circ \text{ShQ}$	mm^2/s	$^\circ \text{ShQ}$	mm^2/s	$^\circ \text{ShQ}$	mm^2/s	$^\circ \text{ShQ}$
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	47	5,76	57	7,73	72	9,73
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

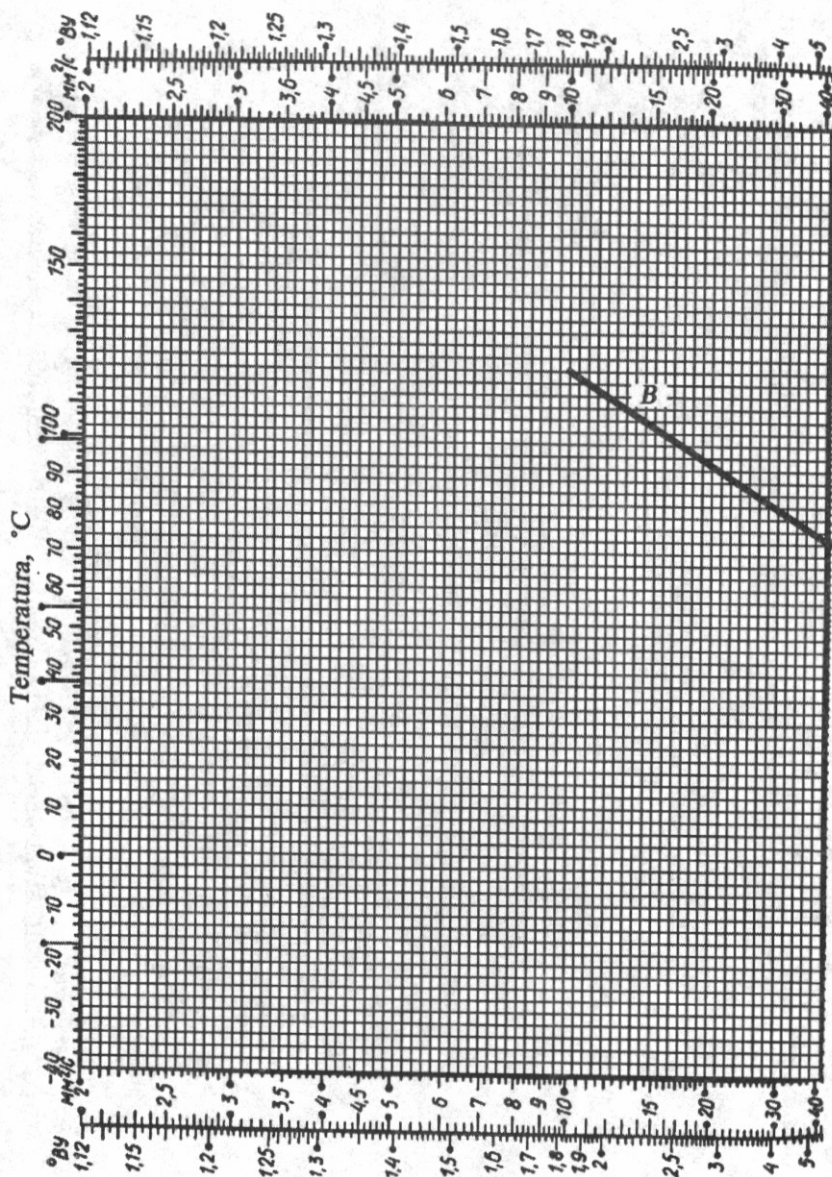
Past temperaturalarda uglevodorodlar fazoli tenglik konstantasini aniqlash uchun nomogramma.

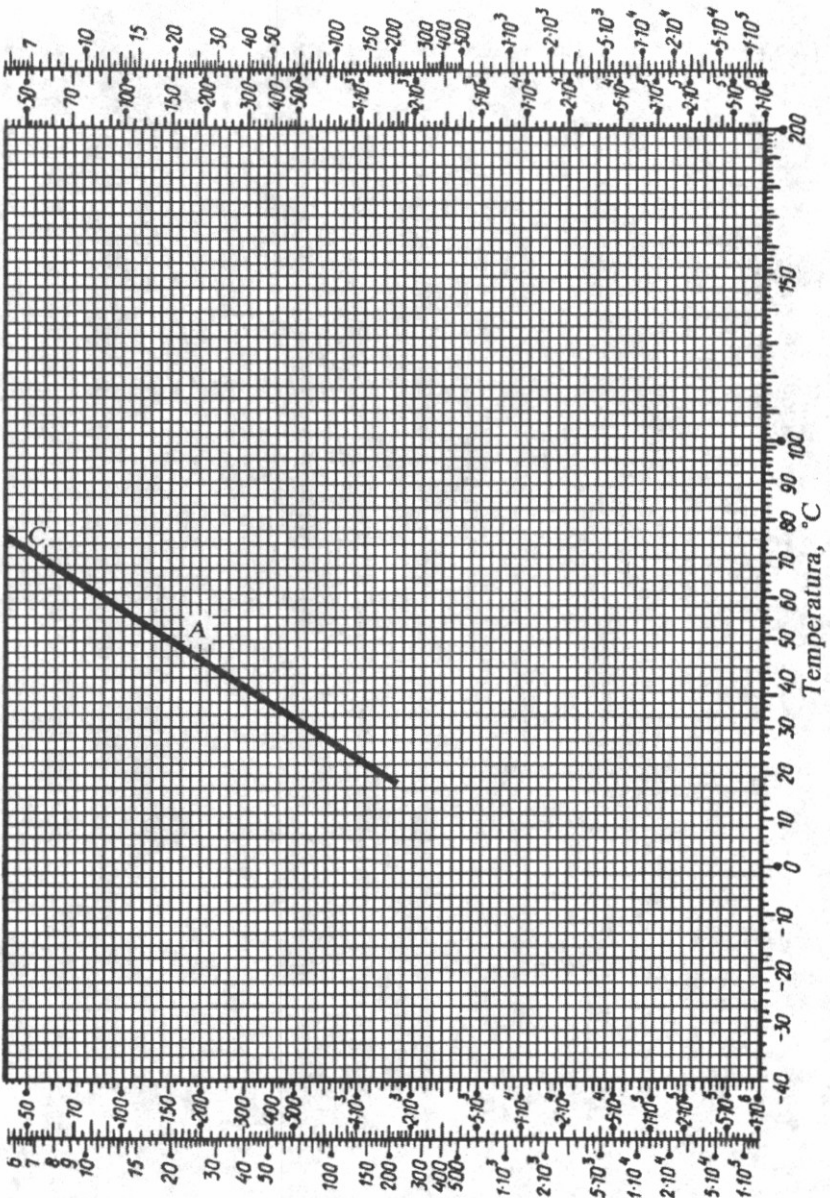


Yuqori temperaturalarda uglevodorodlar fazaviy muvozanat doimiysi (konstantasi)ni aniqlash uchun nomogramma.

