

5-ci FƏSİL

MAGİSTRAL QAZ KƏMƏRLƏRİNİN TEXNOLOJİ HESABLANMASI

5.1. Təbii qazlar, onların təsnifatı, fiziki xassələri və əsas göstəriciləri

Təbii qazlar mavi yanacaq kimi əsas enerji daşıyıcılarından biridir və tərkibi yüngül (metan, etan, propan, butan), ağır karbohidrogenlər (pentan, heksan, heptan və s.) və qeyri-karbohidrogenlərdən ibarət olan qazlar qarışığından ibarətdir.

Təbii qazlara qaz, qaz-kondensat və neft yataqlarından çıxarılan səmt qazları aid edilir.

Təmiz qaz yataqlarından çıxarılan qazlar quru qazlar hesab edilməklə əsasən 98%-ə qədər metandan təşkil olunur. Bu qazların aşağı yanma istiliyi 31000-38000 kC/m³ arasında dəyişir.

Qaz-kondensat yataqlarından alınan qazlar quru qazdan və kondensat qarışıqlarından (benzin, liqroin, kerosin) ibarət olur.

Neft yataqlarından neftlə birlikdə istehsal olunan səmt qazlarına qaz benzini, propan-butan fraksiyaları da daxil olan quru qazlar aiddir.

Səmt qazlarının aşağı yanma istiliyi 38000-63000 kC/m³ arasında dəyişir.

Ağır karbohidrogenlərin (propan və sonrakılar) miqdarından asılı olaraq təbii qazlar quru (50 q/m³-dən az), aralıq kateqoriyalı (50 -150 q/m³) və Yağlı (150q/m³-dən çox) qazlara bölünür.

Təbii qazların tərkibində bir çox hallarda SO_2 , H_2S , N_2 kimi qazların və

nəmliyin olması onların keyfiyyətini pisləşdirdiyi üçün həmin komponentlərdən qazların təmizlənməsi vacibdir.

Təbii qaz komponentlərinin fiziki xassələri cədvəl 5.1-də göstərilmişdir.

Cədvəl 5.1

Təbii qaz komponentlərinin fiziki xassələri

Qaz	Molekulyar kütləsi, kq/mol	Qaz sabiti, C/kq·K	Böhran temperaturu, °C	Böhran təzyiqi, MPa	Böhran sıxlığı, kq/m ³	Dinamiki özlülüyü (atmosfer təzyiqində), $\mu \cdot 10^6, Pa \cdot s$		İstilik tutumu (0°S-də), kC/(kq·K)	Sıxlığı (standart şəraitdə), kq/m ³	Yanma istiliyi, kC/m ³
						0°C	20°C			
Metan CH₄	16,043	528,7	-82,1	4,649	162	10,2	10,7	2,17	0,717	33412
Etan C₂H₆	30,070	281,9	32,1	4,954	210	8,77	9,39	1,65	1,344	59874
Propan C₃H₈	44,097	192,3	95,6	4,404	226	7,65	8,16	1,55	1,967	86545
Butan C₄H₁₀	58,124	145,9	152,8	3,619	225	6,95	7,54	1,59	2,494	114263
Pentan C₅H₁₂	72,151	117,4	196,6	3,374	232	6,36	6,32	1,595	3,162	144032
Karbon qazı CO₂	44,011	192,7	31,1	7,396	468	14,0	16,5	0,816	1,872	-
Hidrogensulfid H₂S	34,082	242,0	100,4	9,005	-	12,3	-	0,993	1,455	21772
Azot N₂	28,016	302,6	147,1	3,394	311	17,1	16,4	1,058	1,185	-
Hava	28,960	292,7	140,7	3,777	310	17,45	18,22	1,005	1,206	

Magistral qaz kəmərlərinin hesablanması zamanı istifadə olunan qazın əsas parametrlərinə baxaq:

- **Qazın molekulyar kütləsi (M).** Təbii qazlar qaz qarışıqlarından ibarət olduğu üçün onların molekulyar kütləsi qarışığın komponent tərkibi nəzərə alınmaqla təyin edilməlidir. Ədədi qiymətə molekulyar kütləsinə bərabər olan qazın qramlarla ifadə olunmuş kütləsi **mol** adlanır.

Əgər qaz qarışığının tərkibi mol və ya həcmi faizi ilə məlumdursa, onda onun orta molekulyar kütləsi (M_{or}) aşağıdakı düsturla təyin edilir:

$$M_{or} = 0,01(V_1M_1 + V_2M_2 + \dots + V_nM_n),$$

burada V_1, V_2, \dots, V_n -komponentlərin mol (həcmi) qatılıqları (%-lə);
 M_1, M_2, \dots, M_n - komponentlərin molekulyar kütlələridir.

Əgər qaz qarışığı olan təbii qazın faizlə ifadə olunmuş kütlə tərkibi məlumdursa, onda

$$M_{or} = \frac{100}{y_1/M_1 + y_2/M_2 + \dots + y_n/M_n},$$

burada y_1, y_2, \dots, y_n - kütlə qatılıqlarıdır (%-lə).

Əgər qazın molekulyar tərkibi a_1, a_2, \dots, a_n vahidin hissələri ilə verilibsə, onda

$$M_{or} = a_1M_1 + a_2M_2 + \dots + a_nM_n$$

• **Qazın sıxlığı** (ρ_q) onun vahid həcmində olan kütlə miqdarını xarakterizə edir və kg/m^3 ilə ölçülür.

$$\rho_q = \frac{m_q}{V_q},$$

burada m_q və V_q -uyğun olaraq qazın kütləsi və həcmidir.

Yanar qazların əksəriyyəti (hidrogen, metan və s) havadan yüngül, bir çox qazlar isə (propan, butan, kükürd qazı və.s) havadan ağırdır.

Təbii qazlar sıxılan mühit olduğu üçün təzyiq və temperaturdan asılı olaraq sıxlıqları əhəmiyyətli şəkildə dəyişə bilər. Ona görə də sıxlıq haqqında məlumat təzyiq və temperatur şəraiti qeyd olunmaqla verilməlidir. Bu şərait göstərilmirsə, bu sıxlığın standart şəraitdə (20°S , atmosfer təzyiqində) müəyyən edilməsinə işarədir.

Sıxlığın qazın digər hal parametrlərinə uyğun gələn qiymətə keçirilməsi, aşağıdakı çevirmə düsturu ilə aparılır:

$$\rho_q = \rho_{q1} \frac{PT_1 \cdot Z_1}{P_1 T \cdot Z}$$

burada P və P_1 ; T və T_1 ; Z və Z_1 - uyğun olaraq qazın 2 halında mütləq təzyiq, mütləq temperatur və inhiraf (sıxılma) əmsallarıdır.

Normal şəraitdə (0°C və atmosfer təzyiqində) Avaqadro qanununa əsasən istənilən 1 kmol qazın həcmi 22,4 m³ olduğunu nəzərə alsaq, onda verilən molekulyar kütləyə əsasən qazın sıxlığı ($\rho_{q.o}$) aşağıdakı kimi təyin edilə bilər:

$$\rho_{q.o} = \frac{M}{22,4}$$

Qaz qarışığı üçün sıxlığı (ρ_{qar}) additivlik qaydasına görə, yəni qarışığın komponentlərinin sıxlıqlarının ($\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$) həmin komponentlərin həcmi hissələrinə (a_1, a_2, \dots, a_n) hasillərini cəmləməklə də hesablamaq mümkündür.

$$\rho_{qar} = a_1 \rho_1 + a_2 \rho_2 + \dots + a_n \rho_n$$

- **Qazın nisbi sıxlığı** (Δ) eyni bir şəraitdə (təzyiq və temperaturda) qazın və qaz qarışığının sıxlığının (ρ_q) quru havanın (ρ_h) sıxlığına olan nisbətidir ($\rho_h = 1,293 \text{ kq/m}^3$).

$$\Delta = \frac{\rho_q}{\rho_h} = \frac{\rho_q}{1,293}$$

Qazın nisbi sıxlığı ölçüsüz kəmiyyət olub $\Delta > 1$ olarsa – havadan ağır, $\Delta < 1$ olduqda isə həmin qazın havadan yüngül olduğunu göstərir. Qeyd olunan faktın aşkar edilməsi ekoloji və təhlükəsizlik baxımından xeyli vacibdir.

Cədvəl 5.2-də bəzi qazların havadan yüngül və ya ağır olması haqqında məlumatlar verilmişdir.

Bəzi qazların nisbi sıxlıqları

<i>Qazlar</i>	<i>Nisbi sıxlığı, Δ</i>	<i>Qazlar</i>	<i>Nisbi sıxlığı, Δ</i>
<i>Metan</i>	<i>0,550</i>	<i>Karbon qazı</i>	<i>0,518</i>
<i>Etan</i>	<i>1,038</i>	<i>Kükürd qazı</i>	<i>1,191</i>
<i>Propan</i>	<i>1,520</i>	<i>Azot</i>	<i>0,970</i>
<i>Butan</i>	<i>2,006</i>	<i>Helium</i>	<i>0,138</i>

- *Qazın xüsusi həcmi* (v_q) onun vahid kütləsinin həcmi olmaqla ədədi qiymətcə sıxlığın tərs qiymətinə bərabərdir və m³/kq-la ölçülür.

$$v_q = \frac{1}{\rho_q} = \frac{V_q}{m_q}$$

- *Qazın əsas hal tənliyi.* Təbii qazların fiziki halını xarakterizə edən əsas parametrlər təzyiq, temperatur və həcm onların boru kəməri ilə nəqli və saxlanması proseslərində dəyişə bilər. Bu parametrlər bir-biri ilə qarşılıqlı əlaqədə olurlar və bu əlaqələr qazın hal tənlikləri ilə müəyyən edilir.

Qazların hal qanunlarına keçməzdən öncə onların makroskopik (qaz yığımı üçün) və mikroskopik (molekulyar səviyyədə) xassələrini və bu xassələrin fərqli, bəzi hallarda isə kəmiyyətcə bir-birindən asılılığını qeyd etmək lazımdır. Qazın təzyiqi, temperaturu, özlülüyü, istilik keçirməsi-makroskopik, qaz molekullarının orta kinetik enerjisi, sürəti və s. isə onların mikroskopik xassəsinə aid edilir. Qazların makroskopik və mikroskopik xassələri arasında kəmiyyət asılılığına misal olaraq, qaz molekullarının orta kinetik enerjisi ilə qazın temperaturu və qazın özlülüyü ilə molekulların orta sürəti arasında düz mütənasib asılılığını göstərmək olar.

Təbii qazlar üçün makroskopik baxımdan real qazların ümumiləşmiş hal tənliyi, yəni Mendeleev-Klapeyron tənliyi ilə hesablamalar aparmaq olar. Məlumdur ki, qazların sıxılma əmsalı da nəzərə alınmaqla bu tənlik aşağıdakı kimidir:

$$PV = mZRT, \quad (5.1)$$

burada P, V, T, m - uyğun olaraq qazın təzyiqi, həcmi, temperaturu və kütləsi; R - qaz sabiti, Z - qazın sıxılma əmsalıdır.

- **Qaz sabiti (R).** (5.1) hal tənliyinə daxil olan qaz sabiti (R) qazın molekulyar kütləsi (M) və universal qaz sabitinə (\bar{R}) əsasən hesablanır.

$$R = \bar{R} / M$$

Universal qaz sabiti $\bar{R} = 8314 \text{ C}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ - 1 kmol qazı 1° qızdırdıqda onun izobarik genişlənməsi zamanı görülən iş olmaqla bütün qazlar üçün eynidir.

Qaz sabiti R -in fiziki mənası universal qaz sabiti \bar{R} -lə eynidir, lakin \bar{R} -dən fərqli olaraq R -in ədədi qiyməti qazın tərkibindən asılıdır.

Qazın komponent tərkibi məlum olarsa, onda qaz qarışığı üçün qaz sabiti

$$R = a_1 R_1 + a_2 R_2 + \dots + a_n R_n,$$

burada a_1, a_2, a_n - komponentlərin kütlə tərkibi, vahidin hissələri ilə; R_1, R_2, R_n - komponentlərin qaz sabitidir.

- **Qazın sıxılma əmsalı (Z).** Sıxılma əmsalı real qazların ideal qazlardan fərqlənmə dərəcəsini nəzərə alır. İdeal qazlar üçün $Z = 1$.

Təbii qazlar üçün bu əmsal təzyiq və temperaturdan asılı olaraq xeyli dəyişə bilər. Məsələn, magistral qaz kəmərlərində nəql şəraitində (yüksək təzyiq və mövcud olan temperaturda) ideal qazlardan fərqli olaraq təbii qaz daha çox sıxılır və bu zaman temperatur azaldıqca inhiraf əmsalı artır.

Sıxılma əmsalı təcrübə yolu ilə, lakin bu məlumatlar olmadıqda nomogram üsulu və ya empirik tənliklə təyin edilir.

İnhiraf əmsalı real qazın tərkibindən çox asılıdır. Qaz ağırlaşdıqca bu əmsal azalır. Ona görə də Z əmsalının təyini zamanı qaz tərkibinin təsirini aradan qaldırmaq məqsədilə bu əmsalın gətirilmiş təzyiq $P_{\text{эрт}}$ və gətirilmiş temperatur $T_{\text{эрт}}$ -ölçüsüz kəmiyyətlərindən istifadə olunur $Z=Z(P_{\text{эрт}}, T_{\text{эрт}})$:

$$P_{\text{эрт}} = \frac{P}{P_{\text{бөһ}}}, \quad T_{\text{эрт}} = \frac{T}{T_{\text{бөһ}}}$$

burada P və T –nəql və ya işçi şəraitində qazın təzyiq və temperaturunun qiymətləri (əksər hallarda orta qiymətlər qəbul olunur). Qaz qarışığı üçün orta böhran $P_{\text{бөһ}}$ və $T_{\text{бөһ}}$ -nin qiymətləri additivlik qaydası üzrə aşağıdakı kimi hesablanır:

$$P_{\text{бөһ}} = \sum a_i P_{\text{бөһ},i}; \quad T_{\text{бөһ}} = \sum a_i T_{\text{бөһ},i}$$

harada ki, $P_{\text{бөһ},i}$ və $T_{\text{бөһ},i}$ -uyğun olaraq qazın tərkibindəki, i -ci komponentin böhran təzyiqi və temperaturudur.

Böhran temperaturu o temperaturdur ki, ondan yuxarı təzyiqin nə qədər artmasından asılı olmayaraq qazı maye halına çevirmək mümkün olmur. Böhran təzyiqi isə temperaturun artmasından asılı olmayaraq mayenin buxara çevrilməsinin mümkün olmadığı təzyiqdir. Təbii qaz komponentləri üçün böhran təzyiqi və temperaturun qiymətləri cədvəl 5.1- də verilmişdir.

Gətirilmiş təzyiq və temperaturdan asılı olaraq nomogram üzrə inhiraf əmsalının tapılması şəkil 5.1 –də göstərilmişdir.

