

O‘ZBEKISTON RESPUBLIKASI
OLIY VA O‘RTA MAXSUS TA’LIM VAZIRLIGI

BUXORO MUHANDISLIK TEHNOLOGIYA INSTITUTI

Q.K.Jumayev

Neft va gazni qayta ishlash zavodlari jihozlarini hisoblash

O‘zbekiston Respublikasi Oliy va o‘rta maxsus ta’lim vazirligi oliy
o‘quv yurtlari bakalavriatining «Neft-gazkimyo sanoati texnologiyasi»
yo‘nalishi bo‘yicha ta’lim oladigan talabalar uchun o‘quv qo‘llanma
sifatida tavsiya etgan

BUXORO – 2020

UO'K 665.62 (075)

G-14

KBK 35.514

Q.K.Jumayev. Neft va gazni qayta ishlash zavodlari jihozlari hisoblash. O'quv qo'llanma. –Toshkent: 2020.- 450 b.

Ushbu kitob oliy ta'lim muassalarining tegishli ta'lim yo'nalishlarida ta'lim olayotgan talabalari uchun neft va gazni qayta ishlash korhonalari asosiy jarayon va jihozlari texnologik hisoblash bo'yicha o'quv qo'llanma bo'lib hisoblanadi. Qo'llanma shuningdek, mazkur korxonalar va loyihalash tashkilotlarining muhandis-tehnika xodimlari uchun ham foydadan holi emas.

Kitobda keltirilgan hisoblashlar talabalarining kurs va diplom loyihalarini bajarishda mustaqil ishlarini tashkil etishda ularga ko'makdosh bo'ladi.

Данное учебное пособие предназначено для студентов высших учебных заведений обучающихся соответствующим направлениям обучения. В пособие рассмотрены методы технологического расчета основных процессов и аппаратов предприятий нефте-газопереработки. Расчеты приведенные в книге полезны для выполнения курсовых и дипломных работ студентов.

Книга, может быть использована также инженерно-техническими работниками проектных и промышленных предприятий нефте-газоперерабатывающей отрасли.

This book is a tutorial on the technological calculation of basic processes and equipment of oil and gas refining companies for students of higher education. The manual is also useful for engineers and technicians of these companies and design organizations.

The calculations presented in the book will help students organize their own independent work on course and diploma projects.

Taqrizchilar:

Buxoro muhandislik texnologiya instituti
"Oziq-ovqat va kimyo sanoati mashina
va jihozlari" kafedrasi professori:

X.F.Djo'raev

Buxoro muhandislik texnologiya instituti
"Neft va gaz ishi" kafedrasi professori

Do'stov H.B.

Buxoro neftni qayta ishlash
zavodi bosh texnolog o'rinbosari:

Latipov X.R.

MUNDARIJA

1-BOB. GIDROMEXANIK JIHOZLARNI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR.....	7
1.1.Gidromexanik jihozlarni hisoblashning nazariy asoslari.....	7
1.2.Nasoslarni hisoblash.....	10
1.3.Ventilyatorni hisoblash.....	13
1.4.Tindirgichni hisoblash.....	16
1.5.Siklonlarni hisoblash.....	18
1.6.FGN-180 markali cho'kmani pichoq bilan tozalab oladigan gorizontall filtrllovchi sentrafuga hisobi.....	21
1.7.Elektrofiltr qurilmasi hisoblash.....	25
1.8.Neftni suv va loyqalardan tindirish uchun uzluksiz ishlaydigan gorizontall silindrik degidratator hisobi.....	29
1.9.Elektrodegidratator moddiy va issiqlik balansini hisoblash.....	31
1.10.Tsilindrsimon rezenvuar hisobi.....	35
1.11.Vertikal gaz separatorini hisoblash.....	37
2- BOB. MEXANIK JIHOZLARNI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR.....	43
2.1.Maydalash mashinalarini hisoblash.....	43
2.2.Maydalash uchun zarur quvvatni hisoblash.....	45
2.3. Sharli maydalagichni hisoblash.....	46
3-BOB. ISSIQLIK ALMASHINISH HISOBLASHGA DOIR MASALALAR.....	48
3.1.Yuzali issiqlik almashgichlarni hisoblash.....	48
3.2.Qobiq quvvurli isitkichlarni hisoblash.....	59
3.3.Havoli sovutgichni hisoblash.....	106
3.4.Sirtiyy kondensator hisobi.....	115
3.5.Barometrik kondensator hisobi.....	131
3.6.Propan kolonnasi bug'latkichini hisoblash.....	134
3.7.Silindrsimon trubali pechni hisoblash.....	141
4-BOB. MODDA ALMASHINISH JIHOZLARINI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR.....	182
4.1.Absorberlarni hisoblashning nazariy asoslari.....	182
4.2.Quritish uskunalarini hisoblash.....	218
4.3.Ekstraksiyalash apparatlarini hisoblash.....	234
4.4. Rektifikatsion kolonnalarni hisoblash.....	262
4.5.Adsorberlarni hisoblash.....	297
5-BOB. REAKSION JIHOZLARNI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR.....	309
5.1. Reaktorlarni hisoblash tartibi.....	309
5.2.Benzin fraksiyalari katalitik riformingi.....	314

5.3.Neft xom ashyosi distillyati gidrokrekingi va gidrotozalash.....	325
5.4. Termik kreking va og‘ir neft xom ashyosini visbrekinglash.....	332
5.5.Katalitik kreking qurilmalarining reaktor bloklarini hisoblash.....	337
5.6.Yarim uzluksiz kokslash qurilmasining isitilmaydigan reaksiya kamasini o‘lchamlarini hisoblash.....	339
5.7.Trubali o‘txonalarini hisoblash.....	343
5.8.Neft moylari ishlab chiqarish qurilmalari asosiy jihozlarini hisoblash.....	349
5.9.Neft qoldiqlarini deasfaltlash.....	358
5.10.Butan– butilen fraksiyasini katalizator ishtirokida polimerlash reaktorini hisoblash.....	361
5.11.Gorizantal alkillash reaktorini hisoblash.....	375
Foydalanilgan adabiyotlar ro‘yxati.....	389
Ilovalar.....	391
Ilyustrativ materiallar.....	413

ОГЛАВЛЕНИЕ

Глава 1. Задачи по гидромеханическим	оборудованиям.....	7
1.1. Теоретические основы расчета гидромеханических	оборудований.....	7
1.2. Расчет насосов.....		10
1.3. Расчет вентиляторов.....		11
1.4. Расчет отстойников.....		16
1.5. Расчет циклонов.....		18
1.6. Расчет центрифуги		21
1.7. Расчет электрофилтра.....		25
1.8. Расчет электродегидрататора		29
1.9. Расчет материального и теплового балансов	электродегидрататора.....	31
1.10. Расчет цилиндрического резервуара.....		35
1.11. Расчет вертикального газосепаратора.....		37
Глава 2. Задачи по механическим оборудованию.....		43
2.1. Расчет дробилок.....		43
2.2. Расчет мощности для дробления.....		45
2.3. Расчет шаровой мельницы.....		46
Глава 3. Задачи по теплообменным аппаратам.....		48
3.1. Расчет поверхностных теплообменников.....		48
3.2. Расчет кожухотрубных теплообменников.....		59
3.3. Расчет воздушного охладителя.....		106
3.4. Расчет поверхностного конденсатора.....		115
3.5. Расчет барометрического конденсатора.....		131
3.6. Расчет испарителя пропановой колонны		134
3.7. Расчет цилиндрической трубчатой печи.....		141
Глава 4. Задачи по массообменным аппаратам.....		182
4.1. Теоретические основы расчета абсорберов.....		182
4.2. Расчет сушилок.....		218
4.3. Расчет экстрактора.....		234
4.4. Расчет ректификационной колонны.....		262
4.5. Расчет адсорбера.....		297
Глава 5. Задачи по реакционным аппаратам.....		309
5.1. Порядок расчета реакторов.....		309
5.2. Расчет реактора каталитического риформинга бензиновой	фракции.....	314
5.3. Гидрокрекинг и гидроочистка нефтяного сырья.....		325
5.4. Термический крекинг и висбрекинг тяжелых нефтяных	остатков.....	332
5.5. Расчет реакторных блоков установок каталитического	крекинга.....	337

5.6. Расчет размеров реакционной камеры установки полунепрерывной коксования.....	339
5.7. Расчет трубчатого реактора.....	343
5.8. Расчет основных оборудования установок производства нефтяных масел.....	349
5.9. Деасфальтизация нефтяных остатков.....	358
5.10. Расчет реактора полимеризации бутан-бутиленовой фракции катализатором.....	361
5.11. Расчет горизонтального реактора алкилирования.....	375
Список использованных литератур.....	389
Приложения.....	391
Иллюстративные материалы.....	413

TABLE OF CONTENTS

Chapter 1. Tasks on hydromechanical equipment	7
1.1. Theoretical basis for the calculation of hydromechanical equipment	7
1.2. Calculation of pumps	10
1.3. Calculation of fans	11
1.4. Calculation of sedimentation tanks	16
1.5. Calculation of cyclones	18
1.6. Calculation of centrifuges	21
1.7. The calculation of the electrostatic precipitator	25
1.8. Calculation of the electric dehydrator	29
1.9. Calculation of material and thermal balances of an electric dehydra.....	31
1.10. Calculation of a cylindrical tank	35
1.11. Calculation of the vertical gas separator	37
Chapter 2. Tasks on mechanical equipment	43
2.1. Calculation of crushers	43
2.2. Calculation of power for crushing	45
2.3. Calculation of a ball mill	46
Chapter 3. Tasks for heat exchangers ..	48
3.1. Calculation of surface heat exchangers	48
3.2. Calculation of shell-and-tube heat exchangers	59
3.3. Calculation of the air cooler	106
3.4. Calculation of surface capacitor.	115
3.5. Calculation of the barometric capacitor	131
3.6. Calculation of the evaporator of the propane column	134
3.7. Calculation of a cylindrical tube furnace	141
Chapter 4. Tasks on mass transfer apparatus.	182
4.1. The theoretical basis for calculating absorber	182
4.2. Calculation of dryers	218
4.3. Calculation of the extractor	234
4.4. Calculation of a distillation column	262

4.5. Calculation of the adsorber	297
Chapter 5. Tasks for the reaction apparatus ..	309
5.1. The procedure for calculating reactors ...	309
5.2. Calculation of the catalytic reforming reactor of the gasoline fraction	314
5.3. Hydrocracking and hydrotreating of petroleum feedstock	325
5.4. Thermal cracking and visbreaking of heavy oil residues	332
5.5. Calculation of the reactor blocks of catalytic cracking units	337
5.6. Calculation of the dimensions of the reaction chamber of a semicontinuous coking unit	339
5.7. Calculation of the tubular reactor	343
5.8. Calculation of the main equipments of petroleum oil production plants	349
5.9. Deasphalting of oil residues	358
5.10. Calculation of the polymerization reactor of the butane-butylene fraction by the catalyst	361
5.11. Calculation of a horizontal alkylation reactor	375
List of used literature	389
Applications ..	391
Illustrative materials	413

1-BOB. GIDROMEXANIK JIHOZLARNI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR

1.1. Gidromexanik jihozlarni hisoblashning nazariy asoslari

Porshenli nasoslarini hisoblash. Porshenning bir marta borib kelish vaqti birligi ichida nasos uzatib bergan suyuqlik miqdori porshenli nasosning ish unumdorligi yoki boshqacha aytganda, uzatilishi deyiladi.

Bir tomonlama ishlaydigan porshenli nasosning o'rtacha nazariy ish unumdorligi (Q , m³/s) quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$Q = FS n, \quad (1.1)$$

bu yerda: F – porshenning (yoki plunjerning) ko'ndalang kesim yuzasi, m²; S – porshen yo'li, m; n – krivoship – shatunli mexanizmning aylanish chastotasi, ayl/s.

Ikki tomonlama ishlaydigan porshenli nasosning o'rtacha nazariy ish unumdorligi:

$$Q = [FS + (F - f)S]n = (2F - f)Sn,$$

bu yerda: f – shtok ko'ndalang kesimining yuzasi, m².

Shtok ko'ndalang kesimining yuzasi $2F$ ga nisbatan ancha kichikligini hisobga olib, quyidagi tenglamani yozish mumkin:

$$Q = 2FS n. \quad (1.2)$$

Porshenli nasosning haqiqiy ish unumdorligi Q_x nazariy ish unumdorlikka nisbatan kam bo'ladi. Oddiy bir bosqichli porshenli nasos uchun:

$$Q_x = \eta_U FS n, \quad (1.3)$$

bu yerda: η_U – uzatish koeffitsiyenti.

Uzatish koeffitsiyenti suyuqlikning nasosdan klapanlar va boshqa zichmas joylar orqali sizib chiqishini, shuningdek, kameraga haydalayotgan suyuqlik bilan havo o'tib, uning to'ldirilishini kamaytirishni hisobga oladi. Bu koeffitsiyentning qiymati o'rta hisobda 0,8÷0,9 oralig'ida o'zgaradi. Ikki bosqichli porshenli nasos uchun:

$$Q_x = 2\eta_v FS n. \quad (1.4)$$

Ko‘p bosqichli nasoslar uchun:

$$Q_x = i\eta_v FSn. \quad (1.5)$$

Agar valning aylanish chastotasi ayl/min bo‘yicha berilgan bo‘lsa, u holda:

$$Q_x = 60i\eta_v FSn. \quad (1.6)$$

Porshenli nasoslar quyidagi afzalliklarga ega: ish unumdorligi yuzaga chiqayotgan bosimga bog‘liq emas; yuqori bosimda ishlashi mumkin; oz miqdordagi suyuqliklarni katta bosim bilan uzatish imkoniyati bor; foydali ish koeffitsiyenti yuqori (0,64÷0,9). Shu bilan birga porshenli nasoslar ayrim kamchiliklarga ham ega: konstruksiyasi qo‘pol va ko‘p joyni egallaydi. Porshenning ilgarilama qaytma harakati sababli og‘ir fundament talab qiladi; ta‘mirlash talab qiluvchi bir necha klapanlarning bo‘lishligi; so‘rish va uzatish jarayonlari bir me‘yorda bormaydi.

Cho‘ktirish uskunalarini hisoblash. Bunday hisoblashning asosiy maqsadi cho‘kish yuzasini aniqlashdan iborat. Cho‘ktirish natijasida ma‘lum vaqt τ davomida quyuqlashtirilgan suspenziya (shlam) qatlami va balandligi h ga teng bo‘lgan tozalangan suyuqlik qatlami hosil bo‘ldi, deb hisoblaymiz. Cho‘ktirish yuzasi $F(m^2)$ bo‘lganda olingan toza suyuqlik hajmi $G(m^3)$ ga teng bo‘ladi. Vaqt birligi ichida tozalangan suyuqlik hajmi esa $(V, \frac{m^3}{s})$:

$$V = \frac{hF}{\tau} \quad (1.7)$$

W_e tezlik bilan cho‘kayotgan qattiq zarrachalar τ vaqt davomida $W_e\tau$ masofani bosadi. Bu masofa h ga teng. Shunga ko‘ra $W_e\tau = h$.

h ning qiymatini (1.7) tenglamaga qo‘yib quyidagi ifodani olamiz:

$$V = \frac{W_e\tau F}{\tau} = F W_e \quad (1.8)$$

Demak, tenglama (1.8) ga muvofiq, cho‘ktirish uskunasi ish unumi cho‘ktirish yuzasiga to‘g‘ri proporsional bo‘lib, uskunaning balandligiga bog‘liq emas ekan. (1.8) tenglamadan kerak bo‘lgan cho‘ktirish yuzasini topamiz:

$$G = \frac{V}{W_e}.$$

Tozalangan suyuqlikning zichligi ρ_s bo'lsa, u holda

$$V = \frac{G_1}{\rho_s}; \quad G = \frac{G_2}{\rho_c W_e}, \quad (1.9)$$

bu yerda: ρ_s – suspenziyaning zichligi, kg/m³; G_2 – tozalangan suyuqlikning miqdori (kg/s);

$$G_2 = G_1 \left(1 - \frac{X_1}{X_2}\right);$$

G_1 – uskunaga berilayotgan suspenziyaning miqdori, kg/s; X_1 – suspenziyadagi quruq moddalarning massa jihatdan olingan ulushi; X_2 – cho'kmadagi quruq moddalarning massa jihatdan olingan ulushi.

G_2 ning qiymatini (1.9) tenglamaga qo'yib, quyidagi ifodani olamiz:

$$G = \frac{G_1}{\rho_c W_e} \left(1 - \frac{X_1}{X_2}\right) \quad (1.10)$$

$$\frac{X_1}{X_2} = \beta \text{ desak, u holda } G = \frac{G_1}{\rho_s W_e} (1 - \beta). \quad (1.11)$$

(1.11) tenglamani keltirib chiqarishda cho'ktirish uskunasiidagi suyuqlik harakatining rejimlari e'tiborga olinmagan. Bundan tashqari, oqimlar uskunaning hamma yuzasi bo'ylab bir xil tarqalgan deb olingan.

Haqiqiy uskunalarda suyuqlik harakati rejimlarining o'zgarishi va boshqa omillarning ta'siri natijasida cho'kish jarayoni bir xil tarzda bormaydi. Shu sababli (1.11) tenglama bilan topilgan nazariy yuzani 30–35% ga ko'paytirish kerak. Demak, hisoblangan yuza qiymatini 1,3 ga teng bo'lgan tuzatish koeffitsiyentiga ko'paytirish kerak bo'ladi. Shunga ko'ra cho'ktirish yuzasi yoki uskunaning ko'ndalang kesimi quyidagicha aniqlanadi:

$$G = \frac{1,3G_1}{\rho_s W_e} (1 - \beta). \quad (1.12)$$

(1.12) tenglamadagi W_e kattalik zarrachalarning erkin tushish tezligi bo'lib, agar siqilgan holatda cho'kish yuz berayotgan bo'lsa W_e o'rniga W_{ch} ishlatiladi.

1.2. Nasoslarni hisoblash

1.1-masala. Rektifikatsion kolonna V ning yuqori tarelkasiga A idishdan suyuqlik uzatayotgan markazdan qochma nasosning parametrlarini aniqlang (1.1 - 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.

Echish:

1. Suyuqlikning hajmiy sarfi:

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

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

Quvuruzatgich diametri:

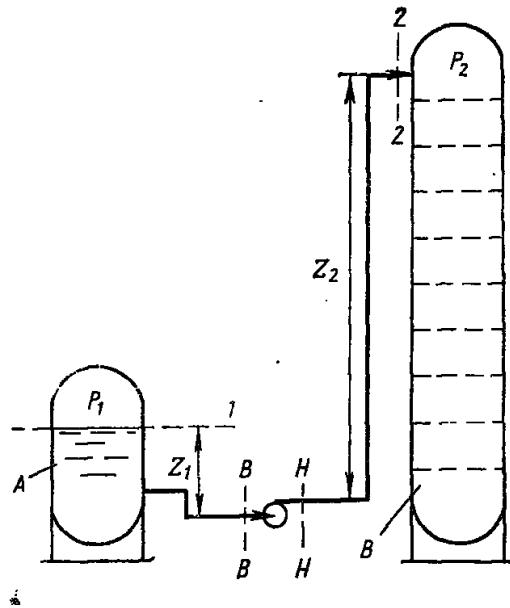
$$d_s = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega_s}} = \sqrt{\frac{0,0137}{0,785 \cdot 0,8}} = 0,148 \text{ m}.$$

Reynolds mezonini topamiz:

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

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 koeffitsienti $\lambda_s = 0,022$. Mahalliy qarshilik koeffitsientlari: 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.

Demak, $\sum_1^c \xi_{mi} = 7,8$



1.1 – rasm. Nasos qurilmasi sxemasi

Qabul qilish tarmog‘ida bosimning yo‘qolishi:

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

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

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

$$Re_m = \frac{\omega_h d_h}{\nu} = \frac{2 \cdot 0,094}{0,7 \cdot 10^{-6}} = 269000$$

$$\frac{d_{h_1}}{\Delta} = \frac{94}{0,2} = 470; \quad \lambda_h = 0,024$$

Mahalliy qarshilik koeffitsientlari 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.

Yig‘indisi, $\sum_x^2 \xi_{mi} = 12,1$

Haydash tarmog‘idagi bosimning yo‘qolishi:

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

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

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

6. Ish nuqtasidagi nasosning differensial bosimi 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.

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

Bosim birligida differensial bosim:

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

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

$$z_h + \frac{p_h}{\rho g} + \frac{\omega_h^2}{2g} = z_2 + \frac{p_{h2}}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + \Delta h_{h-2}$$

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

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

8. Nasosning so'rish patrubkasidagi 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:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_s + \frac{p_s}{\rho g} + \frac{\omega_s^2}{2g} + \Delta h_{1-s}$$

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 patrubkasidagi bosim r_s , so'rish tarmog'ida qaynab ketish va oqimni uzilishini oldini olish uchun ruxsat etilgan minimal bosimdan yuqori bo'lishi kerak.

1.3.Ventilyatorni hisoblash

1.2-masala. Havoning harorati 20°S , sarfi esa - $0,4 \text{ m}^3/\text{s}$. Havo adsorberning pastki qismiga yuborilmoqda. Adsorbent qatlaminig ostidagi va ustidagi havoning bosimi atmosfera bosimiga tengdir. Sorbent zarrachalarining zichligi $r_k - 800 \text{ kg/m}^3$, o'rtacha o'lchami $d = 0,0020 \text{ m}$. va shakl faktori $F = 0,8$. Qo'zg'almas sorbent qatlaminig balandligi $H = 0,65 \text{ m}$, G'ovakligi $\varepsilon = 0,4 \text{ m}^3/\text{m}^3$. Adsorberning ichki diametri $d = 1,34 \text{ m}$. Havo so'rib olish joyidan adsorbergacha bo'lgan joyidan truba quvurining uzunligi $l = 20 \text{ m}$. Truba quvurida 90° li 4 ta tirsaklar va 1 ta zadviyka o'rnatilgan.

Adsorber orqali havoni uzatish uchun ventilyator tanlansin.

Qatlam holatini aniqlaymiz.

Qurilmadagi havoning fiktiv tezligani topamiz:

$$W_o = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 0,4}{3,14 \cdot 1,34^2} = 0,284 \text{ m/s}$$

Arximed kriteriysini quyidagi formuladan hisoblaymiz:

$$Ar = \frac{g \cdot d^2}{\mu^2} \cdot (p_k - p) \cdot p = \frac{9,81 \cdot 0,00205^3}{(1,85 \cdot 10^{-5})^2}$$

Re_{mk} ni prof. Todes O.M. formulasi orqali hisoblab topish mumkin:

$$Re_{mk} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{2,38 \cdot 10^5}{1400 + 5,22\sqrt{2,38 \cdot 10^5}} = 60,3$$

Mavhum qaynash tezligini esa ushbu formuladan aniqlanadi:

$$W_{mk} = \frac{Re_{mk} \cdot \mu}{d \cdot p} = \frac{60,3 \cdot 1,85 \cdot 10^{-5}}{0,00205 \cdot 1,206} = 0,451 \text{ m/s}$$

Shunday qilib, $W_o < W_{mk}$ ($0,284 \text{ m/s} < 0,451 \text{ m/s}$); demak qatlam qo'zg'almas holatda.

Qatlamdagi Reynolds kriteriysining qiymati aniqlanadi:

$$Re = \frac{2}{3} \cdot \frac{\phi}{(1-\varepsilon)} \cdot Re_o = \frac{2}{3} \cdot \frac{0,8}{(1-0,4)} \cdot \frac{0,284 \cdot 0,00205 \cdot 1,206}{1,85 \cdot 10^{-5}} = 33,7$$

Qarshilik koeffitsienti λ ushbu formuladan topiladi:

$$\lambda = \frac{133}{Re} + 2,34 = \frac{133}{33,7} + 2,34 = 6,29$$

Adsorbent qatlamining gidravlik qarshiligi hisoblanadi:

$$\Delta P_{kam} = \frac{3 \cdot \lambda \cdot H(1-\varepsilon) \cdot \rho \cdot w_o^2}{4 \cdot 0,4^3 \cdot 0,00205 \cdot 0,8} = \frac{3 \cdot 6,29 \cdot 0,65 \cdot (1-0,4) \cdot 1,206 \cdot 0,284^2}{4 \cdot 0,4^3 \cdot 0,00205 \cdot 0,8} = 1705 Pa$$

Adsorbyerdagi gaz taqsimlovchi to‘r parda va boshqa yordamchi elementlarning gidravlik qarshiligi qatlam qarshiligining 10% ni tashkil etadi deb qabyl qilamiz. Unda, qurilmaning gidravlik qarshiligi quyidagiga teng bo‘ladi:

$$\Delta AP_{ko'r} = \Delta P_{kat} * 1,1 = 1705 * 1,1 = 1876 Pa$$

Truba quvuridagi havoning tezligini $w = 10$ m/s deb qabul qilamiz. Unda, truba quvurining diametri hisoblab chiqariladi.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,4}{3,14 \cdot 10}} = 0,226 m$$

Tashqi diametri 245 mm. va devorining qalinligi 7 mm. bo‘lgan po‘lat truba tanlanadi. Trubaning ichki diametri $d = 0,231$ m. va undagi haqiqiy tezlik quyidagiga teng bo‘ladi:

$$w = \frac{0,4 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,231^2} = 9,55 m/s$$

Truba quvuridagi oqim uchun Reynolds kriteriysi:

$$Re = \frac{9,5 \cdot 0,231 \cdot 1,206}{1,85 \cdot 10^{-5}} = 149800$$

Truba quvuri ishlatilgan, ozgina emirilgan deb qabul qilamiz.

Unda $\Delta = 0,15$ mm bo‘lsa, quyidagi natijalar olinadi:

$$e = \frac{1,5 \cdot 10^{-5}}{0,231} = 6,49 \cdot 10^{-4}; \frac{1}{e} = 1541; 10 \cdot \frac{1}{e} = 15410$$

$$560 \cdot \frac{1}{e} = 862900; 15410 < Re = 143800 < 862900$$

Shunday qilib, λ ni hisoblash aralash ishqalanish zonasi uchun chiqarilgan formuladan topish kerak.

$$\lambda = 0,11 \left(6,49 \cdot 10^{-4} + \frac{68}{143800} \right)^{0,25} = 0,020$$

Mahalliy qarshilik koeffitsientlari aniqlanadi:

- 1) trubaga kirish (o'tkir qirrali): $\xi_1 = 0,5$;
- 2) zadviyka: $d = 0,231$ m uchun $\xi_2 = 0,22$;
- 3) tirsak; $\xi_3 = 1,1$;
- 4) trubadan chiqish: $\xi_4 = 1$

Mahalliy qarshilik koeffitsientlarining yig'indisi

$$\sum \xi = 0,5 + 0,22 + 4 \cdot 1,1 + 1 = 6,12 \text{ ga teng bo'ladi.}$$

Truba quvurining gidravlik qarshiligi quyidagi formula orqali aniqlanadi:

$$\Delta P_{yo'q} = \left(\frac{0,02 \cdot 20}{0,231} + 6,12 \right) \cdot \frac{1,206 \cdot 9,55^2}{2} = 432 Pa$$

Qurilma va truba quvurlarining qarshiliklarini engish uchun ventilyator quyidagi miqdorda ortiqcha bosim bera olishi kerak:

$$\Delta P = \Delta P_{ko'r} + \Delta P_{yo'q} = 1876 + 432 = 2308 Pa$$

Shunday qilib, o'rta bosimli ventilyator kerak ekan. Ventilyatorning foydali quvvati quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$N_f = \rho \cdot g \cdot H \cdot Q = Q \cdot \Delta P = 0,4 \cdot 2308 = 923 Vt = 0,923 kVt$$

Agar $\eta_{uz} = 1$ va $\eta_n = 0,6$ deb qabul qilinsa, unda elektrodvigatel o'qidagi quvvat quyidagi formulaga binoan quyidagiga teng bo'ladi:

$$N = \frac{0,923}{0,6 \cdot 1} = 1,54 kVt$$

Olingan ma'lumotlarga S1-1450 ventilyatori mos keladi.

1.4. Tindirgichni hisoblash

1.3-masala. Ish unumdorligi 3000 t/sutka neftni tindirish uchun zarur qurilmalar soni va o'lchamlari (diametr, uzunlik) hisoblansin.

Berilgan: qurilma engil ($\rho^{20}=0,875$) va ogʻir ($\rho^{20}=0,913$) neftlarni qayta ishlashi kerak. Neftlarning qovushqoqlik koeffitsientlari ilovadagi rasmdan olinadi. Neft mahsulotlarini dastlabki isitish haroratlari: engil neft uchun 160°S ; ogʻir neft uchun – 175°S .

Echish: Tindirgichdagi haroratni 100°S deb qabul qilamiz. Qurilma ham ogʻir, ham engil neftlarda ishlagani uchun, hisoblashlarni eng katta oʻlcham talab qiladigan neft uchun bajariladi. Lekin, hozircha qaysi biri uchun katta oʻlchamli qurilma kerakligini bilmaganimiz uchun, ikkalasi uchun hisoblashlar parallel olib boriladi.

Neftning sekundli sarfi. Neftning 100°S haroratdagi zichligi 1.2-rasmdan tanlanadi. Engil neft uchun $\rho^{100}=0,82$ ($\rho^{20}=0,875$) va ogʻir $\rho^{100}=0,86$ kg/m^3 ($\rho^{20}=0,913$).

Neftlarning sekundli sarfi:

engil fraksiya uchun

$$V_e = \frac{3000000}{24 \cdot 3600 \cdot 820} = 0,0424 \text{ m}^3 / \text{s};$$

ogʻir fraksiya uchun

$$V_o = \frac{3000000}{24 \cdot 3600 \cdot 860} = 0,0404 \text{ m}^3 / \text{s};$$

100°S haroratda neftlarning kinematik qovushqoqlik koeffitsientlari:

engil fraksiya uchun $\nu_{100} = 0,0264 \text{ sm}^2 / \text{s} = 0,00000264 \text{ m}^2 / \text{s};$

ogʻir fraksiya uchun $\nu_{100} = 0,0652 \text{ sm}^2 / \text{s} = 0,00000652 \text{ m}^2 / \text{s};$

Tindirgich diametri:

engil fraksiya uchun $D = \frac{V}{1820 \cdot \nu} = \frac{0,0424}{1820 \cdot 0,00000264} = 8,83 \text{ m}$

ogʻir fraksiya uchun

$$D = \frac{V}{1820 \cdot \nu} = \frac{0,0424}{1820 \cdot 0,00000652} = 3,4 \text{ m}$$

Koʻrinib turibdiki, engil fraksiya uchun katta oʻlchamli qurilma darkor. Shuning uchun, keyingi hisoblashlar faqat engil neft uchun olib boriladi. Undan

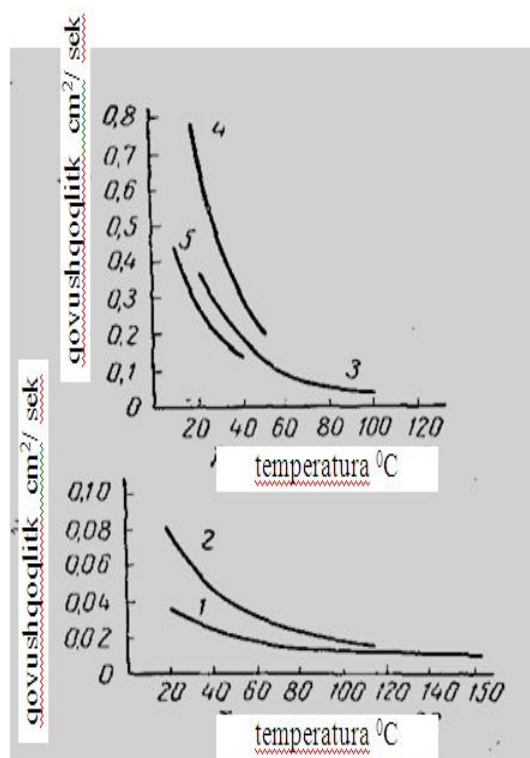
tashqari, hisoblashlardan ma'lumki, bitta qurilma o'rnatiladigan bo'lsa, uning diametri juda katta bo'lishi kerak, ya'ni - 9 m.

Demak, qurilma diametrini kamaytirish maqsadida 4 ta tindirgich o'rnatamiz va ularni parallel ulaymiz. Bunda, tindirgich diametri quyidagiga teng bo'ladi:

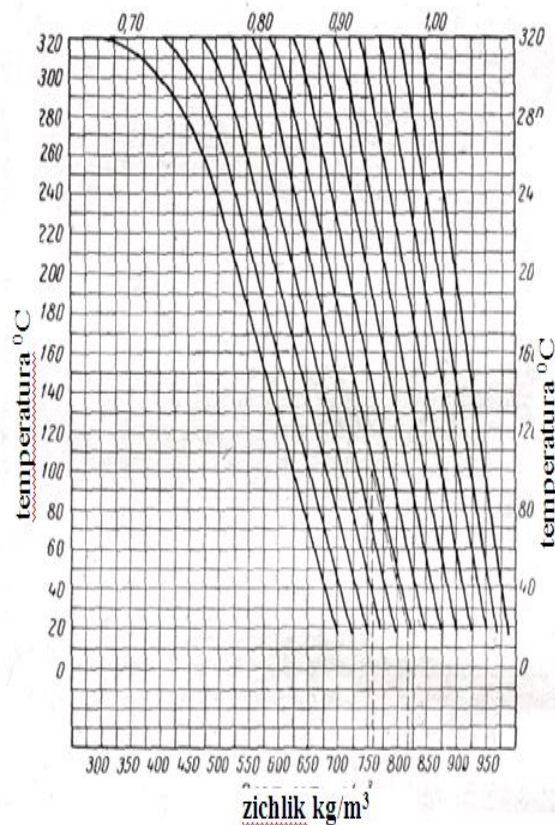
$$D = \frac{V}{1820 \cdot v} = \frac{0,0424}{1820 \cdot 0,00000264} = 2,2m$$

Tindirgich uzunligi aniqlaymiz. Qurilmada neftning tezligi ushbu formuladan topiladi:

$$w = \frac{V}{F}$$



1.2-rasm. Neft va neft mahsulotlari kinematik qovushqoqligining haroratga bog'liqligi.



1.3-rasm. Neft mahsulotlari zichligini haroratga bog'liqligi.

1–kerosin distillyati; 2 – dizel moyi distillyati;
3 - neft; 4 – og'ir neft; 5 - bibieybat og'ir nefti.

Bitta tindirgich uchun:

$$V = \frac{0,0424}{4} = 0,0106 m^3 / s$$

$$F = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2,2^2}{4} = 3,8 m^2$$

$$w = \frac{V}{F} = \frac{0,0106}{3,8} = 0,00279 m / s = 2,8 mm / s$$

Tindirgichlardagi tinish vaqtini $\tau = 60$ min. (3600 s) deb qabul qilib, qurilmaning uzunligi aniqlaymiz:

$$L = w \cdot \tau = 0,00279 \cdot 3600 = 10 m$$

Shunday qilib, diametri 2,2 m. li 4 ta tindirgich zarur va ularning har birining uzunligi 10 m. dan bo'lishi kerak.

1.5. Siklonlarni hisoblash

1.4-masala. Havo tarkibidagi qattiq zarrachalarni ajratish uchun quyidagi ma'lumotlardan foydalanib, batareyali siklon qurilmasi hisoblansin.

1. Qurilmaning ish unumdorligi.

$$V = 8000 m^3 / soat = 2,224 kg / sek$$

2. Qattiq zarrachalarning diametri.

$$d = 12 m\kappa$$

3. Siklonga kirayotgan havoning o'rtacha zichligi.

$$\rho_1 = 1,0 kg / m^3$$

Echish:

Ishlab chiqarishda normal yuklanishli batareyali siklonlar uchun normal yuklanishni $\Delta P = 35 \div 60 mm.suv.ust$ va element diametri $d_{el} = 150, 200, 250, 300 mm$ oraliqlarda qabul qilamiz.

Batareyali siklonning elementlari sonini aniqlaymiz.

$$n = 28,75 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{V}{d_{el}^2 \cdot \sqrt{\sum \xi \cdot \rho_1}} = 28,75 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{2,224}{0,2^2 \cdot \sqrt{85 \cdot 1}} = 20,2$$

bu yerda: $\sum \xi = 85$ - batareyali siklon uchun summaviy qarshilik koeffitsienti.

Elementlar sonini $n = 20$ ta qabul qilamiz. Enida $n_1 = 4$ ta va uzunligida $n_2 = 5$ ta ga teng.

Unda apparat eni quyidagiga teng.

$$B = d_{el} \cdot n_1 + 0,04 \cdot (n_1 + 1) = 0,2 \cdot 4 + 0,04 \cdot (4 + 1) = 1,0mm$$

Apparatning uzunligi.

$$L = d_{el} \cdot n_2 + 0,04 \cdot (n_2 + 1) = 0,2 \cdot 5 + 0,04 \cdot (5 + 1) = 1,24mm$$

Elementning kesimi yuzasi.

$$f_{el} = \frac{\pi \cdot d_{el}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4} = 0,0314m^2$$

Siklon elementidagi gazning shartli tezligi.

$$\omega_{shart} = \frac{V}{f_{el} \cdot n} = \frac{2,224}{0,0314 \cdot 20} = 3,5m / sek$$

Batareyali siklonning haqiqiy gidravlik qarshiligi.

$$\Delta P_o = \sum \xi \cdot \frac{\omega_{shart}^2 \cdot \gamma_2}{2 \cdot g} = 85 \cdot \frac{3,5^2 \cdot 1}{2 \cdot 9,81} = 53mm.suv.ust = 53 \cdot 9,81 = 520Pa$$

Trubaning ichki diametrini aniqlaymiz.

$$d_m = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{V}{\omega_m \cdot n}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{2,224}{16 \cdot 20}} = 0,095m$$

bu yerda: $\omega_m = 10 \div 20m / sek$ oraliqda qabul qilamiz.

Trubaning tashqi diametrini esa quyidagiga teng.

$$d_n = d_m + 2 \cdot \delta = 0,095 + 2 \cdot 0,0025 = 0,1m$$

Gidravlik hisob.

Tozalanayotgan agent siklon ichida va elementlarda harakat qilganda gidravlik qarshiliklar sodir bo'ladi. Ular ishqalanish ΔP_{ishq} , mahalliy $\Delta P_{m.q}$ va chang tozalovchi qurilma siklon ΔP_s qarshiliklaridan iborat.

$$\Delta P_{um} = \Delta P_{ishq} + \Delta P_{m.q} + \Delta P_s$$

Trubaprovodda ishqalanish qarshiliklari tufayli yo'qotilgan bosimni aniqlaymiz.

$$\Delta P_{ishq} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2}$$

bu yerda: λ - ishqalanish qarshiligi koeffitsienti harakat rejimiga bogʻliq;

ω - qurituvchi agentning trubadagi tezligi, odatda uni 10÷20 m/sek atrofida olish mumkin;

d - trubaning diametri va uni sekundli sarf tenglamasidan aniqlaymiz.

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0,785 \cdot \omega}}$$

bu yerda: V_s - qurituvchi agentning sekundli hajmiy sarfi.

$$V_s = \frac{V}{\rho_1} = \frac{2,224}{1,0} = 2,224 m^3 / sek$$

Trubaning diametri.

$$d = \sqrt{\frac{2,224}{0,785 \cdot 15}} = 0,2m$$

Harakat rejimi, ya'ni Reynolds kriteriysi.

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{15 \cdot 0,2 \cdot 1,0}{0,025 \cdot 10^{-3}} = 120000 \quad \text{turbulent rejim.}$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (e + 68 / Re)^{0,25}$$

$$e = \frac{\Delta}{d}; \quad \Delta = 0,08; \quad e = 0,0002;$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (0,0004 + 68 / 120000)^{0,25} = 0,0194$$

$$\Delta P_{ishq} = 0,0194 \cdot \frac{4}{0,2} \cdot \frac{15^2 \cdot 1,0}{2} = 44 Pa$$

Mahalliy qarshiliklarni engishda yoʻqotilgan bosim.

$$\Delta P_{m,q} = \sum \xi \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2}$$

bu yerda: $\sum \xi$ - mahalliy qarshilik koeffitsientlarining yigʻindisi.

1. trubaga kirish	$\xi_1 = 0,5$
2. trubadan chiqish	$\xi_2 = 1,0$
3. toʻgʻri burchak 90°	$\xi_3 = 1,1$
4. normal ventil 2 ta	$\xi_4 = 5,5 \cdot 2 = 11$

$$\sum \xi = 13,6$$

$$\Delta P_{m.q} = 13,6 \cdot \frac{15^2 \cdot 1,0}{2} = 1530 Pa$$

$$\Delta P_{um} = \Delta P_{ishq} + \Delta P_{m.q} + \Delta P_s = 44 + 1530 + 520 = 2094 Pa$$

Mexanik hisob.

1. Siklon qobig'i devorining qalinligi hisobi.

$$\delta = 0,07 \cdot D_{dev} = 0,07 \cdot 95 = 7 mm$$

2. Shtutser hisobi.

$$d_{sht} = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{2,224}{0,785 \cdot 20}} = 0,4 m$$

$d_{sht} = 0,02 m = 20 mm$ qabul qilamiz.

1.6. FGN-180 markali cho'kmani pichoq bilan tozalab oladigan gorizontal filtrlovchi sentrafuga hisobi

1.5-masala. Berilganlar: Rotorning ishchi burchak tezligi $\omega = 1500$ rad/s. Baraban diametri $D = 2R = 800$ mm, devorning ishchi harorati $t = 20^0$ C, suspenziya massasi – 1200 kg, rotorning materiali – po'lat 12X18N10T, material zichligi $\rho = 7600$ kg/m³. Yuklovchi teshik (shtutser) diametri $D_0 = 2R_0 = 200$ mm, mahsulot zichligi $\rho = 921$ kg/m³. Choklarning chidamlilik koeffitsenti $\varphi = 1$, devorning qalinligi hisobiga qo'shimcha $c = 1$ mm, Puasson koeffitsenti $\mu = 0.3$

Texnologik hisob.

1) Barabanning umumiy hajmi:

$$V_b = \pi R^2 L = 3,14 \cdot 0,4^2 \cdot 1,8 = 0,90432;$$

2) Sentrafuga rotoridagi suspenziya qatlamininig radiusi (50%-to'ldirilgan holdagi):

$$r_0 = 0.71 \cdot R = 0.71 \cdot 0.4 = 0.284$$

3) Sentrafuganing suspenziyani ajratish faktori:

$$F_r = \frac{0.85 \cdot n^2 \cdot R}{900} = \frac{0.85 \cdot 1500^2 \cdot 0.4}{900} = 850$$

bu yerda: $n=1500$ ayl/min

4) Markazdan qochma kuch ta'sirida qattiq faza zarrachalarini cho'kishi Stoks qonuniga asoslangan deb olib zarrachalarning cho'kish tezligini aniqlaymiz:

$$\omega_{cho'kish} = \frac{g^2 * d^2 * (\rho_1 - \rho_2) * F_r}{18 * \mu} = \frac{9.81^2 * 30 * 10^{-6} * (1300 - 1000) * 850}{18 * 3200} = 0,013 \text{ m/s}$$

bu yerda: d –zarraning minimal dimetri, m.

5) Cho'ktirish jarayoni davomiyligi:

$$\tau_{chuk} = \frac{R - r_0}{\omega_{cho'k}} = \frac{0.29 * R}{\omega_{cho'k}} = \frac{0.4 - 0.3195}{1500} = 9.3$$

6) Sentrafugani ishga tushurish davridagi davomiylilik τ_{ish} , to'xtash davri - τ_t va qurilmaning cho'kmadan tozalash davri vaqt davomiyligi- τ_{toz}

7) Sentrafugalashning umumiy sikli davomiyligi:

$$\tau_{\Sigma} = \tau_{os} + \tau_{ish} + \tau_{tor} + \tau_{toz}$$

8) Ish unumdorlik ko'rsatkichi quyidagicha aniqlanadi:

$$I = \frac{2\pi * n^2 * L * r_0^2}{900} = \frac{2 * 3,14 * 1500^2 * 1.8 * 0.3^2}{900} = 2215,3$$

9) Senetrafuganing ish effektivligi ko'rsatkichi:

$$A(Fr_s)^x * (Re_s)^y * \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_2}\right)^z$$

bu yerda: Fr_s – markazdan qochma kuch maydoni uchun Frud kriteriysi;

Re_s – barabandagi suyuqlik uchun Reynolds kriteriysi;

A, x, y, z - koeffitsient;

$\Delta\rho$ – fazalar orasidagi zichliklar farqi, kg/m^3 ;

ρ_2 – suyuq faza zichligi, kg/m^3

$$\Delta\rho = \rho_1 - \rho_2 = 1200 - 921 = 279 \text{ kg/m}^3$$

Tajribalar naijasida aniqlangan cho'ktiruvchi sentrafugalalar uchun quyidagi koeffitsientlarni olishimiz kerak:

$$A=9; x=0,1; y=-0,1; z=2,04.$$

Markazdan qochma kuch maydoni uchun Frud kriteriysi:

$$Fr_s = \frac{V_1^2}{\omega^2 * r_0^2 * L^3} = \frac{1.14^2}{1500^2 * 0,3^2 * 1,8^3} = 4.21 * 10^{-6}$$

Bu yerda ω - burchak tezlik, s^{-1}

$$\omega = \frac{\pi * n}{30} = \frac{3.14 * 1500}{30} = 146,5 \text{ rad/s}$$

Barabandagi suyuqlik uchun Reynolds kriteriyasi:

$$Re_s = \frac{V_1 * \rho_2}{2 * \pi * r_0 * \mu} = \frac{1,14 * 921}{2 * 3,14 * 0,3 * 0,3} = 2016,3$$

10) Sentrafuganing ish unumdorligini aniqlaymiz:

$$V_1 = \left[A \left(\frac{1}{\omega^2 * r_0^3 * L^3} \right)^x * \left(\frac{\rho_2}{2 * \pi * r_0 * \mu} \right)^y * \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_2} \right)^z * \omega * I \right]^{\frac{1}{1-2x-y}} =$$

$$= \left[9 * \left(\frac{1}{146.5^2 * 0,2^2 * 1,8^2} \right)^{0,1} * \left(\frac{1200}{2 * 3,14 * 0,3 * 0,3} \right)^{-0,1} * \left(\frac{279}{1200} \right)^{2,04} \right.$$

$$\left. * 146,5 * 2215,3 \right]^{\frac{1}{1-2*0,1+0,1}} = 113,8$$

11) Sentrafugalar sonini aniqlaymiz:

$$C = \frac{V}{V_1} = \frac{800}{113,7} = 7,03$$

12) Barabanning inersiya kuchi uchun sarflanadigan elektrodvigatel quvvati:

$$N_1 = \frac{T_1 + T_2}{\tau_d} = \frac{754,11 + 848,37}{10} = 1602,48 \text{ Vt}$$

bu yerda: T_1 – barabandagi inersiya kuchini engish uchun sarflanadigan ish, j;

T_2 –barabanga mahsulot solingandan keyingi ko'shishda ya'ni sentrifugani ishga tushurishdagi inersiya kuchini engish uchun sarflanadigan ish, j;

τ_d – qurilmani ishga tushurish davri davomiyligi, s.

$$T_1 = \frac{1}{2} * \vartheta^2 * M_b = 0.5 * 630^2 * 380 = 754,11 \text{ J}$$

bu yerda: ϑ – aynish tezligi, m/s;

M_b – baraban massasi, kg

$$v = \omega * R = 1500 * 0.4 = 630 \text{ m/s}$$

$$T_2 = \frac{1}{4} * 0.75 * v^2 * \rho_s * V_b = 0.25 * 0.75 * 630 * 630 * 1,14 = 848,34 \text{ J}$$

bu yerda: ρ_s – suspenziya zichligi, kg/m³;

V_b – sentrafuga barabanining umumiy hajmi, m³.

$$\rho_s = \frac{100 * \rho_1 * \rho_2}{100 * \rho_1 - (\rho_1 - \rho_2) * B_s} = \frac{100 * 1200 * 921}{100 * 1200 - (1200 - 931) * 30} = 1074,4 \text{ kg/m}^3$$

bu yerda: B_s – suspenziyadagi qattiq faza konsentratsiyasi, mass % da.

13) Valning podshipniklarda ishqalanishi uchun sarflanadigan quvvat:

$$N_2 = \lambda * M * v_v * g = 0.07 * 480 * 140 * 0,8 = 3764 \text{ Vt}$$

bu yerda: λ – ishqalanish koefitsenti $\lambda=0.07-0,1$ gacha qabul qilinadi;

M – aylanuvchi qismlarning umumiy massasi, kg;

v_v – valning aylanma tezligi, m/s;

$$v_v = \omega * 0,5 * d_v = 1500 * 0,5 * 0,2 = 140 \text{ m/s}$$

bu yerda: d_v – sapfa valining diametri, m.

$$M = M_b + M_a = 380 + 100 = 480 \text{ kg}$$

bu yerda: M_b – baraban massasi, kg; M_a - suspenziya massasi, kg.

$$M_s = \pi * (R^2 - r_0^2) * L * \rho_s = 3,14 * (400 - 200) * 1,8 * 1074,308 = 33504 \text{ kg}$$

14) Barabanning aylanishida havodagi ishqalanish uchun sarflanadigan quvvat:

$$N_3 = 2,94 * 10^{-3} * R^2 * v^3 * \rho_x = 2,94 * 10^{-3} * 400 * 140^3 * 0.029 = 1205,58 \text{ Vt}$$

bu yerda: ρ_x - havo zichligi, kg/m³.

15) Umumiy quvvat sarfi:

$$N_t = N_1 + N_2 + N_3 = 1602,48 + 3763,71 + 1205,58 = 7472 \text{ Vt}$$

1.7. Elektrofiltr qurilmasini hisoblash

1.6-masala. Quruq changli havoni tozalash uchun quyidagi ma'lumotlardan foydalanib, elektrofiltr qurilmasi hisoblansin.

1. Qurilmaning ish unumdorligi.

$$V = 10700 \text{ m}^3 / \text{soat} = 2,972 \text{ m}^3 / \text{sek}$$

2. Qattiq zarrachalarning o'lchami.

$$d = 0,11 \text{ mkm}$$

3. Elektrofiltrga kirayotgan quruq changli havoning harorati.

$$t = 150^\circ \text{S}$$

4. Elektrofiltr konstruksiyasini hisoblash uchun quyidagilarni qabul qilamiz.

a) aylana trubali tutib qoluvchi elektrod diametri: $D_2 = 300 \text{ mm}$

b) ichki aylanuvchi elektrod tolasining diametri: $D_1 = 3 \text{ mm}$

5. Kuchlanish gradienti:

$$E = 5,5 \text{ kv} / \text{sm}$$

Qurilma hisobi.

Elektrodlararo potentsiallar farqini hisoblaymiz.

$$U = E \cdot R = E \cdot (R_2 - R_1) = E \cdot \left(\frac{D_2}{2} - \frac{D_1}{2} \right) = 5,5 \cdot \left(\frac{30}{2} - \frac{0,3}{2} \right) = 59,4 \approx 60 \text{ kv} / \text{sm} = 6 \cdot 10^{12} \text{ el.magnbirl.}$$

0°S da havo uchun gaz molekulalarining o'rtacha tezlanishi.

$$l = 0,6 \cdot 10^{-5} \text{ sm}$$

150°S da esa quyidagiga teng.

$$l = 0,6 \cdot 10^{-5} \cdot \sqrt{\frac{T+t}{T}} = 0,6 \cdot 10^{-5} \cdot \sqrt{\frac{273+150}{273}} = 0,75 \cdot 10^{-5} \text{ sm}$$

Qattiq zarrachalarning o'lchami.

$$d = 0,11 \text{ mkm} = 0,11 \cdot 10^{-4} \text{ sm} = 1,1 \cdot 10^{-5} \text{ sm}$$

150°S dagi quruq changli havoning qovushqoqligini aniqlaymiz.

$$\mu = 2,28 \cdot 10^{-6} \text{ kg} \cdot \text{sek} / \text{m}^2 \quad \text{VI} - \text{rasm (K.F.Pavlov, P.G.Romankov,}$$

A.A.Noskov "Примеры и задачи по курсу процессов химической технологии") dan.

Elektromagnit birligidagi elektron zaryadi.

$$e = 1,59 \cdot 10^{-20} \text{ el.magnbirl.}$$

$$A = \frac{v \cdot e \cdot \left(1 + 0,81 \cdot \frac{l}{d}\right)}{21,6 \cdot d \cdot \mu \cdot \lg \frac{R_2}{R_1}} = \frac{6 \cdot 10^{12} \cdot 1,59 \cdot 10^{-20} \cdot \left(1 + 0,81 \cdot \frac{0,75 \cdot 10^{-5}}{1,1 \cdot 10^{-5}}\right)}{21,6 \cdot 1,1 \cdot 10^{-5} \cdot 2,28 \cdot 10^{-6} \cdot \lg \frac{150}{1,5}} = 137$$

Unda tutib qoluvchi elektrodda zarrachalarning harakat vaqti.

$$\tau = \frac{R_2^2 - R_1^2}{2 \cdot A} = \frac{15^2 - 0,15^2}{2 \cdot 137} = 0,82 \text{ sek}$$

Quruq changli havoni elektrofiltrda bo'lish vaqtini $\tau_n = 2 \text{ sek}$ qabul qilamiz.

Unda elektrofiltr trubalarining umumiy hajmi quyidagicha bo'ladi.

$$V_{el} = V_{sek} \cdot \tau_n = \frac{10700 \cdot 2}{3600} = 5,94 \text{ m}^3$$

Uzunligi $L = 3 \text{ m}$ va diametri $D_2 = 0,3 \text{ m}$ bo'lgan bir dona trubaning hajmi.

$$V_0 = \frac{\pi \cdot D_2^2}{4} \cdot L = \frac{3,14 \cdot 0,3^2 \cdot 3}{4} = 0,212 \text{ m}^3$$

Elektrofiltrning umumiy trubalar soni.

$$n_1 = \frac{V_{el}}{V_0} = \frac{5,94}{0,212} = 28 \text{ dona}$$

Umumiy trubalar sonini $n = 32 \text{ dona}$ qabul qilamiz. Unda quruq changli havoni elektrofiltrda bo'lishining haqiqiy vaqti quyidagiga teng.

$$\tau_g = \tau_n \cdot \frac{n}{n_1} = 2 \cdot \frac{32}{28} = 2,29 \text{ sek}$$

Bir dona trubaning ko'ndalang kesimi yuzasi.

$$f = \frac{\pi \cdot (D_2^2 - D_1^2)}{4} = \frac{3,14 \cdot (0,3^2 - 0,003^2)}{4} = 0,0706 \text{ m}^2$$

Elektrofiltr trubalaridagi quruq changli havoning harakat tezligi.

$$\omega = \frac{V_{sek}}{n \cdot f} = \frac{10700}{3600 \cdot 32 \cdot 0,0706} = 1,32 \text{ m / sek}$$

Elektrofiltr uchun umumiy quvvatni aniqlaymiz.

$$N = \frac{v \cdot n \cdot L \cdot i}{1000 \cdot \eta} + 0,5 = \frac{6 \cdot 10^4 \cdot 32 \cdot 3 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,8} + 0,5 = 4,1 \text{ kVt}$$

Gidravlik hisob.

Tozalanayotgan agent elektrofiltr ichida va elementlarda harakat qilganda gidravlik qarshiliklar sodir boʻladi. Ular ishqalanish ΔP_{um} , mahalliy $\Delta P_{m.k}$ va chang tozalovchi qurilma siklon ΔP_s qarshiliklaridan iborat.

$$\Delta P_{um} = \Delta P_{ishq} + \Delta P_{m.q} + \Delta P_s$$

Trubaprovodda ishqalanish qarshiliklari tufayli yoʻqotilgan bosimni aniqlaymiz.

$$\Delta P_{ishq} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2}$$

bu yerda: λ - ishqalanish qarshiligi koeffitsienti, u harakat rejimiga bogʻliq;

ω - quruq changli havoning qurilmaga kirishdagi tezligi, odatda uni 10÷20 m/sek atrofida olish mumkin;

d - trubaning diametri va uni sekundli sarf tenglamasidan aniqlaymiz.

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0,785 \cdot \omega}}$$

bu yerda: V_s - quruq changli havoning sekundli hajmiy sarfi.

$$V_s = \frac{V}{\rho} = \frac{2,97}{0,836} = 3,55 m^3 / sek$$

bu yerda: $\rho = \frac{M \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t)} = \frac{29 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 150)} = 0,836 kg / m^3$ - havoning $t = 150^\circ S$ dagi zichligi.

Trubaning diametri.

$$d = \sqrt{\frac{3,55}{0,785 \cdot 20}} = 0,5 m$$

Harakat rejimi, ya'ni Reynolds kriteriysi.

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{20 \cdot 0,5 \cdot 0,836}{0,0182 \cdot 10^{-3}} = 459340 \quad \text{turbulent rejim.}$$

bu yerda: $\mu = 0,0182 \cdot 10^{-3} Pa \cdot sek$ havoning $20^\circ C$ dagi qovushqoqligi.

$$\lambda = 0,11 \cdot (e + 68 / Re)^{0,25}$$

$$e = \frac{\Delta}{d}; \quad \Delta = 0,08; \quad e = 0,00016;$$

$$\lambda = 0,11 \cdot (0,00016 + 68 / 459340)^{0,25} = 0,015$$

$$\Delta P_{ishq} = 0,015 \cdot \frac{2}{0,5} \cdot \frac{20^2 \cdot 0,836}{2} = 10 Pa$$

Mahalliy qarshiliklarni engishda yoʻqotilgan bosim.

$$\Delta P_{m.q} = \sum \xi \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2}$$

bu yerda: $\sum \xi$ - mahalliy qarshilik koeffitsientlarining yigʻindisi.

$$1. \text{ trubaga kirish} \quad \xi_1 = 0,5$$

$$2. \text{ trubadan chiqish} \quad \xi_2 = 1,0$$

$$3. \text{ toʻgʻri burchak } 90^\circ \quad \xi_3 = 1,1$$

$$4. \text{ normal ventil 2 ta} \quad \xi_4 = 5,5 \cdot 2 = 11$$

$$\sum \xi = 13,6$$

$$\Delta P_{m.q} = 13,6 \cdot \frac{20^2 \cdot 0,836}{2} = 2274 Pa$$

$$\Delta P_f = 100 Pa - \text{elektrofiltr uchun}$$

$$\Delta P_{um} = \Delta P_{ishq} + \Delta P_{mq} + \Delta P_f = +10 + 2274 + 100 = 2384 Pa$$

Mexanik hisob.

1. Elektrofiltr qobigʻi devorining qalinligi hisobi.

$$\delta = 0,007 \cdot D_{dev} = 0,007 \cdot 300 = 3 mm$$

1.8. Neftni suv va loyqalardan tindirish uchun uzluksiz ishlaydigan gorizontal silindrik degidratator hisobi

1.7-masala. 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/m³, kinematik qovushqoqligi $\nu = 2,55$ mm²/s = $2,55 \cdot 10^{-6}$ m²/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.

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

Bitta degidratorning ishchi hajmi:

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

Neftni hajmiy sarfi:

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

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

$$\tau = V_i N / V$$

Bunday tindirgichlarning kerakli sonini topamiz:

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

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

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

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

a) Parallel ulanganda oqimning oʻrtacha tezligi:

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

Reynolds mezon:

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

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

b) Ketma-ket ulanganda.

Bu holatda oqimning tezligi ω' va Reynolds mezon Re' N marotaba oshadi:

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

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

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

1.9. Elektrodegidratator moddiy va issiqliq balansini hisoblash

1.8-masala. Boshlang'ich ma'lumotlar:

- qurilmaning ishlab chiqarish bo'yicha quvvati- 87500 kg/soat;
- neftning qurilmaga kirishdagi harorati- 293 K;
- qurilmaga kiritilayotgan neft tarkibidagi suv 20 % ga va yo'ldosh gazlar miqdori 11.4% ga teng;
- neftning qurilmadan chiqishdagi harorati -333 K;
- xom ashyoga nisbatan deemulgator sarfi -0,002% *mass.*

Neft xom ashyosi sarfi:

Neft (G_n)=xom ashyo (100%) - (suv + yo'ldosh gaz + deemulgator)

$$G_n = 100\% - (G_{\text{suv}} + G_{\text{gaz}} + G_d) = 100 - (20 + 11,4 + 0,002) = 68,60\%$$

Xom ashyo bo'yicha ishlab chiqarish quvvati $G_x = 67500$ kg/soatga binoan quyidagi hisoblashlarni amalga oshiramiz:

$$x_i = \frac{G_x}{G_i}$$

$$G_{\text{neft}}^{\text{kirish}} = x_n \cdot G_x = 68,60 \cdot 87500 = 60025 \text{ kg / soat}$$

$$G_{\text{suv}}^{\text{kirish}} = x_s \cdot G_x = 20 \cdot 87500 = 17500 \text{ kg / soat}$$

$$G_{\text{gaz}}^{\text{kirish}} = x_g \cdot G_x = 11,40 \cdot 87500 = 9975 \text{ kg / soat}$$

$$G_{\text{deemulgator}}^{\text{kirish}} = x_o \cdot G_x = 0,002 \cdot 87500 = 17,50 \text{ kg / soat}$$

Elektrodegidratorda xom ashyo 333 K gacha qizdirilgani bois yo'ldosh gazlar neftning engil uchuvchan komponentlari hisobiga 0,07% ga oshadi va qurilmadan chiqishda uning sarfi 11,47%ga teng bo'ladi. Tozalangan xom ashyo tarkibida suv miqdori 0,5 % gacha bo'ladi. Shuni hisobga olgan holda gaz sarfi:

$$G_{\text{gaz}}^{\text{chiqish}} = x_g \cdot G_x = (11,40 + 0,07) \cdot 87500 = 11,47 \cdot 87500 = 10036,25 \text{ kg / soat ga teng}$$

bo'ladi.

U holda, chiqayotgan suv miqdori kirishdagi ko'rsatkichidan neftda qolgan suv miqdori ayirmasiga teng bo'ladi. Ya'ni,

$$G_{\text{suv}}^{\text{chiqish}} = x_s \cdot G_x = (20 - 0,5) \cdot 87500 = 19,5 \cdot 87500 = 17062,5 \text{ kg / soat}$$

Tuzsizlantirilib, suvsizlantirilgan neft chiqishi quyidagiga teng bo'ladi:

$$G_{neft}^{chiqish} = x_n \cdot G_x = (68,60 + 0,5 - 0,07) \cdot 87500 = 69,03 \cdot 87500 = 60401,25 \text{ kg / soat}$$

Yuqorida hisoblab topilgan ma'lumotlar asosida neft elektr tuzsizlantirish-suvsizlantirish qurilmasi moddiy balansini tuzamiz (1.1.-Jadval).

1.1-Jadval

№	Oqimlar	massa ulushi, %	miqdori, t/soat
1.	Kiradi:		
	Neft	68,60	60,025
	Suv	20,00	17,5
	Gaz	11,40	9,975
	Deemulgator	0,002	0,0175
	Jami kiradi:	100,00	87,5
2.	Qurilmadan chiqishda		
	Suv	19,50	17,0625
	Gaz	11,47	10,03625
	Neft (tarkibidagi suv miqdori 0,5%)	69,03	60,40125
	Jami chiqadi:	100,00	87,50

Jarayon issiqlik balansini.

Issiqlik balansini ishlab chiqarish jarayoni uchun yaxlit yoki uning alohida bosqichlari uchun ham tuzish mumkin. Shuningdek, sanoatda qurilma issiqlik balansini vaqt birligida (soat, kun, oy, ...), ish sikli hamda dastlabki xom ashyo yoki tayyor mahsulot miqdoriga ko'ra tuzilishi mumkin. Issiqlik balansini tuzishda barcha oqimlardagi issiqlik miqdori haroratning ipo'latgan darajasida ham 0°S dan hisoblanadi.

Issiqlik balansini hisobini 0° S ga nisbatan keltiramiz. Qurilmaga kiradigan xom ashyo – neft issiqlik miqdorini hisoblaymiz:

$$Q_{xom\ ashyoneft} = G_{pech} \cdot c_{neft} \cdot (t_{ox} - t_{bosh})$$

G_{pech} –pech orqali o'tuvchi neft sarfi, kg/soat;

c_{neft} –neftning issiqlik sig'imi, kg/j·K;

$(t_{ox} - t_{bosh})$ – neftning boshlang'ich va oxirgi haroratlari farqi °S.

Neftning harorat va bosimga bog'liq iisqlik sig'imi quyidagi formula orqali aniqlanadi:

$$C_n = 1,5072 + \frac{T - 223}{100} (1,7182 - 1,5072 \cdot \rho_{277}^{293})$$

Neft ELOU qurilmasiga 293 K haroratda kiradi va shu haroratdagi zichligi 887,6 kg/m³ ni tashkil etadi.

$$C_n = 1,5072 + \frac{293 - 223}{100} (1,7182 - 1,5072 \cdot 0,8876) = 1,774 \text{ kJ/kg} \cdot K,$$

Yoʻldosh gazlarning issiqlik sigʻimini komponentlarning jadvalda keltirilgan oʻrtacha issiqlik sigʻimlari orqali hisoblab topamiz:

Gazlarning oʻrtacha issiqlik sigʻimlari.

1.2-Jadval

	CO ₂	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₄ H ₁₀
Oʻrtacha issiqlik sigʻimi, kJ/(kg·K)	0,843	1,036	2,226	1,751	1,667	1,682	1,666
Miqdori, %	0,2	1,2	92,0	1,5	2,0	1,0	1,5

$$C_{gaz} = 0,002 \cdot 0,843 + 0,012 \cdot 1,036 + 0,92 \cdot 2,226 + 0,015 \cdot 1,751 + 0,02 \cdot 1,667 + 0,1 \cdot 1,682 + 0,015 \cdot 1,666 = 2,163 \text{ kJ/kg} \cdot K$$

Tarkibida turli tuz va kislotalari boʻlgan suvning issiqlik sigʻimini analogik usulda jadval yordamida aniqlaymiz:

Tuzlarning oʻrtacha issiqlik sigʻimlari.

1.3-Jadval

	H ₂ CO ₃	H ₂ SO ₄	HCl	Ca(OH) ₂	Mg(OH) ₂	Na(OH)+ K(OH)
Oʻrtacha issiqlik sigʻimi, kJ/(kg·K)	0,576	1,416	0,766	1,181	1,320	1,332
Miqdori, %	0,635	0,003	8,0	0,2	0,04	4,5

$$C_{suv} = 4,197 \cdot 0,93952 + 0,576 \cdot 0,00635 + 1,416 \cdot 0,00003 + 0,799 \cdot 0,08 + 1,181 \cdot 0,01181 + 1,320 \cdot 0,0004 + 1,332 \cdot 0,045 = 4,085 \text{ kJ/kg} \cdot K$$

Demak, xom ashyo neft tarkibida 20% suv va 11,4% yoʻldosh gaz boʻlganligi sababli tuzsizlantirishga kirayotgan xom ashyo issiqlik sigʻimi additivlik qoidasiga binoan topiladi:

$$C = 4,085 \cdot 0,20 + 1,774 \cdot 0,686 + 2,163 \cdot 0,114 = 2,281 \text{ kJ/kg} \cdot K$$

U holda, qurilmaga kiritilayotgan neftning issiqlik sigʻimi quyidagiga teng boʻladi:

$$Q_{xom \text{ ashyo neft}} = G_{pech} \cdot c_{neft} \cdot (t_{ox} - t_{bosh}) = 87500 \cdot 2,281 \cdot (293 - 273) = 3991750 \text{ kJ / soat}$$

Pechdan chiqayotgan 333 K haroratdagi neftga berilayotgan issiqlik miqdorini hisoblaymiz:

$$Q_{pech} = 87500 \cdot 2,281 \cdot (333 - 293) = 7983500 \text{ kJ/soat}$$

Shu asnoda qurilmadan chiqayotgan neft issiqlik miqdorini aniqlaymiz:

$$Q_{neft}^{chiqish} = 60025 (1,774 \cdot 0,995 + 4,085 \cdot 0,005) \cdot (293 - 273) = 21435587775 \text{ kJ / soat}$$

Qurilmadan chiqib ketayotgan suv va gazdagi issiqliklarni mos holda 293 K va 323 K larda aniqlaymiz :

$$Q_{suv} = 17062,5 \cdot 4,085 \cdot (293 - 273) = 1394006,25 \text{ kJ/soat}$$

$$Q_{gaz} = 10036,25 \cdot 2,163 \cdot (323 - 273) = 1085420,4375 \text{ kJ/soat}$$

Hisoblash natijalari asosida olingan maʼlumotlar asosida ELOU qurilmasi issiqlik balansini tuzamiz.

Issiqlik balansi.

1.4-Jadval

Oqimlar	massa ulushi, %	Miqdori, Mj/soat
Kirmoqda:		
Neftdagi issiqlik miqdori	33,3	3991,750
Pechda berilayotgan issiqlik	66,7	7983,500
Jami kiradi:	100	11975,25
Chiqmoqda:		
Neftdagi issiqlik miqdori	18,0	2143,5587775
Suvdagi issiqlik miqdori	11,6	1394,00625
Gazdagi issiqlik miqdori	9,1	1085,4204375
Atrof muhit va apparatlarda yoʻqotilayotgan issiqlik	61,3	7340,82825
Jami chiqadi:	100	11975,249758

1.10. Silindrsimon rezervuar hisobi

1.9-masala. Rezervuar hajmi $V_{ber}=3400 \text{ m}^3$, 2000 m^3 dan katta, shunday qilib rezervuar optimal balandligini quyidagi formuladan aniqlaymiz:

$$H_{opt} = \sqrt{\frac{\gamma_{c1} R_{wy} \Delta}{\gamma_{f2} \rho}} = \sqrt{\frac{0.8 \cdot 2450 \cdot 1.1}{1.1 \cdot 0.00075}} = 1616 \text{ sm} = 16.16 \text{ m}$$

bu yerda:

$\gamma_{s1}=0.8$ – ish sharoit koeffitsienti;

$\gamma_{f2}=1.1$ – yuklama bo'yicha gidrostatik bosim uchun puxtalik koeffitsienti

$R_{wy}=2450 \text{ kg/sm}^2$ -payvand chok qarshiligi ($R_{wy}=R_y$) Vst3sp5-1 markali po'lat uchun (list 4-10 mm.);

$\Delta=1.1 \text{ sm.}$ – devor keltirilgan qalinligi ($V=3400 \text{ m}^3$);

$\rho=0.00075 \text{ kg/sm}^3$ - suyuqlik (benzin) hajmiy og'irligi;

Dastlab rezervuar devori maksimal balandligini qabul qilamiz $h_{st}=16.16 \text{ m}$, 2 x 8 m. o'lchamli listlardan foydalanamiz.

$$N_{list} = h_{st}/h_{list} = 16.16 / 1.99 = 8.12 \text{ dona.}$$

Listlar sonini 8 taga yaxlitlab devor balandligini qayta hisoblaymiz:

$$H_{yakun} = 15.92 \text{ m.}$$

Rezervuar radiusini hisoblaymiz r_2 :

$$r_2 = \sqrt{\frac{V_{ber}}{\pi * H_{yakun}}} = \sqrt{\frac{3400}{3.14 * 15.92}} = 8.25 \text{ m}$$

Rulon uzunligini hisoblaymiz:

$$L_r = 2\pi r_2 + 0.2 = 2 * 3.14 * 8.25 + 0.2 = 52.01 \text{ m}$$

Rulondagi listlar sonini hisoblaymiz:

$$L_r/l_{list} = 52.01/7.99 = 6.51 \text{ dona}$$

Listlar sonini 6.7 donaga teng qilib qabul qilamiz, u holda $L_R = 6.75 * 7.9 = 53.93 \text{ m}$,

Rezervuar radiusi qiymatini aniqlashtiramiz r_2

$$r_2 = L_R - 0.2 / 2 * \pi = (53.93 - 0.2) / (2 * 3.14) = 8.56 \text{ m}$$

Rezervuar bosh o'lchamlari:

1.5-Jadval

V, m ³	H _{st} , m	r ₂ , m	H/D	L _{devor} , m
3662	1.99*8=15.92	8.56	0.92	53.73

Rezervuar mustahkamlik hisobi:

Rezervuar devori qalinligi quyidagicha aniqlanadi:

$$t_{des}^{max} \geq \frac{((\gamma_{f2} * \rho * y_i) + (\gamma_{f3} * P_{u36})) * r_2}{R_{wy} * \gamma_{c1}}$$

bu yerda:

$\rho=0,75\text{t/m}^3$, benzin hajmiy og'irligi;

$\gamma_{f2}=1,1$ suyuqlik uchun yuklama bo'yicha puxtalik koeffitsienti;

$P_{ort}=2,2*1=2,2\text{ t/m}^2$ 2200 mm. suv ustuniga mos keluvchi benzin bug'lari ortiqcha bosimi;

$\gamma_{f3}=1,2$ ortiqcha bosim uchun yuklama bo'yicha puxtalik koeffitsienti $r_2=8,56\text{ m}$.

$R_{wy}=2450\text{ kg/sm}^2$ -payvand chok qarshiligi ($R_{wy}=R_y$), po'lat uchun Vst3sp5-1 (list 4-10 mm).

$\gamma_{s1}=0.8$ – rezervuar devori ish sharoiti.

Rezervuar devori qalinligini hisoblash

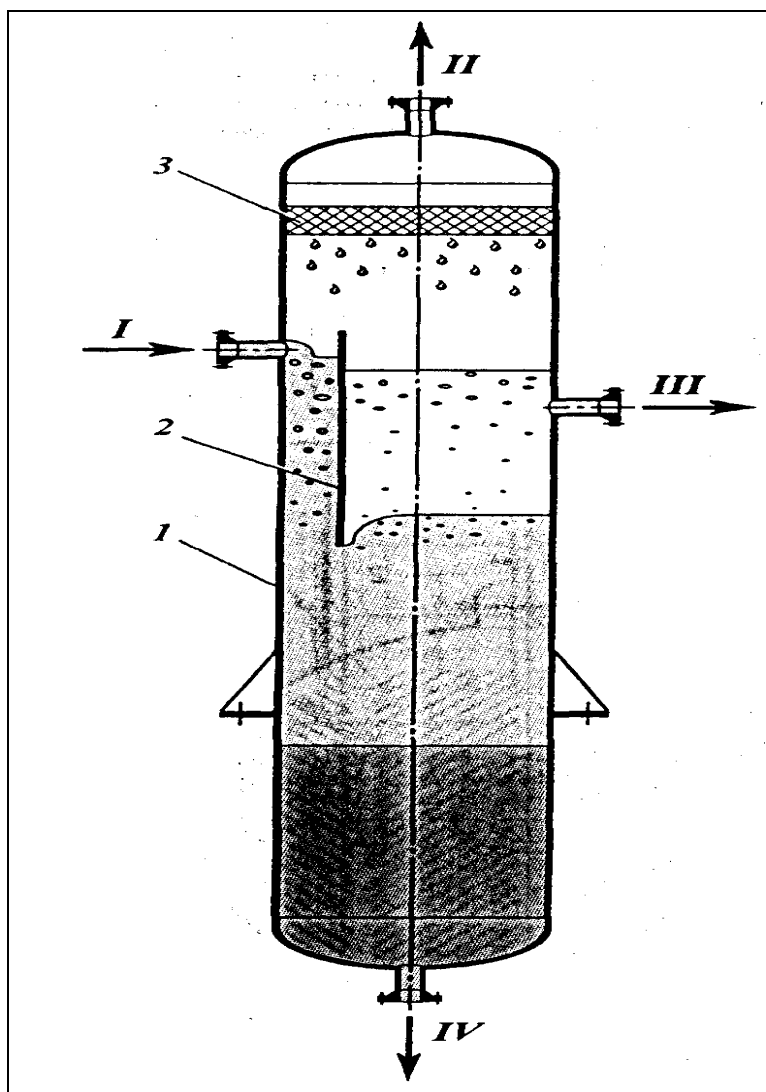
1.6-Jadval

Kesim rakami i	Suyuqlik ustuni balandligi y_i , m	$\rho * \gamma_{f2} * y_i$ kPa	$P_{ort} * \gamma_{f3}$ kPa	(2)+(3), kPa	t_{his} , cm	t_{qab} , mm	Po'lat markasi
0	1	2	3	4	5	6	8
1	15,92	131,34	26,4	157,74	0,69	7	Vst3sp5-1
2	13,93	114,92	26,4	141,32	0,62	7	Vst3sp5-1
3	11,94	98,50	26,4	124,9	0,55	6	Vst3sp5-1
4	9,95	82,08	26,4	108,48	0,47	5	Vst3sp5-1
5	7,96	65,67	26,4	92,07	0,40	4	Vst3sp5-1
6	5,97	49,25	26,4	75,65	0,33	4	Vst3sp5-1
7	3,98	32,83	26,4	59,23	0,26	4	Vst3sp5-1
8	1,99	16,41	26,4	42,81	0,19	4	Vst3sp5-1

1.11. Vertikal gaz separatorini hisoblash

1.10-masala. Boshlang'ich ma'lumotlar: Gaz maksimal sarfi $Q_{\max} = 19627 \text{ m}^3/\text{sut}$; ishchi bosim $R = 0,6 \text{ MPa}$; ishchi harorat $T = 313 \text{ K}$; gaz zichligi $\rho_g = 0,256 \text{ kg/m}^3$; suyuqlik zichligi $\rho_l = 850 \text{ kg/m}^3$; sirt taranglik koeffitsienti $\sigma = 15,21 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}$; suyuqlikning gazlagi boshlang'ich miqdori $e_0 = 160 \text{ sm}^3/\text{nm}^3$, separatoridan chiqishda suyuqlik miqdori $- 0,1 \text{ g/m}^3$.

Hisoblashdan maqsad: ajratish yuzasi va konstruktiv o'lchamlarni aniqlash.



1.4-rasm. Gazoseparator – suv ajratgichning sxemasi:

1–qobiq; 2–to‘siq; 3–qaytargich. Oqimlar: I–aralashma; II–gaz;
III–benzin; IV–suv.

Separatsiya elementini hisoblash.

Hisoblangan yuza.

To'rsimon nasadka uchun bu oqimga perpendikulyar ko'ndalang kesim yuza bo'lib hisoblanadi.

$$F = \frac{q_z}{W_{kp}}, \text{ m}^2$$

$$F = \frac{0,171}{4,89} = 0,035 \text{ m}^2$$

Gaz hajmiy sarfi:

$$q_z = \frac{Q_{\max} * P_0 * T * z}{86400 * (P + P_0) * T_0 * z_0}, \text{ m}^3/\text{s}$$

$$q_z = \frac{19627 * 0,1 * 313 * 0,98}{86400 * (0,6 + 0,1) * 273 * 1} = 0,171 \text{ m}^3/\text{s}$$

bu yerda: $Q_{\max}$ –gazning maksimal hajmiy sarfi, m^3/sut ;

R-bosim, kgs/sm^2 , $R_0=1,033 \text{ kgs}/\text{sm}^2$;

T-harorat, K, $T_0=273 \text{ K}$;

z –siqilish koeffitsienti, $z_0=1,0$;

Kritik tezlik

$$W_{kp} = C_t * C_e * K \sqrt[4]{\frac{\sigma * g^2 * (\rho_{\text{ж}} - \rho_z)}{\rho_z^2}}, \text{ m/s}$$

$$W_{kp} = 1,0 * 1,02 * 0,65 * \sqrt[4]{\frac{15,21 * 10^{-3} * 9,81^2 * (850 - 0,256)}{0,256^2}} = 4,89 \text{ m/s}$$

bu yerda: S_t - gaz haroratining kritik tezlikka ta'sirini hisobga oluvchi koeffitsient, $S_t=1,0$;

S_e - gaz tarkibidagi boshlang'ich namlikning kritik tezlikka ta'sirini hisobga oluvchi koeffitsient;

K-gaz-suyuqlik aralashmasi oqish rejimi barqarorlik koeffitsienti;

σ -gaz-suyuqlik chegarasida sirt taranglik, N/m ;

ρ_j –suyuqlik zichligi, kg/m^3 ;

ρ_g -gaz zichligi, kg/m^3 ;

$e_0=160 \text{ sm}^3/\text{nm}^3$ ligini hisobga olib, $S_e=1,75/160^{0,107}=1,02$;

Separatsiya elementining konstruktiv o'lchamlari:

To'rsimon nasadka diametri:

$$D = 1,13\sqrt{F}, \text{ m} \quad D = 1,13 * \sqrt{0,035} = 0,212 \text{ m}$$

Hisoblangan diametr asosida GOST 9617-76 bo'yicha eng yaqin katta o'lcham qabul qilinadi, to'rsimon nasadka uchun – 0,179; 0,245; 0,374. $D=0,245 \text{ m}$. ga teng qilib qabul qilamiz.

Suyuqlik yig'gich hisobi.

Suyuqlik yig'gich hisobi uning hajmi va konstruktiv o'lchamlarini aniqlashdan iborat.

Apparat hajmi:

$$V_{\text{sc}} = 60 * q_{\text{sc}} * \tau, \text{ m}^3$$

$$V_{\text{sc}} = 60 * 0,00148 * 3 = 0,266 \text{ m}^3$$

bu yerda: τ -suyuqlikning separator yig'gichida bo'lish vaqti, min.

Suyuqlik hajmiy sarfi:

$$q_{\text{sc}} = \frac{e_0 * Q_{\text{max}} * 10^{-6}}{86400}, \text{ m}^3/\text{s}$$

$$q_{\text{sc}} = \frac{160 * 19627 * 10^{-6}}{86400} = 0,00148 \text{ m}^3/\text{s}$$

bu yerda: e_0 -gazning apparatga kirishda tarkibidagi suyuqlik miqdori, sm^3/m^3 ;

Q_{max} -gaz maksimal sarfi, m^3/s .

Suyuqlikning separator yig'gichida bo'lish vaqti quyidagicha qabul qilinadi:

-ko'pik hosil qilmaydigan suyuqliklar uchun- $\tau \geq 3 \text{ min}$;

- ko'pik hosil qiladigan suyuqliklar uchun har bir muayyan holat uchun tajribada aniqlanadi.

Yig'gich balandiligi (uzunligi), ya'ni uning silindrsimon qismi:

$$L_{\text{сб}} = \frac{V_{\text{sc}}}{F}, \text{ m}$$

$$L_{c6} = \frac{0,266}{0,2826} = 0,95 \text{ m}$$

bu yerda: F- suyuqlik yig'gich o'qiga perpendikulyar kesimida ho'llangan perimetrning yuzasi, m².

$$F = 0,785 * D_g^2 = 0,785 * 0,6^2 = 0,2826 \text{ m}^2$$

bu yerda: D_v- suyuqlik yig'gich ichki diametri.

Hisoblangan balandlik L_{sb} 100 mm ga karrali yaqin katta qiymatgacha yaxlitlanadi. L_{sb}=1,1 m ga teng qilib qabul qilamiz.

Gaz va suyuqlik kiradigan va chiqariladigan shtutserlar hisobi.

Gaz kirish va chiqish shtutseri diametri:

$$d_{uz} = 1,13 * \sqrt{\frac{q_z}{W_z}}, \text{ m}$$

$$d_{uz} = 1,13 * \sqrt{\frac{0,171}{14,5}} = 0,123 \text{ m}$$

bu yerda: W_g – gazning shtutsyerdagi tezligi, m/s. Qabul qilinadi: W_g=14,5 m/s.

Suyuqlik chiqish shtutseri diametri:

$$d_{\text{жс}} = 1,13 * \sqrt{\frac{q_{\text{жс}}}{W_{\text{жс}}}}, \text{ m}$$

$$d_{\text{жс}} = 1,13 * \sqrt{\frac{0,00148}{1,5}} = 0,035 \text{ m}$$

W_j-1,0÷2,0-suyuqlikning shtutsyerdagi tezligi.

Hisoblangan qiymat yaqin katta qiymatgacha yaxlitlanadi. Qabul qilamiz d_j=0,05 m.

Bo'shatish quvurlari hisobi.

Bo'shatish quvurlari orqali separator yig'gichiga tushadigan suyuqlik miqdori:

$$q_{ct} = 0,3 q_{\text{жс}}, \text{ m}^3/\text{s}$$

$$q_{cl} = 0,3 * 0,00148 = 0,00045 \text{ m}^3/\text{s}$$

Bo'shatish quvuri diametri:

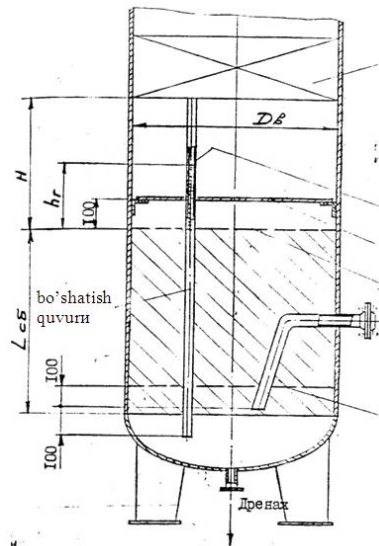
$$d_{cl} = 1,13 \sqrt{\frac{q_{cl}}{n * W_{cl}}}, \text{ m}$$

$$d_{cl} = 1,13 * \sqrt{\frac{0,00045}{2 * 0,25}} = 0,034 \text{ m}$$

$W_{sl} \leq 0,25 \text{ m/s}$ – bo'shatish tezligi;

$n \geq 2$ – bo'shatish quvurlari soni.

Quvur ichki diametri yaqin standart qiymatgacha yaxlitlanadi. Qabul qilamiz $d_{sl}=0,04 \text{ m}$.



1.5 – rasm. Vertikal suyuqlik yig'gich sxemasi

Sepataor alohida elementlariga qo'yilgan konstruktiv talablar va texnologik zonalar o'lchamlarini hisoblash.

Separatsiya va koagulyasiyalovchi to'r nasadka materiali TU 14-4-681-76, TU 26-02-354-76.

Nasadka hajmiy massasi – $200\text{-}250 \text{ kg/m}^3$.

Nasadka yaxlit yoki seksiyalangan bo'lishi mumkin. Yaxlit nasadkada eng-to'r spiral holatida o'raladi, nasadka balandligi – 100 mm. Seksiyalarda eng to'r qatlam holatida (70 qatlam) joylashtiriladi, seksiya balandligi 150 mm.

To'rsimon nasadka elementlari yuzasi umumiy yuzaning 5% dan oshmasligi lozim.

Koagulyator diametri:

$$D_1 = (0,6 - 0,7) * D_{\epsilon}, \text{ m}$$

$$D_1 = 0,7 * 0,6 = 0,42 \text{ m}$$

Gaz kirish shtutseridan nasadkagacha bo'lgan masofa:

$$H_1 \geq 0,38 * (D_{\epsilon} - d_{uz}), \text{ m}$$

$$H_1 \geq 0,38 * (0,6 - 0,1) = 0,19 \text{ m}$$

To'rsimon nasadkadan koagulyator yuqori qopqog'i gacha bo'lgan masofa:

$$H_2 \geq 2,84 * (D_{\epsilon} - D_1), \text{ m}$$

Koagulyator pastki qopqog'idan suyuqlik yig'gich himoya listigacha bo'lgan masofa:

$$H_4 \geq 0,25 * D_{\epsilon}, \text{ m}$$

$$H_4 \geq 0,25 * 0,6 = 0,15 \text{ m}$$

Koagulyator qobig'i balandligi:

$$H_3 \geq (2 \div 3) * d_{uz}, \text{ m}$$

$$H_3 \geq 3 * 0,1 = 0,3 \text{ m}$$

Gaz kirish shtutserining radial holatdan siljishi:

$$b \leq 0,25 D_{\epsilon}, \text{ m}$$

$$b \leq 0,25 * 0,6 = 0,15 \text{ m}$$

2- BOB. MEXANIK JIHOZLARNI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR

2.2. Maydalash mashinalarini hisoblash

Maydalash mashinalarini hisoblashning asosiy maqsadi maydalangan zarrachalarning o'lchamlarini, ish unumdorligini va talab qilinadigan quvvatni topishdan iboratdir. Hisoblash tartibi uskunaning turiga va uning asosiy ko'rsatgichlariga bog'liq bo'ladi. Misol uchun sharli tegirmonlarni hisoblashni ko'rib chiqamiz. Eng avvalo, materiallarni maydalashga xizmat qiladigan sharlarni harakatga keltirish uchun zarur bo'lgan quvvat (N_{sh} , V_t) aniqlaniladi:

$$N_{sh} = G E_S, \quad (2.1)$$

bu yerda: G – berilgan ish unumdorligi, kg/s; E_S – berilgan materialni maydalashning solishtirma energiyasi, J/kg.

E_S ning qiymati material yuzasining uskunaga kirishdagi va undan chiqishdagi solishtirma maydonlari qiymatlari (G_{sb} va G_{so}) ga bog'liq bo'ladi, ya'ni $E_S = f(G_S)$. E_S ning son qiymati materialning turiga bog'liq bo'lib, maxsus adabiyotlarda keltirilgan bo'ladi.

Sharli tegirmondan chiqayotgan maydalangan materialning solishtirma yuzasi (G_{SO} , m^2/m^3) quyidagi tenglama bilan aniqlaniladi:

$$F_{CO} = \frac{41,4}{d_{nom}} \lg \left(\frac{d_{nom} \cdot 10^6}{5,47} \right), \quad (2.2)$$

bu yerda: $d_{nom} - R(d_{nom}) = 0,05$ shartiga javob beradigan zarrachaning nominal o'lchami, mm.

Sharli tegirmonlar uchun zarrachalar massalarining o'lchamlar bo'yicha tarqalish funksiyasini quyidagi soddalashtirilgan tenglama orqali topish mumkin:

$$R = \exp \left(-\frac{3d}{d_{nom}} \right), \quad (2.3)$$

bu yerda, d – zarrachaning 0 bilan d_{nom} o'rtasida o'zgaradigan o'lchami.

Tegirmonni tanlash paytida elektrodvigatelning quvvati quyidagicha

topiladi:

$$N_{dv} = (1,3 \div 1,5) N_{sh} . \quad (2.4)$$

Maydalovchi jismlar (ya'ni sharlar) ning massasi quyidagi tenglama bo'yicha hisoblaniladi:

$$m_{sh} = \varphi \pi R^2 L \rho_{tsh} \quad (2.5)$$

bu yerda: φ – barabanning to'ldirish koeffitsiyenti; R – barabanning ichki radiusi, m; L – barabanning uzunligi; ρ_{tsh} – to'kilgan holatdagi sharlarning zichligi, kg/m³ (po'lat sharlar uchun $\rho_{tsh} = 4100$ kg/m³, keramik sharlar uchun esa $\rho_{tsh} = 1260$ kg/m³).

Sharining diametri (d_{sh} , m) uning kinetik energiyasining eng katta o'lchamli material bo'lagini (d_{bmax}) yemirish uchun kerak bo'lgan energiyaga tenglik shartiga ko'ra aniqlaniladi:

$$d_{sh} = \sqrt[3]{\frac{18 \sigma_c^2}{\rho_{sh} \pi E W_{sh}^2}} d_{bmax} , \quad (2.6)$$

bu yerda: ρ_{sh} – shar materiallarining zichligi (po'lat uchun $\rho_{sh} = 7800$ kg/m³, keramika uchun $\rho_{sh} = 2440$ kg/m³); W_{sh} – sharining tushish tezligi, m/s.

Sharining tushish tezligi quyidagi tenglama orqali topiladi:

$$W_{sh}^2 = 16g \left[R_k (2n) - R_k^3 (2n)^5 \right]^2 , \quad (2.7)$$

bu yerda: R_k – barabanga solingan sharlar qatlamining eng kichik radiusi, m; g – erkin tushish tezlanishi ($g = 9,81$ m/s²); n – barabanning aylanish chastotasi, s⁻¹.

Hisoblash natijalariga asoslanib, kerakli sharining standart diametri topiladi. Bunday maqsad uchun standart shar diametrining quyidagi qatoridan foydalanish kerak (mm hisobida): 15; 20; 25; 30; 40; 50; 60; 70; 80; 90; 100; 110; 125. Hisoblangan diametrnga eng yaqin maksimal o'lchamga ega bo'lgan standart shar tanlab olinadi.

Tegirmon dvigatelining quvvati quyidagi tenglama bilan hisoblanadi:

$$N_{dv} = \frac{K_N \rho_{tyu} R^{2,5} L g}{60 \eta_M} , \quad (2.8)$$

bu yerda: ρ_{tyu} – sharlar va materialning birgalikda to'kilgan holatidagi zichligi;

kg/m^3 ; η_m – mexanik o‘tkazishning foydali ish koeffitsiyenti ($\eta_m=0,9$); K_N – barabanga yuklangan sharlar qatlami quvvatining koeffitsiyenti; R – barabanning ichki radiusi, m.

K_N ning qiymati quyidagi tenglama yordamida topiladi:

$$K_N = \frac{60 N_{sh}}{\rho_{tsh} R^{2,5} L g} . \quad (2.9)$$

ρ_{tyu} ni aniqlash uchun quyidagi tenglamadan foydalaniladi:

$$\rho_{tyu} = \rho_{tsh} + 1,15 \left(1 - \frac{\rho_{tsh}}{\rho_{sh}} \right) \rho_M , \quad (2.10)$$

bu yerda: ρ_M – to‘kilgan holatdagi materialning zichligi, kg/m^3 .

(2.10) tenglamadagi 1,15 ga teng bo‘lgan koeffitsiyent sharlar oralig‘idagi bo‘shliqning 15 foizida maydalangan material borligini bildiradi.

2.2. Maydalash uchun zarur quvvatni hisoblash

2.1-masala. Maydalagich rotorining diametri $D= 800$ mm, uzunligi $L= 400$ mm, kolosnikli to‘siqdagi teshiklar eni 13 mm, rotorning aylanishlar soni $n = 950$ ayl/min. Maydalagich elektryuritmasining quvvati 20 kv. Ushbu maydalagichning kattaligi 100 mm bo‘lgan, o‘rtacha qarshilikdagi mahsulotni 25 m/soat unumdorlikdagi maydalash uchun yaroqliligi aniqlansin. Bunda maydalangan mahsulotning diametri 10 mm bo‘lishi bilan taminlanishi lozim.

Echish: Mahsulotning maydalanish darajasi: $i= 100/10 = 10$.

Maydalagichning unumdorligini quyidagi formula bo‘yicha aniqlaymiz:

$$Q = \frac{K * D^2 * L * N^2}{360 * (i - 1)}$$

bu yerda: K – koeffitsient bo‘lib, uning ko‘rsatkichini maydalagich konstruksiyasiga va maydalanayotgan material qattiqligiga bog‘liq holda

$K = 4,0 \div 6,2$ oralig‘idan tanlaymiz. Bizning holat uchun $K = 4,0$ deb qabul qilamiz.

$$Q = \frac{4 * 0,8^2 * 0,4 * 950^2}{3600 * (10 - 1)} = 28,5 \text{ m/soat}$$

Istemol quvvatini quyidagi formula boyicha topamiz:

$$N = (0,1 \div 0,15) \cdot Q$$

$$N = 0,1 \cdot 10 \cdot 28,5 = 28,5 \text{ kVt.}$$

Demak, maydalagich berilgan unumdorlikda ishlashi mumkin, lekin buning uchun quvvat yuqori bo'lgan elektryuritma o'rnatilishi kerak.

2.3. Sharli maydalagichni hisoblash

2.2-masala. Markaziy tushurush yo'liga ega bo'lgan sharli maydalagich hisoblanilsin. Barabanning o'lchamlari $D \times L = 1500 \times 3000 \text{ mm}$. boshlang'ich materialning 85 % ini o'rtacha diametri $d_1 = 25 \text{ mm}$, maydalangan materialning 85 % i kattaligi $d_k = 150 \text{ mk}$. Po'lat sharlarning to'kma massasi $\rho_{sh} = 4100 \text{ kg/m}^3$.

Yechish: Maydalagichning aylanishlar sonini quyidagi formula bo'yicha topamiz:

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}} = \frac{32}{\sqrt{1,5}} = 26 \text{ ayl/min}$$

Maydalagich barabanining hajmini hisoblaymiz:

$$V_B = \frac{\pi d^2}{4} \cdot L = \frac{3,14 \cdot 1,5^2 \cdot 3}{4} = 5,3 \text{ m}^3$$

Yuklanadigan sharlarning diametrini aniqlaymiz:

$$D_{sh} = 6 \cdot (\lg d_x \cdot \sqrt{d_T}) = 6 \cdot (\lg 150) \cdot \sqrt{25} = 65,3 \text{ mm}$$

$D_{sh} = 70 \text{ mm}$ qabul qilamiz.

Barabanni sharlar bilan to'ldirish darajasini $\varphi = 0,4$ deb qabul qilamiz. Buni etiborga olib, yuklanilayotgan sharlarning umumiy massasini topamiz:

$$M_{sh} = \varphi V_b \rho_{sh} = 0,4 \cdot 5,3 \cdot 4100 = 8700 \text{ kg.}$$

Maydalangan material bo'yicha unumdorlikni quyidagi tenglama orqali aniqlaymiz:

$$Q = K V_b D^{0,6}.$$

bu yerda: K – proporsionallik koeffitsienti, boshlang'ich va maydalangan material kattaligiga ko'ra topiladi. Bizning holat uchun $K = 0,95$.

Bundan $Q = 0,95 * 5,3 * 1,5^{0,6} = 6,42$ m/soat.

Istemol quvvatini hisoblaymiz:

$$N = 6.1 * m_{sh} * \sqrt{D} = 6,1 * 8,7 * \sqrt{1,5} = 65 \text{ kVt}$$

3-BOB. ISSIQLIK ALMASHINISH JIHOZLARINI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR

3.1.Yuzali issiqlik almashgichlarni hisoblash

Yuzali issiqlik almashinish uskunalari ichida eng ko'p tarqalgan qobiq-quvurli issiqlik almashgichlarni loyihalash uchun turli hisoblashlar bajariladi. Hisoblashlar besh qismdan iborat bo'ladi: 1) issiqlik hisobi; 2) konstruktiv hisoblash; 3) gidravlik hisoblash; 4) mexanik hisoblash; 5) texnikaviy-iqtisodiy hisoblash. Odatda bunday hisoblashlar bir necha variantlarda bajariladi. Tanlangan variantni baholash quyidagi ko'rsatgichlarning birortasi bo'yicha olib boriladi: foydali ish koeffitsiyenti; 1 m^2 yuzaga sarflanadigan energiya miqdori; eng maqbullikning texnik-iqtisodiy mezoni va boshqalar.

Uzluksiz ishlaydigan, bug'-suyuqlik muhitlariga moslangan quvurli isitgichning hisobini ko'rib chiqamiz. Uskunaning issiqlik hisobi konstruktiv va gidravlik hisoblashlar bilan uzluksiz bog'liqlikda olib boriladi.

Issiqlik hisobi. Ushbu hisoblashdan asosiy maqsad zarur bo'lgan issiqlik almashinish yuzasi F ni topishdir. F ni aniqlash uchun issiqlik tashuvchi agentlarning sarfi, ularning dastlabki va oxirgi haroratlari berilgan bo'ladi.

Bunday issiqlik hisobi natijasida quyidagilar aniqlanadi: 1) o'rtacha haroratlar farqi va ish muhitning o'rtacha harorati; 2) issiqlik miqdori va ish jismlarining sarfi; 3) issiqlik o'tkazish koeffitsiyenti; 4) isitish yuzasi.

Issiqlik almashgichda ma'lum bir eritma suv bug'i yordamida isitiladi. Hisoblash uchun quyidagi boshlang'ich ma'lumotlar berilgan bo'lishi kerak: 1) Isitilayotgan eritmaning miqdori G , kg/s. 2) Eritmaning konsentratsiyasi, %. 3) Eritmaning boshlang'ich va oxirgi haroratlari t_b , t_0 . 4) Isitkichning turi – vertikal, gorizontal, yo'llar soni. 5) Isituvchi bug'ning bosimi, P , Pa yoki harorati t , $^{\circ}\text{S}$. 6) Po'lat quvurlarning ichki va tashqi diametri d_u va d_t , mm. 7) Quvurlarning uzunligi ℓ , m. 8) Eritmaning harakat tezligi w , m/s. 9) Isitish yuzasidan foydalanish koeffitsiyenti, ϕ .

Hisoblash quyidagi tartibda olib boriladi.

Isitkichning harorat shartlarini aniqlash. To‘yingan bug‘ bosimi P ga ko‘ra uning to‘yinish harorati t_t maxsus qo‘llanmalardan topiladi.

Isitish boshlanishida haroratlarning maksimal (yoki katta) farqi:

$$\Delta t_{ka} = t_t - t_b. \quad (3.1)$$

Isitish oxiridagi muhit haroratlarining minimal (yoki kichik) farqi:

$$\Delta t_{ki} = t_t - t_0. \quad (3.2)$$

Δt_{ka} va Δt_{ki} larning qiymatlari 3.1-rasmdan aniqlanadi. O‘rtacha haroratlar farqi quyidagi tenglama orqali topiladi:

$$\Delta t_{o'r} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_{ka} - \Delta t_{ku}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{ku}}}, \quad (3.3)$$

$\frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{ku}} < 2$ bo‘lsa, $\Delta t_{o'r}$ ni quyidagicha aniqlash mumkin:

$$\Delta t_{o'r} = \frac{\Delta t_{ka} + \Delta t_{ku}}{2}. \quad (3.4)$$

Isitilayotgan muhitning o‘rtacha harorati:

$$t = t_t - \Delta t_{o'r} \quad (3.5)$$

Isitilayotgan eritmaning fizik kattaliklarini topish. O‘rtacha harorat (va eritmaning konsentratsiyasi) bo‘yicha maxsus qo‘llanmalardagi jadvallardan foydalanib, berilgan issiqlik tashuvchi agentlarning fizik kattaliklari topiladi: 1) qovushqoqlik μ , Pa·s yoki ν , m²/s; 2) zichlik ρ , kg/m³; 3) solishtirma issiqlik sig‘imi c , J/(kg·K); 4) issiqlik o‘tkazuvchanlik λ , Wt/(m·K); 5) harorat

o‘tkazuvchanlik a , m²/s; 6) Prandtl soni $Pr = \frac{\mu}{a}$.

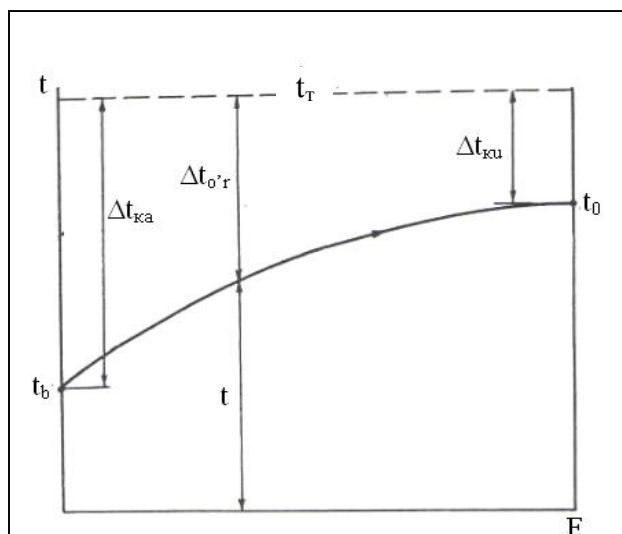
Ketgan issiqlik miqdori (Q) quyidagi tenglama yordamida topiladi:

$$Q = x G c (t_0 - t_b), \quad (3.6)$$

Bunda: $x = 1,02 \div 1,05$ – issiqlik yo‘qotilishini hisobga oluvchi koeffitsiyent; G – suyuqlik sarfi, kg/s; c – eritmaning o‘rtacha solishtirma issiqlik sig‘imi, J/(kg·K); t_0 – suyuqlikning oxirgi harorati, °S; t_b – suyuqlikning boshlang‘ich harorati, °S.

Bug' sarfi (kg/s) quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$D = \frac{Q}{i - \theta}, \quad (3.7)$$



3.1-rasm. Yuzali issiqlik almashgichni hisoblashga doir.

Issiqlik miqdori va bug' sarfini aniqlash.

Suyuqlikni isitish uchun:

i – isituvchi bug' ning entalpiyasi, θ – kondensatning entalpiyasi, J/kg;

$$\theta = t_r - (2 \div 5^\circ C)$$

i – maxsus qo'llanmalardan berilgan bug' bosimi P bo'yicha olinadi.

Issiqlik o'tkazish koeffitsiyentini aniqlash. Bir va ko'p qavatli tekis yuzalar uchun issiqlik o'tkazish koeffitsiyenti K , $Vt/(m^2 \cdot K)$ quyidagi tenglama orqali hisoblanadi:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_g + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (3.8)$$

bu yerda: α_1 va α_2 – haroratlari yuqori va past bo'lgan issiqlik tashuvchi agentlar uchun issiqlik berish koeffitsiyentlari, $Vt/(m^2 \cdot K)$; $\sum r_g$ – devor (devor va iflosliklar qatlamlari bilan birgalikda) termik qarshiliklarining yig'indisi, $(m^2 \cdot K)/Vt$.

Silindrsimon yuzalarni hisoblashda, agar quvurning ichki diametri d_u ni

uning tashqi diametri d_t ga nisbati $\frac{d_u}{d_t} > 0,5$ bo'lgan sharoitda, K ni hisoblashda

(3.8) tenglamadan foydalanish mumkin. Boshqa holatlarda silindrsimon yuzalar (quvurlar) uchun issiqlik o'tkazish koeffitsiyenti K_R 1 m. quvur uzunligiga nisbatan olinadi $Vm/(m \cdot K)$ va quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$K_R = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_1 d_u} + \sum \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_t}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_t} + \sum \frac{r_3}{d_3}}, \quad (3.9)$$

bu yerda: λ – devor materialining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsiyenti, $Vt/(m \cdot K)$; r_3 – iflosliklarning termik qarshiliklari, $(m^2 \cdot K)/Vt$; d_3 – quvurning iflosliklar bilan qoplangan diametri, m.

Devorlardagi iflosliklarning issiqlik o'tkazuvchanligi $(1/r_3)$ issiqlik tashuvchining turiga, uning haroratiga va tezligiga hamda devor materialiga, isituvchi muhitning haroratiga, uskunaning tozalanmasdan ishlaydigan davriga (qisqa qilib aytganda, cho'kma yoki korroziya mahsulotining turiga) bog'liq bo'ladi. r_3 ning qiymatlarini faqat tajriba yo'li bilan aniqlash mumkin. Iflosliklarning issiqlik o'tkazuvchanligi $(1/r_3)$ to'g'risidagi taxminiy qiymatlar tegishli adabiyotlarda keltirilgan. Masalan, o'rta sifatli ifloslangan suv uchun devordagi ifloslikning issiqlik o'tkazuvchanligi $1/r_3 = 1400 \div 1860 \text{ Vt}/(m \cdot K)$.

Issiqlik berish koeffitsiyentlari α_1 va α_2 kriterial tenglamalar yordamida topiladi. Masalan, bizning misol uchun balandligi H bo'lgan vertikal quvurlar o'rami tashqi yuzasida bug'dan devorga berilayotgan issiqlik berish koeffitsiyenti α_1 quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t H}}. \quad (3.10)$$

Kondensatning fizik-kimyoviy kattaliklari α , μ , ρ yupqa qatlam (plyonka) ning o'rtacha harorati $t_{pl} = \frac{t_T + t_g}{2}$ bo'yicha topiladi. Kondensatsiyalanish issiqligi r to'yinish harorati t_T ga qarab aniqlanadi. Haroratlar farqi quyidagi ayirmaga teng:

$$\Delta t = t_T - t_g. \quad (3.11)$$

bu yerda: t_g – devorning harorati.

Agar isitish quvurlari gorizonta bo'lsa, bunda bug'ning quvur devorlariga issiqlik berish koeffitsiyenti quyidagicha aniqlanadi:

$$\alpha = 0,728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t d}}. \quad (3.12)$$

bu yerda: d – quvurning diametri.

Devorlardan isitilayotgan muhitga issiqlik berish koeffitsiyenti harakat rejimiga ko'ra har xil kriterial tenglamalar yordamida topiladi. Hisoblash tenglamasini topish uchun avval Reynolds mezoni Re aniqlanadi. So'ngra tegishli kriterial tenglama tanlanadi. Masalan, turg'un turbulent rejimda ($Re \geq 10^4$) to'g'ri quvur ichidagi majburiy harakat paytidagi issiqlik berish koeffitsiyenti α_2 ni aniqlash uchun quyidagi kriterial tenglamadan foydalanish mumkin:

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (3.13)$$

yoki

$$\frac{\alpha d_e}{\lambda} = 0,023 \left(\frac{\omega d_e}{g} \right)^{0,8} \left(\frac{c \mu}{\lambda} \right)^{0,4}, \quad (3.14)$$

bu yerda: $d_e = 4 S/P$ – ekvivalent diametri, S – oqim ko'ndalang kesimining yuzasi, P – kesimning ho'llangan perimetri (dumaloq kesimli quvurlar uchun d_e quvurning ichki diametriga teng bo'ladi); ω – issiqlik tashuvchi muhitning o'rtacha tezligi; λ , g , s , μ – issiqlik tashuvchi agentning fizi-kimyoviy kattaliklari, ularning son qiymatlari muhitning o'rtacha harorati bo'yicha tegishli qo'llanmalardan topiladi.

(3.12) tenglamasi to'g'ri quvur uzunligi ℓ ni uning diametri d ga nisbati $\ell/d > 50$ bo'lgan sharoit uchun natija beradi.

Oraliq rejim uchun ($2300 < Re < 10^4$) aniq tenglamalar ishlab chiqilmagan. Taxminiy hisoblashlar uchun quyidagi tenglamadan foydalansa bo'ladi:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}. \quad (3.15)$$

Laminar rejim uchun ($Re < 2300$) quyidagi kriterial tenglamadan foydalanish mumkin:

$$Nu = 0,17 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_g} \right)^{0,25}, \quad (3.16)$$

bu yerda: $Gr = \frac{g l^3 \beta \Delta t}{\nu^2}$ – Gragof mezoni; l – aniqlovchi geometrik o'lcham (quvur uchun – uning diametri, tekis vertikal yuza uchun – uning balandligi); β – suyuqlikning hajmiy kengayish koeffitsiyenti; Δt – devor va suyuqlik (yoki teskari) haroratlari oralig'idagi farq; Pr – suyuqlikning o'rtacha haroratlari bo'yicha hisoblangan Prandtl soni. Pr_g – suyuqlikning devor o'rtacha harorati bo'yicha hisoblangan Prandtl soni. So'ngra α ning qiymati Nusselt mezoni orqali topiladi:

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{l}. \quad (3.17)$$

Shunday qilib, α_1 ning qiymati to'g'ridan-to'g'ri (3.10) yoki (3.11) tenglamalar orqali topiladi. α_2 ning qiymatini topish uchun eng avval Nusselt mezonining son qiymati suyuqlik harakatining rejimiga ko'ra (3.12), (3.14) yoki (3.15) kriterial tenglamalar yordamida aniqlanadi. So'ngra Nu ning son qiymatiga asosan α_2 (3.16) ifoda bo'yicha hisoblab chiqiladi. Va nihoyat K ning qiymati (3.8) yoki (3.9) tenglamalar yordamida aniqlanadi.

Isitish yuzasini topish. Issiqlik almashgichning isitish yuzasi F (m^2) issiqlik o'tkazishning umumiy tenglamasidan topiladi:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{o'r}}. \quad (3.18)$$

Bu yuza uchun qabul qilingan isitkichning sxemasi quvurlarning diametri va uzunligiga ko'ra joylashtiriladi. Isitish yuzasini joylashtirish isitkichning konstruktiv hisobini tashkil etadi.

Konstruktiv hisoblash.

Konstruktiv hisoblashning maqsadi issiqlik almashinish uskunasining

asosiy o'lchamlarini topishdan iborat. Bunda quyidagilar aniqlanadi: uskuna quvurli qismining o'lchamlari, quvurlarning soni, to'rda quvurlarning joylashuvi, uskunaning diametri, uning balandligi, patrublikalarning diametri.

Uskuna quvurli qismining o'lchamlarini aniqlash. Bitta yo'ldagi quvurlarning ko'ndalang kesimini topamiz:

$$f_T = \frac{G}{\rho w} , \quad (3.19)$$

bu yerda: G – suyuqlikning sarf, kg/s; ρ – suyuqlikning zichligi, kg/m³; w – suyuqlikning tezligi, m/s. Bitta yo'ldagi quvurlarning soni:

$$n_1 = \frac{f_T}{0,785 d_i^2} , \quad (3.20)$$

d_i – quvurning ichki diametri, m.

Hamma yo'llardagi quvurlarning uzunligi:

$$L = \frac{F}{\pi \cdot d_h n_1} , \quad (3.21)$$

bu yerda: F – isitkichning isitish yuzasi, m², d_h – quvurlarning hisoblash uchun qabul qilingan diametri, m; d_x – qiymati α_1 va α_2 ning nisbatlariga bog'liq. Agar $\alpha_1 \approx \alpha_2$ bo'lsa $d_h = 0,5(d_n + d_T)$, $\alpha_1 > \alpha_2$ bo'lsa, $d_h = d_n$, $\alpha_1 < \alpha_2$ bo'lsa $d_h = d_T$.

Yo'llar soni:

$$Z = \frac{L}{\ell} , \quad (3.22)$$

bu yerda: ℓ – quvurlarning qabul qilingan uzunligi ($\ell = 1 \div 3$ m).

To'rda joylashgan quvurlarning umumiy soni:

$$n = Zn_1 . \quad (3.23)$$

Quvurlarning to'rda joylashuvi. Quvurlar to'rda uch xil usul bilan joylashtirilishi mumkin: to'g'ri oltiburchaklarning qirralari bo'ylab; kvadratlarning tomonlari bo'ylab; konsentrik aylanalar bo'ylab. Ko'pincha birinchi usuldan foydalaniladi. Bunda to'rdagi quvurlarning soni quyidagicha aniqlanadi:

$$n_0 = 3a(a-1)+1 = \frac{3}{4}(\sigma^2 - 1) + 1, \quad (3.24)$$

a – katta oltiburchakning bitta tomonida joylashgan quvurlar soni; $b = 2a - 1$ – katta oltiburchakning diagonali bo‘ylab joylashgan quvurlar soni.

Quvurlar oltiburchaklarning qirralari bo‘yicha joylashtirilganda to‘rning bir qismi foydalanilmay qoladi. Shu sababli $a > 8$ bo‘lganda, qo‘shimcha yana m miqdordagi quvurlarni joylashtirish imkoniyati paydo bo‘ladi. Bunda umumiy quvurlarning soni ko‘payadi:

$$n = n_0 + m. \quad (3.25)$$

Odatda $m = (0, 1 \div 0, 18) n$.

Uskuna qobig‘ining ichki diametrini aniqlash. Qobiq ichiga joylashtirilgan quvurli to‘rning maydoni quyidagi tenglama orqali topiladi:

$$F = F_F + F_E = \frac{\Phi_\phi}{\Psi}, \quad (3.26)$$

bu yerda: F_F – quvurlar tomonidan egallangan foydali maydon; F_E – quvurlar joylashmagan erkin maydon; Ψ – quvur to‘ridan foydalanish koeffitsiyenti; oltiburchakli qirralari buyicha joylashtirilganda $\Psi = 0,6$ – ko‘p yo‘lli, $\Psi = 0,9$ – bir yo‘lli uskunalar uchun.

Bitta quvurning foydali maydoni (3.2-rasm) $t^2 \sin \alpha$ ga teng (t – quvurlarning joylanish qadami, $\alpha = 60^\circ$ – quvur qatorlarining markaziy chiziqlari hosil qilgan burchak). Bunda hamma quvurlar n uchun quvurli to‘rning maydoni:

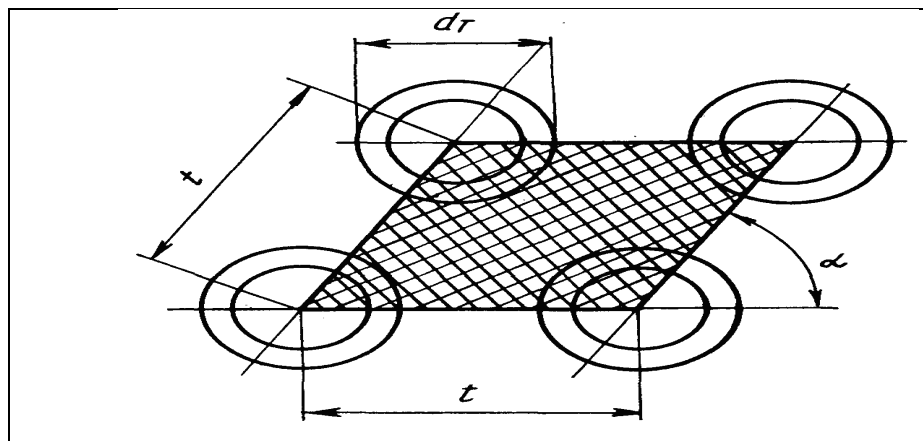
$$F = \frac{nt^2 \sin \alpha}{\Psi}. \quad (3.27)$$

(3.20) tenglamaga asosan bitta yo‘lli quvurlarning isitish yuzasi ($d_x = d_T$ bo‘lganda):

$$F = n \pi d_T \ell. \quad (3.28)$$

bundan

$$n = \frac{F}{\pi d_T \ell}. \quad (3.29)$$



3.2-rasm. Bitta quvur uchun to‘rning foydali maydonini aniqlashga doir.

Agar $F = \frac{\pi D_0^2}{4}$ hisobga olinganda qobiqning ichki diametri D_0 (m hisobida) quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$D_0 = 0,635 \frac{t}{d_r} \sqrt{\frac{F d_r \sin \alpha}{\ell \psi}}. \quad (3.30)$$

Uskunalarining to‘la balandligini topish. Issiqlik almashinish uskunasiining balandligi (yoki uzunligi) quyidagi tenglama bilan topiladi:

$$N = \ell + 2b + 2h, \quad (3.31)$$

bu yerda: ℓ – quvurlarning uzunligi; b – to‘rning qalinligi, m; h – kiruvchi va chiquvchi kameralarning balandligi, m.

Patrublikalarning diametrini aniqlash. Patrublikalarning ichki diametri berilgan muhitning sarfiga va harakat tezligiga qarab aniqlanadi:

$$D_p = \sqrt{\frac{4V}{\pi \omega}}, \quad (3.32)$$

bu yerda: V – muhitning hajmiy sarfi, m^3/s ; ω – muhitning harakat tezligi, m/s.

Hisoblash uchun quyidagi tezlik qiymatlaridan foydalanish mumkin: suyuqliklar 0,1÷2,5 m/s; gazlar 2÷20 m/s; suv bug‘i 15÷60 m/s.

Gidravlik hisoblash.

Gidravlik hisoblashdan asosiy maqsad issiqlik almashinish uskunalaridagi

ishqalanish hamda mahalliy qarshiliklarni yengish uchun ketgan bosimni va ish muhitini uskunadan o'tkazish uchun kerak bo'lgan quvvatni topishdan iborat.

Qobiq-quvurli issiqlik almashgichning quvurli qismi hamda ko'ndalang to'siqlari bo'lmagan quvurlararo bo'shlig'i uchun gidravlik qarshilik (ΔP , Pa) ni quyidagi tenglama orqali aniqlash mumkin:

$$\Delta P = \Delta P_{ishq} + \Delta P_{mq} = \lambda \frac{Z\ell}{d_e} \frac{\rho \omega^2}{2} + \sum \xi \frac{\rho \omega^2}{2}, \quad (3.33)$$

bu yerda: ΔP_{ishq} – ishqalanish qarshiliklarini yengish uchun yo'qotilgan bosim, Pa; ΔP_{mq} – mahalliy qarshiliklarni yengish uchun yo'qotilgan bosim; λ – ishqalanish koeffitsiyenti; ℓ – quvurlarning bitta yo'li uzunligi, m; Z – yo'llarning soni; d_e – ekvivalent diametr, m; ρ – suyuqlik yoki gazning zichligi, kg/m³; ω – oqimning tezligi, m/s; ξ – mahalliy qarshilik koeffitsiyenti.

Ishqalanish koeffitsiyenti λ muhitning harakat rejimiga va quvur devorlarining g'adir-budirlik darajasiga bog'liq. Laminar rejimda ($Re < 2300$) g'adir-budirlik ishqalanish koeffitsiyentiga amaliy jihatdan ta'sir qilmaydi va dumaloq kesimli quvurlar uchun λ ning qiymati quyidagi tenglama bilan topiladi:

$$\lambda = \frac{64}{Re}. \quad (3.34)$$

Turbulent rejimda ($2300 < Re < 10^4$) gidravlik tekis quvurlar (shisha, mis, qo'rg'oshin) uchun:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}}. \quad (3.35)$$

Gidravlik g'adir-budir quvurlar (po'lat, cho'yanli) uchun turbulent rejimda ($Re > 2300$) λ ni hisoblash uchun quyidagi tenglamadan foydalaniladi:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2\lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right]. \quad (3.36)$$

$Re > 10^5$ bo'lganda turbulent rejim o'ta rivojlangan bo'lib, λ ning qiymati Re ga bog'liq bo'lmay qoladi. Bunday holat avtomodel rejim deb yuritiladi. Ushbu rejimda λ ning qiymati quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg \frac{3,7}{\varepsilon}, \quad (3.37)$$

bu yerda: $\varepsilon = \Delta/d_e$ – quvurning nisbiy g‘adir-budirligi; d_e – quvurning ekvivalent diametri; Δ – quvur g‘adir-budirligining o‘rtacha balandligi.

Mahalliy qarshiliklar koeffitsiyentining qiymatlari tajriba yo‘li bilan aniqlanadi va tegishli qo‘llanmalarda berilgan bo‘ladi. Qobiq-quvurli issiqlik almashinish uskunalarini uchun hisoblashlar paytida mahalliy qarshiliklar koeffitsiyentining qiymatlarini quyidagicha olish mumkin:

3.1-Jadval

Q u v u r l i b o ‘ s h l i q	
Kiruvchi yoki chiquvchi kamera	1,5
Yo‘llar yoki seksiyalar oralig‘ida 180 ⁰ ga burilish	2,5
Quvurlarga kirish yoki ulardan chiqish	1,0
Q u v u r l a r a r o b o ‘ s h l i q	
Quvurlararo bo‘shliqqa kirish yoki undan chiqish	1,5
Quvurlararo bo‘shliqdagi to‘siq orqali 180 ⁰ ga burilish	1,5
Quvurlararo bo‘shliqda 90 ⁰ ga burilish	1,0

Issiqlik almashgich uchun ΔP ning qiymati aniqlangandan so‘ng, suyuqlikni uskuna orqali haydash uchun kerak bo‘lgan nasosning iste‘mol quvvati (N, kVt) topiladi:

$$N = \frac{G \Delta P}{1000 \rho \eta}, \quad (3.38)$$

bu yerda: G – suyuqlikning sarfi, kg/s; ρ – suyuqlikning zichligi, kg/m³; ΔP – nasos tomonidan hosil qilinadigan bosim farqi, Pa; η – nasosning foydali ish koeffitsiyenti.

Issiqlik almashinish uskunalarini loyihalashda issiqlik, konstruktiv va gidravlik hisoblashlardan so‘ng mexanik hisoblashlar amalga oshiriladi.

Uskunalarni mexanik hisoblash yo‘llari tegishli adabiyotlarda berilgan, shu sababli bu usul ustida to‘xtalmaymiz. Ushbu hisoblashlar odatda bir necha variant bo‘yicha olib boriladi. Bu variantlarning qaysi biri maqsadga muvofiq ekanligini aniqlash uchun texnik-iqtisodiy hisoblashlar qilinadi.

3.2.Qobiq quvurli isitkichlarni hisoblash

3.1-masala. Issiqlik almashish sirti, suvlangan va suvlanmagan neft issiqligini almashish uchun qurilmalar sonini aniqlash talab etilsin. Boshlang‘ich ma‘lumotlar: 35⁰S dagi suvlangan neft miqdori - 8000 t/soat, uskunaga keluvchi 120⁰S dagi suvsiz neft miqdori - 7000 t/soat. Sanoat neftining harorati - 40⁰S.

Biz ko‘rayotgan masalada chiqish qismini suvsiz neft, kirish qismini esa - suvlangan neft belgilaydi.

Jarayon issiqlik balansining tuzilishi

Uning kirim va chiqimiga issiqlik almashish uchun kelgan oqim issiqligi va xuddi shu oqimning issiqlik almashgandan keyingi issiqligi kiradi.

Issiqlik balansi odatda tayyorlangan neft bilan issiqlik almashish uchun neftni qizdirish lozim bo‘lgan haroratni aniqlash tenglamasi ko‘rinishida tuziladi:

$$G_1C_1(t_2-t_3)=G_2C_2(t_x-t_1)+G_3C_3(t_x-t_1)$$

Bu yerda: G_1 , G_2 - mos holda tayyorlangan issiq va suvlangan neft miqdori, kg/kun; G_3 - neft bilan birga olinadigan sovuq suv miqdori, kg/kun; C_1 , C_2 , C_3 - issiq neft, sovuq neft va sovuq neftning qatlam suvi bilan aralashmasining solishtirma issiqlik sig‘mi kJ/(kg·K); t_1 - sovuq neft va suvning harorati, ⁰S; t_2 - issiq neft harorati, ⁰S; t_x - neft va suvning issiq neft bilan issiqlik almashganidan keyingi harorati, ⁰S; t_3 - issiq neftning sovigan harorati, ⁰S; t_3 - odatda neft tavsifi va boshqa omillarga bog‘liq holda 30⁰S dan 45⁰S gacha o‘zgaradi.

Ifodalarni o‘rniga qo‘ysak:

$$5440000 \cdot 2,09(t_x-35)+1175000 \cdot 4,184(t_x-35)=5440000 \cdot 2,09(108-40).$$

Zichligi 800 kg/m^3 bo'lgan neftning issiqlik sig'imini K_{reg} tenglamasiga ko'ra aniqlasak:

$$C_1 = \frac{1,686}{\sqrt{\rho_{20}}} (1 + 0.002t) = \frac{1,686}{\sqrt{\rho_{20}}} (1 + 0.002 \cdot 75) = 2,09 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot \text{K})$$

bu yerda: t - issiq oqimning o'rtacha harorati.

Suvning issiqlik sig'imi $4,184 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ga teng.

Tenglamani t_x ga nisbatan echsak $t_x = 77^\circ \text{S}$

Haroratning tarqalish sxemasini tuzamiz:

110°S suvsiz neft 40°S

77°S suvlangan neft 35°S

35°S farqi 5°S

Haroratning o'rtacha logarifmik farqini hisoblaymiz:

$$\Delta t'_{o'r} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \quad \Delta t'_{yp} = \frac{35 - 5}{2,3 \lg \frac{35}{5}} = 15,5^\circ \text{S}.$$

Haroratning o'rtacha logarifmik farqini aniqlaganda to'g'ri oqimni to'ldiruvchi tuzatma kiritiladi, ya'ni:

$$\Delta t_{o'r} = \Delta t'_{o'r} \cdot K_r$$

qoplamali issiqlik almashish uskunasi uchun K 0,7 dan 0,99 gacha o'zgaradi.

Bizning hisoblar uchun K ni 0,75 ga teng deb qabul qilamiz:

$$\Delta t_{o'r} = 15,5 \cdot 0,75 = 11,7^\circ \text{S}.$$

Issiqlik almashish jarayonida suvsiz neftning o'rtacha harorati:

$$\Delta t_{o'r,n} = \frac{t_2 - t_3}{2,3 \lg \frac{t_2}{t_3}} = \frac{110 - 40}{2,3 \lg \frac{110}{40}} = 69^\circ \text{S}.$$

Issiqlik almashish jarayonida suvlangan neftning o'rtacha harorati:

$$\Delta t_{o'r,sn} = \frac{t_x - t_1}{2,3 \lg \frac{t_x}{t_1}} = \frac{77 - 35}{2,3 \lg \frac{77}{35}} = 53^\circ \text{S}.$$

120°S dan 40°S ga quritilganda suvsiz neftdan ajraluvchi issiqlik miqdori

$$Q = G_1 C_1 (t_2 - t_1) = 7000000 \cdot 2,09 \cdot (110 - 40) = 1025,08 \text{ mJ} / \text{kun}$$

Oqimning oʻrtacha hajmini aniqlaymiz:

a) suvsiz neft

$$V_n = \frac{G_1}{\rho_n} = \frac{7000}{0,835} = 8430 m^3 / kun;$$

b) suvlangan neft

$$V_{sn} = \frac{G_2}{\rho_{sn}} = \frac{7000}{0,85} = 8240 m^3 / kun$$

Suvsiz va suvlangan neft zichliklari uning tarkibi va haroratiga bogʻliq.

Bu issiqlik miqdori issiq neftdan suvlangan neftga beriladi. Zarur boʻlgan issiqlik almashish yuzasi quyidagi tenglamaga qoʻra aniqlanadi:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t},$$

K-ifloslanishni hisobga olgan holda issiqlik oʻtkazishning umumiy koeffitsienti:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} + f_1},$$

bu yerda: α_1 - issiq oqimdan metallga issiqlik berish koeffitsienti;

α_2 - metalldan sovuq oqimga issiqlik berish koeffitsienti;

λ - issiqlik oʻtkazuvchanlik koeffitsienti, kJ/m.s.K;

δ - devor qalinligi, mm;

f_1 - issiqlik almashish uskunasi ifloslanish koeffitsienti, tajriba ma'lumotlariga koʻra tanlanadi;

α_1 va α_2 ni baholash uchun ba'zi sarf kattaliklarini baholash kerak.

Issiqlik berish koeffitsientini aniqlaymiz:

a) qurilma sifatida 450 m² sirtga ega boʻlgan qoplamali issiqlik almashish uskunasi qabul qilamiz. Uskuna naychasi quyidagi tasnifga ega $\frac{d_t}{d_{ich}} = \frac{32}{26} mm$.

Naylar soni 760 dona;

b) uskuna nayga koʻra toʻrt bosqichli, naylararo muhitga koʻra esa ikki bosqichli. Naydan suvlangan neft, naylararo muhitdan esa suvsiz neft oʻtadi;

v) naylararo muhitning kesim yuzasi uskunaning tuzilishiga bog'liq.
Bizning holat uchun $F_{mtr}=0,09 \text{ m}^2$;

g) suvsiz neftning harakat tezligi:

$$V_n = \frac{V_n}{f_{mtr}} = \frac{8430}{3600 * 24 * 0,09} = 1,08 \text{ m/s};$$

d) issiq oqimning o'rtacha haroratdagi qovushqoqligi:

$$\lg v_{rx} = \lg v_{r1} - a \lg \frac{r_x}{r_1}; \quad r_x = t_{p*H}$$

Neft qovushqoqligi $5S^0$ da $0,179 \text{ sm}^2/\text{s}$, $20 S^0$ da $0,08 \text{ sm}^2/\text{s}$. Bundan α ni topamiz:

$$a = \frac{\lg \frac{v_{r1}}{v_{r2}}}{\lg \frac{r_2}{r_1}} = \frac{\lg \frac{0,179}{0,09}}{\lg \frac{20}{5}} = 0,494.$$

Aniqlangan qiymatni (54) tenglamaga qo'ysaq izlanayotgan neft qovushqoqligini topamiz:

$$v_{to'm} = 0,0469 \text{ sm}^2/\text{s};$$

e) $69 S^0$ haroratdagi neftning issiqlik sig'imi:

$$C = \frac{1,686}{\sqrt{\rho_{15}}} * (1 + 0,002t) = \frac{1,696}{\sqrt{0,86}} * (1 + 0,002 * 69) = 2,075 \text{ kJ/(m.s.K.)},$$

j) $69 S^0$ haroratdagi neftning issiqlik o'tkazuvchanligi:

$$\lambda_x = \frac{0,4217}{\rho_{15}} * (1 - 0,0054t) = \frac{0,4217}{0,860} (1 - 0,0054 * 69) = 12,886 * 10^{-5} \text{ kJ/(m.s.K.)}$$

z) Reynolds omili:

$$\text{Re} = \frac{V_n d}{\nu} = \frac{108 * 3,18}{0,0489} = 7400;$$

i) Prantdl omili:

$$\text{Pr} = \frac{\nu C Q}{\lambda_{sek}} = \frac{0,0469 * 10^{-4} * 2,075 * 835 * 10^{-5}}{12,886} = 63;$$

k) Nusselt omili:

$$N_4 = 0,023 \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} \cdot f = 0,023 \cdot 7400^{0,8} \cdot 63^{0,4} \cdot 0,95 = 140$$

$$f = 1 - 6 \cdot 10^{-5} \text{Re}^{-1,8} (\text{Re} = 2200 - 10000 \text{ uchun});$$

l) Issiq oqimdan metallga issiqlik berish koeffitsienti

$$\alpha_1 = \frac{\lambda}{d} = Nu = \frac{0,464}{0,0318} \cdot 140 = 2066 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$$

Issiqlik berish koeffitsienti α_2 ni aniqlaymiz:

a) suyuqlikning quvurdagi umumiy hajmiy sarfi:

$$V_{nv} = \frac{V_{H6} + V_6}{3600 \cdot 24 \cdot F_{mp}} = \frac{3000 + 8240}{0,101 \cdot 3600 \cdot 24} = \frac{11240}{0,101 \cdot 3600 \cdot 24} = 1,290 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$F_{mp} = \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{n}{4} = \frac{0,785 \cdot 0,026^2 \cdot 760}{4} = 0,101 \text{ m}^2;$$

b) 53⁰S dagi suvlangan neft qovushqoqligi xuddi "q" qismda ko'rsatilgandek aniqlanadi:

$$v_{n13} = 0,0367 \text{ sm}^2 / \text{s};$$

v) Reynolds omili:

$$\frac{v_{nv} d}{\nu_{nv}} = \frac{129 \cdot 0,026}{0,0367} = 9140;$$

g) 53⁰S dagi suvlangan neftning issiqlik sig'imi:

$$C = \frac{1,686}{\sqrt{\rho_{15}}} \cdot (1 + 0,002t) = \frac{1,686}{\sqrt{0,86}} \cdot (1 + 0,002 \cdot 53) = 2,029 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot \text{K});$$

d) 53⁰S dagi neftning issiqlik o'tkazuvchanligi:

$$\lambda_t = \frac{0,4217}{\rho_{15}} \cdot (1 - 0,0054t) = \frac{0,4217}{0,86} \cdot (1 - 0,00054 \cdot 53) = 13,38 \cdot 10^{-5} \text{ kJ} / (\text{m} \cdot \text{s} \cdot \text{K});$$

e) Prandtl omili:

$$P_r = \frac{\nu c \rho}{\lambda_{sek}} = \frac{0,0367 \cdot 10^{-4} \cdot 2,029 \cdot 850 \cdot 10^5}{13 \cdot 38} = 47,5$$

53⁰S dagi neft zichligi laboratoriya tadqiqotlariga 850 kg/m³ ni tashkil etadi;

j) Nusselt omili

$$N_4 = 0,023 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4} \cdot f = 0,023 \cdot 9140^{0,8} \cdot 47,5^{0,4} \cdot 0,96 = 205;$$

z) metall dan sovuq oqimga issiqlik berish koeffitsienti:

$$\alpha_2 = \frac{\lambda}{d} Nu = \frac{0,464}{0,026} * 205 = 3661 kJ / (m^2 \cdot s \cdot K.)$$

Issiqlik almashish uskunasining ifloslanganligini hisobga oluvchi koeffitsientni 0,002ga teng deb qabul qilamiz.

i) Umumiy issiqlik o'tkazish koeffitsienti

$$K = \frac{1}{\frac{1}{d_1} + \frac{1}{d_2} + \frac{\delta}{\lambda} + f_1} = \frac{1}{\frac{1}{2066} + \frac{1}{3661} + \frac{0,003}{39} + 0,002} = 290 * 4,184 kJ / (m^2 \cdot s \cdot K.)$$

ii) Umumiy issiqlik almashish yuzasini aniqlaymiz:

$$F = \frac{q}{24 * K * \Delta t} = \frac{245000000 * 4184}{24 * 290 * 11,7 * 4,184} = 3020 m^2$$

Hisoblashlarga ko'ra issiqlik almashish uskunasining talab etilgan miqdori:

$$n = \frac{F}{450} = \frac{3020}{450} = 6,7 \text{ dona}$$

Issiqlik almashish qurilmasining miqdorini 7 ta deb qabul qilamiz.

3.2-masala. Qo'shilgan ikkala oqim bo'yicha ketma-ket ulangan harakatlanuvchi qopqoqli qobiq quvurli issiqlik almashgichlar guruhida neft haydash kolonnasining sirkulyasion sug'orma hisobiga neft qizdiriladi. Quvurlararo bo'shliqdan haydalayotgan qaynoq oqimni xarakteristikalar:

Sarf $G=104$ t/soat; zichlik $\rho_4^{20}=0,810$; boshlang'ich harorat $T_b=200^0S$, oxirgi $T_0=110^0S$, qovushqoqlik $\nu_{20}=2,3$ va $\nu_{40}=1,6$ mm²/s;

Sovuq oqim (neft): Sarf $g=367$ t/soat, zichlik $\rho_i^{20}=0,876$, boshlang'ich harorat (ko'rilayotgan issiqlik almashgichlar guruhiga kirishdagi) $t_b=80^0S$, qovushqoqlik $\nu_{20}=37,3$ va $\nu_{20}=11,8$ mm²/s;

Issiqlik almashgichlar: qobiq diametri $D=1200$ mm; kvadrat uchlari bo'yicha joylashgan quvur uzunligi $l=1200_{MM}$ 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 koeffitsientini hisoblang.