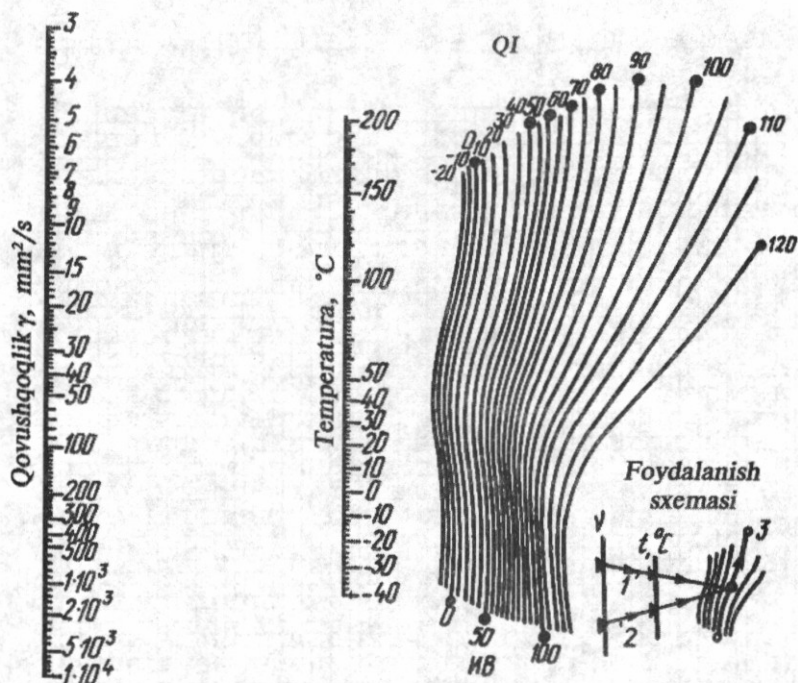


Neft moylari qovushqoqligining temperaturaga bog'liqligini aniqlash uchun nomogramma.

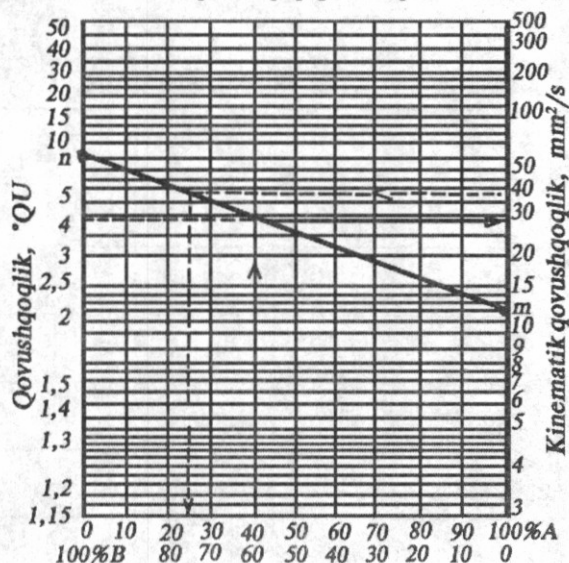




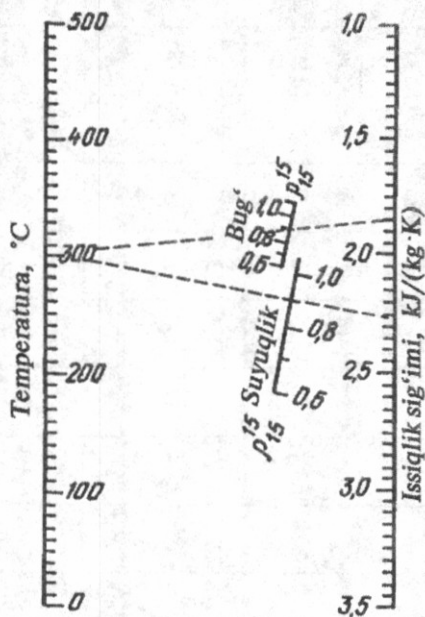
Neft moylari qovushqoqlik indeksini aniqlash uchun nomogramma.



Neft mahsulotlari aralashmasi qovushqoqligini aniqlash uchun nomogramma.



Suyuq neft mahsulotlari va ularning bug'leri issiqlik sig'imini aniqlash uchun nomogramma.



