

**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI OLIY VA O'RTA  
MAXSUS TA'LIM VAZIRLIGI  
ISLOM KARIMOV NOMIDAGI TOSHKENT  
DAVLAT TEXNIKA UNIVERSITETI**

**U.K.Urinov, N.S.Amirqulov, K.Yu. Rashidov,  
U.B.Sharopov, K.A. Samiev**

**«Neft va gaz sanoati jihozlari  
va quvur transport tizimlari»**

**O'QUV QO'LLANMA**

**Toshkent - 2022**

**УДК 60.011.665.6/7(075.8)**

**ББК 33.36**

Таqrizchilar: dots. Badriddinova F.M. TDTU «Neft va gazni qayta ishlash obe'ktlari» kafedراس.

dots. Ergasheva D.A. TKTI «OK va AOST» kafedراس.

**H 10 «Neft va gaz sanoati jihozlari va quvur transport tizimlari»:** O'quv qo'llanma/ U.K.Urinov, N.S.Amirqulov, K.Yu. Rashidov, U.B.Sharopov, K.A. Samiev; – T.: «Nashriyot», 2022. – 224 b.

Ushbu o'quv qo'llanmaga gidromexanik jarayonlari, gidravlika asoslari, nasoslar, ventilyatorlar, kompressorlar, sentrifugalash, filtrlash, mavhum qaynash gidrodinamikasi, aralashtirish, issiqlik almashinish jarayonlari va apparatlari, modda almashinish jarayonlari va apparatlari, absorbsiya, haydash, rektifikatsiya, ekstraksiyalash, desorbsiya jarayonlari, kimyoviy reaktorlar, shuningdek suyuqlik va gazlarni uzatish jarayonlari, magistral neft va gaz quvurlarining tarkibi, vazifalari va quvur transport tizimlari kabilar kiritilgan bo'lib u yerdagi kechadigan jarayonlar bilan o'quvchini yaqindan tanishtiradi.

В настоящее учебное пособие введены гидромеханические процессы, основы гидравлики, насосы, вентиляторы, компрессоры, центрифуги, гидродинамика псевдокипения, перемешивание, теплообменные процессы и аппараты, массообменные процессы и аппараты, абсорбция, перегонка, ректификация, экстракция, процессы десорбции, химические реакторы, а также процессы транспортирования жидкостей и газов, состав магистральных нефтяных и газовых трубопроводов, их задачи и системы трубопроводного транспорта, где учебное пособие подробно ознакомливает читателя процессами протекающими в них.

This textbook introduces hydromechanical processes, fundamentals of hydraulics, pumps, fans, compressors, centrifuges, pseudo-boiling hydrodynamics, mixing, heat exchange processes and apparatuses, mass transfer processes and apparatuses, absorption, distillation, rectification, extraction, as well as desorption processes, chemical reactors, as well as the processes of transportation of liquids and gases, the composition of oil and gas pipelines, their tasks and pipeline transport systems, also the textbook introduces the reader in detail to the processes occurring in them.

*O'zbekiston Respublikasi Oliy va O'rta maxsus ta'lim vazirligi turdosh oliy o'quv yurtlari uchun o'quv qo'llanma sifatida tavsiya etadi*

ISBN 978–9943–11–763–1

© U.K.Urinov, N.S.Amirqulov, K.Yu. Rashidov,  
U.B.Sharopov, K.A. Samiev. 2022.

© «Nashriyot», 2022.

## ANNOTASIYA

Ushbu o'quv qo'llanmaga gidromexanik jarayonlari, gidravlika asoslari, nasoslar, ventilyatorlar, kompressorlar, sentrifugalash, filtrlash, mavhum qaynash gidrodinamikasi, aralashtirish, issiqlik almashinish jarayonlari va apparatlari, modda almashinish jarayonlari va apparatlari, absorbsiya, haydash, rektifikatsiya, ekstraksiyalash, desorbsiya jarayonlari, kimyoviy reaktorlar, shuningdek suyuqlik va gazlarni uzatish kabi jarayonlari, magistral neft va gaz quvurlarining tarkibi, vazifalari va quvur transport tizimlari kiritilgan bo'lib u yerdagi kechadigan jarayonlar bilan o'quvchini yaqindan tanishtiradi.

Har bir bobning boshida masalalarni yechish uchun asosiy tenglamalar va formulalar yoki bu tenglamalar keltirilgan adabiyotlar berilgan. Har bir jarayon uchun nazorat masalalar va kerakli yordamchi ma'lumotlar berilgan. Undan tashqari asosiy qurilmalarni hisoblashning ketma-ketligi va har bir bob uchun masalalarning ishlash namunalari, ilovalar, jadvallar keltirilgan. Bu o'quv qo'llanma o'quv rejasida ushbu fanlar o'qitiladigan oliy texnika o'quv yurtlari talabalari uchun ham mo'ljallangan.

O'quv qo'llanma 60730300–Bino va inshootlar qurilishi (Neft-gazni qayta ishlash sanoati ob'ektlari) yo'nalishining bakalavriatura talabalari uchun mo'ljallangan.

## АННОТАЦИЯ

В настоящее учебное пособие введены гидромеханические процессы, основы гидравлики, насосы, вентиляторы, компрессоры, центрифуги, гидродинамика псевдокипения, перемешивание, теплообменные процессы и аппараты, массообменные процессы и аппараты, абсорбция, перегонка, ректификация, экстракция, процессы десорбции, химические реакторы, а также процессы транспортирования жидкостей и газов, состав магистральных нефтяных и газовых трубопроводов, их задачи и системы трубопроводного транспорта, где учебное пособие подробно ознакомливает читателя процессами протекающими в них.

В каждой главе приводятся основные уравнения и формулы для решения задач, также приводятся ссылки с литературой. В учебном пособии для каждого процесса приводятся последовательность решений основных установок и наглядные решения задач, где приводятся таблицы и приложения.

Учебное пособие предназначено для студентов по направлению образования бакалавриатуры 60730300–Строительство зданий и сооружений (Объекты промышленности переработки нефти и газа).

## SUMMARY

This textbook introduces hydromechanical processes, fundamentals of hydraulics, pumps, fans, compressors, centrifuges, pseudo-boiling hydrodynamics, mixing, heat exchange processes and apparatuses, mass transfer processes and apparatuses, absorption, distillation, rectification, extraction, as well as desorption processes, chemical reactors, as well as the processes of transportation of liquids and gases, the composition of oil and gas pipelines, their tasks and pipeline transport systems, also the textbook introduces the reader in detail to the processes occurring in them.

Each chapter contains the basic equations and formulas for solving problems, and links with literature are also provided. The tutorial for each process provides a sequence of solutions to the main installations and visual solutions to problems, tables and appendices are also provided.

The textbook is intended for students in the bachelor's degree 60730300– Construction of buildings and structures (Objects of the oil and gas refining industry).

## SO'Z BOSHI

Neft va gaz sanoati jihozlari va quvur transport tizimlari kursi umumtexnika fanlari qatoriga kiradi. Ushbu kurs o'quvchilarni neft va gaz sanoatida turli xildagi jarayonlarni olib borilishida qo'llaniladigan jixozlar va apparatlar bilan yaqindan tanishtiradi. Ushbu o'quv qo'llanmaga gidromexanik jarayonlari, gidravlika asoslari, nasoslar, ventilyatorlar, kompressorlar, sentrifugalash, filtrlash, mavhum qaynash gidrodinamikasi, aralashtirish, issiqlik almashinish jarayonlari va apparatlari, modda almashinish jarayonlari va apparatlari, absorbsiya, haydash, rektifikatsiya, ekstraksiyalash hamda desorbsiya jarayonlari, kimyoviy reaktorlar, shuningdek suyuqlik va gazlarni uzatish kabi jarayonlari, magistral neft va gaz quvurlarining tarkibi, vazifalari va quvur transport tizimlari kiritilgan bo'lib u yerdagi kechadigan jarayonlar bilan talabani yaqindan tanishtiradi.

Har bir bobning boshida masalalarni yechish uchun asosiy tenglamalar va formulalar yoki bu tenglamalar keltirilgan adabiyotlar berilgan. Har bir jarayon uchun nazorat masalalar va kerakli yordamchi ma'lumotlar berilgan. Undan tashqari asosiy qurilmalarni hisoblashning ketma-ketligi va har bir bob uchun masalalarning ishlash namunalari, ilovalar, jadvallar keltirilgan. Bu o'quv qo'llanma o'quv rejasida ushbu fanlar o'qitiladigan oliy texnika o'quv yurtlari talabalari uchun ham mo'ljallangan.

Ushbu o'quv qo'llanma Oliy ta'limning 60730300–Bino va inshootlar qurilishi (Neft-gazni qayta ishlash sanoati ob'ektlari) qurilish mutaxassisliklari yo'nalishlari bo'yicha bakalavrlar uchun o'quv qo'llanma sifatida tavsiya etilgan.

## Asosiy shartli belgilar

- T – absolyut temperatura, K;  
t – muzning erish nuqtasidan hisoblanadigan temperatura, °S.  
 $\Delta t$  – temperaturalar farqi, °S;  
 $\rho$  – zichlik, kg/m<sup>3</sup>;  
 $\upsilon$  – solishtirma hajm, m<sup>3</sup>/kg;  
V – hajm, m<sup>3</sup>;  
m – massa, kg;  
p – bosim, Pa (N/m<sup>2</sup>), kPa, MPa;  
 $\Delta p$  – bosimlar farqi, Pa (N/m<sup>2</sup>), kPa, MPa;  
R – gaz doimiysi, J/(kg·K);  
M – molekulyar massa;  
c – solishtirma issiqlik sig'imi, kJ/(kg·K);  
c<sup>1</sup> – solishtirma hajmiy issiqlik sig'imi, kJ/(m<sup>3</sup>·K);  
 $\mu c$  – molyar issiqlik sig'imi, kJ/(kmol·K);  
q – solishtirma issiqlik miqdori, J/kg;  
Q – issiqlik miqdori, J;  
u – ichki energiya, J/kg;  
 $\Delta u$  – ichki energiyaning o'zgarishi, J/kg;  
h – solishtirma entalpiya, J/kg;  
 $\Delta h$  – entalpiyaning o'zgarishi, J/kg;  
S – entropiya, J/(kg·K);  
 $\Delta S$  – entropiyaning o'zgarishi, J/(kg·K);  
r – bug' hosil qilish issiqligi, kJ/kg;  
d – namlik miqdori, g/kg quruq havo;  
 $\varphi$  – nisbiy namlik, %;  
B – yoqilg'i sarfi, kg/s;  
b – yoqilg'ining solishtirma sarfi, kg/(kVt·s);  
D – bug' unumdorligi, kg/s;  
Q<sub>q</sub>, Q<sub>yu</sub> – yoqilg'ining quyi va yuqori yonish issiqligi, kJ/kg;  
 $\varepsilon$  – sovitish koeffitsienti, siqilish darajasi;  
 $\eta_t$  – termik F.I.K;  
 $\lambda$  – issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti, Wt/(m·K);  
 $\alpha$  – issiqlik berish koeffitsienti, Wt/(m<sup>2</sup>·K);  
k – issiqlik uzatish koeffitsienti, Wt/(m<sup>2</sup>·K);  
N – quvvat, kVt.

# 1 BOB

## MODDALARNING ASOSIY FIZIK – KIMYOVIY XOSSALARI

Bu bo'limda neft va neft - gaz mahsulotlar xarakteristikalarini aniqlash, hisob metodikalarini, hamda hisoblashlarda ishlatiladigan ba'zi bir ma'lumotlarni beramiz.

### 1.1. ZICHLIK

Modda zichligi ( $\rho$ , kg/ m<sup>3</sup>) quyidagi nisbat bilan xarakterlanadi

$$\rho = G / V \quad 1.1$$

bu yerda:  $G$  va  $V$  – moddaning massasi (kg) va hajmi (m<sup>3</sup>)  
Kichik haroratlar intervalida zichlik deyarli chiziqli o'zgaradi.  
O'rtacha haroratli tuzatish ( $a$ , kg/ m<sup>3</sup> 1K ga)

$$a = \frac{\rho_1 - \rho_2}{t_2 - t_1} \quad 1.2$$

$\rho_1$  -  $t_1$  haroratdagi zichlik (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\rho_2$  -  $t_2$  haroratdagi  $\rho$  zichlik (kg/m<sup>3</sup>)

$$\rho = \rho_1 - a (t - t_1) \quad 1.3$$

Suyuqliklar ko'pincha nisbiy zichlik bilan xarakterlanadi. Nisbiy zichlik  $\rho_{t_2}^{t_1}$  deb biror bir moddaning  $t_1$  haroratdagi zichligini  $t_2$  haroratdagi suv zichligi  $\rho_2$  ga nisbatini aytiladi.

Standart nisbiy zichlik sifatida  $\rho_4^{20}$  qabul qilingan.  
Ba'zan nisbiy zichliklarni  $\rho_4^{20}$  va  $\rho_{15}^{15}$  o'zaro qayta hisoblash zaruriyati paydo bo'ladi. Amaliy hisoblash uchun quyidagi formula aniqroqdir:

$$\rho_{15}^{15} \approx \rho_4^{20} + 5\gamma \quad 1.4$$

bu yerda:  $\gamma$  – 1 K ga to'g'ri kelgan nisbiy zichlikni o'rtacha haroratli tuzatmasi.

$\gamma$  qiymati neft va suyuq neft mahsulotlari uchun 50 °C harorat chegarasida Kusakov M. formulasi bilan hisoblanishi mumkin:

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132 \rho_4^{20} \quad 1.5$$

Neft va neft fraktsiyalari uchun  $\gamma = 0,0005 - 0,0009$  oralig'ida o'zgaradi. O'rtacha  $\gamma = 0,0007$  deb qabul qilib, taxminiy formula olamiz:

$$\rho_{15}^{15} \approx \rho_4^{20} + 0,0035 \quad 1.6$$

Har qanday haroratga ( $t, ^\circ\text{C}$ ) to'g'ri kelgan zichlikning ( $\rho_t, \text{kg/m}^3$ ) qiymati, ma'lum  $\rho_4^{20}$  bo'yicha quyidagicha aniqlanadi:

$$\rho_t = 1000 [\rho_4^{20} - \gamma (t - 20)] \quad 1.7$$

Aralashmaning o'rtacha zichligini ( $\rho$ ) quyidagi formulalar bo'yicha hisoblash mumkin:

$$\rho = \sum v_i \rho_i \quad 1.8$$

$$\frac{1}{\rho} = \sum \frac{\bar{x}_i}{\rho_i} \quad 1.9$$

bu yerda:  $\rho_i$  – aralashmaning  $i$  – komponentining hajmiy va massaviy ulushi. Har qanday gaz yoki bug'ni zichligi ( $\rho, \text{kg/m}^3$ ) va hajmini ( $V, \text{m}^3$ ), bosim ( $r, \text{kPa}$ ) va haroratga ( $T, \text{K}$ ) bog'liqligi quyidagi nisbat bilan aniqlanadi:

$$\rho = \frac{G}{V} = \frac{Mp}{zRT} = \frac{M}{z \cdot RT} = \frac{M}{z \cdot 22.4} \cdot \frac{273}{T} \cdot \frac{p}{101.3} \quad 1.10$$

$G$  - massa,  $\text{kg}$ ;  $M$  – molekulyar massa (aralashma uchun o'rtacha molekulyar massa); 22,4 - 1 kmol ideal gazni normal sharoitdagi hajmi,  $\text{m}^3$ ;  $R = 8,314$  gaz doimiysi, ( $\text{J/mol} \cdot ^\circ\text{S}$ ), [ $\text{kPa} \cdot \text{m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{K}$ ];  $z$  – siqilish koeffisienti,  $z = 1$  ideal gazlar uchun; real gaz va bug'lar uchun kichik bosimlarda ( $r \leq 0,5 \text{ Pa}$ )  $z \approx 1$

Harorat  $t_0$  dan  $t$  gacha ko'tarilganda, o'rtacha hajmiy kengayish koeffisienti ( $\beta, \text{K}^{-1}$ ) ushbu tenglamadan aniqlanishi mumkin:

$$\beta = \frac{V - V_0}{V_0 (t - t_0)} \quad 1.11$$

bu yerda:  $V_0$  va  $V - t$  va  $t_0$  haroratlarga mos hajmlar boshlang'ich harorat  $t_0 = 0$  deb olinadi. Agar,  $\beta$  ning qiymati ma'lum bo'lsa oxirgi ( $V$ ) hajm shu tenglama bilan aniqlanishi mumkin.

## 1.2. SIQILISH KOEFFISIEN TI

Real gaz va bug'larning siqilish koeffisienti  $z$  ni keltirilgan harorat  $\tau$  va bosim  $\pi$  ning ma'lum qiymatlari bo'yicha umumlashgan grafik (1.1 - rasm) dan foydalanib topish mumkin:

$$\tau = T/T_{kr} ; \quad \pi = r/R_{kr} \quad 1.12$$

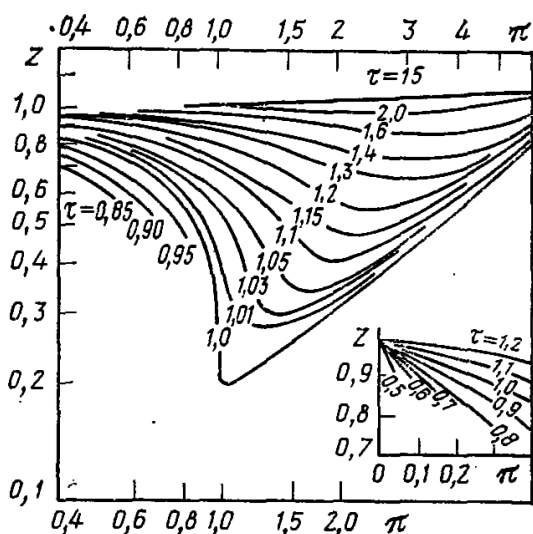
bu yerda:  $T$  va  $r$  harorat ( $T$ , K) va bosimning haqiqiy qiymatlari;  $T_{kr}$  va  $R_{kr}$  - kritik parametrlar.

Aralashmalar uchun siqilish koeffitsienti  $z$  grafiklardan (1.1 - rasm) foydalanib topilishi mumkin, lekin  $T_{kr}$  va  $R_{kr}$  lar qiymati o'rniga mavhum kritik harorat  $T_{m.kr.}$  va mavhum kritik bosim  $R_{m.kr.}$  deb ataluvchi qiymatlar qo'yiladi:

$$T_{m.kr.} = \sum (u_i T_{kr,i}) \quad 1.13$$

$$R_{m.kr.} = \sum (u_i R_{kr,i}) \quad 1.14$$

bu yerda:  $u_i$  – aralashmadagi  $i$  - komponentning molyar ulushi.



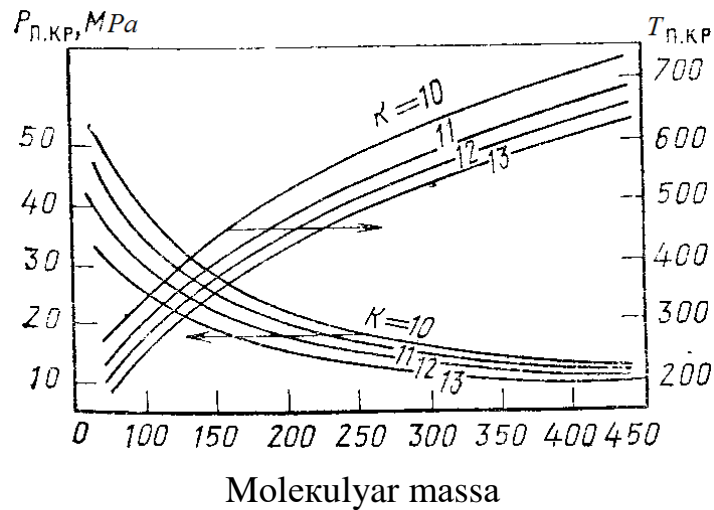
1.1- rasm. Siqilish koeffitsienti  $z$  ni keltirilgan  $\tau$  harorat va keltirilgan  $\pi$  bosimdan bo'lgan bog'liqlik grafigi

### 1.3. TAVSIFLOVCHI OMILLAR

Neft va neft fraksiyalar tabiatining kimyoviy xossalarga ta'sirini tavsiflovchi koeffitsient  $K$  yordamida hisobga olinadi:

$$K = \frac{1,216 \sqrt{T_{yp}}}{\rho_{15}^{15}} \quad 1.15$$

bu yerda:  $T_{o'r}$  - o'rta molekulyar qaynash harorati (K).



1.2 - rasm. Neft fraksiyalarini ularni o'rtacha molekulyar massa  $M$  va tavsiflovchi omil (faktor)  $K$  bog'liqligidan mavhum kritik parametrlar bosim ( $R_{m.kr}$ ) va harorat ( $T_{m.kr}$ ) aniqlash grafigi

Yaqin neft fraksiyalari uchun o'rtacha molekulyar harorat odatda o'rtacha hajmiy (standart haydash egri bo'yicha) yoki 50% li shunday haydash nuqta harorati bilan almashtirilishi mumkin.

Parafinli neft va neft fraksiyalari uchun tavsiflovchi omil (faktor)  $K$  ning qiymati 12,5 – 13,0 oralig'ida bo'lsa, naften aromatiklar uchun  $K = 10 - 11$ , kuchli aromatlashgan uchun esa  $K \leq 10$  ni tashkil qiladi.

#### 1.4. MOLEKULYAR MASSA

Individual moddalarning molekulyar massalari uchun kimyoviy formula, ya'ni molekula tarkibiga kirgan elementlarning soni va atom massasini hisobga olib, aniqlanadi. Aralashmaning o'rtacha molekulyar massasi  $M$  quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$$M = \sum x_i M_i \quad 1.16$$

$$\frac{1}{M} = \frac{\sum \bar{x}_i}{M_i} \quad 1.17$$

bu yerda:  $M_i$  - aralashmadagi  $i$  komponentining molekulyar massasi;  $x_i$  va  $\bar{x}_i$  -  $i$  komponentining molyar va massaviy ulushi. Neft va neft fraksiyalarining molekulyar massalarini hisoblash uchun bir qator empirik formulalardan foydalaniladi.

Voinov formulasi [3,9]:

$$M = 60 + 0,3t + 0,001 t^2 \quad 1.18$$

Tavsiflovchi omil (faktor)  $K$  hisobga olinuvchi Voinov formulasi

$$M = (7K - 21,5) + (0,76 - 0,04 K) t + (0,0003 K - 0,00245) t^2 \quad 1.19$$

$t$  - qaynashning o'rtacha molyar harorati, °S.

Neft fraksiyalari uchun Kreg formulasi [3]:

$$M = \frac{44,29 \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}} \quad 1.20$$

## 1.5. QOVUSHQOQLIK

Suyuqlik va gazlarning qovushqoqligi haroratga bog'liq. Mo''tadil bosim (5 MPa gacha) harorat dinamik qovushqoqlikka amalda ta'sir qilmaydi. Dinamik qovushqoqlikni ( $\mu$ , Pa·sek) zichlikka nisbatini [ $\rho$ , kg/ m<sup>3</sup>] kinematik qovushqoqlik deb ataladi ( $\nu$ , m<sup>2</sup>/s):

$$\nu = \mu / \rho \quad 1.21$$

Neft va neft fraksiyalari uchun kinematik qovushqoqlikning haroratga bog'liqligi Yuqori haroratlarda Gross formulasi yaxshi tavsiflaydi [3]:

$$\lg \frac{\nu_1}{\nu_2} = k \lg \frac{t_2}{t_1} \quad 1.22$$

Past haroratlarda Filonenko formulasi tavsiya etiladi:

$$\lg \frac{\nu_1}{\nu_2} = k(t_2 - t_1) \quad 1.23$$

(1.22) va (1.23) formulalardagi koeffisientlar har bir modda uchun haroratli qovushqoqlik egri chizig'ini ikki eksperimental nuqtalari bo'yicha topiladi.

Suyuq neft mahsulotlarining qovushqoqligi odatda tajriba yo'li bilan aniqlanadi. Ikki tajriba nuqtasini olish bilan (1.22) va (1.23) formulalaridan foydalanish mumkin.

Gazlar qovushqoqligiga haroratning ta'siri Frost formulasi bilan yaxshi tavsiflanadi [23]:

$$\mu / \mu_0 = (T/T_0)^m \quad 1.24$$

bu yerda:  $\mu$  va  $\mu_0$  -  $T$  va  $T_0$  haroratlardagi dinamik qovushqoqlik (Pa·s).

Gazlar aralashmasining kinematik qovushqoqligini hisoblash uchun quyidagi formuladan foydalanish mumkin:

$$\frac{1}{\nu} = \sum \frac{x_i}{\nu_i} \quad 1.25$$

bu yerda:  $\nu$  va  $\nu_i$  - aralashma va  $i$  komponentining kinematik qovushqoqligi;  $x_i$  - gazlar aralashmasidagi  $i$  komponentining molyar (yoki hajmiy) ulushi.

## 1.6. TO'YINGAN BUG'LAR BOSIMI

Har qanday suyuqlik qaynashining boshlanish sharti quyidagi tenglik bilan ifodalanadi:

$$R = r \quad 1.26$$

bu yerda:  $r$  - suyuqlik ustidagi bosim;  $R$  - suyuqlikning to'yingan bug' bosimi.

Individual moddalarning  $R = f(t)$  bog'liqligi ko'pincha Antuan [3] formulasi bilan tavsiflanadi:

$$\lg P = a - \frac{b}{c + t} \quad 1.27$$

Ko'p moddalar, shuningdek uglevodorodlarning doimiy ( $a$ ,  $b$  va  $s$ ) qiymatlari ma'lum harorat intervallari uchun [19] ma'lumotnomada keltirilgan.

Yaqin neft fraksiyalari uchun Yuqori bo'lmagan bosim oralig'ida Ashvortning empirik formulasidan foydalaniladi [3, 5]:

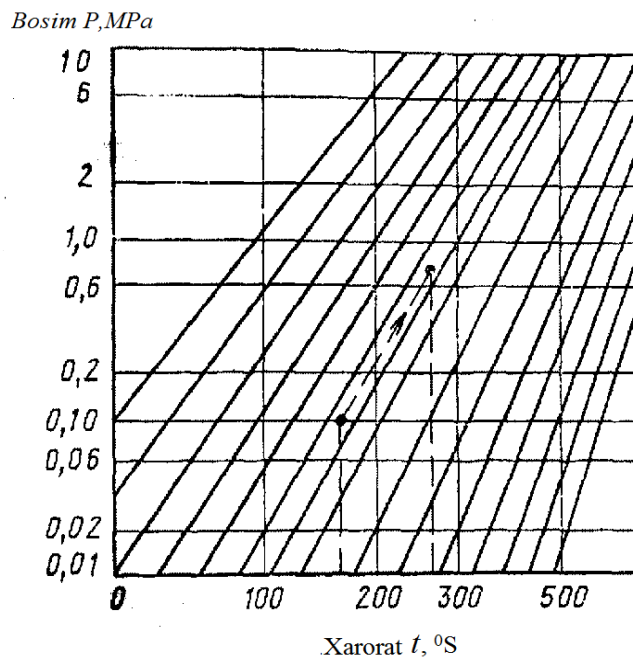
$$\frac{\lg P}{101,3} = 2,68 \left[ 1 - \frac{f(t)}{f(t_0)} \right] \quad 1.28$$

bu yerda:  $t_0$  - fraksiyaning  $r = 101,3$  κPa bosimdagi o'rtacha qaynash harorati ( $^{\circ}\text{S}$ );  $R$  - fraksiyaning har qanday haroratdagi to'yingan bug' bosimi (κPa);  $f(t)$  va  $f(t_0)$  1.1 - jadvaldan  $t$  va  $t_0$  larga bog'liq harorat funksiyasi

1.1 – jadval. Formula (1.28) ga oid funksiya  $f$  qiymatlari:

$t, ^\circ\text{S}$	$f$	$t, ^\circ\text{S}$	$f$	$t, ^\circ\text{S}$	$f$	$t, ^\circ\text{S}$	$f$
-40	12,12	90	5,866	220	3,387	350	2,150
-30	11,36	100	5,595	230	3,263	360	2,082
-20	10,67	110	5,343	240	3,144	370	2,015
-10	10,03	120	5,107	250	3,031	380	1,952
0	9,448	130	4,885	260	2,924	390	1,891
10	8,914	140	4,677	270	2,821	400	1,832
20	8,421	150	4,480	280	2,724	410	1,776
30	7,967	160	4,297	290	2,630	420	1,721
40	7,548	170	4,124	300	2,542	430	1,668
50	7,160	180	3,959	310	2,456	440	1,618
60	6,800	190	3,804	320	2,375	450	1,569
70	6,466	200	3,658	330	2,297	460	1,521
80	6,155	210	3,519	340	2,222	470	1,476

Yaqin neft fraksiyalar qaynash haroratini bir bosimdan boshqa bosimga hisoblashda nomogramma (1.3 - rasm) dan foydalanish mumkin.



1.3- rasm. Yaqin neft fraksiyalar qaynash haroratini bir bosimdan boshqasiga hisoblash grafigi

## 1.7. ISSIQLIK SIG'IMI

Yaqin neft fraksiyalarini  $0^{\circ}\text{S}$  -  $400^{\circ}\text{S}$  harorat chegarasidagi solishtirma issiqlik sig'imini hisoblab chiqarish uchun, Kregning empirik formulasini keltiramiz [3]:

$$c = \frac{1,687 + 0,00339t}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \quad 1.29$$

Atmosfera bosimiga yaqin o'zgarmas bosimdagi parafinli neft mahsulot bug'larining solishtirma issiqlik sig'imi uchun Balke va Ki formulasini ko'rinishi quyidagicha:

$$c = \frac{4 - \rho_{15}^{15}}{1541} (1,8t + 702) \quad 1.30$$

bu yerda:  $s$  - haqiqiy issiqlik sig'imi, ( $\kappa\text{J}/\text{kg} \cdot \text{grad}$ );  $t$  – harorat,  $^{\circ}\text{S}$

Yuqori bosimlarda bug'larning issiqlik sig'imi bir muncha ortadi. Bosim bo'yicha issiqlik sig'imini tuzatish hisobi [5, 9, 24] adabiyotlarda keltirilgan.

$t_1$  dan  $t_2$  gacha haroratlar oralig'idagi issiqlik sig'imini o'rtacha qiymati, haroratlarni o'rtacha arifmetik qiymati bo'yicha (1.29) va (1.30) formulalar bilan hisoblanadi.

## 1.8. ENTALPIYA

Suyuq va bug'simon neft fraksiyalar uchun shartli ravishda ularning entalpiyasi suyuq holatda  $0^{\circ}\text{S}$  da nolga teng deb qabul qilingan.

Suyuq neft fraksiyalarining solishtirma entalpiyasini ( $h$ ,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ ) haroratga ( $t$ ,  $^{\circ}\text{S}$ ) bog'liqligi Kregning empirik formulasi bilan ifodalanadi [3, 5]:

$$h = \frac{1,687t + 0,0017t^2}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \quad 1.31$$

Bug'simon holatdagi neft fraksiyalari uchun, atmosferaga yaqin bosimlarda solishtirma entalpiya ( $N$ ,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ ) odatda Uira va Itton empirik formulasi bilan hisoblanadi [3, 5]:

$$N = (210,3 + 0,456t + 0,000586t^2) \cdot (4 - \rho_{15}^{15}) - 309 \quad 1.32$$

Solishtirma entalpiyani molekulyar massaga ko'paytirib molyar entalpiyani xisoblash mumkin. Bosim ortishi bilan gaz va bug'larning entalpiyasi shu bosim hisobiga tuzatish kiritishga to'g'ri keladi:

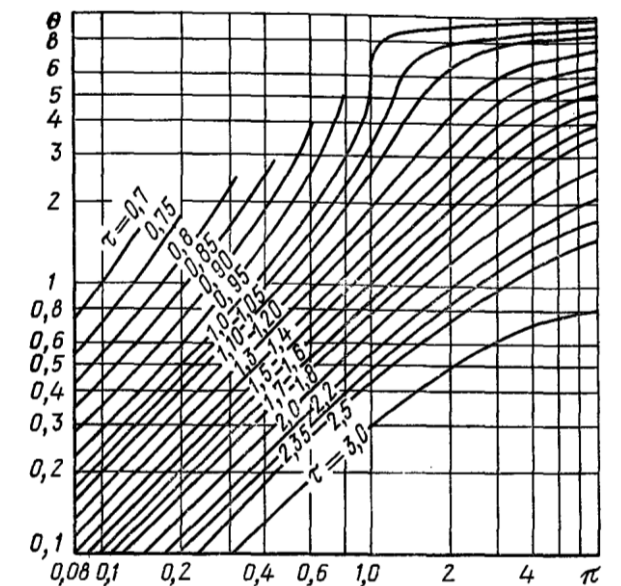
$$N = N' - \Delta N \quad 1.33$$

bu yerdan:  $N$ - molyar entalpiya ( $\kappa\text{J}/\text{kmol}$ ) Yuqori bosimda.

$N'$ - esa past bosimdagi ( $r \approx 101,3 \text{ kPa}$ ) molyar entalpiya. Bosimga tuzatma ( $\Delta N$ ,  $\text{kJ/kmol}$ ) quyidagi ifodadan hisoblanadi:

$$\Delta N = 4,19 T_{kr} \cdot \Theta \quad 1.34$$

bu yerda:  $\Theta$ - grafik (1.4 - rasm) dan aniqlanadigan yordamchi parametr;  
 $T_{kr}$  – kritik harorat, K (aralashma uchun – mavhum kritik).



1.4 - rasm. Yordamchi parametr  $\Theta = \Delta N / (4,19 T_{kr})$  aniqlash grafigi.

$\Delta N$  – Yuqori bosimlarda bug' entalpiyalariga tuzatish,  $\text{kJ/kg}$ ;  $T_{kr}$ - kritik harorat (yoki mavhum kritik harorat), K;  $\pi$  – keltirilgan bosim;  $\tau$  - keltirilgan harorat

## 1.9. ISSIQLIK O'TKAZUVCHANLIK

Neft va neft fraksiyalari uchun issiqlik o'tkazuvchanlikni empirik formulasi Kreg [3] bo'yicha quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

$$\lambda = \frac{0,422 - 0,000228t}{\rho_{15}^{15}} \quad 1.35$$

bu yerda:  $\lambda$  – issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti,  $\text{kJ}/(\text{m}\cdot\text{soat}\cdot\text{K})$ ;  
 $t$  – harorat,  $^{\circ}\text{S}$ .

Gaz va bug'larning issiqlik o'tkazuvchanligi mo'tadil bosimlar uchun ( $3 \text{ kPa}$  dan  $2000 \text{ kPa}$  gacha) amalda faqat haroratga bog'liq bo'ladi.

Eyken bo'yicha [21]:

$$\lambda = (2,25 - 1,25/k) c_p \cdot \mu \quad 1.36$$

bu yerda:  $\lambda$  – gazning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti,  $\text{Wt/ m} \cdot \text{K}$ ;  
 $k = c_p/c_v$  – adiabat ko'rsatkichi;  $c_p$  – o'zgarmas bosimdagi issiqlik sig'imi,  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;  
 $c_v$  – o'zgarmas hajmdagi issiqlik sig'imi,  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;  $\mu$  – dinamik qovushqoqlik  
koeffitsienti, Pa·s taxminan (1.36) formulani gaz aralashma uchun qo'llasa bo'ladi.

Har qanday harorat uchun, issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientini quyidagi  
formuladan foydalanib aniqlash mumkin:

$$\frac{\lambda}{\lambda_1} = \left( \frac{T}{T_1} \right)^{1,8} \quad 1.37$$

bu yerda:  $\lambda$  va  $\lambda_1$ ,  $T$  va  $T_1$  (K) haroratlarga mos ravishda issiqlik o'tkazuvchanlik  
koeffitsientlari.

Yanada aniqroq formula quyidagicha:

$$\frac{\lambda_1}{\lambda_2} = \left( \frac{T_1}{T_2} \right)^n \quad 1.38$$

$n$  – daraja ko'rsatkichi, har qaysi konkret gaz uchun ikkita ma'lum nuqta orqali  
aniqlanadi.

## 1.10. YOQILG'I YONISH ISSIQLIGI

Mendelev bo'yicha yoqilg'ini quyi yonish issiqligi quyidagichadir [38]:

$$Q_q = 339 C + 1030 H - 109 (O - S) - 25 W \quad 1.39$$

bu yerda:  $Q_q$  – yonish issiqligi,  $\text{kJ}/\text{kg}$ ; S, N, O, S va W yoqilg'i tarkibidagi  
uglerod, vodorod, kislorod, oltingugurt va namlik massaviy ulushi % (massa).

Suvsiz neft yoqilg'isi uchun Kreg formulasi [3, 5]:

$$Q_q = 51920 - 8790 (\rho_{15}^{15}) - 211,2 N \quad 1.40$$

$$N \approx 26 - 15 \rho_{15}^{15} \quad 1.41$$

bu yerda:  $Q_q$  – yonish issiqligi,  $\text{kJ}/\text{kg}$ ;  $N$  - vodorodning massaviy ulushi %  
(mass.).

Gazsimon yoqilg'i (uglevodorod aralashmalari) uchun yonish issiqligi  
additivlik qoidasi bo'yicha hisoblab aniqlanadi.

## 1.11. O'XSHASHLIK MEZONLARI

Hisoblashlarda ko'proq ishlatiladigan gidrodinamik va issiqlik o'xshashlik  
mezonlarni keltiramiz:

Reynolds	$Re = wl / \nu = w\rho l / \mu$	1.42
Frud	$Fr = gl / w^2$	1.43
Eyler	$Eu = \Delta p / \rho w^2$	1.44
Nusselt	$Nu = \alpha l / \lambda$	1.45
Prantdl	$Pr = c\mu / \lambda = cv\rho / \lambda$	1.46
Grasgoff	$Cr = gl^3 \beta \Delta t / \nu^2$	1.47

bu yerda:  $w$ - oqim tezligi, m/s;  
 $l$  – aniqlovchi chiziqli o'lcham, m;  
 $\rho$  – zichlik, kg/ m<sup>3</sup>;  
 $\mu$  – dinamik qovushqoqlik, Pa · s;  
 $\nu$  – kinematik qovushqoqlik, m<sup>2</sup> / sek;  
 $\Delta p$  – bosim o'zgarishi, Pa;  
 $s$  – solishtirma issiqlik sig'imi, J/kg · K;  
 $\lambda$  – issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti, Vt/ m · K;  
 $\alpha$  – issiqlik berish koeffisienti, Vt/ m<sup>2</sup> · K;  
 $\beta$  – hajmiy kengayish koeffisienti, K<sup>-1</sup>;  
 $g$  – erkin tushish tezlanishi,  $g = 9,81$  m/s<sup>2</sup>;

### Misollarni ishlash namunasi

**1.1 - masala.** Suyuq furfuroolning  $t = 20$  °S va  $t = 60$  °S haroratdagi zichliklari mos ravishda  $\rho_{20} = 1160$  kg/m<sup>3</sup> va  $\rho_{60} = 1080$  kg/m<sup>3</sup> [22] furfuroolning  $t = 160$  °S dagi zichligini toping.

*Yechish.* 1.2. formuladan foydalanib, 20 °S – 60 °S intervalda absolyut zichlikka kiritiladigan o'rtacha haroratli tuzatishni topamiz.

$$a = \frac{\rho_{20} - \rho_{60}}{60 - 20} = \frac{1160 - 1080}{60 - 20} = 2 \text{ kg} / (\text{m}^3 \cdot \text{K})$$

Bu tuzatishni kengroq harorat intervaliga (20<sup>0</sup> - 160<sup>0</sup>) qo'llab, (1.3) formuladan quyidagini topamiz:

$$\rho_{160} = \rho_{20} - a(160 - 20) = 1160 - 2(160 - 20) = 880 \text{ kg} / \text{m}^3$$

**1.2 - masala.** Suyuq neft mahsulotning kinematik qovushqoqligi 20 °S va 50 °S da mos ravishda  $\nu_{20} = 74,4$  mm/s va  $\nu_{50} = 19,8$  mm/s tashkil qiladi. Suyuq holatdagi neft mahsulotining  $t = 200$  °S haroratdagi qovushqoqligini toping.

*Yechish.* Masalan, (1.22) formuladan foydalanib, quyidagini topamiz.

$$k = \frac{\lg(\nu_1 / \nu_2)}{\lg(t_2 / t_1)} = \frac{\lg(74,4 / 19,8)}{\lg(50 / 20)} = 1,4456$$

Topilgan koeffisient  $k$  ning va ma'lum ikki nuqta birining koordinatalari masalan,  $t_1 = 20$  °S va  $\nu_1 = 74,4$  mm<sup>2</sup>/s qiymatlarini qo'yib, berilgan mahsulot uchun qovushqoqlikni harorat bog'liqligini olamiz:

$$\lg \frac{74,4}{\nu} = 1,4456 \lg \frac{t}{20}$$

Bundan  $t = 200$  °S uchun  $\nu = 2,67 \text{ mm}^2/\text{s} = 2,67 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$  ni topamiz.

**1.3 - masala.** Assosatsiyalangan suyuqliklarning issiqlik o'tkazuvchanligini taxminiy hisoblash uchun Veberning [21] empirik formulasi mavjud:

$$\lambda = 1,29c\rho^3\sqrt{\rho/M} \quad 1.48$$

bu yerda:  $\lambda$ - issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti,  $\text{kkal}/(\text{m}\cdot\text{soat}\cdot\text{K})$ ;  
 $s$  - solishtirma issiqlik sig'imi,  $\text{kkal}/\text{kg}\cdot\text{K}$ ;  $M$  – molekulyar massa.

Bu formulani SI sistemasining birliklarida keltiramiz.

*Yechish.* Berilgan holatda  $\lambda$ ,  $s$  va  $\rho$  – boshlang'ich va yangi qiymatlarining birliklari nisbat hisob olib qayta hisoblashga to'g'ri keladi:

$$1\text{kkal}/(\text{m}\cdot\text{soat}\cdot\text{K}) = 1,163\text{Wt}/(\text{m}\cdot\text{K}),$$

$$1\text{kkal}/(\text{kg}\cdot\text{K}) = 4187\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K}),$$

$$1\text{g}/\text{sm}^2 = 1000\text{kg}/\text{m}^3$$

(1.48) formulani quyidagi ko'rinishda qayta yozamiz.

$$\frac{\lambda}{1,163} = 1,29 \frac{c}{4187} \cdot \frac{\rho}{1000} \sqrt[3]{\frac{\rho/1000}{M}}$$

Bundan topamiz:

$$\lambda = 3,583 \cdot 10^{-8} c\rho \sqrt{\frac{\rho}{M}} \quad 1.49$$

bu yerda:  $\lambda$ ,  $s$ , va  $\rho$  yangi birliklarda ifodalangan:

$$\lambda - \text{Wt}/(\text{m}\cdot\text{K}), s - \text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K}), \rho - \text{kg}/\text{m}^3$$

**1.4 - masala.** Diametri  $\emptyset 102 \times 8$  mm bo'lgan quvuruzatgichda harorati  $100$  °S, o'rtacha tezligi  $w = 0,8$  m/s, zichligi  $\rho_4^{20} = 902$   $\text{kg}/\text{m}^3$  va kinematik qovushqoqligi  $\nu_{100} = 5,3 \cdot 10^{-6}$   $\text{m}^2/\text{s}$  ga teng bo'lgan moy distillati haydaladi. O'xshashlik mezonlari Reynolds (Re) va Prantdni (Rr) qiymatini hisoblab toping.

*Yechish:* Re mezonini hisoblaganda quvuruzatgichda harakatlanuvchi oqim uchun aniqlovchi o'lcham sifatida quvuruzatgichning ichki diametri ( $d_n$ ) ni qabul qilamiz.

$$\text{Re} = w d_n / \nu = 0,8 \cdot 0,086 / 5,3 \cdot 10^{-6} = 13000$$

$$\text{Rr} = s\mu / \lambda = s \nu \rho / \lambda$$

$t = 100$  °C da  $\rho$ ,  $s$  va  $\lambda$  larni qiymatni aniqlaymiz. (1.5) formuladan nisbiy zichlik tuzatishini topamiz:

$$\gamma = 0,001828 - 0,00132 \cdot 0,902 = 0,000638$$

(1.7) formuladan  $100$  °C dagi zichlikni aniqlaymiz:

$$\rho_{100} = 1000 [0,902 - 0,000638 (100 - 20)] = 851 \text{ kg}/\text{m}^3$$

empirik formuladan  $s$  va  $\lambda$  larni aniqlash uchun oldin  $\rho_{15}^{15}$  nisbiy zichlikni topamiz.

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5 \gamma = 0,902 + 5 \cdot 0,000638 = 0,9052$$

(1.29) formuladan distillyatni  $t = 100$  °S dagi issiqlik sig'imini aniqlaymiz:

$$c_{100} = \frac{1,687 + 0,00339 \cdot 100}{\sqrt{0,9052}} = 2,13 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

(1.35) formuladan issiqlik o'tkazuvchanlikni aniqlaymiz:

$$\lambda = 0,422 - 0,000228 \cdot 100 / 0,9052 = 0,441 \text{ kJ}/(\text{m} \cdot \text{soat} \cdot \text{K}) = 0,1224 \text{ Wt}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

(1.46) formuladan

$$\text{Pr} = \frac{c \cdot v \cdot \rho}{\lambda} = \frac{2,13 \cdot 10^3 \cdot 5,3 \cdot 10^{-6} \cdot 851}{0,1224} = 78,5$$

**1.5 – masala.** 40% (mass.) metanol (komponent A) va 60% suvdan (komponent V) tashkil topgan suyuq eritma tayyorlangan. SHu eritmadagi metanolning molyar – hajmiy konsentrasiya sini hisoblang. Harorat  $t = 20$  °S.

*Yechish.* A komponentning konsentrasiya sini massaviy birlikdan molyar-hajmiy birlikka qayta hisoblash uchun [7, 29] formuladan foydalanamiz.

$$c_A = \bar{x}_A \frac{\rho}{M_A} \quad 1.50$$

bu yerda:  $\bar{x}_A$  – A komponent, konsentrasiya si massaviy ulushda;

$s_A$  – komponent molyar – hajmiy konsentrasiya si, kmol (A)/m<sup>3</sup>(eritma);

$M_A$  – A komponentning molyar massasi, kg/kmol;  $\rho$  - eritma zichligi, kg/m<sup>3</sup>.

40% (mass.) metanolli eritmaning 20°S dagi zichligi  $\rho = 935$  kg/m<sup>3</sup> [7], metanolning molyar massasi  $M_A = 32$  kg/mol.

(1.50) formula bo'yicha topamiz:

$$c_A = 0,4 \frac{935}{32} = 11,7 \text{ kmol}(A)/\text{m}^3(\text{eritma})$$

Berilgan tarkibdagi eritma zichligi haqida ma'lumot bo'lmagan holatda,  $\rho$  qiymati aralashmaning o'rtacha zichligi uchun (1.8) yoki (1.9) formulalaridan foydalanib, taxminiy hisoblash mumkin.

20 °S da metanol va suvning zichliklari ma'lum:  $\rho_A = 792$ ,  $\rho_V = 998$  kg/m<sup>3</sup> [7].

Aralashma zichligini (1.9) formula bo'yicha hisoblaymiz:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{\bar{x}_A}{\rho_A} + \frac{1 - \bar{x}_A}{\rho_B} = \frac{0,4}{792} + \frac{1 - 0,4}{998}$$

bundan  $\rho = 909$  kg/m<sup>3</sup>.

(1.50) formulani qo'llab quyidagini topamiz:

$$\bar{c}_A = \bar{x}_A \frac{\rho}{M_A} = 0,4 \frac{909}{32} = 11,4 \text{ kmol}(A)/\text{m}^3(\text{eritma})$$

O'rta zichlikdagi formuladan foydalanganda xatolik 3% ni tashkil qiladi, bu eritma hosil bo'lishida hajmi o'zgarishi bilan bog'liqdir.

**1.6 - masala.** Metanolning suvli eritmadagi konsentrasiya si –  $s_A = 16$  kmol (A)/m<sup>3</sup>(erit). Eritmaning harorati 20 °S; Metanolning shu eritmadagi massaviy birlikda ifodalangan konsentrasiya sini hisoblang.

*Yechish.* Hisoblash uchun nisbatan echilgan (1.50) formuladan foydalanamiz.

$$\bar{x}_A = c_A \frac{M_A}{\rho} \quad 1.51$$

Eritma zichligining hajmini komponentlardan eritma hosil bo'lishida o'zgarishini hisobga olmasdan topamiz.

Berilgan 16 kmol (A)/m<sup>3</sup> (erit). Demak, 1m<sup>3</sup> eritma o'zida 16 kmol yoki  $G_A=16 \cdot 32=512$  kg(A) ni saqlaydi. [7] berilgan ma'lumotga ko'ra metanolning 20 °S haroratdagi zichligi  $\rho_A=792$  kg/m<sup>3</sup> va suvnik  $\rho_s=998$  kg/m<sup>3</sup>.

1m<sup>3</sup> eritmadagi metanol hajmini, ya'ni eritmadagi metanolning hajmiy ulushini  $\nu_A$  hisoblaymiz:

$$\nu_A = \frac{G_A}{\rho_A} = \frac{512}{792} = 0,647 \text{ m}^3(A) / \text{m}^3(\text{eritma}).$$

Eritmaning o'rtacha zichligini (taxminiy) additivligi qoidasidan foydalanib, (1.8) formuladan hisoblab topamiz.

$$\rho = \nu_A \cdot \rho_A + (1 - \nu_A) \rho_B = 0,647 \cdot 792 + (1 - 0,647)998 = 865 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Unda (1.51) qayta hisoblash formulasidan A komponentning eritmadagi ulushini topamiz:

$$\bar{x}_A = c_A \frac{M_A}{\rho} = 16 \frac{32}{865} = 0,592$$

yoki massaviy foizlarda  $\bar{x}_A = 59,2\%$  .

**1.7 - masala.** Uch komponentli aralashmaning berilgan tarkibi: propan 2,0 %; n-butan -35% va n-pentan 45 %. Bu aralashmalarning molyar tarkibini hisoblang.

*Yechish:* Aralashma komponentlarining massaviy va molyar konsentrsiya larining o'zaro hisobiy formulasi mavjud [5, 7]:

$$x_i M_i = \bar{x}_i M \quad 1.52$$

$x_i$  va  $\bar{x}_i$  - i - komponentning molyar va massaviy konsentrsiyalari (ulush yoki foizda)  $M_i$  - i -komponentning molekulyar massasi.  $M$  - aralashmaning o'rtacha molekulyar massasi.

(1.17) formuladan foydalanib aralashmani o'rtacha molekulyar massasini topish mumkin:

$$\frac{100}{M} = \sum \frac{\bar{x}_i}{M_i}$$

$\sum \bar{x}_i / M_i = 1,638$  ni 1.2 - jadvaldan topamiz:

Demak,

$$M = \frac{100}{\sum \bar{x}_i / M_i} = \frac{100}{1,683} = 59,42$$

(1.52) formula asosida komponentlarning massaviy konsentratsiyasi  $\bar{x}_i$  ni molyar konsentratsiyasi  $x_i$  ga hisoblashlar 1.2 - jadvalda keltirilgan:

1.2- jadval:  $x_i$  qiymatlarini hisoblash uchun (1.7 masalaga doir)

Aralashma komponentlari	$M_i$	$\bar{x}_i$ , % (massa)	$\frac{\bar{x}_i}{M_i}$	$x_i = \frac{\bar{x}_i}{M_i} M$ , % (mol)
Propan	44	20	0,455	27,0,3
<i>n</i> - Butan	58	35	0,603	35,83
<i>n</i> - Pentan	72	45	0,625	37,14
$\Sigma$	-	100	1,683	100,00

## 2 BOB

### SUYUQLIK VA GAZLARNI UZATISH

#### 2.1. KIMYOVIY TEXNOLOGIYANING ASOSIY JARAYONLARINI UMUMIY KINETIK TENGLAMASI

Kimyoviy texnologiyaning har qanday asosiy jarayonlarini (gidrodinamik, issiqlik almashinish, modda almashinish, kimyoviy) modda va energiya o'tkazish yoki aylanishi bilan bog'liq. Har qanday asosiy jarayonlarining o'tish tezligi umumiy kinetik tenglamani quyidagi ko'rinish bilan tavsiflanadi:

$$\frac{M}{A\tau} = \frac{D}{R} = \kappa D \quad 2.1$$

Bu yerda: qiymatlar kompleksi

$$S = \frac{M}{A\tau} \quad 2.2$$

jarayonning tezligi (yoki jadalligi, intensivligi) deb ataladi.

(2.1) va (2.2) ifodalarda  $M$  – jarayonning miqdoriy natijasi (o'tkazilgan modda yoki energiya miqdori, reaksiyaga kirishgan modda miqdori),  $\tau$  – vaqt,  $A$  – apparatning asosiy o'lchami (ko'ndalang kesim, issiqlik almashinish yuzasi, ishchi hajm va hokazo);  $D$  – jarayonning harakatlantiruvchi kuchi (haroratlar, bosimlar, konsentratsiyalar farqi);  $R$  – jarayonga bo'lgan qarshilik;  $\kappa = 1/R$  – jarayonning tezlik koeffitsienti. Suyuqlik oqimini quvuro'tkazgichda harakatlanishiga qarab tezlik quyidagilarga bo'linadi:

a) O'rtacha hajmiy (yoki o'rtacha chizikli) tezlik:  $\omega$ , ( $m^3/m^2 \cdot sek$ )

$$\omega = V/S = G / \rho \cdot S \quad 2.3$$

b) O'rtacha massaviy tezlik –  $u$  [ $kg/m^2 \cdot sek$  ]:

$$u = G / S = V \rho / S = \omega \cdot \rho$$

2.4

(2.3) va (2.4) ifodalardan:

a) hajmiy sarf tenglamasi  $V = \omega \cdot S$

b) massaviy sarf tenglamasi  $G = u \cdot S = \omega \cdot S \cdot \rho$

bu yerda:  $G$  va  $V$  – oqimning massaviy va hajmiy sarfi;

$S$  – oqimning ko'ndalang kesim yuzasi,  $m^2$ ;

$\rho$  – zichlik,  $kg/m^3$ .

## 2.2. OQIMNING UZLUKSIZLIK TENGLAMASI

Agar, suyuqlik oqimi o'zgaruvchan kesimli quvuruzatgichni batamom to'ldirgan bo'lsa, u holda 1-1 va 2-2 kesim oralig'idagi moddiy balans yuqoridagi (2.6) tenglama hisobga olinganda quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

$$\omega_1 \cdot S_1 \cdot \rho_1 = \omega_2 \cdot S_2 \cdot \rho_2$$

2.7

$\rho = \rho_1 \approx \rho_2$  – siqilmaydigan suyuqliklar uchun

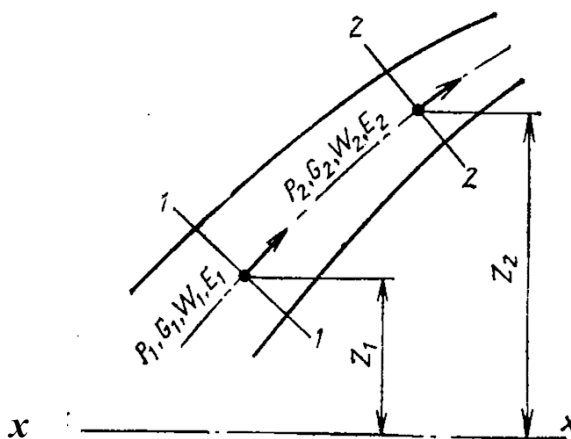
$$\omega_1 \cdot S_1 = \omega_2 \cdot S_2$$

2.8

Moddiy balanslar tenglamasi (2.7) va (2.8) odatda uzluksizlik tenglamalari deb ataladi.

## 2.3. OQIMNI ENERGETIK BALANSI. BERNULLI TENGLAMASI

1  $kg$  oqimning to'la energiyasi ( $E$ ,  $J/kg$ ) o'z ichiga ichki energiya ( $u$ ), bosim energiyasini ( $rv = p/\rho$ ), geometrik holat energiyasi ( $zg$ ) va harakat kinetik energiyasini ( $\omega^2/2$ ) oladi.



2.1 - rasm. Quvurda suyuqlik oqimining moddiy va energetik balanslarini tuzish sxemasi

Agar, quvuruzatgichning 1-1 va 2-2 kesim oralig'idagi uchastkasiga (2.1-rasm) ish ( $l$ ) yoki ( $q$ ) ko'rinishida energiya olib kelinib va olib ketilmasa, u holda bu uchastka uchun oqimning energetik balansi quyidagi ko'rinishda yoziladi:

$$u_1 + z_1 g + \frac{p_1}{\rho_1} + \frac{\omega_1^2}{2} = u_2 + z_2 g + \frac{p_2}{\rho_2} + \frac{\omega_2^2}{2}$$

bu tenglamani  $g$  ga bo'lib yuborib, tenglamani quyidagi ko'rinishda yozamiz:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho_1 g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho_2 g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + \frac{u_2 - u_1}{g} \quad 2.9$$

bu tenglamaning o'lcham birligi:  $J/(\text{kg} \cdot \text{m} / \text{s}^2) = J / N = N \cdot \text{m} / N = \text{m}$

Demak, bu tenglamaning har bir hadi 1 kg suyuqlik og'irligiga nisbatan ma'lum bir energiya turini ifodalaydi. Shu bilan birga ushbu suyuqlik ustunini metrlarda ifodalangan bosimiga ham to'g'ri keladi.

Quvuruzatgichning har qanday kesimi uchun aniqlanadigan ifoda:

$$H = z + \frac{p}{\rho g} + \frac{\omega^2}{2g} \quad 2.10$$

$N$  - qiymati oqimning to'la bosimi [m.suyuql.ust.] deb aytish qabul qilingan.

$z$  – geometrik bosim;

$p/\rho g$  - pezometrik bosim [m];

$\omega^2/2g$  – tezlik bosimi;

(2.9) tenglamani quyidagi ko'rinishda yozamiz:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho_1 g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho_2 g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + \Delta h_{1-2} \quad 2.11$$

yoki qisqartirilgan holda

$$N_1 = N_2 + \Delta h_{1-2} \quad 2.12$$

Bu yerda:  $\Delta h_{1-2} = u_1 - u_2 / g$  (1 va 2 uchastkalarda) yo'qotilgan bosim;

(2.11) tenglama haqiqiy suyuqliklar uchun Bernulli tenglamasi deyiladi. Tomchili suyuqliklar uchun  $\rho_1 \approx \rho_2$ :

Ideal gazlar uchun Bernulli tenglamasi  $N_1 = N_2$  yoyilgan holda quyidagi ko'rinishga ega ( $\rho_1 = \rho_2$  va  $\Delta h_{1-2} = 0$ )

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} \quad 2.13$$

## 2.4. QUVURUZATGICHLARDA BOSIMNING YO'QOLISHI

Bosim ning ishqalanishdan yo'qolishi quyidagi formula bilan aniqlanadi:

$$\Delta h_H = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad 2.14$$

Bosim ning har qanday mahalliy qarshilikdan yuqolishi, ya'ni tezlikni gidravlik zarbadan qiymat va yo'nalish bo'yicha keskin o'zgarishiga bog'liq bo'lib, tezlik bosim bilan ifodalanadi:

$$\Delta h_M = \xi_M \cdot \frac{\omega^2}{2g} \quad 2.15$$

bu yerda:  $\xi_m$  – mahalliy qarshilik koeffisienti.

Quvuruzatgichning 1<sup>chi</sup> va 2<sup>chi</sup> kesimida  $\Delta h_{1-2}$  yo'qotilgan bosimlar yig'indisi:

$$\Delta h_{1-2} = \Delta h_H + \sum_1^2 \Delta h_{M,i} = \left( \lambda \frac{l}{d} + \sum_1^2 \xi_{M,i} \right) \frac{\omega^2}{2g} \quad 2.16$$

$\lambda$  - ishqalanish koeffisienti, Re mezoniga va devorning nisbiy g'adir-budurlikiga  $\varepsilon = \Delta / d$  ( $\Delta$  – absolyut g'adir – budurlik,  $d$ - quvurning diametri) bog'liq. Absolyut g'adir-budurlikning taxminiy qiymatlari ( $\Delta$ , mm) quyidagicha: yangi po'lat quvurlar uchun - 0,15; uzoq muddat ishlatilgan po'lat quvur uchun - 0,25; cho'yan quvurlar uchun - 1,0.

Laminar rejimda, ya'ni  $Re < 2300$  da g'adir-budurlikka bog'liqmas ravishda

$$\lambda = A / Re \quad 2.17$$

Dumaloq kesimli quvur uchun  $A = 64$ ; boshqa rejimlar uchun [7] da keltirilgan. Tekis quvurlar uchun oralik rejimda ya'ni  $Re = 2300 - 10000$  da

$$\lambda = 0,316 \cdot R^{-0.25} \quad 2.18$$

g'adir – budur quvurlar uchun  $Re > 2300$  [7] :

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[ \frac{\varepsilon}{3.7} + \left( \frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \quad 2.19$$

Quvuruzatgichning har xil uchastkalaridagi mahalliy qarshilik koeffisienti quyidagilarni tashkil qiladi. Idishdagi suyuqlik sathi tagiga quvurdan chiqishida - 1,0; quvurdan erkin oqib tushish - 0; idishdan quvurga kirish - 0,5....1,0; Tirsak ( $90^0$ ) - 1,1; dvoynik ( $180^0$ ) - 2,5, troynik -1,5....3; to'la ochilgan zadvijka uchun -

0,2; 1/3 qismigacha berkitilgan zadviyka uchun – 3; yarim berkitilgan zadviyka uchun – 6,0;

## 2.5. KORXONA QUVURUZATGICHLARIDA OQIM TEZLIKLARI

Quyidagi korxonada quvuruzatgichlaridagi oqimning o'rtacha tezlik qiymatlari keltirilgan.

Oqim	$\omega$ , m/s
Bosimli quvuruzatgichlardagi suyuqlik	0,5 – 2,5
So'ruvchi quvuruzatgichlardagi suyuqlik	0,2 – 1,2
O'zi oqayotgan suyuqlik	0,1– 0,5
Yuqori bosimdagi gazlar	15 – 30
Kichik bosimdagi gazlar	5 – 15
Kolonnaning shlemlari quvurlaridagi bug' va gaz	20 – 50
Bosim ostidagi kolonnada	8 – 15
Atmosferali kolonnada	15 – 25
Vakuum kolonnada	40 – 75

Suyuqlikning qovushqoqligi Yuqori bo'lganda yoki gazlarning zichligi Yuqori va bosim kichik bo'lganda, Yuqorida ko'rsatilgan qiymatlarni kichik chegarasiga yaqin tezlik qabul qilinadi.

## 2.6. NASOS VA TARMOQNING TAVSIFI. ISH NUQTASI

Nasosning differentsial bosimi deganda  $N = N_1 - N_2$  kattaligi tushuniladi, bu yerda  $N_1$  va  $N_2$  so'ruvchi va haydovchi patrubkalardagi to'la gidrodinamik bosim (haydalayotgan suyuqlik ustuni metrda)

Markazdan qochma nasos ish g'ildiragining o'zgarmas aylanish chastotasi  $n$  (ayl/ sek) da sarf ( $V$ , m<sup>3</sup>/ sek) va differentsial bosim ( $N$ , m) o'zaro bog'liq. Bu bog'liqlik nasos xarakteristikasi ( $N - V$ ) deb ataladi. Aylanish chastotasi o'zgarishi bilan sarf, bosim va quvvat quyidagi nisbat bo'yicha o'zgaradi va bu proporsionallik qonuni deb ataladi.

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{n_1}{n_2}; \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3; \quad 2.20$$

Nasosning bosimi ( $N$ ) quvur tarmoq xarakteristikasiga bog'liq. Bu bosim Bernulli tenglamasiga (2.12) qo'shimcha had sifatida aniqlanadi:

$$N_1 + N = N_2 + \Delta h_{1-2} \quad 2.21$$

Bu yerdan:

$$H = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2g} + \Delta h_{1-2} \quad 2.22$$

Muayyan quvur tarmog'i uchun (2.22) teglamadan aniqlanadigan kattalik  $N$  quvurdgi suyuqlik sarfiga ( $V$ , m<sup>3</sup>/sek) bog'liq bo'ladi.  $(N - V)'$  bog'liqlik tarmoq tavsifi deb ataladi.

Grafik  $(N - V)$  dagi nasos tavsifi chizig'i  $(V - N)$  bilan tarmoq tavsifi  $(V - N)'$  chizig'ining kesishish nuqtasi nasosning ish nuqtasi deb ataladi va konkret quvur uzatmasida shu nasosning ishlash paytidagi  $N$  va  $V$  ning haqiqiy qiymatlarini ifodalaydi.

## 2.7. NASOS DVIKATELINING QUVVATI

Nasosning iste'mol quvvati ( $N$ , Vt)

$$N = VH\rho g/\eta \quad 2.23$$

bu yerda:  $V$  – hajmiy sarf, m<sup>3</sup>/s;  $N$  – differensial bosim, m;  $\rho$  - suyuqlik zichligi, kg/m<sup>3</sup>;  $g = 9,8$  m/s<sup>2</sup>;  $\eta$  - nasosning foydali ish koefitsienti (F.I.K.).

Dvigatelning iste'mol quvvati ( $N_{dv}$ , Vt)

$$N_{\text{de}} = \frac{N}{\eta_y \eta_{\text{de}}} \quad 2.24$$

bu yerda:  $\eta_u$  – uzatma F.I.K;  $\eta_{dv}$  – dvigatel F.I.K.

Dvigatelning o'rnatish (belgilangan) quvvati ( $N_{o'm}$ ) mumkin bo'ladigan zo'riqishlar hisobiga birmuncha zaxira bilan olinadi:

$$N_{o'm} = \beta N_{dv} \quad 2.25$$

$\beta$  - zahira koefitsienti  $N_{dv}$ ning qiymatiga bog'liq bo'ladi [7].

2.1- jadval. Quvvat zaxirasi koefitsienti  $\beta$

$N_{dv}$ , kVt	< 1	1-5	5-50	50>
$\beta$	2-1,5	1,5-1,2	1,2-1,15	1,1

## 2.8. PORSHENLI NASOS UNUMDORLIGI

Bir tsilindrli ikki tomonlama harakatlanuvchi porshenli nasos unumdorligini ( $V$ , m<sup>3</sup>/s) quyidagi formula bilan hisoblash mumkin:

$$V = \eta_v (2F - f) sn \quad 2.26$$

bu yerda:  $\eta_v \approx 0,8 - 0,9$  – uzatish koeffisienti;  
 $F$  – porshening ishchi yuzasi,  $m^2$ ;  
 $f$  - shtokning ko'ndalang kesimi,  $m^2$ ;  
 $s$  – porshen yo'li,  $m$ ;  
 $n$  - chastota (1 sekundagi 2 yo'lli yurishlar soni)

## 2.9. VENTILYATOR QUUVVATI

Ventilyatorning siqish darajasi katta emas ( $x = r_x / r_s \leq 1,15$  shuning uchun suyuqliklarni haydashga doir (2.20) – (2.23) formulalar ventilyatorlarga ham tegishlidir), lekin gazlar uchun hamma bosimlar metrlarda gaz ustunligida emas, balki bosim birliklarida ifodalanadi. Buning uchun metr ustunlarida ifodalangan bosimni  $\rho g$  ( $N/m^3$ ) ga ko'paytirish kerak. Masalan (2.22) va (2.23) formulalar ventilyatorlarga qo'llansa, ko'rinishi quyidagicha bo'ladi:

$$P = H\rho g = (p_2 - p_1) + (z_2 - z_1)\rho g + \frac{(\omega_2^2 - \omega_1^2)\rho}{2} + \Delta h_{1-2}\rho g \quad 2.27$$

$$N = VP / \eta \quad 2.28$$

bu yerda:  $R = N \rho g$  – differentsial bosim, Pa;  $\eta$  - ventilyatorning F.I.K.;  
 $N$  – ventilyator iste'mol quvvati, Vt; 1-2 indekslar gaz olinayotgan va berilayotgan idishlarga tegishli. Dvigatelning  $N_{or}$  – o'rnatilgan quvvati (2.24), (2.25) formulalar bilan topiladi.

## 2.10. GAZNI ADIABATIK VA KO'P BOSQICHLI SIQISH

Gazni adiabatik siqishda bir bosqichli kompressor iste'mol qilgan quvvat quyidagi tenglama bilan hisoblanadi:

$$N = \frac{G}{\eta} \frac{\kappa}{\kappa - 1} \frac{p_0}{\rho_0} \left[ \left( \frac{p_0}{p_0} \right)^{\frac{\kappa}{\kappa - 1}} - 1 \right] \quad 2.29$$

Adiabatik siqishdan so'ng gazning haroratini quyidagi formuladan hisoblab topamiz:

$$\frac{T_0}{T_0} = \left( \frac{P_0}{P_0} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} \quad 2.30$$

bu yerda:  $G$  – gaz sarfi, kg/sek;  $r_b$ ,  $T_b$  va  $\rho_b$  – bosimni, haroratni  $T$  (K) va zichlikni boshlang'ich qiymatlari.  $r_0$  va  $T_0$  – gaz bosim va haroratining oxirgi qiymatlari.  $\kappa$  –

adiabat ko'rsatkichi;  $\eta = 0,72\dots\dots 0,85$  kompressor F.I.K. Bosqichlar gazni sovitish bilan (har doim birinchi boshlang'ich harorat) ko'p bosqichli siqish qo'llanilganda siqishga ketgan umumiy energiya sarfi kamayadi va haroratli rejim ancha yumshaladi. Odatda bosqichlar soni  $n$  shunday hisob bilan tanlanadiki, har bir bosqichdagi siqish darajasi  $x_i$  4 dan oshmasligi kerak.

## 2.11. SUYUQLIKLARNI TESHIKLAR VA QUYILISH TO'SIQLARIDAN OQIB CHIQISHI

Ochiq idish tubidagi teshikdan erkin oqib chiqayotgan suyuqlikka ideal suyuqliklar uchun xos Bernulli tenglamasini (2.13) qo'llaymiz. (2.2 - rasm) Oqimning 1-chi kesimi 1-1 ni idishdagi suyuqlik satxi bo'yicha, ikkinchisini esa teshik holati bo'yicha qabul qilamiz. Ko'rilyotgan holat uchun  $r_1 = r_2$  va  $\omega_1^2 \ll \omega_2^2$ . U holda,  $z_2 - z_1 = h$  belgilab, oqimning teshikdagi nazariy tezligini hisoblash uchun formula olamiz:

$$\omega_H = \omega_2 = \sqrt{2gh} \quad 2.31$$

Teshik orqali suyuqlikning nazariy sarfi ( $V_n$ , m<sup>3</sup>/sek) quyidagiga teng bo'ladi:

$$V_H = S\omega_H = S\sqrt{2gh} \quad 2.32$$

bu yerda:  $S$  - teshik kesimi, m<sup>2</sup>;  $h$  - teshik ustidagi suyuqlik qatlamini balandligi, m;  $g = 9,81$  m/s<sup>2</sup>.

Oqim siqilishi va haqiqiy suyuqlikning qovushqoqligini hisobga olsak, teshik orqali haqiqiy sarf ( $V$ , m<sup>3</sup>/s) quyidagini tashkil qiladi:

$$V = \mu V_T = \mu S \sqrt{2gh} \quad 2.33$$

bu yerda:  $\mu$  - sarf koeffisienti ( $\mu \approx 0,62$ )

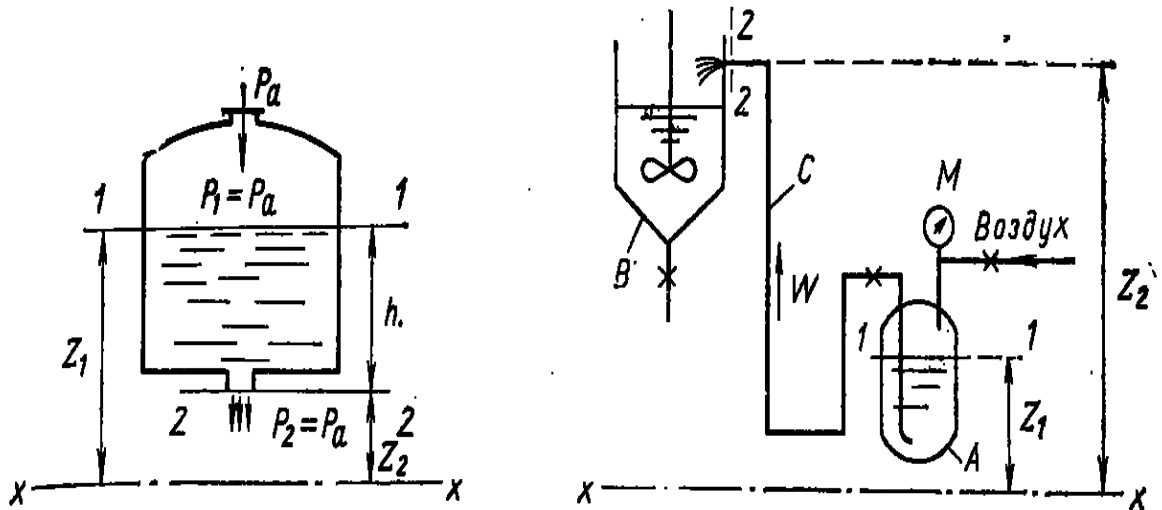
Suyuqlikning quyilish to'sig'i orqali sarfini Yuqoridagiga o'xshash formula bilan aniqlanadi:

$$V = mbh\sqrt{2gh} \approx 1,77b\sqrt{h^3} \quad 2.34$$

bu yerda:  $b$  – quyilish kengligi (quyilish to'sig'ini uzunligi), m;

$h$  – suyuqlikning tiralish balandligi, m;

$m$  – to'siq orqali sarf koeffisienti ( $m \approx 0,4$ );



2.2 - rasm. Idish tubidagi teshikdan suyuqlikning oqib chiqishi

2.3 - rasm. Montejyu yordamida reaktorga reagentni berish sxemasi:

A – montejyu; V – Reaktor-aralastirgich; S – bosimli quvur; x - x - hisob olishning shartli sathi; M – manometr.

## 2.12. MAGISTRAL NEFT - GAZ QUVURLARI TO'G'RISIDA UMUMIY MA'LUMOTLAR

### 2.12.1 Magistral quvurlarning turlari

Magistral quvurlari deb, neft-gaz va neft mahsulotlarini ishlab chiqariladigan joyidan ishlatilish joyigacha tashuvchi quvur bo'limiga aytiladi.

Magistral quvurlarning ishchi bosimi 10 MPa. dan yuqori bo'lmay, ularning shartli diametrlari 1420 mm. gacha bo'ladi. Magistral quvurlar tashiladigan mahsulotning turlariga ko'ra: neft, gaz va neft mahsulotlari quvurlariga bo'linadilar.

Magistral gaz quvuriga gazni kompleks tayyorlash qurilmalari tarkibidagi bosh kompressor stansiyasi (BKS) dan toki gazni taqsimlash stansiyasi (GTS) gacha bo'lgan oraliq kiradi.

Magistral neft quvuri bo'limiga neftni kompleks tayyorlash qurilmalari tarkibidagi bosh nasos stansiyasi (BNS) dan toki qayta ishlash zavodi (NQZ) gacha yoki uzatuvchi omborgacha bo'lgan oraliq kiradi. Magistral neft mahsuloti quvurlariga NQZ dan toki mahsulotlarni saqlovchi omborgacha bo'lgan oraliq kiradi.

### 2.13. Magistral quvurlarning klassifikatsiyasi va kategoriyasi

Magistral quvurlar Qurilish Me'yorlari va qoidalari (QMQ) 2.05.06-85 ga ko'ra quyidagicha klassifikatsiyalanadi. Magistral gaz quvurlari ishchi bosimiga ko'ra 2 ta sinfga bo'linadi.

Birinchi sinf Magistral gaz quvurlariga ishchi bosimi 2,5 MPa. dan-10 MPa. gacha bulgan quvurlar kiradi; ikkinchi sinfga ishchi bosimi 1,2 MPa. dan-2,5 MPa. gacha bo'lgan quvurlar kiradi.

Magistral neft va neft mahsulotlari quvurlari shartli diametrlari bo'yicha 4 ta sinfga bo'lingan:

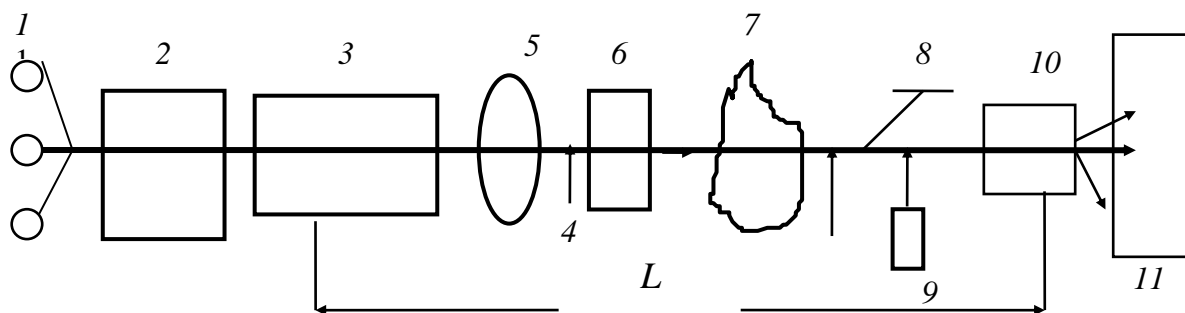
- 1-sinfga shartli diametri 1000 mm. dan katta bo'lgan quvurlar;
- 2-sinfga shartli diametri 500 mm. dan - 1000 mm. gacha bo'lgan quvurlar;
- 3-sinfga shartli diametri 300 mm. dan - 500 mm. gacha bo'lgan quvurlar;
- 4 sinfga shartli diametri 300 mm. dan kichik bo'lgan quvurlar kiradi.

Magistral quvurlarning istalgan bo'limlarini mahkamligini ta'minlash maqsadida QMQ 2.05.06-75 bo'yicha ular quyidagi kategoriyalarga bo'lingan.

Shartli diametri 1200 mm. va undan yuqori bo'lgan gaz quvurlari va shartli diametri 700 mm. va undan yuqori bo'lgan neft va neft mahsuloti quvurlari 3-kategoriyaga; shartli diametri 1200 mm. dan kichik bo'lgan gaz quvurlari hamda shartli diametri 700 mm. dan kichik bo'lgan neft va uning mahsuloti quvurlari 4-kategoriyaga kiradilar.

#### 2.14. Magistral gaz quvuri tarkibiy qismi va ularning vazifalari

Magistral gaz quvurining tarkibiga: bosh qurilmalar tarkibidagi bosh kompressor stansiyasi (BKS); quvurning chiziqli bo'limi elektrokimyoviy himoya (EKX) vositalari; gaz taqsimlovchi stansiyasi (GTS); er osti gaz ombori (EOGO); ta'mirlash ustaxonalari; yo'llar; boshqaruv va yashash inshootlari va boshqalar kiradi. (2.4 rasmga qarang).



2.4 rasm. Magistral gaz quvuri tarkibining umumiy chizmasi:

1-gaz quduqlari; 2-bosh qurilmalar; 3-bosh kompressor stansiyasi (BKS); 4-quvurning chiziqli bo'limi; 5- sun'iy to'siqlar (kanal, aholi yashash punkti va h.k.); 6-oralik KS; 7- tabiiy to'siqlar (jarlik, daryo, kul va h.k.); 8-elektrokimyoviy himoya vositalari; 9-er osti gaz ombori; 10-GTS; 11-iste'molchilar, L-magistral gaz quvuri uzunligi.

Bosh qurilmalar. Bu erda gaz jo'natishga tayyorlanadi. Tayyorlashda gaz tarkibidagi namlik, mexanik aralashmalar,  $N_2S$ ,  $SO_2$  va boshqa qo'shimchalar ajratib olinadi.

Magistral gaz quvurini chiziqli bo'limi. BKS dan toki GTS gacha bo'lgan quvur uzunligi kirib u BKS yordamida haydalgan gazni iste'molchilarga yetkazib berish uchun xizmat qiladi.

Magistral gaz quvurini sun'iy va tabiiy to'siqlar orqali o'tgan bo'limi. Magistral gaz quvurini to'siqlarning osti yoki ustidan o'tkazish uchun xizmat qiladilar. O'tish bo'limlarining konstruksiyalari to'siqlar turiga ko'ra: Arka, to'sin va osib qo'yilgan ko'rinishda bo'ladi.

Oraliq KS. Ularning asosiy vazifalari, quvurning gidravlik qarshiliklari natijasida kamaygan gaz bosimini boshlang'ich bosim darajasiga ko'tarish va uni yana magistral gaz quvuriga haydash uchun xizmat qiladi. Har bir oraliq KS larida 3 ta texnologik jarayon bajariladi:

- Gazni mexanik aralshmalardan tozalash;
- Gaz bosimini oshirish;
- Siqilgan gazni sovutish va yana quvurga haydash.

Oraliq KS lari orasidagi masofa gidravlik hisob orqali aniqlanadi.

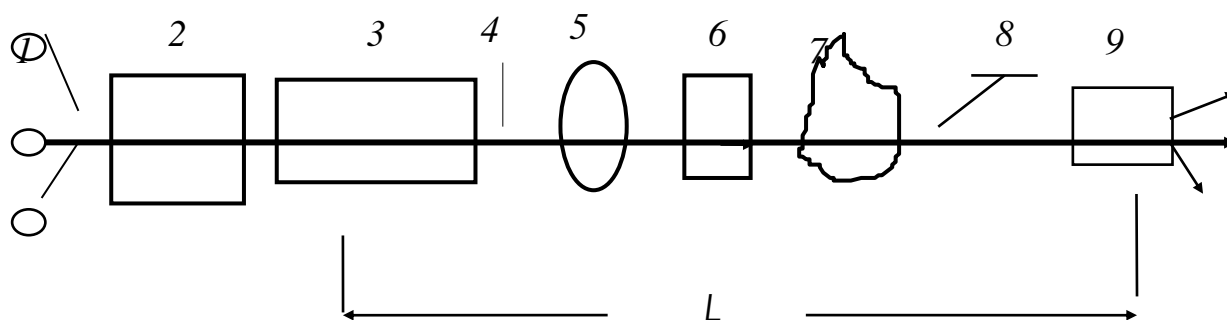
Elektrokimyoviy himoya vositalari: Er osti magistral quvurlarini tuproq, daydi toklar va bakteriyalar korroziyasidan himoya qilish uchun xizmat qiladi. Himoya vositalari sifatida turli quvvatga ega bo'lgan katod stansiyalari, protektor va elektrodrenaj qurilmalari ishlatiladi. Katod stansiyalari va protektor qurilmalari orasidagi masofa hisoblash orqali aniqlanadi.