Echish: 1. Sovuq (neft) oqimning oxirgi isish harorati (t_0)ni aniqlash.

Ikkala issiqlik tashuvchilar issiqlik almashinish apparatlarida suyuq holatda harakatlanadilar.

Oqimni empirik formulalar bo'yicha fizik-kimyoviy tavsiflarini aniqlashdan oldin, ularning nisbiy zichliklarini ρ_{15}^{15} hisoblaymiz.

Qaynoq va sovuq oqimlar uchun mos ravishda quyidagilarni olamiz:

$$(\rho_{15}^{15})_q=0,8135 \text{ va } (\rho_{15}^{15})_s=0,8795.$$

Formula bo'yicha, qaynoq issiqlik 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 $h_b=h_{80}=155,5 \text{ kJ/kg}$.

Qaynoq issiqlik tashuvchidan berilgan issiqlik:

$$Q_{\kappa} = G(H_{\sigma} - H_k) = 104 \cdot 10^3 (449,4 - 228,5) = 22,97 \cdot 10^6 \text{ kJ/soat}$$

Agar, issiqlikni yo'qolishini taxminan 5% deb qabul qilsak, unda sovuq oqimning 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 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 $(\rho_{15}^{15})_c = 0,8795$

Demak, tenglamaning ozod hadi $h = \sqrt{\rho_{15}^{15}} = 214,9 \times \sqrt{0,8795} = 201,6$.

Kvadrat tenglamani echib, sovuq oqimning oxirgi haroratini topamiz. $t_0=108^0\text{S}$

2. Quvurlararo bo'shliqdagi issiqlik berish koeffitsienti α - ni hisoblash.

O'rta arifmetik harorat $T=0,5(200+110)=155^0\text{S}$ da qaynoq oqimning fizik-kimyoviy tavsiflarini aniqlaymiz.

Zichlikni formulalardan foydalanib topamiz:

$$\nu = 0,001882 - 0,00732 \cdot 0,810 = 0,00076;$$

$$\rho = 1000[0,810 - 0,00076(155 - 20)] = 707,4 \text{ kg} / \text{m}^3;$$

Solishtirma issiqlik sig'imini formula bo'yicha hisoblaymiz:

Issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientini formuladan aniqlaymiz:

$$c = \frac{1,687 + 0,00339 \cdot 155}{\sqrt{0,8135}} = 2,45 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$\lambda = \frac{0,422 - 0,000228 \cdot 155}{0,8135} = 0,475 \text{ kJ} / \text{m} \cdot \text{soat} \cdot \text{K} = 0,132 \text{ Wt} / (\text{m} \cdot \text{K}).$$

Qovushqoqlikni formula bo'yicha aniqlash uchun, avval bu formulaga R koeffitsientini qaynoq oqimni ikki haroratdagi qovushqoqligini ν_{20} va ν_{40} ma'lum qiymatlaridan foydalanib topamiz:

$$R = \frac{\lg(20/40)}{\lg(40/20)} = \frac{\lg(2,3/1,6)}{\lg(1,6/2,3)} = 0,5233.$$

Formulaga qovushqoqlikni 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:

$$\ell g \frac{2,3}{\nu} = 0,5233 \frac{T}{20};$$

Bu formula yordamida $T=155^0\text{S}$ 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:

$$V = \frac{G}{P_{\kappa}} = \frac{104 \cdot 10^3}{3600 \cdot 707,4} = 0,04084 \text{ m}^3 / \text{s};$$

3.1- 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 koeffitsientini $\text{Re}>1000$ da va quvurlarni kvadrat uchlari bo'ylab joylashtirilganda hisoblash uchun formuladan foydalanamiz. Bu formuladagi tuzatish koeffitsienti $\varepsilon_{\varphi} \approx 0,6$ quvurlararo bo'shliqdagi oqimning murakkab shakli traektoriyasini hisobga oladi. Suyuq oqimning quvurlararo bo'shliqda sovutilish holatida, kattalik $(\text{Pr}/\text{Pr}')^{0,25} \approx 0,9$ ga teng. 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 koeffitsienti:

$$\alpha_{\kappa} = \text{Nu} \frac{\lambda}{d_t} = 25,85 \frac{0,312}{0,025} = 1548 \text{ Wt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

3. Quvurli bo'shliqdagi issiqlik berish koeffitsientini aniqlash.

Quvurli bo'shliqdagi sovuq oqimni o'rtacha arifmetik harorati $t=0,5(80+108)=94^0\text{S}$.

Ushbu haroratdagi qaynoq oqim holatidagi formulalardan foydalanib, neft uchun quyidagilarni topamiz: $\rho=826,4 \text{ kg/m}^3$, $s=2,138 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{K)}$, $\lambda = 0,1265 \text{ Wt/(m}\cdot\text{K)}$ va $\nu = 5,34\cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$.

Sovuq oqimni hajmiy sarfi:

$$V_s = \frac{g}{\rho_s} = \frac{367 \cdot 10^3}{3600 \cdot 826,4} = 0,1234 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Issiqlik almashgich quvurli bo'shlig'ini o'tish kesimi $S_1=0,14 \text{ m}^2$ (jadvalga qarang).

Sovuq oqimning tezligi:

$$\omega_s = \frac{V_s}{S_1} = \frac{0,1234}{0,14} = 0,881 \text{ m/s}$$

Oqimning o'rtacha harorati va quvurni ichki diametri d_u da Reynolds mezonini:

$$Re = \frac{\omega_s \cdot d_u}{\nu} = \frac{0,881 \cdot 0,02}{5,34 \cdot 10^{-6}} = 3300$$

Quvur va kanallardagi oqim harakatini oraliq rejimida ($Re=2300 \div 10000$) konvektiv issiqlik berish koeffitsienti taxminan [2, 55] dagi formula bo'yicha aniqlanadi.

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}$$

Oraliq rejimida taxminiy hisob (zahirasi bilan) quyidagi bog'liqlik asosida ham amalga oshirilishi mumkin.

$$K_0 = f(Re).$$

bu yerda: K_0 – Nusselt va Prantdl mezonini o'z ichiga olgan kompleks:

$$K_0 = Nu Pr^{0,43} (Pr/Pr')^{-0,25}$$

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 qayd etilgan edi.

Sovuq oqimning o'rtacha haroratida Prantdl mezoni quyidagini tashkil qiladi.

$$Pr = \frac{c \nu \rho}{\lambda} = \frac{2138 \cdot 5,34 \cdot 10^{-6} \cdot 826,4}{0,1265} = 74,58$$

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 koeffitsienti.

$$\alpha_s = Nu \frac{\lambda}{d_e} = 57,45 \cdot \frac{0,1265}{0,02} = 364 \text{ Vt}/(m^2 \cdot K)$$

Formulasini qo'llaganda quyidagini olamiz: $\alpha_s = 474 \text{ Vt}/(m^2 \cdot K)$

Bu ikkala topilgan α -ni kichik qiymatiga to'xtaymiz, ya'ni $\alpha_s = 364 \text{ Vt}/(m^2 \cdot K)$

4. Issiqlik uzatish koeffitsientining 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, formula bo'yicha hisoblash bilan amalga oshiriladi.

4.1 - jadvalga asoslanib nakipning (cho'kma) termik qarshiligini quyidagi qiymatlarini qabul qilamiz: qaynoq suyuqlik tomonidan (sirkulyasion sug'orma sifatida foydalaniladigan neft fraksiyasi) $r_q \approx 0,0005$, sovuq oqim (neft) tomonidan $r_s = 0,001 \text{ m}^2 \text{ K/Vt}$.

Po'latni issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti [7] :

$$\lambda = 46,5 \text{ Vt}/(m \cdot K)$$

Topilgan ma'lumotlarni 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 koeffitsientini topamiz:

$$K = \frac{1}{0,00495} = 202$$

3.3-masala. Harakatchan qalpoqchali standart qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatining quvurlararo bo'shlig'idagi issiqlik berish koeffitsientini aniqlang. Apparat xarakteristikasi: qobiq diametri $D=800$ mm, quvur uzunligi $l = 6$ m, issiqlik uzatish yuzasi $F=170$ m². 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 $T_b=100^0$ S dan $T_0=60^0$ S gacha sovitilayotgan toluol xizmat qiladi. Oqimni sarfi $G=19$ kg/s.

Echish. Ko'ndalang to'siqli qobiq quvurli issiqlik almashgichni quvurlararo bo'shlig'idagi issiqlik berish koeffitsientini hisoblash uchun quyida keltirilgan kriterial tenglamani [7] tavsiya etish mumkin.

$$Nu = 0,56E_{\varphi} \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr'} \right)^{0,25}$$

$Re < 1000$ holda (quvurlarni joylashuvi kvadrat yoki teng tomonli uchburchak uchlari bo'ylab)

$$Nu = 0,22E_{\varphi} \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr'} \right)^{0,2}$$

$Re > 1000$ holda (quvurlarni joylashuvi teng tomonli uchburchak uchlari bo'ylab)

$$Nu = 0,4E_{\varphi} \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr'} \right)^{0,25}$$

bu yerda: $E_{\varphi} \approx 0,6$ quvurlararo bo'shliqda oqimni murakkab xarakterli harakatini hisobga oluvchi tuzatish koeffitsienti; Pr – oqimni o'rtacha haroratidagi issiqlik tashuvchi uchun Prandtl mezoni formulaga qarang); Pr' - shuning o'zi, faqat devor haroratidagi issiqlik tashuvchi uchun; aniqlovchi o'lcham bo'lib quvurni tashqi diametri xizmat qiladi.

Issqlik almashgichlarni loyihalashda quyidagilarni taxminan qabul qilinishi mumkin:

A) sovitiluvchi 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 $T=0,5(100+60)=80^0\text{S}$ da P.4-P.7 jadvaldan suyuq toluol uchun quyidagilarni topamiz: zichligi $\rho=808 \text{ kg/m}^3$, dinamik qovushqoqlik $\mu=0,319 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$; issqlik o'tkazuvchanlik $\lambda=0,123 \text{ Wt/(m}\cdot\text{K)}$, solishtirma issqlik sig'imi $s=1980 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$.

Oqimni hajmiy sarfi:

$$V = G/\rho = 19/808 = 0,0235 \text{ m}^3/\text{s}.$$

jadvaldan issqlik 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 issqlik 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 issqlik berish koeffitsienti quyidagini tashkil qiladi:

$$\alpha = Nu \frac{\lambda}{d} = 140 \frac{0,123}{0,025} = 689 \text{ Wt}/(m^2 \cdot K)$$

3.4-masala. Harakatchan qalpoqchali quvurli issiqlik almashgichda issiqlik tashuvchilarni quvurli bo'shliqdagi ΔP_q va quvurlararo bo'shliqdagi ΔP_{qa} bosimining yo'qolishini hisoblang. Issiqlik almashlagichni 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 xarakteristikalarini 3.3 - masala ma'lumotlaridan qabul qilinadi.

Echish. 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-budirligi $\varepsilon = \Delta/d_u = 0,2/20 = 0,01$ ni tashkil qiladi.

3.3 - 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 mezonini:

$$Re = \frac{\omega_k \cdot d_e}{\nu} = 3300 \text{ topilgan edi}$$

Quvurlardagi ishqalanish koeffitsienti λ ni Re va ε (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 ω_{sh} -tezlikka tegishli).

$\xi_2=1,0$ quvurli o'ramga kirish va undan chiqish (quvurlardagi ω_q tezlikka tegishli).

$\xi_3=2,5$ -yo'llararo burilishi (quvurlardagi ω_q tezlikka tegishli).

Quvurli bo'shliqdagi bosimni ishqalanish va mahalliy qarshiliklardan to'la yo'qolishi (Δp_q , Pa) quyidagi ifodadan aniqlanishi mumkin.

$$\Delta P_{\kappa} = \Pi_{sht} \xi_1 \frac{W_{sht}^2 \cdot \rho}{2} + \left[\lambda \frac{z\ell}{d_4} + Z\xi_2 + (Z-1)\xi_3 \right] \frac{W_{\kappa}^2 \cdot \rho}{2}.$$

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:

$$S_{sht} = S_{sht}' = 0,785 \cdot 0,35^2 = 0,0962 m^2$$

Quvurli bo'shliq shtutserlaridagi tezlik:

$$W_{sht} = \frac{V_{\kappa}}{S_{sht}} = \frac{0,1234}{0,0962} = 1,28 m/s$$

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:

$\xi' = 1,5$ oqimni kirish yoki chiqishi (qobiq shtutseridagi ω_{sh} - tezlikka tegishli)

$\xi' = 1,5$ segment to'siq orqali qayrilish yoki burilish (segment to'siqni qirqimidagi $\omega_{s,t}$ -tezlikka tegishli)

$\xi' = \frac{3m}{Re_{qa}^{0,2}}$ – oqimni segment to'siqlararo harakati (koeffitsient quvurlararo bo'shliqdagi ω_{qa} -hisobiy tezlikka tegishli).

ξ'_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 mezon:

$$Re_{qa} = \omega_{qa} \cdot d_T / \nu$$

ξ'_3 – qarshilik koeffitsienti odatda quvurlararo bo'shliqdagi eng kichik o'tish kesimi S_{qa} - bo'yicha hisoblangan ω_{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 $V_{qa}=V_q=0,04084 \text{ m}^3/\text{s}$.

Hisoblaymiz:

$$\omega_{qa} = \frac{V_{qa}}{S_{qa}} = \frac{0,04084}{0,126} = 0,324 \text{ m/s}$$

$$Re_{qa} = \frac{\omega_{qa} \cdot d_T}{\nu} = \frac{0,324 \cdot 0,025}{0,188 \cdot 10^{-6}} = 43100$$

Oqimni harakatida segment to'siqlararo ko'ndalang oqib o'tadigan quvur qatorlarini soni m - quyidagi formula bilan hisoblanishi mumkin.

$$m \approx (D - 2h) / \Delta h,$$

bu yerda: D =qobiq diametri, m; $h \approx 0, R=0,25D=0,25 \cdot 1,2=0,3$ m-to'siqni segment qirqimi strelkasi.

Δh - 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 koeffitsientini hisoblaymiz:

$$\xi_3' = \frac{3m}{Re_{qa}^{0,2}} = \frac{3 \cdot 28}{43100^{0,2}} = 9,41$$

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:

$$\omega_{sht}' = \frac{V_{ka}}{S_{sht}'} = \frac{0,04084}{0,0962} = 0,425 \text{ m/s}.$$

Segment to'siqni tirqishidagi tezlik:

$$\omega_{s.m} = \frac{V_{qa}}{S_{qa}} = \frac{0,04084}{0,126} = 0,324 \text{ m/s}.$$

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:

$$\Delta P_{qa} = n_{sht}' \xi_3' \frac{(W_{sht}')^2 \cdot \rho}{2} + n_{s.t} \xi_2' \frac{W_{s.t}^2 \cdot \rho}{2} + (n_{s.t} + 1) \xi_3' \frac{W_{qa} \cdot \rho}{2}.$$

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].

Formulaga hamma kattaliklar qiymatlarini qo'yib, quvurlararo bo'shliqdagi oqim uchun bosimni to'la yo'qolishini topamiz:

$$\Delta P_{qa} = 2 \cdot 1,5 \frac{0,425^2 \cdot 707,4}{2} + 8 \cdot 1,5 \frac{0,324^2 \cdot 707,4}{2} + (8+1) 9,41 \frac{0,324^2 \cdot 707,4}{2} = 3783 \text{ Pa}.$$

3.5-masala. Neftni kerosinli distillyat (fraksiya 180-240⁰S) hisobiga qizdirish uchun, harakatchan qalpoqchali qobiq quvurli issiqlik almashinish apparatlarini tanlang.

Neft sarfi $g=170000$ kg/soat, zichligi $\rho_4^{20}=0,845$, boshlang'ich harorat $t_b=30^0$ S. Qaynoq oqim sarfi $G=35000$ kg/soat, zichligi $\rho_4^{20}=0,812$, boshlang'ich harorat $T_b=182^0$ S.

Echish: Qaynoq oqimning oxirgi harorati qiymatini oldindan qabul qilamiz, masalan $T_0=110^0$ S. Ikkala oqim suyuq holatda, shuning uchun qaynoq oqim entalpiyasi (H ; kJ/kg) va sovuq oqim entalpiyasi (h , kJ/kg·K) ni empirik formuladan hisoblab topilishi mumkin. Qaynoq oqimning oxirgi entalpiyasini $H_0=402,28$ va sovuq oqimning boshlang'ich entalpiyasini $h=56,6$ kJ/kg topamiz.

Qaynoq oqimdan berilgan issiqlik miqdori:

$$Q_{\kappa} = G(H_{\bar{o}} - H_0) = 35000(402,28 - 228,88) = 6,069 \text{ kJ} / \text{soat} = 6069 \text{ MJ} / \text{soat}$$

Issiqlik yo'qolishini hisobga olib ($\approx 5\%$) sovuq oqim tomonidan olingan issiqlik miqdorini issiqlik balansidan topish mumkin:

$$Q_s \approx 0,95 \cdot Q_r \cdot 6069 = 5765 \text{ MJ} / \text{soat}$$

Ikkinchi tomondan quyidagini yozish mumkin: $Q_s = g(h_0 - h_{\bar{o}})$, bu ifodadan sovuq oqimning (neft) oxirgi entalpiyasini aniqlaymiz:

$$h_0 = h_{\bar{o}} + \frac{Q_c}{g} = 56,6 + \frac{5765 \cdot 10^3}{170000} = 90,51 \text{ kJ} / \text{kg}.$$

Ma'lum $h_k=90,51$ kJ/kg va nisbiy zichlik $\rho_4^{20}=0,845$ qiymatlari bo'yicha formuladan foydalanib, neftni oxirgi haroratini $t_0=48^0$ S topamiz.

Issiqlik almashinish sxemasi:

$$\begin{array}{ccc} T_b=182^0\text{S} & \rightarrow & T_0=110^0\text{S} \\ t_0=48^0\text{S} & \leftarrow & t_b=30^0\text{S} \\ \Delta t_{ka}=134 \text{ K} & & \Delta t_{ki}=80 \text{ K} \end{array}$$

$\Delta t_{ka} / \Delta t_{ki} < 2$ bo'lgani sababli issiqlik tashuvchilar orasida o'rtacha arifmetik farqni hisoblaymiz:

$$\Delta t = 0,5(134+80)=107 \text{ K}$$

Amaliy ma'lumotlarga muvofiq suyuqli quvurli issiqlik almashgichlar uchun issiqlik uzatish koeffitsienti K odatda $70-250 \text{ Wt/(m}^2\text{K)}$, 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:

$$F_x = \frac{Q_{\kappa}}{K\Delta t} = \frac{6069 \cdot 10^3}{300 \cdot 107} = 189 \text{ m}^2.$$

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 koeffitsienti β :

$$\beta = \frac{NF - F_D}{F_p} 100 = \frac{2 \cdot 105 - 189}{189} 100 = +11,1\%$$

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 $0,8-0,9 \text{ m/s}$, isitilgan neft va tiniq neft mahsulotlari uchun $1,0-1,2 \text{ m/s}$, eng engil neft mahsulotlari uchun $1,5 \text{ m/s}$ gacha, suv uchun $1,5-2,0 \text{ m/c}$ [10] tezliklar optimal hisoblanadi.

Sovuq va qaynoq oqimlarni boshlang'ich zichliklari formula bo'yicha aniqlangan:

$$\rho_s = \rho_{30} = 837,9 \text{ va } \rho_q = \rho_{182} = 689,5 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Oqimlarni issiqlik almashgichlar sistemasiga kirishdagi hajmiy sarflari teng:

$$V_s = \frac{g}{p_s} = \frac{170000}{837,9} = 202,9 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

$$V_q = \frac{G}{p_q} = \frac{35000}{689,5} = 50,76 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

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 ($n_s=1$) bilan ikkala issiqlik almashgich orqali ketma-ket haydalsa, sovuq oqimni quvur bo'shlig'idagi tezligi quyidagini tashkil qiladi.

$$\omega_s = \frac{V_s}{n_s \cdot S_1} = \frac{202,9}{1 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 1,66 \text{ m} / \text{s}$$

Sovuq oqimni issiqlik almashgichlarga 2 ta parallel oqimlar ($n_c=2$) bilan uzatishda quvurli bo'shlig'dagi tezlik quyidagiga teng bo'ladi:

$$\omega_s = \frac{202,9}{2 \cdot 0,034 \cdot 3600} = 0,88 \text{ m} / \text{s}$$

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 qirgimida) qaynoq oqimning tezligi quyidagiga teng bo'ladi.

$$\omega_q = \frac{V_q}{n_1 \cdot S_2} = \frac{50,76}{1 \cdot 0,04 \cdot 3600} = 0,353 \text{ m/s}$$

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 koeffitsientini keskin kamayishiga olib keladi.

3.6-masala. Qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmasida etil spirti (100%-li) isitilmoqda. Etil spirtning massaviy sarfi $G_I=25000$ kg/soat, harorati $t_{Ib}=30^0\text{S}$ dan $t_{Iox}=70^0\text{S}$ gacha isitilmoqda va u trubalararo bo‘shliqda harakatlanmoqda. Isituvchi suyuqlik – suv (to‘yinish bosimidan yuqori bosimda) trubalar ichida harakatlanadi va harorati $t_{2b}=170^0\text{S}$ dan $t_{ox}=130^0\text{S}$ gacha pasaymoqda.

Issiqlik hisobi

Echish:

Etil spirtning o‘rtacha harorati

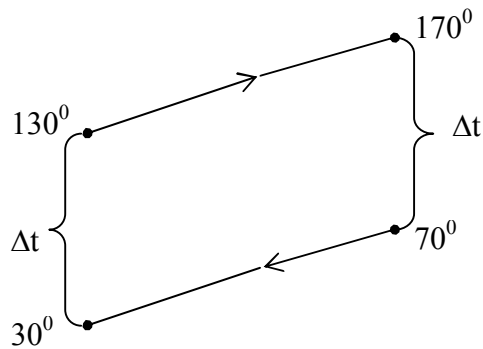
$$t_{o'r} = \frac{t_o + t_{ox}}{2} = \frac{30 + 70}{2} = 50^0\text{S}$$

Etil spirtning $t_{o'r}=50^0\text{S}$ dagi fizik-mexanik va issiqlik-diffuzion xossalari:

- zichligi $\rho_1 = 763 \text{ kg/m}^3$;
- solishtirma issiqlik sig‘imi $c_{r1} = 2954 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$;
- issiqlik o‘tkazuvchanlik koeffitsienti $\lambda_1 = 0,1745 \text{ Wt/(kg}\cdot\text{K)}$;
- kinematik qovushoqlik koeffitsienti $\nu_1 = 0,918 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$;
- hajmiy kengayishi koeffitsienti $\beta_1 = 1,175 \cdot 10^{-3} \text{ 1/K}$;
- Prandtl soni $Pr_{f1} = 11$.

Qurilmaning issiqlik yuklamasi:

$$Q = G_1 \cdot c_{p1} (t_{1ox} - t_{1o}) = \frac{25000}{3600} \cdot 2954 \cdot (70 - 30) = 820555,6 \text{ } Vt$$



O'rtacha haroratlar farqini aniqlaymiz:

$$\Delta t_{ka} = 170 - 70 = 100^{\circ}S$$

$$\Delta t_{ki} = 130 - 30 = 100^{\circ}S$$

$$\frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{ki}} = \frac{100}{100} = 1$$

O'rtacha haroratlar farqi o'rtacha arifmetik harorat sifatida topiladi:

$$t_{or} = \frac{100+100}{2} = 100^{\circ}S$$

Truba devoridan spirtga issiqlik berish koeffitsientini $\alpha_1 = 140 \text{ } Vt/(m^2 \cdot K)$ va suvdan devorga esa - $\alpha_2 = 415 \text{ } Vt/(m^2 \cdot K)$ deb qabul qilib olamiz. Legirlangan X18N10T markali po'latdan tayyorlangan trubaning $t_{or} = 100^{\circ}S$ dagi issiqlik o'tkazish koeffitsientining tahminiy qiymatini 2-2 jadvaldan $120 \text{ } Vt/(m^2 \cdot K)$ deb tanlab olamiz [5,6]:

Issiqlik oqimining zichligi:

$$q_o = K \cdot \Delta t_{or} = 120 \cdot 100 = 12000 \text{ } Vt/m^2$$

Etil spirti harakatlanayotgan bo'shliqdagi truba devorining harorati

$$t_{w1} = t_1 + \frac{q_o}{\alpha_1} = 50 + \frac{12000}{140} = 135,7^{\circ}S$$

bu yerda: $\alpha_1 = 140 \text{ } Vt/m^2 \cdot K$ deb qabul qilamiz

Suv harakatlanayotgan truba devorining harorati

$$t_{w2} = t_{w1} + \frac{q_o \delta}{\lambda} = 135,7 + \frac{12000 \cdot 0,002}{50,7} = 136,2^{\circ}S$$

Unda, yuqorida hisoblangan issiqlik yuklama uchun zarur yuzani topamiz:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t} = \frac{820555,6}{120 \cdot 100} = 68,4 \text{ m}^2$$

Ushbu, ya'ni $F=68,4 \text{ m}^2$ ga mos qobiq-trubali standart issiqlik almashinish qurilmasini 2-4 jadvaldan tanlaymiz [5,6]:

- issiqlik almashinish yuzasi $F = 69 \text{ m}^2$;
- qobiq diametri $D = 800 \text{ mm}$;
- truba diametri $d = 25 \times 2 \text{ mm}$;
- trubalar soni $n = 442$
- yo'llar soni $z = 2$
- truba uzunligi $l = 2 \text{ m}$;
- trubalararo bo'shliqning eng tor ko'ndalang kesimining yuzasi $f_{mt} = 0,07 \text{ m}^2$;
- trubalararo bo'shliq bitta yo'li ko'ndalang kesimining yuzasi $f_{tr} = 0,077 \text{ m}^2$.

Etil spirtning o'rtacha massaviy tezligi:

$$\omega_1 = \frac{G_1}{3600 \cdot A_{m1} \cdot \rho} = \frac{25000}{3600 \cdot 0,2854 \cdot 763} = 0,032 \text{ m/s}$$

bu yerda: f_{mt} ni quyidagi formuladan hisoblab topsa ham bo'ladi

$$A_{m1} = \frac{\pi D^2}{4} - n \cdot \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,8^2}{4} - 442 \frac{3,14 \cdot 0,025^2}{4} = 0,2854 \text{ m}^2$$

Etil spirtning harakat rejimi Re ni aniqlash uchun trubalararo bo'shliqning ekvivalent diametrini topamiz:

$$d_e = \frac{4f_{MT}}{\Omega_1} = \frac{D^2 - nd^2}{nd} = \frac{0,8^2 - 442 \cdot 0,025^2}{442 \cdot 0,025} = \frac{0,3638}{11,05} = 0,0329 \text{ m}$$

Etil spirti uchun Re soni:

$$Re = \frac{\omega_1 \cdot d_e}{\nu_1} = \frac{0,032 \cdot 0,0329}{0,918 \cdot 10^{-6}} = 1142,9$$

Demak, etil spirtining harakat rejimi – laminar, chunki $Re_{f1} = 1142,9 < 2300$.

Birinchi yaqinlashishda $l/d_o = 2000/25 = 80$, ya'ni $l/d_v > 50$, unda $\epsilon_1 = 1$. Prandtl kriteriysini hisoblaymiz

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{c\mu}{\lambda} = \frac{3550 \cdot 0,25 \cdot 10^{-3}}{0,163} = 5,44$$

Grasgof soni esa

$$Gr_{f1} = \frac{gd_e^3}{\nu_2} \beta_1 (t_{w1} - t_1) = \frac{9,81 \cdot 0,0329^3}{(0,918 \cdot 10^{-6})} \cdot 1,175 \cdot 10^{-3} (124,4 - 50) = 36180000$$

$$\begin{aligned} Nu_{f1} &= 0,15 \cdot Re_{f1}^{0,33} \cdot Pr_{f1}^{0,42} \cdot Gr_{f1}^{0,1} \left(\frac{Pr_{f1}}{Pr_{w1}} \right)^{0,25} = \\ &= 0,15 \cdot 1143^{0,33} \cdot 5,44^{0,42} \cdot 36180000^{0,1} \cdot \left(\frac{11}{5,44} \right)^{0,25} = \\ &= 0,15 \cdot 10,2 \cdot 2,04 \cdot 32 \cdot 1,19 = 118,86 \end{aligned}$$

Truba devoridan etil spirtga issiqlik berish koeffitsienti:

$$\alpha_1 = \frac{Nu_{f1} \cdot \lambda_1}{d_e} = \frac{118,86 \cdot 0,1745}{0,0329} = 630,4 \frac{Wt}{m^2 \cdot K}$$

Issiqlik suvning o'rtacha haroratini aniqlaymiz:

$$t_2 = \frac{t_{2\delta} + t_{2ox}}{2} = \frac{170 + 130}{2} = 150^\circ S$$

Suvning harorati $t_2 = 150^\circ S$ bo'lgan davrida uning asosiy parametrlarini topamiz:

- zichligi $\rho_2 = 917 \text{ kg/m}^3$;
- solishtirma issiqlik koeffitsienti $c_{r2} = 4313 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{K)}$;
- issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti $\lambda_2 = 0,684 \text{ Wt/(m}^2 \cdot \text{K)}$;

- kinematik qovushoqligi $v_2 = 0,203 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s};$
- hajmiy kengayish koeffitsienti $\beta_2 = 1,03 \cdot 10^{-3} \text{ 1/K};$
- Prandtl soni $Pr_{f1} = 1,17.$

Trubalardagi suvning sarfi:

$$G_2 = \frac{Q}{C_{p2}(t_{26} - t_{2ox})} = \frac{820555,6}{4313(170 - 130)} = 4,76 \text{ kg/s}$$

Truba kanallaridagi suvning o'rtacha massaviy tezligi:

$$\omega_2 = \frac{4G_2}{\pi d_i^2 \cdot n \cdot \rho_2} = \frac{4 \cdot 4,76}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 442 \cdot 917} = 0,0374 \text{ m/s}$$

Reynolds soni

$$Re_{f2} = \frac{\omega_2 \cdot d_e}{\nu^2} = \frac{0,0374 \cdot 0,021}{0,203 \cdot 10^{-6}} = 3869$$

ya'ni, issiq suv o'tish rejimida harakatlanmoqda.

Grasgof sonini hisoblaymiz:

$$\begin{aligned} Gr_{f2} &= \frac{g d_b^3}{\nu_2^2} \beta_2 \cdot (t_{w2} - t_2) = \frac{9,81 \cdot 0,021^3}{(0,203 \cdot 10^{-6})^2} \cdot 1,03 \cdot 10^{-3} \cdot (150 - 135,7) = \\ &= \frac{9,81 \cdot 9,26 \cdot 10^{-6}}{0,041 \cdot 10^{-12}} \cdot 1,03 \cdot 10^{-3} \cdot 14,3 = 32633931 \end{aligned}$$

Issiq suv oqimi uchun Nusselt sonini topamiz:

$$\begin{aligned} Nu_{f2} &= 0,15 \cdot Re_{f2}^{0,33} \cdot Pr_{f2}^{0,42} \cdot Gr_{f2}^{0,1} \cdot \left(\frac{Pr_{a2}}{Pr_{f2}} \right)^{0,25} = \\ &= 0,15 \cdot 3869^{0,33} \cdot 1,17^{0,42} \cdot 32633931^{0,1} \cdot \left(\frac{1,17}{1,22} \right)^{0,25} = 13,68 \end{aligned}$$

$$Pr_{w2} = \frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} = \frac{4270 \cdot 0,196 \cdot 10^{-3}}{0,685} = 1,22$$

Issiq suvning $t_{w2} = 136,2^0\text{S}$ dagi parametrlari quyidagicha [5,6]:

$$\lambda_2 = 0,685 \text{ Wt/(m}\cdot\text{K)}$$

$$c_2 = 4270 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$$

$$\mu_2 = 0,196 \cdot 10^{-3}$$

Issiq suvdan devorga issiqlik berish koeffitsientini hisoblaymiz:

$$\alpha_2' = \frac{Nu_{f2} \cdot \lambda_2}{d_i} = \frac{13,68 \cdot 0,685}{0,021} = 446,15 \text{ Wt/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

Issiqlik o'tkazish koeffitsienti esa

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1'} + \frac{\delta_{dev}}{\lambda_{dev}} + \frac{1}{\alpha_2'}} = \frac{1}{\frac{1}{630,4} + \frac{0,002}{50,2} + \frac{1}{446,15}} =$$

$$= \frac{1}{0,00158 + 0,0000398 + 0,00224} = \frac{1}{0,00386} = 259,1 \frac{\text{Wt}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Issiqlik almashinish yuzasi:

$$F = \frac{820555,6}{235,96 \cdot 100} = 34,8 \text{ m}^2$$

Aniqlovchi hisoblashlar asosida kelib chiqqan issiqlik almashinish yuzasiga mos standart qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmasi qaytadan jadvaldan tanlanadi [5,6]:

- issiqlik almashinish yuzasi $F = 38 \text{ m}^2$
- qobiq diametri $D = 600 \text{ mm}$
- truba diametri $d = 25 \times 2 \text{ mm}$
- trubalar soni $n = 240$
- truba uzunligi $l = 2,0 \text{ m}$
- yo'llar soni $z = 2$
- bo'shliqning eng tor ko'ndalang kesimning yuzasi $f_{mt} = 0,040 \text{ m}^2$
- truba bitta yo'li ko'ndalang kesimining yuzasi $f_{tr} = 0,042 \text{ m}^2$

Gidravlik hisob

Trubalar ozgina korroziyaga uchragan po'latdan yasalgan deb qabul qilamiz. Truba devorining g'adir-budurligi $e = 0,2$ mm.

$$\varepsilon = \frac{e}{d_e} = \frac{0,2}{21} = 0,0095$$

$Re_{f2} = 3869$ i $d_e/e = 105$ bo'lgan hol uchun gidravlik qarshilik koeffitsientni aniqlaymiz.

$$\lambda = \frac{1}{4 \left\{ \lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \right\}^2} = \frac{1}{4 \left\{ \lg \left[\frac{0,0095}{3,7} + \left(\frac{6,81}{3869} \right)^{0,9} \right] \right\}^2} = \frac{1}{19,892} = 0,0503$$

Trubalardagi tezlik bosimi

$$\Delta p_{tez} = \frac{\rho \omega^2}{2} = \frac{917 \cdot 0,0374^2}{2} = 0,641 \text{ Pa}$$

Ishqalanish qarshiligini engish jarayonidagi bosimning yo'qotilishi:

$$\Delta p_{iq} = \lambda \left(\frac{nL}{d_e} \right) \cdot \Delta p_{tez} = 0,0503 \left(\frac{240 \cdot 2}{0,021} \right) \cdot 0,641 = 737 \text{ Pa}$$

Mahalliy qarshilik koeffitsientlari:

a) kameraga kirish va chiqish - $\xi_1 = 3$;

b) trubaga kirish va undan chiqish - $\xi_2 = 2$.

Jami:

$$\sum \xi = 5$$

$$\Delta p_{mq} = \sum \xi \cdot \frac{\rho \omega^2}{2} = 5 \cdot \frac{917 \cdot 0,0374^2}{2} = 3,2 \text{ Pa}$$

Bosimning umumiy yo'qotilishi

$$\Delta p_{um} = \Delta p_{iq} + \Delta p_{mq} = 737 + 3,2 = 740,2 \text{ Pa}$$

Issiq suvni qurilmaga uzatish uchu nasos tanlaymiz. Nasosni tanlash asosan 2 parametr bo'yicha amalga oshiriladi:

- hajmiy sarf V (m^3/s yoki l/s);

- nasos hosil qilayotgan to'liq bosim P (Pa).

Nasosning hajmiy sarfi:

$$V = \frac{G_2}{\rho_2} = \frac{4,76}{917} = 0,0052 \text{ } m^3/s$$

To'liq napor esa

$$P = P_{um} = 0,075 \text{ m.suv.ust.}$$

So'ng esa, suvning uzatish uchun zarur bo'lgan ko'rsatkichlar V va R bo'yicha mos keladigan standart nasosni tanlaymiz [6, 128].

Nasos turi X20/18; $V = 5,5 \cdot 10^{-3} \text{ } m^3/s$; $N = 10,5 \text{ m}$; $n = 48,3 \text{ } 1/s$;

$$\eta_n = 0,6$$

Elektr yuritkich tipi A02-31-2; $N = 3 \text{ kVt}$; $\eta_{dv} = 0,83$

Issiqlik almashinish jarayonini intensivlash uchun samarador trubani aniqlaymiz.

Ma'lumki, "suyuqlik-suyuqlik" sistemasi uchun "nakatkali" trubalardan tayyorlangan "yuqori issiqlik samaradorlikka ega qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilma" ni TU 26-02-925-81 dan tanlaymiz. Ushbu turdagi trubalar jarayonni intensivlashda yuqori samara beradi. Buning uchun "nakatka" parametrlari quyidagicha bo'lgan trubani ko'rib chiqamiz:

$$\frac{d}{D} = 0,983 \quad \text{va} \quad \frac{t}{D} = 0,496$$

Ushbu nakatka parametrli trubalar uchun issiqlik almashinish jarayonining intensivligi quyidagiga teng

$$\frac{Nu}{Nu_{mex}} = 1,34$$

Gidravlik qarshilikning o'zgarishi esa quyidagiga teng bo'ladi:

$$\frac{\xi}{\xi_{mek}} = 1,08$$

“Nakatka” trubali issiqlik almashinish qurilmasida issiq suv harakat qilayotgan tomondagi α koefitsientni quyidagicha aniqlash mumkin:

$$\alpha_{nak} = 1,34 \cdot \alpha_{tek} = 1,34 \cdot 446,15 = 597,91 \text{ } Vt/(m^2 \cdot K)$$

Yuqori samador trubalardan yasalgan issiqlik almashinish qurilma issiqlik o'tkazish koefitsienti K ushbu formulalardan hisoblab topsa bo'ladi:

$$K_{nak} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_{nak}}} = \frac{1}{\frac{1}{630,4} + \frac{0,002}{50,2} + \frac{1}{597,91}} = \frac{1}{3,3 \cdot 10^{-3}} = 303 \frac{Vt}{m^2 \cdot K}$$

Jarayonni “nakatka” issiqlik almashinish trubalari yordamida intensivlash natijasida issiqlik almashinish yuzasining kamayish miqdori ushbu tenglamadan aniqlanadi:

$$F_{nak} = \frac{Q}{K_{nak} \cdot \Delta t} = \frac{820555,6}{303 \cdot 100} = 27,1 \text{ } m^2$$

Qurilmaga eltichlarning kirish va undan chiqish haroratlarini, hamda uning issiqlik yuklamasini ($Q = 820555,6 \text{ } Vt = \text{const}$) o'zgarmas holda saqlab qolinsa, unda trubalar uzunligini quyidagi miqdorgacha kamaytirsam bo'ladi.

$$l_{nak} = \frac{F_{nak}}{\pi d_i n} = \frac{27,1}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 240} = 1,71 \text{ } m$$

Tekis trubali issiqlik almashinish qurilma trubasining uzunligi

$$l = \frac{F}{\pi d_i n} = \frac{34,8}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 240} = 2,19 \text{ } m$$

Ko'rinib turibdiki, nakatka qilingan trubalar jarayon samaradorligini sezilarli darajada oshiradi. Shuning uchun, tekis trubadan yasalgan isitkich trubasining uzunligi $l = 2,19 \text{ } m$, «nakatka» qilingan trubaniqi esa – $l = 1,71$.

Demak, qurilmadagi har bir trubaning uzunligi $\Delta = 0,48$ m (22%) ga kamaytirilishi mumkin.

Demak, nakatkali trubadan yasalgan standart issiqlik almashinish qurilma trubasining uzunligi $l_{nak} = 1,56$ m qilib tayyorlansa ham bo`ladi.

Agarda, trubaning uzunligi $l = 2$ m ni o`zgartirmasak, unda isitkichning diametrini kamaytirish mumkin, chunki  $F = 27,1$  m<sup>2</sup> yuza uchun  $N = 195$  dona nakatkali truba zarur, ya`ni 45 ta truba tejaladi. Natijada, isitkich diametri 20% ga kamayadi.

Energetik hisob

Atrof muhit harorati $T_{atm} = 298$ K bo`lgan sharoit uchun spirtga uzatilayotgan suv oqimining energiyasini hisoblaymiz:

$$\tau_{tek} = 1 - \frac{T_{atm}}{T_{vm}} = 1 - \frac{298}{423} = 0,296$$

spirt oqimi uchun τ ni topamiz

$$\tau_{sp} = 1 - \frac{T_{atm}}{T_{sp}} = 1 - \frac{298}{323} = 0,0774$$

Suv uzatgan energiyani topamiz

$$E_v = Q \cdot \tau_{tek.v} = 820555,6 \cdot 0,296 = 242884,5 \text{ Vt}$$

Etil spirti uzatgan energiya esa

$$E_v = Q \cdot \tau_{sp} = 820555,6 \cdot 0,0774 = 63511 \text{ Vt}$$

Energetik yo`qotilishlarni hisoblaymiz:

$$D_{tek} = E_v - E_{sp} = 179373,5 \text{ Vt}$$

Trubani “nakatka” tipida intensivlovchi makrog`adir-budurliklar qilish natijasida gidravlik qarshiliklari ortadi. Bundagi bosimning yo`qotilishini topish uchun $\xi/\xi_{tek} = 1,08$ ekanligi inobatga olish zarur.

“Nakatka” li issiqlik almashinish trubalari uchun gidravlik qarshilik koefitsienti quyidagi tenglikdan topiladi:

$$\lambda_{\text{nak}} = 1,08 \cdot \lambda_{\text{tek}} = 1,08 \cdot 0,0503 = 0,05432$$

Bundan, ishqalanish qarshiligini engish jarayonida bosimning yo`qotilishi

$$\Delta p_{iq} = \lambda \cdot \left(\frac{n \cdot l}{d_e} \right) \cdot \Delta p_{tez} = 0,05432 \cdot \frac{240 \cdot 2}{0,021} \cdot 0,641 = 795,9 \text{ Pa}$$

Mahalliy qarshiliklar tufayli bosimning yo`qotilish qiymatlari o`zgarmasdir.

Unda, umumiy gidravlik yo`qotilishlar quyidagiga teng bo`ladi:

$$\Delta r_{um} = \Delta r_{mq} + \Delta r_{iq} = 795,5 + 3,2 = 799,1 \text{ Pa}$$

Ishqalanish qarshiligini engishda bosim yo`qotilishining ortishi juda kichik bo`lgani uchun, suvni uzatishda eksergetik yo`qotilishlarni hisoblamasa ham bo`ladi.

“Nakatka” trubali samarador trubalarni qo`llab, issiqlik almashinish jarayonini intensivlash mumkin. Lekin gidravlik qarshilik bu usulda sezilarsiz miqdorda ortadi.

Natijada qurilmaning gabarit o`lchamlari va massasini kamaytirish mumkin.

Mexanik hisob

Trubaning teshikli panjarasi sifatida III-tipdagi konstruktsiyani tanlaymiz.

Mexanik hisoblashda quyidagi parametrlar aniqlanadi: bolt joylashtiriladigan aylana diametri; qistirmani siqish kuchi; boltning cho`zuvchi kuchlanish; bolt diametri; boltlar soni; flanestning tashqi diametri va qalinligi.

Boltlarni joylashtirish diametri:

$$D_b = 1,1 \cdot D_i^{0,933} = 1,1 \cdot 0,602^{0,933} = 0,625 \text{ m}$$

bu yerda: D_i – flanestning ichki diametri (odatda u qobiqning tashqi diametriga teng).

Zichlovchi qistirmani siqish kuchi (qistirma eni 0,02 m va ichki diametri 0,62 m):

$$R_q = \pi \cdot D_{qo'r} \cdot v \cdot k \cdot p = 3,14 \cdot 0,6125 \cdot 0,1 \cdot 2,5 \cdot 1,6 = 0,77$$

bu yerda: $\epsilon = \sqrt{\epsilon_0} = 3,16$; v_0 - qistirmaning haqiqiy eni, m.

$$D_{Ko'r} = \frac{2Du + 0,015}{2} = \frac{2 \cdot 0,605 + 0,015}{2} = 0,6125$$

Boltlarni cho'zuvchi kuchlanish:

$$p_{\sigma} = \frac{\pi D_{Ko'r}^2}{4} + P_K = \frac{3,14 \cdot 0,6125^2}{4} \cdot 1,6 + 0,77 = 1,25 \text{ MN}$$

bu yerda: $r = 1,6 \text{ MPa}$ – suvning ishchi bosimi.

Boltlar diametrini hisoblash.

$$d_{\sigma} = \frac{D_{\sigma} - D_g}{2} - 0,006 = \frac{0,685 - 0,612}{2} - 0,006 = 0,03 \text{ m}$$

bu yerda: D_g – flanestdagi payvandlash chokining tashqi diametri, m.

Rezbasining diametri M27x1,5 bo'lgan boltni tanlaymiz. Bolt rezbasining ichki diametri $d = 23,5 \text{ mm}$ ga teng. Bolt ko'ndalang kesimining yuzasi (rezbaning ichki diametri bo'yicha)

$$F_{\sigma} = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,0235^2}{4} = 4,34 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

Boltlar soni

$$z = \frac{p_{\sigma}}{\sigma_d \cdot F_{\sigma}} = \frac{1,25}{126 \cdot 4,34 \cdot 10^{-4}} = \frac{1,25}{0,055} = 22,72 \approx 24 \text{ dona}$$

Flanestning tashqi diametri

$$D_f = D_b + 1,83 \cdot d_b = 0,685 + 1,83 \cdot 0,03 = 0,74 \text{ m}$$

Ishchi jarayonida flanestga tushayotgan yuklama:

$$\begin{aligned}
 p &= \frac{D_f}{D_f - D_i} \left[p_{\delta} \frac{D_i}{D_{\delta}} \left(\frac{D_{\delta}}{D_{\kappa p}} - 1 \right) + \frac{\pi D_{\kappa p}^2}{4} p \cdot \left(1 - \frac{D_i}{D_{\kappa p}} \right) \right] = \\
 &= \frac{0,74}{0,74 - 0,602} \left[1,25 \frac{0,602}{0,685} \left(\frac{0,685}{0,6125} - 1 \right) + \frac{3,14 \cdot 0,6125^2}{4} 1,6 \cdot \left(1 - \frac{0,602}{0,6125} \right) \right] = \\
 &= 5,36(0,13 + 0,471 \cdot 0,0171) = 0,74 \text{ MN}
 \end{aligned}$$

Yordamchi kattaliklar:

$$\Phi = \left(\frac{p}{\sigma_T} \right) \cdot \Psi_1 = \frac{1,6}{240} \cdot 1,1 = 0,0073$$

$$A = 2 \cdot \psi_2 \cdot \delta^2 = 2 \cdot 5 \cdot 0,005^2 = 0,00025$$

bu yerda: σ_T – ishchi haroratda flanest materialining oquvchanlik chegarasi, MN/m² (St.3 va X18N10T po'latlar uchun $\sigma_T = 240$ MN/m² deb qabul qilsa bo'ladi); $\delta = 0,005$ - qobiq qalinligi, m; ψ_1 , ψ_2 – koeffitsientlar, ularning son qiymati IV.2-rasmdan aniqlanadi [5,128]

$F > 1,13 \cdot A$ bo'lgani uchun flanest balandligini ushbu formuladan aniqlaymiz:

$$h = 0,43 \sqrt{D_u (\Phi - 0,85A)} = 0,43 \sqrt{0,602(0,0073 - 0,85 \cdot 0,00025)} = 0,0691 \text{ m}$$

Truba teshikli panjarasining o'rta qismidagi balandligi esa ushbu tenglamadan aniqlanadi:

$$\begin{aligned}
 h &= K \cdot D_i \sqrt{\frac{p}{\varphi_0 \cdot \sigma_{r.e.}}} + c_{\kappa} + c_{yaxl} = 0,47 \cdot 0,602 \sqrt{\frac{1,6}{0,265 \cdot 126}} + 0,001 + c_{yaxl} = \\
 &= 0,03193 + 0,1 + c_{yaxl} = 0,06293 \approx 0,063 \text{ m}
 \end{aligned}$$

bu yerda: $K = 0,47$ – truba teshikli panjarasining konstrukstiyasiga bog'liq koeffitsient; $\sigma_{i.d.}$ – material uchun ruxsat etilgan egilish kuchlanishi, MN/m² (mo'rt bo'lmagan materiallar uchun $\sigma_{i.d.} = \sigma_{e.d.}$); φ_0 – truba mahkamlanadigan panjaraning teshiklar qilinishi natijasida mustahkamligini ifodalovchi koeffitsient. Ushbu, φ_0 koeffitsientni quyidagi formuladan topish mumkin:

$$\varphi_0 = \frac{D_{\kappa o'r} - \sum d_0}{D_{\kappa o'r}} = \frac{0,6125 - 0,41}{0,6125} = 0,265$$

bu yerda: $\sum d_0$ - truba mahkamlanadigan panjara diametridagi teshiklar diametrlarining yig'indisi quyidagicha topladi:

$$\sum d_0 = z \cdot d = 18 \cdot 0,025 = 0,45$$

Teshikli panjara diametridagi trubalar soni z qurilmadagi trubalarning umumiy soni n orqali ushbu formuladan topiladi:

$$z = 2\sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25} = 2\sqrt{\frac{240-1}{3} + 0,25} = 17,88 \approx 18 \text{ dona}$$

3.7-masala. Ikki suvli organik eritma orasida issiqlik almashinishi uchun kojux trubali issiqlik almashinish qurilmasi hisoblansin va normallashtirilgan tanlansin. Issiq eritmaning sarfi $G_1=6$ kg/s va u $t_{16} = 112,5$ °S dan $t_{10}=40$ °S, sarfi esa - $G_2 = 21,8$ kg/s. Ikkala muhit korrozion aktiv va fizik kimyoviy xossalari suvnikiga yaqin. Issiq muhit o'rtacha $I, = 76,3$ °S da quyidagi fizik-kimyoviy xossalarga ega:

$$\rho = 986 \text{ kg/m}^3;$$

$$\lambda = 0,662 \text{ Wt/(m.K)};$$

$$\mu = 0,00054 \text{ Pa.s};$$

$$c = 4190 \text{ J/(kg.K)}.$$

Qurilmani hisoblash quyidagi ketma-ketlikda olib boriladi:

1. Issiqlik yuklamasini aniqlaymiz:

$$Q = G \cdot c \cdot (t_1 - t_1) = 6,0 \cdot 4190 \cdot (112,5 - 40) = 1822650 \text{ Wt}$$

2. Harorati past muhitning oxirgi haroratini issiqlik balansini tenglamasidan topamiz:

$$t_{2o} = t_{2b} + \frac{Q}{G_2 \cdot c_2} = 20 + \frac{1822650}{21,8 \cdot 4180} = 40^\circ \text{S}$$

bu yerda: $c_2 = 4180 \text{ J/(kgK)}$ - sovuq eritma o'rtacha $t_g=30^\circ\text{S}$ dagi solishtirma issiqlik sig'imi. Ushbu haroratda sovuq agentning fizik-kimyoviy xossalari:

$$r_2 = 996 \text{ kg/m}^3;$$

$$\lambda_2 = 0,618 \text{ Wt/(m.K)};$$

$$\mu_2 = 0,000804 \text{ Pa.s};$$

3. Issiqlik almashinish qurilmasining o'rta logarifmik haroratlar farqini ushbu yo'l bilan aniqlaymiz:

$$\Delta t_{o'r} = \frac{\Delta t_{ka} - \Delta t_{ki}}{\ln \frac{\Delta t_{ka}}{\Delta t_{ki}}} = \frac{(112,5 - 40) - (40 - 20)}{\ln \frac{72,5}{20}} = 40,8^\circ \text{C}$$

4. Issiqlik almashinish qurilmasining taxminiy tanlovi. Qaysi bir muhitni truba ichiga, qaysi birini trubalararo bo'shliqqa yo'naltirish ularning haroratiga, bosimiga, korrozion faolligiga, sarfi, issiqlik almashinish yuzasini ifloslantirish va hokazolarga bog'liq.

Ko'rilayotgan ushbu misolda ko'ndalang kesimi kam bo'lgan truba ichiga sarfi kichik muhitni, ya'ni issiq eritmani yuboramiz. Bu esa ikkala muhitning tezliklari va issiqlik berish koeffitsientlarini ozgina bo'lsa ham tenglashtirishga imkoniyat beradi.

Natijada issiqlik o'tkazish koeffitsienti ortadi. Sovuq muhitni trubalararo bo'shliqqa yo'naltirilsa, qurilmaga issiqlik qoplama qilinmasa ham bo'ladi.

Trubaning ichida issiq muhit turg'un, turbulent rejimda harakat qilmoqda deb, unga mos taxminiy Reynolds soni $Re_{taq} = 15000$ deb qabul qilamiz.

Ma'lumki, issiqlik almashinish qurilmasida bunday rejimni tashkil etish uchun bir yo'lli qurilmadagi trubalar soni quyidagicha topiladi:

truba diametri $d = 20 \times 2 \text{ mm}$. bo'lsa,

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d \cdot Re_{max} \cdot \mu_1} = \frac{4 \cdot 6,0}{3,14 \cdot 0,016 \cdot 15000 \cdot 0,00054} = 59$$

truba diametri $d = 25 \times 2 \text{ mm}$.

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot 6,0}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 15000 \cdot 0,00054} = 45$$

Ushbu misolda muhitlarning fizik-kimyoviy xossalari bir-biridan kam farq qilgani uchun jadvaldan turbulent rejimga mos minimal issiqlik o'tkazish koeffitsientini tanlab olamiz:

$$K_{max} = 800 \frac{Vt}{m^2 \cdot K}$$

Bunda, taxminiy issiqlik almashinish yuzasi quyidagi son qiymatga teng bo'ladi:

$$F_{max} = \frac{Q}{\Delta t_{o'r.log} \cdot K} = \frac{1822650}{40,8 \cdot 800} = 56,8 m^2$$

Jadvaldan ko'rinib turibdiki, ushbu $F_{tax}=56,8 m^2$ ga to'g'ri keladigan issiqlik almashinish qurilma kojuxining diametri 600-800 mm. dir. Shunga alohida e'tibor berish kerakki, faqat ko'p yo'lli 2 - 4 yoki 6 bo'lgan issiqlik almashinish qurilmalaridagina p/g parametri 50 ga yaqindir.

Ko'p yo'lli issiqlik almashinish qurilmalarida o'rtacha haroratlar farqi bir yo'lliklarnikiga qaraganda birmuncha kam. Bunga sabab, issiqlik tashuvchi agentlarning o'zaro aralash harakatidir. Shuning uchun o'rtacha haroratlar farqi uchun tuzatma qiymatini quyidagicha topamiz:

$$P = \frac{t_{2o} - t_{2b}}{t_{1b} - t_{2b}} = \frac{40 - 20}{112,5 - 20} = 0,216$$

$$R = \frac{t_{1b} - t_{2o}}{t_{2o} - t_{2b}} = \frac{112,5 - 20}{40 - 20} = 3,625$$

$$\eta = \sqrt{R^2 + 1} = \sqrt{3,625^2 + 1} = 3,76$$

$$\delta = \frac{R - 1}{\ln\left(\frac{1 - P}{1 - R \cdot P}\right)} = \frac{3,625 - 1}{\ln\left(\frac{1 - 0,216}{1 - 3,625 \cdot 0,216}\right)} = 2,044$$

$$\varepsilon_{\Delta l} = \frac{\frac{\eta}{\delta}}{\ln\left[\frac{2 - P \cdot (1 + R - \eta)}{2 - P \cdot (1 + R + \eta)}\right]} = \frac{\frac{3,76}{2,044}}{\ln\left[\frac{2 - 0,216 \cdot (1 + 3,625 - 3,76)}{2 - 0,216 \cdot (1 + 3,625 + 3,76)}\right]} = 0,813$$

$$\Delta t_{o'r} = \Delta t_{o'r.log} \cdot \varepsilon_{\Delta l} = 40,8 \cdot 0,813 = 33,2^0 S$$

Taxminiy issiqlik almashinish yuzasi hisoblab topilgan tuzatma qiymati bilan quyidagiga teng bo'ladi:

$$F_{\max} = \frac{Q}{\Delta t_{o'r.log} \cdot K} = \frac{1822650}{33,2 \cdot 800} = 68,7 m^2$$

Endi, quyidagi variantlarni aniqlovchi hisoblash maqsadga muvofiqdir.

1 K: $D = 600 \text{ mm}$; $d = 25 \times 2 \text{ mm}$; $z = 4$; $n/z = 206/4 = 51,5$;

2 K: $D = 600 \text{ mm}$; $d = 20 \times 2 \text{ mm}$; $z = 6$; $p/z = 316/6 = 52,7$;

3 K: $D = 800 \text{ mm}$; $d = 25 \times 2 \text{ mm}$; $z = 6$; $p/z = 384/6 = 64,0$;

5. Issiqlik o'tkazish yuzasini aniqlovchi hisobi.

Variant 1K:

$$Re_1 = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot d \cdot \left(\frac{n}{z}\right) \cdot \mu_1} = \frac{4 \cdot 6,0}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 51,5 \cdot 0,00054} = 13081$$

$$Pr_1 = \frac{c_1 \cdot \mu_1}{\lambda_1} = \frac{4190 \cdot 0,00054}{0,662} = 3,42$$

Trubalar ichida turbulent harakat qilayotgan oqim uchun issiqlik berish koeffitsienti (3.11) formulaga binoan quyidagiga teng:

$$\alpha_1 = \frac{0,662}{0,021} \cdot 0,023 \cdot (13081)^{0,8} \cdot (3,42)^{0,4} = 2300 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

t_1 va t_2 haroratlarning farqi kichik ($\Delta t_{o'r} = 33,2^\circ S$) bo'lgani uchun (R_g/R_{gd}) tuzatmani hisobga olmasa ham bo'ladi.

«Nakatka» trubali issiqlik almashinish qurilmalari uchun issiqlik berish koeffitsienti Nu / Nu_{sil} nisbati orqali topiladi.

Trubalararo bo'shliqdagi to'siqlar orasidagi oqimning ko'ndalang kesim yuzasi $S_{trab} = 0,045 \text{ m}^2$ (3-4 jadval). Unda,

$$Re_2 = \frac{21,8 \cdot 0,025}{0,045 \cdot 0,000804} = 15064$$

$$Pr_2 = \frac{4180 \cdot 0,000804}{0,618} = 5,44$$

(3.22.) formulaga binoan trubalararo bo'shliqda harakat qilayotgan suyuqlik va truba devori orasida issiqlik berish koeffitsienti quyidagicha hisoblanadi:

$$\alpha_2 = \frac{0,618}{0,025} \cdot 0,24 \cdot (15064)^{0,8} \cdot (5,44)^{0,36} = 3505 \frac{Vt}{m^2 \cdot K}$$

Ma'lumki, ikkala issiqlik tashuvchi agentlar ham kichik konsentratsiyali. Shuning uchun, 3-3 jadvalga binoan trubaning ikkala tomonini ifloslanishini bir xil, ya'ni $g_{ifdl} = g_{nfa2} = 1/2900 \text{ m}^2\text{K}/Vt$. Issiqlik tashuvchi agentlar korrozion aktiv bo'lishi trubalar zanglamaydigan po'latdan yasalanishini taqozo etadi. Zanglamaydigan po'lat trubaning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti $\lambda_p = 67,5 \text{ Vt}/(\text{m}\cdot\text{K})$ ga tengdir. Truba devori va iflosliklar qatlamlarining termik qarshiliklarining yig'indisi ushbu yo'l bilan topiladi:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,002}{17,5} + \frac{1}{2900} + \frac{1}{2900} = 0,000804 \frac{m^2 \cdot K}{Vt}$$

Unda issiqlik o'tkazish koeffitsienti

$$K = \frac{1}{\frac{1}{2330} + \frac{1}{3505} + 0,000804} = 625 \frac{Vt}{m^2 \cdot K}$$

ga teng bo'ladi.

Zarur issiqlik almashinish yuzasi ushbu tenglamadan aniqlanadi:

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, tanlangan qatordan trubalarning uzunligi 6,0 m. li va nominal yuzasi $F = 97 \text{ m}^2$ bo'lgan issiqlik almashinish qurilmasi to'g'ri keladi. Shunda, issiqlik almashinish yuzasi bo'yicha zahira:

$$\Delta = \frac{(97 - 83,4) \cdot 100\%}{83,4} = 16,4\%$$

Issiqlik almashinish qurilmasining massasi $M_{1K} = 3130 \text{ kg}$ ga teng (3-10 jadval)

Variant 2 K. Xuddi shunday hisoblar quyidagi natijalarni beradi:

$$Re_1 = 16777; \quad a_1 = 3720 \text{ Vt}/(\text{m}^2\cdot\text{K});$$

$$Re_2 = 11308; \quad a_2 = 3657 \text{ Vt}/(\text{m}^2\cdot\text{K});$$

$$K = 744 \text{ Vt}/(\text{m}^2\cdot\text{K}); \quad F = 74,1 \text{ m}^2$$

2-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, trubalarining uzunligi 4,0 m. li issiqlik almashinish qurilmasining issiqlik almashinish yuzasi bo'yicha zahirasi ($\Delta < 10\%$) kamlik qiladi, ya'ni to'g'ri kelmaydi. Trubalarining uzunligi 6,0 m.

bo'lgan issiqlik almashinish qurilma yuzasi 119 m^2 bo'lsa ham 1K variantniki oldida afzalligi yo'q, chunki u katta massaga ega ($M_{2K}=3380 \text{ kg}$) va uning gidravlik qarshiligi juda katta.

Variant 3K. Hisoblash natijalari:

$$Re = 10540; \quad a_1 = 1985 \text{ Vt}/(\text{m}^2\text{K});$$

$$Re_2 = 9694; \quad a_2 = 2707 \text{ Vt}/(\text{m}^2\text{K});$$

$$K = 596 \text{ Vt}/(\text{m}^2\text{-K}); \quad F = 92,4 \text{ m}^2$$

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, trubalarining uzunligi 4,0 m, nominal yuzasi $F_{zk}=121 \text{ m}^2$ bo'lganda zahira $\Delta = 30,9\%$. Demak, zahira bo'yicha to'g'ri keladi. Massasi 3950 kg, ya'ni 1 K variantnikiga qaraganda ko'proqdir. Ammo, trubalarining uzunligi 1 barobar kam. Undan tashqari, u ixcham va trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilik kamroq bo'ladi. Trubalar uzunligani yanada kamaytirish maqsadida yana bir 4 K variantni ko'rib chiqish mumkin.

Variant 4K. $D = 800 \text{ mm}$; $d_e=20 \times 2 \text{ mm}$; $z=6$; $n/z=103$.

Hisoblash natijalari:

$$Re_1 = 8560; \quad a_1 = 2030 \text{ Vt}/(\text{m}^2\text{K});$$

$$Re_2 = 7754; \quad a_2 = 2947 \text{ Vt}/(\text{m}^2\text{K});$$

$$K = 611 \text{ Vt}/(\text{m}^2\text{-K}); \quad F = 92,3 \text{ m}^2$$

3-4 jadvaldan ko'rinib turibdiki, trubalarining uzunligi 3,0 m, nominal yuzasi $F_{4K}=116 \text{ m}^2$ va zahirasi $\Delta = 28,5\%$ bo'lgan issiqlik almashinish qurilma to'g'ri keladi. Uning massasi $M_{4K}=3550 \text{ kg}$, bu esa 3K variantnikidan 400 kg ga engilroq.

Kojux-trubali issiqlik almashinish qurilmasining gidravlik qarshiligini hisoblash

Uzunligi L_z bo'lgan trubalarda ichki ishqalanish va mahalliy qarshiliklar uchun yo'qotilgan bosim (3.1) tenglama orqali topish mumkin. Trubadagi suyuqlikning tezligi esa

$$W_{mp} = \frac{4 \cdot G_{mp} \cdot z}{\pi \cdot d^2 \cdot n \cdot \rho_{mp}}$$

Ishqalanish koeffitsienti (3.4)-(3.7) formulalar yordamida aniqlanadi.
Agarda $Re_{tr} > 2300$ bo'lsa, ushbu formuladan hisoblab topiladi:

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{e}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re_{mp}} \right)^{0,9} \right] \right\}^{-2}$$

bu yerda: $e = \Delta/d$ - trubaning nisbiy g'adir-budurligi; Δ - g'adir-budurliklarning balandligi (hisoblar uchun $\Delta = 0,2$ mm deb qabul qilsa bo'ladi).

Truba ichida harakat qilayotgan oqimga ko'rsatilayotgan mahalliy qarshilik koeffitsientlari:

$\xi_{tr1} = 1,5$ - kameraga kirish va chiqish;

$\xi_{tr2} = 2,5$ - yo'llar orasidagi burilish;

$\xi_{tr3} = 1,0$ - trubaga kirish va chiqish.

Taqsimlovchi kameraga kirish va undan chiqish paytidagi mahalliy qarshiliklarni shtutsyerdagi suyuqlikning tezligi bo'yicha hisoblash kerak. Kojux-trubali issiqlik almashinish qurilmasining normallashtirilgan shtutserlarining diametrlari 3-10 jadvalda berilgan.

Trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilikni ushbu formula orqali hisoblanadi:

$$\Delta P_{mpab} = \sum \xi_{mpab} \cdot \left(\frac{\rho \cdot w_{mpab}^2}{2} \right)$$

Suyuqlikning trubalararo bo'shliqdagi tezligi esa quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$w_{mpab} = \frac{G_{mpab}}{S_{mpab} \cdot \rho_{mpab}}$$

$\xi_{mp1} = 1,5$ suyuqlikning kirishi va chiqishi;

$\xi_{mp2} = 1,5$ segment to'siq orqali burilish;

$\xi_{mp3} = \frac{3 \cdot m}{Re_{mpab}^{0,2}}$ - trubalar paketi (dastasi)ning qarshiligi.

bu yerda:

S_{mpab} - trubalararo bo'shliqning eng tor ko'ndalang kesimi; m - truba qatorlarining soni.

Qurilmaning konstruktiv o'lchamlarini hisoblash

Buning uchun kerakli boshlang'ich ma'lumotlar - issiqlik almashinish yuzasi F va trubaning uzunligi l .

Topish kerak: trubalar soni - n , ularning joylashishi, qurilma korpusining diametri - D , truba va trubalararo bo'shlig'dagi yo'llar sonlarini, hamda shtutserlarning geometrik o'lchamlarini.

Trubalar soni ushbu tenglama orqali topiladi:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d_{or} \cdot l}$$

bu yerda: d_{or} - trubaning o'rtacha diametri, agarda a_1 va a_2 bir-biriga yaqinroq son qiymatlarga ega bo'lsa,

$$d_{or} = \frac{d_{tash} + d_{ich}}{2}$$

agarda $a_1 \gg a_2$ yoki $a_1 \ll a_2$ bo'lsa, unda d_{or} son qiymati suyuqlik bilan yuvilayotgan trubaning α si tomondagi diametri d ga teng bo'ladi.

Odatda, trubalar truba to'rlariga to'g'ri oltiburchak qirralari, kvadrat tomonlari, hamda konsentrik aylanalar bo'ylab joylashtiriladi.

To'g'ri oltiburchaklik qirralar bo'ylab trubalar joylashtirilganda, ularning soni

$$p = 1 + Za + Za^2$$

formuladan topiladi. Formuladagi aylana markazidan boshlab hisoblanganda, oltiburchakning tartib raqami.

Eng katta oltiburchak diagonalidagi trubalar sonini ushbu formuladan topish mumkin:

$$2a + 1 = \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25}$$

Truba qatorlarining soni m esa,

$$m = \sqrt{\frac{n-1}{3} + 0,25} \approx \sqrt{\frac{n}{3}}$$

Truba o'qlari orasidagi masofa yoki qadami t trubaning tashqi diametriga bog'liq va ushbu tenglikdan aniqlash mumkin:

$$t = (1,2 + 1,4) \cdot d_{tash}$$

Lekin, har qanday sharoitda ham

$$t = d_{tash} + 6 \text{ mm.}$$

dan kam bo'lmasligi kerak. Shuni nazarda tutish kerakki, m va a parametrlar butun son bo'lishi shart.

Qurilma korpusining ichki diametri quyidagi formula bilan aniqlanadi:

bir yo'lli bo'lganda

$$D_{ich} = t \cdot (6 - 1) + 4 \cdot d_{tash}$$

yoki

$$D_{ich} = 1,1 \cdot t \cdot \sqrt{n}$$

ko'p yo'lli bo'lganda esa,

$$D_{ich} = 1,1 \cdot t \cdot \sqrt{\frac{n}{\eta}}$$

bu yerda: $\eta = 0,6-0,8$ - truba to'rini trubalar bilan to'ldirilish koeffitsienti va u hisoblash yo'li bilan topiladi. D_{ich} ning son qiymati standart yoki normallardagi butun son qiymatlarigacha yaxlitlanadi.

Truba to'rlari orasidagi masofa, ya'ni trubalarning ishchi uzunligi l , quyidagi hisoblash formulasidan topish mumkin:

$$l_1 = \frac{F}{\pi \cdot d_{or} \cdot n \cdot z}$$

bu yerda: z - yo'llar soni; n - bir yo'ldagi trubalar soni.

Issiqlik almashinish qurilmasining ishchi uzunliklari quyidagilarga teng qilib olish tavsiya etiladi:

$$l_1 = 1000; \quad 1500; \quad 2000; \quad 3000; \quad 4000; \quad 6000; \quad 9000$$

Ko'p yo'lli issiqlik almashinish qurilmasida yo'llar soni har doim juft bo'lishi tavsiya qilinadi. Agarda, ko'p yo'lli qurilma trubalarining uzunliklari ruxsat etilganidan ortiq bo'lsa, yo'llar soni z o'zgartiriladi.

Kojux-trubali issiqlik almashinish qurilmasining umumiy balandligi truba uzunligi l_1 va 2 ga taqsimlovchi kameralar balandliklari h larning yig'indisiga teng, ya'ni:

$$N = l + 2h$$

bu yerda: $h = 200-400$ mm.

Boshqa turdagi issiqlik almashinish qurilmalari uchun konstruktiv hisoblashlar ushbu adabiyotlarda keltirilgan.

Shtutserlarning shartli diametri kojux diametri va yo'llar soniga bog'liq bo'lib, 2-8 jadvaldan tanlanadi.

Segmentli to'siqlar soni issiqlik almashinish qurilmasining uzunligi va diametriga bog'liq. Normallashtirilgan issiqlik almashinish qurilmasining segmentlar soni 3-9 jadvalda berilgan.

Suyuqlikning kirishi va chiqishi paytidagi gidravlik qarshiligi uning shtutsyerdagi tezligi orqali hisoblansa bo'ladi. Shtutserlarning shartli diametrlari 3-8 jadvalda berilgan.

Truba va trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilikni hisoblash quyidagi formula yordamida olib boriladi:

$$\Delta P_{mpab} = \lambda \cdot \frac{L \cdot z}{d} \cdot \frac{w_{mp} \cdot \rho_{mp}}{2} + \\ + [2,5 \cdot (z - 1) + 2 \cdot z] \cdot \frac{w_{mp}^2 \cdot \rho_{mp}}{2} + 3 \cdot \frac{w_{mpm} \cdot \rho_{mp}}{2}$$

bu yerda: z - yo'llar soni.

$$\Delta P_{mpab} = \frac{3 \cdot m \cdot (x + 1)}{Re_{mpab}^{0,2}} \cdot \frac{\rho_{mpab} \cdot w_{mpab}^2}{2} + 1,5 \cdot x \cdot \\ \cdot \frac{\rho_{mpab} \cdot w_{mpab}^2}{2} + 3 \cdot \frac{\rho_{mpab} \cdot w_{mpab}^2}{2}$$

bu yerda: x - segment to'siqlar soni.

Uchta variant bo'yicha tanlangan kojux-trubali issiqlik almashinish qurilmalarning gidravlik qarshiliklari bo'yicha taqqoslanadi.

Variant 1K. Suyuqlikning trubadagi tezligi

$$w_{mp} = \frac{G_1}{S_{mp} \cdot \rho_1} = \frac{6,8}{0,018 \cdot 988} = 0,338 \text{ m/s}$$

Ishqalanish koeffitsienti (3.1) formuladan hisoblab topiladi:

$$\lambda = 0,25 \left\{ \lg \left[\frac{0,2 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 3,7} + \left(\frac{6,81}{13100} \right) 0,9 \right] \right\}^{-2} = 0,0422$$

Taqsimlovchi kamera shtutserining diametri $d_{\text{sht}} = 0,15 \text{ m}$. Undagi tezlik

$$w_{mpm} = \frac{6,0 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,15^2 \cdot 986} = 0,334 \text{ m/s}$$

Truba bo'shlig'ida quyidagi mahalliy qarshiliklar bor: kameraga kirish va chiqish, 180° li 3 ta burilish va 4 marta suyuqlik trubaga kiradi va chiqadi.

Trubalardagi gidravlik qarshilik (3.3) formuladan aniqlanadi:

$$\begin{aligned} \Delta P_{mpab} &= 0,0422 \cdot \frac{6 \cdot 4}{0,021} \cdot \frac{988 \cdot 0,338^2}{2} + [2,5 \cdot (4-1) + 2 \cdot 4] \cdot \\ &\cdot \frac{988 \cdot 0,338^2}{2} + 3 \cdot \frac{986 \cdot 0,344^2}{2} = 2720 + 873 + 175 = 3764 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Trubalararo bo'shliqdagi suyuqlik bilan yuvilib turgan truba qatorlarining soni:

$$m \approx \sqrt{\frac{206}{3}} = 8,29 \approx 9$$

Segment to'siqlar soni $x = 18$ (3-7 jadval). Kojuxdagi shtutserlar diametri $d_{\text{trab}} = 0,2 \text{ m}$ va undagi suyuqlik tezligi:

$$w_{mpm} = \frac{21,8 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,2^2 \cdot 996} = 0,679 \text{ m/s}$$

Trubalararo bo'shliqning eng tor ko'ndalang kesimi $S_{\text{trab}} = 0,040 \text{ m}^2$ dagi tezligi:

$$w_{mp} = \frac{21,8}{0,04 \cdot 996} = 0,547 \text{ m/s}$$

Trubalararo bo'shliqda quyidagi mahalliy qarshiliklar bor: suyuqlikning shtutserga kirishi va chiqishi, segment to'siqlar orqali 18 ta burilish ($x=18$ ta) va truba paketini suyuqlik yuvib o'tishida 19 ta qarshilik ($x+1$).

Trubalararo bo'shliqdagi gidravlik qarshilik (3.38) formuladan hisoblab topiladi:

$$\Delta P_{mpab} = \frac{3 \cdot 9 \cdot (18+1)}{(16947)^{0,2}} \cdot \frac{996 \cdot 0,547^2}{2} + 1,5 \cdot 18 \cdot \frac{996 \cdot 0,547^2}{2} + \\ + 3 \cdot \frac{996 \cdot 0,597^2}{2} = 10902 + 4023 + 725 = 15650 \text{ Pa}$$

Variant 3 K. Xuddi shunday hisoblar quyidagi natijalarni beradi:

$$\begin{aligned} w_{mp\delta} &= 0,277 \text{ m/s}; & \lambda &= 0,0431; \\ w_{mp.u} &= 0,344 \text{ m/s}; & \Delta P_{mp} &= 2965 \text{ Pa} \\ w_{mpa\delta} &= 0,377 \text{ m/s}; & m &= 12; \\ w_{mpa\delta} &= 0,446 \text{ m/s}; & x &= 8; \\ \Delta P_{mpa\delta} &= 3857 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Avvalgi variantlar bilan taqqoslash shuni ko'rsatadiki, gidravlik qarshilik bo'yicha variant 3 K yaxshi.

Variant 4 K. Hisoblash natijalari:

$$\begin{aligned} w_{mp} &= 0,304 \text{ m/s}; & \lambda &= 0,0472; \\ w_{mp.u} &= 0,344 \text{ m/s}; & \Delta P_{mp} &= 3712 \text{ Pa}; \\ w_{mpa\delta} &= 0,337 \text{ m/s}; & m &= 15; \\ w_{mpa\delta} &= 0,0446 \text{ m/s}; & x &= 6; \\ \Delta P_{mpa\delta} &= 3728 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Avvalgi variant bilan solishtirish juda kam farq borligini ko'rsatadi, ammo bu variant afzalligi shundaki, massasi 400 kg kam. Shuning uchun variant 3K ni to'g'ri kelmaydi. Demak, raqobatbardosh deb variant 1 K va 4 K larni hisoblasa bo'ladi. Bu ikki variantdan qaysi birini tanlash texnik-iqtisodiy tahlil asosida qilinishi kerak.

Gidravlik qarshiliklarni engish uchun sarf bo'ladigan quvvat miqdori quyidagi formuladap aniqlanadi:

$$N = \frac{V \cdot \Delta p}{1000 \cdot \eta}$$

bu yerda: V - issiqlik tashuvchi agent sarfi, m^3/s ; Δp - naporning yo'qolishi, Pa; η - nasosning f.i.k.

3.8-masala. Blokli deemulsatorning issiqlik hisobi.

Suvlanganligi 20% bo'lgan neft emulsiyasi 3000 t/kun sarf bilan blokli deemulsatorida isitildi. Yoqilg'isi sifatida issiqlik qobiliyati 41865 kJ/kg bo'lgan yo'ldosh gazdan foydalanildi. Emulsiyaning boshlang'ich harorati 15⁰S ni, maqbul harorati esa 70⁰S ni tashkil etdi. Neftning 15⁰S dagi zichligi 850 kg/m³.

Qo'yidagilarni hisoblash kerak: Issiqlik sarfi; neftni deemulsatsiyalanish haroratigacha isitish uchun kerak bo'ladigan gaz sarfi; kerakli isitish sirti.

Echish: Emulsiyani t_1 dan t_2 gacha isitish uchun kerak bo'ladigan issiqlik sarfi quyidagi tenglamadan aniqlaniladi:

$$Q = [G_J(1 - h_v)C_n(t_2 - t_1) + h_v G_J C_v(t_2 - t_1)] \cdot K$$

O'rtacha haroratni aniqlaymiz: $t_{o'r} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{10 + 70}{2} = 40^0 S$

Neftning issiqlik sig'imi:

$$C_n = \frac{4,1865}{\sqrt{\rho_n}} (0,403 + 0,00081 t_{o'r}) = \frac{4,1865}{\sqrt{0,850}} (0,403 + 0,00081 \cdot 40) = 1,980 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot K).$$

Suvning issiqlik sig'imi:

$$C_s = [1,006 - 0,0005696 t_{o'r} + 0,874 \cdot 10^{-5} t_{o'r}^2] \cdot 4,1865 = [1,0066 - 0,0005696 \cdot 40 + 0,874 \cdot 10^{-5} \cdot 40^2]$$

$$4,1865 = 4,20 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot K) \text{ "K" ni } 1,15 \text{ ga teng deb qabul qilamiz.}$$

Issiqlik sarfi:

$$Q = [G_J(1 - n_v)C_n(t_2 - t_1) + n_v G_J C_v(t_2 - t_1)] \cdot K = [3000 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8 \cdot 1,980(70 - 10) + 0,2 \cdot 3000 \cdot 10^{-3} \cdot 4,20(70 - 10)] \cdot 1,15 = 50,2 \cdot 10^7 \text{ kJ}.$$

Issiqlik quvvati:

$$q = \frac{Q}{24 \cdot 3600} = \frac{50,2 \cdot 10^7}{24 \cdot 3600} = 5560 \text{ kWt}.$$

Issiqlik sarfini aniqlaymiz:

$$G = \frac{Q}{C} = \frac{5560}{41865} = 0,133 \text{ kg/s}$$

Tenglamada issiqlik sarfi kJ/s da, S esa kJ/kg berilganda.

Isitish sirti quyidagi formulaga ko'ra aniqlanadi

$$F = \frac{Q}{q_n}$$

q_n - isitish qurilmasi quvurining o'rtacha issiqlik kuchlanishi. Neftni bug'lanishsiz isitishda po'lat quvurning ruxsat etilgan issiqlik kuchlanishi $q_n=167460 \text{ kkal}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Demak, bizning hol uchun isitish sirti

$$F = \frac{Q}{q_n} = \frac{5560 \cdot 3600}{167460} = 112 \text{ m}^2 \text{ ga teng.}$$

3.3.Havoli sovutgichni hisoblash

3.9-masala. Quyida keltirilgan malumotlarga ko'ra kerosin distilyatini sovutuvchi gorizontali havoli sovutgich hisoblansin:

Kerosin distilyatining miqdori $G_1=35000 \text{ kg/s}$; zichligi $\rho_{277}^{293} = 0,800$; boshlang'ich harorati $T_1' = 377K$; oxirgi harorati $T_1'' = 315K$; havoning boshlang'ich harorati $T_2'' = 333K$.

Hisoblash:

1.Sovutgichning issiqlik yuklamasi:

$$Q_1 = G_1(q_{T_1'}^c - q_{T_1''}^c);$$

bu yerda: Q_1 -sovutgichda kerosindan olingan issiqlik miqdori;

$q_{T_1'}^c; q_{T_1''}^c$ -kerosinning tegishli haroratdagi entalpiyasi; entalpiya Krega formulasidan topiladi:

$$q_T^c = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762T + 0,0017T^2 - 334,253);$$

$$q_{T_1'}^c = q_{377}^c = \frac{1}{\sqrt{0,804}} (0,762 \cdot 377 + 0,0017 \cdot 377^2 - 334,253) = 216 \text{ kJ} / \text{kg}$$

$$q_{T_1''}^c = q_{315}^c = \frac{1}{\sqrt{0,804}} (0,762 \cdot 315 + 0,0017 \cdot 315^2 - 334,253) = 82,5 \text{ kJ} / \text{kg}$$

$$Q_1 = 35000(216 - 82,5) = 467 \cdot 10^6 \text{ kJ} / \text{s} = 1300 \text{ kWt}$$

2.Havoning massaviy va hajmiy sarfi:

Sovutgichning issiqlik balansi formulasidan

$$G_1(q_{T_1'}^c - q_{T_1''}^c) = G_2(C_p'' \cdot T_2'' - C_p' \cdot T_2')$$

$$G_2 = \frac{G_1(q_{T_1'}^c - q_{T_1''}^c)}{C_p'' \cdot T_2'' - C_p' \cdot T_2'} = \frac{Q_1}{C_p'' T_2'' - C_p' \cdot T_2'}$$

bu yerda: G_2 - havo miqdori (kg/s);

C_p'', C_p' - havoning oxirgi va boshlang'ich haroratiga mos keladigan o'rtacha issiqlik sig'imi (kJ/kg K).

$$G_2 = \frac{4,67 \cdot 10^6}{1,009 \cdot 333 - 1,005 \cdot 299} = 136000 \text{ kg / s}$$

Havoning boshlang'ich harorati $T_2' = 299K$ va barometrik bosimi $P_0 = 101308$ Pa dagi zichligini topamiz:

$$\rho_x = \frac{\rho_0 \cdot T_0}{T_2'} = \frac{1,293 \cdot 273}{299} = 1,18 \text{ kg / m}^3$$

ρ_0 -havoning normal sharoitdagi zichligi (kg/m³).

Havoning sekunda hisoblangan miqdori:

$$V_x = \frac{G_2}{3600 \cdot \rho_x} = \frac{136000}{3600 \cdot 1,18} = 32 \text{ m}^3 / \text{s}$$

3.Trubalar xarakteristikasi.

Sovutgich uchun qovurg'ali truba tanlaymiz. Umumiy holda bu sovutgichlar uchun qovurgali trubalar uzunligi 4 va 8 m. qabul qilingan. Biz hisoblashda $L=4$ m. ni olamiz. Ichki truba materiali - latun AO-70-1. Qovurg'alar materiali-alyuminiy AD1M. Qovurg'alar soni $n=286$. Qovurg'alah koeffistienti $\varphi = 9$.

4. Kerosinning issiqlik uzatish koeffistienti. Kerosinning o'rtacha haroratidan foydalanib boshqa fizik parametrlarni topamiz.

$$T_{o'r_1} = \frac{T_1' + T_1''}{2} = \frac{377 + 315}{2} = 346K$$

Issiqlik o'tkazuvchanlik koeffistienti:

$$\lambda_{o'r} = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} \cdot (1 - 0,00047 \cdot T_{o'r_1}) = \frac{0,1346}{0,804} (1 - 0,00047 \cdot 346) = 0,14 \text{ Wt / (m} \cdot \text{K)}$$

Issiqlik sig'imi:

$$C_{o'r_1} = \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} \cdot (0,762 - 0,00034 \cdot T_{o'r}) = \frac{1}{\sqrt{0,804}} \cdot (0,762 - 0,00034 \cdot 346) = 2,18 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot \text{K})$$

Tegishli zichligi:

$$\rho_{277}^{T_{o'r}} = \rho_{277}^{293} - \alpha(T_{o'r} - 293) = 0,8 - 0,000765(346 - 293) = 0,760;$$

bu yerda: α – o'rtacha harorat tuzatmasi.

3. Kerosinning $T_{o'r_1} = 346 \text{ K}$ dagi knematik qovushqoqligi $\nu_{o'r_1} = 0,9 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s}$ ga teng. Sovutgich trubalarida harakatlanayotgan kerosinning minimal chiziqli tezligini topamiz. Oqim rejimi $Re_{\min} = 10^4$ turbulent.

$$Re = 10^4 = \frac{\omega_{\min} \cdot d_1}{\nu_{o'r} \cdot 1};$$

$$\text{Bundan: } \omega_{\min} = \frac{10^4 \cdot \nu_{o'r} \cdot 1}{d_1} = \frac{10^4 \cdot 0,9 \cdot 10^{-6}}{0,021} = 0,43 \text{ m/s}$$

Odatda issiqlik almashinish apparatlarini hisoblashda trubalarda harakatlanayotgan suyuqliklar tezligi 0,5 dan 2,5 m/s deb qabul qilingan. Biz hisoblayotgan sovitgichda kerosin tezligini $\omega = 1,5 \text{ m/s} > \omega_{\min}$ ga teng deb olamiz.

$$\text{Bunda: } Re_{o'r} \cdot 1 = \frac{1,5 \cdot 0,021}{0,9 \cdot 10^{-6}} = 35000$$

$Re = 10^4$ da kerosinning issiqlik uzatish koeffitsientini topish formulasi quyidagicha:

$$d_1 = 0,021 \cdot \frac{\lambda_{o'r_1}}{d_1} \cdot Re_{o'r_1}^{0,8} \cdot Pr_{o'r_1}^{0,43} \left(\frac{Pr_{o'r_1}}{Pr \cdot \omega l} \right)^{0,25} \cdot El;$$

bu yerda: $Pr_{o'r_1}$ – 346 K dagi Prandtl kriteriysi;

$Pr \omega l$ – trubalarning ichki devori haroratidagi Prandtl kriteriysi.

El – truba diametri va uzunligi o'rtasidagi munosabatning tuzatma koeffitsienti bo'lib, u bizda 1 ga teng.

$$Pr_{o'r_1} = \frac{\nu_{o'r_1} \cdot C_{po'r_1} \cdot \rho_{o'r} \cdot 1}{\lambda_{o'r_1}} = \frac{0,9 \cdot 10^{-6} \cdot 2,18 \cdot 760 \cdot 3600}{0,5} = 10,73$$

Trubalarning ichki devorining haroratini $T_{\omega-1} = 344K$ deb olamiz. Bunga ko'ra kerosinning fizik parametrlarini yuqoridagidek qaytib hisoblaymiz va quyidagilarga ega bo'lamiz:

$$C_{p,\omega-1} = 2,14 kJ / (kg \cdot K); \nu_{\omega-1} = 0,96 \cdot 10^{-6} m^2 / s; \rho_{\omega-1} = 0,760;$$

$$\lambda_{\omega-1} = 0,50 kJ / (m \cdot s \cdot K) = 0,14 Wt / (m \cdot K)$$

$$Pr_{\omega-1} = \frac{0,96 \cdot 2,14 \cdot 760 \cdot 3600}{10^6 \cdot 0,5} = 11,24.$$

$$\alpha_1 = 0,021 \cdot \frac{0,14}{0,021} \cdot 35000^{0,8} \cdot 10,73^{0,43} \left(\frac{10,73}{11,24}\right)^{0,25} \cdot 1 = 1676 Wt / (m^2 \cdot K)$$

4. Tekis trubalar ishlatilganda havoning issiqlik uztaish koeffitsientini hisoblaymiz (α).

α_2 ni topish uchun shaxmat shaklida joylashtirilgan trubalar orasidan o'tayotgan havoning oqim rejimi Re ni topishimiz zarur. Trubalar qadami eniga $S_1 = 0,052$ m. Uzunligi bo'yicha esa:

$$S_2 = \sqrt{S_1^2 - \left(\frac{S_1}{2}\right)^2} = \sqrt{52 - \left(\frac{52}{2}\right)^2} = 45 mm$$

1 ta gorizontal qatorda joylashgan trubalar soni n ni topamiz.

$$n = 1 + \frac{B - d_3}{S_1} = 1 + \frac{4 - 0,028}{0,052} = 76$$

Havo o'tadigan apparat bo'yicha joylashgan trubalar maydonini topamiz.

$$F_s = L(B - n \cdot d_3) = 4(4 - 76 \cdot 0,028) = 7,5 m^2$$

Havoning shu maydondagi tezligi:

$$\omega_0 = \frac{V_g}{F_s} = \frac{64}{7,5} = 8,5 m / s$$

bu yerda: V_g - havoning sekundli sarfi (m^3/s).

Havoning o'rtacha harorati:

$$T_{o'r2} = \frac{T'_2 + T''_2}{2} = \frac{299 + 333}{2} = 316 K$$

Shu haroratga mos kinematik qovushqoqlik $\nu = 17,26 \cdot 10^{-6} m^2/s$.

Endi Re ni topamiz:

$$Re = \frac{\omega_0 \cdot d_3}{\nu} = \frac{8,5 \cdot 0,028}{17,26 \cdot 10^{-6}} = 13800.$$

α_2 ni topish uchun:

$N_4 = 0,37 \cdot E_{aT} \cdot Re^{0,6}$ dan foydalanamiz.

$$\alpha_2 = 0,37 \cdot \frac{\lambda}{d_3} E_{aT} \cdot Re^{0,6} = 0,37 \frac{0,0273}{0,028} \cdot 1 \cdot 13800^{0,6} = 105 \text{ Vt} / (m^2 \cdot K)$$

bu yerda: $E_{aT}=1$ -tuzatma koeffitsienti.

6. Tekis trubalar uchun issiqlik almashinish koeffitsienti.

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3,8} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_n + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_a + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3,n} + \frac{1}{\alpha_2}};$$

bu yerda: $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3,8}$ - ichki ifloslangan yuzaning issiqlik qarshiligi. U kerosin

uchun $0,00035(m^2 \cdot K)/Vt$.

$$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_n = \frac{0,002}{91,9} = 0,000022(m^2 \cdot K) / Vt \text{ - latun devorning issiqlik qarshiligi.}$$

$$\left(\frac{\rho}{\lambda}\right)_a = \frac{0,0015}{205} = 0,000073(m^2 \cdot K) / Vt \text{ - alyuminiy trubalarning issiqlik}$$

qarshiligi.

$$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3,n} \text{ - tashqi ifloslangan yuzaning issiqlik qarshiligi.}$$

Uni $0,00017$ - $0,00086$ oraliqdan $0,00060 (m^2 \cdot K)/Vt$ deb olamiz.

$$k = \frac{1}{\frac{1}{1676} + 0,00035 + 0,000022 + 0,000073 + 0,0006 + \frac{1}{105}} = 90 \text{ Vt} / (m^2 \cdot K)$$

7) O'rtacha haroratlar farqi:

$$\Delta T_{o'r} = \frac{\tau_{\max} - \tau_{\min}}{2,3 \lg \frac{\tau_{\max}}{\tau_{\min}}};$$

bu yerda: $\tau_{\max}, \tau_{\min}$ - yuqori va past haroratlar farqi.

Ular quyidagicha aniqlanadi:

$$\tau_{\max} = Q + 0,5\Delta T; \quad \tau_{\min} = Q - 0,5\Delta T$$

bu yerda: Q- «issiq» va «sovuq» issiqlik tashuvchilar haroratlarinig o'rta arifmetik farqi.

$$Q = \frac{T'_1 + T''_1}{2} - \frac{T'_2 + T''_2}{2};$$

ΔT - haroratlarning xarakterik farqi.

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta T_1 + \Delta T_2)^2 - 4P\Delta T_1 \cdot \Delta T_2};$$

bu yerda: $\Delta T_1 = T'_1 - T''_1$

$$\Delta T_2 = T''_2 - T'_2;$$

R-qarama qarshilik=0,98.

$$\Delta T_1 = 377 - 315 = 62K; \Delta T_2 = 333 - 299 = 34K.$$

$$T = \sqrt{(62 + 34)^2 - 4 \cdot 0,98 \cdot 62 \cdot 34} = 30,9K$$

$$\tau_{\max} = 30 + 0,5 \cdot 30,9 = 45,5K$$

$$Q = \frac{377 + 315}{2} - \frac{299 + 333}{2} = 30K$$

$$\tau_{\min} = 30 - 0,5 \cdot 30,9 = 14,5K$$

$$\Delta T_{o'r} = \frac{45,5 - 14,5}{2,3 \lg \frac{45,5}{14,5}} = 27,3K$$

Kerosin oqib o'tuvchi truba ichki yuzasining harorati:

$$T_{\omega-1} = T_{o'r-1} - \frac{k\Delta T_{o'r}}{\alpha_1} = 73 - \frac{90 \cdot 27,3}{1676} = 71,5K$$

8. Qovurgali trubalarning issiqlik uzatish koefistienti:

$$\alpha_{\kappa} = 0,364\tau \left(\frac{\rho_h \cdot \omega'_0}{\mu} \right)^{0,68} \cdot Pr^{0,33} \cdot d_3^{-0,77} \cdot \delta_p^{0,3} \cdot d_4^{0,15};$$

bu yerda: $\lambda = 0,0273Vt / (m \cdot K)$ - havoning o'rtacha haroratidagi issiqlik

o'tkazuvchanlik koefistienti;

ρ_h =havoning $T_{o'r2}$ dagi zichligi (kg/m^3);

ω'_0 –havoning qovurgali trubalar joylashgan maydonnnig bitta oqimidagi tezligi (m/s);

μ - havoning $T_{o'r2}$ dagi dinamik qovushqoqligi ($Pa \cdot s$)

$Pr = 0,71 - T_{o'r2}$ dagi Prandtl kriteriysi;

$$\sigma = \frac{S_n}{d_3} = \frac{0,052}{0,028} = 1,86;$$

δ_p -qovurg'aning o'rtacha qalinligi;

$$h_p = 0,0105 m$$

$$S_p = 0,0035 m$$

$$\omega'_0 = \omega_H \frac{\sigma}{\sigma - 1 - 2 \frac{\sigma_p}{d_3} \cdot \frac{h_p}{d_3} \cdot \frac{d_3}{S_p}};$$

$$\omega_H = \frac{V_g}{L \cdot B} = \frac{V_g}{F_{CB}}$$

$$V_g$$

$$F_{CB} = L \cdot B = 4 \cdot 4 = 16 m^2$$

$$\omega_H = \frac{64}{16} = 4 m/c$$

$$\delta_p = \frac{\delta_1 + \delta_2}{2};$$

bu yerda: ω_H -havoning trubalar

joylashgan oqimga kirishdan oldingi tezligi;

-qovurg'a balandligi;

-qovurg'a qadami;

bu yerda: -havoning hajmiy sarfi (m^3/s);

- havo potogining frantali;

- qovurg'aning o'rtacha qalinligi.

bu yerda:

$\delta_1 = 0,0006 m$ - qovurg'a yuqorisining qalinligi;

$\delta_2 = 0,0011 m$ - qovurg'a asosining qalinligi.

$$\delta_p = \frac{\delta_1 + \delta_2}{2} = \frac{0,0006 + 0,0011}{2} = 0,00085 m.$$

$$\omega'_0 = \frac{4 \cdot 1,86}{1,86 - 1 - 2 \cdot \frac{0,00085}{0,028} \cdot \frac{0,0105}{0,028} \cdot \frac{0,028}{0,0025}} = 10,6 m/s.$$

Havoning $T_{o'r2}$ dagi dinamik qovushqoqligi.

$$\mu = \nu \cdot \rho_h = 17,26 \cdot 10^{-6} \cdot 1,1166 = 19,26 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$$

$$\alpha_\kappa = 0,364 \cdot 0,0273 \left(\frac{1,1166 \cdot 10,6}{19,26 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,68} \cdot 0,71^{0,33} \cdot 0,028^{-0,77} \cdot 0,00085^{0,3} \cdot 0,049^{0,15} = 95 W/(m^2 \cdot K) \quad 9.$$

Havoning keltirilgan issiqlik uzatish koefficienti.

$$\alpha_{np} = \left[1 + \frac{F_p}{F_n} (E \cdot E_\Delta - 1) \right] \cdot \frac{\psi \cdot \alpha_\kappa}{1 + \beta_3 \cdot \psi \cdot \alpha_\kappa};$$

bu yerda: F_p - trubaning 1 m. uzunligida joylashgan qovurg'alarning yuzasi;
(m^2/m);

E- qovurg'alarning effektivlik koeffitsienti;

$\psi = 0,85$ - eksperimental topilgan koeffitsient;

$\beta_3 = \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3,n} = 0,00060(m^2 \cdot K) / Vt$ - truba tashqi iflos yuzasining issiqlik qarshiligi.

$$F_p = \pi \cdot x \left(2 \cdot \frac{d_4^2 - d_3^2}{4} + d_4 \cdot \delta_{o'r} \right);$$

bu yerda: $x=286$ – qovurg'alarning spiralsimon uramlarining soni;

$$F_p = 3,14 \cdot 286 \left(2 \cdot \frac{0,049^2 - 0,028^2}{4} + 0,049 \cdot 0,00085 \right) = 0,761 m^2$$

Qovurg'ali trubaning 1m. uzunligidagi qovurg'alar orasidagi trubaning silliq qismlarining umumiy yuzasini F_{tr} topamiz.

$$F_{mp} = \pi \cdot d_3 (1 - x \cdot \delta_2) = 3,14 \cdot 0,028 (1 - 286 \cdot 0,0011) = 0,06 m^2;$$

Qovurg'ali trubalarning to'liq tashqi yuzasi.

$$F_n = F_p + F_{mp} = 0,761 + 0,06 = 0,82 m^2$$

$$\sqrt{\frac{\alpha_\kappa \cdot \psi}{\alpha_a (\delta_1 + \delta_2) (1 + \beta_3 \cdot \psi \cdot \alpha_\kappa)}} (d_4 - d_3) = \sqrt{\frac{0,5 \cdot 0,85}{2012 \cdot (0,0006 + 0,0011) \cdot (1 + 0,00026 \cdot 0,85 \cdot 95)}} \cdot (0,049 - 0,028) = 0,3$$

λ_a - alyuminiy qovurg'aning issiqlik o'tkazuvchanligi bu natijaga ko'ra rasmdan $e=0,96$; $e_\Delta=1,02$ larni topamiz.

$$\alpha_{kel} = \left[1 + \frac{0,761}{0,84} (0,96 \cdot 1,02 - 1) \right] \cdot \frac{0,85 \cdot 95}{1 + 0,00060 \cdot 0,85 \cdot 95} = 76 Vt / (m^2 \cdot K)$$

10. Qovurg'ali trubalarning issiqlik almashinish koeffitsienti.

$$k_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3g} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_a + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_s + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{3n} + \frac{F_{cm}}{F_n} \cdot \frac{1}{\alpha_{kel}}};$$

bu yerda:

F_{cm} - tekis (silliq) truba yuzasi;

$$F_{cm} = \pi \cdot d_3 \cdot 1 = 3,14 \cdot 0,028 \cdot 1 = 0,088 m^2.$$

$$k_0 = \frac{1}{\frac{1}{1676} + 0,00035 + 0,00022 + 0,000075 + \frac{0,088}{0,821} \cdot \frac{1}{76}} = 330 Vt / (m^2 \cdot K)$$

11. Sovutgichning issiqlik almashinish yuzasi.

$$F = \frac{Q_1}{k_0 \cdot \Delta T_{o'r}} = \frac{13 \cdot 10^6}{330 \cdot 27,3} = 145 m^2;$$

trubalar soni:

$$N = \frac{F}{F_1} = \frac{145}{0,352} = 412;$$

bu yerda:

$F_1 = 3,14 \cdot 0,028 \cdot 4 = 0,352 m^2$ - bitta trubaning issiqlik almashinish yuzasi.

Agar truba yuzasi qovurg'alanmaganida:

$$F_s = \frac{Q_1}{k_0 \cdot \Delta T_{o'r}} = \frac{13 \cdot 10^6}{90 \cdot 27,3} = 529 m^2 \text{ ga teng bo'lardi.}$$

Kerosin $\omega = 1,5 m/s$ tezlik bilan o'tadigan 1 ta oqimdagi trubalar soni.

$$n_1 = \frac{G_1 \cdot 4}{3600 \cdot \rho_{o'r1} \cdot \pi \cdot d_1^2 \cdot \omega} = \frac{35000 \cdot 4}{3600 \cdot 760 \cdot 3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 1,5} = 25 \text{ truba.}$$

Sovutgichda jami $N_g = 423$ ta truba bor.

12. Trubalarning aerodinamik qarshiligi:

$$\Delta P = 9,7 \cdot \frac{\rho_6}{g} \cdot (\omega'_0)^2 \cdot n_h \cdot \left(\frac{S_p}{d_t}\right)^{-0,72} \cdot Re^{-0,24};$$

$\rho_h = 1,18 kg/m^3$ - havoning boshlang'ich haroratdagi zichligi;

$\omega'_{0s} = 10,6 m/s$ - havoning trubalar oqimidagi tezligi;

$n_h = 6$ gorizontal qatorda joylashgan trubalar soni;

$d_t = 0,028$ - trubalarning tashqi diametri.

$$Re = \frac{\omega'_0 \cdot d_3}{\partial_{o'r} \cdot 2} = \frac{10,6 \cdot 0,028}{17,26 \cdot 10^{-6}} = 16800$$

$$\Delta P = 9,7 \cdot \frac{1,18}{9,81} \cdot 10,6^2 \cdot 6 \cdot \left(\frac{0,0035}{0,0280}\right)^{-0,72} \cdot 16800^{-0,24} = 334 Pa$$

13. Ventelyatorni harakatlantiruvchi elektrodvigatelning quvvati.

Ventelyatorni harakatga keltirish uchun sarflangan elektroenergiya:

$$N_e = 0,00981 \cdot \frac{V_6 \cdot \Delta P}{\eta};$$

bu yerda:

$\eta = 0,62$ - ventilyatorning f.i.k.

$$N_e = 0,00981 \cdot \frac{32 \cdot 334}{9,81 \cdot 0,62} = 17,5 \text{ kVt}$$

Elektrodvigatelni tanlashda hisoblangan quvvat 10% ga ko'paytirib olinadi. Sababi dvigatelni ishga tushirishni taminlash uchun.

Haqiqiy quvvati:

$$N_{e.h} = 1,1 \cdot N_e = 1,1 \cdot 17,5 = 20 \text{ kVt}.$$

3.4. Sirtiy kondensator hisobi

Metanol – suv binar aralashmalari bug'i uchun kondensator hisobi

3.10-masala. Berilganlar: Mahsulot binar aralashma – metanol – suv bug'i; Ish unumdorlik 160 t/sutka; Bug' qurilmaga kondensatsiyalanish harorati bilan kirib 18°S bilan chiqariladi.

Issiqlik hisobi

Sovituvchi bug' harorati: -kirishdagi 12°S; -chiqishdagi 17°S. Aralashmaning mol ulushi:

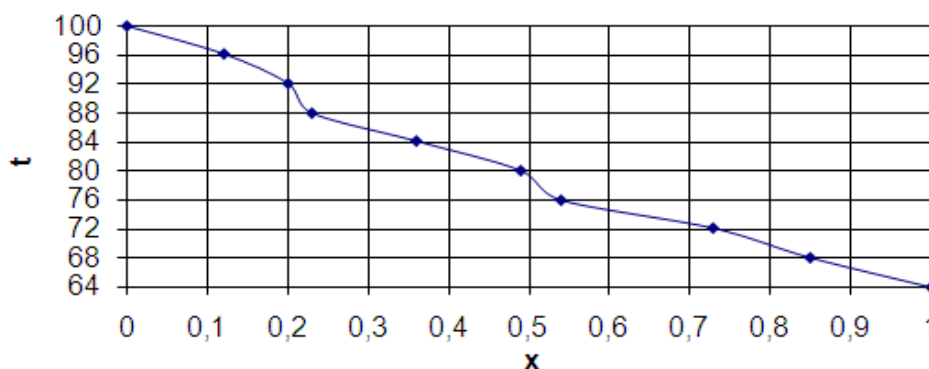
$$X_{cM} = \frac{\bar{X}_M / M_M}{\bar{X}_M / M_M + (100 - \bar{X}_M) / M_B} = \frac{65/32}{65/32 + (100 - 65)/18} = 0,5;$$

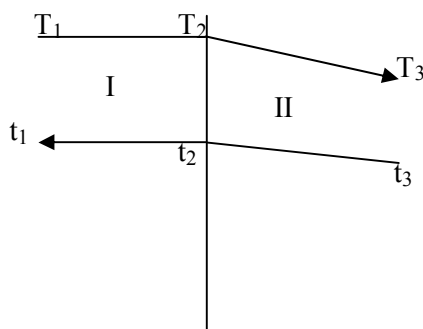
$t_{qay.sm} = 78^\circ S$ topish uchun t-x diagrammani quramiz. Turli bosim va haroratlarda sekin qaynaydigan komponentning tarkibi hisobi

3.2-jadval

$t, ^\circ S$	$P_m, \text{ mm.}$ sim. ust.	$P_\epsilon, \text{ mm.}$ sim. ust.	$P, \text{ mm. sim.}$ ust.	x
64	760	180	760	1
68	850	215		0,85
72	950	240		0,73
76	1150	310		0,54
80	1200	340		0,49
84	1400	400		0,36
88	1600	510		0,23
92	1700	525		0,20
96	1830	610		0,12
100	2090	760		0

t-x диаграмма





Issiqlik balansi tenglamasi:

Kondensatsiyalanishda metanol – suv aralashmasidan berilayotgan issiqlik:

$$Q_{omd}^1 = G \cdot r;$$

$$G = 160 \text{ m / сутки} = \frac{160 \cdot 10^3}{3600 \cdot 24} = 1,85 \text{ кг / сек};$$

$$r_B = 2314,6 \text{ кДж / кг}$$

$$r_M = 1066,98 \text{ кДж / кг};$$

$$r_{cm} = r_M \cdot x_M + r_B \cdot x_B = 2314,6 \cdot 0,35 + 0,65 \cdot 1066,98 = 1503,65 \text{ кДж / моль}$$

Hisoblashni additivlik yo‘li bilan aniqlash quyidagicha bo‘ladi.

$$Q_{beradigan}^1 = 1503,65 \cdot 10^3 \cdot 1,85 = 2781,7 \cdot 10^3 \text{ Bm};$$

Metanol-suv aralashmasini kondensatsiyalashda beradigan issiqligi:

$$Q_{beradigan}^2 = G \cdot c_p \cdot (T_2 - T_3);$$

$$c_{pM} = 2723,5 \text{ Дж / кг} \cdot \text{K}$$

$$c_{pB} = 4190 \text{ Дж / кг} \cdot \text{K}$$

$$c_{pcm} = c_{pM} \cdot x_M + c_{pB} \cdot x_B = 2723,5 \cdot 0,65 + 4190 \cdot 0,35 = 3236,8 \text{ Дж / кг} \cdot \text{K}$$

Qaynash harorati 78°C da r_B va r_M hamda c_{pM} va c_{pB} qabul qilib olamiz.

Metanol-suv aralashmasini umumiy beradigan issiqligi:

$$Q_{berad} = Q_{berad}^1 + Q_{berad}^2 = 2781700 + 359284,8 = 3140984,8 \text{ Bm};$$

$$Q_{yumm} = Q_B = G_B \cdot c_{pB} \cdot (t_k - t_n);$$

$$G_B = \frac{Q_{yumm} \cdot 0,95}{c_{pB} \cdot (t_k - t_n)} = \frac{3140984,8 \cdot 0,95}{4190(17-12)} = 142,4 \text{ кг / сек}$$

t_2 - oraliq haroratni aniqlaymiz:

Aralashmaning kondensatsiyalanish va sovutish zonalari orasidagi haroratlari

quyidagicha aniqlanadi:

$$t_2 = t_3 - \frac{Q_1 - Q_{uyk}}{W \cdot c_{pB}} \text{ yoki } t_2 = \frac{Q_2}{W \cdot c_{pB}} + t_1 = \frac{359284,8}{4190 \cdot 142,4} + 12 = 12,6^\circ C.$$

Kondensatsiyalanish hisobi:

Kondensatsiyalanishda oʻrtacha haroratviy napor quyidagi tenglik orqali aniqlanadi:

$$\Delta t_{cp} = \frac{A}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mathcal{M}} + A}{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mathcal{M}} - A} \right)}.$$

$$\begin{array}{ccc} 78 & \longrightarrow & 78 \\ 17 & \longleftarrow & 12,6 \end{array}$$

$$\Delta t_{\delta} = T_2 - t_2 = 78 - 12,6 = 65,4^\circ C$$

$$\Delta t_{\mathcal{M}} = T_1 - t_3 = 78 - 17 = 61^\circ C.$$

$$A = \sqrt{\Delta T^2 + \Delta t^2} = \Delta t = 4,4.$$

Bundan $\Delta T = T_1 - T_2 = 78 - 78 = 0$; $\Delta t = t_3 - t_2 = 17 - 12,6 = 4,4$.

$$\Delta t_{cp}^K = \frac{4,4}{2,3 \cdot \lg \left(\frac{65,4 + 61 + 4,4}{65,4 + 61 - 4,4} \right)} = 62,9^\circ C.$$

Moʻljaliy issiqlik almashinish qurilmasini aniqlaymiz.

$K_{mo'l} = 300 \text{ Wt/(m}^2 \cdot K)$ qabul qilib issiqlik almashinish yuzasi qiymatini moʻljaliy tanlab olamiz.

$$F_{\max}^I = \frac{Q}{K_{\text{myn}} \cdot \Delta t_{\text{ypm}}} = \frac{278100}{300 \cdot 62,9} = 14,7 \text{ m}^2$$

Kondensatning sovutish zonasi hisobi.

$$\begin{array}{ccc} 78 & \longrightarrow & 18 \\ 12,6 & \longrightarrow & 12 \end{array}$$

$$\Delta t_{\delta} = T_2 - t_2 = 18 - 12 = 6^\circ C$$

$$\Delta t_{\mathcal{M}} = T_1 - t_3 = 78 - 12,6 = 65,4^\circ C.$$

$$\Delta T = T_1 - T_2 = 78 - 18 = 60;$$

$$\Delta t = t_3 - t_2 = 17 - 12,6 = 0,6.$$

$$A = \sqrt{\Delta T^2 + \Delta t^2} = \sqrt{(0,6)^2 + (60)^2} = 60.$$

$$\Delta t_{cp}^{\kappa} = \frac{60}{2,3 \cdot \lg \left(\frac{6 + 65,4 + 60}{6 + 65,4 - 60} \right)} = 24,6^{\circ} C.$$

$K_{mo'l} = 800 \text{ Wt/(m}^2 \cdot K)$ qabul qilib issiqlik almashinish yuzasi qiymatini mo'ljaliy tanlab olamiz.

$$F_{\max}^2 = \frac{Q}{K_{\text{muz}} \cdot \Delta t_{\text{ypm}}} = \frac{359284,8}{800 \cdot 24,6} = 48,7 \text{ m}^2$$

Bir yo'l uchun kerakli trubalar sonini aniqlaymiz.

$$\frac{n}{z} = \frac{4 \cdot G_B}{\pi \cdot d \cdot \mu_B \cdot \text{Re}} = \frac{4 \cdot 142,4}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 0,001186 \cdot 15000} = 485$$

Bu yerda: $\text{Re} = 15000$, bo'lib harakat rejimi turbulent.

Jadvaldan ikki yo'lli qobiq trubali issiqlik almashinish qurilmasini tanlaymiz: markasi KN (GOST 15119-79), qobig'ining ichki diametri $D = 1000 \text{ mm}$, yo'llar soni 2 ta, bir yo'ldagi trubalar soni 377ta (umumiy trubalar soni $n = 754$), trubalar uzunligi $l = 3 \text{ m}$.

Reynold kriteriysini aniqlaymiz:

$$\text{Re}_o = \text{Re} \cdot \frac{4 \cdot G_c \cdot z}{\pi \cdot d \cdot n \cdot \mu_B} = \frac{4 \cdot 142,4 \cdot 2}{3,14 \cdot 0,021 \cdot 754 \cdot 0,001186} = 19319,5.$$

Yuqoridagidan ko'rinib turibdiki trubalar ichida turbulent rejim.

Kondensatsiyalanishning I zonasi hisobi.

Kondensatsiyalanish zonasida issiqlik almashinish yuzasini aniqlaymiz.

$$F_{\kappa} = \frac{Q_1}{K \cdot \Delta t_{cp}^{\kappa}}.$$

Issiqlik berish koeffitsentini aniqlaymiz.

Issiqlik berish koeffitsenti:

$$K^{\kappa} = \frac{1}{1/\alpha_B^{\kappa} + \sum R_{cm} + 1/\alpha_{cm}^{\kappa}}$$

Devor va ifloslanishdagi termik qarshilikni aniqlaymiz.

Organik aralashma tomonidan quyqa hosil qilinmaydi deb hisoblaymiz.

Po'lanning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti $\lambda_{cm}=16,4 \text{ Vt/(m K)}$, Quyqaning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti $\lambda_H=2 \text{ Vt/(m K)}$.

$$\Sigma R = \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{\delta_1}{\lambda_H} + \frac{\delta_2}{\lambda_H} = \frac{1}{1800} + \frac{0,002}{17,5} + \frac{1}{11600} = 0,000738 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{K}}{\text{Bm}}$$

Ushbu tenglikdan olingan fizik kattaliklarni jadvaldan aniqlaymiz:

$$t_{nl} = \frac{T_1 + t_{cm1}}{2},$$

bu yerda:

$$t_{cm1} = T_1 - 0,1 \Delta t_{cp}^K.$$

$$t_{cm1} = 78 - 0,1 \cdot 62,9 = 71,71^\circ \text{C}. \quad t_{nl} = \frac{78 + 71,71}{2} = 74,8^\circ \text{C}.$$

Izotermik devorga kondensatsiyalanayotgan bug'dan issiqlik berish koeffitsientini aniqlaymiz:

$$\alpha_{cm}^1 = 3,78 \cdot \lambda_K \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_K^2 \cdot n \cdot d}{\mu_K \cdot G}}.$$

74,8°C bo'lganda:

$$\rho_M = 741 \text{ kg/m}^3; \quad \rho_B = 974 \text{ kg/m}^3.$$

$$\rho_{cm} = x_M \cdot \rho_M + x_B \cdot \rho_B = 741 \cdot 0,65 + 974 \cdot 0,35 = 822,55 \text{ kg/m}^3$$

$$\lambda_M = 0,244 \text{ Bm/(m} \cdot \text{K)}; \quad \lambda_B = 0,669 \text{ Bm/(m} \cdot \text{K)}.$$

$$\lambda_K = x_M \lambda_M + x_B \cdot \lambda_B = 0,244 \cdot 0,65 + 0,669 \cdot 0,39 = 0,392 \text{ Bm/(m} \cdot \text{K)}.$$

$$\mu_M = 0,300 \text{ mPa} \cdot \text{s}; \quad \mu_B = 0,35 \text{ mPa} \cdot \text{s}.$$

$$\mu_K = x_c \cdot \mu_c + (1 - x_c) \cdot \mu_B = (0,300 \cdot 0,69 + 0,3799 \cdot 0,35) \cdot 10^{-3} = 3,3 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$\alpha_{cm}^1 = 3,78 \cdot 0,392 \sqrt[3]{\frac{(822,55)^2 \cdot 754 \cdot 0,025}{0,00033 \cdot 1,85}} = 4077,7 \frac{\text{Bm}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}.$$

$$\alpha_B^2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_s}$$

Turbulent rejim uchun:

$$Nu = f(Re)$$

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43}$$

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} = \frac{4190 \cdot 0,0003855}{0,6645} = 2,43$$

Unda:

$$Nu = 0,023 \cdot 19319,5^{0,8} \cdot 2,43^{0,43} = 90,43$$

$$\alpha_B^2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_s} = \frac{90,43 \cdot 0,6645}{0,021} = 2861,6 Bm / m^2 \cdot K$$

Issiqlik berish koeffitsenti:

$$K^1 = \frac{1}{1/2861,6 + 0,000738 + 1/4077,7} = 751,88 Bm / m^2 \cdot K$$

Kondensatsiyalanish zonasidagi issiqlik almashinish yuzasi.

$$F_\kappa = \frac{58,8}{62,9 \cdot 751,88} = 58,8 m^2.$$

II zona, sovutish zonasi hisobi.

Sovutish zonasida issiqlik almashinish yuzasi.

$$F_{oxl} = \frac{Q_2}{K_2 \cdot \Delta t_{cp}}$$

Sovutish zonasida truba devoridan suvga issiqlik berish koeffitsenti.

Sovituvchi suv issiqlik berish vaqtida ham o'zining agregat holatini o'zgartirmaydi, bunda:

$$\alpha_2^x \approx \alpha_2^\kappa = 15056 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}$$

Issiqlik berish koeffitsenti:

$$K^x = \frac{1}{1/\alpha_{ap}^{cog} + \sum R_{cm} + 1/\alpha_c^{cog}}$$

$$\alpha_{ap}^2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_s}$$

$$d_{\kappa\theta} = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4 \left(\frac{\pi D^2}{4} - N_{ymym} \cdot \frac{\pi d^2}{4} \right)}{\pi \cdot D + N_{ymym} \cdot \pi \cdot d} = \frac{4 \left(\frac{3,14(1)^2}{4} - 754 \cdot 3,14 \cdot (0,025)^2 \right)}{3,14 \cdot 1 + 754 \cdot 3,14 \cdot 0,025} = 0,027 m$$

$$\omega_{cm} = \frac{V_{ap}}{\delta_{m,mp}} = \frac{G_{ap}}{\rho_{ap} \cdot S_{m,mp}} = \frac{1,85}{845 \cdot 0,21} = 0,01 \text{ m/c}$$

Truba devoridan sovituvchi suvga issiqlik berish koeffitsientini aniqlaymiz.

$$Nu = 0,15 \cdot Re^{0,33} \cdot Ga^{0,1} \left[\frac{Pr}{Pr^{cm}} \right]^{0,25} \cdot Pr^{0,45}$$

$$\Delta t = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{78 + 18}{2} = 48^\circ C$$

$$\Delta t_{yp}^{cog} = 24,6^\circ C$$

$$Ga = \frac{d_3 \cdot \rho_\kappa^2 \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta t}{\mu_k^2} = \frac{(0,027)^3 \cdot (849)^2 \cdot 67,68 \cdot 9,8 \cdot 1,9084 \cdot 10^{-3}}{(0,00047)^2} = 809 \cdot 10^5$$

$$Pr^{cm} = 11, \quad Pr = 7,5 \text{ ni qabul qilamiz.}$$

$$Nu = 0,15 \cdot 1 \cdot (485)^{0,33} \cdot (809 \cdot 10^5)^{0,1} \left(\frac{7,5}{11} \right)^{0,25} \cdot 7,5^{0,45} = 15,75.$$

$$\alpha_{ap}^2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_3} = \frac{15,75 \cdot 0,286}{0,027} = 166,83 \text{ Bm/(m} \cdot K \text{)}.$$

$$K^\kappa = \frac{1}{1/2861,6 + 0,000738 + 1/225} = 142,85 \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$

$$F_2 = \frac{359284,8}{24,6 \cdot 142,85} = 102,24 \text{ m}^2$$

$$Y_{mymuy}$$

$$F = F_1 + F_2 = 102,24 + 58,8 = 161,04 \text{ m}^2$$

$$\Delta = \frac{F_m - F}{F_m} \cdot 100\% = \frac{175 - 161,04}{175} \cdot 100\% = 7,9\%$$

Konstruktiv-mexanik hisob

Obechayka qalinligini aniqlaymiz.

Obechayka - ichki va tashqi ortiqcha bosim bilan ishlaydigan qurilma qobig'i.

Ushbu obechayka materiali po'lat X18N10T GOST 5632-61.

Ichki bosim bilan ishlaydigan obechayka devori qalinligi quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$\delta = \frac{P_R \cdot D}{2 \cdot \sigma_\delta \cdot \phi_p} + c_\kappa + c_{aill} = \frac{1 \cdot 0,1}{2 \cdot 145 \cdot 0,8} + 0,01 + c_{aill} = 0,006 \text{ m}$$

bu yerda: P_R - apparatdagi hisoblangan bosim, MPa; σ_δ - X18N10T GOST

5632-61, po'lan uchun ruhsat etilgan kuchlanish $\sigma_{\delta}=145\text{MN/m}^2$; D- obechayka diametri, mm; $c_{a\ddot{u}l}$ - aylanma uchun qo'shimcha qalinlik, c_{κ} - korroziyalanishi uchun qo'shimcha qalinlik.

Tekshiramiz:

$\frac{(\delta - c_{\kappa})}{D_{\text{BH}}} \leq 0,1; \frac{6-1}{1000} = 0,005 \Rightarrow$ aniqlangan natijalar bilan qo'yilgan maqsad amalga oshiriladi.

Obechaykadagi ruhsat etilgan ortiqcha bosim:

$$P_{p.\text{amul}} = \frac{2 \cdot \sigma_{\delta} \cdot \varphi \cdot (\delta - c_{\kappa})}{D_{\text{B}} + (\delta - c_{\kappa})} = \frac{2 \cdot 145 \cdot 1 \cdot (6-1) \cdot 10^{-3}}{1 + (6-1) \cdot 10^{-3}} = 1,44 \text{ MPa}$$

Truba to'rlari hisobi:

Truba to'rlari qalinligini quyidagicha qabul qilsak bo'ladi:

$$h = 0,525 \cdot 0,038 \cdot \sqrt{\frac{p}{\left(1 - 0,7 \frac{d \cdot H}{l}\right) \cdot \sigma_{u.\delta}}} + c_{\kappa} + c_{a\ddot{u}l}$$

$$t = 1,3 \cdot d_{\text{H}} = 1,3 \cdot 0,025 = 0,0325$$

$$l = 1,18 \cdot t = 1,18 \cdot 0,0325 = 0,038$$

$$h = 0,525 \cdot 0,038 \cdot \sqrt{\frac{0,1}{\left(1 - 0,7 \frac{0,025}{0,038}\right) \cdot 145}} + 0,001 + c_{\text{okp}} = 0,03 \text{ M}$$

Truba to'riga trubalar shaxmatsimon qilib o'rnatiladi.

Tublik va qopqoqni hisoblash:

Kimyoviy qurilmalarning asosiy tashkil etuvchi detallari bu qurilma tubligi va qopqog'i hisoblanadi.

Ularining ko'rinishi elipssimon, sferik, konussimon holatda bo'ladi.

Silindrik qurilmalar uchun ko'p qullaniladigan turi bu elipssimon bulib, ular ortiqcha bosimi (10 MPa) bilan ishlaydigan qurilmalarda ham qo'llaniladi.

Tublik va qopqoq spravochnik adabiyotlardan standart ko'rinishda tanlanadi.

Po'lat STX18N10T markali ellipssimon namunaviy tublik tanlaymiz.

Tublikda $d = 0,2\text{m}$, $s_m=0,8$ li teshiklar mavjud.

Teshiklar orqali tublikda vujudga kelgan chidamlilik qobiliyatini yo‘qotish koeffitsienti:

$$\varphi_0 = \frac{D_B - d}{D_B} = \frac{1 - 0,2}{1} = 0,8$$

$$\varphi_0 = \varphi_m = \varphi$$

Qo‘shimcha qo‘shilgan holda tubliklik devori qalinligi

$$\delta = \frac{P_R \cdot D}{2 \cdot \sigma_\delta \cdot \phi_p} + c_\kappa + c_{a\ddot{u}l} = \frac{1 \cdot 0,1}{2 \cdot 145 \cdot 0,8} + 0,01 + c_{a\ddot{u}l} = 0,006\text{m}$$

Shartni tekshiramiz:

$$\frac{(\delta - c_\kappa)}{D_{\text{BH}}} \leq 0,1; \frac{6-1}{1000} = 0,005 \Rightarrow$$

Tublikka rusxsat etilgan ortiqcha bosim:

$$P_{p.\text{этил}} = \frac{2 \cdot \sigma_\delta \cdot \varphi \cdot (\delta - c_{\text{CK}})}{D_\delta + (\delta - c_{\text{CK}})} = \frac{2 \cdot 145 \cdot 0,8(6-1) \cdot 10^{-3}}{1 + (6-1) \cdot 10^{-3}} = 1,15\text{MPa}$$

[9-adab,440 bet] adabiyotning 16.1 jadvalidan 1000×6-25-X18N10T GOST 6533-68 bo‘lgan tubliq va qopqoq tanlaymiz:

$D_v = 1000\text{ mm}$; $h_v = 250\text{ mm}$; $s = 6\text{ mm}$; $h = 25\text{ mm}$;

Gidravlik hisob

Uzatish uchun nasosning quvvati N (kVt) quyidagi tenglikdan aniqlaymiz:

$$N = V \frac{\Delta P}{1000 \cdot \eta};$$

$$V_{\text{suv}} = \frac{G_B}{\rho_B} = \frac{142,4}{1000} = 0,142\text{m}^3 / \text{c};$$

$$\Delta P = \Delta P_{\text{ишкalanии}} + \Delta P_{\text{метанолкаринилик}}$$

$$\Delta P_{\text{ишка}} = \lambda \frac{Lz}{d_3} \cdot \frac{\omega_{\text{ишка}}^2 \rho_{\text{ишка}}}{2}$$

$$\omega = \frac{V_8}{S} = \frac{0,142}{0,13} = 1,09$$

bu yerda: $S = \pi d^2 n_{\text{bir yulli uchun}} / 4 = 3,14 \pi 0,021^2 \pi 377 / 4 = 0,13\text{ m}^2$;

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} = \frac{1000 \cdot (1,09)^2}{2} = 596,57 \text{ Pa}$$

$$\frac{d}{l} = \frac{21}{0,2} = 105$$

yuqorida keltirilgan rasm bo'yicha $Re=19319,5$ $\lambda = 0,04$ ga teng.

$$\Delta P_{\text{шуха}} = \frac{0,04 \cdot 3 \cdot 2}{0,021} \cdot 596,57 = 6817,9 \text{ Pa}$$

Issiqlik almashinish qurilmasining mahalliy qarshiliklarda yo'qotiladigan bosimini aniqlaymiz.

Qarshilik turi	o	Σo
Kameraga kiruvchi a chiquvchi	1,5	$1,5 \cdot 2 = 3$
Trubalarga kirishdagi va chiqishdagi	1	$1 \cdot 4 = 4$
Bir seksiyadan ikkinchi seksiyaga 180° burchakga aylanishida	2,5	$2,5 \cdot 2 = 5$

Shtutserlardagi tezlikni quyidagi formula orqali aniqlaymiz:

$$\omega_{\text{шту.шуха}} = \omega_{\text{мп}} \left(\frac{n \times d_{\text{шуха}}^2}{d_{\text{штуцер}}^2} \right) = 1,09 \left(\frac{377 \cdot 1,04 \cdot (0,021)^2}{(0,2)^2} \right) = 4,5 \text{ m/s}$$

Shtutselardagi bosim tezlik:

$$\Delta r_{\text{tez}} = \omega_{\text{sh}}^2 \eta s / 2 = 1000 \cdot 4,5^2 / 2 = 10262,7 \text{ Pa}$$

Shtutseyerdagi tezlik ichki trubalarga nisbatan katta bo'ladi. Shuning uchun bosimning yo'qotilishini trubalarga kirishdagi va chiqishdagi bosimini aniqlaymiz:

$$\Delta P_{\text{мс}} = 3 \cdot \Delta P'_{\text{мез}} (4 + 5) \cdot \Delta P_{\text{мез}} = 3 \cdot 10262,7 + (4 + 5) \cdot 596,57 = 36157,23 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 36157,23 + 6817,9 = 42975,13 \text{ Pa}$$

$$\eta = 0,65$$

$$N = \frac{0,142 \cdot 42975,13}{1000 \cdot 0,65} = 9,4 \text{ Bm.}$$

[9, 28 bet] 15 jadvaldan X500/25 markali markazdan qochma nasos

tanlaymiz:

$$Q = 1,5 \cdot 10^{-1} \text{ m}^3/\text{s}; N = 19 \text{ m}; n = 16 \text{ s}^{-1}; \eta_n = 0,80.$$

$N_n = 55 \text{ kVt}$ ga teng nominal quvvatli AO2-91-6 markali elektrodvigatel tanlaymiz.

3.11-masala. Sirtiy kondensatorni hisoblash va layihalash.

Berilgan: Bug'ning sarfi; Atmosfera bosimi; Kondensatordagi bosimi;

Kondensatning fizik kimyoviy ko'rsatkichlari suv bug'ining zichligi $\rho_1 = 965 \text{ kg/m}^3$, kondensator harorati $T_{\text{kond}} = 96,3^\circ\text{S}$ suv bug'ining issiqlik o'tkazuvchanligi $\lambda_1 = 68 \cdot 10^{-2} \text{ Vt/(m}\cdot\text{K)}$, dinamik qovushqoqlik $\mu_1 = 315 \cdot 10^{-2} \text{ Pa}\cdot\text{s}$, kondensatning issiqlik sig'imi $C_1 = 4,19 \cdot 10^9 \text{ Dt/(C}\cdot\text{kg}\cdot\text{K)}$.

Suv bug'I boshlang'ich temperaturasi $T_t = 10^\circ\text{S}$, va oxirgi temperaturasi $T_{\text{ox.}} = 40^\circ\text{S}$ bo'lgan suv bilan kondensatsiyalanadi. O'rtacha temperatura $T_{\text{o.r.}} = 0,5(T_1 + T_{\text{soy.}}) = 0,5(10 + 40) = 25^\circ\text{S}$ suvning fizik-kimyoviy ko'rsatkichi. Suvning temperaturasi $T = 20^\circ\text{S}$, suvning zichligi $\rho = 998 \text{ kg/m}^3$, suvning issig'lik sig'imi $C_2 = 4,19 \cdot 10^3 \text{ kg/(m}\cdot\text{K)}$, issig'lik o'tkazuvchanlik $\lambda_2 = 59,9 \cdot 10^{-2} \text{ Vt/(m}\cdot\text{K)}$, dinamik qovushqoqligi $M_2 = 0,001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$.

Sirtiy kondensatorning texnologik va konstruktiv hisobi.

1. Berilgan texnologik shartlarga ko'ra issiqlik sarfi quyidagi formula asosida topiladi.

$$a = b_1 \cdot 2$$

bu yerda: b_1 = bug' sarfi.

2. Kondensatsiya jarayonidagi ajraladigan issiqlik miqdori bug'ning solishtirma bug'lanish issiqligi;

$$G = 300 \text{ kg/soat} = 0,83 \text{ kg/s.}$$

$$Q = G \cdot 2 = 0,83 \cdot 2270 \cdot 10^3 = 1884 \cdot 10^3 \text{ (Vt).}$$

3. Suvning sarfi quyidagi formula bilan topiladi;

$$G_2 = \frac{Q}{G_2(t_1 - t_2)} = 14,3 \text{ kg/s.}$$

4. Kondensatorga issiqlik tashuvchi va sovituvchi agentlarning yo'nalishi bir xil bo'lsa, u holda o'rtacha haroratlar farqi quyidagicha topiladi;
 $\Delta T_{ka}=82, \Delta T_{ki}=52.$

$$\Delta T_{o'r} = \frac{\Delta T_{ka} - \Delta T_{ki}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{ki}}{\Delta T_{ka}}} = 75 \text{ grad.}$$

5. 2.1 jadvalga asosan $K_f=1500 \text{ Vt/m}^2 \cdot \text{K}$ ni qabul qilib olamiz.

Issiqlik berishning asosiy tenglamasidan issiqlik berish yuzasining;

$$F_1 = \frac{Q}{K_f - \Delta T_{o'r}} = 16,7 \text{ m}^2$$

6. Kondensator sifatida quyidagi ko'rsatkichlarga ega bo'lgan konstruksiyali issiqlik almashinish apparatini tanlaymiz.

Issiqlik almashinish yuzasi $F_{st}=19 \text{ m}^2$. Issiqlik almashinish trubalari uzunligi $l=3 \text{ m}$, issiqlik almashinish trubalar soni $n=100$, yo'llar soni $t=1$.

Issiqlik almashinish trubalar diametri. Issiqlik tashuvchi o'tish yuzasining o'lchami qabul qilinadi, apparatning konstruktiv o'lchamlariga bog'liq. Kojux trubali apparat trubalari o'tish yuzasi S quyidagi formula asosida topiladi.

$$S = \frac{\pi d x^2}{4} * \frac{n}{2} = \frac{3.14 - 0.036}{4} * \frac{100}{2} = 0,02 \text{ m}^2$$

Issiqlik tashuvchi tezligi quyidagi formula bilan topiladi:

$$V_2 = \frac{G}{S * \rho} = \frac{14 * 9}{0.02 * 998} = 0.74 \text{ m/s.}$$

Reynolds kriteriyasi issiqlik tashuvchi harakatining gidrodinamik rejimini xarakterlaydi. (Oqimdagi) inertsial kuchlari va ishqalanish kuchlarining o'zaro bog'liqligi;

$$Re = \frac{V * d * \rho}{\mu} = \frac{0.74 * 0.016 * 998}{0.001} = 11816$$

Issiqlik tashuvchi to'g'ri harakatni oqish harakatining gidrodinamik xarakteriga muvofiq quyidagilarni qabul qilib olamiz; $2300 Re \leq$ demak oqish turbulent rejimda oqadi.

Prandtl kriteriyasi issiqlik tashuvchining fizik xossalarini xarakterlaydi.

$$Re_2 = \frac{M-l}{\lambda}$$

bu yerda: λ issiqlik tashuvchining sovituvchining issiqlik o'tkazuvchanligi.

$$Pr_2 = \frac{M \cdot C}{\lambda} = 6.9$$

Nusselt kriteriyasi issiqlik tashuvchi va devor orasidagi issiqlik almashinish intensivligini xarakterlaydi. Nusselt kriteriyasi Re_2 va Pr_2 kriteriyalarga bog'liq

$$Nu = 0.008 \cdot Re^{0.9} \cdot P_2^{0.43} = 0.008 \cdot 11.816^{0.9} \cdot 6.9^{0.43}$$

$$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.9} \cdot R_2^{0.43} = 91.4$$

Issiqlik almashinish apparati konstruksiyasining konkrent variantini tanlab olish uchun issiqlik o'tkazish koefitsiyentining topish zarur va u quyidagi formula orqali topiladi.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\lambda_1} + \frac{1}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_1}}$$

Issiqlik o'tkazish koefitsiyenti hisoblash uchun α_1 va α_2 ni aniqlash kerak bo'ladi. Bu koefitsiyentlar quyidagi kattaliklarga bog'liq, dinamik faktorlari fizik kattaliklarga va issiqlik almashinish yuzasi geometrik parametrlariga:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot R_2}{\alpha_{en b}} = \frac{91.4 \cdot 59.9 \cdot 0.01}{0.016} = 3421$$

$$\alpha = 3.78 \cdot Nu \cdot \sqrt[3]{P_1^2 \cdot d_t \cdot \frac{k}{m} \cdot 6} = 4369$$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{4369} + \frac{0.002}{17.5} + \frac{1}{3421}} = 1612 \text{ Vt/m}^2 \cdot K$$

7. Issiqlikning o'tkazish yuzasining talab qilingan aniq hisobi quyidagi formula asosida aniqlanadi:

$$F_2 = \frac{Q}{K \cdot \Delta T_{dr}} = \frac{1884 \cdot 10^3}{1612 \cdot 75} = 15.5 \text{ m}^2$$

Trubalar uzunligi 3 m. yuzasi 16.7 m^2 bo'lgan issiqlik almashinish apparati quyidagi zapas bilan to'g'ri keladi:

$$\Delta = \frac{16.7 \cdot 15.5}{15.5} = 1.6x$$

Kondensator asosiy konstruktiv o'lchamlari hisobi;

Mahsus trubali kondensatorlarga trubalar to'g'ri olti burchaklar qirralari bo'ylab joylashtiriladi, chunki bunda trubalar ixcham joylashib ularning soni ko'proq bo'ladi.