**Suyuq neft mahsulotlari entalpiyasini (1.16.) formula bo'yicha
hisoblash uchun a koeffitsiyent qiymatlari.**

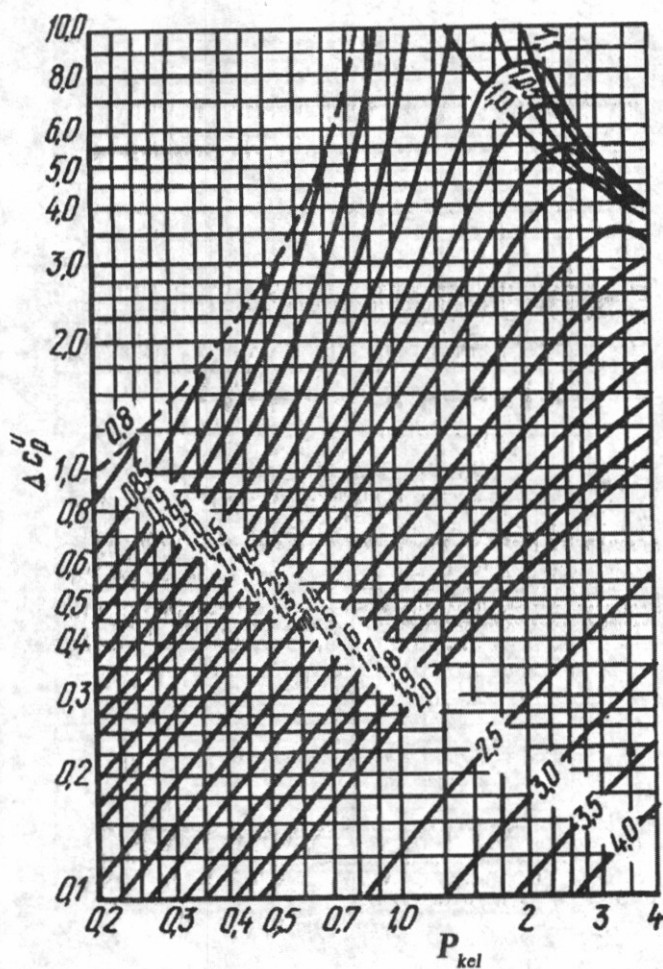
t, °C	a, kJ/kg	t, °C	a, kJ/kg	t, °C	a, kJ/kg
0	0,00	170	336,07	340	770,28
10	17,05	180	358,91	350	798,86
20	34,44	190	382,08	360	827,81
30	52,16	200	405,59	370	857,06
40	70,26	210	429,43	380	886,68
50	88,66	220	453,60	390	916,39
60	107,38	230	478,12	400	946,94
70	126,78	240	503,00	410	977,56
80	145,93	250	528,19	420	1008,53
90	165,71	260	553,75	430	1039,83
100	185,82	270	579,60	440	1071,50
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	1164,48
140	269,66	310	686,53	480	1201,48
150	291,45	320	714,10	490	1234,83
160	313,62	330	742,00	500	1268,52

Gaz	(101,3 kPa, 273 K)			101,3 kPa da qaynash temperaturasi		Kritik temperatura		Kritik zichlik, kg/m ³	Normal sharoitda, $\mu_g \cdot 10^6, \text{Pa} \cdot \text{s}$
	Suyuq holatda, kg/l	Gaz holatida kg/m ³	Havoda	°C	K	°C	K		
Metan	0,3042	0,7168	0,5544	-161,8	111,4	-82,7	190,5	162	10,27
Etilen	0,3961	1,2605	0,9750	-103,7	169,5	9,5	282,7	220	9,41
Etan	0,3722	1,3560	1,0489	-88,7	184,5	32,3	305,5	212	8,66
Propilen	0,5455	1,9149	1,4812	-47,7	225,5	91,9	365,1	233	7,84
Propan	0,5011	2,0037	1,5499	-42,1	231,1	96,8	370,0	225	7,50
izo – Butilen	0,6180	2,5022	1,9355	-6,9	266,3	144,7	417,9	234	7,32
izo – Butan	0,5810	2,6851	2,0770	-11,7	261,5	135,0	408,2	221	6,89
n-Butan	0,6010	2,7023	2,0903	-0,5	272,7 301,1	152,0	425,2	228	6,82
izo – Pentan	0,6392	3,4302	2,6533	27,9	309,3	187,8	461,0	234	6,38
n-pentan	0,6455	3,4570	2,6740	36,1	20,4	196,6	469,8 33,2	232	6,23
Vodorod	—	0,0899	0,0695	-252,8	77,4	-240,2	126,3	31,6	8,40
Azot	—	1,2505	0,9673	-195,8	90,2	-146,9	154,8	304	16,83
Kislorod	—	1,4290	1,1053	-183,0	80,2	-118,4	132,5	406	19,29
Xavo (quruq)	—	1,2928	1,0000	-193,0	81,7	-140,7	133,2	322	17,10
Uglerod	—	1,2500	0,9669	-191,5	194,7	-140,0	304,2	301	16,60
oksidi	—	1,9769	1,5292	-78,5	263,2	31,0	430,7	465	13,65
Uglerod II oksidi	—	2,9266	2,2638	-1,00	319,2	157,5	373,6	525	11,60
Oltinugurt	—	1,5384	1,9000	46,0	373,2	100,4	647,4	348	12,50
II oksidi	—	0,7680	0,5941	100,0	374,2	374,2	—	307	8,24
Vodorod sulfid	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Suv bug'i	—	—	—	—	—	—	—	—	—

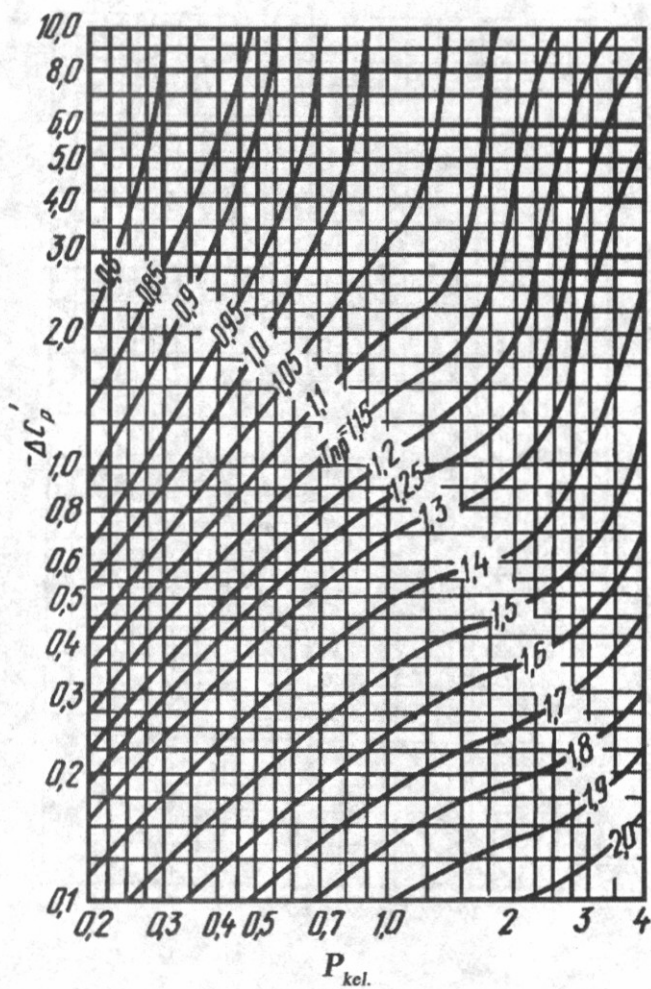
**Neft mahsulotlari bug'lanish entalpiyasini (1.17.) formula bo'yicha
hisoblashda ν koeffitsiyent qiymatlari.**

t, °C	B, kJ/kg	t, °C	b, kJ/kg	t, °C	b, kJ/kg
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	952,65
190	318,27	380	468,60	850	1024,13

Gazlarning issiqlik saqlashi ΔC_p^0 tuzatmasini aniqlash uchun nomogramma.