Er osti gaz ombori: Gaz iste'molining mavsumiy notekisligini bir xilda bo'lishini ta'minlash uchun xizmat qiladi. ya'ni baxor-yoz faslida ortiqcha gazlar er osti gaz omboriga haydaladi, kuz-qish faslida esa etishmaydigan gaz miqdori er osti gaz omboridan olinib iste'molchilarga uzatiladi.

Gaz taqsimlash stansiyasi (GTS): Quvurlar orqali oqib kelgan yuqori bosimli gazni kerakli past bosimga kamaytirib berish uchun xizmat qiladi. GTSda gazning bosimi 3,6 va 12 atmosfera bosimigacha kamaytiriladi. Shular bilan bir qatorda gaz qushimcha odorantlanib gaz tarmoqlari orqali iste'molchilarga yuboriladi.

## 2.15. Magistral neft quvurining tarkibi va vazifalari

Magistral neft quvuri tarkibiga bosh qurilmalar; bosh nasos stansiyasi; quvurni to'g'ri chiziqli bo'limi; oraliq nasos stansiyalari; turli to'siqlar orqali o'tish bo'limlari; elektrokimyoviy ximoya (EKX)vositalari; elektr va aloqa liniyalari; ta'mirlash va quvurni ishlatish ob'ektlari kiradi (2.5 rasm).



2.5 rasm. Magistral neft quvuri tarkibining umumiy chizmasi

1 - neft quduqlari; 2-bosh qurilmalar; 3-bosh nasos stansiyasi (BNS); 4-quvurni chiziqli bo'limi; 5 -sun'iy to'siqlar; 6-oraliq nasos stansiyalari (ONS); 7-tabiiy to'siqlar; 8-EKX vositalari; 9-neftni qayta ishlash zavodi yoki uzatuvchi neft oMbori; L - magistral neft quvurining uzunligi.

Bosh qurilmalar. Ularning asosiy vazifalari quduqlardan olinayotgan neftni suvlar, mineral tuzlar, mexanik qo'shimchalardan tozalash va uni iste'molchilarga jo'natishga tayyorlab berishdan iborat.

Bosh nasos stansiyasi. Uning vazifasi jo'natishga tayyorlangan neftni kerakli bosimda quvurga haydashdan iborat. Neftni magistral neft quvuriga haydashda, porshinli va markazdan qochma kuchli nasoslardan foydalaniladi.

Oraliq nasos stansiyalari. Ularning asosiy vazifalari neft oqimining gidravlik qarshiliklar natijasida yo'qotilgan bosimini birlamchi bosimgacha ko'tarib berish va ya'na quvurga haydashdan iborat.

Neftni qayta ishlash zavodi. Quvur yoki boshqa transport turi orqali olib kelingan neftni fraksiyalab kerakli neft mahsulotlarini ajratib olish va ularni iste'molchilarga jo'natishdan iborat. Neftni qayta ishlash jarayonida undan 600 dan ortiq neft mahsulotlari ajratib olinadi. Magistral neft quvurini qolgan ob'ektlari magistral gaz quvurining ob'ektlari bajaradigan ishlarni bajaradilar.

## **2.16. Neft va neft mahsulotlarini quvur orqali tashish**

### **2.16.1. Neft va neft mahsulotlarini quvur orqali tashish bo'yicha umumiy ma'lumotlar**

Qazib olinayotgan neftlarning fizik-kimyoviy xossalari hamda tarkibidagi parafin miqdorining bir xilda bo'lmasligi, ularni quvurlar orqali tashishda, ma'lum qo'shimcha texnologik jarayonlarni amalga oshirishni talab qiladi ya'ni ularning qovushqoqligi kamaytiriladi, oquvchanligi oshiriladi va h.k. Umuman neft va neft mahsulotlarini (oquvchanligi qoniqarli bo'lganda) quvur orqali tashish jarayoni quyidagicha amalga oshiriladi. Jo'natishga tayyorlangan neft neftni kompleks tayyorlash qurilmalari tarkibidagi bosh nasos stansiyasi yordamida (kerakli bosimda) magistral neft quvuriga haydaladi.

Neft oqimining quvur bo'yicha harakati davomida gidravlik qarshiliklar ta'sirida, uning birlamchi bosim ko'rsatkichi kamayib boradi. Bu o'z navbatida quvurning ishlab chiqarish qobliyatiga salbiy ta'sir ko'rsatadi.

Kamaygan bosim magistral quvur uzunligi bo'yicha joylashtirilgan oraliq nasos stansiyalar yordamida birlamchi bosim ko'rsatkichlarigacha ko'tarilib yana magistral neft quvurga haydaladi. Shunday qilib mahsulot oqimi iste'molchilargacha, ya'ni neftni qayta ishlash zavodi yoki oraliq uzatuvchi (taqsimlovchi) neft omborigacha olib kelinadi.

Neft qayta ishlanganda undan 600 dan ortiq neft mahsulotlari olinadi. Neftni qayta ishlash zavodidan neft mahsulotlari omborlarigacha magistral quvur tizimi

mavjud bo'lsa, u orqali mahsulotlar (benzin, kerosin, dizel yoqilg'isi va h.k.) to'g'ridan-to'g'ri mahsulot saqlanadigan (uzatuvchi, taqsimlovchi) omborlarga haydaladi.

Neft va neft mahsulotlarini quvurlar orqali tashish tizimida quvur quvvatidan to'la foydalanish va uning ishlab chiqarish qobiliyatini saqlash asosiy masalalardan biri hisoblanadi. Hozirgi kunda bunday masalalarni hal qilishda bir quvur orqali bir nechta turdagi neft mahsulotlarni ketma-ket haydash usulidan foydalanilmoqda.

### **Neft va uning mahsulotlarini ketma-ket haydash**

Ketma-ket haydash deganda bir quvur orqali bir nechta turdagi neft mahsulotlarini iste'molchilarga tartibli jo'natish tushuniladi. Amalda mahsulotlarni bir yo'nalish bo'yicha quvur orqali haydash kerak bo'lsa, ketma-ket haydash usulidan foydalaniladi. Bunda har bir mahsulot uchun alohida quvur qurish shart bo'lmaydi. Ketma-ket haydashda neft yoki neft mahsulotlarini tashuvchi quvur har doim band bo'ladi, uning ishlatilish koeffisienti oshadi, haydash tannarxi kamayib temir yo'l transporti orqali tashilayotgan mahsulotlarning miqdori kamayishiga sabab bo'ladi.

Ketma-ket haydashning asosiy kamchiliklaridan biri aralashma hosil bo'lishidir. Ortiqcha aralashmaning hosil bo'lishini kamaytirish uchun, iloji boricha bir quvur orqali fizik-kimyoviy xossalari bir-biriga yaqin bo'lgan neft yoki neft mahsulotlarini haydash lozim bo'ladi.

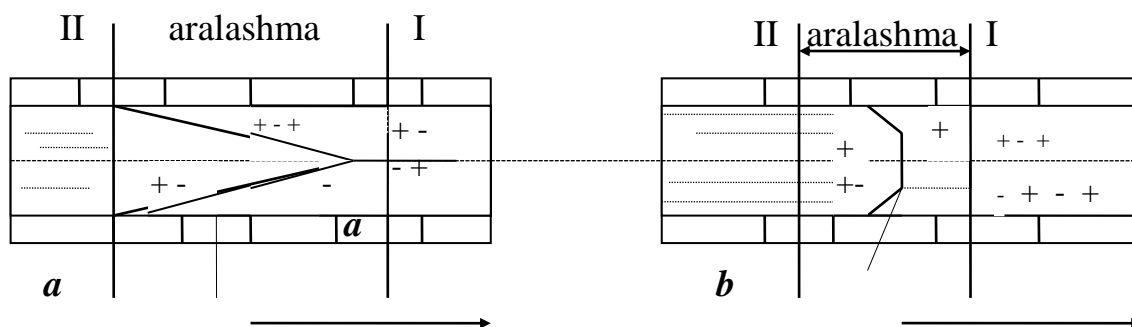
Masalan, bir quvur orqali tiniq mahsulotlarni: benzin, kerosin va dizel yoqilg'isini haydash maqsadga muvofiqdir. Tiniq va qora neft mahsulotlarini bir quvur orqali ketma-ket haydash maqsadga muvofiq emas (benzin bilan mazut). Chunki hosil bo'lgan aralashma tayyor mahsulot hisoblanmaydi. Uni zavodda yana qayta ishlash kerak bo'ladi. Hozirgi kunda benzin, kerosin va dizel yoqilg'ilarini iste'molchilarga etkazib berishda ko'proq ketma-ket haydash usulidan foydalanilmoqda.

### **Aralashmaning hosil bo'lish mexanizmi**

Ketma-ket haydash jarayoni quvurga haydalgan birinchi mahsulot orqasidan ikkinchi mahsulotni haydash va u yordamida birinchi mahsulotni siqib harakatga keltirish orqali amalga oshiriladi. Ketma-ket haydalayotgan birinchi va ikkinchi mahsulotning o'zaro ta'sir chegarasida diffuziya jarayoni yuzaga kelib, ya'ni birinchi mahsulotning ikkinchi mahsulot tarkibiga o'tishi va uning teskarisi ro'y berib umumiy aralashma hosil bo'ladi. Hosil bo'ladigan aralashmaning miqdori, ketma-ket haydalayotgan mahsulotlarning oqish rejimiga bog'liq. Laminar rejimda mahsulotlarning oqish tezligi quvur o'qidan devoriga qarab kamayib boradi. Natijada mahsulotlarning o'zaro ta'sir chegarasi ortadi va ko'p miqdordagi aralashma hosil bo'ladi. (2.6 a- rasm)

Turbulent rejimda esa ketma-ket haydalayotgan mahsulotlarning oqish tezligi quvurning qirqim yuzasi bo'yicha bir xil bo'ladi. Bu o'z navbatida mahsulotlarning o'zaro ta'sir chegara yuzasining kichik bo'lishiga, aralashmaning kam hosil bo'lishini ta'minlaydi. (2.6 b - rasm)

Bulardan tashqari hosil bo'ladigan aralashmaning miqdori ketma-ket haydalayotgan mahsulotlar qovushqoqligining farqiga ham bog'liq. Qovushqoqliklar farqi qancha katta bo'lsa, aralashma miqdori shuncha ortib boradi.



2.6 - rasn. Oqish rejimiga ko'ra aralashma hosil bo'lish chizmasi:

a) laminar rejimda; b) turbulent rejimda. I - birinchi mahsulot; II - ikkinchi mahsulot;  $l$  - mahsulotlarni o'zaro ta'sir chegarasi;

Turbulent diffuziya nazariyasiga asosan V.S.Yablonskiy va V.A.Yufin ifodalari bo'yicha, hosil bo'lgan aralashmaning hajmi quyidagicha aniqlanadi:

$$V_{aprl} = \frac{2V_k}{Re d^{0,5}} (Z_1 - Z_2)_2 \quad \text{bunda } V_k = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot l$$

bunda:  $V_k$ -quvurning hajmi;  $d$ -quvurning ichki diametri;  $l$ -quvurning uzunligi;  $Re = \omega L / D_t$  Peklening diffuziya parametri;  $\omega$ -neft mahsulotining o'rtacha tezligi  $D_t$  - turbulent diffuziya koeffitsienti. U quyidacha hisoblanadi:

$$D_t = 28,7 v_{o'rt} (Re_{o'rt} \sqrt{\lambda})^{0,755}$$

Bunda:  $\lambda$  - gidravlik qarshilik koeffitsienti;  $v_{o'rt}$  - kinematik qovushqoqlikning o'rtacha qiymati,

$$v_{o'rt} = 0,25 (Z v_s + v_k)$$

Bunda:  $v_s$  va  $v_k$  suyuq va qattiq neft mahsulotining kinematik qovushqoqligi;  $Z_1 - Z_2$  o'zgaruvchilar grafikdan aniqlanadi.

### **Ketma-ket haydashda aralashma hosil bo'lishini kamaytirish tadbirlari.**

Aralashmaning hosil bo'lishini quyidagi tadbirlar orqali kamaytirish mumkin:

1. Mahsulotlarning oqish tezligini turbulent rejimida bo'lishini ta'minlash orqali. Reynolds soni oshgan sari hosil bo'ladigan aralashmaning hajmi kamayib boradi. shunga ko'ra ketma-ket haydashni turbulent rejimida, ya'ni  $Re > 10000$  da olib borish kerak.

2. Ketma-ket haydalayotgan mahsulotlar zichliklari va qovush-qoqliklarining bir-biriga yaqin bo'lishini ta'minlash orqali.

3. Aralashma oqimini quvurning reliefi o'zgaruvchan bo'lim-laridan o'tayotganda uni to'xtatmaslik kerak. Bunda mahsulot-lar qovushqoqligining bir xil emasligi qo'shimcha aralashma hosil bo'lishini yuzaga keltiradi.

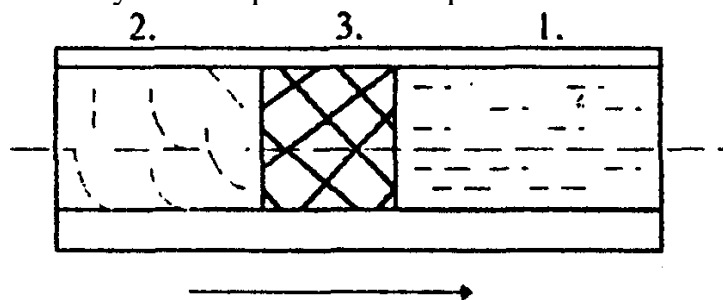
4. Rezervuar saroyi va nasoslar o'rtasidagi bog'lanishni to'g'ri-sodda (berk tarmoqlarsiz) bo'lishligini ta'minlash. Bunda haydovchi stansiya texnologik kommunikasiyalarida hosil bo'ladigan aralashma miqdori kamayadi.

5. Aralashmani ajratuvchilar (to'siqlar) yordamida kamaytirish va h.k.

## Ajratuvchilar va ularning ishlatilishi

Ketma-ket haydash tizimida ajratuvchi to'siqlar sifatida suyuq va qattiq (mexanik) jismlardan foydalani-ladi. To'siqlarning mahsulotlar o'rtasida joylashish chizmasining umumiy ko'rinishi 2.7-rasmda keltirilgan.

To'siqlar nasos stansiyasida quvur ichiga tushiruvchi maxsus moslama yordamida ketma-ket haydalayotgan mahsulotlarning o'rtasiga kiritiladi va keyingi (belgilangan) nasos stansiyalarida quvurdan chiqarib olinadi.



2.7-rasm. Mahsulotlarni ajratuvchilar yordamida haydash chizmasi

1-birinchi haydalayotgan mahsulot; 2-ikkinchi mahsulot;  
3-to'siq (suyuq yoki qattiq).

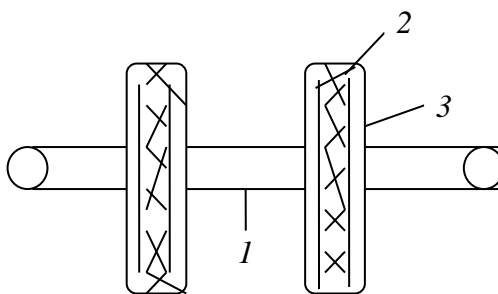
Suyuq ajratuvchilar sifatida haydalayotgan mahsulotlar bilan aralashmaydigan va emulsiya hosil qilmaydigan suyuqlik yoki neft mahsulotlari ishlatiladi.

Keyingi paytlarda, ajratuvchini hosil qilishda turli xildagi quyuqlashtiruvchi poliMer va boshqa suyuq moddalardan foydalanilmoqda.

Quyuqlashtiruvchi modda ikki mahsulot o'rtasiga kiritiladi. Kiritilgan modda mahsulotlar bilan o'zaro ta'sirda bo'lgan mahsulotlarning ma'lum qisMida qovushqoqlik oshib quyuqlashadi. Quyuqlashgan aralashma (ajratuvchi), ikki mahsulot o'rtasida quyuq elastik porshen singari harakatlanib, aralashma xosil bulishini kamaytiradi.

Shuningdek suyuq ajratuvchilar vazifasida xossalari ketma-ket haydalayotgan mahsulotlarning xossaloriga yaqin bo'lgan mahsulotlardan ham foydalanilmoqda. Masalan, benzin va dizel yoqilg'isini ketma-ket haydashda suyuq ajratuvchi sifatida kerosin ishlatiladi.

Mexanik ajratuvchilar aralashma hosil bo'lishni kamaytirishning samarador vositalardan biri hisoblanadi. Ular disk, porshen, shar (sferik) ko'rinishda bo'lib, diametrlari quvurning ichki diametridan 2-3 mm. katta bo'ladi. Disk va porshen ko'rinishidagi ajratuvchilarning tashqi qirrasida manjetlari bulib, ular ajratuvchilarning quvur devoriga bo'lgan zichligini oshiradilar. Harakatlari davomida quvur devorida qolgan oldingi mahsulot qoldiqlarini tozalab oqim bo'yicha siljiydilar. Diskli ajratuvchining umumiy chizmasi 16-rasmda keltirilgan.



2.8-rasm. Diskli ajratuvchi.

1-shtanga (o'q); 2-elastik materialdan qilingan disk; 3-metall disk.

Metall disk ichiga (o'rtasiga) elastik materialdan qilingan elastik disk o'rnatiladi. Elastik disk materiali ishqalanishga, neft va neft mahsulotlarining ta'siriga chidamli bo'lishi hamda yuqori harorat va bosim ta'sirida o'z xossasini saqlashi kerak. Bunday talablarga polimer materiallari (neopren, adipren, xaykar) va turli markadagi yog'lar, benzinlarga chidamli bo'lgan rezina javob beradi.

Yuqorida keltirilgan diskning quvur devoriga bo'lgan zichligi 30-50 km. li harakat davomida saqlanadi.

Ajratuvchilarning oraliq nasos stansiyalari orqali o'tishi ikki usul yordamida amalga oshiriladi. Birinchi usulda ajratuvchilar maxsus kamera yordamida qabul qilinib, keyin yana quvur ichiga kiritiladi. Bu holda aralashma stansiya orqali o'tib bo'lgunga qadar xaydash jarayoni to'xtatiladi. Bu o'z navbatida quvurning ishlab chiqarish qobiliyatini pasaytiradi. Ikkinchi usulda ajratuvchilar maxsus moslama (kamera) lar yordamida nasos orqali o'tkazilmay, yonidan o'tkazib yuboriladi. Bu usulda xaydash jarayoni to'xtatilmaydi.

Neft mahsulotlarini ketma-ket haydashda shar (sferik) ko'rinishdagi ajratuvchilar keng miqyosda qo'llaniladi. Ular tabiiy yoki sun'iy kauchuk, maxsus rezina hamda neoprendan tayyorlanadi.

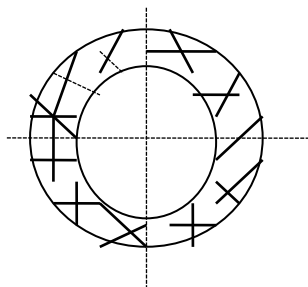
Ularning devor qalinligi 25 mm. dan 80 mm. gacha; diametrlari esa 100 mm. dan 1 m. gacha bo'ladi. Quvur ichiga tushirishdan oldin ularning ichi suv yoki boshqa suyuqliklar bilan to'ldirilib, diametrlari quvurning ichki diametriga nisbatan 10 foyzga kattalashtiriladi. Bu sharlarning quvur devoriga tegib turish zichligini oshiradi. Ajratish jarayonining ishonchli bo'lishini ta'minlash maqsadida quvur ichiga bir vaqtning o'zida birgalikda 10ta gacha shar tushirilishi mumkin.

Shar (sferik) ko'rinishidagi ajratuvchilar quvurning har qanday diametrdagi armaturalari orqali o'tish qobiliyatiga ega. Shar ajratuvchilar uzoq vaqt davomida ishlatilishi mumkin. (1500 km. gacha yurishi ta'minlangan) Ularni quvur ichiga kiritish va qabul qilib olish quvurda joylashtiriladigan maxsus moslama yordamida amalga oshiriladi (2.9- va 2.10- rasmlarga qarang).

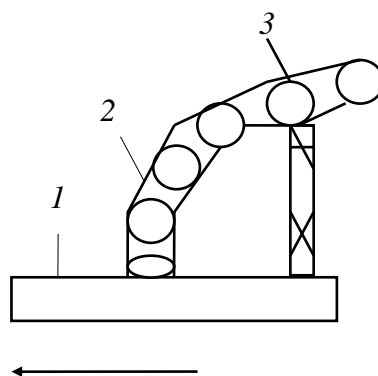
Maqbul ajratuvchilar soni quvur ichiga tushirilganda hosil bo'ladigan aralashmaning xajmi quyidagicha aniqlanadi:

$$V_{\text{arl}} = V(n-1)$$

bunda:  $V$ -ikki ajratuvchi orasidagi quvur xajmi;  $n$ -ajratuvchilar soni.



2.9-rasm. Ajratuvchi



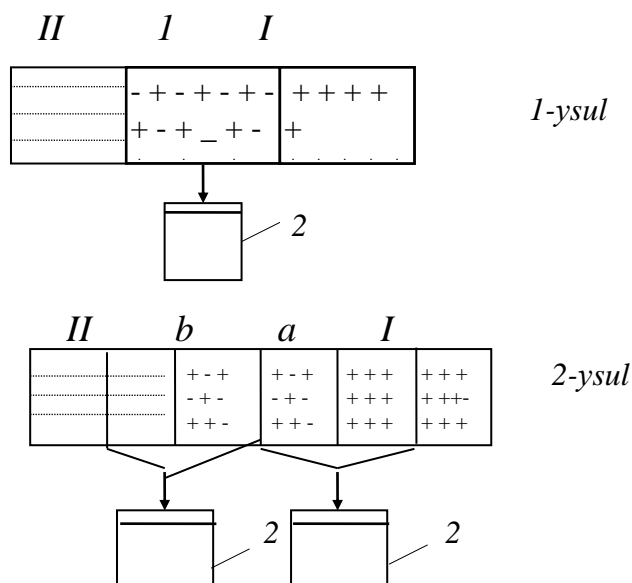
2.10-rasm. Ajratuvchi sharlarni

shar quvur ichiga kiritish moslamasining prinsipial chizmasi:  
1-quvur; 2-kasseta; 3-sharlar.

### 2.17. Ketma-ket haydashni nazorat qilish va aralashmani ajratib olish usullari

Ketma-ket haydashni nazorat qilishdan asosiy maqsad hosil bo'lgan aralashmani quvurning qaysi bo'limida kelayotganini va qachon qabul qilish punktiga yetib kelishini bilish hamda aralashmani qabul qilish choralari tashkil qilishdan iborat. Nazorat usullari ko'p bo'lib, ularni aniqlanish prinsiplari neft mahsulotlari va aralashmaning zichligi, rangi, dielektrik ko'rsatkichlari hamda boshqa hossalari bir-biridan farq qilishiga asoslangan. Bu usullar ichida aralashma konsentratsiyasini avtomatik ravishda aniqlash usuli samarali hisoblanadi. Buning uchun mahsulotlarining o'zaro ta'sir chegarasida hosil bo'lgan aralashma konsentratsiyasini va sifatini tez aniqlaydigan maxsus elektron apparatlardan foydalaniladi. Ular oqim yo'nalishi bo'yicha quvurning tegishli joylariga o'rnatiladi.

Umuman, hosil bo'lgan aralashma tayyor neft mahsuloti hisoblanmaydi. Shu bois aralashmani ohirgi punktda ajratib olish asosiy jarayonlardan biri hisoblanadi. Ajratib olish ikki usulda amalga oshiriladi. Birinchi usulda hamma aralashma bitta rezervuarga qabul qilinadi. Ikkinchi usulda aralashmaning bosh qismi bilan uning oldida ketayotgan birinchi neft mahsulotning oxirgi qismini bir rezervuarga, aralashmaning oxirgi qismi bilan uning ketidan kelayotgan ikkinchi mahsulotning bosh qismi boshqa rezervuarga qabul qilinadi. (2.11- rasm).



2.11 rasm. Aralashmani ajratib olishning prinsipial chizmasi:

*I*-birinchi (oldingi) mahsulot; *II*-ikkinchi (keyingi) mahsulot; *I*-aralashma; *a*-aralashmani bosh qismi; *b*-aralashmani oxirgi qismi; 2-rezervuar.

### Misollarni ishlash namunasi:

**2.1 - masala.** Reagentni aralashtirgich  $V$  ga uzatish uchun gidravlik ko'targich – monteju  $A$  ko'zda tutilgan (2.3 - rasm). Haydash haroratidagi reagent hajmi  $V = 0,9 \text{ m}^3$ , zichligi  $\rho = 1500 \text{ kg/m}^3$ , dinamik qovushqoqlik koeffisienti  $\mu = 7,1 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . Reagentni ko'tarish balandligi  $z_2 - z_1 = 14 \text{ m}$ . Haydash quvurining to'liq uzunligi  $18 \text{ m}$ ; Tarmoqda bitta zadviyka va  $5$  ta to'g'ri burchakli tirsak mavjud. Haydash quvurining diamerini ( $d$ ) va montejudagi siqilgan gaz (havo) bosimi  $r_1$  ni tanlang.  $V$  reaktoridagi bosim  $r_2$  – atmosfera bosimiga teng.

*Yechish:* 1) Haydash quvuridagi o'rtacha tezlikni  $\omega = 1 \text{ m/s}$  va reagentni haydash vaqti  $\tau = 5 \text{ min}$ . deb qabul qilamiz.

Reagentni o'rtacha sarfi:

$$V = \frac{\bar{V}}{\tau} = \frac{0,9}{5 \cdot 60} = 0,003 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Sarf tenglamasi (2.5) bo'yicha haydash quvurining kerakli kesimni topamiz:

$$S = \frac{V}{\omega} = \frac{0,003}{1,0} = 0,003 \text{ m}^2$$

$$\text{Quvurning diametri: } d = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{S}{0,785}} = \sqrt{\frac{0,003}{0,785}} = 0,062 \text{ m}$$

2) Korroziya ehtimolligini hisobga olib nisbiy notekislik qiymatini  $\varepsilon = \Delta / d \approx 0,01$  deb kabul qilamiz.

Reynolds mezonini aniqlaymiz:

$$Re = \omega d / \nu = \omega d \rho / \mu = 1,0 \cdot 0,062 \cdot 1500 / 7,1 \cdot 10^{-3} = 13100$$

[7] da keltirilgan grafik bo'yicha ishqalanish koefitsientini aniqlaymiz:  $\lambda = 0,04$  mahalliy qarshilik koefitsientlarini qabul qilamiz: montejoydan quvurga kirish  $\xi_k = 1,0$ ; ochiq zadviyka  $\xi_z = 0,2$ ; to'g'ri burchakli tirsak  $\xi_t = 1,1$ ; Quvurdan reaktorga chiqish (erkin quyilish)  $\xi_{ch} = 0$ ;

Yig'indisi:

$$\sum_1^2 \xi_{m,i} = 1 + 0,2 + 5 \cdot 1,1 + 0 = 6,7$$

1-1 va 2-2 kesimlar oralig'idagi bosimning jami yo'qolishini (2.16) formuladan topamiz:

$$\Delta h_{1-2} = \left( \lambda \frac{l}{d} + \sum_1^2 \xi_i \right) \frac{\omega^2}{2g} = \left( 0,04 \frac{18}{0,062} + 6,7 \right) \frac{1,0^2}{2 \cdot 9,81} = 0,91 \text{ [m.suyuqust.]}$$

Bosim yo'qolishi bosim birligida ifodalansa:

$$\Delta r_{1-2} = \Delta h_{1-2} \rho g = 0,91 \cdot 1500 \cdot 9,81 = 13400 \text{ Pa}$$

3) Bu holda (2.3 - rasm)  $\omega_2 = \omega$  1-1 kesimdagi tezlik bosimi hisobga olinmasa ham bo'ladi (chunki  $\omega_1^2 \ll \omega_2^2 = \omega^2$ )

Bernulli tenglamasini  $r_1$  ga nisbatan echamiz:

$$\begin{aligned} p_1 &= p_2 + (z_2 - z_1) \rho g + \frac{\omega^2 \rho}{2} + \Delta p_{1-2} = \\ &= 101300 + 14 \cdot 1500 \cdot 9,81 + \frac{1,0^2 \cdot 1500}{2} + 13400 = 321,5 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Gazning montejoydagi manometrik (ortiqcha) bosimi:

$$r_1' = r_1 - r_2 = 321,5 - 101,3 = 220,2 \text{ kPa}$$

**2.2 - masala.** Aralashuvchi kondensatorlarda gorizonttal tokchalar (polkalar) o'rnatish talab qilinadi (2.4 - rasm). Suv sarfi  $V=16 \text{ m}^3/\text{soat}$ . Apparat qobig'ining diametri  $D = 1,4 \text{ m}$ . Quyilish plankasining balandligi  $h_0=0,02 \text{ m}$ . Diametri  $d = 5 \text{ mm}$  bo'lgan har bir tokchada teshiladigan teshiklar soni  $n$  qancha bo'lishi kerak, agar shu teshiklar orqali oqib tushadigan suv sarfi- umumiy suv sarfining 15%, planka orqali esa 85% ni tashkil qilishi talab qilingan bo'lsa.

*Yechish.* Odatda kondensatorlar va skrubberlarda bug' va gazlarni o'tishi uchun segment yuzasi tokcha yuzasi taxminan 7%, qobiq ko'ndalang kesimi yuzasi 30% ga

teng qabul qilinadi. Ma'lumotnoma [40] dan segment va qobiq (*doira*) yuzasining shunday nisbati, markaziy burchak  $\alpha = 143^0$  va vatarning doira diametri  $D$  ga nisbati:  $b/D = 0,948$  ga mos keladi. Demak, quyilish plankasining uzunligi quyidagini tashkil qiladi:  $b = 0,948 D = 0,948 \cdot 1,4 = 1,33$  m. Dastlabki ma'lumotlarga muvofiq quyilish to'siqlari orqali 85% suv oqib tushishi kerak:

$$V_1 = 0,85 \frac{16}{3600} = 0,00378 m^3 / s$$

Tokcha teshiklari orqali oqib tushishi kerak bo'lgan qolgan suv miqdori:

$$V_2 = 0,15 \frac{16}{3600} = 0,00067 m^3 / s$$

$h$  - tayanch tirkak balandligi.

(2.4) formuladan foydalanib, quyilish plankasi ustidagi tayanch balandligini topamiz:

$$h = \left( \frac{V_1}{1,77b} \right)^{2/3} = \left( \frac{0,00376}{1,77 \cdot 1,33} \right)^{2/3} = 0,0138 \text{ m}$$

Tokchadagi suv qatlamining to'la balandligi:

$$H = h_0 + h = 0,02 + 0,0138 = 0,0338 \text{ m}$$

(2.33) ni hisobga olib, tokchadagi suv qatlami balandligi 4 bo'lganda  $n$  teshiklar orqali suv sarfi uchun quyidagini yozish mumkin:

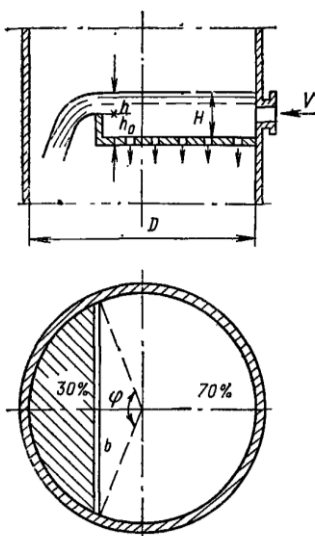
$$V_2 = \mu n S \sqrt{2gH}$$

Yoki qiymatlarini qo'yib:  $\mu \approx 0,62$ ,  $g = 9,81 m/s^2$  va  $S = 0,785d^2$  quyidagini olamiz:

$$V_2 \approx 2,15 n d^2 \sqrt{H}$$

Bundan tokchadagi zarur teshiklar sonini hisoblab, topish mumkin:

$$n = \frac{V_2}{2,15 \cdot d^2 \sqrt{H}} = \frac{0,00067}{2,15 \cdot 0,005^2 \sqrt{0,0338}} = 68 \text{ dona}$$



2.12 - rasm. Aralashuvchi kondensatorning tokcha - to'sig'ini hisobiga  $\varphi = 143^0$ ;  $b/D = 0,948$ ;  $b$  - quyilish plankasi uzunligi;  $h$  - tirkak balandligi.

**2.3 - masala.** Rektifikatsion kolonna  $V$  ning yuqori tarelkasiga  $A$  idishdan suyuqlik uzatayotgan markazdan qochma nasosning parametrlarini aniqlang (2.13 - rasm). Haydalayotgan haroratdan suyuqlikning zichligi  $\rho = 730 \text{ kg/m}^3$ ; qovushqoqligi  $\nu = 0,7 \text{ mm}^2/\text{s}$ ; suyuqlik sarfi  $g_0 = 36000 \text{ kg/soat}$ ; so'ruvchi quvuruzatgichning uzunligi  $l_c = 28 \text{ m}$ ; haydash (liniyasining) tarmog'ining uzunligi  $l_x = 50 \text{ m}$ ;  $A$  idishdagi mahsulot sathi (nasos o'qidan hisoblab)  $z_1 = 4 \text{ m}$ ; suyuqlik uzatish balandligi  $z_2 = 26 \text{ m}$ ; idishdagi bosim  $p_1 \approx 101,3 \text{ kPa}$ , kolonna yuqorisida  $p_2 = 122,5 \text{ kPa}$ .

So'ruvchi quvur uzatmasida 4 ta to'g'riburchakli tirsak, 2 ta zadviyka va 1ta troynik, haydash liniyasida 4 ta tirsak, 1ta zadviyka, 1ta troynik va sarfni sozlab turish uchun 1ta klapan bor.

*Yechish:*

1. Suyuqlikning hajmiy sarfi:

$$V = g_0 / \rho = 36000 / 730 \times 3600 = 0,0137 \text{ m}^3/\text{s}$$

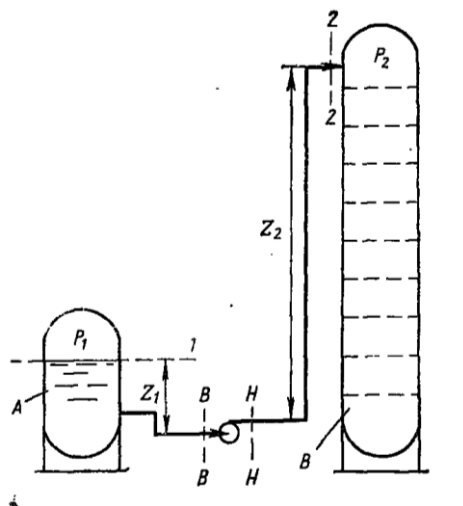
2. So'ruvchi quvuruzatgichdagi tezlikni  $\omega_c = 0,8 \text{ m/c}$ , haydashdagini –  $\omega_h = 2 \text{ m/c}$ , deb qabul qilamiz.
3. So'ruvchi tarmoqdagi 1-1 va V-V kesim orasida (2.5 - rasmga qarang) bosim yo'qolishini aniqlaymiz.

Quvuruzatgich diametri:

$$d_c = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega_c}} = \sqrt{\frac{0,0137}{0,785 \cdot 0,8}} = 0,148 \text{ m}.$$

Reynolds mezonini topamiz:

$$Re_s = \omega_s \cdot d_s / \nu = 0,8 \cdot 0,148 / 0,7 \cdot 10^{-6} = 169000$$



2.13 - rasm. Haydash sxemasi (2.3 masalaga doir)

Agar, po'lat quvurning absolyut g'adir-budurliqi  $\Delta \approx 0,2 \text{ mm}$  deb, qabul qilsak, u holda nisbiy g'adir-budurlikka teskari qiymat  $d_s / \Delta = 148 / 0,2 = 740$ . [7] dagi grafik bo'yicha ishqalanish koeffisienti  $\lambda_s = 0,022$ . Mahalliy qarshilik koeffisientlari: quvurga

kirish – 0,5; 4 ta tirsak -  $4 \cdot 1,1 = 4,4$ ; 2 ta zadviyka (ochiq) –  $2 \cdot 0,2 = 0,4$ ; 1 ta troynik – 2,5.

$$\text{Demak, } \sum_1^c \xi_{m,i} = 7,8$$

Qabul qilish tarmog'ida bosimning yo'qolishi (2.16 formuladan):

$$\Delta h_{1-c} = \left( 0,022 \cdot \left( \frac{28}{0,146} \right) + 7,8 \right) \cdot \frac{0,8^2}{2 \cdot 9,81} = 0,39m$$

4. Haydash tarmog'idagi bosimning yo'qolishi (N-N va 2-2 kesim orasida):

$$d_x = \sqrt{\frac{V}{0,785}} = \sqrt{\frac{0,0137}{0,785 \cdot 2}} = 0,094m$$

$$\text{Re}_m = \frac{\omega_x d_x}{\nu} = \frac{2 \cdot 0,094}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 269000$$

$$\frac{d_{x_1}}{\Delta} = \frac{94}{0,2} = 470; \quad \lambda_x = 0,024$$

Mahalliy qarshilik ko'effitsientlari 4 ta tirsak –  $4 \cdot 1,1 = 4,4$ ; 1 ta zadviyka (ochiq) – 0,2; rostlovchi klapan – 5; troynik- 2,5; quvurdan kolonnaga chiqish (quyilish erkin hisoblab) – 0.

$$\text{Yig'indisi, } \sum_x^2 \xi_{m,i} = 12,1$$

Haydash tarmog'idagi bosimning yo'qolishi:

$$\Delta h_{x-2} = \left( \frac{0,024 \cdot 50}{0,094 + 12,1} \right) \frac{22}{19,62} = 5,08m$$

5. Hamma tarmokdagi bosimning yo'qolishi:(1-1 va 2-2 kesimlar oralig'ida)

$$\Delta h_{1-2} = \Delta h_{1-s} + \Delta h_{x-2} = 0,39 + 5,08 = 5,47 \text{ m.}$$

6. Ish nuqtasidagi nasosning differentsial bosimi (2.22) tenglamaga asosan:

$$H = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{\omega_2^2 - \omega_1^2}{2g} + \Delta h_{1-2}$$

Haydash sxemasidan ko'rinib turibdiki, (2.5 - rasm)  $\omega_2 = \omega_x$ ;  $\omega_1^2 \ll \omega_2^2$  da tezlik bosimini  $\frac{\omega_1^2}{2g}$  hisobga olmasa ham bo'ladi.

$$H = (26 - 4) + \frac{122500 - 101300}{730 \cdot 9,81} + \frac{2^2}{19,62} + 5,47 = 30,64m$$

Bosim birligida differentsial bosim:

$$R = N\rho g = 30,64 \cdot 730 \cdot 9,81 = 219400 \text{ Pa} = 219,4 \text{ kPa}$$

7. Haydash quvuridagi nasos bosimi ( $r_x$ ) ni haydash tarmog'i uchun Bernulli tenglamasi orqali hisoblab topish mumkin ( $N-N$  va  $2-2$  kesimlar oraligida):

$$z_x + \frac{p_x}{\rho g} + \frac{\omega_x^2}{2g} = z_2 + \frac{p_{x2}}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + \Delta h_{x-2}$$

bu tenglamani  $r_x$  ga nisbatan echib, haydash sxemasiga binoan  $z_x=0$  va  $\omega_2 = \omega_x$  ni hisobga olgan holda:

$$r_x = r_2 + (z_2 + \Delta h_{x-2}) \rho g = 122504 + (26 + 5,08) 730 \cdot 9,81 = 345100 \text{ Pa} = 345,1 \text{ kPa}$$

8. Nasosning surish trubkasidagi bosim ( $r_s$ )ni so'rish tarmog'i ( $1-1$  va  $V-V$  kesimlar oralig'i) uchun Bernulli tenglamasini tuzish bilan aniqlasa ham bo'ladi:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_c + \frac{p_c}{\rho g} + \frac{\omega_c^2}{2g} + \Delta h_{1-c}$$

Bu tenglamani  $r_s$  ga nisbatan echib  $z_s = 0$ ;  $\omega_1 \leq \omega_2$  ligini hisobga olgan holda quyidagini olamiz:

$$r_s = r_1 + (z_1 - \Delta h_{1-s}) \rho g - \omega_s^2 \rho / 2 = 10130 + (4 - 0,39) 730 \cdot 9,81 - 0,8^2 \cdot 730 / 2 = 126900 \text{ Pa} = 126,9 \text{ kPa}$$

Izoh: 1. Haydash trubkasidagi bosim  $r_x$  tanlangan nasosning ruxsat etilgan bosimidan katta bo'lishi mumkin emas.

2. So'rish trubkasidagi bosim  $r_s$ , so'rish tarmog'ida qaynab ketish va oqimni uzilishini oldini olish uchun ruxsat etilgan minimal bosimdan Yuqori bo'lishi kerak.

**2.4 - masala.** Differentsial bosim  $R=100$  Pa da  $G=12000$  kg/soat atmosfera havosini uzatish uchun markazdan qochma ventilyatordan foydalanish mo'ljallanmoqda. Uning dinamik tavsifi 2.6 - rasmda ko'rsatilgan.

Ishchi g'ildirakning zarur aylanish chastotasi, foydali ish ko'ffisienti va ventilyatorning iste'mol quvvatini aniqlang.

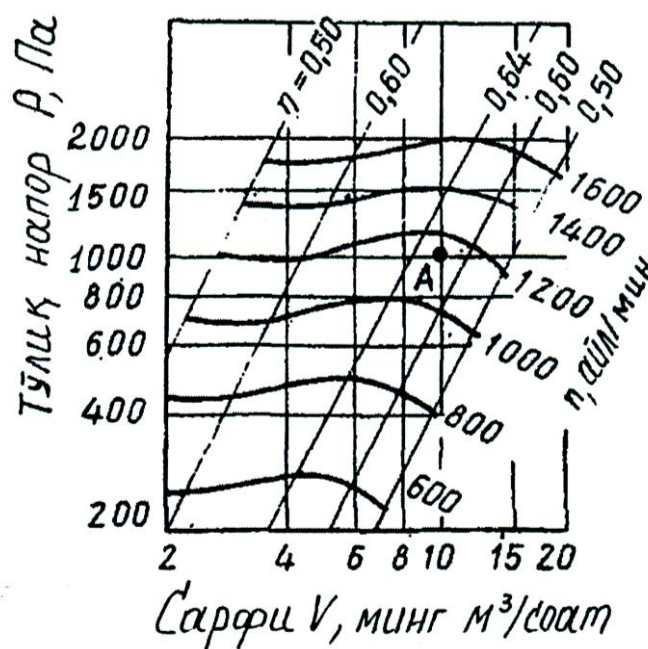
*Yechish.* Standart sharoitda ( $20^\circ\text{S}$ ,  $101,3$  kPa) havoning zichligi  $\rho \approx 1,2$  kg/m<sup>3</sup>. Ventilyatorga qabul qilish sharoiti standartga yaqin deb hisoblab ventilyatorning hajmiy unumdorligini topamiz:

$$V = \frac{G}{\rho} = \frac{12000}{1,2} = 10000 \text{ m}^3 / \text{soat} = 2678 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Ventilyatorning aerodinamik tavsifida (2.6 - rasm)  $V$  va  $R$  qiymatlariga ega bo'lgan holda, ishchi  $A$  nuqtani belgilaymiz. Interpolyatsiyalab,  $A$  nuqtaga quyidagi ishchi parametrlar mos kelishini topamiz: aylanish chastotasi  $n = 1175$  ayl/min va foydali ish ko'ffisienti  $\eta \approx 0,62$  (Berilgan ventilyatorning foydali ish ko'ffisientini maksimal qiymatiga etarli yaqin  $\eta_{\text{maks}}=0,64$ ).

Ventilyatorning iste'mol quvvati (2.28) formulaga muvofiq quyidagini tashkil qiladi:

$$N = \frac{VP}{1000\eta} = \frac{2,78 \cdot 1000}{1000 \cdot 0,62} = 4,48 \text{ кВт.}$$



2.14 - rasm. TS9-57 N5 markazdan qochma ventilyatorning aerodinamik tavsifi:  
A - ishchi nuqta (2.4 - masalaga qarang)

### 3- BOB

## TURLI JINSLI GAZ VA SUYUQLIK FAZALARINI AJRATISH SUYUQLIK FAZALARIDA ARALASHTIRISH

### 3.1. CHO'KISH TEZLIGI

Agar, zarracha o'zgarmas har qanday kuch ( $f$ ,  $N$ ) ta'sirida qo'zg'almas suyuqlik yoki gazsimon muhitda harakatlansa, albatta unga bir vaqtning o'zida progressiv kattalashuvchi va teskari yo'nalgan muhitning qarshilik kuchi  $R$  ta'sir etadi. Barqaror rejimda  $R = f$ , zarrachaning harakat tezligi o'zgarmas bo'lib, shu holat uchun maksimal bo'ladi. Ushbu tezlikni ( $\omega_0$ , m/s) zarrachaning *cho'kish tezligi* deyiladi. Qarshilik tezlik bosimiga proporsional bo'lgani sababli quyidagini yozish mumkin:

$$R = \xi S \frac{\omega_0^2 \rho}{2} \tag{3.1}$$

Bundan  $R = f$  ni inobatga olib, cho'kish tezligini hisoblash uchun formula keltirib chiqaramiz:

$$\omega_0 = \sqrt{\frac{2f}{\xi S \rho}} \quad 3.2$$

bu yerda:  $S$  - zarrachaning ko'ndalang kesim yuzasi,  $m^2$ .

$\rho$  - muhitning zichligi,  $kg/m^3$ ;

$\xi$  - cho'kish rejimiga, ya'ni Reynolds mezoniga bog'liq qarshilik koeffisienti. Reynolds mezoni cho'kayotgan zarracha uchun:

$$Re = \frac{\omega_0 d}{\nu} \quad 3.3$$

bu yerda:  $d$  - zarracha diametri,  $mm$ ;

$\nu$  - muhitning kinematik qovushqoqligi,  $m^2/s$ ;

Sharsimon zarracha uchun Arximed qonuniga asosan:

$$f = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_s - \rho) g \quad 3.4$$

bu yerda:

$f$  - cho'kish jarayonini harakatlantiruvchi kuchi,  $N$ ;

$\rho_s$  va  $\rho$  - zarracha va muhitning zichligi,  $kg/m^3$ ;

(3.2) tenglamaga  $\omega_0$  va  $f$  ni (3.3) va (3.4) tenglamalardagi qiymatlarini qo'yib, gravitatsion cho'kish tezligining kriterial tenglamasini hosil qilamiz:

$$Re = \sqrt{\frac{4}{3\xi} Ar} \quad 3.5$$

bu yerda:  $Ar$  - Arximed mezoni quyidagi formula bilan topiladi:

$$Ar = \frac{gl^3(\rho_T - \rho)}{\nu^2 \rho} \quad 3.6$$

Laminar rejimda ( $Re < 2$  yoki  $Ar < 36$ ) Stoks [1, 2] bo'yicha:

$$\xi = 24/Re \quad 3.7$$

(3.5) ga  $\xi$  qiymatini qo'yib:

$$Re = Ar / 18 \quad 3.8$$

Bu tenglamani  $\omega_0$  ga nisbatan Yechish, laminar rejimdagi bitta sharsimon zarracha uchun Stoksning ma'lum cho'kish tezligi formulasini beradi:

$$\omega_0 = \frac{gd^3(\rho_3 - \rho)}{18\mu} \quad 3.9$$

bu yerda:  $\mu$  – dinamik qovushqoqlik koeffisienti, Pa·s;

### 3.2. MAVHUM QAYNASH VA PNEVMOTRANSPORT SHAROITI

Sochiluvchan materiallar uchun berilgan g'ovaklikdagi mavhum qaynash sharoiti Todes formulasi bilan belgilanadi:

$$Re = \frac{Ar\varepsilon^{4.75}}{18 + 0.61\sqrt{Ar\varepsilon^{4.75}}} \quad 3.10$$

bu yerda:  $Re = \omega d / \nu$  - Reynolds mezoni;

$d$  - zarracha diametri, m;

$\omega$  - oqimning mavhum tezligi, ya'ni bo'sh apparatning to'liq ko'ndalang kesim yuzasiga to'g'ri kelgan tezlik, m/s;

$\nu$  - muhitning kinematik qovushqoqlik koeffisienti, m<sup>2</sup>/s;

$\varepsilon$  - muallaq qatlamning g'ovakligi (erkin hajm ulushi);

$$\varepsilon = \frac{\rho_3 - \rho}{\rho_3} \quad 3.11$$

bu yerda:  $\rho_z$  va  $\rho$  – zarracha va muhitning zichligi, kg/m<sup>3</sup>;

Agar,  $\varepsilon$  ni uyilgan (to'kilgan) qatlam g'ovakligiga  $\varepsilon_u$  teng deb qabul qilsak, unda formula (3.10) orqali, mavhum qaynash qatlami boshlanishiga to'g'ri kelgan oqim tezligini (mavhum qaynashning kritik tezligi) aniqlash mumkin.  $\varepsilon = 1$  teng bo'lganda zarrachalarni erkin uchib yurish tezligini hisoblab topish uchun formula keltirib chiqaramiz,  $\omega_u$  ya'ni ushbu oqim tezligida yakka zarrachalar muallaq holatida bo'ladi:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0.61\sqrt{Ar}} \quad 3.12$$

Chiqib ketish tezligi va yakka zarrachalarning cho'kish tezligi  $\omega_0$  son jihatdan teng bo'lgani sababli (3.12) formulani  $\omega_0$  ni hisoblash uchun foydalanish mumkin (Reynolds mezoni qiymatiga bog'liq emas, ya'ni har qanday cho'kish rejimida).

Vertikal va gorizontaal quvuruzatgichlarida sohiluvchan materiallarni pnevmotransport holati amalga oshadigan gaz oqimining mavhum tezligi odatda tajriba natijalaridan yoki  $\omega \geq 1,9 \omega_{\text{chk}}$  shartidan kelib chiqqan holda qabul qilinadi.

### 3.3.TINDIRGICHLARNING HISOBI

Konsentrasiya lanmagan dispers sistemalarni tindirish uchun zarur vaqt ( $\tau_0$ , sek) quyidagicha aniqlanadi:

$$\tau_0 = h / \omega_0 \quad 3.13$$

bu yerda:  $\omega_0$  - tinish tezligi, m/s;  $h$  – zarrachaning dispers qatlami qalinligiga teng o'tgan masofasi, m.

Tindirgichlarning uzluksiz ishlash jarayonida apparatda oqimning laminar oqish rejimini ta'min etish zarur.

Amalda tarkibida keng fraksiyali muallaq zarrachalar, hamda diametri 0,5  $\mu\text{m}$  kichik (amalda umuman tinmaydigan) polidispers sistemalar tez-tez uchrab turadi. Bunday holatlarda tindirgichlar tajriba ma'lumotlari asosida hisoblanadi.

Quyida neft sanoatida ishlatiladigan tindirgichlar tavsifi keltirilgan.

1. Benzinli distillyatlar uchun vertikal suv ajratgichlar: apparatning ishchi kesimidagi oqimning o'rtacha tezligi  $\omega \leq 3$  mm/ s; aralashmaning ajratish zonasida bo'lish vaqti  $\tau \geq 20$  min.
2. Tiniq neft mahsulotlarini va suyultirilgan gazlarni suvsizlantirish va tozalash uchun sanoat vertikal elektr ajratgichlar: EVP 16P  $V_n = 16$  m<sup>3</sup>; D = 2,2 m;  $\tau = 1 - 3$  soat; ERVP 32P  $V_n = 200$  m<sup>3</sup>; D = 2,8 m;  $\tau = 20$  min;  $\omega = 3 - 5$  mm/ s;
3. Neft uchun gorizontaal tsilindrik degidrotorlar va elektrogidrotorlar:  $V_n = 200$  m<sup>3</sup>; D = 3,4 m;  $\tau = 1 - 3$  soat;  $\omega = 1 - 5$  mm/ s;  $t = 120 - 140$  °S; R = 0,8 – 1,2 MPa.
4. Neft uchun sharsimon degidrotor va elektrogidrotorlar:  $V_n = 600$  m<sup>3</sup>; D = 10,5 m; o'rtacha tezlik (sharning eng katta kesimi hisobi bo'yicha)  $\omega = 1 - 2$  mm/ s;  $t = 120 - 140$  °S; R = 0,8 – 1,0 MPa.

### 3.4. GAZLI SUSPENZIYALARNI TOZALASH UCHUN TSIKLONLAR

Changli gaz oqimining tezligi ortishi bilan uni tozalash darajasi ham ortadi. Bu holatlarda bosimning yo'qolishi va o'z navbatida 1 kg gazni tozalashdagi energiyaning solishtirma sarfi ( $\Delta r/\rho$ , J/kg) ham ortadi. Bosimning yo'qolishini tsiklonning har qanday kesimidagi tezlik bosimi bilan ifodalash mumkin.

$$\Delta p = \xi \frac{\omega^2 \rho}{2} \quad 3.14$$

bu yerda:  $\omega = V/S$  – shartli tezlik, m/s;

$V$  – siklondan o'tuvchi gazning hajmi,  $m^3/s$ ;  
 $S = 0,785 D^2$  – tsiklon qobig'ining ko'ndalang kesimi,  $m^2$ ;  
 $D$  – qobiqning tsilindrik qismini diametri, m.

Shartli tezlik  $\omega$  qiymatini 2,5 – 4,0 m/s ga teng deb qabul qilish tavsiya etiladi [7]. Boshqa ma'lumotlarga ko'ra, odatda maqbul tezlik 3,5 m/s ga teng deb, abraziv chang bilan ishlaganda esa 2,5 m/s qabul qilingan.

Siklonlarni tanlash tartibi:

1. Siklon tipi qabul qilinadi.
2. Shartli tezlik qiymati va parallel ishlovchi tsiklonlar soni  $n$  beriladi.
3. 1 ta apparatning ko'ndalang kesim yuzasi ( $S$ ,  $m^2$ ) va tsiklon qobig'ining diametri ( $D$ , m) aniqlanadi:

$$S = \frac{V}{n\omega} \quad 3.15$$

$$D = \sqrt{\frac{S}{0.785}} \quad 3.16$$

4. Aniqlangan diametr  $D$  kattaligi bo'yicha yaqin qiymatgacha to'g'rilaniladi.
5. Bosimning yo'qolishi  $\Delta p$  (Pa) aniqlanadi:

$$\Delta p = \xi \frac{\omega^2 \rho}{2} \quad 3.17$$

bu yerda:  $\xi$  - qarshilik koeffisienti (masalan TSN – 15 tipidagi tsiklon uchun  $\xi = 160$ )

Yuqori changli gaz uchun 2 va 3 bosqichli tsiklonlar sistemasi qo'llaniladi. Kam samarali va Yuqori samarali tsiklonlarni ketma-ket joylashtirilishi maqsadga muvofiq emasligi to'g'risida [50] ma'lumotlar bor. Ammo yirik tonnali ishlab chiqarishlarda 2 bosqichli sistemadan foydalanishda tsiklonlar diametri 2 chi bosqichda 1 chi bosqichga nisbatan kichikroq olinadi. Masalan, o'rtacha unumdorli katalitik kreking qurilmasining 11 m diametrli regeneratoriga 6 ta 2 bosqichli tsiklonlar guruhi o'rnatilgan bo'lib, tsiklonlarning 1chi va 2 bosqichdagi diametri mos ravishda  $D_1=1600$  mm va  $D_2=1400$  mm. Xuddi shu qurilmaning diametri 8m bo'lgan reaktorida diametrlari  $D_1= D_2=1400$  mm bo'lgan 2 bosqichli tsiklonlarning 4 ta guruhi qo'llanilgan. Regeneratorning 2 chi bosqichidagi tsiklon diametrini kichik bo'lishi kotel-utilizatorning va regeneratordan so'ng o'rnatilgan elektrfil'tr ish sharoitini yaxshilash imkonini beradi.

### 3.5. SUYUQLIK MUHITLARIDA ARALASHTIRISH

Aralashtirish ko'p jarayonlarni jadallashtirishda katta rol o'ynaydi. O'zaro ta'sirlanuvchi fazalarni kontakt yuzasining yangilanishi va ortishi, bir fazaning ikkinchi faza orasida bir tekis tarqalishi, zarrachalarni uzluksiz va qayta

taqsimlanishi turli fizik-kimyó jarayonlarini to'liq va jadal kYechishiga sabab bo'ladi.

Masalan: Tozalanayotgan distillyat va reagent, erituvchi va eruvchi modda orasida, issiqlik almashinuvi bilan sodir bo'ladigan jaryonlarda aralashtirish issiqlik berish koeffisientini ko'paytiradi, haroratni rivojlantiradi, o'ta qizib ketish va kuyish ehtimolligini kamaytiradi.

Aralashtirishdan har xil emulsiya aralashmalarini tayyorlashda, neft mahsulotlarini kompaundlashda mustaqil jarayon sifatida foydalanadi. Suyuqlik muhitlarida aralashtirishning sanoat usullari quyidagilar: mexanik, gidravlik va barbotajli (pnevmatik) aralashtirish. Bu aralashtirish usullari va jihozlari [1-5] ishlarda batafsil yoritilgan. Quyida turli mexanik aralashtirgichlarning tavsiya etilgan ishchi parametrlari haqida ma'lumot keltirilgan.

Parrakli aralashtirgichlardan quyidagi sharoitlarda foydalaniladi: muhitning qovushqoqligi  $\mu \leq 2 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ; aylanish chastotasi  $n = 0,2 - 1,2 \text{ ayl/s}$ ; aylanma tezlik  $u = \pi n d = 0,5 - 1,0 \text{ m/s}$ .

Propellerli aralashtirgich  $\mu \leq 4 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ;  $n = 2 - 40 \text{ ayl/s}$ ;  $u = 5 - 15 \text{ m/s}$ . Turbinali aralashtirgich  $\mu \leq 60 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ;  $n = 2-10 \text{ ayl/s}$ ;  $u = 3 - 8 \text{ m/s}$ .

Qovushqoqligi Yuqori suyuqliklarni aralashtirish uchun, shnekli ( $\mu \leq 500 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ) va lentali ( $\mu \leq 3000 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ) aralashtirgichlar qo'llaniladi.

Cho'kma ajraladigan suyuqliklarni aralashtirish uchun ramali va yakorli aralashtirgichlar ishlatiladi.

Mexanik aralashtirgichlarni iste'mol quvvat sarfi barqaror rejimda quyidagi kriterial tenglama bilan aniqlanadi:

$$K_N = A \text{Re}_{MK}^m \text{Fr}_{MK}^n \Gamma_1^x \Gamma_2^y \quad 3.18$$

bu yerda:  $K_N$  – quvvat mezoni;  $\text{Re}_{mq}$  – markazdan qochma Reynolds mezoni;  $\text{Fr}_{mq}$  – markazdan qochma Frud mezoni;  $G_1, G_2$  – geometrik o'xshashlik simplekslari;

O'xshashlik mezonlari  $K_N, \text{Re}_{mq}, \text{Fr}_{mq}$  – quyidagi formulalar [1, 2] bilan aniqlanadi;

$$K_N = N / \rho n^3 d^5 \quad 3.19$$

$$\text{Re}_{mq} = n d^2 / \nu \quad 3.20$$

$$\text{Fr}_{mq} = n d^2 / g \quad 3.21$$

bu yerda:  $N$ - aralashtirgichning ishchi kuvvati,  $\text{Vt}$ ;  
 $\rho$ - ishchi sharoitda suyuqlik muhitining zichligi,  $\text{kg/ m}^3$ ;  
 $\nu$  – muxitning kinematik qovushqoqlik koeffisienti,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  
 $n$ - aralashtirgichning aylanish chastotasi,  $\text{ayl/ s}$ ;  
 $d$ - aralashtirgichning diametri,  $\text{m}$ ;  
 $g$  -  $9,81 \text{ m/s}^2$  - erkin tushish tezlanishi.

$Re_{mk} < 10$  aralashayotgan oqim harakatida laminar rejim;

$Re_{mk} = 10-1000$  o'tish (oraliq rejim);

$Re_{mk} \geq 1000$  aralashirishning turbulent rejimi;

Apparatda qaytargich to'siq mavjudligi yoki aralashirgich valining eksstentrik joylashuvi, og'irlik kuchi ta'sirini hisobga oluvchi  $Fr_{mq}$  mezonini taqozo etmaydi. Geometrik o'xshash aralashirgichlar uchun, quyidagiga ega bo'lamiz:

$$K_N = A Re_{mk}^m \quad 3.22$$

$K_N = f(Re_{mk})$  bog'liqlik egri chiziqlari yoki (3.22) tenglamaning  $A$  va  $m$  doimiylari turli tipdagi aralashirgichlar uchun eksperimental aniqlanadi, ular [2, 7, 28] adabiyotlarda keltirilgan.

**3.1 - masala.** Mikrosferik tseolit tarkibli katalizator bilan vakuumda haydovchi katalitik kreking qurilma reaktori uchun ikki bosqichli TSH-15 tipdagi tsiklonlar sistemasini hisoblang.

Qurilma unumdorligi tizimini  $L=2400$  t xomashyo (1 kunda) sutkada reaktor Yuqorisidan  $t=490^{\circ}S$  va  $r=180$  kPa da olib ketiladi:  $G = 103400$  kg/soat = 1014 kmol/soat, uglevodorod bug'lari va  $z=3850$  kg/soat = 213,9 kmol/soat suv bug'lari olib ketiladi. Bu bug'larning jamlangan hajmiy sarflari  $V=43263$  m<sup>3</sup>/soat = 12 m<sup>3</sup>/s.

*Yechish.* Birinchi bosqich tsiklonlari uchun bug' oqimining shartli tezligini  $\omega_1 = 2,5$  m/c (tavsiya etilgan tezlikning quyi chegarasi olingan) deb belgilaymiz. Agar, parallel qo'shiladigan tsiklonlar sonini  $n=4$  deb qabul qilsak, unda har bir tsiklon qobig'ining kesimi birinchi bosqichi uchun:

$$S_1 = \frac{V}{n \cdot \omega_1} = \frac{12}{4 \cdot 2,5} = 1,2 \text{ m}^2.$$

TSiklon qobig'ining diametri:

$$D_1 = \sqrt{\frac{S_1}{0,785}} = \sqrt{\frac{1,2}{0,785}} = 1,237 \text{ m}$$

TSN-15 normalini hisobga olgan holda yaxlitlab  $D_1=1200$  mm, deb qabul qilamiz. Katalitik kreking qurilmasining Reaktor va regeneratlarida tsiklon devorlari ichidan qalinligi  $\delta = 20$  mm [51] erozion bardoshli beton bilan qoplanishini hisobga olib, qobiqning haqiqiy erkin ko'ndalang kesimini hisoblaymiz:

$$S_1' = 0,785 \cdot (D_1 - 2\delta)^2 = 0,785(1,2 - 2 \cdot 0,02)^2 = 1,056 \text{ m}^2.$$

Birinchi bosqich tsiklonlaridagi shartli tezliklarning haqiqiy qiymati:

$$\omega_1' = \frac{V}{nS_1'} = \frac{12}{4 \cdot 1,056} = 2,84 \text{ m/s}$$

Agar, ikkinchi bosqich uchun yaqin kichik diametrli tsiklonlar foydalanilsa ( $D_2=1000$  mm), futerovka qatlami mavjudligida qobiqning erkin qismi quyidagini tashkil qiladi:

$$S_2^1 = 0,785(1,0 - 2 \cdot 0,02)^2 = 0,7235 \text{ m}^2$$

Bu kesimga to'g'ri kelgan shartli tezlik:

$$\omega_2^1 = \frac{12}{4 \cdot 0,7235} = 4,15 \text{ m/s}$$

Tezlikni tavsiya etilgan Yuqori chegarasidagi qiymatidan (3,5 - 4,0 m/s) kattaligini hisobga olib  $D_2=D_1=1200$  mm, deb qabul qilamiz.

Reaktor Yuqori qismidagi bug' aralashmasining zichligini hisoblaymiz:

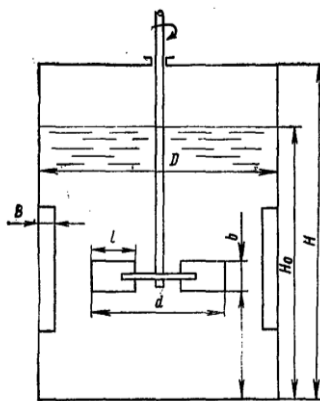
$$\rho = \frac{G + Z}{V} = \frac{103400 + 3850}{43263} = 2,48 \text{ kg/m}^3$$

TSN-15 tsiklonlar uchun qarshilik koeffitsenti  $\xi = 160$ .

Bir xil diametrdagi ikki bosqichli tsiklonlar sistemasida yo'qotilgan umumiy bosim quyidagiga teng bo'ladi:

$$\Delta p = 2\xi \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2} = 2 \cdot 160 \frac{2,84^2 \cdot 2,48}{2} = 3200 \text{ Pa}$$

**3.2 - masala.** Ishchi sharoitida zichligi  $\rho = 970 \text{ kg/m}^3$  va qovushqoqligi  $\mu = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$  bo'lgan suyuqlikni 6 ta to'g'ri vertikal parrakli ochiq turbina yordamida, diametri  $D = 1,2$  m; 4 ta qaytirgich to'sig'i bor apparatda aralashtirish mo'ljallanmoqda (3.1 - rasm).



3.1 - rasm. Ochiq turbinali aralashtirgichli apparat  
1 – yassi vertikal kuraklar; 2 – disk; 3 – aralashtirgich vali;  
4 – apparat korpusi; 5 – qaytaruvchi to'siqlar

Agar, aralashtirgichning o'lchamlar nisbatini quyidagicha qabul qilinsa, unda uning elektrdvgatelining iste'mol quvvatini aniqlang:

$$D/d=3; b/d=0,2; l/d=0,25; V/d=0,1$$

bu yerda:  $d$  - aralashtirgich diametri (parrak uchlari chizadigan aylana diametrlari);  $l$  - parrak uzunligi;  $b$  - parrak eni;  $V$  - qaytargich to'siq eni).

*Yechish:* Aralashtirgich diametri:

$$d = \frac{D}{3} = \frac{1,2}{3} = 0,4 \text{ m}$$

Dastlab turbinali aralashtirgichlar uchun tavsiya etilgan quyidagi  $n = 2 \div 10$  ayl/s va  $u = 3 \div 8$  m/c qiymatlarini hisobga olib,  $n=4$  ayl/s deb qabul qilamiz. U holda  $u = n\pi d = 4 \cdot 3,14 \cdot 0,4 = 5,02$  m/s

Markazdan qochma Reynolds mezonini:

$$Re_{mk} = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{970 \cdot 4 \cdot 0,4^2}{1,5 \cdot 10^{-3}} = 414000$$

$Re_m > 1000$  bo'lgani sababli aralashtirish rivojlangan turbulent rejimda amalga oshadi.

[7, 28] adabiyotlarda keltirilgan grafikdan foydalanib, berilgan aralashtirgich tipiga mansub egri chiziq bo'yicha  $Re_{mq} = 414000$  qiymati mos kelgan  $K_N = 6$  ni topamiz.

(3.19) ifodadan  $N$  ni hisoblaymiz:

$$N = K_N \rho n^3 d^5 = 6 \cdot 970 \cdot 4^3 \cdot 0,4^5 = 3852 \text{ Vt} = 3,852 \text{ kVt}$$

Elektrdvigatelning foydali ish koeffisienti  $\eta_{\text{d\`e}} \approx 0,95$  va uzatmaning foydali ish koeffisienti  $\eta_y \approx 0,8$  deb qabul qilib, dvigatelning iste'mol quvvatini aniqlaymiz:

$$N_{\text{d\`e}} = \frac{N}{\eta_y \cdot \eta_{\text{d\`e}}} = \frac{3,852}{0,8 \cdot 0,95} = 5,07 \text{ kVt}$$

**3.3 - masala.** Sharsimon shakldagi diametri  $d = 0,5$  mm, zichligi  $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$  bo'lgan zarrachaning suyuqlikdagi cho'kish tezligini aniqlang. Suyuqlikning tinish haroratidagi zichligi  $\rho = 860 \text{ kg/m}^3$  va qovushqoqligi  $\mu = 4,35 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

*Yechish.* Muhitning kinematik qovushqoqligini hisoblaymiz:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{4,35 \cdot 10^{-3}}{860} = 5,03 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Arximed mezonini aniqlaymiz:

$$Ar = \frac{g \cdot d^3}{\nu^2} \frac{\rho_3 - \rho}{\rho} = \frac{9,8(0,5 \cdot 10^{-3})^3}{(5,03 \cdot 10^{-6})^2} \frac{2100 - 860}{860} = 70$$

Gravittsionli tinishni laminar rejim sohasida  $Ar \leq 3,6$  (amalda  $Ar \leq 36$  qiymatigacha) Stoksning (3.9) formulasi qo'llaniladi. Ko'rilyotgan masalada  $Ar > 36$ , shuning uchun Todesning (3.12) formulasidan foydalanamiz:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{70}{18 + 0,61\sqrt{70}} = 3,03$$

$Re = \omega_0 d / \nu$  shartidan qidirilyotgan zarrachaning tinish tezligini topamiz:

$$\omega_0 = Re \frac{\nu}{d} = 3,03 \frac{5 \cdot 0,3 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 10^{-3}} = 3,05 \cdot 10^{-3} \text{ m/c} = 3,05 \text{ mm/s}$$

**3.4 - masala.** Desorbyerdan keyin kondensatsiyalangan va sovitilgan xom gaz benzini  $g_b = 2,22$  kg/s, kondensatsiyalanmagan gaz  $g_g = 0,694$  kg/s va suv  $g_c = 0,834$  kg/s kelib tushadigan vertikal kombinatsiyalangan gaz separator- suv ajratgichning diametr

va balandligini aniqlang. Benzinning  $g=1,0$  kg/s qismi sug'orma sifatida, desorberning rektifikatsion seksiya Yuqorisiga qaytariladi.

Separatorda bosim  $r=305$  kPa, harorat  $t=35^{\circ}\text{S}$ . Gazning o'rtacha molekulyar massasi  $M=40$ . Benzinning zichligi  $\rho_s=650$  kg/m<sup>3</sup>, suvniki  $\rho_s=994$  kg/m<sup>3</sup>.

*Yechish.*

1. Apparat qobig'ining diametri. Avval separator sharoitida suyuq aralashma  $V_{ar}$  va gaz  $V_g$  ning hajmiy sarflarini hisoblaymiz:

$$V_{ap} = \frac{g_{\delta}}{\rho_{\delta}} + \frac{g_c}{\rho_c} = \frac{2,22}{650} + \frac{0,834}{994} = 0,00456 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$V_r = 22,4 \frac{g_r}{M_r} \frac{T}{273} \frac{101,3}{p} = 22,4 \frac{0,694}{40} \frac{308}{273} \frac{101,3}{305} = 0,1465 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Benzin va suv aralashmasining sokinlik holatida qatlamlanishi birdaniga boshlanadi, lekin amalda to'la ajralish 15-20 minutdan so'ng sodir bo'ladi.

Benzin - suv sistemasini ajratish uchun uzluksiz ishlovchi vertikal tindirgichlarni hisoblashda odatda, tindirish zonasida oqimning o'rtacha tezligi  $\omega_1$  ni aralashma sarfi bo'yicha hisoblab, 0,002-0,005 m/s deb qabul qilinadi, aralashmaning bu zonada bo'lish vaqti  $\tau$  esa 15-20 minutni tashkil qiladi [3,5].

Bu hisoblashlarda  $\omega_1=0,003$  m/s va  $\tau_1=20$  min =1200 s deb, qabul qilamiz. Suyuq aralashma tinish zonasining zaruriy erkin kesim yuzasi quyidagini tashkil qiladi:

$$S_1 = V_{ap} / \omega_1 = 0,00456 / 0,003 = 1,52 \text{ m}^2$$

Ikkinchi tomondan, tinish zonasining eng tor joyidagi erkin kesim yuzasi ( $S_1$ , m<sup>2</sup>), separator qobig'ining to'la kesim yuzasi  $S=\pi R^2$  va vertikal to'siq hosil qilgan MAN segment (3.2 - rasmga qarang) yuzasi orasidagi farqiga mos keladi.

$$S_1 = S - S_2 = \pi R^2 - S_2 \quad 3.23$$

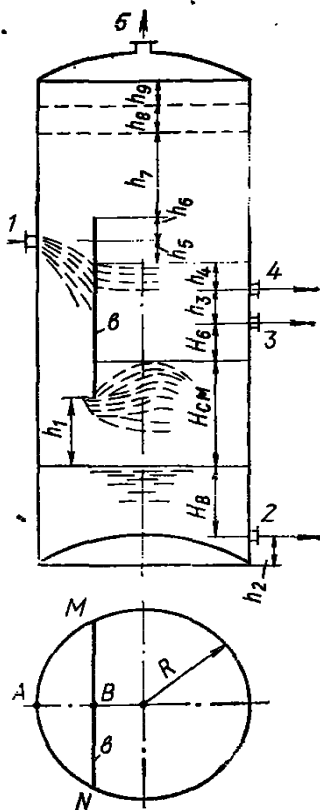
bu yerda: R- separator qobig'ining radiusi, m.

Vertikal to'siq suyuq aralashmani ajralish zonasiga bir tekis kirishini ta'minlaydi. Agar,  $AV=0,5R$  deb qabul qilsak, unda ushbu segment yuzasi  $S_2=0,611418R^2$  [46].

Bu holda (3.23) tenglama quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$S_1 = S - S_2 = (\pi - 0,611418)R^2 \quad 3.24$$

Bundan separator qobig'ining diametri  $D=2R$  tengligini hisobga olib, benzin va suv aralashmasining ajratish jarayonini hisoblashda separator diametrini aniqlash uchun formula olamiz.



3.2 - rasm. Gazseparator - suvajratgichining sxemasi (3.4 – masalaga doir)

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S_1}{\pi - 0,61418}} \quad 3.25$$

Yuqorida topilgan  $S_1=1,52 \text{ m}^2$  qiymatini qo'yib quyidagini topamiz;

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,52}{3,14 - 0,61418}} = 1,55 \text{ m.}$$

Kombinatsiyalangan gazseparator-suvajratgichi ko'rilayotganligi sababli, apparat kesimini gaz fazasi bo'yicha ham tekshirib ko'rish kerak. Benzin tomchilarini chiqib ketishini oldini olish uchun separatoridagi gaz oqimining ruxsat etilgan tezligini, Obryadchikov va Xoxryakov formulasi bo'yicha hisoblab topamiz:

$$\omega_2 = 0,0334\sqrt{\rho_c / \rho_2} \quad 3.26$$

bu yerda:  $\omega_2$ -gaz oqimining ruxsat etilgan tezligi, m/s;  
 $\rho_s$  va  $\rho_g$ - mos ravishda suyuqlik (benzin) va gaz zichliklari,  $\text{kg/m}^3$ .  
 Separator sharoitida gazning zichligini hisoblaymiz:

$$\rho_\Gamma = g_\Gamma / V_\Gamma = \frac{0,694}{0,1465} = 4,74 \text{kg} / \text{m}^3$$

(3.26) formuladan quyidagini topamiz:

$$\omega_2 = 0,0334\sqrt{\frac{650}{4,74}} = 0,392 \text{m} / \text{s}$$

Gaz oqimi bo'yicha hisoblashda separator qobig'ining zaruriy diametri quyidagini tashkil qiladi:

$$D' = \sqrt{\frac{4V_\Gamma}{\pi\omega_2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1465}{3,14 \cdot 0,392}} = 0,695 \text{m}.$$

Benzin tomchilarini chiqib ketishini oldini olish bilan birga, benzin va suv ajralishini ta'minlash uchun hisoblangan diametr qiymatini kattarog'ini tanlab olamiz va standart bo'yicha yaxlitlab  $D=1,6$  m, deb qabul qilamiz.

2. Apparat balandligini aniqlash. Avval aralashma tinish zonasining zaruriy balandligini aniqlaymiz. Buning uchun vertikal to'siqning quyi qirqimidan toza suv sathigacha («suv yostig'i») bo'lgan masofa  $h_1$  ni oldindan beramiz.  $h_1 \approx 0,7 H_{ap}$ , deb qabul qilamiz.

$D=1,6$  m da qobiqning to'la kesimi quyidagini tashkil qiladi:

$$S = 0,785 \cdot 1,6^2 = 2,01 \text{m}^2$$

(3.24) nisbatni hisobga olib, tinish zonasining eng tor joydagi erkin kesimi  $S_1$ ni topamiz:

$$S_1 = S - 0,61418 R^2 = 2,01 - 0,61418 = 1,616 \text{m}^2$$

Suv va benzin aralashmasining qabul qilingan hisobiy tinish vaqtida, bu zona uchun quyidagi nisbatini yozishimiz mumkin:

$$0,7H_{ap} \cdot S + 0,3H_{ap} \cdot S_1 = \tau_1 \cdot V_{ap}$$

Bundan:

$$H_{ap} = \frac{\tau_1 V_{ap}}{0,79 + 0,3S_1} \quad 3.27$$

$$H_{cm} = \frac{1200 \cdot 0,00456}{0,7 \cdot 2,01 + 0,3 \cdot 1,616} = 2,9m$$

U holda:

$$h_1 = 0,7H_{ap} = 0,7 \cdot 2,9 \approx 2m.$$

Toza suv qatlamining balandligi  $H_c$  («suv yostig'i» deb ataluvchi) benzin tomchilarini chiqarib yuborilayotgan suv bilan chiqib ketishini oldini olishda muhim ahamiyatga ega.

Apparatdan suvni tushirish, u yuqori bosim yoki atmosfera bosimida ishlashidan qat'iy nazar avtomatik rostlagich (regulyator) yordamida amalga oshirilishi kerak. Bu holatda suv yostig'ining balandligi  $H_c \approx 0,5-0,6$  m bo'lish etarlidir. Atmosferali neft haydash qurilmalarida ba'zida suvni tushirish avtomatik rostlagichsiz maxsus suv tushirgich tirsak yordamida amalga oshiriladi. Lekin apparatdan bosimni bir muncha o'zgarishi ham ( $0,7 \div 1,4$  kPa) «suv yostig'ining» sathini keskin pasayishiga, va benzinni tushib ketayotgan suv bilan chiqib ketishiga olib keladi. Shuning uchun avtomatik rostlagichsiz ishlaganda toza suv sathining balandligi  $H_c = 1$  metrdan kam bo'lmasligi kerak. Misolimizda  $H_c = 0,5$  m, deb qabul qilingan.

Desorberning rektifikatsion qismiga suv tomchisini sug'orma bilan tushib qolish ehtimolligining oldini olish uchun, separatorda toza benzin qatlamining sathi  $H_\delta \geq 0,5m$  bo'lish kerak.

Ikkinchi tomondan suv oqib tushishini rostlovchi klapaning ishdan chiqishi hisobiga suv sathining ko'tarilishi bilan suvni sug'ormaga tushib qolish mumkinligini ko'zda tutish kerak. Shuning uchun  $H_b$  – toza benzin balandligi, sug'orish oqimida suvning yo'qligini qandaydir  $\tau_2$  vaqti ichida kafolatlashi va bu vaqt klapaning nosozligi aniqlanib, kerakli choralar ko'rishga etarli bo'lish kerak. SHunday qilib, quyidagi ifoda  $H_b$  ni tanlash sharti bo'lib, xizmat qiladi:

$$0,5 \leq H_\delta \geq \frac{g_c \cdot \tau_2}{\rho_c \cdot S_1} \quad 3.28$$

bu yerda:  $H_b$  – benzin qatlamining balandligi, m;  $\tau_2$  - vaqt, s;  $\tau_2 = 30$  min, deb qabul qilamiz va bu qiymatni (3.28) ifodaga qo'yamiz:

$$0,5 \leq H_\delta \geq \frac{0,834 \cdot 30 \cdot 60}{994 \cdot 1,616} = 0,934m.$$

Bu shartni bajarib,  $H_b = 1,0$  m deb qabul qilamiz.

Desorberning rektifikatsion qismiga berilayotgan sug'orma miqdorini rostlash imkoniyati bo'lishligi uchun, benzin sug'orma shtutseri 3 bilan benzinni qabul qiluvchi idish shtutseri 4 orasidagi  $h_3$ - balandligini o'n minutli sug'orish miqdoridan kelib chiqqan holda hisoblaymiz:

$$h_3 = \frac{g_0 \cdot \tau_3}{\rho_\sigma \cdot S_1} = \frac{1 \cdot 10 \cdot 60}{650 \cdot 1,616} \approx 0,6m$$

Shtutser 4 ustidagi benzin qatlamining balandligi  $h_4$  ni rostlagichning apparatdagi ishlashini ta'minlash uchun 0,5 m ga teng, deb qabul qilish mumkin ( $h_4=0,5m$ ).

Shtutser 1 orqali kirib kelayotgan dastlabki aralashmaning kondensatsiyalanmagan gazlarini suyuq fazada yanada yaxshiroq ajralishi uchun, uni apparatdagi suyuqlik sathidan bir muncha yuqoriroq o'rnatish maqsadga muvofiqdir  $h_5=0,4 m$ , deb qabul qilamiz.

Separator me'yorida ishlashi uchun, qaytargich ostidagi erkin bo'shliqning balandligi  $h_7=0,5 m$  dan kam bo'lmasligi kerak.

Vertikal to'siq orqali suyuqlikning oqib o'tib ketishi bo'lmasligi uchun, uning Yuqori qirgimi shtutser 1 dan bir muncha balandroq bo'lishi kerak  $h_6=0,6m$ , deb qabul qilamiz.

Biroq suyuqliklarni olib ketilayotgan liniyadagi rostlovchi klapanlarning vaqtinchalik ishdan chiqishi sababli suyuqlik sathining ko'tarilishiga qaramasdan, apparat qandaydir vaqt me'yorda ishlashini ta'minlashi, ya'ni bu holda qaytargich ostidagi bo'shliq balandligi 0,5 m dan kam bo'lmasligi kerak.

Avval rostlovchi klapan ishdan chiqqanda apparatning garantiyalangan ish vaqti  $\tau_2$  qabul qilingan edi. Shu tarzda quyidagi shart bajarilishi kerak.

$$h_5 + h_6 + h_7 \geq \frac{V_{ap} \cdot \tau_2}{S} + 0,5 \quad 3.29$$

So'nggi nisbatdan foydalanib,  $h_7$  ni minimal zarur qiymatini topamiz:

$$h_7 = \frac{V_{ap} \cdot \tau_2}{S} + 0,5 - (h_5 + h_6) = \frac{0,00465 \cdot 30 \cdot 60}{2,01} + 0,5 - (0,4 + 0,6) \approx 3,6m.$$

Qaytargichning balandligi  $h_8$  uning konstruktsiyasiga bog'liq.