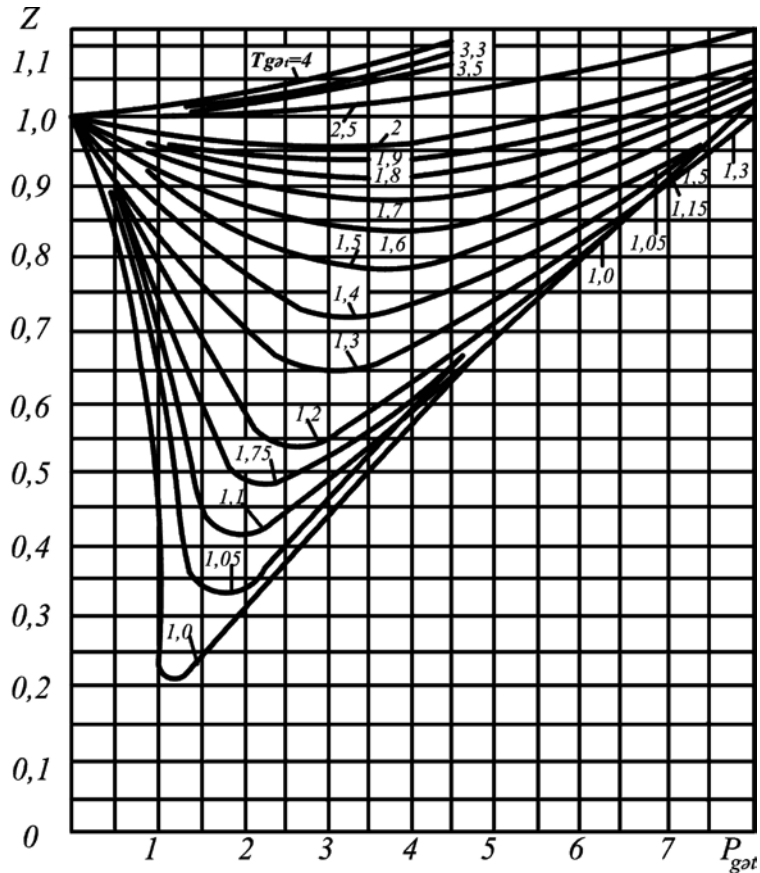
Texnoloji layihələndirmə normalarında təbii qazlar üçün inhiraf əmsalını təyin etmək üçün aşağıdakı empirik ifadədən istifadə etmək olar:

$$z = 1 - 0,4273 P_{\text{эрт}} \cdot T_{\text{эрт}}^{-3,668}$$

Qazların nəqli və saxlanması praktikasında qazın halının və onu xarak -

terizə edən parametrlərin təyini əsasən işçi, normal və standart (laboratoriya) şəraitlərdə aparılır. İşçi şərait qazın halının işçi təzyiqlik və temperaturda (məsələn nəql şəraitində) vəziyyətini xarakterizə edir.

Qaz həcmələrini müqayisə etmək üçün adətən onları normal (0°S və atmosfer təzyiqli) və standart (20°S və atmosfer təzyiqli) şəraitə gətirirlər.



Şəkil 5.1. Qazın inhiraf əmsalını təyin etmək üçün nomogram (metanın həcmi miqdarı 90%- dən çox olduqda)

Məsələn, qazın həcmının standart şəraitə gətirilməsi aşağıdakı asılılıq üzrə yerinə yetirilir:

$$V_{ct} = V_{i\text{iş}} \frac{P_{i\text{iş}} \cdot T_{ct} \cdot Z_{ct}}{P_{st} \cdot T_{i\text{iş}} \cdot Z_{i\text{iş}}} \quad (5.2)$$

burada st. və iş. – uyğun olaraq standart və işçi şəraitini göstərən indekslərdir.

Alçaq təzyiqli qaz kəmərləri üçün inhiraf əmsalını nəzərə almamaq, başqa sözlə, $Z_{st} \approx Z_{nu}$ qəbul etmək olar. (5.2) ifadəsini, $P_{st} \approx 1at, T_{st} = 293K$ olduğunu nəzərə alsaq, aşağıdakı kimi də yazmaq olar:

$$V_{st} = 293 \cdot V_{iW} \frac{P_{nu}}{T_{nu}} \quad (5.3)$$

(5.3) ifadəsinə əsasən lazım gəldikdə qazın həcmnin standart şəraitdə verilmiş qiymətinə əsasən nəql (işçi) şəraitinə uyğun gələn həcmi də hesablamaq olar.

• **Qazın sərfi.** Vahid zamanda boruda axan qazın miqdarı-kütləsi və ya həcmidir. Qazın kütlə, həcmi və kommersiya sərfi anlayışları mövcuddur. Kütlə sərfi, əgər qaz kəməri boyu atqı və qoşqu xətləri olmazsa sabit qalır. Həcmi sərf isə qaz kəməri boyunca təzyiqin düşməsi baş verdiyi üçün getdikcə artır. Komersiya sərfi qazın standart şəraitə gətirilmiş həcmi sərfidir. Komersiya sərfi kütlə sərfinin analoqu olduğu üçün kəmər boyu sabit qalır.

• **Qazın özlülüü.** Özlülük qazın boru kəmərinə hərəkətini xarakterizə edən mühüm kəmiyyətlərdən biri olub, mayelərdə olduğu kimi, axıcılıq qabiliyyəti və ya qazın sürüşmə gərginliyinə müqavimət göstərmək xassəsini göstərir. Mayelərdə olduğu kimi dinamik $\mu_q (Pa \cdot s, Pz)$ və kinematik

$$\nu_q = \frac{\mu_q}{\rho_q} \left(\frac{m^2}{S} \right) \text{ özlülük anlayışları mövcuddur.}$$

Qazın özlülüü mayelərdən fərqli olaraq temperaturdan (daha doğrusu \sqrt{T} -dən) asılı olaraq mütənasib artır.

Ümumiyyətlə, qazın özlülüü ilə onun hal parametrləri arasında asılılıqlar çox mürəkkəbdir. Molekulyar -kinetik nəzəriyyəyə görə qazın özlülüü aşağıdakı ifadəyə əsasən tapıla bilər:

$$\mu_q = \frac{\rho_q \nu \cdot \lambda}{3},$$

burada ρ_q - qazın sıxlığı; ν - qaz molekullarının orta sürəti; λ - qaz molekulların sərbəst yürüş yoludur.

İfadədən göründüyü kimi qazın özlülüyü təzyiq və temperaturdan asılı olaraq dəyişir.

Temperaturun artması ilə özlülüyün çoxalması faktı molekulların orta sürətinin artması ilə izah edilir. Tədqiqatlar göstərir ki, ki, qazların tərkibinin hansı komponentlərdən təşkil olunması və onların miqdarı özlülüyə təsir edir. Məsələn, qazın tərkibində azotun miqdarı 5%-dən artıq olduqda onun qarışıqın özlülüyünə təsirinin nəzərə alınması vacibdir.

Təbii qazların nəql praktikası göstərir ki, əgər qazın tərkibində metanın miqdarı 96%-dən çox olarsa, onda böyük xəyata yol vermədən

hesabatlar üçün metanın özlülüyünü qəbul etmək olar.

Qazın özlülüyü additivlik qanununa tabe olmadığı üçün onu empirik düsturlarla adətən 20° S-də təyin edirlər.

$$\frac{1}{\nu_{20}} = \frac{a_1}{\nu_1} + \frac{a^2}{\nu_2} + \dots + \frac{a_n}{\nu_n},$$

harada ki, a_1, a_2, a_n - qazın vahidin hissələri ilə verilən molekulyar tərkibi;

Qazın kinematik özlülüyünü 20°S-dən fərqli, -10-dan +40°S intervalında təyin etmək üçün aşağıdakı empirik düsturdan istifadə olunur:

$$\nu_t = \nu_{20} [1 + 0,006(t - 20)],$$

burada ν_{20} və ν_t - uyğun olaraq qaz qarışığının standart şəraitdə və t temperaturunda kinematik özlülüydür.

• **Qazın xüsusi istilik tutumu** (C). İstilik tutumu vahid qaz kütləsini 1°C qızdırmaq üçün lazım olan istilik miqdarıdır (q) və $C/(kq \cdot K)$ ilə ölçülür:

$$c = dq / dT$$

Termodinamiki hesablamalarda baş verən prosesdən asılı olaraq sabit həcmdəki (c_v) və sabit təzyiqdəki (c_p) istilik tutumları tətbiq edilir. Əgər qaz izoxarik olaraq qızdırılırsa, onda verilən istilik qazın daxili enerjisinin (U) artmasına sərf olunur. Bu zaman sabit həcmdəki istilik tutumu

$$c_v = dq / dT = dU / dT$$

Əgər qaz izobarik olaraq qızdırılırsa, onda verilən istilik qazın daxili enerjisinin artması ilə bərabər onun gördüyü işə ($P \cdot v$) də sərf olunur.

Yəni, sabit təzyiqdəki istilik tutumu

$$c_p = \frac{dQ}{dT} = \frac{d(U + pV)}{dT} = \frac{di}{dT}$$

burada v - qazın xüsusi həcmi, $i = U + pV$ - qazın entalpiyasıdır.

c_p , c_v və qaz sabiti R aralarında aşağıdakı asılılıq (Mayer düsturu) mövcuddur:

$$c_p - c_v = R$$

Bundan əlavə, c_p və c_v -nin nisbəti adiobata göstəricisini ($c_p / c_v = K$) xarakterizə edir.

- **Coul-Tomson effekti.** Coul-Tomson real qazın boru kəmərinə droselləşməsi hesabına, onun temperaturunun azalması ilə bağlı yaranır. Sabit diametrlə qaz kəmərinə droselləşmə prosesinin baş verməsi kəmərin uzunluğu boyu təzyiqin düşməsi ilə əlaqədardır. Qaz kəmərləri üçün xarakterik olan təzyiq və temperaturda droselləşmə bir qayda olaraq qazın soyuması ilə müşahidə olunur. Qazın boru kəmərinə hərəkəti zamanı Coul-Tomson effekti hesabına temperaturun aşağı düşməsinə belə izah etmək olar. Droselləşmə prosesi energetik baxımdan təcrid olunmuş hesab olunduğu üçün qazın daxili enerjisi dəyişməz qalır. Qazın daxili enerjisi molekulların kinetik hərəkət enerjisi və onların qarşılıqlı təsirini müəyyən edən potensial

enerjidən ibarətdir. Boru kəmərinə hərəkət edən qaz təzyiq düşdüyü üçün genişləndiyindən qaz molekulları arasında məsafə çoxalır və nəticədə onlar arasında qarşılıqlı cəzb etmənin potensial enerjisi artır. Bu zaman daxili enerji sabit qaldığından potensial enerjinin artması kinetik enerjinin, yəni qazın temperaturunun azalması ilə müşahidə olunur. Drosselləşmə zamanı qazın temperaturunun azalması effekti Coul -Tomson əmsalı, $D_i = (\partial T / \partial P)_i$ ilə xarakterizə edilir.

5.2. Qaz kəmərlərinin hidravliki hesablanması

Qaz kəmərlərinin hidravliki hesablanmasını kəmərdə qazın qərarlaşmış hərəkət rejimi olan hal üçün aparaq. Qeyd edək ki, qazın bu cür hərəkət rejimi bir sıra praktiki məsələlərin həlli zamanı, o cümlədən qaz kəmərlərinin texnoloji hesablanmasını aparmaq məqsədilə qəbul olunur.

Baxılan halda qazın boruda hərəkət və kəsilməzlik tənlikləri uyğun olaraq aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$\frac{d(\rho w^2)}{dx} = -\frac{dP}{dx} - \rho g \frac{dz}{dx} - \lambda \frac{\rho w^2}{2D} \quad (5.4)$$

$$\frac{d(\rho w^2)}{dx} = 0 \quad (5.5)$$

burada

ρ, w – uyğun olaraq qazın sıxlığı və kəmərdə hərəkət sürəti $\left(\frac{m}{s}\right)$;
 x – borunun oxu və qazın axma istiqaməti ilə üst-üstə düşən koordinat;
 ρ, w, P – uyğun olaraq x kəsiyində qazın sıxlığı, sürəti və təzyiqi; $z - x$ kəsiyinin mərkəzi yerləşən hündürlük; λ – hidravliki müqavimət əmsalı;

D – boru kəmərinin diametri ($D = const$).

(5.5) -dən göründüyü kimi, $\rho w = const$.

Onda,

$$d = (\rho w^2) = \rho w d w = \rho dw^2 / 2$$

yazmaq olar.

Bunu nəzərə alaraq (5.4) tənliyini aşağıdakı şəkildə yazmaq olar:

$$-dP = \rho \lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2} + \rho g dz + \rho d \frac{w^2}{2}$$

Sonuncu ifadə onu göstərir ki, kəmərdə təzyiqin düşməsi sürtünməyə, qazın şaquli olaraq yuxarı qaldırılması və sürətin artmasına sərf olunan təzyiq itkilərinin cəmindən ibarətdir. Məhz bu tənlik hidravliki hesablamalar aparmaq üçün ilkin tənlik hesab olunur. Hesablamalar üçün lazım olan düsturları almaq üçün həmin ifadəyə daxil olan ρ və w dəyişənlərini yox etmək lazımdır.

Bunun üçün uyğun olaraq kəsilməzlik və hal tənliklərinin aşağıda göstərilən ifadələrindən istifadə edək:

$$F \cdot \rho w = M \quad (5.6)$$

$$P / \rho = ZRT \quad (5.7)$$

burada F – borunun en kəsik sahəsi; M - kütlə səfəlidir.

Temperatur (T) və ideal qaz qanunlarında fərqlənməni nəzərə alan qazın sıxılma (inhiraf) əmsalı (Z) sabit qəbul edilir.

Beləliklə, (5.6) və (5.7) ifadələrinə uyğun olaraq (5.4) ifadəsində $\rho = P / (ZRT)$ və $w = MZRT / (FP)$ olduğunu nəzərə alsaq, həmçinin $\rho g dz \cong 0$ qəbul etsək (relyefin təsiri olmayan hallarda) alarıq:

$$-PdP = \frac{M^2 ZRT}{2F^2} \left(\lambda \frac{dx}{D} - 2 \frac{dP}{P} \right)$$

Sonuncu ifadəni inteqrallasaq,

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{M^2 ZRT}{F^2} \left(\lambda \frac{L}{D} + 2 \ln \frac{P_b}{P_s} \right),$$

harada ki, P_b, P_s – qaz kəmərinə uyğun olaraq başlanğıc və son təzyiq; L – qaz kəmərinin hesablanan hissəsinin uzunluğudur. İfadəyə daxil olan $(2 \ln P_b / P_s)$ həddi boru kəməri boyu kinetik enerjinin artmasını göstərir. Qeyd etmək lazımdır ki, magistral qaz kəmərləri üçün bu həddin qiyməti $\lambda L / D$ həddinə nisbətən çox-çox kiçik olduğu üçün onu nəzərdən atmaq mümkündür.

Beləliklə, $F = \pi D^2 / 4$ olduğunu da nəzərə almaqla yazmaq olar:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{16}{\pi^2} ZRT \frac{L}{D^5} M^2 \quad (5.8)$$

Sonuncu (5.8) ifadəsinə əsasən, əgər kütlə sərfi (M) məlumdursa, kəmərdə təzyiqin düşməsinə təyin etmək olar. Təcrübədə bir çox hallarda məlum olan başlanğıc və son təzyiqlərə görə kütlə sərfinin təyin edilməsinin zərurəti yaranır. Onda (5.8) ifadəsinə əsasən yazmaq olar:

$$M = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{ZRT \lambda L}} D^5 \quad (5.9)$$

Sözsüz ki, qaz kəmərlərinin hidravliki hesablanmasını aparmaq üçün (5.8) və (5.9) ifadələrinə daxil olan digər kəmiyyətlər də məlum olmalıdır. Əksər hallarda (5.9) ifadəsinə sərfin düsturu, (5.8) isə təzyiqlər kvadratının düşməsi düsturu adlandırılırlar.