Gazlarni issiqlik saqlashi $\Delta C_p'$ tuzatmasini aniqlash
uchun nomogramma.



To'yingan suv bug'i parametrlari.

Bosim 10 ⁵ , Pa	Tempera- tura °C	Entalpiya, kJ/kg		Bug'lanish solishtirma issiqliqi. kJ/kg
		Suyuqlik	Bug'	
0,01	6,7	28,2	2514	2486
0,05	32,5	136,5	2562	2425
0,10	45,4	190,4	2585	2365
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	2290
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	854,8	2795	1940
18,0	206,1	880,7	2798	1917
20,0	211,4	904,6	2801	1896

Qizdirilgan suv bug'i parametrlari.

Bosim, 10^5 Pa	Temperatura, °C	Entalpiya, kJ/kg				O'rtacha issiqlig'imi, kJ/(kg.K)			
		100°C da	200°C da	300°C da	400°C da	100°C gacha	200°C gacha	300°C gacha	400°C gacha
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	3279,5	—	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	3276,5	—	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

MASALALAR JAVOBLARI

1.1. 0,55; 0,34; 0,11; 0,60; 0,31; 0,09. **1.2.** 0,48; 0,52; 0,52; 0,48. **1.3.** 0,30; 0,70. **1.4.** 0,67 033. **1.5.** 0,03; 0,79; 0,17; 0,01. **1.6.** 0,931; 0,016; 0,010; 0,010; 0,017; 0,016. **1.7.** 0,40; 0,35; 0,19; 0,06. **1.8.** 124,4 °C. **1.9.** 441,6 °C. **1.10.** 0,33; 0,67; 211,5°C. **1.11.** 0,873. **1.12.** 0,8594; 0,8545. **1.13.** 0,8379. **1.14.** 0,8291. **1.15.** 0,856. **1.16.** 0,8142. **1.17.** 0,0186. **1.18.** 23,3 kg. **1.19.** 0,7052. **1.20.** 0,8046. **1.21.** 724 kg/m³. **1.22.** 713 kg/m³. **1.23.** 0,7558. **1.24.** 0,863. **1.25.** 107,7 g/mol; 117,0 g/mol. **1.26.** 203,3 g/mol. **1.27.** 103,4 g/mol. **1.28.** 138,2 g/mol. **1.29.** 221,1 g/mol. **1.30.** 112,4 g/mol. **1.31.** 122,2 g/mol. **1.32.** 894409 Pa. **1.33.** 9180 Pa. **1.34.** ~42 000 Pa. **1.35.** ≈30 000 Pa. **1.36.** 400 °C. **1.37.** 563,9 K; 30,87 kPa. **1.38.** 0,83; 9,1. **1.39.** 1,05 MPa. **1.40.** 0,56 MPa; 0,83 MPa. **1.41.** 2,68 MPa. **1.42.** 0,93. **1.43.** 0,45. **1.44.** 2,47 °VU; 1,39·10⁻² Pa·s. **1.45.** 2,45 mm²/s; 1,16 °VU. **1.46.** 11,5 mm²/s. **1.47.** 70. **1.48.** 105. **1.49.** ≈4·10⁻⁴ m²/s. **1.50.** 10,5 mm²/s. **1.51.** 21 · 10⁻⁶ m²/s. **1.52.** 25 mm²/s. **1.53.** 30J; 70%. **1.54.** 64%; 36 %. **1.55.** 2,2 kJ/(kg · K). **1.56.** 2,40 kJ/(kg · K). **1.57.** 2,44 kJ/(kg · K). **1.58.** 1,71 kJ/(kg · K). **1.59.** 1,99 kJ/(kg · K). **1.60.** 2,68 kJ/(kg · K). **1.61.** 2,19 va 1,67 kJ/(kg · K). **1.62.** 2,62 va 2,16 kJ/(kg · K). **1.63.** 2,13 kJ/(kg · K). **1.64.** 304,4 kJ/kg. **1.65.** 311,2 kJ/kg. **1.66.** 691,4 kJ/kg. **1.67.** 523,3 kJ/kg. **1.68.** 572,2 kJ/kg. **1.69.** 1461,6 kJ/kg. **1.70.** 4,5 · 10⁵ kVt.

2.1. 0,04 m. **2.2.** 1,05 marta. **2.3.** ≈130 mol. **2.4.** 16 g/mol. **2.5.** 88,3 m³. **2.6.** 0,71 kg/m³; 1,34 kg/m³. **2.7.** 2,25 kg/m³. **2.8.** 1,75 kg/m³. **2.9.** 0,14; 0,86. **2.10.** 1,54 kg/m³. **2.11.** 1,94 kg/m³. **2.12.** 413 K. **2.13.** 1,62 kg/m³. **2.14.** 202 K; 4,72 MPa. **2.15.** 406,6 K; 3,9 MPa. **2.16.** 228 K; 4,47 MPa. **2.17.** 1,07; 1,43. **2.18.** 1,44; 0,15. **2.19.** 0,95. **2.20.** 0,74. **2.21.** 0,84. **2.22.** 10,1 · 10⁻⁶ Pa · s. **2.23.** 7,1·10⁻⁶ m²/s. **2.24.** 12,1·10⁻⁶ Pa·s. **2.25.** 10,4 · 10⁻⁶ Pa·s. **2.26.** 4,3·10⁻⁶ m²/s. **2.27.** 2,03 kJ/(kg · K). **2.28.** 2,12 kJ/(kg · K). **2.29.** 2,33 kJ/(kg · K). **2.30.** 84,8 J/(mol · K). **2.31.** 2,12 kJ/(kg · K). **2.32.** 129,6 J/(mol · K). **2.33.** 1,64 kJ/(kg · K). **2.34.** 2,78 kJ/(kg · K). **2.35.** 557,6 kJ/kg. **2.36.** 743 kJ/kg. **2.37.** 975,6 kJ/kg. **2.38.** 482,1 kJ/kg. **2.39.** 111,6 MJ. **2.40.** 269 kJ. **2.41.** 330,6 kJ/kg. **2.42.** 423,9 kJ/kg. **2.43.** 251 kJ/kg. **2.44.** 164,8 kJ/kg. **2.45.** 209 kJ/kg. **2.46.** 14,5 m³. **2.47.** 44,4 m³/soat. **2.48.** 97164 kJ/m³. **2.49.** 61000 kJ/m. **2.50.** 48493 kJ/m³. **2.51.** 41 076 kJ/m³. **2.52.** 8,1 m. **2.53.** 1,07. **2.54.** 56,7 m³. **2.55.** 2112 °C. **2.56.** 2074 °C.