Ba'zida qaytargich sifatida bitta yoki ikkita reaktifikatsion tarelkalardan foydalanadi. Ikkita tarelkali holatda qaytargich zonasining balandligi tarelkalar orasidagi masofaga teng bo'ladi, ya'ni  $h_8 \approx 0,6m$ ,  $h_8$  ning shu qiymatini boshqa konstruktsiyalar uchun ham qabul qilsa bo'ladi.

Apparat silindrik qismining qaytargich ustidagi erkin hajmi balandligi  $h_9 \approx 0,5m$ . Suv olib ketish shtutseri 2 ning joylashish balandligi  $h_2$  separator quyi qismining konstruktsiyasiga bog'liq bo'ladi. 3.2 - rasmda ko'rsatilgan konstruktsiya uchun  $h_2 \approx 0,3m$ .

Apparat silindrik qismining umumiy balandligi:

$$H = H_c + H_{ap} + H_\sigma + \sum_2^9 h_i = 0,5 + 2,9 + 1,0 + 0,3 + 0,6 + 0,5 + 0,4 + 0,6 + 3,6 + 0,6 + 0,5 = 11,5m.$$

**3.5 - masala.** Neftni suv va loyqalardan tindirish uchun uzluksiz ishlaydigan gorizonta silindrik degidrotorlar sistemasini hisoblang.

Neft sarfi  $G = 2500$  t/kun; Degidratordagi sharoit:  
 harorat  $t = 120$  °S, bosim  $r = 0,9$  MPa,  $t = 120$  °S dagi neftning zichligi  $\rho = 808$  kg/m<sup>3</sup>, kinematik qovushqoqligi  $\nu = 2,55$  mm<sup>2</sup>/s =  $2,55 \cdot 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s;  
 Hisoblashda quyidagi amaliy ma'lumotlardan foydalaning: Neftni degidratordalarda bo'lish vaqti  $\tau = 1 - 3$  soat, oqimning ruxsat etilgan tezligi  $\omega = 1 - 5$  mm/s.

Yechish.

Tindirish vaqtini  $\tau = 2$  soat, deb qabul qilamiz, bitta degidratorning o'lchamlari esa quyidagicha:  $D = 3$  m;  $L = 10$  m.

Bitta degidratorning ishchi hajmi:

$$V_u = 0,785D^2L = 0,785 \cdot 3^2 \cdot 10 = 70,65m^3$$

Neftni hajmiy sarfi:

$$V = \frac{2500 \cdot 10^3}{24 \cdot 3600 \cdot 808} = 0,0358m^3 / s$$

$N$  tindirgichdan iborat sistemada neftni o'rtacha bo'lish vaqtini, to'la ishchi hajmini hajmiy sarfga bo'lish bilan aniqlanadi:

$$\tau = V_u N / V \tag{3.30}$$

Bunday tindirgichlarning kerakli sonini topamiz:

$$N \geq \tau \frac{V}{V_u} = 2 \cdot 3600 \frac{0,0358}{70,65} = 3,65$$

$N = 4$ , deb qabul qilamiz va tindirgichlar sistemasida neftni o'rtacha bo'lish vaqtini aniqlashtiramiz.

$$\tau = \frac{V_u \cdot N}{V} = \frac{70,65 \cdot 4}{0,0358} = 7894 \text{ s} = 2,19 \text{ soat.}$$

Degidratordagi oqimning harakat rejimlarini ularni parallel va ketma-ket ulanganda aniqlaymiz.

a) Parallel ulanganda oqimning o'rtacha tezligi:

$$\omega = \frac{V}{NS_1} = \frac{0,00358}{4 \cdot 0,785 \cdot 3^2} = 0,0013 \text{ m/c} = 1,3 \text{ mm/s}$$

Reynolds mezoni:

$$Re = \frac{\omega \cdot D}{\nu} = \frac{0,0013 \cdot 3}{2,53 \cdot 10^{-6}} = 1540$$

$Re \leq 2300$ , demak oqimning harakat rejimi laminarli va bu tindirgichlarda aralashishning oldini olishga qo'l keladi.

b) Ketma-ket ulanganda.

Bu holatda oqimning tezligi  $\omega'$  va Reynolds mezonini  $Re'$   $N$  marotaba oshadi:

$$\omega' = \frac{V}{S_1} = \frac{0,00358}{0,785 \cdot 3^2} = 0,0052 \text{ m/s} = 5,2 \text{ mm/s}$$

$$Re' = \frac{\omega' \cdot D}{\nu} = \frac{0,0052 \cdot 3}{2,53 \cdot 10^{-6}} = 6160$$

Degidrotorlar ketma-ket ulanganda tindirish sharoiti sezilarli darajada yomonlashadi: bu holatda oqim degidrotorlarda turbulent harakatlanadi (chunki  $Re' = 6160 > 3200$ ). Shuning uchun degidrotorlar albatta parallel ulanishi kerak.

## 4 BOB

### ISSIQLIK ALMASHINISH APPARATLARINING HISOBI

Neft va gazni qayta ishlash, xuddi shuningdek kimyo sanoatining boshqa tarmoqlarida turli tipdagi: isitgichlar, regeneratrlar, qaynatgichlar, sovitgichlar, kondensatorlar va bug'latgichlar kabi issiqlik almashinish apparatlari keng qo'llaniladi. Sirtli tipdagi apparatlarda issiqlik issiq oqimdan (ya'ni harorati yuqori bo'lgan) sovuq oqimga (ya'ni past haroratli) ajratuvchi devor orqali uzatiladi.

Suyuqlik va gazlarni isitish, sovitish uchun issiq va sovuq oqimlarni bevosita aralashtirish usulidan ham foydalaniladi.

Issiqlik almashinish apparatlarining tuzilishi va klassifikatsiyalari [1 – 3, 17] manbalarda to'liq bayon etilgan.

#### 4.1. ISSIQLIK BALANSLARI

Issiqlik almashinuvchi oqimlar uchun quyidagini yozish mumkin:

$$Q_u = G_u(H_b - H_o) \tag{4.1}$$

$$Q_c = G_c(h_o - h_b) \tag{4.2}$$

bu yerda:

$Q_u$  - issiqlik oqimidan berilgan issiqlik, Vt;  $Q_c$  – sovuq oqim qabul qilgan issiqlik, Vt;  $G_u$  va  $G_c$  – issiq va sovuq oqimlarning massaviy sarfi, kg/s;  $H_b$  va  $H_o$  hamda  $h_o$  va  $h_b$  – issiq va sovuq oqimlarning solishtirma entalpiyasi, kJ/kg.

$Q_u$  va  $Q_c$  – kattaliklar apparatning issiqlik balansi bilan bog'liq. Isitish apparatlarida (masalan olib ketayotgan distillyatning issiqlik hisobiga xomashyoni

isitish uchun ishlatiladigan issiqlik almashgichlar) issiqlik balansi quyidagi tenglama bilan ifodalanadi.

$$Q_c = \eta Q_u \quad 4.3$$

bu yerda:  $\eta$  - issiqlik yo'qolishi mumkinligini hisobga oluvchi F.I.K. (hisoblashlarda odatda  $\eta=0,95$  qabul qilinadi)

suv yoki havo bilan sovutiladigan sovitgich va kondensatorlarni hisoblashda issiqlik balansida yo'qolishlar hisobga olinmaydi, ya'ni

$$Q_c \approx Q_u \quad 4.4$$

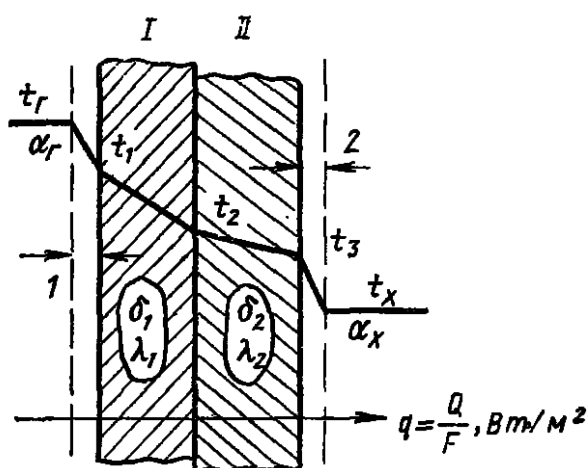
Harorati atrof muhit haroratidan past bo'lgan sovuq oqimli issiqlik almashinish apparatlari uchun esa tashqaridan kelgan issiqlik hisobga olinadi

$$Q_x = n Q_u \quad 4.5$$

bu yerda:  $n \approx 1,03 - 1,05$  - sovuqlik yo'qolishini hisobga oluvchi koeffitsient.

## 4.2. KO'P QATLAMLI TEKIS DEVOR ORQALI ISSIQLIK UZATISH

Barqarorlashgan issiqlik uzatishda issiqlik oqimi ( $Q$ ,  $Vt$ ) issiqlik muhitdan devorga (issiqlik berish) berilib devorning hamma qatlamidan o'tib (issiqlik o'tkazuvchanlik) va devordan sovuq muhitga beriladi (issiqlik berish):



4.1. Rasm. Ikki qatlamli tekis devor orqali issiqlik berilishi sxemasi:

1 – qaynoq muxitning chegaraviy qatlami;

2 - sovuq muxitning chegaraviy qatlami;

Masalan, ikki qatlamli devor (4.1 - rasm) uchun quyidagilarga ega bo'lamiz:

$$Q = \alpha_u F(t_u - t_1) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_2}{\delta_2}(t_2 - t_3) = \alpha_c F(t_3 - t_c) \quad 4.6$$

bu yerda:  $\alpha_u$  va  $\alpha_c$  issiq va sovuq oqim tomonidan issiqlik berish koeffisienti, ( $Vt/m^2 \cdot K$ );  $t_u$  va  $t_c$  - issiq va sovuq okimlar harorati, ( $^0S$ );  $F$  - issiqlik uzatish yuzasi, ( $m^2$ );  $\delta_1$  va  $\delta_2$  - devorning 1chi va 2 chi qatlamlari qalinligi, (m);  $\lambda_1$  va  $\lambda_2$  - shu qatlamlarning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisientlari, ( $Vt/m \cdot K$ );  $t_1, t_2, t_3$  - qatlamlar orasidagi issiq va sovuq muhitlar harorati ( $^0S$ ).

(4.6) ifodani «n» qatlamli devor uchun yozib va uni haroratlar ayirmasiga nisbatan echsak, xamda xosil bo'lgan tenglamalarni qo'shsak, unda ko'p qatlamli tekis devor uchun issiqlik o'tkazish tenglamasini keltirib chiqaramiz.

$$Q = F(t_u - t_c) / R = KF\Delta t \quad 4.7$$

bu yerda:  $F$  – issiqlik uzatish yuzasi, ( $m^2$ )

$$R = \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_u} + \sum_{i=1}^n \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) + \frac{1}{\alpha_c} \quad 4.8$$

bu yerda:  $R$ –issiqlik o'tkazishning umumiy termik qarshiligi, ( $m^2 \cdot K/Vt$ );  $K=1/R$  – issiqlik o'tkazish koeffisienti, ( $Vt/ m^2 \cdot K$ );  $1/\alpha_u$  = issiq oqim chegara qatlamining termik qarshiligi, ( $m^2 \cdot K/Vt$ );  $1/\alpha_s$ = sovuq oqim tarmog'idagi termik qarshilik, ( $m^2 \cdot K/Vt$ );  $(\delta/\lambda)_{i=r_i}$  –qattiq devor  $i$  qatlamining termik qarshiligi, ( $m^2 \cdot K/Vt$ );  $\lambda_i$  -  $i$  qatlamining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti, ( $Vt/ m \cdot K$ );  $\delta_i$  - $i$  qatlamining qalinligi.

### 4.3. ISSIQLIK ALMASHINISH APPARATLARINING ISSIQLIK UZATISH YUZASINI XISOBLASH

Issiqlik almashinish yuzasini odatda (4.7) ifoda asosida hisoblab topiladi:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t} \quad 4.9$$

bu yerda:  $\Delta t$  – issiq va sovuq oqimlar orasidagi haroratlarning o'rtacha farqi, (apparat chegarasida), (K);  $Q$  – apparatni issiqlik yuklamasi,  $Q_u$  va  $Q_c$  larni katta qiymatligi olinadi, Vt.

Issiqlik uzatish koeffisienti  $K$  (4.8) formula bilan hisoblab topiladi. Metal devordagi issiqlik va sovuq oqim tomonidan hosil bo'lgan iflos cho'kindilarning termik qarshiligi (4.1 - jadval) issiqlik tashuvchining xususiyatiga bog'liq ravishda qabul qilinadi.

Qattiq cho'kindilar (nakip, koks, parafin) uchun termik qarshilikni quyidagi formula bilan topish mumkin:

$$r = \delta / \lambda \quad 4.10$$

bu yerda:  $\delta$  - cho'kindining maksimal ruxsat etilgan qalinligi, m;  $\lambda$  - cho'kindining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti, (Vt/ m·K);

Issiq va sovuq oqimlar tomonidan issiqlik berish koeffisientlari  $\alpha_u$  va  $\alpha_s$  mos ravishda konvektiv issiqlik berishning kriterial tenglamalari [1-7, 20, 32, 63] bo'yicha xisoblab topiladi. Misol sifatida turbulent rejimdagi dumaloq quvur ichidagi issiqlik berishni keltiramiz.

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} = 0.023 Re^{0.8} Pr^n \quad 4.11$$

bu yerda: Nu, Re, Pr - o'xshashlik mezonlari bo'lib, ularni xisoblashda aniqlanuvchi o'lcham sifatida quvurning ichki diametri, aniqlanuvchi harorat sifatida oqimning o'rtacha harorati qabul qilinadi; Oqimni isitishda daraja ko'rsatkichi  $n= 0,4$ ; sovitishda esa  $n= 0,3$ ;

Masalan gorizontal quvurdan atmosfera havosiga issiqlik berishni hisoblash uchun, issiqlik yo'qolishini aniqlashda, issiqlik berish koeffisientini hisoblashda bazan quyidagi empirik formuladan ham foydalaniladi:

$$\alpha = 1,08 \sqrt{\Delta t / d} \quad 4.12$$

bu yerda:  $\alpha$  - issiqlik berish koeffisienti, (Vt/ m<sup>2</sup>·K);  $\Delta t$  – quvur tashqi yuzasi bilan havo harorati orasidagi farq, K;  $d$  - quvurning tashqi diametri, m.

Issiqlik almashinish apparatlarini taxminiy hisoblashda issiqlik uzatish koeffitsentini amaliy qiymatlaridan (4.2- jadval) foydalaniladi.

#### 4.1 - jadval. Turli issiqlik tashuvchilar uchun (r) ifloslanganlik termik qarshiligining taxminiy qiymatlari

Issiqlik tashuvchi	$r, m^2 \cdot K / Vt$
Havo	0,0002 – 0,0004
Tutun gazlari	0,0005 – 0,0007
Sovuq agentlar, tuz eritmasi (rassol), organik issiqlik tashuvchilar	0,0002 – 0,0004
Suv, neft distillyatlari	0,0002 – 0,0006
Neft, mazut	0,0005 – 0,0012
Gudron, kreking, qoldiq	0,002 – 0,010
Suv bug'i	0,0001

## 4.2 - jadval. $K$ - issiqlik uzatish koeffisientini amaliy qiymatlari

Apparat	$K, \text{Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
Suyuqlik uchun quvurli issiqlik almashgich	70 – 250
Bug'-distillyatli quvurli issiqlik almashgich	
To'yingan suv bug'i bilan qizdiriladigan qaynatgich	115 – 290
Suyuq neft mahsuloti bilan qizdiriladigan qaynatgich	290 – 870
Neft distillyatlari uchun botirilgan sovitgich va kondensatorlar	140 – 350
Parafin kristalizatorlari	60 – 145
Havo qizdirgichi va bug'qizdirgichi (tutun gazlari bilan)	45 – 115
Konveksion quvurli pechlar (suyuq mahsulot uchun)	10 – 25
Havo bilan sovitish apparatlari	23 – 52
Kompression sovitish qurilmalarining bug'latgichlari va kondensatorlari	–
	235 – 690

## 4.4. HARORATLARNING O'RTACHA FARQI

Ko'p holatlarda issiq va sovuq oqim haroratlari apparatga kirishda va undan chiqishgacha o'zgaradi. Bu xolatlarda (4.9) formulasiga o'rtacha harorat farqi qo'yiladi. Uning qiymatini bir xil yoki qarama-qarshi yo'nalishdagi oqimlar uchun quyidagi formula bilan hisoblab topish mumkin:

$$\Delta t_{yp} = \frac{\Delta t_{ka} - \Delta t_{ku}}{2.31g \frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{ku}}} \quad 4.13$$

bu yerda:  $\Delta t_{ka}$  va  $\Delta t_{ku}$  - apparatga kirishdagi va chiqishdagi issiq va sovuq oqimlar orasidagi katta va kichik haroratlar farqi. Agar,  $\Delta t_{ka} / \Delta t_{ku} < 2$  unda  $\Delta t_{yp} = \frac{\Delta t_{ka} - \Delta t_{ku}}{2}$  formulasidan foydalaniladi.

Oqimlarning o'zaro kesishuvchi yoki aralashuvchi xolatida  $\Delta t_{yp}$  avval qarama – qarshi apparat uchun hisoblanib, keyin esa tuzatish koeffisienti kiritiladi  $\varepsilon \leq 1,0$

$$\Delta t = \varepsilon \Delta t_{yp} \quad 4.14$$

bu yerda:  $\varepsilon$  - tuzatish koeffisienti, oqimning konkret o'zaro harakatiga bog'liq bo'lib, maxsus jadvaldan yoki grafikdan topiladi.

#### 4.5. KO'P QATLAMLI TSILINDRIK DEVOR ORQALI ISSIQLIK UZATISH

Qalin silindrik devorlar orqali issiqlik oqimi o'tayotgan yuzga o'zgaruvchan kattalik ekanligini hisobga olish kerak. Ko'p qatlamli tsilindrik devor orqali issiqlik uzatishni hisoblash uchun formula quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

$$Q = \frac{\pi l(t_u - t_c)}{\frac{1}{\alpha_u \cdot D_u} + \sum_{i=1}^n \left( \frac{\delta}{\lambda d} \right)_i + \frac{1}{\alpha_u \cdot D_u}} \quad 4.15$$

bu yerda:  $i=1,2,3 \dots n$  – qatlami nomeriga to'g'ri kelgan indeks;  $l$  – silindr uzunligi, m;  $D_u$  va  $D_c$  – issiq va sovuq oqim bilan uchrashadigan devorning silindrik yuzasini diametrlari, m;  $\delta_i$  -  $i$  qatlam qalinligi, m;  $\lambda_i$  -  $i$  li qatlamning issiqlik o'tkazuvchanligi, (Wt/m·K);  $d_i$  -  $i$  qatlamning o'rtacha logarifmik diametri, m;  $d_i$  – quyidagi formula bilan aniqlanadi.

$$d_i = \frac{(d_m - d_u)}{2.31 \lg \left( \frac{d_m}{d_u} \right)_i}$$

bu yerda:  $d_m$  va  $d_u$  -  $i$  - qatlamning tashqi va ichki diametrlari, m.

Agar,  $d_m / d_u \leq 2$  bo'lsa, unda  $d_i$  qatlamning o'rta arifmetik diametri bo'yicha qabul qilindi.

#### 4.6. HAVO BILAN SOVITISH APPARATLARI VA ULARNI XISOBLASHNING O'ZIGA XOSLIGI

Havo bilan sovitish apparatlaridan foydalanish, neftni qayta ishlash korxonalarida sovituvchi suv sarfini keskin qisqarishiga imkon beradi.

Havo bilan sovitish apparatlarini samaradorligi ventilyator yordamida havoni majburiy haydash yordamida hamda, tashqi yuzasini qovurg'alash yo'li bilan sezilarli darajada oshirish orqali erishiladi.

Qovurg'alangan quvurlar quyidagicha xarakterlanadi:

a) qovurg'alash koeffisienti  $\varphi$

$$\varphi = F/F_t$$

b) yuzani oshirish koeffisienti  $\psi$

$$\psi = F/F_u$$

bu yerda:

$F$  - qovurg'alangan quvurning to'liq tashqi yuzasi, m<sup>2</sup>;  
 $F_t = \pi l d_t$  – quvurning shartli tashqi yuzasi, m<sup>2</sup>;  
 $d_t$  - qovurg'a asosi bo'yicha o'lchanadigan shartli tashqi diametr, m;  
 $F_u = \pi l d_u$  – quvurning ichki yuzasi, m<sup>2</sup>;  
 $d_u$  – quvurning ichki diametri, m;  
 $l$  - qovurg'alangan quvurning uzunligi, m;

Havo bilan sovitish apparatlarida monometal (alyuminiy qotishmasidan) va bimetalli qovurg'ali quvurlardan foydalaniladi. Bimetall quvurlarda apparat qanday materialdan tayyorlanganligiga bog'liq ravishda, quvurning ichki qatlami turli markadagi po'latlardan yoki latundan, tashqi qatlami esa alyuminiydan tayyorlanadi.

Nakatka yo'li bilan olingan bimetalli quvurlar  $\varphi=9(\psi=12)$  yoki  $\varphi=14,6$  ( $\psi=19,6$ ) ga teng bo'lganda, quyidagi ichki diametr  $d_u=21$  mm; shartli tashqi diametrga (qovurg'a asosi bo'yicha)  $d_t=28$  mm; ega bo'ladi.

Qovurg'alangan quvurlar quvur to'rlariga 4 ta, 6 ta yoki 8 ta qator qilib mahkamlanadi va ular apparatning sovitish seksiyasini tashkil qiladi. Standartlashtirilgan havo bilan sovitish apparatlari 3 xil tipda qilib tayyorlanadi: HSK (AVM) – kichik oqimli bitta gorizontaal yoki 1 vertikal seksiyadan tashkil topgan; HSG (AVG) - gorizontaal 3 seksiyadan; HSZ (AVZ) – zigzaksimon 6 seksiyadan tashkil topgan. 4.3 va 4.4 jadvallarda HSA (AVO) va HSZ (AVZ) apparatlari haqidagi ma'lumotlar keltirilgan. Maxsus ishlarga mo'ljallangan HSA – AVO apparatlari ishlab chiqiladi.

Tipoviy o'lchamlarga qarab HSA (AVO) 1 ta yoki 2 ta ventilyator bilan ta'minlanadi.

Tashqi qovurg'alangan apparatlarda issiqlikning o'tishi, Yuqorida ko'rsatilgan har qanday yuzalar bo'yicha aniqlanishi mumkin.

$$Q = KF\Delta t = K_T F_T \Delta t = K_u F_u \Delta t \quad 4.19$$

bu yerda:  $Q$  – issiqlik oqimini quvvati, Vt.

$\Delta t$  – mahsulot va havo haroratlari orasidagi o'rtacha haroratlar farqi, K;  $K$  –  $F$  yuzaga ya'ni qovurg'alangan tashqi to'la yuzasiga nisbatan issiqlik uzatish koeffitsienti, Vt/m<sup>2</sup>(K).  $K_t$  va  $K_u$ - mos ravishda  $F_t$  va  $F_u$  yuzalarga nisbatan issiqlik uzatish koeffitsientlari, Vt/m<sup>2</sup>(K).

Odatda HSA ni hisoblash to'liq tashqi yuza  $F$  bo'yicha hisoblanadi. SHunda issiqlik uzatish koeffitsienti [1, 33, 34] ishlarda keltirilgan formuladan hisoblab topiladi:

$$\frac{1}{K} = \psi \left( \frac{1}{\alpha_u} + r_1 \right) + \frac{1}{\alpha'_c} + r_2 \quad 4.20$$

bu yerda:  $\alpha_u$  – issiq oqim tomonidan (mahsulot) issiqlik berish koeffitsienti, Vt/(m<sup>2</sup>·K);  $\alpha'_s$  – sovuq oqim tomonidan (havo), hamda metalning termik qarshiligi hisobga olingan issiqlik berish koeffitsienti, Vt/(m<sup>2</sup> · K);  $r_1$  – mahsulot tomonidan hosil bo'lishi mumkin bo'lgan ifloslik (cho'kindi) ning termik qarshiligi, m<sup>2</sup>·K/Vt;  $r_2$

– havo tomonidan hosil bo'lishi mumkin bo'lgan ifloslik (cho'kindi) ning termik qarshiligi,  $m^2 \cdot K/Vt$ ; (4.1 - jadval).

Issqlik berish koeffisienti  $\alpha'_s$  [33, 34] keltirilgan maxsus grafiklardan yoki empirik formuladan aniqlanadi. Masalan: bimetall quvurlar (B1 va B2) uchun  $\varphi=9$  va  $\psi=12$  bo'lganda formula quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi.

$$\alpha'_s = 61,6 \lg \omega - 0,035 t - 5,81 \quad 4.21$$

bu yerda:  $\omega$  - issqlik almashinish seksiyasining eng tor kesimidagi havoning tezligi, m/s;  $t = 0,5 (t_b + t_0)$  – havoning o'rtacha harorati,  $^{\circ}S$ ;  $t_b$  – atmosfera havosini boshlang'ich hisobiy harorati,  $^{\circ}S$ ;  $t_0$  – havoning oxirgi harorati (HSA dan chiqishdagi),  $^{\circ}S$ ;  $\alpha'_s$  – havoning (HSA dan chiqishdagi) issqlik berish koeffisienti,  $Vt/m^2 \cdot K$ ;

**4.3 -jadval. HAG (AVG) tipidagi apparatlarning asosiy parametrlari [35] (apparatdagi seksiyalar soni  $n_s=3$ )**

Seksiya dagi qu- vur- lar soni	Quvur- lar bo'yich a yo'llar soni $n_{yo'l}$	Qovurg'a- lash koef- fitsien ti $\varphi$	Quvur- lar soni		Apparatning to'liq qovurg'alangan yuzasi $F, m^2$ .		Quvur- lar aro eng tor kesim yuzasining yig'indisi $S_T, m^2$	
			Seks iya- da	Ap- par- atda	Quvur uzunligi ( $l, m$ )			
					4	8	4	8
4	1,2,3	9	94	282	875	1770	5,35	11,02
		14,6	82	246	1250	2500	5,55	11,40
		9	141	423	1320	2640	5,35	11,02
6	1,2,3,6	14,6	123	369	1870	3800	5,55	11,40
		9	188	564	1740	3500	5,35	11,02
8	1,2,4,8	14,6	164	492	2500	5100	5,55	11,40

**4.4 -jadval. HAZ (AVZ) tipidagi apparatlarning asosiy parametrlari (quvurli seksiyalar soni  $n_c=6$ ; quvurning uzunligi  $l=6m$ )**

Sek- tsiya- dagi qu- vur qatorla ri soni	Quvur- lar bo'yicha yo'llar soni $n_{yo'l}$	Qovurg'a- lash koef- fitsien ti $\varphi$	Quvur- lar soni		Apparatning to'liq qovurg'alangan yuzasi $F, m^2$ .	Quvur- lar aro eng tor kesim yuzasini yig'indisi $S_T, m^2$
			Seksiy a-da	Ap- par- atda		
4	1,2,4,8	9	94	564	2650	15,99
		14,6	82	492	3750	16,19
		9	141	846	4000	15,99
6	1,2,4,8	14,6	123	738	5650	16,19
		9	188	1128	5300	15,99
8	1,2,4,8	14,6	164	984	7500	16,19

Havoning hisobiy boshlang'ich harorati  $t_b$  HSA (AVO) qurilmasini o'rnatish punktiga bog'liq ravishda qabul qilinadi. [ 3, 10] ishlarda  $t_b$  ning tavsiya etilgan qiymatlari keltirilgan.

Standartlashtirilgan HSA (AVO) ni tanlashda bu apparatlarni ekspluatatsiya qilinganda olingan quyidagi ma'lumotlaridan foydalanish tavsiya etiladi. [1, 33, 34].

1. HSA (AVO) lardan foydalanish eng samarali, qachonki mahsulotni ohirgacha sovitish harorati  $T_0 = 60$  °S dan va ayirmasi  $T_0 - t_b$  15-20 °S dan kichik bo'lmasa, mahsulotni chuqur sovitish zaruriyati bo'lsa, qo'shimcha (kontsevoy) suvli sovitgich o'rnatiladi.
2. HSA (AVO) dan chiqib ketayotgan havoni ohirgi harorati  $t_0 = 45 - 60$  °S ni tashkil qilishi kerak ( $T_0 > t_0$ ).
3. HSA (AVO) ni taxminan tanlash va ularni tekshirish hisoblari uchun 4.5 - jadvalda qovurg'alangan tashqi to'la yuzaga nisbatan tavsiya etilgan  $q$  issiqlik kuchlanishi va  $K$  issiqlik uzatish koeffisientining qiymatlari keltirilgan.

**4.5 - jadval. Issiqlik uzatish koeffisienti  $K$ ,  $Vt/(m^2 \cdot K)$  va issiqlik kuchlanishi  $q$ , ( $Vt/m^2$ ) larni qovurg'alangan to'la tashqi  $F$ , ( $m^2$ ) yuzasiga nisbatan taxminiy qiymatlari**

Sovitish turi	$K$	$q$ , ( $Vt/m^2$ ), $T - T_b$ (K) da			
		8-15	15-20	20-40	40-75
Suyuqliklarni sovitish	17-37	470 gacha	470-700	700-1000	1000-1750
Gazlarni sovutish	9-30	290-350	350-480	480-700	-
Sovuq agentlarni o'ta qizdirilgan bug'larini kondensatsiyalaganda	14-30	130-230	230-350	350-640	-
To'yingan bug'larni kondensatsiyalaganda	32-42	-	700 gacha	700-870	870-2100
Bug'-gaz aralashmasida bir yoki bir necha komponentlar kondensatsiyasi uchraydigan sovitishda	21-32	-	400-580	580-750	750-1000

**4.1 - masala.** Diametri  $\varnothing 50 \times 5$  mm, uzunligi  $l = 100$  m gorizontaal quvurdan o'rtacha tezligi  $\omega = 1$  m/s bo'lgan qaynoq suv  $t = 80$  °S harorat bilan beriladi.

Quvur qalinligi  $\delta_2 = 40$  mm bo'lgan steklovatali issiqlik izolyatsiyasi bilan o'ralgan. Agar, atrofdagi havo harorati 20 °S bo'lsa, Issiqlik yo'qotilishini hisoblang, po'latning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti  $\lambda_1 = 46,5$  ( $Vt/m \cdot K$ ), steklovataniki (shisha paxta) esa  $\lambda_2 = 0,054$  ( $Vt/m \cdot K$ ).

*Yechish:*

1. Suv uchun 80 °S [18] ma'lumotnomadan quyidagilarni topamiz:  $\rho = 972$   $kg/m^3$ ;  $\nu = 0,365$   $mm^2 / sek$ ;  $s = 4,19$   $kJ / (kg \cdot K)$ ;  $\lambda = 0,672$  ( $Vt/m \cdot K$ ).

unda:

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

$$Re = \omega d_u / \nu = 1 \cdot 0,04 / 0,365 \cdot 10^{-6} = 10970$$

Oqimning harakati turbulentli, shuning uchun qaynoq oqim (suv) tomonidan issiqlik berish koeffisientini hisoblash uchun (4.11) formuladan foydalanamiz:

$$\alpha_q = 0,023 (0,672/0,04) \cdot 10970^{0,6} \cdot 2,21^{0,3} = 910 \text{ (Vt/m}^2 \cdot \text{K)}$$

2. Havо tomonidan issiqlik berish koeffisienti  $\alpha_2$  ni (4.12) empirik formuladan hisoblaymiz. Issiqlik izolyatsiyasining tashqi diametri

$D_x = d_{T2} = 0,13\text{m}$ . Tashqi izolyatsiya yuzasining harorati noma'lum bo'lgani sababli taxminiy qiymat berish usulidan foydalanamiz.

Mo'ljallagan haroratni  $t_3 = 32 \text{ }^\circ\text{S}$  deb qabul qilamiz (Bu qiymat bir necha urinishlardan keyin qabul qilingan).

U holda:

$$\alpha_x = 1,08 \sqrt[4]{\frac{t_3 - t_x}{D_x}} = 1,08 \sqrt[4]{\frac{32 - 20}{0,13}} = 3,35 \text{ (Vt/m}^2 \cdot \text{K)}$$

3. (4.15) formuladan issiqlik yo'qolishini hisoblaymiz. Ikki qatlamli devor uchun formula quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi:

$$Q = \frac{\pi l (t_k - t_x)}{\frac{1}{\alpha_k D_k} + \frac{\delta_1}{\lambda_1 d_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 d_2} + \frac{1}{\alpha_x D_x}} \quad 4.22$$

Po'lat quvur uchun (1-indeks) nisbat  $d_{t,1} / d_{u,1} = 0,05/0,04 < 2$  bo'lganligi sababli quvurning o'rtacha arifmetik diametri:

$$d_1 = \frac{d_{T1} + d_{u1}}{2} = \frac{0,05 + 0,04}{2} = 0,045\text{m}$$

Izolyatsiya qatlami uchun (2 - indeks) nisbat  $d_{t,2} / d_{u,2} = 0,13/0,05 > 2$ , o'rta logarifmik diametr:

$$d_2 = \frac{d_{T2} - d_{u2}}{2,31g \frac{d_{T2}}{d_{u2}}} = \frac{0,13 - 0,05}{2,31g \frac{0,13}{0,05}} = 0,0838\text{m}$$

Quvurning ichki diametri  $D_q = d_{u,1} = 0,04 \text{ m}$ .

Hamma kattaliklarning o'rniga qiymatlarini qo'yib, issiqlikning yo'qolishini topamiz:

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

4.  $t_3$  qiymatini to'g'ri tanlanganligini tekshirish uchun havoga issiqlik izolyatsiya yuzasidan issiqlik berish tenglamasini yozamiz:

$$Q = \alpha F \Delta t = \alpha_{x_1} (\pi D_{x_1} L) (t_3 - t_x) \quad 4.23$$

$$\text{Undan: } t_3 = t_x + \frac{Q}{\alpha_x \pi D_x l} = 20 + \frac{1685}{3.35 \cdot 3.14 \cdot 0.13 \cdot 100} = 32.3^{\circ} S$$

Qabul qilingan ( $32^{\circ} S$ ) bilan hosil bo'lgan ( $32,3^{\circ} S$ )  $t_3$  qiymatlari yaqin, shuning uchun qayta hisoblash talab etilmaydi.

5. Issiqlik izolyatsiyasi mavjud bo'lmagan holdagi issiqlik yo'qolishini aniqlaymiz

a) Quvur tashqi devorining haroratini  $t_2 = 79,3^{\circ} S$  deb qabul qilamiz. U holda

$$\alpha_2 = 1,084 \sqrt{\frac{79,3 - 20}{0,05}} = 6,94 \text{ (Vt/m}^2 \cdot \text{K)}$$

b) Issiqlikning yo'qolishini hisoblaymiz

$$Q' = \frac{3,14 \cdot 100(80 - 20)}{\frac{1}{910 \cdot 0,04} + \frac{0,005}{46,5 \cdot 0,045} + \frac{1}{6,94 \cdot 0,05}} = 5916 \text{ Vt}$$

v) Qabul qilingan  $t_2 = 79,3^{\circ} C$  ni to'g'riligini tekshiramiz:

$$t_3 = \frac{6916}{6,34 \cdot 3,1 \cdot 0,05 \cdot 100} = 79,4^{\circ} S$$

Qayta hisoblashga hojat yo'k.

6. Masala sharti bo'yicha issiqlik izolyatsiyasi qo'llanishidan hisoblangan issiqlik tejami – quyidagini tashkil qiladi.

$$Q' - Q = 5916 - 1685 = 4237 \text{ Vt} = 15232 \text{ kJ/soat.}$$

**4.2 - masala.** Dizel yoqilgi distilyatini sovitish uchun GXA (AVG) tipidagi havoli sovitish apparatini tanlang. Dastlabki ma'lumot: Distillyat sarfi  $G = 66240$  kg/soat, boshlang'ich harorat  $t_b = 140^{\circ} S$ , oxirgi harorat  $t_0 = 60^{\circ} S$ , nisbiy zichlik  $\rho_4^{20} = 0,865$  kinematik qovushqoqlik  $V_{20} = 5,28$  mm<sup>2</sup>/s,  $V_{50} = 2,67$  mm<sup>2</sup>/s =  $2,67 \cdot 10^{-6}$  m<sup>2</sup>/s; Apparat Farg'ona zonasida o'rnatiladi.

*Yechish:*

1. GXA (AVG) ni oldindan tanlash. B-1 metall dan tayorlangan, bimetalli quvurli apparatni tanlaymiz.

[3] formula bo'yicha, suyuq neft maxsulotini boshlang'ich va oxirgi solishtirma entalpiyalarini aniqlaymiz  $\eta_b = 289,1$  va  $\eta = 115,2$  kJ/kg. Apparatga issiqlik yuklamasi quyidagini tashkil qiladi.

$$Q = 66240(289,1 - 115,2) = 11.52 \cdot 10^6 \text{ kJ/soat} = 3200 \text{ kVt}$$

Farg'ona shahri uchun havoning boshlang'ich o'rta haroratining  $t_b=31^{\circ}\text{S}$ , atmosfera bosimini  $r=101,6 \text{ kPa}$ , deb qabul qilamiz.

Harorat farqi  $t_0 - t_b=60 - 31=29 \text{ K}$ .

4.5 - jadvaldan  $q \approx 1000 \text{ Vt/m}^2$  tanlab olamiz. Sovitgichning zarur bo'lgan tashqi qiralgan yuzasi, taxminan quyidagini tashkil qiladi.

$$F' = \frac{Q}{q} = \frac{3200 \cdot 10^3}{1000} = 3200 \text{ m}^2.$$

4.3 - jadvalga muvofiq GHA (AVG) tipidagi to'liq tashqi yuzasi  $F=3500 \text{ m}^2$  bo'lgan  $n_s=3$  ta sakkiz qatorli quvurli seksiyadan tashkil topgan. Quvurning uzunligi  $l = 8 \text{ m}$ ,  $\varphi = 12$ ,  $d_u = 21 \text{ mm}$ . Seksiyadagi quvurning soni 188, bitta seksiyadagi hamma quvurning o'tish kesimi  $S=0,0651 \text{ m}^2$ , mahsulotning quvurli seksiyadagi mumkin bo'lgan yo'llari  $n_y=1,2,3,4$  yoki 8. Apparatning eng tor quvurlararo kesimi yuzalarining yig'indisi  $S_t = 11,02 \text{ m}^2$  [33-36].

Ushbu apparat diametri  $D = 2800 \text{ mm}$ , parraklarning o'rnatilish burchagi  $\alpha = 10, 15, 17, 20$  va  $23^{\circ}$  bo'lgan 2-ta ventilyator bilan ta'minlangan. G'ildirakning aylanish chastotasi  $n_0 = 3,35$  va  $7,1 \text{ s}^{-1}$ .

Hisoblashda  $\alpha = 17^{\circ}$ ,  $n_0 = 7,1 \text{ s}^{-1}$  deb qabul qilingan.

Ventilyatorning  $n = 7,1 \text{ s}^{-1}$  uchun aerodinamik xarakteristikasi 4.2-rasmda ko'rsatilgan.

Endi tanlangan apparatning tekshirish hisobiga o'tamiz.

2. Ventilyatorning ishchi parametrlari GHA (AVG) ning 8 qator seksiyadagi bosim chizig'ining va  $\alpha = 17^{\circ}$  da ventilyatorning aerodinamik bosim egri chizig'i bilan kesishisidan ishchi nuqta  $A$  ni topamiz (4.2 -rasm). Bu  $A$  nuqta quyidagi ishchi parametrlarga (standart sharoitlarda) mos keladi. Uzatilayotgan havo  $V_0 = 200000 \text{ m}^3/\text{soat}$ ; bosim  $P_0 = 36 \cdot 9,81 = 353,2 \text{ Pa}$ , F.I.K.  $\eta_0 = 0,66$ .

Standart sharoitga quyidagilarni qabul qilamiz:  $t_0 = 20^{\circ} \text{ S}$ ,  $p_0 = 101,3 \text{ kPa}$  va  $\rho_0 = 1,2 \text{ kg/m}^3$ . Agar, gaz (havo) ventilyatorga kirayotganda sharoit standartdan farq qilsa, unda ventilyatorning haqiqiy parametrlari –  $V$ ,  $P$  va  $\eta$  [37] da ko'rsatilgan nisbatlardan aniqlanadi:

$$V \approx V_0; \eta \approx \eta_0; P = P_0 \frac{\rho}{\rho_0} \quad 4.24$$

Bu holda  $t_b = 31^{\circ} \text{ S}$ ;  $p_a = 101,6 \text{ kPa}$ ;  
havoning zichligi

$$\rho = 1,293 \frac{273}{31+273} \cdot \frac{101,6}{101,3} = 1,165 \text{ kg/m}^3$$

bu yerda: 1,293 – normal sharoitda havoning zichligi ( $\text{kg/m}^3$ ).

Shunday qilib, (4.24) ga muvofiq ventilyatorning haqiqiy ishchi parametrlari quyidagilarni tashkil qiladi:

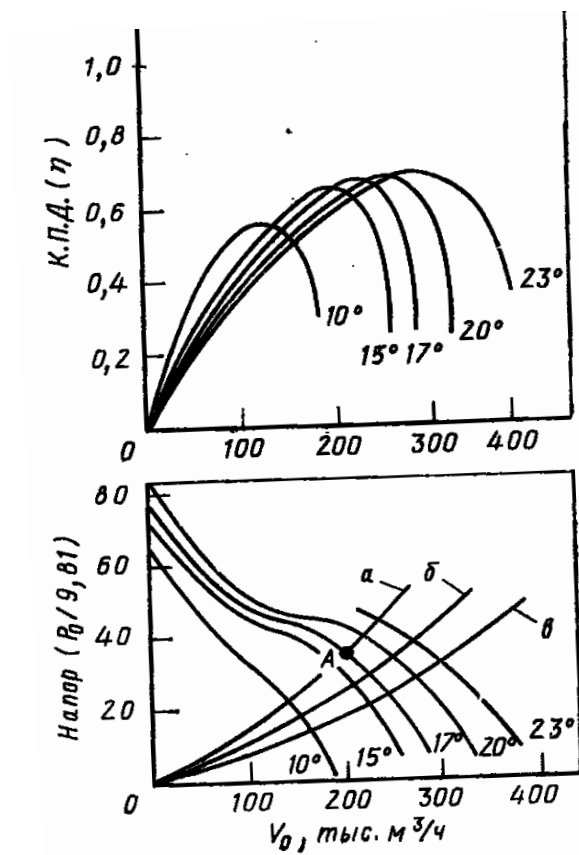
$$V = 20000 \text{ m}^3/\text{soat}; \eta = 0,66; P = 353,2 \frac{1,165}{1,2} = 342,9 \text{ Pa}$$

3. Havoning oxirgi harorati. Ikkita ventilyatorning massaviy sarfi:

$$g = 2V \cdot \rho = 2 \cdot 200000 \cdot 1.165 = 466000 \text{ kg/soat}$$

Havoning o'rtacha issiqlik sig'imi  $s = 1,005 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ , deb qabul qilib  $t_0$  ni topamiz:

$$t_0 = t_6 + \frac{Q}{cg} = 31 + \frac{11,52 \cdot 10^6}{1,005 \cdot 466000} = 55,6^\circ \text{S}$$



4.2 - rasm. Ventilyatorning aerodinamik xarakteristikasi

Ko'rinadiki,  $t_0$  tavsiya etilgan chegarada yotadi ( $45^\circ\text{C} - 60^\circ\text{S}$ ) va shu vaqtning o'zida  $t_0 < T_0$  sharti ham bajariladi.

4. Qaynoq issiqlik oqim tomonidan issiqlik berish koeffisienti  $\alpha$  ni hisobi. Suyuq distillyatning  $T = 140^\circ\text{S}$  dagi zichligi  $783 \text{ kg}/\text{m}^3$  (1.7 formuladan topilgan). Apparatga kirishda mahsulotning hajmiy sarfi:

$$V_\kappa = \frac{66240}{783} = 84,6 \text{ m}^3 / \text{soam} = 0,0235 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Agar, mahsulot hamma 3 ta seksiyaga paralel berilsa va seksiyalarda maksimal yo'llar soni 8 ta deb ko'zda tutilgan bo'lsa, unda mahsulotning apparatga kirishdagi tezligi quyidagini tashkil qiladi:

$$\omega_{\kappa} = \frac{n_{\dot{u}} \cdot V_{\kappa}}{S_1 n_c} = \frac{8 \cdot 0.0235}{0.0651 \cdot 3} = 0.963 \text{ m/s}$$

Issqlik almashinish apparatlarining quvurlar bo'shlig'ida neft mahsulotlarining nasos bilan uzatishda odatda oqimning tezligi ularning qovushqoqligi hisobga olinib 0,8 – 1,5 m/s deb qabul qilinadi.

Apparatdagi mahsulotning o'rta harorati:

$$T = 0,5 (T_b + T_0) = 0,5 (140 + 60) = 100 \text{ }^{\circ}\text{S}$$

Ushbu haroratda mos formulalar (1 bobga qarang) bo'yicha quyidagilarni topamiz:

$\rho_{100} = 810 \text{ kg/m}^3$ ;  $s_{100} = 2,178 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$ ;  $\nu_{100} = 1,594 \text{ mm}^2/\text{s}$ .  
Oqimning hajmiy sarfi:

$$V_{100} = \frac{66240}{810 \cdot 3600} = 0.0227 \text{ m}^3/\text{s}$$

Bundan,

$$\omega_{\kappa} = \frac{n_{\dot{u}} \cdot V_{\kappa}}{S_1 n_c} = \frac{8 \cdot 0.0227}{0.0651 \cdot 3} = 0.963 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d_u}{\nu} = \frac{0.93 \cdot 0.021}{1.594 \cdot 10^{-6}} = 12252$$

$$P_r = \frac{\nu c \rho}{\lambda} = \frac{(1.594 \cdot 10^{-6}) \cdot (2.178 \cdot 10^3) \cdot 810}{0.1423} = 19.76$$

Turbulent rejimda (4.11) kriterial tenglamadan foydalanamiz:

$$\text{Nu} = 0,023 \cdot 1225^{0.8} \cdot 19,76^{0.3} = 105$$

Bu yerda:  $\alpha_q = \text{Nu}(\lambda/d_u) = 105(0,1423/0,021) = 711 \text{ Wt/(m}^2 \cdot \text{K)}$

5. Sovuq oqim (havo) tomonidan issqlik berish koeffisienti  $\alpha'_s$  ni hisobi.  
Apparat chegarasidagi havoning o'rta harorati:

$$t=0,5(t_b+ t_0)=0,5(31+55,5) =43 \text{ }^0\text{S}$$

O'rtacha bosim:  $p=p_a+0,5P=101,6+342,9\cdot 10^{-3}\approx 101,8 \text{ kPa}$

O'rtacha zichlik va havoning xajmi, sarfi quyidagilarni tashkil qiladi:

$$\rho=1,293(273/43,3+273)\cdot 101,8/101,3=1,121 \text{ kg/m}^3$$

$$V=466000/1,121\cdot 3600=115,47 \text{ m}^3/\text{s}$$

Quvurlararo bo'shliqning eng tor kesimida havoning tezligi:

$$\omega= V/S_t=115,47/11,02=10,43 \text{ m/s}$$

(4.21) formuladan topamiz:

$$\alpha'_c= 61,1 \lg 10,48 - 0,035\cdot 43,3 - 5,81=55,53 \text{ Vt/m}^2\cdot\text{K}$$

6. Issiqlik uzatish koeffisienti 4.1- jadvalga muvofiq  $r_1 \approx 0,0006$  va  $r_2 \approx 0,0004$   $\text{m}^2\cdot\text{K/Vt}$  deb qabul qilamiz:

Unda (4.20) formula bo'yicha quyidagiga ega bo'lamiz:

$$K = \frac{1}{12\left(\frac{1}{711} + 0,0006\right) + \frac{1}{55,53} + 0,0004} = 23,54 \text{ Vt/(m}^2\cdot\text{K)}$$

4.5 - jadvalga muvofiq XSA (AVO) da suyuq mahsulotlarni sovitishda  $K$  ning qiymati odatda  $17 - 37 \text{ Vt/(m}^2\cdot\text{K)}$  chegarasida yotadi XSA (AVO) ning hamma tiplarida havo, quvurlarga nisbatan ko'ndalang harakatlanadi, shuning uchun kam yo'lli quvurli seksiyalarda o'rtacha haroratlar farqini aniqlashda kesishuvchi oqimlar uchun, tuzatish koeffisienti kiritiladi. (4.14 formulaga qarang). GXA (AVG) tipi uchun yo'llar soni  $n_y > 4$  da tuzatish koeffisienti  $\varepsilon \approx 1$  ga teng bo'lib, hisoblash qarama qarshi oqimlar sxemasi bo'yicha olib boriladi:

$$T_b=140 \text{ }^0\text{S} \rightarrow T_0=60 \text{ }^0\text{S}$$

$$t_0=55,6 \text{ }^0\text{S} \rightarrow t_b=31 \text{ }^0\text{S}$$

---


$$\Delta t_{ka}= 84,4 \text{ }^0\text{S} \quad \Delta t_{ki}=29 \text{ }^0\text{S}$$

$\Delta t_{ka}/\Delta t_{ki} > 2$  bo'lgani sababli, issiqlik tashuvchilar orasidagi o'rta logarifmik haroratlar farqini hisoblaymiz:

$$\Delta t = \frac{84,4 - 29}{2,31 \lg\left(\frac{84,4}{29}\right)} = 51,9 \text{ }^0\text{S}$$

8. Sovitish yuzasini hisobi. Talab etilayotgan sovitishning hisobiy yuzasini quyidagi formulalardan topamiz:

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

$F=3500m^2$  yuzaga ega bo'lgan GHA (AVG) qurilmasining zahira koeffisienti, quyidagini tashkil qiladi:

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

Ko'rganimizdek qabul qilingan apparat etarli katta zaxiradagi issiqlik uzatish yuzasiga ega.

Qo'shimcha zaxira koeffisienti  $\beta$  ning qiymatini bir necha yo'llar bilan korrektirovkalash mumkin: ventilyator parraklarining o'rnatish burchagi  $\alpha$  ni rostlash yoki parda yuza qurilmasi yordamida juda bo'lmasa boshqa o'lchamli apparat tanlash bilan.

9. GHA (AVG) ventilyatori iste'mol qiladigan quvvati. Reduktorning foydali ish koeffitsenti  $\eta_{red} \approx 0,9$  va elektrodivigatelning foydali ish koeffisienti  $\eta_{dv} \approx 0,95$  deb qabul qilamiz. Yuqorida ventilyatorning F.I.K.  $\eta = 0,66$  ga teng deb topilgan. Shuningdek (2.28) formulani hisobga olib, bitta ventilyator dvigateli iste'mol qilayotgan quvvatni topamiz.

$$N_{\text{d\`es}} = \frac{VP}{\eta \eta_{\text{ped}} \eta_{\text{d\`es}}} = \frac{200000(342,9 \cdot 10^{-3})}{3600 \cdot 0,66 \cdot 0,9 \cdot 0,95} = 33,8 \text{ } \kappa Vt$$

**4.3 - masala.** Neftni haydashning asosiy kolonnasining yuqori qismidan miqdori  $G = 118000$  kg/soat bo'lgan, uglevodorod bug'laridan tashkil topgan aralashma (fraktsiya 85 – 120 °S, zichlik  $\rho_4^{20} = 0,723$ ) va  $Z=10000$  kg/soat suv bug'i olib ketiladi. Bu bug'lar uchun kondensator sovtgichini 3XA (AV3) tipidagi havoli sovtgich apparatidan tashkil qilib, hisoblang.

Bug'larni boshlang'ich harorati  $T_b=116^{\circ}\text{S}$ , benzin va suv kondensatlarini oxirgi haroratsi  $T_0=60^{\circ}\text{S}$ .

Kolonna yuqorisidagi bosim  $r=190$  kPa . Qurilmani o'rnatish joyi Boku shahar atrofi.

*Yechish:*

- Zarur sovitish yuzasini taxminiy hisobi. (1.31) va (1.32) formulalardan yoki [12] jadval bo'yicha benzin bug'larini boshlang'ich solishtirma entalpiyasi  $h_{116}^{\circ} = 576 \text{ } \kappa J / \text{ } \kappa g$  va benzin kondensatini oxirgi entalpiyasini

$$h_6^c = 126,3 \text{ } \kappa J / \text{ } \kappa g \text{ topamiz.}$$

Suv bug'ini  $T_b=116$  °S da to'yingan bug' holatiga yaqin deb hisoblab, [18, 23] ma'lumotnomalardagi uni taxminiy yaqin solishtirma entalpiyasini  $i_{116}^b=2703$  kJ/kg topamiz. Suv kondensatini o'rtacha issiqlik sig'imi  $s \approx 4,19$  kJ/kg·K.

Kondensator-sovitgichning issiqlik yuklamasi:

$$Q = G(h_{116}^{\circ} - h_{60}^{111}) + Z(i_{116}^{\circ} - cT_0) = 118000(576 - 126,3) + 10000(2703 - 4,19 \cdot 60) = 77420000 \text{ kJ} / \text{coam} = 21,5 \text{ MVt}$$

Boku hududi uchun [10];  $t_b=31$ °C;  $p_0=101,6$  kPa.  $T_0 - t_b=60 - 31=29$  K dan 4.5 jadvalga muvofiq, o'rtacha issiqlik kuchlanishlik  $q \approx 870$  Vt/m<sup>2</sup>.

Kondensator-sovitgichning zarur to'liq qirrali tashqi yuzasi taxminiy qiymatini aniqlaymiz.

$$F' = \frac{Q}{q} = \frac{21,5 \cdot 10^6}{870} = 24700 \text{ m}^2$$

2. ZXA (AV3) apparatining tipik o'lchamlarini tanlash.

3. Masalan, to'liq qirralangan, tashqi yuzasi 5300 m<sup>2</sup> ga teng bo'lgan ZXA (AV3) tipli apparatlardan foydalanilgandagi variantni ko'rib chiqamiz. ZXA (AVZ) apparatlarini asosiy parametrlari 4.4 - jadvalda berilgan. Ularning to'laroq ma'lumotlari [33-36] adabiyotlarda keltirilgan.

5300 m<sup>2</sup> yuzali ZXA (AV3) apparati 8 qatorli  $n_s=6$  ta issiqlik almashinish seksiyasidan tashkil topgan va bitta to'rt parrak o'qli TSAGI UK-2M tipli ventilyator bilan ta'minlangan. Ventilyatorni ishchi g'ildiragi  $D=5$ m, aylanish chastotasi  $n_0=250$  ayl/min =  $4,2$ s<sup>-1</sup>, parraklarni o'rnatish burchagi  $\alpha = 10,15,20$  *ëku* 25°.

$N=5$  ta apparatli blok umumiy o'rnatilgan sovitish yuzasi  $F=5 \cdot 5300=26500$  m<sup>2</sup> ga teng bo'lgan issiqlik almashinish yuzasini ta'minlaydi.

3. Haroratlarni o'rtacha farqi. 4.3 - rasmda ventilyatorni aerodinamik xarakteristikalari ko'rsatilgan. Agar, parraklarni o'rnatish burchagini  $\alpha = 20$ °, deb qabul qilinsa, u holda  $\alpha = 20$ °dagi ventilyatorni xarakteristikasi va sakkiz qatorli apparat qarshilik chizig'ining kesishish nuqtasi  $A$ , ventilyatorni (standart sharoit uchun) ishchi parametrlarini aniqlaydi: hajmiy unumdorlik  $V_0=580000$  m<sup>3</sup>/soat, bosim  $P_0=35 \cdot 9,8=343$ Pa, F.I.K. $\eta_0=0,7$ .

Haqiqiy sharoitda  $t_b=31$ °C va  $p_a = 101,6$  kPa, havoni zichligi  $\rho=1,165$  kg/m<sup>3</sup>(4.2. masalaga qarang)  $V \approx V_0$  teng bo'lsa, hamma ventilyatorlar bilan uzatilgan havoning massaviy miqdori:

$$G_x = NV\rho = 5 \cdot 580000 \cdot 1,165 = 3,38 \cdot 10^6 \text{ kg} / \text{soat}$$

Havoni o'rtacha issiqlik sig'imi  $s = 1,005$  kJ/(kg·K) tengligini hisobga olib, HSA (AVO)dan chiqishdagi havoni o'rtacha oxirgi haroratini topamiz.

$$t_0 = 31 + \frac{77,42 \cdot 10^6}{1,005 \cdot 3,38 \cdot 10^6} = 53,8^{\circ} \text{S}$$

To'liq qarama-qarshi oqim sxemasi bo'yicha topamiz:

$$\begin{array}{ccc}
 T_b=116^0\text{S} & \xrightarrow{\text{mahsulot}} & T_0=60^0\text{S} \\
 t_0=53,8^0\text{S} & \xleftarrow{\text{havo}} & t_b=31^0\text{S} \\
 \Delta t_{\text{ka}}=62,2^0\text{S} & & \Delta t_{\text{ki}}=29^0\text{S} \\
 \Delta t = \frac{62,2-29}{2,3 \ell g \frac{62,2}{29}} = 43,5^0 \text{S}.
 \end{array}$$

(ZHA) seksiyalaridagi (mahsulotlarni har qanday yo'llar sonida) issiqlik tashuvchilarni nisbiy harakati amalda o'zaro kesishuvchi bo'lib qoladi, shuning uchun yuqorida ko'rsatilgandek, tuzatish koeffisienti  $\varepsilon$  ni hisoblash kerak bo'ladi. Buning uchun mos parametrlarni hisoblaymiz.

$$R = \frac{T_{\sigma} - T_0}{t_0 - t_{\sigma}} = \frac{116 - 60}{53,8 - 31} = 2,46$$

$$P = \frac{t_0 - t_{\sigma}}{T_{\sigma} - T_0} = \frac{53,8 - 31}{116 - 60} = 0,407$$

[20] dagi grafikka muvofiq olingan  $R$  va  $P$  larni qiymatlari bo'yicha qarama-qarshi oqimda tuzatish koeffisienti  $\varepsilon = 0,88$  ni tashkil qiladi. U holda o'rtacha haroratlar farqini qiymati:

$$\Delta t = \varepsilon \cdot \Delta t_{\text{kk}} = 0,88 \cdot 43,5 = 38,3\text{K}$$

4. Sovitish yuzasini hisoblash. 4.5 - jadval ma'lumotlari asosida  $K \approx 22 \text{ Wt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$  deb qabul qilamiz, u holda hisobiy sovitish yuzasi quyidagiga teng bo'ladi.

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

yuzani zahira koeffisienti:

$$\beta = 100 \frac{26500 - 25500}{25500} \approx +3,9\%$$

5. Bug'li aralashmani kondensator-sovitgichga kirishdagi hajmiy sarfi. Benzin fraksiyasi ( $85^0$ - $120^0\text{S}$ ) uchun  $\rho_{15}^{15} = 0,727$  topamiz. (1.20) empirik formula bo'yicha, o'rtacha molekulyar massani hisoblaymiz:

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,727}{1,03 - 0,727} = 106,3$$

$T_b=116^0 \text{ S}$  va  $p=190 \text{ kPa}$  da kondensator-sovitgichga kirishdagi bug'larni hajmiy sarfi quyidagini tashkil qiladi:

$$V_k = \frac{22,4}{3600} \left( \frac{118000}{106,3} + \frac{10000}{18} \right) \frac{389}{273} \cdot \frac{101,3}{190} = 7,87 \text{m}^3/\text{s}$$

6. Seksiyalardagi mahsulot yo'llar soni  $n_y$ .

$\varphi = 9$  da bitta sakkiz qatorli seksiyadagi umumiy quvurlar soni  $n_q = 188$  ta (4.4 - jadvalga qarang). Bimetalli quvurni ichki diametri  $d_u = 21\text{mm}$ . Bitta seksiyadagi hamma quvurlarni umumiy o'tish kesimini hisoblaymiz.

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

Seksiyada mumkin bo'lgan yo'llar soni  $n_y = 1,2,4$  yoki 8. Agar,  $n_y = 4$  deb qabul qilsak, u holda mahsulot bug'larini har bir  $N$  apparatning hamma seksiyalariga parallel berilishini hisobga olinsa, bug'larni kirish tezligi quyidagini tashkil qiladi:

$$\omega_k = \frac{n_u \cdot V_k}{S_1 n_c N} = \frac{4 \cdot 7,87}{0,065 \cdot 6 \cdot 5} = 16,14\text{m/s}.$$

Kirish tezligi ruxsat etilgan chegarada joylashgan (3 bobga qarang).

7. Ventilyator dvigatelining iste'mol quvvati.

(4.24) ifoda asosida quyidagiga ega bo'lamiz:

$$V \approx V_0 = 580000 \frac{\text{m}^3}{\text{coam}} = 161 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$\eta \approx \eta_0 = 0,7$$

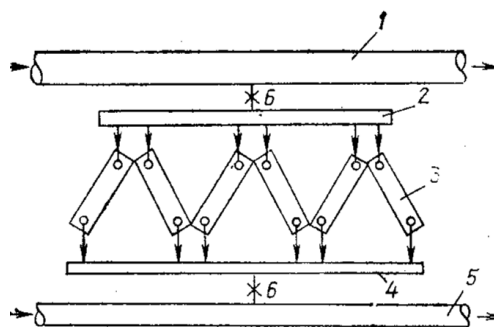
$$P = P_0 \frac{\rho}{\rho_0} = 343 \frac{1,165}{1,2} = 332\text{Па} = 0,332 \text{ kPa}$$

(2.28) formulani qo'llab, quyidagini topamiz.

$$N_{\text{oes}} = \frac{V \cdot P}{\eta \cdot \eta_{\text{ped}} \cdot \eta_{\text{oes}}} = \frac{161 \cdot 0,332}{0,7 \cdot 0,95 \cdot 0,95} = 84 \text{ kVt}$$

Hamma kondensator-sovitgichlar ventilyatorlarini jami iste'mol quvvati, quyidagini tashkil qiladi:

$$\Sigma N_{\text{oes}} = 5 \cdot 84 = 420 \text{ kVt}.$$



4.4 - rasm. ZHA(AVZ) tipidagi apparatni kondensator sovitgichni umumiy blokiga qo'shish sxemasi

1-Neft haydash rektifikatsion kolonnasini shlamli quvuri; 2-Bitta ZHA(AVZ) apparat seksiyalariga bug'larni olib kelish uchun kollektor; 3-ZHA(AVZ) tipidagi apparatni issiqlik almashinish seksiyasi; 4-kondensat yig'ish uchun kollektor; 5-kondensatni suv ajratgichga olib ketishni umumiy tarmog'i. 6-apparatni blokdan ajratish uchun zadviyka. 4.4 - rasmda har bir ZHA(AVZ) apparatni kondensator-sovitgichni umumiy blokiga qo'shish sxemasi ko'rsatilgan.

#### **4.4 - masala.**

Intensiv aralashtirgichli uzluksiz ishlovchi reaktorga  $L=6000$  kg/soat miqdordagi reaksion aralashma boshlang'ich  $T_b=0^{\circ}\text{S}$  bilan kiradi. Aralashmadagi asosiy komponentni massaviy ulushi  $a=0,4$ . Reaksiya ekzotermik bo'lib, 1kg asosiy komponentni reaksiya issiqligi  $q_p=400$  kJ/kg.

Apparatdagi reaksion massani haroratini doim  $T = -16^{\circ}\text{S}$  qilib ushlab turish talab etiladi. Reaksion massani solishtirma issiqlik sig'imi  $s=2,18$  kJ/(kg·K).

Reaksion aralashmani sovitish uchun kerak bo'lgan bug'latgichni yuzasi  $F$  va kompression sovitgich mashinada tsirkulyatsiyalanadigan xladoagent-propan miqdorini ( $g_{ts}$ , kg/soat) aniqlang.

**Yechish.** Haroratni  $T = -16^{\circ}\text{S}$  ushlab turish uchun reaksion aralashmadan olib ketilishi kerak bo'lgan issiqlik miqdori:

$$Q = Lc(T_k - T) + aLq_p = 6000 \cdot 2,18[0 - (-16)] + 0,4 \cdot 6000 \cdot 400 =$$

$$1170000 \text{ kJ/coam} = 1170 \text{ MJ/soat}$$

Bug'latgichda odatda sovitilayotgan aralashma va bug'lanuvchi xladoagent orasida haroratlar farqini  $\Delta t \approx 5 \div 10$  K darajasida ushlab turiladi. Agar,  $\Delta t = 7\text{K}$  deb qabul qilinsa, unda bug'lanuvchi agent - haroratini  $t_0 = T - \Delta t = -16 - 7 = -23^{\circ}\text{S}$  qilib ta'minlash kerak.

Bu harorat propan bilan to'yingan bug'ni bosimi 0,221 MPa ga to'g'ri keladi. Demak, bug'latgichda  $P_0=0,221\text{MPa}$  bosimni ushlab turish kerak.

«Sovuq» ni yo'qolishi, ya'ni izolyatsiya orqali issiqlikni kirishini masalan 5% deb qabul qilib, sovitish qurilmasining soviqlik unumdorligini topamiz:

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

Issiqlik o'tkazish koeffisientini (4.2 - jadvalga qarang)  $K=400$  Vt/m<sup>2</sup>·K=1440 kJ/(m<sup>2</sup>·soat) deb qabul qilamiz va reaksion aralashmani sovitish uchun kerak bo'lgan yuzani topamiz:

$$F = \frac{Q_0}{K\Delta t} = \frac{1228,5 \cdot 10^3}{1440 \cdot 7} = 121,9 \text{ m}^2$$

Bug'lanishdan keyin kompression sovitish mashinasida xladoagent bug'lari siqiladi, suvli yoki havoli kondensatorda sovitiladi va suyuq xladoagent (propan) yana bug'latgichga uzatiladi. Agar, masalan, kondensatsiyalash haroratini  $t = +40^{\circ}\text{S}$  deb qilinsa, u holda kondensatordagi bosim  $p=1,39$  MPa bo'lishi kerak, bu hol propanni  $t=+40^{\circ}\text{S}$  dagi to'yingan bug' bosimiga teng bo'ladi.

[23] (ma'lumotnomadan) propanni solishtirma entalpiyalari: propanni  $t_0 = -23^{\circ}\text{S}$  dagi to'yingan bug'ini  $i_0^{\circ} = 869$  kJ/kg; suyuq propanni  $t = +40^{\circ}\text{S}$  dagi  $i^s = 620$  kJ/kg topamiz.

Sirkulyatsiyalanuvchi xladoagent (propan) ni miqdorini hisoblaymiz:

$$g = \frac{Q_0}{i_0^d - i^c} = \frac{1228,5 \cdot 10^2}{869 - 620} = 4934 \text{ kg / soat}$$

#### **4.5 - masala.**

Harakatchan qalpoqchali standart qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatining quvurlararo bo'shlig'idagi issiqlik berish koeffisientini aniqlang. Apparat xarakteristikasi: qobiq diametri  $D=800$  mm, quvur uzunligi  $l = 6$  m, issiqlik uzatish yuzasi  $F=170$  m<sup>2</sup>. Quvurlar diametri  $d=25 \times 2,5$  mm bo'lib, kvadrat uchlari bo'ylab joylashgan, quvurlar bo'yicha yo'llar soni  $n=2$  (P.16 jadvalga qarang). Quvurlararo bo'shliqda issiq tashuvchi bo'lib, boshlang'ich harorati  $T_b=100^{\circ}\text{C}$  dan  $T_0=60^{\circ}\text{C}$  gacha sovutilayotgan toluol xizmat qiladi. Oqimni sarfi  $G=19$  kg/s.

**Yechish.** Ko'ndalang to'siqli qobiq quvurli issiqlik almashgichni quvurlararo bo'shlig'idagi issiqlik berish koeffisientini hisoblash uchun quyida keltirilgan kriterial tenglamani [7] tavsiya etish mumkin.

$$Nu = 0,56E_{\varphi} \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,36} \left( \frac{Pr}{Pr'} \right)^{0,25} \quad 4.25$$

$Re < 1000$  holda (quvurlarni joylashuvi kvadrat yoki teng tomonli uchburchak uchlari bo'ylab)

$$Nu = 0,22E_{\varphi} \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,36} \left( \frac{Pr}{Pr'} \right)^{0,2} \quad 4.26$$

$Re > 1000$  holda (quvurlarni joylashuvi teng tomonli uchburchak uchlari bo'ylab):

$$Nu = 0,4E_{\varphi} \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \left( \frac{Pr}{Pr'} \right)^{0,25} \quad 4.27$$

bu yerda:  $E_{\varphi} \approx 0,6$  quvurlararo bo'shliqda oqimni murakkab xarakterli harakatini hisobga oluvchi tuzatish koeffisienti;  $Pr$  – oqimni o'rtacha haroratidagi issiqlik tashuvchi uchun Prandtl mezoni (1.46 formulaga qarang);  $Pr'$  - shuning o'zi, faqat devor haroratidagi issiqlik tashuvchi uchun; aniqlovchi o'lcham bo'lib quvurni tashqi diametri xizmat qiladi.

Issiqlik almashgichlarni loyihalashda quyidagilarni taxminan qabul qilinishi mumkin:

A) sovutiluvchi tomchili suyuqlik uchun  $(Pr/Pr')^{0,25} \approx 0,93$ ;

B) isitiluvchi suyuqlik uchun  $(Pr/Pr')^{0,25} \approx 1$ ;

V) gazlarni sovitishda va isitishda ham  $Pr/Pr'=1$ ;

Oqimni o'rtacha harorati  $T=0,5(100+60)=80^{\circ}\text{S}$  da P.4-P.7 jadvaldan suyuq toluol uchun quyidagilarni topamiz: zichligi  $\rho=808$  kg/m<sup>3</sup>, dinamik qovushqoqlik  $\mu=0,319 \cdot 10^{-3}$  Pa·s; issiqlik o'tkazuvchanlik  $\lambda=0,123$  W/(m·K), solishtirma issiqlik sig'imi  $s=1980$  J/(kg·K).

Oqimni hajmiy sarfi:

$$V = \frac{G}{\rho} = \frac{19}{808} = 0,0235 \text{ m}^3 / \text{s}$$

P.18 jadvaldan issiqlik almashgichning quvurlararo bo'shlig'ini eng tor joyidagi (ko'ndalang to'siq qirqimidagi) o'tish kesim yuzasini topamiz.  $S_2=0,074 \text{ m}^2$   
To'siq qirqimidagi oqimni tezligi:

$$W=V/S_2=0,0235/0,074=0,317 \text{ m/s}$$

Reynolds mezon:

$$Re = \frac{W \cdot d \rho}{\mu} = \frac{0,317 \cdot 0,025 \cdot 0,808}{0,319 \cdot 10^{-3}} = 20100$$

Prantdl mezon:

$$Pr = \frac{C \cdot \mu}{\lambda} = \frac{1980 \cdot 0,319 \cdot 10^{-3}}{0,123} = 5,13$$

Quvurlararo bo'shliqda suyuq issiqlik tashuvchi (toluol) sovitilishini hisobga olib  $(Pr/Pr)^{0,25} \approx 0,93$ ; deb qabul qilamiz.

$Re > 1000$  va quvurlar kvadrat uchlari bo'ylab joylashganligi sababli (4.26) formuladan foydalanamiz:

$$Nu = 0,22 \cdot 0,6 \cdot 20100^{0,65} \cdot 5,13^{0,36} \cdot 0,93 = 140$$

Bu holda issiqlik berish koeffisienti quyidagini tashkil qiladi:

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = 140 \frac{0,123}{0,025} = 689 \text{ Wt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

#### **Masala 4.6.**

Qo'shilgan ikkala oqim bo'yicha ketma-ket ulangan harakatlanuvchi qalpoqli qobiq quvurli issiqlik almashgichlar guruhida neft haydash kolonnasining tsirkulyatsion sug'orma hisobiga neft qizdiriladi. Quvurlararo bo'shliqdan haydalayotgan qaynoq oqimni xarakteristikalari:

Sarf -  $G=104 \text{ t/soat}$ ; zichlik -  $\rho_4^{20} = 0,810$ ; boshlang'ich harorat -  $T_b=200^0\text{S}$ , oxirgi  $T_0=110^0\text{S}$ , qovushqoqlik -  $\nu_{20}=2,3$  va  $\nu_{40}=1,6 \text{ mm}^2/\text{s}$ ;

Sovuq oqim (neft): Sarf  $g=367 \text{ t/soat}$ , zichlik  $\rho_i^{20} = 0,876$ , boshlang'ich harorat (ko'rilayotgan issiqlik almashgichlar guruhiga kirishdagi)  $t_b=80^0\text{S}$ , qovushqoqlik  $\nu_{20}=37,3$  va  $\nu_{20}=11,8 \text{ mm}^2/\text{s}$ ;

Issiqlik almashgichlar: qobiq diametri  $D=1200 \text{ mm}$ ; kvadrat uchlari bo'yicha joylashgan quvur uzunligi  $l = 1200_{\text{MM}}$  diametri  $d=25 \times 2,5$ ; quvur bo'shlig'i bo'yicha yo'l soni-2, quvurlararo bo'yicha-1.

Issiqlik almashinish yuzasi  $F=423 \text{ m}^2$ .

Bu issiqlik almashgichlar guruhini o'rtacha issiqlik o'tkazish koeffisientini hisoblang.

**Yechish:** 1. Sovuq (neft) oqimni oxirgi isish harorati ( $t_0$ )ni aniqlash.

Ikkala issiqlik tashuvchilar issiqlik almashinish apparatlarida suyuq holatda xarakatlanadilar.

Oqimni empirik formulalar bo'yicha fizik-kimyoviy tavsiflarini aniqlashdan oldin, ularning nisbiy zichliklarini  $\rho_{15}^{15}$  hisoblaymiz.

(1.6) nisbatdan foydalanib qaynoq va sovuq oqimlar uchun mos ravishda quyidagilarni olamiz ( $\rho_{15}^{15}$ )<sub>q</sub>=0,8135 va ( $\rho_{15}^{15}$ )<sub>s</sub>=0,8795.

(1.31) formula bo'yicha, qaynoq issiq tashuvchini boshlang'ich solishtirma entalpiyasini topamiz:

$$H_{\sigma} = H_{200} = \frac{1,687 \cdot 200 + 0,0017 \cdot 200^2}{0,8135} = 449,4 \text{ kJ/kg}$$

Xuddi shunday qaynoq oqimni oxirgi entalpiyasini  $H_0$  va sovuq oqimni boshlang'ich entalpiyalarini topamiz:  $H_0 = H_{110} = 228,5$  va  $h_b = h_{80} = 155,5$  kJ/kg.

Qaynoq issiqlik tashuvchidan berilgan issiqlik:

$$Q_{\kappa} = G(H_{\sigma} - H_{\kappa}) = 104 \cdot 10^3 (449,4 - 228,5) = 22,97 \cdot 10^6 \text{ kJ/soat}$$

Agar, issiqlikni yo'qolishini taxminan 5% deb qabul qilsak, unda sovuq oqimni olgan issiqligi:

$$Q_C = g(h_0 - h_{\sigma}) \approx 0,95 \cdot Q_r = 0,95 \cdot 22,97 \cdot 10^6 = 21,82 \cdot 10^6 \text{ kJ/soat}$$

Sovuq oqim (neft) ni ohirgi solishtirma entalpiyasi:

$$h_0 = h_{\sigma} + \frac{Q_x}{g} = 155 + \frac{21,82 \cdot 10^6}{367 \cdot 10^3} = 214,9 \text{ kJ/kg.}$$

Ma'lum bo'lgan neft va suyuq neft mahsulotlarini solishtirma entalpiya qiymatlaridan  $t$  haroratni qulay aniqlash uchun (1.31) tenglamani kvadrat tenglama ko'rinishida yozamiz:

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

bu yerda:  $h = h_0 = 214,9$  kJ/kg va ( $\rho_{15}^{15}$ )<sub>c</sub> = 0,8795

Demak, tenglamani ozod hadi  $h = \sqrt{\rho_{15}^{15}} = 214,9 \cdot \sqrt{0,8795} = 201,6$ . Kvadrat tenglamani echib, sovuq oqimni oxirgi haroratini topamiz.  $t_0 = 108^{\circ}\text{S}$

2. Quvurlararo bo'shliqdagi issiqlik berish koeffisienti  $\alpha$  - ni hisoblash.

O'rta arifmetik harorat  $T = 0,5(200 + 110) = 155^{\circ}\text{S}$  da qaynoq oqimni fizik-kimyoviy tavsiflarini aniqlaymiz.

Zichlikni (1.5) va (1.7) formulalardan foydalanib topamiz:

$$\nu = 0,001882 - 0,00732 \cdot 0,810 = 0,00076$$

$$\rho = 1000[0,810 - 0,00076(155 - 20)] = 707,4 \text{ kg/m}^3;$$

Solishtirma issiqlik sig'imini (1.29) formula bo'yicha hisoblaymiz:

Issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisientini (1.35) formuladan aniqlaymiz:

$$c = \frac{1,687 + 0,00339 \cdot 155}{\sqrt{0,8135}} = 2,45 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$$

$$\lambda = \frac{0,422 - 0,000228 \cdot 155}{0,8135} = 0,475 \text{ kJ/m}\cdot\text{soam}\cdot\text{K} = 0,132 \text{ Wt/(m}\cdot\text{K)}.$$

Qovushqoqlikni (1.2) formula bo'yicha aniqlash uchun, avval bu formulaga  $R$  koeffisientini qaynoq oqimni ikki haroratdagi qovushqoqligini  $\nu_{20}$  va  $\nu_{40}$  ma'lum qiymatlaridan foydalanib topamiz:

$$R = \frac{\lg(20/40)}{\lg(40/20)} = \frac{\lg(2,3/1,6)}{\lg(1,6/2,3)} = 0,5233$$

(1.22) formulaga qovushqoqli haroratga bog'liqlikni biror bir ma'lum nuqtalardan (masalan  $\nu = 2,3 \text{ mm}^2/\text{s}$ ) va  $R=0,5233$  qiymatini qo'yib, ko'rilayotgan qaynoq oqimni qovushqoqligini haroratdan bog'liqlik tenglamasini olamiz:

$$\lg \frac{2,3}{\nu} = 0,5233 \frac{T}{20}$$

Bu formula yordamida  $T=155^{\circ}\text{S}$  uchun qovushqoqlikni  $0,788 \text{ mm}^2/\text{s}=0,788 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$  qiymatini topamiz.

Qaynoq oqimni o'rtacha haroratdagi hajmiy sarfi:

$$V = \frac{G}{P_{\kappa}} = \frac{104 \cdot 10^3}{3600 \cdot 707,4} = 0,04084 \text{ m}^3 / \text{s}$$

P.18 jadvaldan berilgan issiqlik almashgich uchun quvurlararo bo'shliqdagi eng tor o'tish kesimini (to'siq qirqimidagi) topamiz:  $S_2=0,126 \text{ m}^2$ . Qaynoq oqimni hisobiy tezligi quyidagiga teng bo'ladi:

$$\omega_{\kappa} = \frac{V_{\kappa}}{S_2} = \frac{0,04084}{0,126} = 0,324 \text{ m} / \text{s}$$

Reynolds mezoni quvurni tashqi diametri bo'yicha hisoblanadi:

$$\text{Re} = \frac{\omega_{\kappa} dt}{\nu} = \frac{0,324 \cdot 0,025}{0,188 \cdot 10^{-6}} = 43100$$

Qaynoq oqimni o'rtacha haroratdagi Prantdl mezoni:

$$\text{Pr} = \frac{c \nu \rho}{\lambda} = \frac{2453 \cdot 0,788 \cdot 10^{-6} \cdot 707,4}{0,132} = 10,4$$

Quvurlararo bo'shliqdagi issiqlik berish koeffisientini  $\text{Re} > 1000$  da va quvurlarni kvadrat uchlari bo'ylab joylashtirilganda hisoblash uchun (4.26) formuladan foydalanamiz. Bu formuladagi tuzatish koeffisienti  $\varepsilon_{\varphi} \approx 0,6$  quvurlararo bo'shliqdagi oqimning murakkab shakli traektoriyasini hisobga oladi. Suyuq oqimning quvurlararo bo'shliqda sovitilish holatida, kattalik  $(\text{Pr}/\text{Pr}')^{0,25} \approx 0,9$  ga teng. (4.26) formulaga hamma kattaliklar qiymatini qo'yib, quyidagini aniqlaymiz.

$$\text{Nu} = 0,22 \cdot 0,6 \cdot 43100^{0,65} \cdot 10,4^{0,36} \cdot 0,93 = 25,85$$

Qaynoq oqim tomonidan issiqlik berish koeffisienti:

$$\alpha_{\kappa} = \text{Nu} \frac{\lambda}{d_t} = 25,85 \frac{0,312}{0,025} = 1548 \text{ Wt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Quvurli bo'shliqdagi issiqlik berish koeffisientini aniqlash.

Quvurli bo'shliqdagi sovuq oqimni o'rtacha arifmetik harorati  $t=0,5(80+108)=94^{\circ}\text{S}$

Ushbu haroratdagi qaynoq oqim holatidagi formulalardan foydalanib, neft uchun quyidagilarni topamiz:  $\rho=826,4 \text{ kg}/\text{m}^3$ ,  $s=2,138 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ,  $\lambda = 0,1265 \text{ Wt} / (\text{m} \cdot \text{K})$  va  $\nu = 5,34 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ .

Sovuq oqimni hajmiy sarfi:

$$V_c = \frac{g}{\rho_c} = \frac{367 \cdot 10^3}{3600 \cdot 826,4} = 0,1234 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Issiqlik almashgich quvurli bo'shlig'ini o'tish kesimi  $S_1=0,14 \text{ m}^2$  (P.17 jadvalga qarang).

Sovuq oqimning tezligi:

$$\omega_c = \frac{V_c}{S_1} = \frac{0,1234}{0,14} = 0,881 \text{ m/s}$$

Oqimning o'rtacha harorati va quvurni ichki diametri  $d_u$  da Reynolds mezonini:

$$Re = \frac{\omega_c \cdot d_u}{\nu} = \frac{0,881 \cdot 0,02}{5,34 \cdot 10^{-6}} = 3300$$

Quvur va kanallardagi oqim harakatini oraliq rejimida ( $Re=2300 \div 10000$ ) konvektiv issiqlik berish koeffisienti taxminan [2, 55] dagi formula bo'yicha aniqlanadi.