Artıq qeyd olunduğu kimi, layihə və istismar təşkilatlarında ən çox kommersion sərfini təyin edildiyi üçün və bu sərf standart şəraitə gətirilən həcmi sərf olduğundan $M = Q \cdot \rho_{st}$ qəbul edilməlidir (ρ_{st} - standart şəraitdə qazın sıxlığıdır). Əgər $\rho_{st} = P_{st} / RT_{st}$ və qaz sabitinin $R = R_{hava} / \Delta$ olduğunu nəzərə alsaq (Δ - qazın nisbi sıxlığı olub $\Delta = \rho / \rho_{hava}$) qazın kommersion sərfinin təyini üçün alarıq:

$$Q = k \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{ZT\lambda L\Delta}} \cdot D^5, \quad (5.10)$$

harada ki,

$$k = \frac{\pi T_{st}}{4 P_{st}} \sqrt{R_{hava}}$$

Bu zaman təzyiqlər kvadratları fərqinin düsturu aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{1}{k^2} \frac{ZT\lambda L\Delta}{D^5} Q^2 \quad (5.11)$$

(5.10) və (5.11) ifadələrində Z, T və λ kəmiyyətləri qabaqcadan təyin edilməlidir. k əmsalını isə hesablamaq olar. Belə ki, $T_{st} = 293K$; $P_{st} = 101,3 \cdot 10^3 Pa$; $R_{hava} = 287 m^2 / (s^2 \cdot K)$ olduğunu nəzərə alsaq,

$$k = \frac{\pi T_{st}}{4 P_{st}} \sqrt{R_{hava}} = \frac{3,14}{4} \cdot \frac{293 \cdot \sqrt{287}}{101,3 \cdot 10^3} = 0,0385 \frac{m^2 \cdot s \cdot K^{0,5}}{kq}$$

olar.

5.3. Qaz kəmərinin temperatur rejimi

Qaz kəmərlərinin istismar səmərəliliyini artırmaq üçün temperatur rejiminin müəyyən edilməsinin çox əhəmiyyəti vardır. Kəmərdə hərəkət edən qazın temperaturu hərəkətin fiziki şəraitindən və ətraf mühitlə olan istilik mübadiləsindən asılı olaraq azalır. Kəmərin temperatur rejimini araşdırmaq məqsədilə termodinamikanın birinci başlanğıcının tənliyinə uyğun olaraq qaza verilən istilik miqdarını (dq) aşağıdakı kimi yazmaq olar.

$$dq = du + Pdv \quad (5.12)$$

Burada du – qazın daxili enerjisinin dəyişməsi; P – təzyiq; V – qazın xüsusi həcmi; Pdv – qazın gördüyü işdir.

Qaza verilən istilik (dq) xaricdən verilən (dq_{xar}) və sürtünmə nəticəsində ayrılan (dq_{cup}) istiliklərdən ibarət olduğu üçün $dq = dq_{xar} + dq_{cup}$.

Uzunluğu dx olan qaz kəmərinə hərəkət edən qaza xaricdən verilən istilik aşağıdakı kimi hesablanır:

$$dq_{xar} = -k\pi D(T - T_0)dx / M \quad (5.13)$$

burada k – qazdan ətraf mühitə istilikvermə əmsalıdır; D – kəmərin diametri; $T - x$ kəsiyində qazın temperaturu; T_0 – ətraf mühitin temperaturu; M – qazın kütlə sərfidir.

Qazın gördüyü işin $Pdv = d(P/\rho) - dP/\rho$ olduğunu nəzərə alsaq (ρ – qazın sıxlığıdır),

$$-\frac{k\pi D(T - T_0)dx}{M} + dq_{cup} = dU + d\left(\frac{P}{\rho}\right) - \frac{dP}{\rho} \quad (5.14)$$

$U + \frac{P}{\rho} = i$ – entalpiya olduğu üçün (5.14) ifadəsi aşağıdakı kimi olar:

$$-\frac{k\pi D(T - T_0)dx}{M} + dq_{cup} = di - \frac{dP}{\rho}$$

Əgər kinetik enerjinin dəyişməsinə və ağırlıq qüvvəsinin təsirini nəzərə almasaq, onda

$$dq_{cup} \approx \lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2} \approx -\frac{dP}{\rho}$$

yazmaq olar.

Yəni, dq_{cup} və $-\frac{dP}{\rho}$ ixtisara düşürlər. Formal olaraq bu belədir. Ancaq fiziki mənası ondadır ki, sürtünməni dəf etmək üçün qazın sərf etdiyi iş həmin anda dq_{cup} istiliyi şəklində qaza qayıdır. Sürtünmə işinin ayrılan istiliklə kompensasiyası daxili prosesdir, lakin baxılan tənlik qazla ətraf mühit arasında enerji balansını əks etdirir.

Beləliklə, qeyd olunanları nəzərə alsaq, alarıq:

$$-k\pi D(T - T_0)dx / M = di \quad (5.15)$$

Entalpiya təzyiq və temperaturun funksiyası $i = i(T, P)$ olduğu üçün yaza bilərik:

$$\left(\frac{\partial i}{\partial T} \right)_P = dT + \left(\frac{\partial i}{\partial P} \right)_T dP = 0$$

$\left(\frac{\partial i}{\partial T} \right)_P = C_p$ - sabit təzyiqdəki istilik tutumudur.

Tutaq ki, entalpiya sabitdir ($i = const$). Onda

$$\left(\frac{\partial i}{\partial P} \right)_T = - \left(\frac{\partial i}{\partial T} \right)_P \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_i$$

alarıq.

$\left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_i = D_i$ - Coul – Tomson əmsalı olduğundan yaza bilərik:

$$\left(\frac{\partial i}{\partial P} \right)_T = -C_p D_i \ddot{e}$$

Beləliklə, alırıq ki,

$$di = c_p dT - C_p D_i \cdot dP$$

Sonuncu ifadəni (5.15) - də yerinə qoysaq, C_p - yə bölsək, alarıq:

$$- \frac{k\pi D(T - T_0)dx}{M \cdot C_p} = dT - D_i dP$$

İndi $dP = \frac{dP}{dx} dx$ şəklində yazsaq və qəbul etsək ki, təzyiqin düşməsi xətti palanma qanunu ilə baş verir, yəni $dP / dx = -(P_b - P_s) / L$, həmçinin $a = k\pi D / (M \cdot C_p)$ əvəzləməsini aparsaq, onda yazmaq olar:

$$-a(T - T_0)dx = dT + D_i \frac{P_b - P_s}{L} dx$$

Sonuncu ifadəni dəyişənlərinə ayırısaq,

$$dx = -\frac{dT}{a(T - T_0) + D_i(P_b - P_s)/L} \quad (5.16)$$

(5.16) ifadəsini inteqrallasaq, qaz kəməri boyu temperaturun dəyişməsi ifadəsini alarıq:

$$T = T_0(T_b - T_0)\exp(-ax) - D_i \frac{P_b - P_s}{aL} [1 - \exp(-ax)] \quad (5.17)$$

(5.17) ifadəsində axırıncı həddi nəzərə almasaq, Şuxov ifadəsini almış olarıq.

$$T = T_0(T_b - T_0)\exp(-ax) \quad (5.18)$$

Şuxov düsturu ətraf mühitə istilik ötürməsi hesabına qaz kəməri boyu temperaturun paylanması göstərir. (5.18) ifadəsindən görüldüyü kimi $T_b > T_0$ olduqca qaz kəmərinin istənilən nöqtəsində qazın temperaturu (T) ətraf mühitin temperaturundan (T_0) çoxdur. Təkcə $x \rightarrow \infty$ olduqda $T = T_0$ olur.

(5.17) ifadəsində sonuncu hədd Coul – Tomson effekti hesabına baş verən temperatur azalmasını göstərir. Qeyd etmək lazımdır ki, hesablamanın dəqiqliyinin artırılması tələb olunduqda bu hədd nəzərə alınmalıdır.

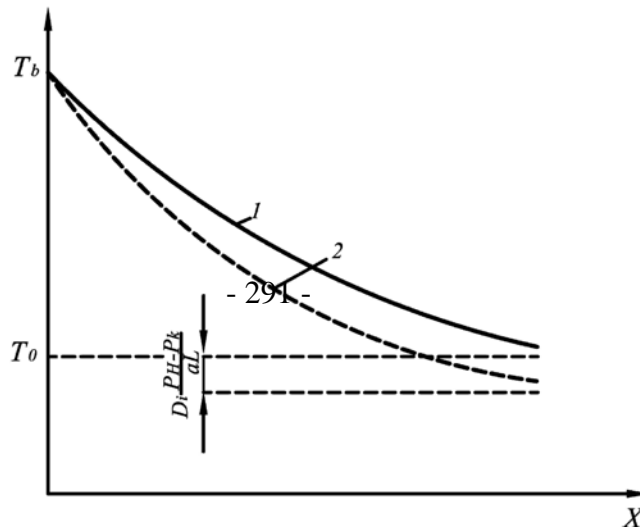
(5.17) və (5.18) ifadələrinə əsasən qaz kəməri boyu orta temperaturun təyini üçün aşağıdakı ifadələri yazmaq olar:

$$T_{or} = T_0 + (T_b - T_0) \frac{1 - \exp(-aL)}{aL} - D_i \frac{P_b - P_s}{aL} \left(1 - \frac{1 - \exp(-aL)}{aL}\right) \quad (5.19)$$

$$T_{or} = T_0 + (T_b - T_0) \frac{1 - \exp(-aL)}{aL}$$

Qeyd etmək lazımdır ki, qaz kəmərlərinin hidravliki hesabı zamanı istifadə olunan qazın temperaturu məhz T_{or} -ya bərabər olan temperatur qəbul edilir.

Qaz
temperatur



kəməri boyu
dəyişməsi

şəkil 5.2–də göstərilmişdir.

Şəkil 5.2. Qaz kəməri boyu qazın temperaturunun dəyişməsi
1-Şuxov ifadəsinə görə; 2-Coul-Tomson effekti nəzərə alınmaqla
5.4. Qaz kəməri boyu təzyiqin düşməsi. Orta təzyiq

Yuxarıda qeyd olunduğu kimi qaz kəmərinin başlanğıcında və sonunda təzyiqlərin kvadratları fərqi:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{1}{k^2} \frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5} \cdot Q^2 \quad (5.20)$$

Kəmər boyu təzyiqin paylanması tapmaq üçün (5.20) ifadəsində L -i x –lə əvəz etsək alarıq:

$$P^2 = P_b^2 - \frac{1}{k^2} \frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5} \cdot Q^2 \cdot x$$

və ya

$$P^2 = P_b^2 - c \cdot Q^2 \cdot x, \quad (5.21)$$

harada ki,

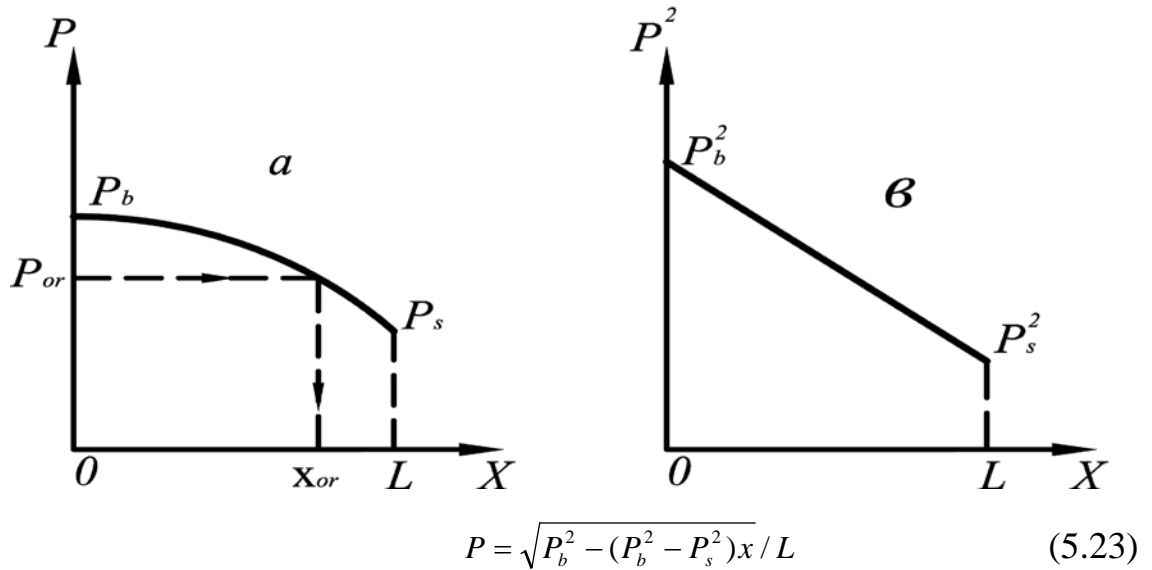
$$c = \frac{1}{k^2} \frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5}$$

Göründüyü kimi (5.21) ifadəsi boru kəmərinə təzyiğin kvadratlarının dəyişməsinə xarakterizə edir. Nəzərə alsaq ki, magistral qaz kəmərləri üçün c dəyişməz qalır, təzyiğin x -dən asılı olaraq dəyişməsi xətti qanunla baş verəcəkdir (şəkil 5.3, b).

Onda (5.21) ifadəsindən qaz kəmərinin uzunluğu boyu təzyiğin dəyişməsinə xarakterizə edən aşağıdakı ifadəni alırıq:

$$P = \sqrt{P_b^2 - cQ^2 \cdot x} \quad (5.22)$$

Əgər $cQ^2 = (P_b^2 - P_s^2)/L$ olduğunu qəbul etsək, onda (5.22) tənliyini aşağıdakı kimi yazmaq olar:



Sonuncu (5.23) ifadəsinə əsasən təzyiğin kəmər boyu dəyişməsi şəkil 5.3, a-da göstərilmişdir.