3.9. $\approx 150^{\circ}\text{C}$. **3.10.** 170°C . **3.11.** $\approx 280^{\circ}\text{C}$. **3.12.** $44,5^{\circ}\text{C}$. **3.13.** 57°C .
3.14. 120°C . **3.15.** 64°C . **3.16.** 160°C . **3.17.** 190°C . **3.18.** 0,032; 0,089;
 0,287; 0,592. **3.19.** 0,444; 0,293; 0,200; 0,057; 0,006. **3.20.** 0,11. **3.21.**
 0,58. **3.22.** 130°C . **3.26.** 1300 kVt. **3.27.** 7,39 kg/s. **3.28.** 80°C . **3.29.** 13,78
 kg/s. **3.30.** 11,2 kg/s; 7,7 kg/s. **3.31.** 2,76 kg/s. **3.32.** $3,92\text{ m}^3/\text{s}$. **3.33.** $7,57\text{ m}/\text{s}$.
3.34. $1,07\text{ m}^3/\text{s}$. **3.35.** $0,73\text{ m}/\text{s}$. **3.36.** $0,99\text{ m}/\text{s}$. **3.37.** $0,66\text{ m}/\text{s}$. **3.38.** 4,1 m.
3.39. 3 m. **3.40.** 3,6 m. **3.41.** 28,1 m.

4.1. 15,7%. **4.2.** 3,4%, **4.3.** 15,9. **4.4.** 918 s. **4.5.** 4,4. **4.6.** 1,6. **4.7.** 0,3. **4.8.**
 4,51 kg/s. **4.9.** $2,45\text{ m}/\text{s}$. **4.10.** 750 m. **4.11.** 29,7%. **4.12.** 4,4%; 17,6%. **4.13.**
 13,3%. **4.14.** 5%. **4.15.** 11,5%. **4.16.** 26,6%. **4.17.** 59,3%. **4.18.** 802 m^2 . **4.19.**
 698 m; 4. **4.20.** 16,8 m.

5.1. 33,4 %. **5.2.** 20%; 6,8%. **5.3.** 6,7 %. **5.4.** 32,6 %. **5.5.** $245,16 \cdot 10^6\text{ kJ}$.
5.6. $232\text{ kJ}/\text{kg}$. **5.7.** 19141 2 kJ . **5.8.** $40075\text{ kJ}/\text{kg}$. **5.9.** $165\text{ kg}/\text{s}$. **5.10.** 55,6 m.
5.11. 5,1 m. **5.12.** 658 m^3 . **5.13.** 7,35 m. **5.14.** 80%. **5.15.** 90%. **5.16.** $13,5 \cdot 10^{-6}\text{ Vt}$.
5.17. $7,3 \cdot 10^{-6}\text{ Vt}$. **5.18.** $8,28 \cdot 10^6\text{ kJ}$. **5.19.** $66,6\text{ m}^3$. **5.20.** $3,42\text{ m}^3$. **5.21.**
 2,5 m; 9,2 m. **5.22.** 29,6 %, **5.23.** 17,3%. **5.24.** 10,6%. **5.25.** $5,82\text{ kg}/\text{s}$. **5.26.**
 1,2%; 0,36 %, **5.27.** $0,35\text{ kg}/\text{s}$. **5.28.** 96,8 %. **5.29.** $65,8\text{ m}^3$. **5.30.** 2 m.

6.1. 62130 kg/soat. **6.2.** $17,8\text{ kg}/\text{s}$. **6.3.** $13,67\text{ kg}/\text{s}$. **6.4.** 3,8 m. **6.5.** 4,8 m.
6.6. $42,2\text{ m}^3$. **6.7.** 37,7 m. **6.8.** $63,7\text{ m}^3$. **6.9.** 3,1 m. **6.10.** 22,4 m. **6.11.** 74,8 %.
6.12. 24,5%. **6.13.** $1,97\text{ kg}/\text{s}$. **6.14.** 15130 kg/soat. **6.15.** 23 810 kg/soat. **6.16.**
 $0,024\text{ m}^3/\text{s}$. **6.17.** $0,03\text{ m}/\text{s}$. **6.18.** 32,4 m. **6.19.** 441 m. **6.20.** 104 m^2 . **6.21.** 30,1%.
6.22. $11,62\text{ kg}/\text{s}$. **6.23.** $\approx 0,6\text{ mln t}/\text{yil}$. **6.24.** $15,64\text{ kg}/\text{s}$. **6.25.** $70,13\text{ kg}/\text{s}$. **6.26.**
 4 m. **6.27.** $37\text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$. **6.28.** 3,78 m. **6.29.** 4,1 m. **6.30.** $\approx 17\text{ m}$.

TAYANCH IBORALARNING LUG'AVIY MA'NOSI

Mutlaq temperatura — Абсолютная температура — ideal gazning hajmi o'zgarmas bo'lganda, bosimi nolga intiladigan holdagi chegaraviy temperatura, SI birliklar sistemasida kelvinda (K) o'lchanadi. Bir kelvin Selsiy ($^{\circ}\text{C}$) shkalasidagi bir gradusga teng va ular quyidagicha bog'liq:

$$K = ^{\circ}\text{C} + 273,16.$$

Absorbent — Абсорбент — absorbsiya jarayonida yutuvchi komponent holida ishlatiladigan modda. Absorbentlarga suv, metil spirti, suyuq azot, etilenglikol, etanolaminlar va ishqor kislotalarining suvli eritmaları kiradi.