Trubalarning umumiy soni:

$$N=1.18 \cdot K_0$$

$$\text{Demak, } K_0 = \frac{N}{1.18} = \frac{100}{1.18} = 75$$

Trubalarni soni n_0 trubalardan diagonal bo'ylab soni P to'g'ri olti burchakning chetlaridagi soni a , orasidagi bog'liq quyidagi nisbat bilan belgilanadi.

$$P=2a-1 \rightarrow a = \frac{b+1}{2}$$

$$\text{Demak } b = 1.16 \cdot \sqrt[2]{100} = 11.6$$

$$a = \frac{11.6+1}{2} = 6.3 \quad b=12, a=6$$

Trubalarni truba to'riga joylashtirishda ular orasidagi masofaga S (qo'shni trubalar o'qlari orasidagi masofa) ni trubaning tashqi diametriga bog'liq holda qabul qilish maqsadga muvofiq.

$$D_m = 20 \text{ mm}, S = 1.3 \quad d_{m1} = d_m \cdot S = 1.3 \cdot 20 = 26 \text{ mm}$$

Chetdagi trubalar joylashtirilgan aylana diametri D ni quyidagi formula bilan aniqlash mumkin;

$$D = S(b-1) = 26(12-1) = 286 \text{ mm.}$$

Bir yo'lli issiqlik almashinish apparatining ichki diametri:

$D_{\text{ichki}} = D + (3 \dots 4)d_t$ ga chap bo'lib yaqin standart qiymatga tenglashtirib olinadi.

$$D_{\text{ichki}} = 286 + 3 \cdot 20 = 346 \text{ mm}$$

Ichki diametr $D_{\text{ichki}} = 346 \text{ mm.}$ standartga tenglashtirib $D_{\text{ichki}} = 400 \text{ mm.}$ deb qabul qilamiz. Apparat balandligi quyidagi formula asosida aniqlanadi;

$$H_n = 0.25 \cdot D_{\text{ichki}} = 0.25 \cdot 400 = 100 \text{ mm}$$

Flanesning tomoniga quyidagi chegarada qabul qilinadi; $H_{kt} = 0.15 + 0.2 \text{ m.}$

Patrubka balandligi quyidagi chegarada qabul qilinadi.

$$H_{kt} = 0.15 \dots 0.2 \text{ m.}$$

Kondensatorning texnologik sistemasiga muvofiq apparat balandligi H_{ki} quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$$H_{ap} = \alpha_{tr} + 2H_k + 2H_{k2} + 2H_{fs} = 3 + 2 \cdot 0.1 + 2 \cdot 0.15 + 2 \cdot 0.02 = 3.54 \text{ m.}$$

9. Patrubka va trubaprovodlar diametrlari. Trubaprovodlar diametri X hajmiy sarf tenglashmasidan aniqlanadi; $\alpha = 1.13 \sqrt[2]{v + lv}$ yoki $\alpha = 1.13 \sqrt[2]{v + kp}$
Trubaprovodlarda issiqlik tashuvchilar tezligini aniqlash uchun absolut bosimini bilish zarur MPa;

$$X = \frac{740 \cdot 0.1013 \cdot 10^3}{760} = 0.1 \text{ MPa.}$$

Trubavodlardan issiqlik tashuvchining tezligi $V = 3 \text{ m/s}$.

Suv uchun patrubbkalar diametrini hisoblaymiz.

$$d_{tr} = 1.13 \sqrt[2]{\frac{14 \cdot 9}{365 \cdot 30}} = 0.11 \text{ m.}$$

Bug' uchun patrubka diametrini hisoblash.

$$d_6 = 1.13 \sqrt[2]{\frac{0.93}{0.59 \cdot 40}} = 0.2 \text{ m} = 200 \text{ mm.}$$

bu yerda: 0.83 bug' sarfi; 0.59 bug'ning zichligi; Bug'ning tezligi $v = 40 \text{ m/s}$.

Ko'ndalang chiqish patrubkasini mahsulot kirish patrubkasidan 2 marta kichik olish kerak.

10. Issiqlik almashinish apparatining gidravlik hisobi.

Apparatning gidravlik qarshiligini ΔP bosimining saqlanish qalinliklarni sig'im uchun ΔP ni sarf bo'lishidan hosil bo'ladi. $\Delta P = \Delta P_{shk} + \Delta P_{mm}$

Bosimning ishqalanishga sarf bo'lishi quyidagi formula bilan ifodalanadi.

$$\Delta P_{mm}^3 = \lambda \cdot \frac{1}{dw^2} = \frac{v_2 \cdot P^2}{2}$$

bu yerda: λ ishqalanish koeffitsiyenti $\lambda = 0.03$

$$\Delta P_{min} = \frac{0.03}{0.016} \cdot \frac{9 \cdot 138}{2} = 8420 \text{ Pa.}$$

Bosimning mahalliy qarshiliklarga sarf bo'lishi quyidagi formula yordamida topiladi.

$$\Delta P_{m,q} = \xi \cdot \frac{v^2 P^2}{2}$$

Bu yerda: ξ -mahalliy qarshiliklar koeffitsiyenti.

Mahalliy qarshilik koeffitsiyenti- ξ tajriba yo'li bilan aniqlanadi.

Armatura va issiqlik almashtirish apparatlarining ba'zi diametrlarini hisoblash uchun quyidagi ko'rsatkichlar qabul qilish mumkin;

ξ_1 =kirish kamerasi $S_1=1.5$

ξ_2 =chiqish kamerasi $\xi_2=1.5$

ξ_3 =mahsulotni kameradan trubalarga kirishi $\xi_3=\xi_4=1.5$

$$\Sigma \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 + \xi_4 = 6$$

$$\Delta P_{mq} = \Sigma \xi * \frac{v^2 P^2}{2} = 1467 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = \Delta P_{min} + \Delta P_{mq} = 8420 + 1467 = 9887 \text{ Pa.}$$

3.4.Barometrik kondensator hisobi

3.12-masala. Berilgan: Mazut bo'yicha vakuum qurilmaning ish unumdorligi sutkasiga 120 t.; kolonnaga uzatilayotgan bug'ning sarfi xom-ashyoning 6% ni tashkil etadi; sovutuvchi suvning boshlang'ich harorati 25°S; barometrik kondensatorga uzatilayotgan bug' va gazlar aralashmasining harorati 90°S; kondensatordagi absolyut bosim 50 mm.sim.ust.

Aniqlash kerak: sovutuvchi suv sarfini; barometrik truba balandligini; barometrik kondensator diametrini; vakuum-nasos yoki so'rib oluvchi ejektor unumdorligini. Echish: barometrik kondensatorda kondensatsiyalanishi zarur bo'lgan suv bug'larining miqdorini topamiz. Qurilmaning xom-ashyo bo'yicha ish unumdorligi:

$$\frac{1200}{24} = 50m / soat = 50000kg / soat$$

Kolonnaga uzatilayotgan bug' sarfi (xom-ashyoning 6%):

$$z_b = \frac{6}{100} \cdot 50000 = 3000kg / soat = \frac{3000}{18} = 166,5kmol / soat$$

bu yerda: 18 – suv bug'ining molekulyar og'irligi.

Kondensatorga, suv bug'idan tashqari, kondensatsiyalanmaydigan (permanent) gazlar ham kiriadi va ularning miqdori xom-ashyoning 0,1% ni tashkil etadi, ya'ni:

$$G_{b.g.} = \frac{0,1}{100} \cdot 50000 = 50kg / soat = \frac{50}{29} = 1,72kmol / soat$$

bu yerda: 29 – permanent gazlarning molekulyar og'irligi.

Vakuum ostidagi kondensatorga gazlar bilan havo ham kirib keladi. Havoning miqdori suv bug'i og'irligining 0,4% ni tashkil etadi. Kolonnaga kirayotgan havo miqdori quyidagicha topiladi:

$$G_{havo} = \frac{0,4}{100} \cdot 3000 = 12kg / soat = \frac{12}{29} = 0,42kmol / soat$$

Shunday qilib, hammasi bo'lib barometrik kondensatorga kirayotgan bug' - havo aralashmasi:

$$166,5 + 1,72 + 0,42 = 168,64 kmol/soat$$

Bug‘-gaz aralashmasining molekulyar tarkibini aniqlaymiz:

suv bug‘ining molekulyar konsentratsiyasi:

$$y' = \frac{166,5}{168,64} = 0,987$$

gazlarning molekulyar konsentratsiyasi:

$$1 - y' = \frac{2,14}{168,64} = 0,013$$

suv bug‘larining parsial bosimi:

$$p_{sb.} = \pi \cdot y' = 50 \cdot 0,987 = 49,35 \text{ mm.sim.ust.}$$

gazlarning parsial bosimi:

$$p_g = 50 \cdot 0,013 = 0,65 \text{ mm.sim.ust.}$$

Ma'lumki, 49,35 mm.sim.ust. suv bug‘ining harorati $t=38^\circ\text{S}$. Qurilmadan chiqayotgan suvning haroratini 5°S zahira bilan 33°S deb qabul qilamiz.

Qarama-qarshi yo‘nalishli barometrik kondensatordagi suv sarfi ushbu formula yordamida hisoblanadi:

$$B = \frac{z_{s.b.}(q - c \cdot t_2) + G_{gaz} \cdot 0,5(t_3 - t_4)}{c \cdot (t_2 - t_1)}$$

bu yerda: t_1 -kirayotgan suv harorati; t_2 - chiqayotgan suv harorati; t_3 -suv bug‘i va gaz aralashmasining harorati; t_4 -barometrik kondensatorning tepa qismidan so‘rib olinayotgan gazlar harorati; s – suvning issiqlik sig‘imi; q - barometrik kondensatorga kirayotgan 1 kg suv bug‘ining issiqlik sigimi; z – suv bug‘ining miqdori; 0,5 – gazlar issiqlik sig‘imi.

Barometrik kondensatorga kirayotgan bug‘lar harorati 90°S bo‘lgani uchun, u $90-38=52^\circ\text{S}$ ga o‘ta qizigan holda kiradi. $t=38^\circ\text{S}$ dagi suv bug‘ining uchun 613,9 kkal/kg, 38 dan 90°S gacha o‘ta qizigan bug‘ uchun $0,47 \cdot (90-38)$ kkal/kg.

$$\text{Demak, } Q = 613,9 + 0,47(90-38) = 638,3 \text{ kkal/kg}$$

bu yerda: 0,47 –o‘ta qizigan bug‘ solishtirma issiqlik sig‘imi. Olingan parametrlar qiymatlarini formulaga qo‘yib, barometrik kondensatordagi suv sarfini topamiz:

$$B = \frac{3000 \cdot (638,3 - 33) + 62 \cdot 0,5(90 - 25)}{33 - 25} = 227000 \text{ kg / soat} = 227 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

Barometrik truba balandligi ushbu formuladan aniqlanadi:

$$H = 10,33 \frac{b}{760} + h + 0,5m$$

bu yerda: $b=760-50=710$ mm.sim.ust. – kondensatordagi vakuum; $h=0,7-1,0$ m - qarshiliklarni engish uchun zarur napor; 0,5 –barometrik kondensator bug‘ shtutserini suv ostida cho‘kish oldini oluvchi zahira koeffitsienti.

$$H = 10,33 \frac{710}{760} + 1,0 + 0,5 = 9,68 + 1,0 + 0,5 = 11,2m$$

Barometrik kondensator diametri bug‘ va gazlarning ruxsat etilgan tezliklari oralig‘idan (25-50 m/s) tanlanadi. Lekin, kondensator ish unumdorligini loyiha yoki amaliy unumdorligidan 1,5 barobar katta qilib olinadi.

Kondensatorga kirayotgan bug‘ va gaz aralashmasining sarfi:

$$\begin{aligned} V &= 22,4 \cdot \frac{273+t}{273} \cdot \frac{760}{3600 \cdot P} \cdot \left(\frac{G_{gaz}}{M} + \frac{z_{s.b.}}{18} \right) = \\ &= 22,4 \cdot \frac{272+90}{273} \cdot \frac{760}{3600 \cdot 50} \cdot \left(\frac{62}{29} + \frac{3000}{18} \right) = 21,2m^3 / s \end{aligned}$$

bu yerda: P - qurilmadagi absolyut bosim, mm.sim.ust; t-suv bug‘i va gaz aralashmasining harorati, °S; $z_{s.b.}$ va G_{gaz} – suv bug‘i va gaz miqdorlari, kg/soat; 18 – suvning molekulyar og‘irligi; M=29 – havo va gazlarning molekulyar og‘irligi.

Kondensator unumdorligi 1,5 barobar katta qilib olsak, unda bug‘larning hajmiy sarfi:

$$V' = 1,5 \cdot 21,2 = 31,8m^3 / s$$

Kondensatorda gaz va bug‘larning tezligi 40 m/s bo‘lganda, zarur ko‘ndalang kesim yuzasi:

$$F = \frac{31,8}{40} = 0,794m^2$$

Ushbu yuza kondensatorning quyidagi diametriga to‘g‘ri keladi:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,794}{3,14}} = 1,04m$$

3.5. Propan kolonnasi bug‘latkichini hisoblash

3.13-masala. Berilganlar: Bug‘latgich ish unumdorligi xom – ashyo bo‘yicha $G = 20000 \text{ kg/s}$. Xom – ashyo molekulyar massasi 55. Bug‘latgichga berilayotgan oqim miqdori, tarkibi va haroratlari quyidagi jadvalda keltirilgan.

3.3-jadval

Oqim	Belgilanishi	Tarkibi		Xom –ashyo 100 kmoldag mollar soni	T,K
		komponentlar	Molli ulushi		
Rektifika- sion kolonna flegmasi	$R + V_R$	$S_3 N_8$	0,078	158,4	378
		$S_4 N_{10}$	0,719		
		$S_5 N_{12}$	0,203		
Kolonna pastki mahsuloti	R	$S_3 N_8$	0,040	63,4	383
		$S_4 N_{10}$	0,665		
		$S_5 N_{12}$	0,295		
Bug‘latgichdan kolonnaga beriladigan bug‘lar	V_R	$S_3 N_8$	0,105	95,0	383
		$S_4 N_{10}$	0,758		
		$S_5 N_{12}$	0,137		

Isituvchi agent – suv bug‘i.

Bug‘latgichni hisoblashda zarur isitish yuzasi, isituvchi bug‘ sarfi aniqlanishi lozim.

Bug‘latkichni hisoblash ketma – ketligi.

1. Bug‘latkich issiqlik yuklamasi aniqlanadi.
2. Isituvchi bug‘ sarfi aniqlanadi.
3. Bug‘latkichdagi o‘rtacha haroratlar farqi aniqlanadi.
4. Issiqlik berish va uzatish koeffitsientlari aniqlanadi.
5. Issiqlik almashinish yuzasi hisoblanib, standart bug‘latkich tanlanadi.
6. Shtutserlarda oqimlar tezligi aniqlanadi.

1. Bug‘latkich issiqlik yuklamasini hisoblash.

Bu kattalik issiqlik balansi tenglamasidan aniqlanadi.

$$(R + V_R) q_{T_1}^c + Q_p' = R \cdot q_{T_1}^c + V_R \cdot q_T^{\sigma k}$$

bu yerda: Q_p - bug‘latkichda issiqlik sarfi, kJ/100 kmol xom – ashyoga;

R va V_R - oqimlar sarfi, kmol 100 kmol xom – ashyoga;

$q_{T_2}^{\sigma k}$ - oqimlarning mos haroratlaridagi entalpiyalari.

Dastlab, jadvalda keltirilgan ma’lumotlardan foydalanib oqimlarning o‘rtacha molekulyar massalarini aniqlaymiz.

$$M_{R+V_R} = 44 \cdot 0,78 + 58 \cdot 0,719 + 72 \cdot 0,203 = 59,7$$

$$M_R = 44 \cdot 0,040 + 58 \cdot 0,665 + 72 \cdot 0,295 = 61,6$$

$$M_{V_R} = 44 \cdot 0,105 + 58 \cdot 0,758 + 72 \cdot 0,137 = 58,5$$

[1] adabiyotdagi 2 va 3 ilovalardan oqimlarning entalpiyalarni aniqlaymiz.

$$q_{T_1}^c = q_{378}^c = 410 \cdot 59,7 = 24495 \text{ kJ / kmol}$$

$$q_{T_2}^c = q_{333}^c = 422,9 \cdot 61,6 = 2605 \text{ kJ / kmol}$$

$$q_{T_2}^{\sigma k} = q_{383}^c = 690,8 \cdot 58,5 = 40412 \text{ kJ / kmol}$$

U holda:

$Q_p' = 63,4 \cdot 2605 + 95 \cdot 40412 - (63,4 + 95) \cdot 24495 = 1,61 \cdot 10^6 \text{ kJ/kmol 100 kmol xomashyoga.}$

Kolonnaga uzatiladigan xom – ashyo mollari soni:

$$G_1 = \frac{20000}{55} = 364 \text{ kmol / soat}$$

Bug‘latkichda bir soatda sarflanadigan issiqlik miqdori:

$$Q_R = Q_p' \frac{G}{100} = 1,61 \cdot 10^6 \frac{364}{100} = 5,86 \cdot 10^6 \text{ kJ / soat}$$

2. Isituvchi bug‘ sarfini hisoblash.

Bug‘latkichga kelayotgan flegma $T_1 = 378 \text{ K}$ dan $T_2 = 383 \text{ K}$ gacha isitiladi va qisman bug‘lanadi.

Isituvchi bug‘ parametrlari: bosim $R = 785 \cdot 10^3 \text{ Pa}$, harorat $T_s = 443 \text{ K}$.

Kondensatsiyalanish issiqligi $r = 2049,5 \text{ kJ/kg}$

Bug‘ sarfi quyidagi tenglikdan aniqlanadi:

$$Z = \frac{Q_p}{r\eta_T}$$

bu yerda: Z - bug‘ sarfi, kg/soat;

η_T - issiqlik ushlanish koeffitsienti.

$$Z = \frac{1630 \cdot 10^3 \cdot 3,6}{2049,5 \cdot 0,95} = 3010 \text{ kg/soat}$$

3. Bug‘latkich isitish yuzasida o‘rtacha haroratlar farqi.

$$\Delta T = T_s^1 - T_2 = 433 - 383 = 60 \text{ K}$$

Qaynayotgan flegma tomonidan issiqlik berish koeffitsienti.

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{P_b \cdot q}{P_s - P_b} \right)^{0,333} \left(\frac{P_s}{\sigma} \right)^{0,333} \cdot \frac{\lambda_s^{0,75} \cdot 9^{0,7}}{\mu_s^{0,45} \cdot C_{ps}^{0,12} \cdot T_s^{0,37}}$$

bu yerda: ρ_b ρ_s - -mos ravishda bug‘ va suyuq faza zichliklari;

r - bug‘ hosil bo‘lish issiqligi;

λ_s - suyuqlik issiqlik o‘tkazuvchanlikligi;

μ_s - suyuqlik dinamik qovushqoqlik koeffitsienti;

T_s - flegma qaynash temperaturasi;

q - isitish yuzasi issiqlik kuchlanganligi.

Bug‘ zichligi Mendelev -Klapeyron tenglamasiga muvofiq:

$$P_b = P_0 \frac{T_0}{T_s} \cdot \frac{\pi}{\pi_0}$$

ρ_0 - normal sharoitda bug‘ zichligi;

$T_0 = 273 \text{ K}$, $\pi = 1,47 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ bug‘latkichdagi bosim, $\pi_0 = 98,1 \cdot 10^3 \text{ Pa}$

$$P_0 = \frac{M_{\gamma_s}}{22,4} = \frac{58,5}{22,4} = 2,6 \text{ kg/m}^3$$

U holda:

$$P_b = 2,6 \frac{273}{383} \cdot \frac{1,47 \cdot 10^6}{98,1 \cdot 10^3} = 28 \text{ kg/m}^3$$

Suyuqlik nisbiy zichligi

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590M_R - 6,479}{0,693M_R + 7,581}$$

bu yerda: $M_R=61,6$

U holda:

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590 \cdot 61,6 - 6,479}{0,693 \cdot 61,6 + 7,581} = 0,6$$

Qoldiqning zichliklari:

$$T_2 = 383K \quad P_c = 528 \text{ kg/m}^3$$

$$T = 288K \quad \rho_c = 602 \text{ kg/m}^3$$

Bug' hosil bo'lish issiqligi bug' va suyuqlik entalpiyalari farqi:

$$T = q_{T_2}^{OK'} - q_{T_1}^c = 690,8 - 422,9 = 267,9 \text{ kJ/kg}$$

Bug' suyuqlik chegarasida sirt taranglik:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{M}{\rho_c}\right)^{2/3}} (T_{kr} - T_s - \delta)$$

bu yerda: $M=M_R=61,6$

$\rho_c = 528 \text{ kg/m}^3$ – qoldiqning $T_2=383 \text{ K}$ dagi zichligi.

T_{kr} - qoldiq kritik harorati.

$T_s=T_2=383 \text{ K}$, $\delta=7 \text{ K}$ – doimiy.

Qoldiqning mavhum kritik harorati komponentlar haroratlari va ularning qoldiqdagi molli ulushlari bo'yicha topiladi:

$$T_{kr} = X_1' \cdot T_{kp,1} + X_2' \cdot T_{kp,2} + X_3' \cdot T_{kp,3}$$

Bu yerda: $T_{kp,1} = 368,6K(C_3H_4)$

$T_{kp,2}=426 \text{ K} (S_4 N_{10})$

$T_{kp,3} = 470,2K(C_5H_{10})$

X_1', X_2', X_3' – lar qiymatlari jadvalda keltirilgan.

$$T_{kr} = 0,04 \cdot 368,6 + 0,665 \cdot 426 + 0,295 \cdot 470,2 = 436,8 \text{ K}$$

U holda:

$$\delta = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{61,6}{528}\right)^{2/3}} (436,8 - 383 - 7) = 4,15 \cdot 10^{-3} \text{ n/m}$$

Suyuqlik issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti:

$$\lambda_s = \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1 - 0,00047 T_2) = \frac{0,1346}{0,602} (1 - 0,00047 \cdot 383) = 0,182 \text{ W/(m.K)}$$

Dinamik qovushqoqlik koeffitsienti:

$$\lg \mu_3 = X_1' \lg \mu_1 + X_2' \lg \mu_2 + X_3' \lg \mu_3$$

bu yerda: μ_1 μ_2 μ_3 -qoldiq komponentlari dinamik qovushqoqlik koeffitsientlari.

Dastlab har bir komponent qovushqoqligi 383 K da aniqlanadi.

$$T' = 320 \text{ K} \quad \mu' = 8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 78,5 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$T'' = 340 \text{ K} \quad \mu'' = 7 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 68,6 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

So'ngra: $\lg \frac{\mu'}{\mu''} = C \left(\frac{1}{T'} - \frac{1}{T''} \right)$ formuladan foydalanamiz.

$$S = \frac{T' \cdot T'' \cdot \lg \frac{\mu'}{\mu''}}{T'' - T'} = \frac{320 \cdot 340 \cdot \lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{68,6 \cdot 10^{-6}}}{340 - 320} = 315$$

$$\lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{\mu_1} = 315 \left(\frac{1}{320} - \frac{1}{383} \right) = 0,162 \quad \text{formuladan} \quad \mu_1 = 54 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Butan $S_4 N_{10}$ uchun:

$$294 \text{ K da} \quad \mu' = 18,6 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 176 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$310 \text{ K da} \quad \mu'' = 15 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 147 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Propan uchun:

$$S = 366; \quad \mu_2 = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 89,3 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Pentan uchun ($S_5 N_{12}$):

$$290 \text{ K da} \quad \mu' = 24 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 235 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$308 \text{ K da} \quad \mu'' = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 196 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$C = 390 \quad \mu_3 = 11,3 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 111 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Endi bug‘latkichdagi qoldiqning $T_2 = 383 \text{ K}$ da dinamik qovushqoqlik koeffitsientini topamiz.

$$\lg \mu_s = 0,04 \cdot \lg 54 \cdot 10^{-6} + 0,665 \cdot \lg 89,3 \cdot 10^{-6} + 0,293 \lg 111 \cdot 10^{-6}$$

bu yerdan:

$$\mu_s = 92,7 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

Suyuqlik issiqlik sig‘imi:

$$C_s = \frac{1}{\sqrt{\rho_{298}^{298}}} \cdot (0,762 + 0,0034 T_2) = \frac{1}{\sqrt{0,602}} (0,762 + 0,0034 \cdot 383) = 2,68 \text{ KJ / (kg}\cdot\text{K)}$$

U holda:

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{28 \cdot 267 \cdot 9 \cdot 10^3}{528 - 28} \right)^{0,033} \left(\frac{528}{4,15 \cdot 10^{-5}} \right)^{0,33} X$$

$$X \frac{0,182^{0,75}}{(92,7 \cdot 10^{-6})^{0,45} \cdot 2680^{0,12} \cdot 383^{0,37}} \cdot q^{0,7} = 4,29 q^{0,7} Vt / (m^2 \cdot s)$$

Shunday qilib:

$$\alpha_2 = 4,24 q^{0,7}$$

Kondensatsiyalanayotgan bug‘da issiqlik berish koeffitsienti:

$$Nu = S \cdot Re_k^{0,5} \cdot \Pi_{\sigma}^{0,3} \cdot \Pi_{\rho}^{0,3} \left(\frac{1}{d_{ich}} \right)^{0,33}$$

$$\text{Yoki } \alpha_1 = 1,36 A q^{0,5} \cdot l^{0,35} \cdot d_{ich}^{-0,25}$$

bu yerda $A = \varphi(T_{o'r})$ - kondensat o‘rtacha haroratida 2,14 [1] rasmda topiladi.

q -bug‘latkich isitish yuzasi kuchlanganligi;

l - truba uzunligi;

D_{ich} - truba ichki diametri.

Kondensat o‘rtacha harorati:

$$T'_{o'r} = 0,5(T'_s + T_{\omega_1})$$

T'_s - bug‘ to‘yinish harorati;

T'_w - devor harorati.

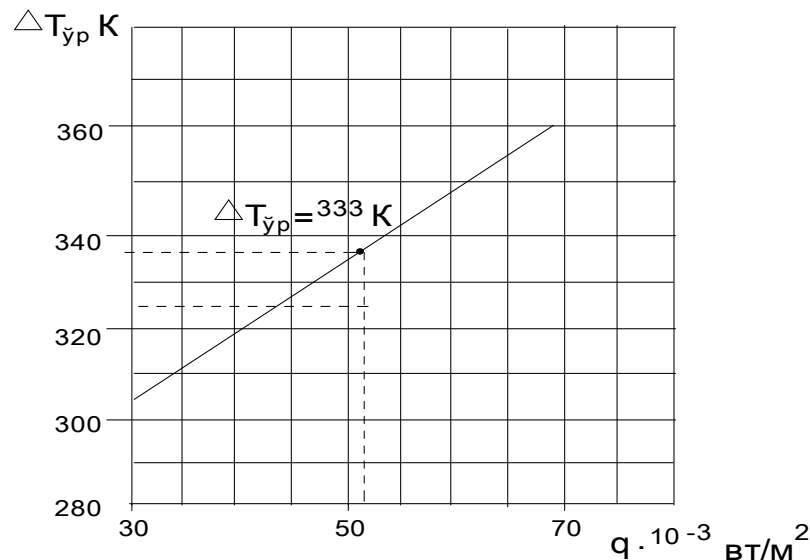
$$T_{o'r} \approx T_s' \approx T_{\omega_1}$$

Grafik bo'yicha: $T_{o'r}=443\text{ K}$ $A=6,2$

U holda:

$$\alpha_1 = 1,36 \cdot 6,2 \cdot 6^{0,35} \cdot 0,02^{-0,25} = 42 q^{0,5} \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Jadval qiymatlari asosida $q - \Delta T_{o'r}$ grafigini quramiz:



Bug'latkichdagi o'rtacha haroratlar farqi $\Delta T_{o'r} = 60\text{ K}$ ligini bilgan holda grafikdan isitish yuzasi kuchlanganligi $q = 54500 \text{ Vt/m}^2\text{K}$ ligini topamiz.

Isitish yuzasi:

$$F = \frac{Q_p}{q} = \frac{1630000}{54500} = 30\text{ m}^2$$

VNIINEftmash normali ON 26 – 02 – 6 – 66 bo'yicha bug' bo'shliqli bug'latkich 800 PP $\frac{16}{16}$ tanlaymiz. Apparat korpusi diametri 800mm, korpus va trubalardagi bosim $P = 1,57 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ (16 at)

Apparat isitish yuzasi $F = 40 \text{ m}^2$

Trubalar soni 86 o'lchami 25x2,5 mm, uzunligi 6 m, 10 markali po'latdan tayyorlangan.

3.7.Silindrsimon trubali pechni hisoblash

Pechni hisoblash uchun quyidagi boshlang'ich ma'lumotlar berilgan bo'lishi lozim:

- Isitiladigan mahsulot turi;
- Isitiladigan mahsulot sarfi;
- Isitiladigan mahsulot solishtirma zichligi;
- Isitiladigan mahsulot molekulyar massasi;
- Isitiladigan mahsulot pechga kirishdagi harorati;
- Uning chiqishdagi harorati;
- Mahsulotning pech zmeeviklaridan chiqishdagi bosimi;
- Pechda joylashtirilgan bug' qizdiruvchi qurilma quvvati;
- Bug'ning pechga kirishdagi harorati;
- Bug'ning pechdan chiqishdagi harorati;
- Yoqilg'i gazining tarkibi (hajm%).

Hisoblash quyidagi ketma ketlikda bajariladi:

- 1.Yoqilg'ining yonish jarayoni hisoblanadi.
- 2.Pechning foydali ish koeffitsienti, uning foydali va to'liq issiqlik quvvati, yoqilg'i sarfi hisoblanadi.
- 3.Radiant trubalar isitish yuzasi va kameraning asosiy o'lchamlari aniqlanadi.
- 4.Xom-ashyoning pech zmeevikiga kirishdagi tezligi tekshiriladi.
5. O'txonada nurlanish yo'li bilan issiqlik almashinish jarayoni hisoblanadi.
6. Pech konveksion isitish yuzasi, konveksion trubalar soni va kamera o'lchamlari hisoblanadi.

Hisoblash.

1. Yonish jarayonini hisoblash.

Yoqilg'i gazining berilgan tarkibi bo'yicha uning quyi yonish issiqligi aniqlanadi.

Massaviy quyi yonish issiqligi:

$$Q_P^H = \frac{Q_P^{H'}}{\rho_2}$$

1 kg yoqilg'ini yoqish uchun sarflanadigan havoning nazariy miqdori aniqlanadi:

$$L_0 = \frac{0.02,67C + 0.08H + 0.01(S - O)}{0,23}$$

bu yerda: S, N, S, O – mos ravishda, gaz tarkibidagi uglerod, vodorod, oltingugurt va kislorod miqdori.

Havoning oshiqchalik koeffitsienti qabul qilinadi. $\alpha = 1,1$. Bu holda 1 kg havoni yoqish uchun ketadigan haqiqiy yoqilg'i miqdori quyidagiga teng bo'ladi:

$$L_x = L_0 \alpha$$

1 kg yoqilg'i yonganda hosil bo'ladigan yonish mahsulotlari miqdori aniqlanadi:

$$m_{CO_2} = 0.3,67C$$

$$m_{H_2O} = 0.09H$$

$$m_{O_2} = 0,23L_0(\alpha - 1)$$

$$m_{N_2} = 0,77L_0\alpha + 0.01N$$

1 kg yoqilg'i yonganda hosil bo'ladigan yonish mahsulotlari umumiy miqdori ΣM_i aniqlanadi.

1 kg yoqilg'i normal sharoitda yonishi natijasida hosil bo'ladigan mahsulotlarining hajmiy miqdori:

$$v_{CO_2} = \frac{m_{CO_2} \cdot 22,4}{M_{CO_2}}$$

$$v_{H_2O} = \frac{m_{H_2O} 22,4}{M_{H_2O}}$$

$$v_{O_2} = \frac{m_{O_2} 22,4}{M_{O_2}}$$

$$v_{N_2} = \frac{m_{N_2} \cdot 22,4}{M_{N_2}}$$

1 kg yoqilg‘i yonish mahsulotlari umumiy hajmi Σv_i aniqlanadi.

Yonish mahsulotlari zichligi normal sharoitda:

$$\rho_0 = \frac{\Sigma m_i}{\Sigma v_i}$$

Yonish mahsulotlarining molekulyar massasi:

$$M_0 = \rho_0 \cdot 22,4$$

2. Foydali ish ko‘effitsienti, pechning foydali issiqligi va yoqilg‘i sarfi hisoblanadi.

Pechning foydali ish ko‘effitsienti quyidagi formula orqali topiladi.

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_P^H} + \frac{q_2}{Q_P^H} \right);$$

bu yerda: q_1 – pechning atrof muhitga yo‘qotadigan issiqligi;

q_2 – pechning tutun-gazlari bilan chiqib ketayotgan issiqligi.

Pechning atrof- muhitga yo‘qotadigan issiqligini 4% gacha qabul qilish mumkin.

Pechdan chiqib ketayotgan tutun gazlari harorati qabul qilinib, q_2 aniqlanadi.

Pechning foydali issiqligi $Q_{\text{foy}} = Q_x + Q_k$,

bu yerda: Q_x – xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori.

Q_k – suv bug‘ini qizdirish uchun sarflanadigan issiqlik miqdori.

Xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori quyidagi formula orqali hisoblanadi:

$$Q_x = G \left[e q_{T_2}^{\delta_1} + (1 - e)(x_1 q_{T_1}^{c_1} + x_2 q_{T_2}^{c_2}) - (c_1 q_{T_1}^{c_1} + c_2 q_{T_2}^{c_2}) \right]$$

bu yerda: G - pechning xom-ashyo bo‘yicha ish unumdorligi;

e - xom-ashyoning pechdan chiqishdagi haydalgan massaviy ulushi;

$q_{T_2}^{\delta_1}$ $q_{T_2}^{c_2}$ - mos ravishda pechdan chiqishda bug‘ va suyuq fazaning entalpiyalari;

$q_{T_1}^{\delta_1}$ - xom-ashyoning pechga kirishdagi entalpiyasi.

x_1 va x_2 – isitilayotgan mahsulot va ekstraktning suyuq fazadagi miqdori;

c_1 va c_2 - xom-ashyoning tarkibi;

Suv bug‘ini qizdirish uchun sarflanadigan issiqlik miqdori.

$$Q_{\delta} = Z[C_p(T_b - T_s) + rx]$$

Z - qizdiriladigan bug‘ miqdori;

C_p - qizigan bug‘ning issiqlik sig‘imi;

T_b – suv bug‘ining bug‘ isitkichdan chiqishdagi harorati;

T_s – bug‘ning boshlang‘ich harorati;

r -suvning bug‘ hosil bo‘lish issiqligi;

x -suv bug‘ining namligi.

Yoqilg‘ining 1 soatdagi sarfi quyidagicha aniqlanadi.

$$B = \frac{Q_f}{Q_p^H \eta}$$

3. Radiatsion kamerani hisoblash.

Radiant trubalarining isitish yuzasi:

$$H_r = \frac{Q_r}{q_r};$$

bu yerda: Q_r – radiant trubalari orqali xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori;

Q_r – radiant trubalarining issiqlik kuchlanishi (kVt/m^2).

Xom-ashyo radiant trubalarda isib, qisman bug‘lanadi.

Pech o‘txonasining issiqlik balansidan, xom-ashyoni isitish uchun sarflanadigan issiqlik miqdori quyidagicha aniqlanadi:

$$Q_r = B(Q_r^H \eta_T - q_{T_r})$$

bu yerda: η_T - o‘txona foydali ish koeffitsienti;

q_{T_r} - tutun gazlarining radiatsiya kamerasidan chiqishdagi entalpiyasi.

Radiant qismdan chiqib ketayotgan tutun gazlari entalpiyasini topamiz:

$$q_{Tn} = Q_r^H \eta_T - \frac{Q_r}{B}$$

O'txona foydali ish koeffitsienti quyidagi formula yordamida hisoblanadi:

$$\eta_T \approx 1 - \frac{q_1}{Q_r^t}$$

Loyihalanayotgan pechning trubalari diametrini, ishchi uzunligini qabul qilib, trubalarni mahkamlash uchun ketadigan uzunliklarini ham hisobga olib trubaning to'liq uzunligi aniqlanadi.

Trubalar soni quyidagiga teng bo'ladi:

$$N_r = \frac{H_r}{\pi d_t l_{tr}}$$

Trubalarning joylashishi qadamini qabul qilib, truba o'qi bo'yicha pechning diametri quyidagicha aniqlanadi.

$$D_0 = \frac{N_r S}{\pi}$$

Truba o'qidan pech devorigacha bo'lgan masofani $\alpha = 1,5d_t$ deb olib, pechning ichki diametri aniqlanadi:

$$D_n = D_0 + 2\alpha$$

Pechning poda yuzasi:

Pechning silindrsimon qismi yuzasi:

$$F_\delta = \pi D_n \cdot l_{tr}$$

Ichki radiatsion kameraning umumiy yuzasi:

$$\Sigma F_i = F_n + F_\delta$$

4. Xom-ashyoning pech zmeevikidan chiqayotgandagi tezligini tekshirish.

Xom-ashyoning chiziqli tezligi:

$$\omega = \frac{4 \cdot V_{sek}}{\pi d_i^2};$$

Bunda: V_{sek} - xom-ashyoning hajmiy sarfi, m³/s.

d_i - trubaning ichki diametri, m.

Xom-ashyoning hajmiy sarfi quyidagicha aniqlanadi:

$$V_{sek} = \frac{G_1 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \rho_1}.$$

Bunda: G_1 - isitilayotgan xom-ashyo sarfi;

5. Konveksion kamerani hisoblash.

Konveksion trubalar isitish yuzasi quyidagicha aniqlanadi.

$$F_{\kappa} = \frac{Q_{\kappa}}{\kappa_1 \Delta T_{o'r}}$$

bu yerda: Q_{κ} - xom-ashyoga konveksion kamerada beriladigan issiqlik miqdori, Vt;

κ_1 - konveksion kamerada issiqlik berish koeffitsienti, (Vt/m²K);

$\Delta T_{o'r}$ - o'rtacha haroratlar farqi, K.

Konveksion trubalarda xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori quyidagicha aniqlanadi:

$$Q_{\kappa} = Q_f - Q_r$$

Bug'li isitgich uchun $57 \times 3,5$ mm diametrli, uzunligi $l_{m.p} = 2,5$ m li truba tanlaymiz.

Trubalar koridorli joylashgan bo'lib, eniga trubalar qadami $S_1 = 1,5d_t = 86$ mm, bo'yicha $S_2 = 250$ mm ni tashkil etadi. Bitta gorizontal qatorda $p_1 = 21$ ta truba deb qabul qilamiz.

Trubalarning bunday sonida chekkada joylashgan trubalar o'qlari o'rtasidagi masofa quyidagiga teng:

$$e_T = (n_1 - 1)S_1 = (21 - 1) \cdot 86 = 1720 \text{ mm}$$

Konveksion kamerada issiqlik uzatish koeffitsienti quyidagi formula yordamida topiladi:

$$k_n = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{dev}}{\lambda_{dev}} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

bu yerda: α_1 - tutun gazlarining issiqlik berish koeffitsienti, Vt/(m²k);

δ_{dev} - truba devorining qalinligi, m;

λ_{dev} - po‘latning issiqlik o‘tkazuvchanlik koeffitsienti, $Vt/(m \cdot K)$;

α_2 - truba devorining issiqlik berish koeffitsienti $Vt/(m^2 \cdot K)$.

Tutun gazlarining issiqlik berish koeffitsienti quyidagi formula bilan topiladi:

$$\alpha_1 = 1.1(\alpha_k + \alpha_n)$$

bu yerda: α_k - gazlarning trubaga konveksiya yordamida issiqlik berish koeffitsienti, $Vt/(m^2 K)$;

α_n - uch atomli gazlarning nurlanishi yo‘li bilan issiqlik berish koeffitsienti, $Vt/(m^2 K)$;

α_k koeffitsienti quyidagi formula yordamida aniqlanadi:

$$\alpha_k = c\beta \frac{\lambda_r}{d_t} Re^{0.6} \cdot P_r^{1/3}$$

bu yerda: $s=0,33$ –trubalarning shaxmat tartibida joylashish doimiyligi;

$\beta = 1$ - trubalar to‘plamidagi qatorlar soniga bog‘liq koeffitsient;

λ_r - tutun gazlarining issiqlik o‘tkazuvchanlik koeffitsienti, $Vt/(m K)$.

Tutun gazlarining konveksion trubalar orasidan o‘tish bo‘sh kesim yuzasi aniqlanadi:

$$f_r = (\epsilon_k - n_1 d_t) l_{tr} = [(n_1 - 1) S_1 + 3d_t - n_1 d_t] l_{tr}$$

Trubalar to‘plami eng tor kesim yuzasi orqali tutun gazlarining o‘tish tezligi aniqlanadi:

$$\omega = \frac{B \Sigma \vartheta_i T_{o'r}}{3600 \cdot f_r \cdot 273}$$

Re va Rr kriteriylarini aniqlash uchun tutun gazlarining berilgan temperaturadagi kinematik qovushqoqligi, zichligi, issiqlik sig‘imi va issiqlik o‘tkazuvchanlik koeffitsientini hisoblash kerak.

Dinamik qovushqoqlik koeffitsienti quyidagi formula yordamida hisoblanadi:

$$\frac{M_r}{\mu_r} = \sum \frac{x'_i M_i}{\mu_i}$$

bu yerda: M_r, μ_r - mos ravishda, tutun gazlarning molekulyar og'irligi va dinamik qovushqoqligi;

M_i - tutun gazlari komponentlarining molekulyar og'irliklari;

μ_i - tutun gazlari komponentlarning dinamik qovushqoqligi.

Yuqoridagi formuladan:

$$\mu_r = \frac{M_r}{\sum \frac{x'_i M_i}{\mu_i}}$$

Tutun gazlari zichligi:

$$\rho_r = \frac{M_r}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{o'r}}$$

Tutun gazlarining kinematik qovushqoqligi:

$$\mathcal{G}_r = \frac{\mu_r}{\rho_g}$$

Tutun gazlari issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti:

$$\lambda_r = \sum x'_i \lambda_i$$

Tutun gazlarining issiqlik sig'imi:

$$c_r = \sum x'_i c_i$$

Kriteriylarning qiymati aniqlanadi:

$$\text{Re} = \frac{\omega d_t}{\nu_r}$$

$$P_r = \frac{\nu_r \cdot c_r \cdot \rho_r}{\lambda_r}.$$

Nelson formulasi yordamida uch atomli gazlarning nurlanishidan issiqlik berish koeffitsienti aniqlanadi:

$$\alpha_n = 0,025 T_{o'r} - 9,3$$

Suv bug'iga truba devori tomonidan issiqlik berish koeffitsienti quyidagi formula yordamida aniqlanadi:

$$\alpha_2 = (3,24 + \frac{0,35T_z}{100}) \frac{\omega_0^{0,75}}{d_i^{0,25}}$$

bu yerda: T_z - suv bug'ining o'rtacha harorati.

$$T_z = \frac{T_s + T_{bug'}}{2}$$

Konveksion kamerada o'rtacha haroratlar farqi quyidagicha aniqlanadi:

$$\Delta T_{o'r} = \frac{\Delta T_{\max} + \Delta T_{\min}}{2}$$

Issiqlik almashinish quyidagi sxema asosida boradi.

$$\Delta T_{\max} = T_{bug'} - T_{\kappa}$$

$$\Delta T_{\min} = T_{chiq} - T_s$$

Konveksion kameradagi trubalar soni:

$$N_{\kappa} = \frac{F_{\kappa}}{\pi d_{tash} l_{tr}}$$

Gorizontal qatorlarning soni:

$$m = \frac{N_n}{n_1}$$

6.Pech o'txonasida nurlanish yordamida issiqlik almashinishni

hisoblash

Trubalarning effektiv nur qabul qilish yuzasi aniqlanadi.

$$H_n = \kappa \cdot H_{yz}$$

bu yerda: κ - shakl faktori;

H_{yz} - silindrsimon yuza.

$$H_{yz} = \pi(D_0 + d_t)l_{tr}$$

Radiatsion kameraning nurlanish qabul qilmaydigan yuzasi aniqlanadi:

$$F_1 = \Sigma F_i - H_n$$

Ekvivalent absolyut qora yuza aniqlanadi:

$$H_s = \frac{E_v}{\psi(T)} (E_n H_n + \gamma E_F F)$$

bu yerda: E_v - yutuvchi muhitning qoralik darajasi;

$\psi(T)$ - pechning o'txonasida haroratning taqsimlanish funksiyasi;

E_n - ekran yuzasining qoralik darajasi;

E_F - radiatsion kameraning qoralik darajasi;

γ - koeffitsient quyidagi formula orqali aniqlanadi:

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{E_V}{1 - E_V} \cdot \frac{1}{E_n \cdot \rho}};$$
$$\rho = \frac{H_n}{\Sigma F_i}$$

Yutuvchi muhitning qoralik darajasi quyidagi formula yordamida aniqlanadi:

$$E_V \approx \frac{2}{1 + 2,15\alpha}$$

$\alpha = 1,1$ ortiqcha havo koeffitsienti.

E_n va E_F bir xil bo'lganligi uchun:

$$H_s = \frac{E_V \cdot E_n}{\psi(T)} (H_n + \gamma F)$$

Belonok bo'yicha:

$$\frac{E_V E_n}{\psi(T)} = 0,22 + \frac{0,33}{\alpha}$$

Gazlarning erkin konveksiyada ekran trubalariga issiqlik berish koeffitsientini aniqlanadi:

$$\alpha_\kappa = 2,14 \sqrt{T_n - Q}$$

bu yerda: Q - erkin trubalarining tashqi sirtidagi harorat.

$$Q = \frac{T_1 + T_2}{2} + 35$$

3.14-masala. Gradient tipidagi zmeevik trubali piroliz reaksiyon pechi hisoblash

Piroliz uchun propanli fraksiya olingan bo'lib, uning tarkibi jadvalda ko'rsatilgan. Piroliz mahsuloti pirogazning tarkibi ham jadvalda ko'rsatilgan. Pechning ishlab chiqarish quvvati $G=10000$ kg/soat. Propanli fraksiya pirolizi q'shimcha $Z=2000$ kg/soat suv bug'i bilan olib boriladi. Xom ashyoning pechga kirishdagi harorati $T=308$ K.

3.4-jadval

Komponentlar	Tarkib; mol%		Komponent	Tarkib; mol %	
	Propanli fraksiya xom- ashyosi	Pirogaz		Propanli fraksiya xom ashyosi	Pirogaz
N_2	0,7	13,2	$S_3 N_6$	10,7	8,9
SN_4	6,3	33,6	$S_3 N_8$	56,7	4,1
S_2N_2	-	0,3	S_4	4,1	0,9
$S_2 N_4$	4,9	27,3	$S_5 +$	-	2,1
$S_2 N_6$	16,6	9,6			
			Jami:	100,0	100,0

1. Yonish jarayonini hisoblaymiz.

2. Xom ashyo va pirogaz tarkibi.

Xom ashyoning molekulyar massasi $M_x=39,2$; zichligi $\rho_x=1,75$ kg/m³; pirogazning mol massasi $M_p=23,8$, zichligi $\rho_p=1,07$ kg/ m³;

Xom ashyo va suv bug'i aralashmasi zmeevikka kirishda va chiqishdagi molekulyar massasini hisoblab topamiz:

$$M_{\kappa} = \frac{12000}{366,9} = 32,7; \quad M_{\Gamma} = \frac{12000}{530,68} = 22,6$$

3. Reaksiyaning oxirgi harorati.

Pirogazning zmeevikdan chiqishdagi harorati quyidagi tenglama orqali topiladi.

$$T = T_2 X_2 + T_3 X_3 + T_3 X_3 + T_4 X_4$$

bu yerda: T_2, T_3, T_4 - uglevodorodlar ($S_2 N_6, S_3 N_6, S_3 N_8, S_4 N_{10}$) ning zmeevikdan chiqishdagi haroratlari. (K da)

2. X_2, X_3, X_4 –uglevodorodlar ($S_2 N_6, S_3 N_6, S_3 N_8, S_4 N_{10}$) xom ashyodagi miqdori.

Oxirgi harorat bevosita kontakt vaqti bilan bog‘liq bo‘lib, u Shmidt formulasida o‘z aksini topgan.

$$\lg \tau_{\text{opt}}^{\text{et}} = -12,75 + \frac{13700}{T}; \text{ bu etan uchun}$$

$$\lg \tau_{\text{opt}}^{\text{pr}} = -10,96 + \frac{11038}{T}; \text{ bu propan, propilen va butan uchun}$$

bu yerda: $\tau_{\text{opt}}^{\text{np}}; \tau_{\text{opt}}^{\text{em}}$ -kontaktning optimal vaqti (s).

Umumiy vaqt optimal vaqt bilan quyidagicha bog‘langan.

$$\tau_{\text{um}} \leq (1,8 \div 2,1) \cdot \tau_{\text{opt}}$$

bu yerda: jadvaldan foydalanib, $\tau_{\text{ym}} = 0,7$ s ga teng deb olamiz.

$$\tau_{\text{opt}} = \frac{\tau_{\text{um}}}{2,1} = \frac{0,7}{2,1} = 0,33 \text{ s}$$

$$\lg 0,33 = -12,75 + \frac{13700}{T_2};$$

$$\Rightarrow T_2 = 1117 \text{ K}; T_3 = 1055 \text{ K}$$

$$\lg 0,33 = -10,96 + \frac{11038}{T_3}$$

Uglevodorodlar ($S_2 N_6, S_3 N_6, S_3 N_8, S_4 N_{10}$) ning xom ashyodagi miqdorini jadvaldan ko‘rib pirogaz harorati T ni hisoblaymiz.

$$T = 1117 \cdot 0,1363 + 1055 \cdot 0,1230 + 1055 \cdot 0,6755 + 1055 \cdot 0,0652 = 1063 \text{ K}$$

4. Pechning issiqlik yuklamasi va yonilg‘i sarfi.

Pechning foydali issiqligi: $Q_f = Q_1 + Q_p;$

bu yerda: Q_1 - reaksiyon zmeevikdagi gaz aralashmasini qizdirish uchun kerak bo‘lgan issiqlik sarfi.

Q_p - reaksiya uchun sarflangan issiqlik, kVt.

Xom ashyoning reaksiya zmeevika kirishdagi haroratini $T_n=873$ K deb olamiz va Q_1 ni quyidagicha topamiz.

$Q_1=(G+Z)(q_{873}-q_{308})$ bu yerda: $q_{873}\approx 1567,9$ kJ/kg, $q_{308}\approx 63,2$ kJ/kg – gaz bug‘ aralashmasining shu haroratlaridagi jadvaldan olingan entalpiya qiymati.

$$Q_1=(10000+2000)(1567,9-63,2)=18,1\cdot 10^6 \text{ kJ/s}=5015 \text{ kVt}$$

Reaksiya uchun kerakli issiqlik sarfi Q_p quyidagicha topiladi:

$$Q_p=Q_{p1}+Q_2$$

bu yerda: Q_{p1} -piroliz reaksiyasi uchun sarflangan issiqlik;

Q_2 - gaz-bug‘ aralashmasini $T_n=873$ K dan $T=1063$ K ga isitish uchun sarflangan issiqlik. kVt

$Q_n=\Delta H\cdot \sum G_i$; bu yerda ΔH - reaksiyaning issiqlik effekti;

$\sum G_i=255,9$ kmol/s xom ashyoning mol miqdori;

$\Delta H=H_2-H_1$; bu yerda N_1 ; N_2 -kelayotgan xom ashyo va pirogaz issiqligi (kJ/kmol).

N_2 va N_1 larni jadvaldan aniqlab olib,

$\Delta H=H_2-H_1$; bu yerda N_1, N_2 - kelayotgan xom ashyo va pirogaz issiqligi (kJ/kmol).

$$\Delta N=N_2-N_1=-66060-(-101667)=35607 \text{ kJ/kmol ga ega bo‘lamiz:}$$

$$Q_n=\Delta H \cdot G_i' = 35607 \cdot 255,8 = 9,11 \cdot 10^6 \text{ kJ/s} = 2530 \text{ kVt}$$

$$Q_2=(G+Z)(q_{1063}-q_{873})=(10000+2000)(2297,3-1567,9)=8,76 \cdot 10^6 \text{ kJ/s} = 2433 \text{ kVt}$$

$q_{1063}=2297,3$ jadvaldan olingan.

$$Q_r = 2530 + 2433 = 4963 \text{ kVt}$$

Pechning foydali issiqligi:

$$Q_f = 4963 + 5015 = 9978 \text{ kVt}$$

Atrof- muhitga yo‘qotilgan issiqlik miqdori $q_1=7\%$ deb qabul qilamiz. Pechdan chiqib ketayotgan tutun gazlari haroratini $T_r=673$ K deb olamiz. Bundan: q-T grafigidan ularning entalpiyasi $q_2=8800$ kJ/kg ni aniqlab olamiz.

Endi pechning F.I.K ni topamiz:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{q_p^H} + \frac{q_2}{q_p^H} \right) = 1 - \left(0,07 + \frac{8800}{49040} \right) = 0,75$$

5. Radiant kameradan chiqayotgan tutun gazlarining haroratini hisoblaymiz.

Yonish issiqlik balansi $Q_p = B(Q_p^H \eta_T - q_{T_n}^r)$ tenglamasidan

(bu yerda: $\eta_T = 1 - 0,05 = 0,95$ yonishning F.I.K)

Tutun gazlari entalpiyasini topamiz:

$$q_{T_n}^r = Q_p^H \cdot \eta_T - \frac{Q_p}{B} = 49040 \cdot 0,95 - \frac{4963 \cdot 3600}{977} = 28250 \text{ kJ} / \text{kg}$$

q-T grafigidan bu entalpiyaga mos harorat $T_p=1473$ K ni topamiz.

4. Reaksion zmeevikning isitish yuzasini topamiz.

U quyidagicha topiladi:

$$F_r = \frac{Q_r}{q_r};$$

bu yerda: q_r -ekran trubalar isitish yuzasining o‘rtacha issiqlik kuchlanishi (kVt/m^2). Bu kattalik odatda 34,7-37,2 kVt/m^2 deb qabul qilinadi. Biz $q_p=37,2$ kVt/m^2 ni olib

$$F_r = \frac{4963}{37,2} = 133 \text{ m}^2 \text{ ga ega bo‘lamiz.}$$

Trubalar diametrini $d_H=0,14$ m va devor qalinligini 0,008 m deb trubalarning umumiy ishchi uzunligini aniqlaymiz.

$$L_p' = \frac{L_p}{m} = \frac{302}{2} = 151 \text{ m}$$

Bitta truba uzunligini $\ell_T = 12,5 \text{ m}$ deb olib, reaksiyon zmeevik 1 ta oqimidagi trubalar sonini aniqlaymiz:

$$N_p' = \frac{L_p'}{\ell_T} = \frac{151}{12,5} = 12$$

7. Gaz bug‘ aralashmasining reaksiyon zmeevikda bo‘lish vaqtini aniqlaymiz. U quyidagi tenglama bilan topiladi:

$$\tau_{um} = \frac{L_p''}{\omega_{o'r}}$$

bu yerda: $\omega_{o'r}$ - gazning reaksiyon zmeevikdagi o‘rtacha chizikli tezligi (m/s).

Bu o‘rtacha tezlikni topish uchun kerakli qo‘shimcha hisoblashlar olib boramiz.

$$U = \frac{4(G + Z)}{3600 \cdot m \cdot \pi \cdot d_i^2} = \frac{4(10000 + 2000)}{3600 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 0,124^2} = 138 \text{ kg/(m}^2 \text{ s)}$$

Adabiyotlardagi ma’lumotlarga ko‘ra reaksiyon zmeevikdagi bosimlar farqi:

$$\Delta P_r = 245 \cdot 10^3 - 343 \cdot 10^3 \text{ Pa ga teng bo‘ladi.}$$

Reaktordan chiqayotgan mahsulot bosimi:

$$P_k = 127 \cdot 10^3 - 196 \cdot 10^3 \text{ Pa ga teng bo‘ladi.}$$

Zmeevik boshidagi bosim:

$$P_H = P_k + \Delta P_p = 130 \cdot 10^3 + 335 \cdot 10^3 = 465 \cdot 10^3 \text{ Pa ga teng bo‘ladi.}$$

Gaz-bug‘ aralashmasining reaksiyon zmeevikka kirishdagi zichligi normal sharoitda:

$$a) \rho_0' = \frac{M_k}{22,4} = \frac{32,7}{22,4} = 1,46 \text{ kg / m}^3$$

bu yerda: $M_k=32,7$ - gaz-bug‘ aralashmasining o‘rtacha molekulyar massasi.

bu zichlik $T_n=873 \text{ K}$ va $P_n=465 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ sharoitda

$$\rho_H = \rho_0' \frac{T_0 P_H}{T_H \cdot P_0} = 1,46 \cdot \frac{273 \cdot 465 \cdot 10^3}{873 \cdot 98,1 \cdot 10^3} = 2,17 \text{ kg / m}^3.$$

Gaz bug‘ aralashmasining reaksiyon zmeevik oxiridagi zichligi:

$$a) \text{ Normal sharoitda } \rho_0'' = \frac{M_r}{22,4} = \frac{22,6}{22,4} = 1,01 \text{ kg / m}^3$$

$M_r=22,6$ gaz-bug‘ aralashmasining reaksiyon zmeevikdan chiqishdagi o‘rtacha molekulyar massasi.

b) bu zichlik $T=1063 \text{ K}$ va $P_r=130 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ sharoitida

$$\rho_r = \rho_0'' \frac{T_0 \cdot P_r}{T \cdot P_0} = 1,01 \frac{273 \cdot 130 \cdot 10^3}{1063 \cdot 98,1 \cdot 10^3} = 0,34 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\text{o'rtacha zichlik } \rho_{o'r} = \frac{\rho_\kappa + \rho_r}{2} = \frac{2,17 + 0,34}{2} = 1,257 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Gaz-bug' aralashmasining chizikli tezligi.

a) reaksion zmeevikning boshlanishida:

$$\omega_{\bar{o}} = \frac{U}{\rho_\kappa} = \frac{138}{2,17} = 63,5 \text{ m} / \text{s}$$

b) reaksion zmeevikning oxirida:

$$\omega_{ox} = \frac{U}{\rho_r} = \frac{138}{0,34} = 401 \text{ m} / \text{s}$$

$$\text{v) O'rtacha tezlik: } \omega_{o'r} = \frac{\omega_{\bar{o}} + \omega_{ox}}{2} = \frac{63,5 + 401}{2} = 232 \text{ m} / \text{s}$$

Topilgan natijalarni quyidagi formulaga qo'yamiz:

$$\tau_{o\bar{o}} = \frac{156}{232} = 0,674 \text{ s}$$

3.15-masala. Vertikal joylashgan silindrsimon trubali pechni hisoblash. Quyida keltirilgan ma'lumotlar asosida moylarni furfurol yordamida tozalash qurilmasidan olingan ekstrakt eritmasini qizdirish uchun vertikal silindrsimon trubali pechni hisoblash.

Berilganlar:

Ekstrakt eritmasini miqdori $G_s = 480 \text{ t/sut}$;

Shundan 110 t/sut ekstrakt, 370 t/sut furfurol ekstraktning solishtirma zichligi $\rho_{277}^{293} = 0,975$;

Ekstraktning molekulyar massasi $M_2 = 500$;

Ekstraktning pechga kirishdagi oldingi harorati $T_1 = 438 \text{ K}$, chiqishdagi harorati $T_2 = 503 \text{ K}$ mahsulotning pech zmeeviklaridan chiqayotgandagi bosimi.

$$P_{ch} = 0,25 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Pechda ishlab chiqarish quvvati $Z=1850 \text{ kg/soat}$ bo'lgan bug' qizdiruvchi qurilma joylashdi. Bug'ning pechga kirishdagi harorati $T_v=393 \text{ K}$. Bug'ning pechdan chiqishdagi harorati $T_{\text{bug}}=513 \text{ K}$. Yonilg'i gazining tarkibi (hajm%).

SN_4 -95,8; S_2N_6 - 0,67; S_3N_8 – 1,0; $\text{N-S}_4\text{N}_{10}$ - 1,83; SO_2 – 0,64.

Normal sharoitda gazning zichligi:

$$\rho_2 = 0,760 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Hisoblash.

1. Yonish jarayonini hisoblash.

Yonilg'i gazining molekulyar massasi. $M_2=17,32$.

Yonilg'i gazining tarkibi (massa, %) : SN_4 - 88,51.

S_2N_6 - 1,18; S_3N_8 - 2,54; $\text{N-S}_4\text{N}_{10}$ - 6,14; SO_2 -1,63;

Yonilg'i gazining elementar tarkibi (massa, %);

$\text{S}=74,9$; $\text{N}=23,92$; $\text{O}=1,18$;

Past hajmiy yonish issiqligi $Q_p^{H'} = 37976 \text{ kJ} / \text{m}^3$.

Past massaviy yonish issiqligi:

$$Q_p^H = \frac{Q_p^{H'}}{\rho_2} = \frac{37976}{0,760} = 49970 \text{ kJ} / \text{kg}$$

1 kg yonilg'ini yoqish uchun ketadigan havo miqdori:

$$L_0 = \frac{2,67 \cdot 0,749 + 8 \cdot 0,2392 - 1 \cdot 0,0118}{0,23} = 17 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Havoni yo'qotish koefitsientini qabul qilamiz. $\alpha = 1,1$. Bu holda 1 kg havoni yoqish uchun ketadigan yonilg'i miqdori quyidagiga teng bo'ladi:

$$L_x = L_0 \alpha = 17 \cdot 1,1 = 18,7 \text{ kJ} / \text{kg}$$

1 kg yonilg'i yonganda chiqadigan mahsulotlar miqdori:

$$m_{\text{CO}_2} = 3,67 \cdot 0,749 = 2,75 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 9 \cdot 0,2392 = 2,15 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$m_{\text{O}_2} = 0,23 \cdot 17(1,1 - 1) = 0,39 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,77 \cdot 17 \cdot 1,1 = 14,4 \text{ kg} / \text{kg}$$

1 kg yokilgi yonganda hosil bo'ladigan yonish mahsulotlari umumiy miqdori:

$$\Sigma M_i = 19,7 \text{ kg} / \text{kg}$$

1 kg yonilg'i uchun normal sharoitda yonish mahsulotlarining hajmiy miqdori:

$$v_{CO_2} = \frac{2,75 \cdot 22,4}{44} = 1,4 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$v_{H_2O} = \frac{2,15 \cdot 22,4}{18} = 2,68 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$v_{O_2} = \frac{0,39 \cdot 22,4}{32} = 0,27 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$v_{N_2} = \frac{14,4 \cdot 22,4}{28} = 11,6 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

1 kg yonilg'i uchun yonish mahsulotlari umumiy hajmi:

$$\Sigma v_i = 15,95 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Yonish mahsulotlari zichligi normal sharoitda:

$$\rho_0 = \frac{\Sigma m_i}{\Sigma v_i} = \frac{19,7}{15,95} = 1,24 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Yonish mahsulotlarining molekulyar massasi:

$$M_0 = \rho_0 \cdot 22,4 = 1,24 \cdot 22,4 = 27,8$$

2. F.I.K va pechning foydali issiqligi. Yonilg'i sarfi.

Pechning F.I.K quyidagi formula orqali topiladi.

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_P^H} + \frac{q_2}{Q_P^H} \right);$$

Bu yerda: q_1 – pechning atrof muhitga yo'qotadigan issiqligi;

q_2 - pechning tutun-gazlari bilan chiqib ketayotgan issiqligi.

Pechning atrof- muhitga yo'qotadigan issiqlikni 4% deb uni quyidagicha aniqlaymiz.

$$q_1 = 0,04 Q_P^H = 0,04 \cdot 49970 = 2000 \text{ kJ} \quad 1 \text{ kg yonilg'i uchun.}$$

Pechdan chiqib ketayotgan tutun gazlari haroratini $T_{chiq} = 673 \text{ K}$ deb q_2 topamiz:

$q_2 = 9500 \text{ kJ}$ 1 kg yonilg'i uchun.

Unda
$$\eta = 1 - \left(\frac{2000}{49970} + \frac{9500}{49970} \right) = 0,77$$

Pechning foydali issiqligi $Q_{\text{fak}}=Q_x+Q_k$, bu yerda: Q_x – xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori.

Q_k – suv bug‘ini qizdirish uchun sarflanadigan issiqlik miqdori.

Xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdorini quyidagi formula orqali topamiz:

$$Q_x = G[eq_{T_2}^{\delta_1} + (1-e)(x_1q_{T_1}^{c_1} + x_2q_{T_2}^{c_2}) - (c_1q_{T_1}^{c_1} + c_2q_{T_2}^{c_2})]$$

Bu yerda: G - xom-ashyo miqdori;

s - haydalishni massa ulushi;

$q_{T_1}^{\delta_1}$ - 503 K da furfurol bug‘ining entalpiyasi;

x_1 va x_2 – furfurol va ekstraktning suyuq fazadagi miqdori;

$q_{T_1}^{c_1}$ va $q_{T_2}^{c_2}$ - 503 K va 438 K da suyuq furfurolning entalpiyasi;

c_1 va c_2 - xom-ashyoning tarkibi;

$e = 0,729$

$$q_{T_1}^{\delta_1} = q_{503}^{\delta_1} = 817,3 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{T_2}^{c_2} = q_{503}^{c_1} = 438,4 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{T_1}^{c_1} = q_{438}^{c_1} = 296,4 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{T_2}^{c_2} = q_{503}^{c_2} = 483,6 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{T_1}^{c_2} = q_{438}^{c_2} = 328,7 \text{ kJ/kg}$$

Unda:

$$Q_x = \frac{4801000}{24} [0,729 \cdot 817,3 + (1-0,729)(0,16 \cdot 438,4 + 0,84 \cdot 483,6) - (0,771 \cdot 296,4 + 0,229 \cdot 328,7)] = 2340 \text{ kJ/h}$$

Suv bug‘ini qizdirish uchun yutadigan issiqlik miqdori.

$$Q_b = Z[C_p(T_p - T_1) + rx]$$

Z - qizdiriladigan bug‘ miqdori;

C_p - qizigan bug‘ning issiqlik sigimi; $2,01 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$;

T_p – suv bug‘ining bug‘latgichdan chiqayotgan harorati; K.

T_1 – bug‘ning boshlang‘ich harorati;

Suvning $T=393 \text{ K}$ da bug‘ga aylanish issiqligi; 2203

x-T₁=393 K da suv bug‘ining namligi 0,05 kg/kg

Unda:

$$Q_b = 1850[2,01(513 - 393) + 2203 \cdot 0,05] = 0,65 \cdot 10^6 \text{ kJ / soat} = 181 \text{ kVt}$$

O‘rniga qo‘yamiz:

$$Q_f = 8,40 \cdot 10^6 + 0,65 \cdot 10^6 = 9,05 \cdot 10^6 \text{ kJ / soat} = 2340 + 181 = 2521 \text{ kVt}$$

Yonilg‘ining soatlardagi sarfi quyidagicha topiladi.

$$B = \frac{Q_f}{Q_p^H \eta} = \frac{9,05 \cdot 10^6}{49970 \cdot 0,77} = 236 \text{ kg / soat}$$

3. Radiatsion kamerani hisoblash.

Radiant trubalarining qizdirish yuzasi:

$$H_r = \frac{Q_r}{q_r};$$

Bu yerda: Q_r – radiant trubalari orqali xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori;

q_r – radiant trubalarining issiqlik kuchlanishi (kVt/m^2).

Xom-ashyo radiant trubalarda qizib, qism an bug‘lanadi. Pechning konveksion zmeevikli qizdirish uchun xizmat kiladi. Shuning uchun pechning xom-ashyoga beradigan issiqligi quyidagicha bo‘ladi.

$$Q_r = Q_c = 8,40 \cdot 10^{+6} \text{ kJ / soat} = 2340 \text{ vt}$$

Unda topkaning issiqlik balansidan

$$Q_r = B(Q_p^H \eta_T - q_{T_r})$$

Radiant qism dan chiqib ketayotgan tutun gazlari entalpiyasini topamiz:

$$q_{Tn} = Q_r^H \eta_T - \frac{Q_r}{B}$$

Topkaning foydali shu koeffitsientini hisoblashni olib borish uchun quyidagi formula asosida hisoblanadi:

$$\eta_T \approx 1 - \frac{q_1}{Q_r^H} = 1 - 0,04 \approx 0,96$$

1 kg yoqilg‘ini hisoblash uchun

$$q_{Tn} = 49970 \cdot 0,96 - \frac{8,40 \cdot 10^6}{236} = 12600 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Mana shu entalpiyada tutun gazlarining pechning radiant qismidan chiqayotganidagi harorati $T_r=820 \text{ K}$.

Ekran trubalarining o'rtacha issiqlik kuchlanishi:

$q_r = 14 \text{ kJ} / \text{m}^2$ deb qabul qilamiz. Unda trubalar yuzasining maksimal issiqlik kuchlanishi quyidagiga teng bo'ladi.

$$q_{\max} = 1,8q_r = 1,8 \cdot 14 = 25,2 \text{ kJ} / \text{m}^2$$

Radiant trubalarining yuzasi:

$$H_r = \frac{2340}{14} = 168 \text{ m}^2$$

Loyihalanayotgan pechning trubalari diametrini $d_t = 102 \times 6 \text{ mm}$, ishchi uzunligi $l_{tr} = 9 \text{ m}$. Trubalarni mahkamlash uchun ketadigan uzunliklarini ham hisobga olib trubaning to'liq uzunligini $l_{tr} = 10 \text{ m}$ deb qabul qilamiz.

Unda trubalar soni quyidagiga teng bo'ladi:

$$N_r = \frac{H_r}{\pi d_t l_{tr}} = \frac{168}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 9} = 60$$

Truba o'qi bo'yicha pechning diametrini topamiz. Trubalar qadamini $S=203 \text{ mm}$. deb qabul qilamiz.

$$D_0 = \frac{N_r S}{\pi} = \frac{60 \cdot 0,203}{3,14} = 3,88 \text{ m}$$

Truba o'qidan pech devorigacha bo'lgan masofani $\alpha = 1,5d_t = 1,5 \cdot 0,102 = 0,153 \text{ m}$, deb olib, pechning ichki diametrini topamiz:

$$D_n = D_0 + 2\alpha = 3,88 + 2 \cdot 0,153 = 4,19 \text{ m}$$

Pechning yuzasi:

Pechning silindrik qismi yuzasi:

$$F_\delta = \pi D_n \cdot l_{tr} = 3,14 \cdot 4,19 \cdot 9 = 119 \text{ m}^2$$

Ichki radiatsion kameraning umumiy yuzasi:

$$\Sigma F_i = F_n + F_\delta = 14 + 119 = 133^2$$

4. Xom-ashyoning pech zmeevikidan chiqayotgandagi tezligini tekshirish.

Xom-ashyoning chiziqli tezligi:

$$\omega = \frac{4 \cdot V_{sek}}{\pi d_i^2};$$

Bunda: V_{sek} - xom-ashyoning 1 sekunddagi hajmi m^3/s .

d_i - trubaning ichki diametri $d_i=0,09$ m.

Xom-ashyoning 1 sekunddagi hajmini $T_1=438$ K da quyidagicha topamiz:

$$V_{sek} = \frac{G_1 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \rho_1} + \frac{G_2 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \rho_2}.$$

Bunda: $G_1=370$ t/sutka furfurol miqdori;

$G_2=110$ t/sutka ekstrakt miqdori;

$\rho_1=870 kg/m^3$ - furfurolning $T_1=498$ K dagi zichligi;

$\rho_2=900 kg/m^3$ - ekstraktning $T_1=438$ K dagi zichligi;

$$V_{sek} = \frac{370 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 870} + \frac{110 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 900} = 0,0064 m^3/s.$$

Unda xom-ashyoning chiziqli tezligi quyidagiga teng:

$$\omega = \frac{4 \cdot 0,0064}{3,14 \cdot 0,09^2} \approx 1 m/s.$$

Bundan ko‘rinib turibdiki, xom-ashyoning zmeevikdagi tezligi kerakli darajada, ya’ni chegarada.

5. Konveksion kamerani hisoblash.

Pechning konveksion kamerasida $Z=1850$ kg/soatga teng bug‘ yordamida isituvchi qurilma o‘rnatilgan. Issiqlik sarfi $Q_k=181$ Kvt ni tashkil etadi.

Bug‘li isitgichning isitish yuzasini aniqlaymiz (m).

$$F_k = \frac{Q_k}{K_n \Delta T_{o'r}}.$$

Bu yerda: K_k - buli isitgichning issiqlik berish koeffitsienti; (Vt/m^2K).

$\Delta T_{o'r}$ - bug‘li isitgichdagi o‘rtacha harorat, K.

Bug‘li isitgich uchun $57 \times 3,5$ mm. diametrli, uzunligi $l_{m.p} = 2,5$ m. li truba tanlaymiz.

Trubalar koridorli joylashgan bo'lib, eniga trubalar qadami $S_1 = 1,5d_t = 86$ mm, bo'yiga $S_2 = 250$ mm ni tashkil etadi. Bitta gorizontal qatorda $n_1=21$ ta truba deb qabul qilamiz.

Trubalarning bunday sonida chekkada joylashgan trubalar o'qlari o'rtasidagi masofa quyidagiga teng:

$$e_t = (n_1 - 1)S_1 = (21 - 1) \cdot 86 = 1720 \text{ mm}.$$

Bug'li isitgichdagi issiqlik almashinish koeffitsienti quyidagi formula yordamida topiladi:

$$k_n = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{dev}}{\lambda_{dev}} + \frac{1}{\alpha_2}}.$$

Bu yerda: α_1 - tutun gazlari tomonidan berilayotgan issiqlik berish koeffitsienti $\text{Vt}/(\text{m}^2\text{k})$;

$\delta_{dev} = 0,0035$ m- truba devorining qalinligi;

$\lambda_{dev} = 45,2 \text{ Vt}/(\text{m} \cdot \text{K})$ - po'latning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti;

α_2 - suv bug'iga truba devorining issiqlik berish koeffitsienti $\text{Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

Tutun gazlari tomonidan issiqlik berish koeffitsienti quyidagi formula bilan topiladi:

$$\alpha_1 = 1,1(\alpha_k + \alpha_n).$$

Bu yerda: α_k - gazlarning trubaga konveksiya yordamida issiqlik berish koeffitsienti. $\text{Vt}/(\text{m}^2 \text{K})$;

α_n - uch atomli gazlarning nurlanishi yordamidagi issiqlik berish koeffitsienti, $\text{Vt}/(\text{m}^2 \text{K})$.

α_k koeffitsientini quyidagi formula yordamida topamiz:

$$\alpha_k = c\beta \frac{\lambda_r}{d_t} \text{Re}^{0,6} \cdot P_r^{1/3}.$$

Bu yerda: $c=0,26$; $\beta = 1$;

λ_r - tutun gazlarining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti, $\text{Vt}/(\text{m K})$.

Tutun gazlari utishi uchun erkin kesim yuzasi topiladi:

$$f_r = (e_k - n_1 d_t) l_{TP} = [(n_1 - 1) S_1 + 3 d_t - n_1 d_t] l_{TP} = [(21 - 1) \cdot 0,086 + 3 \cdot 0,057 - 21 \cdot 0,057] \cdot 2,5 = 1,735 m^2$$

Eng kichik kesim yuzasida tutun gazlarining to'g'ri chiziqli tezligini aniqlaymiz:

$$\omega = \frac{B \Sigma g_i T_{o'r}}{3600 \cdot f_r \cdot 273}.$$

$$\omega = \frac{236 \cdot 15,95 \cdot 747}{3600 \cdot 1,735 \cdot 273} = 1,65 m/s.$$

Re va Rr kriteriyalarini tutun gazlari uchun hisoblashda $C_r = 747$ K da kinematik qovushqoqligini, zichligini, issiqlik sigimini va issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientini hisoblash kerak.

Dinamik qovushqoqlik koeffitsientini quyidagi formula yordamida topamiz:

$$\frac{M_r}{\mu_r} = \Sigma \frac{x'_i M_i}{\mu_i}.$$

Bu yerda: M_r, μ_r - tutun gazlarning molekulyar massasi va dinamik qovushqoqligi;

M_i - tutun gazlari tarkibidagi komponentlar molekulyar massasi;

μ_i - tutun gazlari tarkibidagi komponentlarning dinamik qovushqoqligi.

$$\mu_r = \frac{M_r}{\Sigma \frac{x'_i M_i}{\mu_i}} = \frac{27,77}{871,9 \cdot 10^3} = 31,9 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s.$$

Tutun gazlari zichligi:

$$\rho_r = \frac{M_r}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{cp}} = \frac{27,77 \cdot 273}{22,4 \cdot 247} = 0,452 kg/m^3.$$

Tutun gazlarining kinematik qovushqoqligi.

$$g_r = \frac{\mu_r}{\rho_r} = \frac{31,9 \cdot 10^{-6}}{0,452} = 70,5 \cdot 10^{-6} m^2/s.$$

Tutun gazlarining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti.

$$\lambda_r = 0,0548 Vt/(m \cdot K).$$

Tutun gazlarining issiqlik sigimi: $S_r = 1,24$ kJ/(kg K).

Kriteriyalarning qiymatini topamiz.

$$Re = \frac{\omega d_t}{\nu_r} = \frac{1,65 \cdot 0,057}{70,5 \cdot 10^{-6}} = 1335.$$

$$P_r = \frac{\nu_r \cdot c_r \cdot \rho_r}{\lambda_r} = \frac{70,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1,24 \cdot 0,452 \cdot 10^3}{0,0548} = 0,72.$$

$$\alpha_\kappa = 0,26 \cdot 1 \frac{0,0548}{0,057} \cdot 1335^{0,6} \cdot 0,72^{1/3} = 17 Wt / (m^2 \cdot K).$$

Nelson formulasi yordamida uch atomli gazlarning nurlanishidan issiqlik berish koeffitsientini topamiz:

$$\alpha_l = 0,025 T_{o'r} - 9,3 = 0,025 \cdot 747 - 9,3 = 9,3 Wt / (m^2 \cdot K).$$

$$\text{Unda: } \alpha_1 = 1,1(17 + 9,3) = 29 Wt / (m^2 \cdot K).$$

Suv bug'iga truba devori tomonidan berilayotgan issiqlik berish koeffitsienti quyidagi formula yordamida topiladi.

$$\alpha_2 = (3,24 + \frac{0,35 T_z}{100}) \frac{\omega_0^{0,75}}{d_6^{0,25}}.$$

Bu yerda: T_z - suv bug'ining o'rtacha harorati.

$$T_z = \frac{T_s + T_{bug'}}{2} = \frac{393 + 513}{2} = 453 K.$$

ω_0 - bug'ning chiziqli tezligi m/s (273 K da va $0,1 \cdot 10^6 Pa$),

d_v - bug'li isitgichning ichki diametri 0,05 m.

21 ta parallel trubadagi bug'ning chiziqli tezligi quyidagiga teng:

$$\omega_0 = \frac{4V_{sek}}{\pi d_6^2 n_1}$$

$$V_{sek} = \frac{1850 \cdot 22,4}{3600 \cdot 18} = 0,655 m^3 / s.$$

Unda:

$$\omega_0 = \frac{4 \cdot 0,655}{3,14 \cdot 0,05^2 \cdot 21} = 16 m / s.$$

Biz aniqlagan qiymatlarni issiqlik berish koeffitsienti formulasiga qo'yib, quyidagi natijani olamiz:

$$\alpha_2 = (3,24 + \frac{0,35 \cdot 453}{100}) \cdot \frac{16^{0,75}}{0,05^{0,25}} = 84,3 Wt / (m^2 \cdot K).$$

Bug‘li isitgichning issiqlik almashinish ko‘effitsienti quyidagiga teng:

$$R_n = \frac{1}{\frac{1}{29} + \frac{0,0035}{45,2} + \frac{1}{84,3}} = 21,5 \text{ Vt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K}) .$$

Bug‘li isitgichdagi o‘rtacha haroratlar farqini topamiz.

Issiqlik almashinish quyidagi sxema asosida boradi.

$$T_n = 820 \text{ K} \rightarrow T_{chiq} = 673 \text{ K} .$$

$$T_{bug'} = 513 \text{ K} \leftarrow T_s = 393 \text{ K} .$$

$$\Delta T_{\max} = T_n - T_{bug'} = 820 - 513 = 307 \text{ K} .$$

$$\Delta T_{\min} = T_{chiq} - T_s = 673 - 393 = 280 \text{ K} .$$

$\frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}} \leq 2$ da o‘rtacha haroratlar farqi quyidagi formula asosida topiladi:

$$\Delta T_{o'r} = \frac{\Delta T_{\max} + \Delta T_{\min}}{2} = \frac{307 + 280}{2} = 294 \text{ K} .$$

Bug‘li isitgichning isitish yuzasi:

$$F_n = \frac{180700}{21,5 \cdot 294} = 28,7 \text{ m}^2 .$$

Bug‘li isitgichdagi trubalar soni:

$$N_n = \frac{F_n}{\pi d_t l_{TP}} = \frac{28,7}{3,14 \cdot 0,057 \cdot 2,5} = 64 .$$

Gorizontal qatorlarning soni:

$$m = \frac{N_n}{n_1} = \frac{64}{21} = 3 .$$

6. Pechning yonish qismida nurlanish yordamida issiqlik almashinishni hisoblash.

Belonok usuli bo‘yicha hisoblash olib boramiz. Trubalarning effektiv nur qabul qilish yuzasini topamiz.

$$H_n = \kappa \cdot H_{pl} .$$

Bu yerda: κ - forma faktori 0,88 ga teng; N_{pl} - silindrik yuza.

$$H_{pl} = \pi (D_0 + d_t) l_{TP} = 3,14 (3,88 + 0,102) \cdot 9 = 113 \text{ m}^2 .$$

Unda:

$$H_n = 0,88 \cdot 113 = 99,44 \text{ m}^2 .$$

Radiatsion kameraning nurlanishni qabul qilmaydigan yuzasini topamiz:

$$F_1 = \Sigma F_i - H_n = 133 - 99,44 = 33,56 m^2.$$

Ekvivalent absolyut kora yuzani aniqlaymiz:

$$H_s = \frac{E_v}{\psi(T)} (E_n H_n + \gamma E_f F).$$

Bu yerda: E_v - yutuvchi muhitning karraligi;

$\psi(T)$ - pechning yonish qismida haroratning taqsimlanish funksiyasi;

E_n - ekran yuzasining karraligi (0,9);

E_f - radiatsion kameraning karraligi (0,9);

γ - koeffitsient quyidagi formula orqali topiladi:

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{E_v}{1 - E_v} \cdot \frac{1}{E_n \cdot \rho}};$$

$$\rho = \frac{H_n}{\Sigma F_i} = \frac{99,44}{133} = 0,75.$$

Yutuvchi muhitning karraligini quyidagi formula yordamida topamiz:

$$E_v \approx \frac{2}{1 + 2,15\alpha} = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot 1,1} \approx 0,59.$$

$\alpha = 1,1$ ortiqcha havo koeffitsienti.

$$\text{Unda: } \gamma = \frac{1}{1 + \frac{0,59}{1 - 0,59} \cdot \frac{1}{0,9 \cdot 0,75}} = 0,32.$$

E_n va E_f bir xil bo'lganliklari uchun

$$H_s = \frac{E_v \cdot E_n}{\psi(T)} (H_n + \gamma F).$$

Belonok bo'yicha:

$$\frac{E_v E_n}{\psi(T)} = 0,22 + \frac{0,33}{\alpha} = 0,22 + \frac{0,33}{1,1} = 0,52.$$

O'rniga qo'yib:

$$H_s = 0,52(99,44 + 0,32 \cdot 33,56) = 57 m^2.$$

Gazlarning erkin konveksiyada ekran trubalariga issiqlik berish koeffitsientini aniqlaymiz:

$$\alpha_k = 2,14\sqrt{T_n - Q}.$$

Bu yerda: Q - erkin trubalarining tashqi yuzasi harorati. 35 K.

$$Q = \frac{T_1 + T_2}{2} + 35 = \frac{438 + 503}{2} + 35 = 506K$$

$$\alpha_k = 2,14\sqrt{820 - 506} = 8,9Wt/(m^2 \cdot K)$$

Pechning yonish qismini mo'ridan chiqayotgan gazlarning haroratini tekshiramiz:

$$\Delta T = \frac{\alpha_k H_p (T_{\max} - Q) - 10^{-8} Q^4 H_s C_s}{B \Sigma M C_p + \alpha_k H_p}.$$

Bu yerda: $T_{\max}$ -yonish jarayonining maksimal harorati $T_{\max}=2053$ K;
 $C_s=5,77Wt/(m^2 \cdot K)$.

$\Sigma M C_p$ - tutun gazlarining 820 K dagi umumiy issiqlik sigimi. U quyidagicha aniqlanadi:

$$\Sigma M C_p = \frac{q T_n}{T_n - 273} = \frac{12600}{820 - 273} = 23 \text{ } \kappa J / (\kappa g \cdot K).$$

$$\Delta T = \frac{8,9 \cdot 168(2053 - 506) - 10^{-8} \cdot 503^4 \cdot 57 \cdot 5,77}{\frac{236 \cdot 23}{3,6} + 8,9 \cdot 168} = 775K.$$

$$X = \frac{10 C_s H_s}{B \Sigma m C_p + \alpha_k H_p} \left(\frac{T_{\max} - \Delta T}{1000} \right)^3 = \frac{10 \cdot 5,77 \cdot 57}{\frac{236 \cdot 23}{3,6} + 8,9 \cdot 168} \left(\frac{2053 - 775}{1000} \right)^3 = 2,33$$

$$\beta_s = 0,628$$

Belonok formulasiga ko'ra radiatsiya kamerasidan chiqayotgan tutun gazlari haroratini aniqlaymiz:

$$T_n = \beta_s (T_{\max} - \Delta T) = 628(2053 - 775) = 805K.$$

3.16-masala. Radiatsion- konveksion kamerali pechni hisoblash.

Boshlang'ich shartlar: xom-ashyo sarfi $G=1900$ t/sut;

Xom-ashyo boshlang'ich va oxirgi haroratlari mos ravishda $T_1=453$ K va $T_2=623$ K.

Xom-ashyo zichligi (293 K haroratda) $\rho_{293}=900 \text{ kg} / \text{m}^3$.

623 K harorat va $p=196 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ bosimda haydalgan xom-ashyo massaviy hissasi $e=0,6$.

Haydalgan mahsulotning 293 K dagi zichligi $\rho_{293}=875 \text{ kg} / \text{m}^3$.

Bir marta bug'latilgan qoldiq zichligi $\rho_{293}=950 \text{ kg} / \text{m}^3$.

Yoqilg'i tarkibi: SN_4 - 98%, S_2N_6 - 0,3%, S_3N_8 - 0,2%, $\text{N-S}_4\text{N}_{10}$ -0,1%, SO_2 -0,3%, N_2 -1,1%, gaz zichligi $0,730 \text{ kg/m}^3$.

Hisoblash:

1. Yonish jarayonini hisoblash. Yoqilg'ining quyi yonish issiqligini hisoblaymiz.

$$Q_p^H = 360,33 \cdot CH_4 + 590,4 \cdot C_2H_4 + 631,8 \cdot C_2H_6 + 868,8 \cdot C_3H_6 + 913,8 \cdot C_3H_8 + 1092,81 \cdot \text{Izo-} C_4H_{10} + 1195 \cdot H - C_4H_{10} + 1146 \cdot C_4H_8 + 1460,22 \cdot C_5H_{12} + 251,2 H_2$$

Bu yerda: SN_4 , S_2N_6 – yoqilg'i tarkibida mos komponentlar miqdori.

$$Q_p^H = (360,33 \cdot 98 + 631,8 \cdot 0,3 + 913,8 \cdot 0,2 + 1195 \cdot 0,1) = 35800 \text{ kJ} / \text{m}^3 \text{ yoki}$$

$$Q_p^H = \frac{35800}{0,730} = 49040 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Yoqilg'i tarkibini massaviy foizlarda hisoblaymiz. Hisoblash natijalari jadvalda keltirilgan:

3.5-jadval

Komponentlar	Molekulyar og'irligi M_i	Molekulyar ulushi χ_i	M_i	Massaviy % $g_i = \frac{M_i \chi_i}{\sum M_i \cdot \chi_i} \cdot 100$
SN_4	16	0,980	15,680	95,84
S_2N_6	30	0,003	0,090	0,55
S_3N_8	44	0,002	0,088	0,54
$\text{N-S}_4\text{N}_{10}$	58	0,001	0,058	0,35
SO_2	44	0,003	0,132	0,84
N_2	28	0,011	0,308	1,88
Σ	-	1,000	$M_u \approx 16,36$	100,0

Yoqilg'ıi elementar tarkibini massaviy foizlarda aniqlaymiz.

Ixtiyoriy i – komponentdagi uglerod miqdori:

$$C_i = \frac{g_i \cdot 12 n_i}{M_i}$$

Bu yerda: n_i - berilgan komponentdagi uglerod atomlari soni uglerod miqdori:

$$C = \sum_{CH_4}^{CO_2} C_i = \sum_{CH_4}^{CO_2} \frac{g_i \cdot 12 n_i}{M_i} = \frac{95,84 \cdot 12 \cdot 1}{16} + \frac{0,55 \cdot 12 \cdot 2}{30} + \frac{0,54 \cdot 12 \cdot 3}{44} + \frac{0,35 \cdot 12 \cdot 4}{58} + \frac{0,84 \cdot 12 \cdot 1}{44} = 73,3 \text{ mass\%}$$

Vodorod miqdori:

$$H = \sum_{CH_4}^{H \cdot C_A H_{10}} H_i = \sum_{CH_4}^{H \cdot C_A H_{10}} \frac{g_i \cdot m_i}{M_i} = \frac{95,84 \cdot 4}{16} + \frac{0,55 \cdot 6}{30} + \frac{0,54 \cdot 8}{44} + \frac{0,35 \cdot 10}{58} = 24,23 \text{ mass\%}$$

Bu yerda: m_i - berilgan komponentdagi vodorod atomlari soni.

Kislorod miqdori:

$$O_2 = \frac{g_{CO_2} \cdot 16 P}{M_{CO_2}} = \frac{0,84 \cdot 16 \cdot 2}{44} = 0,61 \text{ mass\%}$$

Bu yerda: R-SO₂ molekulasida kislorod atomlari soni.

Azot miqdori:

$$N = \frac{g_{N_2} \cdot 14 n}{M_{N_2}} = \frac{1,88 \cdot 14 \cdot 2}{28} = 1,88 \text{ mass\%}$$

Bu yerda: n- molekuladagi azot atomlari soni.

Tekshirish:

$$C + H + O + N = 73,3 + 24,23 + 0,61 + 1,88 = 100 \text{ mass\%}$$

1 kg gazni yoqish uchun zarur havoning nazariy sarfi.

$$L_0 = \frac{0,0267C + 0,08H + 0,01(5 - O)}{0,23} = \frac{0,0267 \cdot 73,3 + 0,08 \cdot 24,23 + 0,01(5 - 0,61)}{0,23} = 16,94 \text{ kg/kg}$$

Bu tipdagi pechlar uchun havo zahira koeffitsienti – $\alpha = 1,03 \div 1,07$.
 $\alpha = 1,06$

deb qabul qilamiz. Unda havoning haqiqiy sarfi:

$$L_x = \alpha \cdot L_0 = 1,06 \cdot 16,94 = 17,96 \text{ kg/kg yoki}$$

$$\frac{L_x}{\rho_x} = \frac{17,96}{1,293} = 13,89 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

1 kg yoqilg'ıi yonish mahsulotlari miqdori:

$$m_{CO_2} = 0,0367C = 0,0367 \cdot 73,3 = 2,69 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$m_{H_2O} = 0,09H = 0,09 \cdot 24,23 = 2,18 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$m_{O_2} = 0,23L_0(\alpha - 1) = 0,23 \cdot 16,94(1,06 - 1) = 0,23 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$m_{N_2} = 0,77L_0 \cdot \alpha + 0,01N = 0,77 \cdot 16,94 \cdot 1,06 + 0,01 \cdot 1,88 = 13,84 \text{ kg} / \text{kg}$$

Yonish mahsulotlari umumiy miqdori

$$\Sigma_{mi} = 2,69 + 2,18 + 0,23 + 13,84 = 18,94 \text{ kg} / \text{kg}$$

Tekshirish:

$$\Sigma_{mi} = 1 + \alpha L_0 = 1 + 1,06 \cdot 16,94 = 18,95 \text{ kg} / \text{kg}$$

Yonish mahsulotlari hajmiy miqdorini aniqlaymiz.

$$V_{CO_2} = \frac{m_{CO_2} \cdot 22,4}{M_{CO_2}} = \frac{2,69 \cdot 22,4}{44} = 1,37 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O} \cdot 22,4}{M_{H_2O}} = \frac{2,18 \cdot 22,4}{18} = 2,71 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$V_{O_2} = \frac{m_{O_2} \cdot 22,4}{M_{O_2}} = \frac{0,23 \cdot 22,4}{32} = 0,16 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

$$V_{N_2} = \frac{m_{N_2} \cdot 22,4}{M_{N_2}} = \frac{13,84 \cdot 22,4}{28} = 11,07 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Yonish mahsulotlarining umumiy hajmi:

$$\Sigma_{Vi} = 1,37 + 2,71 + 0,16 + 11,07 = 15,31 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Yonish mahsulotlarining zichligi:

$$\rho_0 = \frac{\Sigma m_i}{\Sigma V_i} = \frac{18,95}{15,31} = 1,24 \text{ kg} / \text{m}^3;$$

Turli haroratlarda 1 kg yoqilg'iga to'g'ri keluvchi yonish mahsulotlari entalpiyasini aniqlaymiz.

$$q_T = (T - 273)(m_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot C_{H_2O} + m_{O_2} + m_{N_2} \cdot C_{N_2})$$

Bu yerda: T- yonish mahsulotlari harorati;

$C_{CO_2}, C_{H_2O}, C_{O_2}, C_{N_2}$ - yonish mahsulotlari o'rtacha massaviy yonish issiqliklari, (jadvaldan olinadi).

Misol uchun q_{500} ni aniqlaymiz.

$$q_{500} = (500 - 273)(2,69 \cdot 0,9207 + 2,18 \cdot 1,9004 + 0,23 \cdot 0,9391 + 13,84 \cdot 1,0362) = 4807 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Hisoblash natijalari jadavalda keltirilgan

3.6-jadval

T. K	273	300	500	700	1100	1500	1900
$q_{T1KJ/kg}$	0	561	4807	9260	18837	29070	40048

2. Pechning f.i.k.i, uning issiqlik yuklamasi va yoqilg'i sarfi.

Pech f.i.k.i quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_{yo'q}}{Q_P^H} + \frac{q_{ket}}{Q_P^H} \right)$$

Bu yerda: $\frac{q_{yo'q}}{Q_P^H}$ - atrof-muhitga yo'qotiladigan issiqlik miqdori.

$\frac{q_{ket}}{Q_P^H}$ - tutun gazlari bilan yo'qotiladigan issiqlik miqdori;

$\frac{q_{yo'q}}{Q_P^H} = 0,06$ deb qabul qilamiz. Tutun gazlarining konveksion

kameradan chiqishdagi harorati, xom-ashyoning pechga kirishdagi harorati T_1 dan 120 K ga yuqori.

$$T_{chiq} = T_1 + \Delta T = 453 + 120 = 573K$$

$$T_{chiq} = 573K$$

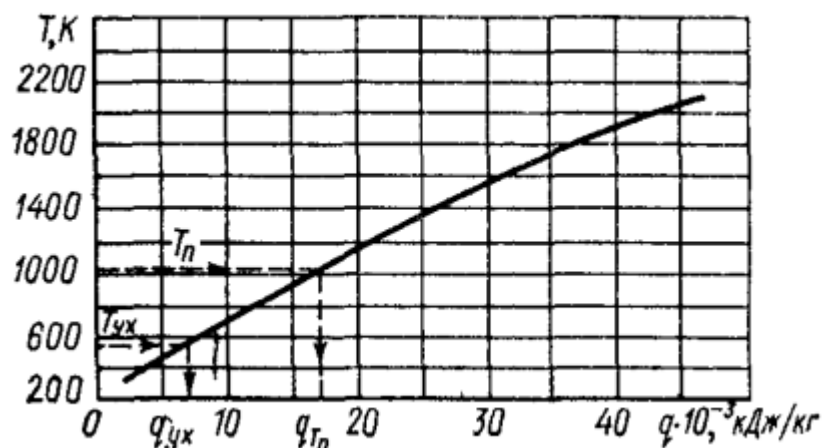
da q-T grafigidan tutun gazlari bilan yo'qotiladigan issiqlik miqdorini aniqlaymiz.

$q_2 = 7000 \text{ kJ} / \text{kg}$ yoki yoqilg'ining quyi yonish issiqligiga nisbatan ulushlari.

$$\frac{q_2}{Q_P^H} = \frac{7000}{49040} = 0,143$$

Foydali ish koeffitsienti:

$$\eta = 1 - (0,06 + 0,143) = 0,797$$



Harorat –entalpiya bog‘liqlik grafigi

Pechning to‘liq issiqlik yuklamasi:

$$Q_T = \frac{Q_f}{\eta}$$

Q_f – foydali issiqlik miqdori.

$$Q_f = G[eq_{T_2}^{\delta} + (1 - e)q_{T_2}^c - q_{T_1}^c]$$

Bu yerda: G – pechning xom-ashyo bo‘yicha ish unumdorligi, kg/s.

$E=0,6$ – $T_2=623$ K da xom-ashyoning pechdan chiqishdagi haydalgan ulushi;

$q_{T_2}^c, q_{T_2}^{\delta}$ - pechdan chiqayotgan mahsulotning bug‘ hamda suyuq fazasi entalpiyalari ($T_2=623$ K da);

$q_{T_1}^c - T_1 = 423$ K da xom-ashyoning pechga kirishdagi entalpiyasi.

Suyuq neft mahsulotlari va neft bug‘larining entalpiyalari jadvalidan, benzinsiz neft, haydalgan mahsulot va qoldiqning zichliklarini bilgan holda aniqlaymiz:

$$q_{T_1}^c = q_{453}^c = 378 \text{ kJ} / \text{kg};$$

$$q_{T_2}^c = q_{623}^c = 819 \text{ kJ} / \text{kg};$$

$$q_{T_2}^{\delta} = q_{623}^{\delta} = 1070 \text{ kJ} / \text{kg};$$

Unda:

$$Q_f = \frac{1900 \cdot 1000}{24} [0,6 \cdot 1070 + (1 - 0,6) \cdot 819 - 378] = 46,87 \cdot 10^6 \text{ kJ} / \text{s}$$

$$Q_r = \frac{46,87 \cdot 10^6}{0,797} = 58,6 \cdot 10^6 \text{ kJ} / \text{s}$$

Bir soatda yoqilg'i sarfi:

$$B = \frac{Q_f}{Q_p^H \cdot \eta} = \frac{46,87 \cdot 10^6}{49040 \cdot 0,797} = 1200 \text{ kg} / \text{s} \text{ yoki}$$

$$B' = \frac{B}{\rho_2} = \frac{1200}{0,730} = 1644 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Radiant trubalar isitish yuzasi va radiatsiya kamerasi o'lchamlarini hisoblash.

Radiant trubalar isitish yuzasi quyidagi formula yordamida topiladi:

$$H_r = \frac{Q_r}{q_r}$$

Bu yerda: Q_r - radiatsiya kamerasida xom-ashyo beriladigan issiqlik miqdori;

q_r - radiant trubalar issiqlik yuklamasi.

Issiqlik balansi tenglamasidan:

$$Q_r = (Q_r^H \cdot \eta_T - q_{Tn})B$$

Bu yerda: η_T - o'txona foydali ish koeffitsienti;

q_{Tn} - radiatsiya kamerasidan chiqishda tutun gazlari entalpiyasi;

$T_n = 1023 \text{ K}$ deb qabul qilib, q-T grafigidan aniqlaymiz.

$$q_{Tn} = q_{1023} = 17000 \text{ kJ} / \text{kg} \text{ yoqilg'i.}$$

Oldin qabul qilingan issiqlik yo'qotilishi 6%, shu jumladan 4% i o'txonada yo'qotilsin.

$$\eta_T = 1 - 0,04 = 0,96 \text{ va}$$

$$Q_r = (49040 \cdot 0,96 - 17000) \cdot 1200 = 36,1 \cdot 10^6 \text{ kJ/s} = 10030 \text{ kVt}$$

Radiant trubalar issiqlik yuklamasini $q_p = 67 \text{ kVt/m}^2$ deb qabul qilamiz.

Shunday qilib, radiant trubalar yuzasi:

$$H_r = \frac{10030}{67} = 150 \text{ m}^2$$

Xom-ashyoning radiant trubalarga kirishdagi haroratini aniqlaymiz.

Trubalardagi neft entalpiyasi $q_{T_k}^c$ ni aniqlaymiz.

$$Q_r = G[eq_{T_2}^n + (1-e)q_{T_2}^c - q_{T_k}^c]$$

Demak,

$$q_{T_k}^c = eq_{T_2}^n + (1-e)q_{T_2}^c - \frac{Q_P}{G} = 0,6 \cdot 1070 + (1-0,6) \cdot 819 \cdot \frac{36,1 \cdot 10^6}{79166} = 514 \text{ kJ} / \text{kg}$$

Entalpiyalar jadvali bo'yicha $T_k=507 \text{ K}$ ligini aniqlaymiz.

127×8 o'lchamli foydali uzunligi $l_{mp} = 9,5 \text{ m}$ bo'lgan truba tanlaymiz.

Radiant trubalar soni:

$$N_r = \frac{H_r}{\pi d_t \cdot l_{TP}} = \frac{150}{3,14 \cdot 0,127 \cdot 9,5} = 40$$

Ikki qatorli ekranli ikki tomonlama nurlanuvchi alangasiz yonadigan, trubalari shaxmat tartibida gorizontal joylashuvchi va 2 ta pastki konveksion seksiyali pech tanlaymiz. Ekran trubalari joylashuv qadamini $S=0,025 \text{ m}$ ga teng deb qabul qilamiz. U holda vertikal trubalar qatorlari orasidagi masofa:

$$S_1 = \frac{S\sqrt{3}}{2} = \frac{0,25 \cdot 1,73}{2} = 0,215 \text{ m}$$

Nurlanuvchi devordan trubali ekrangacha bo'lgan masofa $0,6 \div 1,0 \text{ m}$ bo'lishi lozim. $d_T=1$ deb qabul qilamiz.

Har bir vertikal qatorda 17 tadan truba joylashadi. U holda radiant kamera balandligi:

$$h_T = (N'_r - 1)S + 0,5S + 2l_T$$

N'_r - bir vertikal qatordagi trubalar soni;

$l_T = 0,25 \text{ m}$ - eng ustki va ostki trubalardan pol va shipgacha bo'lgan masofa.

$$h_T = (17 - 1) \cdot 0,25 + 0,5 \cdot 0,25 + 2 \cdot 0,25 = 4,63 \text{ m}$$

Radiant kamera kengligi:

$$e_T = 2a_1 + S_1 = 2 \cdot 1 + 0,215 = 2,215 \text{ m}$$

Shipda radiant kamera 2 tomonidan 3 tadan truba joylashtiramiz.

Radiatsiya kamerasi hajmi:

$$V_T = \epsilon_T \cdot h_T \cdot l_T = 2,215 \cdot 4,63 \cdot 9,5 = 97,4 \text{ m}^3$$

Pech o'txonasi issiqlik yuklamasi:

$$q_V = \frac{Q_T}{V_T} = \frac{16300}{97,4} = 167,4 \text{ kVt / m}^3$$

GBP ga tipidagi issiqlik unumdorligi $q_r = 69,78 \text{ kVt}$ ga teng gorelka tanlaymiz. Gorelkalar soni:

$$q_v = \frac{Q_T}{q_r} = \frac{16300}{69,78} = 233$$

Har bir nurlanuvchi devorga 114 tadan gorelka, nurlanuvchi devor 19 ta, balandligi bo'yicha 6 ta gorelka joylashtiramiz. Gorelka o'lchami $0,5 \times 0,5$ bo'lganligi uchun, har bir nurlanuvchi devor yuzasi:

$$R = (19 \cdot 0,5)(6 \cdot 0,5) = 28,5 \text{ m}^2$$

Ikki nurlanuvchi devor yuzasi:

$$H_{SR} = 2R = 2 \cdot 28,5 = 57 \text{ m}^2$$

Pechning konvektiv isitish yuzasini hisoblash. Konveksion trubalar yuzasi quyidagi formuladan hisoblanadi:

$$H_\kappa = \frac{Q_\kappa}{K_1 \cdot \Delta T_{o'r}}$$

Bu yerda: Q_κ – xom-ashyoga konveksion trubalar orqali beriladigan issiqlik miqdori;

K_1 - issiqlik uzatish koeffitsienti;

$\Delta T_{o'r}$ - o'rtacha haroratlar farqi.

Konveksion trubalarda xom-ashyoga beriladigan issiqlik miqdori:

$$Q_\kappa = Q_{op} - Q_r = 13020 - 10030 = 2990 \text{ kVt}$$

Issiqlik uzatish koeffitsienti:

$$k_1 \approx 1,1(\alpha_1 + \alpha_4)$$

α_1 - tutun gazlardan trubalarga issiqlik berish koeffitsienti;

α_n - uch atomli gazlarning nurlanish issiqlik berish koeffitsienti.

$$\alpha_1 = c\beta \frac{\lambda_{r.g.}}{d_t} \cdot \text{Re}^{0,6} \cdot \text{Pr}^{1/3}$$

$s=0,33$ - shaxmat tartibidagi trubalar uchun doimiy son;

$\beta = 1$ - trubalar qatori soniga bog'liq doimiy;

$\lambda_{t.g}$ - tutun gazlarining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti.

Re va R_{ch} kriteriylari tutun gazlari o'rtacha harorati bo'yicha aniqlanadi. Gaz tezligi eng tor joy uchun aniqlanadi.

Konveksiya kamerasida foydali uzunligi $l_{TP} = 9,5M$, tashqi diametri $d_H = 102$ mm devor qalinligi 6 mm li trubalar o'rnatiladi. Har bir kamerada xomashyo bir oqimi uchun zmeevik o'rnatiladi. Uning 1 gorizontaal qatorida shaxmat tartibida 4 tadan truba o'rnatiladi. (qadami $S=172$ mm).

Gaz o'tadigan eng tor yo'lak kesimini hisoblaymiz.

$$\begin{aligned} f_{t.g} &= (e_k - n_1 d_t) l_{TP} = [(n_1 - 1) \cdot S + 3d_t - n_1 d_t] l_{TP} = \\ &= [(4 - 1) \cdot 0,172 + 3 \cdot 0,102 - 4 \cdot 0,102] \cdot 9,5 = 3,93M^2 \end{aligned}$$

Shu kesimda gaz tezligi:

$$\omega = \frac{B \Sigma V_i T_{o'r}}{m \cdot 3600 \cdot f_{t.g} \cdot 273}$$

Bu yerda: $T_{o'r} = 0,5(T_n + T_{t.g}) = 0,5(1023 + 573) = 798K$ - tutun gazlari o'rtacha harorati.

$M=2$ - parallel ishlovchi kameralar soni.

$$\omega = \frac{1200 \cdot 15,31 \cdot 798}{2 \cdot 3600 \cdot 3,93 \cdot 273} = 1,8M/s$$

Re va R_{ch} kriteriylarini aniqlash uchun $T_{o'r} = 525K$ da tutun gazlari zichligi, qovushqoqligi, issiqlik sig'imi, issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientlarini hisoblash lozim.

Dinamik qovushqoqlik koeffitsienti:

$$\frac{M_q}{\mu_q} = \Sigma \frac{X'_i M_i}{\mu_i}$$

Bu yerda: M_q, μ_q - tutun gazlar molekulyar og'irligi va dinamik qovushqoqlik koeffitsienti;

M_i - tutun gazlari komponentlari molekulyar og'irliklari;

μ_i - tutun gazlari komponentlari dinamik qovushqoqlik koeffitsienti;

X'_i - aralashmadagi tutun gazlari komponentlari hajmiy ulushlari.

$$\mu_{t.g} = \frac{M_{t.g}}{\sum \frac{x'_i \cdot M_i}{\mu_i}} = \frac{27,7}{771,4 \cdot 10^3} = 3,58 \cdot 10^{-5} Pa \cdot s$$

Tutun gazlari zichligi:

$$\rho_{t.g} = \frac{M_{t.g}}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{o'r}} = \frac{27,7}{22,4} \cdot \frac{273}{798} = 0,422 kg / m^3$$

Kinematik qovushqoqlik koeffitsienti:

$$\nu_{t.g} = \frac{\mu_{t.g}}{\rho_{t.g}} = \frac{3,58 \cdot 10^{-5}}{0,422} = 8,5 \cdot 10^{-5} m^2 / s$$

3.7-jadval

Tutun gazlari komponentlari	M_i	M_i ; kg/kg Yoqilg'i	x_i	V_i	x'_i
CO ₂	44	2,69	0,142	1,37	0,0896
H ₂ O	18	2,18	0,115	1,71	0,177
O ₂	32	0,23	0,012	0,16	0,0104
N ₂	28	13,84	0,731	11,07	0,723
Jami:	-	18,94	1,0	15,31	1,0

Tutun gazlari issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti:

$$\lambda_2 = \sum x'_i \cdot \lambda_i$$

Bu yerda: λ_i - komponentlar issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti jadvaldan aniqlanadi. (8,430 b)

$$\lambda_2 = 0,067 Vt / (m \cdot K)$$

Tutun gazlari issiqlik sig'imi:

$$C_{t.g} = \sum C_i X_i$$

C_i - komponentlar issiqlik sig'imi (8,130 b)

$$C_{t.g} = 1,23$$

3.8-jadval

$M_i X'_i$	$\mu_i \cdot 10^3$	$\frac{M_i X'_i}{\mu_i} \cdot 10^{-3}$	λ_i	$\lambda_i \cdot X'_i$	S_i	$c_i x_i$
3,95	0,041	96	0,057	0,0051	1,16	0,165
3,17	0,027	118	0,072	0,0127	2,15	2,247
0,33	0,045	7,4	0,063	0,00066	1,05	0,013
20,2	0,037	550	0,057	0,0412	1,12	0,821
$M_{ch}=27,7$	-	771,4	-	$\lambda_{ch}=0,067$	-	$S_{ch}=1,23$

$$Re = \frac{\omega \cdot d_n}{\nu_e} = \frac{1,8 \cdot 0,102}{8,5 \cdot 10^{-5}} = 2150$$

$$P_{ch} = \frac{\nu_{ch} \cdot C_{t,g} \cdot \rho_{ch}}{\lambda_{ch}} = \frac{8,5 \cdot 10^{-5} \cdot 1,23 \cdot 0,422 \cdot 10^3}{0,067} = 0,66$$

$$\alpha_1 = 0,33 \cdot 1 \frac{0,067}{0,102} \cdot 2150^{0,6} \cdot 0,66^{1/3} = 18 \text{ Wt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Uch atomli gazlar nurlanish issiqlik berish koeffitsienti.

$$\alpha_n = \alpha_{CO_2} + \alpha_{H_2O}$$

$\alpha_{CO_2}, \alpha_{H_2O}$ - tutun gazlar o'rtacha harorati, uch atomli gazlar yutilish kuchi va devor haroratlariga bog'liq holda (5,478) nomogrammadan aniqlanadi. Buning uchun dastlab tutun gazlar o'rta logorifmik harorati aniqlanadi.

$$T'_{or} = \frac{T_n - T_{ch}}{2,3 \lg \frac{T_n}{T_{ch}}} = \frac{1023 - 573}{2,3 \lg \frac{1023}{573}} = 773 \text{ K}$$

Gaz qatlami o'rtacha samarali qalinligi formuladan aniqlanadi.

$$l = 1,87(S + S_1) - 4,1d_T$$

Bu yerda: S_1 – truba qatorlari orasidagi masofa.

Trubalar shaxmat tartibida joylashganligi uchun:

$$S_1 = \frac{S\sqrt{3}}{2} = \frac{172\sqrt{3}}{2} = 148 \text{ mm}$$

$$l = 1,87(0,172 + 0,148) - 4,1 \cdot 0,102 = 0,192 \text{ m}$$

SO₂ ning pech ichidagi parsial bosimi:

$$P_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}}{\Sigma V_i} \cdot \pi = \frac{1,37}{15,31} \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 8,95 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Suv bug'laridan parsial bosimi:

$$P_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{\Sigma V_i} \cdot \pi = \frac{2,71}{15,31} \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 17,8 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Gaz qatlamida SO₂ va N₂O ning yutish kuchi.

$$(Pl)_{CO_2} = P_{CO_2} \cdot l = 8,95 \cdot 10^3 \cdot 0,192 = 1,72 \cdot 10^3 \text{ Pa} \cdot \text{m}$$

$$(Pl)_{H_2O} = P_{H_2O} \cdot l = 17,8 \cdot 10^3 \cdot 0,192 = 3,41 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Konveksion trubalar devori haroratini xom-ashyo oʻrtacha haroratining 35 K yuqori qabul qilamiz.

$$Q_g = \frac{T_1 + T_K}{2} + 35 = \frac{453 + 507}{2} + 35 = 515 \text{ K}$$

nomogramma boʻyicha:

$$\alpha_{CO_2} = 4,65 \text{ Vt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\alpha_{H_2O} = 6,98 \text{ Vt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

U holda:

$$\alpha_n = 4,65 + 6,98 = 11,63 \text{ Vt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Umumiy issiqlik uzatish koeffitsienti:

$$k_1 = 1,1(18 + 11,63) = 32,6 \text{ Vt} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

Grasgof formulasi boʻyicha oʻrtacha haroratlar farqi aniqlanadi.

$$\Delta T_{o'r} = \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{\max}}{\Delta T_{\min}}}$$

Bu yerda:

$$\Delta T_{\max} = T_n - T_K;$$

$$\Delta T_{\min} = T_{t.g} - T_1;$$

$$\Delta T_{\max} = 1023 - 507 = 516 \text{ K};$$

$$\Delta T_{\min} = 573 - 453 = 120 \text{ K};$$

$$\Delta T_{o'r} = \frac{516 - 120}{2,3 \lg \frac{516}{120}} = 272 \text{ K}.$$

Shunday qilib, konveksion trubalar isitish yuzasi:

$$H_k = \frac{2,99 \cdot 10^6}{32,6 \cdot 272} = 335 \text{ m}^2$$

Konveksion kameradagi trubalar soni:

$$N_k = \frac{H_k}{\pi d_t \cdot l_{TP}} = \frac{335}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 9,5} = 110$$

Birta kamerada:

$$N'_k = \frac{N_2}{2} = \frac{110}{2} = 55$$

$$N'_k = 56$$

deb qabul qilamiz. U holda bir kamerada vertikal bo'yicha trubalar soni:

$$m = \frac{N'_k}{n_1} = \frac{56}{4} = 14$$

Konveksion kamerada trubalar egallaydigan balandlik:

$$h_k = (m-1)S_1 = (14-1) \cdot 0,148 = 1,925m$$

4-BOB. MODDA ALMASHINISH JIHOZLARINI HISOBLASHGA DOIR MASALALAR

4.1. Absorberlarni hisoblashning nazariy asoslari

Absorberlarni hisoblash uchun quyidagi parametrlar berilishi kerak: gazning sarf miqdori; uning dastlabki va jarayon ohiridagi konsentrasiyasi; absorbentning boshlang'ich konsentrasiyasi. Bu kattaliklar asosida absorbentning sarf miqdori L , absorberning balandligi va diametri hamda uning gidravlik qarshiligi aniqlanadi. Gaz kolonna bo'ylab harakatlenganda u gidravlik qarhsilikni engadi, kirish va chiqishdagi gaz bosimlari farqi gazning harakat qilishi uchun to'sqinlik qilgan gidravlik qarhsilikning miqdoriga teng bo'ladi.

Absorberning gidravlik qarshiligi uning konstruksiyasiga, gaz tezligiga, apparatning gidrodinamik rejimiga bog'liq. Umuman olganda esa gidravlik qarhsilik asosan gazning tezligiga bog'liq. Absorbyerdagi gazning optimal tezligi gazning tezligiga bog'liq bo'lgan barcha faktorlarni hisobga olgan holda faqat texnik-iqtisodiy hisoblashlar orqali aniqlanadi. Agar absorbsiya jarayoni yuqori bosim ostida borsa, absorbyerdagi gidravlik qarhsilikni engish uchun ketgan bosim yo'qotishlari umumiy bosimning juda kichik ulushlarini tashkil qilib, absorberlarning iqtisodiy ko'rsatkichlariga hech qanday ta'sir qilmaydi. Bu vaqtda absorbyerdagi gazning tezligini eng katta miqdorda olish mumkin, masalan $(0,8 \dots 0,9) \omega$. Bu yerda: ω — tiqilib qolish nuqtasiga to'g'ri kelgan gazning tezligi.

Kolonna atmosfera yoki undan past bosimda ishlasa, gazni uzatishda sarf bo'ladigan energiyaning miqdorini kamaytirish uchun absorbyerdagi gazning tezligini kichik qilib olinadi.

Har qanday apparatni iqtisodiy jihatdan tejimli qilib loyihalash uchun kolonna diametrini kichikroq qilib apparatdagi gaz oqimining tezligini oshirish kerak. Absorberning diametri sekundli sarf tenglamasi orqali qabul qilingan gazning fiktiv tezligi ω_0 vositasida ifodalanadi:

$$D = \sqrt{\frac{4V_g}{\pi\omega_0}}; \quad (4.1)$$

bu yerda: V_g — kolonnadan o'tayotgan gazning hajmiy sarf miqdori, m^3/s .

Absorberning balandligi, agar jarayonning harakatlantiruvchi kuchi gaz fazasining konsentraciyasi bilan ifodalansa modda o'tkazishning asosiy tenglamasidan aniqlanadi:

$$H = \frac{M}{K_{o'} \cdot a \cdot S \cdot \Delta y_{o'r}} \quad (4.2)$$

bu yerda: M - yutilgan gaz miqdori, $K_{o'}$ - modda o'tkazish koeffitsienti, a - kontaktlashuvchi fazalarning solishtirma yuzasi, S - kolonnaning ko'ndalang kesimi, $\Delta y_{o'r}$ — jarayonning o'rtacha harakatlantiruvchi kuchi.

Kontaktlashuvchi fazalarning yuzasi noma'lum bo'lsa, absorberning balandligi modda o'tkazishning hajmiy koeffitsienti yoki bir fazadan ikkinchi fazaga o'tayotgan moddalarning miqdori bilan aniqlanadi.

Plyonkali absorberlarni hisoblash. Bu absorberlarda gaz oqimi bilan suyuqlik to'htovsiz ta'sir qilib, suyuqlik plyonka holida kolonna balandligi bo'yicha oqib tushib turadi. Plyonkaning gidravlik qarshiligi quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$\Delta P_{pl} = \lambda \frac{H}{d_e} \cdot \frac{\omega^2 \cdot \rho}{2}; \quad (4.3)$$

bu yerda: H — oqib tushayotgan plyonka yuzasining balandligi, m; d_e — gaz harakatlanayotgan kanalning ekvivalent diametri m; ω — suyuqlik plyonkasining o'rtacha tezligi, m/s; ρ — gazning zichligi; kg/m^3 ; λ — ishqalanish koeffitsienti.

Ishqalanish koeffitsienti gaz harakatining rejimiga, ya'ni gaz uchun olingan Re kriteriysining miqdoriga hamda o'lchovsiz kompleks $\omega\mu/\delta$ ning qiymatiga bog'liq. Bu yerda: μ — suyuqlikning qovushqoqligi; δ — sirt taranglik; λ ning qiymati quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

Agar $Re_g < Re_{kr}$ bo'lsa,

$$\lambda = \frac{86}{Re} \quad (4.4)$$

Agar $Re_g > Re_{kr}$ bo'lsa,

$$\lambda = \frac{0,11 + 0,9 \left(\frac{\omega \mu}{\delta} \right)^{2/3}}{Re_g^{0,16}} \quad (4.5)$$

bu yerda: $Re_g = \omega d_e \rho_g / \mu_g$ — gaz fazasi uchun Reynol'ds kriteriysi; Re_g — suyuqlik plyonkasining fizik xususiyatlarini, gaz oqimining harakat tezligini va rejimini hisobga oluvchi Reynol'ds kriteriysining kritik qiymati. Re ning kritik qiymati quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

$$Re_{kr} = \left[\frac{86}{0,11 + 0,9 \left(\frac{\omega \mu}{\delta} \right)^{2/3}} \right]^{1,19} \quad (4.6)$$

Quvurli absorberlarning diametrini aniqlash uchun quvurlardagi gazning qabul qilingan tezligi bo'yicha quvurlarning umumiy ko'ndalang kesim yuzasi aniqlanadi:

$$S = \frac{V}{\omega}, m^2. \quad (4.7)$$

Quvurlarning ichki diametrini (0,02 ... 0,05) m deb olib, quvurlarning umumiy soni aniqlanadi:

$$n = \frac{S}{0,785 \cdot d^2} \quad (4.8)$$

Quvurlar orasidagi masofa $t = (1,25 \dots 1,5) d_t$ ni va qalinligi δ_{tr} ni aniqlab, absorberning diametri sekundli sarf tenglamasidan aniqlanadi. Bu yerda d_t quvurning tashqi diametri.

Tiqilib qolish nuqtasiga to'g'ri kelgan gazning tezligi ω_t quyidagicha aniqlanadi:

$$\lg \left(\frac{\omega_g^2 \cdot p_g}{g \cdot d_e \cdot p} \mu^{0,16} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L'}{G'} \right)^{1/4} \left(\frac{p_e}{p} \right)^{1/8} \quad (4.9)$$

bu yerda: p -suyuqlik zichligi, kg/m^3 ; μ - suyuqlik qovushqoqligi, Ns/m^2 ;
 L' va G' - suyuqlik va gazning sarf miqdori, kg/s .

(4.9) tenglama nasadkali va plyonkali absorberlar uchun umumiy bo'lib, faqat A ning qiymati bilan farqlanadi. Plyonkali absorberlar uchun:

$$A = 0,47 + 1,5 \lg \frac{d_e}{0,025} \quad (4.10)$$

Quvurli absorberlarning balandligi quyidagicha aniqlanadi:

$$H = \frac{F_{ich}}{n \cdot \pi \cdot d_i}, \quad (4.11)$$

Bu yerda: F_{ich} – quvurlarning umumiy ichki yuzasi, d_i - quvurning ichki diametri.

Quvurlardan oqib tushayotgan plyonkaning qalinligi e'tiborga olinmasa, u holda quvurlarning ichki yuzasi gaz va suyuqliklarning kontakt yuzasiga teng bo'ladi: bunda:

$$F = \pi \cdot n \cdot d_i \cdot N \quad (4.12)$$

F ning qiymatini modda o'tkazishning asosiy tenglamasiga qo'ysak, unda absorberning balandligi quyidagicha topiladi:

$$H = \frac{M}{n \cdot \pi \cdot d_i \cdot K_o' \cdot \Delta y_{o'r}} \quad (4.13)$$

Modda o'tkazish koeffisientlarini hisoblashda gaz fazasidagi modda berish koeffisienti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$Nu_g = \frac{\lambda}{8} \text{Re}(\text{Pr})^{1/2}, \quad (4.14)$$

bu yerda: λ — ishqalanish qarhsilik koeffisienti.

Gaz fazadagi o'tkazish sonining balandligi:

$$h = \frac{8 \cdot d_e \cdot \text{Re}^{0,16}(\text{Pr})^{2/3}}{\left[0,44 + 3,6 \left(\frac{\omega \cdot \mu}{\delta} \right)^{2/3} \right]}; \quad (4.15)$$

(4.14) va (4.15) tenglamalardagi $Nu = \beta d_e/D$ ifoda diffuzion Nusel't kriteriysi; D - gaz fazasidagi molekulyar diffuziya koeffisienti, m^2/s ; Pr – diffuzion Prandtl kriteriysi.

Suyuqlik fazasidagi modda berish koeffisienti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$Nu'_s = B \cdot Re_s^m (Pr'_s)^n \left(\frac{\delta_k}{H} \right)^p, \quad (4.16)$$

Bu yerda: Nu' — suyuq plyonka uchun diffuzion Nusel't kriteriysi;

$d_e = 4\pi \cdot d\delta / \pi \cdot d = 4\delta$ - suyuqlik plyonkasining ekvivalent diametri;

$Re_c = \frac{\omega \cdot d_e \rho}{\mu}$ – suyuqlik plyonkasi uchun Reynol'ds kriteriysi;

$Pr'_c = \mu / \rho \cdot D_c$ — suyuqlik uchun Prandtl kriteriysi; D_s — suyuqlik fazasidagi molekulyar diffuziya koeffisienti;

$\delta_k = [\mu^2(\rho g)]^{1/3}$ — plyonkaning qalinligi.

Xuddi shu rejimlar uchun o'tkazish sonining balandligi:

$$h_c = 0,282 \delta_k Re_c^{0,55} \cdot (Pr'_c)^{0,5} \cdot \left(\frac{H}{\delta_k} \right)^{0,5}; \quad (4.17)$$

$300 < Re_c < 1600$ bo'lganda:

$$h_c = 0,206 \delta_k Re_c^{2,18-(R/3)} \cdot (Pr'_c)^{0,5} \cdot \left(\frac{H}{\delta_k} \right)^p; \quad (4.18)$$

$Re > 1600$ bo'lganda:

$$h_c = 3250 \cdot \delta_k \cdot (Pr'_c)^{0,5} \quad (4.19)$$

Nasadkali absorberlarni hisoblash. Absorbyerdan gaz o'tganda naporning yo'qolishi sodir bo'ladi. Yo'qolgan naporning miqdori nasadkaning harakteriga, gazning tezligiga, namlanish zichligiga bog'liq. Quruq nasadkadagi naporning yo'qolishi yoki quruq nasadkaning qarshiligi quyidagicha aniqlanadi:

$$\Delta p_\kappa = \lambda \frac{H}{d_e} \frac{\rho_r \omega^2}{2}; \quad (4.20)$$

bu yerda: H — nasadka qatlamining balandligi, m; ($d_e = 4 \varepsilon/a$ – nasadka elementlari tashkil qilgan kanallarning ekvivalent diametri;

ε - nasadkaning erkin hajmi yoki nasadkalar orasidagi bo'shliq hajmi;

a - nasadkaning solishtirma yuzasi m^2/m^3 ; $\omega = \omega_0/\varepsilon$ - nasadka qatlamidagi gazning haqiqiy tezligi (ω_0 - gazning fiktiv tezligi yoki apparatning to'la kesimiga nisbatan olingan gazning tezligi, m/s);

λ - ishqalanish va mahalliy qarhsiliklarni engish uchun ketgan bosimning yo'qotilishini hisobga oluvchi qarhsilik koeffisienti.

Qarhsilik koeffisienti λ ning qiymati Re kriteriysiga bog'liq. U nasadkaning turli elementlari uchun gazning harakat rejimiga asosan empirik tenglamalar bilan aniqlanadi. Masalan, absorberlardagi tartibsiz joylashtirilgan xalqali nasadkalarda gazning laminar rejimdagi harakati uchun ($Re < 40$):

$$\lambda = \frac{140}{Re} \quad (4.21)$$

Turbulent rejimdagi gazning harakati uchun ($Re > 40$):

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0,2}} \quad (4.22)$$

Kolonnaga tartibli joylashtirilgan halqali nasadkalar uchun:

$$\lambda = \frac{9,2}{Re^{0,375}}; \quad (4.23)$$

Bu yerda: $Re = \omega * d_e * \rho_g / \mu_g$ — gaz uchun berilgan Reynol'ds kriteriysi; ρ_g, μ_g — mos ravishda, gazning zichligi va qovushqoqligi.

Namlangan nasadkaning gidravlik qarshiligi Δr_h quruq nasadkalaridan katta, chunki suyuqlikning ma'lum miqdori nasadkaning ho'llanishi natijasida uning yuzasida va nasadkaning tor kanallarida ushlanib qoladi. Natijada nasadkaning bo'sh hajmi va kesimi kamayadi hamda gazning haqiqiy tezligi ko'payib, nasadkaning gidravlik qarshiligini oshiradi. Namlangan nasadkaning gidravlik qarshiligini aniq hisoblash qiyin, chunki gazning tezligi va namlash zichligi bir xil bo'lganda ham Δr_h ning qiymati nasadkaning kolonna ichida joylashuviga bog'liq. Nasadka elementlarining kattaligi turlicha bo'lgani uchun Δr_h ning qiymati o'zgaruvchan bo'ladi.

Kolonna ishi davomida namlangan nasadkaning gidravlik qarshiligi tahminan quyidagi empirik formuladan aniqlanadi:

$$\Delta r_h = 10^{vi} \Delta r_q \quad (4.24)$$

Bu yerda: i -namlash zichligi, $m^3/m^2 \cdot c$; v -nasadkaning kattaligi va namlash zichligiga qarab tajriba orqali aniqlanadigan koeffitsient. Masalan, namlash zichligi $i = (0,5 \dots 36,5) 10^{-3} m^3/m^2 \cdot c$ bo'lganda o'lchami $25 \times 25 \times 3$ mm. bo'lgan nasadka uchun v ning qiymati $v = 51,2$ bo'ladi.

Namlangan yuza a_n ning hamma nasadka elementlarining solishtirma yuzasi a ga nisbati nasadkaning namlash koeffitsienti φ deyiladi:

$$\varphi = \frac{a_n}{a} \quad (4.25)$$

Nasadkaning namlash koeffitsienti quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$\varphi = 1 - A \cdot e^{-m} \quad (4.26)$$

Daraja ko'rsatkich t ning qiymati:

$$m = c \operatorname{Re}_c^n = c \left(\frac{4up}{a\mu} \right); \quad (4.27)$$

Bu yerda: ρ, μ - mos ravishda, suyuqlikning zichligi va qovushqoqligi.

Nasadkaning turiga qarab ρ, μ ning miqdori maxsus adabiyotlarda beriladi. Masalan, o'lchami $15 \dots 35$ mm bo'lgan Rashig halqasi uchun: $A = 1,02$;

$$c = 0,16; \quad n = 0,4.$$

Absorberning diametri quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

$$D_a = \frac{L_0}{0,785 \cdot D^2}; \quad (4.28)$$

bu yerda: L_0 — absorbyerdagi sarf, m^3/s .

Absorberning ish balandligi nasadkalarining hajmi asosida aniqlanadi. Nasadkaning hajmi esa o'z navbatida huddi shu nasadka uchun uning modda o'tkazish yuzasiga bog'liq. Bu holda nasadkaning hajmi:

$$V_{nas} = H \cdot S = \frac{F}{a\varphi}; \quad (4.29)$$

Bu yerda: S -kolonnaning ko'ndalang kesimi yuzasi, m^2 . Modda o'tkazish yuzasi esa, modda o'tkazishning asosiy tenglamasidan aniqlanadi. F ning qiymatini (4.29) tenglamaga qo'yib, absorberning balandligini aniqlaymiz:

$$H = \frac{V_{nas}}{S} = \frac{F}{Sa\varphi} = \frac{M}{Sa\varphi K_o \Delta y_o} \quad (4.31)$$

Modda o'tkazish koeffisientlari K_h , K_u ni hisoblashda, gaz fazasidagi modda berish koeffisienti β_g tartibsiz o'rnatilgan nasadkalar uchun quyidagi kriterial tenglamadan aniqlanadi:

$$Nu'_g = 0,407 \cdot Re_g^{0,655} \cdot (Rr')^{0,33} \quad (4.32)$$

Gaz fazasi uchun balandlik birligidan o'tayotgan gaz fazasidagi o'tkazish sonining balandligi quyidagicha:

$$h_g = 0,615 \cdot d_e \cdot Re_g^{0,655} \cdot (Rr')^{0,66} \quad (4.33)$$

Tartibli joylashtirilgan nasadkalar uchun:

$$Nu'_g = 0,167 Re_g^{0,74} \cdot (Rr')^{0,33} \cdot \left(\frac{l}{d_e}\right)^{0,47} \quad (4.34)$$

Bu yerda: l — nasadkaning balandligi.

(4.33), (4.34) tenglamalardagi $Nu_g = \beta_g d_e/D$ va $Re_g = \omega_0 d_e \rho_g / \varepsilon \mu_g$ kriteriyalarda aniqlovchi geometrik kattalik sifatida nasadkaning ekvivalent diametri olinadi ($d_e = 4\varepsilon/a$). Halqasimon nasadkalar uchun suyuqlik fazasidagi modda berish koeffisientining hamma nasadkalarning birlik yuzasiga bo'lgan nisbati quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$h_g = 1,5 d_e \cdot Re_g^{0,26} \cdot (Rr')^{0,67} \cdot \left(\frac{l}{d_e}\right)^{0,47}; \quad (4.35)$$

$$Nu_s = 0,0021 \cdot Re_s^{0,75} \cdot (Pr_s')^{0,5}; \quad (4.36)$$

Bu yerda: $Nu_s = \beta_s \delta_k / D_s$

Nu_c -Nusel't kriteriysi hosil bo'lgan plyonka qalinligi uchun hisoblangan.

Suyuq fazadagi o'tkazish sonining balandligi esa:

$$h_s = 119 \delta_k \cdot Re_s^{0,25} \cdot (Pr_s')^{0,5}; \quad (4.37)$$

Tarelkali absorberlarni hisoblash. Bu absorberlarda gazning harakati quruq tarelka va suyuqlik yuzasidagi sirt taranglik kuchi tarelkadagi gaz-suyuqlik qatlamiga qarhsilik qiladi. Shuning uchun tarelkalarning gidravlik qarshiligi uch qarhsilikning yig'indisiga teng bo'ladi:

$$\Delta P_t = \Delta p_{qt} + \Delta D_{ck} + \Delta p_{gs} \quad (4.38)$$

Bu yerda: Δp_{qt} - quruq tarelkaning qarshiligi; ΔD_{ck} - suyuqlik yuzasida sirt taranglik kuchi ta'siridan hosil bo'ladigan qarhsilik; Δp_{gs} - gaz - suyuqlik qatlamidagi qarhsilik.

Quruq tarelkaning qarshiligi quyidagi tenglamadan aniqlanadi:

$$\Delta p = \xi \frac{\omega_T p_r}{2} \quad (4.39)$$

Bu yerda: $\omega_2 = \omega/F$ - tarelka teshiklaridagi gazning tezligi. ξ - tarelkaning qarhsilik koeffisienti, u katta intervalda (0,5 . . . 4) o'zgarib, tarelkaning konstruksiyasiga bog'liq.

Tarelkaga kirayotgan suyuqlik qatlamidagi suyuqlikning sirt taranglik kuchi ta'siridan hosil bo'layotgan qarhsilikni engish uchun ketgan bosim quyidagicha.

$$\Delta p_{ck} = \frac{4\delta}{d_e} \quad (4.40)$$

Oqimli rejimda ishlaydigan tarelkalar uchun Δp_{ck} hisobga olinmaydi. Tarelkaning gaz-suyuqlik qatlamidagi qarshiligi qatlamning statik bosimiga teng deb olinadi:

$$\Delta r_{gs} = h_0 p_{gc} = h_{gs} \cdot r_{gs} \cdot g \quad (4.41)$$

Bu yerda: h_0 va h_{gs} —tarelkadagi suyuqlik va gaz-suyuqlik qatlaminin balandligi; p_{gc} —tarelkadagi suyuqlik va gaz-suyuqlik aralashmasining zichligi.

Δr_{gs} ning qiymatini empirik tenglamalar orqali ham aniqlash mumkin.

Ag'darilma, elaksimon va klapanli tarelkalar uchun tarelkadagi gaz-suyuqlik qatlami balandligini quyidagi tenglama bilan hisoblanadi:

$$Eu_1 = \frac{p_g}{p_s} \sqrt{F} = 0,25 \cdot Fr^{-1,25} ; \quad (4.42)$$

Bu yerda: $Eu_0 = \Delta p_{2s}/p_2 \omega^2 T$ - Eyler kriteriysi; $Fr = \omega^2 T / gh_{re}$ - Frud kriteriysi.

Gazning ma'lum tezligida barbotaj qatlamining yuzasiga chiqib ko'piklardan ajralgan suyuqlik tomchilarini gaz o'ziga tortib oladi. Suyuqlik tomchilari gaz oqimi bilan yuqorigi tarelkaga tushadi.

Gaz oqimi bilan suyuqlikning chiqib ketishi natijasida modda o'tkazishning haraqatlantiruvchi kuchi kamayadi, quyilish qurilmalarida suyuqlikning sarflanish miqdori ko'payadi va absorbyerda suyuqlikning gaz bilan chiqib yo'qolib ketishi sababli tarelkali apparatlarning samaradorligini oshirish imkoniyati chegaralanadi. Suyuqlikning gaz bilan chiqib ketishi absorberga berilayotgan suyuqlik umumiy miqdorining 5 ... 10 % idan oshmasligi kerak.

Gazning tezligi ortishi, separasiya bo'shlig'i balandligining kama-yishi bilan suyuqlikning gaz bilan chiqib ketishi ko'payadi. Elaksimont tarelkalarda suyuqlikning chiqib ketish miqdori quyidagi tenglama bilan aniqlanadi;

$$e = 7,7 \cdot 10^{-5} \left(\frac{\omega}{H_{sp}} \right)^{3,2} \left(\frac{73}{\delta} \right) \quad (4.43)$$

Bu yerda: $H_{sp} = H - H_{gs}$ - separasiya bo'shlig'ining balandligi; δ - suyuqlikning sirt tarangligi.

Absorbentning chiqib ketishini kamaytirish uchun yuqorigi tarelkaning ustki qismiga nasadka qatlamidan iborat bo'lgan, metall to'rdan ishlangan separator qurilmasi o'rnatiladi.

Kontaktlashgan fazalar yuzasi barbotaj qatlamidagi ko'piklar yuzasi bilan aniqlanadi. Fazalarning solishtirma kontakt yuzasi quyidagi tenglama orqali topiladi:

$$a = \frac{6\varepsilon}{d_{or}} \quad (4.44)$$

Bu yerda: ε - gazni to'ldiruvchi ko'pik qatlami; m^3/m^3 ; d_{or} — ko'pikning o'rtacha hajmiy yuza diametri; m.