Şəkil 5.3. Qaz kəmərinin uzunluğu boyu təzyiğin kvadratlar fərqi (b) və təzyiğin (a) paylanması ayrılıqları

(5.23) ifadəsindən istifadə edərək qaz kəmərinə orta təzyiqi tapaq:

$$P_{or} = \frac{1}{L} \int_0^L \sqrt{P_b^2 - \frac{P_b^2 - P_s^2}{L} x} dx$$

Sonuncu ifadəni inteqrallasaq, alarıq.

$$P_{or} = \frac{2}{3} \frac{P_b^3 - P_s^3}{P_b^2 - P_s^2}$$

və ya

$$P_{or} = \frac{2}{3} \left(P_b + \frac{P_s^2}{P_b + P_s} \right) \quad (5.24)$$

Beləliklə, (5.24) ifadəsinə əsasən istismar zamanı başlanğıc və son təzyiqlərin məlum olan qiymətlərinə əsasən qaz kəmərinə orta təzyiqi hesablamaq olar. Adətən, qaz kəmərinə orta təzyiq qazın nəqli dayandırıldıqdan sonra qərarlaşan təzyiq hesab edilir. Orta təzyiqə görə qazın sıxılma (inhiraf) əmsalı, həmçinin kəmərdə yığılan təbii qazın miqdarı müəyyən edilir. (5.23) ifadəsində $P = P_{or}$ qəbul etsək, təzyiqin orta təzyiqə hansı məsafədə bərabər olmasını taparıq:

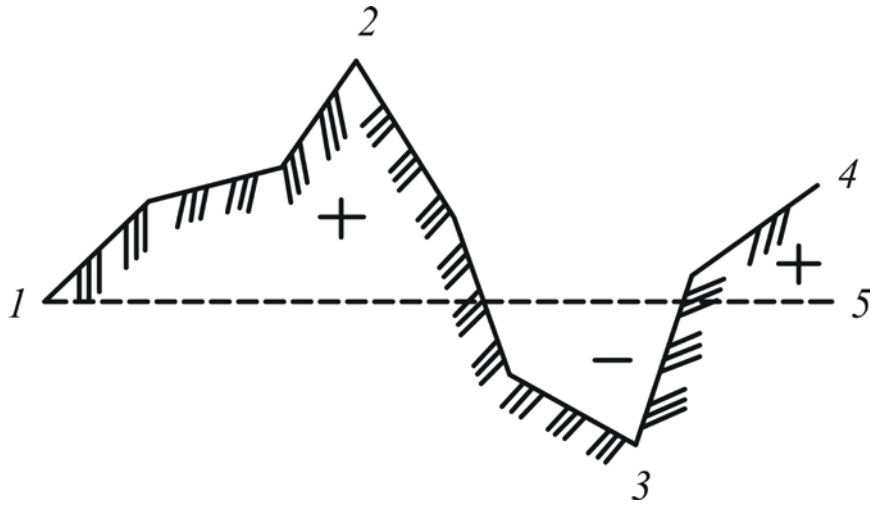
$$X_{or} = \frac{P_b^2 - P_{or}^2}{P_b^2 - P_s^2} \cdot L \quad (5.25)$$

Sonuncu ifadədən görünür ki, X_{or} məsafəsi $\frac{P_b}{P_s}$ təzyiqlər nisbətindən asılıdır.

$\frac{P_b}{P_s}$ nisbəti 1- dən sonsuzluğa kimi dəyişdikdə, $\frac{X_{or}}{L}$ nisbəti uyğun olaraq 1/2- dən 5/9-a kimi dəyişir.

5.5. Trasın relyefi nəzərə alınmaqla qaz kəmərinin hesablanması

Qaz kəmərlərinin layihələşdirilməsinin texnoloji normalarına görə kəmərin trasının relyefi, əgər başlanğıc nöqtəyə görə 200 m-dən çox fərqlənərsə, boru kəmərinin hesabı zamanı nəzərə alınmalıdır. Fərz edək, belə bir qaz kəməri bir-biri ilə düz xətli maili hissələrin birləşməsindən əmələ gəlib. Həmin hissələrin hər birinin başlanğıc və sonu geodezik hündüürlükləri kifayət qədər fərqli olan kəmərin trasının xarakterik nöqtələridir (şəkil 5.4).



Şəkil 5.4.

Qaz kəmərinin trasının hesabi profili

Əgər sahələr üzrə mikrorelyefləri nəzərdən atsaq, bu hissələrdən hər biri üçün

$$-dP = \rho\lambda \frac{dx}{D} \frac{w^2}{2} + \rho g dz \quad (5.26)$$

Buraya hal tənliyini əlavə etsək, yəni $P/\rho = zRT$ və $w = \frac{4M}{\pi D^2 \rho} = \frac{4MZRT}{\pi D^2 P}$;

$dz = \frac{dz}{dx} dx$ və ya $dz = \frac{\Delta z}{l} dx$ (mail boru kəmərləri üçün $\frac{dz}{dx} = \frac{\Delta z}{l}$ olduğundan)

əvəzləmələrini aparsaq, həmçinin (5.26)-ni P -yə vursaq nəticədə alarıq:

$$-dP^2 = (M^2 b + a \frac{\Delta z}{l} P^2) dx, \quad (5.27)$$

harada ki,

$$b = \frac{16ZRT}{\pi^2 D^5} \lambda \quad \text{və} \quad a = \frac{2g}{ZRT}$$

(5.27) – ni inteqrallasaq, alarıq:

$$P_b - P_s^2 \exp(a\Delta z) = M^2 b l \frac{\exp(a\Delta z) - 1}{a\Delta z}$$

Sonuncu ifadəni qaz kəmərinin trasının verilən hesabı sxeminin ayrı-ayrı hissələri üçün yazsaq.

$$\mathbf{1-ci hissə üçün:} \quad P_b^2 - P_1^2 \exp(a \cdot \Delta z_1) = M^2 b l_1 \frac{\exp(a \cdot \Delta z_1) - 1}{a \cdot \Delta z_1}$$

$$\mathbf{2-ci hissə üçün:} \quad P_1^2 - P_2^2 \exp(a \cdot \Delta z_2) = M^2 b l_2 \frac{\exp(a \cdot \Delta z_2) - 1}{a \cdot \Delta z_2}$$

$$\mathbf{3-cü hissə üçün:} \quad P_2^2 - P_3^2 \exp(a \cdot \Delta z_3) = M^2 b l_3 \frac{\exp(a \cdot \Delta z_3) - 1}{a \cdot \Delta z_3}$$

$$\mathbf{Sonuncu hissə üçün:} \quad P_{s-1}^2 - P_s^2 \exp(a\Delta z_s) = M^2 b l_s \frac{\exp(a\Delta z_s) - 1}{a \cdot \Delta z_s}$$

2-ci tənliyi $\exp(a\Delta Z_1)$ -ə, 3-cü tənliyi $\exp[a(\Delta Z_2 + \Delta Z_1)]$ -ə, 4-cü tənliyi isə $\exp[a(\Delta Z_3 + \Delta Z_2 + \Delta Z_1)]$ -ə və s. vursaq, həmçinin nəzərə alsaq ki,

$$a\Delta z_1 = a(z_1 - z_b); \quad a(\Delta z_2 + \Delta Z_1) = a(Z_2 - Z_b); \quad a(\Delta z_3 + \Delta z_2 + \Delta z_1) = a(z_3 - z_b) \quad \text{və s.},$$

onda bütün hissələr üçün tənlikləri toplasaq, $z_b = 0$ qəbul etsək, alarıq:

$$P_b - P_s^2 \exp(az_s) = M^2 b \sum_{i=1}^k \ell_i \frac{\exp(az_i) - \exp(az_{i-1})}{a(z_i - z_{i-1})} \quad (5.28)$$

Sonuncu ifadəyə daxil olan $\exp(az_i)$ sıraya ayırsaq, yaza bilərik:

$$\exp(az_i) \approx 1 + az_i + \frac{(az_i)^2}{2}.$$

Deməli,

$$\frac{\exp(az_i) - \exp(az_{i-1})}{a(z_i - z_{i-1})} = \frac{1 + az_i + \frac{(az_i)^2}{2} - \left[1 + az_{i-1} + \frac{(az_{i-1})^2}{2} \right]}{a(z_i - z_{i-1})} = 1 + \frac{a}{2}(z_i + z_{i-1})$$

Nəzərə alsaq ki, $\exp(az_s) \approx 1 + az_s$ yazmaq mümkündür, onda (5.28) ifadəsinə əsasən yazıla bilər

$$P_b^2 - P_s^2(1 + az_s) = M^2 b \ell \left\{ 1 + \frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (z_i + z_{i-1}) l_i \right\} \quad (5.29)$$

Sonuncu ifadədən qazın kütlə sərfinin təyini üçün aşağıdakı ifadəni alırıq:

$$M = \sqrt{\frac{P_b - P_s(1 + aZ_s)^2}{bL \left\{ 1 + \frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (Z_i + Z_{i-1}) l_i \right\}}} \quad (5.30)$$

Burada aZ_s qaz kəmərinin son və başlanğıc nöqtələrinin hündürlüklər fərqinin onun buraxma qabiliyyətinə təsirini nəzərə alır. Belə ki, son nöqtə başlanğıc nöqtəyə nisbətən daha yüksəkdə yerləşdikcə, yəni Z_s çoxaldıqca kəmərin buraxma qabiliyyəti azalır və əksinə.

(5.30) ifadəsində $\frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (Z_i + Z_{i-1}) l_i$ ifadəsi aralıq nöqtələrinin geodezik hündürlüklərinin, yəni trasın profilinin xüsusiyyətinin kəmərin buraxma qabiliyyətinə təsirini nəzərə alır. Əgər qaz kəməri trasının hesabı profilinə (şəkil 5.4) nəzər salsaq görərik ki, $\frac{1}{2} \sum_{i=1}^k (Z_i + Z_{i-1}) \cdot l_i = F$ ifadəsi trasın profili ilə kəmərin başlanğıcından keçirilən horizontal xətt arasında qalan sahələrin cəbri cəmini ifadə edir. Profil xətti horizontal xətdən yuxarı keçir F sahəsi müsbət işarəli, aşağı keçəndə isə bu sahə mənfiyədir.

Beləliklə, (5.30) ifadəsindən də görüldüyü kimi, buraxma qabiliyyəti o qaz kəmərinə daha çox olacaqdır ki, hansında cəm sahə (F) kiçik olacaqdır. Məsələn, 1-2-3-4 qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti həmin uzunluqda,

diametrdə olan 1-5 kəməmindən kiçikdir. Bu tək ona görə deyil ki, $Z_4 > Z_5$. Həm də ona görədir ki, $F_{1-2-3-4} > 0$. Trasın profilinin formasını qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinə təsiri onunla bağlıdır ki, qaz kəmərinin başlanğıcında qazın sıxlığı daha çox olur, nəinki kəmərin fonunda. Əgər (5.29 və (5.30) ifadələrində az_k və $\frac{a}{2L} \sum_{i=1}^k (Z_i + Z_{i-1}) \cdot l_i$ hədlərini nəzərə almasaq, onda həmin düsturlar horizontal qaz kəmərləri üçün olan düsturlara çevriləcəkdir.

5.6. Mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması

Birxətli, sabit diametrlı qaz kəmərlərindən fərqlənən kəmərlərə mürəkkəb qaz kəmərləri deyilir. Mürəkkəb qaz kəmərlərinə misal olaraq lupinqli, paralel kəmərlər və müxtəlif diametrlı kəmərlərin ardıcıl olaraq birləşməsindən yaranan qaz kəmərinə göstərmək olar. Bunlardan əlavə mürəkkəb kəmərlərə yol boyu atqı və qoşqu xətləri olan qaz kəmərləri də daxildir.

Mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanmasının məqsədi sadə qaz kəmərlərində olduğu kimidir. Yəni, məqsəd buraxma qabiliyyətinin, ya da qovşaq nöqtələrində təzyiqin (başlanğıc və ya son nöqtələr, atqı və ya qoşqu nöqtələri) tapılmasından ibarətdir. Bu zaman əsas hesablama düsturları sadə kəmərlərdə olduğu kimi aşağıdakılardır:

$$Q = k \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{zT\lambda L\Delta}} \cdot D^5 \quad (5.31)$$

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{1}{k^2} \frac{z \cdot T \cdot \lambda \cdot L \cdot \Delta}{D^5} \cdot Q^2 \quad (5.32)$$

$$k = \frac{\pi T_{st}}{4 P_{st}} \sqrt{R_{hava}} = 0,0385 \frac{m^2 \cdot s \cdot K^{0,5}}{kq}$$

(5.31) və (5.32) ifadələrini mürəkkəb qaz kəmərlərinin ayrı-ayrı xətləri, yaxud sadə hala gətirilmiş kəmərlər üçün tətbiq etmək olar.

(5.31) və (5.32) ifadələrini daha kompakt şəkllə salmaq. Göründüyü kimi ifadələrə daxil olan Z, T və Δ ayrı-ayrılıqda təyin edilir və onları verilən kimi qəbul etmək olar. Onda həmin parametrləri də sabit A_0 əmsalına daxil etməklə alarıq.

$$Q = A_0 \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{\lambda L} \cdot D^5} \quad (5.33)$$

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 Q^2 \cdot \lambda L / D^5, \quad (5.34)$$

harada ki, $A_0 = k / \sqrt{zT\Delta}$; $B_0 = 1/A_0^2$

Qaz kəmərinə qazın hərəkəti əsasən kvadratik hərəkət rejimində baş verdiyi üçün $\lambda = 0,067(2k/D)^{0,2}$ olduğunu nəzərə alsaq, onda (5.33) və (5.34) ifadələri aşağıdakı kimi olar:

$$Q = A \cdot D^{2,6} \sqrt{(P_b^2 - P_s^2)/L} \quad (5.35)$$

$$P_b^2 - P_s^2 = B Q^2 L / D^{5,2} \quad (5.36)$$

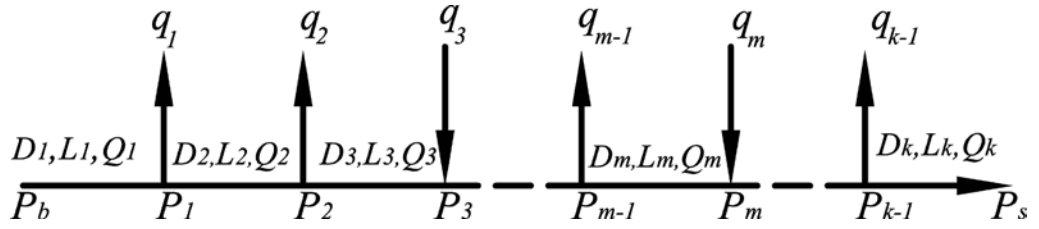
$$A = A_0 / \sqrt{0,067 \cdot (2k)^{0,2}} \quad ; \quad B = B_0 \cdot 0,067(2k)^{0,2}$$

5.6.1. Yolüstü atqı və qoşqu xətləri olan birxətli mürəkkəb qaz kəmərinin hesablanması

Tutaq ki, mürəkkəb qaz kəməri sərhədləri qoşqu və atqı məntəqələri olan birxətli olmaqla kəmərlər hissələrindən ibarətdir.

Hesab edək ki, həmin hissələr sadə qaz kəmərləridir. Hər bir hissəyə qoşqu və ya atqılar q_1, q_2, q_3 və s. verilmişdir. Aydınır ki, hər bir hissədə nəql olunan qazın sərfələri Q_1, Q_2, Q_3 və s. məlumdur. Tələb olunur ki, verilən bu məlumatlara əsasən qaz kəmərinin qovşaqlar nöqtələrində təzyiqlərin qiymətləri (P_1, P_2, P_3) təyin edilsin.

Beləliklə, (5.34) ifadəsinə və şəkil 5.5-ə uyğun olaraq yazıla bilər:



Şəkil 5.5. Bixətli mürəkkəb qaz kəmərinin sxemi

1- ci hissə üçün:

$$P_b^2 - P_1^2 = B_0 Q_1^2 \lambda_1 L_1 / D_1^5$$

2- ci hissə üçün:

$$P_1^2 - P_2^2 = B_0 Q_2^2 \lambda_2 L_2 / D_2^5$$

m- ci hissə üçün:

$$P_{m-1}^2 - P_m^2 = B_0 Q_m^2 \lambda_m L_m / D_m^5$$

Sonuncu hissə üçün:

$$P_{s-1}^2 - P_s^2 = B_0 Q_s^2 \lambda_s L_s / D_s^5$$

Qaz kəmərinin hissələri üçün yazılan ifadələri toplusaq, alarıq:

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 \sum_{i=1}^k Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^5 \quad (5.37)$$

Bu zaman m hissəsinin sonundakı təzyiqlərin aşağıdakı ifadədən tapıla bilər:

$$P_b^2 - P_m^2 = B_0 \sum_{i=1}^m Q_i^2 \lambda_i L_i / D_i^5 \quad (5.38)$$

və ya

$$P_m^2 - P_s^2 = B_0 \sum_{i=m+1}^k Q_i^2 \cdot \lambda_i \cdot L_i / D_i^5 \quad (5.39)$$

Yəni, (5.38) və (5.39) ifadələrinin tətbiqi P_b və ya P_s təzyiqinin məlum olmasından asılı olacaqdır. Lakin əvvəl gərək λ_i hidravliki müqavimət əmsalları təyin edilməlidir. Q_i və D_i məlum olduqları üçün λ_i - nin təyini çətinlik törətmir.