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43} \quad 4.29$$

Oraliq rejimida taxminiy hisob (zahirasi bilan) quyidagi bog'liqlik asosida ham amalga oshirilishi mumkin.

$$K_0 = f(Re) \quad 4.30$$

bu yerda:  $K_0$  – Nusselt va Prantdl mezonini o'z ichiga olgan kompleks:

$$K_0 = Nu Pr^{0,43} (Pr/Pr')^{-0,25} \quad 4.31$$

(4.29) – (4.31) ifodalarda  $Re$ ,  $Nu$  va  $Pr$  lar uchun aniqlovchi harorat bo'lib, oqimni o'rtacha harorati,  $Pr$  uchun esa devorni harorati xizmat qiladi. Aniqlovchi o'lcham-quvurni ichki diametri yoki kanalni ekvivalent diametri.

$Re$  mezonini turli qiymatlaridagi  $K_0$  qiymatlarini keltiramiz:

$Re \cdot 10^{-3}$	2,3	2,5	3,0	3,5	4,0	5	6	7	8	9	10
$K_0$	3,6	4,9	7,5	10	12,2	16,5	20	24	28	30	83

Ushbu ma'lumot asosida yoki [7] dagi grafik yordamida  $Re=3300$  qiymatiga  $K_0=9$  to'g'ri kelishini topamiz. Qizdirilayotgan tomchili suyuqlik uchun  $(Pr/Pr')^{0,25} \approx 1$  tengligi oldin (4.5 - masalaga qarang) qayd etilgan edi.

Sovuq oqimning o'rtacha haroratida Prantdl mezonini quyidagini tashkil qiladi.

$$Pr = \frac{c \nu \rho}{\lambda} = \frac{2138 \cdot 5,34 \cdot 10^{-6} \cdot 826,4}{0,1265} = 74,58$$

(4.31) ifodani  $Nu$  mezoniga nisbatan echib, quyidagini topamiz:

$$Nu = K_0 \cdot Pr^{0,43} (Pr/Pr')^{0,25} = 9 \cdot 74,58^{0,43} \cdot 1 = 57,48$$

Sovuq oqim tomonidan issiqlik berish koefitsienti.

$$\alpha_c = Nu \frac{\lambda}{d_3} = 57,45 \cdot \frac{0,1265}{0,02} = 364 \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

(4.29) formulasini qo'llaganda quyidagini olamiz:  $\alpha_c = 474 \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

Bu ikkala topilgan  $\alpha$  -ni kichik qiymatiga to'xtaymiz, ya'ni  $\alpha_c = 364 \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

4. Issiqlik uzatish koefitsientining hisobi. Berilgan holatda quvurni tashqi diametrini ichki diametriga nisbati  $d_T/d_u=0,025/0,02 < 2$ , shuning uchun issiqlik o'tkazish jarayonini hisobi ko'p qatlamli tekis devor kabi, (4.8) formula bo'yicha hisoblash bilan amalga oshiriladi.

4.1 - jadvalga asoslanib nakipning (cho'kma) termik qarshiligini quyidagi qiymatlarini qabul qilamiz: qaynoq suyuqlik tomonidan (tsirkulyatsion sug'orma sifatida foydalaniladigan neft fraksiyasi)  $r_q \approx 0,0005$ , sovuq oqim (neft) tomonidan  $r_s=0,001 \text{ m}^2\text{K}/\text{Vt}$ .

Po'latni issiqlik o'tkazuvchanlik koefitsienti [7] :

$$\lambda = 46,5 \text{ Vt}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

Topilgan ma'lumotlarni (4.8) formulaga qo'yamiz:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha} + r_k + \frac{\delta g}{\lambda g} + r_c + \frac{1}{\alpha_c} = \frac{1}{1548} + 0,0005 + \frac{0,0025}{46,5} + 0,001 + \frac{1}{364} = 0,00495$$

Bu kattalikdan izlanayotgan issiqlik uzatish koefitsientini topamiz:

$$K = \frac{1}{0,00495} = 202 \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

#### **4.7 – masala.**

Harakatchan qalpoqchali quvurli issiqlik almashgichda issiqlik tashuvchilarni quvurli bo'shliqdagi  $\Delta P_q$  va quvurlararo bo'shliqdagi  $\Delta P_{qa}$  bosimining yo'qolishini hisoblang. Issiqlik almashgichni parametrlari: Issiqlik almashinish yuzasi  $F=423 \text{ m}^2$ ; quvur uzunligi  $l=6 \text{ m}$ , qobiq diametri  $D=1,2 \text{ m}$ , quvur diametri  $25 \times 2,5 \text{ mm}$ , yo'llar soni quvurlar bo'yicha  $Z=2$  va quvurlararo bo'shliq bo'yicha  $Z=1$ . Issiqlik tashuvchi oqimlarning o'rtacha hajmiy sarflari va ularning fizik xarakteristikalari 4.6 - masala ma'lumotlaridan qabul qilinadi.

**Yechish.** Quvurli bo'shliqdagi bosimni yo'qolishi. Agar, jadal korroziya kutilmasa, odatda po'lat quvurlarni absolyut g'adir-budurligi  $\Delta \approx 0,2 \text{ mm}$ , deb qabul qilinadi. Quvurni ichki diametri  $d_u=20 \text{ mm}$  bo'lganda, ularning nisbiy g'adir-budurligi  $\varepsilon = \frac{\Delta}{d_u} = \frac{0,2}{20} = 0,01$  ni tashkil qiladi.

4.6 - masalada quvurli bo'shliqdan oqib o'tadigan sovuq oqim (neft) uchun: Hajmiy sarf.  $V_q=V_c=0,1234 \text{ m}^3/\text{s}$ , o'rtacha tezlik  $\omega_k=\omega_c=0,881 \text{ m/s}$  va Reynolds mezoni:

$$Re = \frac{\omega_{\kappa} \cdot d_{\varrho}}{\nu} = 3300 \text{ topilgan edi}$$

Quvurlardagi ishqalanish koeffitsienti  $\lambda$  ni  $Re$  va  $\varepsilon$  (yoki-  $1/\varepsilon$ ) qiymatlariga bog'liq maxsus grafiklardan [2,5,7] yoki [2,7,63] formulalardan aniqlanishi mumkin.  $Re \geq 2300$  bo'lganda quyidagi formula tavsiya etiladi.

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[ \frac{\varepsilon}{3,7} + \left( \frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2}$$

$\varepsilon = 0,01$  va  $Re_q = 3300$  qiymatlarini qo'yib  $\lambda = 0,052$  ni topamiz. Oqim uchun quvurli bo'shliqda quyidagi qarshilik koeffitsientlari tavsiya etiladi.

$\xi_1 = 1,5$ -kameraga kirish va chiqish (koeffitsient quvurli bo'shliq shtutseridagi  $\omega_{sh}$  - tezlikka tegishli).

$\xi_2 = 1,0$  quvurli o'ramga kirish va undan chiqish (quvurlardagi  $\omega_q$  tezlikka tegishli).

$\xi_3 = 2,5$ -yo'llararo burilishi (quvurlardagi  $\omega_q$  tezlikka tegishli).

Quvurli bo'shliqdagi bosimni ishqalanish va mahalliy qarshiliklardan to'la yo'qolishi ( $\Delta p_q$ , Pa) quyidagi ifodadan aniqlanishi mumkin.

$$\Delta P_{\kappa} = \Pi_{uu} \xi_1 \frac{W_{uu}^2 \cdot \rho}{2} + \left[ \lambda \frac{z^{\ell}}{d_4} + Z \xi_2 + (Z-1) \xi_3 \right] \frac{W_{\kappa}^2 \cdot \rho}{2} \quad 4.33$$

bu yerda:  $n_{sh}$ -shtutserlar soni,  $Z$ -quvurli bo'shliqdagi yo'llar soni.

Ko'rilayotgan masaladagi issiqlik almashgichni quvurli va quvurlararo bo'shliqdagi kirish va chiqish shtutserlarini shartli diametrlari bir xil bo'lib 350 mm ga teng. Ularni kesimlari ham bir xil:

$$S_{uu} = S_{uu}' = 0,785 \cdot 0,35^2 = 0,0962 m^2$$

Quvurli bo'shliq shtutserlaridagi tezlik:

$$W_{uu} = \frac{V_{\kappa}}{S_{uu}} = \frac{0,1234}{0,0962} = 1,28 m/s$$

(4.33) tenglamaga hamma kattaliklarning qiymatini qo'yamiz va quvurli bo'shliqdagi oqim uchun nanorni to'la yo'qolishini topamiz.

$$\Delta P_{\kappa} = 2 \cdot 1,5 \frac{1,28^2 \cdot 826,4}{2} + \left[ 0,052 \frac{2 \cdot 6}{0,02} + 2 \cdot 1 + (2-1)2,5 \right] \frac{0,881^2 \cdot 826,4}{2} = 13468 Pa$$

2. Quvurlararo bo'shliqdagi bosimning yo'qolishi.

Quvurlararo bo'shliqdagi oqim (qaynoq issiqlik tashuvchi) uchun mahalliy qarshilik quyidagini tashkil qiladi:

$\xi_1' = 1,5$  oqimni kirish yoki chiqishi (qobiq shtutseridagi  $\omega_{sh}$ - tezlikka tegishli)

$\xi_2' = 1,5$  segment to'siq orqali qayrilish yoki burilish (segment to'siqni qirqimidagi  $\omega_{s,t}$ -tezlikka tegishli)

$\xi_3' = \frac{3m}{Re_{\kappa a}^{0,2}}$  - oqimni segment to'siqlararo harakati (koeffitsient quvurlararo

bo'shliqdagi  $\omega_{qa}$ -hisobiy tezlikka tegishli).

$\xi'_3$  – hisoblash ifodasida  $m$  - kattalik, oqimni qo'shni segment to'siqlararo harakatida ko'ndalang o'tadigan quvurlar qatorini sonini ko'rsatadi. Quvurlararo bo'shliqdagi oqim uchun Reynolds mezonini:

$$Re_{ka} = \omega_{ka} \cdot \frac{d_T}{\nu} \quad 4.34$$

$\xi'_3$  – qarshilik koeffisienti odatda quvurlararo bo'shliqdagi eng kichik o'tish kesimi  $S_{qa}$  - bo'yicha hisoblangan  $\omega_{qa}$  - tezlikka tegishlidir.

$S_{qa}$  - sifatida quyidagi to'siqlar kesimini kichik qiymatligi qabul qilinadi:  $S_2$  - to'siq qirqimidagi o'tish kesimi va  $S_3$  - to'siqlararo quvurlar o'ramidagi o'tish kesimi.

Ko'rilayotgan issiqlik almashgich uchun P.18 jadvaldan quyidagilarni topamiz:  $S_2=0,126 \text{ m}^2$ ,  $S_3=0,28 \text{ m}^2$ . Quvurlararo o'tish kesimini hisobiy qiymati sifatida:  $S_{qa}=S_2=0,126 \text{ m}^2$  - qabul qilamiz. Quvurlararo bo'shliqdagi oqimning hajmiy sarfi  $V_{qa}=V_q=0,04084 \text{ m}^3/\text{s}$  (4.6 - masalaga qarang).

Hisoblaymiz:

$$\omega_{ka} = \frac{V_{ka}}{S_{ka}} = \frac{0,04084}{0,126} = 0,324 \text{ m/s}$$

$$Re_{ka} = \frac{\omega_{ka} \cdot d_T}{\nu} = \frac{0,324 \cdot 0,025}{0,188 \cdot 10^{-6}} = 43100$$

Oqimni harakatida segment to'siqlararo ko'ndalang oqib o'tadigan quvur qatorlarini soni  $m$  - quyidagi formula bilan hisoblanishi mumkin.

$$m \approx (D - 2h) / \Delta h \quad 4.35$$

bu yerda:  $D$  - qobiq diametri, m;  $h \approx 0,25D = 0,25 \cdot 1,2 = 0,3$  m - to'siqni segment qirqimi strekasi.

$\Delta h$  - 1ta qatorga to'g'ri kelgan oqim yo'lini uzunligi, m (quvurlarni kvadrat uchlari bo'ylab joylashuvida  $\Delta h = t$ ).

Mazkur issiqlik almashgichda quvurlar markazi orasidagi qadam  $t=0,032$  m, demak

$$m \approx \frac{1,6 - 2 \cdot 0,3}{0,032} = 28$$

Qarshilik koeffisientini hisoblaymiz:

$$\xi'_3 = \frac{3m}{Re_{ka}^{0,2}} = \frac{3 \cdot 28}{43100^{0,2}} = 9,41$$

Yuqorida ko'rasatilganga ko'ra mazkur issiqlik almashgichni quvurli va quvurlararo bo'shliq shtutserlarini shartli diametrlari bir xil, ya'ni  $d_{sh}=d_{sh}'=0,35$  m. Shtutserlarining kesimi:

$$S_{sh} = S'_{sh} = 0,0962 \text{ m}^2$$

Quvurlararo shtutserlardagi oqimning tezligi:

$$\omega'_{u} = \frac{V_{ka}}{S'_{u}} = \frac{0,04084}{0,0962} = 0,425 \text{ m/s}$$

Segment to'siqni tirqishidagi tezlik:

$$\omega_{c.m} = \frac{V_{ka}}{S_{ka}} = \frac{0,04084}{0,126} = 0,324 \text{ m/s}$$

Hamma ko'rinishdagi mahalliy qarshiliklarni jamlab, ko'ndalang segment to'siqli qobiq trubali issiqlik almashgichni quvurlararo bo'shliqdagi bosimning to'la yo'qolishini hisoblash uchun quyidagi tenglamani olamiz:

$$\Delta P_{ka} = n'_{sh} \xi' \frac{(W'_{u})^2 \cdot \rho}{2} + n_{c.m} \xi_2 \frac{W_{c.m}^2 \cdot \rho}{2} + (n_{c.m} + 1) \xi_3 \frac{W_{ka} \cdot \rho}{2} \quad 4.36$$

bu yerda:  $n'_{sh}$  - shtutserlar soni;  $n_{s,t}$  - segmentli to'siqlar soni.

Mazkur issiqlik almashgichda segmentli to'siqlar soni  $n_{s,t} = 8$  [63].

(4.36) formulaga hamma kattaliklar qiymatlarini qo'yib, quvurlararo bo'shliqdagi oqim uchun bosimni to'la yo'qolishini topamiz:

$$\Delta P_{ka} = 2 \cdot 1,5 \frac{0,425^2 \cdot 707,4}{2} + 8 \cdot 1,5 \frac{0,324^2 \cdot 707,4}{2} + (8+1) 9,41 \frac{0,324^2 \cdot 707,4}{2} = 3783 \text{ Pa.}$$

#### **4.8 - masala.**

Neftni kerosinli distillyat (fraktsiya 180-240<sup>0</sup>S) hisobiga qizdirish uchun, harakatchan qalpoqchali qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatlarini tanlang.

Neft sarfi  $g = 170000 \text{ kg/soat}$ , zichligi  $\rho_4^{20} = 0,845$ , boshlang'ich harorat  $t_b = 30^0 \text{ S}$ .

Qaynoq oqim sarfi  $G = 35000 \text{ kg/soat}$ , zichligi  $\rho_4^{20} = 0,812$ , boshlang'ich harorat  $T_b = 182^0 \text{ S}$ .

**Yechish:** Qaynoq oqimning oxirgi harorati qiymatini oldindan qabul qilamiz, masalan  $T_0 = 110^0 \text{ S}$ . Ikkala oqim suyuq holatda, shuning uchun qaynoq oqim entalpiyasi ( $H$ ;  $\text{kJ/kg}$ ) va sovuq oqim entalpiyasi ( $h$ ,  $\text{kJ/kg}\cdot\text{K}$ ) ni (1.31) empirik formuladan hisoblab topilishi mumkin. Qaynoq oqimning oxirgi entalpiyasini  $H_0 = 402,28$  va sovuq oqimning boshlang'ich entalpiyasini  $h = 56,6 \text{ kJ/kg}$  topamiz.

Qaynoq oqimdan berilgan issiqlik miqdori:

$$Q_{\kappa} = G(H_{\sigma} - H_0) = 35000(402,28 - 228,88) = 6,069 \text{ kJ/soat} = 6069 \text{ MJ/soat}$$

Issiqlik yo'qolishini hisobga olib ( $\approx 5\%$ ) sovuq oqim tomonidan olingan issiqlik miqdorini issiqlik balansidan topish mumkin:

$$Q_c \approx 0,95 \cdot Q_r \cdot 6069 = 5765 \text{ MJ / soat}$$

Ikkinchi tomondan quyidagini yozish mumkin:  $Q_c = g(h_0 - h_6)$ , bu ifodadan sovuq oqimning (neft) oxirgi entalpiyasini aniqlaymiz:

$$h_0 = h_6 + \frac{Q_c}{g} = 56,6 + \frac{5765 \cdot 10^3}{170000} = 90,5 \text{ kJ / kg.}$$

Ma'lum  $h_k = 90,51 \text{ kJ/kg}$  va nisbiy zichlik  $\rho_4^{20} = 0,845$  qiymatlari bo'yicha (1.31) formuladan foydalanib, neftni oxirgi haroratini  $t_0 = 48^\circ\text{S}$  topamiz.

Issiqlik almashinish sxemasi:

$$\begin{array}{ccc} T_b = 182^\circ\text{S} & \rightarrow & T_0 = 110^\circ\text{S} \\ t_0 = 48^\circ\text{S} & \leftarrow & t_b = 30^\circ\text{S} \\ \Delta t_{ka} = 134 \text{ K} & & \Delta t_{ki} = 80 \text{ K} \end{array}$$

$\Delta t_{ka} / \Delta t_{ki} < 2$  bo'lgani sababli issiqlik tashuvchilar orasida o'rtacha arifmetik farqni hisoblaymiz:

$$\Delta t = 0,5(134 + 80) = 107 \text{ K}$$

Amaliy ma'lumotlarga muvofiq (4.2 - jadvalga qarang) suyuqli quvurli issiqlik almashgichlar uchun issiqlik uzatish koeffisienti  $K$  odatda  $70-250 \text{ Vt/(m}^2\text{K)}$ , yoki  $250-900 \text{ kJ/m}^2\text{soat} \cdot \text{K}$  chegarasida yotadi.  $K = 300 \text{ kJ/ m}^2\text{soat} \cdot \text{K}$  deb qabul qilamiz. U holda zarur issiqlik uzatish yuzasini hisobiy qiymati:

$$F_x = \frac{Q_k}{K \Delta t} = \frac{6069 \cdot 10^3}{300 \cdot 107} = 189 \text{ m}^2$$

Masalan, quyidagi asosiy xarakteristikaga ega bo'lgan harakatchan qalpoqchali qobiq quvurli issiqlik almashgichni tanlash mumkin (P.16-P.18 jadvalga qarang); Qobiqni diametri (ichki)  $D = 600 \text{ mm}$ , issiqlik almashinish yuzasi  $F = 105 \text{ m}^2$ . Quvur uzunligi  $l = 6 \text{ m}$ , diametri  $d = 25 \times 2,5 \text{ mm}$ , quvurlarni joylashuvi uchburchak uchlari bo'yicha, quvurlar bo'yicha yo'llar soni  $n = 2$ , quvurlar o'tish kesimining yuzasi  $S_1 = 0,034 \text{ m}^2$ , quvurlararo bo'shliqdagi o'tish kesimining yuzasi (to'siq qirqimidagi)  $S_2 = 0,04 \text{ m}^2$ .

Zarur bo'lganda bunday issiqlik almashgichlar soni ( $N$ ) ni quyidagi shartdan topamiz.

$$N \geq \frac{F_D}{F} = \frac{189}{105} = 1,8$$

$N = 2$  deb qabul qilamiz, unda isitish yuzasini zahira koeffisienti  $\beta$ :

$$\beta = \frac{NF = F_D}{F_p} 100 = \frac{2 \cdot 105 - 189}{189} 100 = +11,1\%$$

Issiqlik tashuvchilar oqimini issiqlik almashgichlar orqali ketma-ket hamda, parallel haydash mumkin. Variant tanlovi issiqlik tashuvchilar oqimini tavsiya etilgan tezliklarini ta'min etish taqazosi bilan belgilanadi. Bu tezlik qovushqoqlikka o'ta bog'liq bo'ladi. Sovuq neft uchun 0,8-0,9 m/s, isitilgan neft va tiniq neft mahsulotlari uchun 1,0-1,2 m/s, eng engil neft mahsulotlari uchun 1,5 m/s gacha, suv uchun 1,5-2,0 m/c [10] tezliklar optimal hisoblanadi.

Sovuq va qaynoq oqimlarni boshlang'ich zichliklari (1.7) formula bo'yicha aniqlangan:

$$\rho_C = \rho_{30} = 837,9 \text{ va } \rho_\kappa = \rho_{182} = 689,5 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Oqimlarni issiqlik almashgichlar sistemasiga kirishdagi hajmiy sarflari teng:

$$V_C = \frac{g}{\rho_C} = \frac{170000}{837,9} = 202,9 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

$$V_\kappa = \frac{G}{\rho_\kappa} = \frac{35000}{689,5} = 50,76 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

Sovuq oqim (neft) ifloslangan mahsulot bo'lgani sababli quvur bo'shlig'i bo'yicha, qaynoq oqim (distillyat) ni esa quvurlararo bo'shliq bo'yicha uzatamiz. Sovuq oqimni issiqlik almashgich sistemasiga uzatilishini ikkala variantini ko'rib chiqamiz.

Agar, neft bitta oqim ( $n_C=1$ ) bilan ikkala issiqlik almashgich orqali ketma-ket haydalsa, sovuq oqimni quvur bo'shlig'idagi tezligi quyidagini tashkil qiladi.

$$\omega_C = \frac{V_C}{n_C \cdot S_1} = \frac{202,9}{1 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 1,66 \text{ m} / \text{s}$$

Sovuq oqimni issiqlik almashgichlarga 2 ta parallel oqimlar ( $n_C=2$ ) bilan uzatishda quvurli bo'shlig'dagi tezlik quyidagiga teng bo'ladi:

$$\omega_C = \frac{202,9}{2 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 0,88 \text{ m} / \text{s}$$

Yuqorida keltirilgan optimal tezliklar qiymatini hisobga olib, neft oqimini quvurlar bo'shlig'iga 2-chi variant bo'yicha ya'ni 2 ta parallel oqimlar bilan uzatish maqsadga muvofiq bo'ladi.

Xuddi shunday, o'xshash hisoblarni qaynoq oqim uchun o'tkazamiz. Qaynoq issiqlik tashuvchini issiqlik almashgichlar orqali 1 ta oqim bilan ( $n_q=1$ ) haydalganda quvurlararo bo'shliqda (ko'ndalang to'siq qirqimida) qaynoq oqimning tezligi quyidagiga teng bo'ladi.

$$\omega_\kappa = \frac{V_\kappa}{n_1 \cdot S_2} = \frac{50,76}{1 \cdot 0,04 \cdot 3600} = 0,353 \text{ m} / \text{s}$$

Ko'rinib turibdiki qaynoq oqimni issiqlik almashgichlar orqali 2 ta oqim bilan ( $n_q=2$ ) parallel uzatishni hech ma'nosi yo'q, zero bu hol oqimni tezligi 2 marta kichik bo'lishga va bu esa o'z navbatida issiqlik uzatish koeffisientini keskin kamayishiga olib keladi.

## **5-BOB**

### **QUVURLI PECHLAR**

Suyuqlik yoki gazsimon xomashyo turlariga katta miqdordagi issiqlik berish va Yuqori haroratgacha qizdirish uchun turli tipdagi quvurli (trubali) pechlardan foydalaniladi. Ko'pgina neft zavodlarida ekspluatatsiya qilinayotgan quvurli pechlar-radiant-konveksion pechlar bo'lib, xomashyo issiqlikning asosiy qismini (70-80%) radiant seksiyaning pech zmeevigidan oladi. Konveksion seksiya esa, yordamchi rol o'ynaydi.

Ilovada [1,3,9,10,39] keltirilgan ishlarda hozirgi vaqtda neft-gazni qayta ishlash sanoati uchun ishlangan va seriyalab chiqarilayotgan quvurli pechlarning klassifikatsiyasi va asosiy tipaviy konstruksiyalari hamda texnik xarakteristikalarini bayoni keltirilgan. Pech tipaviy o'lchamining asosiy xarakteristikasi uning shifriga kiritilgan, masalan SKG 1 1050/24.

Shifrnig. 1-chi harfi yoqilg'ining yoqilish usulini ko'rsatadi: (AB) -panelli gorelkalarda gaz yoqilg'isini alangasiz yonishi;

2-chi T (III)-gaz yoqilg'ilarining tirqishli gorelkalarda yonishi;

3-chi (ES)-kombinatsiyalangan yoqilg'ining vertikal erkin mash'ala (fakel) da yonishi;

4-chi  $N_e$  ( $N_v$ )-gaz yoqilg'ilarining nastil elpig'ichli yonishi;

5-chi  $N_h$  ( $N_0$ )-kombinatsiyalangan gaz yoqilg'ilarining hajmiy-nastilli yonishi;

6-chi  $N_D$ -kombinatsiyalangan gaz yoqilg'ilarining mash'ala balandligi bo'yicha differentsiyalangan havo uzatish bilan yonishi;

Masalan: G-gorizontal; V-vertikal.

Birinchi son (1,2,3...) radiant kameralar soni.

Kasr: sur'at-radiant quvurlarining isitish nominal yuzasi ( $m^2$ ); maxraj:- radiatsiya kamerasidagi quvurlar uzunligi.(m)

Pechning konstruktiv tipini uning texnologik vazifasiga bog'lik ravishda tanlashni asoslash keltirilgan [10] ishlarida batafsil bayon qilingan; quvurli pechlarni hisoblashdagi umumiy metodika [1,2,3,4,5,6,40] ishlarda keng yoritilgan.

Quyida biz tipaviy pechlarning tanloviga bog'liq bo'lgan masalalar va ularning tekshirish hisobini ko'rib chiqamiz.

### 5.1. PECHNI FOYDALI ISSIQLIK QUVVATINI HISOBLASH

Xomashyoga beriladigan issiqlik ( $Q_L$ ,  $\kappa\text{Dj}/\text{kg}$ ), qachonki isitish endotermik kimyoviy reaksiyasi boshlanishi bilan birgalikda ro'y bersa, umumiy holda quyidagi formula bo'yicha hisoblanadi.

$$Q_L = L[(h_0 - h_b) + q_r] \quad 5.1$$

bu yerda:  $L$  - xomashyo sarfi,  $\text{kg}/\text{soat}$ ;  $h_b$  va  $h_0$  – xomashyoning boshlang'ich va oxirgi solishtirma entalpiyalari,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ ;  $q_r$  -  $1\text{kg}$  xomashyoga to'g'ri kelgan reaksiya issiqligi,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ ;

Agar, pechda birdaniga birnecha turli xomashyo qizdirilsa, u holda pechni umumiy foydali quvvati quyidagicha aniqlanadi;

$$Q_{\text{to'la}} = \sum Q_{Li} \quad 5.2$$

Ba'zida pechning konveksion seksiyalariga suv bug'ini qizdirish uchun, yordamchi zmeevik o'rnatiladi. Bu holat uchun, pechni foydali quvvatini hisoblashda quyidagi formula ishlatiladi;

$$Q_z = Z(i_0 - i_b) \quad 5.3$$

Bu yerda:  $Z$  - suv bug'i sarfi,  $\text{kg}/\text{soat}$ ;  $i_0$  va  $i_b$  - suv bug'ining solishtirma entalpiyasi,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ .

### 5.2. PECHDAGI YOQILG'I SARFI

Yoqilg'i sarfi ( $V$ ,  $\text{kg}/\text{soat}$ ):

$$B = \frac{Q_\phi}{\eta \cdot Q_\kappa} \quad 5.4$$

bu yerda:  $Q_F$  – pechning foydali quvvati,  $\kappa\text{J}/\text{soat}$ .

$Q_q$  - yoqilg'i yonishining quyi (ishchi) issiqligi,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ .

$\eta$  – pechning F.I.K. Pechning foydali ish koeffisienti deb quyidagi kattalik tushiniladi:

$$\eta = \frac{Q_{\kappa} - (q_{\dot{u}} + q_{\text{чк}} + q_{\dot{e}_{HM}})}{Q_{\kappa}} \quad 5.5$$

bu yerda:  $q_y$ -teploizolyatsiya orqali 1 kg yoqilg'iga to'g'ri kelgan issiqlikning atrof-muhitga yo'qolishi,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ ;  $q_{\text{chq}}$  - tutun gazlar bilan chiqib ketgan issiqlik,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ .  $q$  - yoqilg'ini to'la yonmasligidan kelib chiqadigan issiqlikning yo'qolishi,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ .

[3] ga muvofiq, katta pechlarda ( $Q_{\text{to'la}} > 17,5 \text{ MVt}$ ) izolyatsiya orqali issiqlikning yo'qolishi ( $q_y$ ).  $Q_q$  ni 2,5% ni tashkil qiladi, kichik pechlarda esa 5,8% ni tashkil qiladi. Izolyatsiya orqali yo'qolishning asosiy qismi pechning radiant seksiyasiga to'g'ri keladi.

(5.4) va (5.1) formulalarni tahlili, pechlarda yoqilg'ini tejash mumkin bo'lgan yo'llarini ko'rsatadi.

1. Pechni F.I.K. oshirish hisobiga (5.5) formuladan kelib chiqadiki; oshirish hamma turdagi issiqlik yo'qotishlarning ( $q_y, q_{\text{chк}}, q_{\text{yonm}}$ ) kamayishi hisobiga amalga oshiriladi.

Masalan, pechni tutun chiqish yo'liga havo isitgichni o'rnatilganligi, pechdan chiqib ketayotgan yonish gazlarning harorati kamayishiga va o'z navbatida  $q_{\text{chк}}$  - qiymatini kamaytirish imkonini beradi. Bu holatda yonish zonasiga qizdirilgan havoni berilishi esa, yoqilg'ini yonish sharoitini yaxshilab,  $q_{\text{yonm}}$  - qiymatini ham kamayishiga olib keladi.

2.  $Q_L$  qiymatini kamayishi hisobiga. (5.1) formuladan ko'rinib turibdiki, bunga  $h_n$  ni oshirish bilan erishish mumkin, ya'ni qurilmadan ketayotgan oqim issiqligi hisobiga xomashyoni uzatgichlarni sistemasida oldidan samarali qizdirish orqali.

### 5.3. YOQILG'INI YONDIRISHGA HAVO SARFI VA YONISH GAZLAR TARKIBI

Havo sarfi va yonish mahsulotlarining tarkibi bilan bog'liq bo'lgan hamma hisoblarni 1kg yoqilg'iga to'g'ri kelgan kilomollarda amalga oshirish qulay. Bu o'z navbatida hisoblash ishlarida sodda stexiometrik nisbatlardan foydalanish imkonini beradi.

Yonish reaksiya tenglamasi:



Agar, massaviy % foizlarda ifodalangan yoqilg'i tarkibidagi ko'mir (S), vodorod (H), oltingugurt (S), kislorod (O), azot (N) va namlik (W) ni miqdorlari (1kg yoqilg'iga to'g'ri kelgan kmol)  $n_i$  quyidagi formuladan hisoblab topiladi.

$$n_c = \frac{C}{100 \cdot 12}; \quad n_{H_2} = \frac{H}{100 \cdot 2}; \quad n_S = \frac{S}{100 \cdot 32};$$

$$n_{O_2} = \frac{O_2}{100 \cdot 32}; \quad n_{N_2} = \frac{N}{100 \cdot 28}; \quad n_W = \frac{W}{100 \cdot 18}; \quad 5.7$$

(5.6) stexiometrik tenglamani hisobga olib, kislorodni nazariy sarfini ( $Q_n$ ) aniqlash uchun quyidagi formulani olamiz:

$$Q_n = n_c + 0,5 n_{H_2} + n_s - n_{O_2} \quad 5.8$$

Havodagi kislorodni hajmiy va molyar miqdori 21% ligini va  $\alpha$  - havoning ortiqcha koeffitsientini hisobga olib, amaldagi havo sarfini hisoblash uchun (1kg yoqilg'iga nisbatan kmol) formula keltirib chiqaramiz:

$$L = \alpha \frac{Q_H}{0,21}; \quad 5.9$$

$\alpha$  - kattaligining amaliy qiymatlari: gaz yoqilg'i ishlatilganda 1,02-1,2; suyuqlik yoqilg'ida esa 1,2-1,5 larga teng. Pechning noermetikligi hisobiga tutun gazlar harakati yo'li bo'yicha  $\alpha$  - qiymati bir muncha ortadi.

Havoning sarfi 1kg yoqilg'iga kilogramm hisobida, quyidagini tashkil qiladi.

$$g_x = 29l_x = 29\alpha \frac{Q_H}{0,21}; \quad 5.10$$

Yoqilg'ini to'liq yonish sharoitida (5.6) yonish tenglamasini hisobga olib, yonish gazlaridagi ayrim komponentlarning miqdorini  $N_i$  (1kg yoqilg'iga kmol) hisoblash uchun quyidagi ifodani olamiz.

$$\text{Uglerod dioksidi. } N_{CO_2} = n_c \quad 5.11$$

$$\text{Oltinugurt dioksidi. } N_{SO_2} = n_s \quad 5.12$$

$$\text{Azot. } N_{N_2} = n_{N_2} + 0,79l_x \quad 5.13$$

$$\text{Erkin kislorod. } N_{O_2} = (\alpha - 1)Q_H \quad 5.14$$

$$\text{Suv bug'i. } N_{H_2O} = n_{H_2} + n_W + \frac{z\phi}{18} \quad 5.15$$

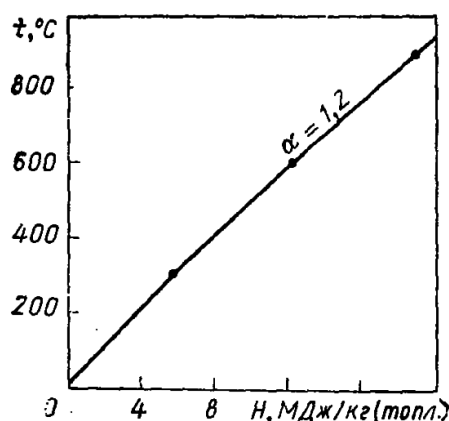
Bu yerda:  $Z_f \approx 0,3 - 0,5$  kJ/kg (yoqilg'i) – suyuq yoqilg'i purkash uchun bug' forsunkalaridan foydalanganda suv bug'ining sarfi.

#### **5.4. YOQILG'INING YONISHIDAN HOSIL BO'LGAN MAHSULOTLAR ENTALPIYASI**

1 kg yoqilg'i yondirilganda hosil bo'lgan gazlarning entalpiyasi additivlik asosida quyidagicha hisoblanadi.

$$H = \sum N_i M_i s_i t = \sum N_i M_i h_i \quad 5.16$$

bu yerda:  $H$  - yonish mahsulotlarining ( $t, ^\circ\text{S}$  da) entalpiyasi,  $\text{kJ/kg}$  (yoqilg'iga);  $N_i$  -  $i$  komponentni yonish mahsulotlardagi miqdori,  $\text{kmol/kg}$  (yoqilg'i);  $M_i$  - komponentning molekulyar massasi;  $h_i = c_i \cdot t$  -  $i$  komponentning  $t$   $^\circ\text{S}$  dagi solishtirma entalpiyasi,  $\text{kJ/kg}$ ;  $s_i$  -  $i$  komponentning ( $0^\circ\text{S}$  dan  $t^\circ\text{C}$  gacha) o'rtacha izobar issiqlik sig'imi,  $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ . Individual gazlarni solishtirma entalpiyasining qiymatlari (5.1) - jadvalda keltirilgan. Quvurli pechlarni issiqlik hisobini qulaylashtirish uchun odatda (5.16) formulaga javob beradigan yonish mahsulotlari uchun  $H - t$  bog'liqlik grafigi quriladi (5.1 - rasm)



5.1- rasm.  $\alpha = 1,2$  da gazlarning yonish  $N - t$  entalpiyasi grafigi (5.1- masalaga doir)

### 5.5. XOMASHYONI PECHNING RADIANT SEKSIYASIDA OLADIGAN ISSIQLIGI

Pechda oladigan issiqlik  $Q_L$  ( $\text{kJ/soat}$ ) ikki qismdan tashkil topgan:

$$Q_L = Q_p + Q_k \quad 5.17$$

bu yerda:  $Q_p$  va  $Q_k$  - pechning xomashyoli zmeevigida radiant va konveksiya seksiyalarda olingan issiqlik miqdori,  $\text{kJ/soat}$ .

$Q_r$  ning qiymati radiant kameradan chiqayotgan yonish mahsulotlarini harorati  $T_m$  ga bog'liq. Agar,  $T_m$  ma'lum bo'lsa,  $Q_r$  qiymatini quyidagi tenglamadan topish mumkin :

$$Q_p = B(q_\phi - H_\mu) \quad 5.18$$

bu yerda:  $V$  - yoqilgi sarfi,  $\text{kg/soat}$ ;

$N_n - T_m$  haroratdagi yonish gazlarning entalpiyasi (5.16) formulasi bo'yicha),  $\text{kJ/kg}$  (yoqil.);

$q_n$  - o'txonaning o'zida issiqlikning yo'qolishi istisno qilingandagi issiqlik yig'indisi (o'txonaga kiritilgan foydali issiqlik).

$q_n$  ning qiymati quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

$$q_n = Q_{\kappa} + q_e + q_{\phi} + q - (q'_{\text{uyk}} + q_{\text{ehm}}) \quad 5.19$$

$Q_{yo}$  - yoqilg'ining fizik issiqligi;

$q_f$  - bug' forsunkalaridan foydalanganda, forsunkali suv bug'i bilan kirgan issiqlik;

$q_{yo'q}$  - radiant kamera issiqlik izolyatsiyasi orqali yo'qotilgan issiqlik ;  
issiqliklar birligi kJ/kg (yoqil).

### 5.1 - jadval

t, °S	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	havo	N <sub>2</sub> O (bug'lari)
200	187,7	206,9	132,4	182,0	209,4	202,6	378,5
400	386,0	419,0	283,2	383,0	426,4	412,0	778,2
600	595,6	640,1	444,6	623,8	653,4	630,6	1204,0
800	812,6	870,5	612,8	868,2	888,8	856,8	1658,0
1000	1035,0	1108,0	783,0	1122,0	1132,0	1091,0	2143,0

### 5.6. RADIANTLI SEKSIYANING XISOBLASH USLUBI

Radiant kamerada issiqlik berishni hisoblash murakkab masaladir, chunki bu yerda ko'p omillarni: ya'ni alangani cho'g'li zarrachalari nurlanishini, tutun gazlarni uch atomli komponentlarining nurlanishini, erkin konveksiyani, devorning nurlanishini, radiant kamerani shakli va o'lchamlar nisbatini, ekranlanish darajasini, yoqilg'ini yondirish usul va turlarini hisobga olishga to'g'ri keladi.

Shu sababli turli empirik formulalar keng qo'llanilgan. Hozirgi vaqtda radiant seksiyaning hisobi Belokon [1,3,6,8] ning nazariy asoslangan analitik uslubi asosida amalga oshiriladi. Bu uslubda "ekvivalentli absolyut qora yuza" ( $H_s$ , m<sup>2</sup>) tushunchasidan foydalaniladi.

Uning qiymati quyidagi ifodadan aniqlanishi mumkin:

$$Q_{pa} = C_s H_s \left[ \left( \frac{T_n}{100} \right)^4 - \left( \frac{\Theta}{100} \right)^4 \right] \quad 5.20$$

bu yerda:  $Q_{pa}$  - radiatsiya hisobiga, ( $F_r$ , m<sup>2</sup>) haqiqiy ekran tomonidan olinadigan issiqlik, Vt;

$C_s=5,67$  Vt/(m<sup>2</sup>·K<sup>4</sup>)- absolyut kora jismning nurlanish koeffisienti,

$T_n$ - yonish gazlarning «dovon» dagi harorati, K;

$\Theta$ - radiant quvurlar tashki yuzasining o'rtacha harorati, K.

Haqiqiy ekran  $Q_{ra}$  dan tashqari yonish gazlarining erkin konveksiyasi hisobiga ham issiqlik oladi:

$$Q_{p\kappa} = \alpha_{\kappa} \cdot F_p (T_n - \Theta) \quad 5.21$$

bu yerda:  $\alpha_{\kappa}$  –erkin konveksiya hisobiga issiqlik berish koeffitsienti,  $Vt/(m^2K)$ ;  
 $F_r$ -radiant seksiyadagi pech zmeevigining yuzasi,  $m^2$ .

U.B. Baxshiyani [40] Belokon uslubi asosida quyidagi hisoblash formulasini taklif qildi:

$$T_n = 100 \sqrt[4]{\psi \left[ \frac{(q_p - q_{p\kappa}) F_p}{C_s \cdot H_s} + \left( \frac{\Theta}{100} \right)^4 \right]} \quad 5.22$$

bu yerda:  $\psi$  - haroratni o'txonada tarqalishi, yoqilg'i va pech turiga bog'liq umumlashgan koeffitsient;

$q_p = Q_r / F_p$  - radiant quvurning o'rtacha issiqlik kuchlanishi,  $\kappa J/m^2$ soat;

$q_{p\kappa} = Q_{r\kappa} / F_p$  - erkin konveksiya ulushiga to'g'ri kelgan radiant quvurlar issiqlik kuchlanishi. (5.22) formula tekshirish hisoblari uchun ayniqsa qulay, chunki  $\psi$ - qiymati va  $F_p / H_s$  nisbat har qaysi pech turi uchun tor chegarada o'zgaradi. (5.2 va 5.3 -jadval) [1, 39.]. 5.4 – jadvalda [1, 39] tipaviy pechlar uchun radiant quvurlarni issiq kuchlanishning o'rtacha, ruxsat etilgan ( $q_r$ ) qiymatlari keltirilgan.

**5.2 - jadval.  $\psi$  koeffitsient qiymatlari (5.22 formulasiga doir)**

Pech turi	$\psi$
SKG, SKV, STSV	1,13-1,25
$N_0$ KG, $N_D$ TSV, gazli yoqilg'i	1,28-1,40
SHularning o'zi, suyuq yoqilg'i	1,18-1,30
BKG	1,40-1,60

**5.3 - jadval. Turli xildagi pechlar uchun  $F_p/H_s$  nisbatining qiymatlari**

Pech turi	Yoqilg'i turi		Pech turi	Yoqilg'i turi	
	Gaz	mazut		Gaz	mazut

SKG	3,8-4,1	3,3-3,6	N <sub>0</sub> KG	3,3-3,6	3,0-3,3
SKV	3,8-3,9	3,3-3,4	N <sub>D</sub> TSV	3,3-3,5	3,0-3,2
BKG	2,9-3,1	-	STSV	4,0	3,5

**5.4 - jadval. Radiantli quvurlarning o'rtacha ruhsat etilgan issiqlik kuchlanishlari (zo'riqishlari) ( $q_p, \kappa Vt/m^2$ )**

Jarayon turi	$q_p$ quyidagi pechlar turi uchun		
	BKG	SKV, STSV	SKG, N <sub>0</sub> KG, N <sub>D</sub> TSV
Neftni atmosferali haydash	58,0	34,8	40,6
Mazutni vakuumli haydash	38,3	22,0	26,7
Neftni ikkilamchi haydash	66,1	39,4	46,4
Asta -sekin kokslash	41,8	25,5	29,0

**5.7. KONVEKSION SEKSIYA HISOBI**

Konveksion seksiyani xomashyoviy zmeevigining isitish yuzasi, oddiy issiqlik uzatish formulasidan topiladi:

$$F_k = \frac{Q_k}{K\Delta t} \quad 5.23$$

Issiqlik uzatish koeffisientini issiqlik uzatishning umumiy termik qarshiligi tenglamasidan hisoblab chiqariladi:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_u} + \sum \left( \frac{\delta}{\lambda} \right)_i + \frac{1}{\alpha_c} \quad 5.24$$

Yonish gazlari tomonidan issiqlik berish koeffisienti  $\alpha_{yo}$  ni etarli Yuqori harorat sababli, nurlanishlarni hisobga olib aniqlanadi:

$$\alpha_{yo} \approx 1,1 (\alpha_k + \alpha_n) \quad 5.25$$

bu yerda:  $\alpha_k$ - gazlardan xomashyoviy konveksion quvurlarga konvektiv issiqlik berish koeffisienti;

$\alpha_n$  – tutun gazlarning nurlanish issiqlik berish koeffisienti;

1,1 – devor kladkasining nurlanishini hisobga oluvchi koeffisient.

$\alpha_n$  va  $\alpha_k$  – larni hisoblash uchun formulalar [1,3,5,40] ishlarda keltirilgan. Amaliy ma'lumotlarga muvofiq  $\alpha_{y0} \approx 23 \cdot 52 \text{ Vt/(m}^2\text{K)}$ ; suyuq xomashyo uchun  $K \approx \alpha_{y0}$ . Pech zmeevigiga beriladigan parallel oqimlar soni zmeevikga kirishdagi tavsiya etilgan oqim tezligi ( $\omega_k$ , m/c) qiymati bo'yicha aniklanadi: suyuq neft xomashyosi uchun  $\omega_k=0,8-2,5$  m/c, gaz xomashyosi uchun esa  $w_k=8-15$  m/c. Xomashyo kuvurlarining quyidagi diametrlari ko'proq ishlatiladi:  $\emptyset 76 \times 5$ ;  $\emptyset 89 \times 8$ ;  $\emptyset 102 \times 8$ ;  $\emptyset 114 \times 8$ ;  $\emptyset 127 \times 8$ ;  $\emptyset 159 \times 10$ ;  $\emptyset 219 \times 12$  mm.

### 5.1 - masala.

1kg yoqilg'ini yoqish uchun havoning sarfi va yonishning ishchi issiqligi, hamda yonish gazlari uchun  $N - t$  bog'liqligi qurilsin. Yoqilg'i zichligi -  $\rho_4^{20} = 0,9712$ , namligi 1,8 (mass.) bo'lgan mazut. Bug' forsunkalari qo'llaniladi.

*Yechish.*

1. Elementli tarkib. Nam suyuq neft yoqilg'isi tarkibining eksperimental ma'lumotlari mavjud bo'lmagan holatda, formula yordamida taxminiy hisoblash mumkin:

$$N=(26 - 15 \rho_{15}^{15}) (1 - 0,01W) \quad 5.26$$

$$S=100 - (N + W) \quad 5.27$$

bu yerda: N, S va W- vodorod, uglerod va namlik miqdori % (mass.)

(1.6) - formuladan  $\rho_{15}^{15} = 0,9747$  aniqlaymiz.

Unda,

$$N= (26 - 15 \cdot 0,97 \cdot 47) \cdot (1 - 0,01 \cdot 1,8) = 11,18 \%$$

$$S = 100 - (11,8 + 1,8) = 87,02 \%$$

2. Yoqilg'ini quyi yonish issiqligi.

Namli suyuq neft yoqilg'i uchun (1.40) va (1.41) formulalardan kelib chiqqan holda, quyidagini olamiz

$$Q_q = (46423 + 3169\rho - 879 \rho^2) (1 - 0,01W) \quad 5.28$$

bu yerda:  $Q_q$  – quyi yonish issiqligi, kJ 1kg nam yoqilg'iga;

W – yoqilg'i namligi, % (mass.);  $\rho = \rho_{15}^{15}$ ,

formulasidan foydalanib  $Q_q = 4050$  kJ 1kg nam yoqilg'iga topamiz.

3. Havo sarfi (5.7) ifodadan foydalanib 1kg yoqilg'iga to'g'ri kelgan yoqilg'i elementi tarkibini kmolda yozamiz:

$$n_c = \frac{87,02}{100 \cdot 12} = 0,0725 \frac{\text{kmol}(c)}{\text{kg}(yoql)}$$

$$n_{H_2} = \frac{11,18}{100 \cdot 2} = 0,0559 \frac{kmol(H_2)}{kg(yoql)};$$

$$n_w = \frac{1,8}{100 \cdot 18} = 0,001 \frac{kmol(H_2O)}{kg(yoql)};$$

Kislorod nazariy sarfini (5.8) formula bo'yicha xisoblaymiz:

$$O_n = n_s + 0,5 n_{H_2} = 0,0725 + 0,5 \cdot 0,0559 = 0,1005 \text{ kmol (1kg yoqilg'iga)}$$

Agar, havoning ortiqcha koeffisientini  $\alpha = 1,2$  deb qabul qilsak, formula (5.9) va (5.10) bo'yicha amaldagi havo sarfini (kmol va kg da) topamiz.

$$l_x = \alpha \frac{O_n}{0,21} = 1,2 \frac{0,1005}{0,21} = 0,5743 \text{ kmol}$$

$$g_x = 29 \cdot 0,5743 = 16,65 \text{ kg}$$

4. Yonish gazlarining entalpiya grafigi. Avval (5.11- 5.15) formulalar yordamida gaz tarkibini (1kg yoqilg'iga) aniqlaymiz.

$$N_{CO_2} = n_C = 0,0725 \text{ kmol}$$

$$N_{N_2} = n_{N_2} + 0,79 l_x = 0 + 0,79 \cdot 0,5743 = 0,4537 \text{ kmol}$$

$$N_{O_2} = (\alpha - 1) O_n = (1,2 - 1) 0,1005 = 0,0201 \text{ kmol}$$

$$N_{H_2O} = n_{H_2} + n_w + \frac{z}{18} = 0,0559 + 0,001 + \frac{0,4}{18} = 0,0789 \text{ kmol}$$

5.16 - jadval ma'lumotlaridan foydalanib 300, 600 va 900° S haroratlar uchun (5.16) formula bo'yicha yonish gazlarini quyidagi entalpiya qiymatlari topiladi.

$H_{300} = 5869, H_{600} = 12210, H_{900} = 19007$  hisoblangan qiymatlar bo'yicha entalpiya grafigi (5.1 - rasm) quriladi.

### **Masala 5.2**

Neft haydash qurilmasini atmosfera seksiyasi uchun to'g'ri kelgan H<sub>D</sub>TSV4 tipidagi pech o'lchamlarini tanlang. (5.5-jadval). Pechda zichligi

$\rho_4^{20} = 0,8994 (\rho_{15}^{15} \approx 0,9029)$  bo'lgan qisman benzinsizlashtirilgan neft qizdiriladi.

Boshlang'ich harorat  $t_6 = 230^\circ S$  va unga to'g'ri kelgan suyuq xomashyo entalpiyasi

$h_o = 502,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$  oxirgi harorat (pech zmeevigidan chiqishda)  $t_o = 352^\circ \text{S}$ , suyuqlik va bug' aralashmasini entalpiyasi  $h_o = 916,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ . Xomashyo miqdori

$L = 350000 \frac{\text{kg}}{\text{soat}}$  (birinchi bensizlashtiruvchi kolonnaga qaytariladigan tsirkulyatsiyadagi qaynoq oqim sarfi ham qo'shib hisoblangan). Yoqilg'i (mazut) va tutun gazlarni entalpiya grafigi  $H-t$  (5.1 - rasm) haqidagi ma'lumotlar 5.1 - masalada keltirilgan.

**Jadval 5.5. N<sub>D</sub> TSV4 tipli pechlarning tavsifi**

Pech shifri	Radiant quvurlarning qizdirilish sirti $F_p, \text{m}^2$	Radiant quvurlarning ishchi uzunligi $l_t, \text{m}$	Foydali quvvat (taxminan) $Q_{\text{foy}}, \text{MVt}$	Korpusning ichki diametri $D, \text{m}$
N <sub>D</sub> TSV4-275/9	275	9	14,9	5
N <sub>D</sub> TSV4-367/12	367	12	19,9	5
N <sub>D</sub> TSV4-504/12	504	12	27,3	6,4
N <sub>D</sub> TSV4-630/15	630	15	34,1	6,4
N <sub>D</sub> TSV4-946/15	946	15	51,1	8
N <sub>D</sub> TSV4-1140/18	1140	18	61,7	8

**Yechish:**

1. Pechning foydali quvvati va yoqilg'i sarfi.

Pech zonasida faqat xomashyo zmeevigi joylashgan, shuning uchun xomashyoni isitish uchun sarf bo'lgan issiqlik, pechning foydali issiqlik yuklamasi bo'ladi.

$$Q_{\text{foyd.}} = Q_L = L(h_k - h_n) = 350000 (916,7 - 502,9) = 144,83 \cdot 10^6 \text{ kJ/soat} = 40,23 \text{ MVt}$$

Konveksion kameradan chiqib ketgan tutun gazlarning haroratini gaz bilan xomashyo orasidagi etarli Yuqori darajada haroratlar farqini ta'minlash maqsadida, xomashyo boshlang'ich haroratidan 150–250 °S Yuqoriroq qilib qabul qilinadi.  $T_{\text{chk}} = 450^\circ \text{S}$  deb qabul qilamiz chiqib ketayotgan tutun gazlar bilan yo'qotilgan issiqlikning (450°S da)  $N-t$  (5.1 - rasm) grafigi bo'yicha aniqlaymiz.  $q_{\text{chk}} = N_{450} = 8920 \text{ kJ/kg}$  (yoqilg'i).

Gaz yoki suyuqlik yoqilg'isida pechni normal ekspluatatsiya qilinganda, yoqilg'ini to'liq yonmasligidan issiqlikning yo'qolishi -  $q_{t,\text{yonm}}$  kichik qiymat bo'lib, odatda hisobga olinmaydi.

Pechning issiqlik izolyatsiyasi orqali yo'qotgan issiqligi:

$Q_{\text{yo'q}} \approx 0,05 \cdot Q_q = 0,05 \cdot 400520 = 2002 \text{ kJ/kg}$  (yoqilg'i), xuddi shuningdek radiant kamera issiqlik izolyatsiyasi orqali esa  $q_{\text{yo'q}} = 0,75$ ,  $q_{\text{yo'q}} = 0,75 \cdot 2002 = 1500 \text{ kJ/kg}$  (yoqilg'i).

(5.5) formuladan pechning F.I.K. ni topamiz:

$$\eta = \frac{40050 - (2002 + 8920 + 0)}{40050} = 0,727$$

Xomashyo sarfi:

$$B = \frac{Q_{\text{foyd}}}{\eta Q_{\kappa}} = \frac{144,83 \cdot 10^6}{0,727 \cdot 40050} = 4974 \text{ kg/soat}$$

2. Xomashyoning parallel oqimlar soni.

(1.7) formuladan pechga kirayotgan suyuq xomashyoning zichligini ( $t_b = 230^{\circ}\text{S}$  da) topamiz,  $\rho_{230} = 764 \text{ kg/m}^3$ .

Kirishdagi xomashyoning hajmiy sarfi:

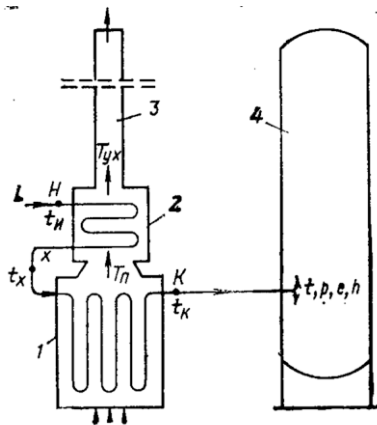
$$V_{\kappa} = \frac{L}{\rho_{230}} = \frac{350000}{3600 \cdot 764} = 0,1273 \text{ m}^3/\text{s}$$

Quvur diametrini  $\varnothing 152 \times 8$  deb qabul qilsak, ko'ndalang kesim yuzasi  $S_1 = 0,785 \cdot 0,136^2 = 0,0145 \text{ m}^2$ .

Paralel oqimlar sonini  $n=4$  deb qabul qilinsa, unda xomashyoni kirish tezligi ( $\omega_q$ ):

$$\omega_{\kappa} = \frac{V_{\kappa}}{n \cdot S_1} = \frac{0,1273}{4 \cdot 0,0145} = 2,19 \text{ m/s}$$

Tezlik  $\omega_{\kappa}$  – suyuq neft xomashyolar uchun ruxsat etilgan chegara (0,8- 2,5 m/s) oralig'ida yotadi.



5.2 – rasm. Kuvurli pech – neft haydash kolonna uzul sxemasi  
(5.2 va 6.3 masalalarga doir)

1- pechning radiant sxemasi; 2 – pechning konveksion seksiyasi; 3 – tutun quvuri; 4 – AVT atmosferali seksiyasining asosiy neft haydash kolonnasi

3. Tipaviy o'lchamlarni tanlash va pechni tekshiruv hisobi:

Pech tipi berilgan –  $N_D$  TSV4 Bu pechlarni xarakteristikalarini 5.5 - jadvalda keltirilgan.

Ma'lum  $Q_{\text{foy}} = 40,23 \text{ MVt}$  bo'yicha yaqin (quvvat bo'yicha katta)  $N_D$  TSV4–946 /5 pech tipini tanlaymiz va uni asta-sekin yaqinlashish metodi bilan tekshiruv xisobini amalga oshiramiz.

Yonish gazlarini, dovonda ko'zda tutilgan harorat qiymatini beramiz  $T_D = 813 \text{ }^\circ\text{S} = 1086 \text{ K}$  (Bu harorat bir necha urinishlardan so'ng qabul qilingan). Grafik  $N-t$  (5.1 - rasm) dan  $T_D = 813 \text{ }^\circ\text{S}$  ga to'g'ri kelgan entalpiya  $N_D = 17000 \text{ kJ/kg}$  (yoqilg'i) tengligini aniqlaymiz.

(5.19) tenglamadagi qiymati kichik qo'shiluvchilarini hisobga olmasdan o'txonaga kiritilgan foydali issiqlik miqdorini topamiz:

$$q_{o't} \approx Q_q - q'_{yo'q} = 40050 - 1500 = 38550 \text{ kJ/kg}$$

Radiant va konveksiya seksiyalarida xomashyo olgan issiqlik:

$$Q_p = B(q_{ym} - H_D) = 4974(38550 - 17000) = 10719 \cdot 10^5 \text{ kJ/s oat} = 29,77 \text{ MVt}$$

$$Q_x = Q_L - Q_p = 144,83 \cdot 10^6 - 10719 \cdot 10^5 = 37,64 \text{ kJ/s oat} = 10,46 \text{ MVt}$$

Radiant quvurlarni o'rtacha issiqlik kuchlanishi:

$$q_p = \frac{Q_p}{F_p} = \frac{29,77 \cdot 10^3}{946} = 31,47 \text{ kVt/m}^2$$

$q_r$  - qiymati ruxsat etilgan chegarada yotadi.

Xomashyoni  $x(\cdot)$ dagi noma'lum harorati ( $t_x$ ) ni aniqlash uchun, shu nuqtadagi xomashyoni solishtirma entalpiyasi hisoblanadi:

$$h_x = h_\delta + \frac{Q_0}{L} = 509,2 + \frac{37,64 \cdot 10^6}{350000} = 610,4 \text{ kJ/kg}$$

Zmeevnikni  $x$  nuqtasidagi xomashyo amalda suyuq holatda deb hisoblab (1.31) formuladan foydalanib  $t_x \approx 270^\circ\text{C}$  ga teng ekanligini topamiz. Radiant quvurlarni tashqi yuzasidagi formuladan hisoblab topish mumkin [1].

$$\Theta = \frac{t_x + t_0}{2} + q_p \left( \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda} + r_2 \right) \quad 5.29$$

Bu yerda:  $\alpha_2$  - xomashyo tomonidan issiqlik berish koeffisienti; suyuq va bug'lanayotgan xomashyo uchun  $\alpha_2 \approx 600 - 900 \text{ Vt/m}^2 \cdot \text{K}$

$\delta$  - quvur qalinligi, m;  $\lambda \approx 47 \text{ Vt/(m} \cdot \text{K)}$  po'latning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti;  $r_2 \approx 0,0018 \text{ (m}^2 \cdot \text{K)/Vt}$  - cho'kindini termik qarshiligi.

$\alpha_2 \approx 750 \text{ Vt/(m}^2 \cdot \text{K)}$  deb qabul qilamiz, unda

$$\Theta = \frac{270+352}{2} + 31470 \left( \frac{1}{750} + \frac{0,008}{47} + 0,0018 \right) = 415^{\circ}S = 688K$$

Tutun gazlardan radiant quvurlarga erkin konveksiya yo'li bilan issiqlik berish koeffisienti [1] empirik formuladan hisoblab topiladi.

$$\alpha_{\kappa} = 2,1\sqrt[4]{T_D - \Theta} = 2,1\sqrt[4]{1086 - 688} \approx 9,38 \text{ Wt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Erkin konveksiya sharoitida radiant quvurlarni issiqlik kuchlanishligi:

$$q_{\rho_o} = \alpha_o (T_n - \Theta) = 9,38(1086 - 688) = 3733 \text{ Wt} / \text{m}^2.$$

(5.2) va (5.3) jadvallarga muvofiq  $N_d$ TSV tipidagi pechlar uchun suyuq yoqilg'i

ishlatilganda:  $\Psi = 1,24$  va  $F_{\rho} / H_s = 3,1$ .

$T_D$  qiymatini (5.22) formula bilan tekshiramiz:

$$T_D = 100 \sqrt[4]{\frac{1}{1,24} \left[ \frac{(31470 - 3733) \cdot 3,1}{5,67} + \left( \frac{688}{100} \right)^4 \right]} = 1088K = 815^{\circ}S$$

$T_D$  ni qabul qilingan  $T_D = 813^{\circ}S$  va hisoblab topilgan  $T_D = 815^{\circ}S$  qiymatlari orasida farq katta bo'lmagani uchun qayta hisoblanmaydi.  $T_D = 815^{\circ}S$  deb qabul qilamiz.

Xomashyoning radiant seksiyasidan olgan issiqlik ulushi:

$$\varphi_{\rho} = \frac{Q_D}{Q_L} = \frac{29,77}{40,23} = 0,74.$$

Harorat  $T_D$  va  $\varphi_{\rho}$  ning qiymatlari tavsiya etilgan chegaradan

( $T_D = 1000 \div 1200K$  va  $\varphi = 0,7 \div 0,8$ ) chiqmaydi. Aks holda,  $T_{\text{chk}}$  - chiqib ketayotgan tutun gazlar haroratini o'zgartirish yoki boshqa tip o'lchamli pech qabul qilish kerak bo'ladi.

Uzunligi  $l = 15m$  va diametri  $\phi 152 \times 8m$  bo'lgan quvurning tashqi isitish yuzasi:

$$f_T = \pi \ell d = 3,14 \cdot 15 \cdot 0,152 = 7,159 \text{ m}^2$$

Pechdagi radiant quvurlarning umumiy soni:

$$N_{\rho} = \frac{F_{\rho}}{f_t} = \frac{946}{7,159} = 132 \text{ ta.}$$

4. Pech zmeevigining konveksiya seksiyasi. Issiqlik almashinish sxemasi:

$$T_D=815^0S \rightarrow T_{chk}=450^0S$$

$$t_x=270^0S \xleftarrow{\text{Homashyo}} t_b=230^0S$$

$$\Delta t_{ka}=545^0S \quad \Delta t_{ki}=220^0S$$

haroratlarning o'rtacha logarifmik qiymati:

$$\Delta t = \frac{545 - 220}{2,3 \lg \frac{545}{220}} = 359^0S$$

Suyuq yoqilg'idan foydalanganda konveksion quvurlar uchun issiqlik uzatish koeffisientining taxminiy qiymatlari 23 - 52 Vt/(m<sup>2</sup>·K) oraliqda yotadi.  $K \approx 45$  Vt/(m<sup>2</sup>·K), deb qabul qilamiz.

Konveksion seksiyadagi quvurlarning zaruriy yuzasi:

$$F_k = \frac{Q_k}{K \Delta t} = \frac{10,46 \cdot 10^6}{45 \cdot 359} = 647 m^2.$$

### **5.3 - masala.**

Quvurli pechda suyuq suvsiz quyidagi element tarkibli S=89 va H=11% (massa) yoqilg'i yoqiladi. Suv bug'ining sarfi bug' forsunkalarida  $Z_f = 0,4$  kg/1 kg (yoqilg'iga). Agar tajribadan, yonish mahsulotlarida CO<sub>2</sub> ni miqdori  $-V_{CO_2} = 8,5\%$  (hajmiy) ma'lum bo'lsa, pechdan chiqishdagi ortiqcha havo koeffisientini hisoblang. Hisoblarni (5.6 -5.15) formulalarga mos ravishda olib boramiz. Yoqilg'ining elementli tarkibi (1 kg yoqilg'iga kmol element) quyidagicha:

$$n_C = \frac{C}{100 \cdot 12} = \frac{89}{100 \cdot 12} = 0,0742.$$

$$n_{H_2} = \frac{H}{100 \cdot 2} = \frac{11}{100 \cdot 2} = 0,055.$$

Kislorodning nazariy sarfi (1 kg yoqilg'iga):

$$Q_H = n_C + 0,5n_{H_2} = 0,0742 + 0,5 \cdot 0,05 = 0,1017 \text{ kmol.}$$

Avval (1 kg yoqilg'i hisobiga) yonish mahsulotlar tarkibini, nazariy havo sarfida, ya'ni ortiqcha havo koeffisienti  $\alpha = 1,0$  da aniqlaymiz.

Havoning nazariy sarfi:

$$\ell_x = \alpha \frac{Q_H}{0,21} = 1,0 \frac{0,1017}{0,21} = 0,4841 \text{ kmol}$$

Yonish mahsulotlari tarkibi:

$$N_{CO_2} = n_C = 0,0742 \text{ kmol}$$

$$N_{N_2} = n_{N_2} = 0,79 \ell_x = 0 + 0,79 \cdot 0,4841 = 0,3825 \text{ kmol}$$

$$N_{O_2} = (\alpha - 1) Q_H = (1 - 1) 0,1017 = 0$$

$$N_{H_2O} = n_{H_2} + n_{H_2O} + Z_{\phi} / 18 = 0,055 + 0 + 0,4 / 18 = 0,0772 \text{ kmol}$$

Yonish mahsulotlarining umumiy miqdori:

$$\sum N_i = 0,0742 + 0,3825 + 0 + 0,0772 = 0,5339 \text{ kmol}$$

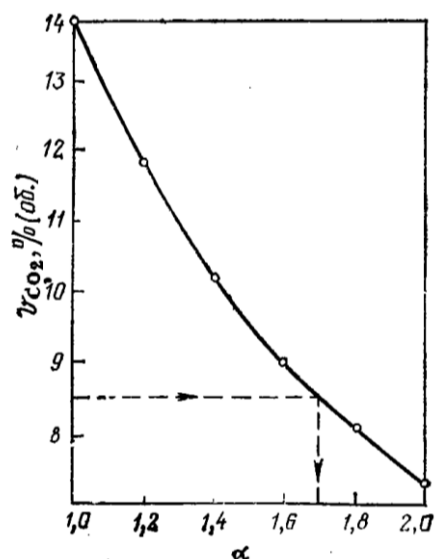
Gazsimon aralashma uchun komponentlarning mol va hajmiy ulushlardagi konsentrasiya sining son qiymatlari tengligini hisobga olib,  $\alpha = 1,0$  da yonish mahsulotlardagi  $SO_2$  ni hajmiy foizini hisoblab topamiz:

$$V_{CO_2} = \frac{N_{CO_2}}{\sum N_i} 100 = \frac{0,0742}{0,5339} 100 = 13,9\%$$

Xuddi shunday havo sarfi, yonish mahsulotlar tarkibi va  $SO_2$  hajmiy foizini  $\alpha$ -ni bir necha qiymatlarida aniqlaymiz. Hisoblash natijalari 5.6 - jadvalda keltirilgan. Ko'ramizki, havo ortiqqligining ko'payishi hisobiga  $\alpha$ -ning ortishi bilan yonish mahsulotlarida  $SO_2$  ni foizi kamayadi. Bu jadval ma'lumotlari bo'yicha  $\alpha$  va  $SO_2$  ni berilgan yoqilg'i uchun bog'liqlik grafigi qurilgan (5.3 - rasm). Grafikdan  $V_{CO_2} = 8,5\%$  qiymatiga  $\alpha = 1,7$  qiymati mos kelishini topamiz. Odatda bug'li forsunkalardan foydalanilganda yoqilg'ini mazut to'la yoqish maqsadida, pechlarda ortiqcha havo koeffisientini 1,3 - 1,4, deb qabul qilinadi. Pechdan chiqishda nogermetiklik orqali havoni so'rish hisobiga  $\alpha$ -ning qiymati 0,05-0,10 ga yuqori bo'ladi [1], ya'ni 1,35-1,5 qiymatga etadi.

$\alpha$  qancha yuqori bo'lsa, shuncha pechning F.I.K. kichik va yoqilg'i sarfi katta bo'ladi. Shuning uchun, bu masalada topilgan  $\alpha = 1,7$  ni yuqori deb, pech ishi samaradorligini esa etarli emas, deb hisoblash kerak.

$\alpha$  ning qiymatini yuqoriligini forsunkagacha ambrazura orqali havoni kirishi yoki nogermetikliklardan havoni so'rilishi hisobiga, deb tushunmoq kerak. Nihoyatda yonish mahsulotlarini pechdan chiqishida  $SO_2$  ni haqiqiy konsentrasiya sini tajriba bo'yicha aniqlashdagi yo'l qo'yilgan xatoliklarning mumkinligi.



5.3 – rasm. Yoqilg'ining yonish gazlaridagi ortiqcha havo koeffisientini aniqlash grafigi (5.3 masalaga doir).

**Masala 5.4.**

Komponentlari [% (hajmiy)]: CH<sub>4</sub>-94,1; C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>-2,75; C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> va yuqorilari - 1,05; CO<sub>2</sub>-2,05; H<sub>2</sub>S-0,05 aralashmasidan tashkil topgan gaz yoqilg'ining elementli tarkibini hisoblang.

**Yechish:** Hisob komponentlarning molyar konsentrasiya larini gaz aralashmalar uchun hajmiy konsentrasiya lari bilan uyqashligi asosida olib boriladi.

Undan tashqari uglerod va oltingugurt molekullari shartli ravishda bir atomdan tashkil topgan, deb qabul qilinadi. Bu o'z navbatida yonishni stexiometrik tenglamasiga mos ravishda, yoqilg'i yonishini hisoblashda qulaylik tug'diradi.

Elementli tarkibni aniqlashga bog'liq hisoblar (kmol elementlar 100 kmol gazli yoqilg'iga) 5.7 - jadvalda keltirilgan.

5.7 - jadval dagi 4 ustun jami 100 kmol yoqilg'i massasini ko'rsatadi: Demak, gazli yoqilg'ining o'rtacha molekulyar massasi quyidagini tashkil qiladi.

$$M=1725,6/100=17,26$$

5.6 - jadval. 1 kg yoqilg'i uchun yonish mahsulotining tarkibi va havo sarfi

Havoning ortiqchalik koeffisienti $\alpha$	Havo sarfi $I_x$ kmol	Yonish mahsulotlarining miqdori, kmol					$V_{CO_2, \%}$ aralash masida SO <sub>2</sub> konsen tratsiyasi
		N <sub>CO<sub>2</sub></sub>	N <sub>N<sub>2</sub></sub>	N <sub>O<sub>2</sub></sub>	N <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	$\Sigma N_i$	
1.0	0.4841	0.0742	0.3825	0	0.0772	0.5339	13.9
1.2	0.5809	0.0742	0.4589	0.0203	0.0772	0.6306	11.8
1.4	0.6777	0.0742	0.5354	0.0407	0.0772	0.7275	10.2
1.6	0.7746	0.0742	0.6119	0.0610	0.0772	0.8243	9.0
1.8	0.8714	0.0742	0.6884	0.0813	0.0772	0.9211	8.1
2.0	0.9682	0.0742	0.7648	0.1017	0.0772	1.0179	7.3

**5.7 - jadval.** Elementli tarkib hisobi (100 kmol yoqilg'iga kmol)

Gaz yoqilg'isi-ning komponenti	$x_i, \%$ (mol.) Komponentning konsentratsiyasi	$M_i$	Komponentlarning massasi $g_i$ , kg (100 kmol yoqilg'iga)	Kimyoviy elementlardan komponentlar olish formulasi	Komponentlarni olish uchun zarur bo'lgan elementlar miqdori (100 kmol yoqilg'i hisobiga nisbatan)			
					Uglerod S	Vodorod N	Sera S	Kislorod O
SN <sub>4</sub>	94,10	16	1505,0	1S+2N <sub>2</sub>	1x94,1	2x94,1	-	-
S <sub>2</sub> N <sub>6</sub>	2,75	30	82,5	2S+3N <sub>2</sub>	2x2,75	3x2,75	-	-
S <sub>3</sub> N <sub>8</sub> <sup>+</sup>	1,05	44	46,2	3S+4N <sub>2</sub>	3x1,05	4x1,05	-	-
SO <sub>2</sub>	2,05	44	90,2	1S+1O <sub>2</sub>	1x2,05	-	-	1x2,05
N <sub>2</sub> S	0,05	34	1,7	1N <sub>2</sub> +1S	-	1x0,05	1x0,05	-
$\Sigma$	100,0	-	1725,6	-	104,8	200,7	0,05	2,05

Bu jadvalning 6-9 ustunlari jami 100 kmol yoqilg'iga to'g'ri kelgan elementlarni kmol sonini beradi. Bu berilganlarni 100 ga bo'lib yoqilg'ining elementli tarkibi (1 kmol yoqilg'iga kmol elementlar) aniqlanadi.

5.8 - jadvalda ko'zda tutilgan gazsimon yoqilg'ini har xil birliklarda ifodalangan elementli tarkibini qayta hisoblash yo'li bilan olingan ma'lumotlari keltirilgan.

**Jadval 5.8**

Gazsimon yoqilg'ini turli birliklarda ifodalangan elementli tarkibi (yoqilg'ini o'rtacha molekulyar massasi  $M=17,26$ ).

Element	$M_i$	Yoqilg'idagi elementlarning miqdori			
		1 kmol yoqilg'i uchun kmol	1kg yoqilg'i uchun kmol	1kg yoqilg'i uchun kg	% (mass.)
S	12	1,048	0,060775	0,7284	72,84
H	2	2,007	0,1163	0,2326	23,26
S	32	0,0005	0,00003	0,0010	0,10
O	16	0,0205	0,00119	≈0,0380	3,80
$\Sigma$	-	-	-	1,0000	100,0

## 6 BOB HAYDASH

Ko'p komponentli aralashmani ajratish uchun, amalga oshiriladigan oddiy haydash - 2 ta bir-biriga teskari jarayonni, ya'ni bug'lanishni va kondensatsiyalanishini o'z ichiga oladi.

Ko'p komponentli sistemalar uchun bug' va suyuqlik fazalarini dinamik muvozanatini, bug'lanish va kondensatsiyalanish uslublarini ko'rib chiqamiz.

### 6.1. FAZALAR MUVOZANATI

Ko'p komponentli sistemalarning har qanday fazasi, har bir komponentni bu fazalarda muvozanatini taqozo qiladi,  $i$  komponentni muvozanatli fazalardagi konsentrasiya lari nisbati, bu komponentni tarqalish koeffisienti  $k_i$ , deb ataladi.

Sistemani bug' suyuqlik holatida komponentni bug'  $y_i$  va suyuqlik  $x_i$  muvozanat fazalaridagi konsentrasiya larining nisbati  $k_i$ , - tarqalish koeffisientini, komponentning bug' suyuqlik muvozanat (doimiysi) konstantasi, deb atash qabul qilingan.

$$k_i = u_i / x_i, \quad 6.1$$

bundan  $i$ - komponent uchun muvozanat tenglamasini olamiz:

$$u_i = k_i x_i \quad 6.2$$

$k_i$  ning qiymati  $t$  harorat,  $p$  bosim va sistemadagi hamma komponentlarning tabiatiga bog'liq. Ba'zi bir muvozanatli sistemalar to'g'risidagi ma'lumotlarni [29, 56] ishlarida topish mumkin. Uglevodorodlarni fazaviy muvozanat konstantalarini jadvaldan [22, 64] yoki nomogrammalardan aniqlanadi [5, 9, 27]. Ba'zi bir uglevodorodlar uchun  $k_i$  qiymati ilovada [P.8 – P.15] keltirilgan. Yuqori bo'lmagan bosimlar uchun  $k_i$  komponentni to'yingan bug' bosimi  $P_i$  qiymati bo'yicha, quyidagi tenglamadan hisoblash mumkin.

$$k_i \approx P_i / p \quad 6.3$$

bu yerda:  $r$  – sistema bosimi.

Bu holatda (6.2) muvozanat sharoiti Raul' – Daltonni ma'lum bo'lgan tenglamasiga olib keladi:

$$r y_i = P_i x_i \quad 6.4$$

bu yerda:  $r y_i$  –  $i$  komponentini Dalton qonuni bo'yicha  $P_i x_i$  –  $i$  komponentini Raul qonuni bo'yicha suyuqlik fazasidagi parsial bosimi.

Hamma komponentlar uchun (6.2) muvozanat tenglamasini qo'shib, *suyuq fazani izoterma tenglamasini olamiz:*

$$\sum k_i x_i = 1. \quad 6.5$$

Xuddi shunday, bug' fazasi uchun muvozanat shartini  $x_i = u_i / k_i$  ko'rinishda yozib va hamma komponentlar bo'yicha qo'shib, *bug' fazasining izoterma tenglamasini olamiz:*

$$\sum y_i / k_i = 1. \quad 6.6$$

bu tenglamalarda  $x_i$  va  $u_i - i$  komponentini muvozanat fazalaridagi molyar ulushlari.

Uglevodorod sistemasini hamma komponentlari uchun  $k_i$  - ning qiymati  $t$  va  $p$  ga bog'liq bo'ladi. U holda (6.5) va (6.6) tenglamalari sistemaning  $t$  va  $p$  ni mos ravishda suyuq yoki bug' muvozanat fazalarini tarkibi bilan bog'laydi. Shuning uchun (6.5) va (6.6) tenglamalari sistemaning harorat yoki bosimini, har qanday ma'lum bo'lgan 2 ta muvozanat fazalar tarkibi bo'yicha aniqlashda foydalanish mumkin. Echim asta-sekin yaqinlashish usli bilan amalga oshiriladi.

*Binar* (2 komponentli) *sistema* uchun, quyidagi belgilashlarni kiritamiz:  $A$  - past haroratda qaynovchi komponent - POK (nizkokipyashiy komponent - NKK), ya'ni past qaynash xaroratli komponenti;  $V$  - Yuqori haroratda qaynovchi komponent - YuOK (visokokipyashiy komponent - VKK)  $x$  va  $u - A$  komponentni mos ravishda suyuq va bug' fazalardagi molyar ulushi.

U holda, binar sistemaning suyuq faza izotermasini ko'rinishi quyidagicha bo'ladi.

$$k_A x + k_B (1 - x) = 1 \quad 6.7$$

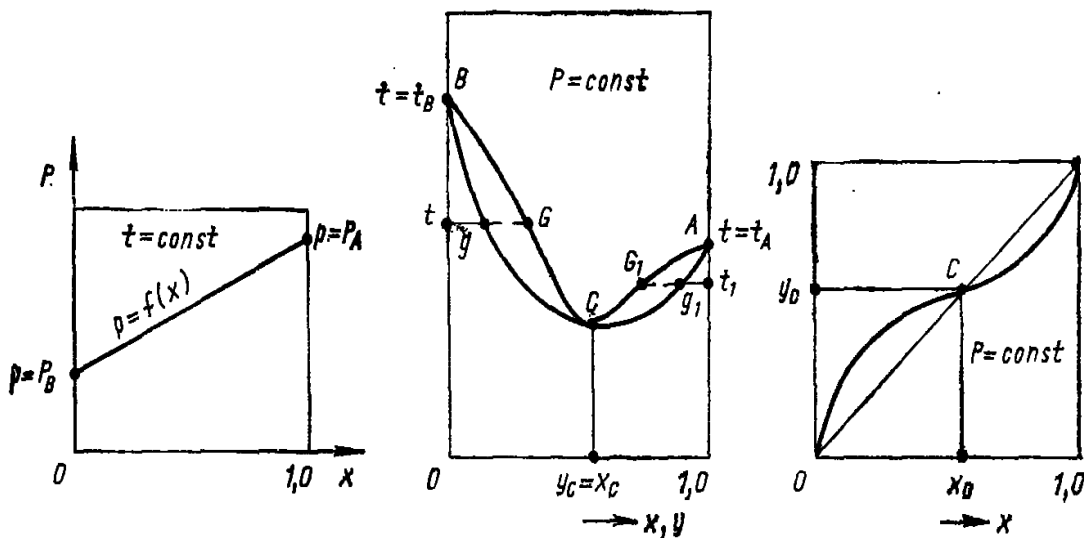
## 6.2. BUG' SUYUQLIK MUVOZANATINI IZOBAR GRAFIKLARI

Tabiati bir-biriga yaqin  $A$  va  $V$  komponentlar bo'lgan holatda (masalan bir sinfdagi ikkita uglevodorod) o'zgarmas haroratda ( $t = \text{const}$ ) (6.7) tenglama, bug' - suyuqlik muvozanat sistemasini bosimi va suyuq fazadagi  $A$  komponentni molyar ulushi orasida chiziqli izotermik bog'liqlikni beradi. Suyuq faza izotermasi  $r-x$  grafikda (6.1 - rasm) 2 ta chetki nuqtalardan  $A$  ( $x=1, p=P_A$ ) va  $V$  ( $x=0, p=P_V$ ) o'tuvchi to'g'ri chiziq bilan ifodalanadi, bu yerda  $P_A$  va  $P_V$  - individual komponentlarni  $t$  xaroratdagi to'yingan bug' bosimlari.

Suyuq fazani izotermalari  $r-x$  (6.1 - rasmdagi-to'g'ri chiziq), Raul qonuniga bo'ysunuvchi *ideal tipdagi eritmalar*ni xarakterlaydi. Haqiqiy eritmalarda suyuq fazani izotermalari egri chiziqli bo'lib,  $r-x$  ning katta qiymatlari tomonga, (Raul qonunidan musbat tomonga og'ishi) xuddi shuningdek, kichik tomonga (manfiy og'ish) og'ishi mumkin.

Odatda bug'lanish yoki kondensatsiyalanish bilan bog'liq jarayonlar izobar ( $r = \text{const}$ ) ga yaqin sharoitda amalga oshiriladi, shuning uchun, amaliy hisoblashlarda asosan bug'-suyuqlik muvozanatini turli izobar grafiklaridan foydalaniladi. Bunday muvozanat izobar grafiklarini ( $t-x, y$  va  $y-x$ ) turli haqiqiy binar sistemalari uchun har

xil haroratlarda tajriba yo'li bilan topilgan muvozanatdagi faza tarkibi bo'yicha qurish mumkin.



6.1 - rasm. Binar ideal tizim ( $r-x$ ) suyuq fazasining izoterma chizig'i ko'rinishi:  $x$ -suyuq fazadagi QK ( $A$  - komponent) ning molyar ulushi.