Kontakt fazasining tarelka birlik yuzasiga bo'lgan nisbati quyidagicha aniqlanadi:

$$a = \frac{6\varepsilon \cdot h_{gs}}{d_{or}} \quad (4.46)$$

Absorberning diametri gazning qabul qilingan fiktiv tezligi bo'yicha umumiy sarf tenglamasidan aniqlanadi.

Absorberning ish balandligi yoki pastki va ustki tarelkalar orasidagi masofa — modda o'tkazish koeffisientini hajmiy birliklarda ifodalab modda o'tkazishning asosiy tenglamasidan yoki tarelkalar sonini analitik va grafik usulda hisoblab aniqlanadi.

Tarelkalarda fazalarning kontakt yuza kattaligini aniqlash qiyin, shuning uchun modda o'tkazishdagi modda berish koeffisientlari qiymati tarelkaning kesimiga nisbatan yoki tarelkadagi ko'piklarning $V = h_{gs}ST$ va suyuqlikning $V_0 = h_0ST$ hajmiga nisbatan olinadi (h_{gs} , h_0 - ko'pikning va suyuqlik qatlaminig tarelkadagi balandligi).

Tarelkadagi gaz va suyuqlik fazalaridagi o'tkazish sonining balandligi (p_g yoki p_s) quyidagi tenglamalar orqali aniqlanadi:

Gaz fazasi uchun:

$$n_g = \frac{\beta_{Ts_T} \cdot S_T}{G}; \quad (4.47)$$

Suyuqlik fazasi uchun:

$$n_s = \frac{\beta_{Qs_T} \cdot S_T}{L}; \quad (4.48)$$

Tarelkaning ish yuzasiga nisbatan olingan modda berish koeffisientlari, β_{Ts_T} , β_{Qs_T} , sirtqi modda berish koeffisientlari β_g , β_s bilan quyidagicha bog'langan:

Gaz fazasi uchun:

$$\beta_{Gs_T} = \beta_{GV} \cdot h_{gs} = \beta'_{GV} \cdot h_0 = \beta^* \cdot a \cdot h_{gs}; \quad (4.49)$$

Suyuqlik fazasi uchun:

$$\beta_{Cs_T} = \beta_{CV} \cdot h_{gs} = \beta'_{CV} \cdot h_0 = \beta_s \cdot a \cdot h_{gs}; \quad (4.50)$$

Bu yerda: β_{Gs_T} va β_{Cs_T} - gaz va suyuqlik fazalari uchun tarelkadagi suyuqlikning hajmga nisbatan olingan modda berish koeffisientlari.

Modda berish ko'efficientlari yoki tarelkaning birlik o'tkazish sonlari tarelkaning konstruksiyasiga nisbatan alohida tenglamalar orqali hisoblanadi. Qalpoqchali tarelkalarda gaz fazasi uchun birlik o'tkazish soni quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$n_r(\text{Pr}_g)^{0,5} = 0,776 + 4,63h_{km} - 0,238\omega\sqrt{\rho_g} - 0,292 \cdot q; \quad (4.50)$$

Bu yerda: $\text{Pr}_g = \nu_G/D_G$ - gaz uchun Prandtl kriteriysi; ν_G - gazning kinematik qovushqoqligi, m^2/s ; D_G - gazdagi molekulyar diffuziya ko'efficienti, m^2/s ; h_{qt} - quyilish to'sig'ining balandligi, m; q - quyilish to'sig'ining perimetriga nisbatan olingan suyuqlik sarfi, $m^3/(m \cdot s)$.

Suyuqlik fazasidagi birlik o'tkazish soni quyidagicha aniqlanadi:

$$n_s = 3050 D_s^{0,5} (68 \cdot h_{kT} + 1) \tau_s; \quad (4.51)$$

Bu yerda: D_s —suyuqlik fazasidagi diffuziya ko'efficienti; τ_s —fazalarning o'rtacha kontakt vaqti, u quyidagicha aniqlanadi:

$$\tau_s = \frac{l_m \cdot h_0}{q_{chiz}}, \quad (4.52)$$

Bu yerda: l_m – suyuqlik yurish yo'lining uzunligi yoki quyilish qurilmalari orasidagi masofa, m; q_{chiz} – tarelkaning kengligiga nisbatan olingan chiziqli namlash zichligi, $m^3/(m \cdot s)$. Elaksimon va ag'darilma tarelkalarda:

Gaz fazasi uchun:

$$n_g = 1,77 \cdot 10^3 \cdot (Pe_g)^{-0,5} \cdot h_{rc}^{1,2} \quad (4.53)$$

Suyuqlik fazasi uchun:

$$n_s = 1,26 \cdot 10^5 \cdot (Pe_s)^{-0,5} \cdot h_{rc}^{1,9} \quad (4.55)$$

Bu yerda: $Pe_g^{\wedge} = \omega h_{gs}/D_g$ - gaz fazasi uchun Pekle kriteriysi; $Pe_s^{\wedge} = Lh_s/D_s$ - suyuqlik fazasi uchun Pekli kriteriysi; h_{gs} - tarelkadagi gaz-suyuqlik aralashmasining balandligi, m.

Tarelkalarning haqiqiy sonini hisoblashda (analitik yoki grafik usul bilan) quyilish qurilmalari bo'lgan kolonnalarda fazalar bir-biriga qarama-qarshi o'zaro perpendikulyar harakat qiladi deb faraz qilinadi.

Tarelkalarining haqiqiy sonini aniqlab absorberning balandligini hisoblaymiz:

$$N = p_h N_n + h_u = n_h (h_{gs} + H_{SP}) + h_u \quad (4.56)$$

Bu yerda: H_{SP} - separasiya bo'shlig'ining balandligi, m; h_u - ustki tarelkadan absorberning qopqog'igacha bo'lgan masofa, m.

4.1 - masala. Fraksiyalovchi absorberni hisoblash.

Suyuq va gaz fazadan propan va nisbatan og'irroq uglevodorodlarni ajratuvchi absorber hisoblansin.

Suyuq va gaz fazaning tarkibi quyida keltirilgan.

4.1-jadval

№	Komponentlar	Suyuq faza tarkibi, kmol/s	Gaz faza tarkibi kmol/s
1	SN_4	34,8	322,0
2	$S_2 N_6$	60,0	135,6
3	$S_3 N_8$	147,0	127,8
4	Izo- $S_4 N_{10}$	54,0	26,6
5	N- $S_4 N_{10}$	116,8	47,8
6	Izo- $S_5 N_{12}$	45,2	9,8
7	N- $S_5 N_{12}$	60,4	11,2
8	$S_6 N_{14}$	63,2	2,8
	Jami:	581,4	683,6

Hisoblash:

1. Hisoblash uchun quyidagi kattaliklar qabul qilingan.

$\pi = 1,37 \cdot 10^6 Pa$ - apparatdagi bosim;

$\varphi_3 = 0,905$ - absorbsiyadan propaning ajratish koeffitsienti;

Absorbyerdagi nazariy hisoblangan tarelkalar soni $N_a=10$;

Desorbyerda $N_g=10$;

Absorber pastidagi harorat 316 K;

O'rtacha harorat (desorbyerda) 366 K;

2. Qoldiqdagi propan va etan miqdori, ajratish koeffitsienti, absorbsiya va desorbsiya faktorlari.

Desorber pastidan chiqayotgan propan miqdori (kmol/s):

$$\ell_{m_3} = Z_3(\ell_{f_3} + \nu_{f_3});$$

Suyuq va gaz fazadan propanning ajralish koeffitsienti;

$$Z_3 = \varphi_3 \frac{1-\delta}{1-\varphi_3 \cdot \delta};$$

$$\varphi_3 = 0,905;$$

$$\delta = \frac{k'_3}{k'_2};$$

Fazaviy tenglik konstantasi k nomogrammadan topiladi.

$$\left. \begin{aligned} k'_3 &= 2,3(366Kva1,37 \cdot 10^6 Pa) \\ k'_2 &= 5,15(366Rva1,37 \cdot 10^6 Pa) \end{aligned} \right\} \delta = \frac{2,3}{5,15} = 0,446$$

$$Z_3 = 0,905 \frac{1-0,446}{1-0,905 \cdot 0,446} = 0,842$$

$$\ell_{m_3} = 0,842(146 + 127,8) = 231 Kmol / s$$

Etanning qoldiq tarkibidagi miqdori e'tiborga olmaydigan darajada kam, shuning uchun ℓ_{m_2} quyidagicha topiladi:

$$\ell_{m_2} \leq 0,03 \ell_{m_3}$$

$$\ell_{m_2} = 0,03 \cdot 231 = 6,93 Kmol / s.$$

Koeffitsient φ_3 ni quyidagi tenglama bilan topamiz.

$$\varphi_3 = \frac{\ell_{f_3}(1-\varphi'_3) - \ell_{m_3}}{\varphi'_3(\vartheta_{f_3} - \ell_{m_3}) - \vartheta_{f_3}};$$

Bu yerda: φ'_3 - desorbsiyadan propanni olish koeffitsienti.

φ_3 va N_a qiymatlarini bilgan holda Kramser diagrammasidan propanning absorbsiyalanish faktorini $A_3 = 1$ ni topamiz:

$$A_2 = A_3 \frac{k_3}{k_2} \text{ dan etan absorbsiyasi faktorini topamiz;}$$

bu yerda: $k_2 = 3va$
 $k_3 = 1,02(316Kva1,37 \cdot 10^6 Pa)$

$$A_2 = 1 \frac{1,02}{3} = 0,34; \quad N_a \text{ va } A_2 \text{ hisobga olib Kramser diagrammasidan}$$

absorbsiyadan etanning ajralish koeffitsienti $\varphi_2 = 0,34$ ni topamiz.

Desorbsiyadan etanning ajralish koeffitsientini hisoblab topamiz.

$$\varphi'_2 = \frac{l_{f_2} - l_{m_2} + \varphi_2 \cdot \vartheta_{f_2}}{l_{f_2} + \varphi_2 (\vartheta_{f_2} - l_{m_2})} = \frac{60 - 6,93 + 0,34 \cdot 135,6}{60 + 0,34(135,6 - 6,93)} = 0,961$$

N_g va $\varphi'_2 = 0,961$ dan foydalanib Kramser diagrammasidan $S_2=1,2$ etanning desorbsiyalanish faktorini topamiz.

Propanning desorbsiyalanish faktori S_3 ni topamiz.

$$S_3 = S_2 \frac{k'_3}{k'_2} = \frac{1,2 \cdot 2,3}{5,15} = 0,536;$$

S_3 va $N_g=10$ ni hisobga olib Kramser diagrammasidan $\varphi'_3 = 0,536$ ni topamiz.

$$\varphi_3 = \frac{147(1 - 0,536) - 231}{0,536(127,8 - 231) - 127,8} = 0,896$$

$$Z_3 = 0,896 \frac{1 - 0,446}{1 - 0,896 \cdot 0,446} = 0,834;$$

Yuqorida $Z_3=0,842$ ga teng bo'lib 0,834 dan 1% ga farqlanadi.

$$l_{m_3} = 0,834(147 + 127,8) = 229,2 \text{ Kmol} / s.$$

$$l_{m_2} = 0,03 \cdot 229,2 = 6,88 \text{ Kmol} / s$$

3. Quyilish zonasidagi barcha uglevodorodlar uchun absorbsiya faktori

$Al = A_3 \frac{k_3}{k_i}$ yoki $Ai = A_2 \frac{k_2}{k_i}$ formula bilan topiladi: i - komponent nomeri;

Desorbsiya faktori $S_i = S_3 \frac{k'_i}{k'_3}$ yoki $S_i = S_2 \frac{k'_i}{k'_2}$ bilan topiladi.

Hamma uglevodorodlar uchun Ai va Si natijalarini 1,17- jadvaldan olinadi. Bundan tashqari φ_i va φ'_i larning natijalari ham shu jadvaldan olinadi.

3. Qalin absorbentning miqdori.

$$A_3 = \frac{L_a + \Sigma l_{bi}}{k_3 \Sigma \vartheta_{bi}};$$

Bu yerda, L_a -absorbent miqdori, kmol/s; Σl_{bi} -suyuq fazadagi uglevodorodlarning summa miqdori; (kmol/s);

$\mathcal{G}_{bi}$ - absorberga kiruvchi gazning summa miqdori (kmol/s);

$\mathcal{G}_{bi}$ va l_{bi} lar 1.18- jadvaldan olinadi.

$$L_a = A_3 \cdot k_3 \cdot \Sigma \mathcal{G}_{bi} - \Sigma l_{bi} = 1 \cdot 1,02 \cdot 1276,42 - 692,5 = 609 \text{ kmol/s}$$

4. Fraksiyalovchi absorber oqimlarining tarkibi va molekulyar massasi.

Ixtiyoriy gaz oqimiining o'rtacha molekulyar massasi quyidagi formula bilan topiladi:

$$M_y = \sum_1^n y'_i \cdot M_i ;$$

Bu yerda: $y'_i - i$ - komponentning mol ulushi; (1, 1.19)- jadvaldan olinadi.

Masalan: Gaz aralashmasi xom-ashyo absorbsiyalangan qismining o'rtacha molekulyar massasi.

$$M_y = 0,30416 + 0,22430 + 0,31444 + 0,051358 + 0,073458 + 0,013472 + 0,014972 + 0,005086 = 35,1$$

Ixtiyoriy suyuqlik oqimning o'rtacha molekulyar massasi quyidagicha aniqlanadi:

$$M_x = \sum_1^n x'_i M_i ;$$

bu yerda: X'_i - suyuqlik oqimidagi i - komponentning mol ulushi;

X'_i - (1, 1.19)- jadvaldan olinadi.

$$M_x = 0,0433 \cdot 16 + 0,1409 \cdot 44 + 0,524 \cdot 44 + 0,0944 \cdot 58 + 0,1347 \cdot 58 + 0,0245 \cdot 72 + 0,0288 \cdot 72 + 0,0094 \cdot 86 = 45,97$$

4. Oqimlarning o'rtacha mol massasining natijasi (1, 1.20)- jadvalda keltirilgan.

5. Desorberning harorat rejimi. Desorberning yuqorigi qismining harorati quyidagi tenglama bilan topiladi:

$$\sum \frac{y'_{ci}}{k'_i} = 1; y'_{ci} - 1.19 - \text{jadvalda keltirilgan.}$$

k_i - konstanta grafik bo'yicha topiladi. Barcha natijalar (1, 1.21)- jadvalda keltirilgan.

Desorberning pastki qismining harorati suyuq faza izotermasi tenglamasidan foydalanib topiladi.

$$\sum x'_{mi} \quad k'_i = 1; \quad x'_{mi} - (1, 1.19) - \text{jadvaldan olinadi.}$$

Desorbyerdagi o'rtacha harorat quyidagicha aniqlanadi:

$$T_g = \frac{T_c + T_m}{2} = \frac{323 + 400}{2} = 361,5K$$

$T_m = 400$ hisoblanishi ko'rsatilmagan.

6. Absorberning issiqlik balansi.

$$Q_{gf} + Q_{gc} + Q_{La} = Q_{g1} + Q_{La} + Q'_{La} + Q_0$$

Q- oqimlarning issiqlik miqdori kVt; pastidagi indeks esa sxema va (1, 1.23)- jadvalda ko'rsatilgan oqimlar nomini bildiradi.

Alohida uglevodorodlarning $P=1,37 \cdot 10^6$ Pa bosimdagi kondensatsiyalanish issiqligini r_i (1, 1.22)- jadvaldan topamiz.

Uglevodorodlarning o'rtacha mol kondensatsiyalanish issiqligini quyidagichaaniqlaymiz.

$$r'_{mi} = \sum_i^n r_i \cdot M_i \cdot X'_{bi} = 419 \cdot 16 \cdot 0,0443 + 362 \cdot 30 \cdot 0,1409 + 295 \cdot 44 \cdot 0,524 + 244 \cdot 58 \cdot 0,0944 + 257 \cdot 58 \cdot 0,1347 +$$

$$+ 232 \cdot 72 \cdot 0,0245 + 232 \cdot 72 \cdot 0,0288 + 204 \cdot 86 \cdot 0,0094 = 13032 KJ / mol.$$

Absorbsiyadan ajralgan issiqlik miqdori.

$$Q_a = r'_{mi} \Sigma l_{bi} = 13032 \cdot 692,5 = 9 \cdot 10^6 KJ / s = 2500 kVt.$$

Absorbentdan olingan issiqlik miqdori:

$$Q_0 = 13010 - 10790 = 2220 kVt$$

7. Desorberning issiqlik balansi.

$$Q_{lc} + Q_{la} + Q_g = Q_{gc} + Q_{lm} + Q'_{La}$$

Bu formuladagi kattaliklarning natijalari (1, 1.24)-jadvalda berilgan.

$$Q_g = 20308 - 4160 - 7065 = 9083 \text{ kJ/t}$$

Propan va butan desorberning pastki mahsuloti hisoblanib, ularning oʻrtacha bugʻlanish issiqligi $r = 276 \text{ kJ/kg}$ (1, 1.22-jadval) ga teng deb olib, bugʻ miqdorini topamiz:

$$V_g = \frac{Q_g}{r} = \frac{9083 \cdot 3600}{276} = 11800 \text{ kg/s}$$

8. Fraksiyalovchi absorberning tarelkalar soni.

Absorbsion qismdagi amaliy tarelkalarning soni;

$$N_a^p = \frac{N_a}{\eta_a};$$

N_a – nazariy tarelkalar soni;

η_a - amaliy tarelkalarning f.i.k i.

Absorber uchun klapanli tarelkalarni tanlaymiz. Bunday tarelkalarning f.i.k. i $\eta_a = 0,5$ ga teng.

$$N_a^p = \frac{10}{0,5} = 20.$$

$$\text{Desorbyerda } N_g^p = \frac{N_g}{\eta_g} = \frac{10}{0,5} = 20.$$

9. Absorbentni oraliq sovutishga chiqarilish nuqtasini aniqlash.

Absorbsiya jarayonidan olingan ortiqcha issiqlik Q_0 aniqlanadi.

$$Q_0 = (L_a + \Sigma l_{bi}) \cdot M_x (q_{T_K}^c - q_{316}^c);$$

Bu yerda M_x - absorbsion qismdan chiqayotgan toʻyingan absorbentning oʻrtacha molekulyar massasi;

$q_{m_K}^c - T_K$ haroratdagi toʻyingan absorbentning entalpiyasi kJ/kg;

q_{316}^c - bu ham absorberning entalpiyasi ($T=316 \text{ K}$).

$$q_{m_K}^c = q_{316}^c + \frac{Q_0}{(L_a + \Sigma l_b) \cdot M_x} = 293 + \frac{2220 \cdot 3600}{(609 + 692,5) \cdot 82,1} = 368 \text{ kJ/kg}$$

Bu entalpiyaga mos harorat $T_{\kappa} = 348K$ ga teng. Gazning bir tarelkadan ikkinchi tarelkaga o'tishda kamayish koeffitsienti doimiy bo'lib qoladi va quyidagicha topiladi:

$$\left(\frac{\sum \vartheta_1}{\sum \vartheta_6}\right)^{1/N_{a^p}} = \frac{\vartheta_i}{\vartheta_i + 1};$$

Bu yerda : $\left(\frac{\sum \vartheta_1}{\sum \vartheta_6}\right)^{1/N_{a^p}} = \Gamma_c$ - kamayish koeffitsienti;

$\vartheta_i, \vartheta_{i+1} - (i+1)$ - tarelkadan va i - tarelkadan o'tayotgan gaz miqdori.

$$l_i = L_a + (\vartheta_{i+1} - \vartheta_1);$$

Bu yerda $l_i - i$ - tarelkadan $(i+1)$ - tarelkaga o'tayotgan suyuqlik miqdori (1, 1.25) – jadvalda l_i - natijalari ko'rsatilgan.

$$l_1 = L_a + (\vartheta_2 - \vartheta_1) = 609 + (606,98 - 583,92) = 632,96 \text{ kmol/s}$$

20 ta tarelkalarining har qaysidagi to'yingan absorbentning o'rtacha molekulyar massasini topamiz:

$$M_{li} = M_a X'_a + M_{n.y} \cdot (1 - x'_a)$$

M_a - toza absorbentning o'rtacha molekulyar massasi.

$M_{n.y}$ - uglevodorodlarning yutilish o'rtacha molekulyar massasi.

X'_a - toza absorbentning har bir tarelkadagi to'yingan absorbentdagi mol ulushi.

M: yuqorigi birinchi tarelka uchun

$$M_{11} = 120 \cdot \frac{609}{632,06} + 45,97 \frac{632,06 - 609}{632,06} = 117,08.$$

Shunday qilib, boshqa 19 ta tarelkalar ham shunday topiladi.

Absorberning ixtiyoriy i - tarelkasidagi haroratni aniqlash uchun quyidagi formuladan foydalanamiz.

$$\frac{T_{\kappa} - T_i}{T_{\kappa} - T_n} = \frac{\sum \vartheta_6 - \vartheta_{i+1}}{\sum \vartheta_6 - \sum \vartheta_1};$$

$$T_i = T_{\kappa} - (T_{\kappa} - T_n) \frac{\sum \vartheta_6 - \vartheta_{i+1}}{\sum \vartheta_6 - \sum \vartheta_1};$$

T_i – i - tarelkadagi harorat (K);

T_n – absorbentning absorberga kirishdagi harorati (K)

T_k – absorbentning absorbyerdan chiqishdagi harorati (K);

$$T_i = 348 - (348 - 303) \frac{1276,42 - \vartheta_i + 1}{1276,42 - 583,92} = 348 - 0,065(1276,42 - \vartheta_{i+1});$$

Masalan:

1- tarelkaga tushayotgan suyuqlikning harorati:

$$T_0 = 348 - 0,065(1276,42 - 583,92) = 303 \text{ K}$$

Absorbent 8-tarelkadan oraliq sovutishga olinadi. Unda u 303 K gacha sovutiladi. Sovutgichda olingan issiqlik miqdori quyidagicha topiladi:

$$Q_1 = l_8 M_{l8} (q_{316,8}^c - q_{303}^c);$$

l_8 - 8- tarelkadan olinayotgan to'yingan absorbent miqdori;

M_{l8} - shu tarelkadagi absorbentning o'rtacha molekulyar massasi.

$$Q_1 = 821,11 \cdot 101 \cdot (340 - 296) = 3,64 \cdot 10^6 \text{ kJ/s} = 1010 \text{ kWt.}$$

Absorbentning sovutimdan keyingi apparat pastidagi oxirgi T'_κ - haroratidagi entalpiyasini aniqlaymiz:

$$q_{T'_\kappa}^c = q_{303}^c + \frac{Q_0 - Q_1}{(La + \Sigma l_g) \cdot M_x} = 296 + \frac{8 \cdot 10^6 - 3,64 \cdot 10^6}{(609 + 692,5) \cdot 82,1} = 337 \text{ kJ/kg}$$

Bunga ko'ra $T'_\kappa = 335 \text{ K}$. Bu harorat $T_a = 316 \text{ K}$ dan yuqori; shuning uchun absorbentni yana sovutish kerak. Buning uchun absorbentning T'_κ bo'yicha 9-20 tarelkalardagi haroratini aniqlaymiz.

$$T'_i = T'_\kappa - (T'_\kappa - T_n) \frac{\Sigma \vartheta_g - \vartheta_i + 1}{\Sigma \vartheta_g - \vartheta_i} = 335 - (335 - 303) \frac{1276,42 - \vartheta_i + 1}{1276,42 - 796,03} = 335 - 0,0665(1276,42 - \vartheta_{i+1});$$

M: 10- tarelka uchun :

$$T_{10} = 335 - 0,0665(1276,42 - 860,15) = 307,3 \text{ K}$$

Ikkinchi sovutish 14-tarelkada bo'ladi. Bu tarelkadagi absorbentning harorati $T_{14} = 317 \text{ K}$; Sovutgichda absorbentdan olingan issiqlik miqdori:

$$Q_{II} = l_{14} M_{14} (q_{317}^c - q_{303}^c) = 1029,41 \cdot 89,5(314 - 285) = 2,67 \cdot 10^6 \text{ kJ} / c = 741 \text{ kVt}.$$

$$q_{T_k}^c = q_{303}^c + \frac{Q_0 - Q_I - Q_{II}}{(La + \Sigma l_g) \cdot M_x} = \frac{8 \cdot 10^6 - 3,64 \cdot 10^6 - 2,67 \cdot 10^6}{(609 + 692,5) \cdot 82,4} = 300,7 \text{ kJ} / \text{kg}$$

$T''_{\kappa} = 317 \text{ K}$ Yangi 15-20-tarelkalardagi harorat

$$T_i = T''_{\kappa} - (T''_{\kappa} - T''_n) \frac{\Sigma g_{\delta} - g_{i+1}}{\Sigma g_{\delta} - g_i} = 317 - (317 - 303) \cdot \frac{1276,42 - g_{i+1}}{1276,42 - 1004,33} =$$

$$= 317 - 0,0515(1276,42 - g_{i+1})$$

kabi topiladi.

10. Absorber va desorberning diametri.

Absorber diametri:

$$D_a = \sqrt{\frac{4G_a}{\pi U_a}};$$

G_a – gaz miqdori.

U_a – pastki tarelkadan boshlab gazlarning massaviy tezligi $\text{kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$;

$$G_a = \Sigma g_{\delta i} \cdot M_y = 1276,42 \cdot 35,1 = 44802 \text{ kg} / \text{s}.$$

$$U_a = 1,20 \cdot 0,305 c \sqrt{\rho_2 (\rho_s - \rho_2)};$$

s – tarelkalar orasidagi masofaga bog‘liqlik doimiysi.

U 1.26 – jadvaldan aniqlanadi;

ρ_2 va ρ_s - absorberning pastidagi gaz va suyuqliklar zichligi.

$$(\pi = 1,37 \cdot 10^6 \text{ Pa}, T''_{\kappa} = 317 \text{ K}) \quad \rho_2 = \frac{M \cdot \pi \cdot 273}{22,4 \cdot T''_{\kappa} \cdot \pi_0} = \frac{35,1 \cdot 1,37 \cdot 10^6 \cdot 273}{22,4 \cdot 317 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 19,1 \text{ kg} / \text{m}^3;$$

$$\text{Suyuqlik zichligi: } \rho_{288}^{288} = \frac{1,03 M_x}{44,29 + M_x} = \frac{1,03 \cdot 82,1}{44,29 + 82,1} = 0,670;$$

$$T''_{\kappa} = 317 \text{ K} \text{ da } \rho_s = 649,4 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Tarelkalararo masofa $h_T = 500 \text{ mm}; s = 670$.

$$U_a = 1,20 \cdot 0,305 \cdot 670 \sqrt{19,1(649,4 - 19,1)} = 27000 \text{ kg} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$8. \quad D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot 44802}{3,14 \cdot 27000}} = 1,52 \text{ m}.$$

Desorber diametri:

Gazlarning desorberning yuqorisi va pastidagi miqdori.

$$G_g^{io} = \Sigma g_{ci} - M_g = 592,77 \cdot 40,34 = 23912 \text{ kg / s}$$

$$G_g^n = V_g = 118000 \text{ kg / s};$$

Desorberning pastki diametri:

$$D_g = \sqrt{\frac{4 \cdot V_g}{\pi \cdot U_g}}; \quad U_g = 0,305 \cdot c \sqrt{\rho_2(\rho_s - \rho_2)};$$

ρ_s va ρ_2 - desorber pastidagi gaz va suyuqlik zichligi

$$(\pi = 1,37 \cdot 10^6 \text{ Pa}; T_m = 400 \text{ K}), \text{ kg/m}^3$$

$$M_2 = \frac{236,0}{477,2} \cdot 44 + \frac{241,2}{477,2} \cdot 58 = 51,3 \quad \text{desorber pastidagi aralashma molekulyar}$$

massasi.

$$\rho_2 = \frac{M_2 \cdot \pi \cdot 273}{22,4 \cdot T_m \cdot \pi_0} = \frac{51,3 \cdot 1,37 \cdot 10^6 \cdot 273}{22,4 \cdot 400 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 21,8 \text{ kg / m}^3$$

$$\rho_{288}^{288} = \frac{1,03 \cdot M_x}{44,29 + M_x} = \frac{1,03 \cdot 88,14}{44,29 + 88,14} = 0,685;$$

M_x - desorbyerdan chiqayotgan suyuqlik molekulyar massasi;

$$T_m = 400 \text{ K} \quad \text{da} \quad \rho_s = 579 \text{ kg / m}^3$$

$$h_T = 600 \text{ mm}; s = 760 ;$$

$$U_g = 0,305 \cdot 760 \sqrt{21,8(579 - 21,8)} = 25800 \text{ kg / (m}^2 \cdot \text{s)};$$

$$\Delta g = \sqrt{\frac{4 \cdot 118000}{3,14 \cdot 25800}} = 2,43 \text{ m}$$

11. Apparat balandligi. Foydali uzunlik $H_\phi = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$.

h_1 - tarelkalar joylashgan joydan yuqori qismining balandligi (m);

h_2 - tarelkalar joylashgan qismining balandligi (m);

h_3 - absorberning pastki tarelkasi bilan desorberning yuqorigi tarelkalari orasidagi masofa.

h_4 - desorberning tarelkalar joylashgan qismining balandligi.

h_5 - desorberning tarelkalardan pastdagi qismining uzunligi.

$$h_1 = 3h_T = 3 \cdot 0,5 = 1,5 \text{ m}$$

$$h_2 = (Na^p - 1) \cdot h_T = (20 - 1) \cdot 0,5 = 9,5 \text{ m}$$

$$h_3 - ko'rsatilmagan: h_4 = (Na_g^p - 1)h_T = (20 - 1) \cdot 0,05 = 9,5 \text{ m}$$

$$h_5 = 3,1 \text{ m};$$

$$H_f = 1,5 + 9,5 + 2 + 9,5 + 3,1 = 25,6 \text{ m}$$

$$Q = \frac{l_{20} \cdot M_x}{\rho_s} = \frac{1301,5 \cdot 82,1}{649,4} = 164,5 \text{ m}^3 / \text{s}$$

l_{20} - 20- tarelkadagi to'yingan absorbent miqdori.

$$\Delta P_s = 9,81 \cdot 0,5 \cdot 0,037 + 28 \sqrt[3]{0,5 \left(\frac{164,5}{1,2} \right)^2} = 591 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 646 + 5 + 591 = 1242 \text{ Pa}$$

Ustida suyuqlik bo'lgan tarelka klapaning ochilishi gaz yordamida amalga oshib, uning tezligi quyidagicha:

$$\omega'_0 = \sqrt[3]{\frac{2g(G_\kappa - G_s)}{f \cdot \rho_2}};$$

G_κ - po'lat klapan og'irligi;

G_s - klapan ustidagi suyuqlik silindrik ustunining massasi;

f - klapan maydoni.

$$G_\kappa = \frac{\pi d^2 \kappa}{4} \cdot \delta \cdot \rho_{cT};$$

$d_\kappa = 0,065 \text{ m}$ - klapan diametri;

$\delta = 0,001 \text{ m}$ - klapan qalinligi;

$\rho_{cT} = 7800 \text{ kg} / \text{m}^3$ - klapan po'lat materialining zichligi.

$$G_\kappa = \frac{3,14 \cdot 0,065}{4} \cdot 0,001 \cdot 7800 = 0,026 \text{ kg}$$

$$G_s = \frac{\pi d^2 \kappa}{4} (h_{\kappa,\kappa} + \Delta h) \cdot \rho_s;$$

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{q}{6400} \right)^2}$$

$q - 1$ ta quyilish qurilmasidan 1 soatda o'tgan suyuqlik miqdori:

$$q = \frac{Q}{L_D} = \frac{154,5}{1,2} = 137 \text{ m}^3 / (\text{m} \cdot \text{s})$$

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{137}{6400}\right)^2} = 0,076 \text{ m}$$

$$G_s = \frac{3,14 \cdot 0,065^2}{4} \cdot (0,037 + 0,076) \cdot 649,4 = 0,244 \text{ kg}$$

$$f = \frac{3,14 \cdot 0,045}{4} = 0,00159 \text{ m}^2$$

$$\omega'_0 = \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81(0,026 + 0,244)}{0,00159 \cdot 19,1}} = 13,2 \text{ m/s}$$

12. Klapanli tarelkalarni va ularning gidravlik qarshiligini konstruktiv ta'mirlash elementlari.

Klapanli tarelkaning diametri absorber ichki diametridan 30 mm ga kam. Tarelkadagi 2 ta klapan elementining orasidagi qadam 100 mm, yon qatorlari bilan 87 mm. Quyilish zonasi uzunligi $(0,7+0,9)\Delta a$; Qoidaga ko'ra $\Delta a = 1600 \text{ mm}$.

$$L\Delta = 0,75 \cdot \Delta a = 0,75 \cdot 1600 = 1200 \text{ mm}.$$

Bunday tarelkada 844 ta klapan joylashtirish mumkin. Quyilish qurilmasining balandligi $h_{\kappa\kappa} = 25 \div 50 \text{ mm}$. Biz $h_{\kappa\kappa} = 37 \text{ mm}$ deb olamiz.

Tarelkaning gidravlik qarshiligi:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_\sigma + \Delta P_c$$

Quruq tarelkadagi bosimlar farqi.

$$\Delta P = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \cdot \rho_g;$$

ξ - mahalliy qarshilik koeffitsienti

$$(2,5 \div 3,5; \xi = 3,0);$$

ρ_2 - gaz zichligi;

ω_0 - klapandan o'tuvchi gaz tezligi.

$$\omega_0 = \frac{V_{sek}}{f_0 \cdot N_0};$$

$$V_{cek} = \frac{22,4 \cdot g_{bi} \cdot T''_{\kappa} \cdot \pi_0}{3600 \cdot 273 \cdot \pi} = \frac{22,4 \cdot 1276,42 \cdot 317 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 273 \cdot 1,37 \cdot 10^6} = 0,658 m^3 / s;$$

$$f_0 = \frac{\pi d_0^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,035^2}{4} = 0,000962 m^2$$

$$\omega_0 = \frac{0,658}{0,000962 \cdot 144} = 4,75 m / s;$$

$$\rho_2 = 19,1 kg / m^3$$

$$\Delta P_c = 3,0 \cdot \frac{4,75^2}{2} \cdot 19,1 = 646 \text{ Pa}$$

Suyuqlik sirt taranglik kuchini aniqlanishiga bog'liq bosimlar farqi.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_e};$$

$\sigma = 0,015 H / m$ - suyuqlik sirt tarangligi.

d_e - klapan teshigining ekvivalent diametri: $d_e = 2a = 0,012 m$.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,015}{0,012} = 5 Pa$$

Suyuqlikning tarelkada uchragan qarshiligiga bog'liq bosimlar farqi.

$$\Delta P_c = 9,8 \cdot k \cdot h_{\kappa, \kappa} + 28 \cdot \sqrt[3]{K \left(\frac{Q}{LD} \right)^2};$$

K – klapanli tarelkalar uchun koeffitsient bo'lib, u 0,5 ga teng.

4.2 - masala. Jadvalda keltirilgan tarkibdagi (u_i , molyar foizlarda) uglevodorod gaz aralashmasining absorbsiya jarayonini hisoblang. Shu shart bilanki, butanni ajratib olish koeffitsienti $\phi_4 = 95\%$ ni tashkil qilish kerak.

Gaz sarfi $V_0 = 5000 \text{ m}^3/\text{soat}$, absorbyerdagi o'rtacha sharoit $P = 1 \text{ MPa}$, $t = 40^\circ \text{S}$, 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).

Echish. Gazning molyar sarfi:

$$G = \frac{5000}{22,4} = 223 \text{ кмоль/соат}$$

$n=6$ va $\varphi_4=0,95$ qiymatlar uchun Kremser grafigidan n -butanni absorbsiya omili va $A_4=1,3$ topamiz. Absorbentning nisbiy molyar sarfi quyidagini tashkil etadi.

$$L/G = R_4 \cdot A_4 = 0,44 \cdot 1,3 = 0,572 \text{ кмоль/кмоль}$$

Bundan

$$L = 0,572 \cdot G = 0,572 \cdot 223 = 127,6 \text{ кмоль/соат}$$

Yoki

$$\bar{L} = 127,6 \cdot 190 = 24244 \text{ кг/соат.}$$

Hamma qolgan komponentlarni absorbsiya 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 jadvalda keltirilgan. Bu jadvalning oxirgi ikkita grafalarida har bir komponentni absorbyerdagi to'yingan absorbent va qoldiq gazdagi miqdorlari ko'rsatilgan.

Absorbsiya hisobi ($t=40^0\text{S}$; $p=1\text{MPa}$; $\varphi_4=0,95$; $n=6$)

4.2-jadval

Komponent	$u_i, \%$ (mol)	$g_i = G u_i$ kmol/soat	k_i	$A_i = L/K_i G =$ $=0,572/K_i$	φ_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
n -Butan	2,7	6,02	0,44	1,300	0,950	5,72	0,30
n -Pentan	2,2	4,91	0,15	3,813	1,000	4,91	0
n -Geksan va yuqori	2,6	5,80	0,06	9,533	1,000	5,80	0
Σ	100,0	223,0	-	-	-	27,48	195,52

4.3 - masala. Berilgan shart qiymatlari: Gaz -N₂S;

Normal sharoit uchun gaz bo'yicha ish unumdorlik. – $G_0 = 2 \text{ m}^3/\text{cek}$.

Gaz aralashmasi tarkibi: N₂S – 2,0% .

Yutuvchi suyuqlik –dietilenglikol eritmasi.

Harorati $t_s = 30 \text{ }^\circ\text{S}$.

Yutuvchi suyuqlikda N₂S gazini saqlashi– $x_n = 0$.

Koponentning ajratib olish darajasi– $\varphi = 90\%$.

Qurilmadagi bosim– $P = 0,1 \text{ MPa}$.

Yutuvchining qo'shimcha ish koeffetsenti– 1,8.

Absorbsiyalashdagi harorat - $t_a = 20 \text{ }^\circ\text{S}$.

Kiruvchi gaz harorati – $T = 150 \text{ }^\circ\text{S}$.

Absorber turi - nasadkali.

Absorberning geometrik o'lchamlari asosan zururiy modda o'tkazish va fazalar tezligi orqali aniqlanadi.

Modda almashinish yuzasi quyidagicha aniqlanadi:

$$F = \frac{M}{K_{o'} \cdot \Delta \bar{V}_{o'r}},$$

Bu yerda: $K_{o'}$ – gaz fazasiga modda o'tkazish koeffitsienti, $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$;

M – yutiluvchi modda massasi.

1. Yutiluvchi modda massasi va yutuvchi sarfi

N₂S gazining vakt davomida absorbentdan o'tish miqdorini quyidagicha aniqlaymiz:

$$M = G \cdot (\bar{Y}_\delta - \bar{Y}_o) = L \cdot (\bar{X}_\delta - \bar{X}_o)$$

Bu yerda: G, L – mos holda, toza yutuvchi va gazning inert qismini sarfi, kg/s ;

$\bar{X}_H, \bar{X}_K$ - N₂S gazining yutuvchidagi boshlang'ich va oxirgi konsentratsiyalari, $\text{kg N}_2\text{S/kg gaz}$;

$\bar{Y}_H, \bar{Y}_K$ - N₂S gazdagi komponentning gaz aralashmasidagi boshlang'ich va oxirgi konsentratsiyalari, $\text{kg N}_2\text{S /kg gaz}$.

Hisob:

$$\bar{X}_6 = 0 \quad \bar{Y}_6 = \frac{y_H \cdot M_{CO_2}}{V_M} = \frac{0,35 \cdot 44}{22,4} = 0,39 \text{ kmol N}_2\text{S/kmol gaz}$$

$$\bar{Y}_0 = \bar{Y}_6 \cdot (1 - \varphi) = 0,39 \cdot (1 - 0,9) = 0,039 \text{ kmol N}_2\text{S/kmol gaz}$$

N₂S gazning $\bar{X}_0$ yutuvchidagi oxirgi konsentratsiyasini $\bar{Y}_H = f(\bar{X})$ aniqlaymiz.

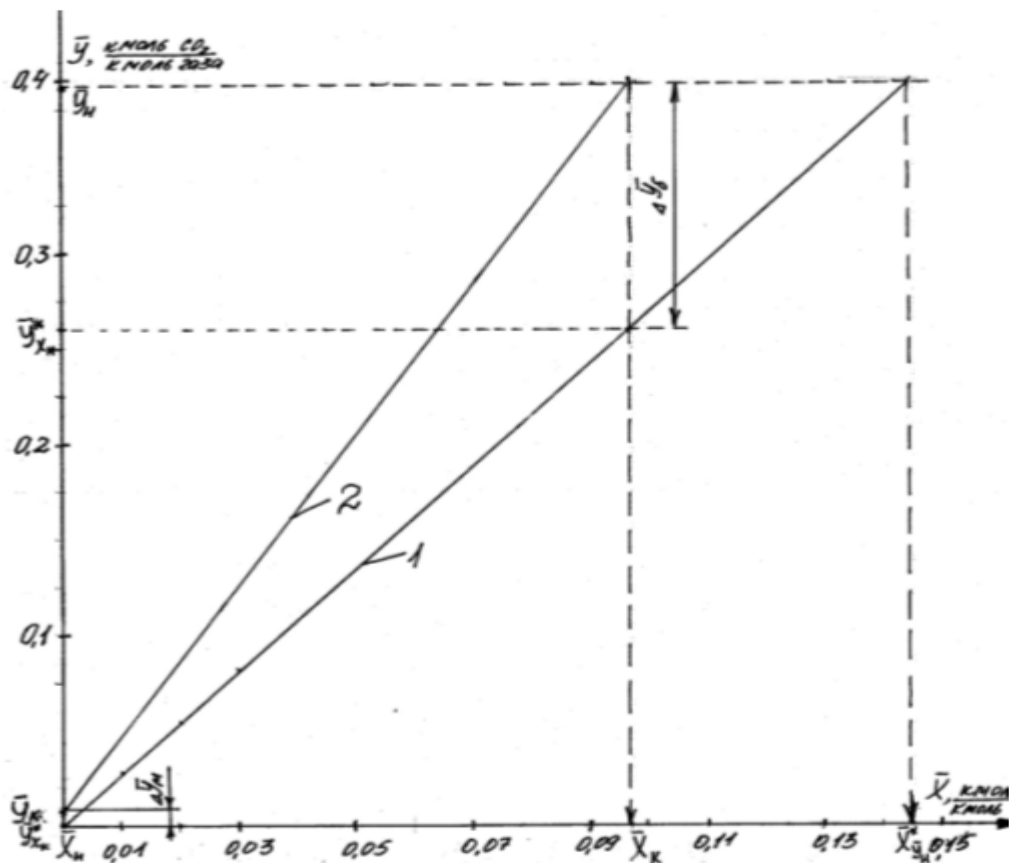
$$\bar{y}^* = \frac{K}{P} \cdot \bar{x}, (3)$$

Bu yerda $K = 20,4 \text{ mm.sim.ust.} = 2719,32 \text{ Pa}$.

Qiymatlarni qo'yib quyidagini aniqlaymiz:

$$\bar{y}^* = \frac{0,027}{0,1} \cdot \bar{x} = 0,27 \cdot \bar{x}$$

Absorbsiyaning ish va muvozanat chiziqlarini quramiz (rasm).



1 – muvozanat chizig'i, 2 – ish chizig'i

$$X_{\bar{Y}_H}^* = 0,0145 \text{ kmol N}_2\text{S/kmol topamiz.}$$

N_2S gazining yutuvchi $\bar{X}_k$ dagi oxirgi konsentratsiyasi va suyuqlikni regeneratsiyalash uchun yo‘qotilgan energiyaning bir qismini aniqlaymiz (absorberning o‘lchamini o‘zgarishiga ta’sir qiladi).

Bu quyidagini topamiz:

$$\bar{X}_o = \frac{X_{y_6}^* + 0,5 \cdot \bar{X}_6}{1,5} = \frac{0,145}{1,5} = 0,097 \text{ kmol } N_2S/\text{kmol}.$$

Inert qismining sarfi:

$$G = V_o \cdot (1 - Y_{o6}) \cdot (\rho_{oy} - \bar{Y}_6)$$

Bu yerda: $\rho_{oy} = 1,29 \text{ kg/m}^3$;

$Y_{o6} = 0,2 \text{ m}^3 N_2S/\text{m}^3 \text{ gaz}$ –gazdagi N_2S komponentning hajmiy miqdori.

Qo‘yamiz va aniqlaymiz:

$$G = 2 \cdot (1 - 0,2) \cdot (1,29 - 0,39) = 1,44 \text{ kg/s}$$

Yutilayotgan komponent bo‘yicha absorber ish unumdorligi:

$$M = G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K), (5)$$

Qo‘yamiz va aniqlaymiz:

$$M = 1,44 \cdot (0,39 - 0,039) = 0,7 \text{ kg/s}$$

Yutuvchi sarfi:

$$L = \frac{M}{(\bar{X}_o - \bar{X}_6)}$$

Qo‘yamiz va aniqlaymiz:

$$L = \frac{0,7}{0,097} = 7,2 \text{ kg/s}$$

Fazalar aro sarfning bog‘lanishi yoki yutuvchining solishtirma sarfi:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{7,2}{1,44} = 3,6 \text{ kg/s}$$

Modda berishda harakatlantiruvchi kuch

$$\Delta \bar{Y}_{o'r} = \frac{(\Delta \bar{Y}_6 - \Delta \bar{Y}_M)}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_6}{\Delta \bar{Y}_M}}$$

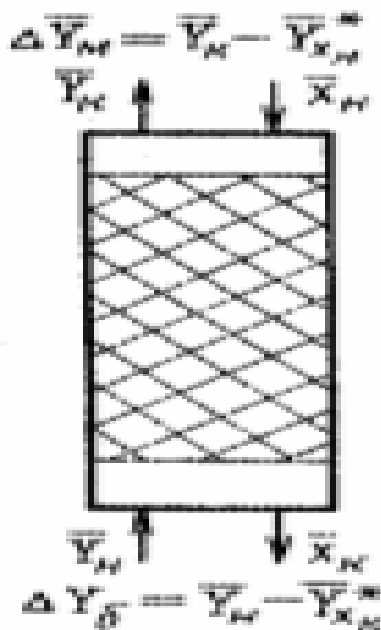
Bu yerda: $\Delta \bar{Y}_6, \Delta \bar{Y}_M$ - absorberga kirish hamda chiqishdagi katta va kichik harakatlantiruvchi kuch, kmol N₂S/kmol gaz (rasm).

Unda

$$\Delta \bar{Y}_6 = \bar{Y}_H - \bar{Y}_{X_K}^* \quad \Delta \bar{Y}_M = \bar{Y}_K - \bar{Y}_{X_H}^*,$$

Bu yerda: $\bar{Y}_{X_K}^*, \bar{Y}_{X_H}^*$ - gaz aralashmasidagi N₂S konsentratsiyasi,.

Absorbyerda gaz va yutuvchi oqimlarida konsentratsiyalarning taqsimlanish sxemasi:



Bundan quyidagini olamiz:

$$\Delta \bar{Y}_6 = 0,39 - 0,25 = 0,14 \text{ kmol N}_2\text{S/kmol gaz},$$

$$\Delta \bar{Y}_M = 0,039 \text{ kmol N}_2\text{S/kmol gaz},$$

$$\Delta \bar{Y}_{or} = \frac{(0,14 - 0,039)}{\ln \frac{0,14}{0,039}} = 0,079 \text{ kmol N}_2\text{S/kmol gaz}$$

3. Modda o'tkazish koeffitsenti

K_u —modda o'tkazish koeffitsentini aniqlaymiz. Fazalar qarshiliklari diffuziyasi additivligi orqali aniqlanadi:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}}$$

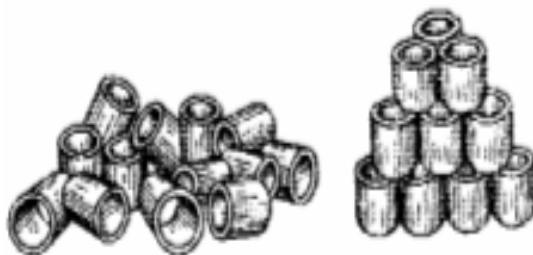
Bu yerda: β_u, β_x – mos holda gaz fazasi hamda suyuq fazalarning modda berish koeffitsientlari, $\text{kg/m}^2\text{s}$;

m – taqsimlanish koeffitsienti, kg/kg gaz.

Avvalam bor, modda berish koeffitsientlarni aniqlash uchun absorbyerdagi oqimlar tezligi hamda nasadkaning turini aniqlaymiz.

Ushbu loyiha uchun nasadkani quidagicha qabul qilamiz:

– keramika, Rashig halqali nasadka ((100x100x10).



Qabul qilingan nasadka xarakteristikasi:

- $a = 60 \text{ m}^2/\text{m}^3$ – nasadkaning solishtirma yuzasi;
- $\varepsilon = 0,72$ – m^3/m^3 – bo‘sh hajmi;
- $d_e = 0,048 \text{ m}$ – ekvivalent diametri;
- $\rho = 670 \text{ kg/m}^3$ – sochiluvchi zichligi;
- soni – 1050 ta.

4. Gazning tezligi va absorber diametri

Absorbyerdagi gazning ruxsat etilgan tezligi:

$$\lg \left[\frac{\omega_{r.e.}^2 \cdot a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,16} \right] = A - B \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{1/8}$$

Bu yerda: $\omega_{r.e.}$ – gazning ruxsat etilgan (fiktiv-soxta) tezligi, m/s ;

$\mu_x = 2,0 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ – absorbyerdagi haroratga mos holda yutuvchining qovushqoqligi;

$\mu_u = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ – absorbyerdagi 20°S dagi suvning qovushqoqligi;

$\rho_x = 1015 \text{ kg/m}^3$ – yutuvchi zichligi;

A, V – nasadkalarining turiga qarab ularning koeffitsientlari, $A=0,073$, $V=1,75$.

Absorbyerdagi shartga binoan gazning zichligini aniqlaymiz:

$$\rho_y = \rho_{0,y} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{P}{P_0}$$

Aniqlaymiz:

$$\rho_y = 1,29 \cdot \frac{273}{293} \cdot \frac{0,1 \cdot 10^6}{1,013 \cdot 10^5} = 1,19 \text{ kg} / \text{m}^3$$

ω_{cheg} tezlikni aniqlaymiz (chegaraviy):

$$\lg \left[\frac{\omega_{\text{re}}^2 \cdot 60}{9,81 \cdot 0,72^3} \cdot \frac{1,19}{1015} \cdot \left(\frac{2,0 \cdot 10^{-3}}{10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = -0,073 - 1,75 \cdot \left(\frac{7,2}{1,44} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{1,19}{1015} \right)^{1/8}$$

Yuqoridagi tenglikni echib, $\omega_{\text{cheg}} = 1,9 \text{ m/s}$ ni aniqlaymiz.

Ishchi tezlikni quyidagicha qabul qilamiz $\omega = \omega_{\text{cheg}} \cdot 0,5 = 1,9 \cdot 0,5 = 0,95 \text{ m/s}$.

Sarf tenglamasi orqali absorberning diametrini aniqlaymiz:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0 \cdot \frac{T}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi \cdot \omega}}$$

Aniqlaymiz:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,78 \cdot \frac{293}{273} \cdot \frac{1,013 \cdot 10^5}{1 \cdot 10^5}}{3,14 \cdot 0,95}} = 2,01 \text{ m}$$

Absorberning diametrini quyidagicha qabul qilamiz $d = 2,0 \text{ m}$.

5. Nasadkaning aktiv va aktiv bo'lmagan ish yuzalarining zichligi:

Nasadkaning aktiv bo'lmagan yuzasi zichligi quyidagich aniqlanadi:

$$U = \frac{L}{\rho_x \cdot S}$$

Bu yerda: S – absorberning ko'ndalang yuzasidagi nasadka zichligi, m^2 .

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2,0^2}{4} = 3,14 \text{ m}^2$$

Quyidagicha aniqlaymiz:

$$U = \frac{7,2}{1015 \cdot 3,14} = 22,6 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Nasadkaning aktiv bo'lmagan qismining minimal ishchi zichligi:

$$U_{\min} = a \cdot q_{ef}$$

Bu yerda: $q_{ef} = 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$

Keltirib quyidagini aniqlaymiz:

$$U_{\min} = 60 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} = 13,2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Nasadkaning aktiv yuzasi:

$$\varphi_a = \frac{3600 \cdot U}{a(p + 3600 \cdot q \cdot U)}$$

Bu yerda: p va q – nasadkalarining tipiga bog'liq koeffitsient.

Son qiymatlarini qo'yib quyidagini olamiz:

$$\varphi_a = \frac{3600 \cdot 22,6 \cdot 10^{-4}}{60 \cdot (0,0005 + 3600 \cdot 0,8 \cdot 22,6 \cdot 10^{-4})} = 0,021$$

6. Modda berish koeffitsienti.

Gaz fazasidagi modda berish koeffitsienti quyidagicha β_u topamiz:

$$\beta_y = 0,167 \cdot \left(\frac{D_y}{d_e} \right) \cdot \text{Re}_y^{0,74} \cdot \text{Pr}_y^{/0,33} \cdot \left(\frac{l}{d_e} \right)^{-0,47}$$

Bu yerda: D_u – N_2S ning gazdagi o'rtacha diffuziya koeffitsienti, m^2/s ;

Re_u – nasadkadagi gaz fazasining Reynolds kriteriysi;

Pr_u – gaz fazasidagi Prandtlning diffuziya kriteriysi;

$\mu_y = 0,015 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ – gaz qovushqoqligi;

$l = 0,1 \text{ m}$ – nasadka balandligi.

Zaruriy kattaliklarni aniqlaymiz.

Gazdagi N_2S diffuziya koeffitsientini quyidagicha aniqlaymiz:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot T^{3/2}}{P \cdot (g_{CO_2}^{1/3} + g_g^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_{CO_2}} + \frac{1}{M_g}}$$

Son qiymatlarini mos holda keltirib quyidagini olamiz:

$$D_y = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 293^{3/2}}{0,1 \cdot (34,0^{1/3} + 29,0^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{29}} = 1,28 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{s}$$

Nasadkadagi gaz fazasining Reynolds kriteriysi:

$$\text{Re}_y = \frac{\omega \cdot d_e \cdot \rho_y}{\varepsilon \cdot \mu_y} = \frac{0,95 \cdot 0,048 \cdot 1,19}{0,72 \cdot 0,015 \cdot 10^{-3}} = 5024$$

Nasadkadagi gaz fazasining Prandtl kriteriysi:

$$\text{Pr}_y' = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y} = \frac{0,015 \cdot 10^{-3}}{1,19 \cdot 1,28 \cdot 10^{-5}} = 0,98$$

Modda berish ko'effitsenti:

$$\beta_y = 0,167 \cdot \left(\frac{1,28 \cdot 10^{-5}}{0,048} \right) \cdot 5024^{0,74} \cdot 0,98^{0,33} \cdot \left(\frac{0,1}{0,048} \right)^{-0,47} = 0,017 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

β_u – aniqlaymiz:

$$\beta_u = 0,017 \cdot (\rho_u - u_{sr}) = 0,017 \cdot (1,19 - 0,019) = 0,02 \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Suyuq fazaga modda berish ko'effitsenti β_x quyidagicha aniqlanadi:

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \left(\frac{D_x}{\delta_{kel.}} \right) \cdot \text{Re}_x^{0,75} \cdot \text{Pr}_x'^{0,5}$$

Bu yerda: D_x – yutuvchida N_2S ning diffuziya ko'effitsenti, m^2/s ;

Δ_{kel} – suyuqlikdagi plyonkasimon oqayotgan suyuqlik keltirilgan qalinligi, m;

Re_x – plyonkasimon oqayotgan suyuqlik uchun Reynolds kriteriyasining o'zgartirilgan, ya'ni modifikatsiya qilingan ko'rinishi;

Pr_x' – suyuqlikdagi Prandtl diffuziya kriteriyasi.

Diffuziya ko'effitsentini topamiz:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (\beta \cdot M)^{0,5} \cdot \frac{T}{\mu_x \cdot \vartheta_{CO_2}^{0,6}}$$

Bu yerda: M – yutuvchining mol massasi, kg/kmol ;

β – molekullarni hisobga oluvchi parametrlar;

T – yutuvchi harorati.

Son qiymatlarini qo'yib quyidagini aniqlaymiz:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (1 \cdot 61)^{0,5} \cdot \frac{288}{2,0 \cdot 10^{-3} \cdot 34,0^{0,6}} = 1,003 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s}$$

Plyonkasimon oqayotgan qatlam keltirilgan qalinligi:

$$\delta_{\text{kel}} = \left(\frac{\mu_x^2}{\rho_x^2 \cdot g} \right)^{1/3} = \left(\frac{(2,0 \cdot 10^{-3})^2}{1015^2 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 5,83 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Reynolds kriteriysining modifikatsiyalangan ko‘rinishi echimi:

$$\text{Re}_x = \frac{4 \cdot U \cdot \rho_x}{a \cdot \mu_x} = \frac{4 \cdot 22,6 \cdot 10^{-4} \cdot 1015}{60 \cdot 2,0 \cdot 10^{-3}} = 76,5$$

Prandtlning diffuzion kriteriysi:

$$\text{Pr}'_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} = \frac{2,0 \cdot 10^{-3}}{1015 \cdot 1,003 \cdot 10^{-6}} = 1,97$$

Son qiymatlarini keltirib quyidagini olamiz:

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \left(\frac{1,003 \cdot 10^{-6}}{5,83 \cdot 10^{-4}} \right) \cdot 76,5^{0,75} \cdot 1,97^{0,5} = 7,6 \cdot 10^{-4} \text{ kg} / \text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Hisobni bajarish uchun olingan β_x quyidagicha:

$$\beta_x = 7,6 \cdot 10^{-6} (\rho_x - s_{x0'r}) = 7,6 \cdot 10^{-6} (1015 - 20,1) = 0,756 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Formulaga qo‘yib gaz fazasining modda berish koeffitsientini aniqlaymiz:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,017} + \frac{2}{0,756}} = 0,0162$$

7. Modda o‘tkazish yuzasi hamda absorber balandligi.

Absorbyerda modda o‘tkazish yuzasini topamiz:

$$F = \frac{0,7}{0,0162 \cdot 0,079} = 546,9 \text{ m}^2$$

Modda o‘tkazish koeffenti uchun nasadka balandligi quyidagicha aniqlanadi:

$$H = \frac{F}{0,785 \cdot a \cdot d^2 \cdot \varphi_a}$$

Son qiymatlarini qo‘yib quyidagini olamiz:

$$H = \frac{546,9}{0,785 \cdot 60 \cdot 2,0^2 \cdot 0,021} = 138,2 \text{ m}$$

Ushbu jarayonni amalga oshirish uchun 4 ta bir - biriga bog‘langan skrubber o‘rnatilgan bo‘lib, ularning har biridagi nasadka 35 m ga teng. Har bir

yarisdagi panjaralar soni 25 ga teng va orasidagi masofa 0,3 m. Absorberning nasadkali qismini balanligini aniqlaymiz:

$$H_n = H + 0,3 \cdot \left(\frac{H}{0,25 \cdot l} - 1 \right) = 35 + 0,3 \cdot \left(\frac{35}{25 \cdot 0,1} - 1 \right) = 38,9 \text{ m}$$

Absorberning umumiy balandligi:

$$N_a = N_n + Z_v + Z_n = 38,9 + 2,3 + 3,2 = 44,4 \text{ m}$$

8. Absorberlarning gidravlik qarshiligi:

$$\Delta P_a = \Delta P_s \cdot 10^{b \cdot U}, \quad (20)$$

Bu yerda: ΔP_s – quruq nasadkaning gidravlik qarshiligi (aktiv bo‘lmagan ya’ni ho‘llanmagan qismi);

U – namlash zichligi, $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$;

$b = 119$ – koeffitsient.

Quruq nasadkaning gidravlik qarshiligi ΔR_s quyidagicha aniqlanadi:

$$\Delta P_s = \lambda \cdot \frac{H}{d_e} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \cdot \rho_y$$

Bu yerda: ω_0 – gaz tezligi, m/s ;

λ – qarshilik koeffitsienti:

$$\lambda = \frac{6,64}{\text{Re}_y^{0,375}} = \frac{6,64}{5024^{0,375}} = 0,27$$

Bo‘sh holatdagi oqimning tezligi:

$$\omega_0 = \frac{\omega}{\varepsilon} = \frac{0,95}{0,72} = 1,32 \text{ m/s}$$

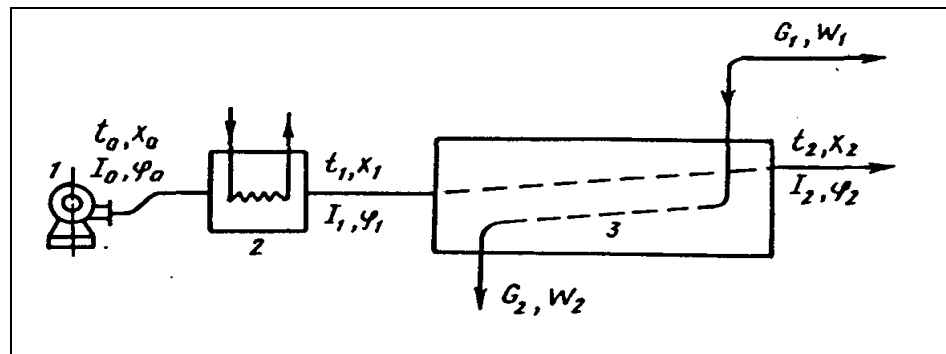
Son qiymatlarini keltirib quyidagini aniqlaymiz:

$$\Delta P_s = 0,27 \cdot \frac{138,2}{0,048} \cdot \frac{1,32^2}{2} \cdot 1,19 = 805,9 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_a = 805,9 \cdot 10^{119 \cdot 22,6 \cdot 10^{-4}} = 1497,0 \text{ Pa}$$

4.2.Quritish uskunalarini hisoblash

Normal nazariy quritish jarayoni. Bunday jarayonning sxemasi 4.1-rasmda ko'rsatilgan. Bu qurilma ventilator, isitkich (kalorifer) va quritish kamerasidan iborat. Isitkichga kirayotgan havoning kattaliklarini I_0 , t_0 , φ_0 , x_0 bilan belgilaymiz. Isitkichda havo t_1 haroratgacha qizdiriladi, bunda uning namlik saqlashi o'zgarmaydi ($x_0 = x_1$), nisbiy namligi kamayadi (φ_1), entalpiyasi ortadi (I_1). Shu kattaliklar bilan qizigan havo quritish kamerasiga kiradi.

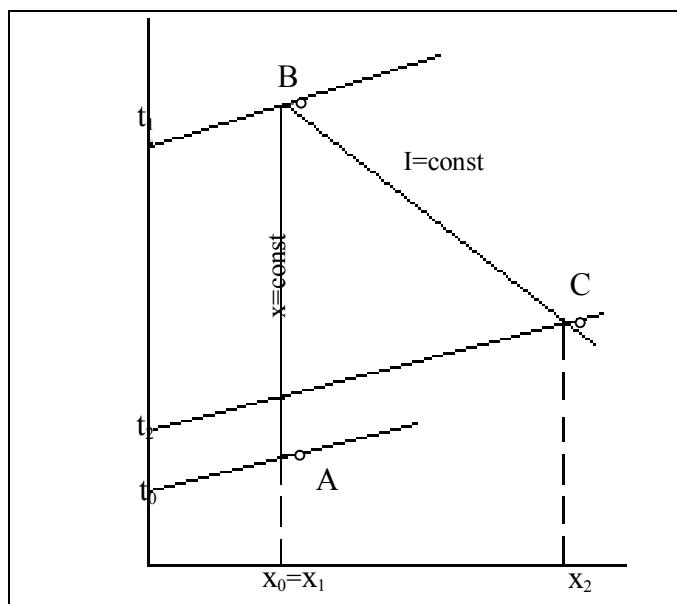


4.1-rasm. Normal quritish jarayonining sxemasi:

1–ventilator; 2–kalorifer; 3–quritish kamerasi.

Quritish kamerasida havoga qo'shimcha issiqlik berilmaydi va havo o'zidagi issiqlikni yo'qotmaydi, deb qabul qilamiz. Bu jarayon nazariy quritish deb ataladi. Havo orqali materialga berilgan issiqlik miqdori namlikning materialdan bug'lanishi uchun sarflanadi va hosil bo'lgan suv bug'i orqali materialdan qaytadi, deb qabul qilinadi. Nazariy quritishda havoning entalpiyasi o'zgarmay qoladi ($I = \text{const}$). Quritkichdan chiqayotgan havoning kattaliklari t_2 , φ_2 , I_2 , x_2 , biroq $I_2 = I_1$; $x_2 > x_1$; $t_2 < t_1$; $\varphi_2 > \varphi_1$. Sxemadan ko'rinib turibdiki, nam materialning massasi G_1 (kg/soat), uning namligi W_1 (%), qurigan materialning massasi G_2 (kg/soat) va uning namligi W_2 (%).

4.2-rasmda nazariy quritish jarayoni I – x diagramatsida tasvirlangan. Isitkichdagi havoning t_0 haroratdan t_1 haroratgacha qizdirish jarayoni AB chiziq bilan ifodalanadi. BC chiziq esa quritish kamerasida sodir bo'ladigan jarayonni ko'rsatadi. Quritish kamerasidan chiqayotgan havoning holati C nuqta bilan belgilanadi.



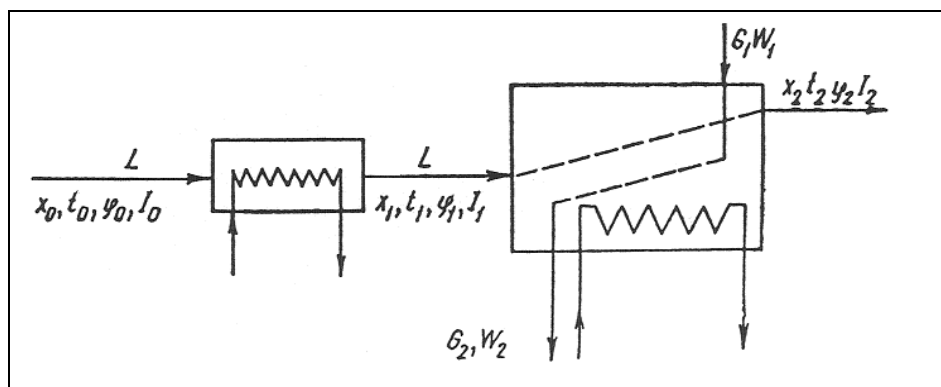
4.2-rasm. Nazariy quritish jarayonining I-x diagrammasida tasvirlash.

Diagramma yordamida (4.2-rasm) 1 kg namlikni bug‘latish uchun zarur bo‘lgan havo sarfi l (kg) va issiqlik sarfi q (kJ) ni aniqlash mumkin:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{x_2 - x_0} ; \quad (4.57)$$

$$q = l(I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_1} . \quad (4.58)$$

Haqiqiy quritkichning moddiy va issiqlik balansi. Haqiqiy quritkichlardagi jarayon nazariy quritishdagi jarayondan shu bilan farq qiladiki, bunda $I_2 \neq I_1$ bo‘ladi. Bunga sabab shuki, haqiqiy quritkichlarda issiqlikning bir qismi atrof-muhitga yo‘qoladi. Ayrim paytlarda quritish kamerasiga qo‘shimcha issiqlik kiritiladi (4.3-rasm). Uzluksiz ishlaydigan quritkichning moddiy balansini tuzish uchun quyidagilarni qabul qilamiz: G_1 – nam materialning massasi, kg/soat; W_1 – uning namligi, %; G_2 – quruq materialning massasi, kg/soat; W_2 – uning kamligi, %; W – bug‘langan namlik miqdori, kg/soat; L – havoning sarfi (quruq havo hisobida), kg/soat.



4.3-rasm. Haqiqiy quritgichni hisoblashga doir.

Moddaning kirishi (kg/soat): 1) havo L ; 2) havo tarkibidagi namlik Lx_0 ; 3) nam material G_1 .

Moddaning chiqishi (kg/soat): 1) havo L ; 2) havo tarkibidagi namlik Lx_2 ; 3) qurigan material G_2 .

Moddiy balans tenglamasini tuzamiz:

$$L + Lx_0 + G_1 = L + Lx_2 + G_2 .$$

Bundan $G_1 - G_2 = Lx_2 - Lx_0 = L(x_2 - x_0)$,

yoki $W = L(x_2 - x_0)$.

Bu yerda
$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{W}{x_2 - x_1}$$

Quritish jarayoni uchun quruq moddalar bo'yicha ushbu balans tenglamasini tuzish mumkin:

$$\frac{G_1(100 - W_1)}{100} = \frac{G_2(100 - W_2)}{100}$$

Bu so'nggi ifodadan quritish oxiridagi materialning massasini aniqlaymiz:

$$G_2 = G_1 \left(\frac{100 - W_1}{100 - W_2} \right) . \quad (4.59)$$

Bug'langan namlikning (yoki materialdan chiqarilgan suvning) miqdorini quyidagi tenglama orqali ham topish mumkin:

$$W = G_1 - G_2 = G_1 - G_1 \left(\frac{100 - W_1}{100 - W_2} \right)$$

yoki

$$W = G_1 \left[1 - \frac{100 - W_2}{100 - W_2} \right] = G_1 \left(\frac{W_1 - W_2}{100 - W_2} \right). \quad (4.60)$$

Modda balans asosida haqiqiy quritkichning issiqlik balansini tuzamiz.

Issiqlikning kirishi (kJ/soat): 1) havo bilan $LI_1 = LI_0 + Q_n$ (bu yerda LI_0 – isitkichga kirgan havoning issiqligi, Q_n – isitkichda havoning bergan issiqligi; 2) material bilan $G_1 C_1 \theta_1$ (bu yerda S_1 – nam materialning issiqlik sig‘imi, θ_1 – materialning dastlabki harorati); 3) transport uskunalari bilan $G_{tr} C_{tr} \theta'_{tr}$ (bu yerda G_{tr} – uskunalarining massasi, S_{tr} – transport uskunalari materialining issiqlik sig‘imi, θ'_{tr} – transport uskunalarining dastlabki harorati); 4) quritish kamerasiga kiritilgan qo‘shimcha issiqlik q_k .

Issiqlikning sarflanishi (kJ/soat): 1) quritkichdan chiqayotgan havo bilan LI_2 ; 2) quritilgan material bilan $G_2 C_2 \theta_2$; 3) transport uskunalari bilan $G_{tr} S_{tr} \theta''_{tr}$; 4) issiqlikning atrof-muhitga yo‘qolishi Q_y .

Issiqlik balansini tuzamiz:

$$LI_1 + G_1 C_1 \theta_1 + G_{tr} S_{tr} \theta'_{tr} + q_k = LI_2 + G_2 C_2 \theta_2 + G_{tr} S_{tr} \theta''_{tr} + Q_y;$$

$$\text{bundan } L(I_2 - I_1) = G_1 C_1 \theta_1 + G_{tr} S_{tr} \theta'_{tr} + q_k - G_2 C_2 \theta_2 - G_{tr} S_{tr} \theta''_{tr} - Q_y;$$

$$\text{yoki } L(I_2 - I_1) = \Sigma Q.$$

Oxirgi tenglamaning o‘ng va chap tomonlarini W ga bo‘lib, quyidagi ifodani olamiz:

$$\frac{L}{W}(I_2 - I_1) = \frac{\Sigma Q}{W}.$$

$$\frac{\Sigma Q}{W} = \Delta \text{ deb belgilaymiz, } \frac{L}{W} = l \text{ bo‘lgani uchun}$$

$$l(I_2 - I_1) = \Delta \quad (4.61)$$

yoki

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l}. \quad (4.62)$$

Tenglamaga kiritilgan Δ kattalik quritish kamerasi ichidagi kiritilgan va sarflangan issiqliklar ayirmasining 1 kg bug‘langan namlikka nisbatini

belgilaydi. Bu yerda asosiy kalorifyerda isitilgan havo bilan kirgan va chiqqan issiqliklar hisobga olinmaydi. Ko‘pincha Δ quritish kamerasining ichki balansi deb ataladi. (18.15) tenglamadan ko‘rinib turibdiki, Δ ning ishorasiga ko‘ra I_2 ning qiymati I_1 ning qiymatidan katta yoki kichik bo‘lishi mumkin. Agar $\Delta = 0$ bo‘lsa, u holda $I_2 = I_1$.

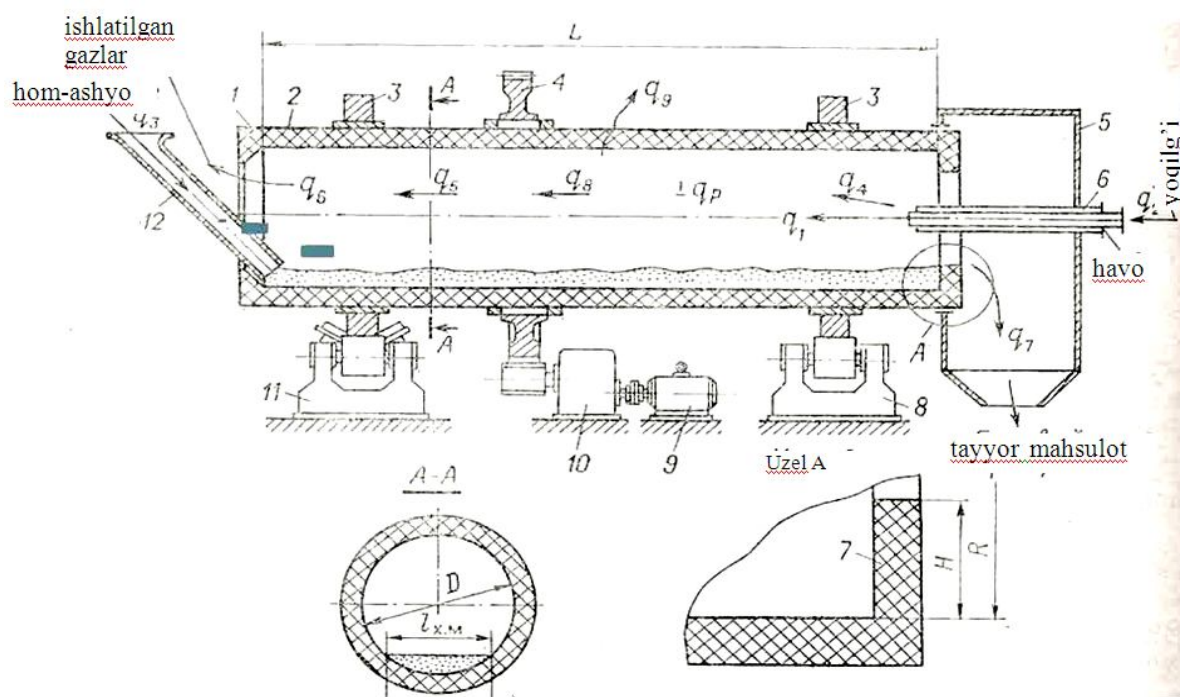
4.4 - masala. Barabanli qurilmani hisoblash. Quyidagi ma’lumotlar asosida aylanuvchi barabanli o‘txona hisoblansin va normallashtirilgan qurilma tanlansin.

Berilgan: tayyor mahsulot bo‘yicha o‘txona unumdorligi $G=2,6$ t; materialni o‘txonada bo‘lish vaqti $\tau=4$ soat; o‘txonaga kirayotgan material harorati $t_s=10^\circ\text{S}$, chiqayotganniki esa, $t_p=1000^\circ\text{S}$; ishlatib bo‘lingan gaz harorati $t_g=350^\circ\text{S}$; yoqilg‘ining o‘txonaga kirishdagi harorati $t_t=20^\circ\text{S}$; yoqishga uzatilayotgan havo harorati $t_x=50^\circ\text{S}$; material zichligi $\rho_m=2700$ kg/m³; material to‘kma zichligi $\rho_t=1900$ kg/m³; tabiiy qiyalik burchagi $\psi=40^\circ$; mahsulot issiqlik sig‘imi $s_m=1250$ J/kg·K; mahsulotning boshlang‘ich nam saqlashi $W_b=0,3$; uchib ketayotgan zarrachaning maksimal radiusi $r=2\cdot 10^{-5}$; tayyor mahsulotdan materialning uchib ketishi $x_{uch}=0,2$, uchuvchan mahsulotlar $x_u=0,15$; uchuvchan mahsulotlar zichligi $\rho_u=1,2$ kg/m³; uchuvchan mahsulotlar issiqlik sig‘imi $s_u=1400$ J/kg·K; Yoqilg‘i – tabiiy gaz. Kuydarish jarayoni reaksiyasi issiqligini inobatga olmasa bo‘ladi.

Echish: tabiiy gaz tarkibi:

4.3-jadval

Gaz komponenti	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	CO ₂	N ₂
Komponentning hajmiy miqdori $u_i, \%$	98,7	0,35	0,12	0,06	0,1	0,67



4.4-rasm. Aylanuvchan barabanli o'txona:

1-qobiq; 2 – futerovka; 3-bandaj; 4-tishli shesternya; 5-qabul qilish kamerasi; 6-yondirgich; 7-ostona; 8-tayanch stansiya; 9 – elektr yuritkich; 10-reduktor; 11-tirab turuvchi tayanch stansiya; 12-yuklash patrubkasi.

Yoqilg'ining issiqlik hosil qilish qobiliyati $Q=3,57 \cdot 10^7$ J/kg. Gaz tarkibida N_2 , O_2 va H_2S bo'lmagani uchun 1 m^3 yoqilg'i yonishi uchun havo sarfi:

$$V_g = \frac{\alpha}{y_{O_2}^g} \left[\frac{y_{H_2}}{2} + \frac{y_{CO}}{2} + y_{H_2S} + \sum \left(m + \frac{n}{4} \right) \cdot y_{C_m H_n} - y_{H_2O} \right] =$$

$$= \frac{1,07}{21} \left(1 + \frac{4}{4} \right) \cdot 98,7 + \left(2 + \frac{6}{4} \right) \cdot 0,35 + \left(3 + \frac{8}{4} \right) \cdot 0,12 + \left(4 + \frac{10}{4} \right) \cdot 0,06 = 10 \text{ m}^3 / \text{m}^3$$

Yoqilg'ining yonishida ajrab chiqqan gazlar:

$$V_{CO_2} = 0,01 \cdot [(1 \cdot 98,7 + 2 \cdot 0,35 + 3 \cdot 0,12 + 4 \cdot 0,06 + 0,1)] = 1,0$$

$$V_{N_2} = 0,01 \cdot 10 + 0,01 \cdot 0,67 = 7,91$$

$$V_{O_2} = 0,21 \cdot (1,07 - 1) \cdot 10 = 0,147$$

$$V_{H_2O} = 0,01 \cdot (2 \cdot 98,7 + 3 \cdot 0,35 + 4 \cdot 0,12 + 5 \cdot 0,06 + 0,0124 \cdot 19) + 0,016 \cdot 10 = 2,15$$

bu yerda $x_g=19 \text{ g/m}^3$ – gazsimon yoqilg'i harorati $t_t=20^\circ\text{S}$ dagi ko'rsatkichi.

Ishlatib bo'lingan gazlarning umumiy sarfi:

$$V_{g.t.}=1,0+7,91+0,147+2,15=11,2$$

O'txonaning tayyor mahsulot bo'yicha unumdorligi:

$$G=2600/3600=0,72 \text{ kg/s}$$

Unda, xom-ashyoning sarfi:

$$G_u = \frac{G(1 + x_{yn} + x_n)}{1 - W_n} = \frac{0,72 \cdot (1 + 0,2 + 0,15)}{1 - 0,3} = 1,4 \text{ kg/s}$$

Xom-ashyodan chiqqan solishtirma namlik miqdori:

$$W_n = \frac{G_n W_n}{G} = \frac{1,4 \cdot 0,3}{0,72} = 0,583 \text{ kg/kg}$$

Xom-ashyodan chiqqan solishtirma gazlar miqdori:

$$V_{g.m.} = \frac{W_n}{\rho_{b.n.}} + \frac{x_l}{\rho_l} = \frac{0,583}{0,804} + \frac{0,15}{1,2} = 0,85 \text{ m}^3/\text{kg}$$

q=0 da yoqilg'ining solishtirma sarfi ushbu formuladan hisoblanadi:

$$G_{m.m.} = \frac{W_n [r_u + (t_g - t_u) \cdot c_{v.n.}] + c_n t_n + (x_{yn} c_n + x_l c_l) t_g - (G_{c.yo} c_n + W_n c_n) \cdot t_c \pm q_p}{Q_n (1 - \eta) + c_m t_m + V_g c_v t_v - V_{g.m} c_g t_g} =$$

$$0,583 \cdot [2,26 \cdot 10^6 + (350 - 100) \cdot 1900] + 1250 \cdot 1000 +$$

$$= \frac{+ (0,2 \cdot 1250 + 0,15 \cdot 1400) 350 - (1,36 \cdot 1250 + 0,583 \cdot 4190) 10}{3,57 \cdot 10^7 (1 - 0,2) + 1550 \cdot 20 + 10 \cdot 1280 \cdot 50 - 11,2 \cdot 1425 \cdot 350} = 0,125 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Ishlatib bo'lingan gazlarning umumiy sarfi:

$$V_g = (V_{g.m.} G_{m.m.} + V_{g.m.}) \cdot G \cdot \left(\frac{T_g}{273} \right) = (11,2 \cdot 0,125 + 0,85) \cdot 0,72 \cdot \left(\frac{623}{273} \right) = 3,7 \text{ m}^3/\text{s}$$

Qattiq fazani o'txonada ishlatib bo'lingan gazlar bilan minimal uchib ketishini inobatga olib, gaz tezligini $w_g=2 \text{ m/s}$, to'ldirish koeffitsientini $\varphi=0,1$ deb qabul qilamiz. Unda, o'txonaning ichki diametri quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_g}{\pi (1 - \varphi) \cdot w_g}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,7}{3,14 \cdot (1 - 0,1) \cdot 2}} = 1,618 \text{ m}$$

Ichki diametri $D=1,6 \text{ m}$ (5-1 jadval), futerovka bilan birga o'txona tashqi diametri $D_t=1,6+2 \cdot 0,3=2,2 \text{ m}$ bo'ladi.

O'txona uzunligi:

$$L = \frac{4G\tau}{\pi D^2 \varphi \rho_n} = \frac{0,72 \cdot 4 \cdot 3600}{0,785 \cdot 1900 \cdot 1,6^2 \cdot 0,1} = 27,1m$$

Diametri 2,2 m. bo'lgan standar o'txonaning hisoblangan uzunligiga eng yaqini – 25 m. li qurilmadir (4.1- jadval).

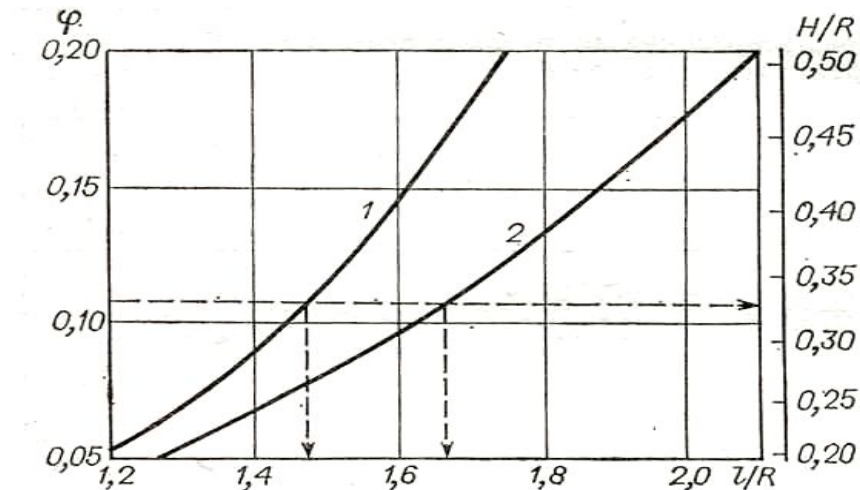
4.4- jadval

Parallel va qarama-qarshi yo'lli aylanuvchan o'txonalar asosiy parametrlari

Oʻtxona shartli belgisi	Tashqi diametr D _t , mm	Uzunligi L, mm	Elektr yuritkich quvvati N, kVt	Baraban aylanishi nominal chastotasi n, ayl/min	
PV 1-8P PV 1-12P PV 1-16P	1000	8000 12000 16000	3,8; 4,8; 6	1,62 2,14 3,20	
PV-1,2-12P PV-1,2-16P	1200	12000 16000			
PV 1,6-12P PV 1,6-16P PV 1,6-20P	1600	12000 16000 20000			
PV 2,2-18P PV 2,2-22P PV 2,2-25 PV 2,2-35	2200	18000 22000 25000 35000	7,1; 8,3; 10,5 8; 13; 15; 20	0,81; 1,07;1,62	
PV 2,5-20 PV 2,5-30 PV 2,5-40 PV 2,5-40-L	2500	20000 30000 40000	17; 24; 28; 36	0,68; 1,01; 1,34; 2,02	
PV 2,8-35 PV 2,8-45 PV 2,8-55	2800	35000 45000 55000	24; 37,5		
PV 3-35 PV 3-45 PV 3-60	3000	35000 45000 60000	55; 75		
PV 3,2-50 PV 3,2-60	3200	50000 60000			
PV 3,5-70	3500	70000	50; 75; 100; 150		

Uzunligi 25 m.li o'txonada materialning qayta ishlash vaqti $\tau=4$ soat bo'lishini ta'minlash uchun, qurilmani to'ldirish koeffitsienti quyidagi qiymatga ega bo'lishi kerak:

$$\varphi = \frac{4G\tau}{\pi\rho_n D^2 L} = \frac{4 \cdot 0,72 \cdot 4 \cdot 3600}{3,14 \cdot 1900 \cdot 1,6^2 \cdot 25} = 0,108$$



4.5-rasm. O'txona to'ldirilish koeffitsienti φ ning material qatlami xordasi $l_{x.m.}$ (1) va material yoyining uzunligi $l_{y.o.m.}$ bilan bog'liqligi.

Hisoblangan ko'rsatkich bo'yicha 4.5-rasmdan quyidagi parametrlarni topamiz:

- o'txona ostonasining balandligi $H = 0,33 \cdot R = 0,33 \cdot 0,8 = 0,264$ m;
- material qatlam xordasi uzunligi $l_{x.m.} = 1,47 \cdot R = 1,47 \cdot 0,8 = 1,18$ m;
- material qatlam yoyining uzunligi $l_{d.m.} = 1,66 \cdot R = 1,66 \cdot 0,8 = 1,33$ m;
- o'txona ochiq futerovkasi yoyi uzunligi $l_{d.f.} = \pi \cdot D - l_{dm} = 3,14 \cdot 1,6 - 1,33 = 3,69$ m.

Materialning o'txonada harakatlanish intensivligi:

$$n_i = 0,4 \frac{G(\psi + 24)}{\rho_n D^2 \varphi} = 0,4 \frac{0,72 \cdot (40 + 24)}{1900 \cdot 1,6^2 \cdot 0,108} = 0,022$$

4.4- jadvaldan o'txonaning aylanish chastotasini 0,68 ayl/min deb qabul qilsak, o'txonaning qiyaligi quyidagiga teng bo'ladi:

$$i = \frac{0,022 \cdot 60}{0,68} = 1,94\%$$

O'txonaning issiqlik kuchlanishini tekshirishda gazning yonish harorati tanlash usulida amalga oshiriladi. Faraz qilaylik, Ushbu harorat 1200-1500°S oraligida bo'lsin. 4.2- jadvaldan ishlatib bo'lingan gazlarning $s_g=1590 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$ va havoning $s_v=1467 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$ issiqlik sig'irlarini topamiz.

4.5- jadval.

Havo va yonish mahsulotlarining issiqlik sig'irlari

Yonish mahsulotlari harorati, °S	Yonish mahsulotlari issiqlik sig'iri $c_g, \text{J/m}^3\cdot\text{K}$		Havo issiqlik sig'iri $c_v, \text{J/m}^3\cdot\text{K}$
	Ko'mir, suyuq yoqilg'i, tabiiy gaz	Yog'och, torf, qo'ng'ir ko'mir, generator va domna gazlari	
0-200	1380	1425	1280
200-400	1425	1470	1300
400-700	1470	1510	1341
700-1000	1510	1550	1383
1000-1200	1550	1590	1425
1200-1500	1590	1630	1467
1500-1800	1630	1676	1470
1800-2100	1680	1720	1508

Unda, gazlarning yonish harorati:

$$t_{g.yo.} = 0,8 \frac{Q_H}{V_{g.m.}c_g + (\alpha - 1) \cdot V_v c_v} = 0,8 \frac{3,57 \cdot 10^7}{11,2 \cdot 1590 + (1,07 - 1) \cdot 10 \cdot 1467} = 1516^\circ S$$

Ushbu harorat qiymati ruxsat etilgan.

O'txona uzunligi bo'yicha gaz oqimining o'rtacha harorati ushbu formuladan aniqlanadi:

$$T_m = \frac{t_{g.g} + t_g}{2} + 273 = \frac{1516 + 350}{2} + 273 = 1206K$$

$T_g = 120 \text{ K}$ deb qabul qilamiz.

O'txonada qizdirilayotgan materialning o'rtacha harorati:

$$T_m = \frac{t_s + t_n}{2} + 273 = \frac{10 + 1000}{2} + 273 = 778K$$

$T_m = 780 \text{ K}$ deb qabul qilamiz.

Futurovkaning oʻrtacha haroratini $T_f = 970 \text{ K}$ deb qabul qilamiz.

Gaz oqimining nurlanish koʻeffitsientini hisoblashdan avval, suv bugʻining $\epsilon_{\text{N}_2\text{O}}$, uglikislota ϵ_{SO_2} larning qoralik darajasi va tuzatish koʻeffitsienti ζ larni topamiz.

SO_2 va N_2O larning parsial bosimlari ushbu formuladan topiladi:

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{V_{\text{CO}_2}}{V_{\text{z.m.}}} = \frac{1,0}{11,2} = 0,089;$$

$$p_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{z.m.}}} = \frac{2,15}{11,2} = 0,192;$$

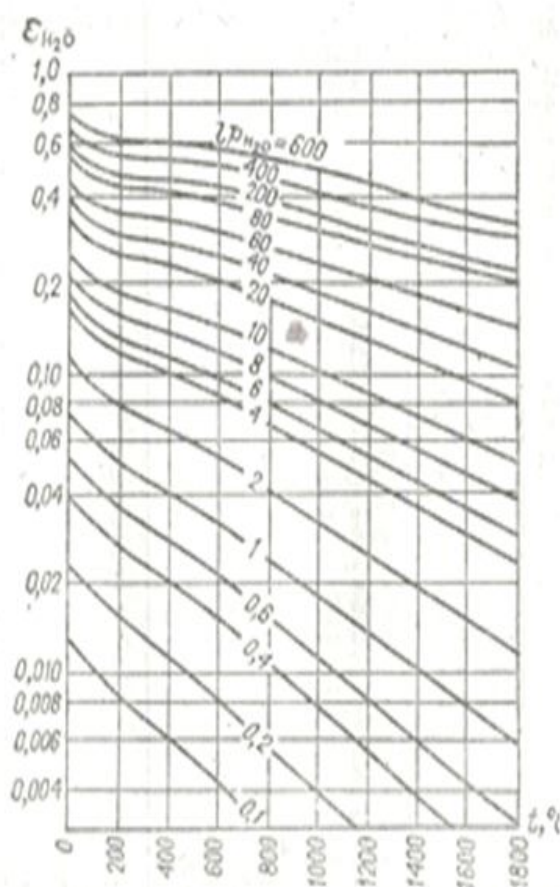
Nur uzunligi:

$$l = 0,9 \cdot D \sqrt{1 - \varphi} = 0,9 \cdot 1,6 \sqrt{1 - 0,108} = 1,36 \text{ m}$$

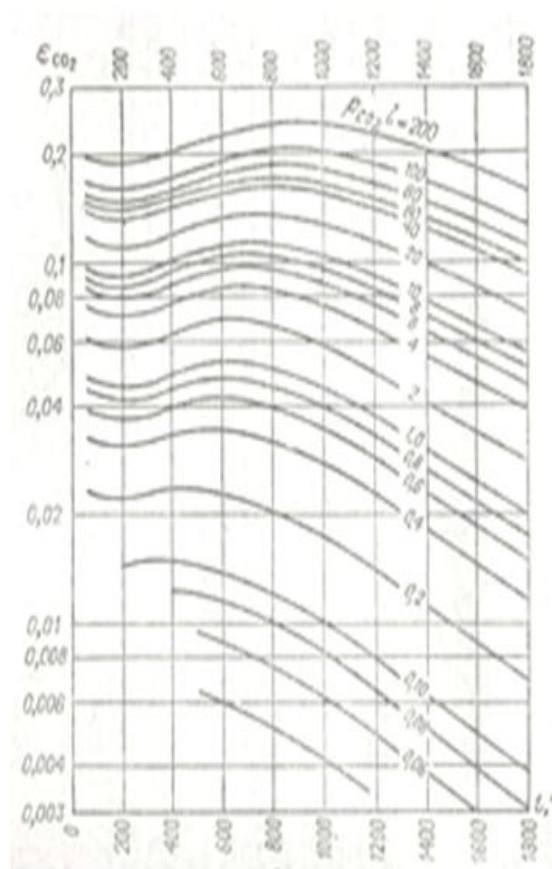
Parsial bosimning nur uzunligiga koʻpaytmasi:

$$p_{\text{CO}_2} \cdot l = 0,089 \cdot 1,36 = 0,12;$$

$$p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot l = 0,192 \cdot 1,36 = 0,26;$$



4.6-rasm. Nurlanish koʻeffitsienti ϵ_{SO_2} ni aniqlash grafiki.



4.7-rasm. Nurlanish aniqlash koʻeffitsienti $\epsilon_{\text{N}_2\text{O}}$ ni grafiki.

4.6 va 4.7-rasmlardan nurlanish koeffitsient $\varepsilon_{\text{N}_2\text{O}}$ va $\varepsilon_{\text{so}_2}$ larning qiymatlarini topamiz:

gazning oʻrtacha haroratida $T_g = 1200\text{K} = 927^\circ\text{S}$ da $\varepsilon_{\text{N}_2\text{O}} = 0,156$; $\varepsilon_{\text{so}_2} = 0,117$;

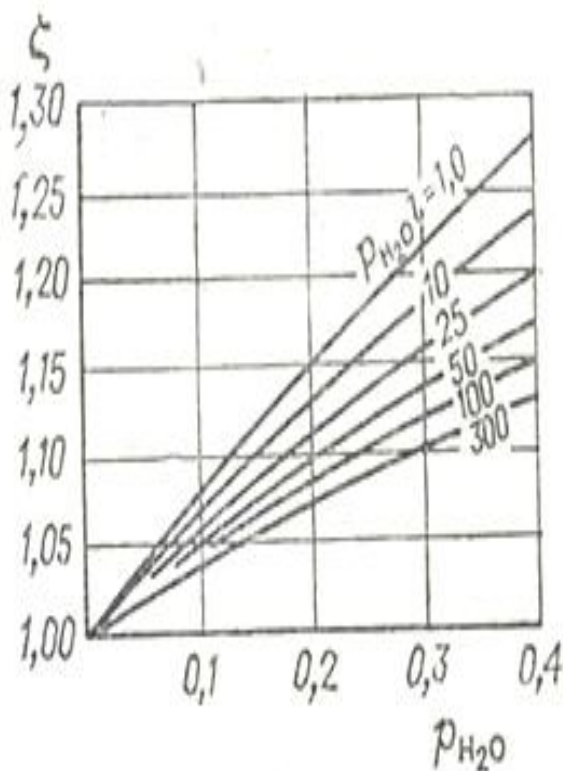
futurovkaniqi $T_f = 970\text{K} = 697^\circ\text{S}$ da $\varepsilon_{\text{N}_2\text{O}} = 0,21$;

$\varepsilon_{\text{so}_2} = 0,125$;

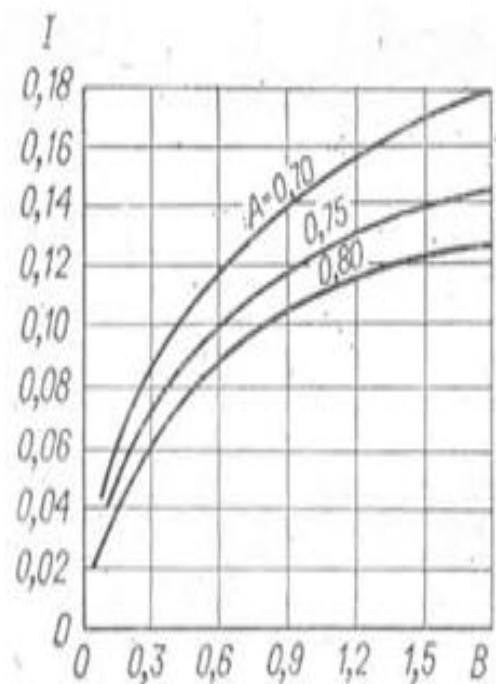
materialniki $T_m = 780\text{K} = 507^\circ\text{S}$ da $\varepsilon_{\text{N}_2\text{O}} = 0,25$;

$\varepsilon_{\text{so}_2} = 0,114$.

Tuzatish koeffitsienti ζ esa, 4.6-rasmdan aniqlanadi.



4.8-rasm. Tuzatish koeffitsienti ζ ni aniqlash grafiki.



4.9-rasm. Koeffitsient I ning A va V parametrlarga bogʻliqligi.

Uchib ketayotgan qattiq zarrachalarning qoralik darajasi quyidagi formuladan topiladi:

$$\varepsilon_m = 1 - e^{-a} = 1 - 2,72^{-0,167} = 0,15$$

bu yerda: a – chang havo aralashmasining qoralik darajasi va u quyidagi formula orqali hisoblanadi:

$$a = \frac{0,75 \cdot 273 \cdot G_{yt} l}{r_{ch} \cdot \rho_m \cdot V_g \cdot T_g} = \frac{0,75 \cdot 273 \cdot 0,144 \cdot 1,36}{2 \cdot 10^{-5} \cdot 2700 \cdot 3,7 \cdot 1200} = 0,167$$

bu yerda: $G_{un} = G \cdot x_{un} = 0,72 \cdot 2 = 0,144$ m/s.

$T_f = 970$ K haroratda gaz oqimining nurlanish koeffitsienti E_f ushbu formuladan topiladi:

$$E_f = \left(\frac{T_g}{T_f} \right)^{0,65} \cdot \varepsilon_{CO_2} + \zeta \varepsilon_{H_2O} + \varepsilon_m - \left[\left(\frac{T_g}{T_\phi} \right)^{0,65} \cdot \varepsilon_{CO_2} + \zeta \varepsilon_{H_2O} \right] \cdot \varepsilon_m = \left(\frac{1200}{970} \right)^{0,65} \cdot 0,125 +$$

$$1,11 \cdot 0,21 + 0,15 - \left[\left(\frac{1200}{970} \right)^{0,65} \cdot 0,125 + 1,11 \cdot 0,21 \right] \cdot 0,15 = 0,47$$

haroratda gaz oqimining nurlanish koeffitsienti E_g ushbu formuladan topiladi:

$$E_g = \varepsilon_{CO_2} + \zeta \varepsilon_{H_2O} + \varepsilon_m - (\varepsilon_{CO_2} + \zeta \varepsilon_{H_2O}) \cdot \varepsilon_m =$$

$$= 0,117 + 1,11 \cdot 0,156 + 0,15 - (0,117 + 1,11 \cdot 0,156) \cdot 0,15 = 0,4$$

T_m haroratda gaz oqimining nurlanish koeffitsienti E_m ushbu formuladan topiladi:

$$E_m = \left(\frac{T_g}{T_{mm}} \right)^{0,65} \cdot \varepsilon_{CO_2} + \zeta \varepsilon_{H_2O} + \varepsilon_m - \left[\left(\frac{T_g}{T_m} \right)^{0,65} \cdot \varepsilon_{CO_2} + \zeta \varepsilon_{H_2O} \right] \cdot \varepsilon_m = \left(\frac{1200}{780} \right)^{0,65} \cdot 0,114 +$$

$$1,11 \cdot 0,25 + 0,15 - \left[\left(\frac{1200}{780} \right)^{0,65} \cdot 0,114 + 1,11 \cdot 0,25 \right] \cdot 0,15 = 0,51$$

Gazdan futerovkaga uzatilayotgan nurlanish usulida solishtirma issiqlik oqimi:

$$q_{gf}^n = 5,77 \cdot \varepsilon_f \cdot \left[E_\varepsilon \left(\frac{T_\varepsilon}{100} \right)^4 - E_\phi \left(\frac{T_\phi}{100} \right)^4 \right] \cdot l_{\partial.f} =$$

$$= 5,77 \cdot 0,96 \cdot \left[0,4 \cdot \left(\frac{1200}{100} \right)^4 - 0,47 \cdot \left(\frac{970}{100} \right)^4 \right] \cdot 3,69 = 84,5 \cdot 10^3 \text{ Vt} / m$$

Futerovkadan materialga uzatilayotgan nurlanish solishtirma issiqlik oqimi:

$$q_{f.m}^n = 5,77 \cdot \varepsilon_m \cdot \varepsilon_f \cdot \left[(1 - E_f) \cdot \left(\frac{T_f}{100} \right)^4 - (1 - E_m) \cdot \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] \cdot l_{x.m} =$$

$$= 5,77 \cdot 0,96 \cdot 0,9 \cdot \left[(1 - 0,47) \cdot \left(\frac{970}{100} \right)^4 - (1 - 0,51) \cdot \left(\frac{780}{100} \right)^4 \right] \cdot 1,18 = 17 \cdot 10^3 \text{ Vt} / m$$

Futerovkaning yopiq yuzasidan materialga uzatilayotgan nurlanish solishtirma issiqlik oqimi:

$$q_{f.d.m.}^n = 5,77 \cdot \varepsilon_m \cdot \varepsilon_f \cdot \left[\left(\frac{T_f}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_m}{100} \right)^4 \right] \cdot l_{d.m.} =$$

$$= 5,77 \cdot 0,96 \cdot 0,9 \cdot \left[\left(\frac{970}{100} \right)^4 - \left(\frac{780}{100} \right)^4 \right] \cdot 1,33 = 34 \cdot 10^3 \text{ Vt} / m$$

Gazdan futerovkaga uzatilayotgan nurlanish solishtirma issiqlik oqimi:

$$q_{g.f.}^k = \alpha_{e.f.} (T_e - T_f) \cdot l_{d.f.} = 10,34 \cdot (1200 - 970) \cdot 3,69 = 8,7 \cdot 10^3 \text{ Vt} / m$$

bu yerda issiqlik berish koeffitsienti quyidagi formula bo'yicha hisoblangan:

$$\alpha_{gf} = \alpha_{g.m.} = 0,028 \cdot (w_g c_g)^{0,8} \cdot \left(\frac{\lambda_g}{D_e} \right)^{0,2} = 0,028 \cdot (2,18 \cdot 1510)^{0,8} \cdot \left(\frac{0,086}{1,47} \right)^{0,2} = 10,34 \text{ Vt} / (m^2 \cdot K)$$

bu yerda: w_g -gaz tezligi va u quyidagicha aniqlanadi:

$$w_g = \frac{4 \cdot 3,7}{3,14 \cdot 1,47^2} = 2,18 \text{ m} / s$$

4.6- jadval.

**Tutun gazlarining issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientlari, $\lambda \cdot 10^2$,
Vt/(m·K)**

Gaz temp. °S	Tutun gazi tarkibida SO ₂ miqdori, %				Gaz temp. °S	Tutun gazi tarkibida SO ₂ miqdori, %			
	5	11	17	23		5	11	17	23
0	2,266	2,213	2,159	2,107	700	6,788	6,935	7,101	7,732
100	2,976	2,929	2,827	2,837	800	7,339	7,566	7,801	8,020
200	3,643	3,614	3,582	3,556	900	7,886	8,172	8,466	8,736
300	4,294	4,294	4,294	4,294	100	8,413	8,763	9,113	9,464
400	4,941	4,971	4,991	5,031	1100	8,934	9,345	9,765	10,168
500	5,571	5,639	5,706	5,780	1200	9,447	9,923	10,420	10,896
600	6,183	6,296	6,409	6,060					

c_g -ishlatib bo‘lingan gaz issiqlik sig‘imi bo‘lib, 4-2 jadvaldan topiladi, ya’ni $T_g=927$ K haroratda $c_g=1510$ J/(m³·K); λ_g - ishlatib bo‘lingan gaz issiqlik o‘tkazuvchanlik koeffitsienti 4-3 jadvaldan olinadi. $T_g=927$ K da va SO₂ ning miqdori $V_{CO_2}/V_{g.t.}=1/11,2=0,089$ bo‘lganda $\lambda_g=0,086$ Vt/(m·K); D_e - gaz o‘tishi uchun ekvivalent diametr va u quyidagicha hisoblanadi:

$$D_e=1,03 \cdot D \cdot (1-\varphi)=1,03 \cdot 1,6 \cdot (1-0,108)=1,47 \text{ m.}$$

Futurovkadan materialga issiqlik o‘tkazuvchanlik usulida tarqalayotgan issiqlik miqdorini aniqlash uchun yordamchi hisoblashlar o‘tkazamiz.

Futurovka ochiq qismining umumiy yuzasiga nisbati quyidagi nisbatdan aniqlanadi:

$$A = \frac{l_{\partial.f.}}{l_{\partial.f.} + l_{\partial.M.}} = \frac{3,69}{3,69 + 1,33} = 0,73$$

Gazdan futurovkaga issiqlik berish koeffitsienti:

$$\alpha_{g.f.}^{shartli} = \frac{q_{f.\partial.M.}^n}{(T_g - T_f) \cdot l_{\partial.f.}} = \frac{34 \cdot 10^3}{(1200 - 970) \cdot 3,69} = 40 \text{ Vt} / (m^2 \cdot K)$$

Futurovkadan materialga issiqlik berish koeffitsienti:

$$\alpha_{f.M.} = \frac{q_{f.\partial.M.}^n}{(T_f - T_M) \cdot l_{\partial.M.}} = \frac{34 \cdot 10^3}{(970 - 780) \cdot 1,33} = 135 \text{ Vt} / (m^2 \cdot K)$$

Futurovka yuzasi bo‘yicha o‘rtacha issiqlik berish koeffitsienti:

$$\alpha_{o'r} = \frac{\alpha_{g.f.}^{shartli} \cdot l_{\partial.f.} + \alpha_{f.M.} \cdot l_{\partial.M.}}{l_{\partial.f.} + l_{\partial.M.}} = \frac{40 \cdot 3,69 + 1,35 \cdot 1,33}{3,69 + 1,33} = 65,2 \text{ Vt} / (m^2 \cdot K)$$

Futurovka materialini xrommagnezit deb qabul qilamiz (4.4- jadval).

Futurovka harorati $t_f = 970 - 273 = 697^\circ\text{S}$ da 4.4- jadvaldan issiqlik o‘tkazuvchanlik koeffitsientini topamiz - $\lambda_f = 1,13$ Vt/m·K; zichligi $\rho_f=2900$ kg/m³; issiqlik sig‘imi $c_f=750+0,15 \cdot 697= 855$ J/kg·K.

Ushbu parametrlarda issiqlik almashinish intensivligi quyidagiga teng:

$$B = \frac{\alpha_{o'r}^2}{\lambda_f \cdot c_f \cdot \rho_f \cdot n} = \frac{65,2^2}{1,13 \cdot 855 \cdot 2900 \cdot 0,011} = 0,14$$

Olovbardosh material (futerovka) lar xossalari

Material	Zichlik, ρ_f , kg/m ³	Issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti λ_f , Vt/m·K	Issiqlik sig'im c_f , J/kg·K	Xizmat qilish haroratlar chegarasi, °S
Shamot	1800-2200	0,7-6,4·10 ⁻⁴	800+0,3t	1350-1500
Xrommagnezit	2900-3000	1,13-1,34	750+0,15t	1500-1700
Issiqlikka bardosh xrommagnezit	2750-2800	1,13-1,34	750+0,15t	1700
Magnezit	2600-2700	6,16-2,7·10 ⁻³	1070+0,25t	1450-1600
Talk-magnezit	2870	0,66-0,91	1260 (300°Sda)	1350-1500
Karborund	2720	2,88-7,22	1170	1680

bu yerda: $n=0,68/60=0,011 \text{ s}^{-1}$ - o'txona aylanish chastotasi; 4.9-rasmdan $A=0,73$ va $V=0,14$ qiymatlarda koeffitsient $I=0,05$ ekanligi aniqlaymiz.

Unda, futerovkadan materialga issiqlik o'tkazuvchanlik usulida uzatilayotgan solishtirma issiqlik oqimi quyidagicha topiladi:

$$q_{f..M.}^m = \sqrt{\lambda_f c_f \rho_f n} \cdot J \cdot (T_s - T_M) \cdot (l_{\partial.f.} + l_{\partial..M.}) =$$

$$\sqrt{1,13 \cdot 855 \cdot 2900 \cdot 0,011} \cdot 0,05 \cdot (1200 - 780) \cdot (3,69 + 1,33) = 18,5 \cdot 10^3 \text{ Vt} / \text{m}^2$$

Futerovkadan materialga uzatilayotgan umumiy solishtirma issiqlik oqimi quyidagiga teng:

$$q_{f..M.} = q_{f..M.}^n + q_{f..M.}^l + q_{f..M.}^m = 17 \cdot 10^3 + 34 \cdot 10^3 + 18,5 \cdot 10^3 = 69,5 \cdot 10^3 \approx 70 \cdot 10^3 \text{ Vt} / \text{m}^2$$

Gazdan futerovkaga uzatilayotgan umumiy solishtirma issiqlik oqimi quyidagiga teng:

$$q_{g.\phi f} = q_{g.f.}^n + q_{g.f.}^k = 84,5 \cdot 10^3 + 8,7 \cdot 10^3 = 93,2 \cdot 10^3 \text{ Vt} / \text{m}^2$$

Atrof muhitga iisqlikning yo'qotilishi:

$$q_{yo'q} = 0,2 \cdot (q_{g.f.}^l + q_{g.f.}^k)$$

bo'lsa, gazdan futerovkaga va futerovkadan materialga uzatilgan issiqlik oqimlari orasidagi farq quyidagi formuladan aniqlanadi:

$$\Delta q = q_{g.f.} + q_{f..M.} - q_{yo'q} = 0,8 \cdot 93,2 \cdot 10^3 - 70 \cdot 10^3 = 4,56 \cdot 10^3 \text{ Vt} / \text{m}^2$$

yoki

$$\frac{\Delta q}{q_{g.f}} \cdot 100 = \frac{4,56 \cdot 10^3}{93,2 \cdot 10^3} 100 = 4,8\%$$

Ushbu ko'rsatkich, futerovka harorati $T_f=970$ K to'g'ri tanlanganidan dalolat beradi.

Gazdan bevosita materialga nurlanish usulida tarqalgan solishtirma issiqlik oqimi ushbu formuladan topiladi:

$$\begin{aligned} q_{g.M.}^l &= 5,77 \cdot \varepsilon_M \cdot \left[E_g \left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - E_M \left(\frac{T_M}{100} \right)^4 \right] \cdot l_{x.M.} = \\ &= 5,77 \cdot 0,9 \cdot \left[0,4 \cdot \left(\frac{1200}{100} \right)^4 - 0,51 \cdot \left(\frac{780}{100} \right)^4 \right] \cdot 1,18 = 39 \cdot 10^3 \text{ Vt} / \text{m} \end{aligned}$$

Gazdan materialga bevosita konvektiv usulida uzatilayotgan solishtirma issiqlik oqimi:

$$q_{g.M.}^k = \alpha_{g.M.} (T_g - T_M) \cdot l_{x.M.} = 10,34 \cdot (1200 - 780) \cdot 1,18 = 5,12 \cdot 10^3 \text{ Vt} / \text{m}^2$$

Materialni isitish uchun zarur bo'lgan solishtirma issiqlik oqimining miqdori quyidagi formula yordamida hisoblanadi:

$$\begin{aligned} q_M &= \frac{w_n \cdot [r_u + (t_g - t_u) \cdot c_{v.n.}] + c_n t_n + (x_{yH} c_n + x_l c_l) \cdot t_g - (G_{c.y0} c_n + w_n c_w) \cdot t_c}{L} = \\ &= \frac{0,583 [2,26 \cdot 10^6 + (350 - 100) \cdot 1900] + 1250 \cdot 1000}{25} = \\ &= \frac{+ (0,2 \cdot 1250 + 0,15 \cdot 1400) \cdot 350 - (1,36 \cdot 1250 + 0,583 \cdot 4190) 10}{25} = 8,6 \cdot 10^4 \text{ Vt} / \text{m}^2 \end{aligned}$$

Gaz va futerovkadan materialga uzatilayotgan umumiy issiqlik oqimi quyidagiga teng:

$$\begin{aligned} q_M &\leq q_{g.M.}^l + q_{g.M.}^k + q_{f.M.}^l + q_{f.d.M.}^l + q_{f.M.}^m \\ 8,6 \cdot 10^4 &\leq 39 \cdot 10^3 + 5,12 \cdot 10^3 + 17 \cdot 10^3 + 34 \cdot 10^3 + 18,5 \cdot 10^5 \end{aligned}$$

Ushbu qiymat zarur ko'rsatkichdan 1,3 marotaba kichik. Demak, hamma hisoblashlar to'g'ri. O'tkazilgan hisoblashlar asosida PV 2,2-25 o'txonani tanlaymiz.

4.3. Ekstraksiyalash apparatlarini hisoblash

Ekstraktorlarni hisoblashdan asosiy maqsad ularning asosiy o'lchamlarini topishdir. Apparatning asosiy o'lchami uning diametri va balandligi hisoblanadi. Ekstraksiyalash apparatlarining ko'pchilik tiplarini hisoblash usullari yaxshi ishlab chiqilmagan, chunki umumlashtirish uchun tajriba natijalari etarli emas, bundan tashqari, tadqiqot ishlari o'lchamlari kichik bo'lgan apparatlarda olib borilgan.

Sanoatda g'alvirsimon tarelkali ekstraktorlar ancha ko'p ishlatiladi. Shu sababli, misol tariqasida shu apparatlarning hisoblash tartibi bilan tanishib chiqamiz.

Dispers (yoki tomchi) fazaning sarfi G bo'yicha tarelkaning perforasiya qilingan (ya'ni teshiklari bo'lgan) qismining yuzasi hisoblanadi:

$$F_1 = \frac{G}{3600 \rho_0 \cdot \varepsilon \cdot \omega_0} \quad (4.63)$$

Bu yerda: ρ – dispers fazaning zichligi, kg/m^3 ; ω_0 – tomchining nisbiy tezligi, $\omega_0 = 0,15 \dots 0,30 \text{ m/s}$; ε – tarelkaning perforasiyalangan qismi erkin kesimining koeffisienti, bu koeffisient teshiklari uchburchaklik bo'yicha joylashtirilganda quyidagiga teng:

$$\varepsilon = 0,907 \frac{d_0^2}{t^2} \quad (4.64)$$

Bu yerda: t – teshiklar qadami.

Yaxlit fazaning sarfi bo'yicha tarelkadagi quyilish trubkasining yuzasi topiladi:

$$F_2 = \frac{L}{3600 \cdot \rho_c \cdot \omega_n} \quad (4.65)$$

Bu yerda: ρ – yaxlit yuza zichligi, kg/m^3 ; ω_n – bu fazaning patrubkadagi tezligi, m/s .

Quyilish patrubkasidagi yaxlit faza oqimi orqali olib ketilayotgan mayda tomchilarning diametri yordamida ω_n ning qiymatini aniqlash mumkin:

$$\omega_n = \frac{\Delta\gamma \cdot d_{MT}^2}{18 \cdot \mu_c} \quad (4.66)$$

Bu yerda: μ – yaxlit fazaning dinamik qovushqoqligi, Ns/m^2 , Δ – dispers va yaxlit fazalarning solishtirma massalari orasidagi farq, N/m^3 .

Tarelkani apparat korpusiga birlashtirish va quyilish qurilmalarini montaj qilish uchun F_1 va F_2 yuzalar yig'indisining 10 % iga teng bo'lgan halqasimon kesimli maydon qoldiriladi:

$$F_3 = 0,1 (F_1 + F_2) \quad (4.67)$$

Bunda ekstaraktorning ichki diametri quyidagicha aniqlanadi:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} (F_1 + F_2 + F_3)} \quad (4.68)$$

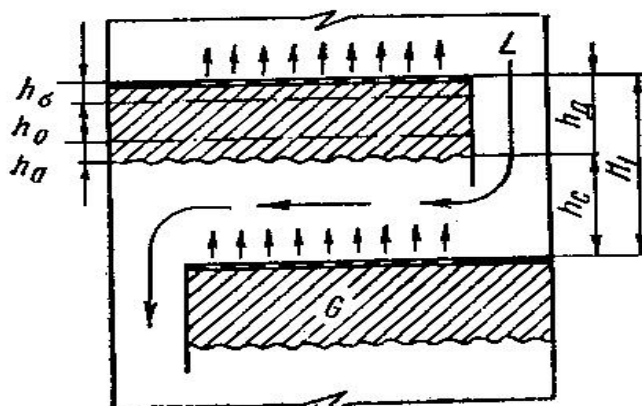
Har bir tarelka ostidagi (yoki ustidagi) tomchilangan suyuqlik tirgovich qatlamining balandligi (4.10- rasm) quyidagi yig'indiga teng:

$$h_d = h_z + x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} h_o + h_p \quad (4.69)$$

(4.69) tenglamadagi fazalarning o'zaro taranglik kuchini engish uchun zarur bo'lgan tomchilangan suyuqlik qatlamining balandligi quyidagi tenglamadan topiladi:

$$h_o = \frac{4 \cdot \delta}{d_{km} \cdot \Delta \gamma}; \quad (4.70)$$

Bu yerda: d_{km} – suyuqlikni tomchilarga ajratuvchi qurilma teshiklarining diametri, m; $\Delta \gamma$ – fazalar orasidagi taranglik kuchi, N/m .



4.10-rasm. Tirkovich balandligini va tarelkalar orasidagi masofani hisoblash

Teshiklardagi ish tezligini hosil qilish uchun kerak bo'lgan tomchilangan suyuqlik qatlamining balandligi h_0 quyidagi ifodadan aniqlanadi:

$$h_0 = \xi_0 \frac{\omega_0^2 \cdot \gamma_{\text{fl}}}{2g \cdot \Delta\gamma}; \quad (4.71)$$

Bu yerda: γ – dispers fazaning solishtirma massasi, N/m^3 ; ξ_0 – teshiklarning qarhsilik koeffitsienti.

Quyilish patrulkalarida yaxlit fazaning tezlik bilan harakatlanishi uchun zarur bo'lgan tomchilangan suyuqlik qatlami balandligi quyidagi ifodadan topiladi:

$$h_n = \xi_n \frac{\omega_n^2 \cdot \gamma_c}{2g \cdot \Delta\gamma}; \quad (4.72)$$

Bu yerda: γ – yaxlit fazaning solishtirma massasi, N/m^3 ; $\xi_n = 4,5$ – qo'sxilish patrulkasining qarhsilik koeffitsienti.

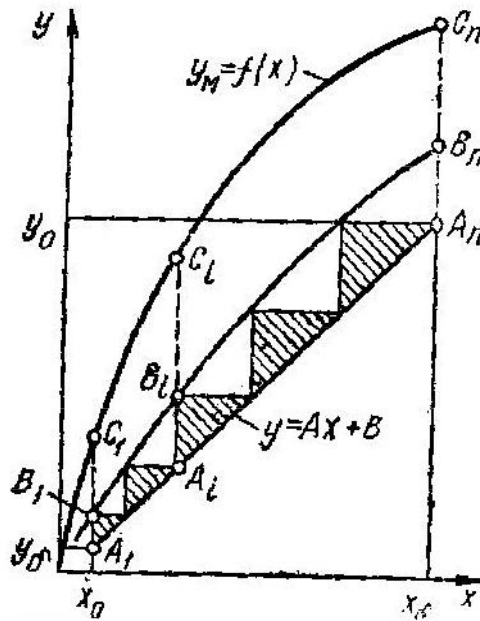
Tarelkalar orasidagi masofa H_m dispers va yaxlit fazalar qatlamlari balandliklari h_d va h_s ning yig'indisiga teng (4.10- rasm):

$$H_t = h_d + h_s \quad (4.73)$$

Tajriba natijalariga ko'ra, yaxlit faza qatlamining balandligi $h_s = 0,2$ m bo'lganda modda o'tkazish jarayoni ancha tez boradi. Tarelkalar orasidagi masofa 0,25.....0,6 m qilib olinadi. Katta o'lchamdagi kolonnalar uchun $H_t = 0,4.....0,6$ m, bunda tarelkalarni vaqt – vaqti bilan tozalab turish uchun tarelkalar orasiga lyuklar o'rnatish imkoni bo'ladi. Tarelkaning yuzasiga nisbatan olingan modda o'tkazish koeffitsienti K_{uf} ni bilgan holda tarelkaning o'tkazish birligi soni topiladi.

$$m_{\text{ym}} = \frac{K_{\text{yf}} \cdot F}{G} \quad (4.74)$$

$x - u$ diagramasiga muvozanat chizig'i $u_m = f(x)$ va ekstraksiyalashning ish chizig'i $y = Ax + B$ ni joylashtirish orqali jarayonning kinetik chizig'ini qurish mumkin (4.11- rasm).



4.11-rasm. Qarama-qarshi yo'nalishli ekstraktorlarda tarelkalar sonini aniqlash

Buning uchun muvozanat va ish chiziqlari orasidagi masofalar quyidagi nisbatlar bo'yicha bo'linadi:

$$\frac{A_1 C_1}{B_1 C_1} = \frac{A_2 C_2}{B_2 C_2} = \dots = \frac{A_i C_i}{B_i C_i} = \dots = \frac{A_n \cdot C_n}{B_n \cdot C_n} = L^{m_{yr}} \quad (4.75)$$

$L m_{ym}$ ning qiymatlarini bilish orqali $V_1, V_2, \dots, V_i, \dots, V_n$ nuqtalarni aniqlaymiz, so'ngra bu nuqtalarni o'zaro birlashtirib kinetik egri chizig'ini hosil qilamiz. $u - x$ diagrammada topilgan kinetik egri chiziq hamda ish chizig'i orasida va berilgan konsentrasiyalar x_b, x_o , yoki u_b, u_o , chegaralaridagi tuzilgan pog'onalarining soni kolonnadagi tarelkalarining soni n ni beradi. Shunday qilib, ekstraktorlarning ish balandligi quyidagicha aniqlanadi.

$$N_i = H_t \cdot n \quad (4.72)$$

4.5 - masala. Pastda ko'rsatilgan ma'lumotlarga asoslanib moylarni erituvchilardan tozalash qurilmasidagi bug'latuvchi kolonna hisoblansin.

Kolonnaning xom ashyo bo'yicha ishlab chiqarish quvvati $G=50000 \text{ kg/s}$;

Erituvchining xom ashyodagi miqdori $S_1=2\%$ (massa);

Erituvchi tarkibi – 50% massa fenol va 50 % krezol;

Rafinatning zichligi $\rho_{293} = 880 \text{ kg/m}^3$

Rafinatning molekulyar massasi $M_2=620$;

Erituvchining molekulyar massasi $M_1= 100$;

Kolonnadagi bosim $\pi = 101,3 \cdot 10^3 \text{ Pa}$

Qoldiq mahsulotdagi erituvchining miqdori $X_R = 0,005 \text{ mass. \%}$;

Isitilgan suv bug'ining sarfi $Z= 2 \text{ mass. \%}$ xom ashyoga nisbatan.

Hisoblanishi kerak bo'lgan kolonna og'ir uchmaydigan moy xom ashyosi tarkibidagi erituvchini ajratib olishga mo'ljallangan. Bunday kolonna kimyo texnologiyasida bug'latuvchi deyiladi. Kolonnadagi rektifikatsiya jarayoni suv bug'i ishtirokida amalga oshiriladi. Kelayotgan xom ashyo kaynash harorati past bo'lgan erituvchi va amaliy jihatdan qaraganda uchmaydigan, ya'ni kaynash harorati yuqori bo'lgan moy komponentlaridan tarkib topgan. Kolonnaning yuqori qismidagi bug' fazasi erituvchi va suv bug'laridan iborat deb qarash mumkin.

Hisoblash:

1. Kolonnaning yuqorigi va pastki mahsulotlarining miqdori.

a) Kolonnaning yuqorigi mahsulotining miqdori.

$$D = \frac{C_1 - X_R}{y_D - X_R} \cdot G = \frac{0,02 - 0,00005}{1 - 0,00005} \cdot 50000 = 1000 \text{ kg/s}$$

Bu yerda: $y_D \approx 1$ distilyatdagi erituvchi miqdori.

Kolonna pasti mahsulotining miqdori: $R=G-D=50000-1000=49000 \text{ kg/s}$

2. Rektifikatsiya elementlarini aniqlash.

a) Birinchi soha (tarelkalararo).

Erituvchi bug'larining miqdorini (V_R) Avagadro–Dalton tenglamasidan topamiz.

$$\frac{Z}{V_R} = \frac{P_z \cdot 18}{P_{12} \cdot M_1};$$

Bu yerda: P_{12} - qoldiq bug'larining parsial bosimi;

P_z - kolonna pastidagi suv bug'ining parsial bosimi;

Erituvchini bug'latuvchi suv bug'ining miqdori.

$$Z = 0,02G = 0,02 \cdot 50000 = 1000 \text{ kg/s}$$

Ishlab chiqarishda kolonna pastidagi harorat $T=548 \text{ K}$ ga teng deb qabul qilingan. Shunga ko'ra kolonna pastidagi qoldiq bug'larining parsial bosimini quyidagi tenglama orqali topamiz.

$$P_{12} = P_1 X'_R + P_2 (1 - X'_R);$$

Bu yerda: P_1, P_2 - erituvchi va rafinatning bug' bosimi;

X'_R - erituvchining qoldiqdagi mol ulushi.

Amaliy jihatdan rafinat uchmaydigan komponent bo'lgani uchun $P_2 \approx 0$ deb olinadi va tenglama $P_{12} = P_1 \cdot X'_R$ ko'rinishga ega bo'ladi. Erituvchining to'yingan bug' bosimini nisbatan og'irroq komponent krezolning to'yingan bug' bosimiga tenglashtirib olamiz. Krezolning 548 K dagi bosimi

$$P_1 = 5,2 \cdot 98,1 = 510,1 \text{ kH} / \text{M}^2 = 510,1 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Qoldiq tarkibini mol ulushida hisoblab topamiz.

$$X'_R = \frac{X_R \cdot M_R}{M_1};$$

Bu yerda: $M_1 = 100$ - erituvchining molekulyar massasi.

M_R - qoldiq molekulyar massasi quyidagicha bo'ladi:

$$M_R = \frac{1}{\frac{X_R}{M_1} + \frac{1 - X_R}{M_2}};$$

X_R - juda kichik kattalik, shuning uchun $M_R \approx M_2$ ga.

$$X'_R = \frac{X_R \cdot M_2}{M_1} = \frac{0,00005 \cdot 620}{100} = 0,00031.$$

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_R = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,00031 = 0,16 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Suv bug'ining parsial bosimi:

$$P_r = \pi - P_{1r} = 101,3 \cdot 10^3 - 0,16 \cdot 10^3 = 101,14 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Hisoblab topilgan natijalarni Avagadro–Dalton tenglamasiga qo'yib quyidagiga ega bo'lamiz:

$$V_R = \frac{1000 \cdot 0,16 \cdot 10^3 \cdot 100}{101,14 \cdot 10^3 \cdot 18} = 8,67 \text{ kg/s.}$$

Pastki 1- tarelkadan okib tushayotgan flegma miqdori g_1 ni quyidagi tenglamadan topamiz:

$$g_1 = V_R + R = 8,67 + 49000 = 49008,67 \text{ kg/s.}$$

Flegma tarkibi x_1 quyidagicha aniqlanadi:

$$g_1 \cdot x_1 = V_R + y_R + R \cdot X_R;$$

$$X_1 = \frac{V_R \cdot y_R + R \cdot X_R}{g_1} = \frac{8,67 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49008,67} = 0,00023$$

Flegmaning mol tarkibi:

$$X'_1 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_R} \left(\frac{1}{X_1} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00023} - 1 \right)} = 0,00145.$$

Flegmaning entalpiyasi va haroratini aniqlaymiz.

$$g_1 \cdot q_1 + Z \cdot i_0 = V_R \cdot Q_R + Z \cdot i_R + R \cdot q_R$$

bundan

$$q_1 = \frac{V_R \cdot Q_R + Z(i_R - i_0) + R \cdot q_R}{g_1};$$

Bu yerda Q_R - erituvchi bug'ining entalpiyasi ($T_R = 548K$);

q_R - kodik entalpiyasi;

i_R - suv bug'i entalpiyasi, ($T_R = 548K$);

i_0 – suv bug'ini kolonnaga berishidagi entalpiyasi, ($i_0 = i_R$).

Q_R ni aniqlash uchun krezol va fenol bug'lari entalpiyalarining o'rtachasi jadvaldan topamiz. Boshqa entalpiyalar ham kerakli jadvaldan olinadi.

$$Q_R = 990 \text{ kJ/kg;}$$

$$q_R = 628 \text{ kJ/kg;}$$

$$i_0 = i_R = 3030 \text{ kJ} / \text{kg}.$$

$$q_1 = \frac{8,67 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030 + 49000 \cdot 628)}{49008,67} = 628 \text{ kJ/kg}$$

4. Ikkinchi tarelkalararo soha (pastki 1 va 2 – tarelkalar oralig‘i)

Erituvchining parsial bosimi.

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_1 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,00145 = 0,74 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$P_1 = 510,1 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ - krezolning to‘yingan bug‘ bosimi.

Suv bug‘ining parsial bosimi;

$$P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 0,74 \cdot 10^3 = 100,56 \cdot 10^3.$$

$$V_1 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 0,74 \cdot 10^3 \cdot 100}{100,56 \cdot 10^3 \cdot 18} = 41,1 \text{ kg/c}$$

Ikkinchi tarelkadan 1- tarelkaga oqib tushayotgan flegma miqdori (g_2).

$$g_2 = V_1 + R = 41,1 + 49000 = 49041,1 \text{ kg/s}$$

Shu flegmaning tarkibi, massa ulushda.

$$X_2 = \frac{V_1 \cdot y_1 + R \cdot X_R}{g_2} = \frac{41,1 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49041,1} = 0,00089$$

$y_1 \approx 1$ bu hosil bo‘lgan bug‘lar amaliy jixatdan faqat erituvchi bug‘lari hisoblanadi.

Flegmaning tarkibi, mol ulushda:

$$X'_2 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{X_2} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00089} - 1 \right)} = 0,0053$$

Flegma entalpiyasi:

$$q_2 = \frac{V_1 \cdot Q_1 - Z(i_2 - i_0) + Rq_0}{g_2} = \frac{41,1 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 4900 \cdot 628}{49041,1} = 628 \text{ kJ/kg}$$

Uchinchi tarelkalararo soha (2 va 3 – tarelkalar oralig‘i)

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_2 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0053 = 2,7 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$P_z = \pi \cdot P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 2,7 \cdot 10^3 = 98,6 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_2 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 2,7 \cdot 10^3 \cdot 100}{98,6 \cdot 10^3 \cdot 18} = 152 \text{ KZ/C}$$

$$g_3 = V_2 + R = 152 + 49000 = 49152 \text{ KZ/C}$$

$$X_3 = \frac{V_2 \cdot y_2 + R \cdot X_R}{g_3} = \frac{152 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49152} = 0,00315$$

$$X'_3 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{x_3} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00315} - 1 \right)} = 0,0192$$

$$q_3 = \frac{V_2 \cdot Q_2 + Z(i_2 - i_0) + R \cdot q_R}{g_3} = \frac{152 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 49000 \cdot 628}{49152} = 628 \text{ KJ/KZ}$$

$$T_3 = T_2 = T_1 = T_R = 548 \text{ K}$$

To'rtinchi tarelkalararo soha (3 va 4- tarelkalar oralig'i)

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_3 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0192 = 9,8 \cdot 10^3$$

$$P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 9,8 \cdot 10^3 = 91,5 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_3 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 9,8 \cdot 10^3 \cdot 100}{91,5 \cdot 10^3 \cdot 18} = 600 \text{ KZ/C}$$

$$g_4 = V_3 + R = 600 + 49000 = 49600 \text{ KZ/C}$$

$$X_4 = \frac{V_3 \cdot y_3 + R \cdot X_R}{g_4} = \frac{600 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49600} = 0,0122$$

$$X'_4 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{X_4} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,0122} - 1 \right)} = 0,071$$

$$q_4 = \frac{V_3 \cdot Q_3 + Z(i_3 - i_0) + R \cdot q_R}{g_4} = \frac{600 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 4900 \cdot 628}{49600} = 633 \text{ kJ/kg}$$

$q_4 = 633, \text{ kJ/kg}$ ko'ra $T_4 = 550,5 \text{ K}$ bo'ladi.

Beshichni tarelkalararo soha (4 va 5- tarelkalar oralig'i)

Erituvchining to'yingan bug' bosimi $T_4 = 550,5 \text{ K}$ ga ko'ra

$P_1 = 534,6 \cdot 10^3 \text{ Pa}$ ga teng.

$$P_{12} = P_1 \cdot X'_4 = 534,6 \cdot 10^3 \cdot 0,071 = 38 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$P_z = \pi - P_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 38 \cdot 10^3 = 63,3 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$V_4 = \frac{Z \cdot P_{12} \cdot M_1}{P_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 38 \cdot 10^3 \cdot 100}{63,3 \cdot 10^3 \cdot 18} = 3330 \text{ m}^3/\text{c}$$

$$g_5 = V_4 + R = 3330 + 49000 = 52330 \text{ m}^3/\text{c}$$

3. Quyilish zonasida xom ashyodan ajralayotgan mahsulot miqdori.

Haydalgan mahsulotning massa ulushi quyidagi tenglama bilan topiladi:

$$e = \frac{c_1 - x_G}{y_G - x_G};$$

Bu yerda: $c_1 = 0,02$ – erituvchining xom ashyodagi massa ulushi;

$X_G = X_4 = 0,0122$ – erituvchining suyuq fazadagi massa ulushi;

$y_G = 1$ – erituvchining bug‘ fazasidagi massa ulushi.

$$e = \frac{0,02 - 0,0122}{1 - 0,0122} = 0,0079$$

6. Quyilish zonasida xom ashyoda haydalayotgan erituvchi miqdori.

$$V_x = eG = 0,0079 \cdot 50000 = 395 \text{ m}^3/\text{s}$$

Quyilish zonasidan pastga tushayotgan xom ashyo suyuq fazasining miqdori quyidagicha bo‘ladi:

$$g_x = G - V_x = 50000 - 395 = 49605 \text{ m}^3/\text{s}$$

4) Xom ashyo kolonnaga kirishdagi entalpiyasi va harorati.

$$G \cdot q_G + Z \cdot i_0 = D \cdot Q_D + Rq_R + Z_{iD}$$

bu tenglama kolonnaning issiqlik balansini ifodalaydi. Bu yerda q_G – xom ashyoning kirishdagi entalpiyasi;

Q_D – erituvchi entalpiyasi ($T_D=550,5 \text{ K}$).

i_D – kizdirilgan suv bug‘ining entalpiyasi ($i_D=i_0$).

$$q_G = \frac{D \cdot Q_D + R \cdot q_R}{G} = \frac{1000 \cdot 991 + 49000 \cdot 628}{50000} = 633 \text{ kJ/kg}$$

5) Kolonna diametri:

$$D_H = \sqrt{\frac{4(D + Z)}{\pi \cdot u}}$$

Bu yerda D_u – ichki diametr (m);

D- yuqorigi mahsulotlar miqdori;

Z – suv bug‘i miqdori (kg/m s);

U - bug‘larning butun kolonna bo‘ylab erkin tezligi kg/(m²·c).

Tarelkalararo masofa $h_T = 400_{mm}$ ga teng.

$u = 0,305 \cdot c \sqrt{\rho(\rho_c - \rho_n)}$; Bu yerda: $s=450$ koeffitsient.