Əgər atqılar (qoşqular) böyük deyilsə, onda sabit diametrli qaz kəmərinin tikilməsi də məqsədəuyğun sayılır. Onda,

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 / D^5 \sum_{i=1}^k Q_i^2 \lambda_i L_i \quad (5.40)$$

Qəbul etsək ki, kəmərdə qazın hərəkəti kvadratik rejimdə baş verir və hidravliki müqavimət əmsalı bütün sahələrdə eynidir, onda

$$P_b^2 - P_s^2 = B_0 \cdot L / D^5 \sum_{i=1}^k Q_i^2 L_i \quad (5.41)$$

Sonuncu ifadədən kəmərin diametrini təyin etmək çox asandır, çünki hidravliki müqavimət əmsalı diametrin funksiyasıdır. Lazım gəldikdə (5.38) və (5.39) ifadələrindən istifadə etməklə qovşaq nöqtələrində təzyiqin qiymətlərini də hesablamaq olar.

5.6.2. Mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi üsulları

Mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması asanlaşdırmaq məqsədilə onların sadə hala gətirilməsi zərurəti yaranır. Mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi ya onun ekvivalent kəmərlə əvəz olunması, ya da xüsusi əmsallardan istifadə olunmaqla həyata keçirilir.

Ekvivalent qaz kəməri dedikdə birxətli, sabit diametrli və buraxma qabiliyyətinin hesablanması aparılan boru kəmərinin buraxma qabiliyyəti ilə eyni olan qaz kəməri başa düşülür. Sözsüz ki, istənilən qaz kəməri üçün diametr və uzunluğuna görə fərqlənən çoxlu sayda ekvivalent kəmərlər

seçmək olar. Ekvivalent kəmərlərin sayının sənayedə buraxılan boruların daxili diametrlərinin sayı qədər olması da mümkündür. Ona görə də məsələ müəyyən olunsun deyə, göstərilən kəmiyyətlərdən biri ya diametr, ya da uzunluq verilməlidir. Bu zaman 2-ci kəmiyyət xüsusi hesablama yolu ilə təyin edilməlidir. Əgər ekvivalent kəmərin uzunluğunu verilmiş qəbul etsək, (yəni, kəmərin faktiki uzunluğuna bərabər götürsək), onda hesablanması aparılan qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti (5.35) ifadəsinə uyğun olaraq aşağıdakı kimi təyin ediləcəkdir:

$$Q = AD_e^{2,6} \sqrt{(P_b^2 - P_s^2)/L} \quad (5.42)$$

Əgər ekvivalent qaz kəmərinin diametrini verilmiş qəbul etsək (D_0), onda

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{L_e}} \quad (5.43)$$

Birinci halda kəmərlər üçün ekvivalent diametr (D_e), ikinci halda isə ekvivalent uzunluq (L_e) təyin olunmalıdır. Beləliklə, mürəkkəb qaz kəmərinin ekvivalent kəmərlə əvəz olunması üçün xüsusi hesabatla ya D_e , ya da L_e kəmiyyəti təyin edilməlidir.

Sadə qaz kəməri üçün ekvivalent və faktiki diametrlər üst-üstə düşür, yəni $D_e = D$. Ekvivalent uzunluq isə (5.42) və (5.43) ifadələrinin tutuşdurulmasına əsasən $L_e = L(D_0 / D)^{5,2}$.

Göründüyü kimi, mürəkkəb qaz kəmərinin ekvivalent diametrə görə sadə hala gətirilməsi daha asandır, nəinki ekvivalent uzunluğa görə. Ona görə də hesablama zamanı üstünlük diametrə görə sadə hala gətirilməsi üsuluna verilir.

İndi isə xüsusi əmsalların köməyi ilə mürəkkəb qaz kəmərlərinin sadə hala gətirilməsinə baxaq. Bu məqsədlə «etalon qaz kəməri» anlayışını qəbul

edək və həmin kəmər üçün diametri ixtiyari qiymət ala bilən D_0 ilə işarə edək. Hesablamanın asan aparılmasının təmin etmək məqsədilə $D_0 = 1000$ mm qəbul etmək olar. Onda etalon qaz kəməri üçün buraxma qabiliyyəti

$$Q_0 = AD_e^{2,6} \sqrt{(P_b^2 - P_s^2) / L} \quad (5.44)$$

(5.44) ifadəsinin sağ tərəfini $D_0^{2,6}$ -ya vurub, bölsək, onda mürəkkəb qaz kəməri üçün buraxma qabiliyyəti aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{(P_b^2 - P_s^2) / L} \cdot k_s \quad (5.45)$$

Burada $k_s = (D_e / D_0)^{2,6}$ - qaz kəmərinin sərf əmsalı adlanır. Əgər (5.44) və (5.45) ifadələrini tutuşdursaq, onda $k_s = Q / Q_0$. Diametri D olan qaz kəməri üçün $D_e = D$ olduğundan $k_s = (D_e / D_0)^{2,6}$.

Müxtəlif uzunluqlu paralel kəmərlər blokundan təşkil olunmuş mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması zamanı tək cəkvivalent diametri D_e deyil, həmçinin qaz kəmərinin uzunluğu da daxil olan əmsaldan istifadə olunması daha məqsədəuyğun və rahatdır. Bu əmsalı «gətirilmə əmsalı» ε ilə işarə etsək, kəmərin buraxma qabiliyyəti üçün yaza bilərik.

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{P_b^2 - P_s^2} \cdot \varepsilon \quad (5.46)$$

(5.38), (5.39) və (5.40) ifadələrindən görüldüyü kimi

$$\varepsilon = D_0^{2,6} \cdot k_s / \sqrt{L} = D_e^{2,6} / \sqrt{L}$$

D_e kimi, k_s və ε əmsallarının hesablanması da aparılan qaz kəmərinin konstruksiyasının xüsusiyyətlərini nəzərə alır. Ona görə də D_e kimi k_s və ε -nin da təyini mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi deməkdir. Beləliklə, mürəkkəb qaz kəmərinin hesablanması üçün (yəni, Q və ya $P_b^2 - P_s^2$ parametrlərinin təyini üçün) hər şeydən əvvəl D_e və ya k_s , yaxud da ε təyin edilməlidir. Əksər hallarda mürəkkəb qaz kəmərini bir-biri ilə

paralel və ya ardıcıl birləşən ayrı-ayrı boru kəmərləri blokundan ibarət olan sistem kimi qəbul etmək olar. Öz növbəsində bu bloklardan hər biri də paralel və ya ardıcıl birləşmiş müxtəlif kiçik bloklardan ibarət ola bilər. Ona görə də bu hallarda qaz kəmərlərinin paralel və ardıcıl birləşmələri halları üçün ayrı-ayrılıqda qeyd olunan əmsalların tapılmasına baxılması daha məqsədəuyğundur.

5.6.3. Paralel qaz kəmərləri

Hər hansı konstruksiyaya malik olan qaz kəmərinin, o cümlədən paralel boru kəmərləri sisteminin buraxma qabiliyyətini yuxarıda qeyd olunduğu kimi (5.36), (5.39) və (5.40) ifadələrinə əsasən təyin etmək mümkündür. Sistemə daxil olan i -ci boru kəməri üçün buraxma qabiliyyəti həmin ifadələrə əsasən hesablanı bilər. Bu zaman gərək D_e , k_s və α əmsallarının indekslərində i qeyd olunsun. Paralel qaz kəmərlərinin sayını n qəbul etsək və $Q = \sum_{i=1}^n Q_i$ olduğunu nəzərə alsaq, alarıq.

$$D_e^{2,6} = \sum_{i=1}^n D_{ei}^{2,6} ; k_s = \sum_{i=1}^n k_{si} ; \alpha = \sum_{i=1}^n \alpha_i \quad (5.47)$$

Birinci iki bərabərlik o vaxt doğru olur ki, $L_i = L$ olsun (yəni paralel birləşdirilmiş qaz kəmərləri eyni uzunluğa malik olsun). Axırındı bərabərliyə bu şərt aid deyil, belə ki, o qeyri-bərabər uzunluğa malik olan paralel qaz kəmərləri üçün də doğrudur. Ona görə də mürəkkəb qaz kəmərinin sadə hala gətirilməsi üçün nisbətən üstünlük α əmsalından istifadə olunmasına verilir.

5.6.4. Ardıcıl birləşdirilmiş qaz kəmərləri

Ardıcıl birləşdirilmiş qaz kəmərləri üçün təzyiqlər kvadratları fərqi hesablanması üçün məlum düsturları aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$\left. \begin{aligned} P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 L / D_e^{5,2} \\ P_b^2 - P_s^2 &= \frac{B}{D_0^{5,2}} Q^2 \frac{L}{k_s^2} \\ P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 \frac{1}{\partial \ell^2} \end{aligned} \right\} \quad (5.48)$$

(5.48) ifadəsinə uyğun olaraq k sayda ardıcıl olaraq birləşdirilmiş qaz kəməri hissələri üçün $P_b^2 - P_1^2$; $P_1^2 - P_2^2$; $P_2^2 - P_3^2$; \dots ; $P_{s-1}^2 - P_b^2$ təzyiqlər kvadratları fərqi tapılması üçün ifadələri yazıb toplusaq alarıq,

$$\left. \begin{aligned} P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{D_{ei}^{5,2}} \\ P_b^2 - P_s^2 &= \frac{B}{D_0^{5,2}} Q^2 \sum_{i=1}^k \frac{L}{k_{si}^2} \\ P_b^2 - P_s^2 &= BQ^2 \sum_{i=1}^k \frac{1}{\partial \ell_i} \end{aligned} \right\} \quad (5.49)$$

Əgər (5.48) və (5.49) ifadələrini tutuşdursaq, onda ardıcıl birləşdirilmiş mürəkkəb qaz kəmərinin hesablanması məqsədilə D_e , k_s və ∂ əmsalları üçün uyğun olaraq alarıq:

$$\frac{L}{D_e^{5,2}} = \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{D_{ei}^{5,2}}; \quad \frac{1}{k_s^2} = \sum_{i=1}^k \frac{L_i}{k_{si}^2}; \quad \frac{1}{\partial \ell^2} = \sum_{i=1}^k \frac{1}{\partial \ell_i^2} \quad (5.50)$$

5.6.5. Paralel və ardıcıl birləşdirilmiş bloklardan ibarət olan qaz kəmərləri

Bu cür mürəkkəb qaz kəmərlərinin hesablanması məqsədilə onların sadə hala gətirilməsi proseduru və ya D_e , k_s və ∂ parametrlərinin təyini hər şeydən əvvəl kəməre daxil olan ayrı-ayrı boru xətləri də daxil olmaqla

əvvəlcə ən iri, sonra isə kiçik blokların ayrılmasından ibarətdir. Bu zaman nəzərə almaq lazımdır ki, kəmərlərin paralel birləşməsi zamanı $D_e^{2,6}$, k_{si} və α_i ardıcıl birləşmə olduqda isə $L_i/D_{ei}^{5,2}$, L_i/k_s^2 və ya α_i^2 parametrləri toplanır.

Bu cür mürəkkəb kəmərlərin hesablanması zamanı növbəti mərhələ ayrı-ayrı boru kəmərləri (xətləri), sonra bloklar və nəhayət bütün qaz kəməri üçün D_e , k_s və α kəmiyyətlərinin ədədi qiymətlərinin təyin edilməsindən ibarətdir.

Qeyd etmək lazımdır ki, bu zaman mürəkkəb qaz kəmərinin D_e , k_s və α parametrlərinin köməyi ilə sadə hala gətirilməsi üsulları bərabər qiymətli olsa da, paralel boru kəmərləri müxtəlif uzunluğa malik olarlarsa, onda hər hansı bir blokda α əmsalı ilə hesablanma daha məqsədəuyğun olur.

5.6.6. Lupinqli qaz kəmərləri. Qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyətinin artırılması

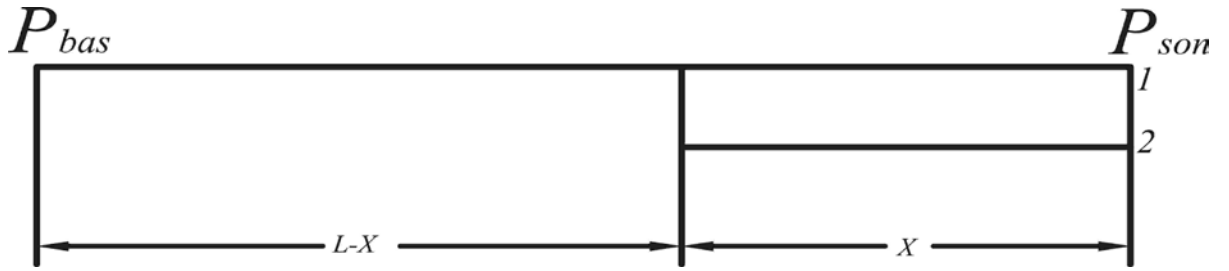
Lupinqli qaz kəmərləri mürəkkəb kəmərlərin sadə növlərindən biri hesab edilir. Ümumiyyətlə, lupinqlərin tətbiq olunmasında məqsəd qaz kəmərinin:

- buraxma qabiliyyətinin artırılması;
- sonunda təzyiqin artırılması;
- başlanğıcında təzyiqin azadılmasından ibarətdir.

Lupinqli qaz kəmərinin hesablanmasında məqsəd lupinqin tələb olunan uzunluğunun tapılmasından ibarətdir.

Lupinqli qaz kəmərlərinin hesablanması zamanı sərf əmsalından (k_s) istifadə olunması daha rahatdır.

Tutaq ki, sxemi şəkil 5.6-da göstərilən lupinqli qaz kəməri verilmiş və onun hesablanması tələb olunur.



Şəkil 5.6. Lupinqli qaz kəmərinin sxemi

Şəkil 5.6-dan göründüyü kimi qaz kəməri $L-x$ və x hissələrindən ibarətdir. Bunlardan 1- cisi birxətli (diametri D_1 , sərf əmsalı k_{s1}), 2- cisi ikixətli olmaqla diametrləri D_1 və D_2 , sərf əmsalı isə k_{s2} - dir.