Absorber — Абсорбер — absorbsiya jarayonini amalga oshiradigan jihoz. U skrubber deb ham ataladi. Absorber minora shaklida ishlangan silindrsimon yopiq idish. Absorberdagi tarelkalar elaksimon, klapanli quvurlardan tashkil topgan, hamda kichik chinnidan yasalgan har xil shaklli elementlardan iborat bo'ladi.

Avtoklav — Автоклав — yuqori bosim va temperaturalarda turli tekshirish jarayonlarini bajaradigan uskuna.

Avtol — Автол — avtomobil, traktor va boshqa mashinalarning dvigatellarida ishlatiladigan suyuq moy.

Adsorbsion tozalash — Адсорбционная очистка — gazni va neft mahsulotlarini adsorbentdan o'tkazishda zaharli, keraksiz moddalarni uzluksiz tozalash. Adsorbent sifatida seolit, silikagel, alyumosilikatlar, gil tuproq ishlatiladi.

Absorbsiya — Адсорбция — qattiq yoki suyuq moddalar (absorbentlar) sirtiga suyuq yoki gaz holidagi moddalar (adsorbat)ning yutilish jarayoni.

Alisikllik birikmalar — Алициклические соединения — molekulari bir yoki bir necha uglerod atomlaridan tuzilgan, aromatik uglevodorodlardan farq qiladigan halqalardan iborat birikmalar.

Alkil — Алкил — to'yingan bir valentli alifatik radikallarning umumiy nomi. Alkillarga metil (CH_3), etil (C_2H_5), propil $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2$ va boshqalar.

Alkilat(Alkilbenzin) — Алкилат(Алкилбензин) — asosan izoparafin uglevodorodlardan tashkil topgan keng qamrovli benzin fraksiyasi. Motor uslubi bilan aniqlangan oktanning soni 90—95.

Oltiariq neftni qayta ishlash zavodi — Алтыарикский нефтеперерабатывающий завод — 1896- yilda Farg'ona vodiysida Chimyon neft konining topilishi munosabati bilan 1904—1906- yillarda O'rta Osiyoda birinchi bo'lib Vannov (Oltiariq) neftni qayta ishlash zavodi qurilgan.

Alyuminiy oksidi — Алюминия окись (глинозем) — suvda erimaydigan mineral. Kimyoviy formulasi Al_2O_3 . U gazlardan oltingugurtни ajratib olishda adsorbent va katalizator sifatida, shuningdek yuqori temperaturaga chidamli materiallarni olishda qo'llaniladi.

Xromatografik tahlil — Анализ хроматографический — eritma aralashmasini adsorbentli kolonkadan o'tkazish yo'li bilan moddalar aralashmasini ajratishga asoslangan.

Korroziyaga qarshi qoplama — Антикоррозионное покрытие — metallarni zanglashdan saqlash uchun foydalaniladigan qoplama.

• **Oksidlanishga qarshi qo'shimchalar — Антиокислительные присадки** — organik birikmalarning oksidlanishdan saqlaydigan yoki oksidlanishni sekinlashtiradigan tabiiy va sintetik moddalar. Ular surkov moylariga, benzinlarga va polimerlarga qo'shiladi.

Areometr — Ареометр — suyuqliklarning zichliklarini aniqlaydigan asbob.

Aromatik birikmalar — Ароматические соединения — organik birikmalarning bir guruhi —benzol (C_6H_6) va uning hosilalari.

Asfaltenlar — Асфальтены — neft tarkibidagi yuqori molekulali moddalar. Molekulyar og'irligi 1600—6000.

Asosiy moy — Базовое масло — moyning asosiy qismini tashkil qiluvchi moddalar birikmasi. Ulardan motor moylari tayyorlashda uning sifatini yaxshilash uchun qo'shimchalar qo'shiladi.

Bar — Бар — bosim birligi.

$$1\text{bar}=10^5\text{Pa}=0,1\text{MPa}.$$

Aviatsiya benzini — Бензин авиационный — neft va gaz kondensati haydalishidan olingan yuqori sifatli komponentlar — alkilat, izomerizat,

texnik izooktan, etil suyuqligi va boshqa qo'shimchalar qo'shib tayyorlangan suyuqlik. Qaynash temperaturasi 40–180°C.

Avtomobil benzinlari — **Бензины автомобильные** — neft va gaz kondensatini 40–205°C oralig'ida qizdirilganda ajralib chiqadigan fraksiyalar.

Butadiyen — **Бутадиен (Дивинил)** — to'yinmagan uglevodorod gazi. Formulasi $\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}_2$.

Butanlar — **Бутаны** — rangsiz va hidsiz uglevodorodli gazlar. Formulasi C_4H_{10}

Buxoro neftni qayta ishlash zavodi — **Бухарский нефтеперерабатывающий завод** — Buxoro viloyati, Qorovulbozor shaxrida joylashgan. 1997- yil 22- avgustda ishga tushirilgan. Bir yillik mahsulot ishlab chiqarish quvvati 2,5 mln. tonna.

Gaz qovushqoqligi — **Вязкость газа** — turli tezlikda bir-biriga parallel siljiyotgan gazlarning orasida hosil bo'ladigan ichki ishqalanish kuchi.

Shartli qovushqoqlik — **Вязкость условная** — 200ml suyuqlikning oqib tushish vaqtini 20°C temperaturada shuncha miqdordagi suvning oqib tushish vaqtiga bo'lgan nisbati. Shartli qovushqoqlikning shartli birliklari — gradus yoki sekundda ifodalanadi.

Gazoyl — **Газойль** — 200–400°C temperatura oralig'ida qaynaydigan neft fraksiyasi. Kerosin bilan yengil industrial moylar oralig'ida ajratib olinadi.

Gaz ajratgich — **Газосепаратор** — gaz va gaz kondensati aralashmalarini tozalaydigan jihoz.

Gidrat hosil bo'lishi — **Гидратообразование** — ma'lum temperatura va bosimda gaz va tez qaynaydigan suyuqlik molekullarini suv molekullarining kristall panjarasi bo'shliqlariga kirib borib kristallogidrat yoki "qattiq gaz" hosil qilishi.

Gidrogenlanish — **Гидрогенизация** — kimyoviy elementlar yoki ularning birikmalariga vodorodni biriktirish jarayoni.