ρ_s va ρ_n - suyuq va bug‘ faza zichligi (kg/m³)

$$\rho_n = \frac{M \cdot 273}{22,4 \cdot T_D} = \frac{30,5 \cdot 273}{22,4 \cdot 550,5} = 0,665, \text{ kg/s}$$

Rafinatning zichligi $\rho_c = 720_{kg} / m^3$

Bundan

$$u = 0,305 \cdot 450 \sqrt{0,665(720 - 0,665)} = 3000, \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$D_u = \sqrt{\frac{4(1000 + 1000)}{3,14 \cdot 3000}} = 0,93_m$$

6) Kolonna uzunligi:

$$N_P = \frac{N_T}{\eta_T} = \frac{3}{0,4} \approx 8 \text{ bu amaliy tarelkalarining soni.}$$

Tarelkalar bilan egallangan moy uzunligi

$$h_0 = (N_P - 1) \cdot h_T = (8 - 1) \cdot 0,4 = 2,8_m .$$

Kolonnaning pastki kamerasi:

$$h_R = \frac{R \cdot 7 \cdot 4}{60 \cdot \rho_{\text{жс}} \cdot \pi \cdot P_4^2} + 1 = 2,01_m$$

Ishchi balandlik: $H_P = h_D + h_0 + h_R = 1,5 + 2,8 + 2,01 = 6,31_m$

4.6 - masala. Rotor-diskli ekstraktor hisobi. Benzin yordamida suvdagi fenol ajratib olinayotgan ekstraksiya jarayonini amalga oshirish uchun mo‘ljallangan rotor-diskli ekstraktorning asosiy o‘lchamlari quyidagi sharoitlarda aniqlansin:

V_x - aralashma sarfi, $V_x = 0,001389 \text{ m}^3/\text{s}$ (5 m³/soat);

S_{x6} - suvdagi fenolning boshlang‘ich konsentratsiyasi, $S_{x6} = 0,3 \text{ kg/m}^3$;

S_{x0} - suvdagi fenolning oxirgi konsentratsiyasi, $S_{x0} = 0,009 \text{ kg/m}^3$ (97%);

S_{un} - ekstragent tarkibidagi fenolning boshlang'ich konsentratsiyasi, $S_{un}=0,01 \text{ kg/m}^3$;

t - ekstraktordagi harorat, $t = 25 \text{ }^\circ\text{S}$.

$$\begin{aligned} V_Y = V_D &= 0,002778 \text{ m}^3 / \text{c}; & m &= 2,22; & m_0 &= 0; \\ \rho_C &= 997 \text{ kg} / \text{m}^3; & \rho_D &= 874 \text{ kg} / \text{m}^3; & \Delta\rho &= 123 \text{ kg} / \text{m}^3; \\ \mu_c &= 0,894 \text{ mPa} \cdot \text{s}; & \mu_D &= 0,6 \text{ mPa} \cdot \text{s}; & D_C &= 1,05 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 / \text{s}; \\ D_D &= 2 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 / \text{s}; & \sigma &= 0,0341 \text{ H} / \text{m}; & \Phi_3 &= 0,382. \end{aligned}$$

Bunday ajratib olish darajasi bo'lganda benzoldagi fenolning oxirgi konsentratsiyasi quyidagiga teng bo'ladi:

$$C_{y.o.} = C_{y.\bar{o.}} + \left(\frac{V_x}{V_Y} \right) \cdot (C_{x.\bar{o.}} - C_{x.o.}) = 0,01 + \left(\frac{0,001389}{0,002778} \right) \cdot (0,3 - 0,009) = 0,1555 \text{ kg/m}^3$$

Rotor-diskli ekstraktarlarni hisoblashda faqat kolonnaning diametri va ishchi qismining balandligini aniqlash etarli emas. Shuning uchun uning ichki qurilmalarining o'lchamlari (disk va stator halqalar diametrlari, disklar orasidagi masofa) va diskning aylanish chastotasini ham aniqlash kerak. Ushbu uslubga binoan D_p/D , D_c/D , D hamda D_r nisbatlar boshlang'ich ma'lumotlardir. Bu yerda D - kolonna diametri; D_p - disk diametri; D_s - stator halqasining ichki diametri; h - seksiya balandligi; n - rotor aylanishining chastotasi.

Odatda, bunday ekstraktarlarda diskning diametri kolonna diametridan 1,5-2,0, seksiya balandligi esa 2-4 marotaba kichik bo'ladi. Qurilmaning ichki uskuna o'lchamlari uchun quyidagi nisbatlarni qabul qilamiz:

$$\frac{D_p}{D} = \frac{2}{3}; \quad \frac{D_c}{D} = \frac{3}{4}; \quad \frac{h}{D} = \frac{1}{3}$$

va $nD_r = 0,2 \text{ m/s}$ sharoitda ishlayotgan ekstraktorning o'lchamlarini hisoblaymiz.

Tomchilarning o'rtacha diametrini aniqlash uchun seksiyalar (disklar) sonini bilish kerak. Shuning uchun seksiyalar sonini $N=20$ deb qabul qilib olamiz va unda quyidagi natijani olamiz:

$$d = 16,7 \cdot \frac{(0,894 \cdot 10^{-3})^{0,3} \cdot (0,0341)^{0,5}}{0,2^{0,9} \cdot 997^{0,8} \cdot 9,81^{0,2} \cdot 20^{0,28}} = 0,00203 \text{ m} = 2,03 \text{ mm}$$

Bilqillab qolish davrida fazalarning umumiy fiktiv tezligi.

Mayda tomchilarning erkin choʻkish tezligini topish uchun Adamarning tenglamasidan foydalansa boʻladi:

$$w = \frac{\Delta\rho \cdot g}{\mu_s}$$

Bu yerda: W_{ch} - erkin choʻkish tezligi; Δr - fazalar zichliklarining farqi; μ_s va μ_d - dispersion va dispers fazalar qovushqoqliklari.

Yirik tomchilarni erkin choʻkish tezligini hisoblash uchun quyi, hisoblash uchun quyidagi empirik formuladan foydalanamiz

$$2 < T < 70 \text{ da } Q = (0,75 \cdot T)^{0,78}$$

$$T > 70 \text{ bo'lganda } Q = (22 \cdot T)^{0,42}$$

Bu yerda:

$$Q = 0,75 + \frac{Re}{p^{0,15}}$$

$$T = \frac{4 \cdot \Delta\rho \cdot g \cdot d^2 \cdot \rho^{0,15}}{3 \cdot \sigma}$$

$$P = \frac{\rho_c^2 \cdot \sigma^3}{\Delta\rho \cdot g \cdot \mu_c^4}$$

σ - fazalar orasidagi tortishish kuchi. Parametr $T=70$ ga teng boʻlsa, bu tomchilarning kritik diametriga mos keladi. Ushbu formulalar yordamida hisoblash $W_o = 5,73$ ekashshgi kelib chiqadi.

Tomchilarning xarakteristik tezliklarini ushbu formulalardan aniqlaymiz;

$$\left(\frac{D_c}{D}\right)^2 = \left(\frac{3}{2}\right)^2 = 0,562;$$

$$1 - \left(\frac{D_p}{D}\right)^2 = 1 - \left(\frac{2}{3}\right)^2 = 0,556;$$

$$\left(\frac{D_c + D_p}{D}\right) \cdot \left[\left(\frac{D_c - D_p}{D}\right)^2 + \left(\frac{h}{D}\right)^2\right]^{0,6} = \left(\frac{3}{4} + \frac{2}{3}\right) \cdot \left[\left(\frac{3}{4} - \frac{2}{3}\right)^2 + \left(\frac{1}{3}\right)^2\right]^{0,6} = 0,485$$

Demak, $\alpha=0,485$ va tomchilarning xarakteristik tezliklari quyidagiga teng boʻladi:

$$W_{xap} = \alpha \cdot W_o = 0,485 \cdot 5,73 = 2,78 \text{ sm/s}$$

Bilqillab qolish davridagi fazalarning fiktiv umumiy tezligi ushbu formuladan topiladi:

$$\begin{aligned}(w_c + w_d)_\phi &= (1 - 4 \cdot \Phi_\phi + 7 \cdot \Phi_\phi^2 - 4 \cdot \Phi_\phi^3) \cdot w_{xap} = \\ &= (1 - 4 \cdot 0,382 + 7 \cdot 0,382^2 - 4 \cdot 0,382^3) \cdot 2,78 = 0,756 \text{ cm/c}\end{aligned}$$

Kolonnaning diametri va ichki uskunalarining o'lchamlari.

Ushbu shart-sharoitda kolonnaning ruxsat etilgan minimal diametri quyidagi qiymatga teng:

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot (V_d + V_c)}{\pi \cdot (w_d + w_c)}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (0,001389 + 0,002778)}{3,14 \cdot 0,00756}} = 0,84 \text{ m}$$

Kolonnaning ichki diametrini 1 m ga teng deb olamiz. Bunday kolonnada fazalarning fiktiv tezliklari:

$$w_u = w_s = 0,354 \text{ sm/s}; \quad w_x = w_s = 0,177 \text{ sm/s ga tengdir.}$$

Fazalar tezliklarining yig'indisi ularning bilqillab qolish davridagi umumiy tezlikning 69% ni tashkil qiladi.

Ekstraktor ichki uskunalarining asosiy o'lchamlari:

$$D_p = D \cdot \left(\frac{D_p}{D} \right) = 1 \cdot \frac{2}{3} = 0,667 \text{ m};$$

$$D_c = D \cdot \left(\frac{D_c}{D} \right) = 1 \cdot \frac{3}{4} = 0,75 \text{ m};$$

$$h = D \cdot \left(\frac{h}{D} \right) = 1 \cdot \frac{1}{3} = 0,333 \text{ m};$$

Aylanish chastotasi

$$n = \frac{n \cdot D_p}{D_p} = \frac{0,2}{0,667} = 0,3 \text{ c}^{-1}$$

Fazalar kontakt joyining solishtirma yuzasi.

Fazalarning fiktiv tezliklarining va xarakteristik tezliklar qiymatlarini quyidagi tenglamaga

$$\Phi^2 - 2 \cdot \phi^2 - \left(1 + \frac{w_d}{w_{om}} - \frac{w_c}{w_{om}} \right) \cdot \phi - \frac{w_d}{w_{xap}}$$

qo'yib, kubik tenglamani olamiz:

$$F^3 - 2 \cdot F + 1,06 - F - 0,127 = 0$$

Ushbu tenglamani echib, ushlab qolish qobiliyati $F = 0,169$ ekanligini topamiz, Unda, fazalarning solishtirma kontakt yuzasi:

$$a = \frac{6 \cdot \Phi}{d} = \frac{6 \cdot 0,169}{2,03 \cdot 10^3} = 500 \frac{m^2}{m^3}$$

Kolonning ishchi zonasining balandligi.

Dispersion E_s va dispers E_d fazalarning bo'ylama aralashish koeffitsientlari quyidagi empirik tenglamalardan topish mumkin:

$$\begin{aligned} E_x = E_c &= 0,5 \cdot \frac{w_c \cdot h}{1 - \phi} + 0,09 \cdot \left(\frac{D_p}{D} \right)^2 \cdot \left[\left(\frac{D_c}{D} \right)^2 - \left(\frac{D_p}{D} \right)^2 \right] \cdot nD_p \cdot h = \\ &= 0,5 \cdot \frac{0,177 \cdot 10^{-2} \cdot 0,333}{1 - 0,169} + 0,09 \cdot \left(\frac{2}{3} \right)^2 \cdot \left[\left(\frac{3}{4} \right)^2 - \left(\frac{2}{3} \right)^2 \right] \cdot 0,2 \cdot 0,333 = 6,59 \cdot 10^{-4} m^2 / c \\ E_y = E_d &= 0,5 \cdot \frac{w_d \cdot h}{\phi} + 0,09 \cdot \left(\frac{D_p}{D} \right)^2 \cdot \left[\left(\frac{D_c}{D} \right)^2 - \left(\frac{D_p}{D} \right)^2 \right] \cdot nD_p \cdot h = \\ &= 0,5 \cdot \frac{0,354 \cdot 10^{-2} \cdot 0,333}{0,169} + 0,09 \cdot \left(\frac{2}{3} \right)^2 \cdot \left[\left(\frac{3}{4} \right)^2 - \left(\frac{2}{3} \right)^2 \right] \cdot 0,2 \cdot 0,333 = 38 \cdot 10^{-4} m^2 / c \end{aligned}$$

Modda berish koeffitsientini aniqlash uchun Reynolds kriteriysi va tomchilarning nisbiy tezliklarini topish kerak:

$$\begin{aligned} w_{nuc} &= \frac{w_d}{\phi} + \frac{w_c}{1 - \phi} = \frac{0,177}{0,169} + \frac{0,354}{1 - 0,169} = 2,3 cm / c \\ Re &= \frac{\rho_c \cdot w_{nuc} \cdot d}{\mu_c} = \frac{997 \cdot 0,023 \cdot 2,03 \cdot 10^{-3}}{0,894 \cdot 10^{-3}} = 52,2 \end{aligned}$$

Yuqorida keltirilgan parametr T esa quyidagiga teng bo'ladi:

$$T = \frac{4 \cdot 123 \cdot 9,81 \cdot (2,03 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 40,4}{3 \cdot 0,0341} = 7,85$$

Ekstraktordagi seksiyalar soni $N = 20$ deb olingan. Ekstraktorning balandligini birinchi taxminda:

$H = h$ deb qabul qilamiz. Unda uning balandligi

$$N = 20 \cdot 0,333 = 6,66 m \text{ ga teng bo'ladi.}$$

Modda berish koeffitsienti quyidagicha hisoblanadi:

$$N_c^i = 0,6 \cdot \text{Re}^{0,5} \cdot \text{Pr}^{0,5} = 0,6 \cdot 52,5^{0,5} \cdot 854^{0,5} = 127$$

$$\beta_x = \beta_c = N_c^i \cdot \frac{D_c}{D} = 127 \cdot \frac{1,05 \cdot 10^{-9}}{2,03 \cdot 10^{-3}} = 0,657 \cdot 10^{-4} \text{ } m/c$$

$$\tau = \frac{\Phi \cdot H}{w_{\text{Д}}} = \frac{0,169 \cdot 6,66}{0,00354} = 318 c$$

$$F_{o\text{Д}}^i = \frac{4 \cdot D_{\text{Д}} \cdot \tau}{d^2} = \frac{4 \cdot 2 \cdot 10^{-9} \cdot 318}{(2,03 \cdot 10^{-3})^2} = 0,617$$

$$N_{\text{Д}}^i = 31,4 \cdot (F_{\text{Д}}^i)^{-0,34} \cdot (\text{Pr}_{\text{Д}}^i)^{-0,125} \cdot \text{We}^{0,37} =$$

$$= 31,4 \cdot 0,617^{-0,34} \cdot 343^{0,125} \cdot 0,0314^{0,37} = 4,96$$

$$P_c^i = \frac{\mu_c}{\rho_c \cdot D_c} = \frac{0,894 \cdot 10^{-3}}{997 \cdot 1,05 \cdot 10^{-9}} = 854$$

$$\text{Pr}_{\text{Д}}^i = \frac{\mu_{\text{Д}}}{\rho_{\text{Д}} \cdot D_{\text{Д}}} = \frac{0,6 \cdot 10^{-3}}{874 \cdot 2 \cdot 10^{-9}} = 343$$

$$\beta_y = \beta_o = Nu_o^i \cdot \frac{D_o}{d} = 4,96 \cdot \frac{2 \cdot 10^{-4}}{2,03 \cdot 10^{-3}} = 0,0488 \cdot 10^{-4} \text{ } m/c$$

Ideal siqib chiqarish rejimiga to'g'ri keladigan suv fazasida modda o'tkazish koeffitsienti va o'tkazish birligi balandligini hisoblaymiz:

$$K_x \left(\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m \cdot \beta_y} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{0,657 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{2,22 \cdot 0,0488 \cdot 10^{-4}} \right)^{-1} = 0,93 \cdot 10^{-5} \text{ } m/c$$

$$H_{ox} = \frac{w_x}{K_x \cdot a} = \frac{0,00177}{0,93 \cdot 10^{-5} \cdot 500} = 0,381 \text{ } m$$

Ushbu jarayonda fazalarning sarflari umuman o'zgarmaydi va fazalar orasidagi muvozanat to'g'ri chiziqli bog'liqlik bilan ifodalanadi. Shuning uchun o'tkazish sonining birliklarini hisoblashda ushbu formuladan foydalanamiz:

$$n_{ox} = \frac{m \cdot V_y / V_x}{m \cdot V_y / V_x - 1} \cdot \ln \frac{m \cdot c_{x\bar{o}} + m_o - c_{yox}}{m \cdot c_{x\bar{o}} + m_o - c_{yox}}$$

$$\text{Hisoblanayotgan jarayon uchun } \frac{m \cdot V_y}{V_x} = 2,22 \cdot 2 = 4,44, \quad m_o = 0$$

$$\text{Demak, } n_{ox} = \frac{4,44}{4,44 - 1} \cdot \ln \frac{2,22 \cdot 0,3 - 0,1555}{2,22 \cdot 0,009 - 0,01} = 5,08$$

Shunday qilib, ideal siqib chiqarish rejimida ikkala faza bo'yicha kolonnaning ishchi balandligi:

$$N = p_{ox} \cdot N_{ox} = 5,08 \cdot 0,381 = 1,93 \text{ } m$$

Bo'ylama aralashishni hisobga olgai holda kolonnaning balandligini aniqlash uchun mavhum o'tkazish soni birligini ketma - ket yaqinlashish usulidan foydalanamiz. Buning uchun avval Pekle kriteriysini ikkala fazalar uchun topamiz:

$$Pe_y = \frac{w_y \cdot H}{E_y} = \frac{0,00354 \cdot 6,66}{38 \cdot 10^{-4}} = 6,2$$

$$Pe_x = \frac{w_x \cdot H}{E_x} = \frac{0,00177 \cdot 6,66}{6,69 \cdot 10^{-4}} = 17,6$$

Birinchi yaqinlashuvda Re_u va Re_x koefitsientlar qiymatlarini aniqlaymiz:

$$f_y = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_y)]^{-1}}{Pe_y} \right\}^{-1} = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-6,2)]^{-1}}{6,2} \right\}^{-1} = 1,192$$

$$f_x = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_x)]^{-1}}{Pe_x} \right\}^{-1} = \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-17,6)]^{-1}}{17,6} \right\}^{-1} = 1,06$$

Olingan natijalar ushbu formulaga

$$H_{ox}^i = H_{ox} + \frac{E_d}{w_x \cdot f_x} + \left(\frac{V_x}{m \cdot V_y} \right) \cdot \left(\frac{E_y}{w_y \cdot f_y} \right) = 0,381 + \frac{660 \cdot 10^{-9}}{0,00177 \cdot 1,06} + 0,2252 \cdot \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 1,192} = 0,941 \text{ m}$$

bu yerda:

$$\frac{V_x}{m \cdot V_y} = \frac{1}{2,22 \cdot 2} = 0,2252$$

$H_{ox}^i = 0,941 \text{ m}$ qiymatga kolonnaning

$$H = H_{ox}^i \cdot n_{ox} = 0,941 \cdot 5,08 = 4,78 \text{ m}$$

balandligi to'g'ri keladi. Hisoblash natijasida olingan N va N_{ox}^i lar yordamida Pekle kriteriysi, f_u va f_l koefitsientlarning aniqroq qiymatlarini topamiz:

$$Pe_y = \frac{0,00354 \cdot 4,78}{38 \cdot 10^{-4}} = 4,45$$

$$Pe_x = \frac{0,00177 \cdot 4,78}{6,69 \cdot 10^{-4}} = 12,6$$

$$\begin{aligned}
f_y &= \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_y)]^{-1}}{Pe_y} \right\}^{-1} - \left(1 - \frac{V_x}{mV_y} \right) \cdot \frac{F_y}{w_y \cdot H_{ox}^i} = \\
&= \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-4,45)]^{-1}}{Pe_y} \right\}^{-1} - (1 - 0,2252) \cdot \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 0,941} = 0,401 \\
f_x &= \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-Pe_x)]^{-1}}{Pe_x} \right\}^{-1} + \left(1 - \frac{V_x}{m \cdot V_y} \right) \cdot \frac{F_x}{w_x \cdot H_{ox}^i} = \\
&= \left\{ 1 - \frac{[1 - \exp(-12,6)]^{-1}}{12,6} \right\}^{-1} + (1 - 0,2252) \cdot \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 0,941} = 1,4
\end{aligned}$$

Ikkinchi ketma-ket yaqinlashuvda zohiriy o'tkazish sonining birligi quyidagi qiymatga teng bo'ladi:

$$H_{ox}^i = 0,381 + \frac{6,69 \cdot 10^{-4}}{0,00177 \cdot 1,4} + 0,2252 \cdot \frac{38 \cdot 10^{-4}}{0,00354 \cdot 0,401} = 1,25 m$$

$N_{ox}^i = 1,25 m$ qiymatida kolonnaning zarur balandligi $H = 1,25 \cdot 5,08 = 6,35 m$ ga tengdir.

N_{ox}^i va N larni hisoblashni bir necha marta ushbu parametrlarning oxirgi ikki iteratsiyasining son qiymatlari teng bo'lguncha o'tkazamiz va

$$H_{ox}^i = 7,75 m ; \quad N = 5,84 m$$

ekanligini aniqlaymiz. Disklar orasidagi masofa 0,33 deb qabul qilganimiz uchun $N = 5,84 m$ li kolonna disklarining soni

$$\frac{5,84}{0,333} = 17,5 \text{ ta}$$

Disklar sonini 18 ta desak, ishchi zonaning balandligi quyidagi qiymatga teng bo'ladi.

$$N = 18 \cdot 0,333 = 6 m$$

Miqdori 20 ga teng deb olingan edi. Agarda quyidagi tenglamaga:

$$d = 16,7 \cdot \frac{\mu_c^{0,3} \sigma^{0,5}}{(n \cdot D_p)^{0,9} \cdot \rho_c^{0,8} \cdot g^{0,2} \cdot N^{0,23}}$$

$N = 11$ qo'ysak, tomchilarning o'rtacha o'lchami $s! = 2,08 mm$ ligini bilamiz va bu o'lcham $N = 20$ dagi qiymatidan 25% ga farq qiladi. Tomchilarning o'lchami va ekstraktorning qolgan boshqa gidrodinamik

parametrini qaytadan hisoblashga o‘rin yo‘q, chunki bunday chetga chiqish yuqorida keltirilgan tenglamaning aniqlik doirasida joylashgan. Kolonnaning balandligiga bog‘liq bo‘lgan dispers yuzadagi modda berish koeffitsienti xam mutlaqo o‘zgarmaydi. Agar hisoblash natijasida ekstraktorning balandligi boshida olingan qiymatdan farq qilganda, hamma hisoblashni takrorlashga to‘g‘ri kelar edi. Tomchining o‘rtacha o‘lchamini aniqlashdan tortib ekstraktordagi kolonna balandligini hisoblash natijalari shuni ko‘rsatadiki bo‘ylama aralashtirishning salmog‘i ancha katta. Bo‘ylama aralashtirish yuqoriligi sababli kerakli ishchi zonasining balandligi 3 marta ortadi.

Reynolds kriteriysining katta qiymatlari ($Re > 10^5$) uchun aylanayotgan diskni quvvat kriteriysi taxminan $K_N = 0,03$ [34]. Bizning misol uchun:

$$Re_c = \frac{\rho_M \cdot \pi \cdot d_p^2}{\mu_M} = \frac{997 \cdot 0,3 \cdot 0,667^2}{0,894 \cdot 10^{-3}} = 149000$$

Aralashtirilayotgan muhitning o‘rtacha zichligi:

$$\rho = \Phi \cdot \rho_{\text{d}} + (1 + \Phi) \cdot \rho_M = 0,169 \cdot 874 + (1 - 0,169) \cdot 997 = 976 \text{ kg/m}^3$$

Bitta disk yordamida aralashtirish uchun kerakli energiya sarfi quyidagiga teng bo‘ladi:

$$N = K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot D_p^5 = 0,03 \cdot 976 \cdot 0,3^3 \cdot 0,667^5 = 0,1 \text{ Vt}$$

Ko‘rinib turibdiki, aralashtirish uchun quvvat sarfi ko‘p emas va hamma disklar uchun 2 Vt ni tashkil etadi. Demak, dvigatel quvvatini mexanik hisoblar asosida tanlash kerak. Uning quvvati ishqalanish kuchlari va ishga turshirish momentlarni engish uchun etarli bo‘lishi zarur.

Cho‘ktirish zonalarining o‘lchamlari

Odatda rotor-diskli ekstraktorlarda ishchi va cho‘ktirish zonalarining balandliklari bir xil bo‘ladi. Agarda ushbu formula orqali benzol tomchilari koalensensiyasi bo‘lishi uchun zarur vaqti

$$\tau_{\text{koal}} = 1,32 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{\mu_M \cdot d}{\sigma} \right) \cdot \left(\frac{H}{d} \right)^{0,18} \cdot \left(\frac{\Delta\rho \cdot g \cdot d^2}{\sigma} \right)^{0,32}$$

va uning asosida cho'ktirish zonasining hajmi hisoblansa, ushbu zonaning balandligi taxminan 0,2 m ga teng bo'ladi. Ma'lumki bu turdagi ekstraktorlarda cho'ktirish zonasi ishchi zonasining davomi bo'lib, unda suyuqlik intensiv harakat qiladi. Shuning uchun cho'ktirish zonasi 2 qismdan iborat bo'lgani maqsadga muvofiqdir, ya'ni cho'ktirish va oraliq turg'unlashtiruvchi zonalaridan. Yuqorida aytilganlarni hisobga olsak, cho'ktirish zonasining to'liq balandligi 1,2 m ga teng bo'ladi.

4.8 - masala. Ekstraksiya kolonnani hisoblash. Aromatik uglevodorod o-ksilol va parafin uglevodorodi n-oktanlarni dimetilsulfoksid erituvchisi yordamida ajratish uchun quyidagi berilganlar yordamida ekstraksiya kolonnani hisoblash.

Berilganlar:

Xom-ashyo bo'yicha kolonnani ishlab chiqarish quvvati $G=25000$ kg/s.

Xom-ashyo tarkibidagi o-ksilol va n-oktanning hajmiy miqdori.

$$g_{ksilol} = 30\%.$$

$$g_{oktan} = 70\%(hajmiy)$$

Rafinat tarkibidagi o-ksilol $g_{KR} = 5\%$.

o-ksilolning zichligi $\rho_{277}^{293} = 0,8668$. $\alpha = 1,41$.

n-oktanning zichligi $\rho_{277}^{293} = 0,6849$. $\beta = 2,32$.

Jarayonning harorati $T=313K$.

1. Kolonnaning moddiy balansi.

Ekstraksiyaning moddiy balansi diagramma qurish yordamida aniqlanadi.

Erituvchining miqdori quyidagi formula yordamida hisoblanadi:

$$S_g = \alpha V_s$$

Bu yerda: V_s - xom-ashyo miqdori, m³/soat.

Xom-ashyo miqdori:

$$V_s = \frac{G}{\rho_s} \text{ ga teng.}$$

Bu yerda: $\rho_s - 313K$ da xom-ashyo zichligi.

313 K da xom-ashyo zichligini topamiz.

$$\rho_s = \rho_k g_k + \rho_0 g_0.$$

$$\rho_s = 866,8 \cdot 0,3 + 684,9 \cdot 0,7 = 739 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Unda

$$V_s = \frac{25000}{739} = 33,8 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

$$S_g = 1,41 \cdot 33,8 = 47,65 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

Ekstrakt fazaning miqdori quyidagi formula yordamida hisoblanadi:

$$E_g = \frac{\beta F_g}{\beta + 1}.$$

Bu yerda:

$$F_g = V_c + S_g = 33,8 + 47,65 = 81,45 \text{ m}^3 / \text{soat}.$$

$$E_g = \frac{2,32 \cdot 81,45}{2,31 + 1} = 56,95 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

Radiant fazasi miqdori quyidagi formula yordamida topiladi:

$$R_g = F_g - E_g = 81,45 - 56,95 = 24,5 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

Erituvchining zichligi $\rho_s = 1101,4 \text{ kg} / \text{m}^3$ bo'lsa, erituvchi miqdori quyidagicha topiladi:

$$S = S_0 \rho_s = 47,65 \cdot 1101,4 = 52500 \text{ kg} / \text{soat}$$

Rafinat eritmasining miqdori quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$R = R_g \rho_R$. Bu yerda: ρ_R - rafinat eritmasining 318K dagi zichligi kg / m^3 .

Yuqorida aytilgan haroratda rafinat eritmasining zichligi quyidagiga teng:

$$\rho_R = \rho_k g_{kR} + \rho_0 g_{0R}$$

$$\rho_R = \rho_k g_{kR} + \rho_0 g_{0R} = 863,5 \cdot 0,05 + 680,4 \cdot 0,95 = 690 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Unda rafinat eritmasi miqdori:

$$R = 24,5 \cdot 690 = 16920 \text{ kg} / \text{soat}$$

Apparatning material balansidan ekstraktning miqdorini topamiz:

$$E = 77500 - 16920 = 60580 \text{ kg} / \text{soat}$$

Rafinat va ekstrakt eritmalari tarkibi quyidagi jadvalda berilgan:

4.8-jadval

Komponentlar	Eritmalar tarkibi	
	Rafinat fazasi	Ekstrakt fazasi
	Hajmiy miqdori	Hajmiy miqdori
0-ksilol	0,05	0,1550
n-oktan	0,95	0,0114
DMCO	-	0,8336
Jami:	1,00	1,0000

Ksilol bo'yicha material balansni to'g'riligini tekshiramiz.

4.9-jadval

Oqimlar	Komponentlar hajmi, g_i .	Solishtirma zichligi, ρ_{277i}^T .	Komponentlar hajmi, $x_i = g_i \frac{\rho_{277i}^T}{\rho_{277n}^T}$
Xom-ashyo:			
n-oktan	0,7	0,6849	0,648
o-ksilol	0,3	0,8668	0,352
Jami:	1,0	-	1,000
Rafinat eritmasi			
n-oktan	0,95	0,6804	0,9374
o-ksilol	0,05	0,8635	0,0626
Jami:	1,00	-	1,0000
Ekstrakt eritmasi			
n-oktan	0,0114	0,6849	0,0073
o-ksilol	0,1550	0,8668	0,1266
DMSO	0,8336	1,1014	0,8661
Jami:	1,0000	-	1,0000

Buning uchun xom-ashyo, ekstrakt va rafinatlar tarkibini massasini aniqlaymiz. U quyidagi formula orqali topiladi:

$$X_i = g_i \frac{\rho_{277i}^T}{\rho_{277n}^T}$$

Quyidagi jadvalda oqimlarning tarkibini massaviy hisobi berilgan.

Xom-ashyo tarkibidagi o-ksilol miqdori.

$$G_{\kappa} = X_{\kappa} G = 0,352 \cdot 25000 = 8790 \text{ kg/soat}$$

Rafinat eritmasi tarkibidagi o-ksilolning miqdori.

$$R_K = X_K R = 0,0626 \cdot 16920 = 1060,7 \text{ kg/soat}$$

Ekstrakt eritmasi tarkibidagi o-ksilolning miqdori.

$$E_K = X_K E = 0,1266 \cdot 60580 = 7680,7 \text{ kg/soat}$$

Kolonnadan chikayotgandagi o-ksilolning miqdori.

$$R_K + E_K = 1060 + 7680 = 8740 \text{ kg/soat}$$

Ekstrakt tarkibidagi o-ksilolning miqdori.

$$g_{KE}'' = \frac{g_{KE}}{g_{KE} + g_{OE}} \cdot 100 = \frac{0,1150}{0,1150 + 0,0114} \cdot 100 = 93,1\%$$

Bu yerda: g_{KE} va g_{OE} lar ekstrakt tarkibidagi o-ksilol va n-oktanning miqdorlari.

2. Kolonnaning issiqlik balansi.

Bu holda ekstraktorning issiqlik balansi kolonna yuqori qismida 318 K haroratni saklab turish uchun beriladi. Erituvchining haroratini aniqlash. Issiqlik balansini tuzish oddiy bo'lgani uchun bu yerda hisoblash olib bormaymiz. Erituvchining apparatga tushayotgandagi harorati 319 K ga teng.

3. Kolonnadagi tarelkalar soni.

Karama-qarshi oqimli ekstraktorni nazariy tarelkalar soni Alders formulasi asosida hisoblanadi:

$$\varphi = \frac{E - 1}{E^{n+1} - 1}$$

Bu yerda: φ - o-ksilolning ekstraktlanmagan ulushi;

p- kolonnadagi nazariy tarelkalar soni;

E- ekstraksiya koeffitsienti.

Ekstraktlanmagan o-ksilol ulushi quyidagiga teng:

$$\varphi = \frac{g_{KR} R_0}{g_K V_C} = \frac{0,05 \cdot 24,5}{0,30 \cdot 33,8} = 0,1207$$

Ekstraksiya koeffitsienti quyidagi formula bilan topiladi.

$$E = K \frac{E_g}{R_g}$$

Bu yerda: K -o-ksilolning tarqalish koeffitsienti.

Bu holda: $K=0,47$ ga teng.

$$E=0,47 \frac{56,95}{24,5} = 1,09$$

Topilgan qiymatlarni Alders formulasiga kuyamiz:

$$0,1207 = \frac{1,09 - 1}{1,09^{n+1} - 1}$$

Bu yerdan: $p=5,4$.

Biz F.I.K. yuqori bo'lgan elakli tarelkani tanlaymiz.

Uning F.I.K. $\eta_T = 0,3$ ga teng. Unda kolonnadagi amaliy tarelkalar soni:

$$N_P = \frac{n}{\eta_T} = \frac{5,4}{0,3} = 18$$

4. Kolonna diametrini hisoblash.

Ekstraksion kolonnani diametri va tarelkalari orasidagi masofa bir-biriga bog'langan. Tarelkalar orasida masofa quyidagiga teng:

$$h_T = h_c + 0,2$$

Kolonna diametrini shunday tanlash kerakki, bunda tarelkalar orasidagi masofa 0,25-0,6 m. oraliqda bo'lsin.

Bizning holda pastki tarelkada minimal zichliklar farqi quyidagicha teng.

$$\Delta\rho = \rho_E - \rho_C = 1063 - 739 = 324, \text{ kg/m}^3$$

Ekstrakt fazaning kolonna pastidagi zichligi:

$$\rho_E = \frac{60580}{56,95} = 1063, \text{ kg/m}^3$$

Tarelkada yig'ilgan suyuqlik qatlami balandligi,

$$h_c = \Delta h_1 + \Delta h_2 + \Delta h_3$$

Kolonna diametrini $D_K=1,2$ m. deb olamiz. Unda ko'ndalang kesim yuzasi quyidagiga teng bo'ladi:

$$F_K = S_1 + S_2 + S_3 = \frac{\pi D_K^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,2^2}{4} = 1,13 \text{ m}^2$$

Kolonna ko'ndalang kesim yuzasining teshiklar yuzasiga nisbati quyidagiga teng:

$$\psi = \frac{\pi d_0^2}{4F_\kappa} = \frac{3,14 \cdot 0,005^2}{4 \cdot 1,13} = 17,4 \cdot 10^{-6}$$

Tarelkadagi teshiklarning umumiy yuzasi:

$$F_0 = f_n F_\kappa = 0,101 \cdot 1,13 = 0,114 \text{ m}^2$$

Tarelkadagi teshiklar soni:

$$n_0 = \frac{4F_0}{\pi d_0^2} = \frac{4 \cdot 0,114}{3,14 \cdot 0,005^2} = 5800$$

Disperslangan fazaning tarelkalar teshigidagi tezligi quyidagicha hisoblanadi:

$$\omega_0 = \omega_g \frac{F_\kappa}{F_0}$$

Bu yerda: ω_g - disperslangan fazaning kayd etilgan tezligi.

$$\omega_g = \frac{E_g}{3600 F_\kappa} = \frac{56,95}{3600 \cdot 1,13} = 0,014 \text{ m/s}$$

$$\text{Unda: } \omega_0 = \frac{0,014 \cdot 1,13}{0,114} = 0,139 \text{ m/s}$$

Δh_1 uchun qiymatlarni o'rniga qo'yib quyidagi natijani olamiz:

$$\Delta h_1 = \frac{1063}{324} \cdot \frac{(1 - 17,4 \cdot 10^{-6}) \cdot 0,139^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,7^2} = 0,0066 \text{ m}$$

Δh_2 kattaligi quyidagi formula bilan hisoblanadi:

$$\Delta h_2 = E_n \frac{\omega_n^2 \rho_c}{2g\Delta\rho}$$

Bu yerda: E_n - tarelkaning gidravlik qarshilik koeffitsienti 1,5-4,5 ga teng.

ω_n -hamma fazaning tezligi;

ρ_c -ekstraktor pastki tarelkasi tagidagi barcha fazalarning zichligi.

Barcha fazaning quyilish patrubkasidagi tezligi.

$$\omega_n = \frac{V_c}{3600 S_3}$$

$$S_3 = f_{n.m} F_\kappa = 0,03 \cdot 1,13 = 0,0339 \text{ m}^2$$

Quyilish patrubkasining ichki diametri:

$$d_g = 1,128\sqrt{53} = 1,128\sqrt{0,0339} = 0,207\text{ m}$$

Quyilish patrubkasining tashki diametri devor qalinligi $\delta_{cm} = 0,006\text{ m}$ bilan hisoblasak, $d_T = 0,219\text{ m}$.

$$\omega_n = \frac{33,8}{3600 \cdot 0,0339} = 0,278\text{ s}^{-1}$$

Umumiy fazaning quyilish patrubkasidan o'tayotgandagi ruxsat etilgan chegarasi Stoks formulasidan foydalanib hisoblanadi.

$$\omega_{n,g} = \frac{g\Delta\rho d^2}{18\mu_c}$$

d - tomchilar diametri,

μ - umumiy fazaning dinamik qovushqoqligi.

Umumiy fazaning $T_N = 313\text{ K}$ dagi dinamik qovushqoqligini quyidagi formula bilan hisoblaymiz:

$$\lg \mu_c = x'_0 \lg \mu_0 + x'_k \lg \mu_k$$

Bu yerda: x'_0 va x'_k - n-oktan va o-ksilollarning xom-ashyodagi mol miqdori.

$$x'_0 = \frac{0,648 \cdot 114}{\frac{0,648}{114} + \frac{0,352}{106}} = 0,63.$$

$$x'_k = \frac{0,352 \cdot 106}{\frac{0,648}{114} + \frac{0,352}{106}} = 0,37.$$

Natijada:

$$\lg \mu_c = 0,37 \lg 0,00625 + 0,63 \lg 0,00425 = -2,31 = 3,69$$

yoki

$$\mu_c = 0,00492 / (cm \cdot c) = 1,76\text{ kg/m s}$$

Tomchilarning diametrini $d = 0,001\text{ m}$ deb qabul qilib $\omega_{n,g}$ ni topamiz.

$$\omega_{n,g} = \frac{127 \cdot 10^6 \cdot 324 \cdot 0,001^2}{18 \cdot 1,76} = 1300\text{ m} / \text{coam} = 0,37\text{ m/sek}$$

Δh_2 uchun aniqlangan qiymatlarni qo'yib, bu yerda $E_p = 4,5$ deb qabul qilib quyidagiga ega bo'lamiz:

$$\Delta h_2 = 4,5 \frac{0,278^2 \cdot 739}{2 \cdot 9,81 \cdot 324} = 0,04_m$$

$$\Delta h_3 = 1,5 \frac{\omega_0^2 \cdot \rho_C}{2g\Delta\rho} = 1,5 \frac{0,014^2 \cdot 739}{2 \cdot 9,81 \cdot 324} = 0,000034_m$$

Shunday qilib, $h_c = 0,0066 + 0,04 + 0,000034 = 0,046634_m$

Disperslanadigan qatlam balandligini $h_c = 0,2$ m. deb olamiz.

Tarelkalar orasidagi masofa quyidagiga teng bo'lishi kerak:

$$h_T = 0,2 + 0,2 = 0,4_m$$

$0,25 < h_T < 0,6$ sharti bajariladi, shuning uchun $D_k = 1,2$ m. kolonna diametri to'g'ri tanlangan.

5. Kolonnaning balandligini hisoblash.

Apparatning ishchi balandligi:

$$H_P = H_{p.k} + H_T + h_4 + 0,5$$

Bu yerda: $H_{p.k}$ - ajratish kamerasi balandligi,

N_T - tarelkalar egallagan balandlik,

H_4 - rafinatni quyish balandligi.

Ajratish kamerasi balandligini tarelkalar orasidagi masofadan 5 marta katta qilib olamiz.

$$H_{p.k} = 5h_T = 5 \cdot 0,4 = 2_m$$

Tarelkalar egallagan balandlik:

$$H_T = (N_p - 1)h_T = (18 - 1) \cdot 0,4 = 6,8_m$$

Rafinatning quyilish balandligi:

$$H_4 = 2h_T = 2 \cdot 0,4 = 0,8_m$$

Unda:

$$H_P = 2 + 6,8 + 0,8 + 0,5 = 10,1_m$$

Ajratish kamerasida og'ir suyuqlik qatlamining balandligi:

$$h_1 = 0,5H_{p.k} = 0,5 \cdot 2 = 1_m$$

Rafinatning quyilish balandligi:

$$H_3 = H_{p.k} + H_T + h_4 = 2 + 6,8 + 0,8 = 9,6m$$

Kolonnadagi umumiy faza qatlami balandligi:

$$h_2 = h_3 - h_1 = 9,6 - 1 = 8,6m$$

4.4. Rektifikatsion kolonnalarni hisoblash

Yuqoridagi aytib o'tilgandek, sanoatda rektifikatsiya jarayonini amalga oshirish uchun turli kolonnalar ishlatiladi. Bu borada tarelkali kolonnalar eng samarali hisoblanadi. Misol tariqasida suyuqlikni o'tkazish qurilmalari bo'lgan tarelkali kolonnaning gidravlik hisobini ko'rib chiqamiz.

Texnolog hisoblash natijasida rektifikatsiya jarayonining asosiy kattaliklari (bosim, harorat, suyuqlik va bug'ning sarfi, kolonnadagi tarelkalar soni) aniqlanadi. Bu ma'lumotlar gidravlik hisoblashlarga asos bo'ladi. Gidravlik hisoblar kolonna va tarelkalar asosiy ish o'lchamlarini tanlashga yordam beradi. Kolonnada tegishli gidravlik rejim tashkil qilinsa, bu holda kerakli ish unumiga va apparatning samarali ishlashiga erishiladi.

Kolonnadagi bug'ning chiziqli tezligi quyidagi tenglama bilan aniqlanadi:

$$\omega = 0,847 \cdot 10^{-4} \cdot c \sqrt{\frac{p_c - p_\delta}{p_\delta}} \quad (4.73)$$

Bug'ning massaviy tezligi esa ushbu tenglama bo'yicha topiladi.

$$G = 0,305 \cdot c \cdot \sqrt{p_\delta (p_c - p_\delta)} \quad (4.74)$$

Bu yerda: G – kolonna erkin kesimidagi bug'larning massaviy tezligi; kg/m².soat; p_c, p_δ – bug' va suyuqlikning zichliklari, kg/m³, c – tuzatish koeffitsienti, uning qiymati tarelkaning tuzilishiga, tarelkalar oralig'idagi masofaga (odatda bu masofa 0,2 0,8 m. atrofida bo'ladi) va suyuqlikning sirt tarangligiga bog'liq.

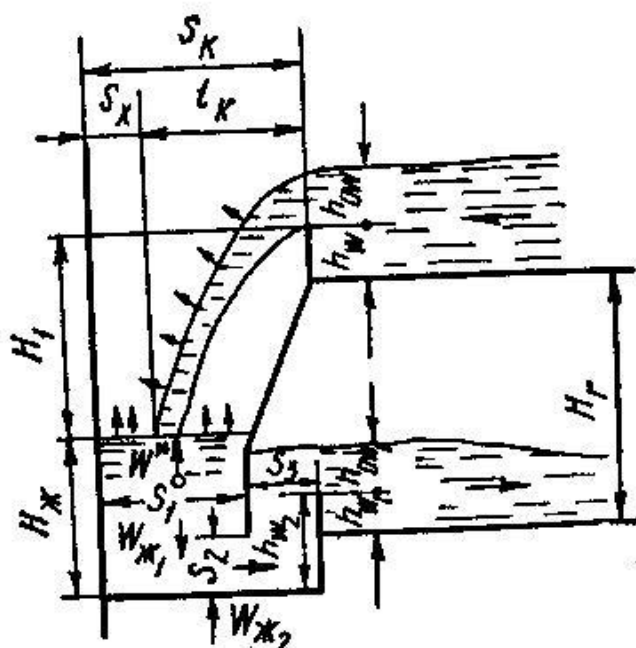
Kolonaning diametri quyidagi tenglama bo'yicha topiladi:

$$D_k = 2 \frac{\sqrt{G_\delta}}{c \sqrt{p_\delta (p_c - p_\delta)}} \quad (4.75)$$

Bu yerda: G_b – bug' miqdori, kg/ soat.

Apparatning aniqlangan diametri eng yaqin standart qiymatgacha yaxlitlanadi va suyuqlikni o'tkazish qurilmalari hisoblangandan so'ng solishtirib ko'riladi.

Suyuqlikning bir tarelkadan keyingisiga qo'yilishi uchun moslangan qurilmalarni hisoblashda 4.12– rasmda ko'rsatilgan sxemadan foydalaniladi.



4.12-rasm. Quyilish qurilmalari asosiy kattaliklarining gidravlik hisobi

Bunda $S_k > l_k$ shart bajarilishi kerak, bu yerda S_k - o'tkazish qurilmasi yuqorigi qismning kengligi; l_k – o'tkazish to'sig'idan o'tib, otilib tushayotgan suyuqlik oqimning kengligi.

Otilib tushayotgan suyuqlik oqimning kengligi quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$l_k = 0,8 \sqrt{h_{0\omega} \left[(K_n - 1) \left(\frac{\Delta p}{\rho_c g} + h_{\omega 2} + h_{0\omega 1} + \Delta + h_{\omega c} \right) + h_{0\omega} \right]} \quad (4.76)$$

Bu yerda: $h_{0\omega} = h_{0\omega 1}$; K_p – o'tkazish qurilmasi balandligi zapas ko'effisienti; K_p ning suyuqlikning ko'piklanish darajasiga bog'liq:

Ko'piklanish darajasi..... K_p

Kam ko'piklanadigan suyuqliklar... 1,25 – 1,50

Kuchli ko'piklanadigan suyuqliklar..... 2,5 – 3,0

Quyilish chuqurchasi yuqorigi qismning kengligi quyidagicha qabul qilinadi:

$$S_k \geq (1,5 - 2,0) l_k \quad (4.77)$$

Tarelkalar orasidagi masofa H_T quyidagi shart bo'yicha aniqlanadi:

$$H_T \geq K_p H_c - (h_{\omega} + h_{\omega 2} - h_{\omega 1}); \quad (4.78)$$

Bu yerda: H_c – quyilish chuqurchasidagi ko'piklanmagan suyuqlik balandligi.

Segmentsimon shakldagi quyilish chuqurchasining kengligi S_k o'tkazish to'sig'i uzunligi V va kolonnaning diametri D_k quyidagi nisbat orqali bog'langan:

$$\frac{S_k}{D_k} = 0,5 \left(1 - \sqrt{1 - \left(\frac{B}{D} \right)^2} \right) \quad (4.79)$$

Odatda $V/D_k = 0,6 - 0,8$.

Quyilish qurilmasi pastki qismining kesimini aniqlashda quyidagi shartlarga amal qilinadi: eng tor kesimdagi suyuqlikning tezligi 0,2 m/s dan oshmasligi va havo pufakchalarining ajralib chiqish tezligidan kam bo'lish lozim. Quyilish chuqurchasi pastki kesimning zarur bo'lgan minimal yuzasi quyidagicha topiladi:

$$F_1 = \frac{Q}{\omega_{c1}} = \frac{D_k^2 (B_0 / D_k) \left(1 - \sqrt{1 - (B_0 / D_k)^2} \right)}{3}; \quad (4.80)$$

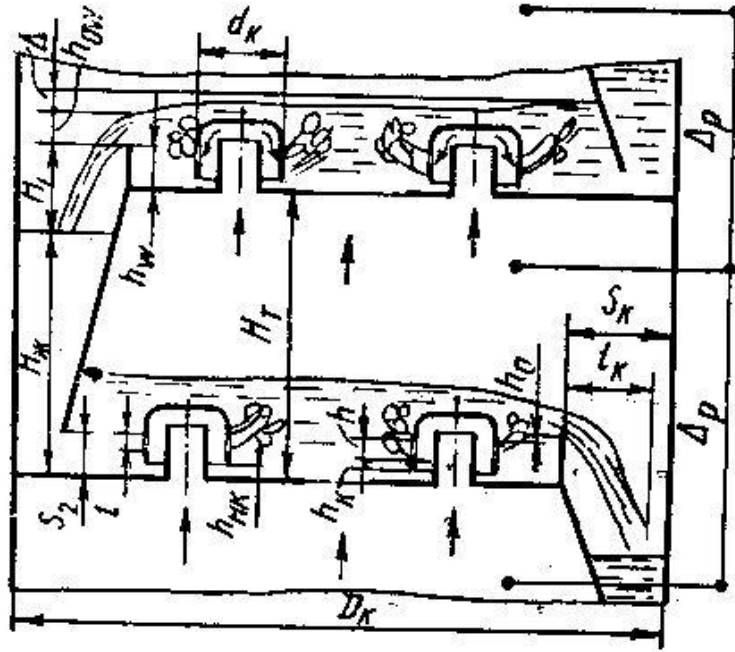
Bu yerda: Q – suyuqlikning hajmiy sarfi; B_0 – quyilish chuqurchasining pastki kesimdagi quyilish kesimidagi to'sig'ining uzunligi, m.

Quyilish qurilmasining suyuqlik oqimiga bo'lgan qarshiligi quyidagi tenglama bo'yicha aniqlanadi:

$$h_{\omega c} = \xi_c \frac{\omega_{c2}^2}{2g} \quad (4.81)$$

Quyilish to'sig'ining ustidan o'tib otilib tushayotgan suyuqlik oqimning balandligi (metr hisobida) quyidagi tenglama bo'yicha topiladi:

$$h_{0\omega} = 2,9 \cdot 10^{-3} \sqrt[3]{(Q/B)^2} \quad (4.82)$$



4.12-rasm. Qalpoqchali tarelkalar qarshiligini hisoblash

Tarelkaning bug' oqimiga ko'rsatadigan qarshiligi kanalaridagi mahalliy qarhsiliklarni va tarelka ustidan suyuqlik qatlami qarshiligini engishga bog'liq. Qalpoqchalik tarelkaning qarshiligini topishga doir sxema (4.12-rasmda ko'rsatilgan).

Tarelkaning umumiy qarshiligi quyidagi qarhsiliklar yig'indisiga teng:

$$\Delta r = \Delta r_q + \Delta r_s + \Delta r_b \quad (4.83)$$

bu yerda: Δr_q – quruq tarelkaning qarhsilik koeffisienti, bu koeffisient tarelkaning turiga bog'liq. Masalan, qalpoqchali tarelkalar uchun.

$$\Delta p_k = \xi \frac{\rho \omega_{on}^2}{2}; \quad (4.84)$$

Tarelkadagi suyuqlik qatlamining qarshiligi quyidagi tenglama bo'yicha topiladi:

$$\Delta r_s = K_g \cdot r_s \cdot g \cdot h_c \quad (4.85)$$

Aerasiya koeffisienti K tarelkaning turiga va bug' – suyuqlik sistemasining hossalriga bog'liq.

Sirt taranglik kuchlariga bog'liq bo'lgan qarhsilik quyidagicha aniqlanadi.

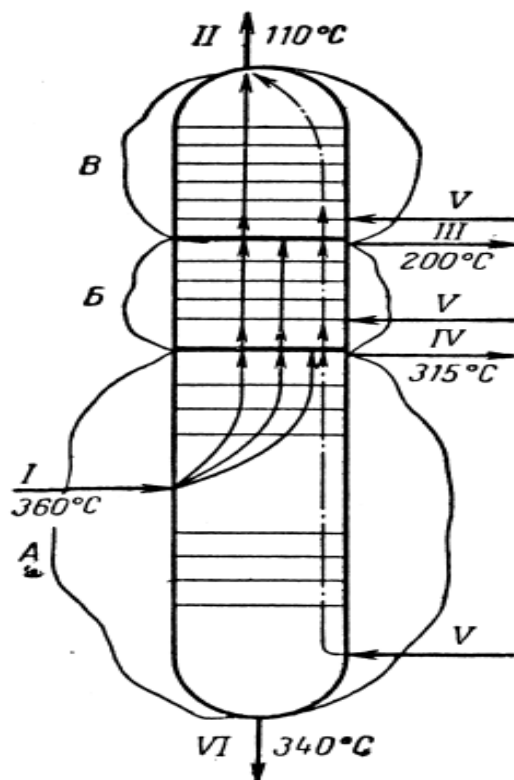
$$\Delta p_{\sigma} = \frac{\delta}{r_{\text{zudp}}} \quad (4.86)$$

Bu yerda: r_{gidr} – bug'ning suyuqlikka o'tadigan teshiklarning gidravlik radiusi.

Odatda Δr_{σ} ning qiymati Δr_q va Δr_s ga nisbatan ancha kam bo'ladi.

4.9 - Masala. Atmosferali rektifikatsion kolonnani hisoblash.

Rektifikatsion kolonnaga 360°S gacha isitilgan neft soatiga 382600 kg (0,875) va soatiga 9580 kg suv bug'i beriladi ($R = 0,3\text{MPa}$, 400°S). Rektifikatsiya natijasida bir soatda 28,8 t benzin fraksiyasi (0,712), 61,2 t kerosin fraksiyasi (0,776), 62,9 t dizel yoqilg'isi (0,8553) va 229,7 t mazut (0,9672) olinadi. Kolonnaga qaytib berilishi lozim bo'lgan to'yintirish suyuqligiga miqdorini aniqlash kerak. Kolonnaning ishlash sxemasi 4.13-rasmda berilgan.



4.13-rasm. Kolonnaning ishlash sxemasi:

1- neft; II - benzin va suv bug'i; III - kerosin; IV - dizel yoqilg'isi; V - suv bug'i; VI - mazut.

Bu rasmda mahsulotlarning bir qismini ma'lum haroratgacha sovutib, yana kolonnaga qaytib berish sxemasi keltirilgan. Bu rasmdan ko'rinib turibdiki, mahsulotlarni bir qismi odatdagidek eng ustki tarelkaga beriladi. Buni "Ostroero shenie" deymiz. Bir qismi kolonnaning yon tomonidan olinib ma'lum haroratgacha sovutilib, yana kolonnaga qaytib beriladi. Buni "Sirkulyatsionnoero shenie" deymiz. Masala qancha miqdordagi mahsulotni sovutib berish kerakligi to'g'risida.

Issiqlik balansini hisoblayotganda shularni e'tiborga olish kerak: kelayotgan suv bug'ining umumiy miqdoridan 1250 kg kolonnaning tepa seksiyasiga va 1300 kg o'rtadagi kerosin seksiyasiga keladi. Kolonnaning pastki qismiga suv bug'i berganimiz hisobiga mazutdan soatiga 5400 kg benzin, 8600 kg kerosin va 9000 kg dizel yoqilg'isi fraksiyalari bug' holida ajralib chiqadi.

Echimi. Kolonnaning seksiyalari bo'yicha issiqlik balansini tuzib jadvalga yozamiz. Balans kolonnaning bir soatdagi ishiga tuziladi.

1. Beriladigan suv bug'ining umumiy miqdori 9580 kg. Bu miqdor hisobidan benzin seksiyasiga 1260 kg va kerosin seksiyasiga 1300 kg beriladi:

$$1260 + 1300 = 2580 \text{ kg suv bug'i}$$

Demak, kolonnaning pastki seksiyasiga bir soatda

$$9580 - 2560 = 7020 \text{ kg suv bug'i berilar ekan.}$$

2. Kolonnadan olinadigan benzinni umumiy miqdori 28800 kg ekan. Kolonnaning pastki seksiyasiga suv bug'i berilish evaziga neftdan 5400 kg benzin bug' holida ajralib chiqar ekan. Demak, kolonnaga kelayotgan neftning tarkibida:

$$28800 - 5400 = 23400 \text{ kg benzin bug' holida olinar ekan.}$$

3. Masalada aytilishicha kolonnadan bir soatda 61200 kg kerosin fraksiyasi olindi. Shu miqdordan 8600 kg kolonnaning pastki seksiyasiga suv bug'i berilishi hisobiga neftdan bug' holida ajralib chiqar ekan. Demak, kolonnaga kelayotgan neftdan:

$$61200 - 8600 = 52600 \text{ kg kerosin bug' holida hostl bo'ladi.}$$

4. Kolonnadan bir soatda 62900 kg dizel yoqilg'isi olinadi. Bu miqdordan 9000 kg dizel yoqilg'isi kolonnaning pastki seksiyasiga berilgan suv bug'i hisobiga neftdan bug' holida ajralib chiqadi. Demak, kolonnaga kelayotgan neftning tarkibida:

$$62900 - 9000 = 53900 \text{ kg dizel yoqilg'isi bug' holida hosil bo'ladi.}$$

5. Kolonnaga kelayotgan neftning tarkibida bug' holida bo'lgan engil fraksiyalarning umumiy miqdori:

$$23400 + 52600 + 53900 = 129900 \text{ kg.}$$

U vaqtda kolonnaga kelayotgan neftning tarkibida suyuq holdagi mazutning miqdori:

$$382600 - 129900 = 252700 \text{ kg.}$$

6. Kolonnadan olinadigan engil fraksiyalarning umumiy miqdori:

$$28800 + 61200 + 62900 = 152900 \text{ kg.}$$

7. Kolonnadan olinadigan suyuq holdagi mazutning miqdori:

$$382600 - 152900 = 229700 \text{ kg.}$$

Bu miqdorlarni jadvallarga qo'yib chiqamiz va ularning entalpiyalarini aniqlaymiz.

8. Adabiyotdan yuqorida ko'rsatilgan neft mahsulotlarini va suv bug'ini berilgan haroratlaridagi entalpiyalarini aniqlab kolonnaning uchta (pastki, o'rta va tepa) seksiyalari uchun kelayotgan va ketayotgan issiqlik miqdorlarini aniqlaymiz.

9. Benzin fraksiyasi seksiyasiga kelayotgan va undan ketayotgan issiqlik miqdorini farqi:

$$\Delta Q_3 = 95486000 - 70261000 = 252250000 \text{ kJ/s.}$$

Issiqlikning bu farqini tekislash uchun olinayotgan mahsulotni bir qismini - 40°S gacha sovutib, "Sezilarli to'yintirish" ("Ostroie oroshenie") holida kolonnaning tepa qismiga qaytib berish lozim. Uning miqdori:

$$Gop = \frac{\Delta Q_3}{I_n - I_c} = \frac{25225}{565 - 84} = 52.400 \text{ kg/s}$$

10. Kolonnaning A va B qismidagi kelayotgan va ketayotgan issiqlik miqdorini farqini tekislash uchun aylanma to'yintirish ("Sirkulyatsionnoe oroshenie") qilinadi. "Sirkulyatsionnoe oroshenie"ni olinayotgan tarelkadan 1 – 2 tarelka pastiga qaytib beriladi. Olinayotgan mahsulotni harorati $t = 240^\circ\text{S}$ va qaytib berilayotganda $t_2 = 85^\circ\text{S}$ deb qabul qilamiz. Ularning entalpiyasi $I_{240}^\circ = 574 \text{ kJ/kg}$, $I_{85}^\circ = 175 \text{ kJ/kg}$.

Bu "to'yintirish" bilan quyidagi issiqlik miqdorini hisoblash kerak:

$$Q_1 = 386392 \cdot 10^3 - 358690 \cdot 10^3 = 27700 \cdot 10^3.$$

$$Q_2 = 180440 \cdot 10^3 - 137914 \cdot 10^3 = 42520 \cdot 10^3.$$

$$\Delta Q = Q_1 + Q_2 = 2770 \cdot 10^4 + 4252 \cdot 10^4 = 7622 \cdot 10^4 \text{ kJ/s}$$

Buning uchun kerak bo'lgan to'yintirish miqdori:

$$Gnop = \frac{\Delta Q_3}{I_n - I_c} = \frac{7022 \cdot 10000}{574 - 175} = 1700000 \text{ kg/s}$$

I. Dizel yonilg'isi seksiyasining issiqlik balansi (4.13- rasmni A qismi)

4.10-jadval

Mahsulot	Kelgan				Mahsulot	Olingan			
	$^\circ\text{S}$	kg/s	kJ/kg	kJ/s		$^\circ\text{S}$	kg/s	kJ/kg	kJ/s
Xom ashyo	360								
Bug' holdagi fraksiyalar:					Bug' holdagi fraksiyalar	315			
Benzin	-	23400	1140	26676000	Benzin	-	28800	1044	3006700
Kerosin	-	52600	1127	59438000	Kerosin	-	61200	1021	62424000
dizel yoqilg'isi	-	53900	1090	58751000	dizel yoqilg'isi	-	62900	985	61960000
Suyuq holda mazut	360	252700	865	218586000	Suyuq holda mazut	340	229700	795	182612000
Suv bug'i	400	7020	3268	22941000	Suv bug'i	315	7020	3097	21741000
Jami		386392000			Jami		358690000		

II. Dizel yonilgʻisi seksiyasining issiqlik balansi (4.13- rasmni A qismi)

4.11-jadval

Mahsulot	Kelgan				Mahsulot	Olingan			
	⁰ S	kg/s	kDj/kg	kDj/s		⁰ S	kg/s	kDj/kg	kDj/s
Xom ashyo	315								
Bugʻ holidagi fraksiyalar:					Bugʻ holidagi fraksiyalar:	200			
Benzin	-	28800	1044	30067000	Benzin	-	28800	763	2197400
Kerosin	-	61200	1021	62424000	Kerosin	-	61200	741	45349000
dizel yoqilgʻisi	-	62900	985	61960000	Suyuq holda dizel yoqilgʻisi	315	62900	740	4654600
Suv bugʻi: kolonnaning pasti	315	7020	3097	21741000					
yon tomnonidan	400	1300	3268	4248000	Suv bugʻi	200	8320	2891	24045000
Jami		180440000			Jami		137914000		

III. Dizel yonilgʻisi seksiyasining issiqlik balansi (4.13- rasmni V qismi)

4.12-jadval

Mahsulot	Kelgan				Mahsulot	Olingan			
	⁰ S	kg/s	kDj/kg	kDj/s		⁰ S	kg/s	kDj/kg	kDj/s
Xom ashyo									
Bugʻ holidagi fraksiyalar:	200				Bugʻ holidagi benzin fraksisi:	110	28800	564	16243000
Benzin	-	28800	763	21974000	Suyuq holidagi kerosin	200	61200	460	45349000
Kerosin	-	61200	741	45349000	Suv bugʻi	110	9580	2709	25866000
Suv bugʻi: kolonnaning pasti	200	8320	2891	24045000					
yon tomnonidan	400	1260	1260	4118000					
Jami		95486000			Jami		70261000		

4.10 - masala. Engil erituvchi-propanni (komponent A) uning ogʻir moy (komponent V) eritmasidan oʻtkir bugʻ yordamida bugʻlatish (haydash) kolonnasida ajratishda nazariy tarelkalar sonini aniqlang. Boshlangʻich maʼloʻmotlar: propan miqdori $\bar{H} = 6\%$, $\bar{L} = 12000$ kg/soat miqdordagi xom-ashyo

$t_1=155^0\text{S}$ 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 $R=200$ kPa. Quyi mahsulotdagi propanning qoldiq miqdori $\bar{x}_R=0,002\%$ (mass). O‘tkir bug‘ning bir kg xomashyoga to‘g‘ri kelgan sarfi $z'=0,03$ kg. 300 kPa bosim va 240^0S haroratli o‘tkir bug‘ $i_b=53,1$ MJ/kmol boshlang‘ich entalpiya bilan tavsiflanadi. Kolonna qaynatgichsiz ishlaydi.

Echish. Xom-ashyoning 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 xom-ashyodagi ulushi:

$$U = \bar{u} \frac{M_L}{M_A} = 0,96 \frac{290}{44} = 0,395.$$

Xom-ashyoning 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:

$$z = \frac{z' \bar{L}}{18} = \frac{0,03 \cdot 1200}{18} = 20 \text{ kmol/soat}$$

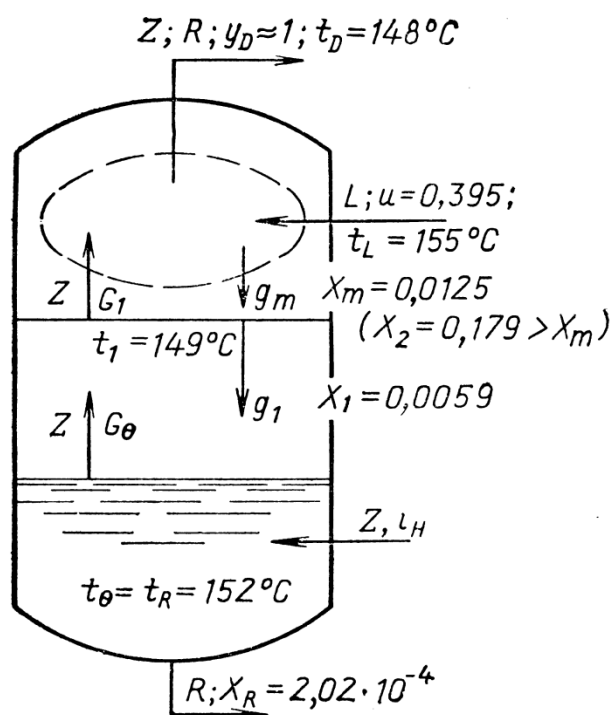
Kolonna yuqorisidagi uglevodorod bug‘larining (propan) parsial bosimini formulani hisobga olib topamiz:

$$P_{ED} = \frac{P}{1 + \frac{z}{D}} = \frac{200}{1 + \frac{20}{16,3}} = 90 \text{ kPa.}$$

Suv bug‘larining parsial bosimi:

$$P_{ZD} = P - P_{ED} = 200 - 90 = 110 \text{ kPa.}$$

n-butanning bug‘simon va suyuq holatlaridagi entalpiya qiymatlari dagi grafiklardan olingan, moy entalpiyalari formuladan hisoblangan, o‘ta qizdirilgan suv bug‘ining har xil harorat va parsial bosimlardagi entalpiya qiymatlari ma’lumotnomadan, propanni to‘yingan bug‘larining bosimi Koks grafigi bo‘yicha aniqlangan.



**4.14-rasm. Bug‘latish (haydash) kolonnasi hisobiga doir
(masalaga qarang)**

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 rasmda keltirilgan).

$t_m \approx t_B = 148^\circ\text{S}$ da propanning to‘yingan bug‘ining bosimini topamiz: $P_A = 7200 \text{ kPa}$ tenglamadan quyidagini olamiz:

$$x_m = \frac{P_{ED}}{P_{AII}} = \frac{90}{7200} = 0,0125.$$

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. 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 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

$$x_1 = \frac{G_\theta \cdot Y_\theta - R_{XR}}{g_1} = \frac{0,153 \cdot 1,0 - 25,1 \cdot 2,02 \cdot 10^{-7}}{25,253} = 0,0059$$

$x_1 < x_m$ bo‘lgani sababli hisobni davom ettiramiz.

$t_\theta = t_R = 152^\circ\text{C}$ va $P_{Z\theta} = 198,5 \text{ kPa}$ da $i_\theta = 49,95 \text{ mJ/kmol}$; $H'_0 = 29,6 \text{ mJ/kmol}$ larni topamiz.

Unda, kolonna quyi qismining issiqlik tenglamasidan suyuq oqim g_i ning entalpiyasi h_i ni topamiz:

$$h_i = \frac{Rh_R + G_0 H_0 - z(i_\sigma - i_\theta)}{g_i} = \frac{25,1 \cdot 140,5 + 0,153 \cdot 29,6 - 20(53,1 - 49,95)}{25,253} = 137,7 \text{ mJ/kmol.}$$

Shuningdek, x_1 kichik bo'lgani sababli, $h_B \approx h_1$, undan $t_1 \approx 149^\circ\text{C}$. $t = 149^\circ\text{S}$ da $R_{A1} \approx 7300 \text{ kPa}$ 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:

$$N = \frac{N_H}{\eta} \approx \frac{2}{0,25} = 8.$$

4.11 - masala. AVT qurilmasining benzinni barqarorlashtiruvchi (stabilizatsion) kolonnasi asosiy parametrlarini aniqlang. Xomashyotavsiflovchi faktori $K=12$, miqdori $L=60000 \text{ kg/soat}$ bo'lgan nobarqaror benzin suyuq holatda $t_L=150^\circ\text{S}$ harorat bilan kolonnaga kelib tushadi. Kolonnadagi bosim $R=0,9 \text{ MPa}$, 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 $R=53000 \text{ kg/soat}$ ni tashkil qiladi. Distillyat D- barqarorlik boshi $M_D=53$ molekulyar massaga ega.

Echish. 1. Kolonna kondensator-sovitgichi va qaynatgichining issiqlik hisobi. Bu masalani echishda barqaror benzinni solishtirma entalpiyasi formula yoki jadval bilan hisoblanadi.

Kolonna yuqorisidagi suyuq va bug‘li oqimlarning entalpiyasi distillyat ($M_D=53$) bo‘yicha entalpiya grafiklari yordamida *n*-butan ($M=58$) va propan ($M=44$) egri chiziqlari orasidan interpolyasiya yo‘li bilan qabul qilingan.

Kolonna yuqorisidan chiqib ketayotgan bug‘lar miqdori quyidagini tashkil qiladi:

$$D+g_0=7000+3\cdot7000=28000 \text{ kg/soat}$$

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 (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 balansida asosida yuqori tarelka uchun quyidagi formuladan topilishi mumkin.

$$g_1 = g_0 \frac{H_1 - h_0}{H_2 - h_1}$$

Quyidagilarga ega bo‘lamiz: $t_1 - t_{10} = 90^\circ \text{C}$; $H_2 \approx H_1 = 577,1 \text{ kJ/kg}$

$$h_0 - h_D = 98,8 \text{ kJ/kg}; h_1 = 239,6 \text{ kJ/kg}; g_0 = 3D = 21000 \text{ kg/soat}$$

Unda,

$$g_1 = 21000 \frac{577,1 - 98,8}{577,1 - 239,6} = 29760 \text{ kg/soam}$$

$$G_2 = g_1 + D = 29760 + 7000 = 36760 \text{ kg/coam} = 10,2 \text{ kg/s}$$

Kolonnaning issiqlik balansi (masalaga doir)

4.13-jadval

Moddiy oqimlar	M	ρ_4^{20}	g, kg/soat	t, °S	h, kJ/kg	Q, mJ/soat
Kirib keladi suyuq xomashyo: Barqarorlashtirish boshi (golovka stabilizatsii)	53	-	7000	150	434,8	3044
Barqarorlashmagan benzin	97	0,702	53000	150	348,1	18449
Qaynatgich issiqligi	-	-	-	-	-	Q ₂
Jami:	-	-	60000	-	-	21493+ Q ₂
Chiqib ketadi: Suyuq distillyat D	53	-	7000	40	98,8	692
Qoldiq R	97	0,702	53000	170	401,4	21272
Kondensator – sovitgich issiqligi Q _{k-s}	-	-	-	-	-	13392
Jami:	-	-	60000	-	-	35358

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: $R_{b.kr} \approx 4,8 \text{ MPa}$, $T_{b.kr.} \approx 150^\circ \text{S} = 423 \text{ K}$. Keltirilgan bosim π va keltirilgan harorat τ qiymatlarini xisoblaymiz:

$$\pi = \frac{P}{P_{\bar{o}.kp}} = \frac{0,9}{4,8} = 0,188$$

$$\tau = \frac{t_2 + 273}{T_{\bar{o}.kp}} \approx \frac{t_1 + 273}{T_{\bar{o}.kp}} = \frac{90 + 273}{423} = 0,86$$

Grafik bo'yicha (rasmga qarang) bug'larni siqilish koeffitsientini $z=0,89$.

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:

$$\rho_6 = \frac{G_2}{V_2} = \frac{10.2}{0.575} = 17.7 \text{ kg/m}^3$$

Suyuq oqim $t_1=90^\circ\text{S}$ dagi zichligini (n - butan bo'yicha) topamiz:

$$\rho_s \approx 494 \text{ kg/m}^3.$$

Masalan formuladan foydalanib, kolonnani yuqori qismidagi bug‘larni ruxsat etilgan tezligini hisoblaymiz:

$$\omega_2 = 0.051 \sqrt{\frac{494 - 17.7}{17.7}} = 0.264 \text{ m/s}$$

$$S_{\text{yo}} = \frac{V_2}{\omega_{\text{yo}}} = \frac{0.575}{0.264} = 2.18 \text{ m}^2,$$

$$D_{\text{yo}} = \sqrt{\frac{2.18}{0.785}} = 1.667 \text{ m}$$

Yaqin standartdan kattaroq qiymat - $D_{\text{yo}}=1800 \text{ mm}$ ni qabul qilamiz.

1. **Kolonna quyi qismining diametri.** Quyi mahsulot (barqarorlashgan benzin) uchun $t_R=170^\circ\text{C}$ dagi bug‘lanish issiqligi:

$$r = H_{170} - h_{170} = 695.4 - 401.4 = 294 \text{ kJ/kg}$$

Qaynatgichdan kiradigan bug‘ oqimining miqdori:

$$G_0 = \frac{Q_2}{r} = \frac{13865 \cdot 10^3}{294} = 47160 \text{ kJ} / \text{coam} = 13.1 \text{ kJ} / \text{c}$$

Quyi mahsulotning nisbiy zichligi $\rho_4^{20} = 0.702$ (yoki $\rho_{15}^{15} = 0.7065$).

Empirik formula bo'yicha topamiz:

$$M = \frac{44.29 \cdot 0.7065}{1.03 - 0.7065} = 97$$

$M=97$ va $K=12$ qiymatlarda rasm yordamida quydagilarni topamiz:

$$R_{b.kr} = 3.0 \text{ MPa}, T_{b.kr} = 280^\circ\text{S} = 553 \text{ K}.$$

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 koeffitsienti $z=0,78$ ni topamiz.

Bug‘larning hajmiy sarfini ($t_0 = t_R = 170^\circ\text{S}$ da) hisoblaymiz:

$$V_\theta = 0,78 \frac{13,1 \cdot 22,4}{97} \cdot \frac{170 + 273}{273} \cdot \frac{101,3}{900} = 0,44 \text{ m}^3 / \text{c}$$

Bug‘ va suyuqliklarning zichligi:

$$\rho_\theta = \frac{G_\theta}{V_\theta} = \frac{13,1}{0,44} = 29,8 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\rho_s = 1000[0,702 - 0,0009(170-20)] = 567 \text{ kg/m}^3$$

Kolonnaning quyi qismidagi ruhsat etilgan tezlik:

$$\omega_k = 0,051 \sqrt{\frac{567 - 29,8}{29,8}} = 0,216 \text{ m} / \text{c}$$

Kolonna quyi qismining kesimi va diametri quyidagilarga teng bo‘ladi:

$$S_k = \frac{0,44}{0,216} = 2,04 \text{ m}^2$$

$$D_k = \sqrt{\frac{2,04}{0,785}} = 1,612 \text{ (} D_k = 1800 \text{ mm deb qabul qilamiz)}$$

2. Tarelkalar soni. Amaliy ma’lumotlar asosida haqiqiy tarelkalar sonini $N=40$ ta, ular orasidagi masofani $h=0,6$ m, deb qabul qilamiz.

3. Kolonna shtutserlarini diametri. Shtutserlarni diametri mos oqimning hajmiy sarflari va ruhsat etilgan tezlik bo’yicha aniqlanadi. Ruhsat etilgan tezliklar 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 $g=R+G_\theta$ suyuqlik miqdori bo’yicha kolonnaga bug‘ni qaytarish shtutseri esa, $G_\theta= Q_2/r$

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 (g_c) quvurli pech orqali sirkulyasiyalash hisobiga kiritilsa, sirkulyasiyalanuvchi mahsulot olib ketiladigan va qaytariladigan kolonna shtutserlarini kesimi quyidagi tenglama bo'yicha hisoblanadi.

$$g_u = \frac{Q_2}{h_0 - h_R} = \kappa_2 / u,$$

$$h_0 = e \cdot h_0^{\delta} + (1 - e) \cdot h_0^c,$$

Bu yerda: h_R - cuyuq qoldiqni t_R haroratdagi solishtirma entalpiyasi, kJ/kg;

h_0 – sirkulyasiyalanuvchi oqimni isitishning t_0 ohirgi haroratidagi solishtirma entalpiyasi, kJ/kg;

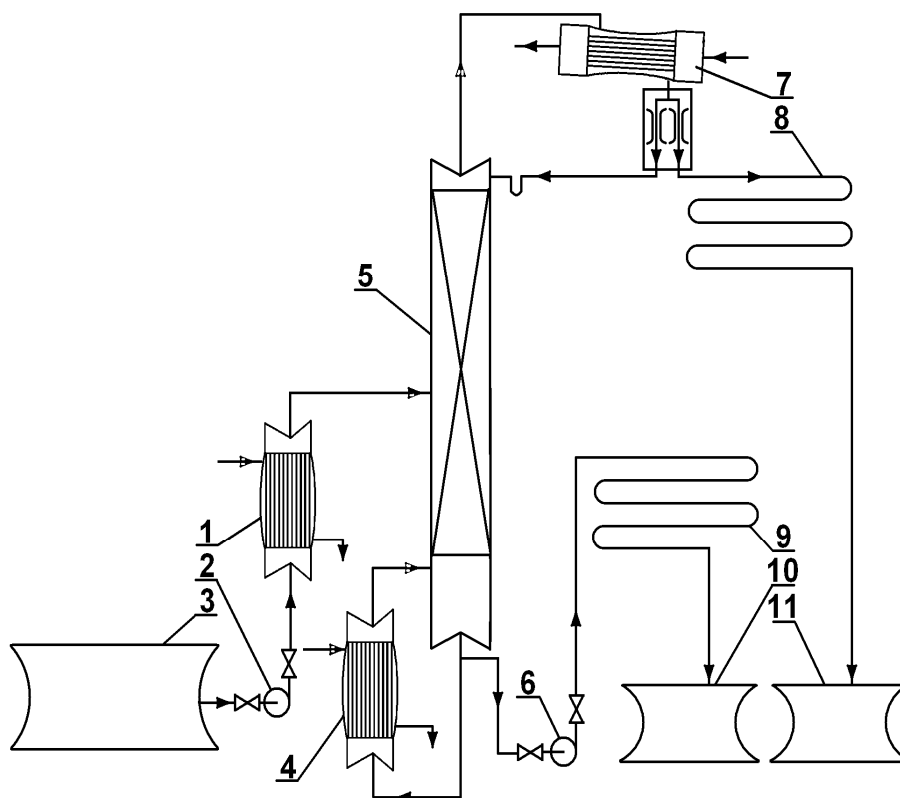
4.12 - masala. Boshlang'ich qorishmani oraliq sig'imdan 1 markazga o'tish nasosidan 2 issiqlik almashtirib beruvchi isitkich 3 ga beradi. Bu yerda u qaynash darajasigacha isitiladi. Isitilgan qorishma rektifikatsion ustun bo'linmalariga kelib tushadi 5, bunda suyuqlik tarkibi boshlang'ich qorishma tarkibiga teng x_F bo'ladi.

Suyuqlik ustun bo'ylab pastga oqayotib, yuqoriga ko'tarilayotgan, qaynatgichdagi kub suyuqlikning qaynashidan hosil bo'lgan bug' bilan o'zaro g'arakatda bo'ladilar. Bug'ning boshlang'ich tarkibi, taxminan, kub qoldig'i tarkibiga teng X_W , ya'ni oson uchuvchi komponenti kam. Suyuqlik bilan massa almashish natijasida bug' oson uchuvchi komponent bilan boyiydi. Yanada to'liqroq boyitilish maqsadida ustunning yuqori qismi ustidan chiqayotgan bug'ni deflegmator 6 da kondensatsiya qilish yo'li bilan olingan x_r tarkibli berilgan miqdordagi flegma bilan sug'oriladi. Kondensatning bir qismi deflegmatordan tayyor ajralgan mahsulot – distillyat ko'rinishida chiqariladi. U

7 issiqlik almashtiruvchi qurilmada sovutiladi va oraliq sig'im 8 ga yuboriladi.

4.15-rasmda rektifikatsion qurilmaning prinsipial sxemasi berilgan:

Ustunning kub qismidan 9 nasos yordamida kub suyuqligi – qiyin uchuvchan komponentlar bilan boyitilgan mahsulot uzluksiz ravishda chiqarilib turiladi va u 10 issiqlik almashtiruvchi qurilmada sovutiladi, so'ngra 11 sig'imga yuboriladi.



4.15-rasm. Rektifikatsion qurilmaning prinsipial sxemasi:

1 - issiqlik almashtirib beruvchi isitgich; 2,6 – nasoslar; 3 – boshlang'ich qorishma uchun sig'im; 4 – qaynatgich; 5 – rektifikatsion ustun; 7 – deflegmator; 8 – distillyat sovutkichi; 9 – kub suyuqligi sovutgichi; 10 – kub suyuqligi uchun sig'im (idish); 11 – distillyatni yig'ish uchun sig'im.

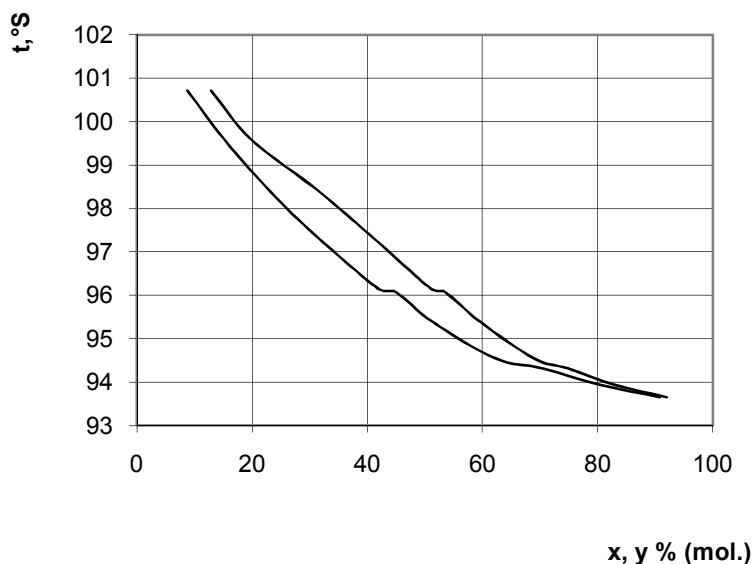
Boshlang'ich ma'lumotlar: Binar qorishma – dioksan – toluol ajratish uchun rektifikatsion ustunni hisoblash. $G_D=1000$ kg/soat, $x_F=45\%$ (mol.), $x_D=90\%$ (mol.), $x_W=2\%$ (mol.). ustundagi bosim 600 mm s.us. ni tashkil qiladi. Bug' muvozanati va t-x,y diagramma quyida tasvirlangan.

Rektifikatsion ustunning hisobi uning asosiy geometrik o'lchami-diametri va balandligini aniqlashga keltiradi. Ikkala parametr ham bir muncha miqdorda ustunning gidrodinamik ish rejimida aniqlanadi. U esa o'z navbatida, fazalarning fizik xususiyatlari va tezligiga, hamda nasadkasining tipi va o'lchaminin eng to'g'ri tanlovi muayyan texnologik jarayonda ajratishga ketadigan umumiy sarf-harajatni texnik-iqtisodiy tahlili asosida amalga oshiriladi.

Nasadkaning tipi va o'lchamini tahminan quyidagi mulohazalardan kelib chiqqan holda tanlash mumkin. Nasadka o'lchami qancha katta bo'lsa, uning erkin hajmi shuncha katta bo'ladi va kelib chiqadiki, unumdorlik ham oshadi. Ammo, solishtirma yuzaning kichikligi oqibatida yirik nasadkalar samaradorligi birmuncha past. SHuning uchun katta o'lchamdagi nasadkani yuo'ori samaradorlik zarur bo'lganda qo'llash mumkin. Bunda ajrati mahsulotlari tozaligi birmuncha past bo'ladi.

4.14-Jadval. Bug' tarkibi muvozanati haqida ma'lumot.

x%, mol.	y*%, mol.	t	r
8,7	12,9	100,72	600
15,2	20	99,58	
23,2	31,8	98,38	
31	40,6	97,38	
41,8	51	96,16	
44,9	53,5	96,08	
51,4	59,7	95,38	
62,2	68,9	94,55	
70,5	74,9	94,31	
80,6	83,1	93,93	
90,8	92	93,65	



4.16-rasm. t-x,y koordinatalarda doimiy bosim ostida bug' va suyuqlikning muvozanati diagrammasi.

Rektifikatsion kolonnalarda agressiv suyuqliklarni ajratish uchun va qurilmaning tez-tez tozalab turish talab qilmagan hollarda, odatda Rashigning chinni halqalari qo'llaniladi.

Ammo, bunday xalqalarning solishtirma yuzasi kichikligi oqibatida va mazkur berilgan suyuqlikning yomon ajralishi natijasida, bu holat uchun 35x35x4 o'lchamli Pall keramik xalqasini olamiz. Bunday nasadkaning solishtirma yuzasi $a=165 \text{ m}^2/\text{m}^3$, erkin hajmi $\varepsilon=0,76 \text{ m}^3/\text{m}^3$, to'kilish zichligi 540 kg/m^3 , $d_e=0,018 \text{ m}^3$ ga kerak bo'lgan donalar soni 18500.

Nasadkali kolonnalar turli gidrodinamik rejimda ishlashlari mumkin: plyonkali, emulgatsiyalaydigan va boshqalar. Yuqori mahsuldor ustunlarda jarayonni emulgatsiyalaydigan rejimda amalga oshirish ajralish samaradorligini keskin tushishiga olib keladi. Bu narsa suyuqlikning qayta aralashuvi oshishi va qurilma kesimidagi bug' tezligining bir tekis emasligi bilan tushuntiriladi.

Shuning uchun ustunning plyonkali ish rejimini tanlaymiz.

Moddiy balans va ishchi flegmaviy son

Distillyat sarfini G_D kg/sek., kub qoldig'ini G_W kg/sek., boshlang'ich G_F kg/sek., orqali belgilaymiz.

Uzluksiz harakatdagi rektifikatsion ustun moddiy balansini quyidagi tenglamada:

$$G_F = G_D + G_W;$$

$$G_F X_F = G_D X_D + G_W X_W$$

Bunda: G_F , G_D , G_W – distillyat, oziqlanish va kub sarfi qoldig'i.

X_F , X_D , X_W – oziqlanishdagi, distillyatdagi va kub qoldig'idagi oson uchuvchan komponentlar miqdori, massa ulushi.

Hisob-kitob uchun oziqlanish, distillyat va kub qoldig'i konsentratsiyasini massa ulushlarida belgilaymiz.

$$X = x \cdot M_D / (x \cdot M_D + (1 - x) \cdot M_T),$$

Bunda: $M_D=88$, $M_T=92$ –dioksan va toluolning mol massasi.

$$X_F = (88 \cdot 0,45) / (88 \cdot 0,45 + (1 - 0,45) \cdot 92) = 0,439 \text{ kg/kg qorishma.}$$

$$X_D = (88 \cdot 0,9) / (88 \cdot 0,9 + (1 - 0,9) \cdot 92) = 0,896 \text{ kg/kg qorishma.}$$

$$X_W = (88 \cdot 0,02) / (88 \cdot 0,02 + (1 - 0,02) \cdot 92) = 0,019 \text{ kg/kg qorishma.}$$

Moddiy balans tenglamasidan.

$$G_F = G_W + 1000$$

$$G_F \cdot 0,439 = G_W \cdot 0,019 + 1000 \cdot 0,896$$

$$G_F = 2088 \text{ kg/soat} = 0,580 \text{ kg/sek}; G_W = 1088 \text{ kg/soat} = 0,302 \text{ kg/sek}; G_D = 0,278 \text{ kg/sek.}$$

Tenglamaga ko'ra flegmaning minimal sonini aniqlaymiz.

$$R_{\text{MIN}} = (X_D - Y_F^*) / (Y_F^* - X_F);$$

Bunda: $Y_F^* = 0,54$ bug'dagi dioksan mol ulushi (ilova D).

$$R_{\text{MIN}} = (0,9 - 0,54) / (0,54 - 0,45) = 4$$

Flegma β ortiqligining koeffitsentini turli miqdorini berib, tegishli flegmaviy sonni aniqlaymiz.

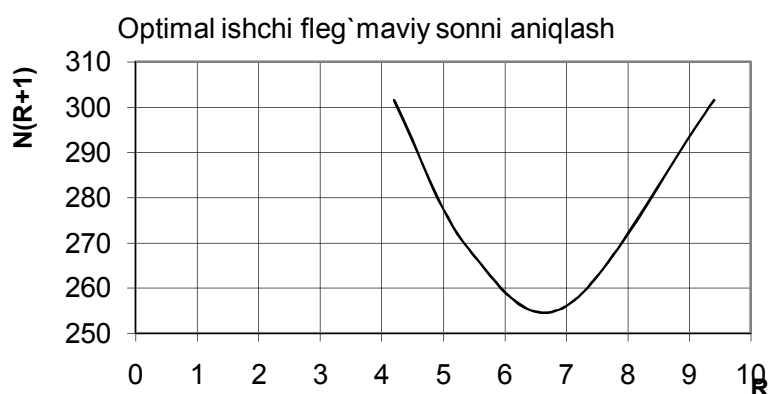
Pog'onalarining grafigini tuzish bilan diagrammada muvozanatli va ishchi liniyalar o'rtasidagi konsentratsiyalarning o'zgarishi bug' tarkibi Y – suyuqlik tarkibi X bo'lsa, N ni topamiz.[1]

N ning ta'rifi A, B, V, G ilovalarda berilgan, natijalar esa jadvalda.

4.15-jadval

β	1,05	1,35	1,75	2,35
R	4,2	5,4	7	9,4
N	58	42	32	29
N(R+1)	301,6	268,8	256	301,6

Jadvaldagi ma'lumotlardan foydalanib, quramiz $N(R+1)=f(R)$:



4.17-rasm. Bog'liqlik $N(R+1)$ dan R gacha.

Minimal ishlab chiqish $N(R+1)$ $R=6,6$ flegmaviy songa to'g'ri keladi. (4.17 rasm).

Ishchi chiziqlar tenglamasi.

a) ustunning yuqori qismi:

$$y = ((R/(R+1)) \cdot x) + (x_D/(R+1));$$

$$y = 0,868 \cdot x + 0,118;$$

b) ustunning quyi qismi:

$$y = (R+F)/(R+1) \cdot x - (F-1)/(R+1) \cdot x_W,$$

bunda: F – oziqlanishning nisbiy mol sarfi.

$$F = (x_D - x_W)/(x_F - x_W); F = (0,9 - 0,02)/(0,45 - 0,02) = 2,047;$$

$$y = 1,138 \cdot x - 0,003.$$

Ilovaga ko'ra D $n_t=35$ – nazariy tarelkalar soini, $n_{tv} = 20$ – ustunning yuqori qismidagi tarelkalar nazariy soni; $n_{tn} = 15$ – ustunning pastki qismidagi tarelkalar nazariy soni.

Yuqori va pastki qismlardagi suyuqlik sarfi quyidagi nisbatdan aniqlanadi:

$$L_V = G_D R M_V / M_D;$$

$$L_N = G_D R M_N / M_P + G_F M_N / M_F,$$

Bunda: M_D va M_F — distillyat va qorishmaning boshlang'ich mol massasi; M_V va M_N — ustunning yuqori va quyi qismidagi suyuqlikning o'rtacha massasi. Shunga ko'ra ustunning yuqori va quyi qismidagi suyuqlikning o'rtacha mol massasi:

$$M_V = M_D x_{sr,v} + M_T (1 - x_{sr,v});$$

$$M_N = M_D x_{sr,n} + M_T (1 - x_{sr,n});$$

Bunda: M_D va M_T — dioksan va toluolning mol massasi; $x_{sr,v}$ va $x_{sr,n}$ — ustunning yuqori va quyi qismidagi o'rtacha mol massasi:

$$x_{cr,v} = (x_D + x_F)/2 = (0,9 + 0,45)/2 = 0,675 \text{ kmol/kmol aralashma};$$

$$x_{cr,n} = (x_F + x_W)/2 = (0,45 + 0,02)/2 = 0,235 \text{ kmol/kmol aralashma}.$$

unda:

$$M_V = 88 \cdot 0,675 + 92 (1 - 0,675) = 89,30 \text{ kg/kmol};$$

$$M_N = 88 \cdot 0,235 + 92 (1 - 0,235) = 91,06 \text{ kg/kmol}.$$

Boshlang'ich qorishma va distillyatning mol massasi:

$$M_F = 88 \cdot 0,45 + 92(1 - 0,45) = 90,2 \text{ kg/kmol},$$

$$M_D = 88 \cdot 0,9 + 92(1 - 0,9) = 88,4 \text{ kg/kmol}.$$

Hisoblab chiqilgan kattaliklarni tenglamaga qo'yamiz va olamiz:

$$L_V = 0,278 \cdot 6,6 \cdot 89,3 / 88,4 = 1,853 \text{ kg/sek};$$

$$L_N = 0,278 \cdot 6,6 \cdot 91,06 / 88,4 + 0,58 \cdot 91,06 / 90,2 = 2,476 \text{ kg / sek}.$$

Ustunning yuqori G_V va quyi G_H qismlaridagi bug' oqimning o'rtacha massasi:

$$G_V = G_D(R+1)M'_V / M_D;$$

$$G_N = G_D(R+1)M'_N / M_D.$$

Bu yerda: M'_V va M'_N – ustunning yuqori va quyi qismlaridagi bug' ning o'rtacha mol massasi:

$$M'_V = M_D y_{sr.v} + M_T (1 - y_{sr.v});$$

$$M'_N = M_D y_{sr.n} + M_T (1 - y_{sr.n});$$

Bunda:

$$y_{cr.v} = (y_D + y_F) / 2 = (0,9 + 0,51) / 2 = 0,705 \text{ kmol/kmol aralashma};$$

$$y_{cr.n} = (y_F + y_W) / 2 = (0,51 + 0,02) / 2 = 0,265 \text{ kmol/kmol aralashma}.$$

Unda:

$$M'_V = 88 \cdot 0,705 + 92(1 - 0,705) = 89,18 \text{ kg/kmol};$$

$$M'_N = 88 \cdot 0,265 + 92(1 - 0,265) = 90,94 \text{ kg/kmol}.$$

$$G_H = 1,73(2,1 + 1) 87,8 / 78 = 6,04 \text{ kg/sek}.$$

Sonlar miqdorini tenglamaga qo'ysak olamiz:

$$G_V = 0,278 (6,6+1) 89,18 / 88,4 = 2,131 \text{ kg/sek};$$

$$G_N = 0,278 (6,6+1) 90,94 / 88,4 = 2,174 \text{ kg/sek}.$$

Bug' tezligi va ustun diametri

Plyonkali rejimda atmosfera bosimi ostida ishlaydigan rektifikatsion ustunlar uchun ishchi tezlikni tiqilib qolish tezligi [5] dan 20-30% kam qabul qilish mumkin.

Nasadkali ustunlarning tiqilishi sodir bo'ladigan, bug' ning w_p eng yuqori fiktiv tezligini quyidagi [6] tenglamadan aniqlaymiz:

$$\frac{w_n^2 a \rho_y \mu_x^{0.16}}{g \varepsilon^3 \rho_x} = 1,2 \exp \left[-4 \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right)^{0,125} \right]$$

Bunda: ρ_x, ρ_y – suyuqlik va bug‘ning o‘rtacha zichligi, kg/m^3 ; μ_x – v mPa.s.

L/G va munosabati ustunning yuqori va pastki qismlaridagi fazalarning fizikaviy xususiyatlari turlicha bo‘lganligi sababli, har bir qism uchun alohida tiqilish tezligini aniqlaydi.

Ustunning yuqori va pastki qavatlaridagi o‘rtacha t_v va t_n haroratida suyuqlik ρ_{xv}, ρ_{xn} va bug‘ning ρ_{yv}, ρ_{yn} zichligini topamiz. Bug‘ning o‘rtacha haroratini $t-x, u$ diagrammasi orqali aniqlaymiz. (4.17- rasm), u fazalarning o‘rtacha tarkibi:

$$t_v = 94^\circ\text{S};$$

$$t_n = 102^\circ\text{S}$$

unda:

$$\rho_{yv} = M'_v T_0 / (22,4(T_0 + t_0));$$

$$\rho_{yn} = M'_n T_0 / (22,4(T_0 + t_0)).$$

bundan quyidagini olamiz:

$$\rho_{yv} = 89,19 \cdot 273 / (22,4 \cdot (273 + 94)) = 2,95 \text{ kg/m}^3;$$

$$\rho_{yn} = 90,94 \cdot 273 / (22,4 \cdot (273 + 102)) = 2,96 \text{ kg/m}^3.$$

Suyuqliklarning fizikaviy qorishmasi zichligi additivlik qonuniga bo‘ysunadi:

$$\rho_{sm} = \rho_1 x_{ob} + \rho_2 (1 - x_{ob}),$$

bunda: x_{ob} – qorishmadagi komponentning hajm ulushi.

Ko‘rilayotgan masalada suyuq dioksan va toluollarning zichligi yaqin [7] shuning uchun $\rho_{xv} = \rho_{xn} = \rho_x = 790 \text{ kg/m}^3$ deb olishimiz mumkin.

Suyuq qorishmalar qovushqoqligini [8] tenglama yordamida topamiz:

$$\lg \mu_x = x_{sr} \lg \mu_{xd} + (1 - x_{sr}) \lg \mu_{xt},$$

μ_{xd} va μ_{xt} qorishma haroratidagi suyuq dioksan va toluolning qovushqoqligi.

U holda ustunning yuqori va quyi qismlaridagi suyuqlikning qovushqoqligiga teng:

$$\lg \mu_{xv} = 0,675 \lg 0,22 + (1-0,675) \lg 0,30,$$

$$\lg \mu_{xn} = 0,235 \lg 0,21 + (1-0,235) \lg 0,27,$$

bu yerda: $\mu_{xv} = 0,243 \text{ mPa}\cdot\text{s}$; $\mu_{xn} = 0,254 \text{ mPa}\cdot\text{s}$.

Ustunning yuqori qismidagi eng yuqori tezligi:

$$\frac{w_{ng}^2 \cdot 165 \cdot 2,95 \cdot 0,243^{0.16}}{9,8 \cdot 0,76^3 \cdot 790} = 1,2 \exp \left[-4 \cdot \left(\frac{1,853}{2,131} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{2,95}{790} \right)^{0,125} \right]$$

Bunda $w_{pv} = 1,241 \text{ m/sek}$.

Ustunning pastki qismidagi eng yuqori tezligi:

$$\frac{w_n^2 \cdot 165 \cdot 2,96 \cdot 0,254^{0.16}}{9,8 \cdot 0,76^3 \cdot 790} = 1,2 \cdot \exp \left[-4 \cdot \left(\frac{2,476}{2,174} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{2,96}{790} \right)^{0,125} \right]$$

Bunda $w_{pn} = 1,172 \text{ m/sek}$.

Ishchi tezlikni eng yuqori tezligidan 30% kam qabul qilamiz:

$$w_v = 1,241 \cdot 0,7 = 0,87 \text{ m/s}; \quad w_n = 1,172 \cdot 0,7 = 0,82 \text{ m/sek}.$$

Rektifikatsion ustun diametrini sarf tenglamasidan aniqlaymiz:

$$d = \sqrt{4G/(\pi w \rho)}$$

Bundan ustunning yuqori qismi diametri:

$$d_g = \sqrt{4 \cdot 2,131 / (3,14 \cdot 0,87 \cdot 2,95)} = 1,03 \text{ m};$$

va pastki qismi diametri:

$$d_n = \sqrt{4 \cdot 2,174 / (3,14 \cdot 0,82 \cdot 2,96)} = 1,07 \text{ m}.$$

Har ikkala qism uchun ham bir xil diametr $d = 1,2 \text{ m}$ qabul qilish ma'qulroqdir.

Bu holda ustundagi bug'ning haqiqiy ishchi tezligiga teng:

$$w_v = 0,87(1,03/1,2)^2 = 0,64 \text{ m/sek}; \quad w_n = 0,82 (1,07/1,2)^2 = 0,65 \text{ m/sek}.$$

Ustun va nasadka qatlami balandligi

Nasadkali rektifikatsion ustunning balandligini quyidagi tenglamadan aniqlaymiz:

$$N_k = Y A t + (t-1) r_f + Y A_v + Y A_n + N_k + N_d$$

Bunda: $Z=5$ m – bitta seksiyadagi nasadka balandligi; n – seksiyalar soni; $h_r=1,215$ – nasadkalar seksiyasi o'rtasidagi oraliq balandligi, ularga suyuqlik tarqatgich o'rnatiladi, m; $Z_v = 1,2$ m va $Z_n = 2$ m – nasadka ustidagi separatsion bo'shliq balandligi va ustun tubi bilan nasadka orasidagi masofa, N_k – qopqoq balandligi; N_d – tubning balandligi:

$$n = (H_v + H_n) / Z,$$

$$H_n = h_{e n} \cdot n_{t n} \quad H_v = h_{e v} \cdot n_{t v}$$

Bunda H_v va H_n – ustunning yuqori va quyi qismidagi nasadka qatlami balandligi; $h_{e v}$ va $h_{e n}$ – nasadkaning ekvivalent balandligi [8].

$$h_s = 5,2d_s \operatorname{Re}_y^{0,2} \left(\frac{G}{L} \right)^{0,35} \left(\frac{\rho_x}{\rho_y} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - \frac{mG}{L}};$$

Bunda Re_y - Reynold mezoni [8].

$$\operatorname{Re}_y = \frac{4w\rho_y}{a\mu_y}.$$

Yuqori va quyi qismlardagi L/G munosabatiga teng:

$$G/L = (R+1)/R = (6,1+1)/6,6 = 1,15;$$

$$G/L = (R+1)/(R+F) = (6,6+1)/(6,6+2,047) = 0,88.$$

Ustunning yuqori va quyi qatlamlaridagi bug'lar uchun qovushqoqlik:

$$\mu_{y v} = M'_v / (y_v M_D / \mu_{u D} + (1 - y_v) M_T / \mu_{u T});$$

$$\mu_{y n} = M'_n / (y_n M_D / \mu_{u D} + (1 - y_n) M_T / \mu_{u T}),$$

bunda:

$$y_v = (y_D + y_F) / 2 = (0,9 + 0,51) / 2 = 0,705 \text{ kmol / kmol aralashma};$$

$$y_n = (y_w + y_F) / 2 = (0,02 + 0,51) / 2 = 0,265 \text{ kmol / kmol aralashma}.$$

$$\mu_{y v} = 89,18 / (0,705 \cdot 88 / 0,009 + (1 - 0,705) 92 / 0,0089) = 0,009 \text{ mP} \cdot \text{sek};$$

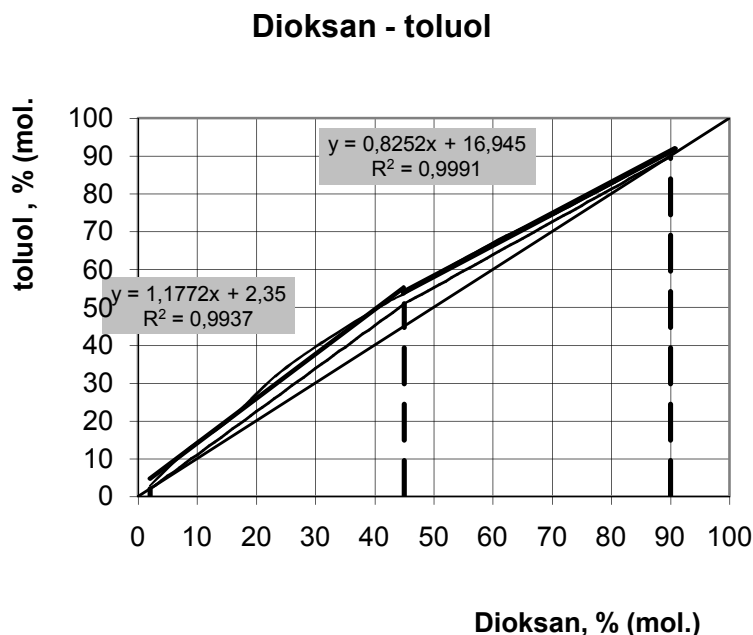
$$\mu_{y n} = 90,94 / (0,265 \cdot 88 / 0,009 + (1 - 0,265) 92 / 0,0089) = 0,0089 \text{ mP} \cdot \text{sek}.$$

unda:

$$Re_{y_{\theta}} = \frac{4 \cdot 0,64 \cdot 2,95}{165 \cdot 0,000009} = 5086;$$

$$Re_{y_H} = \frac{4 \cdot 0,65 \cdot 2,96}{165 \cdot 0,0000089} = 5241.$$

Ustuning yuqori va quyi qismining teng muvozanatli chizig'ining egilish burchagi m – tangensasini aniqlash uchun trend liniyasini qo'shamiz:



4.18-rasm. Muvozanat chizig'iga tegishli diagramma

Unda m – ustunning yuqori va quyi qismlari uchun 0,83 va 1,18 ga teng bo'ladi. Bundan kelib chiqadiki:

$$h_{y_{\theta}} = 5,2 \cdot 0,018 \cdot 5086^{0,2} (1,15)^{0,35} \left(\frac{790}{2,95} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1}{1,15 \cdot 0,83}}{1 - 1,15 \cdot 0,83} = 0,73 \text{ m.}$$

$$h_{y_H} = 5,2 \cdot 0,018 \cdot 5241^{0,2} (0,88)^{0,35} \left(\frac{790}{2,96} \right)^{0,2} \frac{\lg \frac{1}{0,88 \cdot 1,18}}{1 - 0,88 \cdot 1,18} = 0,65 \text{ m.}$$

Ustunning yuqori va quyi qismidagi nasadkasi balandligiga teng:

$$N_v = 20 \cdot 0,73 = 14,6 \text{ m va } N_n = 15 \cdot 0,65 = 9,75 \text{ m.}$$

$$N = 14,6 + 9,75 = 24,35 \text{ m.}$$

$N=25$ m desak, unda $n=25/5=5$ seksiyalar, 3 ta ustunning yuqori qismidagi va 2 ta quyi qismida.

Rektifikatsion ustunning oxirgi balandligi quyidagiga teng:

$$N_k=5 \cdot 5 + (5-1) \cdot 1,215 + 1,2 + 2 + 0,3 + 0,3 = 33,66 \text{ m.}$$

Keyingi hisoblar uchun $H_K=40$ m deb olamiz.

Qurilmaning mexanik hisobi

Gardish qalinligini hisoblash.

Yupqa devorli silliq silindrsimon gardishning ijro etuvchi qalinligini (tashqi bosim ostidagi) quyidagi formula yordamida hisoblab chiqamiz:

$$S \geq \max \left\{ \frac{10^{-2} K_2 D}{1.1 p_n D / (2[\sigma])} \right\} + C$$

Bunda: p_n – tashqi bosim, u berilgan $760 - 600 = 160$ mm. rt. st. = 0,1-0,08=0,02 MPa bilan atmosfera bosimi tafovutiga teng.

Muhit agressiv va zaharli bo‘lganligi sababli po‘latni 12X18H10T deb qabul qilamiz, uning uchun $\sigma^*=152$ MPa [11],

S – hisoblash qalinligiga qo‘shimcha.

$$S = P \cdot \tau,$$

Bunda: P – korroziya yoki erroziya tezligi $P=0,1$ mm/yil, τ – qurilmaning xizmat qilish muddati $\tau = 20$ yil deb olamiz.

$$S = 0,1 \cdot 20 = 2 \text{ mm.}$$

$K_2=0,35$ – rasm bo‘yicha aniqlanadigan koeffitsient .

$$[\sigma]=\eta\sigma^*,$$

Bunda: $\eta = 1$ – zagatovka turini hisobga oladigan tuzatish koeffitsienti.

$$[\sigma]= 1 \cdot 160=160 \text{ MPa.}$$

$$S \geq \max \left\{ \frac{10^{-2} \cdot 0,35 \cdot 1200}{1.1 \cdot 0,02 \cdot 1200 / (2 \cdot 160)} \right\} + 2 = 6,2 \text{ mm}$$

$S = 8$ mm deb olsak, 200 mm. Dan diametri katta bo‘lgan gardishlar uchun quyidagi shartni bajarish lozim:

$$(S-C)/D < 0,1$$

$$(8 - 1)/1200 = 0,0058 < 0,1 \text{ – shart bajarilmoqda.}$$

Konstruksiyaning chidamliligini quyidagi formula bo'yicha tekshiramiz:

$$R_n/[p_n]+F/[F]+M/[M] \leq 1.$$

Qurilmaning balandligi katta bo'lganligi sababli, M F dan ancha katta bo'ladi.

U holda F/[F] ni e'tiborga olmasa ham bo'ladi.

Mumkin bo'lgan tashqi bosimni quyidagi formula yordamida topamiz:

$$[p_n] = \frac{[p_n]_\sigma}{\sqrt{1 + ([p_n]_\sigma / [p_n]_E)^2}}$$

Mustahkamlik sharoitidagi yo'l qo'yilishi mumkin bo'lgan bosimni quyidagi tenglamadan foydalanib topamiz:

$$[p_n]_\sigma = 2 \cdot [\sigma] \cdot (S - C) / (D + S - C)$$

Qayishqoqlik doirasidagi mustahkamlik shartidagi yo'l qo'yilishi mumkin bo'lgan bosim:

$$[p_n]_E = \frac{18 \cdot 10^{-6} E}{n_y B_1} \frac{D}{l} \left[\frac{100(S - C)}{D} \right]^2 \sqrt{\frac{100(S - C)}{D}},$$

Bunda: V_1 – formula bo'yicha hisoblab chiqilganlar ikkisidan eng kichigi:

$$V_1=1; V_1=8,15 \frac{D}{l} \sqrt{\frac{D}{100(S - C)}},$$

$n_y - 2,4$ ga teng mustahkamlik zahirasi.

Yo'l qo'yilishi mumkin bo'lgan momentni quyidagi ifoda yordamida topamiz:

$$[M] = \frac{[M]_\sigma}{\sqrt{1 + ([M]_\sigma / [p]_E)^2}}$$

Chidamlilik shartidagi egiluvchan moment:

$$[M]_E = \frac{89 \cdot 10^{-6} E}{n_y} D^3 \left[\frac{100(S - C)}{D} \right]^2 \sqrt{\frac{100(S - C)}{D}}$$

Egiluvchan momentni aniqlaymiz.

Nasadka qatlami og'irligi quyidagiga teng:

$$G = 9,8 \cdot V_n \cdot \rho = (3 \cdot 9 \cdot 3,14 \cdot 0,6^2) \cdot 540 = 161514 \text{ N}.$$

Gardish og'irligi ($S = 16$ mm bo'lganda bu 80 kN atrofida) qopqoq, tub, tarqatuvchi tarelkalar, flanetslar va boshqa og'irligini 0,3 mm ga keltiramiz.

$$\text{Unda: } M = G \cdot H_k \cdot 0,215 = 0,3 \cdot 34 \cdot 0,215 = 2,193 \text{ MN} \cdot \text{m}.$$

Hisoblarni jadval shakliga keltiramiz:

Tashqi bosim va momentning chidamlilikka ta'siri.

4.16-jadval

S, m	$[M]_{\sigma}$	$[M]_E$	$[M]$	$M/[M]$	V_1	$[p]_E$	$[p]_{\sigma}$	$[p]$	$P_n/[p_n]$	$P_n/[p_n] + M/[M]$
0,007	0,908	1,437	0,768	2,857	0,446	0,013	1,328	0,013	1,502	4,359
0,008	1,091	2,266	0,983	2,232	0,407	0,023	1,592	0,023	0,869	3,101
0,009	1,273	3,332	1,190	1,844	0,377	0,037	1,856	0,037	0,548	2,391
0,010	1,457	4,652	1,390	1,578	0,352	0,055	2,119	0,055	0,367	1,945
0,012	1,824	8,127	1,779	1,232	0,315	0,107	2,645	0,106	0,188	1,420
0,014	2,192	12,820	2,161	1,015	0,288	0,184	3,168	0,184	0,109	1,124
0,016	2,562	18,848	2,538	0,864	0,266	0,292	3,690	0,291	0,069	0,933

$S = 16$ mm bo'lsa, chidamlilik shartlari bajariladi.

$S = 16$ mm deb olamiz.

4.13 - masala. Ma'lumki, xalq xo'jaligining turli sohalarida rektifikatsiya jarayoni juda ko'p ishlatiladi. Bu jarayonni amalga oshirishda tarelkali kolonnalardan keng ko'lamda foydalaniladi.

Misol tariqasida etil spirti-suv aralashmasini ajratish uchun uzluksiz ishlaydigan rektifikatsion kolonnani (tarelkali) hisoblashni ko'rib chiqamiz. Etil spirti-suv aralashmasining massaviy sarfi $G=800$ kg/soat etil spirtining boshlang'ich eritmadagi konstantrasiyasi $a_f = 20\%$ (mass); etil spirtning distillyatdagi konstantrasiyasi $a_d = 91\%$ (mass); etil spirtining kub qoldig'idagi konstantrasiyasi $a_w = 2,6\%$ (mass); flegmaning ortiqchalik koeffitsienti $\beta_R = 1,3$; $\eta = 0,5$; tarelkalar orasidagi masofa $h = 200$ mm; isituvchi bug' bosimi $p_b = 0,3$ MPa; rektifikatsiya jarayoni atmosfera bosimida tashkil etilgan. Distillyat G_d , kub qoldig'i G_w va tarelkalar miqdori n , hamda kolonna balandligi N ,

diametri D_k va isituvchi bug' sarfi D larni aniqlash zarur.

Moddiy balans hosil bo'layotgan distillyat miqdorini aniqlaymiz:

$$G_d = G_f \frac{a_f - a_w}{a_d - a_w} = 800 \frac{20 - 2,6}{91 - 2,6} = 157,4 \text{ кг / coam}$$

formuladan esa kub qoldig'ining miqdori topiladi:

$$G_w = G_f - G_d = 800 - 157,4 = 642,4 \text{ кг / coam}$$

Rektifikatsiya jarayonini $u-x$ koordinatlarida qurish uchun boshlang'ich aralashma, distillyat va kub qoldiqlari tarkibidagi engil uchuvchan komponent konstantrostiyasini quyidagi formulalar yordamida mol ulushlarda ifodalash mumkin:

$$x_{f,d,w} = \frac{\frac{a_{f,d,w}}{M_a}}{\frac{a_{f,d,w}}{M_a} + \frac{100 - a_{f,d,w}}{M_B}}$$

bu yerda: M_a va M_v - engil spirt va qiyin suv uchuvchan komponentlarning molekulyar massalari:

$$x_f = \frac{20/46}{20/46 + (100 - 20)/18} = \frac{0,434}{0,434 + 0,44} = 0,089;$$

$$x_d = \frac{91/46}{91/46 + (100 - 91)/18} = \frac{1,978}{1,978 + 0,5} = 0,798$$

$$x_w = \frac{2,6/46}{2,6/46 + (100 - 2,6)/18} = \frac{0,056}{0,056 + 5,41} = 0,01$$

Tajriba malumotlari asosida $u - x$ kordinatlarida boshlang'ich aralashma uchun muvozanat chizig'ini quramiz.

Ushbu formula yordamida minimal flegma sonini aniqlaymiz:

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_{fm}}{y_{fm} - x_f} = \frac{0,798 - 0,44}{0,44 - 0,089} = 1,25$$

bu yerda: y_{fm} - boshlang'ich aralashma tarkibidagi engil uchuvchan komponent bilan muvozanatda bo'lgan bug'dagi engil uchuvchan komponent konstantrostiyasi.

Kolonna yuqori qismi uchun ishchi chizig'ini qurish uchun formuladan haqiqiy flegma sonini hisoblaymiz:

$$R = \beta_R R_{\min} = 1,3 \cdot 1,25 = 1,629$$

Kesma V ning uzunligini topamiz:

$$B = \frac{x_d}{R+1} = \frac{0,798}{0,629} = 0,3$$

So'ng, ordinata o'qida $V=0,3$ kesmani o'lchab, uni A nuqta ($x_d = u_d$ koordinatli) bilan birlashtiramiz va kolonnaning yuqori qismi uchun ishchi chiziq olamiz. Pastki qism uchun ishchi chiziq esa, V nuqtani (x_f, u_f - kordinatli) S nuqta ($x_w = y_w$ koordinatli) bilan birlashtirib aniqlanadi.

Kolonna pastki va yuqori qismlaridagi konstentrastiya o'zgarishi pog'onalarining soni (n) ni aniqlaymiz. Buning uchun muvozanat va ishchi chiziqlari orasiga A nuqtadan S gacha pog'onali chiziqlar o'tkazamiz. Tarelka soni ushbu formula yordamida topiladi, yani:

$$n_x = \frac{n}{\eta} = \frac{16}{0,5} = 32$$

Kolonnaning haqiqiy balandligi esa:

$$H = h \cdot (u_x - 1) = 0,2 \cdot 31 = 6,2 \text{ m}$$

bu yerda: h – tarelkalar orasidagi masofa, m.

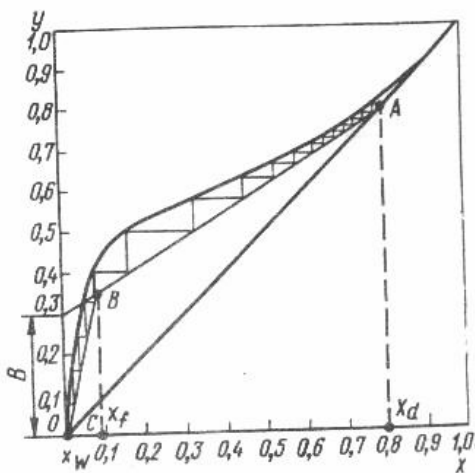
Qurilma diametri ushbu formuladan hisoblanadi:

$$D_K = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w_u}}$$

bu yerda: V - kolonnadagi bug' sarfi; w_u - bug' ning ishchi tezligi.

$$V = \frac{G_d(R+1) \cdot (273 + t_{yp}) \cdot 22,4}{3600 \cdot M_a \cdot 273} = \frac{157,4 \cdot 2,629 \cdot 360 \cdot 22,4}{3600 \cdot 46 \cdot 273} = 0,0738 \text{ m}^3 / \text{c}$$

bu yerda: $t_{yp} = 87^\circ\text{S}$ - kolonnadagi bug'larning o'rtacha harorati.



4.19-rasm. Rektifikatsion kolonna tarelkalarining sonini grafik usulda aniqlash.

Kolonnadagi bug`ning tezligi quyidagicha aniqlanadi:

$$w_{np} = 0,05 \sqrt{\frac{\rho_c}{\rho_{\bar{o}}}}$$

bu yerda: ρ_c, ρ_b - suyuqlik va bug`ning o`rtacha zichliklari.

Bug`ning o`rtacha zichligi:

$$\rho_{\bar{o}} = \frac{\rho_{\bar{o}w} + \rho_{\bar{o}d}}{2} = \frac{0,596 + 1,59}{2} = 1,09 \text{ } \kappa\text{z} / \text{ } \mathcal{M}^3$$

Kubdan chiqayotgan bug`ning zichligi (bug` faqat toza suvdan iborat deb taxmin qilinganda),

$$\rho_{\bar{o}w} = \frac{M_B \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t_w)} = \frac{18 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 95)} = 0,596 \text{ } \kappa\text{z} / \text{ } \mathcal{M}^3$$

bu yerda: $t_w = 95^\circ\text{S}$ - kubdagi aralashma qaynash harorati.

Deflegmatorga kirayotgan bug`ning zichligi (bug` faqat toza spirtidan iborat deb taxmin qilinganda),

$$\rho_{\bar{o}d} = \frac{M_a \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t_d)} = \frac{46 \cdot 273}{22,4 \cdot 351,0} = 1,59 \text{ } \kappa\text{z} / \text{ } \mathcal{M}^3$$

bu yerda: $t_d + 78^\circ\text{S}$ - spirtning qaynash harorati.

Kolonnadagi suyuqlikning o`rtacha zichligini  $78^\circ\text{S}$  li spirt zichligi va kubda suvning qaynash haroratlarining o`rtacha qiymati deb topamiz:

$$\rho_c = \frac{\rho_{cw} + \rho_{cd}}{2} = \frac{958 + 735}{2} = 846,5 \text{ } \kappa\text{z} / \text{ } \mathcal{M}^3$$

Unda

$$w_{np} = 0,05 \sqrt{\frac{846,5}{1,09}} = 1,393 \text{ } \mathcal{M} / \text{ } c$$

Ishchi tezlikni ruxsat etilgan chegaraviy tezlikdan 20% ga kam miqdorda qabul qilamiz, yani

$$w_u = 0,8 \cdot 1,393 = 1,11 \text{ } \mathcal{M} / \text{ } c$$

Unda, kolonnaning diametri:

$$D = \sqrt{\frac{0,0738}{0,785 \cdot 1,11}} = 0,291 \text{ } m$$

Issiqlikning umumiy sarfi rektifikastion kolonnaning issiqlik balansidan

aniqlanadi:

$$Q = G_d(R + 1) \cdot r_d + G_w c_w t_w - G_f c_f t_f - R G_d c_d t_d$$

bu yerda: $r_d = 850$ kJ/kg aralashmaning issiqlik hosil qilish issiqligi; $c_f = 4310$, $c_d = 3600$, $c_w = 4190$ J/(kg·K) solishtirma issiqlik sig'irlar; t_f , t_d , t_w - x_f , x_d , x_w 4.19-rasmdagi egri chiziqlaridan topiladigan qaynash haroratlari; $t_f = 87^\circ\text{S}$, $t_d = 78^\circ\text{S}$, $t_w = 95^\circ\text{S}$ ga teng deb qabul qilamiz.

Atrof -muhitga issiqlikning yo'qotilishi umumiy issiqlik sarfidan 3...5% deb qabul qilinadi, yani

$$Q_{iyk} = 0,03 \cdot Q = 7066,3 \text{ kJ/soat}$$

Issiqlik sarfi:

$$Q = 157,4 \cdot 2,629 \cdot 850 + 642,6 \cdot 4,19 \cdot 95 - 800 \cdot 4,31 \cdot 87 - 1,629 \cdot 157,4 \cdot 3,6 \cdot 78 = 235546,4 \text{ kJ/soat}$$

Isituvchi bug' sarfi:

$$D = \frac{Q_{ym}}{i'' - i'} = \frac{242612,7}{2730 - 558,9} = 111,75 \text{ kg/soat}$$

bu yerda: $i'' = 2730$ kJ/kg - isituvchi bug' entalpiyasi; $i' = 558,9$ kJ/kg - kondensat entalpiyasi. Isituvchi bug' va kondensatlarning entalpiyalari to'yingan suv bug'i bosimi bo'yicha jadvaldan aniqlanadi.

4.5. Adsorberlarni hisoblash

Davriy ishlaydigan adsorberlar. Bunday uskunarlar hisoblanilganda ularning diametri va balandligi topiladi. O'zgarmas qatlamli adsorberning diametri quyidagi tenglama orqali aniqlanadi:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,78\omega_0}} , \quad (4.86)$$

bu yerda: V —adsorbent qatlamidan o'tayotgan gaz aralashmasi yoki eritmaning hajmiy sarfi; ω_0 – gaz aralashmasi yoki eritmaning uskunaning bo'sh kesimiga nisbatan olingan mavhum yoki keltirilgan tezligi.

Gaz aralashmasi (yoki eritma) ning mavhum tezligini to'g'ri tanlash muhim ahamiyatga ega. Agar adsorbsiya jarayonining jadalligi tashqi difuziyaning tezligi orqali belgilansa, ω_0 ning ortishi bilan adsorbsiya tezligi ko'payadi, biroq bir vaqtning o'zida oqimni adsorbent qatlami orqali o'tkazish uchun zarur bo'lgan energiya sarfi ortadi. Shu sababdan har bir aniq sharoit uchun ω_0 ning maqbul qiymati topiladi. Sanoat miqyosida ω_0 ning qiymati 0,3 m/s dan ortmaydi.

Adsorberning balandligini aniqlash adsorbent qatlamining balandligi H ni aniqlash bilan bog'liq. Qatlamning balandligi quyidagi tenglama orqali topiladi:

$$H = U (\tau_a + \tau_0) , \quad (4.87)$$

bu yerda: U – qatlamdagi bir xil konsentratsiyali adsorbsiya fronti (yoki modda o'tkazish zonasi) harakatining tezligi; τ_a – qatlamning adsorbsion himoya qilish vaqti; τ_0 – qatlamni himoya qilish vaqtining yo'qolishi.

Modda o'tkazish zonasining o'zgarmas tezligi moddiy balans tenglamasiga asosan quyidagi ifoda orqali aniqlanadi:

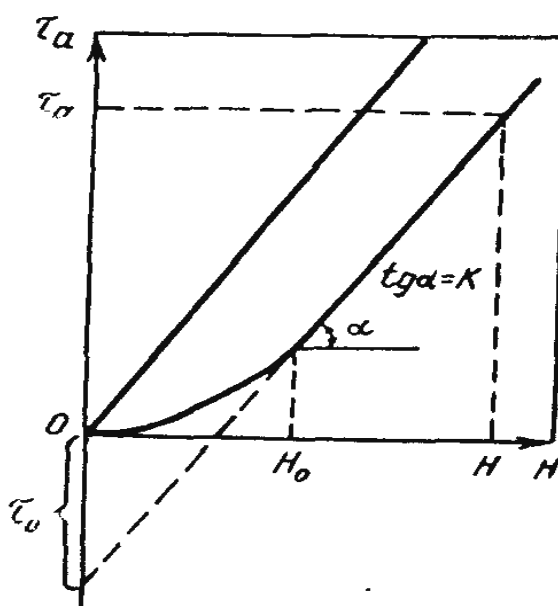
$$U = \omega_0 \frac{C_{\delta}}{\varepsilon C_{\delta} + C_0} , \quad (4.88)$$

bu yerda: C_0^* – adsorbentning oqimdagi dastlabki hajmiy konsentratsiyasi C_b bilan muvozanatda bo‘lgan adsorbent qatlamining hajm birligidagi adsorbentning konsentratsiyasi; ϵ – adsorbent qatlamidagi erkin hajmning ulushi.

Adsorbsiya jarayonining samaradorligi adsorbent qatlamiga gaz aralashmasi berilgandan tortib, to tegishli komponentning adsorbentda yutilmasdan qatlamning tashqi chetida paydo bo‘lish momentigacha ketgan vaqt bilan ham belgilanadi. Vaqtning ushbu qiymati qatlamning yutilayotgan moddaga nisbatan adsorbsion himoya qilish vaqti deb yuritiladi. Qatlamning himoya qilish vaqti τ_a ni N.A. Shilov va uning xodimlari tomonidan taklif etilgan empirik tenglama orqali topish mumkin:

$$\tau_a = KH - \tau_0 \quad (4.89)$$

bu yerda, $K=1/U$ – qatlamning himoya qilish koeffitsiyenti, $K\omega_0 = \text{const}$.



4.20-rasm. Qatlamning adsorbsion himoya qilish vaqti τ_a ning adsorbent qatlami balandligi H dan bog‘liqligi

4.20-rasmdan yaqqol ko‘rinib turibdiki, τ_a ning H dan bog‘liqligi silliq egri chiziqni tashkil etib, adsorbsiya fronti parallel holatda siljigan paytda to‘g‘ri chiziq ko‘rinishini egallaydi. Ushbu to‘g‘ri chiziq og‘ish burchagining

tangensi qatlamning himoya qilish koeffitsiyentiga teng bo'ladi, ya'ni $\operatorname{tg} \alpha = K$.

Amaliy hisoblashlarda qatlamni himoya qilish vaqtining yo'qolishi τ_0 ning qiymati tajriba natijalari asosida olingan quyidagi taxminiy bog'liqlik yordamida aniqlanadi:

$$\tau_0 \approx 0,5 \frac{H_0}{U}, \quad (4.90)$$

bu yerda: H_0 – modda o'tkazish zonasining balandligi.

Modda o'tkazish zonasining balandligi quyidagi tenglama orqali hisoblanadi:

$$H_0 = \frac{Un_{oy}}{K_{yu}}, \quad (4.91)$$

bu yerda: n_{oy} – gaz (yoki suyuqlik) fazasi bo'yicha hisoblangan umumiy o'tkazish soni; K_{yu} – gaz (yoki suyuqlik) fazasi bo'yicha hisoblangan modda o'tkazishning hajmiy koeffitsiyenti.

Qatlamni himoya qilish vaqtining yo'qolishi τ_0 ni kamaytirish uchun gaz aralashmasini qatlamga bir me'yorda berilishini ta'minlash va uning adsorbent zarrachalarini aylanib o'tish shart-sharoitlarini yaxshilash kerak. Masalan, adsorbsiya jarayonini mavhum qaynash holatida olib borilganda sharoitni shunday tanlash mumkinki, bunda τ_0 minimal qiymatga ega bo'ladi.

Uzluksiz ishlaydigan adsorberlar. Bunday adsorberlarning diametri (4.86) tenglama yordamida aniqlanadi. Adsorbent qatlamining kerakli balandligi (yoki hajmi) boshqa modda almashinish jarayonlari (absorbsiya, rektifikatsiya va hokazo) ga o'xshash modda o'tkazishning umumiy tenglamasiga asosan topiladi. Buning uchun modda o'tkazishning umumiy tenglamasini quyidagi differensial shaklga keltirish mumkin:

$$G_u dy = K_{yu} (y - y^*) dV. \quad (4.92)$$

O'zgaruvchi kattaliklarni ajratib va ularni O dan V gacha (bu yerda: V – adsorbent qatlamining hajmi) va u_b dan u_0 gacha (bu yerda, u_b va u_0 – gaz aralashmasidagi ajratib olinayotgan komponentning boshlang'ich va oxirgi konsentratsiyalari) chegaralarda integrallab, quyidagi ifodaga erishamiz:

$$\frac{K_{yu}}{G_u} = \int_{y_0}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} . \quad (4.93)$$

(4.92) ifodadan va (4.93) tenglamani hisobga olgan holda adsorbentning hajmini aniqlash mumkin:

$$V = \frac{G_u n_{oy}}{K_{yu}} , \quad (4.94)$$

bu yerda: G_u – gaz aralashmasining hajmiy sarfi; n_{oy} – o'tkazish birligining soni, bu kattalikni aniqlash usuli 12-bobda keltirilgan; K_{yu} – modda o'tkazishning hajmiy koeffitsiyenti.

Qatlamning hajmi V va ko'ndalang kesimi S ga asosan uning balandligi (yoki uzunligi) topiladi:

$$H = \frac{V}{S} . \quad (4.95)$$

Agar uskuna silindrsimon shaklga ega bo'lsa (4.95) tenglama quyidagi ko'rinishni egallaydi.

$$H = \frac{V}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{4V}{\pi D^2} . \quad (4.96)$$

Ko'p kamerali mavhum qaynash qatlamli adsorberlar uchun har bir tarelkadagi qatlamning balandligi h_0 qabul qilinib (taxminan $h_0=50$ mm), so'ngra uskunadagi tarelkalar soni aniqlanadi:

$$n = \frac{H}{h_0} . \quad (4.97)$$

Adsorbentning sarfi moddiy balans tenglamasiga asosan topiladi.

Qarama-qarshi oqimli (qattiq faza yuqoridan pastga, gaz aralashmasi esa pastdan yuqoriga qarab harakat qiladi) uzluksiz ishlaydigan uskunalar uchun moddiy balans tenglamasi quyidagi ko‘rinishga ega bo‘ladi:

$$L(a - a_{\delta}) = G(c - c_0), \quad (4.98)$$

bu yerda: L va G – adsorbent va tashuvchi gazning sarfi; a_{δ} va a – uskunaga kirishda va uning xohlagan kesimida olingan adsorbent tarkibidagi adsorbtivning konsentratsiyasi; c_0 va c – adsorbyerdan chiqayotgan va uning xohlagan kesimi bo‘yicha olingan oqimdagi adsorbtivning konsentratsiyalari.

Agar jarayon boshlanishi va oxiridagi adsorbtivning konsentratsiyalari aniq bo‘lsa, ish chizig‘ining og‘ish burchagiga asosan adsorbentning minimal sarfi $L_{\min}$ ni aniqlash mumkin:

$$\frac{L_{\min}}{G} = \frac{C_{\delta} - C_0}{a_m - a_{\delta}}, \quad (4.99)$$

bu yerda, a_m – adsorbent tarkibidagi adsorbtivning muvozanat konsentratsiyasi.

Adsorbentning haqiqiy sarfi $L_{\min}$ dan 10-30 % ko‘p bo‘ladi. Hisoblashlarda adsorbentning haqiqiy sarfi $L \approx 1,2 L_{\min}$ deb olinadi.

Desorberlarni hisoblashda jarayonning davomiyligi (davriy jarayonlar uchun) va desorbsiya qiluvchi agentlar (suv bug‘i, havo va hokazo) ning sarfi aniqlanadi. Ko‘pincha bu qiymatlar tajriba natijalari asosida tanlab olinadi yoki tegishli tenglamalar asosida hisoblab topiladi.

4.14 - masala. Uzlukli ishlaydigan adsorber hisobi:

Echish. Vinomaterialning ordinata va absitsa izoterma nuqtalari quyidagicha aniqlanadi:

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2}; \quad (1)$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s-2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s-2}}{p_1},$$

Bu yerda: a_1^* va a_2^* -adsorbsiyalanayotgan vinomaterial konsentratsiyasi, kg/kg ;

V_1 va V_2 – suyuq holatdagi vinomaterialning mol ulushda hajmi, m^3 ;

p_1 va p_2 – vinomaterialning parsial bosimi, $mm\ sim.\ ust$;

p_{s-1} va p_{s-2} – vinomaterialning to‘yinggan bug‘ bosimi, $20^\circ S$, $mm\ sim.\ ust$;

T_1 va T_2 – adsorbsiyalashda vinomaterialning absalyut harorati (ushbu holat uchun $T_1 - T_2 = 293^\circ K$);

β - koeffitsient.

Vinomaterial birinchi komponentining mol ulushidagi hajmi:

$$V = \frac{M_1}{\rho_1} = 78 \frac{1}{879} = 0,0887\ m^3/kmol.$$

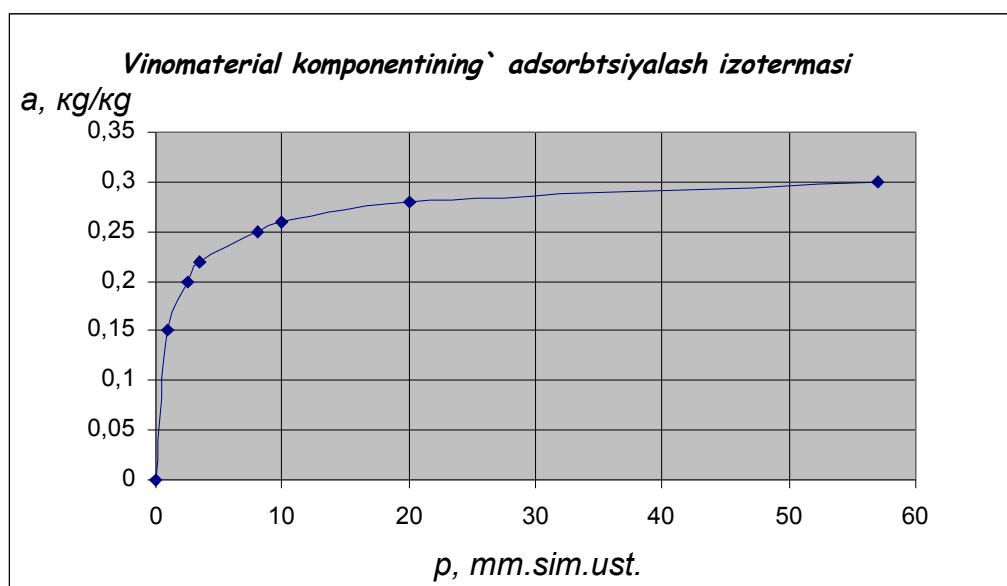
Vinomaterial ikkinchi komponentining mol ulushidagi hajmi:

$$V_2 = \frac{M_2}{\rho_2} = 92 \frac{1}{867} = 0,1061\ m^3/kmol.$$

O‘rnatilgan koeffitsienti:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} = \frac{0,1061}{0,0887} = 1,2.$$

Vinomaterialning izotermasi uchun nuqtalarni belgilaymiz



Birinchi nuqta: $a_1^* = 0,25 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 8 \text{ mm sim. ust.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,25}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,25}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,0027 \text{ кмоль/кг} = 0,0027 \cdot 92 = 0,25 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{8} = 0,17129, \quad p_2 = 1,48 \text{ мм сим. уст.}$$

Ikkinchi nuqta: $a_1^* = 0,30 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 57 \text{ mm sim. ust.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,30}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,30}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,0032 \text{ кмоль/кг} = 0,0032 \cdot 92 = 0,30 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{57} = 1,19463,$$

$$p_2 = 15,65 \text{ мм рт. ст.}$$

Uchinchi nuqta: $a_1^* = 0,15 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 1 \text{ mm sim. ust.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,15}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,15}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,0016 \text{ кмоль/кг} = 0,0016 \cdot 92 = 0,15 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{1} = -0,9124,$$

$$p_2 = 0,12 \text{ мм сим. уст.}$$

To'rtinchi nuqta: $a_1^* = 0,28 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 20 \text{ mm sim. ust.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,28}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,28}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,0030 \text{ кмоль/кг} = 0,0030 \cdot 92 = 0,28 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{20} = 0,64882,$$

$$p_2 = 4,46 \text{ мм рт. ст.}$$

Beshinchi nuqta: $a_1^* = 0,20 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 2,5 \text{ мм sim. ust.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,20}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,20}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,0021 \text{ кмоль/кг} = 0,0021 \cdot 92 = 0,20 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{2,5} = -0,43489, \text{ bu yerdan}$$

$$p_2 = 0,37 \text{ мм рт. ст.}$$

Oltinchi nuqta: $a_1^* = 0,26 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 10 \text{ мм sim. ust.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,26}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,26}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,0028 \text{ кмоль/кг} = 0,0028 \cdot 92 = 0,26 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{10} = 0,28758, \text{ bu yerdan}$$

$$p_2 = 1,94 \text{ мм рт. ст.}$$

Ettinchi nuqta: $a_1^* = 0,22 \text{ kg/kg}$; $p_1 = 3,5 \text{ мм рт. ст.}$ Vinomaterialning birinchi komponenti uchun mos keladigan nuqtalarni aniqlaymiz:

$$a_1^* = \frac{0,22}{78} \text{ кмоль / кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,22}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1061} = 0,00 \text{ кмоль/кг} = 0,0024 \cdot 92 = 0,22 \text{ кг/кг};$$

$$\lg p_2 = \lg 21,84 - 1,2 \frac{293}{293} \lg \frac{75,23}{3,5} = 0,25953, \text{ bu yerdan}$$

$$p_2 = 0,55 \text{ мм рт. ст.}$$

Hamma ordinata va abssitsa nuqtalarini aniqlaganimizdang so'ng, qiymatlarni jadvalga keltiramiz.