$L-x$ və x hissələri, şəkildən də göründüyü kimi ardıcıl birləşmişdir. Ona görə (5.50) ifadəsinə uyğun olaraq alırıq:

$$\frac{L}{k_s^2} = \frac{L-x}{k_{s1}^2} + \frac{x}{k_{s2}^2}$$

Burada k_s -bütün qaz kəməri üçün sərf əmsalı, k_{s1} sərf əmsalı məlum kimi qəbul olunmalıdır, k_{s2} əmsalı isə təyin olunmalıdır. 1 və 2 boru kəmərləri paralel birləşdiyi üçün (5.47) ifadəsinə uyğun olaraq $k_{s12} = k_{s1} + k_{s2}$ (burada k_{s1} kimi k_{s2} əmsalı da məlum kəmiyyətdir). Onda

$$\frac{L}{k_s^2} = \frac{L-x}{k_{s1}^2} + \frac{x}{(k_{s1} + k_{s2})^2}$$

Sonuncu ifadədən

$$k_s = \frac{k_{s1}}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}} \right)^2 \right]}} \quad (5.51)$$

İndi isə lupinqli qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətini (Q) lupinqsiz kəmərin buraxma qabiliyyəti (Q_1) ilə tutuşduraq. Bu zaman qəbul olunur ki, hər iki halda, yəni lupinqdən əvvəl və lupinq qoyulduqdan sonra P_b və P_s təzyiqləri eynidir. (5.45) ifadəsinə əsasən yazmaq olar ki, buraxma qabiliyyətinin artması əmsalı

$$\alpha = Q/Q = k_s/k_{s1}$$

(5.51) ifadəsini nəzərə alsaq,

$$\alpha = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}} \right)^2 \right]}} \quad (5.51)$$

Sonuncu ifadədən buraxma qabiliyyətini α_i^2 dəfə artırmaq məqsədilə tələb olunan lupinqin uzunluğunu tapmaq üçün alırıq:

$$x = L \cdot \frac{1 - \frac{1}{\alpha_i^2}}{1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}} \right)^2} \quad (5.52)$$

Xüsusi halda magistral xətlə (D_1) lupinqin diametri (D_2) eyni olduqda, yəni $k_{s1} = k_{s2}$ olduğunu nəzərə alsaq, onda (5.51) və (5.52) ifadələri aşağıdakı kimi olacaqdır:

$$\alpha = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{4x}{3L}}} \quad \text{və} \quad x = \frac{4}{3}L \left(1 - \frac{1}{\alpha_i^2} \right) \quad (5.48)$$

İndi isə buraxma qabiliyyəti (Q) dəyişməz qalmaqla son təzyiqi (P_s) hər hansı P_{s*} təzyiqinə qədər qaldırmaq üçün lupinqin tələb olunan uzunluğunu tapmaq. Bu məqsədlə aşağıdakı tənlikləri yazaq:

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{B}{D_0^{2.6}} Q^2 \frac{L}{k_{s1}^2};$$

$$P_b^2 - P_s^2 = \frac{B}{D_0^{2,6}} Q^2 \left[\frac{L-x}{k_{s1}^2} + \frac{x}{(k_{s1} + k_{s2})^2} \right]$$

Sonuncu tənlikdən

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}} \right)^2 \frac{P_{s*}^2 - P_s^2}{P_b^2 - P_s^2}} \quad (5.54)$$

Lupinqin və magistralın diametri eyni olarsa ($D_2 = D_1$),

$$x = \frac{4}{3} L \frac{P_{sk}^2 - P_s^2}{P_b^2 - P_s^2}$$

Əgər lupinq P_b təzyiqini hər hansı P_{b*} təzyiqinə kimi azaltmaq məqsədilə çəkilirsə, onda analoji olaraq

$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{k_{s1}}{k_{s1} + k_{s2}} \right)^2 \frac{P_b^2 - P_{b*}^2}{P_b^2 - P_s^2}}$$

Əgər $D_2 = D_1$ olarsa

$$x = \frac{4}{3} L \frac{P_b^2 - P_{b*}^2}{P_b^2 - P_s^2}$$

Boru kəmərlərinin buraxma qabiliyyətini artırmaq üçün digər üsul kompressor stansiyalarının sayının 2 dəfə artırılmasıdır. Hesab etsək ki, stansiyaların sayının 2 dəfə artırılması onların arasında məsafənin 2 dəfə azaldılması deməkdir, onda yazmaq olar:

Stansiyaların sayının 2 dəfə artırmazdan əvvəl

$$Q = AD_0^{2,6} \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{L}} k_s$$

2 dəfə artırıdıqdan sonra

$$Q_* = AD_0^{2,6} \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{L/2}} k_s$$

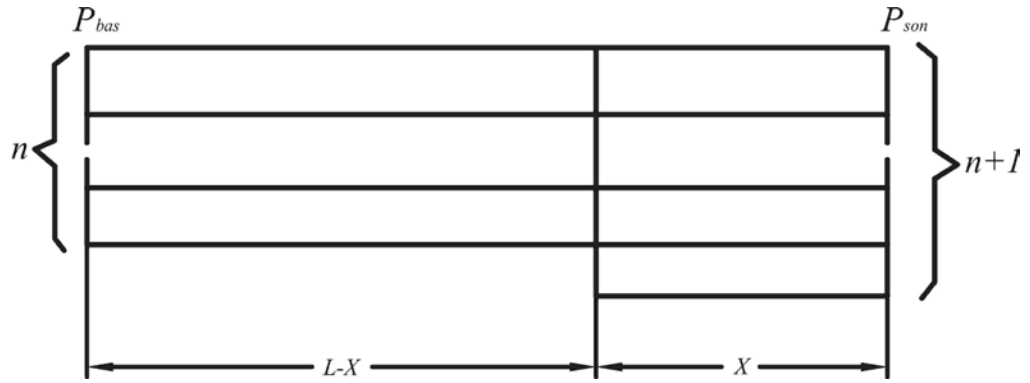
Sonuncu ifadələrə əsasən buraxma qabiliyyətinin artırılması əmsalını hesablamaq üçün

$$\alpha = \frac{Q_*}{Q} = \sqrt{2}$$

Yəni, kompressor stansiyalarının sayını 2 dəfə artırmaqla qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətini $\sqrt{2}$ dəfə artırmaq olar.

5.6.7. Lupinqi olan çoxxətli qaz kəməri

Lupinqi olan n sayda xətlə qaz kəmərinə baxaq (şəkil 5.7).



Şəkil 5.7. Lupinqi olan n sayda xətlə qaz kəməri

Əvvəldə olduğu kimi hesab edək ki, baxılan qaz kəməri iki ardıcıl birləşdirilmiş bloklardan ibarətdir: $(L-x)$ və $x(L-x)$ bloku n sayda paralel hissədən, x bloku isə $(n+1)$ paralel boru xətlərindən ibarətdir. Ona görə də α və x üçün ifadələr (5.46) və (5.47) düsturlarına uyğun olacaqdır. Həmin ifadələrdə kifayətdir ki, k_{s1} -in yerinə $\sum_{i=1}^n k_{si}$ və $(k_{s1} + k_{s2})$ isə $\sum_{i=1}^{n+1} k_{si}$ ilə əvəz edilsin.

Beləliklə, x uzunluğunda lupinqin çəkilişi zamanı buraxma qabiliyyəti aşağıdakı ifadəyə əsasən tapıla bilər.

$$\alpha = \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{si}}{\sum_{i=1}^{n+1} k_{si}} \right)^2 \right]}} \quad (5.55)$$

Onda, α -nin verilmiş qiymətində isə lupinqin tələb olunan uzunluğu

$$x = L \frac{1 - (1/\alpha)^2}{1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{si}}{\sum_{i=1}^{n+1} k_{si}} \right)^2} \quad (5.56)$$

Əgər qaz kəmərinə təzyiqin P_s -dən P_{s^*} -ə kimi artırılması lazım gələrsə, onda lupinqin tələb olunan uzunluğunu aşağıdakı kimi hesablamaq olar:

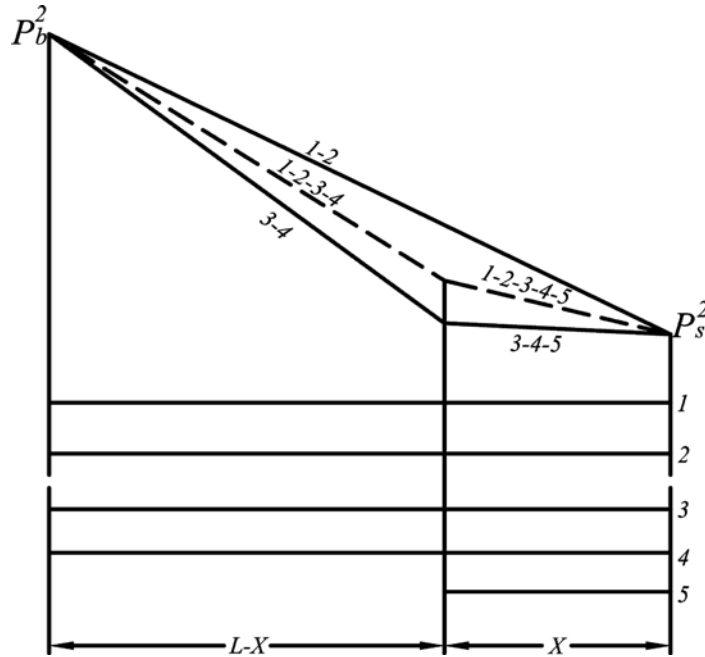
$$x = \frac{L}{1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{si}}{\sum_{i=1}^{n+1} k_{si}} \right)^2} \cdot \frac{P_{s^*}^2 - P_s^2}{P_b^2 - P_s^2}$$

Sonuncu 3 ifadələrindən görüldüyü kimi boru xətlərinin sayı n çoxaldıqca lupinqin səmərəliliyi, yəni kəmərin buraxma qabiliyyəti (α) azalır. Bundan əlavə n çoxaldıqca verilən α -ni və ya P_{s^*} parametrlərini təmin edən lupinqin uzunluğu azalır.

5.6.8. Calaq edilmiş qaz kəmərləri

Ola bilsin ki, lupinq paralel qaz kəmərlərindən bir neçəsi və ya birinə qoşulmuş olsun. Bu zaman lupinqin qoşulduğu yerdə xətlərdə təzyiqin kvadratlarının düşmə xəttində sınıma baş verəcəkdir. «sərbəst», yəni lupinqsiz boru xətləri üçün təzyiqin kvadratlarının düşməsi xəttində isə sınıma müşahidə olunmayacaqdır. Bundan əlavə təzyiq lupinqsiz xətlərdə

çox olacaqdır, nəinki, lupinq qoşulan boru xətlərində (şəkil 5.8). Əgər bütün paralel boru xətləri bir-birinə calaq olunarsa, onda təzyiqlər bərabərləşəcək və bu zaman bütün xətlər üçün təzyiqin kvadratlarının düşməsi xətləri eyni olacaqdır (şəkilə qırıq-qırıq xətlə göstərib).



Şəkil 5.8. Təzyiqin kvadratının düşməsi xətləri

1-2-calaq olunmuş 1 və 2 xətlərində; 3-4-(L-x) hissəsində 4 və 3 xətlərində; 3-4-5 - x hissəsində 3,4 və 5 xətlərində; 1-2-3-4 və 1-2-3-4-5-(L-x) və x hissələrində uyğun xətlərdə bütün xətlər calaq edildikdən (birləşdirildikdən) sonra

Qaz kəmərləri calaq edildikdən sonra sərfələrin yenidən paylanması sayəsində sistemini buraxma qabiliyyətinin artması baş verir. Calaq olunmuş qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinin, calaq olunmazdan əvvəl olan buraxma qabiliyyətinə nisbəti calağın səmərəliliyi adlanır. Qeyd etmək lazımdır ki, calaq təkə lupinqlərin birləşdirildiyi yerlərdə deyil, həmçinin boru kəmərinin diametrinin dəyişildiyi nöqtələrdə də tətbiq olunduqda

səmərəli hesab edilir. Belə ki, həmin nöqtələrdə təzyiqin kvadratının düşməsi xəttinin maillik bucağı dəyişilir, həmin xətlərin calaqla digər xətlərə birləşdirilməsi

sərflərin yenidən paylanmasına və beləliklə də buraxma qabiliyyətinin çoxalmasına gətirib çıxarır. Aydındır ki, paralel xətlərin sayı çoxaldıqca calağın səmərəsinin azalması baş verəcəkdir. Calanın səmərəliliyi həmçinin qaz kəməri üçün müxtəlif diametrlə sahələrin sayı çoxaldıqca da azalacaqdır. Əgər kəmər boyunca paralel qaz kəmərlərinin diametrləri dəyişməz qalır və lupinq yoxdursa, onda qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyətinin calaqla vasitəsilə artırılması üsulu faydasız olur. Bu halda təzyiqin kvadratının düşmə xətti bütün paralel xətlər üçün ümumi və bir dənə olur. Lakin bu heç də o demək deyil ki, bu cür qaz kəmərləri üçün calaqlar lazım deyil. Calalar boru kəmərlərinin qəzaya uğraması və ya planlı xəbərdaredici təmiri zamanı buraxma qabiliyyətinin azaldılmasına imkan verir. Bir qayda olaraq bu işlər bütün zədələnmiş xətdə deyil, onun nisbətən kiçik bir hissəsində aparılır.

Təmir olunan hissələr kranların köməyi ilə ayrılaraq işdən dayandırılır. Bu zaman qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti aşağı düşür. Sözsüz ki, təmir olunan hissənin uzunluğu az olduqca və ya boru kəmərləri sistemində calaqların sayı çox olduqca buraxma qabiliyyətinin azalmasının dərəcəsi də kiçik olacaqdır.

Buraxma qabiliyyətinin verilən qiymətə qədər azalmasına uyğun gələn calaqların sayını təyin edək. Təmir olunan hissənin uzunluğunu $(L - x)$ -lə işarə etsək, calaqların sayı üçün aşağıdakı ifadəni alırıq:

$$m = \frac{L}{L - x} - 1 = \frac{x}{L} \left/ \left(1 - \frac{x}{L} \right) \right. \quad (5.57)$$

Paralel qaz kəmərinə olan xətlərin sayını n qəbul etsək, onda $(L-x)$ hissəsində bir xəttin təmirə dayandırılması zamanı qaz kəmərinin xətlərinin sayı $(n-1)$ olan x uzunluğunda lupinqli kəmərlər hesab etmək olar. Bunları nəzərə alaraq daha sonra n xətləli lupinqli qaz kəmərinə buraxma qabiliyyətinin artırılması əmsalının təyini zamanı olduğu kimi hesablama aparmaq olar. Bu zaman fərq ancaq ondan ibarət olacaqdır ki, buraxma qabiliyyətinin artırılması deyil, onun azaldılması əmsalını təyin etmək tələb olunur. Yəni,

$$\Psi = Q_{n-1}/Q_n,$$

harada ki, $Q_{n-1} - (L-x)$ hissəsində bir xəttin təmirə dayanması zamanı qazın sərfi Q_n – bütün xətlər işlədildikdə qazın sərfidir.