6.2 - rasm. Musbat gomogen azeotroplarni hosil qiluvchi  $t-x$ ,  $u$  va  $u-x$  suyuqliklari uchun izobar grafiklar.

S-azeotrop nuqta;  $g$  -  $t^{\circ}\text{C}$  dagi suyuq faza nuqtasi;  $G$ -muvozanatdagi bug' faza nuqtasi.

6.2 - rasmda musbat gomogen azeotroplar hosil qiluvchi suyuqliklar uchun  $t-x$ ,  $y$  va  $y-x$  izobar grafiklari keltirilgan  $t-x$ ,  $y$  grafigidagi quyi egri chiziq (VSA) gomogen suyuq faza nuqtalari (masalan  $g$  yoki  $g_1$ ) ga mos keladi, Yuqoridagi esa muvozanatdagi bug' faza nuqtalariga (masalan  $G$  yoki  $G_1$ ) mos keladi. Fazalar tarkibi o'zaro teng bo'lganda ( $u_s=x_s$ )  $S$  nuqtasiga javob beradigan sistemalar azeotropli (doim qaynovchi) deb ataladi.

Uglevodorodli binar sistemalarning izobar grafiklarini hisoblab qurish uchun, avvalo berilgan bosimda ( $r=\text{sonst}$ ) toza komponentlar  $A$  va  $V$  larni qaynash xaroratlari  $t_A$  va  $t_V$  topiladi. So'ngra bir necha oraliq haroratlar  $t$  uchun (6.7) va (6.2) tenglamalardan foydalanib, muvozanatdagi suyuq va bug' fazalar tarkiblari  $x$  va  $u$  hisoblab topiladi.

$$x = \frac{1 - k_B}{k_A - k_B} \quad u = k_{AX} \quad 6.8$$

Kichik bosimlarda  $k=P_i/p$  ligini (6.3 tenglikka qarang) hisobga olsak, (6.8) formula quyidagi ko'rinishni oladi.

$$x = \frac{p - P_B}{P_A - P_B} \quad y = \frac{P_A}{p} x \quad 6.9$$

Hisoblashlarda izobar entalpiya grafiklaridan ( $h, H-x, y$ ), ham foydalaniladi. Bu grafiklar suyuq va bug' fazalar tarkibini, ularni entalpiyalari bilan bog'laydi. Ideal sistemalarga yaqin sistemalar uchun, erish issiqligini hisobga olmaganda, berilgan  $t$  harorat va  $r$  bosimda suyuqlik  $h$  va bug'  $H$  fazalarni molyar entalpiyasini additivlik qoidasi bo'yicha hisoblab topish mumkin.

$$h = h_A x + h_B (1 - x) \quad 6.10$$

$$H = H_A y + H_B (1 - y) \quad 6.11$$

bu yerda:  $h_A$  va  $h_V$  – toza komponentlar  $A$  va  $V$  larni suyuq holatda berilgan  $t$  - haroratda va  $r$  – bosimdagi molyar entalpiyalari, kJ/kmol;  $H_A$  va  $H_B$  - esa bug' holatidagi molyar entalpiyalari;  $x$  va  $u-A$  komponentni suyuq va bug' fazalardagi molyar ulushi.

Yuqori bosimlarda bug' faza entalpiyasiga, bosimni hisobga oluvchi  $\Delta H$  tuzatishini kiritish kerak. Buning uchun, avval (6.11) formuladan bug' fazaning past bosimi (atmosfera bosimi) dagi  $H$  – entalpiyasi hisoblab topiladi, undan so'ng,  $H$ – qiymatini tuzatish qiymati  $\Delta H$  miqdorida kamaytiriladi.  $\Delta H$  – ni hisoblash 1 bobda keltirilgan.

Grafiklardagi muvozanat fazalar nuqtalarini birlashtiruvchi to'g'ri chiziqlar *konodalar* deb ataladi.  $t-x, y$  grafiklarda konodalar gorizontol, entalpiya grafiklarida esa, o'zgaruvchan og'ma burchak ostida joylashgan. Shuning uchun, izobar grafigi (6.6 - rasmga qarang)  $h, H - x, y$  grafiklarini  $t-x, y$  grafiklari bilan kombinatsiyalash qulay.

6.1 - masalada binar uglevodorodli aralashma uchun  $u-x$  va kombinatsiyalashtirilgan grafik  $h, H - x, y$  va  $t - x, y$  larni hisobiy qurishi ko'rsatilgan.

### 6.3. QISMAN ERUVCHI BINAR SISTEMALAR

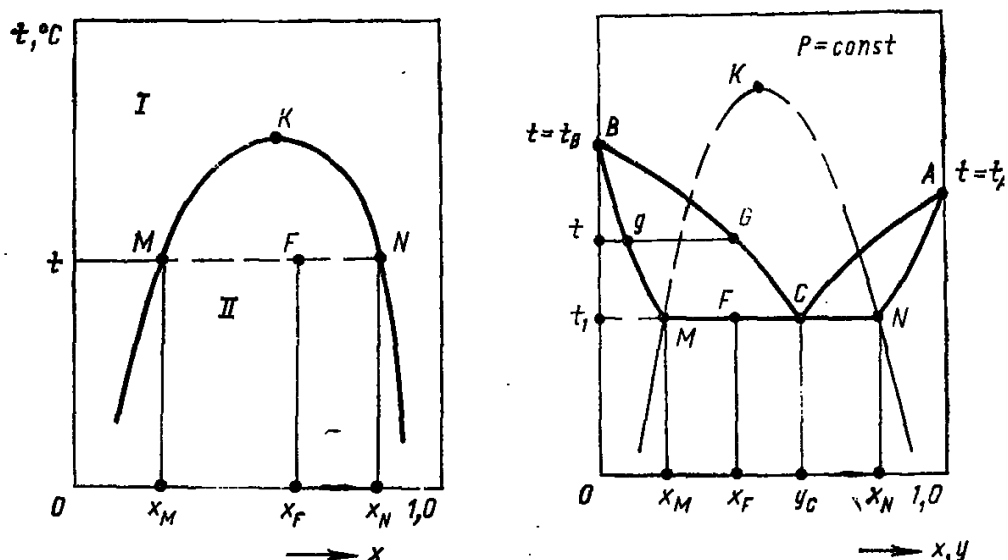
6.3 - rasmda *bir-birida qisman eruvchi*  $A$  va  $V$  suyuqliklarni tipik erish egri chizig'i ko'rsatilgan.  $A$  suyuqlikning  $V$  bilan aralashmasidagi ulushini  $x$ -bilan belgilaymiz.  $K$  nuqta erishning kritik haroratiga javob beradi va bu haroratdan Yuqori haroratlarda  $A$  va  $V$  suyuqlik bir-birida to'la erib gomogen aralashma hosil qiladi.

Agar, haroratning ma'lum bir qiymati  $t < t_k$  da sistema (6.3- rasmga qarang)  $F$  nuqta ga to'g'ri kelgan  $x_F$ - tarkibga ega bo'lib,  $u$  - konoda  $MN$  ga javob beruvchi 2 ta  $M$  va  $N$  muvozanatli suyuq fazalarga ajraladi.  $x_M$  tarkibli  $M$  fazada to'yingan eritma  $A$  va  $V$  ga to'g'ri kelsa,  $x_N$  tarkibli  $N$  fazada esa  $V$  to'yingan eritma  $A$  ga to'g'ri keladi.

Sistema tarkibining 0 dan  $x_M$  chegarasigacha, sistema suyuq fazalarining biridan, ya'ni  $A$  ning  $V$  dagi to'yinmagan eritmasidan tashkil topadi.

Tarkibning  $x_N$ -dan 1,0 gacha bo'lgan chegarasida  $A$  dagi  $V$  ni gomogen eritmasiga duch kelamiz.

6.3- rasmda ko'rsatilgan erish egri chizig'ini, faqat shunday sharoitda, ya'ni sistema joylashgan bosim  $r$  kritik erish harorati ( $t_K$ ) gacha sistemani suyuq holatda ushlab turishga etarli bo'lsagina, olish mumkin.



6.3 – rasm. O'zaro qisman eruvchi suyuqlikning erish grafigi.

I – gomogen eritmalar sohasi; II – 2ta suyuqlik ( $M$  va  $N$ ) fazalarining mavjud bo'lish sohasi;  $K$  – erishning kritik nuqtasi;  $x$  –  $A$  komponentni aralashmadagi ulushi;  $M N - t$  – xaroratga javob beruvchi konoda;

6.4 – rasm. Qisman eruvchi suyuqliklar uchun fazaviy izobar grafigi

Agar, dastlabki  $x_F$  tarkibli  $F$ -sistema  $r$ -bosimda bug'lansa, u holda bitta bug' fazasi va bitta yoki ikkita suyuqlik fazalari ( $x_F$  qiymatiga bog'liq) hosil qiladi. Bu holatda *qisman eruvchi* sistemalarda  $t - x, y$  izobar grafigi 6.4 - rasm ko'rinishida bo'ladi.

Agar, xom-ashyo  $F$  – nuqta  $M$  va  $N$  nuqtalar orasidagi sohada joylashgan sharoitda bo'lsa, ikkita suyuq ( $M$  va  $N$ ) va bitta bug' fazalari hosil bo'ladi. Bu holda hosil bo'lgan  $M, N$  va  $S$  fazalarni  $x_M, x_N$  va  $u_C$  – tarkiblari  $x_F$  – ga bog'liqmas ravishda o'zgarmay qoladi.

Qachonki  $x_F < x_M$  yoki  $x_F > x_N$  holati bo'lsa, sistema bug' va bitta suyuq faza hosil qiladi. Bunda bug' fazasining tarkibi  $x_F$  ni qiymatiga bog'liq bo'ladi.

Xuddi shuningdek, qisman eruvchi sistemalarni ikkinchi tipi mavjud bo'lib, ularda bug'lar  $S$  nuqtasi  $M$  va  $N$  nuqtalar chegarasidan chiqib ketadi.

#### 6.4. AMALDA O'ZARO ERIMAYDIGAN SUYUQLIKLAR

Komponentlarni o'zaro erishi kamayishi bilan ikkita suyuq fazalar  $M$  va  $N$  sohasidagi  $MN$  uchastka ortadi (6.4 - rasm). Shuning uchun, ikkita *o'zaro*

*erimaydigan* komponentlar sistemani,  $MN$  uchastka hamma tarkiblar sohasini  $x=0$  dan birgacha egallaganda, qisman eruvchi sistemalarni chegara holati, deb qarash mumkin. Amalda o'zaro erimaydigan suyuqliklarni tipik namunasi bo'lib ( $E$ ) uglerod va ( $Z$ ) suvdan tashkil topgan sistema bo'lishi mumkin.

Bunday sistemalarni tahlili shuni ko'satadiki, suyuq uglevodorodlar (yoki neft fraksiyalari) *to'yingan* suv bug'i ishtirokida quyidagi sharoitga rioya qilingandagina qaynaydi.

$$r = P_E + P_Z \quad 6.12$$

To'yinmagan (o'ta qizdirilgan) suv bug'i ishtirokida qaynash sharti:

$$p = P_E + p_Z \quad 6.13$$

bu yerda:  $r$  – sistemaning bosimi;  $P_E$  – uglevodorod (yoki neft fraksiya) larning to'yingan bug' bosimi;  $P_Z$  va  $r_Z$  – to'yingan va to'yinmagan suv bug'ining bosimi;

(6.12) va (6.13) tenglamalar shuni ko'rsatadiki, sistemani berilgan  $r$ -bosimida suv bug'ini ishtiroki, uglevodorod fraksiyalarini haydash (qaynash) harorati  $t$  ni kamaytiradi, suv bug'i to'yingan holatga qancha yaqin bo'lsa,  $t$  shuncha ko'proq kamayadi.

Agar, (6.12) va (6.13) tenglamalar yordamida sistemani harorati  $t$  (asta-sekin yaqinlashish uslubi bilan) aniqlangan bo'lsa, u holda  $E$  va  $Z$  komponentning molyar nisbatini muvozanatli bug' fazasida, Avogadro-Dalton tenglamasidan aniqlaymiz.

$$\frac{G_E}{G_Z} = \frac{p_E}{p_Z} = \frac{P_E}{p - P_E}, \quad 6.14$$

bu yerda:  $G_E$  va  $G_Z$  –  $E$  va  $Z$  komponentlarning bug' fazasidagi miqdori, kmol;  $r_E$  – to'yingan bug' bosimiga  $P_E$  teng bo'lgan uglevodorodni bug'dagi *parcial* bosimi;  $p_Z = p - P_E$  – suv bug'ining *parcial* bosimi.

## **6.5. KO'P KOMPLEMENTLI SISTEMALARNI BIR KARRALI BUG'LATISH VA KONDENSATSIYALASH JARAYONLARI**

Neftni qayta ishlash va neftkimyo sanoatida suyuqliklarning bug'lanishi va gazsimon xomashyo turlarini kondensatsiyalash jarayonlaridan keng foydalaniladi.

Odatdagi hisoblashlarda cheksiz sekin kechuvchi bug'latish va kondensatsiyalash *muvozanat jarayonlari* ko'rib chiqiladi. Muvozanatli jarayonlarni ko'rilganda vaqt omilini istisno qilinishi qulay bo'lib, istalgan vaqtda bunday jarayonlarga muvozanat shartini tavsiflovchi hamma tenglama va grafik bog'liklardan foydalanish imkonini beradi.

Bug'latish va kondensatsiya jarayonlarini bir karrali, ko'p karrali va bosqichma-bosqich usullar bilan amalga oshirish mumkin. Neftni qayta ishlash

qurilmalarida ko'p komponentli yoki murakkab neft aralashmalarini to'liq yoki qisman bug'latish (yoki kondensatsiyalash) jarayonlari asosan bir karrali usul bilan amalga oshiriladi. Chunki, bir xil so'nggi haroratlarda ko'p karrali yoki bosqichma-bosqich usuli bilan amalga oshirishdan ko'ra jarayonlarni qisman bir karrali bug'latish BB (OI) ko'p haydalma (otgon) bersa, qisman bir karrali kondensatsiyalash BK (OK) ko'p kondensat beradi.

Ko'p komponentli sistema uchun, qisman bir karrali jarayonni (BB yoki BK) moddiy balansini yozamiz.

$$L=G+g \quad 6.15$$

$i$ -komponent uchun,

$$Lu_i=Gy_i+gx_i \quad 6.16$$

bu yerda:  $L$  – dastlabki suyuq (BB da) yoki bug' (BK da) xomashyoni miqdori, kmol/soat;  $G$  va  $g$  bir karrali jarayon oxiridagi suyuq va bug' fazalari miqdori mos ravishda, kmol/soat;  $u_i$ ,  $y_i$  va  $x_i$  –  $i$  komponentni dastlabki xomashyodagi va olingan bug' va suyuq fazalardagi molyar ulushi.

Muvozanat sharoitida  $u_i=k_ix_i$ , hisobga olib (6.15) va (6.16) ifodalar asosida (BB) yoki (BK) hisoblash uchun muhim bo'lgan ko'p komponentli sistemalar uchun quyidagi tenglamani olish mumkin.

$$x_i = \frac{u_i}{1 + e(k_i - 1)} \quad 6.17$$

bu yerda:  $e=G/L$  – bug'ni jarayon oxiridagi molyar ulushi (BB holatida *haydashning molyar darajasi* deb ataladi).

Dastlabki suyuq yoki bug'simon xomashyoni ma'lum bo'lgan tarkibi ( $u_i$ ) da (6.17) tenglama 3 ta kattalik ( $t, r, e$ ) dan agar ulardan 2 tasi ma'lum bo'lsa, har qanday birini topish (asta-sekin yaqinlashish) imkonini beradi. SHu bilan birga, olingan suyuq  $x_i$  va bug'  $u_i=k_ix_i$  muvozanatli fazalar tarkibi ham aniqlanadi. Echim to'g'riligini nazorati  $\sum x_i=1$  va  $\sum y_i=1$  shart orqali amalga oshiriladi.

*Bug'lanishni boshlanish* (yoki BK oxiri) sharti ( $t$  va  $R$ ) ni aniqlash ifodasi bo'lib, suyuq faza izoterma tenglamasi (6.5)  $x_i = u_i$  sharti bilan xizmat qilishi mumkin.

$$\sum k_i u_i = 1 \quad 6.18$$

Xuddi shuningdek, BB ni (OI) *tugallanish* (yoki *kondensatsiya boshlanish*) sharti bug' fazasining (6.6) izoterma tenglamasi orqali aniqlanadi va quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi.

$$\sum u_i / k_i = 1 \quad 6.19$$

BB (OI) va BK (OK) larni analitik hisoblashlarda aralashma tarkibini yoki bug' faza ulushini massaviy birligidan molyarga va aksincha o'tkazish zaruriyati paydo bo'ladi. Bunday qayta hisoblash aralashmani har qanday komponenti uchun quyidagi nisbatga muvofiq amalga oshiriladi.

$$x_i M_i = \bar{x}_i M \quad 6.20$$

bu yerda:  $x_i$  va  $\bar{x}_i$  –  $i$ -komponentning molyar va massaviy ulushi;  $M_i$  – komponentning molekulyar massasi;  $M$  – aralashmaning o'rtacha molekulyar massasi. (1.16 va 1.17 formulalar bo'yicha).

Bug' fazasini molyar ulushini massaviy ulushga qayta hisoblash uchun quyidagi nisbatdan foydalaniladi.

$$e M_\delta = \bar{e} M \quad 6.21$$

bu yerda:  $M_\delta$  va  $M$  – bug' va xomashyoning o'rtacha molekulyar massalari.

## **6.6. NEFT VA NEFT FRAKTSIYALARINI BIR KARRALI BUG'LATISH**

Neft yoki neft distillyati kabi murakkab aralashmalarni *shartli* ravishda komponentlarning aralashmasi deb, qabul qilish mumkin. Ular sifatida xomashyoni tor xaroratli fraksiyalari (HQT-ITK bo'yicha) qabul qilinadi va hamma hisoblashlar ko'p komponentli aralashmalar uchun chiqarilgan formulalardan foydalanib amalga oshiriladi.

Ushbu usul bilan masalan, HQT bo'yicha haydash (razgon) haqida ma'lumotga ega bo'lgan holda, har qanday  $r$  bosim uchun, neft va neft fraksiyalarini BB (OI) egri chizig'ini qurish mumkin. BB (OI) chizig'ining har bir nuqtasi (6.17) tenglama yordamida  $k_i \approx P_i / p$  shart bo'yicha hisoblanadi. SHu bilan birga hisoblash davomida BB (OI) chizig'ini har bir nuqtasi uchun, fazalarni molyar  $u_i$ , haydalma (otgon)  $x_i$  qoldiq tarkiblari aniqlanadi.

Haydalma (otgon) – neftni haydash yo'li bilan ajratib olingan mahsulot, yonaki haydalma (bokovoy otgon) – neftni kolonnalarda haydash jarayonida kolonnani yon tomonlaridan olingan mahsulot. Neft va neft distillyatlari uchun BB (OI) ma'lumotlarini eksperimental va analitik uslublar bilan aniqlash murakkabligi sababli bir qator empirik uslublar taklif qilingan [3,6,9,25] va ulardan foydalanib kelinmoqda.

**6.1 - masala.** Benzol ( $A$  – komponent) va toluol ( $V$  – komponent) dan tashkil topgan binar sistemalar uchun, sistemada bosim  $r=140$  kPa bo'lganda, bug' suyuqlik muvozonatining izobar grafigini qurish.

**6.1 - jadval. Turli xaroratlarda benzol va toluolning suyuq ( $h$ ) va bug' holatlarida ( $N$ ) entalpiyalari, to'yingan bug'larining bosimlari ( $R$ )**

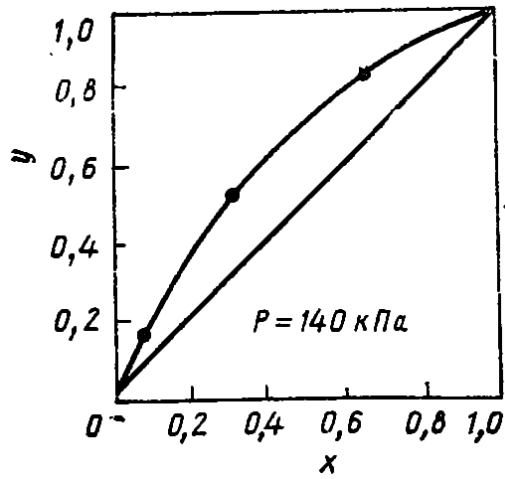
$t, ^\circ\text{C}$	Бензол			Толуол		
	$P_A, \text{kPa}$	$h_A, \text{kJ/kmol}$	$H_A, \text{kJ/kmol}$	$P_B, \text{kPa}$	$h_B, \text{kJ/kmol}$	$H_B, \text{kJ/kmol}$
92	140	12 955	43 068	60,0	14 810	49 731
100	175	14 184	43 827	74,1	16 229	50 537
110	227	15 720	44 742	99,5	18 040	51 577
120	290	17 289	45 689	127,5	19 890	52 656
124	310	17 929	46 055	140,0	20 631	53 087

**6.2 - jadval. Muvozanat fazalari uchun jamlangan ma'lumotlar**

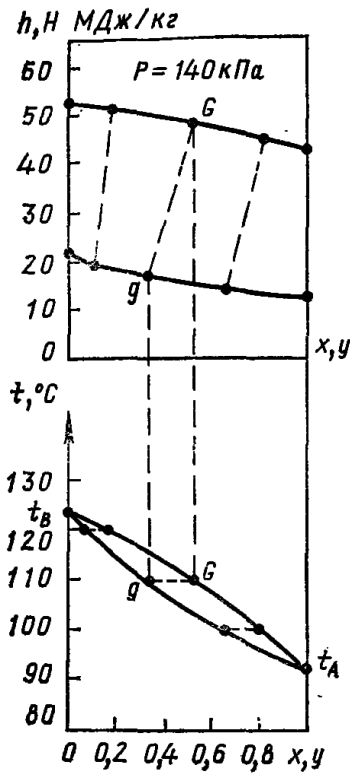
$t, ^\circ\text{S}$	$x$	$u$	$h, \text{kJ/kmol}$	$H, \text{kJ/kmol}$
92	1,0	1,0	12 955	43 068
100	0,653	0,816	14 893	45 062
110	0,318	0,515	17 302	48 057
120	0,077	0,160	19 675	51 570
124	0	0	20 631	53 087

*Yechish.*  $P_i=r$  (yoki  $k_i=1$ ) shartidan kelib chiqqan holda, berilgan  $p=140$  kPa bosim uchun qaynash haroratini topamiz. Benzol –  $t_A=92^\circ\text{S}$ ; toluol- $t_B=124^\circ\text{S}$   $t_A$  va  $t_B$  chegarasida bir necha oraliq haroratlarini beramiz, masalan 100, 110 va  $120^\circ\text{S}$ . [22] da keltirilgan ma'lumotlardan foydalanib, hamma bu xaroratlar uchun, benzol va toluolni ( $P_A$  va  $P_B$ ) to'yingan bug' bosimini, hamda ularning suyuq ( $h_A$  va  $h_B$ ) va bug' ( $H_A$  va  $H_B$ ) holatlaridagi molyar entalpiyalarini topamiz (6.1 - jadval)

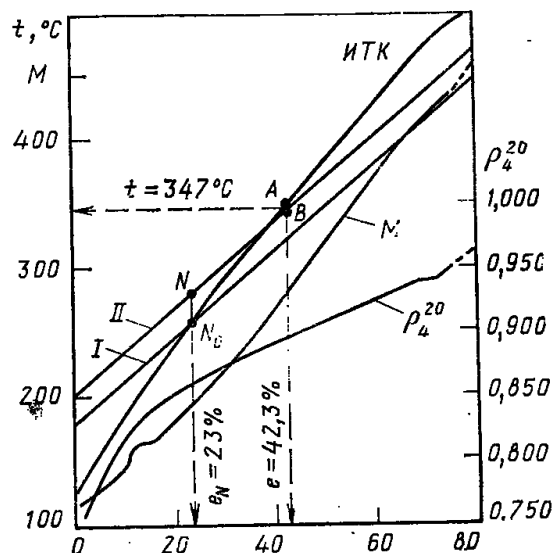
So'ngra, (6.9) formula yordamida benzolning  $x$  suyuq va  $u$  bug' muvozanati fazalardagi molyar ulushini topamiz. (6.10) va (6.11) tenglamalar bo'yicha esa, bu fazalarning molyar entalpiya ( $h$  va  $H$ ) lari topiladi. Hisoblashlar natijasi 6.2 - jadvalda keltirilgan. 6.2 - jadval ma'lumotlari bo'yicha qurilgan  $u - x$  muvozanat grafigi 6.5 - rasmda va 6.6 - rasmda esa, kombinatsiyalangan  $t - x, y$  izobar va  $h, H - x, y$  entalpiya grafiklari ko'rsatilgan.



6.5 - rasm.  $u - x$  muvozanat izobar grafigi (6.1 masalaga doir)



6.6 - rasm. Izobar  $t - x, y$  va entalpiya  $h, H - x, y$  larni kombinatsiyalangan grafiklari



6.7 – rasm. ARN-2 apparatida qisman benzinsizlashtirilgan neftni haydash egri chizilari (6.3 masalaga doir)

*I* –  $P_0=101,3$  kPa dagi BB (OI) egri chizilari;

*II* - faqat shuning o'zi  $P=160$  kPa da

**6.2 - masala.** 6.3 - jadvalni ikkinchi ustunida keltirilgan molyar tarkibli gaz fraksiyasi kondensator-sovutgichdan keyin, gaz seperatoriga kiradi. Agar, biz  $t=40$  °S da chiqib ketayotgan bug' fazani molyar ulushini  $e=0,45$  teng bo'lishini hohlasak, u holda seperatorida qanday bosim ushlab turish kerak bo'ladi. Hosil bo'lgan fazani ham tarkibini aniqlang.

*Yechish.* Masalani asta-sekin yaqinlashish uslubi bilan echamiz. Taxmin qilingan bosim qiymatini  $r=441$  kPa beramiz (bir necha urinishlardan keyin qabul qilingan). Nomogramma [9, 27] bo'yicha  $t=40$  °S va  $r=441$  kPa da bug' suyuqlik muvozanat konstantasi  $k_i$  ni topamiz, keyin (6.17) formula bo'yicha  $x_i$  hamda  $u_i=k_i x_i$  qiymatini hisoblaymiz. Hisoblashlar 6.3 - jadvalda keltirilgan. Bu jadvalni 7 va 8 ustunlarini qiyoslash quyidagini ko'rsatadi:  $\sum x_i \approx 1$  va  $\sum y_i \approx 1$  (mos kelmaslik 1% dan kichikligini tashkil qiladi). Bu esa o'z navbatida qabul qilingan bosim qiymatini ( $r=441$  kPa) to'g'riligini isbotlaydi, qayta hisoblash talab qilinmaydi va olingan  $x_i$  va  $u_i$  qiymatlari qidirilayotgan faza tarkibiga mos keladi.

**6.3 - masala.** AVT asosiy neftni qayta ishlash kolonnasiga (5.2 - rasmdagi sxemaga qarang). "Neftyanie kamni" konining qisman benzinsizlashtirilgan neft-xomashyosi beriladi. Xomashyoni ARN-2 apparatidagi haydaliq bo'yicha ma'lumotlari 6.4 - jadvalda va 6.7 - rasmda keltirilgan. Quvurli pechdan chiqishdagi xomashyoni harorati  $t_k$  va solishtirma entalpiyasi  $h_k$  larni aniqlang. Kolonnani ta'minlash seksiyasidagi bosimi  $r=160$  kPa.

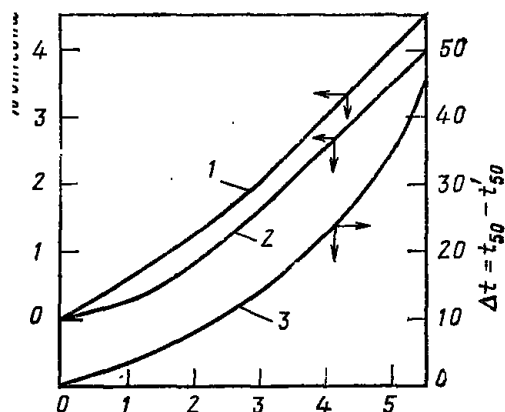
*Yechish.* 1. Atmosfera bosimidagi xomashyo BB (OI) chizig'ini grafik qurilishi. Nelson va Xarvi [6.9] uslubidan foydalanamiz. HQT (ITK) egri chizig'idan (6.7 - rasmda qarang) 10,50 va 70%. Haydalmaga javob beruvchi haroratlarni:  $t_{10}=186$ ;  $t_{50}=383$ ;  $t_{70}=476$  °S aniqlaymiz.

**6.3 - jadval.** Gazli fraktsiyani qisman BK (OK) ( $t=40\text{ }^{\circ}\text{S}$ ,  $e=0,45$ ,  $r=441\text{ kPa}$ )

Komponentlar	Xomashyo tarkibi $u_i$ , molyar ulushlari	$k_i$	$k_i - 1$	$e(k_i - 1)$	$1+e(k_i - 1)$	$x_i=u_i/1+e(k_i - 1)$	$y_i=k_ix_i$
Propan	0,024	2,5	1,5	0,675	1,675	0,0143	0,0358
Izobutan	0,452	1,2	0,2	0,090	1,090	0,4150	0,4980
<i>n</i> -Butan	0,501	0,85	-0,15	-0,068	0,932	0,5380	0,4570
Pentan	0,023	0,27	-0,73	-0,329	0,671	0,0342	0,0009
$\Sigma$	1,000	-	-	-	-	1,0015	0,9917

**6.4 - jadval.** Xomashyo - qisman benzinsizlashtirilgan neftni (q.b.n.) haydash bo'yicha ma'lumotlar

Fraktsiya №	Qaynash chegarasi $^{\circ}\text{S}$	Chiqishi, % (mass.)		$\rho_4^{20}$	M
		Boshlang'ich neftga	Xomashyoga (q.b.n.)		
1	125-146	2,90	3,12	0,757	118
2	146-166	3,20	3,45	0,783	129
3	166-186	3,10	3,34	0,807	138
4	186-206	3,20	3,45	0,828	161
5	206-220	2,70	2,91	0,838	163
6	220-235	2,37	2,55	0,847	174
7	235-252	2,87	3,09	0,854	184
8	252-269	2,93	3,16	0,861	196
9	269-285	2,90	3,13	0,867	209
10	285-300	2,80	3,02	0,875	221
11	300-314	2,97	3,20	0,880	233
12	314-328	2,83	3,05	0,885	248
13	328-343	3,03	3,26	0,891	263
14	343-357	3,00	3,23	0,896	280
15	357-386	6,00	6,47	0,905	305
16	386-402	3,17	3,42	0,912	333
17	402-416	3,03	3,26	0,919	351
18	416-434	3,30	3,56	0,924	369
19	434-450	3,17	3,42	0,930	386
20	450-466	3,13	3,37	0,936	402
21	466-478	2,93	3,16	0,940	415
22	478-488	3,07	3,31	0,941	428
23	488-498	3,13	3,37	0,952	439
24	Qoldiq	21,07	22,70	0,979	850
	$\Sigma$	92,80	100,00	-	-



6.8 – rasm. Neft fraktsiyalarining BB (OI) chiziqlarini qurish uchun grafik

**6.5 - jadval.  $e=42,3\%$  (mass.) da haydalma (otgon) zichligi  $(\rho_4^{20})_{hayd}$  ni – hisoblash**

Fraktsiya №	$x_i, \%$ (mass.)	$(\rho_4^{20})_i$	$x_i/\rho_i$	Hisoblari
1	5,0	0,765	6,536	$(\rho_4^{20})_{xayd} = \frac{e}{\sum x_i / \rho_i} = \frac{42,3}{50,02} = 0,8457$
2	5,0	0,820	6,098	
3	5,0	0,831	6,017	
4	5,0	0,846	5,910	
5	10,0	0,864	11,574	
6	10,0	0,884	11,312	
7	2,3	0,894	2,573	
$\Sigma$	42,3	-	50,020	

HQH (ITK) va BB (OI) chiziqlar og'ish burchagining tangensini mos ravishda  $A$  va  $V$  bilan belgilaymiz. HQH (ITK) egri chizig'ini og'ish burchagini tangensi:

$$A = \frac{t_{70} - t_{10}}{70 - 10} = \frac{476 - 186}{60} = 4,83K / \%$$

6.8 - rasmda ko'rsatilgan grafikni 2 chi egri chizig'i yordamida BB (OI) chizig'ini og'ish burchagi tangensini aniqlaymiz:  $V=3,4 K / \%$ . Shu grafikdagi 3 egri chiziqdan esa 50% li haydalma (otgon) nuqtalari HQH ITK ( $t_{50}$ ) va BB OI  $t'_{50}$  orasidagi haroratlar farqi:  $\Delta t = t_{50} - t'_{50} = 33K$  ga tengligini topamiz. Demak, 50% li haydalmani (otgon) harorati quyidagini tashkil qiladi:

$$t'_{50} = t_{50} - \Delta t = 383 - 33 = 350^0 S$$

BB (OI) chizig'ini taxminan to'g'ri chiziq deb qabul qilib xomashyo BB (OI) boshlang'ich  $t'_0$  va oxirgi  $t'_{100}$  haroratlarini hisoblab chiqamiz:

$$t'_0 = t'_{50} - 50B = 350 - 50 \cdot 3,4 = 180^0 S$$

$$t'_{100} = t'_{50} + 50B = 350 + 50 \cdot 3,4 = 520^0 S$$

6.7 - rasmdagi  $t_0$  va  $t_{50}$  (yoki  $t_0$  va  $t_{100}$ ) haroratlarga javob beruvchi nuqtalar orqali  $l$  to'g'ri chiziq ya'ni atmosfera bosimidagi  $p_0=101,3$  kPa xomashyoni BB (OI) ham chizig'ini o'tkazamiz.

2. Kolonnani ta'minlash seksiyasidagi bosim ( $r=160$  kPa) uchun xomashyo BB (OI) chizig'i. Taxminan BB (OI) chiziqlarini turli bosimlarda o'zaro parallel, va H-QH (ITK) va BB (OI) chiziqlar kesishishi nuqtalari bosimni uncha katta bo'lmagan o'zgarishlarda bir ordinatada joylashgan deb hisoblab, BB (OI) chizig'ini bir  $P_0$  bosimdan boshqa  $P$  bosimga qayta hisobini amalga oshiramiz.

6.7 - rasmdan ko'rinadiki  $r_0=101,3$  kPa bosimdagi BB (OI) va H-QH (ITK) chiziqlarini kesishish nuqtasi  $N_0$   $e_N=23\%$  (mass.) va  $t_0=258^0S$  li haydalmaga to'g'ri keladi.  $t_0=258^0C$  haroratni  $r=160$  kPa bosimga qayta hisoblab (masalan, Ashvort formulasi bo'yicha)  $t=280^0S$  haroratni topamiz. Uni qo'yib  $e_N=23\%$  ordinatadagi  $N$  nuqtani olamiz.  $r=160$  kPa bosim uchun BB (OI) chizig'i, atmosfera bosimidagi BB (OI) chizig'iga  $N$  nuqta orqali parallel to'g'ri chiziq o'tkazib topish mumkin.

3. Kolonnaga xomashyo kirish xarorati  $t$  va haydash darajasi  $e$ . Odatda haydalma (otgon) kolonnaga kirishda H-QH (ITK) bo'yicha  $350^0S$  gacha qaynab chiqadigan xomashyodagi fraktsiya miqdoriga teng deb, qabul qilinadi. 6.7 - rasmdan kelib chiqadiki, xomashyodagi bunday fraktsiya miqdori 42, 3% ni tashkil qiladi.  $r=160$  kPa bosimdagi BB (OI) chizig'idan foydalanib (6.7- rasmdagi  $V$  nuqtaga qarang),  $e=42, 3\%$  li, haydash (otgon) muvozanat fazali xomashyoni kolonnaga kirishidagi harorati  $t=347^0S$  bo'lgandagina sodir bo'lishi mumkinligini topamiz.

4. Haydalma (otgon) va qoldiq  $\rho_4^{20}$  zichligi. Xomashyoni haydash egri chiziqlarini  $0^0$  dan to  $e=42,3\%$  gacha uchastkalarga ajratib (6.7- rasmga qarang) o'rtacha zichligi  $\rho_4^{20}$  egri chiziqdan aniqlanadigan fraktsiyalarni olamiz. Bu o'z navbatida zichlikning taxminiy qiymatini aniqlashga imkon beradi.

$$\rho_4^{20} \text{ hayd (otg)} \approx 8457 \text{ (6.5 - jadval).}$$

6.4 - jadvaldagi ma'lumotlardan foydalanib, o'rtacha zichlik formulasi bo'yicha xomashyoni zichligini topamiz.  $(\rho_4^{20})_L=0,8994$ .

Qoldiq zichligini quyidagi shartdan topamiz.

$$\frac{100}{(\rho_4^{20})_L} = \frac{e}{(\rho_4^{20})_{\text{хайд(отг)}}} + \frac{100-e}{(\rho_4^{20})_{\text{колд}}}$$

Tenglamaga kattaliklarning qiymatini qo'yib

$$\frac{100}{0,8994} = \frac{443}{0,8457} + \frac{100-42,3}{\rho_4^{20} \text{ колд}}$$

$(\rho_4^{20})_{\text{qold}}=0,9433$  ni topamiz.

5. Xomashyoni kolonnaga kirishidagi solishtirma entalpiya.

(1.32) va (1.31) formulalar bo'yicha  $t=347^{\circ}\text{C}$  da haydalma (otgon) solishtirma entalpiyasi  $h^b=1068,2$  va suyuq qoldiq  $h^s=805,7$  kJ/kg larni topamiz.

Additivlik qoidasi asosida xomashyoni kolonnaga kirishidagi solishtirma entalpiyasini topamiz:

$$h = eh^{\delta} + (1 - e)h^c = 0,423 \cdot 1068,2 + 0,577 \cdot 805,7 = 916,7 \text{ kJ} / \text{kg}$$

6. Pech zmeevigidan chiqishdagi sharoit. Pechdan kolonnagacha bo'lgan quvuruzatgich transferli liniya deb, atash qabul qilingan. Pech zmeevigidan chiqishdagi bosim  $r_k$  va harorat  $t_k$  (5.2 - rasmdagi  $K$  nuqta) kolonnaga kirishdagiga ( $r$  va  $t$ ) ko'ra, yuqoriroq bo'ladi, chunki transfer liniyasida bosimning yo'qolishi  $\Delta r$  30-300 kPa va o'z navbatida haroratni o'zgarishi  $\Delta t$  (AVT-atmosfera seksiyasida 18  $K$  gacha, vakuum seksiyada 30  $K$  gacha) sodir bo'ladi. Lekin, odatda transfer liniya izolyatsiyasi orqali yo'qotilgan issiqlik hisobga olinmasa, xomashyoni pechdan chiqishdagi solishtirma entalpiyasi  $h_k$ , xomashyoni kolonnaga kirishdagi solishtirma entalpiyasiga teng bo'lishi kerak, ya'ni  $h_k=h=916,7$  kJ/kg. Xomashyoni pechdan chiqishdagi harorati taxminan  $t_k=t+\Delta t \approx 347+5=352$   $^{\circ}\text{S}$  ni tashkil qiladi.

**6.4 – masala.** Bug'latgichning so'nggi bosqichida deasfalyatizatsiya propanni bug'latish uchun kerak bo'lgan isitish yuzasi va suv bug'ining sarfini aniqlang. Eritma zichligi  $\rho_4^{20}=0,920$   $\text{D}=21400$  kg/s deasfalyatizatsiya va  $\text{P}=3660$  kg/soat propandan tashkil topgan bo'lib, avvalgi bug'latish bosqichidan  $t=110^{\circ}\text{S}$  harorat bilan kiradi.

*Yechish.*

1. Bug'latgichdagi sharoit. Bug'latilgan propanni 40-50  $^{\circ}\text{S}$  da (qo'shimcha siqishsiz) kondensatsiyalash uchun bug'latgichning oxirgi bosqichidagi bosim 1,5 MPa dan kam bo'lmasligi kerak.  $r=1,6$  MPa deb qabul qilamiz. Quyidagi belgilashlarni kiritamiz:  $T_K$  va  $t_K$  - bug'latgichdan chiqayotgan propan bug'i va deasfalyatizatsiya eritmaning bug'latgichdan chiqishdagi haroratlari mos ravishda;  $P_K$  va  $\bar{x}_K$  - chiqib ketayotgan eritmadagi propanning miqdori (kg/soat) va massaviy ulushi mos ravishda. Propanning o'rtacha haroratlarda  $t_K=(160 \div 180^{\circ}\text{S})$  bug'lanishini ta'minlash uchun  $\bar{x}_K$  qiymatini 4-5 % dan kichik qabul qilib bo'lmaydi, qolgan propan miqdorini esa, atmosferali bug'latish kolonnasida o'tkir o'ta qizdirilgan bug' yordamida haydaladi.  $\bar{x}=0,06$ , deb qabul qilamiz.

Bug'latgichdagi bug' fazasi amalda faqat propandan iborat ekanligini hisobga olib, propanni bug' suyuqlik muvozanat konstantasini  $k=y/x \approx 1/x$  topamiz. (6.20) formula yordamida propanni suyuq fazadagi molyar konsentratsiya  $s$  ni massaviy  $\bar{x}$  konsentratsiya ga qayta hisoblab, quyidagi bog'liqlikni olamiz:

$$\bar{x} \approx \frac{M_{\text{II}}}{M_{\text{II}} + M_{\text{D}} + (k - 1)} \quad 6.22$$

bu yerda:  $M_{\text{P}}$  va  $M_{\text{D}}$  - propan va deasfalyatizatsiya ni mos ravishda molekulyar massalari.

(1.6) va (1.20) formulalardan foydalanib topamiz:

$$M_D = \frac{44,29 \cdot \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}} = \frac{44,29 \cdot 0,9235}{1,03 - 0,9235} = 384$$

(6.22) formulasiga  $M_D=384$  va  $\bar{x}_K=0,06$  qiymatlarini qo'yib quyidagini olamiz:

$$k \approx 1 + \frac{M_{II}}{M_D} \left( \frac{1}{\bar{x}_K} - 1 \right) = 1 + \frac{44}{384} \left( \frac{1}{0,06} - 1 \right) = 2,8$$

Propanning bug' suyuqlik muvozanati konstanta doimiysi jadvaliga [11] muvofiq,  $r=1,6$  kPa va  $k=2,8$  qiymatlarga  $t_K=168^0S$  harorat to'g'ri keladi. Bug'latgichdan chiqib ketayotgan propan bug'ini harorati  $T_K$  5–10 K ga kam bo'ladi.  $T_K \approx 160^0S$  deb qabul qilamiz.

2. Bug'latgichning issiqlik balansi (1.37) empirik formulasidan yoki [12] ishdagi jadvaldan deasfaltizatni  $t=110$  va  $t_K=168^0S$  dagi solishtirma entalpiyasini topamiz:  $h_{110}^c = 214,9$  va  $h_{168}^c = 345,5$  kJ/kg.

[27,62] dagi grafiklardan propan molyar entalpiyalarini aniqlaymiz. Propan uchun (suyuq eritmada) quyidagilarni topamiz:  $i_{110}^c = 14450$  kJ/kmol yoki 329 kJ/kg;  $i_{168}^c = 22,800$  kJ/kmol yoki 518 kJ/kg; Propan bug'lari uchun (atmosfera bosimida)  $H_{160}=30400$  kJ/kmol.

Propan uchun ( $T_{kr}=370$  K,  $R_{kr}=4,2$  MPa) keltirilgan normativlarni topamiz:

$$\tau = \frac{160 + 273}{370} = 1,17 \quad \pi = \frac{1,6}{4,2} = 0,38$$

Grafik bo'yicha (1.4 - rasimga qarang) yordamchi parametr  $\theta = 0,69$  ni topamiz.

Bosimga tuzatish  $\Delta H = 4,19 T_{kr}$ .  $\theta = 4,19 \cdot 370 \cdot 0,69 = 1070$  kJ/kmol ni tashkil qiladi.

Propan bug'larining entalpiyasi tuzatish hisobiga:

$$t_{160}^n = H_{160} - \Delta H = 30400 - 1070 = 29330 \text{ kJ/kmol} = 666 \text{ kJ/kg}$$

Deasfaltizatni eritmasi bilan bug'latgichga kirayotgan issiqlik miqdori  $Q_1$  quyidagini tashkil qiladi.

$$Q_1 = Dh_{110}^c + \Pi i_{110}^c = 21400 \cdot 214,9 + 3660 \cdot 329 = 5803000 \text{ kJ/soat}$$

Bug'latgichdan deasfaltizat eritmasi bilan chiqib ketayotgan propanning miqdori quyidagini tashkil qiladi:

$$\Pi_K = D \frac{\bar{x}_K}{1 - \bar{x}} = 21400 \frac{0,06}{1 - 0,06} = 1365 \text{ kg/soat}$$

Deasfaltizat bilan chiqib ketayotgan issiqlik  $Q_2$ .

$$Q_2 = Dh_{168}^c + \Pi_K i_{168}^c = 21400 \cdot 345,5 + 1365 \cdot 518 = 8098000 \text{ kJ/soat}$$

Bug'latilgan propan bilan olib chiqilib ketayotgan issiqlik  $Q_3$ .

$$Q_3 = (\Pi - \Pi_K) i_{160}'' = (3660 - 1365) \cdot 666 = 1530000 \text{ kJ/soat}$$

Bug'latgich issiqlik balansidan sistemaga issiqlik tashuvchi tomonidan beriladigan issiqlikni aniqlaymiz.

$$Q = (Q_2 + Q_3 + Q_{yo'q}) - Q_1 \quad 6.23$$

qayerda:  $Q_{yo'q}$  - apparatda issiqlik yo'qolishi, odatda issiqlik  $Q$  ning 3–5% oshishiga olib keladi, deb qabul qilinadi. U holda bug'latgich issiqlik yuklamasini hisoblash formulasi quyidagi ko'rinishni oladi:

$$Q = a(Q_2 + Q_3 - Q_1) \quad 6.24$$

qayerda:  $a \approx 1,03 \div 1,05$  – issiqlikning yo'qolishini hisobga oluvchi koeffisient.  $a \approx 1,04$  deb qabul qilib, hamma issiqlik oqimlarini MJ/soat ifodalab,  $Q$  ni hisoblaymiz.

$$Q = 1,04(8098 + 1530 - 5803) = 3980 \text{ MJ/soat}$$

3. Bug'latgichni issiqlik uzatish yuzasi va isituvchi agentni sarfi. Issiqlik tashuvchi sifatida bosimi  $r = 1,0 \text{ MPa}$  bo'lgan *to'yingan* suv bug'ini olamiz. [7] jadvali bo'yicha bug'ni haroratini  $t_s = 179^0\text{S}$ , kondensatsiyalanish issiqligini  $r = 2024 \text{ kJ/kg}$  topamiz.

Issiqlik almashinish sxemasi:

$$t_s = 179^0\text{C} \rightarrow t_s = 179^0\text{S}$$

$$t_K = 168^0\text{C} \leftarrow t = 110^0$$

$$\Delta t_{kuu} = 11^0\text{C} \quad \Delta t_{kam} = 69^0\text{S}$$

Haroratlarning o'rtacha farqi;

$$\Delta t = \frac{69 - 11}{2,31g \frac{69}{11}} = 31,6^0\text{S}$$

Bu holat uchun 4.2 - jadvaliga muvofiq  $K \approx 290 \div 870 \text{ Vt/(m}^2 \cdot \text{K)}$ .  $K = 300 \text{ Vt/(m}^2 \cdot \text{K)} = 1080 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K)}$ , deb qabul qilamiz. Bug'latgichning zarur isitish yuzasi:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t} = \frac{3980 \cdot 10^3}{1080 \cdot 31,6} \approx 117 \text{ m}^2$$

Suv bug'ining sarfi:

$$Z = \frac{Q}{r} = \frac{3980 \cdot 10^3}{2024} = 1965 \text{ kg/soat}$$

**6.5 – masala.** Etilsiklopentanni  $r=130$  kPa bosimda qaynash tempera-turasini aniqlang.

*Yechish.* Individual suyuqlikning qaynashi (yoki uning bug'larini kondensatsiyasi) quyidagi sharoitda, ya'ni to'yingan bug' bosimi  $R$ , tashqi bosim  $r$  ga teng bo'lib qolganda sodir bo'ladi.

$R$  ning qiymati, masalan (1.27) formula bo'yicha aniqlanishi mumkin:

$$\lg P = a - \frac{b}{t + c}$$

Ko'p moddalarning doimiylik qiymatlari  $a$ ,  $b$  va  $s$  [19] ma'lumotnomada keltiriladi.  $1 \text{ kPa} = 7,5 \text{ mm}$  simob ustuniga tengligini hisobga olib,  $R$  ni kilopaskallarda hisoblaganda [19] da keltirilgan  $a$  doimiylikni  $\lg 7,5 = 0,8551$  ga kamaytirilishi kerak.

Agar, (1.27) dagi  $R$  o'rniga  $r$  ni qo'ysak, individual moddalarni qaynash harorati va tashqi bosim bilan bog'liqlik tenglamasini olamiz:

$$\lg p = a - \frac{b}{t + c} \quad 6.25$$

yoki haroratga nisbatan echib quyidagini olamiz:

$$t = \frac{b}{a - \lg p} - c \quad 6.26$$

Etilsiklopentan uchun  $-60^{\circ}\text{S}$  dan to  $155^{\circ}\text{S}$  gacha quyidagilarni topamiz:

$$a = 6,88709 - 0,8751 = 6,01199$$

$$b = 1298,6; c = 220,68$$

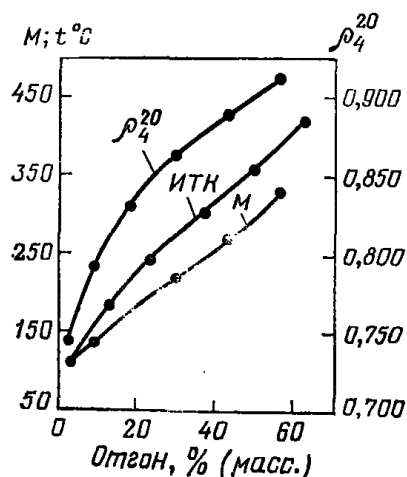
(6.26) tenglamadan foydalanib  $t$  ni aniqlaymiz:

$$t = \frac{1298,6}{6,01199 - \lg 130} - 220,68 = 112,3^{\circ}\text{S}$$

**6.6 – masala.** 6.6 - jadvalda shartli ravishda  $A$  va  $V$  bilan belgilangan ikki turli neft uchun, bir xil haroratli fraktsiyalarni HQH (ITK) bo'yicha har bir neftdagi miqdorini qiymati, hamda nisbiy zichliklarini  $\rho_4^{20}$  o'rtacha qiymatlari va neftni haydash grafigi bo'yicha olingan molekulyar massalar  $M$  keltirilgan.

Bu neftlar aralashmasi uchun, agar  $A$  neftni miqdori aralashmada

$a=40\%$  (mass.) ni tashkil qilsa, hisoblash yo'li bilan HQH (ITK) bo'yicha haydash grafigini quring.



6.9 - rasm. 40 % A nefti va 60 % V neftidan tashkil etgan aralashmaning haydash egri chiziq-lari (6.5 – masalaga doir).

*Yechish.* Neft aralashmasini har bir haroratli fraksiyasi uchun formulalardan foydalanib  $x$ ,  $\rho_4^{20}$  va  $M$  qiymatlarini hisoblaymiz.

$$x = ax_A + (100 - a)x_B \quad 6.27$$

$$\frac{x}{\rho} = \frac{ax_A}{\rho_A} + \frac{(100 - a)x_B}{\rho_B} \quad 6.28$$

$$\frac{x}{M} = \frac{ax_A}{M_A} + \frac{(100 - a)x_B}{M_B} \quad 6.29$$

bu yerda:  $x_A$ ,  $x_V$  va  $x - A$ , V neftlar va ularni aralashmasidagi berilgan xaroratli fraksiyalarini mos ravishdagi konsentrasiya lari, % (mass.);  $\rho_A$ ,  $\rho_V$  va  $\rho$  berilgan xaroratli fraksiyalarni A, V va ularni aralashmasidagi (nisbiy yoki absolyut) o'rtacha zichliklari;  $M_A$ ,  $M_V$  va  $M - A$ , V neftlar va ularni aralashmasidagi berilgan haroratli fraksiyalarini o'rtacha molekulyar massalari.

(6.27) – (6.29) formulalar bo'yicha hisoblangan  $x$ ,  $\rho_4^{20}$  va  $M$  larni qiymatlari 6.6 - jadvalda keltirilgan. Bu jadvaldagi 2, 9 - 11 ustunlari ma'lumotlaridan HQH (ITK) bo'yicha haydash grafigi qurilgan (6.9 - rasm) shunga o'xshash, bir necha neft aralashmalari uchun grafik qurishga kerakli ma'lumotlarni hisoblash mumkin.

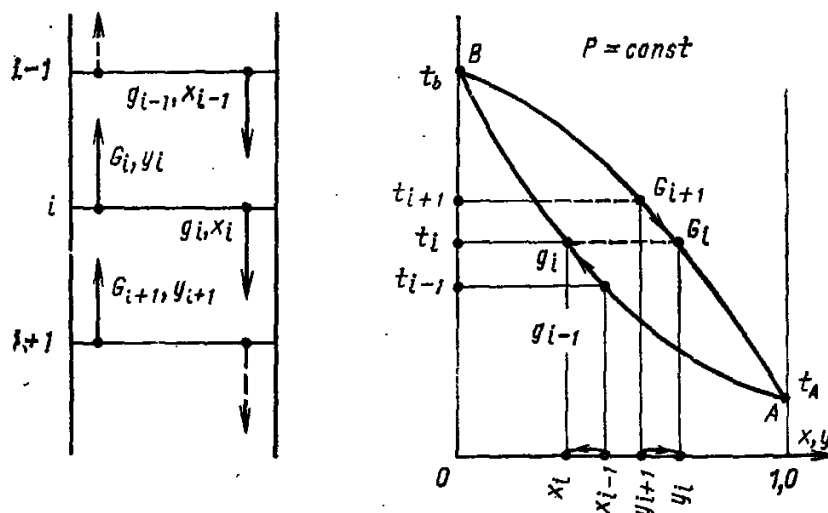
**6.6 - jadval.** A va V neft aralashmasi uchun xarakteristikalarini hisoblash. A neftni aralashmadagi miqdori  $x=40\%$ (mass.)  $x$  - fraktsiyani chiqishi  $\rho_4^{20}$  - o'rtacha nisbiy zichlik,  $M$  - o'rtacha molekulyar massa;

Fraktsiya №	HQH (ITK) bo'yicha °S fraksiyalarning qaynash chegaralari	Neft A			Neft V			A va V Neftlar aralashmasi		
		$x_A, \%$ (mass.)	$(\rho_4^{20})_A$	$M_A$	$x_V, \%$ (mass.)	$(\rho_4^{20})_V$	$M_V$	$x, \%$ (mass.)	$\rho_4^{20}$	$M$
1	120 gacha	3,5	0,747	108	4,5	0,740	106	4,10	0,742	106,7
2	120-180	10,0	0,791	139	6,7	0,789	136	8,02	0,790	137,3
3	180-240	12,3	0,824	181	9,8	0,835	170	10,80	0,830	175,0
4	240-300	13,0	0,853	226	12,8	0,870	213	12,88	0,863	218,0
5	300-360	13,2	0,878	273	13,7	0,895	264	13,50	0,889	268,0
6	360-420	12,0	0,903	323	13,7	0,916	337	13,02	0,911	332,0

## 7 BOB REKTIFIKATSIYA

### 7.1. REKTIFIKATSION KOLONNALARNING ISHLASH PRINSIPI

Chapda 3 ta bir – biriga bog'liq nazariy  $i - 1$ ,  $i$  va  $i + 1$  tarelkalari, o'ngda esa normal tipdagi binar sistemani  $t - x, y$  izobar grafigi sxematik ko'rsatilgan (7.1- rasm). 1 tarelkaga 2 ta oqim kelib tushadi: quyida joylashgan  $i + 1$  tarelkadan  $t_{i+1}$  haroratli  $G_{i+1}$  – bug' oqimi, yuqorida joylashgan  $i - 1$  tarelkadan esa  $t_{i-1}$  haroratli sovuqroq  $g_{i-1}$  flegma. Bu holda nazariy tarelkalar ko'rilishi sababli, to'qnashuv (kontakt)dan keyin,  $t_{i+1}$  va  $t_{i-1}$  o'rtasidagi oraliq  $i$  tarelkadan  $t_i$  - harorat bilan  $G_i$  va  $g_i$  muvozanatli oqimlar chiqib ketadi.



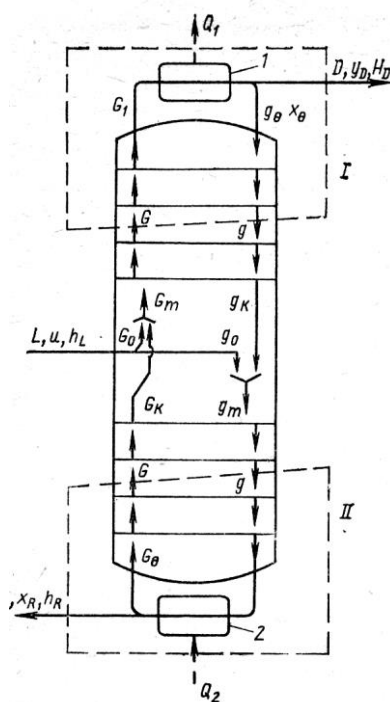
7.1 – rasm. Nazariy tarelkada rektifikatsiya sxemasi (nazariy to'qnashuv)

YuQK- Yuqori haroratda qaynovchi komponent (VKK-visococipyashiy komponent)

PQK-past haroratda qaynovchi komponent (NKK-nizcocipyashiy komponent).

Grafikdan ko'rinib turibdiki, to'qnashuv (kontakt) va modda almashinuv natijasida 1 ta nazariy tarelkani o'zida PQK (NKK) konsentrasiya si bug' oqimida  $\Delta y = y_i - y_{i+1}$  ga oshdi, suyuq oqimda esa  $\Delta x = x_{i-1} - x_i$  ga kamaydi.

Bunday ko'p marotaba qarava – qarshi to'qnashuvlarni qaytarish bilan kolonnada bug' va suyuq oqimlar tarkibini etarli chuqur o'zgartirishga erishish mumkin. Shuningdek, fazalar o'rtasidagi modda almashinuv ikkala yo'nalishlarda ketishini hisobga olsak, u holda har bir to'qnashuvdan (kontakt) keyin bug' va suyuq oqimlar miqdori nisbatan kam o'zgaradi. Kolonnaning quyi qismiga yo'naltirilish bilan izobar grafigida suyuq faza nuqtasi g toza YuQK nuqtasi V ga yaqinlashadi. Boshqa tomondan kolonnani Yuqorisiga ko'tarilayotgan bug' oqimini nuqtasi G, toza PQK ( $u \rightarrow 1$ ) A nuqtasi tomon yo'naladi. SHunday qilib, kolonna Yuqorisida boyitilgan PQK bug'i va pastki qismidan esa, boyitilgan YuQK suyuqlik olinadi.



7.2 – rasm. Oddiy to'la rektifikatsion kolonnani oqimlar sxemasi  
1 – parsial kondensator; 2 – qaynatgich.

7.2 - rasmda oddiy rektifikatsion kolonnani ishlashini tushuntiruvchi printsiplial sxemasi belgilangan oqimlar bilan berilgan.

Homashyo kirish joyi kolonnani *ta'minlash* seksiyasi, deb ataladi. Kolonnani ta'minlash seksiyasidan Yuqori joylashgan qismi bug' tarkibini oshiruvchi qism yoki *konsentratsion* seksiya, deb ataladi. Bu seksiya o'ziga kiradigan bug' oqimini rektifikatsiyalash uchun xizmat qiladi. Kolonnani ta'minlash seksiya pastida joylashgan qism va unga kiruvchi suyuq oqimni rektifikatsiyalash uchun xizmat

qiladi va engil uchuvchi komponentni maksimal ajratuvchi qism yoki haydash seksiyasi, deb ataladi.

Rektifikatsiya jarayonini sodir bo'lish shartlaridan biri, bu to'qnashtiruvchi moslamalar (taretkalar) dan tashqari ikkita uchrashuvchi muvozanatda bo'lmagan bug' va suyuqlik oqimlarini mavjud bo'lishidir. Shuning uchun, kolonnani Yuqori kontsentratsion seksiyasida, suyuq oqim hosil qilish uchun, parsial - kondensator yordamida issiqlikning ma'lum miqdori  $Q$ , ( $\kappa\text{J/s}$ ) olib ketiladi, natijada kolonnani yuqori qismidan chiqayotgan bug' qismi kondensatsiyalanadi va kondensat ( $g_0$ ,  $\text{kmol/soat}$ ) *sug'orma* (jidkoe oroshenie) sifatida kolonnaga qaytariladi.

Haydash seksiyasida bug' oqimini hosil qilish uchun qaynatgich yordamida kolonnani quyi qismiga ma'lum miqdorda  $Q_2$ , ( $\kappa\text{J/s}$ ) issiqlik etkazib beriladi, natijada kolonnani pastidan ketayotgan suyuqlik, qisman bug'lanadi va haydalma (otgon)  $G_0$  – *bug'li sug'orma* (parovoe oroshenie) sifatida kolonnaga qaytariladi.

Rektifikatsiyalashning yuqorigi mahsuloti ( $D$ ,  $\text{kmol/soat}$ ) parsial kondensatorni bug' holatida tark etadi va *distillyat* (yoki *rektifikat*) deb ataladi. Ajratishni quyi mahsuloti suyuq holatda qaynatgichni tark etadi va qoldiq ( $R$ ,  $\text{kmol/soat}$ ) deb ataladi.

## 7.2. KOLONNANI MODDIY VA ISSIQLIK BALANSLARI

Ikki komponentli aralashmani ajratuvchi kolonna uchun aralashma va PQQ bo'yicha moddiy balanslar quyidagi ko'rinishga ega bo'ladi (7.2 - rasm):

$$\begin{aligned} L &= D+R & 7.1 \\ Lu &= Dy_D+Rx_R & 7.2 \end{aligned}$$

bu yerda:  $L, D, R$  – xomashyo, distillyat va qoldiq miqdorlari  $\text{kmol/soat}$ ;  $u, y_D, x_R$  – PQQ ni aralashmadagi, distillyatdagi va qoldiqdagi molyar ulushlari.

Kolonnaning issiqlik balansi ( $\kappa\text{J/soat}$ )

$$Lh_L + Q_2 = DH_D + Rh_R + Q_1 \quad 7.3$$

bu yerda:  $h_L, H_D, h_R$  - xomashyo, distillyat bug'larini va qoldiqni molyar entalpiyalari.  $\kappa\text{J/kmol}$ ;

$Q_1$  – parsial kondensatorida olib ketilgan issiqlik,  $\kappa\text{J/soat}$ ;  $Q_2$  – qaynatgich issiqligi,  $\kappa\text{J/soat}$ .

(7.3) tenglamani quyidagi ko'rinishda qayta yozamiz:

$$Lh_L = DH_D^* + Rh_R^* \quad 7.4$$

u holda

$$H_D^* = H_D + \frac{Q_1}{D} \quad 7.5$$

$$h_R^* = h_R - \frac{Q_2}{R} \quad 7.6$$

$Q_1/D - 1$  kmol distillyat hisobidagi parsial kondensatorni solishtirma issiqlik yuklamasi  $Q_2/R - 1$  kmol ga qoldiqqa to'g'ri keladigan qaynatgichni issiqlik yuklamasi;  $H_D^*$  va  $h_R^*$  - distillyat va qoldiqni *keltirilgan entalpiyalari*.

(7.1) tenglamani (7.2) bilan va (7.1) tenglamani (7.4) tenglama bilan birgalikda Yechish quyidagi ikkita ifodani beradi.

$$\frac{L}{y_D - x_R} = \frac{D}{u - x_R} = \frac{R}{y_D - u} \quad 7.7$$

$$\frac{L}{H_D^* - h_R^*} = \frac{D}{h_L - h_R^*} = \frac{R}{H_D^* - h_L} \quad 7.8$$

(7.7) ifoda berilgan  $u, y_D$  va  $x_R$  tarkibda distillyat  $D/L$  yoki qoldiq  $R/L$  ni nisbiy chiqimlarini aniqlashda foydalaniladi.

(7.7) va (7.8) ifodalarni  $D/L$  ga nisbatan echib, quyidagi nisbiylikni olamiz.

$$\frac{u - x_R}{y_D - x_R} = \frac{h_L - h_R^*}{H_D^* - h_R^*} \quad 7.9$$

bu ifoda shuni ko'rsatadiki, entalpiya - tarkib, koordinat sistemasida, ya'ni issiqlik grafigida quyidagi uchta  $L(u, h_L)$ ,  $S_1(y_D, H_D^*)$  va  $S_2(x_R, h_R^*)$  nuqta har doim bitta to'g'ri chiziqda yotadi. 7.3 - rasmda ko'rsatilgan bu nuqtalar binar aralashmalarini ajratuvchi kolonnani hisoblashda muhim rol o'ynaydi.

### 7.3. KOLONNANI KONTSETRATSION SEKSIYASI UCHUN MODDIY VA ISSIQLIK BALANSLARI

Kolonna konsentratsion seksiyasining yuqorisi va ixtiyoriy tareklalararo kesimini o'z ichiga olgan hajmi uchun, moddiy va issiqlik balanslarini tuzamiz. (7.2 - rasm, I – konturi bo'yicha)

$$G = g + D \quad 7.10$$

$$Gy = gx + Dy_D \quad 7.11$$

$$G_H = gh + DH_D + Q_1 \quad 7.12$$

(7.12) tenglamani (7.5) ifodani hisobga olib, quyidagi ko'rinishda qayta yozamiz:

$$G_H = gh + DH_D^* \quad 7.13$$

(7.10) ni (7.11) bilan va (7.10) ni (7.13) bilan birgalikda echib quyidagilarni olamiz:

$$\frac{G}{y_D - x} = \frac{g}{y_D - y} = \frac{D}{y - x} \quad 7.14$$

$$\frac{G}{H_D^* - h} = \frac{g}{H_D^* - H} = \frac{D}{H - h} \quad 7.15$$

bulardan:

$$\frac{G}{D} = \frac{y_D - x}{y - x} = \frac{H_D^* - h}{H - h} \quad 7.16$$

$$\frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - X} = \frac{H_D^* - H}{H - h} \quad 7.17$$

Konsentratsion seksiyasini har qanday kesimi uchun  $g/D = F$  munosabat flegma soni deb ataladi.

Agar, hisoblash davomida tarkib va uning entalpiyasi ma'lum bo'lsa, konsentratsion seksiyani bir xil sathida uchrashuvchi bug'  $G$  va suyuqlik  $g$  oqimlar miqdorini aniqlash uchun (7.16) va (7.15) ifodadan foydalaniladi. Uchrashuvchi oqimlar tarkibi  $x$  va  $u$  larni bog'lovchi tenglamani operativ (ishchi) chizig'i yoki konsentratsiya tenglamasi deb qabul qilingan.

(7.16) tenglamani  $u$  ga nisbatan echib, konsentratsion seksiya uchun, ishchi chiziq tenglamasini quyidagi ko'rinishiga ega bo'lamiz.

$$y = x + \frac{D}{G}(y_D - x) \quad 7.18$$

(7.18) ishchi tenglamani muvozanat tenglamasidan farqi, uchrashuvchi suyuq va bug' oqimlarini muvozanatda emasligini isbotlaydi.

#### 7.4. KOLONNA HAYDASH SEKSIYASI UCHUN MODDIY VA ISSIQLIK BALANSLARI

Kolonnani quyi qismi va ixtiyoriy tarelkalararo kesim oralig'idagi xajmi uchun balans tenglamalarini tuzamiz. (7.2 - rasm. II kontur bo'yicha)

$$g = G + R \quad 7.19$$

$$gx = Gy + Rx_R \quad 7.20$$

$$gh + Q_2 = GH + Rh_R \quad 7.21$$

(7.6) nisbiylikni hisobga olib, so'nggi tenglamani quyidagi ko'rinishda qayta yozamiz:

$$gh = GH + Rh^*_R \quad 7.22$$

(7.19) ni (7.20) bilan va (7.19) ni (7.22) bilan birgalikda echib, haydash seksiyasi uchun quyidagilarni olamiz:

$$\frac{g}{y - x_R} = \frac{G}{y - x_R} = \frac{R}{y - x} \quad 7.23$$

$$\frac{g}{H - h^*_R} = \frac{G}{h - h^*_R} = \frac{R}{H - h} \quad 7.24$$

Bulardan

$$\frac{g}{R} = \frac{y - x_R}{y - x} = \frac{H - h^*_R}{H - h} \quad 7.25$$

$$\frac{G}{R} = \frac{x - x_R}{y - x} = \frac{h - h^*_R}{H - h} \quad 7.26$$

(7.25) yoki (7.26) ifodalar haydash seksiyasining har qanday tarelkalararo kesimida uchrashadigan  $G$  va  $g$  oqimlarni hisoblash uchun foydalaniladi.

Haydash seksiyasini har qanday tarelkalararo kesimi uchun  $P=G/R$  nisbat *bug' soni* deb ataladi.

(7.25) ifodasidan foydalanib, haydash seksiyasini ishchi chiziq tenglamasini  $x$  ga nisbatan yechamiz:

$$x = y - \frac{R}{g}(y - x_R) \quad 7.27$$

(7.25) yoki (7.26) ifodalar issiqlik grafigidagi uchta nuqta—  $g(x, h)$ ,  $G(u, N)$  va  $S_2(x_R, h^*_R)$  lar — bir to'g'ri chiziqda yotishini ko'rsatadi. Har qaysi shunday to'g'ri chiziq, haydash seksiyasidagi bir juft uchrashuvchi oqimlar uchun, ishchi chiziq xizmatini o'taydi.

Shundan ko'rinadiki, haydash seksiyasini hamma ishchi chiziqlari umumiy qutb  $S_2$  ga (7.3 - rasm) ega bo'lgan to'g'ri chiziqlar dastasidan tashkil topgan. Yana ushbu rasmda kesmalar ko'rsatilgan bo'lib, ular orqali  $Q_1/D$ ,  $Q_2/R$ ,  $N^*_D$  va  $h^*_R$  kattaliklar o'lchanadi.

(7.5) va (7.6) ifodalardan  $N^*_D$  har doim musbat bo'lgan holda  $h^*_R$ , esa ham musbat va manfiy ishorali bo'lishi mumkinligi kelib chiqadi.

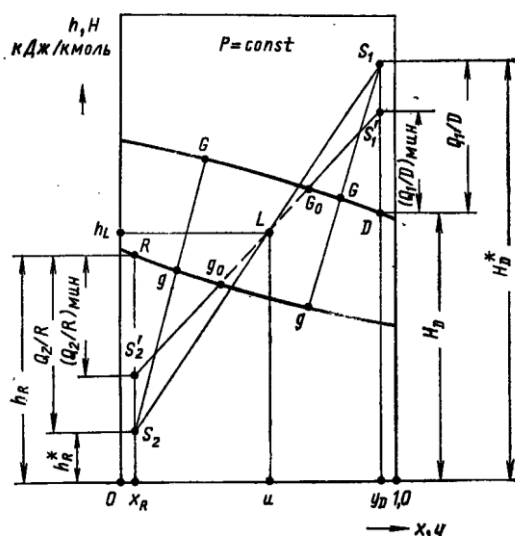
## 7.5. NAZARIY TARELKALAR HISOBI

Kolonnada homashyoni berilgan darajada ajratishni ta'minlovchi nazariy tarelkalar soni, analitik yoki grafik usulda aniqlanadi [1,7,25,27]. Hisoblashni har qanday usulida bir tarelkadagi muvozanat oqimlar tarkibidan, keyingi tarelkadagi

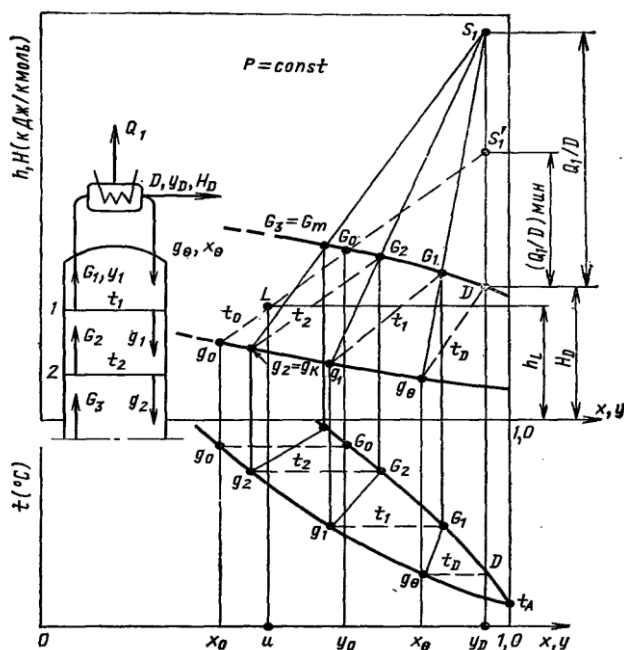
muvozanat oqimlar tarkibiga (grafik yoki analitik) ketma-ketlik bilan o'tiladi. Bu o'tish muvozanat tenglamasi va ishchi chiziq tenglamasini (grafik yoki analitik) ketma-ket Yechish bilan amalga oshiriladi.

Binar aralashmani ajratuvchi rektifikatsion kolonnani hisoblash uchun, bir-biriga bog'liq bo'lmagan 7 ta kattalikni son qiymatlariga ega bo'lish kerak: bosim ( $p$ , Pa), xomashyo miqdori  $L$ , (kg/ soat). POK ning molyar ulushlari – xomashyoda ( $u$ ), distilyatda ( $y_D$ ) va qoldiqda ( $x_r$ ); xomashyo fazasini

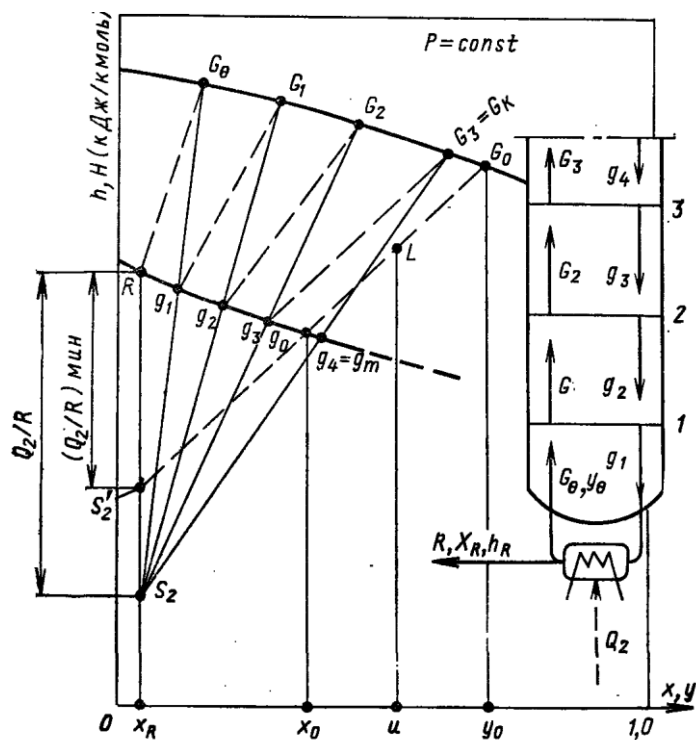
muvozanat harorati ( $t_0$ , °S) va parsial kondensatorni solishtirma issiqligi ( $Q_1/D$ , kJ/kmol).



7.3 – rasm. Ishchi chiziq va xomashyolar nuqtalari dastasining qutblari  $S_1$  va  $S_2$  larning o'zaro joylashishi.



7.4 - rasm. Kونستراتсион seksiyadagi nazariy (kontaktlar) to'qnashuvlar sonini hisoblash sxemasi



7.5 - rasm. Haydash seksiyasidagi nazariy (kontaktlar) to'qnashuvlar sonini hisoblash sxemasi

## 7.6. KOLONNANI IKKI CHEGARALI ISH REJIMI

Parsial kondensatorning nisbiy issiqligi  $Q_1/D$  ortishi bilan konsentratsion seksiya ishchi chiziqlarining qutbi  $S_1$  y<sub>D</sub> ordinata bo'yicha Yuqoriga (7.3 - rasm), haydash seksiya qutbi  $S_2$  esa,  $x_R$  ordinata bo'yicha pastga siljiydi. Bu holda ishchi chiziq va konodalar orasidagi  $\varphi$  burchak (7.4 - rasm) kattalashib, to'qnashuvlar soni, aksincha kamayadi.  $Q_1/D \rightarrow \infty$  bo'lganda  $S_1$  va  $S_2$  qutblar cheksizlikka intiladi, bundan demak, kelib chiqadiki hamma ishchi chiziqlar issiqlik grafigida vertikal holatini oladilar, uchrashuvchi bug' va suyuqlik oqimlar tarkibi  $u=x$  ga teng bo'lib qoladi, ajratishni berilgan sharoiti uchun kolonnadagi nazariy tarelkalar soni esa minimal bo'ladi. Bu holat kolonna ishlash rejimlaridan biri bo'lib, kolonnani «to'la sug'orish» bilan ishlatish, deb ataladi.

Boshqa chegaraviy ishlash rejimi bo'lib, esa kolonnani *minimal sug'orish* bilan ishlashi tushuniladi.

Ishchi chiziq qutblarini xomashyo konodasi  $g_0$   $G_0$  chizig'i (7.3- rasm,  $S_1$ ,  $S_2$  nuqtalar) davomida bo'lishi uchun, agar parsial kondensatorni nisbiy issiqligini qanchagadir kamaytirsak, u holda kolonnani ikkala seksiyasida cheksiz, nazariy to'qnashuvlar soni talab etiladi. Zero, faqat shunday sharoitlarda kolonnaning ta'minlash seksiyasi sathida siniq chiziqlar qurish davomida ishchi chiziqlar, homashyoning konodasi bilan mos tushadi.  $S_1'$  va  $S_2'$  nuqtalarga mos keluvchi parsial

kondensator va qaynatgichlarning nisbiy issiqligi  $(Q_1/D)_{\min}$  va  $(Q_2/R)_{\min}$  minimal bo'ladi.

Haqiqiy kolonna uchun bu nisbiylik:

$$\beta_1 = \frac{Q_1/D}{(Q_1/D)_{\min}} = \frac{Q_1}{Q_{1,\min}} \quad 7.29$$

*parsial kondensatorni yuklama koeffitsienti* deb ataladi. Haqiqiy kolonnaning ishlash rejimi minimal sug'orish rejimiga yaqin bo'lishi iqtisodiy jihatdan foydali, lekin bu holda albatta tarelkalar sonini katta, va kondensator va qaynatgichning ekspluatatsion sarflarini esa kichik bo'lishini taqozo etadi.  $\beta_1$  ning ortishi bilan tarelkalar sonining kamayishi, ekspluatatsion sarflarni progressiv o'sishi hisobiga aytarli darajada sezilmaydi. Odatda,  $\beta_1 \approx 1,1-1,5$  deb qabul qilinadi.

## 7.7. REKTIFIKATSIYANI $u - x$ GRAFIK YORDAMIDA HISOBLASH

Binar aralashma rektifikatsiyasini  $u-x$  grafik yordamida hisoblash, issiqlik grafigi mavjud bo'lmagan hollarda amalga oshirish, maqsadga muvofiqdir. Bu holda kontsentratsion va haydash seksiyalar konsentrasiya chiziqlarini egriligini hisobga olmasdan, ularni to'g'ri chiziq deb qabul qilish, ularni har birini  $u-x$  grafigiga qulay joylashtirish imkonini beradi.

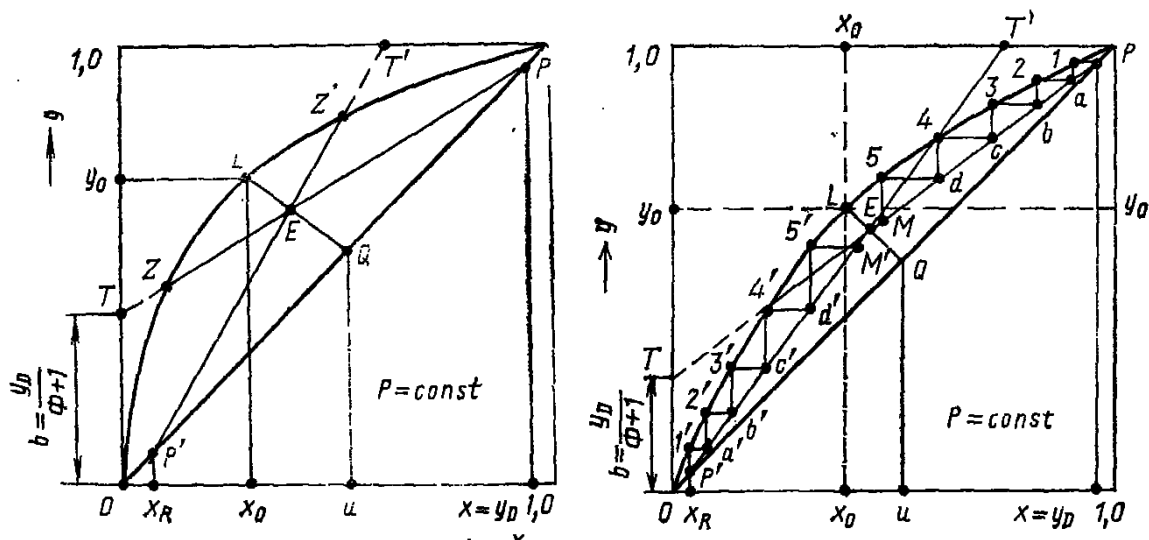
(7.18) tenglamasidan, kontsentratsion seksiyani konsentrasiya chizig'i teng tarkibli chiziq ( $u-x$  grafik diagonali) da joylashgan  $R$  ( $x=u_D$ ,  $u=u_D$ ) nuqta orqali va ordinata o'qida  $b$  kesma ajratuvchi  $T$  nuqta orqali o'tishi kerakligi kelib chiqadi.

$$b = \frac{Dy_D}{G} = \frac{y_D}{\Phi + 1} \quad 7.30$$

bu yerda:  $F = g/D$  – kontsentratsion seksiyadagi flegma soni.

Shunday qilib, flegma soni qiymatini qabul qilsak, kontsentratsion seksiyani konsentrasiya to'g'ri chiziq holati ham aniqlanadi.