$\bar{C}_0 = 0,007 \text{ кг / м}^3$. - bug' suyuqlik holatidagi vinomaterial bo'yicha ko'mirning statistik aktivlik darajasini aniqlaymiz:

Avvalambor $\bar{C}$, mos holdagi parsial bosimni aniqlashimiz kerak:

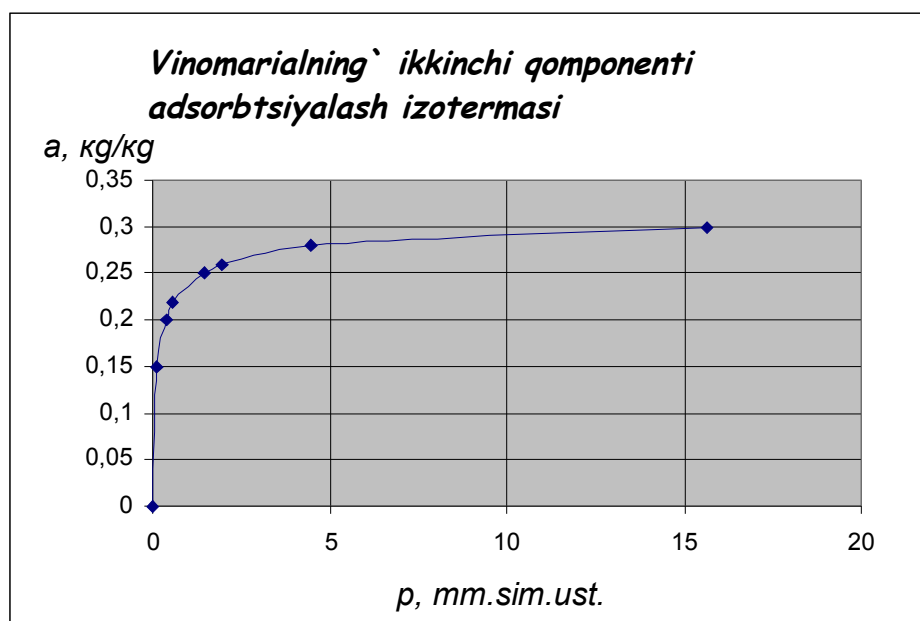
$$p_0 = \bar{C}_0 RT;$$

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,007 \frac{848}{92} \cdot 293 \cdot \frac{760}{10330} = 1,4 \text{ мм сисм. уст.}$$

4.17-jadval

Birichi komponent izotermasi		Ikkinchi komponent izotermasi	
a_1^* , kg/kg	p_1 , mm sim. ust	a_2^* , kg/kg	p_2 , mm sim. ust
0,15	1	0,15	0,12
0,20	2,5	0,20	0,37
0,22	3,5	0,22	0,55
0,25	8	0,25	1,48
0,26	10	0,26	1,94
0,28	20	0,28	4,46
0,30	57	0,30	15,65

Aniqlangan nuqtalar asosida 20⁰S dagi birinchi komponent izotermasini quramiz:



$p_0 = 1,4 \text{ mm sim.ust abssitsa diagramma bo'yicha mos holdagi ordinata}$
 $a_0^* = 0,248 \text{ kg/kg}$ ga teng.

Bir marta yuklashdagi aktivlangan ko'mirning miqdori:

$$G_1 = \frac{2200 \cdot 0,007}{0,248} = 62,1 \text{ кг или } \frac{62,1}{500} = 0,12 \text{ м}^3.$$

Adsoborning diametrini quyidagi tenglik orqali aniqlaymiz:

$$\frac{\pi D_a^2}{4} H = 0,12 \text{ м}^3,$$

Bu yerdan:

$$D_a = \sqrt{\frac{1,2 \cdot 4}{\pi H}} = \sqrt{\frac{4,8}{3,14 \cdot 0,75}} = 1,42 \text{ м}.$$

Adsorbsiya jarayonining davomiyligi quyidagicha:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{\omega}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{\Gamma}{\beta_y}}, \quad (4)$$

Bu yerda: $\Gamma = \frac{a_0^*}{C_0} = \frac{0,248 \cdot 500}{0,007} = 17714,$

$\omega = 60 \text{ м} / \text{мин}$ – suyuqlik oqimining tezligi;

$H = 0,75$ – ko'mir qatlami balandligi;

b – jadvaldan aniqlanadigan funksiya. 8-3 (str. 448, [1. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие. 6-е изд., доп. и перераб. Л.: Химия, 1964. 634 с.])

$$\frac{\bar{C}}{C_0} = \frac{0,00005}{0,007} = 0,007 \text{ uchun}$$

Qiymati: $b = 1,84;$

β_u – modda o'tkazish koeffitsenti quyidagi formula orqali aniqlanadi:

$$\beta_y = 1,6 \frac{D \omega^{0,54}}{\nu^{0,54} d^{1,46}}.$$

Havoning knematik qovushqoqligini aniqlaymiz. VI – rasm bo'yicha (bet. 607, [1. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. Примеры и задачи по курсу

protssesov i apparatov ximicheskoy texnologii: Ucheb. posobie. 6-e izd., dop. i pererab. L.: Ximiya, 1964. 634 s.]) $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ n} \cdot \text{sek}/\text{m}^2$, to

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,2} 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{sek}.$$

Bunda:

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}.$$

Koʻmirning gʻovaklari diametri $d_z = 0,004 \text{ m}$,

Demak:

$$d_3^{1,46} = 0,004^{1,46} = (0,40 \cdot 10^{-2})^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

Mos holda tezlik: $\omega = 15 \text{ M} / \text{min} = \frac{15}{60} \text{ M} / \text{sek}, :$

$$\left(\frac{\omega}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{15}{60}\right)^{0,54} = 0,473.$$

Vinomaerial va havo uchun 0 °S dagi diffuziya koeffitsenti:

$$D_0 = 0,0709 \text{ m}^2/\text{ch} = 0,197 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{sek}.$$

20 °S dagi koeffitsient quyidagicha aniqlanadi:

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0}\right)^{\frac{3}{2}} = 0,197 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{1}{1} \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{\frac{3}{2}} = 0,219 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{sek}.$$

Yuqoridagini qoʻyib modda oʻtkazish hajmiy koeffitsenti quyidagicha:

$$\beta_y = 1,6 \frac{0,219 \cdot 10^{-4} \cdot 0,473}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 2,12 \text{ sek}^{-1}.$$

Jarayonning davomiyligi:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{17714}{\frac{15}{60}}} \sqrt{0,75} - 1,84 \sqrt{\frac{17714}{2,12}} = 62,$$

$$\tau = 62^2 = 3844 \text{ sek} = 64 \text{ min} = 1,07 \text{ ch}.$$

64 minutda adsorbyerdan oʻtayotgan bugʻ – havo aralashmasi miqdorini aniqlaymiz:

$$V = \frac{\pi D_a^2}{4} \omega \tau = \frac{3,14 \cdot 1,42^2}{4} \cdot 15 \cdot 64 = 1519 \text{ } m^3.$$

Berilgan qiymatlar bo'yicha bir martadagi jarayonga 2500 m^3 mahsulot qayta ishlanishi kerak.

Mos holda adsorberning diametrini kattalashtirishimiz kerak:

$$D_a = \sqrt{\frac{2200 \cdot 4}{\pi \omega \tau}} = \sqrt{\frac{2200 \cdot 4}{3,14 \cdot 15 \cdot 64}} = 1,71 \text{ } m.$$

Shu bilan birga aktivlangan ko'mirning miqdorini ham ko'paytirishimiz zarur:

$$\frac{\pi D_a^2}{4} H \cdot 500 = 0,785 \cdot 1,71^2 \cdot 500 \cdot 0,75 = 861 \text{ } kg.$$

5-BOB. REAKSION JIHOZLARNI HISOBLASHGA DOIR

MASALALAR

5.1. Reaktorlarni hisoblash tartibi

Reaktorlarni hisoblash uchun eng avvalo berilgan uskunada amalga oshirilishi ko'zda tutilgan neftkimyoviy jarayonning o'ziga xos tomonlarini hisobga olgan holda, reaktordagi ish ko'rsatgichlari, fazalarning harakat tezliklari, issiqlikni uskunaga olib kirish va uni uzatish usullari, materiallarni tanlash, uskunaning konstruktiv tuzilishidagi alohida tomonlari va boshqa ko'rsatgichlar aniqlanadi. Biroq har qanday sharoitda ham reaktorni hisoblash qo'yidagi asosiy bosqichlardan iborat bo'ladi:

1. Termodinamik hisoblash natijasida jarayonni amalga oshirish uchun eng maqbul shart-sharoitlar (bosim, harorat va boshqalar) va xomashyoni o'zgartirish darajasi aniqlanadi.

2. Kinetik hisoblash uskunaning reaksiyon hajmini aniqlash uchun amalga oshiriladi.

3. Moddiy hisoblashdan asosiy maqsad uskunaga kirayotgan yoki undan chiqayotgan oqimlarning miqdorini aniqlashdan iborat.

4. Issiqlik hisobi orqali issiqlikni uzatish yoki uni kiritish miqdori, issiqlik tashuvchining sarfi, issiqlik almashgichning yuzasi topiladi.

5. Uskunani gidravlik hisoblash orqali oqimlarni uzatish uchun sarflanadigan energiya miqdori va ayrim uzellarining o'lchamlari topiladi.

6. Uskuna va uzellarni mexanik hisoblash natijasida uning konstruktiv tuzilishi aniqlanadi.

Reaksiya jarayonini va uskunaning rusumlariga ko'ra, hisoblash va uni detallashtirish hajmi har bir aniq neftkimyoviy jarayon uchun turlicha bo'ladi. Tanlab olingan jarayon uchun tajriba yo'li orqali olingan ma'lumotlarning to'la borligi reaktorni hisoblashda katta ahamiyatga molikdir. Reaktorlarni to'la hisoblash uslublari maxsus adabiyotlarda batafsil keltirilgan. Hisoblash paytida kerak bo'ladigan ba'zi tenglamalarni keltiramiz. Masalan, agar berilgan kimyoviy jarayonni oldindan ma'lum bo'lgan o'zgartirish darajasi bilan amalga

oshirish uchun zarur bo'lgan reaksiya davomiyligi τ ma'lum bo'lsa, reaksiya hajm quyidagi nisbat orqali topiladi:

$$V_P = \frac{V\tau}{\varepsilon}, \quad (5.1)$$

bu yerda: V – berilgan harorat va bosimda reaksiya paytida o'zaro ta'sir qilgan moddalarning hajmi, m^3/s ; τ – reaksiyaning davomiyligi, s ; ε – reaksiya hajmdagi erkin bo'shliq ulushi (nokatalitik jarayonlar uchun $\varepsilon = 1$).

(5.1) tenglamadan amaliyotda foydalanish bir qator qiyinchilik tug'diradi, chunki ko'pchilik neftkimyoviy jarayonlar uchun τ va V ni aniqlash qiyin masala hisoblanadi. Shu sababdan reaksiya hajmini topishda quyidagi tenglamalardan foydalaniladi:

$$V_P = \frac{V_X}{n_V} = V_X \tau_M; \quad (5.2)$$

$$V_P = \frac{G_X}{n_g \rho_K} = \frac{G_X \tau_M}{\rho_K}, \quad (5.3)$$

bu yerda: V_X – dastlabki xomashyo hajmi, $m^3/soat$; G_X – dastlabki xomashyo massasi, $kg/soat$; ρ_K – reaktordagi katalizator (issiqlik tashuvchi) qatlamining zichligi, kg/m^3 ; n_V – hajmiy tezlik, $m^3/(m^3 \cdot soat)$; n_g – massaviy tezlik, $kg/(kg \cdot soat)$; $\tau_M = 1/n_V$ yoki $\tau_M = 1/n_g$ – reaksiyaning mavhum vaqti.

Kimyoviy reaksiyaning issiqlik effekti Gess qonuniga asosan elementlardan dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlari hosil bo'lish issiqliklari yig'indilarining ayirmasi sifatida aniqlaniladi:

$$Q = \Delta N = \sum (\Delta N_{hb})_{rm} - \sum (\Delta N_{hb})_{dm} \quad (5.4)$$

yoki dastlabki moddalar va reaksiya mahsulotlarining yonish issiqliklari yig'indilarining ayirmasi sifatida topiladi:

$$Q = \Delta N = \sum (\Delta N_{yoi})_{dm} - \sum (\Delta N_{yoi})_{rm}, \quad (5.4)$$

bu yerda: Q – reaksiyaning issiqlik effekti; $(\Delta N_{hb})_{rm}$ – reaksiya mahsulotining hosil bo'lish issiqligi; $(\Delta N_{hb})_{dm}$ – dastlabki moddaning hosil bo'lish issiqligi; $(\Delta N_{yoi})_{dm}$ – dastlabki moddaning yonish issiqligi; $(\Delta N_{yoi})_{rm}$ – reaksiya

mahsulotining yonish issiqligi.

(5.4) va (5.5) tenglamalar bo'yicha hisoblash ishlari bajarilganda moddalarning hosil bo'lish yoki yonish issiqliklarining qiymatlari maxsus adabiyotlardan olinadi.

Kimyoviy jarayonning moddiy balansini tuzishda dastlabki xomashyoni o'zgartirish darajasi muhim ahamiyatga ega. O'zgartirish darajasini boshqarish uchun quyidagi usullardan foydalanish mumkin: 1) kimyoviy reaksiyaning doimiy soniga ta'sir qiluvchi harorat va bosimni o'zgartirish; 2) reaksiya davomiyligini o'zgartirish; 3) kerakli katalizatorni tanlash; 4) jarayonni resirkulatsiya orqali olib borish; 5) dastlabki xomashyo tarkibidagi u yoki bu komponentning konsentratsiyasini o'zgartirish. Reaktorning moddiy balansini tuzish uchun kimyoviy reaksiyalarining tenglamalari ma'lum bo'lishi kerak hamda reaksiyaga qatnashayotgan komponentlarning keragidan ortiqcha olish koeffitsiyentlarining qiymatlari asoslangan bo'lishi lozim. Har bir aniq neftkimyoviy jarayon uchun moddiy balans alohida ko'rinishga ega bo'ladi.

Issiqlik balansini tuzishni katalitik kreking qurilmasining reaktor bloki misolida ko'rib chiqamiz. Reaktor bloki mayda donali katalizator bilan ishlaydi va mavhum qaynash qatlamlari ikkita uskundan tashkil topgan.

Reaktor blokining issiqlik balansini tuzish uchun quyidagi tushunchalarni qabul qilamiz:

G_X – reaktorning dastlabki xomashyo bo'yicha ish unumdorligi, kg/soat;

G_K – kreking paytida katalizatorning yuzasiga cho'kib qolgan koksning miqdori, kg/soat;

G_{kat} – sirkulatsiya qilayotgan katalizatorning miqdori, kg/soat;

t_1 va t_2 – reaktor va regeneratordagi haroratlar, K;

S_0 – koksning regeneratsiya qilingan katalizatoridagi qoldiq miqdori, kg/kg;

G_{qk} – katalizatoridagi qoldiq koksning miqdori, kg/soat;

L – kreking paytida hosil bo'lgan koksning yonishi uchun zarur bo'lgan

havoning midori, kg/soat;

S_{sb} – suv bug‘ining issiqlik sig‘imi; J/kg·K

Z_1 va Z_2 – reaktor va regeneratordan chiqib ketayotgan suv bug‘ining miqdorlari, kg/soat;

Q_{yoi} – koksning yonish issiqligi, kJ/kg.

Reaktor blokining issiqlik balansini tuzamiz:

Issiqlikning kirishi

Xom ashyo bilan kiritilgan issiqlik.....	$G_X H_{tX}$
Havo bilan kiritilgan issiqlik.....	$LG_X t_X$
Koksning yonish paytida ajralgan issiqlik.....	$G_K Q_{yoi}$

Issiqlikning sarfi

Issiqlikning reaksiya mahsulotlari bilan chiqishi.....	$(G_X - G_K) H_{t1}$
Kreking reaksiyasining issiqligi.....	$G_X q_p$
Issiqlikning regeneratordan tutunli gazlar bilan birga chiqib ketishi.....	$(L + G_K) H_{t2}$
Reaktor va regeneratordan chiqib ketayotgan suv bug‘ini isitish uchun sarflangan issiqlik.....	$Z_1 C_{c\bar{o}} (t_1 - t_{z_1}) +$ $Z_2 C_{c\bar{o}} (t_2 - t_{z_2})$
Atrof-muhitga yo‘qotilgan issiqlik.....	Q_y
Katalizatorni regeneratsiya qilish uchun keragidan ortiqcha olinadigan issiqlik (ushbu issiqlik suv bug‘ini ishlab chiqarishda sarflanishi mumkin).....	Q_{or}

Issiqlik balansining tenglamasini tuzamiz:

$$G_X H_{tX} + LG_X t_X + G_K Q_{yoi} = (G_X - G_K) H_{t1} + G_X q_p + (L + G_K) H_{t2} + Z_1 C_{c\bar{o}} (t_1 - t_{z_1}) + Z_2 C_{c\bar{o}} (t_2 - t_{z_2}) + Q_y + Q_{or}. \quad (5.6)$$

Agar reaktor va regeneratorning harorat bo‘yicha rejimi va koksning chiqishi ma’lum bo‘lsa, (5.6) tenglama yordamida reaktorga berilayotgan xomashyoning entalpiyasi H_{tX} va harorati t_X hamda katalizatorni regeneratsiya

qilish uchun keragidan ortiqcha olinadigan issiqlik Q_{or} aniqlanishi mumkin.

Mavhum qaynash qatlamli reaktor uchun reaksiya hajmning miqdori (5.3) tenglama bo'yicha topiladi. Regeneratordagi katalizatorning hajmini esa quyidagi nisbat orqali aniqlash mumkin:

$$V_{pe} = \frac{G_K}{q_K}, \quad (5.7)$$

bu yerda: q_K – bir soat davomida 1 m³ katalizatorga nisbatan kuydirilgan koksning miqdori, kg/(m³·soat).

Reaktordagi mavhum qaynash qatlamining hajmi aniqlangandan so'ng uskunaning diametri va balandligi tanlanadi. Tegishli tenglamalar asosida mavhum qaynash tezligi, zarrachalarning oqim bilan ketib qolish tezligi, siklonlarga kirayotgan oqimning chang ushlashligi, quvursimon qismlarni aeratsiya qilish uchun suv bug'i yoki gazning sarfi, zatvorlarni yaratish kabilar topiladi.

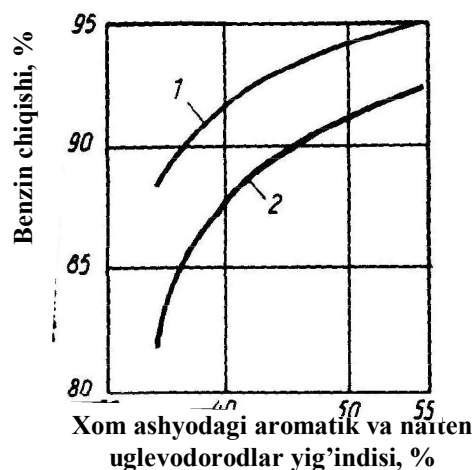
Uskunalarining tanlangan konstruksiyasi va o'lchamlari, taqsim-lovchi moslamalar va katalizatorni tashish uchun pnevmotransport sistemasi asosida reaktor blokining gidravlik (yoki gazodinamik) hisobi amalga oshiriladi. Hisoblashlar natijasida reaktor blokining qabul qilingan sxemasi bo'yicha harakatlanuvchi katalizatorli katalitik kreking qurilmasida barcha oqimlarning (jumladan, katalizator oqimining) harakatini amalga oshirish hamda ularning sarfini boshqarish imkoniyatlari ko'rsatib berilishi kerak.

5.2. Benzin fraksiyalari katalitik riformingi

Jarayon tavsifi. Yuqori oktanli benzinlar olishdagi asosiy jarayonlardan biri katalitik riforming hisoblanadi. Platinali yoki bimetalli katalizatorlarni qo'llanilishi bilan xom ashyo sifatidagi to'g'ri haydaluvchi benzin fraksiyalarini tarkibida ko'p miqdorda aromatik uglevodorodli mahsulotga aylantirish imkonini beradi. Olingan aromatlashirilgan fraksiyalarni faqatgina yuqori oktanli qo'shimchalar sifatida emas, balki keyinga induvidual aromatik uglevodorodlar olishda xom ashyo sifatida foydalanish mumkin. Shu bois katalitik riformingni ikki turli ko'rinishi mavjud, biri benzin komponentini ishlab chiqarish uchun, biri aromatik konsentrat ishlab chiqarishga mo'ljallangan. Ikkala variantni ham amaliyotdagi texnologik sxemasi bir xil, faqatgina jihozlar o'lchami, quvvati, xom ashyoning fraksion tarkibi va ayrim boshqa parametrlari bilan farqlanadi. Turli mahsulotlar olishda xom ashyo qaynash harorat chegaralari pastda keltirilgan:

Olinadigan mahsulot	Xom ashyoni qaynash chegaralari, °S.
Benzin komponenti	85 – 180
Benzol	62 – 85
Toluol	85 – 120
Ksilollar	120 – 140

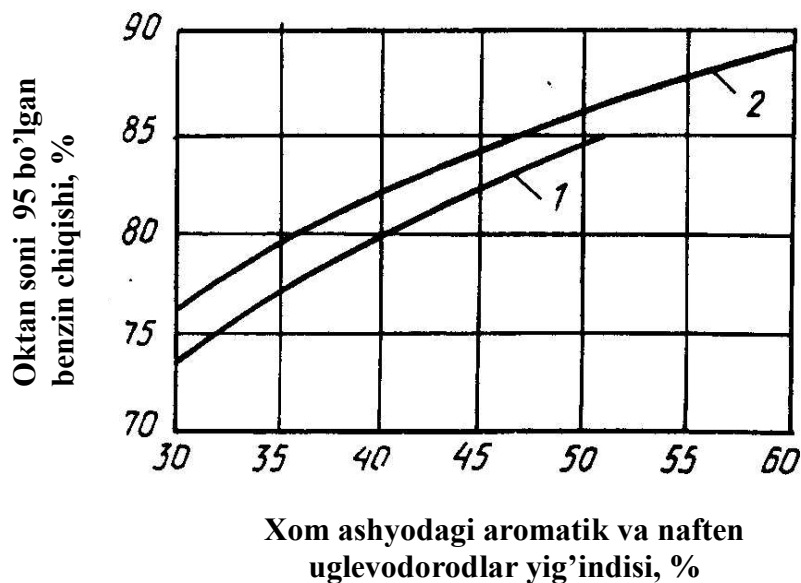
Katalitik riforming jarayoni ko'pincha qo'zg'almas katalizatorlarda vodorod saqlovchi gaz sirkulyasiyasi ishtirokida 470 – 540 °S haroratda va 1,4 – 3,5 MPa bosimda o'tkaziladi. Tabletka ko'rinishdagi – AP – 64 platinali va KR seriyadagi (KR 104, KR 104 A va boshqalar) platina reniyli katalizatorlar qo'llaniladi. Sirkulyasiyalanadigan vodorod saqlovchi gaz kamida 75 foiz hajm vodorod saqlangan bo'lishi kerak. Vodorod saqlovchi gaz sirkulyasiya karrasi 1 m³ xom ashyoga 700 dan 1500 m³ gacha tashkil etadi.



5.1- rasm. Riforing benzin chiqishini xom ashyo uglevodorodli (105 – 180 °S fraksiyalar) tarkibiga bog‘liqligi:

1 – oktan soni 75; 2 – oktan soni 80 (motor usulida).

Jarayon material balansi. Katalitik riforingning asosiy mahsuloti benzin – katalizat hisoblanadi. Bir vaqtda tarkibi vodorod va uglevodorodlar bo‘lgan gaz hosil bo‘ladi. Katalizatorlarda saqlanib qoladigan koks miqdori sezilarsiz va u balansda hisobga olinmaydi.



5.2 - rasm. Oktan soni 95 bilan chiquvchi riforing benzinni xom ashyo uglevodorodlarni tarkibiga bog‘liqligi:

1 – 85 – 180 °S fraksiya; 2 – 105 – 180 °S fraksiya

Riforming mahsulotlari oʻrtacha chiqishini quyidagi maʼlumotlar tavsiflaydi.

	Massali chiqishi, %
Benzin - katalizat	75,0 – 90,0
Vodorod	0,8 – 1,8
Propan	5,1 – 12,0
Butanlar	3,6 – 9,7

Riforming mahsulotlari chiqishini aniqlashda hisoblash usullari yoʻq. Uglevodorodli xom ashyo tarkibiga bogʻliqlik grafiklariga (5.1, 5.2 - rasm)ga koʻra benzin chiqishini tarkibni aniqlash mumkin.

5.1-masala. Katalitik riformingga 105– 180⁰S fraksiya kiritilyapti. Qaysiki, unda naften va aromatik uglevodorodlar massa miqdorlari yigʻindisi 50% tashkil etadi. Benzin chiqishining oktan soni 80 (motor usulida) va oktan soni 95 (tadqiqot usulida) aniqlang.

Echish. Benzin oktan soni 80 bilan chiqishini grafik boʻyicha (5.1- rasmga qarang) topamiz. U 91,5% ga teng.

Benzin 95 oktan soni bilan chiqishini (5.2 -rasmdagi) grafik boʻyicha aniqlaymiz, u 86,2 % ni tashkil etadi.

Javoblar umumiy qonuniyatlarda tasdiqlanadi, yaʼni mahsulot oktan sonini oshirilishi, sifatini yaxshilanishi bilan uning miqdorini kamayishiga olib keladi.

Jarayon issiqlik balansi. Katalitik riforming jarayoni koʻp issiqlik yutilishi bilan boradi, shuning uchun oraliq qizdirish talab etiladi. Shu bois barcha reaksiyon hajm bir necha bosqichlarga boʻlinadi. Koʻp hollarda uch bosqichli tizim qoʻllaniladi, yaʼni uch ketma – ket reaktorlardan tashkil topgan. Ayrim holda oxirgi bosqichda birta oʻrniga ikkita parallel ishlovchi reaktor oʻrnatiladi. Issiqlik balansi odatda har bir reaktor yoki, boskich uchun tuziladi. Chunki, bunda gazsimon mahsulot aralashmasini chiqishidagi harorati aniqlanadi.

Masalan, birinchi reaktor uchun issiqlik balansini quyidagi koʻrinishda yozish mumkin.

$$G_{x,a} / \dot{t}_1 + G_{s,g} C_{v,g} (t_1 - t_2) = (1 - \gamma) G_{x,a} / \dot{t}_2 + \gamma G_{x,a} \sum x_i / \dot{t}_i + \gamma G_{x,a} q_r'$$

bu yerda: $G_{x.a}$ – xom ashyo massa sarfi, kg/s; t_1^o t_2^o - reaktorga kirishdagi (t_1) va chiqishdagi (t_2) haroratlardagi xom ashyo bug‘lari entalpiyasi, J/kg; $G_{s.g.}$ – sirkulyasiyalanuvchi vodorod saklovchi gaz massa sarfi, kg/s; $S_{v.g.}$ – vodorod saklovchi gazning o‘rtacha issiqlik saqlashi, J/(kg); γ – reaktordagi xom ashyoni o‘zgarish darajasi, massa ulushi; X_i , i^n - reaksiya mahsulotlarini alohida komponentlar massa ulushi va entalpiyasi; q_r - reaksiya issiqlik effekti, J/kg.

Xom ashyo bug‘lari entalpiyasini formula bo‘yicha hisoblanadi va olingan natijaga bosim tuzatmasi kiritiladi.

Sirkulyasiyalanuvchi vodorod saqllovchi gazning o‘rtacha issiqlik sig‘imi additivlik qoidasiga ko‘ra aniqlanadi. Hisoblashlarni soddalashtirish uchun issiqlik sig‘imiga bosim va haroratlar ta‘sirini hisobga olmasa ham bo‘ladi. Birinchi reaktorda o‘zgarish darajasi biroz ko‘p kuzatiladi, ikkinchi va uchinchi reaktorlarda esa kamroq.

Reaksiya mahsuloti komponentlari yig‘indisi ΣX_i , i^n - hisoblashda reaksiya mahsulotlari quruq gaz, propan–butanli fraksiya va benzin–katalizat tushuniladi. Quruq gaz entalpiyasi uning o‘rtacha issiqlik sig‘imiga ko‘ra aniqlanadi.

Jarayonning solishtirma issiqlik effekti xom ashyoning uglevodorod tarkibiga bog‘liq bo‘ladi. Naftenli xom ashyo uchun u 410 dan 585 kJ/kg chegerasida, parafinli xom ashyo uchun – 210 dan 295 kJ/kg gacha bo‘ladi.

Reaktordan chiqishdagi mahsulotlar aralashmasi harorati odatda tanlash usulida ya‘ni ketma – ket berilayotgan haroratlar turli qiymatidan aniqlanadi va kirim va sarf qismi issiqlik balansi teng bo‘lmaguncha tenglik echiladi.

5.2-masala. Katalitik riforming birinchi reaktoridan chiqishdagi mahsulotlar aralashmasi harorati aniqlansin.

Reaktorga 10,875 kg/s benzin fraksiya ($\rho_4^{20}=0,734$; $M=118$ kg/kmol; $T_{kr}=583$ K; $r_{kr}=2,7$ MPa) kiritilmoqda. Reaktorga kirishdagi bosimi 2,9 MPa, harorati 530⁰S va xom ashyoning o‘zgarish darajasi 0,61. Reaksiya mahsulotlari

massa miqdorlari quyidagicha: quruq gaz – 5%; propan – butanli fraksiya ($T_{kr}=400\text{ K}$, $P_{kr}=3,9\text{ MPa}$) – 9,8%; katalizat ($\rho_4^{20}=0,768$; $M=108\text{ kg/mol}$; $T_{kr}=570\text{ K}$; $P_{kr}=3,3\text{ MPa}$) – 84,2%. Quruq gaz massa tarkibi: N_2 – 6,8%; SN_4 – 62,3%; S_2N_6 – 18,7%; S_3N_8 – 12,2%; sirkulyasiyalanuvchi gaz: N_2 – 43,4%, SN_4 – 27,8%; S_2N_6 – 19,3%; S_3N_6 – 9,5%. 1 m^3 xom ashyoga vodorod saklovchi gaz sirkulyasiya karrasi 755 m^3 . Jarayon issiqlik effekti 430 kJ/kg . Propan–butanli fraksiya entalpiyasi 1780 kJ/kg teng deb qabul qilingan.

Echish. Reaktordan chiqishdagi haroratni 470°S deb qabul qilamiz, bu harorat uchun issiqlik balansi tenglamasini echamiz.

Reaktorga kiruvchi va chiquvchi xom ashyo bug‘lari entalpiyasini formulaga ko‘ra, (ilova) dagi grafik bo‘yicha keltirilgan harorat va bosim orqali entalpiya tuzatmasini aniqlaymiz.

Reaktorga kirishdagi xom ashyo uchun:

$$T_{kel} = \frac{530 + 273}{583} = 1,38 \quad P_{kel} = \frac{2,9}{2,7} = 1,07;$$

$$\frac{\Delta / M}{T_{kr}} = 7; \quad \Delta / = \frac{7 \cdot 583}{118} = 34,6 \text{ kJ / kg};$$

$$/_{530}^{\Pi} = 1698,6 - 34,6 = 1664 \text{ kJ / kg}$$

Reaktordan chiqishdagi xom ashyo uchun:

$$T_{kel} = \frac{470 + 273}{583} = 1,27; \quad P_{kel} = 1,07;$$

$$\frac{\Delta / M}{T_{kr}} = 7,9; \quad \Delta / = \frac{7,9 \cdot 583}{118} = 39 \text{ kJ / kg};$$

$$/_{530}^{\Pi} = 1500 - 39 = 1461 \text{ kJ / kg}$$

Katalizat entalpiyasini analogik holda aniqlaymiz.

$$T_{kel} = \frac{470 + 273}{570} = 1,3; \quad P_{kel} = \frac{2,9}{3,3} = 0,88;$$

$$\frac{\Delta / M}{T_{kr}} = 6; \quad \Delta / = \frac{6 \cdot 570}{108} = 32 \text{ kJ / kg};$$

$$/_{470}^{\Pi} = 1481 - 32 = 1449 \text{ kJ / kg}$$

Propan – butanli fraksiya entalpiyasi – 1780 kJ/kg berilgan.

Quruq gaz entalpiyasini harorat issiqlik sig‘imi kabi hisoblaymiz. Vodorodning issiqlik sig‘imini $14,8\text{ kJ/(kgK)}$ deb qabul qilamiz, qolgan

komponentlar issiqlik sig'imini grafik (ilova) bo'yicha topamiz. Quyidagi issiqlik sig'imi qiymatlarini kilojoul taqsim kilogramm – kelvinda olamiz: metan – 3,90; etan – 3,45; propan – 3,38. Quruq gaz o'rtacha issiqlik sig'imini komponentlar massa ulushlari bilan hisobga olgan holda quyidagiga teng.

$$S_{\text{qur.gaz}} = 0,068 \cdot 14,8 + 0,623 \cdot 3,9 + 0,187 \cdot 3,45 + 0,122 \cdot 3,38 = 4,49 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}).$$

Quruq gaz entalpiyasi:

$$/_{470}^{\text{II}} = 4,49 \cdot 470 = 2110 \text{ kJ/kg}.$$

Vodorod saklovchi gaz o'rtacha issiqlik sig'imini hisoblashni soddalashtirish uchun komponentlarni topilgan issiqlik sig'implaridan foydalanib aniqlaymiz:

$$S_{\text{v.g.}} = 0,434 \cdot 14,8 + 0,278 \cdot 3,9 + 0,193 \cdot 3,45 + 0,095 \cdot 3,38 = 8,49 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

Vodorod saklovchi gazning o'rtacha molyar massasini topamiz:

$$M_{\text{o'r}} = \frac{1}{\frac{0,434}{2} + \frac{0,278}{16} + \frac{0,193}{30} + \frac{0,095}{44}} = 4,1$$

va uning zichligi:

$$\rho_{\Gamma} = \frac{4,1}{22,4} = 0,183 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Unda vodorod saqllovchi gaz massa sarfi quyidagiga teng bo'ladi:

$$G_{\text{vsg}} = \frac{10,875 \cdot 755 \cdot 0,183}{734} = 2,05 \text{ kg} / \text{s}$$

Berilgan va topilgan kattaliklarni (5.9) tenglamaga qo'yib quyidagini olamiz:

$$\begin{aligned} 10,875 \cdot 1664 \cdot 10^3 + 2,05 \cdot 8,49(530 - 470) \cdot 10^3 &= 0,39 \cdot 10,875 \cdot 1461 \cdot 10^3 + 0,61 \cdot 10,875 \\ (0,06 \cdot 2110 + 0,842 \cdot 1449 + 0,098 \cdot 1780)10^3 &+ 0,61 \cdot 10,875 \cdot 430 \cdot 10^3; \\ F_{\text{kir}} &= 19140270 \text{ Vt}; \quad F_{\text{chiq}} = 19139562 \text{ Vt} \end{aligned}$$

Balansdagi kirish (F_{kir}) va chiqish (F_{chiq}) issiqlik oqimlari deyarli fark kilmaydi, shuning uchun reaktordan chiqish haroratini boshlang'ich haroratga teng deb qabul qilishimiz mumkin.

Riforming reaktorlari geometrik o'lchamlarini aniqlash.

Katalitik riforming reaktorlari muntazam ishlaydi, oraliq xom ashyo kiritish va reaksiya mahsulotlari chiqarish bo'lmaydi. Barcha reaktorlar orqali bir xil miqdordagi xom ashyo va sirkulyasiyalanuvchi vodorod saklovchi gaz o'tadi. Shulardan kelib chiqqan holda, quyidagi hisoblashlar tartibi saqlanadi.

1. Reaktordagi katalizator hajmi ($V_{k,r}$, m^3) (5.8) formuladan topiladi.

$$V_{k,r} = G_{x.a.} / \rho_{x.a.} W \quad (5.8)$$

Xom ashyo uzatish hajmiy tezligi keng chegaralarda 1 dan 5 soat⁻¹ gacha o'zgarishi mumkin.

2. Xom ashyo aralashmasi hajmiy sarfi va sirkulyasiyalanuvchi gaz yig'indisi (G_{ar} , m^3/s) aniqlanadi.

$$G_{ar} = G'_b + G'_{vsg}$$

Bu yerda: G'_b - xom ashyo bug'lari hajmiy sarfi, m^3/s ;

G'_{vsg} - sirkulyasiyalanuvchi vodorod saqllovchi gaz sarfi, m^3/s .

3. Reaktor kesim yuzasi (S , m^2) $S = G_{ar} / V$ formulasiga ko'ra aniqlanadi, bu yerda: V – aralashma harakat tezligi, m/s .

Riforming reaktorlaridagi aralashma chiziqli harakat tezligi odatda apparatni to'la kesimida 0,3 – 0,5 m/s oralig'ida bo'ladi.

4. Ma'lum kesim yuzasi bo'yicha reaktor diametri topiladi.

5. Barcha reaktorlardagi katalizator qatlami (h_k , m) balandlik yig'indisi hisoblanadi:

$$h = V_{k,r} / S.$$

Sanoat qurilmalarida katalizator odatda reaktorlararo 1:2:4 nisbatda taqsimlanadi, ya'ni birinchi reaktorda 15%, ikkinichisida 30% va uchinchisida – 55% katalizator umumiy hajmi bo'ladi.

Agar reaktorlar o'lchami bir xil deb qabul qilinsa, keyingi hisoblashlar eng yuklamali uchinchi reaktor bo'yicha olib boriladi. Bunday holatda katalizator balandligi (h'_k) quyidagicha aniqlanadi:

$$h'_k = 0,55 h_k.$$

Reaktor umumiy balandligiga (H, m) uning silindrik qismi ($1,5$ barobar oshirilgan katalizator qatlami balandligi) va ikki yarimshar ko‘rinishda tub balandligi kiradi:

$$H = 1,5 h'_k + D.$$

Bu yerda: D – reaktor diametri, m .

Birinchi va ikkinchi reaktorlar balandligi uchinchi reaktor balandligiga teng deb qabul qilinadi. Qurilma reaktorlari har xil o‘lchamga ega bo‘lsa, ularni har biri balandligi yuqorida keltirilgan formula bo‘yicha undagi katalizator hajmidan kelib chiqqan holda aniqlanadi.

5.3-masala. Katalitik riforming qurilmasiga $62-85$ °S fraksiya $34\,750$ kg/soat ($\rho_4^{20} = 0,7152$; $M = 98$ kg/mol; $T_{kr} = 522$ K; $P_{kr} = 2,8$ MPa) kiritilmoqda. Xom ashyoni uzatish hajmiy tezligi $2,0$ soat⁻¹. Reaktor blokidagi harorat hisobi 510 °S, bosim $3,1$ MPa. $1\,m^3$ xom ashyo uchun vodorod saqllovchi gaz sirkulyasiya karrasi $850\,m^3$. Gaz xom ashyo aralashmasi chiziqli tezligi $0,47$ m/s. Uchinchi reaktorga 56% katalizator to‘ldirilgani hisobga olgan holda, reaktor diametri va balandligi aniqlansin.

Echish. Dastlab siqiluvchanlik koeffitsientini hisobga olgan holda bug‘lar hajmiy sarfini formuladan topamiz va grafikdan (5.3 va 5.4 rasm) keltirilgan harorat va bosimga ko‘ra aniqlaymiz:

$$T_{kel} = \frac{510 + 273}{522} = 1,5; \quad P_{kel} = \frac{3,1}{2,8} = 1,1$$

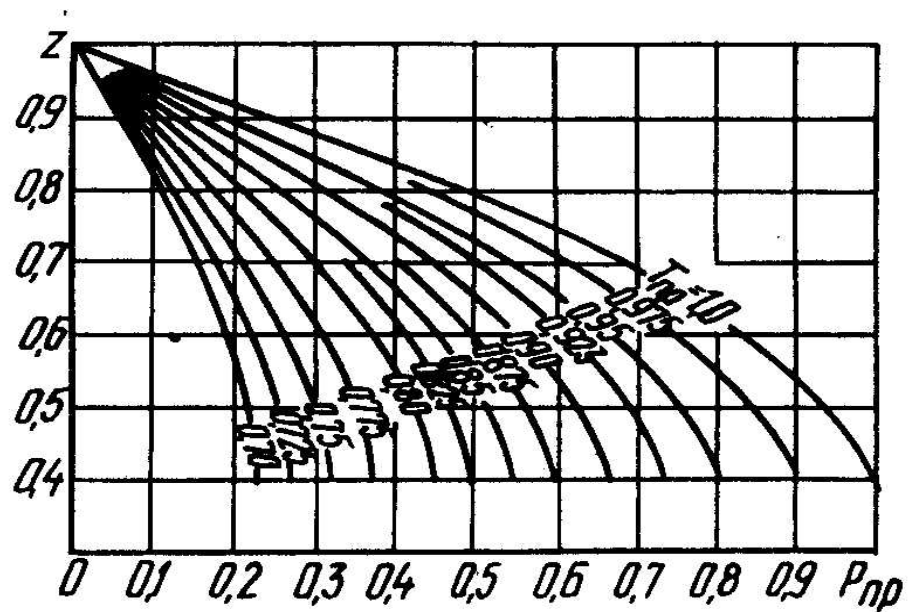
Siqiluvchanlik koeffitsienti $z = 0,9$.

Xom ashyo bug‘lari hajmiy sarfi:

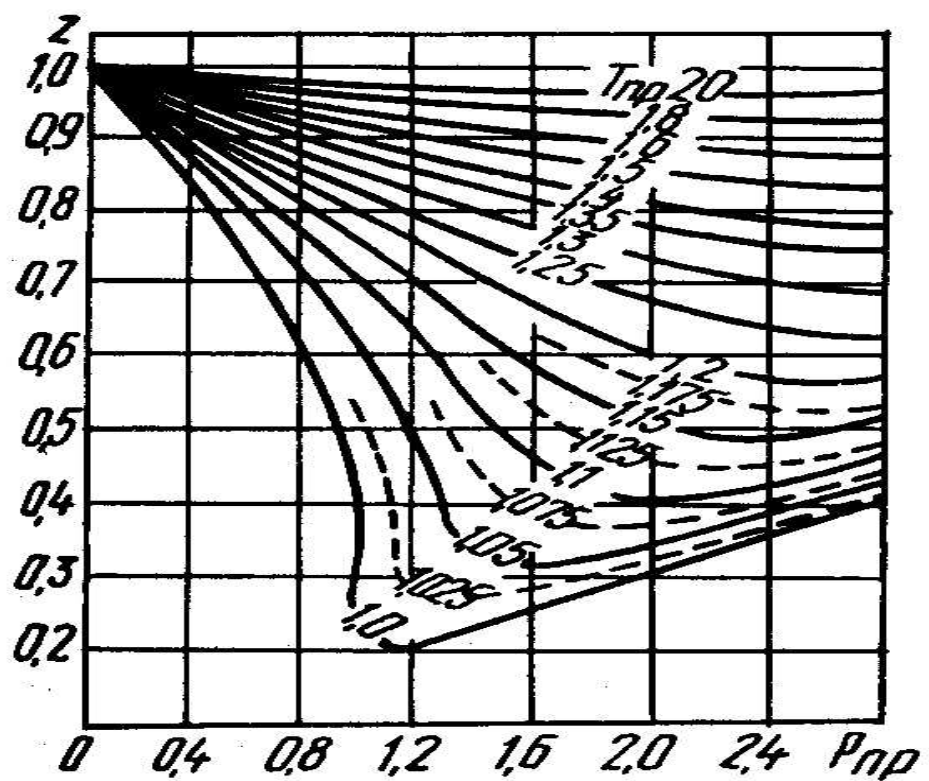
$$G'_6 = \frac{22,4 \cdot 783 \cdot 0,101 \cdot 0,9 \cdot 34750}{273 \cdot 3,1 \cdot 98 \cdot 3600} = 0,185\,m^3/c$$

Vodorod siqiluvchanlik koeffitsienti 1 ga teng, buni vodorod saqllovchi gaz uchun ham qabul qilsa bo‘ladi. Vodorod saqllovchi gaz hajmiy sarfi quyidagicha topiladi:

$$G'_{y,z} = \frac{34750 \cdot 850 \cdot 783 \cdot 0,101}{715,2 \cdot 273 \cdot 3,1 \cdot 3600} = 1,072 \text{ } M^3 / c$$



5.3 - rasm. Uglevodorod saqovchi gazlari past bosimlarda siqiluvchanlik ko'effitsientini aniqlash grafigi.



5.4- rasm. Uglevodorod saqlovchi gazlarni yuqori bosimlarda siqiluvchanlik ko'effitsientini aniqlash grafigi.

Yig'indisi:

$$G'_{ap} = 0,185 + 1,072 = 1,257 \text{ } \mathcal{M}^3 / c$$

Reaktor blokdagi katalizator umumiy hajmi (5.8) formula bo'yicha aniqlanadi:

$$V_{\kappa.p} = \frac{34750}{715,2 \cdot 2} = 24,3 \text{ } \mathcal{M}^3$$

Reaktor kesimi yuzasi:

$$S = \frac{1,257}{0,47} = 2,7 \text{ } \mathcal{M}^2$$

Uning diametri:

$$D = 1,128\sqrt{2,7} = 1,85 \text{ } \mathcal{M} \approx 2 \mathcal{M}$$

Katalizator qatlami umumiy balandligi:

$$h_{\kappa} = \frac{24,3}{2,7} = 9 \mathcal{M}$$

Uchinchi reaktordagi katalizator qatlami balandligi:

$$h'_{\kappa} = 0,56 \cdot 9 = 5 \text{ } \mathcal{M}$$

Uchinchi reaktor to'liq balandligi:

$$N = 1,5 \cdot 5 + 2 = 9,5 \text{ } \mathcal{M}.$$

5.4-masala. Rifforming reaktorini hisoblash. Quvvati bir sutkada 960 t. benzin fraksiyasini rifforming etuvchi qurilmaning reaktorlarini sonini va o'lchamlarini aniqlash.

Berilgan shartlar:

1. Hom ashyo – benzin fraksiyasi 80-180°S ($d_H^{20}=0,745$; $M= 116$; $T_{kr.}= 570^\circ\text{S}$; $P_{kr.}= 2,7 \text{ MPa}$);
2. Reaktordagi harorat- 480°S;
3. Reaktordagi bosim -2,04 MPa;
4. Hom ashyoning hajmiy tezligi - $\omega = 1,6 c^{-1}$;
5. Hom ashyo parlarini va aylanib yuruvchi vodorodli gazning reaktorni ko'ndalang yuzasi bo'yicha haraktining tezligi - $U = 0,5 \mathcal{M}/c$

Masalaning echimi:

1. Xom ashyo bug‘larining hajmini quyidagi formula bilan topamiz:

$$v = 22,4 \cdot \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{P} \cdot Z \cdot \sum \frac{G_i}{M_i}$$

Keltirilgan bosim:

$$P_{np.} = \frac{2,04}{2,70} = 0,755 \approx 0,8$$

Keltirilgan harorat:

$$T_{np.} = \frac{480 + 273}{570} = 1,32$$

Xom ashyoni siqilish faktori $Z=0,8$

U vaqtda hom ashyo bug‘larini hajmi:

$$v_{xom}^{480} = 22,4 \cdot \frac{(480+273) \cdot 0,101}{273 \cdot 2,04 \cdot 3600} \cdot 0,8 \cdot \frac{960000}{24 \cdot 116} = 0,102 m^3/c$$

2. Aylanib yuruvchi vodorodli gazning hajmini topamiz:

$$v_{a.z.}^{480} = \frac{(480-273) \cdot 1 \cdot 0,101}{273 \cdot 2,04 \cdot 3600} \cdot v_x^{20} \cdot 1000 = \frac{753 \cdot 0,101}{273 \cdot 3600 \cdot 2,04} \cdot \frac{960000}{745 \cdot 24} \cdot 1000 = 1,34 m^3/c$$

3. Reaktordagi katalizatorning umumiy hajmini aniqlaymiz:

$$v_{p.k.} = \frac{v_x}{\omega} = \frac{960}{24 \cdot 0,745 \cdot 1,6} = 34 m^3$$

Reaktorning ko‘ndalang yuzasini aniqlaymiz:

$$F = \frac{v_{ap}}{U} = \frac{v_{xom}^{480} + v_{a.z.}^{480}}{U} = \frac{0,102 + 1,34}{0,5} = 2,8 m^2$$

5. Reaktorni diametrini hisoblaymiz:

$$D = \sqrt{\frac{4v_p}{\pi U}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (0,102 + 1,34)}{3,14 \cdot 0,5}} = 1,98 \approx 2 m$$

6. Hamma reaktorlardagi katalizatorning balandligi:

$$h_k = \frac{v_{p.k.}}{F} = \frac{34}{2,8} = 12 m$$

7. Reaktorlarning sonini uchta deb qabul qilamiz. Katalizator reaktorlarga 1:2:4 mutanosiblikda joylashtiriladi. U vaqtada uchinchi reaktordagi katalizatorning balandligi:

$$h'_1 = h_k \cdot 0,4 = 12 \cdot 0,4 = 4,8 \text{ m teng bo'ladi.}$$

Reaktorning silindir qismini balandligi:

$$h_2 = \frac{h'_1}{2} = \frac{4,8 \cdot 3}{2} = 7,2 \text{ m}$$

Reaktorning umumiy balandligi:

$$H' = h'_2 + D = 7,2 + 2 = 9,2 \text{ m.}$$

5.3. Neft xom ashyosi distillyati gidrokrekingi va gidrotozalash

Jarayon tavsifi. Gidrokreking va gidrotozalash gidrogenizatsion katalitik jarayonlar bilan bir gruppaga aloqador bo'lib, umumiy nazariy qonuniyatlarga bo'ysunadi. Yuqoridagi jarayonlar reaksiyalari borish darajasi va shu texnologik rejim va jihozlarini rasmiylashtirilishiga ko'ra bir biridan farqlanadi.

Gidrokrekingdan maqsad –tinik yoqilg'i va katalitik kreking uchun kam oltingugurtli xom ashyo olishdir. Bunda boshlang'ich vakuum distillyatlarini yanada to'liqroq o'zgartirish ko'zda tutiladi. Ko'pgina hollarda, gidrokreking engil bosqichda 5-7 M Pa bosim, 360-440 °S harorat, vodorod saqllovchi gaz sirkulyasiyasi 1 m³ xom ashyoga 800 – 2000 m³ va xom ashyo uzatish hajmiy tezligi 0,2 – 1,0 soat⁻¹ bo'lganda o'tkaziladi. Bunday sharoitlarda vodorodni reaksiyadagi sarfi 1 dan 3% gacha etadi. Gidrokreking issiqlik ajalishi bilan boradi, jarayon solishtirma issiqlik effekti 293 – 420 kJ/kg tashkil etadi.

Gidrotozalashni qo'llanishi asosan, neft mahsulotlari sifatini pasaytiruvchi oltingugurtli va boshqa getroatomli birikmalarni neft distillyatlari tarkibidan yo'qotish hisoblanadi. Bunda uglevodorodlar asosiy massasi kimyoviy o'zgarishga uchramasligi kerak, shuning uchun gidrotozalash jarayoni biroz yumshoq sharoitlarda, ya'ni past haroratda (350 – 400 °S), bosim (3 – 5 MPa), vodorod saqllovchi gaz sirkulyasiyasi (1 m³ xom ashyoga 500 – 600 m³) va xom ashyo uzatishni oshirilgan hajmiy tezligida (1,5 – 7,0) amalga oshiriladi. Xoxlagan neft distillyatini gidrotozalashdan o'tkazish mumkin, biroq qayta ishlanadigan xom ashyolar hajmi bo'yicha dizel yoqilg'isini gidrotozalash ancha ko'p tarqalgan.

Gidrokreking va gidrotozalash jarayonlari koidaga ko‘ra, reaktorlarda qo‘zg‘almas qatlamli katalizatorlarda o‘tkaziladi. Katalizatorlar u yoki bu jarayonlarda ko‘p hollarda muhim farqga ega emas.

Gidrokreking material balansi. Gidrokreking mahsulotlari gaz, benzin, dizel yoqilg‘isi hisoblanada. Gohida qoldiq ham mahsulotga kiradi. O‘zgarishlar umumiy darajasi tiniq mahsulotlar chiqish yig‘indisini belgilaydi. Gidrokreking katalitik kreking bilan ko‘pgina o‘xshashliklarga ega, gidrokreking mahsulotlar chiqishini aniqlash uchun o‘sha formulalardan foydalanish taklif etiladi. Hosil bo‘lgan benzin (q.b. – 160 °S) miqdori formulaga ko‘ra hisoblanadi, dizel yoqilg‘isi (160 – 350 °S) chiqishi formula orqali aniqlanadi. Makrokinetik koeffitsientlarni taxminiy hisoblashlarda $k' = 1,3$; $k'' = 2,0$ ga teng deb qabul qilish mumkin.

Benzin va dizel yoqilg‘isi chiqishi yig‘indisi va o‘zgarish darajasi orasidagi farq bo‘yicha gaz chiqishi aniqlanadi.

5.5-masala. Gidrokrekingdagi vakuum distillyat mahsulotlari chiqishini aniqlang, agar uning o‘zgarish darajasi 0,68 ni tashkil etsa.

Echish. Makrokinetik koeffitsientlarni $k' = 1,3$; $k'' = 2,0$ deb qabul qilib, formulaga ko‘ra benzin chiqishini (massa ulushlarda) aniqlaymiz:

$$X_o = \frac{1,3}{(1-1,3)(1,3-2)} \left((1-0,68)^2 - (1-0,68)^{1,3} \right) + \frac{1,3}{(1-2)(1-3)} \cdot \left((1-0,68) - (1-0,68)^2 \right) = 0,17$$

Dizel yoqilg‘isi chiqishini formuladan topamiz:

$$X_{o.e} = \frac{1}{1-1,3} \left((1-0,68)^{1,3} - (1-0,68) \right) = 0,31$$

Gazni chiqishini farqlar bo‘yicha $X_g = 0,68 - (0,17 + 0,31) = 0,2$.

Gidrotozalash reaktorini hisoblash

5.6-masala. Boshlang‘ich ma’lumotlar. Qurilma 2,8 mln t/y xom ashyoni qayta ishlay oladi. Gidrotozalash jarayoni alyumonoboltmolibdenli katalizatorida 4,5 MPa bosim ostida o‘tkaziladi. N₂ saqlagan gaz xom – ashyoga nisbatan $x = 400 \text{ nm}^3/\text{m}^3$ da aralashtirilib beriladi.

-xom – ashyoning tarkibiy tuzilishi: Fraksion tuzilishi 205 -335 °S; zichligi $\rho_0 = 855 \text{ kg/m}^3$

-N₂ sarfi: $G_1 = 0,280\%$ (massa)- S₂ birikmalarini gidrogenolizi uchun;

$G_2 = 0,083\%$ (massa);

$G_3 = 0,025\%$ (massa) – gidrogenizatga aralashtirish vaqtida yo‘qotiladigan N₂ miqdori;

$G_4 = 0,044\%$ (massa) - mexanik yo‘qotilish.

-Gidrotozalashda tozalanadigan S miqdori: $\Delta S = 1,7\%$ (massa).

- Oltingugurtli organik birikma tarkibi:

VSG -0,1, quruq gaz -1,2; oltingugurt – 0,2; dizel yoqilg‘isi- 0,6.

- oltingugurtning tozalanish darajasi $S_n = 10$;

- uglevodorodlarni gidrirlanishi natijasida ajralib chiqadigan issiqlik miqdori:

$Q_m = 126000 \text{ nj/mol}$:

1.Reaktorning moddiy balansi hisobi.

Reaktor xom ashyosi toza vodorod saqlangan gaz va sirkulyasiyalanuvchi N₂ saqlangan gaz bo‘lib hisoblanadi.

5.1-jadvalda S VSG tarkibi yozib chiqilgan.

5.1-jadval

	N ₂	SN ₄	S ₂ N ₆	S ₂ N ₈	S ₂ N ₁₀
Molli ulushi	0,730	0,180	0,045	0,025	0,020
Massaviy ulush	0,190	0,425	0,103	0,102	0,180

SVSG ning o‘rtacha molekulyar massasi quyidagiga teng:

$$M_s = \Sigma M : y^1 := 2 \cdot 0,730 + 16 \cdot 0,180 + 30 \cdot 0,045 + 44 \cdot 0,025 + 58 \cdot 0,020 = 1,46 + 2,88 + 1,35 + 1,1 + 1,16 = 7,95 \text{ kg / mol}$$

100 kg xom ashyoga ketadigan SVSG sarfi quyidagiga teng:

$$G_s = \frac{100 \cdot x \cdot M_s}{P_s} \cdot 22,4 = \frac{100 \cdot 400 \cdot 7,95}{855 \cdot 22,4} = \frac{318000}{19152} = 16,6 \text{ kg}$$

Gidrotozalashda sarflanadigan toza VSG miqdorini aniqlaymiz.

$$G_{h_2}^0 = G_{y_2} / 0,29$$

$$G_{n2} = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 = 0,280 + 0,083 + 0,025 + 0,044 = 0,432\% \text{ (massa)}$$

$$G_{n2}^0 = \frac{0,432}{0,29} = 1,49\% \text{ (massa)}$$

Dizel yoqilg'isini gidrirlash uchun sarflanadigan vodorod miqdori quyidagiga teng:

$$G_1 + G_2 - 0,11 = 0,280 + 0,083 - 0,11 = 0,263\% \text{ (massa)}$$

Vodorod sulfid chiqishini hisoblaymiz.

$$V_{n2s} = \Delta S / 1,0625 = 1,7 : 1,0625 \% \text{ (massa)}$$

Endi benzinni chiqishini hisoblaymiz V_g

$$V_g = 0,3 \cdot \Delta S = 1,7 \cdot 0,3 = 0,51 \% \text{ (massa)}$$

Dezel yoqilg'isining chiqishi miqdorlari quyidagiga teng.

$$V_{d,t} = 100 - V_t - V_t - \Delta S, \text{ bu yerda } V_b = \Delta S \Rightarrow V_{d,t} = 100 - 1,7 - 0,51 - 1,7 + 0,5 = 96,59$$

Asosiy olingan ma'lumotlarga asosan moddiy balans quyidagi jadvalga kiritamiz.

5.2-jadval

Nomlanishi	% (massa)
Berildi:	
Xom –ashyo	100
VSG	1,49
SVSG	16,60
Σ Jami	118,09
Olinadi:	
Tozalangan dizel yoqilg'isi	96,59
N ₂ S	1,6
Quruq gaz	1,59
Benzin	1,7
SVSG	16,60
Σ Jami	118,08

Quruq gazning chiqishi quyidagiga teng.

$$G_{y2}^0 \cdot (1 - 0,29) + B_2 + G_3 = 1,49 \cdot (1 - 0,29) + 0,51 + 0,025 = 1,59\%(\text{massa})$$

Reaktorning issiqlik balansini hisoblash.

Gidrotozalash jarayonida reaktordagi aralashmalarning issiqlik sig'imi ma'lum miqdorda o'zgaradi. Shuning uchun reaktorning issiqlik balansini quyidagicha yozamiz.

$$GcT_0 + \Delta S q_s + \Delta C_m \cdot q_m = G \hat{c} t$$

$$\alpha = t_0 + (\Delta S q_s + \Delta S_n) / (Gc)$$

bu yerda: G - reaksiya aralashma - % miqdori, c – reaksiya aralashmadan o'rtacha issiqlik sig'imi, kJ/(kg.k), ΔS ; ΔC_m – xom – ashyodan ajralgan S_2 va miqdori, % (massa); α , α_0 - reaktorga kirishdagi va S_2 dan tozalangan holdagi xom ashyo harorati; q_s , q_n – S_2 li va bog'larni gidrirlanishidagi issiqlik miqdori kJ/kg t_0 aniqlash uchun sarf yig'indisining kichik qiymati mavjud grafik kerak bo'ladi. Bu grafikda S_2 li materiallar mavjud. Katalizator xom ashyo birgalikda reaktorga kirishdagi harorati $t_0 = 355^\circ\text{S}$ dagi reaksiya aralashmaning yig'indi soni 118,09 ni tashkil etadi.

Xom ashyoda ajratib olingan S_2 miqdori $\Delta S = 1,7\%$ (massa).

$$\Delta S_n = C_n \cdot 0,9 = 10 \cdot 0,9\% \text{ (massa)}$$

$$Q_s = \sum q_s \cdot q_s$$

Bu yerda: q_s - alohida S_2 li organik birikmalar gidrogenolizi issiqlik effekti, kJ/ kg (jadva5.1)

q_s - ajralgan S_2 li organik birikmalar miqdori, kg;

Shunday qilib,

$$Q_s = 0,1 \cdot 2100 + 1,2 \cdot 3810 + 0,2 \cdot 5060 + 0,6 \cdot 8700 = 210 + 4572 + 1012 + 5220 = 11014 \text{ kJ}$$

$$Q_n = \Delta S_n q_n / M; \quad M = \frac{44,29 \cdot p_s}{1,03 - p_s} = \frac{44,29 \cdot 0,855}{1,03 - 0,855} = 216,39$$

$$Q_n = 9 \cdot 12600 / 216,39 = 5240,5 \text{ kJ} = 5241 \text{ kJ};$$

$C_s = \sum C_r \cdot u$. C_r - harorat va bosim tuzatmalariga bog'liq holdagi alohida komponentlardan issiqlik sig'imi, kJ/(kg.K):

U_1 - sirkulyasiyalanuvchi gaz tarkibi har bir komponentlardan massaviy ulushi:

$$C_u = 14,97 \cdot 0,190 + 3,35 \cdot 0,425 + 3,29 \cdot 0,103 + 3,23 \cdot 0,102 + 3,18 \cdot 0,180 = 2,8 + 1,4 + 0,3 + 0,3 + 0,6 = 5,4 \text{ kJ/(kg.K)}$$

355°S dagi xom ashyo bug'lari entalpiyasini grafikdan aniqlaymiz.

$$I^{355} = 1055 \text{ kJ/kg}$$

Grafikning xom ashyoning absolyut kritik haroratini aniqlaymiz

$$T_{kr} = 465 + 273 = 738 \text{ K}$$

Hisoblab topilgan harorat quyidagicha.

$$T_{kr} = 355 + 273 / 738 = 355 + 0,37 + 0,37 = 355,37 \text{ K}$$

Xom ashyoning kritik bosimi quyidagi formuladan topiladi.

$$P_{kr} = 0,1 \cdot T_{kr} / M$$

$$K = \frac{1,216 \sqrt{T_{kr}}}{P_s} = \frac{1,216 \sqrt{738 + 273}}{0,855} = 14,72$$

$$\text{Unda: } R_{kr} = 0,1 \cdot 14,72 \cdot 738 / 216,39 = 5,02 \text{ MPa.}$$

$$P_{kr} = \frac{P}{P_{kr}} = \frac{4,5}{5,02} = 0,8964 \approx 0,896 \text{ MPa.}$$

T_{kr} va P_{kr} ni aniqlangan natijalariga asosan spravochnikdagi grafikdan quyidagini topamiz.

$$\Delta I = \frac{4,19 \cdot 4,2 \cdot 355,37}{216,39} = \frac{6254}{216,39} = 28,9 \text{ kJ/kg}$$

Shu bosimdagi xom ashyo entalpiyasiga tuzatma (spravochnikdan) quyidagiga teng:

$$I^{355} = 1055 - \Delta I = 1055 - 28,9 = 1026,1 \text{ kJ/kg}$$

Shu bosimdagi xom ashyo issiqlik sig'imi tuzatmasi quyidagicha teng bo'ladi:

$$S_s = 1026,1 : 355 = 2,89 \text{ kJ/kg.K.}$$

Aralashmasining o'rtacha issiqlik sig'imi quyidagicha aniqlanadi.

$$c = \frac{(C_y + C_y \cdot 17,44) / 118,09}{10} = 16,6 + 5,4 \cdot 17,44 / 118,09 = 1,7 \text{ kJ/(kg.K)}$$

Topilganlarni reaktorni issiqlik balansi formulasiga qo'yib, u yerdan reaktordan chiqish haroratini topamiz.

$$t = 355 + (11,014 + 5241) / (118,09 \cdot 1,7) = 355 + 16255 / 200,753 = 435,97^\circ \text{S}$$

Reaktorning konstruktiv hisobi.

Reaktorning geometrik o'lchamlarini hisoblash uchun rasmdagi parametrlari qatlami hajmini topish kerak.

$$V_k = G^1 \int_{s=0,2}^{s=0,2} ds / Z, \quad \text{bu yerda, } G = G/p$$

$\int_{s=0,2}^{s=0,2} ds/\tau$ - gidrotozalangan dizel fraksiyasi S_2 ning qoldiq ko'rsatgichi. Bu ko'rsatgich spravochniklardan topiladi. Bu holatda bu ko'rsatgich $0,2245 \text{ m}^3/\text{s}$ ga teng.

G – xom ashyoni qayta ishlash miqdori, kg/soat ga o'tkazilganda.

$$G = 2,8 \text{ mln g/y} = 343137 \text{ kg/soat};$$

$$G = 343137/855 = 401 \text{ m}^3/\text{soat}.$$

Endi V_k ni hisoblash mumkin:

$$V_k = 401 \cdot 0,2245 = 90,0245 = 90,03 \text{ m}^3$$

Reaktorni silindr shaklida qabul qilib, diametrini D deb belgilasak va reaktorning balandligi diametrga bog'liq holda $2 : 1$ nisbatda $H = 2 D$ bo'ladi. Unda:

$$V_r = \pi \cdot D^2 \cdot H = \pi \cdot D^2 \cdot 2D = 2 \pi \cdot D^3$$

Reaktorning diametri quyidagiga teng:

$$D = [V_r / (2\pi)]^{1/3} = [90,03 / (2 \cdot 3,14)]^{1/3} = (90,03 / 6,28)^{1/3} = \sqrt[3]{14,34} = 2,4 \text{ m}.$$

$$N = 2 \cdot 2,4 = 4,8 \text{ m}.$$

5.4. Termik kreking va og'ir نفت xom ashyosini visbrekinglash.

Jarayon tavsifi. Oxirgi yillarda نفت distillyatlari termik krekingi orqali yuqori oktanli benzin komponentlarini olish o'zining ilgarigi mohiyatini yo'qotdi. Hozirgi vaqtda asosan ko'p tarqalgan termik kreking engil formasi – visbrekingdir, u 2 MPa bosimgacha va harorat to 450°S gacha bo'lgan vaqtda

amalga oshiriladi. Visbreking maqsadi boshlang'ich xom ashyo gudronni qovushqoqligini kamaytirish hisobidan qozonxona yoqilg'isini olish bilan yakunlanadi. Qozonxona yoqilg'isi bilan birgalikda bir oz miqdorida gaz, benzin va dizel fraksiyasi ham hosil bo'ladi.

Mahsulotlarning o'rtacha chiqishi pastda ko'rsatilgan:

	Massali chiqish, %
Gaz	3-4
Benzin	7-8
Dizel fraksiyasi	8-9
Qozonxona yoqilg'isi	79-82

Visbrekingning asosiy reaksiya apparati quvurli pech hisoblanadi, unda harorat ostida xom ashyoning bir qism krekingi va uning "engillashishi" sodir bo'ladi. Jarayon tezligini aniqlashda, xom ashyoni belgilangan haroratda reaksiya zonada bo'lish vaqti, mahsulotlar chiqishi va zmeevikli pechni geometrik o'lchamlari visbreking pechini hisoblash uchun kiritiladi.

Jarayon tezligi. Termik kreking jarayoni yig'indi tezligi alohida kimyoviy reaksiyalar bo'linishlari, kondensatsiyalanishi, polimerizatsiyalanishi va boshqalarning natijasi hisoblanadi. Xom ashyo katta hajmdagi ko'p ko'rinishli uglevodorodlar va nouglevodorod komponentlarda bo'lganligi sabab, barcha kimyoviy reaksiyalarni hisobga olib bo'lmaydi. SHuning uchun, amaliyotda shartli ravishda jarayon tezligi ostida vaqt birligi ichida benzin chiqishi tushuniladi. Bu holatni kreking jarayonida birinchi tartibli reaksiya sifatida taxminan deb qarash mumkin.

Benzin chiqishini bir vaqtdagi va xuddi shu jarayon davomiyligi quyidagi tenglama orqali ifodalaniladi:

$$X_{62} = X_{61} 2^{\frac{t_1 - t_1}{a}} \quad (5.9)$$

yoki
$$X_{62} = X_{61} k_t^{0,1(t_2 - t_1)} \quad (5.10)$$

bu yerda: X_{b1} va X_{b2} – t_1 va t_2 haroratlarda benzinning massali chiqishi, %;
 a – harorat gradienti; k_t – harorat koeffitsienti.

Harorat gradienti va koeffitsienti qiymatlari 5.3. jadvalda keltirilgan.

Kreking tezligi harorat koeffitsientlari va gradientlar kattaliklari.

5.3- Jadval.

Xom ashyo	K_t haroratda, $^{\circ}\text{S}$				a haroratda, $^{\circ}\text{S}$			
	400	450	500	550	400	450	500	550
Gazoyl	1,8	1,7	1,6	1,5	11,5	13,3	15,2	17,2
Gudron	1,7	1,6	-	-	12,2	15,0	17,0	-

Odatda massa foizni sekund nisbatida ifodalangan X_i benzin xosil bo‘lish tezligi uchun (5.9) va (5.10) formulalar haqqoniydir.

Benzin chiqishini o‘zgarmas holatlarida harorat bilan jarayon davomiyligi orasidagi bog‘liqlikni quyidagi tenglama yordamida o‘rnatiladi.

$$\tau_1 = \tau_2 2^{\frac{t_2 - t_1}{a}} \quad (5.11)$$

Yoki

$$\tau_1 = \tau_2 k_t^{0,1(t_2 - t_1)} \quad (5.12)$$

bu yerda: τ_1 va τ_2 – t_1 va t_2 haroratlarda benzinni bir xil benzin chiqishiga erishish uchun zarur bo‘ladigan vaqt.

5.7-masala. Visbreking pechiga gudronni 420 $^{\circ}\text{S}$ da bo‘lish vaqti 3000 s ni tashkil etadi.

Agar xom ashyoni o‘zgarish darajasi oldingidek saqlansa, 450 $^{\circ}\text{S}$ da bo‘lish vaqti qanday bo‘ladi?

Echish. 5.3. jadvalga ko‘ra interpolyasiya usuli yordamida o‘rtacha harorat gradienti va 420 – 450 $^{\circ}\text{S}$ harorat orlig‘idagi o‘rtacha harorat koeffitsienti topiladi:

$$a = 142; k_t = 1,65.$$

(5.11) formulaga ko‘ra,

$$\tau_2 = 3000 \cdot 2^{\frac{450 - 420}{14,2}} = 3000 \cdot 2^{-2,1};$$

$$\lg \tau_2 = \lg 3000 - 2,1 \lg 2 = 2,84; \quad \tau_2 = 692 \text{ s.}$$

Natijalarni (5.12) formula bo'yicha tekshiramiz:

$$\tau_2 = 3000 \cdot 1,65^{-0,1(450-420)} = 3000 \cdot 1,65^{-3};$$

$$\lg \tau_2 = \lg 3000 - 3 \lg 1,65 = 2,82 : \tau_2 = 661 \text{ s.}$$

Natijalarni qanoatlantiruvchi qiymatini oldik.

Jarayonni material balansi. Ko'pgina ikkilamchi jarayonlar o'ziga xosligi, shuningdek visbrekingni ham xom ashyoni qisman yoki o'zgarmagan xom ashyoni to'liq retsirkulyasiyalanishi hisoblanadi. Demak, yuqorida keltirilgan visbreking mahsulotlari chiqishda o'zgartirilmagan qoldiqlarni reaksiya zonaga to'la qaytarib berilgan. Shunga ko'ra, xom ashyoni bir marotaba o'tkazishda va uni retsirkulyasiyalash shartida mahsulotlar chiqishi farqlanadi. Qurilmalar material balansi odatda har bir mahsulot retsirkulyasiyasi bilan birgalikdagi chiqish yig'indisini tasvirlaydi. Chiqish yig'indisini hisoblash uchun ushbu kattaliklar kiritiladi:

Rektifikatsiya koeffitsienti k_p :

$$k_p = \frac{G_x}{G_c} \quad (5.13)$$

va yuklanish koeffitsienti k_{yu} :

$$k_{yo} = \frac{G_x + G_p}{G_x} = 1 + k_p \quad (5.14)$$

bu yerda: G_h – toza xom ashyo sarfi, kg/s; G_q – retsirkulyasiyalanuvchi qoldiq yoki fraksiya sarfi, kg/s.

Agar bir marotabali o'tkazishda hosil bo'lgan qandaydir mahsulot X_i (foizlarda) massa ulushi ma'lum bo'lsa, to'liq sirkulyasiyalanishdagi o'zgartirilmagan xom ashyo chiqish yig'indisi quyidagicha aniqlanadi:

$$X_i = X_i (1 + k_r) = X_i k_o \quad (5.15)$$

5.8-masala. Visbreking pechiga 11,67 kg/s toza xom ashyo (gudron) va 2,36 kg/s retsirkulyasiyalanuvchi qoldiq kiritiladi. Bir o'tkazishda qozonxona yoqilg'isi chiqish 66,5% tashkil etadi. Retsirkulyasiyani hisobga olgan holda, qozonxona yoqilg'isi chiqish yig'indisi aniqlansin.

Echish. Yuklanish koeffitsientini (5.14) formuladan aniqlaymiz:

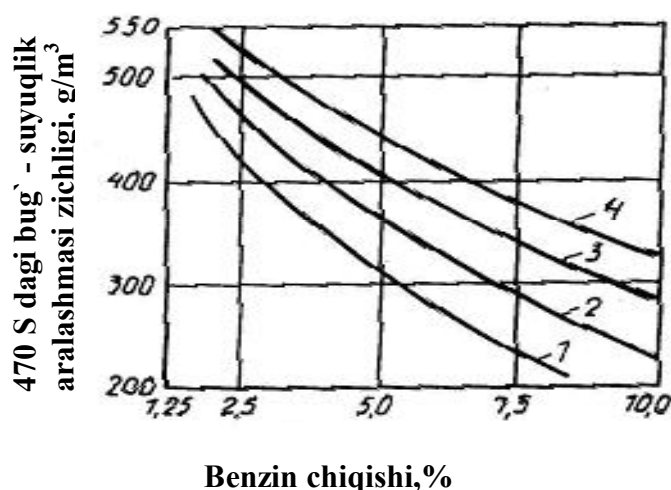
$$Ko = \frac{11,67 + 2,36}{11,67} = 1,2$$

Qozonxona yoqilg'isi chiqish yig'indisini (5.15) formula orqali topamiz:

$$X_{q,yo.} = 66,5 \cdot 1,2 = 79,8 \%$$

Visbreking pechidagi reaksiyon zmeevikni hisoblash.

Jarayon uchun reaksiyon zmeevikli uzunligini 470 °S oralig'ida aniqlash, Obryadchikov usuli [8] bo'yicha amalga oshiriladi. Boshlang'ich kattaliklar sifatida kreking reaksiya tezligini 450 °S da 1 s dagi benzin hosil bo'lishini 0,007% ga teng deb qabul qilinadi. Talab etiladigan benzin miqdorini olish uchun zaruriy reaksiya vakti ushbu kattaliklar buyicha aniqlanadi. Zmeevikdagi bosim va benzin chiqishiga ko'ra (5.5) grafik yordamida 470 °S dagi bug'simon suyuqlik aralashmasi zichligi topiladi.



5.5- rasm. Engil termik kreking reaksiyon zmeevikli pechdagi MPa lardagi benzin miqdorini bug'simon suyuqlik aralashmasi zichligiga bog'liqligi:

1-1,96; 2-2,45 ; 3-2,94; 4-3,43:

Zmeevikli quvurlaridagi xom ashyo harakat tezligi (V_h , m/s) quyidagi formula bo'yicha hisoblanadi:

$$V_x = \frac{46_x}{\rho_{ap} \pi d_{uq}^2} \quad (5.16)$$

bu yerda: G_X – xom ashyo sarfi, kg/s; ρ_{ar} – 470 °S dagi bug‘ suyuqlik aralashmasi zichligi, kg/m³; d_{ich} – zmeevikli quvur ichki diametri, m.

Zmeevik uzunligi (L, m) quyidagini tashkil etadi.

$$L = v_x \tau. \quad (5.17)$$

Bu yerda: τ – xom ashyoni reaksiyon zonaga kelish vaqti, c.

5.9-masala. Engil kreking pechida bir martali o‘tkazishda hosil bo‘ladigan benzin massa ulushi $X_b = 4\%$. Xom ashyo sifatida gudrondan foydalanilmoqda, uning sarfi 14,44 kg/s. Pechdan chiqishdagi harorati 470 °S, bosim 2 MPa ga teng. Ichki diametri 0,12 m bo‘lgan zmeevik uzunligi aniqlansin.

Echish. Benzin hosil bo‘lish tezligini aniqlashda (5.15) formuladan foydalanish mumkin, ya’ni undagi benzin chiqish tezligini uning hosil bo‘lishi X_i' bilan almashtirigan holda 5.1. jadvalga ko‘ra gudronni harorat gradienti $a = 15,2$. Shuni eslaymizki, Obryadchikov bo‘yicha termik kreking jarayonida 450 °S 1 s da 0,007% benzin (X_i') hosil bo‘ladi.

$$\text{U holda} \quad X_2 = 0,007 \cdot 2^{\frac{470-450}{15,2}} = 0,017\% / c$$

Xom ashyo reaksiyon zonaga bo‘lish davomiyligi

$$\tau = \frac{X_6}{X_2'} \cdot \frac{4}{0,017} = 235 c$$

Bug‘simon suyuqlik aralashmasi zichligi grafik bo‘yicha (5.5- rasmga qarang) zmeevikdagi benzinni o‘rtacha miqdori 2% va bosim 2,0 MPa da kuyidagiga teng:

$$\rho_{ar} = 450 \text{ kg/m}^3.$$

Xom ashyoning harakatlanish tezligi (4.8) formula bo‘yicha

$$V_x = \frac{4 \cdot 14,44}{450 \cdot 3,14 \cdot (0,12)^2} = 2,84 \text{ m/c}$$

Reaksiyon zmeevik uzunligi (5.17) formula bo‘yicha:

$$L = 2,84 \cdot 235 = 667,4 \text{ m.}$$

Reaksiyon pech issiqlik hisobi. Reaksiyon-kizdirish pechi issiqligini hisoblash muhimligi, unda balans tuzish ko‘rinishida namoyon bo‘ladi. Xom

ashyoni kimyoviy o'zgartirishda issiqlik yutilishi yoki ajralishi bilan kechadi. Issiqlik balansni kirim yoki sarf qismiga issiqlik effekti yig'indisini kiritish zarur. Demak, termik krekinglash pechi foydali issiqlik quvvati (Q_{foy} , Vt) quyidagicha bo'ladi:

$$Q_{\text{foi}} = G_{X1}(e/t_2^{\circ} + (1-e)/t_2^{\circ} + \gamma q_p' - /_{t1}^{\circ})$$

bu yerda: G_{X1} – xom ashyo sarfi, kg/s; e – haydash massa ulushi; $/_{t_1}^{\circ}$, $/_{t_2}^{\circ}$, $/_{t1}^{\circ}$ – bug' ko'rinishli, suyuq mahsulotlar va suyuq xom ashyoni pechgga kirish (t_1) va chiqishdagi (t_2) entalpiyalari, J/kg; γ – xom ashyoning o'zgarish darajasi;

q_p – reaksiyaning solishtirma issiqlik effekti, J/kg.

Visbreking solishtirma issiqlik effekti 120 dan to 230 kJ/kg ni tashkil etadi. Keyingi hisoblashlar analogik usulda qizdirish pechlarini hisoblash bilan birgalikda o'tkazish mumkin.

5.5.Katalitik kreking qurilmalarining reaktor bloklarini hisoblash

5.10-masala. Ish unumdorligi (kerosin-solyar fraksiya bo'yicha) 1200 t/sutka bo'lgan mayda dispers katalizatorli katalitik kreking qurilmasi reaktorining diametri va kerakli alyumosilikat katalizator miqdori aniqlansin.

Berilgan: kreking jarayonida quyidagi mahsulotlar olinadi (xom-ashyoga nisbatan % miqdorida):

benzin – 25%; kerosin – 30%; flegma – 26%; kreking-gaz – 14%; koks – 4%; yo'qotilishlar – 1%.

Fraksiyalarning molekulyar og'irligi: $M_b=110$; $M_{\text{ker}}=180$; $M_f=260$; $M_g=32$. Desorbsiya uchun reaktor 2% miqdorida suv bug'i beriladi.

Reaksiya zonasida katalizator harorati 450°S, mavhum qaynash qatlami ustidagi bosim 1050 mm.sim.ust.

Echish: xom-ashyo bo'yicha qurilma unumdorligi:

$$G_c = \frac{1200 \cdot 1000}{24} = 50000 \text{ kg} / \text{soam}$$

Ishlab chiqilgan benzin miqdori:

$$G_{\bar{o}} = 0,25 \cdot G_c = 0,25 \cdot 50000 = 12500 \text{ кг} / \text{ч} = 3,47 \text{ кг} / \text{с}$$

Ishlab chiqilgan kerosin miqdori:

$$G_{\text{кер}} = 0,3 \cdot G_c = 0,3 \cdot 50000 = 15000 \text{ кг} / \text{ч} = 4,16 \text{ кг} / \text{с}$$

Flegma miqdori:

$$G_{\phi} = 0,26 \cdot G_c = 0,26 \cdot 50000 = 13000 \text{ кг} / \text{ч} = 3,61 \text{ кг} / \text{с}$$

Hosil bo'lgan kreking-gaz miqdori:

$$G_z = 0,14 \cdot G_c = 0,14 \cdot 50000 = 7000 \text{ кг} / \text{ч} = 1,94 \text{ кг} / \text{с}$$

Ishlab chiqilgan koks miqdori:

$$G_{\text{ккк}} = 0,04 \cdot G_c = 0,04 \cdot 50000 = 2000 \text{ кг} / \text{ч}$$

Suv bug'ining sarfi:

$$G_z = 0,02 \cdot G_c = 0,02 \cdot 50000 = 1000 \text{ кг} / \text{ч} = 0,278 \text{ кг} / \text{с}$$

Reaktorga uzatilayotgan xom-ashyo tezligini $w=0,7 \text{ soat}^{-1}$ deb qabul qilib, reaksiya zonasidagi katalizator miqdorini ushbu formuladan topamiz:

$$G_{\kappa} = \frac{G_c}{w} = \frac{50000}{0,7} = 71450 \text{ кг}$$

Reaktordagi bug'ning sekundli sarfi quyidagicha aniqlanadi:

$$\begin{aligned} V_{\text{сек}} &= \left(\frac{G_z}{M_z} + \frac{G_{\bar{o}}}{M_{\bar{o}}} + \frac{G_{\text{кер}}}{M_{\text{кер}}} + \frac{G_{\phi}}{M_{\phi}} + \frac{G_z}{18} \right) \cdot \frac{22,4}{3600} \cdot \frac{273+t}{273} \cdot \frac{760}{\pi} = \\ &= \left(\frac{1,94}{32} + \frac{3,47}{110} + \frac{4,16}{180} + \frac{3,61}{260} + \frac{0,278}{18} \right) \cdot 22,4 \cdot \frac{273+450}{273} \cdot \frac{760}{3,14} = 6,25 \text{ м}^3 / \text{с} \end{aligned}$$

Reaktorning bo'sh ko'ndalang kesimida bug'ning chiziqli tezligini $v=0,3 \text{ m/s}$ deb qabul qilamiz. Unda, reaktorning diametri quyidagiga teng bo'ladi:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{сек}}}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,25}{3,14 \cdot 0,3}} = 5,15 \text{ м}$$

Katalizatorli mavhum qaynash qatlamining zichligi (amaliy ma'lumotlardan) 420 kg/m^3 deb qabul qilamiz. Unda, qatlamning hajmi ushbu formuladan topiladi:

$$V_{\kappa} = \frac{G_c}{w \cdot \rho_{\kappa}} = \frac{50000}{0,7 \cdot 420} = 170 \text{ m}^3$$

Reaktordagi mavhum qaynash qatlaminin balandligi ushbu formuladan topiladi:

$$H_1 = \frac{4 \cdot V_{\kappa}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 170}{3,14 \cdot 5,15^2} = 8,17 \text{ m}$$

5.6. Yarim uzluksiz kokslash qurilmasining isitilmaydigan reaksiya

kamerasini o'lchamlarini hisoblash

5.11-masala. Bu jarayon kamerada 475 – 480°S va 0,3 – 0,5 MPa bosimda olib boriladi. Xom ashyo trubali pechda 490–510°S gacha isitiladi. Xom ashyo pechdan kameraga borguncha uning harorati 10 – 15°S ga pasayadi. Kokslash kamerasiga xom ashyo, agarda gudron bo'lsa, 0,12 – 0,13s⁻¹ hajmiy tezlik bilan va kreking qoldiq bo'lsa, 0,08–0,1s⁻¹ hajmiy tezlik bilan beriladi. Kokslash jarayonida hosil bo'lgan bug' holdagi mahsulotlar kamerada sekundiga 0,15 – 0,2 m tezlik bilan harakat qiladi. Kameradan chiqayotgan mahsulotlarning harorati kameraga kelayotgan vaqtdagi haroratga nisbatan 30 – 60°S ga past bo'ladi. Odatda kokslash kameralarini bir aylanish sikli 48 soatni tashkil etadi. Shundan 24 soati kokslash jarayoniga sarflanadi. Qolgan 24 soat davomida koks sovitilib, tushirib olinadi va kamera navbatdagi ish sikliga tayyorlanadi. Kameradagi bitumsimon ko'piklar rektifikatsiya kolonnasiga o'tib ketmasligi uchun kamerani 70–90% ga to'latiladi. Hosil bo'lgan koks massasining balandligini aniq hisoblash uchun oldin ko'pik holda sizib chiqish (vspuchivanie) koeffitsientini aniqlanadi. Buni quyidagi formula yordamida:

$$K_{VS} = 4,5 + 0,11(486 - t) \text{ yoki } K_{VS} = v_{bc}/v_k = h_2/h_k. \text{ bo'yicha topiladi.}$$

Bu yerda: K_{VS} – vspuchivanie koeffitsienti;

t – kameraga kelayotgan xom ashyoning harorati, °S;

v_{bc} – hosil bo'lgan koks massasining hajmi, m³;

v_k – bir soatda hosil bo'ladigan koksning hajmi, m³/s;

h_2 – koks massasining balandligi, m;

h_k – har bir soatda hosil bo‘ladigan koks massasining balandligi, m.

Kokslash kameralarining sonini va o‘lchamlarini quyidagicha aniqlanadi.

Bir sutkada hosil bo‘ladigan koksning miqdori (G_k , t/sutka) topiladi:

$$G_k = G_h \cdot x_k / 100.$$

G_h – kameraga kelayotgan xom ashyoni miqdori, t/sutka;

X_k – koksni hosil bo‘lish miqdori, % mass.

Hosil bo‘ladigan koksni hajmini aniqlaymiz ($v'_k m^3$ /sutka):

$$v'_k = G_k / \rho_k.$$

ρ_k – koksning zichligi, t/m³.

Kameraning reaksiya uchun zarur bo‘ladigan hajmini (v_r , m³) aniqlaymiz:

$$v_r = v_h / \omega.$$

Bu yerda: v_h – kameraga kelayotgan xom ashyoning hajmi, m³/s;

ω – kameraga kelayotgan xom ashyoning hajmiy tezligi, s⁻¹

Kameralarning soni juft qilib olinadi. Sabab, birida kokslash reaksiyasi davom etayotganda, ikkinchisi navbatdagi ish sikliga tayyorlanadi. Kameraning diametri shunday tanlanadiki, uning balandligi diametridan 4 – 5 marotaba katta bo‘lishi kerak.

Agarda kameradan o‘tayotgan bug‘larning hajmi va ularning harakat tezligi berilgan bo‘lsa, u vaqtda kameraning diametrini va ko‘ngdalang kesim yuzasini aniqlash mumkin:

$$F = v_n / u.$$

Bu yerda: F – kameraning ko‘ngdalang kesim yuzasi, m²;

v_n – kokslash mahsulotlari bug‘larining va suv bug‘ining hajmi, m³/s;

u – bug‘larning kameradagi harakati tezligi, m/s.

Kameraning diametrini aniqlash:

$$D\sqrt{\frac{4v_n}{\pi u}} = 1,28$$

Kameraning silindr qismini balandligini aniqlaymiz (h_s, m):

$$h_s = v_r/F.$$

Bir soatda hosil bo'ladigan koksning hajmini ($v_k, m^3/s$) aniqlaymiz:

$$v_k = v'_k/24.$$

Bir soatda hosil bo'ladigan koks qatlaminin balandligini ($h_k, m^3/s$) aniqlaymiz:

$$h_k = v_k/F.$$

Kamerada hosil bo'ladigan koksni umumiy balandligini (h_1, m) aniqlaymiz:

$$h_1 = h_k \cdot \tau.$$

Bu yerda: τ – kamerani koks bilan to'lish vaqti, s.

Kameradagi shishib turgan massani balandligini aniqlaymiz (h_2, m):

$$h_2 = K_{VS} \cdot h_k$$

Kameraning umumiy balandligini tekshirib ko'ramiz:

$$H = h_1 + h_2.$$

Odatda kameraning diametri 3 – 6,5m va balandligini 22 – 30 m deb qabul qilinadi.

Yarim uzluksiz qurilmalarda koks hosil bo'lish jarayoni 24 soatda davom etadi. Shuning uchun bu xildagi jarayonni «sekin – asta kokslash» jarayoni deb ataladi. Bu usulda olingan koksning haqiqiy zichligi 1,39 – 1,42 t/m³; oddiy ko'rinishdagi zichligi 0,8 – 0,9 t/m³; g'ovakligi 25 – 35%.

Pechning trubalarida xom ashyo koks holatida o'tirib qolmasligini ta'minlash maqsadida xom ashyoning pechga kelayotgan tezligini 2 m/s va undan tezroq qilinadi. Bundan tashqari, pechning trubalarida harorat 410 - 425°S bo'lgan qurilmalariga qo'shimcha ravishda suv bug'i beriladi (0,3 – 0,4MPa

bosimda va xom ashyoga nisbatan 1,6 – 3% mass. miqdorida). Buning natijasida pechdan chiqayotgan xom ashyo bug‘lari va suv bug‘ining aralashmasining tezligi 30 m/s ga etadi. Xom ashyo pechda 2 min. bo‘ladi.

Kameradan chiqib ketayotgan mahsulotlarning haroratini aniqlash uchun kameraning issiqlik balansini hisoblash kerak. Bunda xom ashyoni issiqlik sig‘imini 2,5 kJ/kg·K va kokslash mahsulotlarini issiqlik sig‘imini 2,9 kJ/kg·K deb qabul etiladi. Reaksiya issiqligini 83 - 170 kJ/kg deb qabul etamiz.

5.12-masala. Sekin – asta kokslanish kamerasini sonini va o‘lchamlarini aniqlash. Berilgan shartlar: 1. Xom ashyo – gudron, solishtirma og‘irligi $d_4^{20}=0,98$.

2. Qurilmaning quvvati sutkasiga 1100 t xom ashyoni qayta ishlaydigan yoki sutkasiga 250 t koks olinadi.

3. Xom ashyoning hajmiy tezligi $\omega=0,14 \text{ s}^{-1}$.

4. Koks qatlamining zichligi $\rho_{k,q} = 0,8 \text{ t/m}^3$.

5. Kamerani koks bilan to‘lish vaqti 24 s.

Bir sutkada hosil bo‘ladigan koksning hajmini hisoblaymiz:

$$v'_k = G_k/\rho_{k,q} = 260/0,8 = 325 \text{ m}^3/\text{sut.}$$

Kokslash reaksiyasi sodir bo‘ladigan hajmni aniqlaymiz:

$$v_r = v_h/\omega = 1200/24 \cdot 0,98 \cdot 0,14 = 364 \text{ m}^3.$$

Reaksiya sodir bo‘ladigan kameraning diametrini 4,8 m deb qabul etamiz.

U vaqtda kameraning ko‘ndalang kesimi yuzasi:

$$G' = \pi D^2/4 = 3,14 \cdot 4,8^2/4 = 18 \text{ m}^2.$$

Bir soatda hosil bo‘ladigan koksning hajmini aniqlaymiz:

$$v_k = v'_k/24 = 325/24 = 13,5 \text{ m}^3/\text{s.}$$

Bir soatda hosil bo‘ladigan koks qatlamining balandligini aniqlaymiz:

$$h_k = v_k/F = 13,5/18 = 0,75 \text{ m/s.}$$

Koks bilan to‘lgan kameradagi koks qatlamini balandligini hisoblaymiz:

$$h_1 = h_k \cdot \tau = 0,75 \cdot 24 = 18 \text{ m.}$$

Kameraning silindr qismining balandligi:

$$h_s = v_r / F = 364 / 18 = 20,2 \text{ m.}$$

Kameraning umumiy balandligi (tepa va pastki qismlarini hisobga olganda):

$$N = h_s + 2D/2 = 20,2 + 4,8 = 25 \text{ m.}$$

5.7.Trubali o'txonalarini hisoblash

5.12-masala. Flegmani termik kreking qilish uchun alangasiz yonadigan o'txona trubalarining sonini va ularning yuzasi aniqlansin.

Berilgan: O'txona ish unumdorligi 50 t/soat. Flegma nisbiy zichligi $\rho_f=0,88$, uning molekulyar og'irligi $M_f=230$, o'rta molekulyar qaynash harorati $t_{fm.o'r.}=260^\circ\text{S}$. Gazning chiqishi 6%, benzinniki – 21%. Benzinning nisbiy zichligi $\rho_b=0,75$, molekulyar og'irligi $M_b=110$, o'rtacha molekulyar qaynash harorati $t_{bm.o'r.}=130^\circ\text{S}$. O'txonaga kirishdagi bosim $P_k=50 \text{ atm.}$, chiqishdagi esa - $P_{ch}=35 \text{ atm.}$ O'txonaga kirijdagi harorat $t_k=350^\circ\text{S}$, chiqishdagi esa – $t_{ch}=505^\circ\text{S}$.

Echish: O'txonaning issiqlik yuklamasini aniqlaymiz. Buning uchun, o'txonadan 35 atm. da chiqayotgan mahsulot suyuq yoki gazsimon holatda ekanligi aniqlanishi lozim. Flegmaning va benzinning o'rtacha molekulyar qaynash haroratlari bo'yicha 5.6-rasmdan ularning kritik haroratlari $t_{f.kr.}=455^\circ\text{S}$ va $t_{b.kr.}=320^\circ\text{S}$ larni topamiz. Kritik haroratlar o'txonadadan chiqayotga harorat ($t_{ch}=505^\circ\text{S}$) dan kichik bo'lgani uchun, o'txonadan chiqayotgan hamma mahsulot gaz agregat holatida bo'ladi. Ma'lumki, neft mahsulotlari bug'larining issiqlik sig'imi bosim ortishi bilan kamayadi. Bosimga bog'liq bo'lgan issiqlik sig'imga tuzatishni aniqlaymiz.

Flegmaning absolyut kritik harorati:

$$T_{f.kr.} = t_{f.kr.} + 273 = 455 + 273 = 728^\circ\text{S}$$

Sistemaning absolyut harorati:

$$T = t_{ch} + 273 = 505 + 273 = 778^\circ\text{S}$$

Flegmaning keltirilgan haroratini ushbu formuladan topamiz:

$$T_{\phi, \kappa \epsilon \lambda} = \frac{T}{T_{\phi, \kappa p}} = \frac{778}{728} = 1,07$$

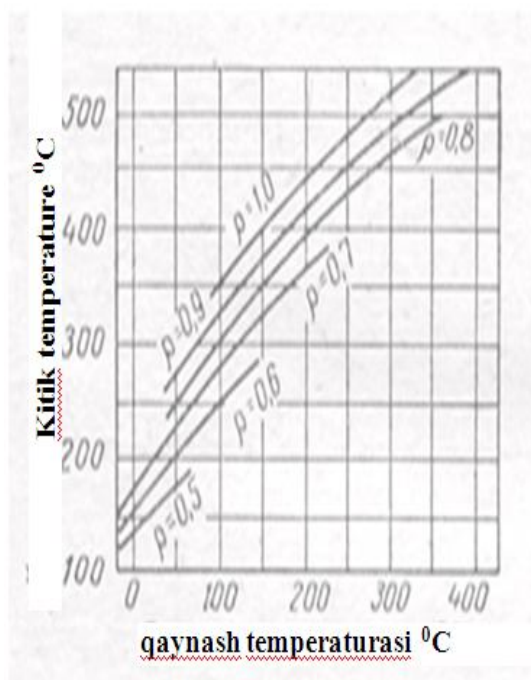
Flegmaning kritik bosimini ushbu formuladan aniqlaymiz:

$$p_{\kappa p} = k \frac{T_{\kappa p}}{M_{\phi}} = 6,8 \cdot \frac{728}{230} = 21,5 \text{ ammm.}$$

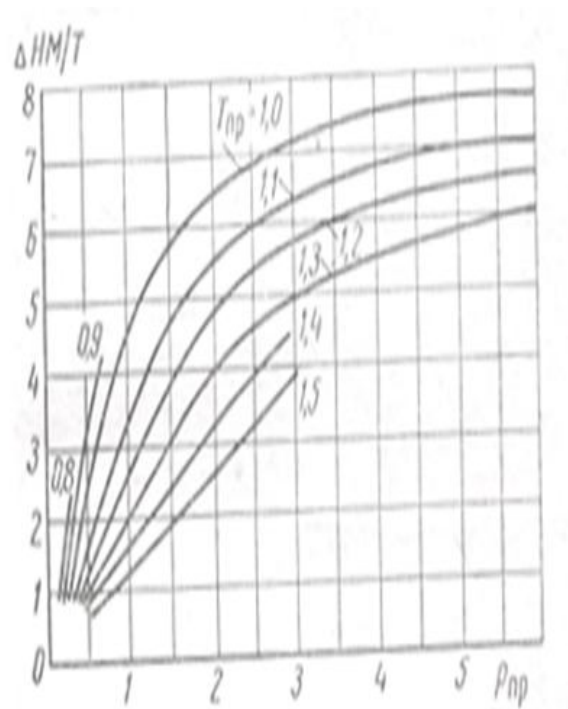
bu yerda: k - fraksiya harakteriga bog‘liq koeffitsient va u 6,8 ga teng; M_f - flegma molekulyar og‘irligi.

Keltirilgan bosim:

$$p_{\kappa \epsilon \lambda} = \frac{p}{p_{\kappa p}} = \frac{35}{21,5} = 1,63$$



5.6-rasm. Neft fraksiyalarining haroratlari.



5.7. -rasm. Neft kritik mahsulotlarining bosimga bog‘liq issiqlik sig‘imiga tuzatishlar.

5.6-rasmdan bosimga bog‘liq issiqlik miqdoriga tuzatish koeffitsientini aniqlaymiz:

$$\frac{\Delta HM}{T} = 5,1$$

bu yerda: M – bug‘larning molekulyar og‘irligi; T – absolyut harorat; ΔH – qidirilayotgan tuzatish, atmosfera bosimidagi issiqlik miqdori yuqori bosimdagi miqdorini ayirmasiga teng.

$$\Delta H = \frac{5,1 \cdot 778}{230} = 17,2 \text{ ккал / кг}$$

Bug‘larning o‘txonaga kirishdagi solishtirma issiqlik I va P jadvallardan topiladi:

$$q_{350}^c = 190,66 \cdot 1,064 = 203 \text{ ккал / кг}$$

Bug‘larning o‘txonadan chiqishdagi bosimni hisobga olgan solishtirma issiqligiga bo‘lgan tuzatish bilan qiymatlarni jadvallardan topamiz:

$$q_{505}^{\delta} = 140,95 \cdot 3,116 - 73,8 - 17,2 = 348 \text{ ккал / кг}$$

O‘txonaning issiqlik yuklamasini ushbu hisoblaymiz:

$$Q = G \cdot [eq_{505}^{\delta} + (1 - e) \cdot q_{505}^c - q_{350}^c] + G(x_o - x_e) \cdot Q_{reakt}$$

O‘txonadan chiqayotgan hamma mahsulot bug‘ agregat holatida, ya’ni $e=1$ bo‘lgani uchun, formula quyidagi ko‘rinishgacha soddalashadi:

$$Q = G \cdot (q_{505}^{\delta} - q_{350}^c) + G(x_o - x_e) \cdot Q_{reakt} = 50000 \cdot (348 - 203) + 50000 \cdot (0,21 + 0,06) \cdot 250 = 7250000 + 3375000 = 10625000 \text{ ккал / кг}$$

O‘txonadan chiqayotgan tutun gazlarining harorati, o‘txonaga kirayotgan xom-ashyo haroratidan 150°S ga yuqori deb qabul qilamiz:

$$t_g = t_s + 150 = 350 + 150 = 500^{\circ}\text{S}$$

Tutun gazlari bilan issiqlik yo‘qotilishlarni bartaraf qilish maqsadida o‘txonaning konveksiya kamerasida utilizator-qozon o‘rnatish kerak.

Havo ortiqchaligi $\alpha=1,1$ va $t_g=500^{\circ}\text{S}$ bo‘lganda, tutun gazlarining solishtirma issiqligi quyidagicha aniqlanadi:

$$q_{500}^z = 2600 \text{ ккал / кг}$$

Atrof muhitga yo‘qotilishlarni $0,05 \cdot Q_r$ deb qabul qilamiz va o‘txonaning f.i.k.

$$\eta = \frac{Q_p - 0,05Q_p - q_{500}^z}{Q_p} \cdot 100 = \frac{11700 - 0,05 \cdot 11700 - 2600}{11700} \cdot 100 = 73\% = 0,73$$

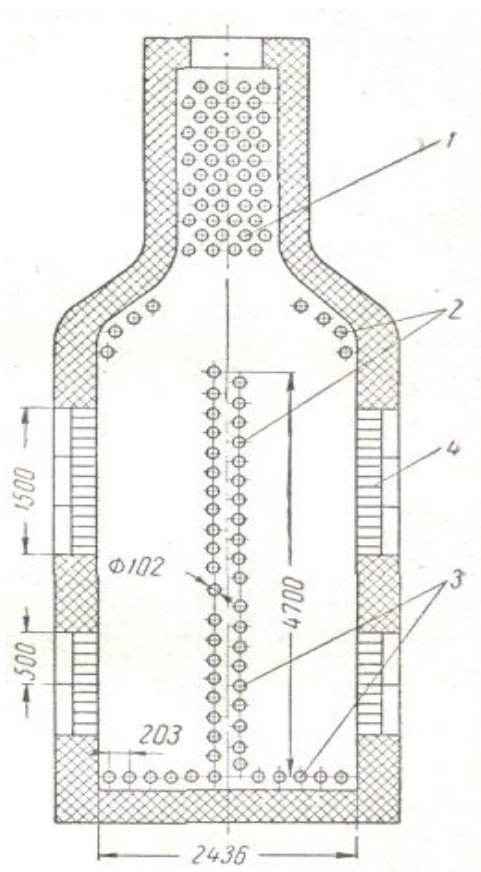
Gaz gorelkalarining issiqlik unumdorligi:

$$Q_{\text{zop}} = \frac{Q}{\eta} = \frac{10625000}{0,73} = 14600000 \text{ ккал / кг}$$

Yoqilg'i sarfi:

$$B = \frac{Q_{\text{zop}}}{Q_p} = \frac{14600000}{11700} = 1248 \text{ кг / coam}$$

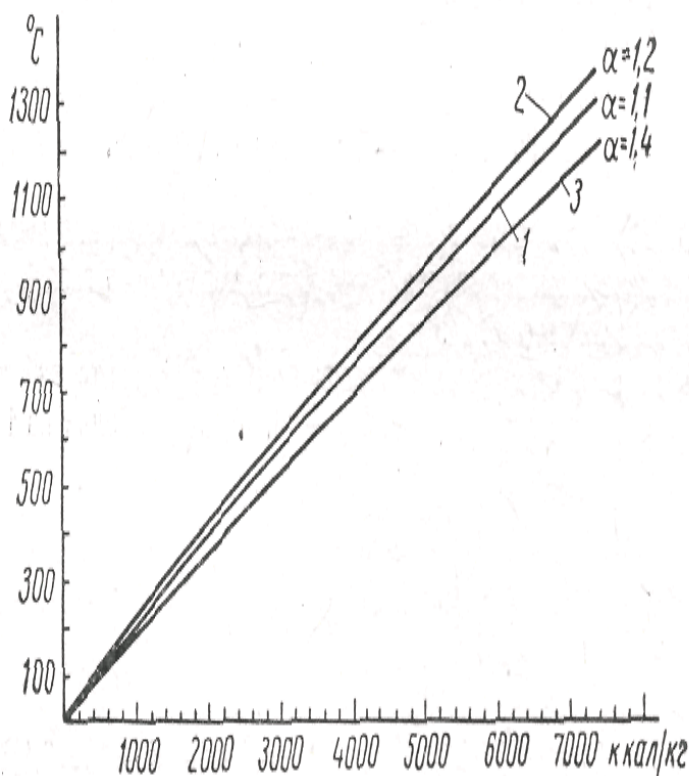
Isitish va reaksiyon seksiyalar issiqlik yuklamasini aniqlaymiz. Radiatsiya kamerasida issiqlik asosan nurlanish usulida tarqalayotgani uchun konvektiv issiqlik almashinishni inobatga olmasa ham bo'ladi. Unda, yonish natijasida hosil bo'lgan issiqlik isitish va reaksiyon seksiyalar orasida taqsimlanadi (5.6-rasm).



5.8-rasm. Alangasiz yonish o'txona sxemasi.

1 – yonilg'i gaz; 2,3 – yonilg'i mazut.

Reaksiyon zmeevika kirayotgan mahsulot haroratini 495°S, bosimini esa – 42 atm. deb qabul qilamiz. Unda:



5.9-rasm. Havo ortiqchalik koeffitsientiga bog'liq tutun gazlarining issiqlik sig'imi.

$$T_{\text{кел}} = \frac{495 + 273}{728} = 1,055;$$

$$p_{\text{кел}} = \frac{42}{21,5} = 1,95;$$

$$\frac{\Delta H M_{\phi}}{T} = 5,9;$$

$$\Delta H = \frac{5,9 \cdot (495 + 273)}{230} = 19,7 \text{ ккал / кг}$$

Atmosfera bosimi va 495°S da flegmaning solishtirma issiqligi quyidagiga teng:

$$q_{495}^{\bar{0}} = 138,46 \cdot 3,113 - 73,8 = 357,7 \text{ ккал / кг}$$

42 atmosfera bosimi va tuzatish koeffitsientini inobatga olganda, flegmaning solishtirma issiqligi quyidagiga teng:

$$q_{495}^{\bar{0}} = 347,7 - 19,7 = 338 \text{ ккал / кг}$$

Kreking reaksiyasi mahsulotning reaksion zmeevika kirgunicha sodir bo'lgani sababli, isitish (radiant) seksiyasida issiqlik ma'lum miqdori kreking reaksiyasiga sarflanadi. Isitish seksiyasida benzin hosil bo'lishini $x_b=14,2\%$ (benzinning umumiy miqdoriga nisbatan) deb qabul qilamiz. Unda, mahsulotga konvektiv va radiant seksiyalarda uzatilgan issiqlik miqdori ushbu formuladan topiladi:

$$Q_{\kappa+p} = G(q_{495}^{\bar{0}} - q_{350}^c) + G(x_{\bar{0}} + x_e) \cdot Q_{\text{reakц}} \cdot x_{\bar{0}}$$

Tajriba natijalaridan 1 kg benzin va gaz aralashmasi uchun $Q_{\text{reakс}}=250$ kkal deb qabul qilamiz:

$$Q_{\kappa+r}=50000 \cdot (338-203)+50000 \cdot (0,21+0,06) \cdot 250 \cdot 0,142=7230000 \text{ kkal/kg}$$

Reaksion seksiya issiqlik yuklamasi:

$$Q_{\text{reakс.s.}}=10625000-7230000=3395000 \text{ kkal/kg}$$

Gaz gorelkalarining issiqlik unumdorligi:

a) isitish seksiyasida

$$Q_{\text{зop}} = \frac{Q_{\kappa+p}}{\eta} = \frac{7230000}{0,73} = 9900000 \text{ ккал / кг}$$

b) reaksion seksiyasida

$$Q_{\text{зop}} = \frac{Q_{\text{reakц.c.}}}{\eta} = \frac{3395000}{0,73} = 4650000 \text{ ккал / кг}$$

Yoqilg'i sarfi

$$B_{\kappa+p} = \frac{Q_{\text{zop}}}{Q_p} = \frac{9900000}{11700} = 846 \text{ ккал} / \text{кг}$$

$$B_{p.c.} = \frac{Q_{\text{zop}}}{Q_p} = \frac{4650000}{11700} = 397 \text{ ккал} / \text{кг}$$

Radiatsiya kamerasidan keyingi haroratni $t=850^{\circ}\text{S}$, reaksiya seksiyadan keyingini esa- $t=750^{\circ}\text{S}$ deb qabul qilib olamiz. $\alpha=1,1$ da tutun gazlarining issiqlik sig'imi (5.9-rasm):

$$q_{850}^{\circ} = 4650 \text{ ккал} / \text{кг}$$

$$q_{750}^{\circ} = 4067 \text{ ккал} / \text{кг}$$

Isitish seksiyasida nurlanish usulida uzatilgan issiqlik miqdori quyidagi formuladan topiladi:

$$Q_u = B(Q_p \eta_y - q_t^{\circ}) = 846 \cdot (11700 \cdot 0,95 - 5000) = 5175000 \text{ ккал} / \text{кг}$$

$$Q_u = B(Q_p \eta_y - q_t^{\circ}) = 397 \cdot (11700 \cdot 0,95 - 4067) = 2800000 \text{ ккал} / \text{кг}$$

Konveksiya usulida uzatilgan issiqlik miqdori:

$$Q_{\kappa} = (Q_{\kappa+p} - Q_u) + (Q_{p.c.} - Q_u) = (7230000 - 5175000) + (3395000 - 2800000) = 2650000 \text{ ккал} / \text{soat}$$

Konvektiv, radiant va reaksiya trubalar yuzalarini topamiz:

$$F_{\kappa} = \frac{Q_{\kappa}}{\sigma_{\kappa}} = \frac{2650000}{9000} = 294 \text{ м}^2$$

bu yerda: $\sigma_{\kappa}=9000 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{soat})$ – konvektiv trubalar issiqlik kuchlanishi.

$$F_u = \frac{Q_u}{\sigma_u} = \frac{5175000}{35000} = 148 \text{ м}^2$$

bu yerda: $\sigma_u=35000 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{soat})$ – radiant trubalar issiqlik kuchlanishi.

$$F_{p.c.} = \frac{Q_{p.c.}}{\sigma_{p.c.}} = \frac{3395000}{20000} = 169 \text{ м}^2$$

bu yerda: $\sigma_{p.c.}=20000 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{soat})$ – radiant trubalar issiqlik kuchlanishi.

Truba diametri $d=0,102 \text{ m}$ va foydali uzunligi $l=17,5 \text{ m}$ bo'lganda, trubalar soni:

konveksiya kamerasi uchun:

$$n_{\kappa} = \frac{F_{\kappa}}{\pi dl} = \frac{294}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 17,5} = 53$$

radiatsiya kamerasi uchun:

$$n_u = \frac{F_u}{\pi dl} = \frac{148}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 17,5} = 27$$

reaksiya seksiyasi uchun:

$$n_{p.c.} = \frac{F_{p.c.}}{\pi dl} = \frac{169}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 17,5} = 31$$

5.8.Neft moylari ishlab chiqarish qurilmalari asosiy jihozlarini hisoblash

Moyli fraksiyalarni selektiv tozalash.

Jarayon tavsifi. Moy fraksiyalarini selektiv tozalash tayyor moylar ishlab chiqarish sxemasidagi asosiy bo'g'inlaridan biri hisoblanadi. Jarayon ekstraksiyalashga asoslangan va undagi barcha fizik – kimyoviy qonuniyatlariga bo'ysunadi. Jarayon erituvchilar yordamida moylar tarkibidan smolali moddalarni, ko'p siklli aromatik uglevodorodlarni va boshqa keraksiz birikmalarni yo'qotishga mo'ljallangan. Natijada qovushqoqlik–harorat xususiyatlari va rangi yaxshilanadi, moylar kokslanishi pasayadi va ularning umumiy sifati ko'tariladi. Ko'pincha fenol selektiv erituvchi bo'lib xizmat qiladi, ayrim holda furfurol qo'llaniladi. Hozirgi vaqtda fenol xossalariga o'xshash va ancha kam zaharli N–metilpirolidon–2 erituvchisi qo'llanilmoqda. Jarayonning asosiy mahsuloti – rafinat, ya'ni keraksiz komopnetlardan tozalanilgan moy fraksiyasi hisoblanadi. Moylarni selektiv tozalashdagi yonaki mahsulot– ekstrakt da smolali moddalar konsentrlanadi. Jarayon xom ashyosi – vakuum distillyatlari va neftni to'g'ri haydashdagi deasfaltizatsiyalangan qoldiqlardir.

Jarayonning texnologik rejimi qo'llaniladigan erituvchiga, xom ashyo turi va sifatiga, tozalashni o'tkazish talablariga hamda olinadigan rafinat xususiyatiga bog'liq bo'ladi. Fenolli tozalash vaqtida ekstraksion kolonnalar pastidagi harorati 45 dan 80 °S gacha oralikda bo'ladi, yuqori qismida esa 70 dan 100 °S gacha. Kolonnalar balandligi buyicha harorat farqi ekstraksiya harorat gradienti deb ataladi va u distillyatli fraksiyalarni tozalashda 10 – 15 °S ni va deasfaltizatlarini tozalashda 15 – 20 °S ni tashkil etadi. Erituvchi sifatida furfurol dan foydalanishda kolonna harorati va harorat gradienti 10 – 30 °S ga yuqori bo'ladi. Xom ashyo sifati va rafinatga bog'liq holda fenol sarfi keng chegaralarida o'zgarib turadi. Odatda distillyatli fraksiyalar uchun fenolni xom ashyoga ko'ra massa nisbati 1,5 – 2:1, deasfaltizatlar uchun 2,5 – 3,5:1 ni tashkil etadi. Furfurol bilan tozalashda bu ko'rsatgich biroz yuqori bo'ladi. Ekstarksiion jihozdan mahsulotlar rafinat va ekstrakt eritma chikadi.

Jarayon moddiy balansi. Hozirgi vaqtda rafinatning chiqishini hisoblash uchun ishonchli formulalar yo‘q, modomiki u ko‘pgina qiyin sanaladigan faktorlarga bog‘liqdir. Shuning uchun olinadigan rafinat miqdori sanoat qurilmalarini namunali ishlashlariga va eksperimental tadqiqotlar natijalariga asoslanib aniqlanadi. Adabiyotlar ma’lumotnomasi [10] turli neftlar uchun distillyatlar va qoldiq moy fraksiyalari tavsiflari va chiqishlari keltirilgan. O‘rtacha rafinat chiqishi xom ashyoga ko‘ra 50% dan – to 80% ni tashkil etadi. Rafinatli eritmada fenolning miqdori 12 – 20% gacha, ekstraktida – 80 – 88% gacha oraliqda bo‘ladi.

5.13-masala. Fenolli tozalash qurilmasida 74 600 kg/soat kam qovushqoqli moy distillyati qayta ishlanmoqda. Rafinatni chiqishi 75% ni tashkil etadi. Agar qurilma yiliga 335 kun to‘xtovsiz ishlasa, rafinat yillik chiqishi aniklansin.

Echish. Rafinatning bir soatdagi chiqishi quyidagiga teng:

$$G_r = 55950 \cdot 24 \cdot 335 = 449838 \text{ t/y}.$$

Ekstraksion kolonnani geometrik o‘lchamini aniqlash. Ekstraksion kolonna (ekstraktor) asosiy jihoz hisoblanib, unda xom ashyodagi keraksiz komponentlarni fenolda eritish jarayoni amalga oshiriladi. Sanoatda nasadkali va tarelkali kolonnalar qo‘llaniladi. Kolonnaning yuqori va pastki qismlarida rafinatli va ekstraktli eritmalarini tindirish uchun bo‘sh zonalari mavjud. Kolonnani hisoblash uning diametri va balandligini aniqlash bilan yakunlanadi.

Ekstraksion kolonna diametri ($D.m$) quyidagi formula bo‘yicha aniqlanadi.

$$D = 2 \sqrt{\frac{G_s + G_f}{\pi W}} \quad (5.18)$$

bu yerda: G_s – kolonnaga kiruvchi xom ashyoning hajmiy sarfi, m^3/soat ;

G_f – erituvchi (fenol) hajmiy sarfi, m^3/soat ; W – ekstraksion kolonnadagi aralashma oqimi shartli tezligi, $m^3/(m^2 \cdot \text{soat})$.

Erituvchining hajmiy sarfi berilgan xom ashyoni erituvchiga muvofiqligidan kelib chiqqan holda hisoblanadi. Fenolli tozalashda xom ashyo aralashmasi oqimi shartli tezligini 10 dan 12 $m^3/(m^2 \cdot \text{soat})$, furfurool foydalanilganda – 6,5 dan 13 $m^3/(m^2 \cdot \text{soat})$ gacha bo‘ladi.

Ekstraksion kolonna baladligini taxminan ushbu formula orqali aniqlash mumkin.

$$H=h_1 + h_2 + h_3$$

Bu yerda: h_1 – ustki qopqoq va yuqori tarelka orasidagi masofa (rafinatli eritma uchun tindirish zonasi balandligi), m;

h_2 – kolonna tubi va pastki tarelka orasidagi masofa (ekstraktli eritma uchun tindirish zona balandligi), m; h_3 – yuqori va pastki tarelkalar orasidagi masofa (kontakt qurilmalari egallagan balandlik), m.

Rafinatli eritma uchun kolonnani tindirish qismi balandligi ushbu formula bilan hisoblanadi.

$$h_1 = \frac{G_r \tau_1}{S} \quad (5.19.)$$

bu yerda: G_r – rafinatli eritma hajmiy sarfi, m³/soat; τ_1 – rafinatli eritmaning tinish vaqti, $\tau_1 = 1,2 - 1,5$ soat; S – kolonnaning ko‘ndalang kesimi yuzasi, m².

Ekstraktli eritma uchun tindirish qismi balandligi ushbu formula orqali aniqlanadi.

$$h_2 = \frac{G_s \tau_2}{S} \quad (5.20)$$

bu yerda: G_e – ekstraktli eritma hajmiy sarfi, m³/soat, τ_2 – ekstraktli eritmani tindirish vaqti, $\tau_2 = 0,5 - 1,0$ soat.

Rafinatli va ekstraktli eritmalar sarfi quyidagicha formulalar bilan topiladi:

$$G_r = \frac{G_r}{\rho_r} + \frac{G_r(1-x)}{X\rho_f'} \quad (5.21)$$

$$G_e = \frac{G_e}{\rho_e} + \frac{G_f}{\rho_f''} - \frac{G_r(1-x)}{x\rho_f''} \quad (5.22)$$

bu yerda: G_r , G_e , G_f – rafinat, ekstrakt va erituvchini muvofiq massa sarfi, kg/soat; ρ_r – kolonna yuqorisidagi haroratda rafinat zichligi, kg/m³; ρ_e – kolonna pastdagi haroratida ekstrakt zichligi, kg/m³; ρ_f' , ρ_f'' – kolonna yuqori va pastki haroratlariga muvofiq erituvchi zichligi, kg/m³; X – rafinatli eritmadagi rafinatni massa ulushi.

Kontakt qurilma–jihozlar egallagan balandlik ushbu formula bilan hisoblanadi.

$$h_3 = (n-1)h_t \quad (5.23)$$

bu yerda: n – tarelkalar soni; h_t – tarelkalar orasidagi masofa, m.

Nasadkali kolonnalarda 5–7 tarqatuvchi tarelkalar joylashtiriladi, ular orasidagi masofa 2,0 – 2,2 m ni tashkil etadi. Tarelkali kolonnalarda 20 dan to 30 gacha elaksimom, kaskadli, jalyuzali yoki boshqa tarelkalar bir–biridan 0,4 – 0,7 m oralig‘ida joylashtiriladi.

5.14-masala. Selektiv tozalash qurilmasiga 40 000 kg/soat moy fraksiyasi ($\rho_4^{20} = 0,928$) kiritilmoqda. Tozalash fenol yordamida o‘tkaziladi, uning xom ashyo massasiga nisbati 1,7:1 ni tashkil etadi. Ekstraksion kolonnani pastki kismidagi harorat 56 °S, kolonna yuqorisida esa 82 °S. Rafinatni massali chiqishi ($\rho = 0,907$) 76% ni tashkil etadi, uning rafinatli eritmadagi massa ulushi 0,86 ga teng. Rafinatli eritmaning tinish (turish) vaqti 1,2 soat, ekstraktda – 0,5 soat. Ekstraktning nisbiy zichligi $\rho_4^{20} = 0,985$. Fenolning zichligini 56 °S da 1043 kg/m³, 82 °S da – 1021 kg/m³ ga teng deb qabul qilingan. Kolonnadagi aralashma oqimining shartli tezligi 9,5 m³/(m² · soat)ni tashkil etadi. Kolonnada 2,2 m masofa oraligida nasadkalar uchun 6 tarelka o‘rnatilgan. Kolonna diametri va balandligini aniqlang.

Echish. Ekstraksion kolonnadagi oqimning o‘rtacha haroratini topamiz:

$$t_{o'r} = \frac{56 + 82}{2} = 69 \text{ } ^\circ\text{S}$$

Xom ashyo zichligi shu topilgan haroratda D.I. Mendeleev formulasiga ko‘ra kilogramm taqsim metr kubda ifodalanib, quyidagiga teng bo‘ladi.

$$\rho_{xashyo}^{69} = 898 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Fenolning zichligini ikkala haroratda ham o‘rtacha arifmetik holda olish mumkin:

$$\rho_f = \frac{1043 + 1021}{2} = 1032 \text{ kg} / \text{m}^3.$$

Fenol massa sarfi xom ashyoga nisbatidan kelib chiqib, quyidagini tashkil etadi:

$$G_F = 40\,000 \cdot 1,7 = 68\,000 \text{ kg/soat.}$$

Xom ashyo va fenolni hajmiy sarflari quyidagilarni tashkil etadi:

$$G'_{x.ashyo} = \frac{40000}{898} = 44,5 m^3 / soat; \quad G'_f = \frac{68000}{1032} = 65,9 m^3 / soat .$$

Ekstarkسیون kolonna diametri formula bo'yicha aniqlanadi.

$$D = 2 \sqrt{\frac{44,5 + 65,9}{3,14 \cdot 9,5}} = 3,85 m$$

uning ko'ndalang kesimi yuzasi:

$$S = \frac{3,14 \cdot 3,85^2}{4} = 11,6 m^2$$

Rafinatning 82 °S dagi zichligini va ekstraktning 56 °S dagi zichligini D. I. Mendeleev formulasiga ko'ra hisoblaymiz:

$$\rho_r = 868 \text{ kg/m}^3; \quad \rho_e = 966 \text{ kg/m}^3.$$

Rafinat va ekstrakt sarfi quyidagini tashkil etadi:

$$G_r = 40\,000 \cdot 0,76 = 30\,400 \text{ kg/soat}; \quad G_e = 40\,000 \cdot 0,24 = 9600 \text{ kg/soat.}$$

Rafinatli eritma hajmiy sarfini formulasiga ko'ra topamiz.

$$G'_r = \frac{30400}{868} + \frac{30400(1-0,86)}{0,86 \cdot 1021} = 39,9 m^3 / soat .$$

Ekstraktli eritmani – formulaga ko'ra topamiz:

$$G'_e = \frac{9600}{966} + \frac{68000}{1043} - \frac{30400(1-0,86)}{0,86 \cdot 1043} = 70,4 m^3 / soat .$$

Rafinatli eritma uchun tindirish zonasi balandligini formulaga ko'ra aniqlaymiz.

$$h_1 = \frac{39,9 \cdot 1,2}{11,6} = 4,1 m .$$

Ekstraktli eritma uchun tindirish zonasi balandligini formula ko'ra aniqlaymiz.

$$h_2 = \frac{70,4 \cdot 0,5}{11,6} = 3 m$$

Kontaktli jihozlar egallagan qism balandligi formulaga ko'ra aniqlanadi.

$$h_3 = (6-1) \cdot 2,2 = 11 m .$$

Kolonnani umumiy balandligi:

$$H = 4,1 + 3 + 11 = 18,1 m.$$

Selektiv tozalashda rafinatlarni deparafinsizlantirish.

Jarayon tavsifi. Deparafinsizlantirishdan asosiy maqsad – moyli fraksiyalar qotish haroratlarini pasaytirish, ulardan qattiq uglevodorodlarni (asosan parafinlarni) yo‘qotishdir. Jarayon ekstraksiyalashning turli ko‘rinishlari hisoblanib, ekstraktiv kripo‘latlash deb ataladi va qattiq va suyuq uglevodorodlarning past haroratlarda ayrim erituvchilarda turli eruvchanligiga asoslangandir.

Jarayon xom ashyosi moylarni selektiv tozalashdagi rafinatlarni hisoblanadi. Jarayonning asosiy mahsuloti – deparafinsizlantirilgan moydir. Yonaki mahsulot sifatida qattiq qolidiqlar: distillyatdan gach va qoldiq xom ashyodan petrolatumlarni olinadi. Erituvchi sifatida ko‘pgina hollarda metiletilketon (MEK) – toluol aralashmasi xizmat qiladi. Erituvchilarning massa nisbati xom ashyoga ko‘ra 2,8:1 da 4,5:1 nisbatlargacha bo‘lish mumkin.

Jarayon harorati deparafinsizlantiriladigan moyning sifatiga qo‘yiladigan talablardan aniqlanadi. Xom ashyo aralashmasining oxirgi sovutish (filtrlash) va qotish haroratlari orasidagi farq deparafinsizlantirish harorat effekti deb ataladi, odatda u ketonli erituvchilar uchun 5 – 10 °S ga teng. Oddiy deparafinsizlantirishda harorat birinchi bosqich filtrlashda minus 20 °S dan minus 25 °S gacha, ikkinchi bosqich minus 10 dan minus 20 °S ni tashkil etadi. Ko‘pincha qurilmalarda past harorat hosil qilish uchun sovutuvchilar sifatida ammiak yoki propan qo‘llaniladi.

Xom ashyoni sovutish jarayoni issiqlik almashtirgich apparatlari tipida konstruksiyalangan kripo‘latlizatorlarda o‘tkaziladi. Hosil bo‘lgan suspenziyani filtrlash barabanli vakuum–filtrlarda amalga oshiriladi.

Jarayon material balansi. Deparafinsizlantirish jarayoni bir necha bosqichlarda o‘tadi, erituvchini uzatish o‘zgarib turishida bir qator fizik – kimyoviy ko‘rinishlar (kripo‘latlanish, moyni suyuq uglevodorodlarni qattiq yuzaga adsorbsiyasi va boshqalar) kuzatiladi. Qattiq fazalar hosil bo‘lishiga va bo‘linishiga katta ta‘sirini texnologik parametrlar ko‘rsatadi, shuningdek filtrlash sifati ham. Shunga ko‘ra, amal qilinadigan hisoblash usullari orqali deparafinsizlantirish mahsulotlar chiqishini taxminan baholash mumkin.

Demak, deparafinsizlantirilgan moy massa miqdorini quyidagi formula bilan aniqlash mumkin.

$$X_D = 100X_o \left(1 - \frac{3,35(1 - X_o)}{X_o + R} \right) \quad (5.24)$$

bu yerda: X_o – xom ashyodagi suyuq uglevodorodlar massa ulushi; R – erituvchini xom ashyoga ko‘ra massa nisbati.

Qattiq qoldiqning (X_q , %) toza holdagi chiqish farqi quyidagiga teng bo‘ladi:

$$X_q = 100 (1 - X_o) \quad (5.25)$$

Biroq ushbu ko‘rinishda, qattiq qoldiq (gach, petrolatum)da doim ma’lum miqdorda adsorblangan moy saqlanadi. Uning X_M massa miqdori ushbu formula bilan aniqlanadi.

$$X_M = \frac{335(1 - X_o)}{X_o + R} \quad (5.26)$$

Demak, qattiq qoldiqning umumiy miqdori (6.8) va (6.9) formulalardan olingan yig‘indi soniga ko‘ra aniqlanadi.

Amaliyotdagi ma’lumotlarga ko‘ra, deparafinsizlantirilgan moyni chiqishi odatda xom ashyoga ko‘ra 65 – 80% ni tashkil etadi, qoldiqdagi gach yoki perolatumda moy miqdori 40% gacha etishi mumkin.

5.15-masala. Deparafinlash qurilmasiga 6,5 kg/s fenolli tozalashdagi distillyatli rafinat kiritilyapdi, undagi suyuq uglevodorodlar massa ulushi 0,85 ga teng. Erituvchi (MEK - toluol) massasi 1 kg xom ashyoga 3,5 ga teng. Deparafinlangan moy va gachning chiqishini aniqlang.

Echish. Deparafinlangan moyning chiqishini formulaga ko‘ra aniqlaymiz, unga xom ashyo bo‘yicha qurilmaning ishlab chiqarish unumdorligiga ko‘shimcha ko‘paytuvchilar sifatida kiritiladi.

$$G_D = X_D \cdot G_{xom.a.} = 0,85 \left(1 - \frac{3,35(1 - 0,85)}{0,85 + 3} \right) 6,5 = 4,81 \text{ kg / s}$$

Qattiq qoldiq chiqishi (5.25) formuladan aniqlanadi.

$$X_{qattiq} = 100(1 - 0,85) = 15\%$$

va undagi moy tarkibi (5.26) formuladan aniqlanadi.

$$X_M = \frac{335(1-0,85)0,85}{0,85+3,5} = 11,1\%$$

Demak, gachni umumiy chiqishi 26,1% ni yoki

$$G_g = \frac{6,5 \cdot 26,1}{100} = 1,69 \text{ kg / s}$$

Gachning massasini xom ashyo bilan deparafinlangan moy massalari orasidagi farq orqali aniqlash mumkin.

Krislatizator hajmi. Dastlabki xom ashyoni sovutish uchun zaruriy kristalizator hajmini ($V'_{k.r}$, m^3) sovutish o'rtacha tezligidan kelib chiqqan holda aniqlash mumkin:

$$V'_{k.p} = \frac{G'_{xom.a}(t_1 - t_2)}{W_o} \quad (5.27)$$

bu yerda: $G'_{x.a}$ - xom ashyo aralashmasining hajmiy sarfi, m^3 /soat, t_1, t_2 - kristalizatorlarga kirishdagi va chiqishdagi harorati, ^0S ; W_o - xom ashyo aralashmasini sovutishning o'rtacha tezligi, ^0S /soat.

Keton–aromatik erituvchilardan foydalanganda sovutishni o'rtacha tezligi 100 dan 200 ^0S /soat chegarasida bo'ladi.

Xom ashyo aralashmasi hajmiy sarfi quyidagi formula bo'yicha aniqlanadi.

$$G'_{x.a} = \frac{G_{x.a}}{\rho_{x.a}} + \frac{G_e}{\rho_e} \quad (5.28)$$

bu yerda: $G_{x.a}$, G_e - qo'shimcha uzatilgan xom ashyo va erituvchini massa sarfi, kg /soat; $\rho_{x.a}$, ρ_e - kristalizatorida o'rtacha haroratdagi xom ashyo va erituvchi zichliklari, kg/m^3 .

Xom ashyoga oldindan erituvchini qo'shish odatda, uning umumiy massasini 40 – 50% igacha beriladi.

5.16-masala. Deparafinlash qurilmasi kristalizatoriga 31 000 kg /soat rafinat ($\rho_4^{20} = 0,895$) kiritiladi. Erituvchi:xom ashyo massalari nisbati 3,8:1 teng, shu bilan birga uning 42% massasi xom ashyoga oldindan qo'shiladi. Kristallash sharoitiga ko'ra erituvchining zichligi 835 kg/m^3 ga teng qilib olingan, sovutishning o'rtacha tezligi 150^0S /soat. Xom ashyo aralashmasining kristalizatorga kirishdagi harorati 30^0S , chiqishdagisi esa minus 20^0S ga teng kristalizatorning hajmini aniqlang.

Echish. Sovutish zonasida oʻrtacha harorat 5°S ga teng boʻladi. Ushbu haroratda xom ashyo zichligini D.I. Mendeleev formulasiga koʻra aniqlasak, $\rho_{x.a}=904,7 \text{ kg/m}^3$ ni tashkil etadi. Xom ashyoga qoʻshimcha kiritilayotgan erituvchi sarfini aniqlaymiz:

$$G_e = 31000 \cdot 3,8 \cdot 0,42 = 49\,476 \text{ kg/soat}$$

Xom ashyo aralashmasi yigʻindi hajmiy sarfini (5.27) formulaga koʻra topamiz:

$$G_{x.a} = \frac{31000}{904,7} + \frac{49476}{835} = 93,5 \text{ m}^3 / \text{soat}$$

Kristalizator hajmini (5.28) formuladan aniqlaymiz.

$$V'_{\kappa.r} = \frac{93,5 \cdot 50}{150} = 31,2 \text{ m}^2$$

Filtrlovchi sirt yuzasi. Vakuum – filtrlar uchun filtrlash sirt yuzasi (S, m^2) ni taxminiy aniqlangan formula orqali hisoblash mumkin

$$S = \frac{0,7(G'_{x.a}X_s + G'_e)}{V_f} \quad (5.29)$$

bu yerda: $G'_{x.a}$ - vakuum–filtrlarga sovutilgandan soʻng kiruvchi xom ashyo aralashmasi (suspensiya) yigʻindisi hajmiy sarfi, m^3/soat ; G'_e - vakuum–filtrga choʻkmani yuvishga berilayotgan erituvchi hajmiy sarfi, m^3/soat ; X_s – suspensiyadagi suyuqlikning massa ulushi; V_f – filtrlash tezligi, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$.

Sanoatda deparafinlash qurilmalaridagi vakuum – filtrlarda filtrlash tezligi $0,1 - 0,6 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ ni tashkil etadi.

5.17-masala. Kristalitizatoridan vakuum–filtrlarga $87 \text{ m}^3/\text{soat}$ xom ashyo suspensiyasi kiritiladi, unda qattiq faza massa ulushi $0,06$ tashkil etadi. Choʻkmani yuvishda qoʻshimcha $38 \text{ m}^3/\text{soat}$ erituvchi beriladi. Filtrlash tezligi $0,15 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{soat})$ ga teng. Filtrlash sirt yuzasini aniqlang.

Echish. Suspensiyadagi suyuqlikning massa ulushi $X_s = 1 - 0,06 = 0,94$ ga teng. Filtrlash sirt yuzasi (5.29) formulaga koʻra aniqlanadi:

$$S = \frac{0,7(87 \cdot 0,94 + 38)}{0,15} = 559 \text{ m}^2$$

5.9. Neft qoldiqlarini deasfaltlash

Jarayon tavsifi. Deasfaltlash jarayoni neftni haydash qoldiqlaridan smola – asfalten moddalarni va yuqori kokslashdagi ko‘p siklik uglevodorodlarni va past indeksli qovushqoqlikni yo‘qotish uchun mo‘ljallangan. Jarayondan ko‘zlangan mahsulot – deasfaltzat deb atalib, u ma’lum tozalashdan va deparafinlashdan so‘ng qoldiq moylar bazasi sifatida foydalaniladigan uglevodorodlar aralashmasini o‘zida namayon etadi.

Yonaki mahsulot–asfalt asosan murakkab geteroatomli birikmalaridan tarkib topgan va odatda bitum ishlab chiqarishda xom ashyo komponenti sifatida qo‘llaniladi. Mazutni vakuumli haydash qoldiqlari – gudron qayta ishlash orqali deasfaltizatsiyaga uchraydi. Deasfaltizatsiya – bir yoki, ikki bosqichli ekstraksiyalash jarayoni bo‘lib, ko‘p hollarda selektiv (tanlangan) erituvchi suyuq propan hisoblanadi. Propan : xom ashyo hajmiy karraligi 5:1 dan 10:1 gacha o‘zgarib turadi. Propanning ortiqcha massasi 1 kg xom ashyoga nisbatan 2,5 – 5 kg ni tashkil etadi. Texnologik rejim erituvchi va xom ashyo xususiyatlariga, hamda olinadigan deasfaltizatni talab etiladigan sifatiga ko‘ra aniqlanadi. Ekstratsiya vaqtida harorat qisqa chegaralarida kolonna pastki qismida 50 °S dan 65 °S gacha, uning yuqori qismida esa 75 °S dan 88 °S gacha o‘zgaradi. Shunga ko‘ra, selektiv tozalashdagi kabi jihoz bo‘ylab harorat o‘zgarishi (deasfaltlash harorat gradienti) saqlab turiladi. Propanni suyuq fazaga o‘tishini osonlashtirish uchun jarayon 3,6 – 4,2 MPa bosim ostida olib boriladi.