Nəticədə aşağıdakı ifadəni alırıq:

$$\Psi = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} k_{si}}{\sum_{i=1}^n k_{si}} \cdot \frac{1}{\sqrt{1 - \frac{x}{L} \left[1 - \left(\frac{\sum_{i=1}^{n-1} k_{si}}{\sum_{i=1}^n k_{si}} \right)^2 \right]}} \quad (5.58)$$

Sonuncu ifadədən qaz kəmərinin təmir olunmayan hissəsinin nisbi uzunluğunu tapırıq və (5.57) ifadəsində yerinə yazırıq. Beləliklə, buraxma qabiliyyətinin nə qədər azalmasının verilən qiymətindən asılı olaraq cəzaqların sayını təyin etməyə imkan verən aşağıdakı düsturu alırıq:

$$m = \frac{\psi^2 \left(\frac{\sum_{i=1}^n k_{si}}{\sum_{i=1}^{n-1} k_{si}} \right)^2 - 1}{1 - \psi^2} \quad (5.59)$$

Xüsusi halda qaz xətlərinin sayı $n = 2$ olduqda,

$$\sum_{i=1}^{n-1} k_{si} = k_{s1}; \quad \sum_{i=1}^n k_{si} = k_{s1} + k_{s2}$$

Onda cəzaqlarının sayının tapılması üçün daha sadə ifadə alınacaqdır.

$$m = \frac{\psi^2(1 + k_{s2}/k_{s1})^2 - 1}{1 - \psi^2}$$

5.7. Qaz kəmərlərinin kompressor stansiyaları

Magistral qaz kəmərlərinin tərkib hissələrindən biri kompressor stansiyalarıdır. Kompresor stansiyaları (KS) təbii qazı sıxaraq təzyiqini qaldırmaq və magistral qaz kəməri ilə nəql etmək üçündür. Praktiki olaraq qaz kəmərinin iş rejimi kompressor stansiyasının iş parametrləri ilə müəyyən edilir. Magistral qaz kəmərlərində kompressor stansiyalarının olması qaza olan tələbatın dəyişməsi zamanı kəmərin iş rejimini tənzimləməyə, akumulizasiya qabiliyyətindən maksimum istifadə etməyə imkan verir.

Kompresor stansiyaları porşenli və ya mərkəzdənqaçma kompressor qurğuları ilə təchiz olunur. Porşenli kompressor qurğuları qaz -mühərrik vurucuları, mərkəzdənqaçma kompressorları isə qazturbin və elektrik mühərrikli qurğular hesab edilirlər.

5.7.1. Kompresor qurğularının xarakteristikaları

Mərkəzdənqaçma kompressor qurğusunun xarakteristikası dedikdə təzyiqlər nisbətinin (sıxılma dərəcəsinin) ε , gücün politropik əmsalı η_{pol} və daxili gücün N_i rotorun müxtəlif fırlanma tezliklərində sərfdən olan asılılığı başa düşülür. Məlumdur ki,

$$\varepsilon, \eta_{pol}, N_i = f_{1,2,3}(Q_s, P_s, \rho_s, D_2, \omega) \quad (5.60)$$

Burada Q_s – sərf; P_s – təzyiq; ρ_s – sorma şəraitində qazın sıxlığı; D_2 – işçi çarxın diametri; ω – bucaq sürətidir.

Oxşarlıq nəzəriyyəsinə əsasən (5.60) ifadəsini aşağıdakı kimi yazmaq olar:

$$\varepsilon, \eta_{pol}, \frac{N_i}{\rho_s \cdot D_2^2 \cdot U_2^3} = f_{1,2,3} \left(\frac{Q_s}{D_2^2 \cdot U_2}, \frac{U_2}{\sqrt{Z_s RT_s}} \right), \quad (5.61)$$

harada ki, $U_2 = D_2 \cdot \omega$ -çevrə sürəti; $Q_s / (D_2^2 U_2)$ - sərf əmsalı; $U_2 / \sqrt{Z_s RT_s}$ - max ədəddir.

(5.61) ifadəsinə uyğun olaraq max ədədinin müxtəlif qiymətlərində ölçüsüz $N_i / \rho_s D_2^2 U_2^3$ gücün ölçüsüz sərfdən $Q_s / D_2^2 U_2$ asılılıq ayrılmasını qurmaq olar.

Lakin D_2 verilən kəmiyyət olduğu üçün sonuncu ifadədə çevrə sürətini rotorun fırlanma tezliyi ilə əvəzləsək alarıq:

$$\varepsilon, \eta_{pol}, \frac{N_i}{\rho_s \cdot n^3} = f_{1,2,3} \left(\frac{Q_s}{n}, \frac{n}{\sqrt{Z_s RT_s}} \right) \quad (5.62)$$

Burada $N_i / \rho_s \cdot n^3$; Q_s / n və $n / \sqrt{Z_s RT_s}$ - ölçülü kəmiyyətlər olmaqla (5.61) ifadəsində müvafiq ölçüsüz kəmiyyətlərə mütənasibdir.

Kompressor qurğularının xarakteristikaları müxtəlif komponent tərkibli təbii qazlar üçün yararlı olsun deyə, onları konkret olaraq seçilmiş bir şəraitə gətirmək lazımdır. Beləliklə, gətirilmə parametrləri: $R_{\text{əft}} = 490 \text{ C}/(\text{kq} \cdot \text{K})$; $T_{s,\text{əft}} = 288 \text{ K}$; $Z_{s,\text{əft}} = 0,91$ və $n_{\text{əft}} = n_n$ (nominal) olduğunu nəzərə alsaq, nəticədə alarıq:

$$\varepsilon, \eta_{pol}, \left[\frac{N_i}{\rho_s} \right]_{\text{əft}} = f_{1,2,3} \left[Q_{\text{əft}}, \left(\frac{n}{n_n} \right)_{\text{əft}} \right], \quad (5.63)$$

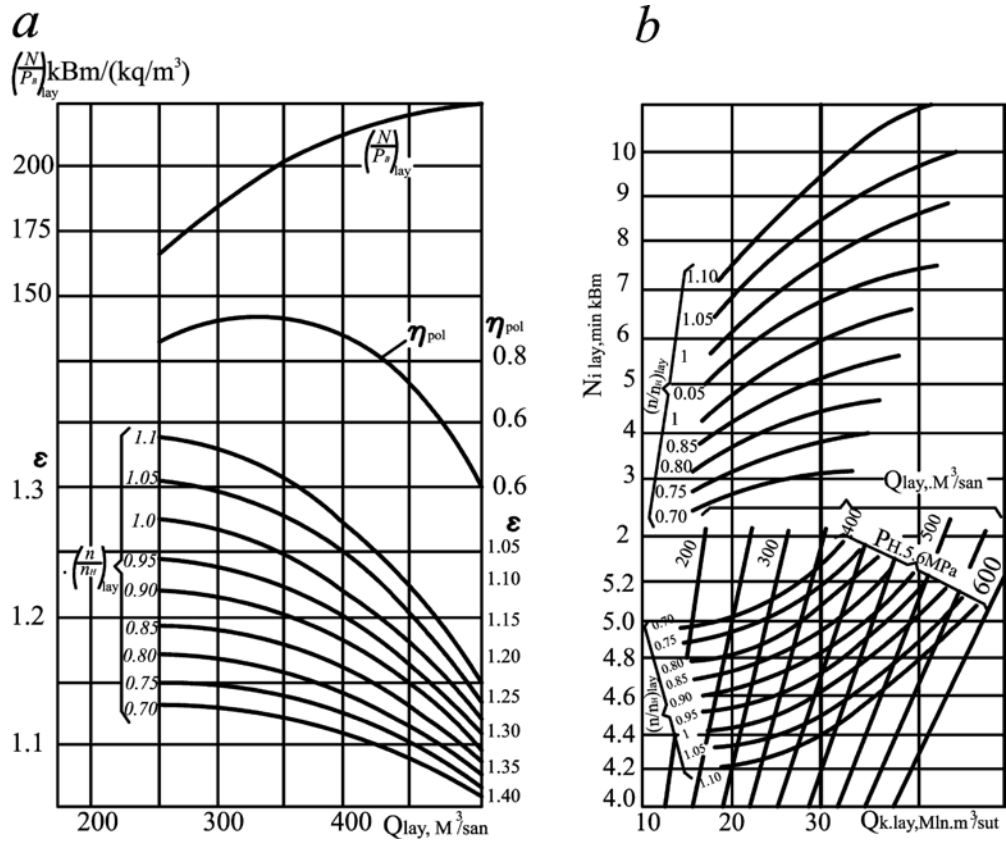
harada ki,

$$\left(\frac{N_i}{\rho_s} \right)_{\text{əft}} = \frac{N_i}{\rho_s} \left(\frac{n_n}{n} \right)^3;$$

$$Q_{\text{эрт}} = Q_s \cdot \frac{n_n}{n};$$

$$\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эрт}} = \frac{n}{n_n} \sqrt{\frac{Z_{s,\text{эрт}} \cdot R_{\text{эрт}} \cdot T_{s,\text{эрт}}}{Z_s \cdot R \cdot T_s}} \quad (5.64)$$

Bu cür xarakteristikalar kompressor qurğularının gətirilmiş xarakteristikaları adlanır. Şəkil 5.9, a-da 370-14-1 qaz vurucu qurğu üçün gətirilmiş xarakteristikaları göstərilmişdir.



Şəkil 5.9. 370-14-1 qaz vurucu qurğunun gətirilmiş xarakteristikaları

Gətirilmə şəraiti: $T_{s,\text{gэрт}} = 288\text{K}$; $R_{\text{gэрт}} = 500 \text{ C}/(\text{kq} \cdot \text{K})$; $Z_{s,\text{gэрт}} = 0,91$; Hesablama aşağıdakı ardıcılıqla aparılır. (5.63) ifadələrinə əsasən sormada gətirilmiş həcmi sərf $Q_{\text{эрт}}$ və gətirilmiş nisbi fırlanma tezliyi $\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эрт}}$ hesablanır.

Qeyd etmək lazımdır ki, bu zaman $Q_{\text{эрт}}$ işçi sərfi ən kiçik sərfdən (hansından ki, xarakteristika başlanır) gərək 10%-dən az olmayaraq çox olsun. Sonra $Q_{\text{эрт}}$ -dən asılı olan asılılıqlardan η_{pol} əmsalı və gətirilmiş daxili güc $(N_i/\rho_s)_{\text{эрт}}$ müəyyən edilir. $(n/n_n)_{\text{эрт}}$ və $Q_{\text{эрт}}$ asılılıqlarından isə sıxma dərəcəsi təyin edilir. (5.64) ifadəsinə uyğun olaraq $(N_i/\rho_s)_{\text{эрт}}$ -nin tapılmış qiymətinə əsasən N_i hesablanır. Tapılmış N_i -nin qiymətinə mexaniki itkilərə sərf olunan gücü N_{mex} əlavə etməklə ötürülən gücü təyin etmək mümkündür.

$$n_n = 5300 \text{ 1/длг}$$

Kompressor qurğularının iş rejimlərinin hesablanması zamanı 2-ci tip xarakteristikalardan, yəni həcmi deyil, kommersiya sərfinə görə qurulmuş xarakteristikalardan da istifadə etmək olar. Bu cür xarakteristika şəkil 5.9, b-də göstərilmişdir. Bu xarakteristikalara əsasən kompressorun iş rejimi aşağıdakı ardıcılıqla həyata keçirilir.

Əvvəlcə gətirilmiş kommersiya sərfi $Q_{\text{k.эрт}}$ və gətirilmiş nisbi fırlanma tezliyi $(n/n_n)_{\text{эрт}}$ hesablanır:

$$Q_{\text{k.get}} = Q_k \sqrt{\frac{Z_{s.} \cdot R_{\text{эрт}} \cdot T_{s.}}{Z_{s.\text{эрт}} \cdot R \cdot T_{s.\text{эрт}}}}; \quad (5.65)$$

$$\left(\frac{n}{n_n}\right)_{\text{эрт}} = \frac{n}{n_n} \sqrt{\frac{Z_{s.\text{эрт}} \cdot R_{\text{эрт}} \cdot T_{s.\text{эрт}}}{Z_s \cdot R \cdot T_s}} \quad (5.66)$$

Əyrilərin aşağı sahəsində $Q_{\text{k.эрт}}$ və ρ_s koordinatlarına uyğun nöqtə tapılır və bu nöqtədən $Q_{\text{эрт}}$ xətti istiqamətində lazım olan $(n/n_n)_{\text{эрт}}$ xəttini kəsənə qədər hərəkət edərək ε şkalasında sıxılma dərəcəsinin nəyə bərabər olduğu müəyyən edilir. Daha sonra şaquli olaraq əyrilərin yuxarı sahəsinə keçməklə vertikal xətlə $(n/n_n)_{\text{эрт}}$ xəttin kəsişməsinə uyğun gələn qiymətə

əsasən gətirilən daxili gücün qiyməti $N_{i.əft}$ təyin edilir və aşağıdakı düsturla N_i – nin qiyməti hesablanır:

$$N_i = N_{i.əft} \frac{P_s \cdot \varepsilon}{P_n} \sqrt{\frac{Z_s \cdot R \cdot T_s}{Z_{əft} \cdot R_{əft} \cdot T_{s.əft}}} \quad (5.67)$$

N_i – nin hesablanmış qiymətinə əsasən oxdakı güc $N = N_i + N_{max}$ təyin edilir.

Qeyd olunanlarla yanaşı kompressor qurğularının xarakteristikaları analitik yolla da ifadə oluna bilər. Məsələn, 1- ci tip xarakteristika

$$\varepsilon^2 = a - b_0 Q_s^2 \quad (5.68)$$

2- ci tip xarakteristikanın tənliyi isə $\varepsilon = \frac{P_v}{P_s}$ (P_v –vurma təzyiqi) və

$Q_s = Q \frac{P_s \cdot T_{st}}{P_{st} \cdot T_s \cdot Z_s}$ olduqlarını nəzərə alsaq, aşağıdakı kimi yazıya bilərik:

$$P_v^2 = a \cdot P_s^2 - b Q^2 \quad (5.69)$$

burada $b = b_0 (P_{st} \cdot z_s \cdot T_s / T_{st})$;

a və b -kompressorun girişində qazın temperatur və tərkibindən, rotorun fırlanma tezliyindən (n) asılı olan təcrübə yolu ilə təyin edilən əmsallardır.

Porşenli kompressorların xarakteristikasının ifadəsi üçün də aşağıdakı empirik yazılış kifayət qədər doğru hesab edilir:

$$Q_s = a \sqrt{1 - b(\varepsilon^2 - 1)} \quad (5.70)$$

Sonuncu ifadəyə daxil olan a və b sorma şəraitində həcmi səflərin sıxılma dərəcəsiindən (ε) asılı olan təcrübə ayrılərin emalına əsasən təyin edilən əmsallardır.

$a = Q_s$ ($\varepsilon = 1$ olduqda b əmsalı «ölü sahənin» təsirini nəzərə alır). Əgər həcmi sərfi Q_s kommersiona sərfi Q_k ilə əvəz etsək, onda (5.70) ifadəsindən

mərkəzdənqaçma kompressorlar üçün olan tənliyə oxşar ifadə alınacaq. Yəni,

$$P_v^2 = a_p \cdot P_s^2 - b_p Q^2, \quad (5.71)$$

harada ki,

$$a_p = \frac{1+b}{b}; \quad b_p = \frac{1}{a^2 b} \left(\frac{P_{st} \cdot T_s \cdot Z_s}{T_{st}} \right)^2$$

Bu tənlik də (5.70) ifadəsi kimi qaz kəmərinin xarakteristikası ilə kompressor stansiyasının xarakteristikasını birgə həll etmək üçün çox rahatdır.

5.8. Qaz kəməri və kompressor stansiyalarının birgə işi

Qaz kəməri və kompressor stansiyalarının iş rejimləri bir-biri ilə sıx əlaqədardır. Belə ki, kəmərdə qazın sərfi KS-ın veriminə bərabərdir. Stansiyanın çıxışındakı təzyiq (vurma təzyiq) isə stansiyalar arasında qaz kəmərinin (hissəsinin) başlanğıcında olan təzyiqə bərabərdir. Bu zaman sonrakı KS-ın sorma təzyiqi məhz həmin hissənin sonundakı təzyiq olacaqdır.