(7.27) tenglamasidan kelib chiqadiki, haydash seksiyasi konsentrasiya chizig'ini bir nuqtasi 7.6 - rasmda  $R'$  nuqtaga to'g'ri keladigan koordinatalar  $x=x_R$  va  $u=x_R$  larga ega bo'lishi kerak. Haydash seksiyasini konsentrasiya chizig'i  $R' - T'$  ni o'tkazish uchun ikkinchi nuqta sifatida kolonnaning ikkala seksiyasi konsentrasiya chiziqlarini kesishuv nuqtasidan foydalanish mumkin. (7.6 – rasm.  $E$  nuqta).



7.6 - rasm.  $u$ - $x$  grafigida ishchi chiziqlarning (konsentrasiya chiziqlari) o'zaro joylashishi

$RZ$  – konsentrasyon seksiya ishchi chizig'i;  $R'Z'$  - haydash seksiyasi ishchi chizig'i;  $E$  – ishchi chiziqlar kesishgan nuqta;  $F$  – flegma soni;

7.7 – rasm.  $x$ - $u$  grafik yordamida nazariy to'qnashuvlar (kontaktlar) sonini hisoblash.

Ikkala seksiya uchun umumiy bo'lgan ishchi chiziq  $S_1 L S_2$  ni issiqlik grafigida joylashishi mumkinligini tahlili shuni ko'rsatadiki,  $x$ - $u$  grafigidagi  $E$  nuqta  $L$  va  $Q$  nuqtalarni birlashtiruvchi chiziqda yotishi kerak.

$L$  nuqtaning  $x_0$  va  $u_0$  koordinatalari xomashyo muvozanat fazalariga to'g'ri keladi. Nuqta  $Q$  esa, xomashyo tarkibi  $u$  ga teng bo'lgan abtsissa diagonalida joylashgan.  $LQ$  chizig'ini (katta xatolik bo'lmaydi) to'g'ri chiziq deb qabul qilishi mumkin.

Flegma soni  $F$  ortishi bilan  $E$  nuqta  $Q$  nuqtaga yaqinlashadi, kamayishi bilan esa  $L$  nuqtaga yaqinlashadi.

Agar, nazariy to'qnashuv sonini hisoblash kolonna oxiridan boshlansa,  $u$  holda  $R$  nuqtadan (7.7 - rasm) gorizontal o'tkazib parsial kondensatorni tark etayotgan muvozanatli oqimlar  $D$  va  $g_0$  ga mos bo'lgan birinchi nuqtani muvozanat egri chizig'ida olamiz. Demak,  $1$  nuqtaning abtsissasi  $g_0$  sug'orma (oroshenie) tarkibi  $x_0$  ni xarakterlaydi. Birinchi nuqtadagi konsentrasiya chizig'i bilan kesishguncha vertikal tushirib, kolonna boshidan hisoblaganda birinchi uchrashuvchi  $g_0$  va  $G_1$  oqimlar nuqtasi  $a$  ni topamiz.  $a$  nuqtani ordinatasi  $u_1$  tarkibini aniqlab beradi.

Shunday, muvozanat egri chizig'i va konsentratsion seksiya konsentrasiya chiziqlari orasida  $R - 1 - a - 2 - v - \dots$  pog'onali chiziqlarni qurib, ta'minlash seksiyasi yo'nalishida tarekadan tarekaga o'tiladi.

Har bir pog'ona bitta nazariy to'qnashuv (kontakt)ga to'g'ri keladi. Pog'onali chiziqni qurish, konsentrasiya chizig'ida ta'minlash seksiyasiga etishish, ya'ni  $u_0 - u_0$  gorizontalar bilan kesishgandan so'ng,  $M$  nuqta bilan tugallanadi.

$M$  nuqta konsentratsion seksiyani so'ngi (oxirgi) uchrashuvchi oqimlar ( $g_K$  va  $G_m$ ) lariga to'g'ri keladi, ya'ni uning koordinatalari  $x_K$  va  $u_m$  tarkiblarni xarakterlaydi. (7.2 - rasm).

Huddi shunday, haydash seksiyasida ham nazariy to'qnashuvlar (kontaktlar) soni topiladi. Buning uchun  $R'$  nuqtasidan  $R' - 1' - a' - 2' - b'$  - pog'onali chiziq quriladi. Qurish  $M'$  nuqtasi bilan tugallanadi ( $x_0 - x_0$  vertikal bilan kesishgandan so'ng).

Flegma soni ortishi bilan  $b$  kesma (7.6 yoki 7.7 rasm) qisqaradi,  $E$  nuqta  $Q$  nuqtaga yaqinlashadi, konsentrasiya chizig'i esa, diagonalga yaqinlashib, muvozanat egri chizig'idan uzoqlashadi. Pog'onalar soni, ya'ni nazariy to'qnashuvlar (kontakt) soni kamayadi.

Agar,  $F=g/D = \infty$ , bo'lsa «to'liq sug'orish» (polnoe oroshenie) rejimiga ega bo'lamiz.  $E$  nuqta  $Q$  nuqta ustiga tushadi, konsentrasiya chiziq diagonal bilan birlashib ketadi, tarelkalar soni minimal bo'ladi.

Kolonna minimal parsial kondensator issiqligi bilan ishlaganda flegma soni ham minimal bo'ladi, kesma  $b$  – maksimal bo'lib  $E$  nuqta  $L$  nuqta ustiga tushadi, pog'onalar soni – cheksiz katta bo'lib qoladi.

Bunday holatda uchrashuvchi oqimlar ta'minlash seksiyasi sathida muvozanat holatiga erishadi. Shuning uchun, (7.16) ifoda asosida konsentratsion seksiyaning eng pastki tarelkasi tagidagi kesimi uchun minimal flegma sonini topamiz:

$$\Phi_{\min} = \left( \frac{g_0}{D} \right)_{\text{min}} = \frac{y_D - y_m}{y_m - x_K} = \frac{y_D - y_0}{y_0 - x_0} \quad 7.31$$

Haqiqiy kolonna uchun kesma  $b = u_D / (F+1)$  ning (7.7 - rasmga qarang) haqiqiy qiymati flegma soni bo'yicha topiladi.

$$\Phi = \beta \Phi_{\text{min}} = \beta \frac{y_D - y_0}{y_0 - x_0} \quad 7.32$$

bu yerda:  $\beta = F/F_{\min} = g/g_{\min}$  - flegmani ortiqlik koeffisienti  
 $\beta$  ni optimal qiymati  $\beta \approx 1,1 - 1,5$ .

## 7.8. TO'LIQMAS KOLONNALAR

Faqat konsentratsion yoki faqat haydash seksiyalardan tashkil topgan kolonnalar to'liqmas kolonnalar deb ataladi. To'liqmas (nepolnie) konsentratsion kolonnada ta'minlash seksiyasi eng quyida joylashgan bo'lib, unga asosan bug'simon holatdagi xomashyo beriladi.

Bu holda qaynatgich umuman bo'lmaydi. Shuning uchun engil komponentni miqdori  $x_R$  qoldiq  $R$  da etarli yuqori darajada bo'ladi.

To'liqmas konsentratsion kolonnalarni umuman, qachon xomashyo bug'simon bo'lib, haydash seksiya qurilmasiga ehtiyoj bo'lmasa (masalan, cho'kma cho'kish mumkinligi, koks hosil bo'lishga va qaynatgichni o'rnatishga qiyinchilik tug'diradigan kolonna quyidagi yuqori xarorat) va agar quyi mahsulotda katta miqdordagi QQK ni saqlash mumkinligi mavjud bo'lsa, (masalan, suyuq qoldiq qaytadan jarayonga qaytarilsa) qo'llash maqsadga muvofiqdir. Bunday kolonnalardan neftli xomashyoni termik va katalitik destruktiv qayta ishlash qurilmalarida keng foydalaniladi.

To'liqmas haydash kolonnalarida ta'minlash seksiyasi eng yuqorida joylashgan bo'ladi. Bunday kolonnalarni amalda agar xomashyo asosan suyuqlik holatda bo'lib, yoki qachonki ajraluvchi komponentlar uchuvchanligi bilan keskin farqlansa, hamda distilyatda birmuncha YuQK aralashmasi bo'lib, uni keyingi foydalanishiga ta'sir qilmasa, qo'llash maqsadga muvofiqdir. Haydash kolonnalari neft rafinatli yoki ekstraktli eritmalaridan uchuvchan erituvchilarni masalan propanni haydash uchun moyli homashyolarni deasfaltlash va deparafinlash jarayonlarida o'rnatiladi.

To'liqmas kolonnalar, to'liq kolonnalarning xususiy ko'rinishi bo'lib, ularning hisobi yuqorida ko'rilgan.

### **7.9. SUV BUG'I KIRITISH BILAN ISHLAYDIGAN HAYDASH KOLONNASI**

O'ta qizdirilgan suv bug'i rektifikatsion kolonnani pastki qismidagi jarayon xaroratsini pasaytirish uchun yoki kolonna qaynatgichsiz ishlayotganda bug'li "sug'orish" hosil qilish uchun beriladi.

7.8 - rasmda haydash kolonnasini qaynatgich va o'tkir o'ta qizdirilgan suv bug'i kiritish bilan ishlashidagi oqimlar sxemasi ko'rsatilgan. Masalan: dastlabki parametrlar sifatida quyidagilar berilgan: bosim  $r$  (κPa), xomashyo sarfi  $L$  (kg/soat), molyar ulushdagi tarkib – xomashyo  $u$ , qoldiq  $x_R$  va distillyat  $u_D$ ;  $z$  – suv bug'i sarfi (kmol/soat), suv bug'ini boshlang'ich entalpiyasi –  $i_b$ , (κJ/kmol) va xomashyoni boshlang'ich entalpiyasi  $h_i$ , (κJ/kmol). Unda, distillyat  $D$  va qoldiq  $R$  ni chiqish miqdorini kolonnani moddiy balansidan aniqlaymiz:

$$D = L \frac{u - x_R}{y_D - x_R} \quad 7.33$$

$$R = L - D = L \frac{y_D - u}{y_D - x_R} \quad 7.34$$

Kolonna yuqorisidagi to'yingan uglevodorod bug'larini umumiy bosimi  $R_{ED}$  (6.14) ifodaga muvofiq quyidagini tashkil qiladi:

$$P_{ED} = \frac{P}{1 + Z / D} \quad 7.35$$

Distillyat bug'larini BB (OI) tugallanish sharti bo'lib, quyidagi ko'rinishli (6.19) tipida bug' fazani izoterma tenglamasi xizmat qiladi:

$$\frac{1}{P_{ED}} = \frac{y_D}{P_{AD}} + \frac{1-y_D}{P_{BD}} \quad 7.36$$

bundan asta sekin yaqinlashish usuli bilan distillyat bug'larining harorati  $t_D$  topiladi.

Ta'minlash seksiyasiga (7.8 - rasm) quyidagilar kelib tushadi: suyuq yoki ikki fazali holatdagi  $L$  xomashyo; Yuqori tarelkalardan ko'tarilayotgan uglevodorod bug'lari  $G_K$ ; suv bug'i  $Z$ . Bu oqimlarning o'zaro ta'siri natijasida distillyat bug'lari  $D$  va flegma  $g_m$  hosil bo'ladi va biz ularni taxminan muvozanatli deb hisoblaymiz.

Flegma  $g_m$  tarkibini quyidagi tenglamadan topamiz:

$$x_m = \frac{P_{ED} - P_{BD}}{P_{AD} - P_{BD}} \quad 7.37$$

So'ngra, kolonna quyi qismi uchun, biz hojxlagan xarorat  $t_R$  qabul qilinib, qoldiqning molyar entalpiyasi  $h_R$  (kJ/kmol) aniqlanadi.  $t_R$  odatda  $t_D$  ga yaqin qilib olinadi.  $t_R$  qiymatiga kolonnaga homashyo ( $Lh_L$ , kJ/soat) va qaynatgich orqali ( $Q_2$ , kJ) kiritish kerak bo'lgan issiqlik yig'indisining kattaligi bog'liq bo'ladi. Kolonnaning issiqlik balansini topamiz:

$$Q = Lh_L + Q_2 = DH_D + Rh_R - Z(i_\delta - i_D) \quad 7.38$$

bu yerda:  $i_D - t_D$  harorat va  $p_{zD}=p - P_{ED}$  bosimdagi suv bug'ining entalpiyasi.

Agar, oldindan xomashyoning entalpiya  $h_L$  qiymatini qabul qilsak (7.38) tenglamasidan qaynatgich issiqligi  $Q_2$  ni topish mumkin.

Nazariy tarelkalar soni muvozanat tenglamasi va balanslar tenglamalaridan navbatma – navbat foydalanib, kolonna pastki qismidan boshlab, tarelkadan tarelkaga o'tish bilan topiladi.

To'yingan bug' oqimi  $G_\Theta$  (bug'li sug'orish) ni bosim  $P_{E\Theta}$  ni  $t_R$  haroratdagi suyuq faza izotermasidan hisoblab topish mumkin

$$P_{E\Theta} = P_{AR}x_R + P_{BR}(1-x_R) \quad 7.39$$

«Bug'li sug'orish» miqdori, (6.14) tenglamasiga asosan quyidagini tashkil etadi:

$$G_\Theta = z \frac{P_{E\Theta}}{P_{z\Theta}} = z \frac{P_{E\Theta}}{p - P_{E\Theta}} \quad 7.40$$

Qoldiqqa muvozanatda bo'lgan bu bug'larni tarkibini topamiz:

$$y_{\Theta} = \frac{P_{AR}}{P_{E\Theta}} x_R \quad 7.41$$

Birinchi tarelkadan oqim tushadigan (kolonnaning pastki qismidan sanalganda) flegma  $g_1$  miqdori quyidagicha:

$$g_1 = G_{\Theta} + R \quad 7.42$$

QQK bo'yicha moddiy balans tenglamasidan

$$g_1 x_1 = G_{\Theta} y_{\Theta} + R x_R$$

$g_1$  flegma tarkibini topamiz:

$$x_1 = \frac{G_{\Theta} y_{\Theta} + R x_R}{g_1} \quad 7.43$$

Kolonna past qismining issiqlik balansidan

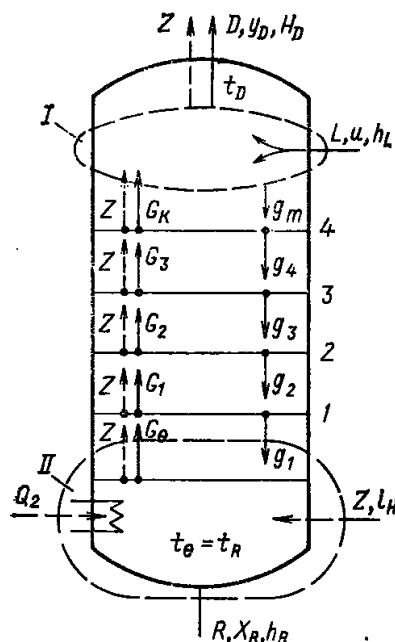
$$g_1 h_1 + Q_2 + Z i_H = G_{\Theta} \cdot H_{\Theta} + R h_R + Z i_{\Theta} \quad 7.44$$

$g_1$  flegmaning molyar entalpiyasi hisoblanadi va uning ketidan birinchi tarelkadagi (pastki) harorat ham hisoblab topiladi.

bu yerda:  $i_{\Theta}$  - suv bug'ining  $t_{\Theta} = t_R$  haroratdagi va  $p_{Z\Theta} = p - P_{E\Theta}$  bosimdagi molyar entalpiyasi.

So'ngra, (7.39 – 7.44) tenglamalarga o'xshash ifodalar tuzib yuqorida yotgan kesimlar uchun ikkinchi  $(x_2, y_2, t_2)$ , uchinchi  $(x_3, y_3, t_3)$  va hokazo, tarelkalardan chiqib ketayotgan muvozanat oqimlarning tarkibi va haroratlari aniqlanadi. Hisoblar navbatdagi suyuq oqim tarkibi yuqori tarelkaga kirayotgan  $x_m$  flegma qiymatiga teng (yoki bir oz yuqori) bo'lguncha davom ettiriladi

Suv bug'i berilganda kolonna ko'pincha qaynatgichsiz ishlaydi ( $Q_2=0$ )  $A$  va  $B$  komponentlar uchuvchanliklarni farqi katta bo'lganda (masalan: og'ir moylardan engil erituvchini bug'latish) hisoblar soddalashadi, chunki kolonna balandligi bo'ylab  $R_v \approx 0$  va  $u \approx 1$

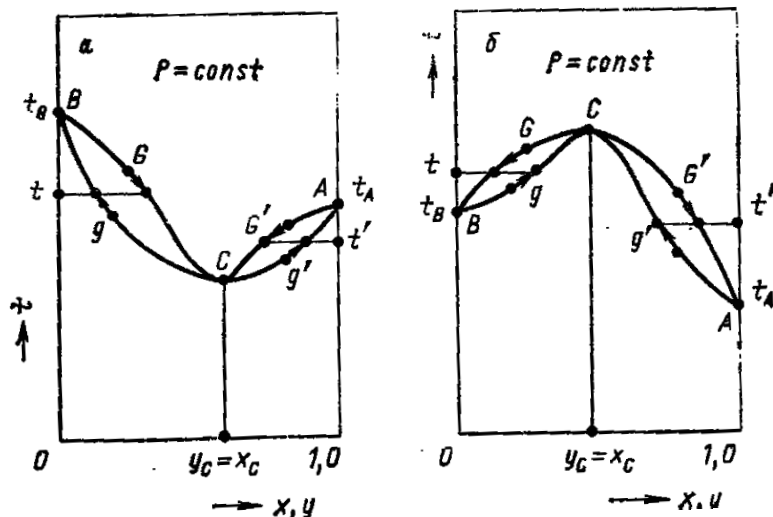


7.8 – rasm. Haydash kolonnasini qaynatgich va o'tkir o'ta qizdirilgan suv bug'i kiritish bilan ishlashidagi oqimlar sxemasi

## 7.10. NOIDEAL ERITMALAR REKTIFIKATSIYASINING O'ZIGA XOSLIGI

Noideal eritma sifatida musbat (7.9, *a* - rasm) yoki manfiy gomogen azeotroplar hosil qiluvchi binar aralashmani ko'rib chiqamiz. Bunday sistemalarni rektifikatsiyalashda rektifikatsiya mahsulotlaridan biri (*D* yoki *R*) har qanday tozalik darajadagi komponent ko'rinishda, ikkinchi mahsulot tarkibi esa azeotrop aralashmasi tarkibiga yaqin bo'ladi. Shunday qilib, bir qator to'qnashuv natijasida oqimlardan birini tarkibi azeotrop nuqtasi yoki *V* nuqtaning tarkibiga yaqinlashadi, ikkinchi faza tarkibi aksincha azeotrop nuqta *S* tarkibi yo'nalishida o'zgaradi.

Haqiqatda 7.9 - rasmdan ko'rinadiki, har bir nazariy tarelkadan keyin to'qnashuvchi oqimlar *G* va *g* (yoki *G'* va *g'*) muvozanat harorati *t* (*t'*) ga ega bo'ladi, bu oqimlar nuqtalari esa rasmda strelkalar bilan ko'rsatilgan yo'nalishda siljiydi. SHunday tarzda, bir qator to'qnashuvlar natijasida oqimlardan birini tarkibi *A* yoki *V* toza komponent tarkibiga yaqinlashadi, ikkinchi faza tarkibi, aksincha azeotrop nuqtasini *S* tarkibi yo'nalishi bo'yicha o'zgaradi.



7.9 – rasm. Suyuqliklarni rektifikatsiyalashda gomogen azeotroplar hosil qiluvchi fazalar tarkiblarini o'zgarish xarakteri:  
*a*- Raul qonunidan musbat og'ishda, *b* – manfiy og'ishda.

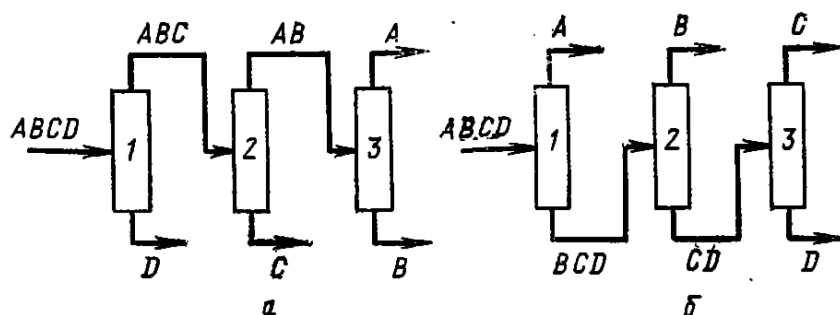
[1, 27] adabiyotlarda bir necha usullar ko'rilgan bo'lib, ularda suyuqliklarni rektifikatsiyalashda hosil bo'lgan azeotrop aralashmalardan, ikkala komponentni rektifikatsiyalash sharoitini (bosim, harorat) o'zgartirish yoki bu sistemaga uchinchi komponent - ajratuvchi agent qo'shib rektifikatsiyalash hisobiga, toza holda olishga erishiladi.

### 7.11. XOMASHYONI BIR NECHA MAXSULOTGA AJRATISH UCHUN MURAKKAB KOLONNA

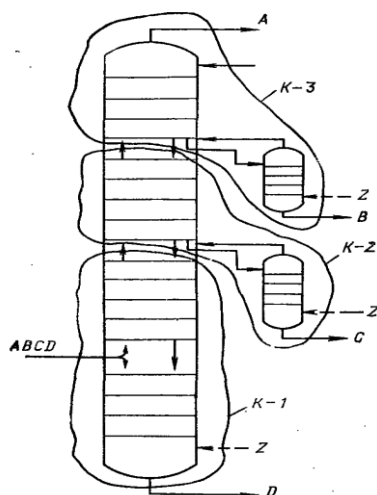
Agar, homashyoni ikkita emas, balki  $n$  maxsulotga berilgan aniqlikda ajratish talab qilinsa, u holda bitta oddiy kolonna o'rniga turli yo'llar bilan o'zaro birikkan  $n - 1$  ta oddiy kolonnalar qo'llaniladi. Masalan, xomashyo to'rtta komponentlardan  $A, V, S, D$  dan tashkil topgan va mahsulot sifatida to'rtta komponentning hammasini amalda toza holda olish talab qilingan bo'lsa, u holda besh xil variantda qo'shilishi mumkin bo'lgan uchta oddiy kolonnadan foydalaniladi.

Mumkin bo'lgan variantlardan ikkitasi 7.10 - rasmda ko'rsatilgan. Har bir muayyan sharoitda u yoki bu variantni tanlash, texnologik va iqtisodiy maqsadga muvofiqlikdan kelib chiqqan holda amalga oshiriladi. Bu esa o'z navbatida uglevodorod gazlarni ajratishda turli sxemali gaz fraktsiyalovchi qurilmalarni ishlatishni taqozo qiladi. Neft kabi murakkab aralashmalarni rektifikatsiyalash uchun, murakkab kolonna, deb ataluvchi kolonnalar ishlatiladi. 7.11 - rasmda xomashyodan 4 ta mahsulot -  $A, V, S$  va  $D$  larni olish uchun, murakkab kolonna sxemasi ko'rsatilgan. Kolonna amalda 7.10 - rasmda ko'rsatilgan  $A$  variant bo'yicha birlashgan uchta oddiy kolonnadan tashkil topgan. 2 chi va 3 chi kolonnalar uchun haydash seksiyasi murakkab kolonnaning umumiy qobig'idan tashqariga chiqarilgan.

Neft haydovchi murakkab kolonnalar haydash haroratini kamaytirish maqsadida, odatda qaynatgichsiz, o'ta qizdirilgan bug' kiritish bilan ishlaydilar.



7.10 - rasm. Homashyoni to'rtta mahsulotga ajratish uchun kolonnalarni beshtadan mumkin bo'lgan ikkita varianti



7.11 - rasm. Neft xomashyoni to'rtta A, V, S va D mahsulotiga ajratish uchun murakkab kolonna sxemasi

Murakkab neftni haydash kolonnalarida yuqorigi sug'orish bilan bir qatorda, oraliq tsirkulyatsion sug'orishdan ham foydalaniladi. Bu esa o'z navbatida: oddiy kolonnalar yuqorisida joylashgan bug' oqimi massasini kamaytirish hisobiga, kolonna diametrini kamaytirishga; Yanada yuqori qizdirilgan oqimlardan foydalanish yo'li bilan issiqlik regeneratsiyasini oshirishga; mos ravishda kondensatsion sovitish sistemasiga bo'lgan issiqlik yuklamani qisqartirishga imkon beradi.

Har xil usullar bilan olib ketilgan umumiy ortiqcha issiqlik ( $Q_{ort}$ , kJ/soat) kolonnaning issiqlik balansidan aniqlanadi. Olib ketilayotgan Yuqorigi mahsulot to'la kondensatsiyalangan holat uchun, balans quyidagi ko'rinishda bo'ladi:

$$Lh_L + Z \cdot i_o = Dh_D + Zi_D + \sum R_i h_{R_i} + Q_{opm} + Q_{iyk} \quad 7.45$$

bu yerda:  $L$  va  $h_L$  – xomashyo miqdori (kg/soat) va entalpiyasi (kJ/kg);  $Z$  va  $i_o$  kolonnaga berilayotgan o'ta qizdiriladigan bug'ni umumiy miqdori va uning

boshlang'ich entalpiyasi;  $D$  va  $h_D$  – yuqorigi mahsulot miqdori va uning kondensator sovitgichdan chiqishdagi entalpiyasi.  $i_D$  – yuqorigi mahsulot bilan olingan suvni entalpiyasi;  $R_i$  va  $h_{Ri}$  – hamma haydash seksiyalaridan olinadigan suyuq mahsulotlarning miqdori va entalpiyasi;  $Q_{yo'q}$  – kolonnaning issiqlik izolyatsiyasi orqali yo'qotgan issiqligi;  $\kappa J/soat$ .

(7.45) tenglama bilan topilgan ortiqcha issiqlik turli ko'rinishdagi sug'orishlar bilan olib ketiladi.

$$Q_{opm} = Q_{kc} + Q_{y1} + Q_{y2} + \dots \quad 7.46$$

bu yerda:  $Q_{ks}$ -kondensator sovitgichda olingan ortiqcha issiqlik miqdori (Yuqorigi mahsulot va sug'orma);  $Q_{ts1}$ ;  $Q_{ts2}$ -kolonna balandligi bo'yicha oraliq tsirkulyatsion sug'ormalar bilan olib ketilgan issiqlik miqdori.

Neft, neft fraktsiyalari va uglevodorod gazlarni rektifikatsiyasi va haydash sxemalar variantlarini tanlash bilan bog'liq bo'lgan savollar I. A. Aleksandrov tomonidan [25] batafsil ko'rib chiqilgan.

## **7.12. KOMPONENTLARNING NISBIY UCHUVCHANLIGI ASOSIDA TARELKALAR SONINI ANIQLASH**

Ko'p komponentli aralashmadagi  $i$ -komponentni nisbiy uchuvchanligi  $\alpha_i$  deb, quyidagi kattalik tushuniladi:

$$\alpha_i = k_i / k_s \quad 7.47$$

bu yerda:  $k_i$ -sistemani  $t$  harorat va  $p$  bosimidagi  $i$ -komponentini doimiysi;  $k_e$ -shuning o'zi faqat, etalon sifatida qabul qilingan komponent uchun.

Odatda, etalon sifatida aralashmani uchuvchanligi eng kam bo'lgan komponenti qabul qilinadi. Agar etalon komponentini uchuvchanligi  $\alpha_s = 1$  bo'lsa, qolgan hamma komponentlarni uchuvchanligi birdan yuqori bo'ladi.

Qaynash haroratlari yaqin bo'lgan komponentlarni ajratish uchun yoki yuqori aniqlikda ajratishni ta'minlash uchun tarelkalar sonini (50-100 va yuqori) va sug'orish sonini ko'paytirishni talab etiladi.

$\alpha_i$  – kattaligiga harorat ta'sirini kamligini hisobiga olib va  $\alpha_i$  – ning o'rtacha qiymatlaridan foydalanib, binar yoki ko'p komponentli xomashyolarni ajratuvchi kolonnadagi tarelkalar sonini analitik hisobini sezilarli darajada soddalashtirish mumkin (7.1 va 7.3 masalalarida ko'rish mumkin). Bu holda muvozanatdagi fazalar tarkibini quyidagi tenglama asosida oson hisoblanadi [1, 5]:

$$y_i = \frac{\alpha_i \cdot x_i}{\sum \alpha_i \cdot x_i} \quad 7.48$$

yoki

$$x_i = \frac{y_i / \alpha_i}{\sum y_i / \alpha_i} \quad 7.49$$

Qaynash xaroratlari yaqin bo'lgan ikki komponentli xomashyo rektifikatsiyasini hisoblash uchun, Fenske tenglamasidagi [1,26] foydalanish mumkin:

$$N_{\min} = \frac{\lg \frac{y_D(1-x_R)}{x_R(1-y_D)}}{\lg \alpha} \quad 7.50$$

bu yerda:  $N_{\min}$  – to'la sug'orishga to'g'ri keladigan nazariy tarelkalarni minimal soni;  $\alpha = k_a / k_B$  – QQK (komponent A) ni kolonna sharoitidagi nisbiy uchuvchanlik o'rtacha koefitsienti;

Tajriba ma'lumotlariga muvofiq, optimal flegma sonida kolonnadagi nazariy tarelkalar soni taxminan minimal sondan ikki marotaba ko'p bo'lishini talab etiladi, ya'ni  $N_n \approx 2N_{\min}$ . Flegmani optimal soni  $F=g/D$  (7.32) ifodaga  $\beta \approx 1,1 \div 1,5$  flegmani ortiqchalik koefitsientini qo'yish bilan topiladi. [61] ishda gaz fraktsiyalovchi qurilma rektifikatsion kolonna hisobining bir qator misollari keltirilgan.

### 7.13. KOLONNANING ASOSIY O'LCAMLARI

Kolonna kesimi

$$S = V/w \quad 7.51$$

bu yerda:  $V$  – bug'ning maksimal hajmi,  $m^3/s$ ;  $w$  - kolonnaning to'la kesimi bo'yicha hisoblangan bug'ning ruxsat etilgan chiziqli tezligi,  $m/s$ ;

Kontsentratsion va haydash seksiyalaridagi bug' oqimining hajmiy sarflari qiymatini farqi hisobiga, ba'zan bu seksiyalar har xil diametrli qilib tayorlanadi.

Adabiyotlarda [1, 2, 4, 26, 38] har xil tipdagi tarelkalar bilan jihozlangan kolonnalarda ruxsat etilgan tezlikni hisoblash uchun formula va grafiklar keltirilgan. Misol sifatida qalpoqchali kolonna uchun taxminiy formulani keltiramiz:

$$w = 0.051 \sqrt{\frac{\rho_c - \rho_o}{\rho_o}} \quad 7.52$$

bu yerda:  $\rho_s$  va  $\rho_b$  – kolonnaning ko'rilayotgan kesim sharoitidagi suyuqlik va bug'ni zichliklari,  $kg/m^3$ ;

Tarelkalar orasidagi masofa  $h=0,3-0,9$  m, deb qabul qilinadi.

## 7.14. REKTIFIKATSION KOLONNALAR BO'YICHA AMALIY MA'LUMOTLAR

Tarelkalarining foydali ish koeffisienti ko'p omillarga bog'liq tarelka konstruktsiyalariga, xomashyo turiga, bug' va suyuqlik bo'yicha solishtirma yuklamalariga; bosim va haroratga, shuning uchun, uning qiymati keng chegara 0,2 - 0,9 oralig'ida o'zgaradi. Hisoblarda odatda, rektifikatsion kolonna tarelkaları uchun  $\eta \approx 0,4 \div 0,7$ , deb qabul qilinadi.

Tarelkalar soni. Tarelkalar sonini aniqlash hisobi qiyinligi sababli, ayniqsa neft va neft fraktsiyalarini rektifikatsiyalash kolonnalari uchun, tarelkalar soni ishlatilayotgan mos sanoat qurilmalaridan olingan amaliy ma'lumotlarga qarab tanlash tavsiya etiladi. [9, 10, 13, 26, 59]

### AVT-6 qurilmasidagi rektifikatsion kolonnalar xarakteristikalari

*Benzinsizlashtiruvchi kolonna.* (K-1) Amaliy soni tarelkalar  $N=24$  shuningdek haydash seksiyasida-10. Bosim  $r=0,45-0,55$ MPa, sug'orish karraligi  $g_{\theta}/D \approx 1,45-4,5$ ; Yuqori qism harorati  $t_{yu}=105-125^{\circ}\text{S}$ ; quyi qism harorati  $t_q=230-250^{\circ}\text{S}$ . Kolonna diametri  $D=3,8$  m. Tarelkalar orasidagi masofa  $h=0,6-0,7$ m.

*Atmosferali asosiy neft haydash kolonnasi.*  $N=50$ ,  $p=0,15-0,2$  MPa,  $t_{yu}=110^{\circ}\text{S}$ ,  $t_k=330^{\circ}\text{C} - 340^{\circ}\text{S}$ ,  $g_{\theta}/D \approx 2$ ,  $h=0,7-0,8$  m, Yuqori qism diametri  $D_t=5,5$  m, quyi qismi -7 m, tashqariga chiqarilgan bug'latish seksiyasi uchta bo'lib har birida  $4 \div 6$  tarelka ( $D=2$ m) mavjud.

*Vakuumli kolonna.*  $N=18-25$ , kolonna Yuqorisidagi bosim  $r=6-8$  kPa;  $t_{yu}=100-125^{\circ}\text{S}$ ,  $t_k=360-380^{\circ}\text{S}$ . Yuqori qism diametri  $D_{yu}=8,4$ m, quyi qism -  $D_q=3,2$  m.

*Benzinni barqarorlashtirish (stalibizatsii) kolonnasi.*  $N=40$ ;  $D_{yu}=2,6$  m,  $D_q=3,6$ m;  $p=0,8 - 1,3$ MPa;  $t_{yu}=60-100$ ,  $t_q=160-220^{\circ}\text{S}$ ,  $g_{\theta}/D \approx 3-6$ ,  $h=0,6$ m.

*Benzinni ikkilamchi haydash kolonnasi* 60 tarelkaga ega, kolonna diametrlari – 2,2 m dan 3,2 m gacha,  $r=0,14 - 0,4$  MPa;  $g_{\theta}/D \approx 1,5 - 5,0$ ;  $h=0,4-0,5$ m.

*Suv bug'i sarfi.* Atmosferali kolonna quyi qismiga kolonna xomashyosini 1,5-0,2% miqdorida suv bug'i beriladi, tashqariga chiqarilgan bug'latgichga esa, quyidagicha beriladi: ligroinli -0,3-0,4%, kerosin -0,2-0,3, solyarli-0,1-0,2%; Vakuumli kolonnaning quyi qismiga esa 1,2-1,5% va yuqori (mazut miqdorida).

*Kolonnaning to'la kesim yuzasi bo'yicha hisoblangan bug' tezligi*, atmosferali kolonnada 0,45-0,85 m/s, vakuumli kolonnada 2,5-3,5 m/s, bosim ostida ishlaydigan kolonnalarda 0,2-0,6 m/s, ni tashkil qiladi.

**7.1 - masala.** *n*-butan (*A*) va *n*-pentan (*V*) aralashmasini ajratish uchun rektifikatsion kolonnaning asosiy parametrlarini aniqlang. Butanni xomashyo aralashmadagi molyar ulushi  $u=0,46$ . Kolonnaga kirishdagi muvozanat xarorati  $t=90^{\circ}\text{S}$ . Distillyatni molyar tarkibi –  $u_D=0,99$ , qoldiqniki esa- $x_R=0,02$ .

*Yechish.*

1.Kolonnadagi bosimni tanlash. Yuqorigi mahsulot qabul qilinadigan joydagi xaroratni  $t_{qj}=40^{\circ}\text{S}$  deb qabul qilamiz.  $k_{AYD}+k_B(1-y_D)=1$  tenglamadan, asta-sekin

yaqinlashish usuli bilan distillyat kondensatsiyalanadigan bosimni (0,37 MPa) topamiz. Demak, qabul joyida bosimni  $r \geq 0,37$  MPa kattalikda ushlab turish kerak.

Distillyatni to'la kondensatsiyasini garantiyalash uchun, ( $t_{qj}$ -ortib ketishi ehtimolligini hisobga olib) bosimni  $r = 0,65$  MPa, deb qabul qilamiz. Bosimni yo'qolishini hisobga olinsa ( $\Delta p \approx 20 - 50$  kPa) kolonnadagi bosim quyidagini tashkil qiladi:  $r = r_{pr} + \Delta r \approx 0,7$  MPa

2. Kolonnaning yuqori ( $t_D$ ) va quyi ( $t_R$ ) harorati. Kolonna yuqori qismi uchun bug' fazani va quyi qismi uchun suyuq fazani izoterma tenglamasini yozamiz:

$$\frac{y_D}{k_A} + \frac{1 - y_D}{k_B} = 1 \quad 7.53$$

$$k_A x_R + k_B (1 - x_R) = 1 \quad 7.54$$

Kolonnada bosim  $r=0,7$ MPa bo'lganda, ushbu tenglamalardan asta-sekin yaqinlashish usuli bilan kolonna Yuqorisidagi bug'  $t_D=65^{\circ}\text{S}$  va quyidagi suyuq qoldiq  $t_R=112^{\circ}\text{S}$  haroratlarini topamiz.

3. Kolonnadagi tarelkalar soni. Binar aralashma rektifikatsiyasi hisobining hamma elementlari kombinatsiyalangan issiqlik grafigi yoki  $u-x$  grafiqlari yordamida amalga oshiriladi. Bu usullarni bayoni yuqorida berilgan bo'lib hisoblash masalalari esa [5, 7] adabiyotlarida keltirilgan. Biz yaqinlashish analitik usulidan foydalanamiz.

Kolonnadagi o'rtacha harorat  $t_u = 0,5 (t_D + t_R) = 0,5 (65 + 112) = 88,5^{\circ}\text{S}$ , bu haroratlarda  $k_A = 1,53$ ,  $k_V = 0,67$ . Nisbiy uchuvchanlikni o'rtacha koeffisienti  $\alpha = 1,53 / 0,67 = 2,29$

Fenskening formulasi (7.50) bo'yicha quyidagini topamiz.

$$N_{\text{min}} = \frac{\lg \frac{0,99(1 - 0,02)}{0,02(1 - 0,99)}}{\lg 2,29} = 10,25.$$

Optimal sug'orishda nazariy tarelkalar soni  $N_n \approx 2 N_{\text{min}} = 2 \cdot 10,25 = 20,5$ . Kolonnada kerakli amaliy tarelkalar soni:

$$N = \frac{N_4}{\eta} = \frac{20,5}{0,5} = 41$$

4. Sug'orish karraligi ( $g_{\theta} / D$ ) ikki fazali xomashyoni kolonnaga kirishidagi harorati  $t_0 = 90^{\circ}\text{S}$  va bosimi  $r=0,7$  MPa da topamiz.  $k_A = 1,55$ ;  $k_B = 0,68$ . Fazalar tarkibini hisoblaymiz:

$$x_0 = \frac{1 - k_B}{k_A - k_B} = \frac{1 - 0,68}{1,55 - 0,68} = 0,368$$

$$u_0 = k_A \cdot x_0 = 1,55 \cdot 0,368 = 0,57$$

Xomashyoning haydash molyar darajasi:

$$e_o = \frac{u - x_0}{y_0 - x_0} = \frac{0,46 - 0,368}{0,57 - 0,368} = 0,455$$

Kolonnadagi minimal flegma soni:

$$\Phi_{\min} = \frac{y_D - y_0}{y_0 - x_D} = \frac{0,99 - 0,57}{0,57 - 0,368} = 2,08$$

Optimal flegma soni:

$$F = g/D = \beta F_{\min} \approx 1,2 \cdot 2,08 = 2,5 \text{ kmol/ kmol}$$

Yuqoridan berilayotgan ( $g\theta/D$ ) sug'orish karraligi amaldagi  $F$  qiymati bilan to'g'ri keladi

**7.2 – masala.** Yengil erituvchi-propanni (komponent A) uning og'ir moy (komponent V) eritmasidan o'tkir bug' yordamida bug'latish (haydash) kolonnasida ajratishda nazariy tarelkalar sonini aniqlang.

Propan miqdori  $\bar{H} = 6\%$ ,  $\bar{L} = 12000 \text{ kg/soat}$  miqdordagi xomashyo  $t_1 = 155^\circ\text{S}$  haroratda suyuq moy eritmasi ko'rinishda bug'latgichlar sistemasidan kolonnaga kiradi. Moyning nisbiy zichligi  $\rho_4^{20} = 0,900$ , o'rtacha molekulyar massasi  $M = 450$ . Kolonnadagi bosim  $R = 200 \text{ kPa}$ . Quyi mahsulotdagi propanning qoldiq miqdori  $\bar{x}_R = 0,002\%$  (mass). O'tkir bug'ning bir kg xomashyoga to'g'ri kelgan sarfi  $z' = 0,03 \text{ kg}$ .  $300 \text{ kPa}$  bosim va  $240^\circ\text{S}$  haroratli o'tkir bug'  $i_b = 53,1 \text{ MJ/kmol}$  boshlang'ich entalpiya bilan tavsiflanadi. Kolonna qaynatgichsiz ishlaydi.

*Yechish.* Xomashyoning o'rtacha molekulyar massasini hisoblaymiz:

$$\frac{1}{M_L} = \frac{\bar{u}}{M_A} + \frac{1 - \bar{u}}{M_B} = \frac{0,06}{44} + \frac{0,94}{450} = 0,00345, \quad M_L = 290.$$

Propanning xomashyodagi ulushi:

$$U = u \frac{M_L}{M_A} = 0,96 \frac{290}{44} = 0,395.$$

Xomashyoning molyar sarfi:

$$L = \frac{12000}{290} = 41,4 \text{ kmol/soat}$$

Quyi mahsulot (qoldiq) ning molekulyar massasi:

$$M_R \approx M_B = 450$$

Qoldiqning molyar tarkibi:

$$x_R = \bar{x}_R \frac{M_R}{M_A} = 2 \cdot 10^{-5} \frac{450}{44} = 2,04 \cdot 10^{-4}$$

Og'ir moyning nisbatan kichik uchuvchanligi sababli, kolonnaning har qanday kesimidagi bug'ning tarkibi amalda faqat propandan (ya'ni  $u \approx 1,0$ ) tashkil topadi. Kolonnaning moddiy balansidan kolonnaning yuqori D va quyi R mahsulotlarining chiqishini topamiz:

$$D = L \frac{u - x_R}{y_D - x_R} \approx Lu = 41,4 \cdot 0,395 = 16,3 \text{ kmol/soat}$$

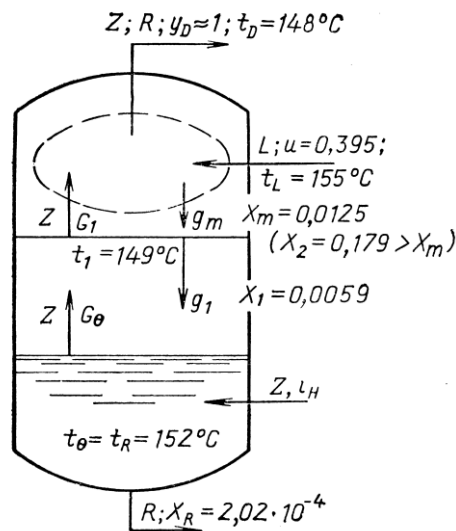
$$R = L - D = 41,4 - 16,3 = 25,1 \text{ kmol/soat}$$

Suv bug'ining molyar sarfi:

$$z = \frac{z \bar{L}}{18} = \frac{0,03 \cdot 1200}{18} = 20 \text{ kmol/soat}$$

Kolonna yuqorisidagi uglevodorod bug'larining (propan) parsial bosimini (7.14) formulani hisobga olib topamiz:

$$P_{ED} = \frac{P}{1 + \frac{z}{D}} = \frac{200}{1 + \frac{20}{16,3}} = 90 \text{ kPa.}$$



7.12 – rasm. Bug'latish (haydash) kolonnasi hisobiga doir (7.2 masalaga qarang)

Suv bug'larining parsial bosimi:

$$P_{ZD} = P - P_{ED} = 200 - 90 = 110 \text{ kPa.}$$

$n$ -butanning bug'simon va suyuq holatlaridagi entalpiya qiymatlari [5,27,62] dagi grafiklardan olingan, moy entalpiyalari (1.31) formuladan hisoblangan, o'ta qizdirilgan suv bug'ining har xil harorat va parsial bosimlardagi entalpiya qiymatlari [19] ma'lumotnomadan, propanni to'yingan bug'larining bosimi Koks grafigi [9] bo'yicha aniqlangan.

Kolonna quyi qismi haroratini  $t_R=152^{\circ}\text{S}$ , ya'ni xomashyo haroratidan  $t_L=155^{\circ}\text{S}$  dan bir muncha kichikroq qabul qilamiz. U holda:

$$h_R = h_A \cdot x_R + h_B(1 - x_R) = 20,5 \cdot 2,04 \cdot 10^{-4} + 140,5(1 - 2,04 \cdot 10^{-4}) \approx 140,5 \text{ MJ/kmol.}$$

$$h_L = h_A u + h_B(1 - u) = 20,9 \cdot 0,395 + 143,5 \cdot 0,605 = 95,08 \text{ MJ/kmol.}$$

Kolonna yuqorisidan suv va propan bug' oqimlari bilan olib ketilayotgan issiqlik yig'indisini, kolonnaning issiqlik balansidan topamiz:

$$Q_D = Lh_L + zi_A - Rh_R = 41,4 \cdot 95,08 + 20 \cdot 53,1 - 25,1 \cdot 140,5 = 1471 \text{ MJ/soat}$$

$DH_D + Zi_D = Q_D$  shartidan asta-sekin yaqinlashish usuli bilan bug'lar aralashmasi uchun topamiz:  $t_D=148^{\circ}\text{S}$ .

Ta'minlash seksiyasidan chiqib ketayotgan oqimlar muvozanat holatida deb hisoblab suyuq oqim  $g_m$  tarkibini topamiz (belgilangan oqimlar sxemasi 7.12 - rasmda keltirilgan).

$t_m \approx t_B = 148^{\circ}\text{S}$  da propanning to'yingan bug'ining bosimini topamiz:  $P_A = 7200 \text{ kPa}$  (7.37) tenglamadan quyidagini olamiz:

$$x_m = \frac{P_{ED}}{P_{AI}} = \frac{90}{7200} = 0,0125.$$

Kolonna quyi qismidagi propan bug'larining miqdorini topamiz.

$t_0 = t_R = 152^{\circ}\text{C}$  da  $R_{AR} = 7500 \text{ kPa}$  ega bo'lamiz. (7.39) suyuq fazaning izoterma tenglamasidan quyidagini hisoblaymiz:

$$P_{E\theta} = P_{ER} = P_{AR} \cdot x_R + P_{BR}(1 - x_R) \approx P_{AR} \cdot x_R = 7500 \cdot 2,02 \cdot 10^{-4} = 1,515 \text{ kPa;}$$

$$P_{Z\theta} = p - P_{E\theta} = 200 - 1,515 = 198,5 \text{ kPa}$$

Kolonna quyi qismidagi propan bug'larining miqdorini (7.40) tenglamadan hisoblab topamiz.

$$G_{\theta} = z \frac{P_{E\theta}}{P_{Z\theta}} = 20 \frac{1,515}{198,5} = 0,163 \text{ kmol/soat.}$$

Pastki birinchi tarelkadan oqib tushayotgan flegmaning miqdori:

$$g_1 = G_{\theta} + R = 0,153 + 25,1 = 25,253 \text{ kmol/soat.}$$

Bu flegmaning tarkibi (7.43 tenglama bo'yicha).

$$x_1 = \frac{G_{\theta} \cdot Y_{\theta} - R_{XR}}{g_1} = \frac{0,153 \cdot 1,0 - 25,1 \cdot 2,02 \cdot 10^{-7}}{25,253} = 0,0059$$

$x_1 < x_m$  bo'lgani sababli hisobni davom ettiramiz.

$t_{\theta} = t_R = 152^{\circ}C$  va  $P_{Z\theta} = 198,5$  kPa da  $i_{\theta} = 49,95$  MJ/kmol;  $H'_0 = 29,6$  MJ/kmol larni topamiz.

Unda, kolonna quyi qismining (7.44) issiqlik tenglamasidan suyuq oqim  $g_i$  ning entalpiyasi  $h_1$  ni topamiz:

$$h_i = \frac{Rh_R + G_0 H_0 - z(i_{\theta} - i_{\theta})}{g_1} = \frac{25,1 \cdot 140,5 + 0,153 \cdot 29,6 - 20(53,1 - 49,95)}{25,253} = 137,7 \text{ MJ/kmol.}$$

Shuningdek,  $x_1$  kichik bo'lgani sababli,  $h_B \approx h_1$ , undan  $t_1 \approx 149^{\circ}S$ .  $t = 149^{\circ}S$  da  $R_{A1} \approx 7300$  kPa topamiz. U holda

$$P_{E1} = P_{A1} x_1 + P_{B1} (1 - x_1) \approx P_{A1} x_1 = 7300 \cdot 0,0059 = 43,1 \text{ kPa}$$

$$P_{Z1} = P - P_{E1} = 200 - 43,1 \approx 157 \text{ kPa}$$

$$G_1 = z \frac{P_{E1}}{P_{Z1}} = 20 \frac{43,1}{157} = 5,49 \text{ kmol/soat}$$

$$g_2 = G_1 + R = 5,49 + 25,1 = 30,59 \text{ kmol/soat}$$

$$x_2 = \frac{G_1 y_1 - R x_R}{g_2} = \frac{5,49 \cdot 1,0 - 25,1 \cdot 2,02 \cdot 10^{-4}}{30,59} = 0,179$$

$x_2 = 0,179 > x_m = 0,0125$ , demak ta'minlash seksiyasiga erishildi.

Berilgan ajratish  $N_n=2$  nazariy to'qnashuvni talab qiladi. Suv bug'i oqimi amalda propan bilan to'yinmasligini ko'zda tutish kerak. Ikkinchi tomondan tarelkalarga bug' oqimi bo'yicha yuklama nisbatan kichik. Bunday sharoitda tarelkalarni ishlash samaradorligi nisbatan yuqori emas, shuning uchun  $\eta \approx 0,25$  deb qabul qilamiz.

U holda zarur haqiqiy tarelkalar soni:

$$N = \frac{N_H}{\eta} \approx \frac{2}{0,25} = 8.$$

**7.3 – masala.** Boshlang'ich qaynash xaroratigacha qizdirilgan (berilgan bosimda) to'rt komponentli propan, izobutan,  $n$ -butan va  $n$ -geptan aralashmasi, quyi mahsulot sifatida amalda toza  $n$ -pentan olish maqsadida to'liq rektifikasion kolonnaga beriladi. Xomashyoning molyar tarkibi  $u$  va komponentlarning o'rtacha nisbiy uchuvchanligi  $\alpha$  7.1 - jadvalda berilgan. Uchuvchanlik eng og'ir komponent  $n$ -pentanga nisbatan olingan.

7.1 - jadval. Oldindan qabul qilingan qoldiq bo'yicha distillyat tarkibining hisobi (7.3 masalaga doir).

Komponent	Nisbiy uchuvchanlik $\alpha$	Xomashyo L=1000 kmol		Qoldiq R=294 kmol		Distillyat D=706 kmol	
		Molyar ulushi $u$	Miqdori kmol $Lu$	molyar ulushi $x_R$	Miqdori kmol $Rx_R$	Miqdori kmol $Dy_D = Lu - Rx_R$	molyar ulushi $y_D = (Lu - Rx_R)/D$
Propan	7,7	0,2	200	0	0	200	0,283
Izobutan	3,8	0,3	300	0,006	2	298	0,422
$n$ -Butan	2,9	0,2	200	0,020	6	194	0,275
$n$ -Pentan	1,0	0,3	300	0,974	286	14	0,020
$\Sigma$	-	1,0	1000	1,000	294	706	1,000

Ajratish uchun shart sifatida quyidagilar qabul qilinadi:  $n$ -butanning (engil muhim komponent) qoldiqdagi miqdori  $x_{R3}=0,02$  va  $n$ -pentanning (og'ir muhim komponent) distillyatdagi miqdori -  $u_{D4} = 0,02$ . Sistema komponentlari uchuvchanlikning kamayish tartibida nomerlangan.

Ajralish mahsulotlar miqdori va tarkiblarini (1000 kmol dastlabki xomashyo hisobiga) aniqlash, kolonna ishchi rejimini belgilash va seksiyalardagi nazariy tarelkalar sonini topish talab etiladi.

*Yechish.* Hisobni soddalashtirish maqsadida, bug' G va suyuq g oqimlar molyar miqdorlarini kolonnaning har bir seksiyasi balandligicha bo'yicha o'zgarmas, deb qabul qilamiz. Kolonna konsentratsion seksiyasining ishchi flegma soni  $F=g/D$ , shunga o'xshash ko'p komponentli aralashmani ajratuvchi korxonadagi kolonna ish

tajribalaridan kelib chiqqan holda qabul qilinadi yoki avvaldan hisoblanadigan minimal ishchi flegma soni asosida, masalan, Andervud [1,26,61] tenglamasidan foydalanib topiladi:

$$\Phi_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot y_{Di}}{\alpha_i - \theta} \quad 7.55$$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i u_i}{\alpha_i - \theta} \quad 7.56$$

bu yerda:  $u_i$  va  $u_{Di}$ -  $i$  komponentning xomashyoda va distillyatdagi molyar ulushlari;  $\alpha_i$ - komponentning nisbiy uchuvchanlik koeffisienti;  $q$  va  $\theta$  - yordamchi parametrlar.

Xomashyo kolonnaga ikki fazali holatda beriladigan hollarda,  $q$  ning qiymati son jihatdan suyuq faza ulushiga teng bo'ladi.

$\theta$  -ning qiymati yengil va og'ir muhim komponentlarning nisbiy uchuvchanlik son qiymatlari orasida yotadi va (7.56) tenglamadan urinish usuli bilan aniqlanadi. Masalada xomashyo boshlang'ich qaynash holatida beriladi, shuning uchun  $q=1$  va (7.56) tenglama quyidagi ko'rinishga keladi.

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot u_i}{\alpha_i - \theta} = 0 \quad 7.57$$

Taxminan  $\theta=1,285$  qiymatni berib ko'ramiz (bir necha oldindan qilingan urinishlardan so'ng qabul qilingan) va 7.1 - jadval ma'lumotlarini hisobga olib, quyidagini topamiz:

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot u_i}{\alpha_i - \theta} = \frac{7,7 \cdot 0,2}{7,7 - 1,285} + \frac{3,8 \cdot 0,3}{3,8 - 1,285} + \frac{2,9 \cdot 0,2}{2,9 - 1,285} + \frac{1 \cdot 0,3}{1 - 1,285} = 0,0001$$

(7.57) shart amalda bajarilgan hisobiga  $\theta=1,285$  qiymati to'g'ri topilgan.

(7.55) ga  $\theta$  ning qiymatini qo'yib, quyidagini olamiz:

$$\Phi_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot Y_{Di}}{\alpha_i - \theta} = \frac{7,7 \cdot 0,283}{7,7 - 1,285} + \frac{3,8 \cdot 0,422}{3,8 - 1,285} + \frac{2,9 \cdot 0,275}{2,9 - 1,285} + \frac{1 \cdot 0,02}{1 - 1,285} = 1,4$$

Demak,  $F_{\min}=1,4-1=0,4$ . Ortiqchalik koeffisienti  $\beta=1,5$  deb qabul qilib, ishchi flegma sonini topamiz:  $F=1,5 \cdot 0,4=0,6$ .

Muhim komponentlarning berilgan konsentrasiya qiymatlarini hisobga olib, mahsulotlarning birining tarkibini taxminan beramiz. Bu tarkib kolonnaning hamma hisoblari oxirida tasdiqlanishi kerak, aks holda tarkibga tuzatish kiritiladi va qayta hisoblanadi.

Bu berilgan masalada qoldiqning tarkibi (bir necha oldindan bajarilgan hisob-kitoblardan) 7.1- jadvalga mos ravishda qabul qilingan. Koldiqning berilgan tarkibi uchun og'ir muhim komponentning ( $n$ -pentan) konsentrasiyasi xomashyoda va kolonnaning har ikkala mahsulotida aniqlangan. Bu o'z navbatida distilyat va qoldiq

chiqishini og'ir muhim komponent bo'yicha moddiy balansdan foydalanib hisoblash imkonini beradi.

Hisobga olish kerakki, binar aralashmani ajratuvchi kolonna uchun avval chiqarilgan hamma balans tenglamalari ko'p komponentli xomashyodan foydalanganda ham o'z ko'rinishini saqlab qoladi agar  $u$ ,  $x$  va ularni har qanday komponentning xomashyoda, suyuqlikda va mos ravishda bug'da molyar ulushlari deb tushunilsa konsentrasiya ning (7.7) nisbatga  $n$ -pentan uchun son qiymatlarini qo'yib mahsulotlarning chiqishini (1000 kmol xomashyoga) topamiz.

$$R = L \frac{y_D - u}{y_D - x_R} = 1000 \frac{0,02 - 0,03}{0,002 - 0,974} = 294 \text{ kmol}$$

$$D = L - R = 1000 - 294 = 706 \text{ kmol}$$

Har bir komponentning xomashyodagi ( $Lu$ ) va qoldiqdagi ( $R_{x_R}$ ) miqdorini kmol hisoblab, (7.2) tenglamadan hamma komponentlarning distillyatdagi miqdori ( $D_{y_D}$ ) va konsentrasiya ( $u_D$ ) ni aniqlanadi (7.1 jadvalga qarang).

Konsentrasiya lovchi seksiyadagi uchrashuvchi oqimlarning har qanday komponent konsentrasiya lari orasidagi bog'liqlik (7.11) moddiy balans tenglama asosida o'rnatiladi:

$$y = \frac{g}{G}x + \frac{D}{G}y_D \quad 7.58$$

(7.10) tenglamani va qabul qilingan  $F=g/D=0,6$  qiymatini hisobga olib topamiz:

$$\frac{g}{G} = \frac{g}{g+D} = \frac{g/D}{g/D+1} = \frac{0,6}{0,6+1} = 0,375$$

$$\frac{D}{G} = \frac{G-g}{G} = 1 - \frac{g}{G} = 1 - 0,375 = 0,625$$

Demak konsentrasiya lovchi seksiya uchun konsentrasiya tenglamasi berilgan masalada muayyan ko'rinishni qabul qiladi:

$$y = 0,375x + 0,625Y_D \quad 7.59$$

Konsentrasiya lovchi seksiyadagi nazariy to'qnashuvlar (kontaktlar) sonining hisobini distillyatning ma'lum bo'lgan tarkibidan boshlab navbatma-navbat muvozanat tenglamasi (7.49) dan va konsentrasiya si tenglamasi (7.59) dan foydalanib amalga oshiriladi. Konsentrasiya lovchi seksiyaning eng oxirgi tarelkani to'rtinchi to'qnashuvi deb qabul qilamiz, chunki og'ir muhim komponentning ( $n$ -petan) bu tarelkadan oqib tushadigan flegmadagi konsentrasiya si allaqachon uning xomashyodagi suyuq faza konsentrasiya sidan ortib ketgan (masala sharti bo'yicha xomashyo kolonnaga boshlang'ich qaynash holatida uzatiladi).

Konsentrasi seksiyadan ta'minlash seksiyasiga oqib tushadigan flegmaning har qanday komponent konsentrasiya si uchun  $x_k$  belgilash qabul qilingan.

Demak,  $x_4=x_k=0,34$ . Haydash seksiyaning birinchi tarelkasiga kiruvchi  $x_m$  flegma  $g_m$  har qanday komponent konsentrasiya si ta'minlash seksiyasi oqimlari uchun balanslar tenglamasi asosida aniqlanadi. (7.2 - rasmga qarang).

$$x_m = \frac{g_0 x_0 + g_k x_k}{g_0 + g_k} \quad 7.60$$

Unda:

$$x_m = \frac{Lu + g_k x_k}{L + g_k} = \frac{u + \frac{g_k}{L} x_k}{1 + g_k / L}.$$

Qiymatlarini qo'yib:

$$\frac{g_k}{L} = \frac{g_k / D}{L / D} = \Phi \frac{D}{L} = 0,6 \cdot 0,706 = 0,425$$

7.2 - jadval. Kolonnaning ta'minlovchi va mustaxkamlovchi seksiyalarini xisobi  
(7.3 masalaga doir)

Компонент	$\mu D$	0,283	7,7	$\mu D/\alpha$	$x_{\theta} = \frac{\sum \mu D/\alpha}{\mu D/\alpha}$	$0,375x_{\theta}$	$0,625\mu D$	$\mu_1 = 0,375x_{\theta} + 0,625\mu D$	$\mu_1/\alpha$	$x_1 = \frac{\sum \mu_1/\alpha}{\mu_1/\alpha}$	$0,375x_1$	$\mu_2 = 0,375x_1 + 0,625\mu D$	$\mu_2/\alpha$	$x_2 = \frac{\sum \mu_2/\alpha}{\mu_2/\alpha}$
	Пропан	0,283	7,7	0,037	0,140	0,052	0,177	0,229	0,030	0,104	0,039	0,216	0,028	0,091
	Изобутан	0,422	3,8	0,111	0,423	0,159	0,264	0,423	0,111	0,386	0,145	0,409	0,108	0,351
	n-Бутан	0,275	2,9	0,095	0,361	0,135	0,172	0,307	0,106	0,368	0,138	0,310	0,107	0,347
	n-Пентан	0,020	1,0	0,020	0,076	0,029	0,012	0,041	0,041	0,142	0,053	0,065	0,065	0,211
$\Sigma$	1,000	—	0,263	1,000	0,375	0,625	1,000	0,288	1,000	0,375	1,000	0,308	1,000	
Компонент	$0,375x_2$	0,034	0,211	$\mu_3$	$x_3$	$0,375x_3$	$\mu_4$	$\mu_4/\alpha$	$x_4(x_K)$	$\mu$	$0,425x_K$	$\mu + 0,425x_K$	$x^m = \frac{1,425}{\mu + 0,425x_K}$	
	Пропан	0,034	0,211	0,027	0,083	0,031	0,208	0,027	0,078	0,2	0,033	0,233	0,164	
	Изобутан	0,132	0,396	0,104	0,319	0,120	0,384	0,101	0,292	0,3	0,124	0,424	0,298	
	n-Бутан	0,130	0,302	0,104	0,319	0,119	0,291	0,100	0,290	0,2	0,123	0,323	0,226	
	n-Пентан	0,079	0,091	0,091	0,279	0,105	0,117	0,117	0,340	0,3	0,145	0,445	0,312	
$\Sigma$	0,375	1,000	0,326	1,000	0,375	1,000	0,345	1,000	1,0	0,425	—	1,000		

Topamiz:

$$x_m = \frac{u + 0,425x_k}{1,425} \quad 7.61$$

Bu formula yordamida oqim tarkibi  $x_m$  ning hisobi 7.2 - jadvalda keltirilgan. Haydash seksiyasining uchrashuvchi oqimlar tarkiblari orasidagi bog'liqlik (7.20) tenglama bilan o'rnatiladi.

$$y = \frac{g}{G}x - \frac{R}{G}x_R, \quad 7.62$$

Haydash seksiyasi uchun  $R/G$  va  $g/G$  qiymatlarini hisoblaymiz. Ta'minlash seksiyasi va hamma mavjud haydash seksiya oqimlarining moddiy balanslariga muvofiq quyidagiga ega bo'lamiz (7.2 - rasmga qarang):

$$G_q + R = g_m = g_0 + g_k,$$

Ushbu masalada  $g_0 = L$ . Unda qayta o'zgartirishdan so'ng quyidagini olamiz:

$$\frac{R}{G_k} = \frac{R}{L + g_k - R}$$

O'ng tomonning surat va maxrajini  $L$  ga bo'lib va  $G_k$  va  $g_m$  dagi indeksni tashlab yuborib (chunki har qaysi seksiyalarning balandligi bo'yicha oqimlarning kmollar soni taxminan o'zgarmas deb qabul qilingan) quyidagini topamiz.

$$\frac{R}{G_k} = \frac{R}{G} = \frac{R/L}{1 + g_k/L - R/L} = \frac{0,294}{1 + 0,425 - 0,294} = 0,257;$$
$$\frac{g_m}{G_k} = \frac{g}{G} = \frac{G + R}{G} = 1 + \frac{R}{G} = 1 + 0,257 = 1,257.$$

Shunday qilib, haydash seksiyasining konsentratsiya tenglamasi quyidagi ko'rinishga keladi:

$$y = 1,257x - 0,257x_R \quad 7.63$$

Haydash seksiyasining birinchi (yuqori) tarelkasidan to qaynatgigacha bo'lgan tarelkalar bo'yicha hisobi 7.3- jadvalda ko'rsatilgan. Ko'ramizki, oltinchi tarelkadan oqib tushuvchi flegmaning tarkibi  $x_6$ , hisob boshlanishida qabul qilingan qoldiq tarkibi  $x_R$  ga faqat og'ir muhim komponent bo'yicha,

7.3 – jadval. Kolonnaning xaydovchi seksiyasining xisobi  
(7.3 masalaga doir)

Компонент	$1,257x^m$	$x_R$	$0,257x_R$	$y_k = y_1 = 1,257x^m - 0,257x_R$	$y_1/\alpha$	$x = \frac{y_1/\alpha}{\sum y_1/\alpha}$	$1,257x_1$	$y_2 = 1,257x_1 - 0,257x_R$	$y_2/\alpha$	$x_2 = \frac{y_2/\alpha}{\sum y_2/\alpha}$	$1,257x_2$	$y_3$	$y_3/\alpha$
	$x_3$	$1,257x_3$	$y_4$	$y_4/\alpha$	$x_4$	$1,257x_4$	$y_5$	$y_5/\alpha$	$x_5$	$1,257x_5$	$y_6$	$y_6/\alpha$	$x_6 (x_R)$
Пропан	0,204	0,009	0	0,204	0,027	0,074	0,093	0,093	0,012	0,026	0,033	0,033	0,004
Изобутан	0,375	0,136	0,002	0,373	0,098	0,269	0,338	0,336	0,089	0,194	0,244	0,242	0,064
n-Бутан	0,285	0,222	0,005	0,280	0,096	0,264	0,332	0,327	0,113	0,247	0,310	0,305	0,105
n-Пентан	0,393	0,890	0,250	0,143	0,143	0,393	0,494	0,244	0,244	0,533	0,670	0,420	0,420
$\Sigma$	1,257	1,257	0,257	1,000	0,364	1,000	1,257	1,000	0,458	1,000	1,257	1,000	0,593
Компонент	$x_3$	$1,257x_3$	$y_4$	$y_4/\alpha$	$x_4$	$1,257x_4$	$y_5$	$y_5/\alpha$	$x_5$	$1,257x_5$	$y_6$	$y_6/\alpha$	$x_6 (x_R)$
Пропан	0,007	0,009	0,009	0,001	0,001	0,001	0,001	~ 0	~ 0	0	0	0	0
Изобутан	0,108	0,136	0,134	0,035	0,047	0,059	0,057	0,015	0,017	0,021	0,019	0,005	0,006
n-Бутан	0,177	0,222	0,217	0,075	0,100	0,126	0,121	0,042	0,048	0,060	0,055	0,019	0,020
n-Пентан	0,708	0,890	0,640	0,640	0,852	1,071	0,821	0,821	0,935	1,176	0,926	0,926	0,974
$\Sigma$	1,000	1,257	1,000	0,751	1,000	1,257	1,000	0,878	1,000	1,257	1,000	0,950	1,000

balki hamma komponent aniq to'g'ri keladi va shuning uchun qayta hisoblash talab etilmaydi (aks holda qoldiq tarkibining yangi qiymatini qabul qilishga va hisob kitobni qaytadan qilishga to'g'ri kelardi). Bu holatda oltinchi tarelka qaynatgichga mos keladi va  $x_6=x_R$ . Shunday qilib, konsentrasiya lovchi seksiya va parallel kondensatorni qo'shganda nazariy tarelkalar soni  $N_{N1}=4$ , haydash seksiyasi va qaynatgichni qo'shib hisoblaganda  $N_{N2}=6$  ni tashkil qiladi.

**7.4 – masala.** AVT qurilmasining benzinni barqarorlashtiruvchi (stabilazatsion) kolonnasi asosiy parametrlarini aniqlang. Xomashyo- tavsiflovchi faktori  $K=12$ , miqdori  $L=60000$  kg/soat bo'lgan barqarorsiz (nestabilniy) benzin suyuq holatda  $t_L=150^{\circ}\text{C}$  harorat bilan kolonnaga kelib tushadi. Kolonnadagi bosim  $R=0,9$  MPa, yuqori qism harorati  $t_{yu}=90^{\circ}\text{S}$ , quyi qisminiki  $t_q=170^{\circ}\text{S}$ . Uchkarrali sovuq o'tkir sug'orma ( $g_0=3D$ )  $t_D=40^{\circ}\text{S}$  harorat bilan beriladi. Barqarorlashgan benzinni ( $\rho_4^{20} = 0,702$ ) chiqishi  $R=53000$  kg/soat ni tashkil qiladi. Distillyat D- barqarorlik boshi  $M_D=53$  molekulyar massaga ega.

*Yechish.* 1. Kolonna kondensator-sovitgichi va qaynatgichining issiqlik hisobi. Bu masalani Yechishda barqaror benzinni solishtirma entalpiyasi (1.31) va (1.32) formula yoki jadval [12] bilan hisoblanadi.

Kolonna yuqorisidagi suyuq va bug'li oqimlarning entalpiyasi distillyat ( $M_D=53$ ) bo'yicha [5,27,62] entalpiya grafiklari yordamida *n*-butan ( $M=58$ ) va propan ( $M=44$ ) egri chiziqlari orasidan interpolyatsiya yo'li bilan qabul qilingan.

Kolonna yuqorisidan chiqib ketayotgan bug'lar miqdori quyidagini tashkil qiladi:

$$D+g_0=7000+3\cdot 7000=28000 \text{ kg/soat}$$

Kondensat-sovitgichda olib kelinishi zarur bo'lgan issiqlik miqdori:

$$D_{k-x} = (D+g_0)(N-h_g)=28000\cdot(577,1-98,8)=13392000 \text{ kJ/ soat} = 13392 \text{ MJ/ soat}$$

Qaynatgichning issiqligi  $Q_2$  ni topish uchun kolonnani issiqlik balansini tuzatamiz (7.4 jadval). Kirish va chiqish issiqliklarini tenglashtirib qaynatgichni issiqligini aniqlaymiz:

$$Q_2 = 35358 - 21493 = 13865 \text{ MJ/ soat}$$

2. Kolonna yuqori qismining diametri. Sovuq o'tkir sug'orishda, suyuqlik va bug'larning uchrashuvchi oqimlarini maksimal sarfi kolonnani birinchi, tepadan hisoblaganda tarelka osti kesimiga to'g'ri keladi.

Suyuq oqimni maksimal sarfi, issiqlik balansi asosida Yuqori tarelka uchun quyidagi formuladan topilishi mumkin.

$$g_1 = g_0 \frac{H_1 - h_0}{H_2 - h_1} \quad 7.64$$

Quyidagilarga ega bo'lamiz:  $t_1 - t_{10} = 90 \text{ } ^\circ\text{S}$ ;  $H_2 \approx H_1 = 577,1 \text{ } \kappa\text{J}/\kappa\text{g}$

$$h_0 - h_D = 98,8 \text{ } \kappa\text{J}/\kappa\text{g}; h_1 = 239,6 \text{ } \kappa\text{J}/\kappa\text{g}; g_0 = 3D = 21000 \text{ } \kappa\text{g}/\text{soat}$$

Unda: 
$$g_1 = 21000 \frac{577,1 - 98,8}{577,1 - 239,6} = 29760 \text{ } \kappa\text{g}/\text{soam}$$

$$G_2 = g_1 + D = 29760 + 7000 = 36760 \text{ } \kappa\text{g}/\text{soat} = 10,2 \text{ } \kappa\text{g}/\text{s}$$

#### 7.4 - jadval. Kolonnaning issiqlik balansi (7.4 masalaga doir)

Moddiy oqimlar	M	$\rho_4^{20}$	g, kg/soat	t, $^\circ\text{S}$	h, $\kappa\text{J}/\kappa\text{g}$	Q, MJ/soat
<b>Kirib keladi</b>						
1. Suyuq xomashyo: Barqarorlashtirish boshi (golovka stabilizatsii)	53	-	7000	150	434,8	3044
Barqarorlashmagan benzin	97	0,702	53000	150	348,1	18449
2. Qaynatgich issiqligi	-	-	-	-	-	$Q_2$
<b>Jami:</b>	-	-	60000	-	-	21493+ $Q_2$
<b>Chiqib ketadi</b>						
1. Suyuq distillyat D	53	-	7000	40	98,8	692
2. Qoldiq R	97	0,702	53000	170	401,4	21272
3. Kondensator sovitgich issiqligi $Q_{k-s}$	-	-	-	-	-	13392
<b>Jami:</b>	-	-	60000	-	-	35358

1.1 – rasm bo'yicha siqilish koeffitsienti  $z$  ni aniqlash uchun, avval 1.2 -rasm yordamida ( $K = 12$  va  $M \approx 53$  da)  $G_2$  bug'ni mavxum kritik parametrlari qiymatlarini topamiz:  $R_{b.kr} \approx 4,8 \text{ MPa}$ ,  $T_{b.kr.} \approx 150 \text{ } ^\circ\text{S} = 423 \text{ K}$ . Keltirilgan bosim  $\pi$  va keltirilgan harorat  $\tau$  qiymatlarini xisoblaymiz:

$$\pi = \frac{P}{P_{\delta.kr}} = \frac{0,9}{4,8} = 0,188$$

$$\tau = \frac{t_2 + 273}{T_{\delta, \text{exp}}} \approx \frac{t_1 + 273}{T_{\delta, \text{exp}}} = \frac{90 + 273}{423} = 0,86$$

Grafik bo'yicha (1.1 - rasimga qarang) bug'larni siqilish koeffisientini  $z=0,89$ . Bug'larni hajmiy sarfi:

$$V_2 = 0,89 \frac{10,2 \cdot 22,4}{53} \cdot \frac{90 + 273}{273} \cdot \frac{101,3}{900} = 0,575 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Bug' lar zichligi:

$$\rho_{\delta} = \frac{G_2}{V_2} = \frac{10,2}{0,575} = 17,7 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Suyuq oqim  $t_1=90^{\circ}\text{S}$  dagi zichligini ( $n$  - butan bo'yicha) topamiz:

$$\rho_s \approx 494 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Masalan (7.52) formuladan foydalanib, kolonnani yuqori qismidagi bug'larni ruxsat etilgan tezligini hisoblaymiz:

$$\omega_2 = 0,051 \sqrt{\frac{494 - 17,7}{17,7}} = 0,264 \text{ m} / \text{s}$$

$$S_{\text{yo}} = \frac{V_2}{\omega_{\text{yo}}} = \frac{0,575}{0,264} = 2,18 \text{ m}^2$$

$$D_{\text{yo}} = \sqrt{\frac{2,18}{0,785}} = 1,667 \text{ m}$$

Yaqin standartdan kattaroq qiymat -  $D_{\text{yo}}=1800$  mm ni qabul qilamiz.

3. Kolonna quyi qismining diametri. Quyi mahsulot (barqarorlashgan benzin) uchun  $t_R=170^{\circ}\text{S}$  dagi bug' lanish issiqligi:

$$r = H_{170} - h_{170} = 695,4 - 401,4 = 294 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Qaynatgichdan kiradigan bug' oqimining miqdori:

$$G_0 = \frac{Q_2}{r} = \frac{13865 \cdot 10^3}{294} = 47160 \text{ kg} / \text{soat} = 13,1 \text{ kg} / \text{s}$$

Quyi mahsulotning nisbiy zichligi  $\rho_4^{20} = 0,702$  (yoki  $\rho_{15}^{15} = 0,7065$ ).

7.65

empirik formula bo'yicha topamiz:

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,7065}{1,03 - 0,7065} = 97$$

M=97 va K=12 qiymatlarda 1.2 - rasm yordamida quyidagilarni topamiz:  
 $R_{b.kr} = 3,0 \text{ MPa}$ ,  $T_{b.kr.} = 280 \text{ }^{\circ}\text{S} = 553 \text{ K}$ .

Keltirilgan parametrlar quyidagilarni tashkil qiladi:

$$\pi = \frac{P}{P_{\sigma.kp}} = \frac{0,9}{3,0} = 0,3$$

$$\tau = \frac{t_n + 273}{T_{\sigma.kp}} = \frac{170 + 273}{553} = 0,8$$

1.1 - rasmdan siqilish koeffisienti  $z=0,78$  ni topamiz.  
 Bug'larning hajmiy sarfini ( $t_{\theta} = t_R = 170 \text{ }^{\circ}\text{S}$  da) hisoblaymiz:

$$V_{\theta} = 0,78 \frac{13,1 \cdot 22,4}{97} \cdot \frac{170 + 273}{273} \cdot \frac{101,3}{900} = 0,44 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Bug' va suyuqliklarning zichligi:

$$\rho_{\theta} = \frac{G_{\theta}}{V_{\theta}} = \frac{13,1}{0,44} = 29,8 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\rho_s = 1000[0,702 - 0,0009(170-20)] = 567 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Kolonnaning quyi qismidagi ruhsat etilgan tezlik:

$$\omega_{\kappa} = 0,051 \sqrt{\frac{567 - 29,8}{29,8}} = 0,216 \text{ m} / \text{s}$$

Kolonna quyi qismining kesimi va diametri quyidagilarga teng bo'ladi:

$$S_{\kappa} = \frac{0,44}{0,216} = 2,04 \text{ m}^2$$

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{2,04}{0,785}} = 1,612 \text{ (} D_{\kappa} = 1800 \text{ mm deb qabul qilamiz)}$$

4. Tarelkalar soni. Amaliy ma'lumotlar asosida haqiqiy tarelkalar sonini  $N=40$  ta, ular orasidagi masofani  $h=0,6$  m , deb qabul qilamiz.
5. Kolonna shtutserlarini diametri. Shtutserlarni diametri mos oqimning hajmiy sarflari va ruhsat etilgan tezlik bo'yicha aniqlanadi. Ruhsat etilgan tezliklar (2 bob) ma'lumotlarga muvofiq qabul qilinadi. Ikki fazali oqim holatida shtutser kesimini hisoblash, oqimning shartli tezligi ( $\omega=0,5-1,5$  m/s) asosida, ya'ni oqim suyuq holatida deb hisoblab, amalga oshiriladi.
- Kolonnalarda bug' bo'shliqli qaynatgich foydalanganda kolonnadan qaynatgichga suyuqlikni chiqarish uchun shtutser  $g=R+G_0$  suyuqlik miqdori bo'yicha kolonnaga bug'ni qaytarish shtutseri esa,  $G_0= Q_2/r$  kattalik bo'yicha hisoblanadi, bu yerda  $r -t_R$  haroratdagi  $G_0$  bug'larning bug'lanish issiqligi. Agar, quyi mahsulot kolonnadan mustaqil alohida shtutser bilan chiqarilsa, issiqlik  $Q_2$  esa, kolonnaga quyi mahsulotni bir qismini ( $gc$ ) quvurli pech orqali tsirkulyatsiyalash hisobiga kiritilsa, tsirkulyatsiyalanuvchi mahsulot olib ketiladigan va qaytariladigan kolonna shtutserlarini kesimi quyidagi tenglama bo'yicha hisoblanadi.

$$g_u = \frac{Q_2}{h_0 - h_R} = kg / soat,$$

$$h_0 = e \cdot h_0^{\delta} + (1 - e) \cdot h_0^c,$$

Bu yerda:  $h_R$ - suyuq qoldiqni  $t_R$  haroratdagi solishtirma entalpiyasi,  $\kappa J/kg$ ;  
 $h_0$  – tsirkulyatsiyalanuvchi oqimni isitishning  $t_0$  ohirgi haroratidagi solishtirma entalpiyasi,  $\kappa J/kg$ ;  $e$  – haydashni  $t_0$  haroratdagi massaviy ulushi;

$h_0^{\delta}$  va  $h_0^c$ , - bug' va suyuq fazalarni  $t_0$  haroratdagi solishtirma entalpiyalari.

## 8 BOB ABSORBSIYA

Gaz aralashmasidan u yoki bu komponentlarni suyuq erituvchi-absorbent yordamida yutish yo'li ajratib olish uchun fizik absorbttsiyadan keng foydalaniladi. Bosim  $r$  ni oshirish va haroratni  $t$  ni kamaytirish absorbttsiyada yutilish darajasi  $\varphi$  ni kuchayishiga olib keladi.

Teskari jarayon–desorbtsiyada esa  $r$  bosim kamayishi va xaroratni oshishi bilan desorbtsiyalovchi agent (neytral gaz) yordamida erigan komponentni chiqarib olish darajasi  $\varphi'$  ortadi.

Absorbsiya-desobrsiyani hisoblash usullari, absorberlarni turi va hisoblash misollari (namunalari) [1-8, 26, 29, 61] va boshqa adabiyotlarda keng yoritilgan.

### 8.1. KO'P KOMPONENTLI UGLEVODOROD GAZLAR ABSORBSIYASINI HISOBLASH

Ko'p komponentli uglevodorod gazlarni absorbent bilan ishlov berganda, absorbent sifatida biror bir neft fraktsiyasi olinadi va dastlabki gazning hamma komponentlarini turli darajada ajratib olish bilan absorbttsiyalanadi.

Aralashma komponentlarini uchuvchanligi qancha yuqori bo'lsa, ularning yutilishi darajasi shuncha kam bo'ladi. Shuning uchun, dastavval gaz absorbttsiyalash natijasida ikkita fraktsiyaga yutilgan va yutilmagan qismlarga ajraladi (bir karrali kondensatsiyalashga o'xshash) “puch” uglevodorod gazlar holatida odatda, uncha ko'p bo'lmagan qismi ajratib olinadi va absorbttsiya paytida hosil bo'lgan issiqlik ham kam bo'ladi. Bu holda gaz va suyuqlik oqimlari miqdorini ( $G$ , kmol/soat va  $L$ , kmol/soat) hamda gazni hamma komponentlarining bug' suyuqlik doimiyliklari  $k$  taxminan o'zgarmas, deb qabul qilinadi.