Sanoat sharoitlarida xom ashyoni deasfaltlash qarama–qarshi oqimli ekstraksion kolonnalarda amalga oshiriladi. Kolonna odatda berk to‘siqli (devorli) ikki qismga ajratilgan: - pastki ekstraksion va yuqorisi – tindirish. Ekstraksion qismida kontakt hosil qiluvchi tarelkalar o‘rnatiladi. Ekstraksion kolonnadagi xom ashyo aralashmasi harakat tezligi 35 – 40 m³/(m² · soat) ni tashkil etadi.

Jarayonning material balansi. Deasfaltizatning chiqishi ko‘p omillarga bog‘liq bo‘lib, uning chiqishi xom ashyoga ko‘ra 26 dan 90% gacha o‘zgarib turadi. Material balansni tuzish vaqtida tajriba ma’lumotlariga yoki eksperimental tadqiqot natijalariga asoslanadi. Qarama–qarshi oqimli kolonnalarda bu

ma'lumotlar bo'lmaganda xom ashyoni propan yordamida deasfaltizatslashda deasfaltizatning chiqishini B.I. Bondarenko formulasiga ko'ra taxminan hisoblash mumkin.

$$X_{DS}=94-4 K_{X.A}+0,1(K_{X.A}-10)^2 \quad (5.30)$$

Bu yerda: X_{DS} – xom ashyoga ko'ra deasfaltizatning chiqishi (kokslanishi 1,1 – 1,2%), %, $K_{X.A}$ – xom ashyo kokslanishi, %.

Deasfaltlashda kiritiladigan xom ashyo kokslanish 4 dan 18% gacha o'zgarishi mumkin.

5.18-masala. Deasfaltlash qurilmasiga 18 kg/s gudron kiritiladi, uning kokslanishi 11,7%. Bir soatda olinadigan deasfaltizatning massasini aniqlang.

Echish. Deasfaltizatning chiqishni (5.30) formulasiga ko'ra topamiz:

$$X_{DS}=94-4 \cdot 11,7+0,1(11,7-10)^2=47,5\%$$

Deasfaltizatning massada chiqishi quyidagiga teng bo'ladi:

$$G_{DS}=18 \cdot 0,475 \cdot 3600= 30\,780 \text{ kg/soat.}$$

Ekstraksion kolonnani asosiy o'lchamlarini aniqlash. Ekstraksion kolonnalar deasfaltizatslash jarayonida selektiv tozalashdagi kolonnalar singari hisoblanadi.

Ekstraksion kolonna diametri formula yordamida aniqlanadi:

$$D = 2\sqrt{\frac{G_{x.a} + G'_{np}}{\pi W}}$$

Propan hajmiy sarfi (G'_{np} , m^3/soat) berilgan propan: xom ashyo nisbati bo'yicha qabul qilinadi. Xom ashyo aralashmasi harakatining shartli tezligi–amaliy ma'lumotlarga ko'ra 35–40 $m^3/(m^3 \cdot \text{soat})$ chegarasida bo'ladi.

Kolonna balandligi ushbu formula orqali aniqlanadi:

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4$$

Bu yerda: h_1 – deasfaltizat eritmasining propandagi tinish zonasi balandligi, m; h_2 – to'siq (devor) dan to yuqori tarelka yoki nasadkagacha bo'lgan balandlik, 3,3 – 3,5 m ga teng; h_3 – kontakt jihoz–qurilmalari egallagan balandlik, m; h_4 – pastki tubdan to pastki tarelkagacha bo'lgan balandlik, 3,0 – 3,2 m ga teng.

Tindirish zonasi balandligi quyidagi formula bilan topiladi:

$$h_1 = \tau_1 \cdot V_1.$$

Bu yerda: τ_1 – deasfaltizat eritmasining tinish vaqti 570 – 670 s ga teng; V_1 – tindirish qismidagi eritmaning chiziqli tezligi, 0,006 – 0,007 m/s ga teng.

Kontakt qurilma – jihozlari egallagan balandlik quyidagi formula orqali aniqlanadi:

$$h_2 = \tau_2 V_2$$

bu yerda: τ_2 – ekstraksiya zonasida xom ashyo va propan kontakt (to‘qnashuv) vaqti, odatda 110 – 130 s; V_2 – ekstraksiya zonasidagi oqim chiziqli tezligi 0,046 – 0,56 m/s ga teng.

5.19-masala. Ekstraksion kolonnaga 63 100 kg/soat ($\rho_4^{20} = 0,965$) xom ashyo kiritiladi. Propan massasi 1 kg xom ashyoga 3 kg ni tashkil etadi. Kolonnaning ekstraksion qismidagi o‘rtacha harorat 55 °S ga teng. Xom ashyo aralashmasi oqimining shartli tezligi 39 m³/(m² · soat). Kolonna diametri aniqlansin.

Echish. Ortiqcha propan miqdorini hisobga olgan holda, uning massa sarfi quyidagiga teng bo‘ladi.

$$G_{pr} = 63\,100 \cdot 3 = 189\,300 \text{ kg/soat.}$$

Ekstraksion zona o‘rtacha haroratida xom ashyo zichligini D.I. Mendeleev formulasidan aniqlaymiz va $\rho_{X.A} = 945,5 \text{ kg/m}^3$ ni olamiz. Xuddi shu sharoitda propanning zichligini aniqlash uchun 16 – ilovadan foydalanib, taxminan 0,001 harorat tuzatmasi qabul qilish mumkin. Bu holda $\rho_{pr} = 446 \text{ kg/m}^3$. Xom ashyo va propan zichliklarini qayta hisoblashda bosimni e‘tiborga olmasa ham bo‘ladi.

Xom ashyo va propan hajmiy sarfi, ularning massa sarfini zichliklariga nisbatidan aniqlanadi.

$$G'_{x.a} = 67,7 \text{ m}^3 / \text{coam}; \quad G'_{np} = 424,4 \text{ m}^3 / \text{coam}$$

Ekstraksion kolonna diametrini formula bo‘yicha hisoblaymiz:

$$D = 2 \sqrt{\frac{66,7 + 424,4}{3,14 \cdot 39}} = 4,4 \text{ m}$$

5.10. Butan – butilen fraksiyasini katalizator ishtirokida polimerlash reaktorini hisoblash

5.20-masala. Boshlang'ich qiymatlar: Reaktorning xom- ashyo bo'yicha boshlang'ich quvvati $G = 25000 \text{ kg/ soat}$. Xom- ashyo jadvalda berilgan, reaktorga kirishdagi harorat $T = 463 \text{ K}$, reaktordagi bosim $P = 3,43 \cdot 10^6 \text{ Pa}$.

Polimerbenzin olish uchun butan – butilen fraksiyasini katalitik polimerlash qobiq – quvurli reaktorning texnologik hisobi

Hisoblash uchun boshlang'ich qiymatlar: xom –ashyo va xom ashyo tarkibi bo'yicha reaktor quvvati, reaktordagi harorat va bosim, polimerbenzinning fraksion tarkibi, (polimerlashda olefinlarning) o'zgarish chuqurligi (konversiya), xom – ashyo bo'yicha reaksiyon hajm quvvati (ta'minlashning hajmiy tezligi) ishlab chiqarishdagi qiymatlar bo'yicha tanlanadi.

5.4-Jadval

Komponentlar	S_3N_8	Izo- S_4N_8	N- S_4N_8	S_4N_{10}	S_5N_{12}	Summa
Massa tarkibi	1,9	10,7	24,5	61,9	1,0	100,0

Polimerlash reaktorini hisoblashdan maqsad: Polimerlash mahsulotlar miqdori, apparatining asosiy o'lchamlari, apparatlar soni, (reaksiya zonasidan chiqadigan) issiqlik miqdori, (issiqlikni kamaytirish uchun zarur bo'lgan) sovuq agent miqdori.

Polimerlash reaktorini hisoblash ketma – ketligi:

1. Polimerlash jarayonining moddiy balansini tuzish.

Hisoblash quyidagi sxema bo'yicha olib boriladi:

A) boshlang'ich xom ashyoning aniqlangan soat bo'yicha miqdori va massaviy tarkibi bo'yicha xom ashyoning mol tarkibini, uning komponentlarini massaviy va mol miqdorini;

B) polimer benzinni haydashda qaynash haroratining o'rtacha qiymati, so'ngra o'rtacha molekulyar massa va zichlik (agar tajriba natijalaridan aniqlanmagan bo'lsa) aniqlanadi;

V) olefinlarning o'zgarish chuqurligi bo'yicha polimer - benzinning absalyut miqdori;

G) reaksiya mahsulotlarining massaviy va mol tarkibi va ularning soat bo'yicha massaviy va mol tarkibi hisoblanadi.

Hamma hisoblar moddiy balans jadvalida umumlashtiriladi.

2. Reaktorning issiqlik balansi.

Reaktorning issiqlik balansidan reaksiya zonasidan 1 soat ichidan haydaladigan issiqlik miqdori aniqlanadi. Hisoblash quyidagi sxema bo'yicha olib boriladi:

A) Xom ashyo entalpiyasi (reaktorga kirishda) va reaksiya zonasidagi bosimni hisobga olingan holda aniqlanadi.

B) polimerlashning issiqlik effekti termodinamika qoidalari bo'yicha hisoblanadi, yoki tajriba yo'li bilan aniqlanadi, shuningdek vaqti bo'yicha issiqlik miqdori aniqlanadi (polimerbenzinni hosil bo'lishida ajraladigan).

V) Reaktorning issiqlik balansi tenglamasidan (sovuq agent yordamida reaksiya zonasidan xaydaladigan) issiqlik miqdori aniqlanadi.

Hisoblash natijalari issiqlik balansi jadvalda umumlashtiriladi.

3.Reaktor o'lchamlari va miqdori.

Hisoblash quyidagi tartibda olib boriladi:

A) reaktorga kelayotgan xom ashyoning soat bo'yicha hajmi;

B) reaksiyon bo'shliq hajmi aniqlanadi;

V) reaktor quvurlari diametri va uzunligi belgilanib reaksiyon bo'shliq hajmini bilgan holda quvurlar soni aniqlanadi;

G) bitta reaktordagi quvurlar sonini qabul qilib, quvurlarning umumiy sonini aniqlab, reaktorlar soni topiladi;

D) reaktorning ichki diametri hisoblanadi;

E) reaktor korpusi balandligi konstruktiv qabul qilinadi.

4.Sovuq agent miqdori aniqlanadi.

A) quvurlarning o'lchamlari va sonini bilgan holda bitta reaktorning issiqlik almashinish yuzasi hisoblanadi;

B) apparatning quvurlararo bo'shlig'idan o'tayotgan qaynagan suvning granulali katalizatori bilan to'ldirilgan quvurlar ichida harakatlanayotgan gazlarning issiqlik uzatish koeffitsienti hisoblanadi;

V) hamma reaktorlarning issiqlik almashinish yuzalaridagi issiqlik ta'sirini, issiqlik almashinish yuzalarini kattaligini va issiqlik uzatish koeffitsientini bilgan holda issiqlik uzatish tenglamasidan apparatda haroratning o'zgarishi aniqlanadi. Harorat o'zarishi va quvurdagi gazlar harorati bo'yicha sovuq agent harorati ya'ni qaynagan suv harorati aniqlanadi. Qaynayotgan suv harorati bo'yicha uning to'yingan bug'i bosimi va bug'lanish issiqligi (jadvaldan) topiladi.

Reaksion zonadan xaydaladigan issiqlik miqdori va suvining bug'lanish issiqligi bo'yicha, bitta reaktorda hosil bo'layotgan to'yingan suv bug'i miqdori aniqlanadi;

D) reaktor korpusida (quvurlararo bo'shliqda) bug'lanayotgan suv ulushini tajriba natijalari bo'yicha qabul qilib bitta reaktorga bir soatda berilishi kerak bo'lgan kondensat miqdori aniqlanadi.

5. Xom ashyoning kirishi, reaksiya mahsulotlarining chiqishi shtutserlari, suv bug'i kondensati kirishi va chiqishi – shtutserlarining diametrlari aniqlanadi, mavjud me'yorlar bo'yicha ularning o'lchamlari aniqlanadi.

Polimerlashning moddiy balansi.

Sanoat polimerbenzining $3,43 \cdot 10^6$ Pa bosimda xaydash natijalari:

5.5-Jadval

Qaynash hajm %	N.K	10	30	50	70	90	K.K.
Harorat, K	305	334	366	378	398	457	488

Polimerbenzinning o'rtacha qaynash haroratini topamiz.

$$T_{yp} = \frac{T_{H.K} + T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90} + T_{H.K}}{7} = \frac{305 + 334 + 366 + 378 + 398 + 457 + 488}{7} = 397K$$

Polimerbenzinning molekulyar massasi Voinov formulasi orqali aniqlanadi.

$$M_{n,0} = 52,63 - 0,246T_{\dot{y}pi} + 0,001T_{\dot{y}pi}^2 = 52,63 - 0,246 \cdot 391 + 0,001 \cdot 391^2 = 109$$

5.6- Jadval

Komponentlar	Molekulyar massa	Kirish			S _i mol	O‘zgarish chuqurligi mass%	Sarf			
		S _i mol	Miqdor				Miqdor		X _i mol%	X _i mol%
			Kg/soat	Kmol/soat			g/soat	m _i mol/soat		
S ₃ N ₈	44	1,9	475	10,8	2,46	-	475	10,80	1,90.	2,96
Izo-S ₄ N ₈	56	10,7	2665	47,8	10,92	100	-	-	-	-
n- S ₄ N ₈	56	24,5	6125	109,5	25,00	95	310	5,50	1,24	1,51
S ₄ N ₁₀	58	61,9	15475	266,5	60,85	-	15475	266,5	61,90	73,27
S ₅ N ₁₂	72	1,0	250	3,5	0,77	-	250	3,50	1,00	0,96
polimerbenzin	109	-	-	-	-	-	8490	77,7	33,96	21,30
summa	-	100,0	25000	438,1	100,0	-	25000	364,0	100,0	100,0

5.2-jadvalda berilgan qiymatlar bo'yicha reaktorga berilayotgan xom – ashyo tarkibi va miqdori hisoblanadi. Reaktordan chiqayotgan mahsulotning miqdori va tarkibini aniqlash uchun olefinlarning o'zgarish chuqurligini bilish kerak. Uglevodorodlar aralashmasini polimerlashda xom ashyoning aloxida komponentlarning o'zgarish chuqurligi (% massaviy)

Izobutilen 100%

Me'yerdagi butilen..... 90 -100 %

Komponentlar o'zgarishi chuqurligining berilgan o'rtacha kattaliklarida polimerlashning moddiy balansi jadvalda keltirilgan.

2. Reaktorning issiqlik balansi.

Reaktorning issiqlik balansi tenglamasi:

$$Q_i + Q_p = Q_2 + Q_p + Q_0$$

Tenglamaning chap tamoni Q_1 –reaksiya mahsuloti bilan Q_p polimerbenzinni hosil bo'lishda yuzaga keladigan issiqlikni (Kvtda) ifodalaydi.

Tenglamaning o'ng tomoni Q_2 – reaksiya mahsulotlari bilan, Q_y – atrof muhitga issiqlikning yo'qotilishi.

Q_0 – sovuq agent bilan issiqlik sarfini (Kvt.da) ifodalaydi. Xom – ashyo va reaksiya mahsulotlari bug‘larining entalpiyasi quyidagi formula bo‘yicha aniqlanadi.

$$q_t = q_t^0 - \Delta q$$

Bunda: q_t - bosim $\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Pa.da oqim entalpiyasi kJ/kg, q_t^0 - atmosfera bosimdagi oqim entalpiyasi kJ/kg, Δq - bug‘ entalpiyasiga tuzatish, kJ/kg.

Odatda reaktordan chiqishdagi harorat kirishdagi haroratdan 8-10 K yuqori. Bu farqni 9 K deb qabul qilamiz. Bunda reaktordan chiqayotgan mahsulot harorati $T = 463 + 9 = 472$ K.

Oqim entalpiyasini uning harorati va atmosfera bosimida aniqlash uchun 288 K haroratda nisbiy zichlikni bilish zarur. Jadvaldagi qiymatlar bo‘yicha xom – ashyo va reaksiya mahsulotlarining o‘rtacha molekulyar massasini aniqlaymiz.

Xom ashyo:

Reaksiya mahsuloti

$$M_c = \sum M_i c_i' = 44 \cdot 0,0246 + 56 \cdot 0,1092 + 56 \cdot 0,25 + 58 \cdot 0,6085 + 72 \cdot 0,6085 + 72 \cdot 0,077 \approx 57$$

$$M_x = \sum M_i x_i' = 44 \cdot 0,0296 + 56 \cdot 0,0151 + 56 \cdot 0,25 + 58 \cdot 0,7327 + 72 \cdot 0,0096 + 109 \cdot 0,213 = 68,5$$

Xom ashyoning o‘rtacha molekulyar massasini Mamedov formulasi bo‘yicha topamiz.

$$S_{277}^{293} = \frac{0,590 - 6,479}{0,693M + 7,581} \text{ bo'yicha } S_{288}^{288} \approx S_{277}^{283} + 5\alpha$$

α - nisbiy zichlikni 1 Kga o‘rtacha harorat tuzatish Kusakov formulasi bo‘yicha hisoblanadi.

$$\alpha = 0,001828 + 0,00132 S_{277}^{293}$$

Uglevodorodlar o‘rtacha molekulyar massasi kattaligini Momedov formulasiga butun son qiymatigacha yaxlitlab qo‘yiladi.

Hisoblashlar natijasi:

$$1) M_s = 57 \text{ bo'lganda, } S_{288}^{288} = 0,580$$

$$2) M_x = 68,5 = 69 \text{ bo'lganda, } S_{288}^{288} = 0,681$$

$$3) M_{p.b} = 109 \quad S_{288}^{.288} = 0,700$$

Xom ashyo reaksiya mahsulotlarining ular harorati va bosimi.

$\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Pa bo'lganda entalpiyasini aniqlash uchun, bug' entalpiyasining tuzatishi Δq ni bilish kerak.

$$\Delta q = \frac{4,187 m \phi}{M}$$

Bunda: T – oqim harorati, K; F – oqimning keltirilgan va kritik parametrlariga bog'liq bo'lgan koeffitsent.

M – oqimning o'rtacha molekulyar massasi. $T_q = \frac{T_1'}{T_{kp}}$

Xom ashyo va reaksiya mahsulotining keltirilgan harorati.

Bunda: xom ashyo uchun $T = 463$ K, reaksiya mahsulotlari uchun $T = 472$ K;

T_{kr} - xom ashyo va reaksiya mahsulotlarining kritik harorati.

$$T_{kr} = 355,1 + 0,97 a - 0,00049 a^2$$

$$A = (1,8 T_{o'r} - 359) \cdot S_{288}^{.288}$$

Bunda: $T_{o'r}$ - xom – ashyo va reaksiya mahsulotlarining o'rta molekulyar qaynash harorati, K;

$S_{288}^{.288} = 0,580$ – xom – ashyo uchun; $S_{288}^{.288} = 0,681$ – reaksiya mahsulotlari uchun

$S_{288}^{.288} = 0,700$ – polimerbenzin uchun

Additivlik qoidasi bo'yicha reaksiya mahsuloti va xom - ashyoning o'rta molekulyar qaynash haroratini topamiz.

$$T_{yp} = \sum T_i X_i'$$

Bunda: T_i - i - ichi komponentning qaynash harorati;

X_i - komponentning mol ulushi.

Keltirilgan bosim formulasi.

$$\pi = \frac{\pi}{P_{kp}}$$

Bunda: $\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Pa; P_{kr} – oqimning o'rtacha molekulyar massasiga bog'liq bo'lgan kritik bosim.

5.7-Jadval

Komponentlar	X _i - tarkibi mol ush		Qaynash Tempera- rasi, T _i , K	X _i T _i	
	Xom - ashyo	Reaksiya mahsuloti		Xom ashyo uchun	Reaksiya mahsulot lari uchun
S ₃ N ₈	0,0246	0,0296	- 230,9	-1,037	- 1,247
Izo - S ₄ N ₈	0,1092	-	- 266,75	-0,682	-
N - S ₄ N ₈	0,2500	0,0151	+276,72	+0,930	+0,056
S ₄ N ₁₀	0,6085	0,7327	-272,5	-0,304	0,367
S ₅ N ₁₂	0,0077	0,0096	+309,07	+0,270	+0,337
Polimerbenzin	-	0,2130	+118,00	-	+25,120
Summa	1,0000	1,0000	-	-0,823	+23,903
O'rtacha qaynash harorati, K	-	-	-	272,18	+296,9

Kritik va keltirilgan haroratlar qiymati jadvalda keltirilgan.

5.8-Jadval

Oqimlar	Harorat		Bosim	
	Kritik T _{kr} , K	Keltirilgan T _{ch}	Kritik R _{kr} , 10 ⁻⁶ Pa	Keltirilgan P _{ch}
Xom ashyo	426	1,09	3,63	0,95
Reaksiya mahsuloti	460,8	1,02	3,35	1,02

Xom – ashyo va reaksiya mahsuloti uchun Δq qiymati jadvalda keltirilgan. Reaktorning issiqlik balansini tuzish uchun reaksiyaning issiqlik effekti qiymatini bilish kerak.

Polimerlash jarayonida 1 kg polimerbenzinga taxminan 837 -1215 kj issiqlik ajralishi to'g'ri keladi.

5.9-jadval

Oqimlar	M _i	T·k	F	T.F.	Δq kj/kg
Xom ashyo	57,0	463	2,45	1135	83,3
Reaksiya mahsuloti	68,5	472	4,60	2162	132,8

Reaksiyaning issiqlik effektini Gess qonuni bo'yicha hisoblash mumkin.

5.10-jadval

Uglevodorodlar	293 da yonish issiqligi, kj/ mol
Izo - S_4N_8	2706
N - S_4N_8	2720
S_4N_{16}	5355

Butilenni polimerlashda $2(n - C_4H_8) \rightarrow C_4H_{16}$ sxema bo'yicha issiqlik effekti $q_{p1} = 2 \cdot 2720 - 5355 = 85 \text{ kJ/mol}$.

Izobutilenni polimerlashda $2(\text{izo} - C_4H_8) \rightarrow C_4H_{16}$ sxema bo'yicha issiqlik effekti $q_{p2} = 2 \cdot 2706 - 5355 = 57 \text{ kJ/mol}$.

8490 kg polimerbenzin olish uchun 5815 kg S_4N_8 va 2675 kg Izo - S_4N_8 yoki 68,5;31,5 % mol sarflanadi.

Polimerlash reaksiyasining o'rtacha issiqlik effekti:

$$q_p = 85 \cdot 0,685 + 57 \cdot 0,315 = 76,1 \text{ kJ/mol}$$

5.11-Jadval

Oqimlar	Miqdori, kg/soat	Harorat K	Entalpiya kDj/kg		Issiq oqim belgilan.	Issiqlik miqdori
			Atmosfera bosimda	$\pi = 3,43 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ bosimda		
Kirish						
Xom ashyo	25000	463	775	691,7	Q_1	4805
Reaksiyaning issiq effekti	-	-	-	-	qr	1976
Summa	25000	-	-	-	-	6781
Sarf						
Reaksiya mahsulotlari	25000	475	786	653,2	Q_2	4534
Issiqlik yo'qotilishi	qabul	qilinadi	-	-	$Q_{yo'q}$	200
Sovuq agent	farqi	bo'yicha	-	--	Q_0	2047
Summa	25000	-	-	-		6781

1 kg polimerbenzin uchun:

$$q_1 = \frac{76,1 \cdot 1000}{M_{n.b}} = \frac{76,1 \cdot 1000}{109} = 696 \text{ kJ/kg}$$

Tajribada berilgan qiymatlar bo'yicha $q_1 = 837 \text{ kJ/kg}$.

Polimerbenzin hosil bo'lganda ajralgan issiqlik miqdori:

$$Q_p = \frac{Gn \cdot \delta \cdot q_p}{3600} = \frac{8490 \cdot 837}{3600} = 1976 \text{ kВt}$$

Bunda: $G_{p.b}$ hosil bo'lgan polimerbenzin miqdori.

Sovuq agent yordamida haydaladigan issiqlik miqdori:

$$Q_0 = Q_1 + Q_r - (Q_2 + Q_p)$$

3. Reaktor o'lchamlari va reaktorlar soni.

Qobiq quvurli issiqlik almashtirgichdan iborat reaktorning ichki diametri D_{ich} reshetka ichida quvurlarning uchburchak (yoki olti burchak) bo'yicha joylashishini hisobga olib aniqlanadi.

$$D_{ich} = S(v-1) + d_u + 2k$$

Bunda: S -quvurlarning o'qlari orasidagi masofa, m; v - oltiburchak diogonalida joylashtirilgan quvurlar soni; d_u - quvurlarning ichki diametri, m; K - korpus va chetki quvurlar orasida xalqasimon oraliq masofa, konstruktiv fikrlar bo'yicha 0,006 m dan kichik bo'lmagan deb qabul qilinadi.

Quvurlarni bog'lamda komponovka qilganda, quvurlar orasida masofa $S = (1,3 \div 1,5)d_u$ deb qabul qilinadi. Vertikal quvurli polimerlash reaktorlari diametri 0,05 -0,06 m va uzunligi 6 -9 m bo'lgan 127 yoki 187 ta quvurlardan iborat.

Quvurlarning tashqi diametri $d_t = 0,06$ m, ichki diametri $d_u = 0,05$ m, uzunligi $l = 9$ m, quvur o'qlari orasidagi masofa $S = 1,3d_t = 1,3 \cdot 0,06 \text{ m} = 0,078 \text{ m}$. Quvurlar soni $Z = 187$ ta.

Eng katta oltiburchak diogonalida joylashgan quvurlar soni $v = 2a - 1$.

Bunda: a – eng katta oltiburchak tomonidagi quvurlar soni:

$$Z = 3a(a-1) + 1; \quad Z = 187, \quad a = 8; \quad v = 2 \cdot 8 - 1 = 15$$

$$D_{ich} = 0,078(15 - 1) + 0,06 + 2k = 1,152 + 2k$$

Ichki diametrni yaxlitlab, $D_{ich} = 1,2$ m, $K = 0,024$ m.

Sanoat reaktorlarida quvurlar uzunligi $l = 9$ m bo'lganda, korpus balandligi $N_k = 11$ m. ni tashkil etadi. Reaktorga bir soatda kelayotgan xom ashyoning hajmiy miqdorini aniqlaymiz.

$$V_x = \frac{G_x}{S_x}$$

Bunda: G_x - reaktorning xom ashyo bo'yicha ish unumdorligi, kg/s; S_x -suyuq holatdagi xom ashyoning zichligi, $T_1^1 = 463$ K.

$$\text{Shunda } V_x = \frac{25000}{404} = 61,8 \text{ m}^3 / \text{coam}$$

Reaksion bo'shliq hajmi:

$$V_{peak} = \frac{V_x}{h_p}$$

h_r – hajmiy tezlik, uning optimal qiymati 3 -5,5 (m³.soat) qabul qilinadi.

$$V_{peak} = \frac{61,8}{4,67} = 1323 \text{ m}^3$$

Quvurlarning kerakli soni:

$$p_q = \frac{V_{peak}}{V_{kyy}}$$

$V_{o'quv}$ – bitta quvurning ichki hajmi:

$$V_{o'quv} = \frac{\pi d^2}{4} \cdot l = \frac{3,14 \cdot 0,05^2}{4} \cdot 9 = 0,01767 \text{ m}^3$$

$$n_{o'quv} = \frac{13,23}{0,01767} = 748$$

Reaktorlar sonini topamiz:

$$N = \frac{n_{kyy}}{Z} = \frac{748}{187} = 4$$

4. Sovuq agent miqdori.

Reaktorning qizib ketishi va katalizator aktivligi pasayishini oldini olish uchun quvurlararo bo'shliqqa suv kondensati yuboriladi. Kondensat qisman bug'lanib reaktordagi ortiqcha issiqlikni kamaytiradi.

$$G_{c.k} \frac{G_{s.n}}{0,2}$$

$$G_{v.p} \frac{3600 \cdot Q_0}{0,2}$$

Reaksiya zonasidagi o'rtacha harorat:

$$T_{o,r} = \frac{T_1' + T_1''}{2} = \frac{463 + 472}{2} = 468 \text{ K}$$

Quvurlarda harakatlanayotgan gazlar oqimi o'rtacha harorati bilan quvurlararo bo'shliqdagi suvning qaynash harorati orasidagi farq:

$$\Delta T = \frac{1000 Q_0}{N k F_1} = \frac{q}{k}$$

Bunda: k - issiqlik uzatish koeffitsienti, $\text{Vt}/(\text{m}^2 \text{ K})$;

F_1 – bitta reaktorning issiqlik almashinishi yuzasi, m^2 ;

Q - solishtirma issiqlik nagruzka (yuklamasi), Vt/m^2

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\pi}{\lambda} + \frac{\tau_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{\tau_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\lambda_2}}$$

Bunda: λ_1 -granullangan katalizator qatlamidan quvur devorlari harakatlanayotgan gazning issiqlik uzatish koeffitsienti $\text{Vt}/(\text{m}^2 \text{ K})$ $\frac{\pi}{\lambda_1} = 0,0006$

($\text{m}^2 \text{ K})$ Vt quvurlarning ichki yuzasi ifloslanishining issiqlik qarshiligi.

$\delta_d = 0,005 \text{ m}$ -quvur devorining qalinligi.

λ_d - po'lat quvurlarning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti;

$\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,000073 \text{ (m}^2 \text{ K)}$ Vt quvurlarning tashqi yuzasi ifloslanishining issiqlik qarshiligi;

λ_2 - qaynayotgan suvga issiqlik uzatish koeffitsienti, $\text{Vt}/(\text{m}^2 \text{ K})$.

Quvurli polimerizatorlarda issiqlik almashish koeffitsienti 116 -232 $\text{Vt}/(\text{m}^2 \text{ K})$. Suvning qaynash harorati reaksiyaning o'rtacha haroratidan 10 -15 K past. Issiqlik uzatish koeffitsienti α , Bikning empirik bog'liqligi bo'yicha hisoblaymiz.

$$\lambda_1 = u c_p (2,58 \cdot \text{Re}^{-2,13} + 0,094 \text{Re}^{-1,15} \text{Pr}^{-3,15})$$

Bunda: u - reaksiyadan aralashmaning massaviy tezligining reaktor trubkasining ko'ndalang kesimi birligiga nisbati, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

S_r - reaksiyadagi aralashmaning o'rtacha issiqlik sig'imi, $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$;

Re - Reynolde kriteriysi; Pr Prandtl kriteriysi.

Reaksiyadagi aralashmaning massaviy tezligi:

$$u = \frac{4G}{3600 \cdot NZ \cdot \pi d_6^2} = \frac{4 \cdot 25000}{3600 \cdot 4 \cdot 187 \cdot 3,14 \cdot 0,05^2} = 4,71 \text{ kg} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

Reaksiyadagi aralashmaning o'rtacha issiqlik sig'imi reaksiya mahsulotlarining ma'lum tarkibi bo'yicha hisoblandi.

5.12-Jadval

Komponentlar	Tarkibi X_i Mol ulushi	Issiqlik sig'imi	j/(kg.k)
		SR _i	SR _i X _i
C ₃ N ₄	0,0296	2015	59,6
n – C ₄ N ₈	0,0151	1895	28,6
C ₄ N ₁₀	0,7327	2027	1486,0
C ₅ N ₁₂	0,0096	2023	19,4
Polimerbenzin	0,2130	2233	475,4
Summa	1,0000	-	2069,0

Polimerbenzinning issiqlik sig'imi:

$$C_p = \frac{4 - S_{288}^{288}}{6450} (7532 T_{yp} + 0,88 \cdot 10^6) = \frac{4 - 0,700}{6450} (7532 \cdot 468 + 0,88 \cdot 10^6) = 2233 \text{ Дж} / \text{кг} \cdot \text{K}$$

Reynolds kriteriysi: $Re = \frac{W d_k}{V}$

Bunda: W- quvurning erkin kesimdagi gaz tezligi, m/s;

d_k -katalizator granularining diametri, m/s;

V- gazning kinematik qovushqoqligi, m²/s.

Quvurning erkin kesimidagi gaz tezligi:

$$W = \frac{4V_{cek}}{NZ\pi d_u^2}$$

V_c - gazning hajmiy sarfi, m³/sek.

$$V_{cek} = \frac{22,4 \cdot G_c T_{yp} \cdot Z_{ck} \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot M_{yp} \cdot 273\pi}$$

Bunda: Z_{ck} - gazning siqilishi koeffitsienti;

M_{o'r} – reaktordagi gazning o'rtacha molekulyar massasi.

Reaktordagi keltirilgan o'rtacha haroratda:

$$T_{o'r} = \frac{1,09 + 1,02}{2} \approx 1,05$$

Keltirilgan o'rtacha bosim:

$$\pi_{yp} = \frac{0,05 + 1,02}{2} \approx 1,99 \text{ } Z_{ck} = 0,6$$

$$M_{yp} = \frac{M_c + M_x}{2} = \frac{57 + 68,5}{2} \approx 62,8$$

$$V_{cek} = \frac{22,4 \cdot 25000 \cdot 468 \cdot 0,6 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 62,8 \cdot 273 \cdot 3,43 \cdot 10^6} = 0,073 \text{ } m^3 / c$$

$$W = \frac{4 \cdot 0,073}{4 \cdot 187 \cdot 3,14 \cdot 0,05^2} = 0,05 \text{ } m / c$$

$$d_r = \frac{\sqrt{Fr}}{\pi}$$

F_r - katalizator granulasining yuzasi, m^2 ;

Katalizator granulari silindr shaklida bo'lib:

$d = 0,04 \text{ m}$ va balandligi $h = 0,006 \text{ m}$.

Bunda:

$$F_r = \pi d^2 + 2 \frac{\pi d^2}{4} = \pi d \left(n + \frac{d}{2} \right) = 3,14 \cdot 0,004 / 0,006 + \frac{0,004}{2} = 0,0001 \text{ } m^2$$

$$d_r = \frac{\sqrt{0,0001}}{3,14} = 3,2 \cdot 10^{-3} \text{ } m$$

Gazning $T_{o'r} = 468 \text{ K}$ da kinematik qovushqoqligini butanning kinematik qovushqoqligiga teng deb olamiz. $V = 7 \cdot 10^{-5} \text{ } m^2 / s$.

$$Re = \frac{0,05 \cdot 3,2 \cdot 10^{-3}}{7 \cdot 10^{-6}} = 23$$

Katalizator bilan to'ldirilgan quvur orqali o'tgan oqim uchun: $Re = 7 \div 200$.

Prandtl kriteriysi:

$$Pr = \frac{C_p \mu}{\lambda}$$

$S_r = 2069 \text{ J} / (\text{kg} \cdot \text{K})$ – reaksiyadagi aralashmaning o'rtacha issiqlik sig'imi;

μ - dinamik qovushqoqlik koeffitsienti, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

λ - gazning issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsienti, $\text{W} / (\text{m} \cdot \text{K})$.

$$M = v \cdot \rho$$

Bunda: ρ – gazning zichligi.

$$\rho = \frac{G_c}{v_{cek}} = \frac{25000}{3600 \cdot 0,073} = 95,1 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 7 \cdot 10^{-6} \cdot 95,1 = 665,5 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$T_{o,r} = 468 \text{ K}$ haroratda reaktordagi gaz issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientini butanning issiqlik o'tkazuvchanligiga teng qabul qilamiz, $\lambda = 0,0365 \text{ Wt/m.K}$.

$$Pr = \frac{2069 \cdot 665,5 \cdot 10^{-6}}{0,0365} = 37,8$$

$$\alpha_1 = 4,71 \cdot 2069 (2,58 \cdot 23 \cdot 37,8^{-2/3} - 0,094 \cdot 23^{-1/5} \cdot 37^{-3/5}) = 326,5 \text{ Wt/m}^2 \cdot \text{K}$$

Qaynayotgan suvga issiqlik uzatish koeffitsienti.

$$\alpha^2 = 0,352 P^{0,176} q^{0,7}$$

$\pi = 3,43 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ - reaktordagi bosim; q - solishtirma issiqlik yuklamasi, Wt/m^2 .

Bitta reaktorning issiqlik almashinish yuzasi:

$$F_1 = \pi d_{\text{vez}} z = 3,14 \cdot 0,05 \cdot 9 \cdot 187 = 264,5 \text{ m}^2$$

$$q = \frac{1000 \cdot Q_0}{N F_1} = \frac{1000 \cdot 2047}{4 \cdot 264,5} = 1936 \text{ Wt/m}^2$$

$$\alpha_2 = 0,352 (3,43 \cdot 10^6)^{0,176} \cdot 1936^{0,7} = 993 \text{ Wt/m}^2$$

Issiqlik almashinish koeffitsienti:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{326,5} + 0,0006 + \frac{0,005}{58,2} + 0,000073 + \frac{1}{993}} = 207,2 \text{ Wt/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

$$\Delta T = \frac{1936}{207,2} = 9,4 \approx 10 \text{ K}$$

Suvning qaynash harorati: $T = 468 - 10 = 458 \text{ K}$.

Shu haroratdagi to'yingan suv bug'ining bosimi: $\Pi_p = 1,13 \cdot 10^6 \text{ Pa}$ va bug' hosil bo'lish issiqligi $i = 1996 \text{ kJ/kg}$.

Suv bug'ining miqdori:

$$G_{c.6} = \frac{3600 \cdot 2047}{4 \cdot 1996} = 923 \text{ kg/s}$$

5.11.Gorizontal alkilash reaktorini hisoblash

5.21-masala. Sulfat kislota va butan - butilen fraksiyasi bilan izobutanni alkilash reaktorini hisoblang.

Reaktorning ishlab chiqarish quvvati 15000 kg/soat; Uning tarkibi quyidagi jadvalda keltirilgan.

5.13-Jadval

Ko'rsatkichlar	Komponentlar						Summa
	S ₃ N ₆	S ₃ N ₈	S ₄ N ₈	izo- S ₄ N ₁₀	n- S ₄ N ₁₀	S ₅ N ₁₂	
Molekulyar massasi	42	44	56	58	58	72	-
Miqdori kg/g	90	240	4195	5515	4765	195	15000
Mass. %	0,6	1,6	28	36,8	31,8	1,2	100

Hisoblash.

Nisbatan ko'p miqdordagi sifatli alkilat olish va reaktorni normal ishlashi uchun izobutanni ortiqcha miqdorda olish talab qilinadi. Shuning uchun izobutan va butilen nisbatini 6:1 dan 10:1 gacha ushlab turish kerak. Bu nisbat qancha yuqori bo'lsa, shuncha ko'p alkilat olish mumkin. Izobutan va olefin nisbatan 9:1 ga teng deb olamiz. Bunda reaktorga beriladigan izobutanni miqdori:

$$G_{ii} = 9G_0 \frac{M_i}{M_0}$$

Bu yerda: G_0 – xom –ashyoda olefinni miqdori, kg/soat; M_u va M_0 . izobutan va olefinning molekulyar massasi.

O'rniga qo'yib quyidagini olamiz:

$$G_u = 9 \cdot 4195 \frac{58}{56} = 39120 \text{ kg / soam.}$$

5.14-Jadval

Ko'rsatkichlar	Komponentlar						Summa
	S ₃ N ₆	S ₃ N ₈	S ₄ N ₈	izo- S ₄ N ₁₀	n- S ₄ N ₁₀	S ₅ N ₁₂	
Miqdori kg/g	90	240	4195	5515	4765	195	15000
Mass. %	0,165	0,495	8,63	80,5	9,81	0,402	100

Alkilash beshta bir xil o'lchamdagi seksiyalardan iborat reaktorda amalga oshiriladi. ($N_0 = 5$). $\alpha = 1,2$ deb qabul qilamiz.

Ortiqcha izobutanni hisobga olgan holda reaktorga kirayotgan xom ashyoning tarkibi quyidagi jadvalda keltirilgan.

Alkillash jarayonida 97% -li sulfat kislota 90% gacha tushirilib ishlatiladi. Quyidagicha jadvalda reaktor seksiyalari bo'yicha kislota konsentratsiyasini tushirib berishini hisoblab ko'rsatilgan.

5.15-Jadval

Bo'limlar	Kislota konsentratsiyasini pasayishi % N ₂ SO ₄	O'rtacha konsentratsiya % N ₂ SO ₄
1	97 - 96 = 1	96,5
2	96 - 94,5 = 1,5	95,25
3	94,5 - 93 = 1,5	93,75
4	93 - 91,5 = 1,5	92,25
5	91,5 - 90 = 1,5	90,75

Ishlab chiqarish amaliyotida izoparafınlar bilan akillash reaksiyasi 275 -283 K haroratda olib boriladi. Bizning holatda reaksiya haroratini T =278 K deb qabul qilamiz.

Birinchi bo'lim hisobi. Moddiy balans. Reaktorining ishlash sxemasiga muvofiq uning 5 ta bo'limiga ham xom – ashyo parallel bir xil oqimda boriladi. Shuning uchun birinchi bo'limga hammasi bo'lib quyidagicha izobutan beriladi:

$$G_{u1} = G_u - \frac{4}{5} G_{uc} = 39120 - \frac{4}{5} 5515 = 34708 \text{ kg / soat}$$

Bu yerda: $G_{uc} = 5515 \text{ kg/soat}$ – xom ashyodagi izobutanning massasi.

Birinchi bo'limga kirayotgan sirkulyasiyalanuvchi izobutan miqdori:

$$G_{u1} = G_u - \frac{G_{xom}}{5} = 34708 - \frac{5515}{5} = 33605 \text{ kg / soat.}$$

$$\text{Yoki } G_{uq1} = G_u - G_{uc} = 39120 - 5515 = 33605 \text{ kg/soat.}$$

Reaktor birinchi seksiyasiga berilayotgan xom ashyo tarkibi quyidagi jadvalda keltirilgan.

Birinchi seksiyadan chiqayotgan uglevodorod massasini tarkibini aniqlaymiz.

Asosiy alkillash reaksiyasi tenglamasiga muvofiq seksiyaga Izo – S₄N₁₀ + S₄N₆

= C_8N_{18} 15 kmol/soat olefin va shunga toza izo –butan kiradi. Shuning uchun alkilatning chiqimi quyidagini tashkil etadi:

$$G_{al.1} = 839 + 15 \cdot 58 = 839 + 870 = 1709 \text{ kg /soat.}$$

5.16-Jadval

Xom – ashyo tarkibi	Zichlik 278 K _{да} kg/m ³	M _i	Miqdori		
			kg/soat	m ³ /soat	kmol/soat
S ₃ N ₆	627,3	42	18	0,0287	0,43
S ₄ N ₈ .	597,9	44	48	0,0803	1,09
S ₄ N ₈	642	56	839	1,3	15
Izo – S ₄ N ₁₀ (toza).	575,3	58	1103	1,92	19
Izo –S ₄ N ₁₀ (retsirkulyat)	575,3	58	33605	58,4	579,4
N - S ₄ N ₁₀	595	58	953	1,61	16,5
S ₅ N ₁₂ .	641	72	39	0,06	0,546
Summa	-	-	36,605	63,4	631,96
Katalizator	1820	-	138502	76,1	-
Hammasi	-	-	175107	139,5	-

Shu holda reaksiyaga kirishmagan toza izobutaning miqdori:

$$G_{u01} = 1103 - 870 = 233 \text{ kg/ soat yoki } G_{u0} = 19 - 15 = 4 \text{ kmol/soat}$$

Quyidagi jadvalda birinchi seksiyadan chiqayotgan uglevodorodlar tarkibi keltirilgan.

Birinchi seksiyaning issiqlik yuklamasi: Reaktordagi tashqi va ichki oqimlarning harorati $T = 278 \text{ K}$ ga teng. Asosiy alkillash reaksiyasining issiqligi birinchi seksiyada 75 -85 % issiqlik yuklamani tashkil etadi.

Alkillash reaksiyasi issiqlik yuklamasini 80X deb olib quyidagiga ega bo‘lamiz:

$$0,8 Q_1 = G_{al1} q_p$$

$$\text{yoki } Q_1 = \frac{G_{fk} \cdot q_p}{0,8} = \frac{1709 \cdot 1050}{0,8} = 2,25 \cdot 10^{6K} \text{ KJ/Kg} / \text{coam} = 623 \text{ kVt.}$$

Bu yerda: $G_{all} = 1709 \text{ kg/soat}$ – alkilat miqdori.

5.17-Jadval

Komponentlar	M i	Miqdori			Tarkibi mol, %
		kg/soat	m ³ /soat	kmol/soat	
S ₃ N ₆	42	18	0,0287	0,43	0,07
S ₄ N ₈	44	48	0,0803	1,09	0,18
Izo – S ₄ N ₁₀ (ishlatil.)	58	233	0,405	4	0,65
Izo –S ₄ N ₁₀ (retsirkulyat)	58	33605	58,4	579,4	93,95
N - S ₄ N ₁₀	58	953	1,61	16,5	264
S ₅ N ₁₂	72	39	0,06	0,546	0,09
Alkilat(S ₈ N ₁₈).	114	1709	2,39	15	2,42
Jami	-	36605	62,98	616,96	100

$Q_p = 1050 \text{ KJ/ kg}$ – asosiy alkillash reaksiyasi issiqligi.

Birinchi bo‘limning bosimi. $T = 278 \text{ K}$ haroratdagi bosimni suyuq faza izoterma tenglamasi orqali hisoblaymiz.

$$\pi = \sum_1^7 P_i X_i^1 + P_k$$

Bu yerda: P_i - 278 K haroratdagi toza uglevodorodlarning to‘yingan bug‘ bosimi;

X_i^1 - uglevodorod komponentlarining mol ulushi;

P_k - sulfat kislotaning to‘yingan bug‘ bosimi.

$$\pi = 658 \cdot 0,0007 + 540 \cdot 0,0018 + 180 \cdot 0,946 + 122 \cdot 0,264 + 30,2 \cdot 0,0009 + 0,55 \cdot 0,0242 = 175 \cdot 10^3 \text{ Pa.}$$

Boshqa bo‘limlarda ham bosim shunday bo‘ladi. Birinchi bo‘limda bug‘lanadigan uglevodorodlar miqdori.

Bo‘limli tark etayotgan bug‘lar bug‘lanayotgan suyuqlik bilan muvozanatda bo‘ladi.

Ularning tarkibi har biri uchun fazalar muvozanat tengligidan aniqlanadi;

$$U^1_{S_3N_8} = \frac{658 \cdot 10^3 \cdot 0,0007}{1,75 \cdot 10^3} = 0,0026$$

$$U^1_{S_3N_8} = \frac{540 \cdot 10^3 \cdot 0,0018}{175 \cdot 10^3} = 0,0055$$

$$U^1_{izo S_4N_{10}} = \frac{180 \cdot 10^3 \cdot 0,946}{175 \cdot 10^3} = 0,970$$

$$U^1_{H-S_4N_{10}} = \frac{122 \cdot 10^3 \cdot 0,0264}{175 \cdot 10^3} = 0,0182$$

$$U^1_{S_5N_{12}} = \frac{30,2 \cdot 10^3 \cdot 0,0009}{175 \cdot 10^3} = 0,000153$$

$$U^1_{al} = \frac{0,55 \cdot 10^3 \cdot 0,0242}{175 \cdot 10^3} = 0,000075$$

Tekshirish:

$$\sum V_i = 0,0026 + 0,0055 + 0,970 + 0,0182 + 0,000153 + 0,000075 \approx 1$$

Bug' aralashmasini additivlik qoidasidan foydalanib, bug'lanish issiqligini topamiz.

τ_m^1 · Hisoblashlar quyidagi jadvalda keltirilgan.

5.18-Jadval

Komponentlar	U^1_i mol. ulushi	$\tau_m^1 \cdot KJ/k \text{ mol}$	$\tau_m^1 \cdot U^1_i KJ/kmol$
S ₃ N ₆	0,0026	15600	40,5
S ₃ N ₁₂	0,0055	16200	89
Izo – S ₄ N ₁₀	0,970	20400	19700
N - S ₄ N ₁₀	0,0182	22000	400
S ₅ N ₁₂	0,000153	27400	4,2
Alkilet(S ₅ N ₁₈)	0,000075	42300	3,2
Jami	≈ 1	-	$G^1_m = 20237$

Endi birinchi bo'limda hosil bo'ladigan bug'lar miqdorini topamiz:

$$V_{m1} = \frac{Q_2}{\Gamma_m^1} = \frac{2 \cdot 25 \cdot 10^{-6}}{20237} = 111 \text{ кмоль / соам.}$$

Bug' tarkibidagi har bir komponentning miqdorini quyidagi formula orqali aniqlaymiz.

$$V^1_i = V^1_{m1} U^1_i$$

O'rniga qo'yib quyidagini olamiz:

$$\begin{aligned}
V_{C_3H_6}^1 &= 111 \cdot 0,0026 = 0,29 \text{ kmol / soat} \\
V_{C_3H_8}^1 &= 111 \cdot 0,0055 = 0,61 \text{ kmol / soat} \\
V_{izo-S_4N_{10}}^1 &= 111 \cdot 0,970 = 108 \text{ kmol / soat} \\
V_{H-C_4H_{10}}^1 &= 111 \cdot 0,0182 = 2,02 \text{ kmol / soat} \\
V_{C_6H_{12}}^1 &= 111 \cdot 0,000153 = 0,017 \text{ kmol / soat} \\
V_{alk} &= 111 \cdot 0,000075 = 0,0083 \text{ kmol / soat}
\end{aligned}$$

Tekshirish:

$V_{mi}^1 = \sum V_i^1 = 0,29 + 0,61 + 108 + 2,02 + 0,0083 = 110,95 \approx 111 \text{ kmol / soat}$
 Qilingan hisoblashlarni tahlil qilib shuni ko'rish mumkinki, birinchi bo'limdagi barcha issiqlikning yutishlashi izobutanning bug'lanishi hisobiga amalda oshiriladi. SHuning uchun bug'langan izobutanning miqdorini bug'lanishning issiqlik balansi tenglamasidan topiladi.

$$Q_1 = V_{C_3H_6}^1 r_{C_3H_6}^1 + V_{C_3H_8}^1 r_{C_3H_8}^1 + V_{izo-C_4H_{10}}^1 r_{izo-C_4H_{10}}^1$$

Shunday qilib:

$$V_{izo-C_4H_{10}}^1 = \frac{Q_1 - V_{C_3H_6}^1 r_{C_3H_6}^1 - V_{C_3H_8}^1 r_{C_3H_8}^1}{r_{izo-C_4H_{10}}^1} = \frac{2,25 \cdot 10 - 0,43 \cdot 15600 - 1,09 \cdot 16200}{20400} = 109 \text{ kmol / soat}$$

yoki $V_{izo-S_4N_{10}} = 109 \cdot 58 = 6322 \text{ kg/soat}$.

Birinchi bo'limdagi uglevodorodlar va kislota hajmi:

Bizning holatimiz uchun hajmiy tezligini $W = 0,21^{-1}$ deb olamiz.

Bunda bo'limdagi kislota hajmi:

$$V_{k1} = \frac{V_{oil}}{W_1} \quad \text{bu yerda: } V_{oil} = 1,3 \text{ m}^3/\text{soat olefin miqdori}.$$

$$V_{k1} = \frac{1,3}{0,2} = 6,5 \text{ m}^3$$

Bo'limdagi uglevodorodlarning hajmi:

$$V_{y1} = \frac{V_{k1}}{\lambda} = \frac{6,5}{1,2} = 5,4 \text{ m}^3$$

Bo'limdagi kislota va uglevodorodlarning jami hajmi:

$$V_1 = V_{k1} + V_{y1} = 6,5 + 5,4 = 11,9 \text{ m}^3$$

Birinchi bo'limdagi uglevodorod kislota aralashmasining bo'lish vaqtini topamiz.

$$\tau_1 = \frac{60 V_1}{R_1} = \frac{60 \cdot 11,9}{139,5} = 5,15 \text{ минут}$$

Bu yerda: $R_1 = 139,5 \text{ m}^3 / \text{soat}$, birinchi bo'limga kelib tushadigan aralashma hajmi.

Birinchi bo'limning o'lchamlari.

Apparatning to'lish darajasini $\varphi = 0,7$ deb olib birinchi bo'limning to'liq hajmini topamiz.

$$V_{p1} = \frac{V_1}{\varphi} = \frac{11,9}{0,7} = 17 \text{ m}^3$$

Bo'limni uzunligini $\ell = 2 \text{ m}$ deb olib, apparatning diametrini topamiz:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{p1}}{\pi \ell}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 17}{3,14 \cdot 2}} = 3,3 \text{ m}$$

Diametrni 3,4 m deb olamiz.

Oldin aytib o'tganimizdek, apparatning beshala bo'limi xam bir xil o'lchamda; $D = 3,4 \text{ m}$, $\ell = 2 \text{ m}$ bo'ladi.

Ikkinchi bo'limni hisoblash.

Moddiy balans. Reaktorni ishlash sxemasiga muvofiq ikkinchi bo'limga berilayotgan xom-ashyo miqdori quyidagilarni o'z ichiga oladi:

1. Kelayotgan xom – ashyoning beshdan bir qismi;
2. Reaksiyaga kirishmagan toza izobutan;
3. Retsirkulyasiyalanuvchi izobutan;
4. Birinchi bo'limdek N – butan va pentan;
5. Birinchi bo'limdan olingan alkilat;
6. Sulfat kislotalari.

Retsirkulyasiyalanuvchi izobutanni miqdori.

$$G_{iq2}^1 = 579,4 - 109 = 170,4 \text{ kmol / soat yoki } G_{iq2} = 170,4 \cdot 58 = 27283 \text{ kmol / soat}$$

5.19-Jadval

Komponentlar	Miqdori	
	kg/soat	m ³ /soat
S ₃ N ₆ + S ₃ N ₈	66	0,1090
S ₄ N ₈	839	1,3
izo- S ₄ N _{10(toza)}	1103	1,92
izo- S ₄ N ₁₀ (ishlatilgan)	233	0,405
izo- S ₄ N ₁₀ (retsirkulyat)	27283	47,5
n- S ₄ N ₁₀	953 + 953	3,22
S ₅ N ₁₂	39 + 39	0,122
Alkilat (S ₈ N ₁₈)	1709	2,39
Katalizator	138502	76,5
Jami	171 719	133,47

Quyidagi jadvalda sulfat kislota zichligining o'zgarishini inobatga olgan holda ikkinchi bo'limga berilayotgan komponentlarni massaviy va hajmiy miqdorlari keltirilgan.

Ikkinchi bo'limda uglerod va katalizator hajmlarining nisbati quyidagiga teng:

$$\lambda_2 = \frac{76,5}{133,47 - 76,5} = \frac{1,35}{1};$$

Ikkinchi bo'limda hosil bo'ladigan alkilatning miqdori:

$$G_{al,2} = 839 + 870 = 17\,09 \text{ kg/soat.}$$

Reaksiyaga kirishmagan toza izobutanning miqdori quyidagiga teng:

$$G_{u,0,2} = 1103 - 870 = 233 \text{ kg/soat.}$$

5.20-Jadval

Komponentlar	Miqdori		
	kg/soat	m ³ /soat	kmol/soat
S ₃ N ₆ + S ₃ N ₈	66	0,109	1,32
izo-S ₄ N ₁₀ (ishlatilgan)	233+233	0,810	8
izo- S ₄ N ₁₀ (retsirkulyat)	27283	47,5	470,4
n- S ₄ N ₁₀	953+953	3,22	33
S ₅ N ₁₂	39 +39	0,122	1,08
Alkilat	1709+1709	4,78	30
Jami	33217	56,54	544

Quyidagi jadvalda ikkinchi bo'limni tark etayotgan uglevodorodlarni tarkibi keltirilgan.

Ikkinchi bo'limning issiqlik yuklamasi.

$$V_2 = \frac{G_{oil} \cdot q_p}{0,8} = \frac{1709 \cdot 1050}{0,8} = 2,25 \cdot 10^6 \text{ Дж / соам} = 623 \text{ кВт}$$

Ikkinchi bo'limda bug'lanadigan uglevodorodlar miqdori.

Izobutanning miqdori.

$$V_{2u3o-C_4H_{10}}^1 = \frac{Q_2 - V_{2C_3H_6}^1 r_{1C_3H_6}^1 - V_{2C_3H_8}^1 r_{1C_3H_8}^1}{r_{u3o-C_4H_{10}}^1} = \frac{2,25 \cdot 10^6 - 0,43 \cdot 15600 \cdot 1,09 \cdot 162}{20400} = 109 \text{ кмоль / соам}$$

$$\text{yoki } V_{2izoS_4N_{10}} = 109 \cdot 58 = 6322 \text{ kg/soat}$$

Ikkinchi bo'limda uglevodorod va kislota bo'lish vaqti, ikkinchi bo'limning to'liq hajmi $V_{p2} = 17 \text{ m}^3$. To'lish darajasi $\varphi = 0,7$ bo'lganda.

$$V_2 = \varphi V_{p2} = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ m}^3$$

Ta'sirlashish vaqti:

$$T_2 = \frac{60 Y_2}{R}$$

Bu yerda: $R_2 = 133,47 \text{ m}^3/\text{soat}$ ikkinchi bo'limga kelib turadigan aralashma hajmi.

$$\tau_2 = \frac{60 \cdot 11,9}{133,47} = 5,4 \text{ минут.}$$

Olefinlarni berishning hajmiy sarfi:

Ikkinchi bo'limdagi kislota hajmi:

$$Y_{\kappa 2} = \frac{76,5 \cdot 5,4}{60} = 6,85 \text{ м}^3$$

Uglevodorodlar hajmi:

$$V_{u2} = V_2 - V_{\kappa 2} = 11,9 - 6,85 = 5,05 \text{ м}^3$$

$$\omega^2 = \frac{V_{ok} \cdot 2}{V_{\kappa 2}} = \frac{1,3}{6,85} = 0,19 \text{ соам}^{-1}$$

Uchinchi bo'limni hisoblash.

Barcha kattaliklar ikkinchi bo'limdagidek hisoblanadi.

Berilayotgan komponentlarning massaviy va hajmiy miqdorlari quyidagi jadvalda keltirilgan.

5.21-Jadval

Komponentlar	Miqdori	
	kg / soat	m ³ / soat
S ₃ N ₆ + S ₃ N ₈	66	0,109
S ₄ N ₈	839	1,3
Izo – S ₄ N ₁₀ (toza)	1103	1,92
Izo–S ₄ N ₁₀ (ishlatilgan)	233 + 233	0,810
Izo–S ₄ N ₁₀ (retsirkulyat)	20961	36,5
N – S ₄ N ₁₀	953 + 953 + 953	4,83
S ₅ N ₁₂	39+39+39	0,183
Alkilat	1709 + 1709	4,78
Katalizator	138502	78
Jami	168331	128,43

Uchinchi bosqichdagi katalizator va uglevodorodlar hajmlari nisbati;

$$\lambda_3 = \frac{78}{128,41 - 78} = \frac{1,55}{1}$$

$$G_{al,3} = 839 + 870 = 1709 \text{ kg/soat}$$

$$G_{u,0,3} = 1103 - 870 = 223 \text{ kg/soat}$$

$$Q_3 = \frac{1709 \cdot 1050}{0,8} = 2,25 \cdot 10^6 \text{ кДж} = 623 \text{ кВт}$$

5.22-Jadval

Komponentlar	Miqdori	
	kg / soat	m ³ / soat
S ₃ N ₆ + S ₃ N ₈	66	0,109
S ₄ N ₈	839	1,3
Izo – S ₄ N ₁₀ (toza)	1103	1,92
Izo–S ₄ N ₁₀ (ishlatilgan)	233 + 233+233	1,215
Izo–S ₄ N ₁₀ (retsirkulyat)	14639	25,4
n – S ₄ N ₁₀	953 + 953 + 953+ 953	6,44
S ₅ N ₁₂	39+39+39+39	0,244
Alkillat	1709+1709+1709	7,2
Katalizator	138502	78,5
Jami	164943	122,3

$$V_{3 \text{ изо}-C_4H_{10}}^1 = 109 \text{ кмоль / соат}$$

$$V_{3 \text{ изо}-C_4H_{10}} = 109 \cdot 58 = 6322 \text{ кг / соат}$$

$$V_{P_3} = 17 \text{ м}^3 \quad V_3 = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ м}^3$$

$$\tau_3 = \frac{60 \cdot 11,9}{128 \cdot 43} = 5,6 \text{ минут}$$

$$V_{K_3} = \frac{78 \cdot 5,6}{60} = 7,28 \quad V_{uz} = 11,9 - 7,28 = 4,62 \text{m}^2$$

$$W_3 = \frac{1,3}{7,28} = 0,18 \text{ soat}^{-1}$$

$$\lambda_3 = \frac{78,5}{122,3 - 78,5} = \frac{1,78}{1}$$

$$G_{al,4} = 839 + 870 = 1709 \text{ kg/soat}$$

$$G_{u,0,4} = 1103 - 870 = 223 \text{ kg/soat}$$

$$Q_4 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ kJ/soat}$$

$$V_{4uzo-C_4H_{10}}^1 = 109 \text{ кмоль / соат}$$

yoki

$$V_{4uzo-C_4H_{10}} = 6322 \text{ кг / соат}$$

$$V_{P_4} = 17 \text{ м}^3 \quad V_4 = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ м}^3$$

$$\tau_4 = \frac{60 \cdot 11,9}{122,3} = 5,9 \text{ минут}$$

$$V_{K_4} = \frac{78,5 \cdot 5,9}{60} = 7,7 \quad V_{u4} = 11,9 - 7,7 = 4,2 \text{m}^2$$

$$W_4 = \frac{1,3}{7,7} = 0,17 \text{ соат}^{-1}$$

Beshinchi bo‘limni hisoblash.

Beshinchi bo‘limdagi katalizator va uglevodorod hajmlari nisbati:

$$\lambda_5 = \frac{79}{116 - 79} = \frac{2,13}{1}$$

$$G_{al,5} = 839 + 870 = 1709 \text{ kg/soat}$$

$$G_{u,0,5} = 1103 - 870 = 223 \text{ kg/soat}$$

$$Q_5 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ kJ} = 623 \text{ kVt}$$

$V_{5uzo-C_4H_{10}}^1 = 109 \text{ кмоль / соат}$ Quyidagi jadvalda xom ashyoning massaviy va hajmiy miqdorlari keltirilgan.

yoki

$$V_{5uzo-C_4H_{10}} = 6322 \text{ kg} / \text{soat}$$

$$V_{P5} = 17 \text{ m}^3 \quad V_5 = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ m}^3$$

$$\tau_5 = \frac{60 \cdot 11,9}{116} = 6,2 \text{ minut}$$

$$V_{K5} = \frac{79 \cdot 6,2}{60} = 8,15 \text{ m}^3 \quad V_{u5} = 11,9 - 8,15 = 3,75 \text{ m}^3$$

$$W_5 = \frac{1,3}{8,15} = 0,16 \text{ soat}^{-1}$$

5.23-Jadval

Komponentlar	Miqdori	
	kg / soat	m ³ / soat
S ₃ N ₆ + S ₃ N ₈	66	0,109
S ₄ N ₈	839	1,3
Izo – S ₄ N ₁₀ (toza)	1103	1,92
Izo–S ₄ N ₁₀ (ishlatilgan)	233 + 233+233+233	1,62
Izo–S ₄ N ₁₀ (ryasirkulyat)	8317	14,5
n – S ₄ N ₁₀	953 +953 + 953+ 953+953	8,05
S ₅ N ₁₂	39+39+39+39+39	0,305
Alkillat	1709+1709+1709+1709	9,54
Katalizator	138502	79
Jami	161555	116

6. Reaktorning material balansi.

Yuqoridagi seksiyalarning hisoblashlaridan reaktorning umumiy material balansini tuzamiz.

5.24-Jadval

Oqimlar	Oqimlar sarfi, kg/soat					Jami reaktor boʻyicha kg/soat
	1	2	3	4	5	
Kirim						
S ₃ N ₆ + S ₃ N ₈	66	66	66	66	66	330
S ₄ N ₈	839	839	839	839	839	4195
Izo–S ₄ N ₁₀ (toza)	1103	1103	1103	1103	1103	5515
Izo–S ₄ N ₁₀	-	233	466	699	932	-
Izo–S ₄ N ₁₀ (ryasirkulyat)	33605	27283	20961	14639	8817	33605
n – S ₄ N ₁₀	953	1905	2859	3812	4765	4765
S ₅ N ₁₂	39	78	117	156	195	195
Katalizator	138502	138502	138502	138502	138502	138502
Jami	175107	175107	168331	164943	161555	187107
Chiqim						

$S_3N_6 + S_3N_8(\text{bug'})$	66	66	66	66	66	330
Izo- S_4N_{10} (ishlatilgan)	233	466	699	932	1165	1165
Izo- S_4N_{10} (retsirkulyat)	27283	20961	14639	8317	1995	1995
Izo- S_4N_{10} (bug'lanish)	6322	6322	6322	6322	6322	31610
$n - S_4N_{10}$	953	1906	2859	3812	4765	4765
S_5N_{12}	39	78	117	156	195	195
Alkillat	1709	3418	5127	6836	8545	8545
Katalizator	138502	138502	138502	138502	138502	138502
Jami	175107	171719	168331	164943	161555	187107

7. Izobutan (olefin butilen)ni nisbati.

Quyidagi jadvalda har bir bo'lim va reaktor bo'ylab bu nisbatlar keltirilgan.

5.25-Jadval

Bo'lim nomeri	Miqdori , k mol/soat		Izobutan olefin nisbati
	Izo - S_4N_{10}	S_4N_8	
1	600	15	40
2	500	15	33,3
3	390	15	26
4	284	15	19
5	180	15	12
Reaktor bo'yicha	675	75	9

8. Reaktor o'lchamlari.

Reaktorning tindirish zonasining hajmi.

Bu zonada beshinchi bo'limdan chiqayotgan uglevodorod va sulfat kislotani ajralishi boradi.

Beshinchi bo'limni tark etayotgan suyuq komponentlarning zichligi, massa miqdorini bilgan holda ularni hajm miqdorini topamiz. U $R_5 = 104,8 \text{ m}^3/\text{soat}$ ga teng. Tinish vaqti $\tau = 60$ minut va to'lish darajasi $\phi = 0,7$ deb qabul qilib, tindirish zonasi hajmini topamiz:

$$V_{P_0} = \frac{R_{m_s} \tau_0}{60 \phi} = \frac{104,8 \cdot 60}{60 \cdot 0,7} = 148 \text{ m}^3$$

Unda zonaning uzunligi

$$\lambda_0 = \frac{4V_{P_0}}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 148}{3,44 \cdot 3,4^2} = 16,3 \text{ m}$$

Reaktorni hajmi. Reaktorning silindr qismini umumiy uzunligini topamiz.

$$\lambda_s = \lambda_p + \lambda_0 = 5 \cdot 2 + 16,3 = 26,3 \text{ m}$$

bu yerda, $N l$ – reaksiya zonaning uzunligi. Reaktoring silindrik qismini hajmi:

$$V_p = \frac{\pi D^2}{4} \quad \lambda_y = \frac{3,14 \cdot 3,4^2}{4} \cdot 26,3 = 238 \text{ m}^3$$

9. Aralashtirgichni hisoblash.

Quyidagi jadvalda propellerli aralashtirgich o'lchamlari keltirgan.

5.26-Jadval

Asosiy o'lchamlari	O'lchamlarni belgilari
Idish diametri	D
Bo'lim uzunligi	l
Aralashtirgich diametri	$D_n = (0,5 \div 0,2) d_m$
Aralashtirgichning reaktor tubidan qancha balandligida joylashganligi	$h_m = (0,5 \div 1,0) d_m$
Aralashtirgichni joylashish chuqurligi	$H_0 - h_0 = (2 \div 4) d_m$

Aralashtirgich diametrini qabul qilamiz:

$$d_n = 0,5 l = 0,5 \cdot 2 = 1 \text{ m}$$

Aralashtirgich joylashish balandligi:

$$h_n = 0,5 d_n = 0,5 \cdot 1 = 0,5$$

Aralashtirgichni joylashish chuqurligi:

$$H_0 - h_m = 0,7 D - h_m - h = 0,7 \cdot 3,4 - 0,5 - 0,11 = 1,77 \text{ m}$$

Bu yerda: $h = 0,11$ segmentli strelkaning balandligi.

Aralashtirgichning parraklari soni $n_3 = 3$;

Yo'naltirilgan trubalar soni $l_{tr} = 1,5$; $d_n = 1,5 \cdot 1 = 1,5 \text{ m}$;

Trubalar sonini konstruktiv 8 ta deb olamiz.

Bug'ning chiqishi uchun 0,5 m diametrli 24 ta chiqish joyi qabul qilamiz.

Aralashtirgichning pastki qismidan aralashma komponentlari chiqish joylari 10 ta kengligi 0,1 m va uzunligi 0,3 m.

Foydalanilgan adabiyotlar ro'yxati

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов/ Под ред. П.Г.Романкова. - 9-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1981. - 560 с.
2. Романков П.Г., Курочкина М.И. Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности». Л.: Химия, 1984. - 232 с.
3. Кувшинский М.Н., Соболева А.П. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности». - 2-е изд., перераб. и доп. М.: Высшая школа, 1980. - 223 с.
4. Лунин О.Г., Вельтишев В.Н. Теплообменные аппараты пищевых производств. М.: Агропромиздат, 1987. - 239 с.
5. Островский Э.В., Эйдельман Е.В. Краткий справочник конструктора продовольственных машин. - 3-е изд., перераб. и доп. М.: Агропроиздат, 1986. - 621 с.
6. З.Салимов. Кимёвий технологиянинг асосий жараёнлари ва қурилмалари. Олий ўқув юртлари талабалари учун дарслик. Т.1. Тошкент: Ўзбекистон, 1994. - 366 б.
7. Кавецкий Г.Д., Васильев Б.В. Процессы и аппараты пищевой технологии. – 2-е изд., перераб. и доп. М.: Колос, 1999. - 551с.
8. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. М.:Химия, 1995.- 400 с
9. Юсупбеков Н.Р., Нурмухамедов Х.С., Исматуллаев П.Р. Кимё ва озиқ-овқат саноати жараёнлари ва қурилмалари фанидан ҳисоблар ва масалалар. Тошкент: ТошКТИ, 1999. - 351 б.

10. Юсупбеков Н.Р., Нурмухамедов Х.С. ва б. Кимё ва озиқ-овқат саноатининг асосий жараён ва қурилмаларини ҳисоблаш ва лойиҳалаш.- Тошкент: ТошКТИ, 2000.- 231 бет.
11. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.- Изд. 8-е, перераб. М.: Химия, 1971. - 783 с.
12. Юсупбеков Н.Р., Нурмухаммедов Х.С., Зокиров С. Г. Кимёвий технологиянинг асосий жараён ва қурилмалари. Тошкент: Шарқ, 2003. – 644 б.
13. Рудин М.Г., Смирнов Г.Ф. Проектирование нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. Л.: Химия, 1984.
14. Беркман Б.Е. Основы технологического проектирование производств органического синтеза. М.: Химия, 1980.
15. Рейхсфельд В.О., Еркова Л.Н. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетических каучуков. Л.: Химия, 1984.
16. Фармазов С.А. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и его эксплуатация. М.: Химия, 1984.
17. Жумаев Қ.К. ва бошқалар. Нефть ва газни қайта ишлаш корхоналари жихозлари. Т. : Ўзбекистон. 2010 й.
18. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / Под ред. Е.Н.Судакова. М.: Химия, 1979.
19. Сарданашвили А.Г., Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа. М.: Химия, 1980.
20. Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справ, пособие. М.: Химия, 1983.
21. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: Наука, 1972.

Ilovalar

1 -jadval. SI tizimining nisbiy va ulushli birliklari

t/r	Ko‘paytma a^n	Qo‘shimcha nomi	Ruscha belgisi	Xalqaro belgisi
1	$1000000000000 = 10^{12}$	Tera	T	T
2	$1000000000 = 10^9$	Giga	G	G
3	$1000000 = 10^6$	Mega	M	M
4	$1000 = 10^3$	Kilo	K	k
5	$100 = 10^2$	Gekto	G	h
6	$10 = 10$	Deka	Da	da
7	$0,1 = 10^{-1}$	Detsi	D	d
8	$0,01 = 10^{-2}$	Santi	S	S
9	$0,001 = 10^{-3}$	Milli	M	m
10	$0,000001 = 10^{-6}$	Mikro	mk	μ
11	$0,000000001 = 10^{-9}$	Nano	N	n
12	$0,000000000001 = 10^{-12}$	Piko	P	r
13	$0,000000000000001 = 10^{-15}$	Femto	F	f
14	$0,000000000000000001 = 10^{-18}$	Atto	A	a

2- jadval. SI va boshqa tizimlar birliklarining o‘zaro nisbatlari

T/r	Kattalik nomi	Kattalik		SI va boshqa tizimlar birliklarining o‘zaro nisbati
		belgisi	birligi	
1	2	3	4	5
1	Uzunlik	L	M	$1\text{m} = 10^2\text{sm} = 10^3\text{mm} = 10^6\text{mkm} = 10^{10}\text{A}^\circ$; $1\text{ft} = 0.3048\text{m}$, $1\text{in} = 25.4 \cdot 10^{-3}\text{m}$
2	Og‘irlik (ogirlik kuchi)	G	N	$1\text{kgs} = 9,81\text{N}$, $1\text{din} = 10^{-5}\text{N}$, $1\text{lbf} = 4.45\text{N}$.
3	Massa	M	Kg	$1\text{tonna} = 10\text{s} = 1000\text{kg}$, $1\text{kg} = 10^3\text{g}$, $1\text{lb} = 0.454\text{kg}$.
4	Harorat	T, T	K	$t(^{\circ}\text{C}) = (t+273,15)\text{K}$, $1^{\circ}\text{F} = 0,56\text{K}$, $t(^{\circ}\text{F}) = [5/9(t-32)+273,15]\text{K}$, $1^{\circ}\text{C} = 1.8^{\circ}\text{F}$.
5	Tekislik burchagi	φ	rad	$1^{\circ} = \pi/180\text{rad}$
6	Dinamik qovushqoqlik	μ	Pa s	$1\text{P (puaz)} = 0,1\text{Pa} \cdot \text{s}$,

	koeffitsienti			$1 \text{ sP} = 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} = 1 \text{ MPa} \cdot \text{s}.$
7	Kinematik qovushqoqlik koeffitsienti	ν	m^2/s	$1 \text{ Cm} = 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s} = 1 \text{ sm}^2/\text{s}.$
8	Bosim	R	Pa	$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa}, 1 \text{ kgs}/\text{sm}^2 = 1 \text{ at} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Pa} = 735 \text{ mm sim.ust} = 10 \text{ m suv ustuni}; 1 \text{ atm} = 1,033 \text{ kgs}/\text{m}^2 = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Pa} = 760 \text{ mm sim.ust} = 10,33 \text{ m suv ustuni}; 1 \text{ kgs}/\text{m}^2 = 1 \text{ mm suv ustuni} = 9,81 \text{ Pa}; 1 \text{ mm sim.ust} = 133,3 \text{ Pa}.$
9	Quvvat	N	Vt	$1 \text{ kVt} = 1000 \text{ Vt}, 1 \text{ kkal}/\text{soat} = 1,163 \text{ Vt}, 1 \text{ kgs} \cdot \text{m}/\text{s} = 9,81 \text{ Vt}.$
10	Sirt taranglik	σ	n/m	$1 \text{ kgs}/\text{m} = 9,81 \text{ J}/\text{m}^2$
11	Hajm	V	m^3	$1 \text{ m}^3 = 10^3 \text{ l} = 10^2 \text{ dal}$
1	2	3	4	5
12	Birlik (solishtirma) hajm	V	m^3/kg	$1 \text{ m}^3/\text{tn} = 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg}; 1 \text{ dm}^3/\text{kg} = 1 \text{ g}/\text{sm}^3.$
13	Zichlik	ρ	kg/m^3	$1 \text{ tn}/\text{m}^3 = 1 \text{ kg}/\text{dm}^3 = 1 \text{ g}/\text{sm}^3 = 10^3 \text{ kg}/\text{m}^3.$
14	Ish, energiya, issiqlik miqdori	A	J	$1 \text{ kg} \cdot \text{sm} = 9,81 \text{ J}; 1 \text{ kVt} \cdot \text{soat} = 3,6 \cdot 10^6 \text{ J}; 1 \text{ kkal} = 4186,8 \text{ J}; 1 \text{ J} = 4,19 \text{ kJ}$
15	Hajmiy sarf	Q	m^3/sek	$1 \text{ l}/\text{min} = 16,67 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{sek}$
16	Burchakli tezlik	ω	$\text{rad}/\text{s}, \text{s}^{-1}$	$1 \text{ min}^{-1} = \pi/30 \text{ rad}/\text{sek}; 1 \text{ sek}^{-1} = 2\pi \text{ rad}/\text{sek}$
17	Solishtirma issiqlik sig'imi	S	$\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$	$1 \text{ kkal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{S}) = 4,19 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$
18	Issiqlik berish va issiqlik uzatish koeffitsientlari	α, K	$\text{Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$	$1 \text{ kkal}/(\text{m}^2 \cdot \text{soat} \cdot ^\circ\text{S}) = 1,163 \text{ Vt}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
19	Issiqlik oqimining zichligi	Q	Vt/m^2	$1 \text{ kkal}/(\text{m}^2 \cdot \text{soat}) = 1,163 \text{ Vt}/\text{m}^2$
20	Issiqlik o'tkazish koeffitsientti	λ	$\text{Vt}/(\text{m} \cdot \text{K})$	$1 \text{ kkal}/(\text{m} \cdot \text{soat} \cdot ^\circ\text{S}) = 1,163 \text{ Vt}/(\text{m} \cdot \text{K})$
21	Fazaviy o'zgarishlar (konden-satsiya, bug'lanish) issiqligi	R	J/kg	$1 \text{ kkal}/\text{kg} = 4,19 \text{ kJ}/\text{kg}$
22	Solishtirma entalpiya	I	J/kg	$1 \text{ kkal}/\text{kg} = 4,19 \text{ kJ}/\text{kg}$

3-jadval. To'yingan suv bug'ini fizik parametrlari (bosim bo'yicha) [11]

Bosim, MPa	Harorat, °S	Zichlik, kg/m ³	Kondensat entalpiyasi, kJ/kg	Bug' ental- piyasi, kJ/kg	Bug' xosil bo'lish issiq- ligi, kJ/kg
1	2	3	4	5	6
0.010	45.83	0.0681	191.84	2584.4	2392.6
0.015	54.0	0.0998	225.98	2598.9	2372.9
0.020	60.09	0.1307	251.46	2609.6	2358.1
0.025	64.99	0.1611	271.99	2618.1	2346.1
0.030	69.12	0.1912	289.31	2625.3	2336.0
0.040	75.89	0.2503	317.65	2636.8	2319.2
0.050	81.35	0.3085	340.57	2646.0	2305.4
0.060	85.95	0.3659	359.93	2653.6	2293.7
0.070	89.96	0.4227	376.77	2660.2	2283.4
0.080	93.51	0.479	391.72	2666	2274.3
0.090	96.71	0.535	405.21	2671.1	2265.9
0.10	99.63	0.590	417.51	2675.7	2258.2
0.15	111.37	0.862	467.13	2693.9	2226.8
0.20	120.23	1.129	504.7	2706.9	2202.2
0.25	127.3	1.391	535.4	2717.2	2181.8
0.30	133.54	1.651	561.4	2725.5	2164.1
0.35	138.88	1.907	584.3	2732.5	2148.2
0.40	143.62	2.163	604.7	2738.5	2133.8
0.45	147.92	2.416	623.2	2743.8	2120.6
0.5	151.85	2.668	640.1	2748.5	2108.4
0.55	155.47	2.919	655.8	2752.7	2096.9
0.60	158.84	3.169	670.4	2756.4	2086.0
0.65	161.99	3.418	684.2	2759.9	2075.7
0.70	164.96	3.666	697.1	2762.9	2065.8

4- jadval. Suvning fizik parametrlari [7]

Harorati, °S	Zichligi , kg/m ³	Solishtirma issiqlik sig'imi, kJ/(kg K)	Qovushqoqlik koeffitsienti		Issiqlik o'tka- zuvchanligi, 10 ² Vt/m k	Prandtl mezoni Pr
			dinamik 10 ⁶ Pa·s	kinematik 10 ⁶ m ² /s		
1	2	3	4	5	6	7

0	1000	4.23	1790	1.79	55.1	13.7
10	1000	4.19	1310	1.31	57.5	9.52
20	998	4.19	1000	1.01	55.9	7.02
30	996	4.18	804	0.81	61.8	5.42
40	992	4.18	657	0.66	63.4	4.31
50	988	4.18	549	0.556	64.8	3.54
60	983	4.18	470	0.478	65.9	2.98
70	978	4.19	406	0.415	66.8	2.55
80	972	4.19	355	0.365	67.5	2.21
90	965	4.19	315	0.326	68.0	1.95
100	958	4.23	283	0.295	68.2	1.75

5-jadval. Ayrim materiallarning issiqlik sig'imi S , zichligi ρ va issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientlari λ [1,5,7]

t/r	Material turi	S , J/(kg.K)	ρ , kg/m ³	λ , W/(m .K)
1	Asbest tolalari	0.816	470	0.1163
2	Asbest listlar	0.816	770	0.1163
3	Sovelit		450	0.098
4	Po'kak plitalar	1.68		0.058
5	Paxtasimon shisha tolalari	0.67	200	0.035÷0.07
6	Penoplast		30	0.047
7	Quyqa (dashqol)		-	1.163÷3.49
8	Himoya qobig'i uchun maxsus g'isht	0.88÷1.01	600	0.116÷0.209
9	Kigiz (jun)	1.63	300	0.047
10	Yog'li bo'yoqlar	-	-	0.233
11	Emal	-	2350	0.872÷1.163
12	Bronza	0.385	8000	64.0
13	Latun	0.394	8500	93.0
14	Mis	0.385	8800	384
15	Po'lat	0.5	7850	46.5
16	Zanglamas po'lat 1X18N9T	0.502	7900	17.5
17	Cho'yan	0.5	7500	46.5÷93.0
18	Alyuminiy	0.896÷0.9	2700	203.5
19	Zang			1.16

6-jadval. Ayrim issiqlikni himoya qiluvchi materiallarning 0-100 °S harorat chegaralaridagi issiqlik o'tkazuvchanlik koeffitsientlari

Material turi	λ , Vt/(m · K)	Chegaraviy harorat, °S
Asbest	0,151	600
Asbozurit T	0,2 32	900
Kigiz	0,046-0,058	90
Novoasbozurit	0,139-0,157	600
Nyuvel	0,081	350
Po'kak plitalar	0,058	120
Sovelit	0,116	450

7-jadval. ε_t tuzatish koeffitsientini suyuqlikning oqish rejimi Re va trubalar o'lchamlari nisbatiga (L/d) bog'liqligi

Re qiymati	ε_t koeffitsientining qiymatlari				
	L/d =10	L/d =20	L/d =30	L/d =40	L/d ≥50
$1 \cdot 10^4$	1.23	1.13	1.07	1.03	1
$2 \cdot 10^4$	1.18	1.10	1.05	1.02	1
$5 \cdot 10^4$	1.13	1.08	1.04	1.02	1
$1 \cdot 10^5$	1.10	1.06	1.03	1.02	1
$1 \cdot 10^6$	1.05	1.03	1.02	1.01	1

8-jadval. Issiqlik almashinish apparatlarida mahalliy qarshiliklar koeffitsientlarining ζ qiymatlarida [1,5]

t/r	Mahalliy qarshiliklar turi	ζ qiymati
1	Apparatni kirish va chiqish kameralarida oqimning urilib burilishi	1.5
2	Seksiyalar va yo'nalishlar bo'yicha 180° ga burilish	2.5
3	Trubalar bo'shlig'iga kirish va undan chiqish.	1.0
4	Apparat korpusining trubkalari oralig'idagi bo'shliqqa oqim yo'nalishiga nisbatan 90° burchakda kirish	1.5
5	U- shaklidagi trubalarda 180° ga burilish	0.5
6	Trubkalarni tutib turuvchi to'r to'sig'ini aylanib o'tish	0.5
7	Trubkalar o'ramidagi to'siqlardan 180° ga burilish	1.5
8	Seksiyalarga bo'lingan apparatlar tirsaklari bo'ylab 180° ga burilish	2.0
9	Trubkalar o'ramidagi to'siqlardan 90° ga burilish	1.0
10	Zmeevik o'ramlari bo'ylab harakatlanish (n- o'ramlar soni)	$0.5n$
11	Zadvijkalar, $d_u = 50 \div 100$ mm	0.5

	$d_u=175\div 200$ mm	0.25
	$d_u=300$ mm va undan ortiq	0.15
12	Jo'mrak (kran), $d_u=20\div 50$ mm va undan ortiq	2.0
13	Ventil (to'la ochiq holatda) $d=40$ mm	4.9
	$d=80$ mm	4.0
	$d=100$ mm	4.1
	$d=150$ mm	4.4
	$d=200$ mm	4.7
	$d=250$ mm	5.1
14	Trubalarga kirish:	
	- qirradi o'tkir bo'lsa	0.5
	- razvalsovkalanagan bo'lsa	0.2
15	Trubalardan chiqish	1.0

9-jadval. Texnologik quvur devorining notekisligi [1]

t/r	Quvur turlari	Δ , mm
1	Toza va yangi mis, latun va shisha quvurlar	$0.0015\div 0.01$
2	Suv bug'i quvurlari	0.2
3	Ishlatilgan po'lat quvurlar	0.2
4	Eski zanglagan quvurlar	0.67 va undan ortiq
5	Silliqlik alyuminiy quvurlar	0.015-0.06
6	Siqilgan havo uzatuvchi quvurlar	0.8
7	Davriy ishlovchi bug' quvurlari	0.5
8	Kondensat uzatuvchi quvurlar	1.0

10-jadval. Ishchi muhitlarning tavsiya etilgan tezliklari

t/r	Ishchi muhitlar	Harakat rejimi yoki ishchi muhit holati	Tezlik, m/sek
1	Qovushqoq suyuqliklar	erkin oqib tushish, nasoslar yordamida xaydash	0,5÷1,0
2	Qovushqoqligi kam tomchi suyuqliklar	ogʻirlik kuchi taʼsirida erkin oqib tushish	0,5÷2,0
3	Suyuqliklar	Nasoslarning - soʻrish quvurlarida - haydash quvurlarida	0.8÷2.0 1.5÷3.0
4	Gazlar	- tabiiy surilish - ventilyatorlarda - kompressorlarda	2÷4 4÷15 15÷25
5	Toʻyingan suv bugʻlari	Ishchi bosim, mPa: - 0,1 gacha - 0.1÷0.05 - 0.05÷0.02 - oʻta qizdirilgan bugʻlar - ikkilamchi bugʻlar	25÷30 20÷40 40÷60 30÷50 30÷35

11 -jadval.Tartibsiz joylashtirilgan nasadkalarining tasnifiy kattaliklari

Nasadkalarining turlari	Oʻlchamlari (tashqi diametr, balandlik, devor qalinligi), mm	1 m ³ dagi element-larning soni	Solishti r-ma yuza, m ² /m ³	Erkin hajmi, m ³ /m ³	1 m ³ nasad-kaning massasi, kg
Keramikadan tayyorlangan Rashig halqalari	15x15x2	192000	330	0,76	590
	25x25x3	48000	200	0,74	530
	35x35x4	14300	140	0,78	590
	50x50x5	6000	90	0,78	530
Poʻlatdan tayyorlangan Rashig halqalari	10x10x0,5	910000	500	0,88	960
	15x15x0,5	192000	350	0,92	660
	25x25x0,8	48000	220	0,92	640
	50x50x1,0	6000	110	0,95	430

Keramikadan tayyorlangan Pall halqalari	25x25x3	48000	220	0,74	610
	35x35x4	14300	165	0,76	540
	50x50x5	6000	120	0,78	520
Po‘latdan tayyorlangan Pall halqalari	5x15x0,4	192000	380	0,9	525
	25x25x0,6	48000	170	0,9	455
	50x50x1,0	6000	108	0,9	415
Keramikadan tayyorlangan Berl egarlari	20x2,0	190000	310	0,69	800
	25x2,5	7900	250	0,70	720
	35x4,5	22000	155	0,75	610
	50x6,0	8800	115	0,77	640
Keramikadan tayyorlangan Intalloks egarlari	20x2,0	210000	300	0,73	640
	25x2,5	84000	250	0,75	610
	35x4,5	22700	165	0,74	670
	50x6,0	8800	110	0,75	610

12 -jadval. Sanoatda qo‘llaniladigan adsorbentlarning tasnifiy ko‘rsatkichlari

Adsorbentlar	Zichlik, g/sm ³			G‘ovaklar-ning hajmi, sm ³ /g	G‘ovak-larning radiusi, Å	Solishtir-ma yuza, m ² /g
	Haqiqiy	Mavhum	Uyil-gan			
Silikagel mayda g‘ovakli yirik g‘ovakli	2,1–2,3	1,3–1,4	0,8	0,28	5–30	450–500
	2,1–2,3	0,75–0,85	0,5	0,90	70–100	270–350
Alyumosilikatli katalizator	2,3	1,06–1,09	0,7	0,57	20–25	300–350
Faollashtirilgan ko‘mir	1,75–2,1	0,5–1,0	0,2–0,6	–	70 dan kam	600–1700
Alyuminiyning faol oksidi	–	–	0,4–0,6	0,8–1,0	60–100	180–220
Seolitlar	–	1,08–1,16	0,6–0,7	0,20–0,24	3–9	–

**13 -jadval. Doimiy bosimda gazlarning o'rtacha massaviy issiqliq sig'imi
(kJ/ kg .K)**

T, K	O ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
273	0,9148	1,0304	1,0396	0,8147	1,8594	0,6071
300	0,9169	1,0308	1,0400	0,8286	1,8632	0,6150
500	0,9391	1,0362	1,0484	0,9207	1,9004	0,6682
700	0,9688	1,0500	1,0664	0,9906	1,9557	0,7122
900	0,9960	1,0697	1,0894	1,0463	2,0181	0,7415
1100	1,0182	1,0886	1,1120	1,0902	2,0847	0,7653
1300	1,0371	1,1103	1,1330	1,1267	2,1445	0,7850
1500	1,0530	1,1279	1,1514	1,1564	2,2195	—
1700	1,0664	1,1443	1,1677	1,1811	2,2827	—
1900	1,0789	1,1581	1,1815	1,2020	2,3417	—
2100	1,0902	1,1706	1,1941	1,2200	2,3975	—
2300	1,1003	1,1815	1,2045	1,2350	2,4489	—

14 -jadval.Neft suyuqliklari ental'piyasi ((J/kg))

T, K	288 K da nisbiy zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
273	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
275	4,23	4,06	3,89	3,77	3,68	3,56	3,48	3,38
277	8,42	8,08	7,83	7,58	7,37	7,16	6,95	6,77
279	12,64	12,18	11,76	11,39	11,05	10,76	10,47	10,19
281	16,87	16,24	15,70	15,20	14,74	14,36	13,98	13,61
283	21,14	20,39	19,68	19,05	18,51	17,96	17,50	17,04
285	25,41	24,49	23,66	22,90	22,23	21,27	21,02	20,49
287	29,73	28,64	27,63	26,80	26,00	25,20	24,58	23,95
289	34,04	32,78	31,69	30,69	29,77	28,93	28,14	27,43
291	38,35	36,97	35,71	34,58	33,58	32,57	31,74	30,92
293	42,66	41,16	39,77	38,48	37,35	36,30	35,30	34,42
295	47,06	45,34	43,79	42,41	41,16	39,98	38,94	37,94
297	51,46	49,57	47,90	46,35	44,97	43,71	42,54	41,47
299	55,85	53,80	52,00	50,33	48,82	47,44	46,18	45,02
301	60,25	58,03	56,10	54,30	52,88	51,20	49,82	48,58
303	64,67	62,34	60,21	58,28	56,56	54,93	53,51	52,15
305	69,12	66,65	64,35	62,30	60,46	58,74	57,23	55,73
307	73,60	70,92	68,50	66,36	64,39	62,55	60,88	59,33
309	78,08	75,24	72,68	70,38	68,29	66,36	64,56	62,94
311	82,56	79,63	76,87	74,44	72,18	70,21	68,29	66,57
313	87,09	83,90	81,06	78,50	76,16	74,02	72,01	70,20
315	91,61	88,26	85,29	82,56	80,09	77,83	75,78	73,86
317	96,17	92,65	89,51	86,67	84,07	81,73	79,55	77,52
319	100,73	97,05	93,78	90,77	88,09	85,58	83,32	81,22
321	105,30	101,49	98,01	94,92	92,07	89,47	87,13	84,90
323	109,90	105,93	102,33	99,06	96,09	93,41	90,81	88,61
325	114,51	110,36	106,60	103,20	100,15	97,34	94,71	92,32
327	119,11	114,80	110,91	107,39	104,21	101,28	98,56	96,06
329	123,80	119,28	115,26	111,58	108,27	105,21	102,41	99,81
331	128,45	123,80	119,58	115,81	112,33	109,19	106,26	103,57
333	133,14	128,28	123,97	119,99	116,44	113,17	110,11	107,34
335	137,83	132,85	128,33	124,26	120,54	117,19	114,01	111,13
337	142,52	137,37	132,72	128,49	124,64	121,17	117,90	114,93
339	147,25	141,93	137,12	132,76	128,79	125,19	121,84	118,75
341	152,02	146,50	141,56	137,03	132,97	129,25	125,77	122,58
343	156,80	151,10	145,99	141,35	137,12	133,27	129,67	126,42
345	161,57	155,71	150,43	145,66	141,31	137,33	133,64	130,28
347	166,38	160,35	154,91	150,01	145,49	141,43	137,62	134,15
349	171,20	165,00	159,43	154,33	149,72	145,49	141,60	138,03
351	176,01	169,65	163,96	158,68	153,95	149,59	145,62	141,92
353	180,91	174,30	168,52	163,12	158,18	153,78	149,68	145,84
355	185,77	179,03	173,08	167,43	162,45	157,84	153,66	149,76
357	190,63	183,72	177,60	171,83	166,72	162,03	157,68	153,70
359	195,52	188,45	182,13	176,26	170,99	166,22	161,74	157,65
361	200,46	193,18	186,65	180,70	175,30	170,36	165,80	161,61
363	205,36	197,95	191,21	185,14	179,57	174,59	169,94	165,59
365	210,35	202,68	195,78	189,58	183,93	178,78	174,00	169,58
367	215,29	207,50	200,38	194,10	188,28	183,01	178,11	173,59
369	220,27	212,27	205,07	198,58	192,64	187,23	182,21	177,60
371	225,29	217,09	209,72	203,02	196,99	191,50	186,36	181,62
373	230,32	221,94	214,41	207,58	201,43	195,69	190,50	185,69
375	235,34	226,80	219,10	212,15	205,78	200,05	194,69	189,75
377	240,36	231,66	223,83	216,67	210,22	204,32	198,87	193,82
379	245,47	236,55	228,52	221,27	214,66	208,63	203,06	197,90
381	250,54	241,41	233,25	225,84	219,14	212,94	207,25	201,96

T, K	288 K da nisbiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
383	255,66	246,35	237,98	230,48	233,53	217,25	111,43	206,95
385	260,84	251,33	242,75	235,09	228,01	221,61	215,66	210,24
387	265,90	256,23	247,52	239,65	232,49	215,96	219,93	214,39
389	271,05	261,17	252,34	244,30	237,02	230,40	224,20	218,54
391	276,25	266,16	257,11	248,99	241,54	234,75	228,47	222,71
393	281,40	271,18	261,97	253,64	246,06	239,15	232,74	226,89
395	286,63	276,20	266,83	258,37	250,66	243,59	237,10	231,09
397	291,86	281,23	271,68	263,06	255,23	247,98	241,41	235,29
399	297,10	286,29	276,58	267,75	259,79	252,46	245,72	239,52
401	302,33	291,36	281,48	272,52	264,40	256,94	250,08	243,76
403	307,60	296,43	286,38	277,29	269,00	261,42	254,43	248,01
405	312,92	301,53	291,28	282,02	273,61	265,90	258,83	252,27
407	318,62	306,64	296,22	286,84	278,26	270,43	263,22	256,54
409	323,51	311,75	301,20	291,61	282,90	274,95	267,62	260,83
411	328,87	316,90	306,14	296,43	287,59	279,47	272,02	265,13
413	334,23	322,05	311,12	301,24	292,28	284,03	276,45	269,44
415	339,59	327,20	316,15	306,10	296,97	288,55	280,89	273,78
417	345,24	332,68	321,17	310,95	301,66	293,41	285,37	278,13
419	350,39	337,62	326,19	315,81	306,39	297,77	289,81	282,49
421	355,84	342,86	331,22	320,71	311,08	302,37	294,29	286,86
423	358,81	348,09	336,28	325,61	315,89	307,02	298,81	291,25
425	366,72	353,37	341,39	330,55	320,67	311,62	303,33	295,64
427	372,16	358,64	346,46	335,49	325,44	316,27	307,86	300,06
429	377,65	363,92	351,61	340,43	330,26	320,96	312,38	304,48
431	383,18	369,28	356,76	345,37	335,07	325,65	316,94	308,92
433	388,70	374,55	361,87	350,35	339,88	330,34	321,50	313,35
435	392,55	379,91	367,02	355,38	344,78	335,03	326,11	317,84
437	399,80	385,23	372,21	360,36	349,64	339,76	330,67	322,32
439	405,37	390,63	377,40	365,38	354,50	344,49	335,32	326,81
441	410,98	395,99	382,51	370,41	359,35	349,26	339,93	331,32
443	416,59	401,43	387,82	375,51	364,29	353,99	344,57	335,84
445	422,07	406,83	393,02	380,54	369,19	358,73	349,22	340,38
447	427,85	412,27	398,29	385,65	374,13	363,58	353,87	344,93
449	433,50	417,76	404,40	390,59	379,07	368,40	358,56	349,49
451	439,15	423,20	408,84	395,86	384,06	373,21	363,25	354,06
453	444,85	428,69	414,12	401,01	389,00	378,03	367,98	358,65
455	450,58	434,21	419,48	406,12	394,02	382,88	372,67	363,25
457	456,32	439,74	424,79	411,31	399,04	387,78	377,44	367,87
459	462,10	445,27	430,15	416,46	404,07	392,64	382,17	372,50
461	467,79	450,79	437,98	421,65	409,09	397,54	386,94	377,14
463	473,57	456,36	440,87	426,89	414,16	402,44	391,72	381,80
465	479,39	461,97	446,27	432,08	419,22	407,38	396,53	386,47
467	485,17	467,54	451,67	437,31	424,29	412,32	401,31	391,15
469	490,99	473,19	457,12	442,59	429,52	417,26	406,12	395,85
471	496,85	478,80	462,56	447,86	434,51	422,24	410,98	400,56
473	502,71	484,41	467,96	453,14	439,61	427,26	415,79	405,28
475	508,57	489,27	473,49	458,41	444,76	432,25	420,69	410,02
477	514,47	495,63	478,97	463,73	449,91	437,19	425,55	414,77
479	520,38	501,50	484,46	469,09	455,11	442,29	430,45	419,48
481	526,24	507,19	489,91	474,34	460,19	447,25	435,28	424,26
483	532,27	512,84	495,44	479,70	465,38	452,32	440,18	429,05
485	538,21	518,62	500,96	485,06	470,61	457,30	445,12	433,85
487	544,20	524,41	506,53	490,46	475,85	462,45	450,06	438,67
489	550,19	527,70	512,06	495,90	481,08	467,52	455,04	443,50
491	556,22	535,83	517,71	501,26	486,31	472,58	459,98	448,35
493	562,25	541,73	523,32	506,70	491,59	477,77	464,96	453,21
495	568,27	547,59	528,89	512,18	496,90	483,17	469,99	458,08

T, K	288 K da nishiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
497	574,30	553,41	534,62	517,62	502,18	488,07	475,05	462,96
499	580,42	559,32	540,27	523,11	507,49	493,22	479,95	467,87
501	586,49	565,22	545,92	528,59	512,73	498,41	485,06	472,78
503	592,85	571,00	551,70	534,19	518,24	503,67	490,19	477,78
505	598,71	576,82	557,43	539,72	523,60	508,86	495,26	482,72
507	604,99	582,89	563,13	545,25	529,00	514,06	500,32	487,67
509	611,27	588,87	568,86	550,82	534,36	519,29	505,43	492,64
511	617,13	594,78	574,60	556,34	539,76	524,52	510,54	497,62
513	623,25	600,76	580,37	561,95	545,21	529,80	515,65	502,62
515	629,70	606,75	586,15	567,56	550,61	535,07	520,80	507,62
517	635,98	612,78	591,97	573,17	556,09	540,39	525,95	512,65
519	642,26	618,81	597,79	578,74	561,53	545,67	531,14	517,68
521	648,54	624,84	603,61	584,44	567,02	550,98	536,29	522,74
523	654,82	630,83	609,43	589,92	572,50	556,55	541,52	527,80
525			615,33	595,87	578,03	561,79	546,71	532,88
527			621,20	601,48	583,56	567,14	551,95	537,96
529			627,06	607,17	589,08	572,50	557,18	543,07
531			633,00	612,91	594,61	577,90	562,46	548,19
533			638,95	618,64	600,18	583,35	567,69	553,32
535			644,89	624,38	605,79	588,75	571,00	558,47
537			650,84	630,16	611,36	594,19	578,24	563,62
539			656,87	635,93	616,97	599,55	583,35	568,79
541			662,81	644,68	622,62	605,12	588,87	573,98
543			668,80	647,57	628,23	610,60	594,65	579,18
545			674,83	653,39	633,88	616,09	599,55	584,39
547			680,86	659,21	639,53	621,61	604,91	589,62
549			686,89	665,07	645,27	627,14	610,31	594,86
551			692,92	670,98	650,96	632,67	615,67	600,11
553			699,03	676,84	656,66	638,19	621,11	605,38
555			705,14	682,70	662,39	643,76	626,56	610,66
557			711,25	688,69	668,13	649,37	631,96	615,97
559			717,41	694,55	673,91	654,94	637,40	621,24
561			723,52	701,83	679,64	660,55	642,88	626,58
563			729,68	706,52	785,46	666,20	648,33	631,91
565			735,83	712,51	691,24	671,81	653,81	637,27
567			742,07	718,54	697,06	677,47	659,30	642,63
569			748,22	724,48	702,88	683,12	664,82	648,00
571			754,50	730,51	708,74	688,77	670,39	653,43
573			760,74	736,58	714,60	693,67	675,92	658,79
575			766,98	742,61	720,42	700,24	681,49	664,21
577			773,26	748,68	726,37	705,85	687,01	669,64
579			779,54	754,80	732,27	711,59	692,58	675,08
581			785,82	760,87	738,18	717,45	698,19	680,54
583			792,14	766,98	744,12	723,23	703,80	686,01
585			798,47	773,14	750,02	728,88	709,45	691,49
587			804,83	779,29	756,05	734,70	715,11	696,99
589			811,19	785,44	762,00	740,60	720,72	702,50
591			817,60	791,60	767,94	746,42	726,41	708,03
593			824,00	797,84	774,06	752,33	732,15	713,61
595			830,41	803,99	780,04	758,10	737,80	719,16
597			836,77	810,27	786,07	763,97	743,53	724,72
599			843,26	816,47	792,10	769,79	749,23	730,28
601			849,75	822,75	798,17	775,77	754,96	735,90
603			856,20	828,99	804,24	781,63	760,70	741,50
605			862,48	835,27	810,36	787,54	766,48	747,12
607			869,18	841,59	816,47	793,48	772,26	752,75

T, K	288 K da nisbiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
609			875,88	847,91	822,58	799,43	778,12	758,40
611			882,16	854,19	828,74	805,46	783,90	764,06
613			888,86	860,51	834,85	810,15	789,71	769,74
615			895,56	866,96	840,96	817,35	795,58	775,42
617			902,26	873,33	847,24	823,46	801,40	781,12
619			908,54	879,69	853,44	829,49	807,22	786,84
621			915,24	886,09	859,68	835,52	813,08	792,56
623			921,93	892,50	865,87	841,46	818,98	798,27
625			928,21	898,95	872,15	847,62	824,88	804,02
627			934,91	905,40	878,39	853,73	830,83	809,79
629			941,61	911,84	884,67	859,80	836,73	815,57
631			948,31	918,33	890,95	865,79	842,68	821,37
633			955,01	924,82	897,23	872,03	848,66	827,18
635			961,71	931,81	903,55	878,18	854,61	833,00
637			968,41	937,89	909,83	885,22	860,60	838,84
639			975,52	944,42	916,24	890,49	866,63	844,69
641			982,22	950,99	922,60	896,69	872,70	850,55
643			988,92	957,52	928,97	902,88	878,64	856,43
645			995,62	964,14	935,37	909,08	884,71	862,32
647			998,13	970,71	941,78	915,32	890,74	868,23
649			1010,69	977,37	948,19	921,56	896,81	874,14
651			1016,14	983,98	954,51	927,80	902,93	880,07
653			1023,25	990,64	961,08	934,08	909,00	886,02
655			1029,95	997,30	967,53	940,36	915,11	891,98
657			1036,65	1003,91	973,94	946,51	921,26	897,95
659			1043,77	1010,65	980,51	952,96	927,38	903,88
661			1050,89	1017,35	987,04	959,57	933,53	909,93
663			1058,00	1024,05	993,53	965,64	939,73	915,95
665			1063,95	1030,79	1000,02	971,97	945,88	921,98
667			1071,40	1037,57	1006,63	978,25	952,08	928,02
669			1078,52	1044,31	1013,54	984,74	958,32	933,82
671			1085,64	1051,18	1019,78	991,10	964,56	940,14
673			1092,76	1057,92	1026,39	997,55	970,79	946,22
675			1099,45	1064,70	1032,88	1003,58	977,07	952,31
677			1106,57	1071,53	1039,58	1009,44	983,31	958,42
679			1113,69	1076,01	1046,24	1016,60	989,59	964,54
681			1120,81	1085,26	1052,81	1023,17	995,91	970,68
683			1127,92	1093,55	1059,51	1029,66	1002,19	976,83
685			1135,04	1099,04	1066,21	1036,15	1008,52	982,99
687			1142,16	1105,90	1072,91	1042,68	1014,55	989,16
689			1149,28	1112,85	1079,61	1049,21	1021,20	995,35
691			1156,39	1119,76	1086,39	1055,70	1027,57	1001,55
693			1163,64	1127,25	1093,01	1063,07	1033,55	1007,76
703			1199,77	1162,26	1126,96	1096,10	1065,62	1034,04
713			1236,28	1197,63	1161,25	1129,43	1098,07	1070,65
723			1273,21	1233,39	1195,92	1163,18	1130,86	1102,64
733			1310,51	1269,52	1210,96	1197,26	1163,97	1134,92
743			1348,19	1306,07	1266,34	1231,67	1199,94	1167,57
753			1386,25	1342,96	1302,14	1266,47	1231,30	1198,30
763			1424,77	1380,22	1338,27	1301,63	1265,46	1233,89
773			1463,62	1417,86	1374,78	1337,14	1300,00	1267,55
783			1502,89	1455,92	1411,66	1372,98	1334,84	1301,55
793			1542,54	1494,31	1448,88	1409,19	1370,09	1335,88
803			1582,57	1533,08	1494,02	1445,79	1405,63	1370,55
813			1623,01	1572,27	1524,50	1482,71	1441,56	1405,55
823			1663,83	1611,83	1562,39	1520,02	1477,82	1440,93

15 -jadval.Neft bug'larining ental'piyasi

T, K	288 K da nisbiy zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
323	476,00	464,23	452,47	440,70	428,85	417,26	405,49	393,77
325	479,39	467,25	455,82	443,97	432,12	420,36	408,63	396,83
327	482,86	471,06	459,17	447,28	435,39	423,70	411,77	399,92
329	486,34	472,94	462,56	450,63	438,65	426,64	414,95	403,06
331	489,81	477,88	465,95	453,51	441,92	429,98	418,09	406,20
333	493,33	481,36	469,34	457,32	445,22	433,33	421,32	409,34
335	496,85	484,83	472,73	460,55	448,53	436,27	424,54	412,48
337	500,41	488,18	476,17	464,19	451,88	439,61	427,89	415,67
339	503,97	491,82	479,64	467,46	455,23	442,95	430,82	418,89
341	507,52	495,34	483,12	470,85	458,46	446,31	434,17	422,03
343	511,13	498,86	486,59	474,28	461,80	449,66	437,52	424,96
345	514,31	502,42	490,07	477,71	465,15	453,01	440,87	428,31
347	518,37	505,98	493,58	481,19	468,92	456,36	444,22	431,66
349	522,01	509,99	497,14	484,66	472,27	459,71	447,57	435,01
351	525,65	513,18	500,66	488,14	475,62	463,06	450,50	438,36
353	529,34	516,78	504,22	491,66	478,97	466,41	453,85	441,71
355	532,98	520,42	507,82	495,59	482,32	470,18	457,20	444,64
357	536,71	523,69	511,38	498,73	486,09	473,52	460,97	447,99
359	540,10	527,70	514,98	502,25	489,44	476,88	463,90	451,34
361	544,16	531,39	518,62	505,81	491,79	480,23	467,67	454,69
363	547,89	535,07	522,26	509,49	496,56	483,99	471,02	458,04
365	551,65	538,80	525,90	513,01	499,90	487,34	474,36	461,39
367	555,42	542,53	529,55	516,61	503,67	490,69	477,71	464,74
369	559,23	546,25	533,23	520,21	507,02	494,46	481,06	468,08
371	563,04	550,02	536,96	523,39	510,79	497,81	484,83	471,85
373	566,85	553,79	540,64	527,54	514,14	501,16	488,18	475,20
375	570,70	557,56	544,37	531,18	517,91	504,93	491,95	478,55
377	574,56	561,32	548,09	534,86	521,68	508,28	495,30	481,90
379	578,45	565,18	551,86	538,59	525,03	512,06	498,65	485,25
381	582,59	568,99	555,63	542,27	528,79	515,40	502,00	489,02
383	586,24	572,84	559,44	546,00	532,56	519,16	505,77	492,37
385	590,13	576,73	563,25	549,77	536,33	522,93	509,12	496,14
387	594,07	580,58	567,06	553,54	539,68	526,28	512,88	499,49
389	598,04	584,48	570,87	557,31	543,45	530,05	516,65	502,84
391	601,98	588,37	574,72	561,07	547,22	533,82	520,00	505,77
393	606,00	592,35	578,57	564,88	550,98	537,59	523,77	510,79
395	609,98	596,24	582,43	568,69	554,88	541,35	527,54	513,72
397	613,91	600,22	586,32	572,50	558,18	544,28	530,89	517,07
399	618,01	604,16	590,26	576,40	562,41	548,47	534,65	520,84
401	622,08	608,18	594,19	580,25	566,22	552,24	538,42	524,61
403	626,14	612,15	598,13	584,14	570,03	556,01	542,19	527,96
405	630,20	616,17	602,27	588,04	573,89	559,78	545,96	531,72
407	634,30	620,19	606,04	591,93	577,74	563,54	549,73	535,49
409	638,40	624,29	610,06	595,87	581,59	567,31	553,50	539,26
411	642,51	628,31	614,04	599,80	585,36	571,50	556,84	543,04
413	646,65	632,37	618,06	603,74	589,33	575,27	560,61	546,38
415	650,80	636,48	622,08	607,71	593,27	578,62	564,38	550,15
417	654,98	640,58	626,14	611,65	597,16	582,80	568,57	553,91
419	659,17	644,73	630,20	615,71	601,10	586,57	572,34	557,68
421	663,36	648,87	634,26	619,69	605,08	590,76	576,10	561,45
423	667,59	653,02	638,36	623,75	609,01	594,53	579,87	565,22
425	671,81	657,16	642,47	627,77	612,99	598,29	583,64	568,99
427	676,09	661,35	646,57	631,83	617,01	602,48	588,25	572,75
429	680,36	665,58	650,71	635,89	621,03	606,25	591,60	576,52

T, K	288 K da nisbiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
323	476,00	464,23	452,47	440,70	428,85	417,26	405,49	393,77
325	479,39	467,25	455,82	443,97	432,12	420,36	408,63	396,83
327	482,86	471,06	459,17	447,28	435,39	423,70	411,77	399,92
329	486,34	472,94	462,56	450,63	438,65	426,64	414,95	403,06
331	489,81	477,88	465,95	453,51	441,92	429,98	418,09	406,20
333	493,33	481,36	469,34	457,32	445,22	433,33	421,32	409,34
335	496,85	484,83	472,73	460,55	448,53	436,27	424,54	412,48
337	500,41	488,18	476,17	464,19	451,88	439,61	427,89	415,67
339	503,97	491,82	479,64	467,46	455,23	442,93	430,82	418,89
341	507,52	495,34	483,12	470,85	458,46	446,31	434,17	422,03
343	511,13	498,86	486,59	474,28	461,80	449,66	437,52	424,96
345	514,31	502,42	490,07	477,71	465,15	453,01	440,87	428,31
347	518,37	505,98	493,58	481,19	468,92	456,36	444,22	431,66
349	522,01	509,99	497,14	484,66	472,27	459,71	447,57	435,01
351	525,65	513,18	500,66	488,14	475,62	463,06	450,50	438,36
353	529,34	516,78	504,22	491,66	478,97	466,41	453,85	441,71
355	532,98	520,42	507,82	495,59	482,32	470,18	457,20	444,64
357	536,71	523,69	511,38	498,73	486,09	473,52	460,97	447,99
359	540,10	527,70	514,98	502,25	489,44	476,88	463,90	451,34
361	544,16	531,39	518,62	505,81	491,79	480,23	467,67	454,69
363	547,89	535,07	522,26	509,49	496,56	483,99	471,02	458,04
365	551,65	538,80	525,90	513,01	499,90	487,34	474,36	461,39
367	555,42	542,53	529,55	516,61	503,67	490,69	477,71	464,74
369	559,23	546,25	533,23	520,21	507,02	494,46	481,06	468,08
371	563,01	550,02	536,96	523,39	510,79	497,81	484,83	471,85
373	566,85	553,79	540,64	527,54	514,14	501,16	488,18	475,20
375	570,70	557,56	544,37	531,18	517,91	504,93	491,95	478,55
377	574,56	561,32	548,09	534,86	521,68	508,28	495,30	481,90
379	578,45	565,18	551,86	538,59	525,03	512,06	498,65	485,25
381	582,59	568,99	555,63	542,27	528,79	515,40	502,00	489,02
383	586,24	572,84	559,44	546,00	532,56	519,16	505,77	492,37
385	590,13	576,73	563,25	549,77	536,33	522,93	509,12	496,14
387	594,07	580,58	567,06	553,54	539,68	526,28	512,88	499,49
389	598,04	584,48	570,87	557,31	543,45	530,05	516,65	502,84
391	601,98	588,37	574,72	561,07	547,22	533,82	520,00	505,77
393	606,00	592,35	578,57	564,88	550,98	537,59	523,77	510,79
395	609,98	596,24	582,43	568,69	554,88	541,35	527,54	513,72
397	613,91	600,22	586,32	572,50	558,18	544,28	530,89	517,07
399	618,01	604,16	590,26	576,40	562,41	548,47	534,65	520,84
401	622,08	608,18	594,19	580,25	566,22	552,24	538,42	524,61
403	626,14	612,15	598,13	584,14	570,03	556,01	542,19	527,96
405	630,20	616,17	602,27	588,04	573,89	559,78	545,96	531,72
407	634,30	620,19	606,04	591,93	577,74	563,54	549,73	535,49
409	638,40	624,29	610,06	595,87	581,59	567,31	553,50	539,26
411	642,51	628,31	614,04	599,80	585,36	571,50	556,84	543,04
413	646,65	632,37	618,06	603,74	589,33	575,27	560,61	546,38
415	650,80	636,48	622,08	607,71	593,27	578,62	564,38	550,15
417	654,98	640,58	626,14	611,65	597,16	582,80	568,57	553,91
419	659,17	644,73	630,20	615,71	601,10	586,57	572,34	557,68
421	663,36	648,87	634,26	619,69	605,08	590,76	576,10	561,45
423	667,59	653,02	638,36	623,75	609,01	594,53	579,87	565,22
425	671,81	657,16	642,47	627,77	612,99	598,29	583,64	568,99
427	676,09	661,35	646,57	631,83	617,01	602,48	588,25	572,75
429	680,36	665,58	650,71	635,89	621,03	606,25	591,60	576,52

T, K	288 K da nisbiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
431	684,63	669,80	654,86	639,99	625,05	610,01	595,36	580,29
433	688,90	674,03	659,04	644,10	629,07	614,20	599,13	584,48
435	693,21	678,26	663,23	648,20	633,13	617,97	603,32	588,24
437	697,56	682,53	667,42	652,34	637,15	622,16	607,09	592,01
439	701,92	686,80	671,65	656,49	641,29	626,35	611,27	596,20
441	707,15	691,12	675,83	660,68	645,35	630,11	615,04	599,97
443	710,58	695,43	680,10	664,86	649,50	634,30	618,81	603,74
445	715,02	699,74	684,37	669,05	653,60	638,49	623,00	607,92
447	719,42	704,05	688,65	673,24	657,75	642,67	627,18	611,17
449	723,86	708,45	692,92	677,47	661,89	646,87	630,53	615,46
451	728,29	712,80	697,23	681,70	666,08	652,72	634,72	619,23
453	732,73	717,20	701,54	685,92	670,27	654,81	639,32	623,42
455	737,21	721,60	705,90	690,24	674,45	659,00	643,09	627,60
457	741,69	725,99	710,25	694,51	678,68	663,19	647,28	631,79
459	746,17	730,43	714,60	698,82	682,91	667,25	651,47	635,56
461	750,69	734,87	718,96	703,13	687,18	671,44	655,65	639,74
463	755,15	739,35	723,35	707,44	691,41	675,62	659,84	643,93
465	759,78	743,83	727,79	711,80	695,68	679,81	663,61	647,70
467	764,34	748,31	732,19	716,15	700,00	684,04	667,80	651,89
469	768,91	752,83	736,67	720,51	704,30	688,27	671,98	656,07
471	773,51	757,35	741,10	724,90	708,62	692,54	676,17	660,26
473	778,12	761,91	745,58	729,30	712,93	696,81	680,35	664,45
475	782,76	766,44	750,06	733,37	717,28	701,04	684,54	668,21
477	787,37	771,04	754,54	738,18	721,64	705,39	688,73	672,40
479	792,02	775,61	759,07	742,61	726,03	709,71	692,92	676,59
481	796,71	780,21	763,55	747,05	730,43	714,02	697,52	680,77
483	801,40	784,86	768,15	751,53	734,83	718,41	701,71	684,96
485	806,13	789,46	772,72	756,05	739,26	722,68	705,89	689,15
487	810,82	794,11	777,28	760,53	743,70	727,08	710,08	693,33
489	815,55	798,80	781,88	765,05	748,14	731,43	714,69	697,52
491	820,32	803,45	786,49	769,62	752,62	735,83	718,87	702,13
493	825,09	808,18	791,14	774,18	757,10	740,35	723,06	706,73
495	829,87	812,87	795,74	778,70	761,58	744,66	727,67	710,50
497	834,68	817,60	800,43	783,31	766,10	749,10	731,85	714,69
499	839,45	822,33	805,08	787,91	770,50	753,58	736,46	719,29
501	844,31	827,10	809,73	792,52	775,14	758,02	740,65	723,48
503	849,17	831,88	814,46	797,13	779,62	762,50	744,83	726,83
505	854,02	836,65	819,19	801,77	786,37	767,02	749,44	732,27
507	858,88	841,46	823,92	806,46	788,88	771,50	754,04	736,46
509	863,78	846,28	828,65	811,11	793,44	776,02	758,23	740,65
511	868,68	851,09	833,42	815,80	798,09	780,59	762,84	745,25
513	873,62	855,95	838,20	820,53	802,69	785,15	767,44	749,86
515	878,56	860,85	842,97	825,22	807,34	789,71	772,05	754,04
517	883,62	863,57	848,04	830,24	812,45	794,61	776,82	759,03
519	888,48	870,60	852,60	834,72	816,68	798,88	780,84	762,84
521	893,46	875,50	857,46	839,45	821,37	803,49	785,44	767,44
523	898,44	880,44	862,31	844,27	826,06	808,14	790,05	772,05
525	903,47	884,96	867,17	849,04	830,79	812,78	794,65	776,23
527	908,49	890,32	872,06	853,86	835,52	817,43	799,26	780,84
529	913,56	895,30	876,97	858,67	840,25	822,09	803,87	785,44
531	918,63	900,29	881,87	863,49	845,02	826,77	808,47	790,05
533	923,69	905,31	886,81	868,34	850,21	831,50	813,08	794,66
535	928,80	910,34	891,75	873,24	854,57	836,19	817,68	799,26
537	933,91	915,36	896,69	878,10	859,38	840,92	822,29	803,45
539	938,68	920,43	901,42	883,0	864,16	850,42	831,50	813,08

T, K	288 K da nisbiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
541	945,63	926,87	908,16	889,44	870,73	851,97	833,26	814,54
543	949,36	930,52	911,63	892,84	873,91	855,20	836,10	817,68
545	954,51	935,67	916,66	897,78	879,14	859,97	841,13	822,29
547	959,70	940,77	921,68	902,76	883,62	864,78	845,73	826,89
549	964,89	945,92	926,71	907,70	888,52	869,60	850,45	831,50
551	970,12	951,03	931,77	912,68	893,42	874,41	855,24	836,10
553	975,36	956,22	936,88	917,70	896,44	879,27	860,01	840,71
555	980,63	961,37	941,99	922,73	903,39	884,13	864,78	845,32
557	985,48	966,56	947,05	927,75	908,24	889,02	869,52	850,34
559	991,83	971,80	952,20	932,78	913,23	893,88	874,37	854,95
561	996,46	976,99	957,35	937,84	918,21	898,82	879,23	859,55
563	1001,76	982,22	962,50	942,95	923,19	903,72	884,04	864,57
565	1007,14	987,50	967,24	948,02	928,21	908,45	888,73	869,18
567	1012,45	992,73	972,85	953,12	933,24	913,60	893,76	874,20
569	1017,81	998,05	977,58	958,23	938,26	918,54	898,66	878,81
571	1023,21	1003,33	983,27	963,38	943,33	923,52	903,55	883,83
573	1028,61	1008,64	988,50	968,53	948,39	928,51	908,45	888,44
575	1034,01	1013,96	993,74	973,72	953,50	933,53	913,35	893,46
577	1039,42	1019,32	999,01	978,87	958,61	938,56	918,29	898,07
579	1044,86	1024,68	1004,29	984,11	963,72	943,58	923,27	903,09
581	1050,34	1030,03	1009,56	989,30	968,82	948,64	928,21	907,70
583	1055,78	1035,44	1014,88	994,53	973,97	953,67	933,20	912,72
585	1061,31	1040,84	1020,20	999,77	979,12	958,78	938,18	917,77
587	1066,79	1046,28	1025,56	1005,04	984,32	963,84	943,20	922,77
589	1072,32	1051,72	1030,92	1010,69	989,51	968,95	948,23	927,80
591	1077,85	1057,17	1036,28	1015,63	994,70	974,10	953,25	932,40
593	1084,05	1063,24	1041,68	1021,49	1000,52	979,80	958,06	938,26
595	1088,99	1068,14	1047,04	1026,19	1005,17	984,36	963,38	942,45
597	1094,56	1073,62	1052,48	1031,54	1010,40	989,40	968,45	947,47
599	1100,58	1079,15	1057,88	1036,86	1015,68	994,70	973,56	952,50
601	1105,78	1086,00	1063,32	1042,22	1020,95	999,89	978,66	957,52
603	1111,39	1092,29	1068,81	1047,62	1026,39	1005,12	983,77	962,54
605	1117,04	1095,77	1074,25	1053,02	1031,54	1010,32	988,92	967,57
607	1122,65	1101,34	1079,78	1058,42	1036,86	1015,55	994,07	972,59
609	1128,38	1106,95	1085,26	1063,82	1042,18	1020,83	999,22	977,62
611	1134,08	1112,56	1090,79	1069,27	1047,54	1026,10	1004,41	982,64
613	1139,77	1118,17	1096,31	1074,71	1052,90	1031,08	1009,61	987,67
615	1145,51	1123,82	1101,88	1080,15	1058,30	1036,65	1014,84	993,11
617	1151,24	1129,47	1107,45	1085,68	1063,70	1041,96	1020,03	998,13
619	1156,98	1135,17	1113,65	1091,16	1069,10	1047,29	1025,26	1003,58
621	1162,76	1140,82	1118,63	1096,23	1074,54	1052,65	1030,54	1008,60
623	1168,54	1146,51	1124,24	1102,22	1079,94	1057,96	1035,81	1014,88
625	1174,44	1152,33	1129,93	1107,83	1085,51	1063,45	1041,17	1018,98
627	1180,17	1157,52	1135,50	1113,31	1090,87	1068,72	1046,35	1024,13
629	1185,99	1163,72	1141,15	1118,88	1096,35	1073,71	1051,68	1030,16
631	1191,86	1169,46	1146,80	1124,45	1101,88	1079,52	1057,00	1034,56
633	1197,72	1175,24	1152,50	1130,06	1107,37	1084,97	1062,36	1039,83
635	1203,58	1181,01	1158,24	1135,67	1112,89	1090,41	1067,68	1045,07
637	1209,48	1186,83	1163,93	1141,32	1118,46	1095,85	1073,08	1050,34
639	1214,59	1196,17	1172,01	1149,24	1127,50	1100,71	1082,29	1055,66
641	1220,62	1200,61	1174,73	1151,91	1128,88	1106,15	1083,17	1060,31
643	1227,28	1204,38	1181,18	1158,28	1135,17	1112,31	1089,24	1066,29
645	1233,22	1210,24	1186,96	1163,97	1140,78	1117,83	1094,68	1071,61
647	1239,21	1216,10	1192,74	1169,67	1146,39	1123,36	1100,08	1076,97
649	1245,20	1222,00	1198,56	1175,40	1152,04	1128,89	1105,57	1082,33

T, K	288 K da nisbiv zichlik							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
651	1251,18	1227,90	1204,37	1181,14	1157,65	1134,16	1111,01	1087,98
653	1257,21	1233,85	1210,24	1186,87	1163,30	1140,02	1116,49	1093,09
655	1263,24	1239,79	1216,10	1192,65	1169,00	1145,59	1121,98	1098,49
657	1269,31	1245,78	1221,96	1198,43	1174,69	1151,20	1127,50	1103,89
659	1275,38	1251,77	1227,40	1204,25	1180,38	1156,81	1133,03	1109,33
661	1281,45	1256,92	1233,72	1210,03	1186,12	1162,42	1138,56	1114,78
663	1287,57	1263,74	1239,67	1215,89	1191,86	1168,08	1144,13	1120,22
665	1293,68	1269,77	1245,57	1221,71	1197,59	1173,56	1149,65	1125,29
667	1299,79	1275,80	1251,52	1227,57	1203,37	1179,00	1155,26	1131,19
669	1305,95	1281,87	1257,46	1233,42	1209,15	1185,07	1160,83	1136,72
671	1312,10	1287,94	1263,45	1239,33	1214,93	1190,81	1166,44	1142,20
673	1318,30	1294,01	1269,48	1245,24	1220,75	1196,50	1172,97	1147,77
675	1324,50	1300,13	1275,47	1251,14	1226,57	1202,24	1178,58	1153,17
677	1330,70	1306,24	1281,50	1257,50	1232,39	1207,98	1183,23	1158,86
679	1336,93	1312,39	1287,52	1263,03	1238,25	1213,75	1189,05	1164,43
681	1339,78	1318,51	1293,60	1268,98	1244,41	1219,53	1194,70	1170,00
683	1349,41	1324,70	1299,67	1274,96	1250,01	1225,31	1200,40	1175,61
685	1355,69	1330,86	1305,74	1280,95	1255,87	1231,09	1206,09	1181,22
687	1361,97	1337,05	1311,81	1286,94	1261,82	1236,91	1211,83	1186,83
689	1368,71	1343,25	1318,00	1292,63	1267,72	1242,73	1217,56	1192,48
691	1374,61	1349,45	1324,08	1299,00	1273,67	1248,59	1223,30	1198,14
693	1381,77	1356,56	1331,03	1305,36	1280,37	1255,20	1229,79	1204,54
695	1387,30	1362,01	1336,38	1311,14	1285,60	1260,31	1234,86	1209,48
697	1393,66	1368,25	1342,54	1317,21	1291,59	1266,21	1240,67	1215,22
699	1400,02	1371,55	1348,74	1323,28	1297,57	1271,70	1246,45	1220,91
701	1406,43	1380,85	1354,93	1329,39	1303,60	1278,02	1252,27	1226,65
703	1412,84	1387,17	1461,17	1335,55	1309,63	1283,97	1258,13	1232,35
705	1419,07	1393,49	1367,40	1341,66	1315,66	1289,91	1263,95	1238,12
707	1425,73	1399,69	1373,65	1374,82	1321,73	1295,65	1269,86	1243,90
709	1432,18	1406,22	1379,93	1354,01	1327,80	1301,84	1275,72	1249,68
711	1438,67	1412,58	1386,21	1360,17	1333,87	1307,83	1281,62	1255,50
713	1445,16	1418,99	1392,49	1366,36	1339,98	1313,86	1287,53	1261,27
715	1451,65	1425,40	1398,81	1372,60	1346,10	1319,89	1293,43	1267,09
717	1457,84	1421,47	1405,09	1378,71	1351,92	1325,54	1298,74	1272,37
719	1467,71	1438,25	1411,45	1385,04	1358,37	1331,82	1305,32	1278,77
721	1471,32	1444,70	1417,82	1391,32	1364,52	1338,02	1311,31	1284,68
723	1477,86	1451,19	1424,22	1397,60	1370,72	1344,05	1317,29	1290,54
728	1492,43	1467,43	1436,03	1409,19	1386,21	1357,82	1330,06	1303,56
733	1510,93	1483,80	1456,30	1429,20	1401,82	1372,89	1345,60	1318,51
738	1527,72	1500,21	1472,50	1445,16	1417,53	1390,14	1404,42	1335,09
743	1544,39	1516,79	1488,74	1461,19	1433,31	1405,68	1377,37	1350,12
748	1561,30	1533,42	1505,15	1477,31	1449,18	1421,29	1393,20	1365,23
753	1578,26	1550,10	1521,61	1493,51	1465,13	1436,99	1408,69	1380,43
758	1595,34	1566,95	1538,19	1509,84	1481,21	1452,82	1424,22	1395,71
763	1612,55	1583,91	1554,85	1526,26	1496,91	1468,69	1439,84	1411,12
768	1629,80	1600,91	1571,60	1542,75	1513,53	1484,68	1455,58	1426,44
773	1647,21	1618,03	1588,47	1559,37	1529,94	1500,76	1471,41	1442,14
778	1664,67	1635,24	1605,54	1576,04	1546,35	1516,46	1487,28	1457,76
783	1682,26	1652,57	1622,43	1592,83	1567,45	1533,16	1503,27	1473,50
788	1699,92	1669,95	1639,59	1609,66	1579,47	1549,54	1519,35	1489,29
793	1717,68	1687,45	1656,80	1626,66	1595,71	1565,95	1535,55	1505,20
798	1735,54	1705,07	1674,13	1643,65	1612,97	1582,48	1551,80	1521,19
803	1753,52	1722,78	1691,55	1660,90	1629,88	1599,11	1568,12	1537,27
813	1782,11	1753,85	1722,49	1695,49	1663,92	1632,60	1592,74	1569,71
823	1826,37	1794,50	1762,22	1730,44	1698,33	1666,47	1637,79	1602,46

16-jadval. To'yingan bug' bosimini formula bo'yicha hisoblash uchun harorat funksiyasi (T) qiymatlari.

Harorat, °S	$f(T)$	Harorat, °S	$f(T)$	Harorat, °S	$f(T)$	Harorat, °S	$f(T)$
- 40	12,122	100	5,595	240	3,144	380	1,952
- 30	11,363	110	5,343	250	3,031	390	1,891
- 20	10,699	120	5,107	260	2,924	400	1,832
- 10	10,031	130	4,885	270	2,821	410	1,776
0	9,448	140	4,677	280	2,724	420	1,721
10	8,914	150	4,480	290	2,630	430	1,668
20	8,421	160	4,297	300	2,542	440	1,618
30	7,967	170	4,124	310	2,456	450	1,569
40	7,548	180	3,959	320	2,375	460	1,521
50	7,160	190	3,804	330	2,297	470	1,476
60	6,800	200	3,658	340	2,222	480	1,432
70	6,660	210	3,519	350	2,150	490	1,339
80	6,155	220	3,387	360	2,082	500	1,348
90	5,866	230	3,263	370	2,005	—	—

17-jadval. Kinematik qovushqoqlik (mm²/s) qiymatini shartliga (° VU) o'tkazish jadvali.

mm ² /s	°VU	mm ² /s	°VU	mm ² /s	°VU	mm ² /s	°VU	mm ² /s	°VU
1	1,00	16	2,48	31	4,33	46	6,28	61	8,26
2	1,10	17	2,60	32	4,46	47	6,42	62	8,40
3	1,20	18	2,72	33	4,59	48	6,55	63	8,53
4	1,29	19	2,83	34	4,72	49	6,68	64	8,66
5	1,39	20	2,95	35	4,85	50	6,81	65	8,80
6	1,48	21	3,07	36	4,98	51	6,94	66	8,93
7	1,57	22	3,19	37	5,11	52	7,07	67	9,06
8	1,67	23	3,31	38	5,24	53	7,20	68	9,20
9	1,76	24	3,43	39	5,37	54	7,33	69	9,34
10	1,86	25	3,56	40	5,50	55	7,47	70	9,48
11	1,96	26	3,68	41	5,63	56	7,60	71	9,61
12	2,05	27	3,81	47	5,76	57	7,73	72	9,73
13	2,15	28	3,95	43	5,89	58	7,86	73	9,88
14	2,26	29	4,07	44	6,02	59	8,00	74	10,01
15	2,37	30	4,20	45	6,16	60	8,13	75	10,15

18-jadval. Suyuq neft mahsulotlari entalpiyasini formula bo'yicha hisoblash uchun a koeffitsient qiymatlari.

$t, ^\circ\text{C}$	$a, \text{kJ/kg}$	$t, ^\circ\text{C}$	$a, \text{kJ/kg}$	$t, ^\circ\text{C}$	$a, \text{kJ/kg}$
0	0,00	170	336,07	340	770,28
10	17,05	180	358,91	350	798,86
20	34,44	190	382,08	360	827,81
30	52,16	200	405,59	370	857,06
40	70,26	210	429,43	380	886,68
50	88,66	220	453,60	390	916,39
60	107,38	230	478,12	400	946,94
70	126,78	240	503,00	410	977,56
80	145,93	250	528,19	420	1008,53
90	165,71	260	553,75	430	1039,83
100	185,82	270	579,60	440	1071,50
110	206,27	280	605,83	450	1103,47
120	227,05	290	632,39	460	1135,82
130	248,17	300	659,29	470	1164,48
140	269,66	310	686,53	480	1201,48
150	291,45	320	714,10	490	1234,83
160	313,62	330	742,00	500	1268,52

19-jadval.Qizdirilgan suv bug'i parametrlari.

Bosim, 10 ⁵ Pa	Harorat, °S	Entalpiya, kJ/kg				O'rtacha issiqlik sig'imi, kJ/(kg·K)			
		100 °S da	200 °S da	300 °S da	400 °S da	100 °S gacha	200 °S gacha	300 °S gacha	400 °S gacha
0,1	45,4	2689,9	2881,4	3078,7	3282,4	1,919	1,915	1,973	2,036
0,3	68,7	2687,4	2880,6	3078,3	3282,2	1,962	1,931	1,978	2,036
0,5	80,9	2684,9	2879,3	3077,9	3282,0	2,015	1,944	1,986	2,040
0,7	89,4	2682,4	2878,5	3077,5	3281,6	2,032	1,961	1,990	2,041
0,9	96,2	2679,5	2877,2	3076,7	3281,2	2,090	1,978	1,994	2,045
1,0	99,1	—	2876,9	3076,6	3281,1	2,090	1,986	1,997	2,045
2,0	119,6	—	2871,8	3074,2	3279,5	—	2,024	2,024	2,053
3,0	132,9	—	2866,7	3071,2	3278,2	—	2,103	2,045	2,070
4,0	142,9	—	2862,6	3068,7	3276,5	—	2,149	2,061	2,078
5,0	151,1	—	2856,3	3066,2	3274,9	—	2,179	2,112	2,087
6,0	158,1	—	2851,7	3063,7	3273,2	—	2,233	2,120	2,095
7,0	164,2	—	2847,1	3060,7	3271,9	—	2,288	2,137	2,112
8,0	169,6	—	2841,6	3058,2	3270,2	—	2,346	2,166	2,120
9,0	174,5	—	2835,7	3055,7	3268,6	—	2,384	2,200	2,128
10,0	179,0	—	2830,0	3052,8	3266,9	—	2,422	2,229	2,141

20-jadval. Neft mahsulotlari bug‘lari entalpiyasini formula bo‘yicha hisoblashda ν koeffitsient qiymatlari.