Glikollar(diollar) — **Гликоли** — ikki atomli spirtlar. Eng oddiy glikol etilenglikol — $\text{OHCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$

Desorberlar — **Десорберы** — konstruksiyasi bo'yicha absorberga o'xshash bo'lib, absorbentni regenerasiya(qayta tiklaydigan) qiladigan jihoz.

Deemulgator — **Деэмульгатор** — emulsiyani ajratish uchun ishlatiladigan suyuq kimyoviy modda.

Dietilenglikol(DEG) – Диэтиленгликоль(ДЭГ) – tabiiy va yo‘lakay gazlarni namlikdan quritadigan absorbent va gidrat ingibitori.

Gazlar qonuni(Kleyperon) – Закон газов(Клейперона) – gaz hajmi (V)ning bosim(p)ga bo‘lgan ko‘paytmasining mutlaq temperaturaga(T) nisbati gaz uchun doimiy miqdor

$$pV/T=\text{const} \quad \text{yoki} \quad pV/T=R.$$

Neft kulliligi – Зольность нефти – neft yonishidan hosil bo‘lgan kulning miqdorini ifodalaydigan kimyoviy tasvif.

Ingibitor – Ингибитор – har xil kimyoviy reaksiyalarni to‘xtatadigan modda.

Bug‘lanish – Испарение – suyuqlik va gazsimon fazalar sathida bug‘ hosil bo‘lishi.

Aviatsiya kerosini – Керосин авиационный – neftni haydashda olinadigan, tozalangan va ma‘lum oktan soniga ega suyuqlik. Reaktiv dvigatel yoqilg‘isi.

Kompressor – Компрессор – havo va boshqa gazlarni bosim ostida siqadigan va uzatadigan qurilma.

Gazning siqiluvchanlik koeffitsiyenti – Коэффициент сжимаемости газа.

Muborak gazni qayta ishlash zavodi – Мубарекский газоперерабатывающий завод – tabiiy gazlarni oltingugurtli birikmalardan tozalash uchun 1971- yilda qurilgan zavod.

Gazning nisbiy qovushqoqligi – Относительная вязкость газа – shu gazning qovushqoqligini atmosfera holatda aniqlangan qovushqoqlikka nisbati.

Neftning nisbiy zichligi – Относительная плотность нефти – neftning 20°Cda aniqlangan hajmining shu hajmdagi distillangan suvning 4°Cdagi hajmiga bo‘lgan nisbatiga teng.

Bug‘ – Пар – suyuqlik (yoki qattiq jism)ning gazsimon holati.

O‘zgartgich – Преобразователь – bir jismdagi energiyani boshqasiga aylantiruvchi qurilma.

Taqsimlagichlar — Разделители — uglevodorod kondensatini, glikol suvli aralashmani tabiiy gazdan ajratishda, gaz va kondensatni tayyorlashda qo'llaniladigan asbob.

Sarf o'lchagich — Расходомер — suyuqlik, gaz va sochma materiallar sarfini o'lchaydigan asbob.

Reagentlar — Реагенты — sof moddani ifodolovchi texnik atama. Kimyoviy reaksiyalarda ishtirok etadi.

Rektifikatsiya — Ректификация — suyuq aralashmalarni toza komponentlarga ajratish jarayoni. Rektifikatsiyada ajratiladigan komponentlarning qaynash temperaturasi har xilligi va kolonna balandligi bo'yicha temperaturaning o'zgarib borishi ro'y beradi.

Ajratgich — Сепаратор — neft va gazni ajratadigan jihoz.

Ajratish — Сепарация — suyuq va qattiq zarralarni gazdan, faqat qattiq zarralarni suyuqlikdan ajratish.

Oltingugurtli neft — Сернистая нефть — tarkibida 0,51–2% oltingugurt bo'lgan neft.

Smolali neft — Смолистая нефть — tarkibida 11–35% dan ko'p smolasi bor neft.

Sorbsiya(yutilish) — Сорбция — qattiq jism va suyuqliklarning o'ziga gaz, bug' va erigan moddalarning fizik-kimyoviy yutilishi.

Issiqlik almashtirib beruvchi qurilma — Теплообменник — yuqori temperaturali muhitdan past temperaturali muhitga issiqlikni uzatish uchun qo'llaniladigan qurilma.

Bug'lanish issiqligi — Теплота испарения — suyuqlikning bug'ga aylanishiga sarf bo'ladigan issiqlik.

Gazning yonish issikligi — Теплота сгорания газа — 1 m^3 yoki 1 kg gaz yonganda ajraladigan issiqlik miqdori (kJ).

Gazning issiqlik chiqarish qobiliyati — Теплотворная способность газа — 1 m^3 yoki 1 kg gaz yonganda ajraladigan issiqlik miqdori (kkal/ m^3 yoki kkal/kg).

Termik kreking — Термический крекинг — yuqori temperaturalarda neft, gaz kondensati va ularning fraksiyalaridagi yuqori molekullarni parchalab yoqilg'i olish usuli.

Og'ir neft — Тяжёлая нефть — zichligi yuqori ($0,900 \text{ g/sm}^3$ dan ko'p) bo'lgan neft.

To'yingan uglevodorodlar — Углеводороды насыщенные — hamma valentliklari to'liq to'yingan uglevodorodlar. Ularga metanli va polimetilenli uglevodorodlar kiradi.

Farg'ona neftni qayta ishlash zavodi — Ферганский нефтеперерабатывающий завод — 1958- yilda ishga tushirilgan. FNQIZda hozirgi vaqtda 5,5 mln. tonna neft va gazokondensatini qayta ishlab, 1 mln tonnadan ortiq benzin, 1,6 mln. tonna dizel yoqilg'isi, 2,2 mln. tonna qoramoy va boshqa 50 dan ortiq xildagi neft mahsulotlari ishlab chiqarilmoqda.

Elektrodegidrotorlar — Электродегидраторы — neft emulsiyasini elektr maydon ta'sirida ajratishda qo'llaniladigan jihoz.

Emulsiya — Эмульсия — suyuq faza zarrachalarining ikkinchi suyuq fazada tarqalgan dispers sistemasi.