Birinchi (yuqori) tarelkaga fazalar muvozanati tenglamasini va birinchi tarelka atrofidagi moddiy balans, so'ngra ikkinchi tarelka uchun fazalarni muvozanati tenglamasini va birinchi ikkita tarelka atrofining moddiy balansini tuzish va shunday davom ettirib  $n$  tarelkali absorber uchun “puch” gazni har qanday komponenti uchun, quyidagi Kremserni absorbttsiyaning asosiy tenglamasini keltirib chiqaramiz:

$$\varphi = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \quad 8.1$$

Bu holda

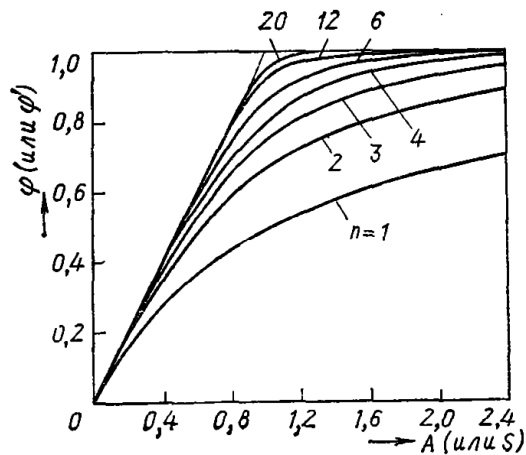
$$\varphi = \frac{g_{n+1} - g_1}{g_{n+1}} \approx \frac{y_{n+1} - y_1}{y_{n+1}} \quad 8.2$$

$$A = \frac{L}{k \cdot G} \quad 8.3$$

bu yerda:  $\varphi$ –dastlabki aralashmadan har qanday  $i$ –komponentni ajratib olish koeffisienti, ulushi;  $n$ –absorbttsiyaning nazariy tarelkalar soni;  $g_{n+1}$  va  $g_1$ –mos

ravishda gaz aralashmasidagi  $i$ -komponentni boshlang'ich va oxirgi miqdorlari, kmol/soat;  $y_{n+1}$  va  $y_1$ -gaz oqimidagi  $i$ -komponentning boshlang'ich va oxirgi konsentrasiya lari, molyar ulushda;  $A$ -komponentning absorbttsiya omili;  $k$ -komponentning bug' suyuqlik muvozanat koeffitsienti;  $G$  va  $L$ -absorberga kirayotgan gaz va suyuqlik oqimlar miqdori, kmol/soat.

8.1 tenglamaning grafik ifodasi 8.1- rasmda ko'rsatilgan. Grafikdan ko'rinadiki  $A$  ni har qanday qiymatida nazariy tarelkalarni soni  $n$  ortishi bilan ajratib olish koeffitsienti  $\varphi$  ham ortib boradi va  $n=12-16$  bo'lganda o'zini maksimal qiymati  $\varphi \approx 1,0$  yaqinlashadi, shuning uchun absorberlarda  $n \leq 16$ , deb qilinadi. Absorbtsiyalashda tarelkalarni foydali ish koeffitsienti odatda 0,2 – 0,5 ni tashkil qiladi.



8.1- rasm. Kremser grafigi

## 8.2. DESORBSIYA

To'yingan absorbentdan yutilgan komponentlarni desorbtsiyasi, suv bug'i bilan amalga oshiriladi. Suv bug'ining sarfi ( $G'$ , kmol/soat) eng kichik uchuvchan bo'lgan komponentini to'la ajratib olish yo'li bilan hisoblab aniqlanadi.

Desorbtsiyaning tenglamasi 8.1 tenglamaga o'xshash ko'rinishga ega bo'ladi.

$$\varphi' = \frac{S^{n-1} - S}{S^{n+1} - 1} \quad 8.4$$

$$\varphi' = \frac{l_{n+1} - l_1}{l_{n+1}} \approx \frac{x_{n+1} - x_1}{x_{n+1}} \quad 8.5$$

$$S = \frac{RG'}{L'} \quad 8.6$$

bu yerda:  $\varphi'$ -desorbtsiyada har qanday ( $i$ ) komponentni ajratib olish koeffisienti, ulushda  $n$  – desorbtsiyadagi nazariy tarelkalar soni;  $l_{n+1}$  va  $l_1$  mos ravishda desorbtsiyaning suyuq oqimidagi  $i$ -komponentini boshlang'ich va oxirgi miqdorlari, kmol/soat;  $x_{n+1}$  va  $x_1$   $i$ -komponentini suyuq oqimidagi boshlang'ich va oxirgi konsentrasiya lari, molyar ulushda;  $S$  – komponentni desorbtsiya omili.  $G'$  va  $L'$ -desorbtsiyaga kirayotgan gaz va suyuqlik oqimlarining miqdori, kmol/soat.

Absorbtsiya va desorbtsiya tenglamalari o'xshash bo'lgani sababli, 8.1- rasmda ko'rsatilgan Kremser grafigidan ham absorbtsiya va ham desorbtsiyani hisoblashda foydalanish mumkin.

Absorbtsiya paytida ajralib chiqadigan issiqlik, absorbent oqimi xaroratini ko'tarilishiga olib keladi. SHuning uchun, absorbtsiyada uncha katta bo'lmagan xaroratni ta'min etish uchun, issiqlikni bir qismi absorbentni ma'lum bir miqdori bilan sovutgich orqali tsirkulyatsiya hisobiga olib ketiladi.

Desorbtsiyada esa, aksincha yuqori xaroratni ushlab turish uchun, to'yingan absorbentni dastlabki qizdirishdan tashqari, issiqlik qaynatish yordamida ham beriladi.

Absorbyerdan olib ketilayotgan va desorberni quyi qismiga berilayotgan issiqlik miqdorlari, ushbu apparatlarni issiqlik balanslari asosida aniqlanadi.

**8.1 - masala.** 8.1 - jadvalda keltirilgan tarkibdagi ( $u_i$ , molyar foizlarda) uglevodorod gaz aralashmasining absorbtsiya jarayonini hisoblang. SHu shart bilanki, butanni ajratib olish koeffisienti  $\varphi_4=95\%$  ni tashkil qilish kerak.

Gaz sarfi  $V_0 = 5000$  m<sup>3</sup>/soat, absorbyerdagi o'rtacha sharoit  $r=1$ MPa,  $t=40^0$ S, absorbent-molekulyar massasi  $M=190$  bo'lgan neft fraksiyasi. Nazariy tarelkalar soni  $n=6$  (amaliy tarelkalar sonini  $\eta \approx 0,3$  deb hisobga olib 20 ta deb qabul qilamiz).

*Yechish.* Gazning molyar sarfi:

$$G = \frac{5000}{22,4} = 223 \text{ kmol/soat}$$

$n=6$  va  $\varphi_4=0,95$  qiymatlar uchun Kremser grafigidan  $n$ -butanni absorbtsiya omili va  $A_4=1,3$  topamiz. Absorbentning nisbiy molyar sarfi quyidagini tashkil etadi.

$$L/G = R_4 \cdot A_4 = 0,44 \cdot 1,3 = 0,572 \text{ kmol/kmol}$$

Bundan :

$$L = 0,572 \cdot G = 0,572 \cdot 223 = 127,6 \text{ kmol/soat}$$

Yoki:

$$\bar{L} = 127,6 \cdot 190 = 24244 \text{ kg/soat.}$$

Hamma qolgan komponentlarni absorbtsiya omilini quyidagi formula bo'yicha topamiz.

$$A_i = \frac{L}{k_i G} = \frac{0,572}{k_i}$$

Kremser grafigidan  $A_i$  qiymati bo'yicha hamma komponentlarni ajratish koeffitsientlarini topamiz. Hamma hisob natijalari 8.1 -jadvalda keltirilgan. Bu jadvalning oxirgi ikkita grafalarida har bir komponentni absorbyerdagi to'yingan absorbent va qoldiq gazdagi miqdorlari ko'rsatilgan.

Absorbtsiya hisobi ( $t=40^0S$ ;  $p=1MPa$ ;  $\varphi_4=0,95$ ;  $n=6$ )

8.1- jadval

komponent	$u_i, \%$ (mol)	$g_i = Gu_i$ kmol/soat	$\kappa_i$	$A_i = L/K_i G = 0.572/K_i$	$\varphi_i$	$\varphi_i g_i$ ni olish kmol/soat	$(1-\varphi_i) g_i$ kmol/soat
Metan	84,0	187,32	18	0,032	0,032	5,99	181,33
Etan	5,1	11,37	3,8	0,151	0,151	1,72	9,65
Propan	3,4	7,58	1,3	0,440	0,440	3,34	4,24
<i>n</i> -Butan	2,7	6,02	0,44	1,300	0,950	5,72	0,30
<i>n</i> -Pentan	2,2	4,91	0,15	3,813	1,000	4,91	0
<i>n</i> -Geksan va Yuqori	2,6	5,80	0,06	9,533	1,000	5,80	0
$\Sigma$	100,0	223,0	-	-	-	27,48	195,52

**8.2 – masala.** Agar, desorbyerda nazariy to'qnashuvlar soni  $n=5$ , o'rtacha sharoit:  $r = 490$  kPa,  $t = 140^0S$  ga teng bo'lsa, 8.1- masaladagi ma'lumotlar bo'yicha desorbtsiyalovchi agent - suv bug'i sarfini aniqlang.

*Yechish.* To'yingan absorbentdagi komponentlarni amalda to'liq desorbtsiyalash uchun, og'irroq komponent - geksanni ajratib olish koeffitsientini  $\varphi' = 0,98$  deb, qabul qilamiz. Kremser grafigidan  $n=5$  va  $\varphi'_6 = 0,98$  qiymatlar bo'yicha desorbtsiya omilini  $S_6=2$  topamiz. Bosim 490 kPa va  $t=140^0S$  bo'lganda geksanni bug' - suyuqlik muvozanat doimiysi  $k_6=1,5$  teng bo'ladi. Desorbtsiyalovchi agentning solishtirma sarfini topamiz:

$$\frac{G'}{L'} = \frac{S_6}{R_6} = \frac{2}{1,5} = 1,333 \text{ kmol/kmol}$$

To'yingan absorbent miqdori:

$$L' = 127,6 + 27,48 = 155,08 \text{ kmol/soat}$$

Suv bug'ining sarfi:

$$G' = 1,333L' = 1,333 \cdot 155,08 = 206,72 \text{ kmol/soat} = 3721 \text{ kg/soat}$$

## 9 BOB

### SUYUQLIKLARNI EKSTRAKTSIYALASH

Neftni qayta ishlashda suyuqliklarni ekstraksiyalash masalan moyli fraktsiya distillyatlari va dizel yoqilg'ilarini tozalashda, neft qoldiqlaridan deasfaltizatsiyalash qurilmalarida aromatik uglevodorodlarni ajratib olishda qo'llaniladi. [1, 5, 15, 22, 30]

Suyuqliklarni ekstraksiyalash deb, suyuq xomashyo  $F$ - ni selektiv ishlov ya'ni tanlama ta'sir etuvchi erituvchi  $S_L$  bilan komponentlarni ajratib olish jarayoni tushuniladi. Bunda ikkita muvozanatli suyuq fazalar hosil bo'ladi: 1)  $L$  faza-erituvchi  $S_L$  ning asosiy massasidan va ekstrakt  $E$  ya'ni, xomashyodan ajratib olingan qism – **ekstraktli eritmadan** tashkil topgan.

2)  $G$  fazaga nisbatan kam miqdordagi erituvchi  $S_G$  va rafinat  $R$  ya'ni, xomashyoning ekstraksiyalanmagan qismi – **rafinatli eritmadan** tashkil topgan.

Suyuqlik ekstraksiyasi qonuniyatlarini oddiy bir misolda ko'rib chiqamiz.  $A$  va  $V$  komponentlardan tashkil topgan, suyuq gomogen  $F$  xomashyoga ekstragent  $S$  bilan ishlov berilganda jarayon harorati  $t$  da komponent  $V$ , har qanday proporsiyada erisa, komponent  $A$  ni erishi esa chekli bo'ladi. Bu holatda hosil bo'ladigan, ikkita muvozanatdagi suyuq rafinatli  $G$  va ekstraktli  $L$  fazalar har xil proporsiyadagi  $A$ ,  $V$  va  $S$  komponentlarni o'z ichiga oladi.

$L$  fazada  $V$  komponentni konsentrasiya si  $G$  fazadan ko'ra Yuqoriroq bo'ladi. Shuning uchun  $V$  komponentni kelgusida **ajratib olinuvchi**, yoki **tarqatiluvchi** komponent, deb ataladi. Uch komponentli sistemalar bilan bo'lgan hisoblarni uchburchakli diagrammalar yordamida qulay amalga oshirish mumkin.

#### 9.1. UCHBURCHAKLI DIAGRAMMA

Uchburchakli diagramma, teng tomonli uchburchak ko'rinishga ega bo'ladi (9.1 - rasm). Uchburchak uchlari  $A$ ,  $V$  va  $S$  lar toza komponentlarga mos keladi. Uchburchak tomonida joylashgan har qanday nuqta ikki komponentli sistemani ifodalaydi. Masalan,  $F$  nuqta  $A$  va  $V$  komponentlarining binar aralashmasini  $M$  nuqta  $V$  va  $S$  komponentlarni aralashmasini,  $D$  nuqta  $A$  va  $S$  komponentlarni aralashmasini ifodalaydi.

Uchburchak ichida joylashgan  $N$  nuqta  $A$ ,  $V$  va  $S$  komponentlarni uchtali aralashmasiga mos keladi.

$A$ ,  $V$  va  $S$  komponentlarning uchtali aralashmasidagi konsentrasiya larini (ulushlarda)  $a$ ,  $b$  va  $s$  ifodalar orqali belgilaymiz. ya'ni:

$$a = \frac{A}{A+B+C}; \quad b = \frac{B}{A+B+C}; \quad c = \frac{C}{A+B+C} \quad 9.1$$

$V$  komponentni  $A+V$  komponentlarga nisbatan konsentrasiya sini sistemada  $S$  komponentni bor va yo'qligiga bog'liqmas ravishda,  $x$  orqali belgilaymiz. Unda

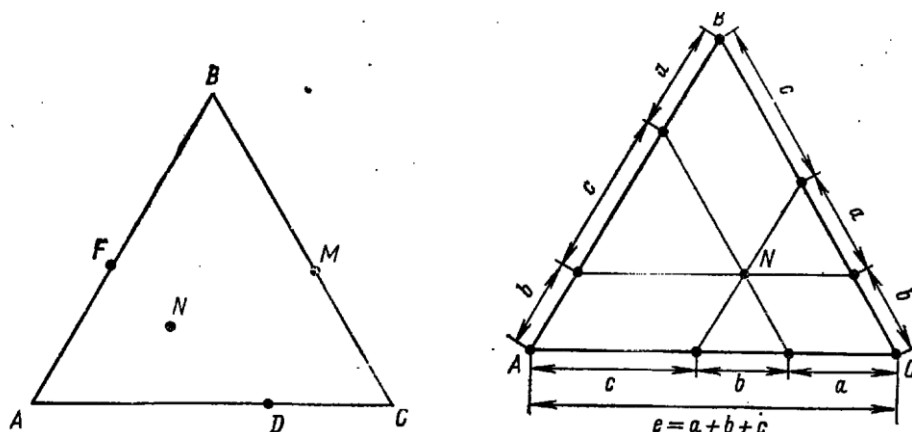
$$x = \frac{B}{A+B} = \frac{a}{a+b} \quad 9.2$$

(9.1) va (9.2) ifodalarda  $A$ ,  $V$  va  $S$  kattaliklar aralashmadagi mos komponentlarning miqdorini (massa, hajm yoki kmol) ko'rsatadi.

9.2 - rasmda uch komponentli sistemani  $N$  nuqtasi orqali uchburchak tomonlariga parallel chiziqlarda o'tkazamiz. Bu holda, uchburchakni hamma tomonida  $l$  uzunlikda uchtadan  $a$ ,  $b$  va  $s$  kesmalari hosil bo'ladi va ular quyidagi shartga javob beradi.

$$a+b+s=l$$

9.3

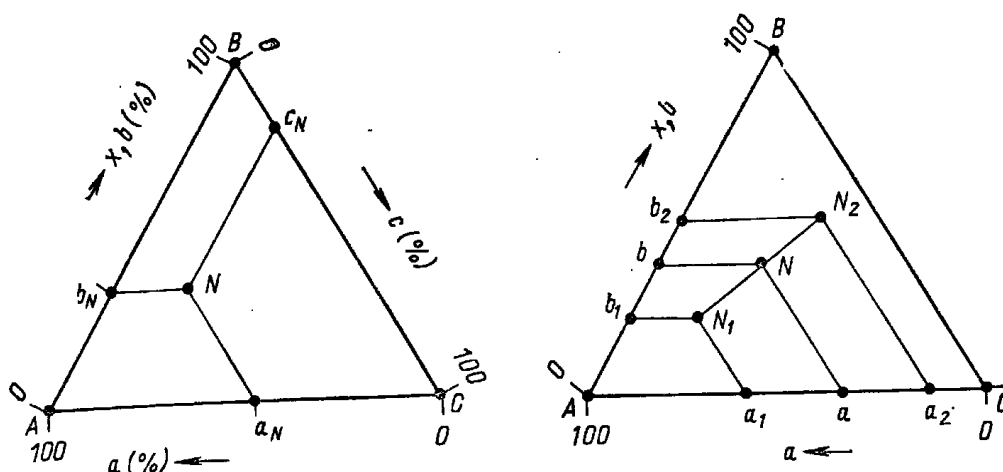


9.1- rasm. Turli sistemalarni uchburchakli diagrammada tasvirlanishi:

$F$ - $A$  va  $V$  komponentlarning binar sistemasi;

$M$  -  $V$  va  $S$  aralashmasi;  $D$ - $A$  va  $S$  aralashmasi;  $N$  – uch komponentli aralashma.

9.2 - rasm. Uch komponentli sistemaning tarkibini sanoq usuli



9.3- rasm. Har bir komponentning konsentrasiya sini sanash uchun mustaqil shkalalardan foydalanish

9.4- rasm. Uchburchak diagrammani asosiy xossasiga ilova (tasvir).

Agar,  $l$  ni 1 (yoki 100%) , deb qabul qilsak, unda  $a$ ,  $b$  va  $s$  kesmalar  $N$  sistemasidagi  $A$ ,  $V$  va  $S$  komponentlarni ulushdagi (yoki foizlarda) konsentrasiya lariga mos keladi.

Uchburchakli diagrammalar bilan ishlashni qulaylashtirish uchun uchburchakning har bir tomoniga 100 bo'lakli shkala qo'yib chiqiladi va shkalalardan har biri, 9.3 - rasmda ko'rsatilgan faqat bitta komponent konsentrasiya  $s_i$  (foizlarda) sanog'i uchun foydalaniladi. Ikkita sistema  $N_1$  va  $N_2$  larni aralashtirish bilan yangi  $N$  sistema hosil qilingan bo'lsin. (9.4-rasm), aralashtirishni oqimlar bo'yicha umumiy va  $A$  va  $V$  komponentlar bo'yicha balans tenglamasini tuzamiz:

$$N = N_1 + N_2 \quad 9.4$$

$$aN = a_1N_1 + a_2N_2 \quad 9.5$$

$$bN = b_1N_1 + b_2N_2 \quad 9.6$$

$S$  komponent bo'yicha balans tuzmaymiz, chunki diagrammadagi uch komponentli sistema nuqtalarini holati har qanday ikkita komponent konsentrasiya lari bo'yicha etarli darajada aniqlanishi mumkin.

(9.4) va (9.6) tenglamalarni o'zaro Yechish quyidagi nisbatga olib keladi:

$$\frac{N_1}{N_2} = \frac{a - a_2}{a_1 - a} = \frac{b - b_2}{b_1 - b} = \frac{N\bar{N}_2}{N_1\bar{N}} \quad 9.7$$

ya'ni, bu nisbatlar uchburchakli diagramma xossalarini ifodalaydi:  $N$ ,  $N_1$  va  $N_2$  nuqtalar bitta to'g'ri chiziqda yotadi, shu bilan birga,  $N$  nuqta dastlabki  $N_1$  va  $N_2$  sistema miqdorlariga teskari proporsional  $N_1N_2$  kesmani ikki qismga bo'ladi.

(9.7) nisbat shuni ko'rsatadiki, agar dastlabki  $N_1$  va  $N_2$  sistemalar miqdorini tasvirlovchi vektorlar uchun bir yo'nalish va olingan  $N$  sistema vektori uchun qarama-qarshi yo'nalish qabul qilinsa,  $N_1N_2$  va  $N$  sistema nuqtalariga ma'lum "elka" qoidasi ni tadbiiq etish mumkin.

## 9.2. UCHBURCHAKLI DIAGRAMMADA FAZALAR MUVOZANATINING EGRI CHIZIG'I

Agar,  $t = \text{const}$  bo'lganda, sistemaning  $A$ ,  $V$  va  $S$  komponentlarini bir jufti  $A$  va  $S$  komponentlari o'zaro chekli eruvchanlikka, qolgan ikkita boshqa juftlar  $A$  va  $V$ ,  $V$  va  $S$  lar esa cheksiz eruvchanlikka ega bo'lsalar, fazalar muvozanatini tipaviy egri chizig'i 9.5 – rasmda tasvirlangan ko'rinishga ega bo'ladi.

Bu yerda:  $GL$  - uchastkasi -  $A$  va  $S$  binar aralashmasi chegarasida bir-birida qisman eruvchi ikkita to'yingan  $G$  va  $L$  fazalar hosil bo'lishini ko'rsatadi. Muvozanatdagi uch komponentli turli fazalar  $G_1L_1$ ,  $G_2L_2$ ,  $G_3L_3$ : tutash chiziqlari (konodlar) punktir bilan ko'rsatilgan.  $K$  nuqtaga yaqinlashgan sari, muvozanatli fazalarni tarkibi bir-biriga yaqinlashadi.  $K$  nuqta berilgan haroratda ko'rilayotgan uch komponentli sistema uchun, eruvchanlik kritik nuqtasiga mos keladi.

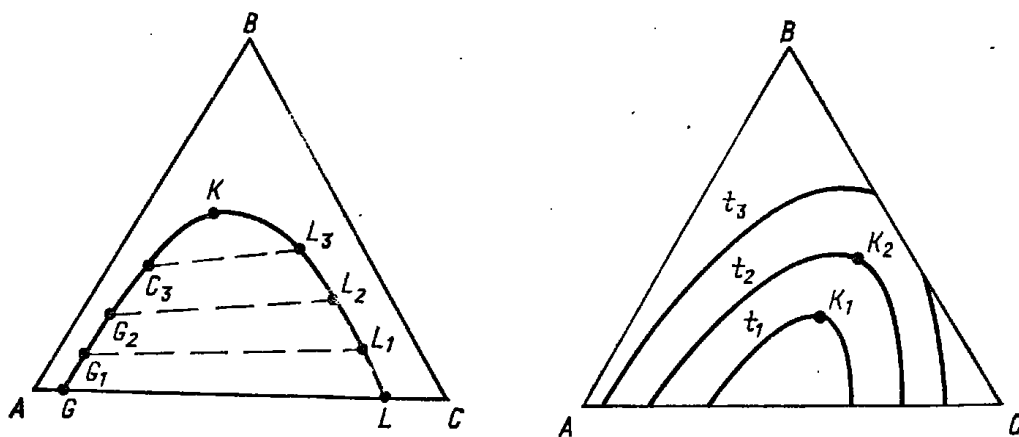
Ko'ramizki, muvozanat egri chizig'i ikki tarmoqdan:  $KG$  chizig'i- $G$  faza nuqtalaridan va  $KL$  chizig'i -  $L$  faza nuqtalaridan iborat. Bu muvozanat egri chizig'ini odatda binodal egri chizig'i, deb ataladi.

Biror bir sistemani tasvirlovchi nuqta agar  $GKL$  muvozanat egri chizig'i bilan chegaralangan yuza ichida joylashgan bo'lsa, ikkita muvozanatli fazalarga bo'linib ketuvchi geterogen sistemaga duch kelamiz. Bu muvozanat egri chizig'i tashqarisidagi nuqtalar gomogen sistemaga mos keladi. Turli uch komponentli sistemalar uchun, muvozanat egri chizig'i avval, bir necha konodlarning holatini eksperimental aniqlash bilan quriladi. Odatda konodlar uchburchak asosiga nisbatan og'ma o'zgaruvchi burchak ostida joylashgan bo'ladi. Ushbu vaziyatda konodlar sistema komponentlarining tabiatiga bog'liq ravishda o'ng va chap tomonlarga og'ma ko'rinishida bo'ladi. Tajribadan topilgan bir necha konodlar asosida, uchburchakli diagrammada har qanday oraliq konodni chizib ko'rsatmoq mumkin. Buning uchun turli usullar [5, 31] mavjud bo'lib, biz faqat ikkitasini keltirib o'tamiz.

1. Muvozanatli  $G$  va  $L$  faza xossalari birining orasidagi yordamchi bog'liqlik egri chizig'idan foydalaniladi, masalan  $V$  komponentni muvozanat fazalar orasidagi konsentrasiya bog'liqligi  $b_L = f(b_G)$ . Bu bog'liqlik tajriba ma'lumotlari asosida muvozanat egri chizig'i bilan birgalikda quriladi.

2. Taxminan; ikkita yaqin tajriba konodlari va izlanayotgan konodni davom ettirilganda ular bir nuqtada kesishadi.

Haroratni kamayishi bilan muvozanat egri chizig'ini egallagan geterogen sohasi kattalashadi (9.6 - rasm).

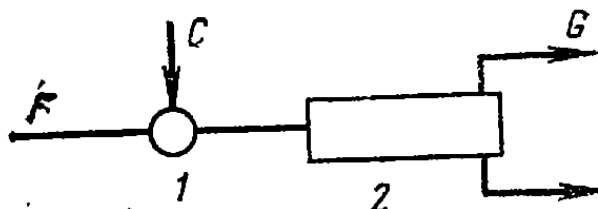


9.5 - rasm. Fazalarni muvozanat binodal egri chizig'i:  
 $KG$ - $G$  faza chizig'i (rafinatli);  $KL$ - $L$  faza chizig'i (ekstraktli faza)  
 $K$  - eruvchanlikni kritik nuqtasi

9.6 - rasm. Haroratni muvozanat binodal egri chiziq ko'rinishiga ta'siri ( $t_1 > t_2 > t_3$ ).

### 9.3. BIR BOSQICHLI EKSTRAKTSIYA

Uzluksiz bir bosqichli (yoki bir karrali) ekstraktsiyani printsiptial sxemasi 9.6 - rasmda ko'rsatilgan.  $F$  xomashyo kontakt moslamasi 1 yordamida  $S$  erituvchi bilan aralashtiriladi. Hosil bo'lgan  $G$  va  $L$  muvozanat-fazalari ajratgich 2 (seperator) da bir-biridan ajratiladi. So'ngra  $L$  fazadan erituvchini haydash yo'li bilan ekstraktlangan xomashyoning  $E$  qismi va  $G$  fazadan esa qolgan  $R$  qismi olinadi. Keyinchalik ekstraktni  $E$  va rafinatni  $R$  deb belgilashni shartlashamiz.



9.7 - rasm. Bir bosqichli (bir karrali) ekstraktsiya sxemasi  
1-to'qnashuv moslamasi (aralashtirgich); 2-fazalar ajratgichi (seperator).

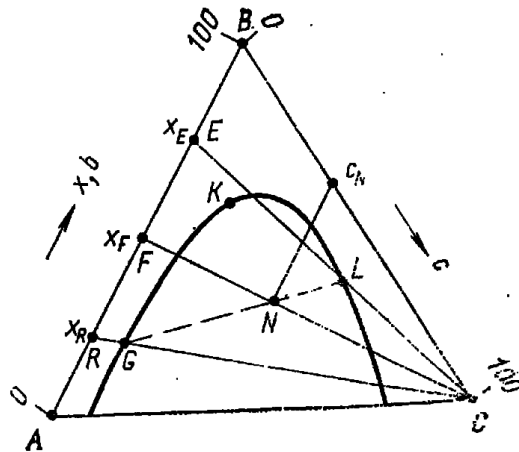
Bir bosqichli ekstraktsiyani (BE) hisoblash quyidagi tarzda amalga oshiriladi. Muvozanat egri chiziqli uchburchak diagrammaning  $AV$  tomoniga ma'lum  $x_F$  tarkib bo'yicha xomashyo  $F$  nuqtasi qo'yiladi (9.8 - rasm); ma'lum bo'lgan xomashyo va erituvchi sarflari ( $F$ , kg/soat), ( $S$ , kg/soat) bo'yicha erituvchi konsentrasiya  $s_N$  ni olingan  $N=F+C$  sistemada aniqlanadi.

$$c_N = \frac{C}{F + C} \quad 9.8$$

Uchburchak diagrammaning asosiy xossasiga ko'ra  $FG$  to'g'ri chizig'ida joylashgan sistemada  $N$  nuqtasini belgilaymiz va konsentrasiya  $s_N$  bilan aniqlaymiz ( $s_N-N$  chizig'i  $AV$  tomonga parallel o'tkaziladi).  $N$  nuqtasi orqali o'tadigan konoda holatini ma'lum bo'lgan usullarni biridan topamiz. Bu konoda muvozanat egri chizig'ini mos tarmog'ida rafinatli  $G$  va ekstraktli  $L$  fazasini aniqlaydi.

$G$  va  $L$  fazalar erituvchi  $S$  va mos ravishda rafinat  $R$  va ekstrakt  $E$  dan tashkil topgan. Shuning uchun, uchburchakli diagrammani asosiy xossasiga asosan  $SG$  va  $SL$  chiziqlarini o'tkazib,  $AV$  tomonda  $R$  va  $E$  nuqtalarini, so'ngra ularni tarkibi  $x_R$  va  $x_E$  larni topamiz.

Xomashyoni ajratish mahsulotlari  $R$  va  $E$  «yelka» qoidasi bo'yicha topilishi mumkin bo'lsa,  $G$  va  $L$  fazalar tarkibi esa, uchburchakli diagrammani mos shkalalari sanog'idan topiladi.



9.8 - rasm. Bir karrali ekstraksiyalash sxemasi (BE)

#### 9.4. KO'P BOSQICHLI KESISHUVCHI EKSTRAKTSIYA

Bu usulga ko'ra, xomashyo birinchi portsiya erituvchi  $S_1$  bilan ishlov berilganda olingan ekstraktiv faza  $L_1$  sistemadan olib ketiladi, rafinat fazaga esa ikkinchi portsiya erituvchi  $L_2$  qo'shiladi natijada yangi qo'shma fazalar  $G_2$  va  $L_2$  hosil bo'ladi.  $L_2$  fazani olib ketib uchinchi portsiya erituvchi  $L_3$  bilan ishlov beriladi va hokazo. Har bir bosqichga beriladigan erituvchilarni sarfi ( $S_1, S_2, S_3, \dots$ ) shunday hisob bilan qabul qilinishi kerakki, hosil bo'ladigan sistemalarning ( $N_1, N_2, N_3, \dots$ ) nuqtalari geterogen sohada joylashishi lozim.

Bosqichlar soni  $n$  ortishi bilan oxirgi bosqichdan chiqadigan rafinatli eritma  $G$  dan olingan rafinat miqdori kamayadi  $A$  komponent miqdori esa ortadi.

Ko'p komponentli kesishuvchi ekstraksiyaning hisobi, har bir bosqichdagi bir karrali ekstraksiya hisobi asosida amalga oshiriladi.

#### 9.5. QARAMA-QARSHILI EKSTRAKTSIYA

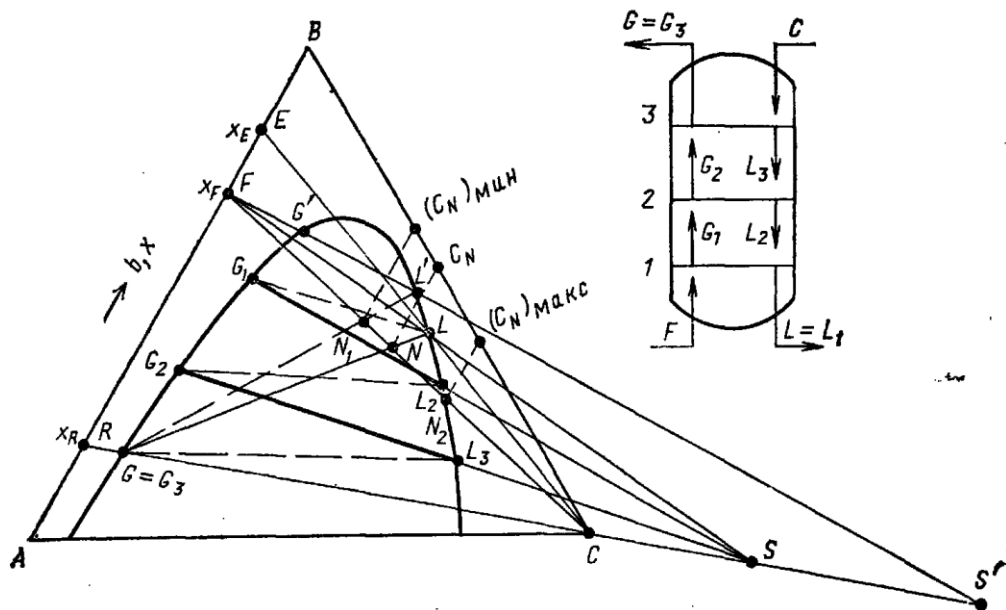
Qarama-qarshi ekstraksiya usuli sanoatda eng ko'p qo'llaniladi. Bu usulda muvozanatlashmagan rafinatli va ekstraktli fazalarning qarama-qarshi harakatida ularning o'zaro ko'p marotaba to'qnashuvi yuz beradi.

Bir erituvchi bilan amalga oshiriladigan oddiy to'liqmas ekstraksiya hodisasini ko'rib chiqamiz. (9.9 - rasm).

Keling, quyidagi xomashyo sarfi ( $F$ , kg/soat), uning tarkibi [ $x_F$  % (mass.)], erituvchi sarfi ( $S$ , kg/soat) va jarayon haroratidagi muvozanat binodal egri chizig'i ma'lum bo'lsin. To'qnashuvning nazariy bosqichlar soni  $n_H$  aniqlanishi kerak.

$x_F$  va  $x_R$  (yoki xomashyo va rafinatning boshqa additiv xarakteristikalarini) qiymatlariga ega bo'lgan holda, uchburchakning  $AV$  tomoniga xomashyo  $F$  va rafinat  $R$  ning nuqtalarini qo'yamiz.

Rafinatli eritma  $G$  ning nuqtasi to'g'ri chiziq  $RC$  ni rafinatli faza chizig'i bilan kesishgan joyda bo'ladi.



9.9 - rasm. Bitta erituvchili qarama-qarshi ekstraksiya hisobi

Hamma sistemaning  $N$  nuqtasi  $FG$  to'g'ri chizig'ida yotadi va erituvchi konsentratsiya si  $s_N$  bilan aniqlanadi:

$$c_N = \frac{C}{F + C} \quad 9.9$$

boshqa tomondan, apparatning moddiy balansidan

$$F + C = G + L = N \quad 9.10$$

kelib chiqadiki,  $N$ ,  $G$  va  $L$  nuqtalar bir to'g'ri chiziqda yotadi. Bu esa o'z navbatida  $L$  nuqta holatini aniqlashga imkon beradi.  $L$  va  $C$  nuqtalardan o'tuvchi to'g'ri chiziqni davom ettirib, uchburchakli diagrammaning  $AV$  tomonida  $E$  ekstrakt nuqtasini, so'ngra esa uning tarkibi  $x_E$  ni topamiz, so'ng «yelka» qoidasidan foydalanib, rafinatning chiqish miqdorini topamiz:

$$R = F \frac{F\bar{E}}{R\bar{E}} = F \frac{x_E - x_F}{x_E - x_R} \quad 9.11$$

unda

$$E = F - R \quad 9.12$$

Har qanday  $i$ -chi to'qnashuv bosqichi uchun oqimlar balansini yozamiz (tarelkalar sanog'i kolonna pastki qismidan):

$$G_{i-1} + L_{i+1} = G_i + L_i \quad 9.13$$

Bu yerdan har qanday uchrashuvchi oqimlar farqi shuningdek oxirgilari quyidagini tashkil qiladi:

$$L_{i+1}-G_i=L_i-G_{i-1}=\dots L-F=C-G=S \quad 9.14$$

Shunga o'xshash ifodalarni bu oqimlar tarkibiga kirgan har bir uch  $A$ ,  $V$ ,  $S$  komponentlar uchun yozish mumkin.

Diagrammada uchrashuvchi oqim nuqtalari orqali o'tuvchi to'g'ri chiziqlarni ishchi chiziqlari deb hisoblanadi. (9.14) ifoda asosiy xossadan kelib chiqqan holda, hamma ishchi chiziqlarni  $S$  nuqta orqali o'tish kerakligini ko'rsatadi.

So'ngi uchrashuvchi oqimlarning  $L$  va  $F$ ,  $C$  va  $G$  nuqtasi ma'lum bo'lsa, u holda bu nuqtalar orqali so'ngi ishchi chiziqlarini o'tkazib,  $S$  qutb holatini topamiz.

Nazariy to'qnashuvlar sonini aniqlash uchun, kolonnadan nuqtalar chegarasida chiquvchi  $G$  va  $L$  oqimlarning ishchi chiziqlari va konodadan tashkil topgan siniq chizig'i quriladi. Bu siniq chiziqdagi konodalar soni to'qnashuvning nazariy bosqichlar sonini belgilaydi. (9.9 - rasmda  $n_H=3$  ga teng).

### 9.6. EKSTRAKTSION KOLONNANING CHEGARALI ISH REJIMI

Agar,  $F$  va  $R$  nuqtalarning berilgan holatida (binobarin va  $G$  nuqta) kolonnaga berilayotgan erituvchining sarfi kamaytirilsa, ya'ni  $s_N$  kamaytirilsa, u holda sistema nuqtasi  $N$ ,  $FC$  chizig'i bo'ylab  $F$  nuqta tomon,  $L$  nuqta esa muvozanat egri chizig'idan bir necha yuqoriga siljiydi. (9.9 - rasimga qarang). Eng chetki ishchi chiziq  $FS$  bu holda  $F$  nuqta atrofida soat strelkasiga qarshi aylanadi va ishchi chiziqlar qutbi  $S$  esa  $S$  cho'qqisidan uzoqlashadi. Lekin, bu holatda har qanday ishchi chiziq va konoddan hosil bo'lgan burchak kichiklashadi, zarur to'qnashuvlar soni esa o'sadi. Erituvchi minimal sarfi  $S'$  qutbning shunday holatiga mos keladiki, u holda chetki ishchi chizig'i  $F$  nuqtasi atrofida aylanganda qaysidir bir konoda bilan mos tushadi (9.9 - rasmda  $G'-L'$  konoda bilan). Bu holatda chetki ishchi chiziq  $FS'$  va konoda  $G'-L'$  orasidagi burchak nolga teng va uchrashuvchi oqimlar muvozanatlashgan bo'ladi. Bunday jarayonni amalga oshirish uchun, cheksiz to'qnashuv soni talab etiladi, erituvchining sarfi esa minimal bo'lib  $N_1$  nuqtaga javob beruvchi sistema tarkibi bilan aniqlanadi:

$$C_{\min} = F \frac{(c_N)_{\min}}{100 - (c_N)_{\min}} \quad 9.15$$

Erituvchining sarfi ko'paytirilganda, qutb  $S$  uchburchak cho'qqisi  $S$  ga yaqinlashadi, sistemaning  $N$  nuqtasi  $FC$  to'g'ri chizig'i bo'ylab  $S$  nuqta tomoniga qarab siljiydi. U holda siniq chiziqdagi pog'ona soni bilan aniqlanadigan to'qnashuv soni kamayadi.

Qachon  $N$  nuqta  $S$  tomonga siljib muvozanat egri chizig'ining o'ng tarmog'iga etganda, erituvchi sarfi maksimal bo'ladi, zero erituvchi sarfini yanada ko'paytirilsa  $N$  nuqta ikki fazali soha chegarasidan chiqib ketadi va ekstraksiya jarayoni amalga oshmay qolishi mumkin. Minimal to'qnashuv soniga mos keluvchi erituvchining maksimal miqdori  $N_2$  sistema tarkibi bilan aniqlanadi:

$$C_{\max} = F \frac{(c_N)_{\max}}{100 - (c_N)_{\max}} \quad 9.16$$

Erituvchining haqiqiy sarfi minimaldan 10-20% yuqori qabul qilinadi.

### 9.7. NEFT DISTILLYAT VA KONTSENTRATLARINI EKSTRAKTSION TOZALASH

Agar, neft moy xomashyosi erishni kritik haroratidan (EKT) past sharoitda selektiv erituvchi tipidagi furfurool yoki fenol bilan ishlov berilsa, u holda ekstrakt fazasiga asosan surkov moylariga keraksiz bo'lgan qisqa yon zanjirli politsiklik aromatik va naften aromatik uglevodrodlar, oltingugurt birikmalari va asfalt smolali moddalar, rafinat fazasiga esa, xomashyoni kerakli komponentlari o'tadi.

Neft konsentratlarini deasfaltizatsiyalash jarayonlarida (gudron yoki yarim gudron) suyultirilgan propandan keng foydalaniladi. Unda asfalt smolali moddalar uglevodrodlarga nisbatan ancha yomon eriydi, shu sababli ikkita muvozanat fazalari: Yuqori konsentratli propanli deasfalt eritmasi va eng kichik konsentrasiya li erituvchisi bor asfalt (bitumli) eritmasi hosil bo'ladi.

Deasfaltizat kelgusida Yuqori qovushqoqli qoldiq moylar olish, yoki katalitik kreking uchun xomashyo sifatida foydalaniladi.

Neft xomashyosi va undan olingan rafinat va ekstraktning murakkab ko'p komponentli tarkibi sababli, surkov moylarini selektiv erituvchilar bilan qarama-qarshi ekstraktsiyali tozalash jarayonining aniq bir analitik hisob usuli mavjud emas. Taxminiy hisoblar uchun S.M.Volox [5, 58] usulidan foydalanish mumkin. Bu usulda  $F$  xomashyoni,  $R$ -rafinatni va  $E$  ekstrakti biror bir additivlik xossasi bilan xarakterlash taklif etilgan masalan, qovushqoqlik-massaviy doimiylik  $\eta$  bilan. U holda har qanday neft xomashyo va undan olingan rafinat va ekstrakti ikkita komponentlardan-shartli  $A$  rafinatdan va  $V$  shartli ekstraktidan tashkil topgan, deb hisoblash mumkin. Masalan, ularning qovushqoqlik-massaviy doimiysi mos ravishda  $\eta_A=0,800$  va  $\eta_V=1000$  ga teng bo'ladi. Bunday vaziyatda, ekstraktsiya hisobini uchburchakli diagrammani qo'llash bilan amalga oshirish mumkin.

Amalda neft xomashyoni ajratish (moylarni tozalash, konsentratlarni deasfaltizatsiyalash) uchun, ekstraktsion apparatlarni loyihalash dastlabki xomashyo, rafinatning talab qilinayotgan sifati va qabul qilingan erituvchini xarakterini hisobga olgan holda, eksperimental ma'lumotlar asosida amalga oshiriladi.

Suyuqlik ekstraktsiya jarayonlarida modda almashinishni jadallashtirish mavjud bo'lgan to'qnashuv qurilmalarini (elaksimon, jalyuzli, klapanli, oqimli va boshqa tipdagi tareklarni qo'llash bilan) takomillashtirish, hamda pulsatsion, vibratsion, markazdan qochma va boshqa tipdagi apparatlardan foydalanib, yangi samarali ekstraktor konstruktsiyalarini tadbiq etish yo'li bilan amalga oshiriladi.

Ekstraktsiya jarayonlari uchun to'g'ri keladigan erituvchini tanlash, erituvchi va xomashyoning nisbati, harorat rejimi ikkita erituvchini qo'llash va boshqa omillar ham katta ahamiyatga ega. Neftni qayta ishlashda asosan nasadkali, elaksimon yoki jalyuz tarekali kolonnalar va rotor-diskli kontaktorlardan foydalaniladi [1, 3, 4, 15, 31, 57].

## 9.8. NEFT XOMASHYONING EKSTRAKTSION TOZALASH BO'YICHA AMALIY MA'LUMOTLAR

Neft xomashyoni ekstraksion tozalash bo'yicha quyidagi [1, 3, 11, 15, 22, 67] adabiyotlarga muvofiq ba'zi bir amaliy ma'lumotlar keltirilgan.

1. Moylarni furfurool bilan tozalash. Distillyatli moylarni olishda nasadkali ekstraksion kolonnaga furfuroolni berish karraligi 150 %-300 %, qoldiq moylar uchun 250 % - 500 % ni tashkil qiladi. Rafinat olishda 60-80 % (mass.) xomashyoga nisbatan. Rafinat eritmada furfuroolning miqdori 15-20 % (mass.) ni tashkil qiladi.

Ekstraksion kolonnadagi haroratli rejim: Yuqorida (furfuroolni kirish sathida)  $t_{yu} = 100 - 110^{\circ}\text{S}$ ; o'rta qismida (xomashyoni kirish sathida)  $t_o = 80 - 90^{\circ}\text{S}$ ; quyi qismida ekstrakt eritmaning bir qismini sovitgich orqali tsirkulyatsiyasi hisobiga  $t_q = 60 - 70^{\circ}\text{S}$  qilib ushlab turiladi.

Moylarni furfurool bilan tozalash uchun, kasadkali ekstraksion kolonnaning diametri, xomashyo va erituvchining umumiy hajmi bo'yicha ( $20^{\circ}\text{S}$  da hisoblangan) hisoblangan va apparatning to'la kesimiga ruxsat etilgan yuklamadan  $q \approx 10-20 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$  kelib chiqqan holda aniqlanadi. Halqali (50 x 50 mm) nasadkani 1,2 ÷ 2,0 m qatlam balandligida va qatlam orasidagi masofa 1,0-1,2 m qilib joylashtiriladi. Kolonnaning umumiy balandligi  $H=30-35\text{m}$ . Bunday seksiyalarning soni (nasadkali tarekalar)  $N = 6 \div 10$  ta.

Rotor-diskli ekstraktor (RDE) qo'llanilganda xomashyoga beriladigan furfurool karraligi kasadkali ekstraktorlarga nisbatan taxminan 1/3-1/4 ga kamayadi.

RDE (RDK)- vertikal tsilindirlik apparat ko'rinishida bo'ladi (9.10 - rasm). Qobiqning ichki tomoni ish zonasini bir xil balandlikdagi bir qator seksiyalarga ajratuvchi qo'zg'almas yassi stator halqalariga ega. Seksiya soni  $N=10-20$  va ko'proq bo'ladi. Har bir seksiya markazida dumaloq yassi rotorli disk joylashgan va u umumiy aylanuvchi val bilan birlashtirilgan. Valning aylanish chastotasi  $n = 5-70$  ayl/min. Apparatning yuqori va quyi qismida, ishchi qismdan elaksimon tarekalar bilan ajratilgan tindirish zonalarini ko'zda tutilgan. Ekstraktorning vali tindirish zona qismida maxsus quvurga kiritilgan. Rotor-diskli ekstraktorlarda odatda qo'llaniladigan o'lchamlar nisbati:  $d/D=0,5-0,6$ ;  $D_0/D=0,7-0,8$ ;  $h/D=0,11-0,25$  (bu yerda:  $D$ -qobiqning ichki diametri,  $d$ -rotorli disk diametri,  $D_0$ -stator halqalar teshigining diametri,  $h$ -seksiya balandligi) moyli distillyatlarni furfurool bilan tozalashda RDE to'la kesimiga ruxsat etilgan solishtirma yuklamalar: xomashyo bo'yicha 4 dan 6 gacha, erituvchi bo'yicha 4-11, aralashma bo'yicha 8-15  $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$  tashkil qiladi.

2. Neft qoldiqlarini propan bilan deasfaltizatsiyalash. Kam smolali neft konsentratlarini deasfaltizatsiyalashda propanning xomashyoga nisbatan optimal hajmiy karraligi 8:1, smolali neft konsentratlari uchun esa 4:1 ni tashkil qiladi. Balaxan moyli neft gudroni uchun, propanning optimal massaviy karraliligi 3,5:1 dan 4:1 gacha bo'ladi.

Perfolangan yoki jalyuz tarekali  $N=10-12$  ekstraksion kolonnada propan quyi qismidan, xomashyo esa kolonna o'rtasida bir muncha yuqoriroqdan beriladi. Quyida harorat  $t_q=50-60^{\circ}\text{S}$ , yuqorida  $t_{yu}=70-80^{\circ}\text{S}$ . Quyidan 30-50% konsentratsiya da propanli asfalt eritma, yuqoridan esa 85-90% konsentratsiya dagi propanli deasfaltizat olib

ketiladi. Deasfaltizatni xomashyoga nisbatan chiqishi 35-65% ni tashkil etadi. Ekstraktorda bosim  $r = 3,5 - 4,5$  MPa. Ekstraksion kolonna kesimiga (xomashyo va propaning umumiy miqdori hisobida) ruxsat etilgan yuklama  $q = 25 - 36$  m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·soat).

RDE yordamida neft qoldiqlarini deasfaltizatsiyalashda xomashyo bo'yicha ruhsat etilgan yuklama 3,5 – 4,5 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·soat) ni tashkil qiladi. Propan karraligiga bog'liq ravishda jamlangan yuklama  $q \approx 15- 40$  m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>·soat) ga mos keladi.

**9.1 - masala.** 9.11- rasmda muvozanat egri chizig'i va yordamchi  $b_L=f(b_G)$  egri chizig'i keltirilgan. Quyidagi dastlabki ma'lumotlardan foydalanib, bir karrali ekstraksiyalash (BE) jarayonini hisoblang. Xomashyo sarfi  $F=10000$  kg/soat; Xomashyodagi  $V$  komponentning konsentrasiya si  $x_F=52\%$ (mass); sistema  $N$  nuqtasi erituvchini  $s_N=35\%$  konsentrasiya siga mos keladi.

*Yechish.* Uchburchak  $AV$  tomoniga  $x_F=52\%$  qiymatni qo'yib xomashyoning  $F$  nuqtasini topamiz.  $FC$  to'g'ri chizig'ida erituvchini  $c_N$  konsentrasiya siga mos kelgan sistemani  $N$  nuqtasini topamiz. Yordamchi egri chiziq  $b_L=f(b_G)$  dan foydalanib, asta-sekin yaqinlashish usuli bilan  $N$  sistema nuqtasi orqali o'tuvchi  $GL$  konodani topamiz.  $CG$  va  $SL$  to'g'ri chiziqlarini davom ettirib  $AV$  tomonda rafinat nuqtasi  $R$  va ekstrakt nuqtasi  $E$  ni va shuningdek ulardagi  $V$  komponent konsentrasiya sini [% (mass.)] topamiz.  $x_R=32$ ;  $x_E=78$ .

$R$ ,  $F$  va  $E$  nuqtalarga «elka» qoidasini qo'llab qo'yidagilarni topamiz:

$$R \cdot \overline{RE} = F \cdot \overline{FE}$$

bundan

$$R = F \frac{\overline{FE}}{\overline{RE}} = \frac{x_E - x_P}{x_E - x_R} = 10000 \frac{73 - 52}{78 - 32}$$

Ekstraktning chiqishi:

$$E = F - R = 10000 - 5650 = 4350 \text{ kg/soat}$$

$F$ ,  $N$  va  $S$  nuqtalarga «elka» qoidasini qo'llab quyidagilarni olamiz:

$$C \cdot \overline{CN} = F \cdot \overline{FN}$$

bu yerdan erituvchi sarfini aniqlaymiz:

$$C = F \frac{\overline{FN}}{\overline{CN}} = F \frac{c_N}{100 - c_N} = 10000 \frac{35}{100 - 35} = 5380 \text{ kg/soat}$$

Aralashma miqdori:

$$N = F + C = 10000 + 5380 = 15380 \text{ kg/soat}$$

Shu kabi  $G$ ,  $N$  va  $L$  nuqtalardan foydalanib,  $G$  va  $L$  fazalar miqdorini topamiz.

$$G \cdot \overline{GL} = N \cdot \overline{NL}$$

bundan

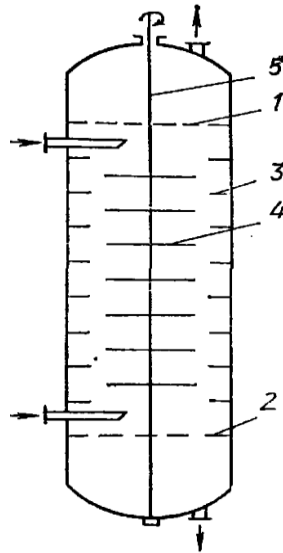
$$G = N \frac{\overline{NL}}{\overline{GL}} = N \frac{c_L - c_N}{c_L - c_G} = 15380 \frac{52 - 35}{52 - 12,5} = 6625 \text{ kg/soat}$$

$$L = N - G = 15380 - 6625 = 8755 \text{ kg/soat}$$

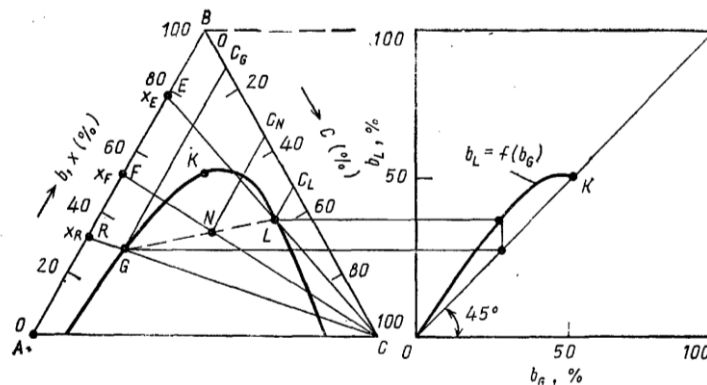
$G$  va  $L$  fazalardagi erituvchi miqdori:

$$C_G = G - R = 6625 - 5630 = 975 \text{ kg/soat}$$

$$S_L = L - E = 8755 - 4350 = 4405 \text{ kg/soat}$$



9.10– rasm. Rotor-diskli ekstraktor:  
1, 2 – taqsimlash panjaralari; 3 – stator xalqasi;  
4 – rotor diski; 5 – rotor vali.



9.11- rasm. Bir karrali ekstraksiya (BE) ning xisobi (9.1 masalaga doir)

**9.2 - masala.** Gudronni propan bilan deasfaltizatsiyalash jarayonining moddiy balansini tuzing va 9.10 - rasmda ko'rsatilgan RDE - ni asosiy o'lchamlarini aniqlang. Qurilma unumdorligi xomashyo bo'yicha  $F=30000$  kg/soat, xomashyoning nisbiy zichligi  $(\rho_4^{20})_F = 0,947$ , jarayon propanning xomashyoga nisbatan hajmiy karraliligi  $n_N = 7,5$  va kolonna Yuqorisidagi harorat  $t_{yu} = 70$  °S va quyida  $t_q = 55$  °S bo'lganda amalga oshiriladi. Zichligi  $(\rho_4^{20})_D = 0,918$  bo'lgan deasfaltizatning chiqishi  $D - 56$  % (mass.) ni tashkil qiladi. Propanning asfal'tli (bitumli) eritmadagi konsentrasiya  $s_i x_b = 38$  %.

*Yechish.* Xomashyo va deasfaltizatning nisbiy zichliklari haqida ma'lumotga ega bo'lsak, u holda aralashmaning o'rtacha zichligi formulasi asosida quyidagini yozish mumkin:

$$\frac{100}{0,947} = \frac{56}{0,918} + \frac{44}{(\rho_4^{20})_b}$$

Bu yerdan bitumni nisbiy zichligini topamiz.  $(\rho_4^{20})_b = 0,985$

Suyuq propanning zichligini hisobga olib  $(\rho_4^{20})_H = 0,500$  [22] berilayotgan propanning massaviy karraliligi hisoblanadi:

$$n = n_V \frac{(\rho_4^{20})_n}{(\rho_4^{20})_F} = 7,5 \frac{0,500}{0,947} = 3,96$$

Propanning sarfi quyidagini tashkil etadi:

$$P = n \cdot F = 3,96 \cdot 30000 = 118\ 800 \text{ kg/soat}$$

Ekstraktor (kontaktor) dan chiqib ketayotgan eritmadagi deasfaltizat va bitumning miqdorlari:

$$D = bF = 0,56 \cdot 30000 = 16800 \text{ kg/soat}$$

$$B = F - D = 30000 - 16800 = 13200 \text{ kg/soat}$$

Propanning bitum eritmadagi  $P_b$  va deasfaltizat eritmasidagi  $P_D$  miqdorlari:

$$P_b = B \frac{x_b}{100 - x_b} = 13200 \frac{32}{62} = 8082 \text{ kg/soat}$$

$$P_D = P - P_b = 118000 - 8080 = 110\ 720 \text{ kg/soat}$$

Deasfaltizat,  $G$  va asfalt,  $L$  fazalarining tarkibini bilgan holda, (1.9) tenglamadan ularni o'rtacha zichligini hisoblab topamiz:

$$(\rho_4^{20})_G = 0,532 \text{ va } (\rho_4^{20})_L = 0,719.$$

RDE ning moddiy balansi bo'yicha ma'lumotlar 9.1 - jadvalda keltirilgan.

Deasfaltlash qurilmasining rotor-diskli  
kontaktorini material balansi

9.1 - jadval

Material oqimlar	Belgilanishi	$(\rho_4^{20})$	miqdori		% (mass.) fazalar tarkibi
			kg/ soat	% (mass.) xomashyoga	
<i>Kirish</i>					
1. Xomashyo (gudron)	F	0,947	30000	100,00	-
2. Propan	P	0,500	118800	396,0	-
Jami:	-	-	148800	496,0	-
<i>Sarf</i>					
1. Deasfaltizat fazasi	G	0,532	127,520	425,1	100,0
Shu qatorda: deasfaltizat					
propan	D	0,918	16800	56,0	13,2
2. Asfalt fazasi	P <sub>D</sub>	0,500	110720	369,1	86,8
Shu qatorda: asfalt (bitum)	L	0,719	21280	70,9	100,0
propan	B	0,985	13200	44,0	62,0
	P <sub>B</sub>	0,500	8080	26,9	38,0
Jami:	-	-	148800	496,0	-

Avval keltirilgan ma'lumotlar bo'yicha RDE ko'ndalang kesimida ruxsat etilgan hajmiy yuklama deasfaltizatsiyalash jarayonida: xomashyo bo'yicha  $q_F=3,5 - 4,5 \text{ m}^3 /(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ . Xomashyo va propan yig'indisi bo'yicha  $q=15-40 \text{ m}^3 /(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ . Odatda ruxsat etilgan yuklamani sovuq holatdagi suyuqlik hajmiga (20 °S da) nisbatan olinadi. Masalan,  $q_F=4,3 \text{ m}^3 /(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$  deb qabul qilamiz.

20 °S da xomashyoning zichligi  $(\rho_{20})_F = 947 \text{ kg} / \text{m}^3$ . Xomashyoning hajmiy sarfi:

$$V_F = \frac{F}{(\rho_{20})_F} = \frac{30000}{947} = 31,7 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

RDE ning ko'ndalang kesimini hisoblaymiz:

$$S = \frac{V_F}{q} = \frac{31,7}{4,0} = 7,93 \text{ m}^3$$

RDE ning qobiq diametri:

$$D = \sqrt{\frac{S}{0,785}} = \sqrt{\frac{7,93}{0,785}} \approx 3,2 \text{ m}$$

Yuqorida keltirilgan ma'lumotlarga muvofiq, seksiyalar sonini  $N=15$  va quyidagi o'lchamlar nisbatini:  $D_0/D=0,7$ ;  $d/D=0,5$ ;  $h/D=0,15$ , deb qabul qilamiz. U holda:

$$D_0 = 0,7D = 0,7 \cdot 3,2 = 2,24 \text{ m}$$

$$d = 0,5 \cdot 3,2 = 1,6 \text{ m}$$

$$h = 0,15 \cdot 3,2 = 0,48 \text{ m}$$

## **10 BOB**

### **KIMYOVIY REAKTORLAR**

Neft va uglevodorodli xomashyolarni kimyoviy qayta ishlashda masalan, quyidagi: katalitik krekning, riforming, kokslash, piroliz, alkillash kabi jarayonlarda konstruktsiya jihatidan, harakat printsiptan va rejim bo'yicha farqlanuvchi turli reaksion apparatlar qo'llaniladi.

Kimyoviy reaktorlarni hisoblash murakkabligi nafaqat kimyoviy o'zgarishlar kinetikasini hisobga olish zaruratidan, balki jarayon natijasiga gidrodinamik sharoitni, modda almashinish va apparatlardagi issiqlik almashinish sharoitini ta'siridan ham kelib chiqadi.

Ximizm masalalari va turli jarayonlar texnologiyalari, optimal sharoitni tanlash, reaktorlarni konstruktiv rasmiylashtirish va hisobi bo'yicha keng ko'lamdagi adabiyotlar mavjud [1, 9, 14, 16, 41-44, 52-55].

Bu bobda reaksion apparaturalar hisobining ayrim masalalari va katalitik krekning qurilma reaksion-regeneratsion uzelinig xususiy namunaviy hisobi ko'rib chiqiladi.

## 10.1. KIMYOVIY REAKTORLARNING SINFLANISHI

Reaktor tipi, uning konstruktiv rasmiylashtirilishi asosan, unda amalga oshiriladigan reaksiyalar xarakteri, reagentlarning fazaviy holatlari, katalizator mavjudligi va uning turi, reaksiya issiqligi, uning qiymati va ishorasi, harorati va bosimi bilan aniqlanadi.

Zero, shu bir xildagi reaksiyalarni turli tipdagi reaktorlarda o'tkazish mumkin bo'lib, ularning har biri o'zining afzalligi va kamchiligiga egadir. Huloosa qilib aytganda tanlangan reaktor konstruktsiyasi quyidagilarni ta'min eta olishi kerak:

a) Yuqori iqtisodiy ko'rsatkichlar: Yuqori maqsadli mahsulotning chiqishi, kichik kapital va ekspluatatsion sarflar.

b) Ishonchli va xavfsiz ishlash.

Kimyoviy reaktorlarni klassifikatsiyalashda reaktorning konstruktiv jihatlarini va operativ usullarini ko'rsatuvchi belgilar bilan bir qatorda, amalga oshiriladigan kimyoviy reaksiyalar xarakteri ham hisobga olinishi kerak, masalan:

1. Ishlash printsipi bo'yicha – davriy, uzluksiz va yarim uzluksiz ishlovchi reaktorlar.
2. Reagentlarning fazaviy holati bo'yicha – gomogen (bir fazali) va geterogen (ikki va ko'p fazali) reaksiyalarni amalga oshiradigan reaktorlar.
3. Issiqlik belgilari bo'yicha – izotermik, adiabatik va politropik reaktorlar.
4. Gidravlik belgilar bo'yicha - ideal aralastiruvchi, ideal siqib chiqaruvchi, oraliq tipdagi reaktorlar.
5. Reagentlar oqimlarining yo'nalishi bo'yicha – reagentlarni kirishi bir yo'nalishli, qarama-qarshi yo'nalishli va pog'onali bo'lgan reaktorlar.
6. Konstruktsiyasi bo'yicha – tsilindrli (ichi bo'sh yoki statsionar qatlamli donasimon katalizatorli), “ quvur ichida quvur ” tipidagi quvurli, pech zmeevigi ko'rinishidagi, aralastirgich qurilmali, mavhum qaynash qatlamli, pnevmo – ko'targich (reaktor-lift) va hokazo reaktorlar.

## 10.2. XOMASHYONING KONVERTSIYA DARAJASI.

### MAQSADLI MAHSULOTNING CHIQISHI VA JARAYON SELEKTIVLIGI

Amalga oshiriladigan kimyoviy jarayonlar samaradorligining muhim xarakteristikalari: Xomashyoning konversiya darajasi  $x$ , maqsadli mahsulotning chiqishi va jarayon selektivligi.

Masalan, reaktorda quyidagi reaksiya kechadi  $\sigma$  deb hisoblaymiz:



Agar,  $A$  – asosiy reagent (xomashyo),  $R$  – o'ta muhim (maqsadli) mahsulot bo'lsa, u holda:

Dastlabki asosiy reagent xomashyoning *konversiya darajasi (aylanishlar chuqurligi)* uning boshlang'ich miqdoridan ulushda:

$$x = \frac{A_0 - A}{A_0} \quad 10.2$$

Maqsadli mahsulotni mumkin bo'lgan *maksimal (nazariy) molyar chiqishi*:

$$B = \frac{\nu_P}{\nu_A}, \quad \frac{\kappa mol(P)}{\kappa mol(A)} \quad 10.3$$

Maqsadli mahsulotni haqiqatdan molyar chiqishi:

$$b = \frac{P - P_0}{A_0}, \quad \frac{\kappa mol(P)}{\kappa mol(A)} \quad 10.4$$

*Nazariy mumkin bo'lgan maksimum maqsadli mahsulotni haqiqatdan chiqishi*:

$$\alpha = \frac{b}{B} = \frac{\nu_A}{\nu_P} \frac{P - P_0}{A_0} \quad 10.5$$

*Jarayon selektivligi (ulushda)*:

$$\sigma = \frac{\nu_A}{\nu_P} \frac{P - P_0}{A_0 - A} = \frac{\nu_A}{\nu_P} \frac{b}{x} \quad 10.6$$

(10.1) – (10.6) tenglamalarda:

$\nu_A$ ,  $\nu_V$ ,  $\nu_R$ , va  $\nu_D$ -stexiometrik koeffitsientlar;  $A_0$  va  $R_0$  - mos ravishda dastlabki xomashyo aralashmacidagi asosiy reagent va maqsadli mahsulot miqdori,  $\kappa mol$ ;  $A$  va  $R$  xuddi shunday, reaksiya mahsulotlarida.

Kerosin-solyarli tipidagi neft fraktsiyalarini katalitik krekingda aylanish chuqurligi (krekinglash chuqurligi) deb, odatda yangi xomashyoga nisbatan massaviy ulushdagi gaz, benzin ( $\kappa.q. - 205 \text{ } ^\circ\text{S}$ ) va koksning umumiy chiqishi- (ya'ni retsirkulyat hisobga olmaganda) tushuniladi:

$$x = \frac{\Gamma + B + K}{L} \quad 10.7$$

bu yerda:  $L$  – yangi xomashyo yuklanilishi,  $\text{kg/soat}$ ;  $G$ ,  $B$  va  $K$  – mos ravishda krekinglashdan olingan gaz, benzin va koksning miqdorlari,  $\text{kg/soat}$ .

Katalitik krekingda katalizator ta'sirining selektivligi odatda olingan benzin massasining gaz, benzin va koksning umumiy (mass. ulushi) chiqishiga nisbatini ifodalaydi:

$$\sigma = \frac{B}{\Gamma + B + K} \quad 10.8$$

### 10.3. RETSIRKULYATSIYANI QO'LLASH

Dastlabki reagent (xomashyo) ni reaksiyaga kirishmagan qismini retsirkulyatsiyasi quyidagi maqsadlarda qo'llaniladi:

- a) Dastlabki reagentga nisbatan maqsadli mahsulot chiqishini oshirish;
- b) Reaktorning ishchi zonasida reagentlarning nisbatini o'zgartirish yo'li bilan ikkinchi darajali reaksiyalarni bostirmoq.

Belgilaymiz:

$L$  – yangi dastlabki reagent (yangi xomashyo) ning reaktor yuklanilishidagi miqdori, kmol/soat;  $R$  – yuklanishidagi retsirkulyatning miqdori, kmol /soat;  $R$  – olinadigan maqsadli mahsulot miqdori, kmol/soat.

*Umumiy yuklanishga nisbatan, maqsadli mahsulotni chiqishi (molyar ulushda) quyidagiga teng bo'ladi:*

$$b = \frac{P}{L + R} \quad 10.9$$

*Shuning o'zi, yangi xomashyoga nisbatan:*

$$b' = P / L \quad 10.10$$

Resirkulyatsiyani miqdoriy tavsiflovchisi bo'lib, *retsirkulyatsiya koeffisienti*  $k_R$  xizmat qiladi:

$$k_R = \frac{L + R}{L} = \frac{b'}{b} \quad 10.11$$

### 10.4. O'ZARO TA'SIRLANISH VAQTI VA XOMASHYONING UZATISH TEZLIGI

Xomashyoning konversiyalanish darajasi har qanday o'zaro teng sharoitda, ta'sirlanish vaqtiga, ya'ni xomashyoning reaktor ish zonasida bo'lish vaqti bilan ifodalanuvchi reaksiyaning davomiyligiga bog'liq bo'ladi.

Davriy reaktorlarda hamma zarralarning apparatda bo'lish vaqti  $\tau$  bir xil va bevosita o'lchanishi mumkin. Hamma uzluksiz reaktorlarda (nazariy holni istisno qilganda ya'ni ideal siqib chiqarish apparati) oqimning turli zarrachalarini reaktorda

bo'lish vaqti har xil, shuning uchun uzluksiz reaktorlarda ta'sirlanish davomiyligi *reaktsiya zonasida o'zaro ta'sirlanuvchi aralashmaning o'rtacha bo'lish vaqti* bilan xarakterlanadi va har xil usullarda aniqlangan qiymatlar bilan ifodalanadi. Masalan:

a) ta'sirlanuvchi aralashmaning reaksiyon zonada *haqiqiy o'rtacha bo'lish vaqti*:

$$\tau = V_{\rho} \varepsilon / V \quad 10.12$$

b) Xomashyoning hajmiy uzatish tezligiga  $q$  teskari bo'lgan kattalik sifatidagi *shartli o'rtacha vaqt*  $\tau_0$ :

$$\tau_0 = \frac{1}{q} = \frac{V_u}{V_0} \quad 10.13$$

v) Xomashyoning massaviy uzatish tezligi  $g$  ga teskari bo'lgan kattalik sifatidagi *shartli o'rtacha vaqt*  $\tau_m$ :

$$\tau_M = \frac{1}{g} = \frac{G_K}{G} = \frac{V_P \cdot c}{G} \quad 10.14$$

bu yerda:  $V_r$  – reaktorning ish hajmi (reaktsion zona hajmi),  $m^3$ ;  $G$  – reaksiyon aralashmaning massaviy sarfi,  $kg/s$ ;  $V$  reaktordagi o'rtacha hajmiy sarfi,  $m^3/c$ ;  $V_0$  – yuklanilgan xomashyo aralashmasini sovuq (standart) holatdagi shartli hajmiy sarfi,  $m^3/c$ ;  $G_K$  - reaktorning ish hajmidagi katalizator massasi,  $kg/m^3$ ;  $s$  - reaksiyon zonadagi katalizatorlar zarrachasining konsentrasiya si,  $kg/m^3$ ;  $\varepsilon$  - apparatdagi katalizator (nasadka) qatlamining g'ovakligi,  $m^3/m^3$ ;  $q=V_0/V$  – uzatishning hajmiy tezligi,  $s^{-1}$ ;  $g=G/G_K$  – uzatishning massaviy tezligi,  $s^{-1}$ ,

$V_0$  – hisoblashda standart holat deb, suyuq xomashyo uchun  $20^0$ , gazsimon uchun esa,  $0^0S$  va  $101,3$  kPa qabul qiliniladi.  $G$ ,  $V$  va  $V_0$  larni hisoblashda xomashyo aralashmasi deb yoki faqat yangi xomashyo, yoki yangi xomashyo  $L$  qo'shuv retsirkulyat  $R$  jamlamasi tushiniladimi, yo'qmi maxsus kelishilgan bo'lish kerak.

Donali va kukunsimon katalizator sirkulyatsiyali reaksiyon apparatlarda ham apparatni u yoki bu zonasida katalizatorni o'rtacha bo'lish vaqti ( $\tau_K$ , s) quyidagicha aniqlanadi:

$$\tau_K = G_K / G_u = V_P c / G_u \quad 10.15$$

qayerda:  $G_K$ -ko'rilayotgan zona hajmidagi katalizatorning massasi,  $kg$ ;  $G_{ts}$ -sirkulyatsiyalanadigan katalizatorning massaviy sarfi,  $kg/c$ ;  $s$  – zonadagi katalizator konsentrasiyasi,  $kg/m^3$ .

Statsionar qatlam yoki yaxlit qatlam bilan harakatlanayotgan katalizatorli reaktorlar holatida (10.14) va (10.15) formulalardagi katalizatorlarning konsentratsiyasi  $s$ , katalizator qatlamining uyilma (nasipnoy) zichligi  $\rho_{yil}$  bilan almashtiriladi.

## 10.5. REAKTSION APPARATLARNING ASOSIY O'LCHAMLARI

Kimyoviy reaktorlarning asosiy o'lchamlarini aniqlash uchun, reaksion aralashma komponentlari uchun moddiy balanslarining differentsial tenglamalari va oqimning gidrodinamik strukturasi (tuzilishini) hisobga oluvchi issiqlik balanslarini differentsial tenglamalari, issiqlik almashinish, modda almashinish va kimyoviy reaksiyalarni kinetik tenglamalari sistemalari ko'rinishidagi to'la matematik bayoni (to'la belgili model) ga ega bo'lish shart.

Matematik bayonning murakkabligi tufayli [16, 54] ko'pchilik neftkimyoviy ob'ektlarni matematik modellashtirishni soddalashtirilgan ko'rinishi qabul qilinadi. Zero, sanoat reaktorlarini loyihalashda tajriba modelida olingan ma'lumotlardan foydalanish maqsadida reaktor ishlarini to'la fizik modellashtirishni, ya'ni bir vaqtning o'zida gidrodinamik, issiqlik, modda almashinish va kimyoviy o'xshashlik mezonlarining ko'pchiligini tengligini ta'min etish imkoni yo'qligi sababli, deyarli amalga oshirish mumkin emas. Ba'zi bir mezonlarni bir-biriga nomuvofiqligi natijasida so'nggi talablarni vaholanki bajarib bo'lmaydi.

Masalan. Kimyoviy o'xshashlikda bo'lish (ishtirok etish) vaqti  $\tau = V_p / V = l / \omega$  ning tengligini ta'min etish zarur bo'lsa, gidrodinamik, issiqlik va diffuzion o'xshashliklari uchun esa  $\omega \cdot l$  - ko'paytmaning tengligini ta'min etish kerak. Birinchi holda reaktorning o'lchamlarining kattalashuvi bilan oqim chiziqli tezligini  $\omega$  - oshirish kerak, ikkinchi holda esa, aksincha uni kamaytirish kerak. Shuning uchun, reaksion jarayonlarga ma'lum sharoitda kam ta'sir etuvchi ba'zi bir mezonlarni shartli birligini hisobga olmasdan, faqat yaqinlashgan fizik modelini ishlab chiqishga to'g'ri keladi.

Shunday qilib, murakkab hollarda reaktorlarni loyihalash bir necha bosqichlarda olib boriladi: tajriba modeli → pilotli model → yarim ishlab chiqarishli reaktori → sanoat apparati. Har bir bosqichda ko'zda tutilgan ish natijasini ta'minlovchi eksperimental ma'lumotlar olinadi.

Avvalgi har bir bosqichda olingan tajriba ma'lumotlari keyingi bosqichlarda yirikroq reaktorlarni loyihalashda foydalaniladi.

(10.12-10.15) tenglamalarning qo'shilmasidan reaksion apparatning ish zonasini tavsiflovchi asosiy parametrlarini bog'lovchi quyidagi nisbatni olamiz:

$$V_p = \tau \frac{V}{\varepsilon} = \frac{V_0}{q} = \tau_0 V_0 = \frac{G}{g_c} = \tau_M \frac{G}{c} = \tau_K \frac{G_K}{c} = \frac{G_K}{c} \quad 10.16$$

Oxirgi ifodalardan – bo'lish vaqti yoki uzatish tezligi haqidagi amaliy ma'lumotlar asosida, reaksion zonaning hajmini aniqlashda foydalanish mumkin.

Reaktsion zonani ko'ndalang kesimini ( $S$ , m<sup>2</sup>) har qanday apparatnikidek oqimning ruxsat etilgan tezligiga bog'liq ravishda, sarf tenglamasidan hisoblash mumkin.

$$S = V / \omega = V_0 / \omega_0 = G / u \quad 10.17$$

qayerda:  $\omega$  va  $\omega_0$  mos ravishda oqimning  $V$  va  $V_0$  sarflari bo'yicha hisoblangan, m<sup>3</sup>/soat; ruxsat etilgan (ya'ni to'la kesimga hisoblangan) fiktiv (mavhum) hajmiy tezligi, m/s;  $u = G / S$  – ruxsat etilgan massaviy tezlik, kg/(m<sup>2</sup>·s);  $G$  – reaktsion aralashma oqimining massaviy sarfi, kg/c.

So'ngra reaktsion zonaning uzunligini (balandligini):

$$H_P = V_P \cdot S \quad 10.18$$

va apparatning uzunligi (balandligini) topamiz:

$$H = H_P + H_0 \quad 10.19$$

qayerda:  $H_0$  – reaktsion zonadan tashqari qo'shimcha uzunlik (balandlik) masalan, mavhum qaynash qatlam tepasidagi separatsion zonaning balandligi odatda  $H_0 \geq 4,5$ m qabul qilinadi.

## 10.6. KATALITIK KREKINGNING REAKTOR - REGENERATSION BLOKI

Mikrosferik katalizatorli katalitik kreking qurilmalarida katalizator, reaktor va regeneratordagi orasida uzluksiz tsirkulyatsiyalanadi. Katalizatorning tsirkulyatsiya jadalligi *katalizatorning tsirkulyatsiya karraligi (kratnost<sub>b</sub>)* ( $k_{ts}$ ) bilan tavsiflanadi:

$$k_{ts} = \frac{G_u}{L + R} \quad 10.20$$

bu yerda:  $G_{ts}$  – reaktorga kirayotgan tsirkulyatsiyalanuvchi (regeneratsiyalangan) katalizatorning oqimi, kg;  $L+P$  – reaktorning yangi  $L$  va retsirkulyatsiyalanuvchi xomashyo  $R$  bilan qo'shilma yuklanishi, kg/soat.

Sistemada tsirkulyatsiyalanadigan katalizator miqdori  $G_{ts}$ , shuningdek uning karraligi  $k_{ts}$  – o'z-o'zidan asossiz qabul qilinmaydi. Reaktorga kirayotgan xomashyoning solishtirma entalpiyasi  $h_L$  va  $G_{ts}$  ning qiymati, regeneratordagi ortiqcha issiqlik  $Q_{ort}$  reaktor va regeneratordagi issiqlik balanslari yordamida bog'lanishi kerak. Agar, masalan  $h_L$  qiymati berilsa, unda reaktorning issiqlik balansidan

tsirkulyatsiyalanuvchi katalizator miqdori  $G_{ts}$  ni, regenerator balansidan esa ortiqcha issiqlik miqdori ( $Q_{ort}$ ) ni topish mumkin.

Ikkinchi tomondan, yoqiladigan koks bo'yicha moddiy balans tenglamasini tuzish mumkin ( $K$ , kg/soat):

$$(G_y + K) \frac{x_{uuk}}{100} - G_y \frac{x_{pez}}{100} = K \quad 10.21$$

qayerda:  $x_{ishk}$  – ishlatilgan katalizatoridagi koksning miqdori, % (mass);  
 $x_{reg}$  – regeneratsiyalangan katalizatoridagi koksning miqdori,  
 $G_{ts}$  – tsirkulyatsiyalanuvchi katalizatorning miqdori, kg/soat.

Topilgan  $G_{ts}$  qiymatida so'nggi tenglamadan ishlatilgan katalizatoridagi koksning tarkibini aniqlash mumkin:

$$x_{uuk} = \frac{G_y \cdot x_{pez} + 100K}{G_y + K} \quad 10.22$$

Reaktorning samarali ishlashi uchun  $x_{ishk}$  ning kattaligi tavsiya etilgan qiymatdan katta bo'lishi mumkin emas.

Quyida, (10.3) masalada foydalanilgan mikrosferik seolit katalizatorli katalitik kreking qurilmasi ishining o'rtacha ko'rsatkichlari bo'yicha amaliy ma'lumotlari keltirilgan.

1. Harorat, °S	
Reaktorda	480-510
Regeneratorda	580-620
Reaktorga xomashyoni kiritishda	200-360
O'ta qizdirilgan bug'ning kiritishda	350-400
2. Reaktor va regeneratordagi bosim, MPa	0,15-0,30
3. Xomashyo berish massaviy tezligi, kg/(kg·soat):	
reaktor liftida	55-130
umumiy (reaktor lift + jadallashgan “qaynovchi” qatlam.)	20-22
4. Katalizator tsirkulyatsiyasining karraligi	2-15
5. Regeneratorda joylashgan 1t katalizatorga to'g'ri kelgan koks olish (koksos'em), kg/soat	20-45
6. Koks miqdori, % (mass.):	
regeneratsiya qilingan katalizatorida	0,2-0,4
ishlatilgan katalizatorida	0,8-1,8
7. Katalizatorning uyilma (nasipnoy) zichligi, kg/m <sup>3</sup>	720-800
8. Katalizatorning suyuqlik yoki gazdagi muallaq konsentrasiya si (suspenziya), kg/m <sup>3</sup>	
“qaynovchi” qatlamda	240-550
tik quvurlarda (stoyaklarda)	240-600

pnevмотransport liniyasida	20-80
reaktor liftida	40-80
reaktorning bug'latish seksiyasida	330-460
9. Bug' va gazlarning tezligi (mavhum), m/s	
“qaynovchi” qatlam zonasida	0,4-0,75
reaktorning bug'latish zonasida	0,2-0,4
reaktor-liftga kirishda	6-10
reaktor-liftdan chiqishda	15-25
10. Suspenziya oqimining chiziqli tezligi, m/s:	
pnevмотransport liniyalarida	5-12
tik quvurlarda (stoyaklarda)	0,6-2,1
11. Reaktor va regeneratorning shlemlı quvurlarida bug' va gazlarning chiziqli tezligi, m/s	25-40
12. Katalizatorning bo'lish vaqti:	
reaktor – lift, s	3-4
bug'latish seksiyasida, min	1-3
regeneratorda, min	4-20
13. Koksni yoqishga havo sarfi, kg/kg ga nisbatan	11-13
14. Sirkulyatsiyalanuvchi katalizatorga bug'latish uchun bug' sarfi, % (mass.)	0,25-1,0
15. Issiqlik miqdori, kJ:	
1kg yangi xomashyoga	210-275
1kg koks yonishida (quyi)	25000-32000
16. O'rta solishtirma issiqlik sig'imi kJ/(kg·K)	
koksniki	1,65-2,51
katalizatorniki	1,05-1,13

**10.1 - masala.** Metanni oksidlanish pirolizida har bir 100 kg dastlabki metanga reaksiya mahsulotlari 30,2 kg maqsadli mahsulot–atsetilen, 12,55 kg reaksiyaga kirishmagan metan, qolganlari – yonaki mahsulotlar: SO, SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> va boshqalar to'g'ri keladi.