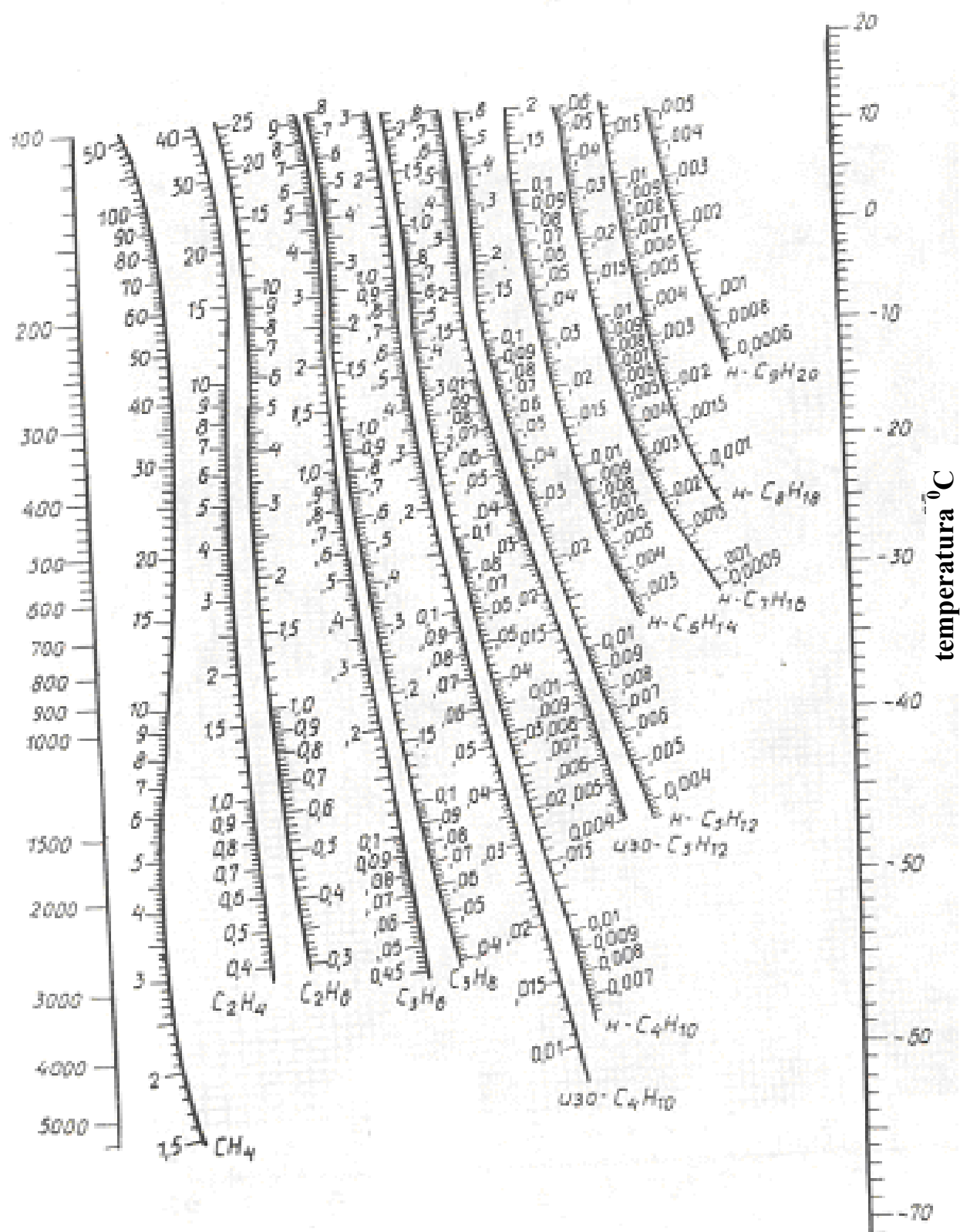
$t, ^\circ\text{C}$	$b, \text{kJ/kg}$	$t, ^\circ\text{C}$	$b, \text{kJ/kg}$	$t, ^\circ\text{C}$	$b, \text{kJ/kg}$
10	214,94	200	325,14	390	477,66
20	219,72	210	332,09	400	486,87
30	224,58	220	339,22	410	496,17
40	229,52	230	346,38	420	505,60
50	234,64	240	353,71	430	515,20
60	239,83	250	361,17	440	524,83
70	245,19	260	368,72	450	534,64
80	250,64	270	376,42	460	542,43
90	256,17	280	384,22	470	554,54
100	261,87	290	392,10	480	564,68
110	267,65	300	400,14	490	574,95
120	273,60	310	408,27	500	585,34
130	279,64	320	416,56	550	639,49
140	285,75	330	425,15	600	696,22
150	292,04	340	433,41	650	755,90
160	298,41	350	442,04	700	818,53
170	304,94	360	450,76	750	884,11
180	311,56	370	459,60	800	952,65
190	318,27	380	468,60	850	1024,13

21-jadval. Gazlarni fizik – kimyoviy tavsifi.

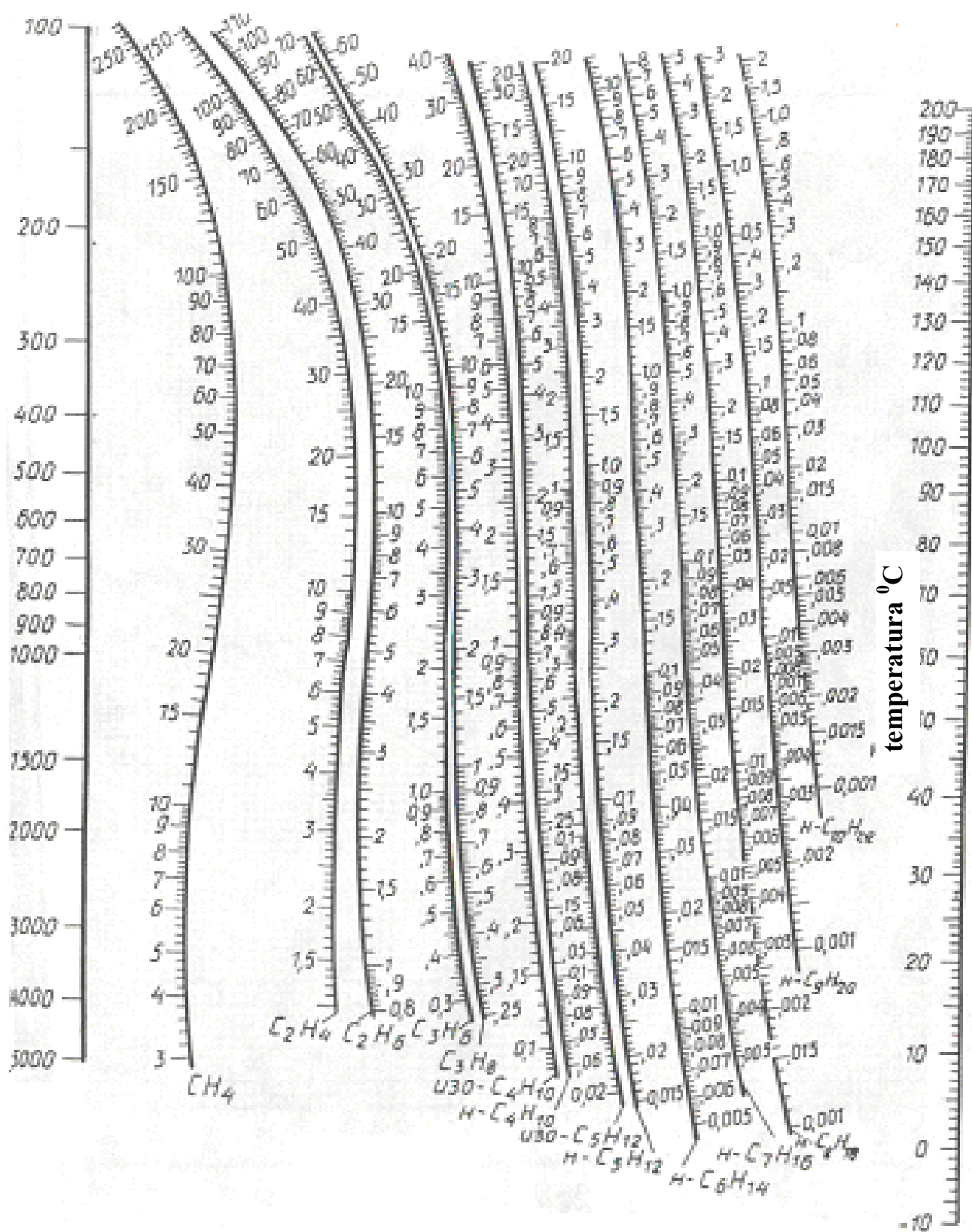
Gaz	(101,3 kPa, 273 K)			101,3 kPa da qaynash temperaturasi		Kritik temperatura		Kritik bosim, MPa	Kritik zichlik, kg/m ³	Normal sharoitda dinamik ko'rsatkichlik, $\mu_0 \cdot 10^6$, Pa·s	Normal sharoitlarda issiqlik sig'imi		
	Suyuk holatda kg/l	Gaz holatida kg/m ³	Havoda	°S	K	°S	K				kJ/kg·K	kJ/kg·K	kJ/kg·K
Metan	0,3042	0,7168	0,5544	-161,8	111,4	-82,7	190,5	4,70	162	10,27	2,18	1,56	34,97
Etilen	0,3961	1,2605	0,9750	-103,7	169,5	9,5	282,7	5,12	220	9,41	1,47	1,85	41,24
Etan	0,3722	1,3560	1,0489	-88,7	184,5	32,3	305,5	4,89	212	8,66	1,67	2,26	50,21
Propilen	0,5455	1,9149	1,4812	-47,7	225,5	91,9	365,1	4,66	233	7,84	1,46	2,80	61,43
Propan	0,5011	2,0037	1,5499	-42,1	231,1	96,8	370,0	4,32	225	7,50	1,57	3,15	69,23
izo – Butilen													
izo – Butan	0,6180	2,5022	1,9355	-6,9	266,3	144,7	417,9	4,2	234	7,32	1,54	3,85	86,40
n-Butan	0,5810	2,6851	2,0770	-11,7	261,5	135,0	408,2	3,69	221	6,89	1,55	4,16	90,09
izo – Pentan	0,6010	2,7023	2,0903	-0,5	272,7	152,0	425,2	3,85	228	6,82	1,57	4,24	91,25
n-pentan	0,6392	3,4302	2,6533	27,9	301,1	187,8	461,0	3,38	234	6,38	1,53	5,25	110,38
Vodorod	0,6455	3,4570	2,6740	36,1	309,3	196,6	469,8	3,42	232	6,23	1,56	5,39	112,55
Azot	-	0,0899	0,0695	-252,8	20,4	-240,2	33,2	1,33	31,6	8,40	14,21	1,28	28,64
Kislorod	-	1,2505	0,9673	-195,8	77,4	-146,9	126,3	3,44	304	16,83	1,04	1,30	29,14
Xavo (kuruk)	-	1,4290	1,1053	-183,0	90,2	-118,4	154,8	5,16	406	19,29	0,92	1,31	29,44
Uglerod oksidi	-	1,2928	1,0000	-193,0	80,2	-140,7	132,5	3,76	322	17,10	1,006	1,30	29,13
Uglerod	-	1,2500	0,9669	-191,5	81,7	-140,0	133,2	3,54	301	16,60	1,04	1,30	28,56
IIoksidi	-	1,9769	1,5292	-78,5	194,7	31,0	304,2	7,48	465	13,65	0,82	1,62	36,09
Oltingugurt													
IIoksidi	-	2,9266	2,2638	-1,00	263,2	157,5	430,7	7,98	525	11,60	0,61	1,78	39,08
Vodorodsulfi													
d	-	1,5384	1,9000	46,0	319,2	100,4	373,6	8,70	348	12,50	1,03	1,58	35,10
Suv bugi	-	0,7680	0,5941	100,0	373,2	374,2	647,4	22,50	307	8,24	2,01	1,54	36,18

Illyustrativ materiallar

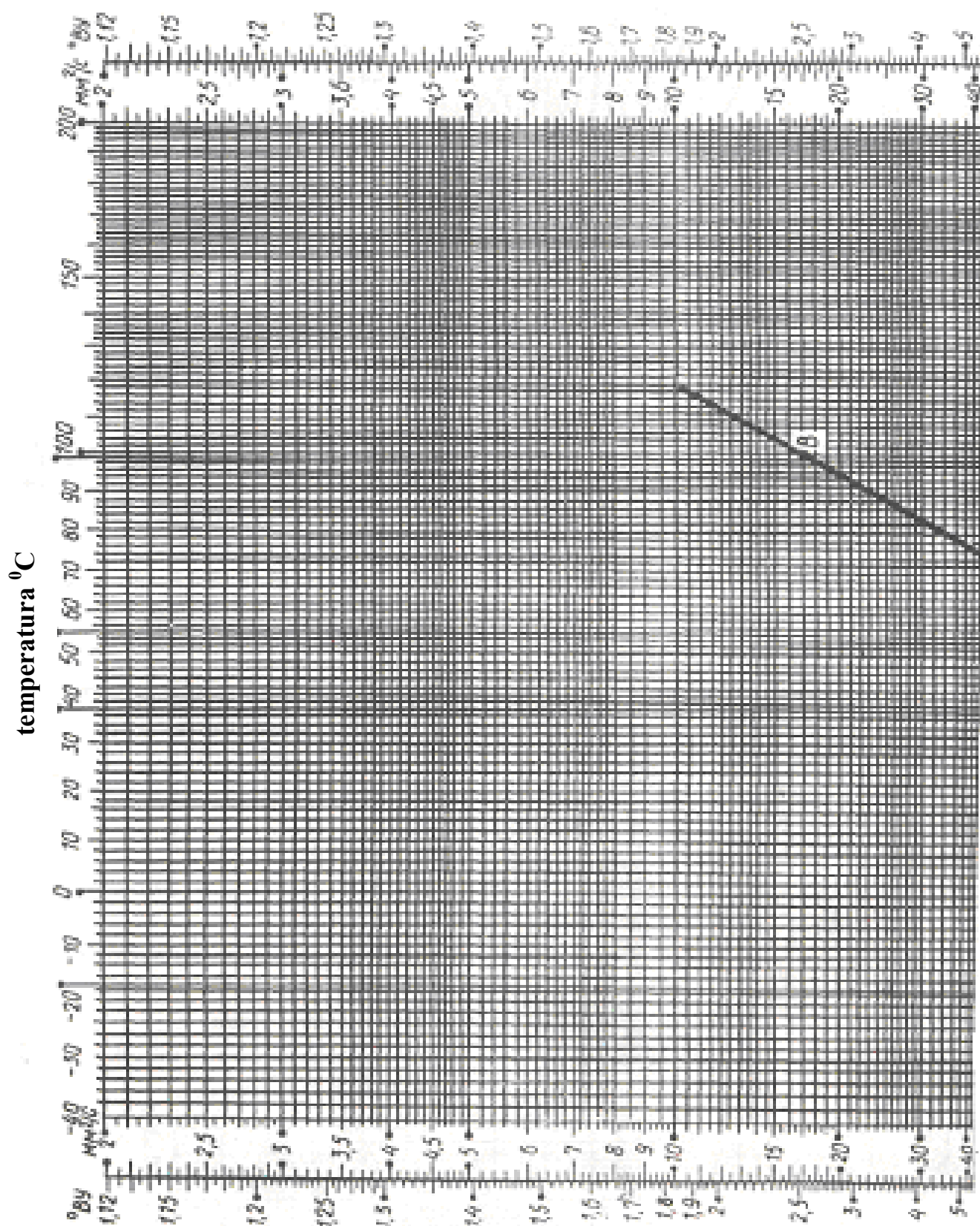
1-rasm. Past haroratlarda uglevodorodlar fazoli tenglik konstantasini aniqlash uchun nomogramma.



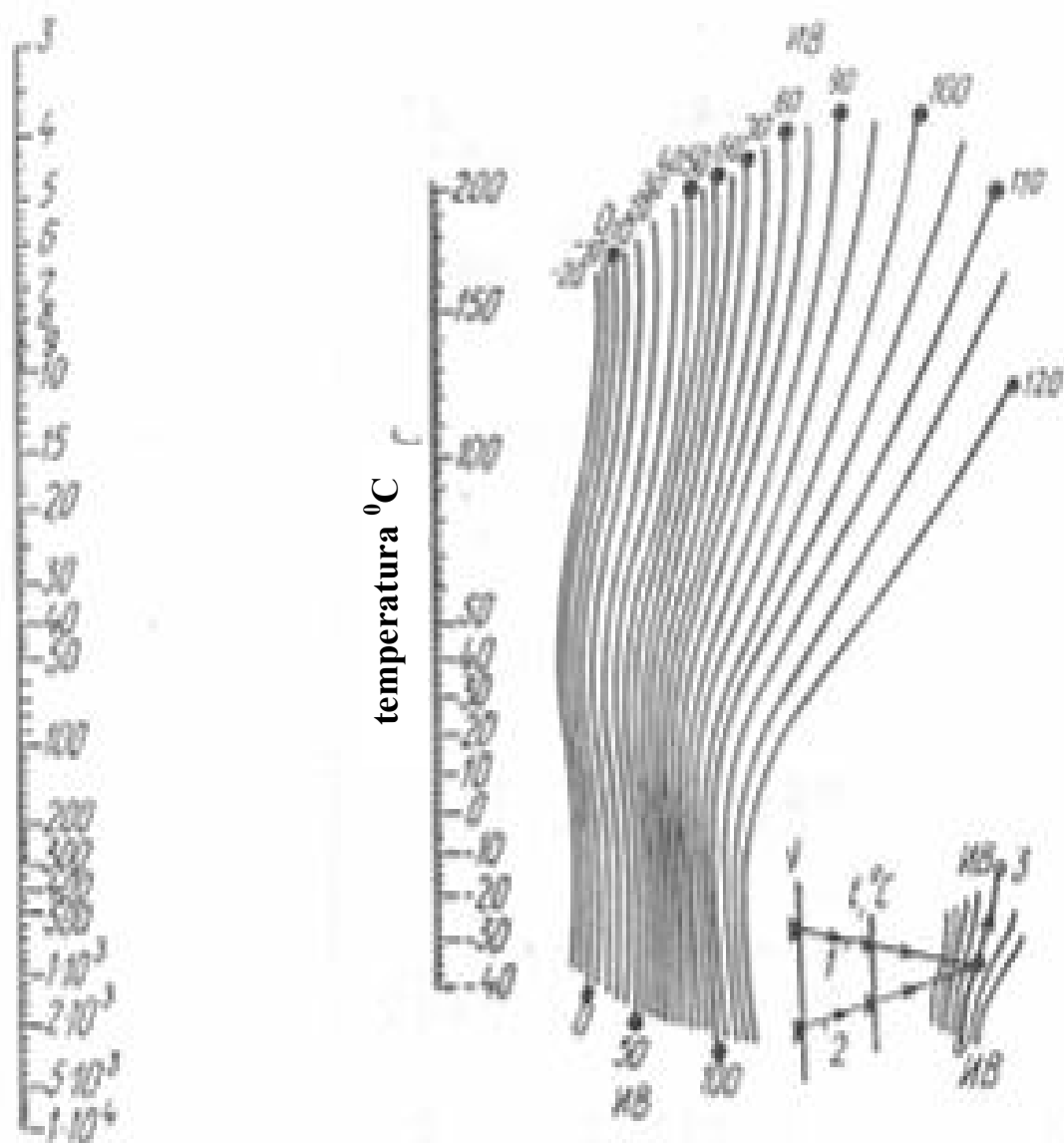
2-rasm. Yuqori haroratlarda uglevodorodlar fazoli tenglik konstanti aniqlash uchun nomogramma.



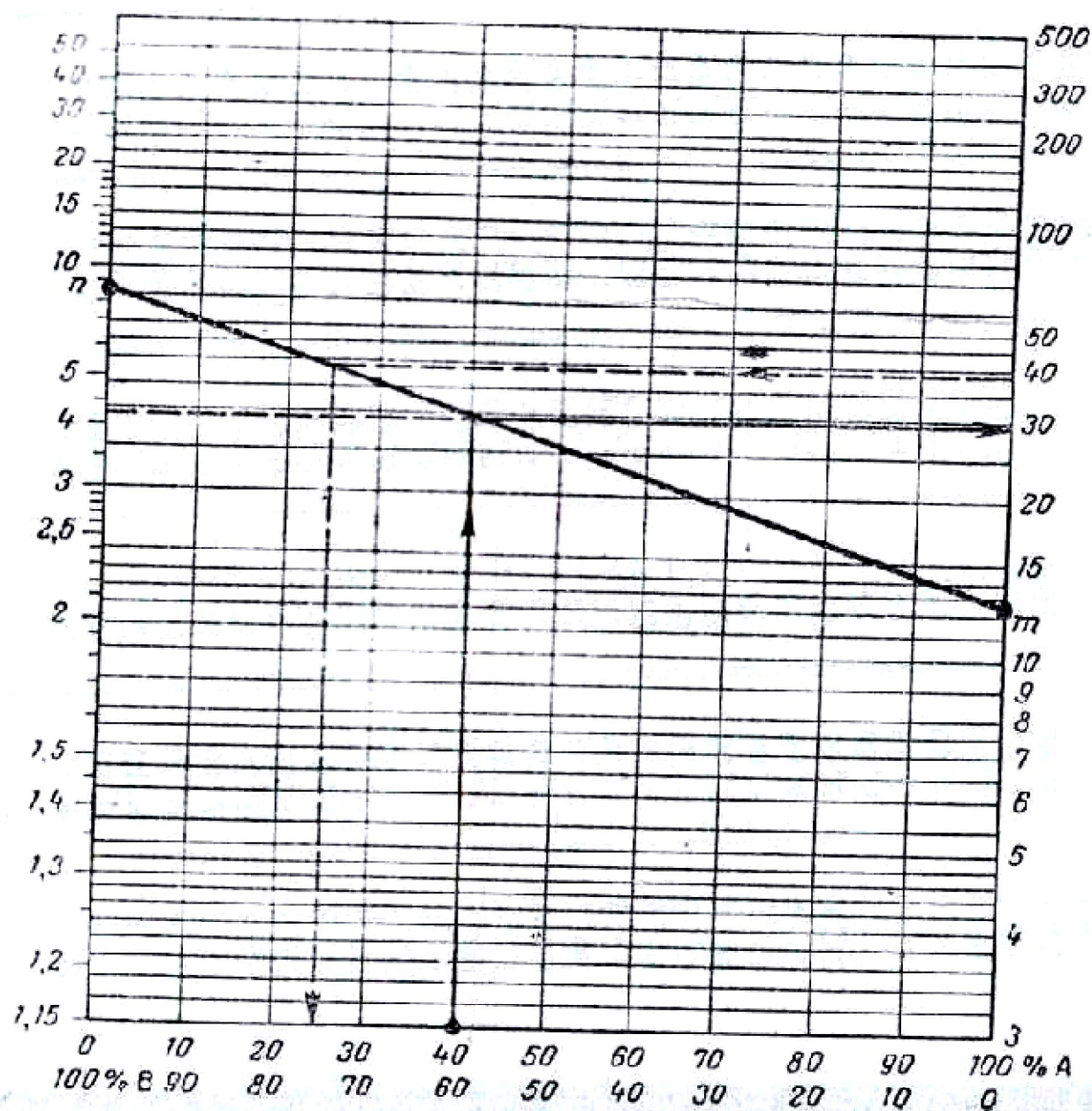
3-rasm.Neft moylari qovushqoqligining haroratga bog‘liqligini aniqlash uchun nomogramma.



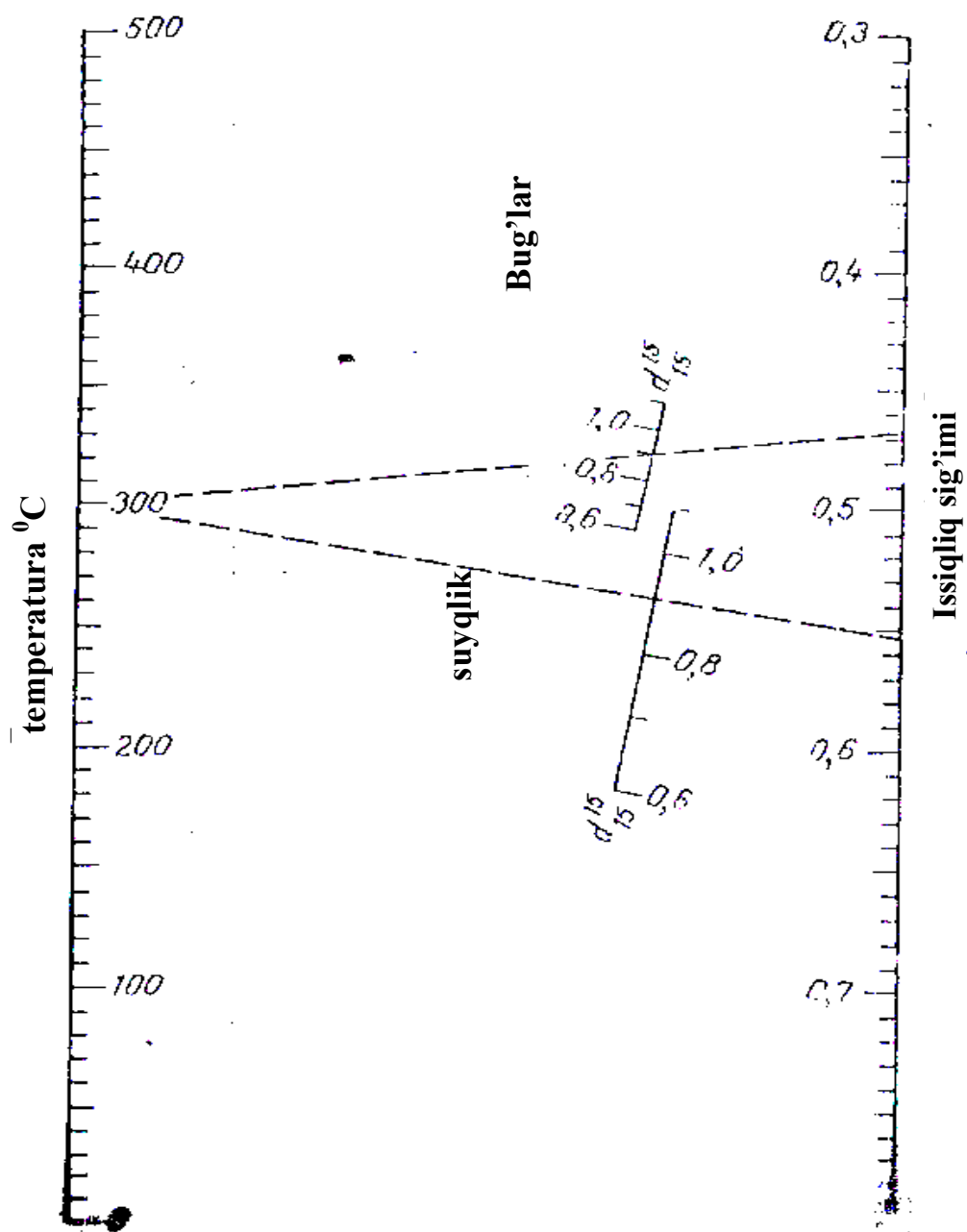
4-rasm.Neft moylari qovushqoqlik indeksini aniqlash uchun nomogramma.



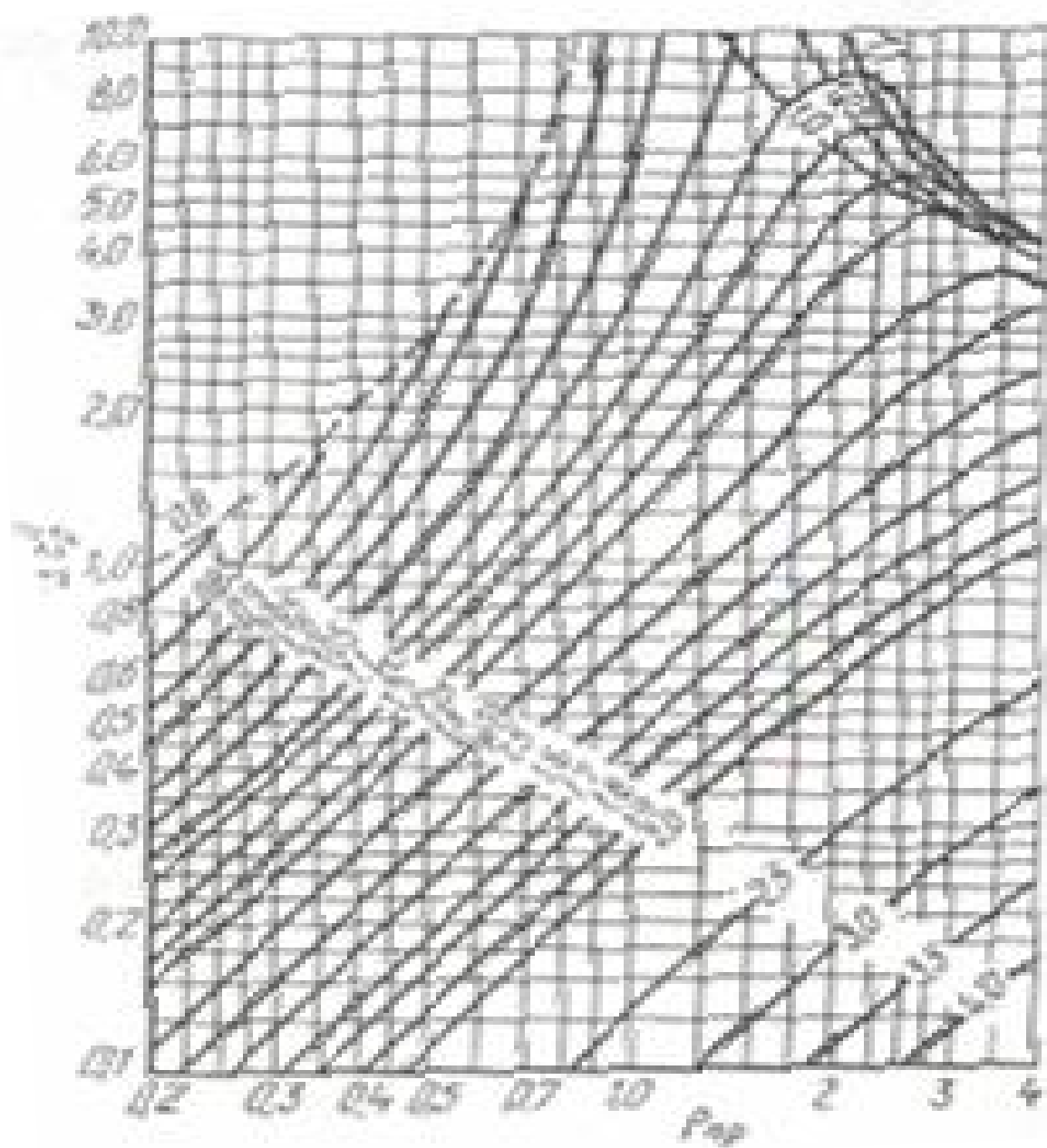
5-rasm. Neft mahsulotlari aralashmasi qovushqoqligini aniqlash uchun nomogramma.



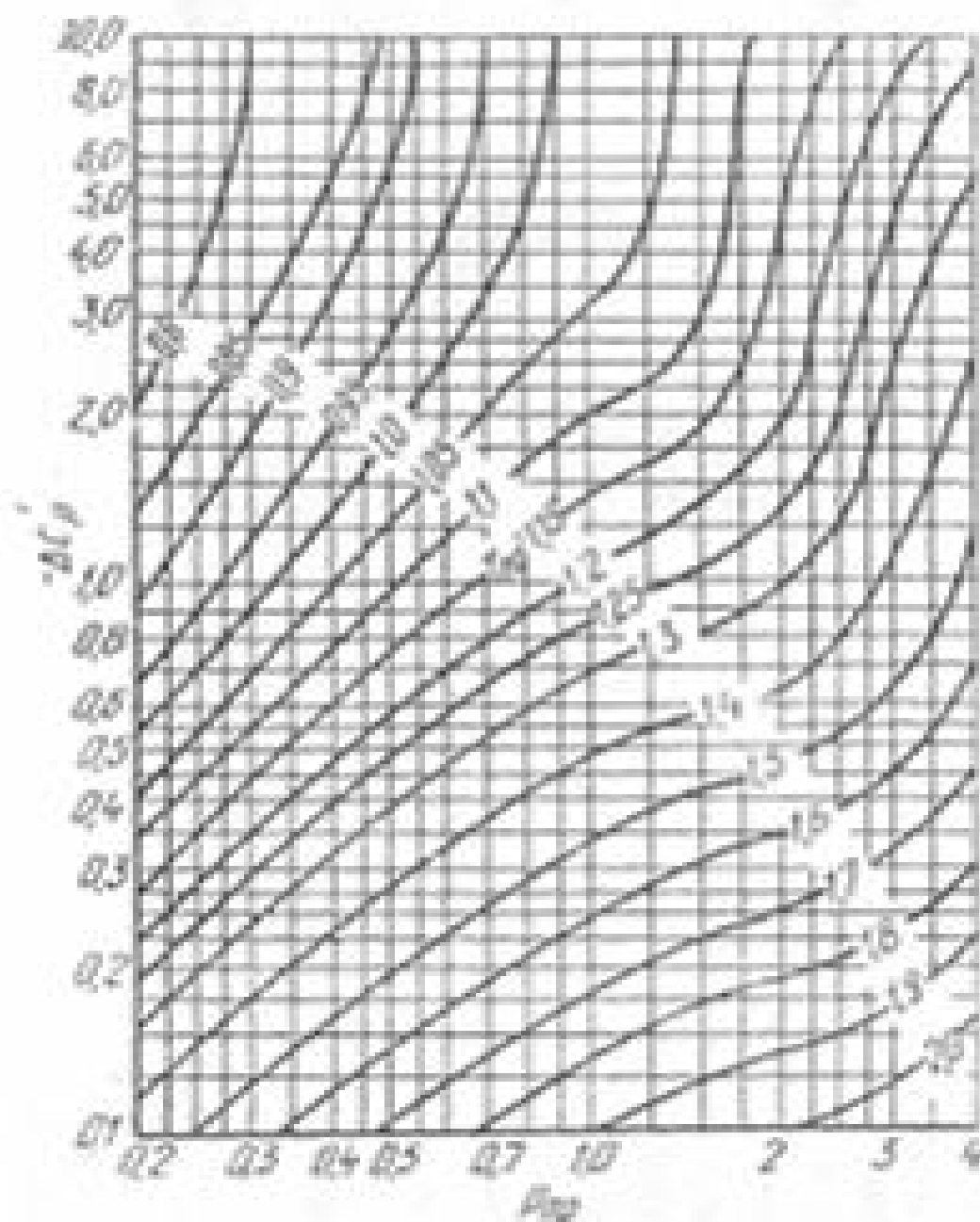
6-rasm. Suyuq neft mahsulotlari va ularning bug'leri issiqlik saqlashini aniqlash uchun nomogramma.



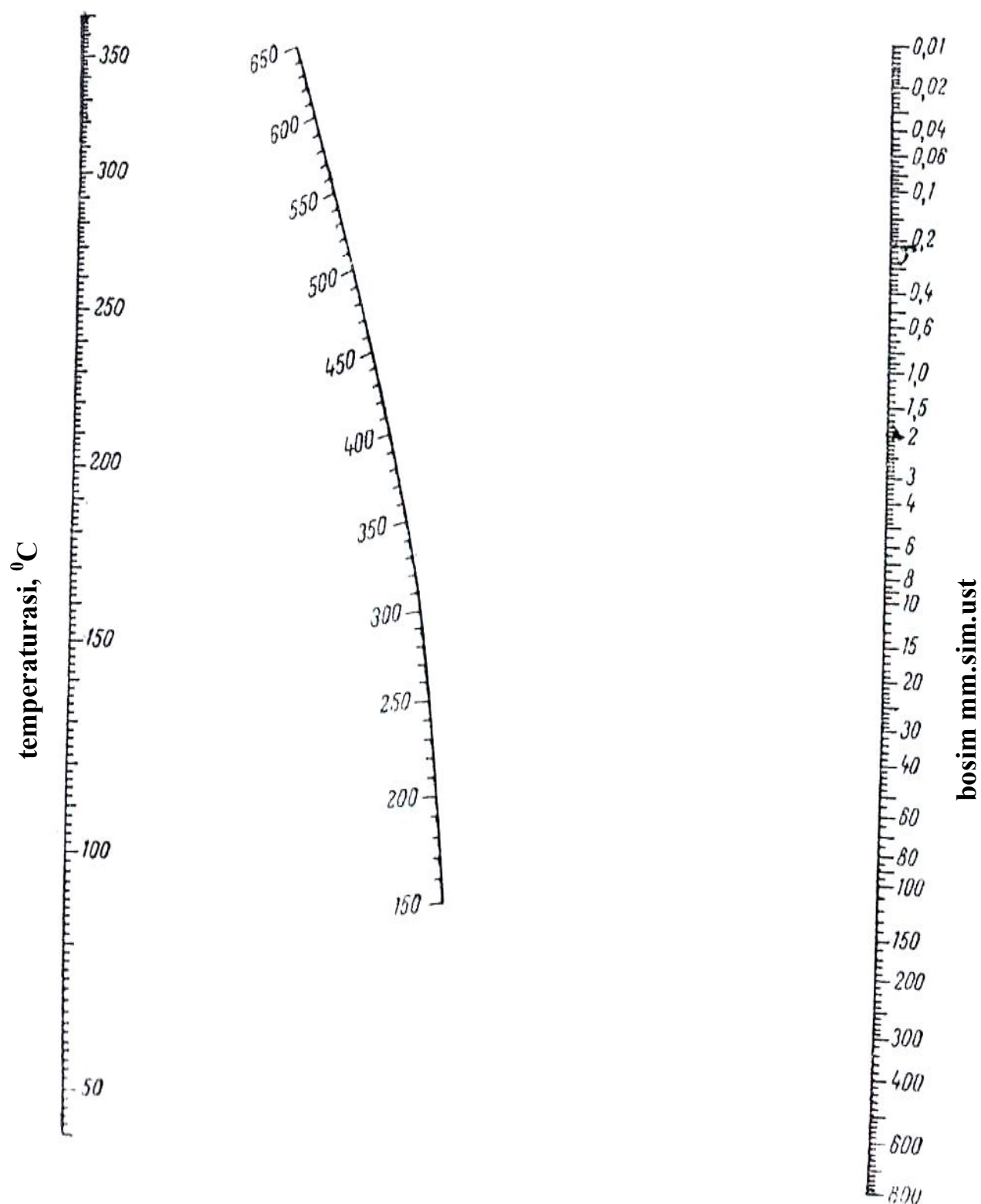
7-rasm. Gazlarni issiqlik saqlashdagi ΔC_p^0 tuzatmasini aniqlash uchun nomogramma.

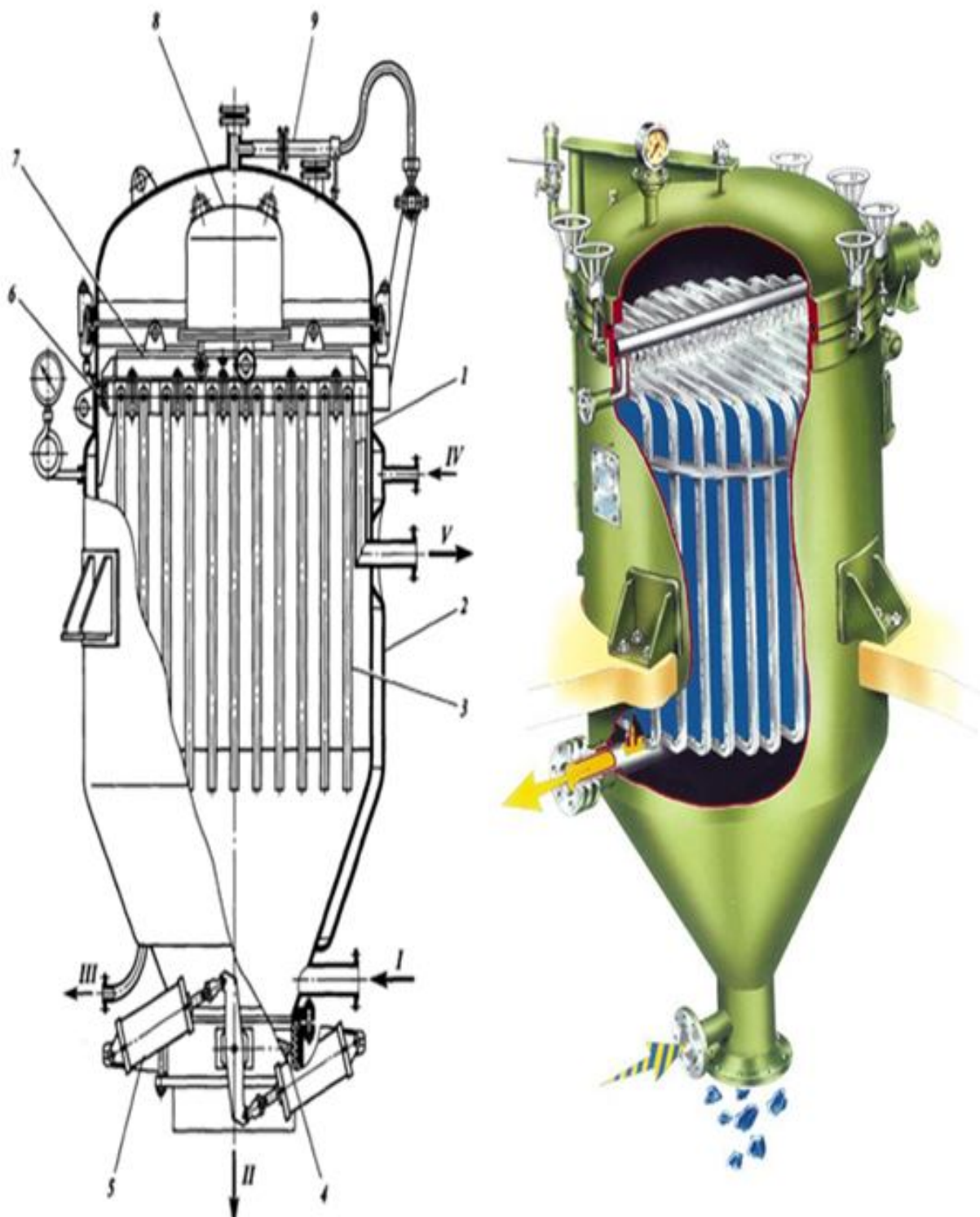


8-rasm. Gazlarni issiqlik saqlashdagi $\Delta C_p'$ tuzatmasini aniqlash uchun nomogramma.



9-rasm. Neft mahsulotlari qaynash haroratining bosimiga bog'liqligini aniqlash uchun nomogramma.

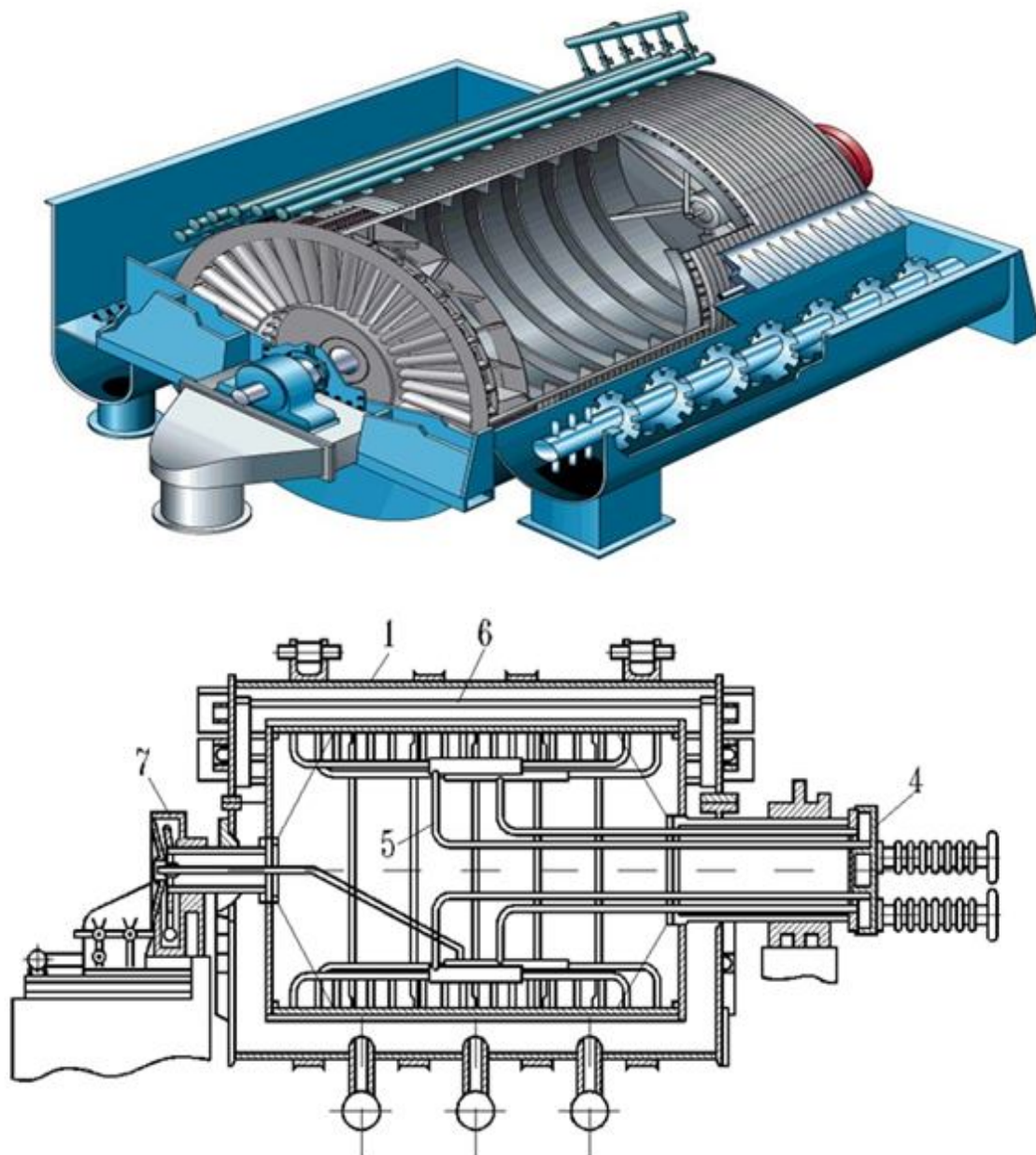




10-rasm.Listli filtr tuzilishi:

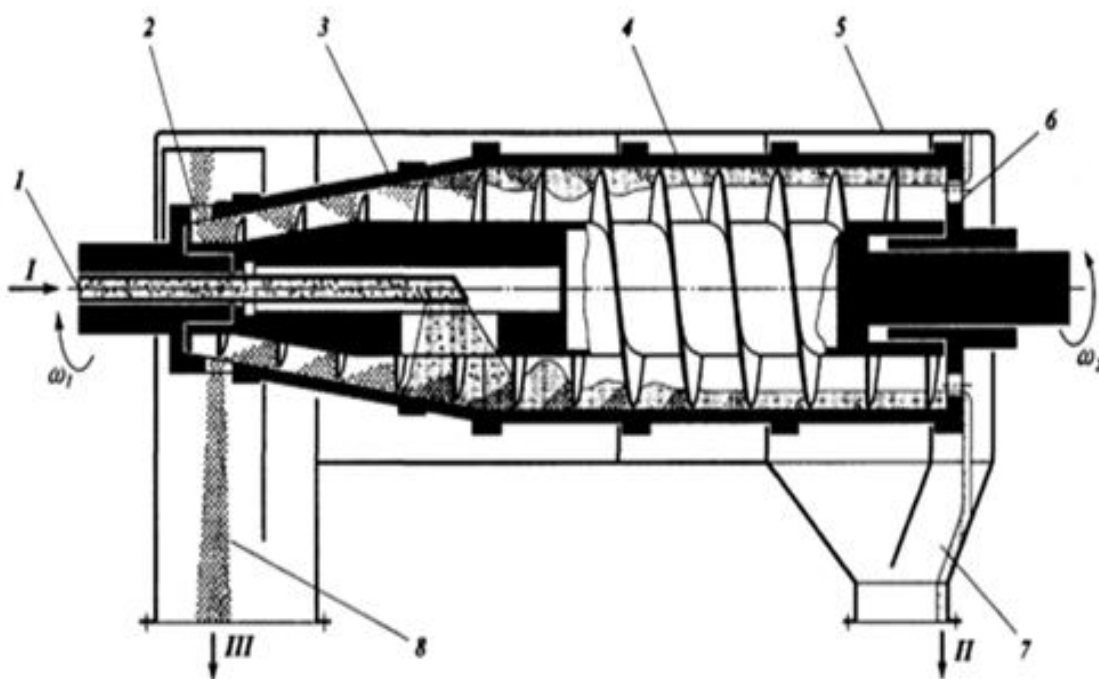
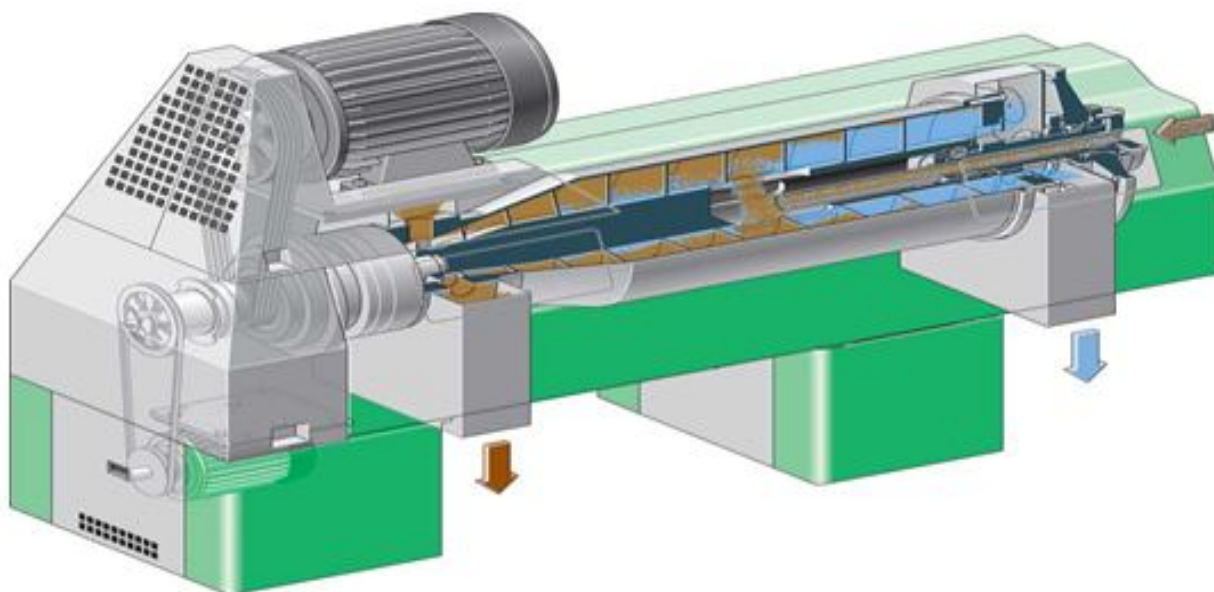
1-korpus; 2-bug' g'ilofi; 3-filtrlash listi; 4-burash zaslonkasi; 5-pnevmozatkich;
 6-kollektor; 7-travers; 8-silkitish moslamasi; 9- filtr korpusiga azot uzatish
 ratrubkasi. Oqimlar: I – suspenziya; II – cho'kma; III – kondensat; IV – suv
 bug'i; V – filtrat.

I



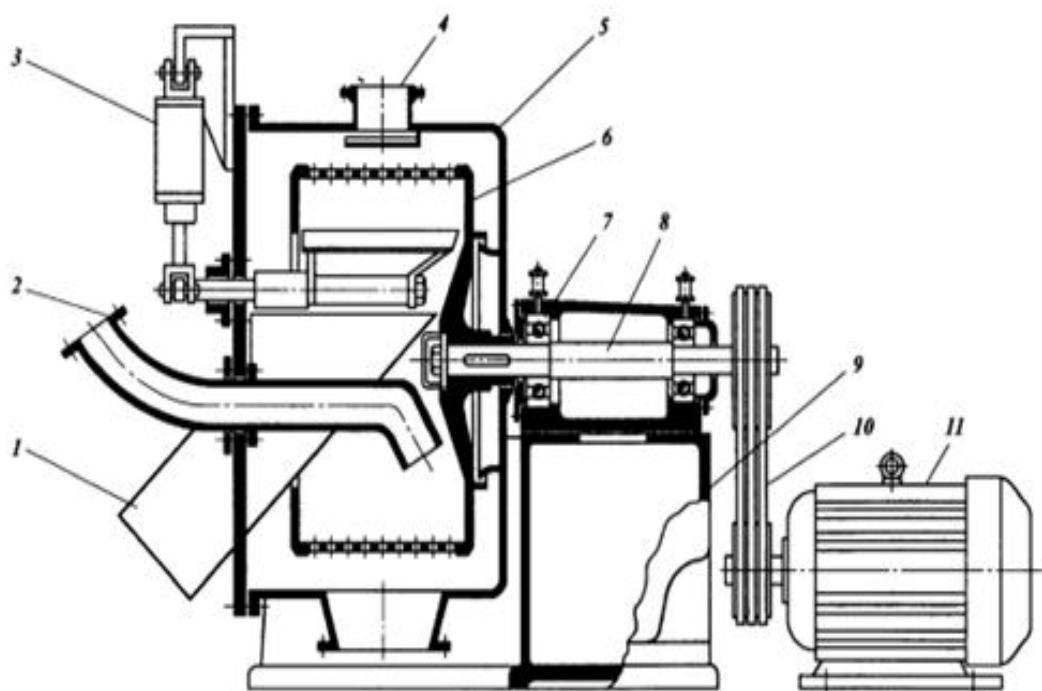
11-rasm.Barabanli vakuum filtr tuzilishi:

1-uzatma; 2-korpus; 3-baraban; 4-filtr material; 5-chiqarish trubkasi; 6-yuvish suyuqligini kiritish kollektori; 7-aylanuvchi disk; 8- taqsimlash bo'yinchasining almashinuvchi diski. Oqimlar: I – suspenziya; II – cho'kma; III – shamollatish gazi; IV – inert gaz; V – yuvilgan filtrat; VI- filtrat.



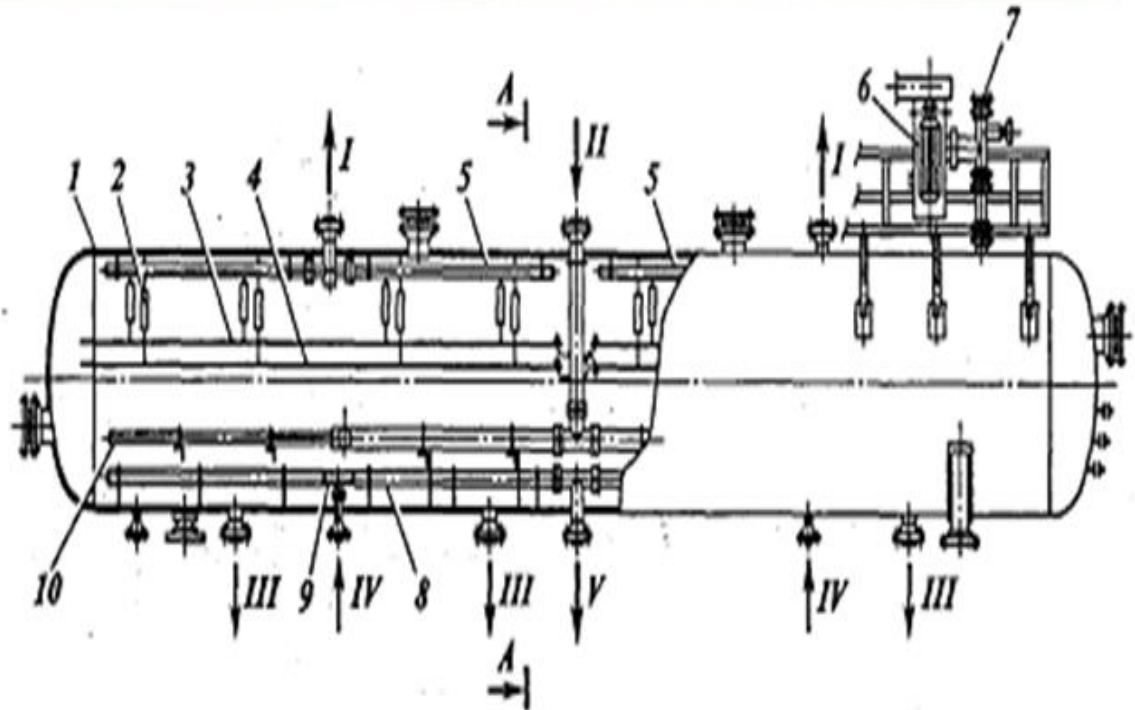
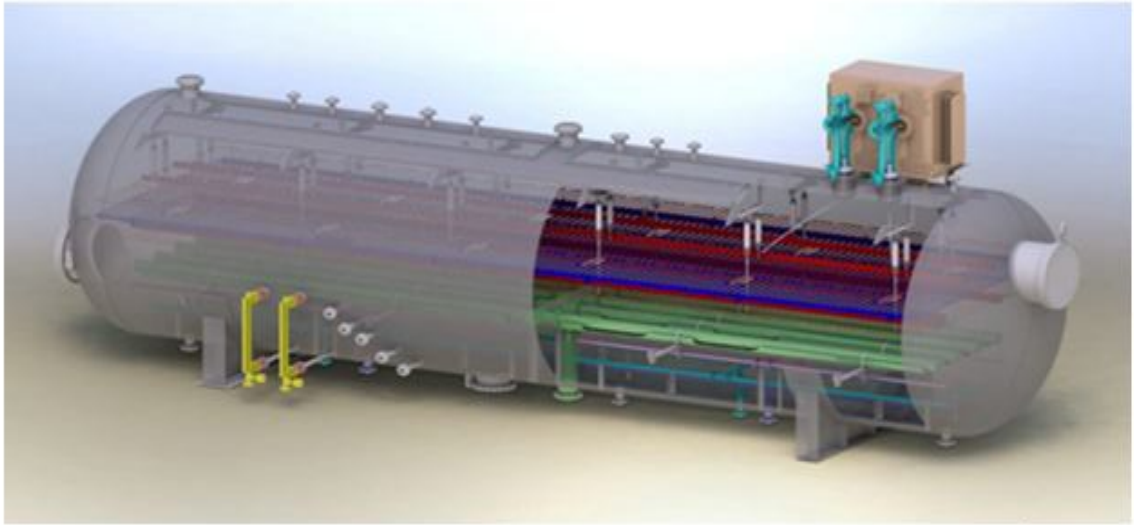
12-rasm. Cho'kmani shnekli tushiruvchi gorizontal cho'ktiruvchi sentrifuga sxemasi:

1-iste'mol trubasi; 2-to'ldirish darchasi; 3-rotor; 4-shnek; 5-qobiq; 6- tushirish darchasi; 7-fugat kamerasi; 8- cho'kma kamerasi. Oqimlar: I – suspenziya; II – fugat; III – cho'kma.



13-rasm.Cho'kmani pichoq yordamida tozalovchi gorizonta sentrifuga tuzilishi:

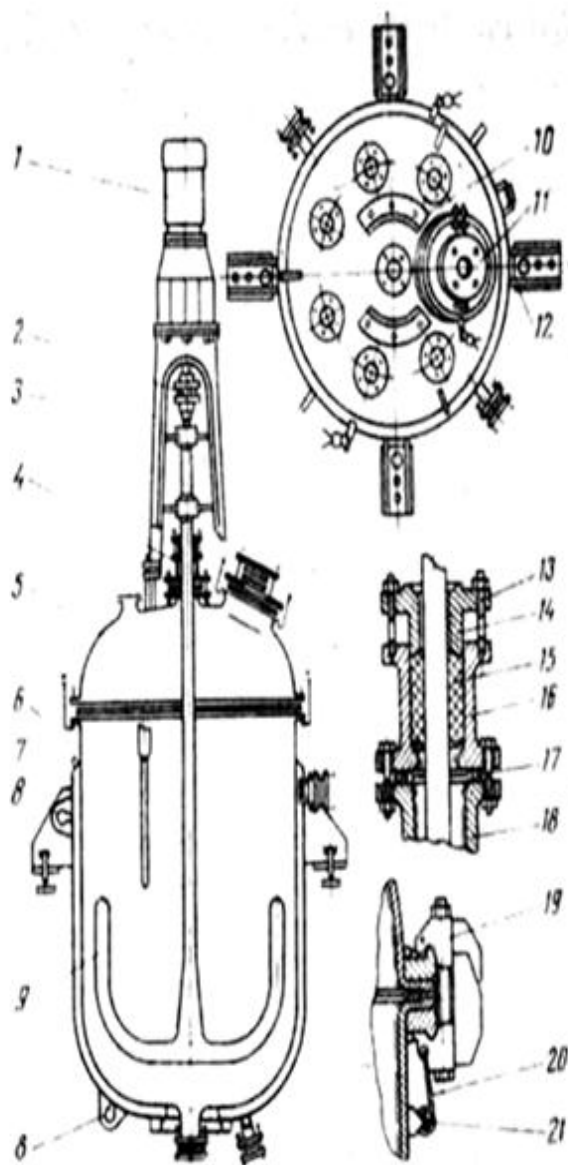
1-bo'shatish bunkeri; 2- to'ldirish trubkasi; 3- cho'kmani kesish mexanizmi; 4-havoni chiqarish trubkasi; 5-qobiq; 6-rotor; 7-val tayanchlari; 8-val; 9- stanina; 9- tasmali uzatma; 10-elektrodvigatel.



14-rasm.EG200-10 gorizontal elektrodehidrator tuzilishi:

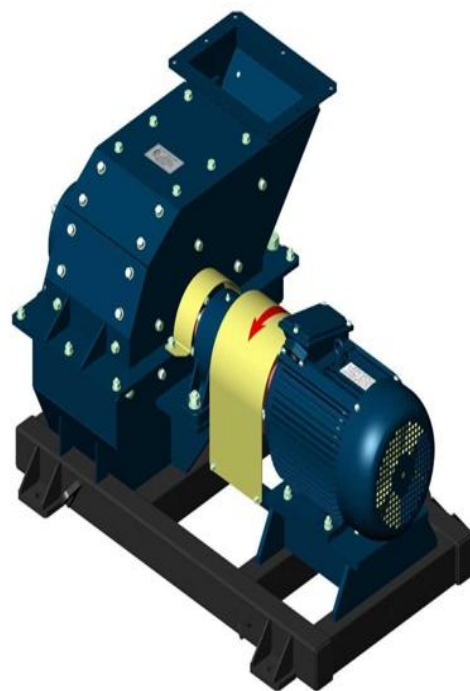
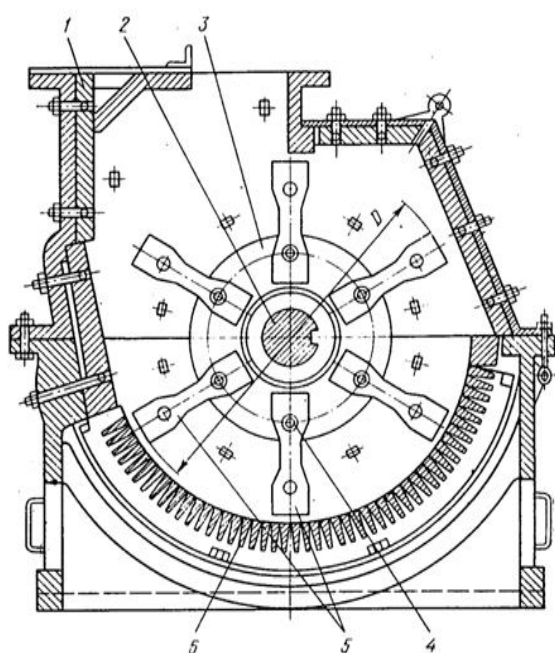
1-korpus; 2-izolyator; 3-yuqori elektrod; 4-pastki elektrod; 5-tuzsizlangan neft yig'gich; 6-transformator; 7-yuqori kuchlanish kirishi; 8- sho'r suv yig'gichi; 9-yuvish suvi kollektori; 9-neft taqsimlagich.

Oqimlar: I – tuzsizlangan neft chiqishi; II – neft kirishi; III – shlamni chiqarilishi; IV – yuvish suvining kiritilishi; V – drenaj suvining chiqarilishi.



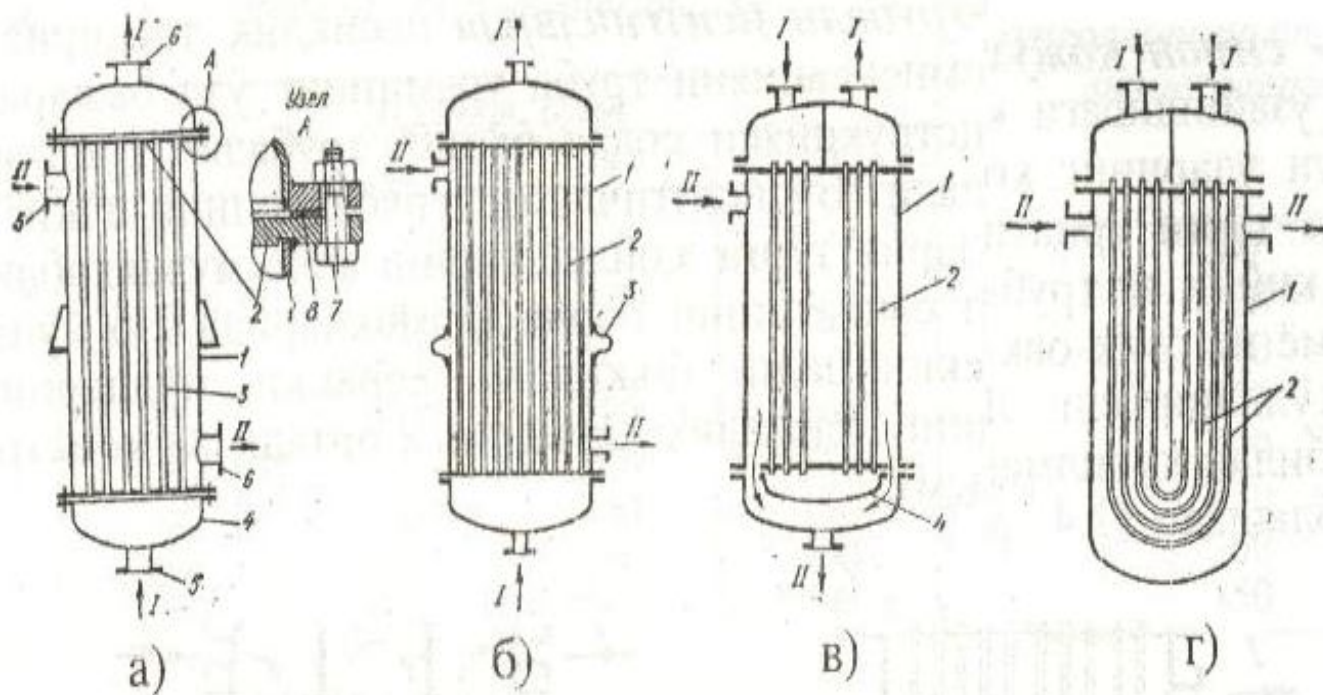
15-rasm. Yakorli aralashtirgich.

1-reduktorli elektr yuritkich; 2- birlashtiruvchi mufta; 3- oraliq ustun; 4-valning zichlanishi; 5- qopqoq; 6- aralashtirgich qobig'i; 7- aralashtirgich g'ilofi; 8- montaj quloqchasi; 9-yakor; 10- lyuk; 11- oraliq ustunni o'rnatish bazasi; 12- tayanch panja; 13-salnik uchun shpilka; 14- grundbuksa; 15-tiqin; 16-salnik; 17-qistirma; 18-zichlash shtutseri; 19-flanetsli strubsina; 20-demontaj vaqtida strubsinani ushlab turadigan ilgak; 21-ilgaklar uchun xalqa.

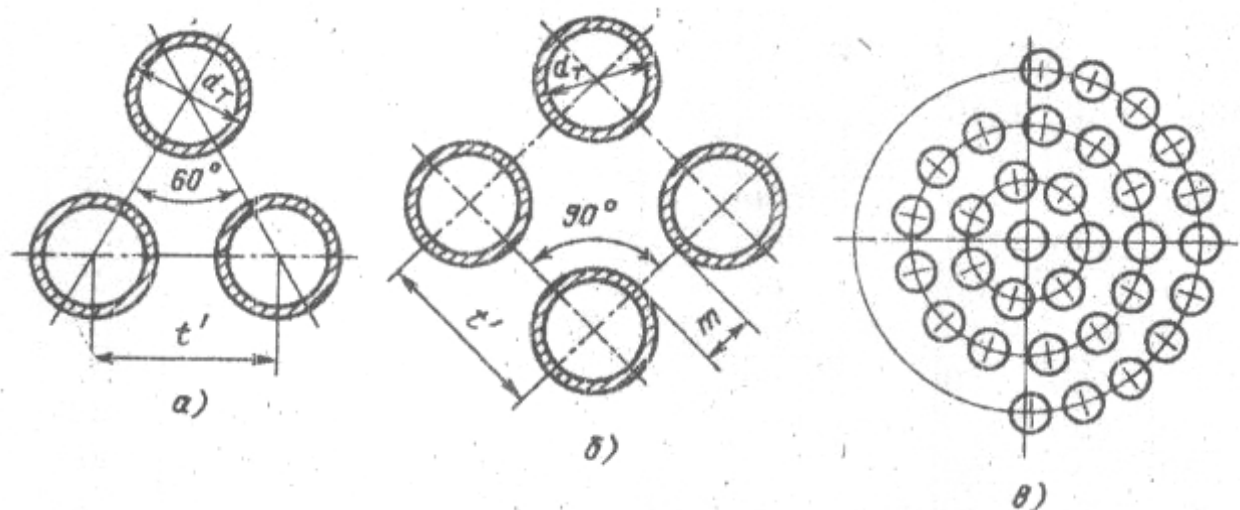


16-rasm. Bolg'ali maydalagich tuzilishi:

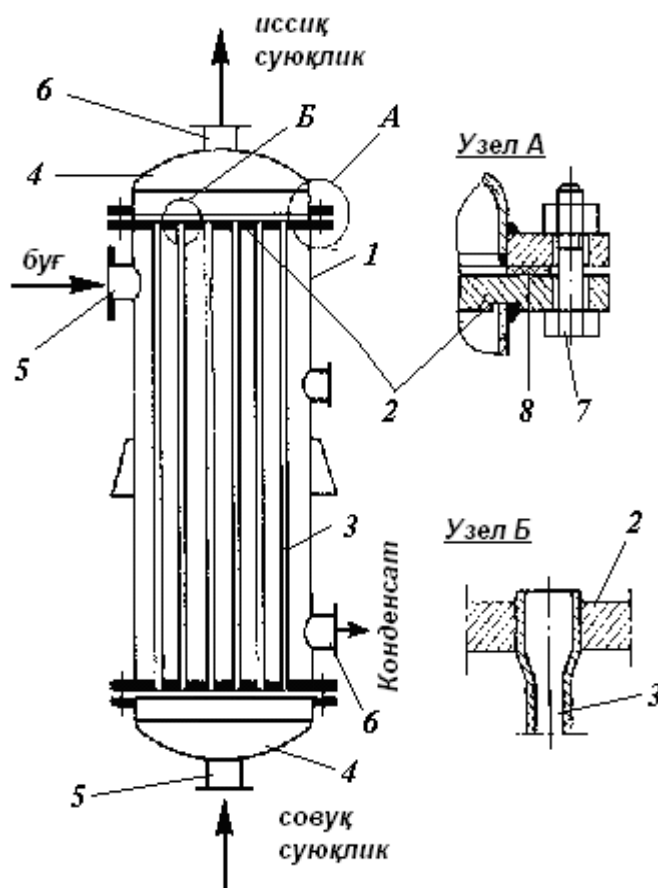
1-korpus; 2-val; 3-disk; 4-himoya plitalari; 5-bolg'alar; 6- to'r panjara.



17-rasm. Kojux-trubali issiqlik almashinish apparatlari: a- bir yo'lli; b- linzasimon kompensatorli; v- harakatchan qopqoqli; g- U shaklidagi trubkali; 1- kojux; 2- issiqlik o'tkazuvchi trubalar; 3- linzasimon kompensator; 4- harakatchan qopqoq; 5- trubalar chambaragi; 6- qopqoq; 7,8- shtutserlar; 9- bolt; 10- qistirma.

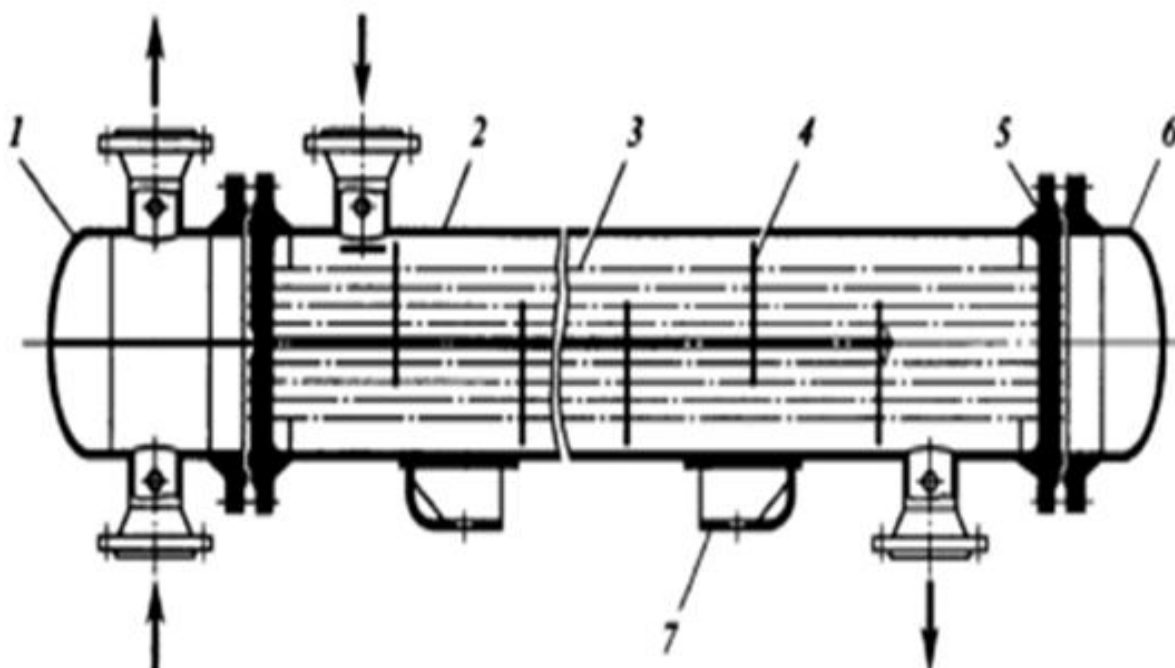
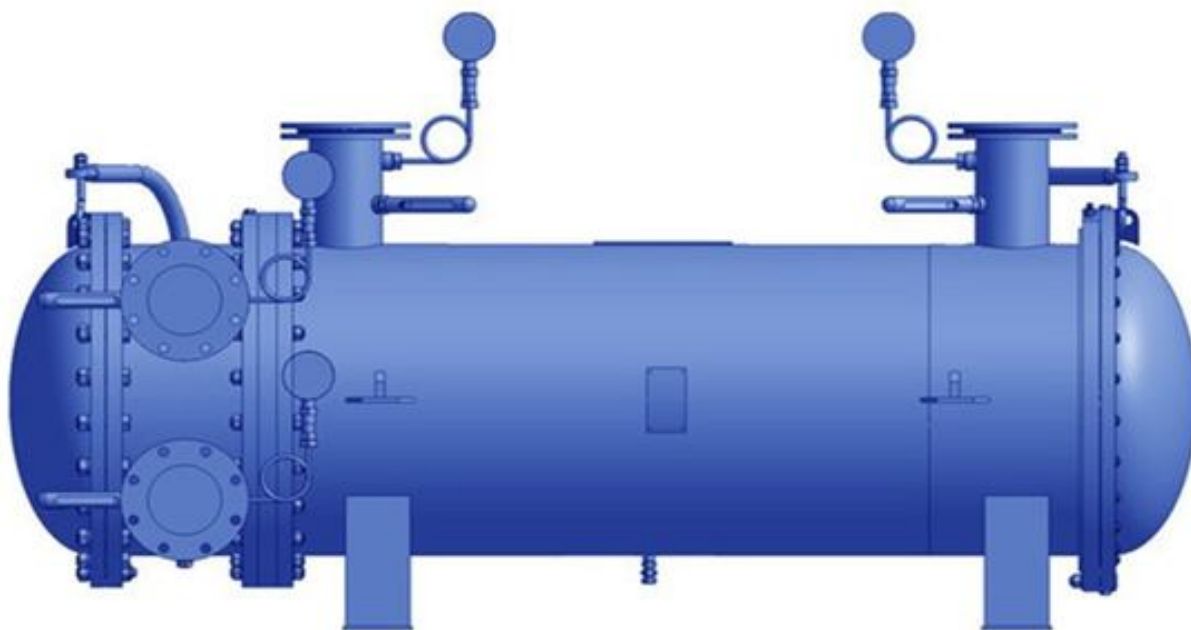


18-rasm. Trubalar chambaragi bo‘ylab issiqlik uzatuvchi trubalarni joylashtirish sxemalari: a- olti burchak (teng tomonli uchburchak) kirralari bo‘ylab; b- kvadrat kirralari bo‘ylab; v- konsentrik aylanalar bo‘ylab.

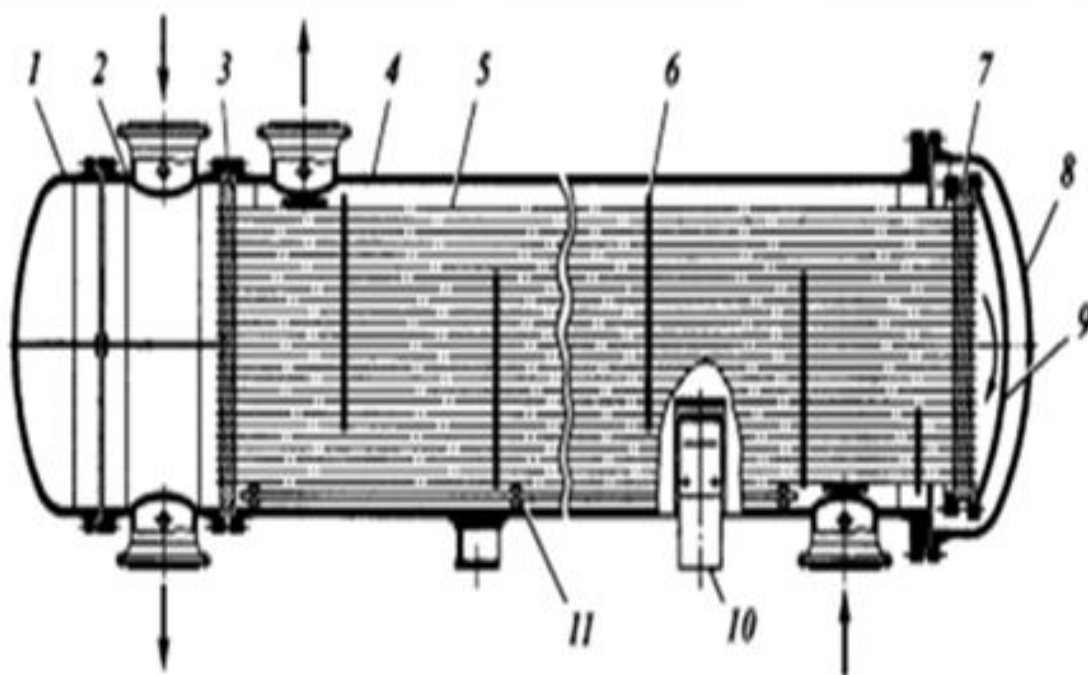
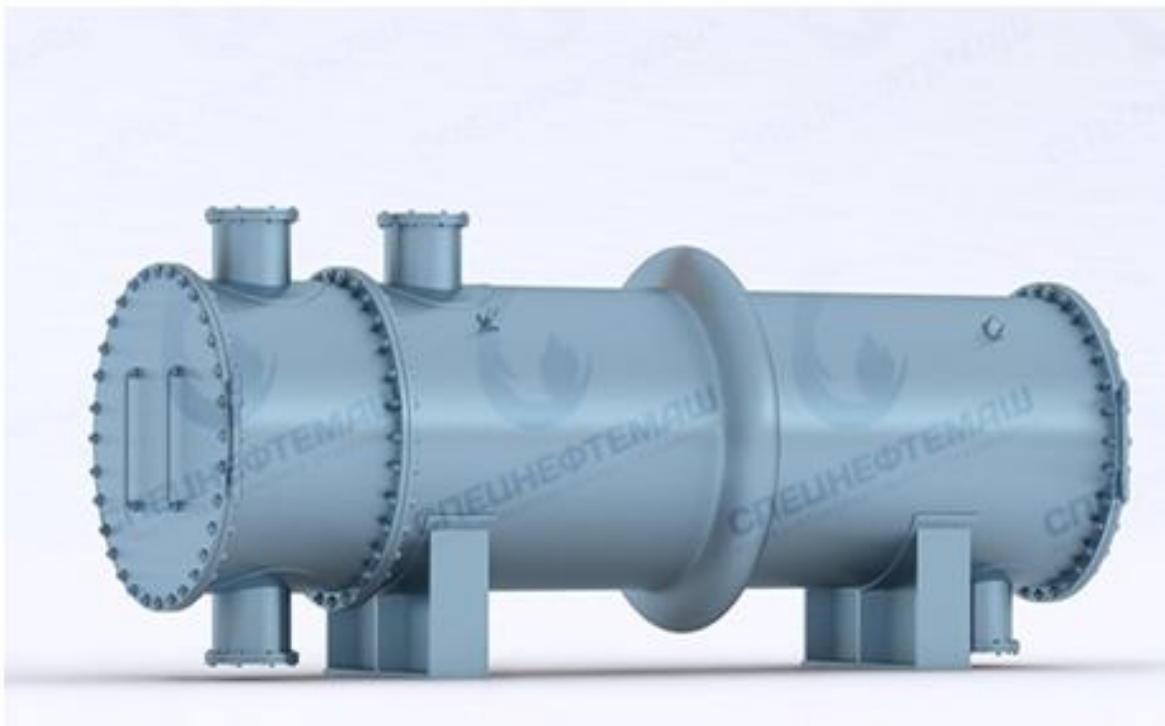


19- rasm. Bir yo‘lli qobiq quvurli isitkich:

1 – qobiq; 2 – quvur to‘rlari; 3 – quvurlar; 4 – qopqoq; 5,6 – issiqlik agentlari kiradigan va chiqadigan shtuserlar; 7 – bolt; 8 – qistirma.

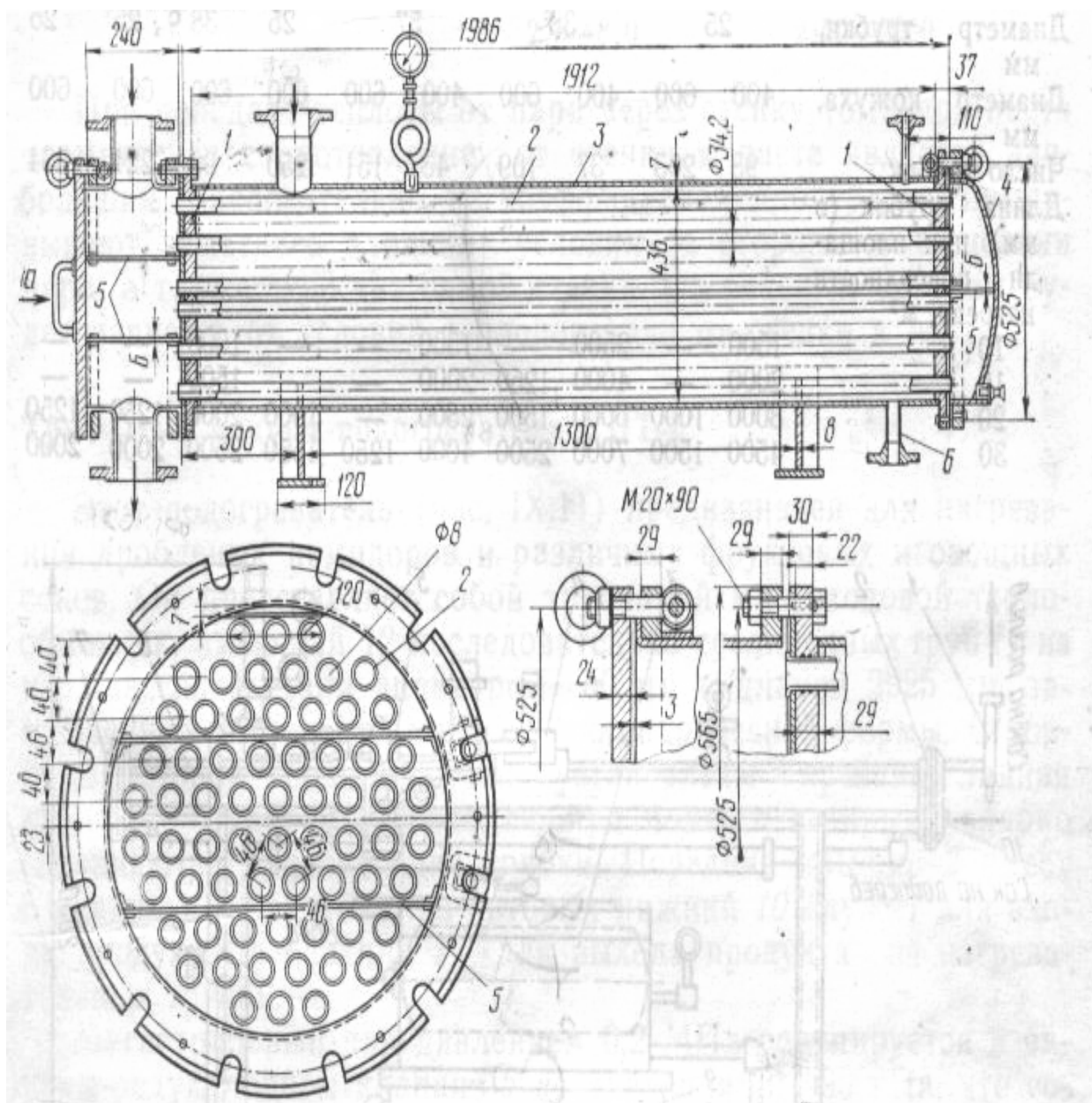


20-rasm. Qo'zg'almas truba to'rli qobiq trubali isitkich tuzilishi:
 1-taqsimlash kamerasi; 2-qobiq; 3-issiqlik almashinish trubkalari; 4-ko'ndalang to'siq; 5- truba to'ri; 6-qopqoq; 7-tayanch.



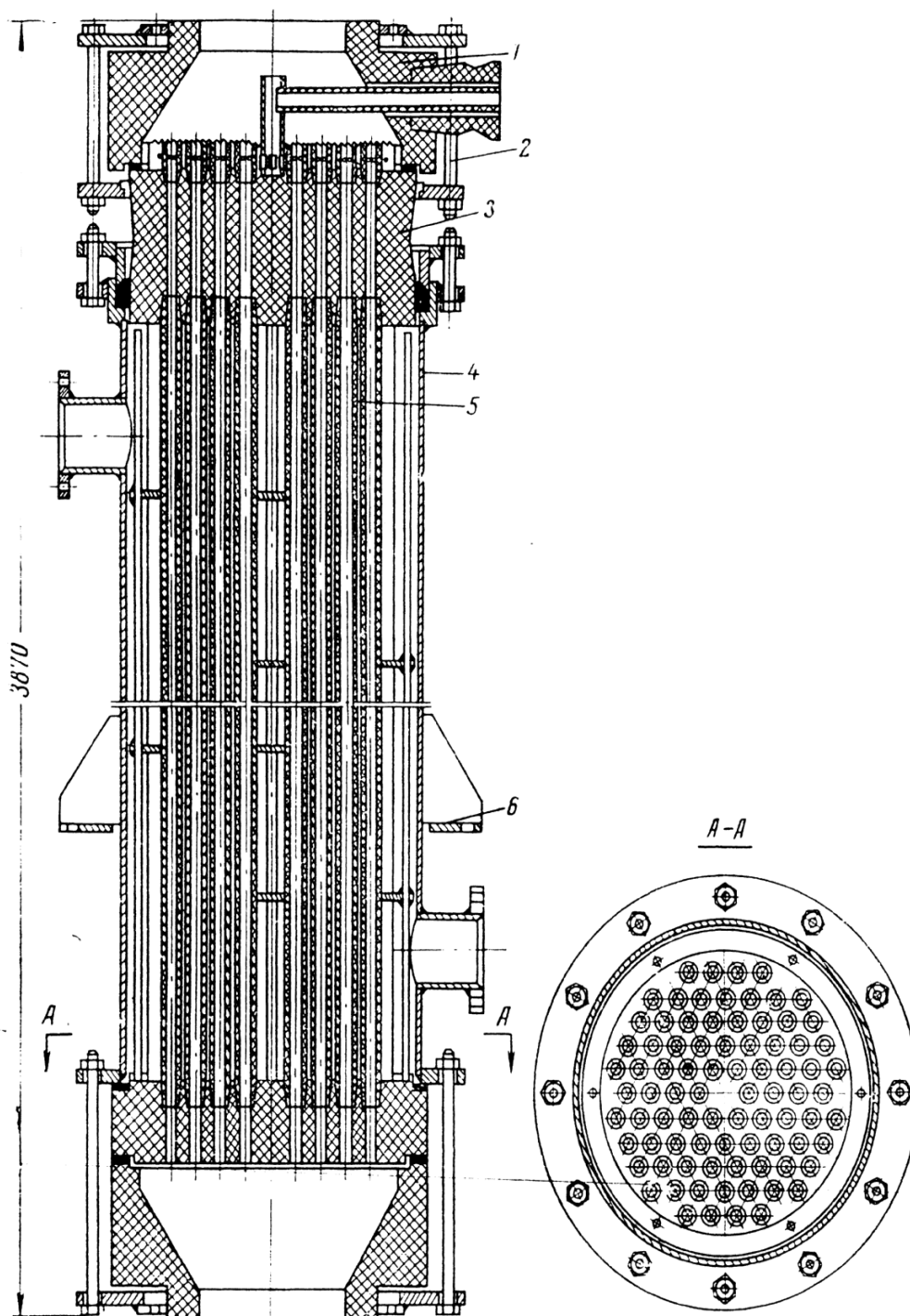
21-rasm. Suzuvchan kallakli qobiq trubali isitkich tuzilishi:

1-taqsimlash kamerasi qopqog'i; 2-taqsimlash kamerasi; 3- qo'zg'almas truba to'ri; 4-qobiq; 5- isitkich almashinish trubalari; 6- ko'ndalang to'siq; 7- qo'zg'aluvchan truba to'ri; 8- qobiq qopqog'i; 9- suzuvchan kallak qopqog'i; 10- tayanch; 11- trubalar to'plamining aylanuvchi tayanchi.

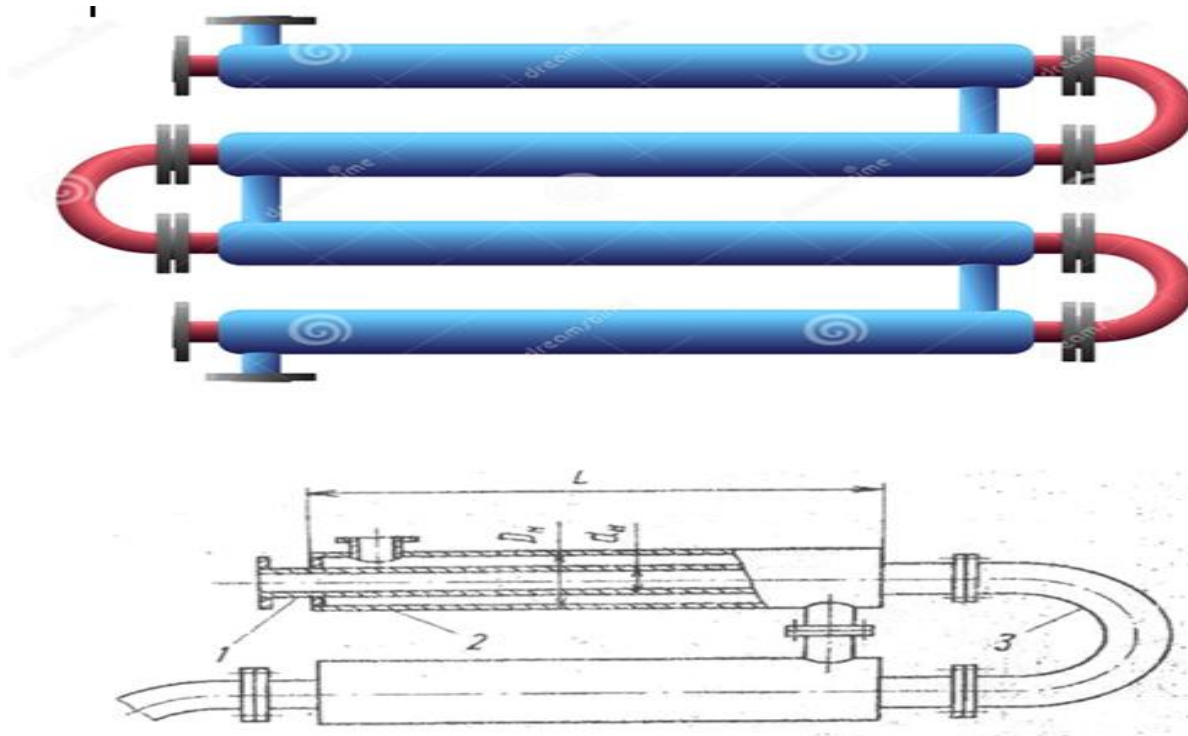


22-rasm. Kojux trubkali qizdirish apparati: 1- trubkalar chamberagi; 2- qizdirish trubkalari; 3- metall kojux; 4-qopqoq; 5- to'siq; 6- kondensat patrubkasi.

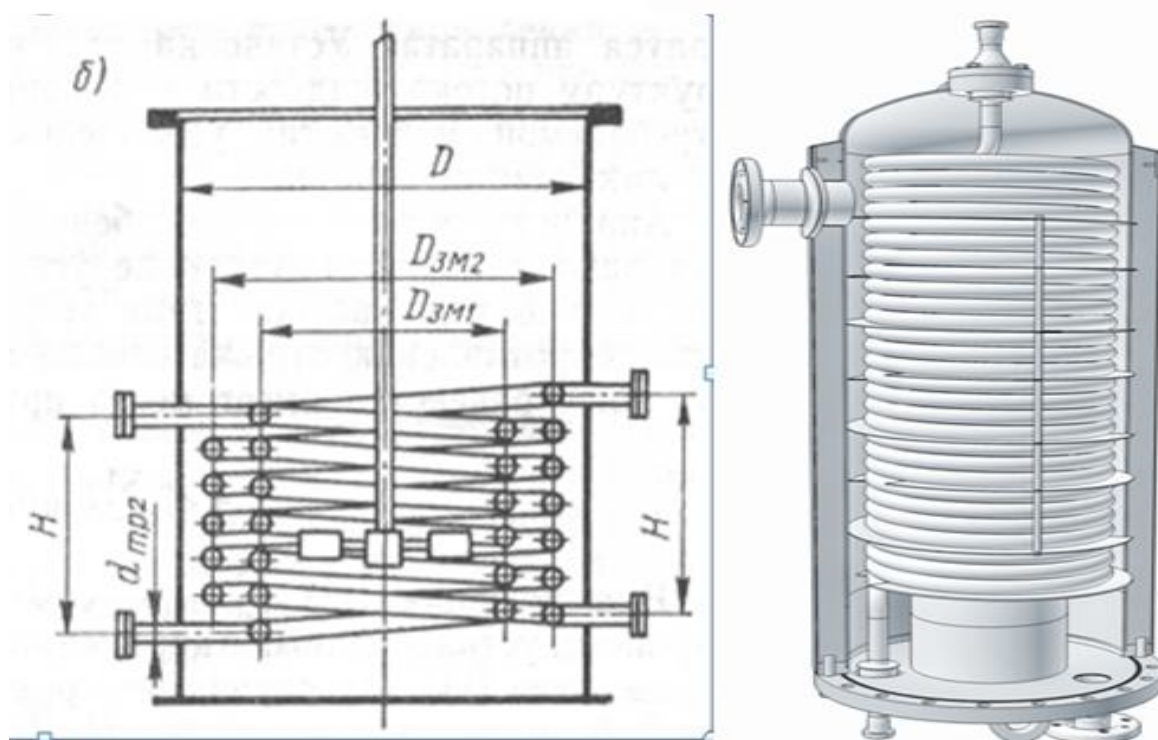
Apparatning texnik tavsifi: trubkalar diametri -34/32 mm, uzunligi - 1986 mm, soni - 66 dona; umumiy qizdirish yuzasi 13 m²; bug'ning ishchi bosimi 0.11÷0.15 MPa.



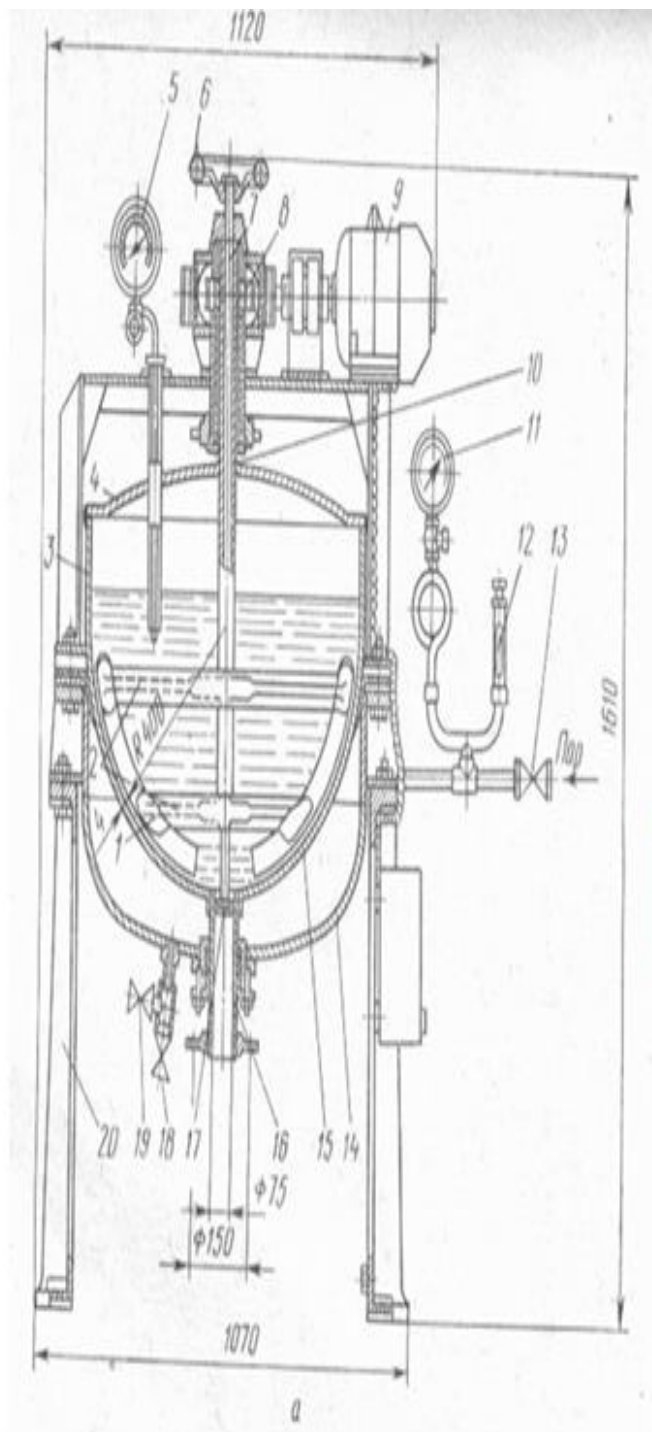
23rasm. Grafit trubali qobiq-trubali issiqlik almashinish qurilmasi.
 1-qabul qiluvchi kamera; 2- tortuvchi bolt; 3- grafitli teshikli panjara; 4- metall qobiq; 5- grafitli tuba; 6- tayanch.



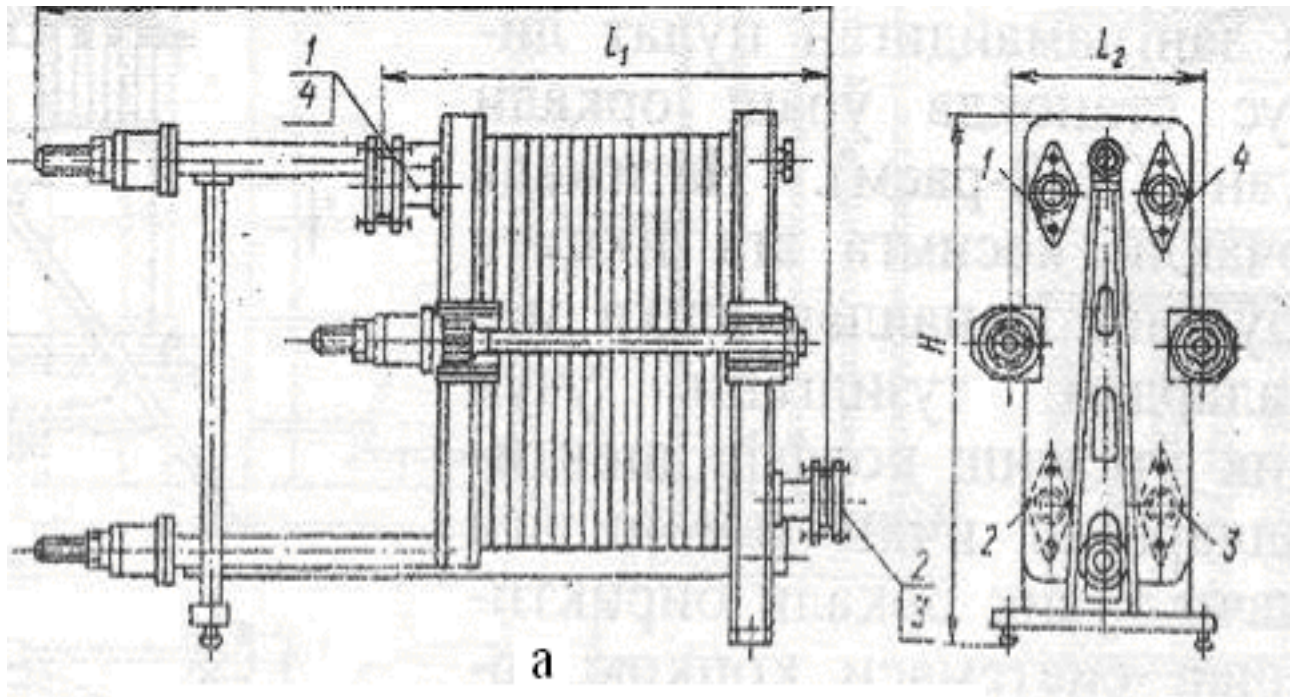
24- rasm. Qo'shtrubali issiqlik almashinash apparati: 1- ichki (kichik) truba; 2- tashqi (katta) truba – kojux; 3- kalach.



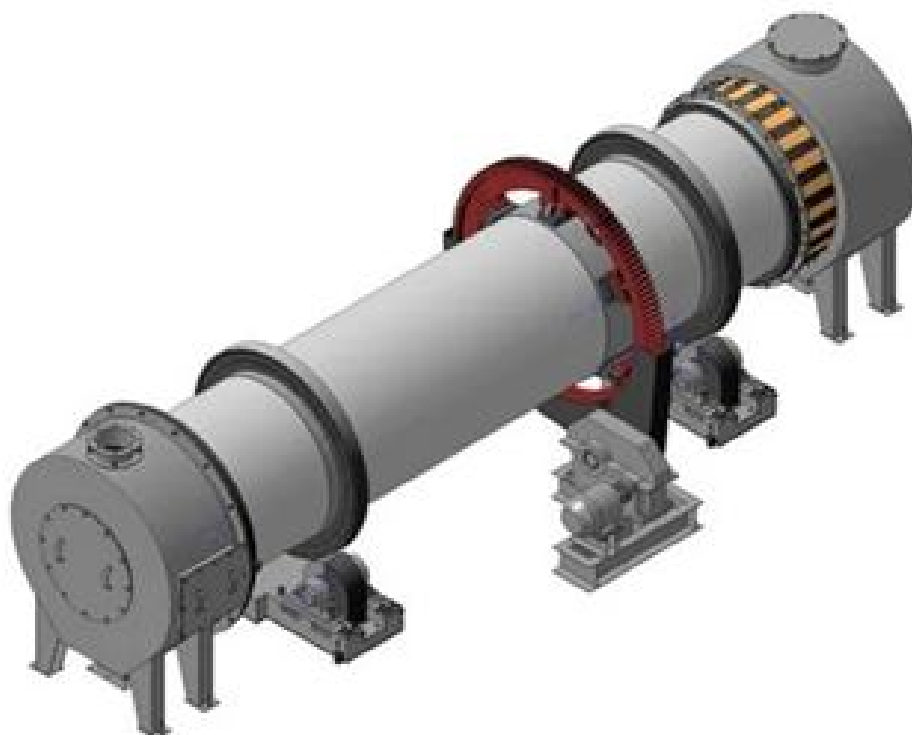
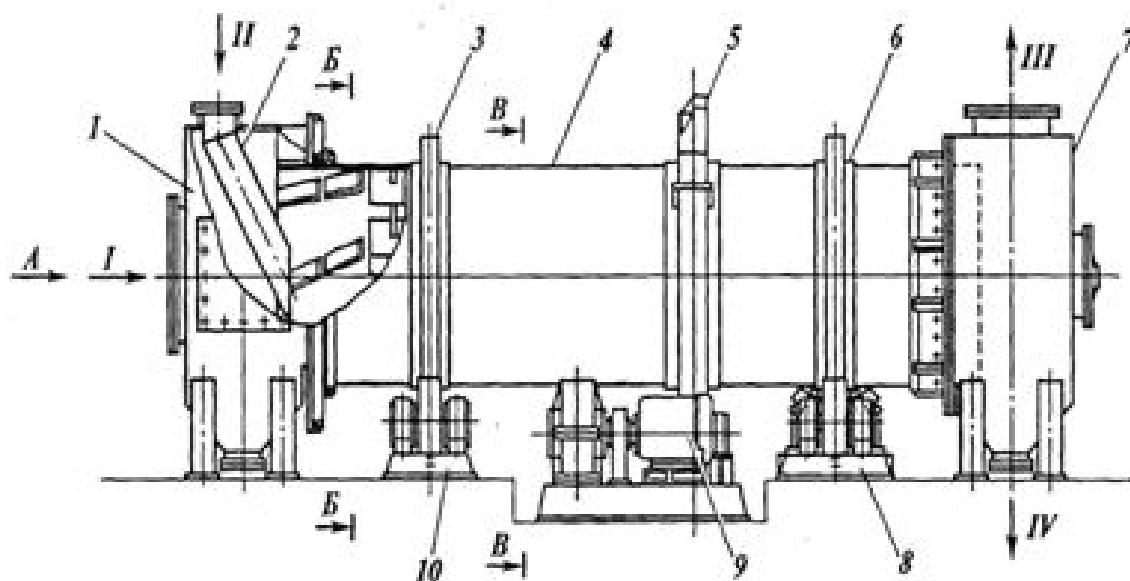
25- rasm. Zmeevikli apparat sxemasi: a- bir o'ramli; b- ikki o'ramli; D- apparatni ichki diametri; D_{zm1} - zmeevik o'rami diametri; D_{zm2} – tashqi zmeevik o'rami diametri; d_{tr1} , d_{tr2} - zmeevik trubasining diametri; H- zmeevik balandligi; Z –zmeevik o'ramining qadami.



26- rasm. Davriy ishlovchi qizdirish apparat: 1- yakorli-parrakli aralashtirgich; 2- parrak; 3- obechayka; 4- qopqoq; 5- manometrik termometr; 6- maxovikcha; 7- vint; 8- chervyakli reduktor; 9- elektrodvigatel; 10- ichi bo'shval; 11- manometr; 12- muhofaza klapani; 13- bug' ventili; 14- metall qobiq; 15- sferik misqozon; 16- mahsulotni tushirishpa trubkasi; 17- klapan; 18,19- kondensat ventili; 20- cho'ya nasoslar.

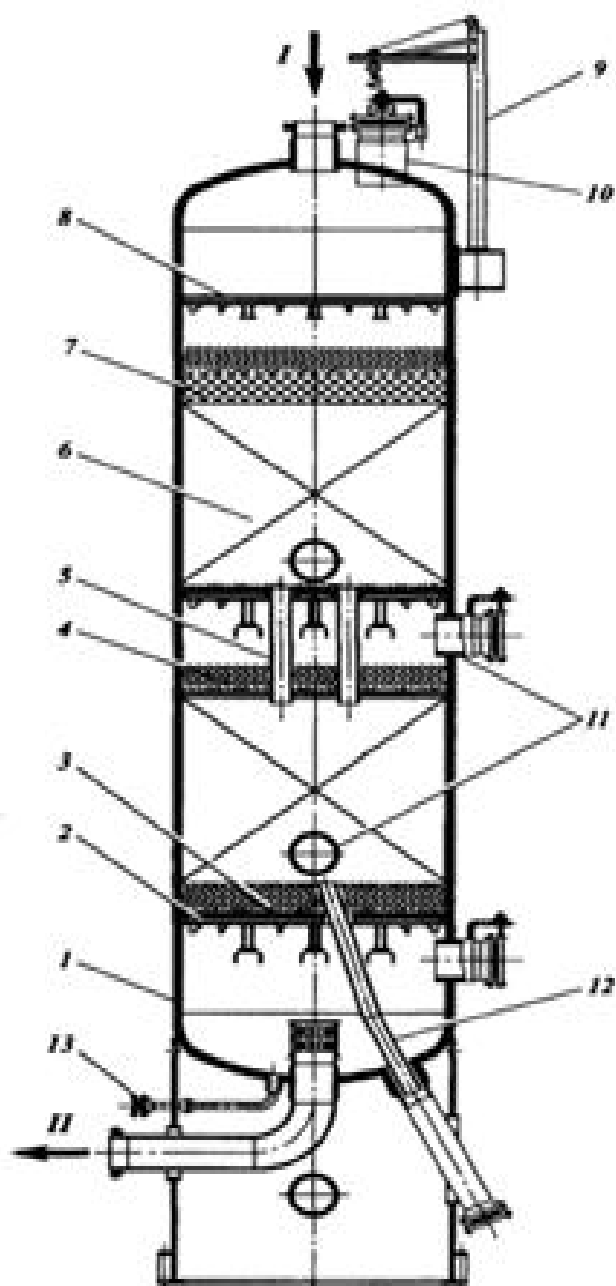


27- rasm. Plastinkali issiqlik almashinish apparati: a- umumkoʻrinish chizmasi: 1, 2,3,4-ishchi muhitlar uchun shtutserlar; b- apparatdagi ishchi muhitlarning harakatlanish sxemasi: 1- qoʻzgʻalmas plita; 2,4- plastina; 3- rezina qistirma; 5- qoʻzgʻaluvchi plita.



28-rasm. Barabanli quritgich:

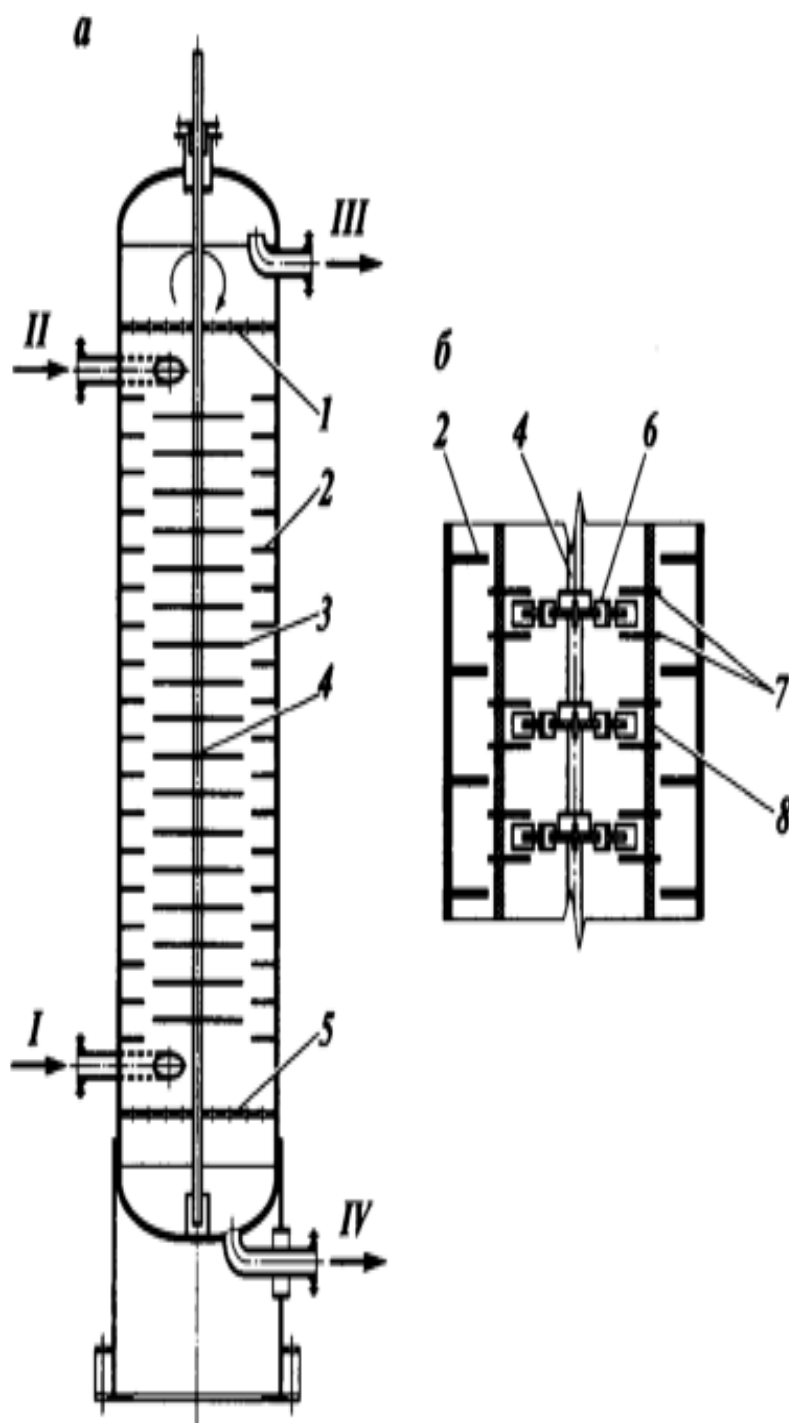
1–yuklash kamerasi; 2–qiya tarnov; 3–bandaj; 4–baraban; 5–tishli toj; 6–halqali qoplamalar; 7–tushirish kamerasi; 8–tirgovchi roliklar; 9–uzatma; 10–tayanch roliklari; 11–sektorli nasadka; 12–koʻrakchali nasadka. Oqimlar: I–issiqlik tashuvchi; II–dastlabki mahsulot; III–issiqlik tashuvchi va suv bugʻlari aralashmasi; IV–tayyor mahsulot.



29-rasm. Qo'zg'almas adsorbent qatlamli aksial tipdagi adsorber tuzilishi:

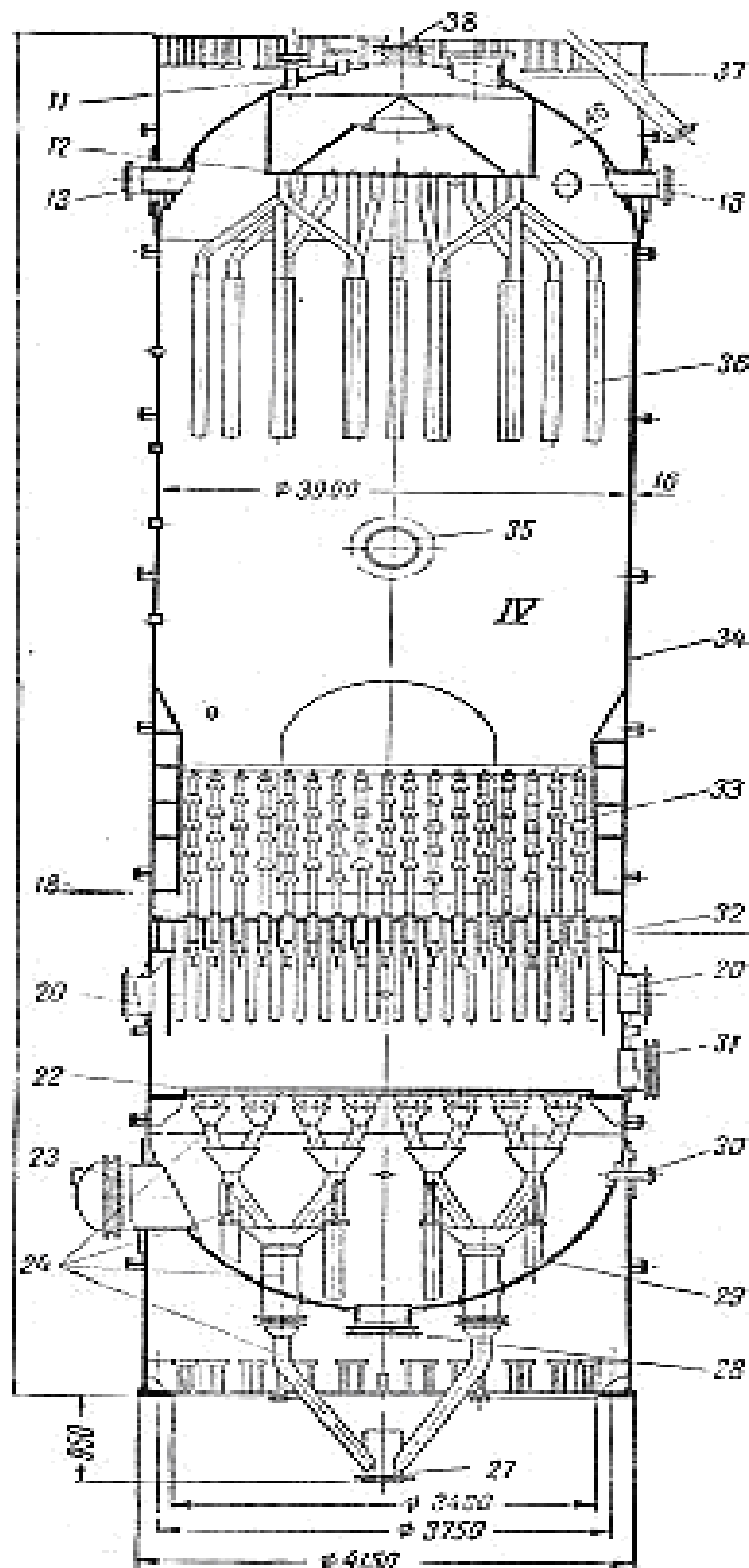
1- qobiq; 2-tayan to'rlar; 3- perforatsion list; 4- chinni shariklar; 5- adsorbent quyilish trubkalari; 6-seolit qatlami; 7-alyumogel qatlami; 8-to'r panjara; 9-kran; 10-adsorbentni tushirish shtutseri; 11-lyuk; 12-adsorbentni tushirish trubasi.

Oqimlar: I – tozalanadigan gaz oqimi; II – ishlatilgan gaz.



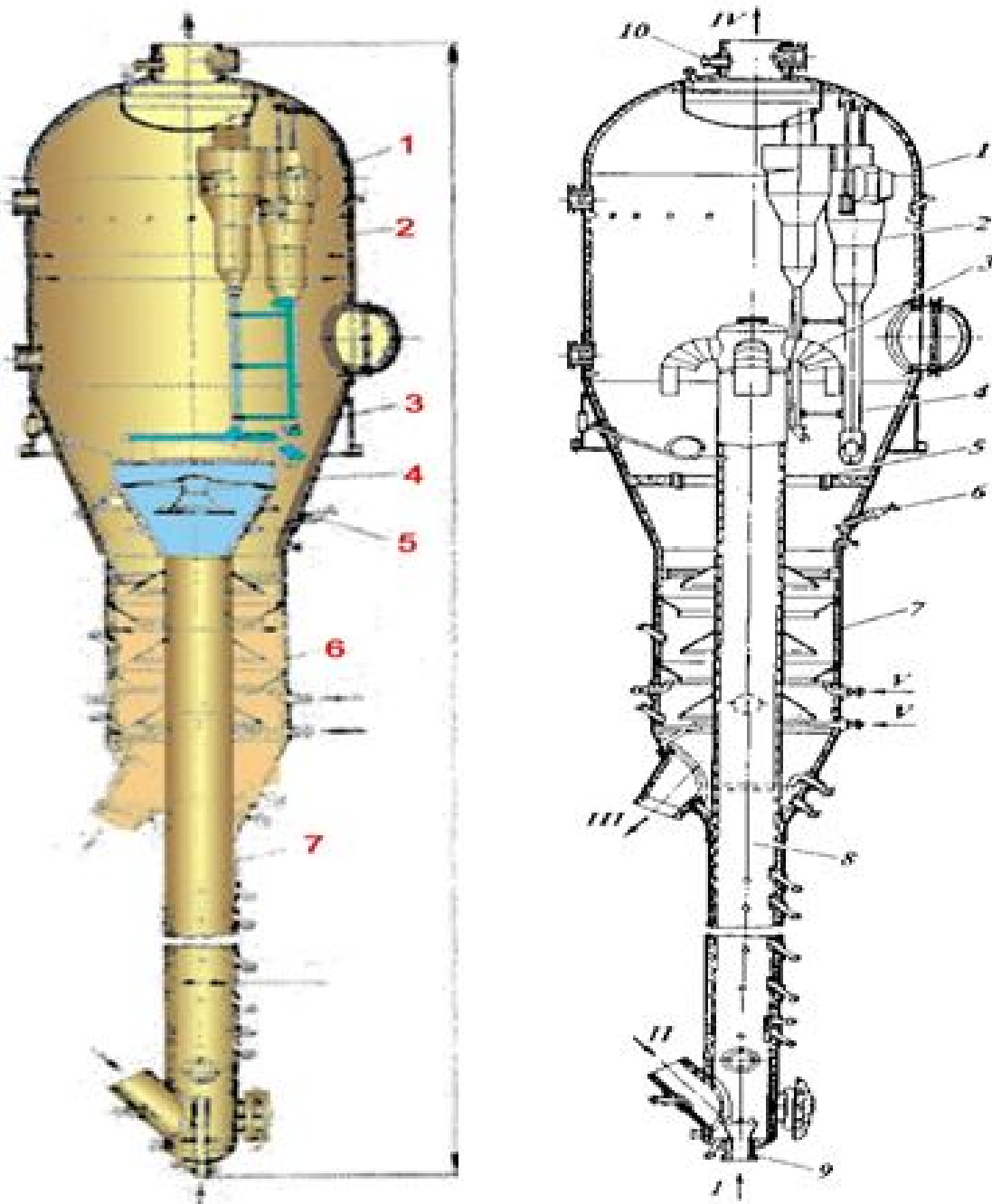
30-rasm.Rotor diskli ekstraktor tuzilishi:

a- rotatsion diskli ekstraktor sxemasi; b - rotatsion diskli ekstraktor kontakt zonasi sxemasi; 1,5 – taqsimlash to‘rlari; 2-stator halqasi; 3- rotor disk; 4- rotor vali; 6- ko‘rakchalar; 7- gorizontaal halqasimon qaytargichlar; 8- to‘r. Oqimlar: I – engil faza; II – erituvchi; III – engil faza; IV – og‘ir faza.



31-rasm. Sharikli katalizatorli kreking qurilmasi reaktori

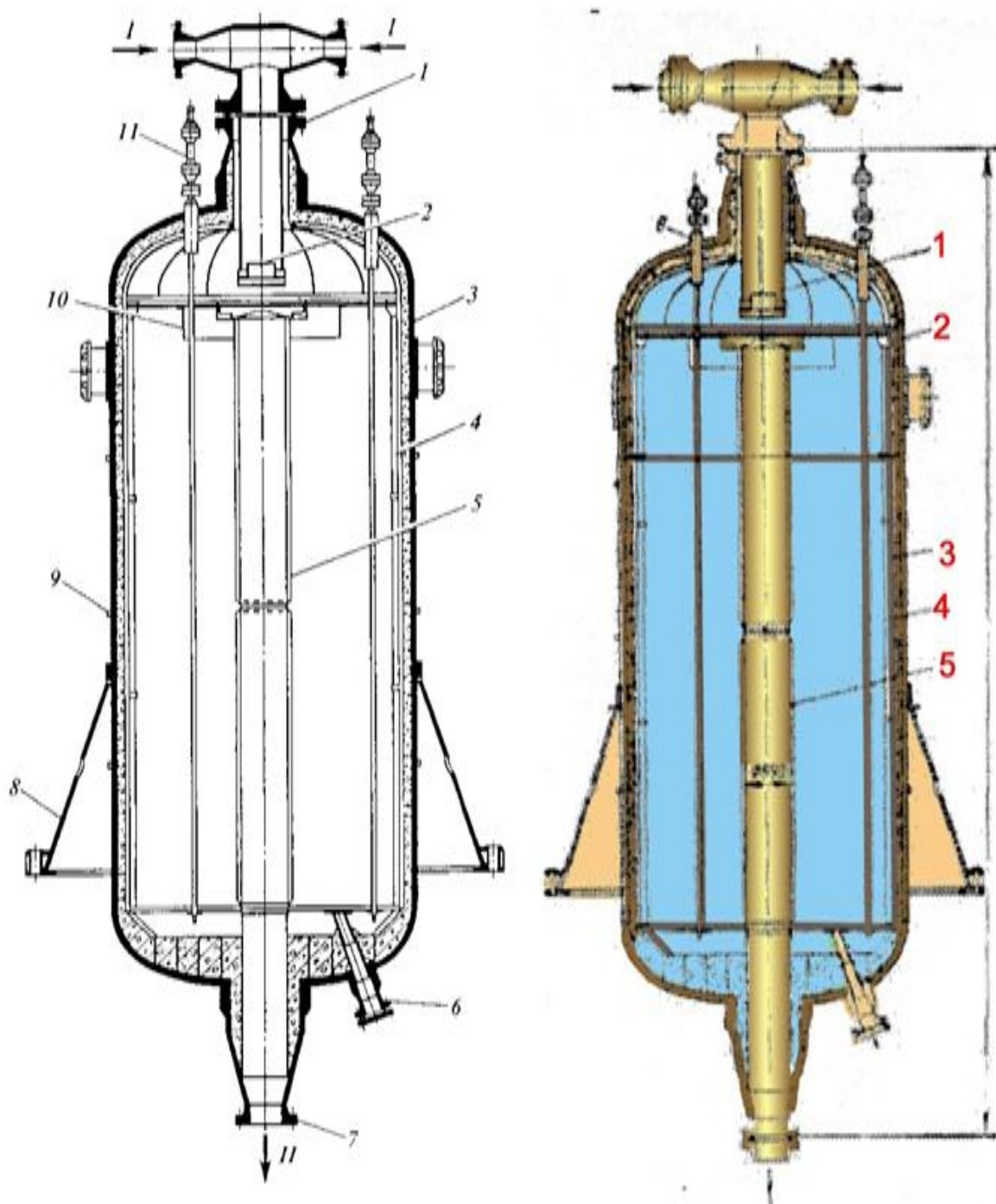
I-xom-ashyoning kiritilishi; II-katalazatorning kiritilishi; III-reaksiya mahsulotlarining chiqarilishi; IV-katalizatorning chiqarilishi; V-suv bug'ining kiritilishi; 1-taqsimlash moslamasi; 2-reaksiya zonasi; 3-separasiyalash moslamasi; 4-bug'latish zonasi; 5-yig'ish moslamasi.



32-rasm. Changsimon katalizatorli reaktor:

1–qobiq; 2–ikki bosqichli siklonlar; 3–ballistik separator; 4–siklonlarning quvurlari; 5–qo‘zg‘aluvchan tayanch; 6–shlam uchun forsunka; 7–desorber; 8–reaktor lifti; 9–ko‘p forsunkali soplo; 10–saqlovchi klapan uchun shtuser.

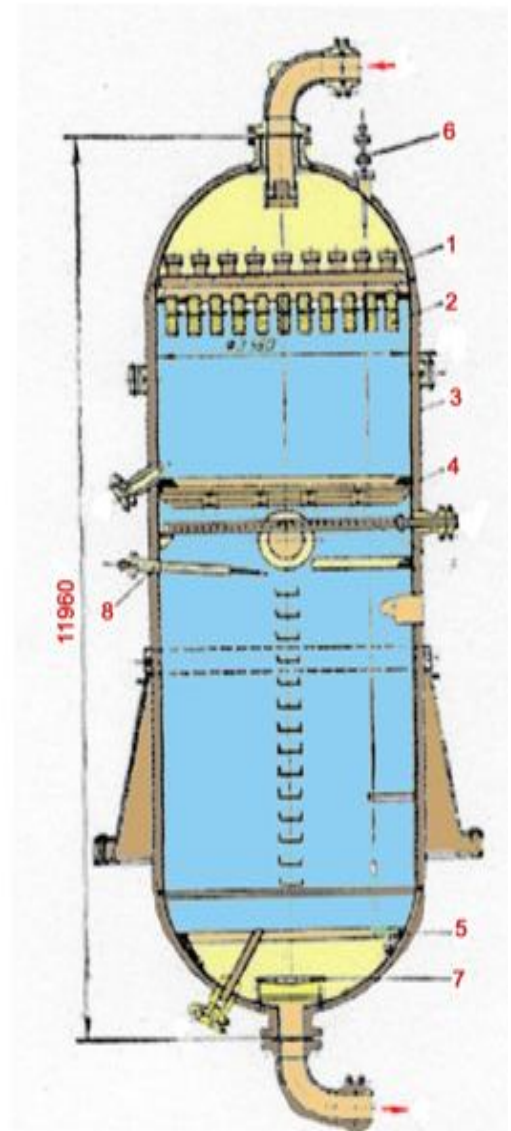
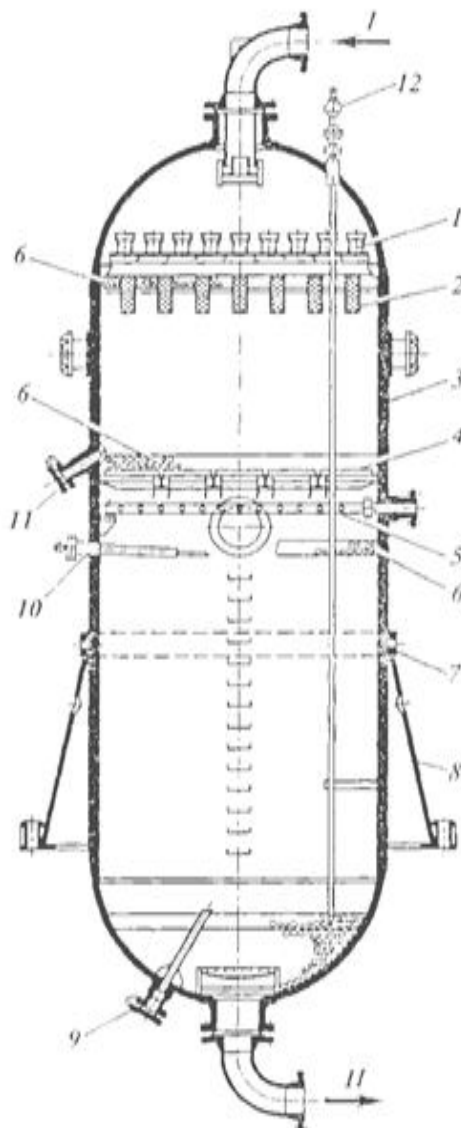
Oqimlar: I–xomashyo; II–regeneratsiya qilingan katalizator; III–kokslangan katalizator; IV–kreking mahsulotlari; V–suv bug‘i.



33-rasm. Xomashyo radial harakat qiluvchi katalitik riforming reaktori:

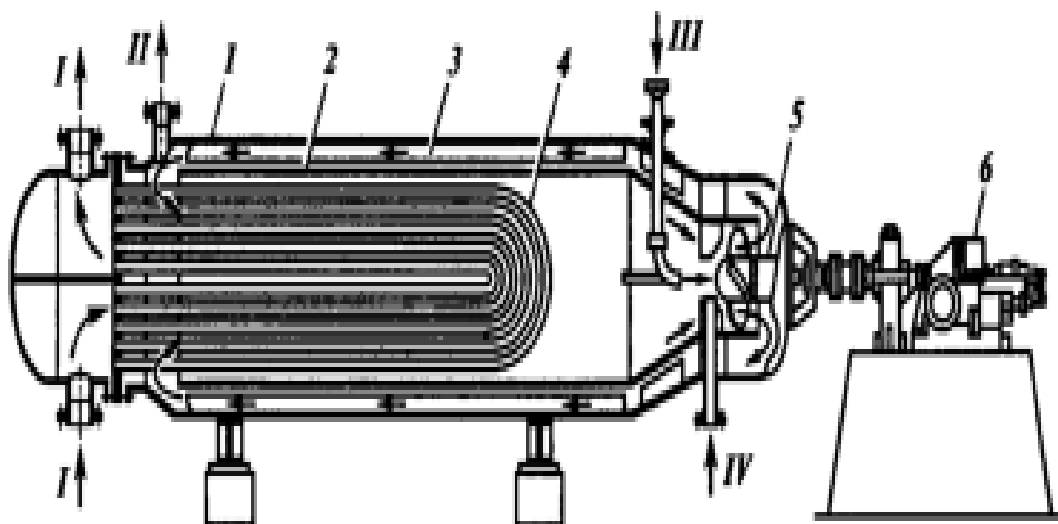
1–xomashyoning kirishi uchun shtuser; 2–xomashyo taqsimlagichi;
 3–qobiq; 4–quticha; 5–reaksiya mahsulotlari yig‘gichi; 6–katalizatorni tushirish
 uchun shtuser; 7–reaksiya mahsulotlarini tushirish uchun shtuser; 8–tayanch; 9–
 termopara uchun mufta; 10–silindrsimon stakan; 11–ko‘p zonali termopara.

Oqimlar: I–xomashyo; II–reaksiya mahsulotlari.



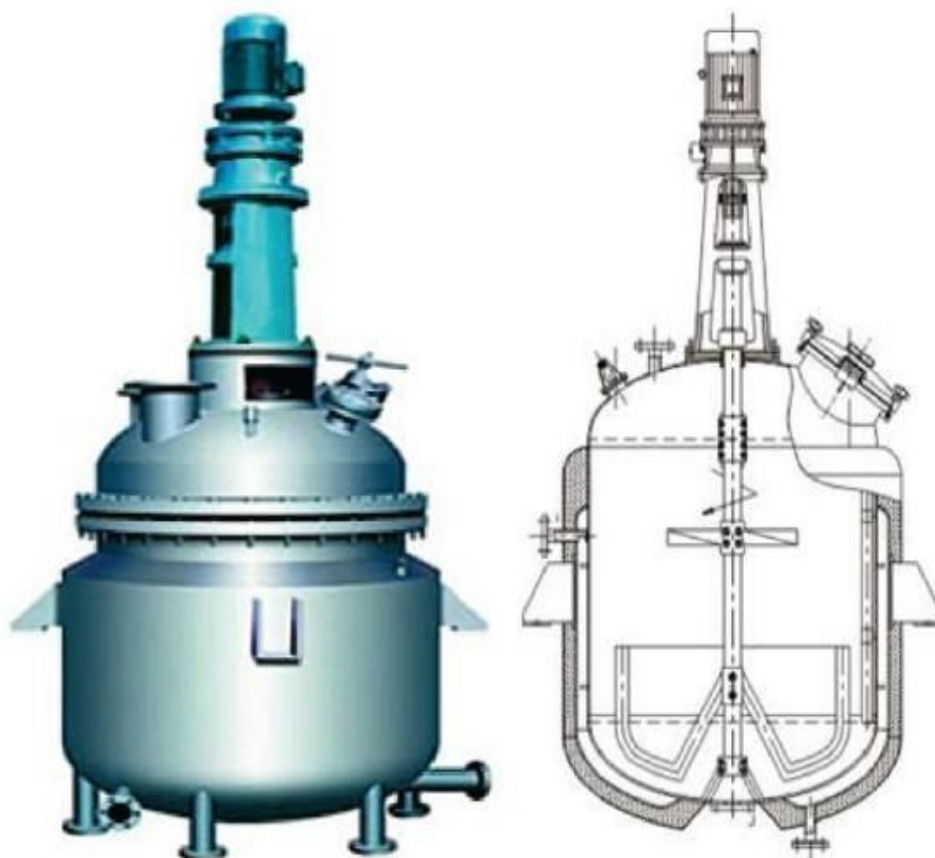
34-rasm. Xomashyo aksial harakat qiluvchi dizel yonilg'isini gidrotozalash reaktori:

1–taqsimlovchi tarelka; 2–filtrlash moslamasi; 3–qobiq; 4–kolosnik panjarasi; 5–bug‘ni kirtish uchun kollektor; 6–chinnidan tayyorlangan sharlar; 7–tayanch halqasi; 8–tayanch; 9,11–katalizatorni tushirish uchun shtuserlar; 10,12–termoparalar. Oqimlar: I–xomashyo; II–reaksiya mahsulotlari.



35-rasm. Gorizontaal alkillash reaktori tuzilishi:

1-qobiq; 2-sirkulyaiya trubasi; 3- qaytarish toʻsiqlari; 4- trubalar toʻplami; 5- parrakli aralashtirgich; 6-uzatma. Oqimlar: I – sovituvchi agent; II – reaksiya mahsulotlari; III – xom-ashyo.



36-rasm. Polimerizator.