FOYDALANILGAN ADABIYOTLAR

1. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Под ред. Е.Н.Судакова. — М.: «Химия», 1979.
2. *Сарданашвили А.Г., Львова А.И.* Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. — М.: «Химия», 1980.
3. *Эрих В.Н., Расина М.Г., Рудин М.Г.* Химия и технология нефти и газа. — Л.: «Химия», 1985.
4. *Кузнецов А.А., Судаков Е.Н.* Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справ. пособие. — М.: «Химия», 1983.
5. *Варгафтик Н.Б.* Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. — М.: «Наука», 1972.
6. *Танатаров М.А. и др.* Технологические расчеты установок переработки нефти. — М.: «Химия», 1987,
7. *Рудин М.Г., Драбкин А.Е.* Краткий справочник нефтепереработчика. — Л.: «Химия», 1980.
8. *Рудин М.Г., Смирнов Г.Ф.* Проектирование нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. — Л.: «Химия», 1984.
9. *Смидович Е.В.* Технология переработки нефти и газа: В 2 ч. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов. — М.: «Химия», 1980. — Ч. 2.
10. Справочник нефтепереработчика / Под ред. Г.А.Ластовкина, Е.Д.Радченко и М.Г.Рудина. — Л.: «Химия», 1986.
11. *Рябцев Н.И.* Природные и искусственные газы. — М.: «Стройиздат», 1978.
12. *D. Ismatov, Sh. Nurullayev, C. Tillayev, A. Ikromov.* «Neftni qayta ishlash» — Т.: «Ma'rifat — Madadkor», 2002.
13. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа. Под ред. Б.И. Бондаренко. — М.: «Химия», 1993.
14. Уильям Л. Леффлер. Переработка нефти. М.: «Олимп-бизнес», 1999.

MUNDARIJA

Kirish	3
--------------	---

I BOB

Neft va neft mahsulotlarining fizik- kimyoviy xossalari va ularning tarkibini hisoblash

1.1. Tarkibiy qism. Oʻrtacha qaynash temperatura Tavsiflovchi omil	5
Masalalar	8
1.2. Zichlik. Molyar massa	10
Masalalar	15
1.3. Toʻyingan bugʻ bosimi. Kritik va keltirilgan parametrlar. Fugitivlik	17
Masalalar	24
1.4. Qovushqoqlik	25
Masalalar	27
1.5. Issiqlik xususiyatlari	29
Masalalar	32

II BOB

Uglevodorod gazlarining fizik-kimyoviy xususiyatlari va ularning tarkibini hisoblash

2.1. Gazlar aralashmalarining fizik-kimyoviy xususiyatlarini hisoblashning oʻziga xosligi. Gazlar zichligi	35
Masalalar	38
2.2. Gazlarning kritik va keltirilgan parametrlari. Gaz aralashmasi qovushqoqligi	39
Masalalar	45
2.3. Gazlarning issiqlik xususiyatlari	46
Masalalar	54
2.4. Suyultirilgan uglevodorod gazlari	55
Masalalar	64

III BOB

Neftni birlamchi qayta ishlashda rektifikatsion kolonna qurilmalarini hisoblash

3.1. Rektifikatsion kolonnalarning texnologik ishchi parametrlari. Bir martali bugʻlatish egri chizigʻini chizish	66
--	----

Masalalar	70
3.2. Rektifikasion kolonnaning temperatura rejimi	71
Masalalar	79
3.3. Rektifikasion kolonnalarning material va issiqlik balanslari	82
Masalalar	89
3.4. Rektifikasion kolonnalarning geometrik o'lchamlarini aniqlash	91
Masalalar	95

IV BOB

Termik jarayonlarning reaksiyon qurilmalarini hisoblash

4.1. Termik krekingi va og'ir neft xomashyosini visbrekinglash	98
Masalalar	104
4.2. Neftni qoldiqlarini kokslash	105
Masalalar	110

V BOB

Katalitik jarayonlardagi reaksiyon jihozlarni hisoblash

5.1. Neft xomashyosining katalitik krekingi	112
Masalalar	119
5.2. Benzin fraksiyalari katalitik riformingi	120
Masalalar	129
5.3. Neft xomashyosi distillyati gidrokrekingi va uni gidrotozalash ...	131
Masalalar	135

VI BOB

Neft moylari ishlab chiqarish qurilmalarining asosiy jihozlarini hisoblash

6.1. Moyli fraksiyalarni selektiv tozalash	136
Masalalar	142
6.2. Selektiv tozalashdagi rafinatlarni deparafinlash	143
Masalalar	148
6.3. Neft qoldiqlarini deasfaltlash	149
Masalalar	152
Ilovalar	154
Masalalarning javobi	173
Tayanch iboralarning lug'aviy ma'nosi	175
Foydalanilgan adabiyotlar	181

**Yunus Jahonovich Salomov,
Saidjon Abdusalimovich G'aybullayev,
Jaxongir Baxtiyorovich Sayfullayev**

NEFT VA GAZNI QAYTA ISHLASH TEXNOLOGIYASI

Kasb-hunar kollejlari uchun o'quv qo'llanma

Muharrir Xudoyberdi Po'latxo'jayev

Badiiy muharrir Uyg'un Solixov

Texnik muharrir Yelena Tolochko

Musahhah Mahmuda Usmonova

Bosishga ruxsat etildi 27.11.2006. Bichimi 60×90 $\frac{1}{16}$. TaymsUz garniturası.
Bosma tabog'i 11,5. Nashr. b. t. 12,21. Shartnoma №145 – 2006. 1000
nuxxada. Buyurtma № 171.

Cho'lpon nomidagi nashriyot-matbaa ijodiy uyi. 700129, Toshkent,
Navoiy ko'chasi, 30-uy.

O'zbekiston matbuot va axborot agentligining «O'qituvchi» nashriyot-
matbaa ijodiy uyi bosmaxonasi. Toshkent, Murodov ko'chasi, 1-uy.

35.514

S 26

Salomov A.

Neft va gazni qayta ishlash texnologiyasi: Kasb-hunar kollejlari
uchun o'quv qo'll./Yu. J Salomov, S.A. G'aybullayev, J. B. Sayful-
layev. O'z Res Oliy va o'rta maxsus ta'lim vazirligi, O'rta maxsus,
kasb-hunar ta'limi markazi. – T.: Cho'lpon nomidagi nashriyot-
matbaa ijodiy uyi, 2006.–184 b.

BBK 35.514ya722