Metanning konversiyalash darajasi  $x$ , xomashyoga to'g'ri kelgan maqsadli mahsulot atsetilen  $b$ –ning molyar chiqishi va jarayonni tanlovchanligi (selektivnost)  $\sigma$  ni aniqlash kerak.

*Yechish.* Maqsadli reaksiya quyidagi stexiometrik tenglama bilan ifodalanadi:



Metanni reaksiyagacha miqdori  $A_0=100$  kg=6,25 kmol, reaksiyadan keyin  $A=11,5$  kg=0,784 kmol.

Maqsadli mahsulotning dastlabki xomashyodagi miqdori  $R_0=0$ , reaksiya mahsulotlarida  $R=30,2$  kg=1,162 kmol.

Konversiya darajasi:

$$x = 100 \frac{A_0 - A}{A_0} = 100 \frac{6,25 - 0,784}{6,25} = 87,5\%$$

Xomashyoga nisbatan mahsulotning molyar chiqishi:

$$b = 100 \frac{P - P_0}{A_0} = 100 \frac{1,162 - 0}{6,25} = 18,6\%$$

Nazariy mumkin bo'lgan maksimum foizda mahsulotning molyar chiqishi: (10.23 reaksiyasiga monand).

$$\alpha = 100 \frac{\nu_A}{\nu_P} \frac{P - P_0}{A_0} = 100 \frac{2}{1} \frac{(1,162 - 0)}{6,25} = 37,2\%$$

Jarayonning selektivligi:

$$\sigma = 100 \frac{\nu_A (P - P_0)}{\nu_P (A_0 - A)} = 100 \frac{2(1,162 - 0)}{1(6,25 - 0,784)} = 42,5\%$$

**10.2 - masala.** *n*-butanni qattiq alyuminiy xloridda bug' fazali katalitik izomerizatsiyalashda reaktordan 1 marotaba o'tishidagi hosil bo'lgan mahsulot tarkibi molyar foizlarda: izobutan–42,5, reaksiyaga kirishmagan *n*-butan–57,5 ni tashkil qiladi.

Retsirkulyatsiya koeffitsienti  $k_R$  va reaktorning jamlangan yuklanishi  $L+R$  ni aniqlang, agar reaktorning yangi *n*-butan bo'yicha unumdorligi 500 t/sutka bo'lib, izobutanning yangi xomashyoga nisbatan molyar chiqishi  $b^l=96\%$  ni tashkil qilsa.

*Yechish.* Yangi *n*-butanning molyar sarfini aniqlaymiz:

$$L = \frac{500 \cdot 1000}{24 \cdot 58} = 359 \text{ kmol/soat}$$

(10.11) ifodaga muvofiq retsirkulyatsiya koeffitsienti:

$$k_R = \frac{b^l}{b} = \frac{96}{42,5} = 2,26$$

Jamlangan yuklanish quyidagini tashkil qiladi:

$$L+R=k_R L=2,36 \cdot 359=12 \text{ kmol/soat}=1130 \text{ t/kun}$$

Shunday retsirkulyatsiyalanuvchi *n*-butanni yuklanishi:

$$R = (k_R - 1)L = (2,26 - 1)359 = 453 \frac{\text{kmol}}{\text{soat}} = 630 \text{ t/kun}$$

Izobutanning chiqishini  $k_{ts}=2,26$  bo'lganda hisoblaymiz:

$$R=0,96 \cdot 359 \text{ t}=344,6 \text{ kmol/soat}=479 \text{ t/sutka}$$

**10.3 - masala.** Katalitik kreking reaktori R–1 va regeneratori R–2 ning asosiy o’lchamlarini aniqlang. 10.1 - rasmda reaktor–regenerator blok sxemasi belgilashlari bilan keltirilgan. Reaktor 1 reaksion zona (lift-reaktor), 2 reaksion zona (shakllangan mavhum qaynash qatlami), 3 bug’latish zonasi, va 4 separatsion zonalarini o’z ichiga olgan. Regenerator 7–ishchi zona (mavhum qaynovchi qatlami) va 8 inertsiya zonasiga ega. Xomashyo-vakuum haydalma ya’ni vakuumda haydalib olingan mahsulot (ITK - HQT bo’yicha fraksiya 350–500<sup>0</sup>S), zichligi  $\rho_4^{20} = 0,897$ . Xomashyo bo’yicha unumdorlik  $L=2400$  t/kun, retsirkulyatsiya koeffitsienti  $k_R=1,1$ . Reaktor va regeneratordagi bosim  $r \approx 180$  kPa, 1–4, 7 va 8 zonalardagi haroratlar mos ravishda  $t_1=510, t_2=500; t_3=480; t_4=490; t_7 \approx t_8=600^0$ S.

Katalizator–seolitli 44% (mass.) muvozanat aktivli mikrosferik zarrachalardan iborat. 1 zona hisobida xomashyo uzatishning massaviy tezligi  $g_1=130$  soat<sup>-1</sup>; umumiy (ya’ni 1 va 2 zonalar yig’indisi) hisobida  $g=22$  soat<sup>-1</sup>;

Yuqorida ko’rsatilgan sharoitda kreking ayrim mahsulotlarining chiqishi va ularning xarakteristikalarini ( $\rho_4^{20}$  – zichligi va  $M$ -molyar massasi) reaktorning moddiy balansi 10.1 - jadvalda keltirilgan.

**10.1 - jadval.** Reaktor (R-1) moddiy balansi.

Material oqimlar	Belgilanishi	$(\rho_4^{20})$	M	Miqdori		
				kg/ soat	% (mass.) xomashyoga	kmol/ soat
<i>Kirishi</i>						
xomashyo	L	0,897	350	100,0	100000	285,6
retsirkulyat	R	0,937	360	10,0	10000	27,8
Jami:		-	-	110,0	110000	313,4
<i>Sarfi</i>						
Gaz ( $S_1 - S_4$ frakts.)	G	-	32	15,0	15000	468,8
Benzin ( $S_5 - 195^0$ S frakts.)	B	0,735	112	43,3	43300	386,6
Engil gazoyl	E	0,898	240	24,0	24000	100,0
Og’ir gazoyl	O	0,937	360	11,1	11100	30,8
Koks	K	-	-	6,0	6000	-
Yo’qotilishlar	-	-	-	0,6	600	-
Retsirkulyat	R	0,937	360	10,0	10000	27,8
Jami:	-	-	-	110,0	110000	1014,0

*Yechish.* Reaktor bilan regenerator orasida katalizatorni uzluksiz tsirkulyatsiyasi sababli, xomashyoning reaktorga kirishidagi solishtirma entalpiyasi ( $h_L$ , kJ/kg), katalizatorning tsirkulyatsiya karraligi ( $k_{ts}$ ) va regeneratordagi ortiqcha issiqlikni

kattaligi ( $Q_{ort}$ ,  $\kappa\text{J}/\text{kg}$ ) mos ravishda issiqlik balanslari yordamida o'zaro bog'lanishi kerak.

Ma'lumki, reaksiyon-regenerator uzelinig texnik hisoblash tartibi ko'rsatilgan parametrlardan ( $h_L$ ,  $k_{ts}$  yoki  $Q_{ort}$ ) qaysi biri dastlabki kattalik sifatida qabul qilinganiga bog'liq, quyidagi hisoblar xomashyoni reaktorga suyuq holatda  $t_L=300^{\circ}\text{S}$  bilan kiradi deb taxmin qilinib, amalga oshirilgan. Bu haroratda xomashyoning solishtirma entalpiyasi  $h_L=694,9 \kappa\text{J}/\text{kg}$ .

### 10.2 - jadval. Reaktor (R-1) issiqlik balansi

Nomlanishi	$\rho_4^{20}$	$t, ^{\circ}\text{S}$	$s, \kappa\text{J}/(\text{kg}\cdot\text{K})$	$h, \kappa\text{J}/\text{kg}$	$G, \text{kg}/\text{soat}$	$Q, \text{MJ}/\text{soat}$
Issiqlik kirishi:						
1. Mahsulot bilan (suyuq)	0,897	300	-	694,9	100000	69490
2. Retsirkulyat bilan (suyuq)	0,937	340	-	794,5	10000	7945
3. Katalizator bilan (regeneratsiyali)	-	600	1,1	660,0	$G_{ts}$	$0,66 G_{ts}$
4. Suv bug'i bilan	-	470	2,0	940,0	$0,005G_{ts}$	$0,0047G_{ts}$
Jami:	-	-	-	-	-	$77435+0,6647 G_{ts}$
Issiqlik sarfi:						
1. Gazli fraksiya bilan ( $M\approx 32$ )	-	490	-	1828,0	15000	27420
2. Benzin bug'lari bilan	0,735	490	-	1565,9	43300	67803
3. Engil gazoyl bug'lari bilan	0,898	490	-	1468,7	24000	35249
4. Og'ir gazoyl bug'lari bilan	0,937	490	-	1450,3	11100	16098
5. Retsirkulyat bug'lari bilan	0,937	490	-	1450,3	10000	14503
6. Suv bug'i bilan	-	490	2,0	980,0	$0,005G_{ts}$	$0,0049 G_{ts}$
7. Katalizator bilan	-	480	1,1	528,0	$G_{ts}$	$G_{ts}$
8. Koks bilan	-	480	2,0	960,0	6000	$0,528 G_{ts}$
9. Issiqlik reaksiyasi	-	-	-	210,0	100000	5760
10. Issiqlik yo'qotilishi	-	-	-	-	-	21000
	-	-	-	-	-	9000

Jami:	-	-	-	-	-	177933+ +0,5329 G <sub>ts</sub>

**10.3 - jadval.** Regenerator (R-2) issiqlik balansi (10.1- rasm)

Nomlanishi	t, °S	s, κJ/(kg·K)	h, κJ/kg	G, kg/soat	Q, MJ/soat
<b>Issiqlik kirishi:</b>					
1. Katalizator bilan	800	1,1	528	762500	402604
2. Koks bilan					
3. Havo bilan (12 kg/kg)	480	2,0	960	6000	5760
4. Koksning yonish issiqligi	30	1,0	30	72000	2160
	-	-	30000	6000	180000
Jami:	-	-	-	-	590524
<b>Issiqlik sarfi:</b>					
1. Regeneratsiyalangan tsirkulyatsiyalanadigan katalizator bilan	600	1,1	660	762500	503255
2. Tutun gazlari bilan	600	1,05	630	78000	49140
3. Ortiqcha issiqlik	-	-	-	-	Q <sub>ort</sub>
Jami:	-	-	-	-	552395+ + Q <sub>ort</sub>

1. Reaktorning issiqlik balansi. Reaktorning issiqlik balansi 10.2 - jadvalda keltirilgan. Noma'lum kattalik sifatida tsirkulyatsiyalanuvchi katalizatorning (regeneratsiyalangan) miqdori G<sub>ts</sub> olinadi.

Reaktorga kirib kelgan umumiy issiqlik quyidagini tashkil qiladi:

$$Q_{kup} = 77435 + 0,6647G_u, MJ / soat$$

Issiqlik sarfi:

$$Q_{\text{сарф}} = 177933 + 0,5329 \cdot G_u, \text{ MJ / soat}$$

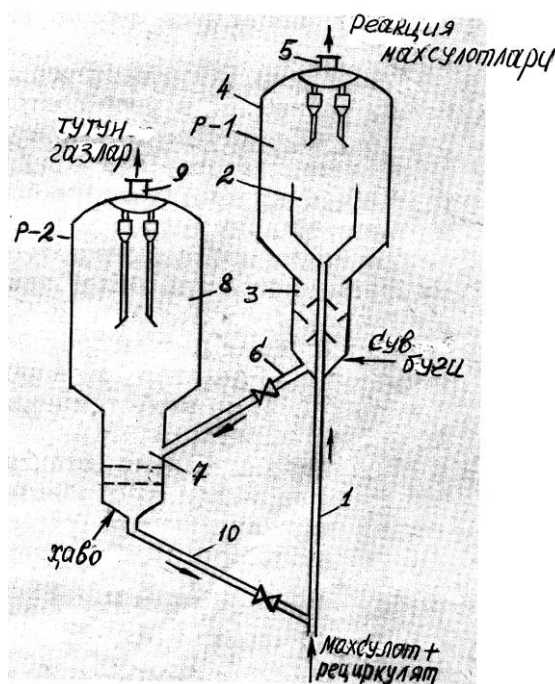
$Q_{\text{kir}}$  bilan  $Q_{\text{sarf}}$  larni tenglab,  $G_{\text{ts}}=762500$  kg/soat topamiz. Katalizatorni tsirkulyatsiya karraligi:

$$k_u = \frac{G_u}{L + R} = \frac{762500}{110000} = 6,93$$

Regeneratsiya qilingan katalizatoridagi koks tarkibini  $x_{\text{reg}}=0,3\%$ , deb qabul qilamiz. (10.22) formula bo'yicha quyidagini topamiz:

$$x_{\text{uuk}} = \frac{G_u \cdot x_{\text{pez}} + 100K}{G_u + K} = \frac{762500 \cdot 0,3 + 100 \cdot 6000}{762500 + 6000} = 1,08\% (\text{mass.})$$

$x_{\text{ishk}}$  – qiymati ruxsat etilgan qiymatdan yuqori emas (0,8-1,8%).



10.1 – rasm. (10.1 masalaga doir)

Katalitik krekingning reaktor–regenerator blok sxemasi

2. Regeneratorning issiqlik balansi. Regenerator issiqlik balansini tuzishda (10.3 - jadval) quyidagilar qabul qilingan: havo sarfi  $g_v=12$ kg 1kg yoqiladigan kokska nisbatan, koksning yonish issiqligi  $Q_q=30000$  kJ/kg;

Regeneratorga kirayotgan issiqlikning  $Q_{kir}=590524$  MJ/soat va uning sarfini  $Q_{sarf}=Q_{ort}+552395$  MJ/soat tenglab, ortiqcha issiqlikni topamiz.

$Q_{ort}=38129$  MJ/soat. Shuni ta'kidlash kerakki,  $Q_{ort}$  ning haqiqiy qiymati, reaktor-regenerator sistemasidagi yo'qotilgan issiqlik miqdoricha kichik bo'ladi. Aniq hisoblarda reaktorning issiqlik balansida suv bug'ining katalizatoridagi adsorbtsiyalanish issiqligigi, regeneratorda esa bu bug'ning desorbtsiyalanish issiqligi ham hisobga olinadi.

3. R-1 reaktorning asosiy o'lchamlarini hisobi (10.1 - rasm)

a) 1 chi reaksiyon zona (lift-reaktor). 1 chi reaksiyon zona hajmidagi katalizatorning miqdori (10.14) ifodaga muvofiq quyidagiga teng:

$$G_{K,1} = \frac{L + R}{g_1} = \frac{110000}{130} = 846 \text{ kg}$$

Katalizatorning suspenziyadagi konsentratsiya sini  $s_1=60$  kg/m<sup>3</sup>, deb qabul qilib va (10.16) ifodadan foydalanib, lift-reaktor hajmini topamiz.

$$V_{P,1} = \frac{G_{K,1}}{C_1} = \frac{846}{60} = 14,1 \text{ m}^3$$

(10.15) ifodaga muvofiq katalizatorni lift-reaktorda bo'lish vaqti:

$$\tau_{K,1} = \frac{G_{K,1}}{G_y} = \frac{846 \cdot 3600}{762500} = 3,99 \text{ s}$$

Kreking natijasida reaksiyon massa miqdori 313,4 dan 1014 kmol/soat gacha ortadi.

Asosiy konversiya lift-reaktor zonasida sodir bo'lishini hisobga olib, bu zonadagi uglevodorod bug'lar oqimining o'rtacha hajmiy sarfini hisoblaymiz:

$$V_1 \approx \frac{313,4 + 1014}{2} \cdot 22,4 \cdot \frac{783}{273} \cdot \frac{0,1013}{0,18} = 24000 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

1 chi zonada reaksiyon aralashma bug'larini o'rtacha mavhum bo'lish vaqti ( $V_{p,1}$  to'la hajm hisobiga).

$$\tau_1 = \frac{V_{P,1}}{V_1} = \frac{14,1 \cdot 3600}{24000} = 2,1 \text{ ls}$$

Lift-reaktorda bug'ning o'rtacha mavhum (fiktiv) tezligini  $\omega_1 = 14 \text{ m/c}$ , deb qabul qilamiz. Unda lift-reaktorning kesimi va diametri quyidagini tashkil qiladilar:

$$S_1 = \frac{V_1}{\omega_1} = \frac{24000}{14 \cdot 3600} = 0,476 m^2$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{S}{0,785}} = \sqrt{\frac{0,476}{0,785}} = 0,78 m$$

Lift-reaktor uzunligi:

$$\ell_1 = \frac{V_{p,1}}{S_1} = \frac{14,1}{0,476} = 29,6 \text{ m}$$

(yoki boshqacha  $l_1 = \omega_1 \tau_1 = 14 \cdot 2,11 = 29,54 \text{ m}$ )

b) 2 chi reaksion zona (jadallashgan, qaynovchi qatlam). 1 va 2 reaksion zonalar chegarasidagi katalizatorning umumiy miqdorini, massaviy uzatish tezligi  $g=22 \text{ kg}/(\text{kg} \cdot \text{soat})$  bo'yicha hisoblaymiz:

$$G_k = \frac{L + R}{g} = \frac{110000}{22} = 5000 \text{ kg}$$

Demak, katalizatorning massasi 2 chi zona chegarasida quyidagini tashkil qilishi kerak.

$$G_{k,2} = G_k - G_{k,1} = 5000 - 846 = 4154 \text{ kg}$$

Uglevodorod bug'larining hajmiy sarfi 2 chi zona sharoitida ya'ni  $t_2=500^0 \text{S}$ ,  $P=0,18 \text{ mPa}$  da quyidagicha:

$$V_2 \approx 1014 \cdot 22,4 \frac{773 \text{ 0,1013}}{273 \text{ 0,18}} = 36,200 \text{ m}^3/\text{soat}$$

Uglevodorod bug'larining 2 chi zona uchun yuqori mavhum tezligini yuqoriroq  $\omega = 0,75 m/c$ , va mos ravishda suspenziyadagi katalizatorning kichik konsentrasiya sini  $s_2=250 \text{ kg}/\text{m}^3$ , deb qabul qilamiz. Unda bu reaksion zonaning hajmi:

$$V_{p,2} = \frac{G_{k,2}}{C_2} = \frac{4154}{250} = 16,62 \text{ m}^2$$

Uglevodorod bug'larining 2 chi zonada mavhum bo'lish vaqti:

$$\tau_2 = \frac{V_{p,2}}{V_2} = \frac{16,62 \cdot 3600}{36200} = 1,65 \text{ s}$$

Sirkulyatsiyadagi katalizatorning miqdorini unga koks o'tirishi hisobiga biroz (uncha kattamas) o'zgarishini istisno qilgan holda, katalizatorning 2 chi zonada bo'lish vaqti:

$$\tau_{\kappa,2} \approx \frac{G_{\kappa,2}}{G_y} = \frac{4154 \cdot 3600}{762500} = 19,61 \text{ s}$$

Rivojlangan mavhum qaynash qatlamining kesim va diametri:

$$S_2 = \frac{V_2}{\omega_2} = \frac{36200}{0,75 \cdot 3600} = 13,41 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{13,41}{0,785}} = 4,13 \text{ m}$$

Bu zonaning balandligi:

$$H_2 = \frac{V_{P2}}{S_2} = \frac{16,62}{13,41} = 1,24 \text{ m}$$

(yoki boshqacha  $N_2 = \omega_2 \cdot \tau_2 = 0,75 \cdot 1,65 = 1,24 \text{ m}$  )

v) Reaktorning bug'latish seksiyasi 3. Katalizatorni bug'latish zonasida bo'lish vaqtini  $\tau_{\kappa,3} = 2$  min deb, katalizatorning suspenziyadagi konsentrasiya sini esa  $s_3 = 350$   $\text{kg/m}^3$  deb, qabul qilamiz u holda katalizatorni bu zonadagi miqdorini va bug'latish zonasining ishchi hajmini hisoblab topish mumkin:

$$G_{\kappa,1} = \tau_{\kappa,3} \cdot G_y = \frac{2}{60} 762500 = 25420 \text{ kg}$$

Bug'latish zonasining hajmi:

$$V_{P,3} = \frac{G_{\kappa,3}}{c_3} = \frac{25420}{350} = 72,62 \text{ m}^3$$

Agar, bug'latish seksiyasini to'la kesimiga tsirkulyatsiyalanuvchi katalizator bo'yicha to'g'ri kelgan solishtirma yuklama  $a \approx 30 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  bo'lsa, unda bug'latish seksiyasini zaruriy to'la kesimi quyidagiga teng bo'ladi:

$$S_3 = \frac{G_y}{a} = \frac{762500}{30 \cdot 3600} = 7,06 \text{ m}^2$$

Bug'latish seksiyasidagi to'siqlarning erkin kesimi,  $S_3$  ga qaraganda ikki barobar kam.

Desorbtsiya zonasining balandligi:

$$H_3 = \frac{V_{P,3}}{S_3} = \frac{72,62}{7,06} = 10,3 \text{ m}$$

Bug'latishga kerak bo'lgan bug' sarfi:

$$Z=0,005D_{ts}=0,005 \cdot 762500=3850 \text{ kg/soat}=213,9 \text{ kmol/soat}$$

Bug'latish zona sharoitida suv bug'i oqimining hajmi:

$$V_3 = 213,9 \cdot 22,4 \frac{7530,1013}{973 \cdot 0,16} = 7437 \text{ m}^3/\text{soat}$$

Bu zonadagi suv bug'ining mavhum chiziqli tezligi

$$\omega_3 = \frac{V_3}{S_3} = \frac{7437}{7,06 \cdot 3600} = 0,293 \text{ m/s}$$

bug'latish seksiyasi 3, halqali bo'shliq ko'rinishida bo'ladi (10.1 - rasm). Lift-reaktor devorining qalinligini istisno qilgan holda, bug'latish seksiyasi qobig'ining to'la kesimini hisoblaymiz.

$$S'_3 = S_3 + S_1 = 7,06 + 0,476 = 7,536 \text{ m}^2$$

Bundan bug'latish seksiyasi qobig'ining diametri:

$$D_3 = \sqrt{\frac{S'}{0,785}} = \sqrt{\frac{7,536}{0,785}} = 3,1 \text{ m}$$

g) Separatsiya zonasining qobig'i. Separatsiya zonasi qobig'ining kesim maydoni  $S_4$ , yig'indi  $S_2+S_3$  dan kam bo'lishi mumkin emas. Agar, zahirani 20% deb qiladigan bo'lsak, u holda:

$$S_4 = 1,2(S_2 + S_3) = 1,2(13,4 + 7,06) = 24,56 \text{ m}^2$$

Bundan separatsiya zonasining diametri:

$$D_4 = \sqrt{\frac{24,56}{0,785}} \approx 5,6 \text{ m}$$

Uglevodorod aralashma va suv bug'lari oqimining reaktordan chiqishidagi hajmiy sarflari:

$$V_4 = (1014 + 213,9)22,4 \frac{763 \cdot 101,3}{273 \cdot 180} = 43260 \text{ m}^3/\text{soat}$$

Separatsiya zonasidagi bug'larning mavhum tezligi:

$$\omega_4 = \frac{V}{S_4} = \frac{43260}{24,56 \cdot 3600} = 0,49 \text{ m/s}$$

tezlikning qiymati bu zona uchun tavsiya etilgan qiymatdan oshib ketmagan.

Separatsion zonaning balandligi  $H_4'$  (rivojlangan mavhum qaynash qatlami sathidan hisoblanganda) quyidagi shartdan, ya'ni  $H_4' \geq 4,5\text{m}$  kelib chiqqan holda qabul qilinadi.

d) Reaktorning shlemlı trubasi 5. Bug' oqimining tezligini  $\omega_5=30 \text{ m/c}$  deb qabul qilamiz, u holda reaktor shlemlı trubasining kesimi va diametri quyidagilarni tashkil qiladilar:

$$S_5 = \frac{V_4}{\omega_5} = \frac{43260}{30 \cdot 3600} \approx 0,4\text{m}^2$$

$$D_5 = \sqrt{\frac{0,4}{0,785}} = 0,714\text{m}$$

e) Ishlatilgan katalizatorning reaktordan chiqarish tik quvuri 6 (stoyak). Tsirkulyatsiyalanuvchi ishlatilgan katalizatorning miqdori.

$$G_u' = G_u + K = 762500 + 60000 = 768500 \text{ kg/soat}$$

Katalizatorning tik quvurdagi konsentratsiyasi  $s=550 \text{ kg/m}^3$  bo'lganda, tsirkulyatsiyalanuvchi suspenziya oqimining hajmiy sarfi:

$$V_{cyc} = \frac{G_u'}{C} = \frac{768500}{550} = 1397 \text{ m}^3/\text{soat}$$

Tik quvurdagi suspenziyaning tezligini  $\omega_{sus}=0,8\text{m/c}$ , deb qabul qilamiz, u holda ishlatilgan katalizatorni chiqarish uchun tik quvurning kesimi va diametri:

$$S_6 = \frac{V_{cyc}}{\omega_{cyc}} = \frac{768500}{550} = 0,485\text{m}^2$$

$$D_6 = \sqrt{\frac{0,485}{0,785}} = 0,79\text{m}$$

4. R-2 regeneratoring (10.1 - rasmga qarang) asosiy o'lchamlarini hisoblash. Agar, 1kg koksni yoqish uchun 12 kg havo sarflansa, unda hosil bo'ladigan tutun gazlarning miqdori quyidagiga teng bo'ladi.

$$G_r = (12+1)K = 13 \cdot 60000 = 78000 \text{ kg/soat}$$

Regenerator sharoitida ( $t_6 \approx 600^\circ\text{C}$ ,  $r=0,18\text{MPa}$ ,  $M_G \approx 28,8$ ) gazlarning hajmi quyidagiga teng bo'ladi:

$$V_r = \frac{78000}{28,8} \cdot 22,4 \cdot \frac{873}{273} \cdot \frac{101,3}{180} = 109180 \text{ m}^3/\text{soat}$$

Regeneratoring 7 ishchi zonasidagi gazlarning mavhum (fiktiv) tezligini  $\omega_7=0,6\text{m/c}$ , katalizator konsentrasiya sini  $s=4000 \text{ kg/m}^3$ , deb qabul qilamiz.

Katalizatorning regeneratordagi massasi:

$$G_K = \frac{1000K}{q} = \frac{1000 \cdot 6000}{40} = 150000 \text{ kg.}$$

Katalizatorning regeneratorda o'rtacha bo'lish vaqti:

$$\tau_K = \frac{G_K}{G_u} = \frac{150000 \cdot 60}{762500} = 11,8 \text{ min}$$

Regenerator ishchi zonasining hajmi:

$$V_{P,7} = \frac{G_K}{c} = \frac{150000}{400} = 375 \text{ m}^3$$

Ishchi zonaning kesimi va diametri mos ravishda:

$$S_7 = \frac{V_r}{\omega_7} = \frac{109180}{0,6 \cdot 3600} = 50,55 \text{ m}^2$$

$$D_7 = \sqrt{\frac{50,55}{0,785}} = 8,02 \text{ m}$$

Ishchi zona balandligi:

$$H_7 = \frac{V_{P,7}}{S_7} = \frac{375}{50,55} = 7,42 \text{ m}$$

Agar, regeneratoring 8 chi seperatsiya zonasidagi gazlar tezligi  $\omega=0,4 \text{ m/c}$  bo'lsa, unda seperatsiya zonasining kesim va diametri quyidagilarni tashkil qiladi:

$$S_8 = \frac{V_{\Gamma}}{\omega_8} = \frac{109180}{0,4 \cdot 3600} = 75,82 m^2$$

$$D_8 = \sqrt{\frac{75,82}{0,785}} = 9,83 m$$

Separatsiya zonasining balandligi  $H_8 \geq 4,5 m$  shartidan qabul qilamiz. Regenerator shlemlı quvurining kesimi va diametri ( $\omega_3 = 35 m/c$ ):

$$S_9 = \frac{V_{\Gamma}}{\omega_9} = \frac{109180}{35 \cdot 3600} = 0,866 m^2$$

$$D_9 = \sqrt{\frac{0,866}{0,785}} = 1,05 m$$

Bu quvurning diametrini kamaytirish zaruriyati tug'ilganda, kichikroq kesimli ikkita shlemlı quvur o'rnatish mumkin.

Regeneratorning tik quvuri 10: tik quvurdagi suspenziya oqimining tezligi  $\omega_{sus} = 0,8 m/c$ , katalizator konsentrasiyasi  $s = 550 kg/m^3$ . U holda, tik quvurdagi hajmiy sarf quyidagini tashkil qiladi:

$$V_{cyc} = \frac{G_y}{c} = \frac{762500}{550} = 1386 m^3$$

Regenerator tik quvurining kesimi va diametri:

$$S_{10} = \frac{V_{cyc}}{\omega_{cyc}} = \frac{1386}{0,8 \cdot 3600} = 0,481 m^2$$

$$D_{10} = \sqrt{\frac{0,481}{0,785}} = 0,783 m$$

Hamma quvur uzatmalarning (truboprovod) diametrini standart bo'yicha yaqin qiymatgacha yaxlitlaymiz.

**II. Jadval. To'yinish chizig'ida suv bug'i va suvning xususiyatlari**

t, °S	R, kPa	Zichligi, kg/m <sup>3</sup>		Entalpiya, kJ/kg	
		suyuqlik	bug'	suyuqlik	Bug'
0	0,608	999,8	0,00485	0	2493
20	2,335	998,2	0,01729	83,8	2532
40	7,377	992,2	0,05115	167,6	2571
60	19,92	983,2	0,1302	251,4	2608
80	47,38	971,8	0,2934	335,2	2644
100	101,3	958,3	0,5977	419,0	2679
110	143,2	951,0	0,8264	461,3	2696
120	198,7	943,1	1,121	504,1	2711
130	270,3	934,8	1,496	546,8	2726
140	361,5	926,1	1,966	589,5	2740
150	476,3	916,9	2,547	632,7	2753
160	618,3	907,4	3,258	654,1	2765
170	792,6	897,3	4,122	719,8	2776
180	1004	886,9	5,157	763,8	2785
190	1256	876,0	6,394	808,3	2792
200	1555	864,7	7,862	852,7	2798
210	1918	852,8	9,588	897,9	2801
220	2321	840,3	11,62	943,2	2803
230	2799	827,3	13,99	989,3	2802
240	3348	813,6	16,76	1035	2799

I2. Jadval. To'yinish chizig'ida benzol va toluolning xususiyatlari

t, °S	Benzol				Toluol			
	R, kPa	$\rho_j$ , kg/m <sup>3</sup>	Entalpiya, kJ/kg		R, kPa	$\rho_j$ , kg/m <sup>3</sup>	Entalpiya, kJ/kg	
			suyuqlik	bug'			suyuqlik	bug'
10	6,073	890	16,7	457,2	1,657	875	16,3	464,3
20	10,03	880	33,9	468,1	2,911	870	32,7	472,3
30	15,91	870	51,1	479,0	4,888	860	49,8	481,1
40	24,37	860	68,7	490,3	7,886	850	66,6	489,4
50	36,16	850	87,1	502,0	12,28	840	84,2	498,6
60	52,18	840	105,1	513,3	18,52	830	101,7	507,9
70	73,42	830	123,5	525,0	27,16	820	119,7	517,5
80	101,0	820	142,8	538,0	38,82	810	138,2	527,5
90	131,4	800	162,0	549,3	54,22	800	157,0	538,0
100	174,6	790	181,7	561,4	74,16	780	176,3	548,9
120	290,4	770	221,5	585,3	127,5	760	216,0	571,9
140	457,1	740	262,5	607,9	210,9	740	256,7	595,8
160	686,7	720	305,6	631,4	332,6	720	299,4	621,7
180	989,8	690	350,4	655,2	500,3	700	345,0	650,6
200	1610	660	400,3	683,7	724,0	670	392,7	680,8

I3. Jadval. To'yinish chizig'ida fenol va furfuroolning xususiyatlari

t, °S	Fenol				Furfurool			
	R, kPa	$\rho_j$ , kg/m <sup>3</sup>	Entalpiya, kJ/kg		R, kPa	$\rho_j$ , kg/m <sup>3</sup>	Entalpiya, kJ/kg	
			suyuqlik	bug'			suyuqlik	bug'
40	0,247	1060	-	-	0,986	1120	63,6	595,4
60	0,786	1040	123,9	647,3	2,466	1080	92,9	612,1
80	2,253	1020	167,5	678,3	5,932	1040	134,0	640,6
100	5,685	1000	212,7	715,1	11,80	1000	169,6	663,6
120	12,75	980	258,7	748,6	24,53	960	206,0	687,5
140	26,67	960	305,2	782,5	50,65	920	246,2	715,1
160	51,32	940	353,8	814,3	93,98	880	288,1	731,9
180	93,31	920	404,0	852,0	147,2	840	320,3	755,7
200	157,0	900	454,7	885,9	245,3	790	368,4	787,1
220	245,3	880	506,6	921,1	322,4	-	414,5	808,1
240	353,2	860	559,8	953,3	618,0	-	462,2	830,7
260	549,4	830	612,9	985,6	-	-	506,2	849,5
280	824,0	810	674,1	1009	-	-	-	-

I4. Jadval. Ba'zi bir suyuqliklar va suv eritmalarining haroratga bog'liq bo'lgan  $\rho$  zichligi

Suyuqlik	Zichlik, kg/m <sup>3</sup>						
	0 °S	20 °S	40 °S	60 °S	80 °S	100 °S	120 °S
Ammiakli suv (25%)	918	907	897	887	876	866	756
Atseton	813	791	768	746	719	693	665
Benzol	900	879	858	836	815	793	769
Suv	1000	998	992	983	972	958	943
<i>n</i> - Geksan	677	660	641	622	602	581	559
O'yuvchi natriy							
30%	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20%	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10%	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Sulfat kislotasi							
92%	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75%	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60%	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Toluol	884	866	847	828	808	788	766
Fenol	-	-	1058	1040	1022	1003	987

I5. Jadval. Ba'zi bir suyuqliklar va suv eritmalarining haroratga bog'liq bo'lgan  $\mu$  dinamik qovushqoqlik koeffitsienti

Suyuqlik	Zichlik, kg/m <sup>3</sup>						
	0 °S	20 °S	40 °S	60 °S	80 °S	100 °S	120 °S
Ammiakli suv (25%)	-	1,3	0,855	0,6	0,42	0,32	0,23
Atseton	0,395	0,322	0,268	0,23	0,20	0,17	0,15
Benzol	0,91	0,65	0,492	0,39	0,316	0,261	0,219
Suv	1,79	1,0	0,656	0,469	0,357	0,284	0,232
<i>n</i> - Geksan	0,397	0,32	0,264	0,221	0,19	0,158	0,132
O'yuvchi natriy							
30%	-	13	6,3	3,4	2,16	1,82	1,71
20%	-	4,48	2,48	1,63	1,27	1,15	1,08
10%	-	1,86	1,16	0,91	0,7	0,65	0,6
Sulfat kislotasi							
92%	48	23,1	11,8	6,7	3,8	2,5	1,95
75%	30	13,9	8,1	4,6	2,8	1,9	1,45
60%	10,5	5,52	3,42	2,4	1,5	1,07	0,9
Toluol	0,768	0,586	0,466	0,381	0,319	0,271	0,231
Fenol	-	-	4,77	2,56	1,59	1,05	0,78

16. Jadval. Ba'zi bir suyuqliklar va suv eritmalarining haroratga bog'liq bo'lgan  $\lambda$  issiqlik o'tkazuvchanlik koeffisienti

Suyuqlik	Zichlik, $\text{kg/m}^3$						
	0 °S	20 °S	40 °S	60 °S	80 °S	100 °S	120 °S
Ammiakli suv (25%)	0,419	0,449	0,479	0,508	0,539	0,570	0,593
Atseton	0,175	0,170	0,165	0,161	0,156	0,151	0,147
Benzol	0,151	0,147	0,141	0,136	0,130	0,126	0,121
Suv	0,551	0,599	0,634	0,659	0,675	0,683	0,686
<i>n</i> - Geksan	0,133	0,127	0,121	0,116	0,110	0,106	0,101
O'yuvchi natriy							
30%	0,519	0,534	0,545	0,556	0,563	0,566	0,569
20%	0,520	0,537	0,550	0,563	0,571	0,575	0,577
10%	0,523	0,543	0,558	0,572	0,580	0,585	0,587
Sulfat kislotasi							
92%	0,321	0,344	0,356	0,377	0,391	0,402	0,414
75%	0,366	0,384	0,401	0,425	0,448	0,471	0,494
60%	0,407	0,430	0,442	0,465	0,500	0,523	0,547
Toluol	0,141	0,136	0,131	0,128	0,123	0,119	0,114
Fenol	-	-	0,206	0,209	0,212	0,214	0,216

17. Jadval. Ba'zi bir suyuqliklar va suv eritmalarining haroratga bog'liq bo'lgan  $s$  issiqlik sig'imi

Suyuqlik	Zichlik, $\text{kg/m}^3$						
	0 °S	20 °S	40 °S	60 °S	80 °S	100 °S	120 °S
Ammiakli suv (25%)	0,419	0,449	0,479	0,508	0,539	0,570	0,593
Atseton	0,175	0,170	0,165	0,161	0,156	0,151	0,147
Benzol	0,151	0,147	0,141	0,136	0,130	0,126	0,121
Suv	0,551	0,599	0,634	0,659	0,675	0,683	0,686
<i>n</i> - Geksan	0,133	0,127	0,121	0,116	0,110	0,106	0,101
O'yuvchi natriy							
30%	0,519	0,534	0,545	0,556	0,563	0,566	0,569
20%	0,520	0,537	0,550	0,563	0,571	0,575	0,577
10%	0,523	0,543	0,558	0,572	0,580	0,585	0,587
Sulfat kislotasi							
92%	0,321	0,344	0,356	0,377	0,391	0,402	0,414
75%	0,366	0,384	0,401	0,425	0,448	0,471	0,494
60%	0,407	0,430	0,442	0,465	0,500	0,523	0,547
Toluol	0,141	0,136	0,131	0,128	0,123	0,119	0,114
Fenol	-	-	0,206	0,209	0,212	0,214	0,216

I8. Jadval. Turli bosim va haroratlarda metanning fazaviy muvozanat konstantasi

t, °S	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	276	136	91	69	55	27,8	19,3	14,3	10,1
150	255	127	85	65	52	26,6	18,2	13,7	9,7
100	230	115	78	59	49	24,9	16,9	12,9	9,1
80	218	110	74	56	46	23,9	16,2	12,5	8,8
60	205	103	70	52	44	22,5	15,4	12,0	8,4
40	190	95	64	48	40	21,6	14,1	10,9	7,7
30	184	90	61	45	38	19,3	13,3	10,2	7,3
20	174	86	58	43	35	18,0	12,4	9,5	6,9
10	164	81	54	40	33	16,7	11,5	8,8	6,4
0	154	76	50	37	30	15,4	10,6	8,1	5,9
-10	144	71	47	34	28	14,2	9,7	7,4	5,4

I9. Jadval. Turli bosim va haroratlarda etanning fazaviy muvozanat konstantasi

t, °S	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	111	56	38	28,2	23,7	12,3	8,7	6,8	4,73
150	97	48	33	24,0	19,7	10,2	7,2	5,6	3,95
100	77	37	25	18,5	14,6	7,4	5,3	4,2	2,93
80	65	31	21	15,8	12,5	6,4	4,5	3,6	2,50
60	52	25	17	12,7	10,3	5,3	3,7	2,95	2,10
40	40	20	13,5	9,7	8,0	4,0	2,9	2,30	1,62
30	35	17	11,5	8,5	7,0	3,5	2,5	1,95	1,42
20	29	14	9,5	7,0	6,0	3,0	2,1	1,66	1,22
10	23	12	8,0	6,0	5,0	2,5	1,8	1,42	1,07
0	19	10	6,5	5,0	4,0	2,0	1,5	1,20	0,88
-10	15	8	5,0	3,7	3,0	1,6	1,2	0,98	0,75

I10. Jadval. Turli bosim va haroratlarda propanning fazaviy muvozanat konstantasi

t, °S	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	57	29,3	21,0	15,4	12,5	6,5	4,8	3,8	2,76
150	44	22,3	15,5	11,7	9,4	5,0	3,6	2,9	2,09
100	28,5	14,5	10,1	7,7	6,3	3,0	2,3	1,85	1,37
80	22,3	11,3	7,8	5,9	4,7	2,5	1,8	1,45	1,05
60	16,8	8,4	5,8	4,3	3,5	1,9	1,34	1,07	0,79
40	12,5	6,0	4,1	3,0	2,5	1,3	0,95	0,75	0,66
30	10,0	4,9	3,4	2,5	2,0	1,1	0,75	0,62	0,48
20	8,0	3,9	2,8	2,0	1,7	0,9	0,63	0,50	0,39
10	6,3	3,1	2,1	1,6	1,3	0,7	0,50	0,40	0,31
0	5,0	2,4	1,6	1,3	1,0	0,55	0,38	0,30	0,25
-10	3,6	1,8	1,2	0,9	0,75	0,40	0,28	0,23	0,19

I11. Jadval. Turli bosim va haroratlarda izobutanning fazaviy muvozanat konstantasi

t, °S	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	35,5	18,4	12,7	9,8	8,2	4,37	3,2	2,5	1,89
150	25,0	13,1	9,1	7,0	5,8	3,15	2,3	1,76	1,32
100	15,0	7,8	5,4	4,1	3,4	1,85	1,35	1,03	0,75
80	11,2	5,7	4,0	3,0	2,4	1,32	0,95	0,75	0,54
60	7,9	4,0	2,7	2,1	1,7	0,92	0,68	0,52	0,39
40	5,0	2,5	1,7	1,3	1,1	0,60	0,44	0,35	0,27
30	3,8	2,0	1,3	1,0	0,80	0,46	0,34	0,28	0,22
20	2,8	1,5	0,95	0,75	0,60	0,34	0,27	0,20	0,16
10	2,3	1,1	0,65	0,50	0,45	0,26	0,20	0,15	0,13
0	1,5	0,8	0,50	0,39	0,30	0,19	0,15	0,12	0,10
-10	1,1	0,5	0,40	0,30	0,22	0,15	0,10	0,08	0,07

I12. Jadval. Turli bosim va haroratlarda  $n$  - butanning fazaviy muvozanat konstantasi

$t, ^\circ\text{S}$	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
250	31,3	15,7	10,7	8,2	6,75	3,72	2,76	2,25	1,68
150	21,8	11,0	7,5	5,77	4,80	2,60	1,91	1,56	1,15
100	12,1	6,3	4,2	3,20	2,65	1,50	1,04	0,85	0,61
80	8,7	4,5	3,1	2,25	1,90	1,05	0,73	0,58	0,42
60	6,0	3,1	2,1	1,60	1,32	0,70	0,50	0,40	0,295
40	3,3	1,8	1,25	0,95	0,80	0,44	0,31	0,26	0,200
30	2,6	1,4	0,95	0,72	0,60	0,33	0,24	0,20	0,155
20	2,0	1,0	0,72	0,52	0,45	0,25	0,18	0,15	0,123
10	1,5	0,8	0,53	0,40	0,35	0,19	0,14	0,10	0,090
0	1,0	0,5	0,39	0,29	0,24	0,13	0,10	0,08	0,065
-10	0,7	0,35	0,26	0,20	0,15	0,09	0,07	0,05	0,045

I13. Jadval. Turli bosim va haroratlarda izopentanning fazaviy muvozanat konstantasi

$t, ^\circ\text{S}$	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	20,8	10,2	7,12	5,52	4,55	2,52	1,93	1,55	1,17
150	12,3	6,3	4,40	3,48	2,85	1,57	1,17	0,97	0,75
100	5,8	3,0	2,15	1,75	1,40	0,77	0,55	0,43	0,35
80	4,0	2,0	1,45	1,08	0,90	0,51	0,37	0,29	0,235
60	2,5	1,27	0,87	0,67	0,56	0,31	0,23	0,185	0,143
40	1,4	0,70	0,52	0,40	0,32	0,18	0,137	0,120	0,090
30	1,1	0,50	0,38	0,30	0,23	0,14	0,105	0,090	0,070
20	0,8	0,40	0,27	0,20	0,17	0,10	0,075	0,065	0,050
10	0,6	0,25	0,20	0,13	0,11	0,07	0,055	0,050	0,040
0	0,4	0,21	0,13	0,10	0,08	0,05	0,040	0,032	0,026
-10	0,2	0,11	0,08	0,06	0,05	0,03	0,025	0,020	0,015

I14. Jadval. Turli bosim va haroratlarda  $n$  - pentanning fazaviy muvozanat konstantasi

t, °S	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	17,5	9,2	6,35	4,93	4,05	2,32	1,75	1,40	1,07
150	11,2	5,7	3,97	3,05	2,54	1,42	1,08	0,90	0,69
100	5,1	2,7	1,85	1,42	1,15	0,65	0,48	0,40	0,30
80	3,3	1,7	1,20	0,93	0,77	0,43	0,30	0,25	0,19
60	2,0	1,05	0,74	0,57	0,47	0,26	0,19	0,15	0,12
40	1,15	0,60	0,43	0,31	0,28	0,15	0,12	0,10	0,075
30	0,83	0,43	0,32	0,23	0,20	0,11	0,09	0,075	0,060
20	0,60	0,28	0,22	0,14	0,13	0,07	0,06	0,050	0,045
10	0,40	0,20	0,15	0,10	0,09	0,05	0,04	0,035	0,030
0	0,28	0,13	0,09	0,07	0,055	0,03	0,025	0,023	0,020
-10	0,19	0,06	0,04	0,03	0,030	0,02	0,015	0,013	0,011

I15. Jadval. Turli bosim va haroratlarda  $n$  - geksanning fazaviy muvozanat konstantasi

t, °S	Bosim, MPa								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0	1,5	2,0	3,0
200	-	5,8	4,1	3,17	2,68	1,47	1,1	0,87	0,695
150	6,0	3,1	2,15	1,64	1,38	0,80	0,57	0,46	0,365
100	2,3	1,2	0,81	0,63	0,53	0,31	0,22	0,17	0,135
80	1,3	0,7	0,47	0,38	0,31	0,17	0,12	0,10	0,083
60	0,72	0,37	0,26	0,20	0,17	0,094	0,070	0,058	0,047
40	0,38	0,20	0,14	0,10	0,09	0,051	0,038	0,032	0,027
30	0,25	0,13	0,09	0,08	0,062	0,035	0,027	0,023	0,020
20	0,18	0,10	0,07	0,05	0,039	0,023	0,018	0,016	0,0145
10	0,10	0,05	0,03	0,028	0,024	0,015	0,012	0,011	0,0105
0	0,07	0,035	0,023	0,017	0,014	0,0095	0,0085	0,007	0,0065
-10	0,04	0,020	0,015	0,010	0,009	0,0060	0,0050	0,0048	0,0045

I16. Jadval. Suzuvchi kallakli issiqlik almashgichlarining ( $F, m^2$ ) issiqlik uzatish sirti

Qobiqning diametri (ichki) <b>D, mm</b>	Quvurlarning uzunligi <b>l, m</b>	Kvadrat cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi				Uchburchak cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi			
		$d_{tashq}=20\text{ mm}$		$d_{tashq}=25\text{ mm}$		$d_{tashq}=20\text{ mm}$		$d_{tashq}=25\text{ mm}$	
		Quvurlar bo'yicha yo'llar soni				Quvurlar bo'yicha yo'llar soni			
		2	4	2	4	2	4	2	4
<b>400</b>	3,0	23	-	19	-	-	-	-	-
	6,0	46	-	38	-	-	-	-	-
<b>500</b>	3,0	38	-	31	-	-	-	-	-
	6,0	76	-	62	-	-	-	-	-
<b>600</b>	6,0	117	107	96	86	131	117	105	94
	9,0	176	160	144	129	196	175	157	141
<b>800</b>	6,0	212	197	170	157	243	225	191	173
	9,0	318	295	255	235	364	337	286	259
<b>1000</b>	6,0	346	330	284	267	402	378	325	301
	9,0	519	495	426	400	603	567	488	451
<b>1200</b>	6,0	514	494	423	403	604	576	489	460
	9,0	771	741	635	604	906	864	733	690
<b>1400</b>	6,0	715	693	584	561	831	798	675	642
	9,0	1072	1040	876	844	1246	1197	1012	963

I17. Jadval. Suzuvchi kallakli issiqlik almashgichlarining quvurlar bo'yicha o'tish kesimining yuzasi ( $S_1 \cdot 10^3, m^2$ )

Qobiqning diametri (ichki) <b>D, mm</b>	Kvadrat cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi						Uchburchak cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi					
	Quvurlar o'lchami, mm						Quvurlar o'lchami, mm					
	20x2		25x2		25x2,5		20x2		25x2		25x2,5	
	Quvurlar bo'yicha yo'llar soni						Quvurlar bo'yicha yo'llar soni					
	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4
<b>400</b>	12	-	14	-	13	-	-	-	-	-	-	-
<b>500</b>	20	-	23	-	20	-	-	-	-	-	-	-
<b>600</b>	30	13	34	15	31	13	34	14	37	16	34	15
<b>800</b>	56	25	60	23	55	21	63	25	69	24	63	22
<b>1000</b>	92	43	103	41	94	37	106	49	119	51	108	46
<b>1200</b>	135	64	155	72	140	65	160	76	179	86	163	78
<b>1400</b>	188	84	214	99	194	90	220	102	247	110	224	100

I18. Jadval. Suzuvchi kallakli issiqlik almashgichlarining quvurlar aro bo'shlig'i bo'yicha o'tish kesimining yuzasi

Qobiqning diametri (ichki) <b>D, mm</b>	To'siqning qirqimida quvurlar joylashishida o'tish kesimining yuzasi ( $S_1 \cdot 10^3, m^2$ )				To'siqlar aro quvurlar joylashishida o'tish kesimining yuzasi ( $S_1 \cdot 10^3, m^2$ )			
	Kvadrat cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi		Uchburchak cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi		Kvadrat cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi		Uchburchak cho'qqilari bo'yicha quvurlar joylashishi	
	Quvurlarning tashqi diametri, mm				Quvurlarning tashqi diametri, mm			
	20	25	20	25	20	25	20	25
<b>400</b>	20	19	-	-	33	33	-	-
<b>500</b>	31	30	-	-	54	50	-	-
<b>600</b>	48	43	42	40	82	74	64	64
<b>800</b>	78	74	71	68	120	120	93	97
<b>1000</b>	115	117	105	112	180	190	140	125
<b>1200</b>	138	126	147	113	280	280	197	184
<b>1400</b>	179	174	198	153	300	318	240	210

## Фойдаланилган адабиётлар:

1. Скобло А. И., Трезубова И. А., Молоканов Ю. К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: ООО "Недра- Бизнесцентр", 2000. — 677 с.: ил.
2. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. 10-е изд. стереотип., доработ. — М.: ООО ТИД "Альянс", 2004. — 753 с.
3. Рабинович Г. Г. Рябых П. М., Хохряков П. А. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. Под редакцией Е. Н. Судакова. -3-е изд., перераб. и доп. - М.: Химия, 2009. – 568 с.
4. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебное пособие для вузов. М.: Химия, 2008. 812 с.
5. Эмирджанов Р. Т. Лемберанский М.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке: Учебное пособие для вузов. М.: Химия, 2009. 192 с.
6. Адельсон С. В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии: перераб. и доп. Учеб. для техник. М.: Гостоптехиздат, 2003. 310 с.
7. Романков П.Г. и др. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) : Учеб. пособие для вузов. / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк, М.И. Курочкина – СПб : Химия, 2009. – 496 с.
8. Эмирджанов Р. Т. Примеры расчетов нефтезаводских процессов и аппаратов. — 1-е изд., перераб. и доп. — Баку. Азнефтеиздат, 2007, 404 с.
9. Сарданашвили А. Г., Львова А. И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. Лань, 2016. 256 с.
10. М. А. Танатаров, М. И. Ахметшина, Р. А. Фасхутдинов и др. Технологические расчеты установок переработки нефти: Учебное пособие для вузов— М.: Лань, 2007. 352 с.
11. Гусейнов Д. А., Спектр Ш. Ш., Вайнер Л. З. Технологические расчеты процессов нефтепереработки. М. — Лань, 2004. 308 с.
12. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности: Учебное пособие для вузов. Лань, 2004. 344 с.
13. Гуревич И. Л. Технология переработки нефти и газа, ч. I; Учебник для вузов. М., Лань, 2002. 360 с.
14. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа, ч. 2: Учебник для вузов. М., издательство - Лань, 2000. 328 с.
15. Черножиков Н. И. Технология переработки нефти и газа, ч. 3: Учебник для вузов. М.: Химия, 2008. 424 с.
16. Жоров Ю. М. Моделирование физико-химических процессов нефтепереработки и нефтехимии. М.: Химия, 2008. 376 с.
17. Плановский А. П., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: Учебное пособие для вузов. — 3-е изд., испр. и доп. М. Химия, 2007, 497 с.
18. Ривкин С. Л., Александров А. А. Теплофизические свойства воды и водяного пара. М.: Энергия, 2008.

19. Справочник химика, т. 1, М. — Л., Госхимиздат, — 2-е изд., испр. и доп. 2009. 1072 с.
20. Справочник химика, т. 5. М. — Л., Химия, — 3-е изд., испр. и доп. 2008, 972 с.
21. *Бретшнайдер С.* Свойства газов и жидкостей: Инженерные методы расчета. М. — Л.: Химия, — 2-е изд., испр. и доп. 2006. 536 с.
22. *Гурвич В. Л., Сосновский Н. П.* Избирательные растворители в переработке нефти Л. — Л.: Гостоптехиздат, — 1-е изд., испр. и доп. 2003. 320 с.
23. *Варгафтик Н. Б.* Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей, М.: Наука, 2002. 720 с.
24. *Карпетьянц М. Х.* Химическая термодинамика. М.: Лань, 2005. 583 с,
25. *Александров И. А.* Перегонка и ректификация в нефтепереработке. М. Химия, 2001. 352 с.
26. *Александров И. А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, — 2-е изд., испр. и доп. 2009. 280 с.
27. *Багатуров С. А.* Основы теории и расчета перегонки и ректификации: Учебное пособие для вузов. М.: Лань, — 1-е изд., испр. и доп. 2004. 440 с.
28. *Штербачек З., Тауск П.* Перемешивание в химической промышленности. Л.: Гостоптехиздат, — 2-е изд., испр. и доп. 2003. 416 с.
29. *Рамм В. М.* Абсорбция газов. М.: Лань, — 1-е изд., испр. и доп. 2006. 656 с.
30. *Рудин М. Г., Дробкин А. Е.* Краткий справочник нефтепереработчика. Л.: Химия, 2008. 328 с.
31. *Трейбал Р.* Жидкостная экстракция. М.: Химия, 2009. 724 с.
32. *Исачаенко И. П., Осипова В. А., Сукомел А. С.* Теплопередача: Учебное для вузов. М: Энергия, 2002. 488 с.
33. *Крюков Н. П.* Аппараты воздушного охлаждения. М.: Химия, 1998. 168 с.
34. *Шмеркович В. М.* Применение аппаратов воздушного охлаждения при проектировании нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. М.: ЦНИИТЭНефтехим, 2001. 100 с.
35. Стандартизированные аппараты воздушного охлаждения: Каталог/ ЦИНТИИнефтемаш. М.: ЦИНТИнефтемаш. — 1-е изд., испр. и доп. 2003. 24 с.
36. *Лемберанский Р. А., Эмирджанов Р. Т., Гусейнов Э. А.* Аппараты воздушного охлаждения Баку: Азинефтехим, 2009. 72 с.
37. *Сидоров М. Д.* Справочник по воздухоудувным и газовым машинам. М. — Л.: Машгиз, 2002. — 2-е изд., испр. и доп. 260 с.
38. *Молоканов Ю. К.* Процессы и аппараты нефтепереработки: Учеб. для техник. М.: Лань, 2008. — 1-е изд., испр. и доп. 408 с.
39. Трубчатые печи: Каталог/ Цинтихимнефтемаш, М.: Цинтиннефтемаш, 2005. 36 с.
40. Трубчатые печи: Сб./Под ред. Ц. А. Бахшияна. М.: Химия, 1999. 312 с.
41. *Суханов В. П.* Каталитические процессы в нефтепереработке. М.: Химия, 2005. 343 с.
42. Крекинг нефтяных фракций на цеолитсодержащих катализаторах/Под ред. С. Н. Хаджиева. М.: Химия, 2002. 280 с.

43. *Бондаренко Б. И.* Установки каталитического крекинга. М.: Гостоптехиздат, 2009. — 3-е изд., испр. и доп. 304 с.
44. *Адельсон С. В., Вишнякова Т. П., Паушкин Я. М.* Технология нефтехимического синтеза: Учебное пособие для вузов. М.: Химия, 2005. 607 с.
45. *Черкасский В. М., Романова Т. М., Кауль Р. А.* Насосы, компрессоры, вентиляторы. М.: Энергия, — 2-е изд., испр. и доп. 2009. 304 с.
46. *Бронштейн И. Н., Семендяев К. А.* Справочник по математике. М.: Наука, — 2-е изд., испр. и доп. 2001. 718 с.
47. Электродегидраторы и электроразделители: Каталог/Цинтихимнефтемаш. М.: Цинтихимнефтемаш, 2001. 8 с.
48. Газоочистное оборудование: Каталог/Цинтихимнефтемаш. М.: Цинтихимнефтемаш, 2001. 72 с.
49. Циклоны НИИОГАЗ: Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации. Ярославль: Верхне-Волжское кн. изд-во, 2003. 95 с.
50. *Ужов В. Н. и др.* Очистка промышленных газов от пыли. М.: Химия, 2001. 392 с.
51. *Вихман Г. Л., Круглов С. А.* Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов. М.: Машиностроение, — 1-е изд., испр. и доп. 2001. 328 с.
52. Расчеты химико-технологических процессов/Под ред. И. П. Мухленова Л.: Химия, 2002. 248 с.
53. *Смирнов Н. Н., Волжинский А. И.* Химические реакторы в примерах и задачах: Учебное пособие для вузов. Л.: Химия, — 2-е изд., испр. и доп. 2006. 224 с.
54. *Левенишпиль О.* Инженерное оформление химических процессов: Пер. с англ./Под ред. И. Слинько. М.: Химия, — 3-е изд., испр. и доп. 2009, 624 с.
55. *Флореа О., Смигельский О.* Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии. М.: Химия, 2001. 444 с.
56. *Коган В. Б., Фридман В. М., Кафаров В. В.* Равновесие между жидкостью и паром: Справочное пособие. Книги 1 и 2. М. — Л.: Наука 2006. 1428 с.
57. *Ягодин Г. А. и др.* Основы жидкостной экстракции. М.: Химия, — 2-е изд., испр. и доп. 2001. 400 с.
58. *Волох С. М.* Основы теории экстракции применительно к очистке масел. Баку: Азнефтеиздат, 2007. 92 с.
59. *Багиров И. Т.* Современные установки первичной переработки нефти. М.: Химия, — 1-е изд., испр. и доп. 2004. 240 с.
60. Нефти СССР: Справочник. Т. III. Нефти Кавказа и Западных районов Европейской части СССР. М.: Химия, 2002. 616 с.
61. *Кузнецов А. А., Судаков Е. Н.* Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие. М.: Химия, — 2-е изд., испр. и доп. 2003. 224 с.
62. *Берлин М. А., Гореченков В. Г., Волков Н. П.* Переработка нефтяных и природных газов, М.: Химия, 2001. 472 с.

63. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебное пособие для вузов/Под ред. Ю. И. Дытнерского. М.: Химия, 2003. 272 с.
64. *Лутошкин Г. С., Дунюшкин И. И.* Сборник задач по сбору и подготовке нефти, газа и воды на промыслах. М.: Недра, 2005. 135 с.
65. Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения: Каталог/Цинтихимнефтемаш. М.: Цинтихимнефтемаш, 2002. 32 с.
66. *Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З.* Процессы и аппараты химической технологии: Учебное для техник. М.: Госхимиздат, 2002. 848 с.
67. Справочник нефтепереработчика/Под ред. Г. А. Ластовкина, Е. Д. Радченко, М. Г. Рудина. Л.: Химия, 2006. 648 с.

## MUNDARIJA

<b>SO'Z BOSHI.....</b>	<b>4</b>
<b>ASOSIY SHARTLI BELGILAR.....</b>	<b>5</b>
<b>1 bob. Moddalarning asosiy fizik – kimyoviy xossalari .....</b>	<b>6</b>
1.1. Zichlik.....	6
1.2. Siqilish koeffisienti.....	7
1.3. Tavsiflovchi omillar.....	8
1.4. Molekulyar massa.....	9
1.5. Qovushqoqlik.....	10
1.6. To'yingan bug'lar bosimi.....	11
1.7. Issiqlik sig'imi.....	12
1.8. Entalpiya.....	13
1.9. Issiqlik o'tkazuvchanlik.....	14
1.10. Yoqilg'i yonish issiqligi.....	15
1.11. O'xshashlik mezonlari.....	15
<b>2 BOB. Suyuqlik va gazlarni uzatish.....</b>	<b>20</b>
2.1. Kimyoviy texnologiyaning asosiy jarayonlarini umumiy kinetik tenglamasi...	20
2.2. Oqimning uzluksizlik tenglamasi.....	21
2.3. Oqimni energetik balansi. Bernulli tenglamasi.....	21
2.4. Quvuruzatgichlarda bosimning yo'qolishi.....	22
2.5. Korxonada quvuruzatgichlarida oqim tezliklari.....	24
2.6. Nasos va tarmoqning tavsifi. Ish nuqtasi.....	24
2.7. Nasos dvigatelining quvvati.....	25
2.8. Porshenli nasos unumdorligi.....	25
2.9. Ventilyator quvvati.....	26
2.10. Gazni adiabatik va ko'p bosqichli siqish.....	26
2.11. Suyuqliklarni teshiklar va quyilish to'siqlaridan oqib chiqishi.....	27
2.12. Magistral neft - gaz quvurlari to'g'risida umumiy ma'lumotlar.....	28
2.13. Magistral quvurlarning klassifikatsiyasi va kategoriyasi.....	28
2.14. Magistral gaz quvuri tarkibiy qismi va ularning vazifalari.....	29
2.15. Magistral neft quvurining tarkibi va vazifalari.....	30
2.16. Neft va neft mahsulotlarini quvur orqali tashish.....	31
2.17. Ketma-ket xaydashni nazorat qilish va aralashmani ajratib olish usullari.....	36

<b>3- BOB. Turli jinsli gaz va suyuqlik fazalarini ajratish suyuqlik fazalarida aralashtirish.....</b>	<b>43</b>
3.1.Cho'kish tezligi.....	43
3.2. Mavhum qaynash va pnevmotransport sharoiti .....	45
3.3.Tindirgichlarning hisobi.....	46
3.4. Gazli suspenziyalarni tozalash uchun tsiklonlar.....	46
3.5. Suyuqlik muhitlarida aralashtirish.....	47
<b>4 BOB. Issiqlik almashinish apparatlarining hisobi.....</b>	<b>58</b>
4.1. Issiqlik balanslari.....	58
4.2. Ko'p qatlamli tekis devor orqali issiqlik uzatish.....	59
4.3. Issiqlik almashinish apparatlarining issiqlik uzatish yuzasini xisoblash.....	60
4.4. Haroratlarning o'rtacha farqi.....	62
4.5. Ko'p qatlamli silindrik devor orqali issiqlik uzatish.....	63
4.6. Havo bilan sovitish apparatlari va ularni xisoblashning o'ziga xosligi.....	63
<b>5-BOB. Quvurli pechlar.....</b>	<b>89</b>
5.1 Pechni foydali issiqlik quvvatini hisoblash.....	90
5.2 Pechdagi yoqilg'i sarfi.....	90
5.3. Yoqilg'ini yondirishga havo sarfi va yonishgazlar tarkibi.....	91
5.4. Yoqilg'ining yonishidan hosil bo'lgan mahsulotlar entalpiyasi.....	92
5.5. Xomashyoni pechning radiant seksiyasida oladigan issiqligi.....	93
5.6. Radiantli seksiyaning xisoblash uslubi.....	94
5.7. Konveksion seksiya hisobi.....	96
<b>6 BOB. Haydash.....</b>	<b>107</b>
6.1. Fazalar muvozanati.....	107
6.2. Bug' suyuqlik muvozanatini izobar grafiklari.....	108
6.3. Qisman eruvchi binar sistemalar.....	110
6.4. Amalda o'zaro erimaydigan suyuqliklar.....	111
6.5. Ko'p komponentli sistemalarni bir karrali bug'latish va kondensatsiyalash jarayonlari.....	112
6.6. Neft va neft fraksiyalarini bir karrali bug'latish.....	114
<b>7 BOB. Rektifikatsiya.....</b>	<b>126</b>
7.1. Rektifikatsion kolonnalarning ishlash printsiipi.....	126
7.2. Kolonnani moddiy va issiqlik balanslari.....	128
7.3. Kolonnani kontsentratsion seksiyasi uchun moddiy va issiqlik balanslari.....	129
7.4. Kolonna haydash seksiyasi uchun moddiy va issiqlik balanslari.....	130

7.5. Nazariy tarelkalar hisobi.....	131
7.6. Kolonnani ikki chegarali ish rejimi.....	133
7.7. Rektifikatsiyani $u - x$ grafik yordamida hisoblash.....	134
7.8. To'liqmas kolonnalar.....	136
7.9. Suv bug'i kiritish bilan ishlaydigan haydash kolonnasi.....	137
7.10. Noideal eritmalar rektifikatsiyasining o'ziga xosligi .....	140
7.11. Xomashyoni bir necha maxsulotga ajratish uchuh murakkab kolonna.....	141
7.12. Komponentlarning nisbiy uchuvchanligi asosida tarelkalar sonini aniqlash...	143
7.13. Kolonnaning asosiy o'lchamlari.....	144
7.14. Rektifikatsion kolonnalar bo'yicha amaliy ma'lumotlar.....	145
<b>8 BOB. Absorbtsiya.....</b>	<b>163</b>
8.1. Ko'p komponentli uglevodorod gazlar absorbtsiyasini hisoblash.....	163
8.2. Desorbtsiya.....	164
<b>9 BOB. Suyuqliklarni ekstraksiyalash.....</b>	<b>167</b>
9.1. Uchburchakli diagramma.....	167
9.2. Uchburchakli diagrammada fazalar muvozanatining egri chizig'i.....	169
9.3. Bir bosqichli ekstraksiya.....	171
9.4. Ko'p bosqichli kesishuvchi ekstraksiya.....	172
9.5. Qarama-qarshili ekstraksiya.....	172
9.6. Ekstraksion kolonnaning chegarali ish rejimi.....	174
9.7. Neft distillyat va konsentratlarini ekstraksion tozalash.....	175
9.8. Neft xomashyoning ekstraksion tozalash bo'yicha amaliy ma'lumotlar.....	176
<b>10 BOB. Kimyoviy reaktorlar.....</b>	<b>181</b>
10.1. Kimyoviy reaktorlarning sinflanishi.....	182
10.2. Xomashyoning konvertsiya darajasi. Maqsadli mahsulotning chiqishi va jarayon selektivligi.....	182
10.3. Reksirkulyatsiyani qo'llash.....	184
10.4. O'zaro ta'sirlanish vaqti va xomashyoning uzatish tezligi.....	184
10.5. Reaktsion apparatlarning asosiy o'lchamlari.....	186
10.6. Katalitik krekning reaktor - regeneratsion bloki.....	187
<b>Ilovalar.....</b>	<b>202</b>
<b>Foydalanilgan adabiyotlar.....</b>	<b>212</b>
<b>Mundarija.....</b>	<b>216</b>

## СОДЕРЖАНИЕ

<b>ВВЕДЕНИЕ.....</b>	<b>4</b>
<b>ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ.....</b>	<b>5</b>
<b>Глава 1. Основные физические свойства веществ – химические свойства.....</b>	<b>6</b>
1.1. Плотность.....	6
1.2. Коэффициент сжатия.....	7
1.3. Основные факторы.....	8
1.4. Молекулярная масса.....	9
1.5. Вязкость .....	10
1.6. Давление насыщенных паров.....	11
1.7. Теплоёмкость.....	12
1.8. Энтальпия.....	13
1.9. Теплопроводность.....	14
1.10. Теплота сгорания топлива.....	15
1.11. Критерии подобия.....	15
<b>Глава 2. Транспортирование жидкостей и газов.....</b>	<b>20</b>
2.1. Общее кинетическое уравнение основных процессов химической технологии.....	20
2.2. Уравнение непрерывности потока.....	21
2.3. Энергетический баланс потока. Уравнение Бернулли.....	21
2.4. Потери давления в трубопроводах.....	22
2.5. Скорость потока в трубопроводах предприятия.....	24
2.6. Описание насоса и сети. Рабочая точка.....	24
2.7. Мощность двигателя насоса.....	25
2.8. Производительность поршневого насоса.....	25
2.9. Мощность вентилятора.....	26
2.10. Адиабатическое и многоступенчатое сжатие газа.....	26
2.11. Утечка жидкостей через отверстия и разливные барьеры.....	27
2.12. Общие сведения о магистральных нефтегазопроводах.....	28
2.13. Классификация и категории магистральных трубопроводов.....	28
2.14. Составная часть магистрального газопровода и их функции.....	29
2.15. Состав и функции магистрального нефтепровода.....	30
2.16. Трубопроводный транспорт нефти и нефтепродуктов.....	31
2.17. Способы разделения смеси и контролирование последовательного транспортирования.....	36

<b>Глава 3. Разделение различных газо- и жидкостных фаз и смешивание в жидких фазах.....</b>	<b>43</b>
3.1. Скорость осаждения.....	43
3.2. Псевдокипение и условие пневмотранспорта.....	45
3.3. Расчет отстойников.....	46
3.4. Циклоны для очистки газовых суспензий .....	46
3.5. Смешивание в жидких средах .....	47
<b>Глава 4. Расчет теплообменных аппаратов .....</b>	<b>58</b>
4.1. Тепловой баланс.....	58
4.2. Теплопередача тепла через многослойную плоскую стенку .....	59
4.3. Расчет поверхности теплообмена теплообменных аппаратов .....	60
4.4. Средняя разность температур.....	62
4.5. Теплопередача тепла через многослойную цилиндрическую стенку .....	63
4.6. Аппараты воздушного охлаждения и специфика их расчета .....	63
<b>Глава 5. Трубочатые печи.....</b>	<b>89</b>
5.1 Расчет полезной тепловой мощности печи .....	90
5.2 Расход топлива в печи .....	90
5.3. Расход воздуха на сжигание топлива и состав газов сгорания.....	91
5.4. Энтальпия продуктов сгорания топлива.....	92
5.5. Тепло получаемое сырьем в радиантной секции печи .....	93
5.6. Методика расчета радиантной секции.....	94
5.7. Расчет конвекционной секции.....	96
<b>Глава 6. Перегонка.....</b>	<b>107</b>
6.1. Баланс фаз .....	107
6.2. Изобарные графики паро-жидкостного баланса.....	108
6.3. Частично растворимые бинарные системы.....	110
6.4. Практически нерастворимые жидкости .....	111
6.5. Процессы однократного испарения и конденсации многокомпонентных систем.....	112
6.6. Однократное испарение нефти и нефтяных фракций .....	114
<b>Глава 7. Ректификация.....</b>	<b>126</b>
7.1. Принцип работы ректификационных колонн.....	126
7.2. Материальный и тепловой баланс колонны.....	128
7.3. Материальные и тепловые балансы для концентрационной секции колонны.....	129

7.4. Материальный и тепловые балансы для отгонной секции колонны .....	130
7.5. Расчет теоретических тарелок .....	131
7.6. Рабочий режим работы колонны с двумя границами .....	133
7.7. Расчет ректификации при помощи $i - x$ графика.....	134
7.8. Неполные колонны.....	136
7.9. Отгонная колонна работающая с введением водяного пара .....	137
7.10. Специфика ректификации неидеальных растворов .....	140
7.11. Сложная колонна для разделения сырья на несколько продуктов .....	141
7.12. Определение количества тарелок на основе относительной летучести компонентов .....	143
7.13. Основные размеры колонны. ....	144
7.14. Практические данные по ректификационным колонкам.....	145
<b>ГЛАВА 8. Абсорбция.....</b>	<b>163</b>
8.1. Расчет абсорбции многокомпонентных углеводородных газов .....	163
8.2. Десорбция.....	164
<b>ГЛАВА 9. Экстракция жидкостей.....</b>	<b>167</b>
9.1. Диаграмма треугольника .....	167
9.2. Кривая фазового равновесия на треугольной диаграмме .....	169
9.3. Одноступенчатая экстракция.....	171
9.4. Многоступенчатая перекрестная экстракция .....	172
9.5. Противоточная экстракция.....	172
9.6. Предельный режим работы экстракционной колонны .....	174
9.7. Экстракционная очистка нефтяных дистиллятов и концентратов.....	175
9.8. Практическая информация по экстракционной очистке нефтяного сырья	176
<b>Глава 10. Химические реакторы.....</b>	<b>181</b>
10.1. Классификация химических реакторов.....	182
10.2. Степень конверсии сырья. Выход целевого продукта и избирательность процесса.....	182
10.3. Применение рециркуляции.....	184
10.4. Время взаимодействия и скорость передачи сырья.....	184
10.5. Основные размеры реакционного аппарата.....	186
10.6. Реакторно – регенерационный блок каталитического крекинг .....	187
<b>Приложения.....</b>	<b>202</b>
<b>Использованная литература.....</b>	<b>212</b>
<b>Содержание.....</b>	<b>216</b>

## CONTENT

<b>INTRODUCTION.....</b>	<b>4</b>
<b>BASIC SYMBOLS.....</b>	<b>5</b>
<b>Chapter 1. The basic physical properties of substances – chemical properties.....</b>	<b>6</b>
1.1. Density.....	6
1.2. Compression ratio.....	7
1.3. The main factors.....	8
1.4. Molecular weight.....	9
1.5. Viscosity.....	10
1.6. Vapour pressure.....	11
1.7. Heat capacity.....	12
1.8. Enthalpy.....	13
1.9. Thermal conductivity.....	14
1.10. Heat combustion fuel .....	15
1.11. Similarity criteria.....	15
<b>Chapter 2. Transportation of liquids and gases.....</b>	<b>20</b>
2.1. The General kinetic equation of the basic processes of chemical technology.....	20
2.2. The continuity equation of flow.....	21
2.3. The energy balance of the flow. Bernoulli's equation.....	21
2.4. Pressure loss in pipelines.....	22
2.5. The flow velocity in pipelines enterprises.....	24
2.6. Description of the pump and network. Working point.....	24
2.7. Power of pump motor.....	25
2.8. Performance piston pump.....	25
2.9. Fan performance.....	26
2.10. Adiabatic and multi-stage compression of the gas.....	26
2.11. Leakage of fluids through the holes and filling the barriers.....	27
2.12. Overview of main oil and gas pipelines.....	28
2.13. Classification and categories of pipelines.....	28
2.14. An integral part of the main gas pipeline and their functions.....	29
2.15. The composition and functions of the oil trunk pipeline.....	30
2.16. Pipeline transport of oil and oil products.....	31
2.17. Methods of separation of mixtures and sequential monitoring of transportation.....	36

<b>Chapter 3. The separation of various gas and liquid phase mixing in the liquid phase.....</b>	<b>43</b>
3.1. Deposition rate. ....	43
3.2. Pseudocumene and the condition of the pneumatic .....	45
3.3 Design of settling tanks .....	46
3.4. A cyclone for purification of gas suspensions .....	46
3.5. Mixing in liquid media. ....	47
<b>Chapter 4. The calculation of heat exchangers .....</b>	<b>58</b>
4.1. Heat balance .....	58
4.2. Heat transfer of heat through a multilayer flat wall.....	59
4.3. Calculation of the heat exchange surface of heat exchangers .....	60
4.4. Mean temperature difference .....	62
4.5. Heat transfer heat through a multilayer cylindrical wall.....	63
4.6. Air cooling equipment and the specifics of their calculation .....	63
<b>Chapter 5. Tubular furnaces .....</b>	<b>89</b>
5.1 Calculation of the useful heat output of the furnace .....	90
5.2 Fuel consumption in the furnace .....	90
5.3. The flow of air for combustion of fuel and the composition of combustion gases .....	91
5.4. The enthalpy of the combustion products .....	92
5.5. Warmly we get raw materials in the radiant section of the furnace .....	93
5.6. The method of calculation of the radiant section .....	94
5.7. The calculation of the convection section .....	96
<b>Chapter 6. Distillation .....</b>	<b>107</b>
6.1. Phase balance .....	107
6.2. Graphics isobaric vapor-liquid balance.....	108
6.3. Partially soluble binary systems.....	110
6.4. Practically insoluble liquids .....	111
6.5. Single evaporation and condensation processes of multicomponent systems	112
6.6. Single evaporation of oil and oil fractions.....	114
<b>Chapter 7. Rectification .....</b>	<b>126</b>
7.1. The principle of operation of rectification columns... ..	126
7.2. Material and heat balance of the column .....	128
7.3. Material and heat balances for the concentration section colony.....	129
7.4. Material and heat balances for stripping section of the colum .....	130

7.5. Calculation of theoretical plates .....	131
7.6. The working mode of the columns with two borders.....	133
7.7. The calculation of the rectification with the help of $u - x$ graph.....	134
7.8. Incomplete columns .....	136
7.9. Distant column of working with the introduction of water vapor .....	137
7.10. The specifics of the distillation of nonideal solutions .....	140
7.11. Complex column for the separation of raw materials for several product .....	141
7.12. Determining the number of plates based on the relative volatility of the components.....	143
7.13. Basic dimensions of the column. ....	144
7.14. Practical data for distillation columns.....	145
<b>Chapter 8. Absorption .....</b>	<b>163</b>
8.1. The calculation of the absorption of multicomponent hydrocarbon gases .....	163
8.2. Desorption .....	164
<b>Chapter 9. Extraction of liquids .....</b>	<b>167</b>
9.1. Chart of the triangle .....	167
9.2. The curve of phase equilibrium on a triangular diagram .....	169
9.3. Single-stage extraction .....	171
9.4. Multistage cross-extraction .....	172
9.5. Countercurrent extraction .....	172
9.6. The maximum operating mode of the extraction column.....	174
9.7. Extraction purification of petroleum distillates and concentrates.....	175
9.8. Practical information on extraction purification of crude oil.....	176
<b>Chapter 10. Chemical reactors .....</b>	<b>181</b>
10.1. Classification of chemical reactors .....	182
10.2. The degree of conversion of raw materials. target product yield and selectivity process.....	182
10.3. The use of recirculation.....	184
10.4. The interaction time and the transfer rate of raw materials .....	184
10.5. Basic dimensions of the reaction apparatus. ....	186
10.6. Reactor – regenerative catalytic cracking unit .....	187
<b>Applications .....</b>	<b>202</b>
<b>Used literature .....</b>	<b>212</b>
<b>Contents .....</b>	<b>216</b>

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

**ISLOM KARIMOV NOMIDAGI TOSHKENT  
DAVLAT TEXNIKA UNIVERSITETI**

**U.K.Urinov, N.S.Amirqulov, K.Yu. Rashidov  
U.B.Sharopov, K.A. Samiev**

---

**«Neft va gaz sanoati jihozlari  
va quvur transport tizimlari»**

---

*O'zbekiston Respublikasi Oliy va o'rta mahsus ta'lim Vazirligi Oliy ta'limning 60730300–Bino va inshootlar qurilishi (Neft-gazni qayta ishlash sanoati ob'yektlari) qurilish mutaxassisliklari yo'nalishlari bo'yicha bakalavrlar uchun o'quv qo'llanma sifatida tavsiya etgan.*

**Toshkent - 2022**

 <p><b>Уринов Улуғбек Комилжонович</b></p>	<p>Ташкентский Государственный Технический Университет имени Ислама Каримова (ТашГТУ), декан факультета нефти и газа, доктор технических наук, профессор кафедры «Переработка нефтегазовых объектов».</p> <p>Опубликовал более 200 научных трудов и статей, из них 5 статей (США, Scopus). Автор 2 монографий, 5 учебников, 10 учебных пособий. Награжден грамотой высшего и среднего образования и министерства здравоохранения имеет 2 изобретения, 2 патента на полезную модель, 1 патент на промышленный образец.</p>
 <p><b>Амиркулов Нуритдин Сайфуллаевич</b></p>	<p>Ташкентский Государственный Технический Университет имени Ислама Каримова (ТашГТУ), доцент факультета нефти и газа, кандидат технических наук, в.б.профессор кафедры «Переработка нефтегазовых объектов».</p> <p>Опубликовал более 60 научных трудов и статей, из них 2 статьи (США, Scopus). Автор 1 монографии, 1 учебника, 2 учебных пособий. Награжден грамотой высшего и среднего образования и министерства здравоохранения имеет более 1 изобретение, 1 патент на полезную модель, 1 патент на промышленный образец.</p>
 <p><b>Рашидов Карим Юсуфович</b></p>	<p>Физико-технический институт НПО «Физика-Солнце» АН РУз, младший научный сотрудник лаборатории «Солнечные тепловые и энергетические установки».</p> <p>Опубликовал более 50 научных работ (статей и тезисов), из них 35 работы по направлению «Использование солнечной энергии», а также 6 статей (США, Scopus) и 9 статей в международных журналах (Россия). Автор 1 учебника, 2 учебных пособий, 4 монографий, разработал и имеет 4 патента на изобретение, 25 патентов на полезную модель, 3 патента на промышленный образец.</p>
 <p><b>Шаропов Уткир Баходирович</b></p>	<p>Физико-технический институт НПО «Физика-Солнце» АН РУз, кандидат физико-математических наук лаборатории «Солнечные тепловые и энергетические установки».</p> <p>Опубликовал более 100 научных работ (статей и тезисов) по направлению «Использование солнечной энергии», из них 10 статей (Scopus), 20 статей в международных журналах (Россия). Автор 1 монографии, разработал и имеет 1 патент на изобретение.</p>
 <p><b>Самиев Камолитдин Аъзамович</b></p>	<p>Физико-технический институт НПО «Физика-Солнце» АН РУз, кандидат технических наук лаборатории «Солнечные тепловые и энергетические установки».</p> <p>Опубликовал более 60 научных работ (статей и тезисов) по направлению «Использование солнечной энергии», а также 26 статей (Scopus). Автор имеет 2 патентов на полезную модель.</p>



**U.K.Urinov, N.S.Amirqulov, K.Yu. Rashidov  
U.B.Sharopov, K.A.Samiev**

# **Neft va gaz sanoati jihozlari va quvur transport tizimlari**