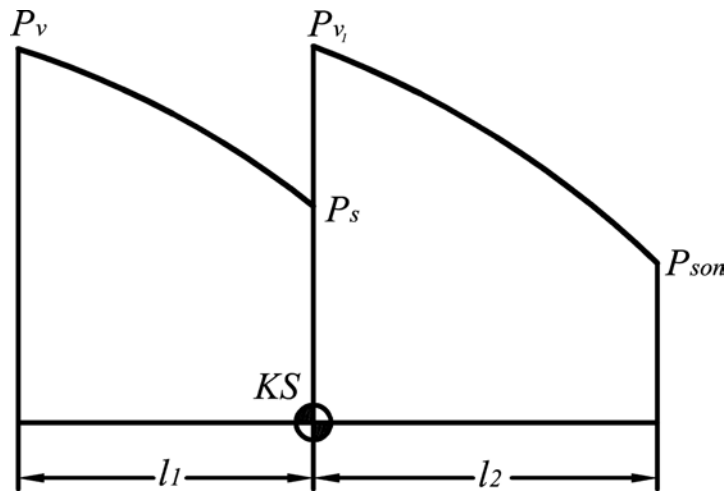
KS-ın iş rejimində baş verən istənilən dəyişmələr boru kəmərinin iş rejiminin dəyişməsinə səbəb olur və əksinə. Ona görə də qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətini təkcə sərf düsturuna əsasən təyin etmək olmaz. Kəmərin buraxma qabiliyyətini qaz vurucu qurğuların xarakteristikalarından istifadə etməklə və ya həmin xarakteristikaların analitik ifadələrinə əsasən təyin etmək də düzgün deyil.

Qaz kəməri və KS- ə bir sistem kimi baxılmalı və qaz kəmərinin texnoloji hesablanmasında boru kəmərinin və KS-ın iş rejimləri

razılaşıdırılmalıdır. Bu razılaşıdırılma KS-ın və kəmər in xarakteristikalarını birgə həll etməklə həyata keçirilə bilər. Beləliklə, KS-ın xarakteristikasını $P_v^2 = aP_s^2 - bQ^2$, qaz kəmər inin xarakteristikasını isə $P_v^2 = P_s + c\ell Q^2$ şəklində qəbul etməklə onları birgə həll etmək lazımdır. Burada ℓ – kəmər in və ya KS-lər arasında olan kəmər hissəsinin uzunluğu; c – sabit əmsəldir.

Bir aralıq kompressor stansiyası olan sadə qaz kəmər inə baxaq (şəkil 5.10).

Şəkil 5.10-da verilən qaz kəmər i üçün bir qazodinamik sistem kimi iş rejiminin təyini, yəni kəmər in buraxma qabiliyyəti (Q), qaz kəmər inin məlum olan başlanğıc (P_v) və son (P_{son}) təzyiqlərində KS-ın sorma təzyiqi (P_s) və vurma təzyiqini (P_{v1}) hesablamaq tələb olunur. Bu məqsədlə KS-lə uzunluqları ℓ_1 və ℓ_2 olan qaz kəmər i hissələrinin aşağıdakı xarakteristika tənliklərini birgə həll etmək lazımdır:



Şəkil 5.10. Aralıq kompressor stansiyası olan qaz kəmər inin sxemi

$$\left. \begin{aligned} P_b^2 &= P_s^2 + c\ell_1 Q^2; \\ P_{V1}^2 &= aP_s^2 - bQ^2; \\ P_{V1}^2 &= P_s^2 + c\ell_2 Q^2. \end{aligned} \right\} \quad (5.72)$$

Bu zaman qəbul edilir ki, c əmsalı hər iki qaz kəməri hissəsi üçün praktiki olaraq eynidir və

$$c = \frac{16P_{st}^2 + Z_{or} \cdot T_{or} \cdot \lambda \Delta}{\pi^2 \cdot T_{st}^2 \cdot D^5} \quad (5.73)$$

(5.73) ifadsindən görüldüyü kimi c əmsalının tapılması üçün ilk yaxınlaşmada Z_{or}, T_{or} və λ -in qiymətləri verilməlidir. Q, P_s və P_{V1} parametrləri təyin edildikdən və kəmərlərin rejiminin istilik hesablanmasıdan sonra onların qiymətləri dəqiqləşdirilir.

(5.72) tənliklər sistemini həll edərək alırıq:

$$Q = \sqrt{\frac{aP_b^2 - P_s^2}{ac\ell_1 + b + c\ell_2}} \quad (5.66)$$

KS işləmədikdə (5.74) tənliyi qaz kəməri hissəsi üçün sərfən məlum düsturuna çevrilir. Yəni, $a = 1, b = 0$ olduğundan,

$$Q = \sqrt{\frac{P_b^2 - P_s^2}{c(\ell_1 + \ell_2)}} \quad (5.75)$$

(5.75) ifadəsinə əsaslanaraq çox vacib olan bir praktiki nəticə çıxarmaq olar.

KS-in verilən xarakteristikası üçün (başlanğıc və son təzyiqlərin sabit qiymətlərində) stansiya qaz kəmərinin başlanğıcına yaxın olduqca kəmərin buraxma qabiliyyəti çox olacaqdır. Bu zaman aydındır ki, eyni zamanda KS-in giriş və çıxışında təzyiqlər də artacaqdır.

KS-in başlanğıca tərəf sürüşməsi hesabına kəmərin buraxma qabiliyyətinin artması stansiyada sıxılma dərəcəsinin artması ilə izah edilir. Bu zaman qazın sıxılma dərəcəsinin artması qurğunun sorma borusunda

təzyiqin çoxalması ilə bağlı həcmi məhsuldarlığın azalması, həmçinin hər iki qaz kəməri hissəsində orta təzyiqin müəyyən qədər çoxalması hesabına baş verir.

Ümumiyyətlə, qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti ilk növbədə başlanğıcda olan təzyiqdən asılıdır. Həmin təzyiqin az da olsa dəyişməsi, məsələn, azalması buraxma qabiliyyətinin xeyli azalmasına səbəb olur.

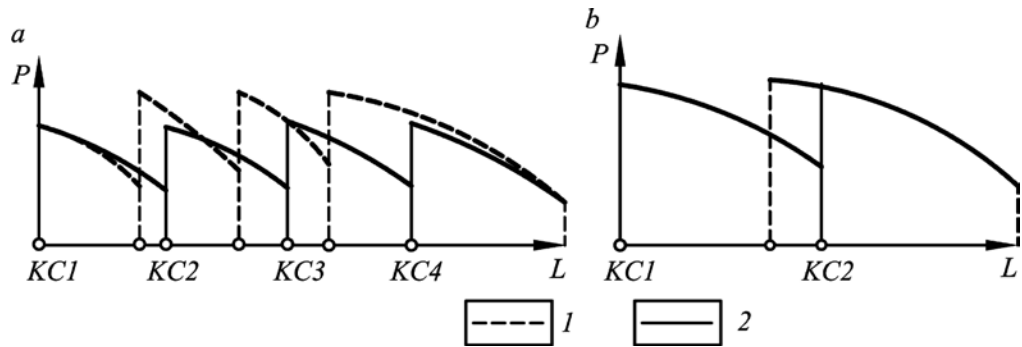
Qaz kəmərinin sonundakı təzyiq isə onun buraxma qabiliyyətinə çox az təsir göstərir. Belə ki, həmin təzyiqin geniş intervalda dəyişməsi, belə kəmərin buraxma qabiliyyətinə çox az təsir göstərir. Bu hal stansiyaların sayı çoxaldıqca daha da zəifləyir. Bundan fərqli olaraq kompressor stansiyalarının sayı çoxaldıqca başlanğıc təzyiqin kəmərin buraxma qabiliyyətinə olan təsiri daha da artır. Onu da qeyd etmək lazımdır ki, stansiyaların sayı çoxaldıqca, yəni, onların arasındakı məsafə kiçildikcə P_s və P_v təzyiqləri çoxaldığı üçün təzyiqin qaz kəmərinin istənilən bir nöqtəsində möhkəmlik şərtinə görə buraxıla bilən təzyiqin qiymətindən çox olmaması şərtinə diqqət yetirilməlidir.

5.9. Qaz kəmərinin trasında kompressor stansiyalarının yerləşdirilməsi

Qaz kəmərlərinin trasında kompressor stansiyalarının yerləşdirilməsi həm texnoloji, həm də iqtisadi amillər nəzərə alınmaqla həyata keçirilir. Çalışmaq lazımdır ki, KS-ın yerləşdirilməsi, onların tikintisi və sonradan istismarına əngəl törətməsin. Bundan əlavə yaddan çıxartmaq olmaz ki, tras boyu KS-ın yerləşdirilməsi qaz kəmərinin və onun ayrı-ayrı hissələrinin buraxma qabiliyyətinə çox təsir göstərir. Artıq əvvəl göstərildiyi kimi eyni şəraitdə

aralıq KS boru kəmərinin başlanğıcına yaxın olduqca, kəmərin buraxma qabiliyyəti çoxalır. Fiziki olaraq KS-ın kəmərin başlanğıcına yaxınlaşması zamanı qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinin artması iki səbəblə izah olunur. Əvvəla KS-ın başlanğıca yaxınlaşması zamanı (şəkil 5.11, a) stansiyanın girişində təzyiq artır və deməli, KS-ın sorma şəraitinə aid olan verimi azalır. Bu da öz növbəsində KS-ın qaz sıxma dərəcəsini və bununla əlaqədar kəmərin buraxma qabiliyyətini çoxaldır. İkinci tərəfdən KS-ın boru kəmərinin başlanğıcına tərəf sürüldürülməsi zamanı stansiyalar arasında qazın orta təzyiqi çoxalır ki, bu da sürtünməyə sərf olunan enerji itkilərini azaldır. Çünki, burada qazın sürəti azalır.

KS-ın verilən sayında, vurma təzyiqinin məhdudluğu da nəzərə alınmaqla qaz kəmərinin maksimal buraxma qabiliyyəti stansiyaların tras boyu elə yerləşməsi zamanı olacaqdır ki, o vaxt ki, bütün stansiyalarda təzyiq



Şəkil 5.11. KS-ın (a) və aralıq KS-ın (b) qaz kəmərinin başlanğıcına doğru yerdəyişməsi zamanı kəmərin iş rejiminin dəyişməsi qrafiki

1 və 2 xətləri uyğun olaraq KS-ın yerdəyişmədən əvvəl və sonra qaz kəmərinə depressiya xətləridir

maksimal buraxıla bilən təzyiqə (P_{\max}) bərabər olsun.

Beləliklə, eyni tipli stansiyalar olduqda qaz kəmərinin maksimal buraxma qabiliyyətini, boru kəməri hissələri və KS-in xarakteristikalarını ifadə edən aşağıdakı tənliklərdən tapmaq olar:

$$\left. \begin{aligned} P_{\max}^2 &= P_s^2 + c\ell Q_{\max}^2; \\ P_{\max}^2 &= aP_s^2 - bQ_{\max}^2; \\ P_{\max}^2 &= P_{\text{son}}^2 + c(L - n\ell)Q_{\max}^2. \end{aligned} \right\} \quad (5.76)$$

(5.76) tənliklər sistemindən n sayda aralıq KS olduğu zaman qaz kəmərinin maksimal buraxma qabiliyyətinin hesablanması üçün alırıq:

$$Q_{\max} = \sqrt{\frac{[n(a-1) + a]P_{\max}^2 - aP_{\text{son}}^2}{acL + nb}} \quad (5.77)$$

KS-lər arasındakı məsafəni (ℓ) aşağıdakı ifadəyə əsasən təyin etmək olar:

$$\ell = \frac{(a-1)P_{\max}^2 - bQ_{\max}^2}{a \cdot c \cdot Q_{\max}^2} \quad (5.78)$$

Bu zaman KS-in sorma təzyiqi üçün

$$P_s = \sqrt{\frac{P_{\max}^2 + bQ_{\max}^2}{a}} \quad (5.79)$$

Baş KS üçün də vurma təzyiqi P_{\max} – a bərabər götürülür. Qeyd etmək lazımdır ki, bütün hallarda (hətta, mədənlərdə lay təzyiqi düşərkən) baş stansiyada vurma təzyiqi əlavə güclərin işə salınması (sıxılma dərəcəsinin sayının artırılması) hesabına olsa belə, P_{\max} səviyyəsində saxlanılmalıdır. Ona görə ki, bu qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətindən maksimum istifadə etməyə, qazın nəqlinə sərf olunan enerjini azaltmağa imkan verir.

Bəzi hallarda qaz kəmərinin trasında KS-in yerləşdirilməsi verilən qaz miqdarının nəqlinə çəkilən xərclərin minimum olması şərtinə əsasən də həyata keçirilə bilər. Bu hal o vaxt mümkündür ki, (5.76) tənliklər sistemində uyğun olaraq stansiyaların yerləşdirilməsi zamanı qaz kəmərinin buraxma qabiliyyəti qazın verimi və ya mədənlərin imkanından çox olsun.

Qaz kəmərində sabit başlanğıc təziqində bir aralıq kompressor stansiyası olduqda onun gücü kəmər buraxma qabiliyyəti dəyişmədikdə trasın harasında yerləşməsindən xeyli asılı olacaqdır (şəkil 5.11, b). Belə ki, bu stansiya kəmər başlanğıcına yaxın olduqca onun qazı sıxma dərəcəsi və işçi gücü az olacaqdır. Beləliklə, qazın nəqlinin enerji xərclərini azaltmaq üçün KS başlanğıca elə yaxın yerləşdirilməlidir ki, vurma təzyiqi P_{\max} olsun.

5.10. Qaz kəmərinin akkumulizasiya qabiliyyəti və onun təyini

Magistral qaz kəmərlərinin işinin xarakterik xüsusiyyətlərindən biri qaza olan tələbatın mövsümi və gündəlik qeyri-bərabər olması ilə bağlıdır. Qaz kəmərlərinin istismar təcrübəsi göstərir ki, qaza olan tələbatın saatlıq piklərini örtmək, mövcud qeyri-bərabərliyi tənzimləmək məqsədilə qaz kəmərinin, daha doğrusu onun son hissəsinin akkumulizasiya qabiliyyətindən istifadə olunması çox məqsədəuyğundur. Kəmər son məntəqəsinin akkumulizasiya qabiliyyəti onun həndəsi ölçülərindən (diametr və uzunluğu) və işçi təzyiqindən və sözsüz ki, sonuncu KS-in harada yerləşməsindən asılıdır.

Kəmər son hissəsinin akkumulizasiya qabiliyyətini təyin etmək üçün qərarlaşmış vəziyyətlərin ardıcıl olaraq dəyişdirilməsi metodundan istifadə edək və hesab edək ki, gün ərzində 2 dəfə, haçan ki, kəmər hissəsinin başlanğıc və sonunda qazın sərfi orta saatlıq sərfə bərabər olur və qazın hərəkət rejimi və təzyiqin paylanması qərarlaşmış rejimə yaxındır. Onda kəmər son məntəqəsində qazın yığılması müddətinin sonunda orta təzyiqi aşağıdakı kimi ifadə etmək olar:

$$P_{or.\max} = \frac{2}{3} \left(P_{1\max} + \frac{P_{2\max}^2}{P_{1\max} + P_{2\max}} \right), \quad (5.80)$$

harada ki, $P_{1\max}$ -qaz kəmərinin son hissəsinin başlanğıcında kəmər in möhkəmliyi və axırını KS-ın imkanları ilə təyin edilən maksimal təzyiq; $P_{2\max}$ - qaz kəmərinin son hissəsinin axırında maksimal təzyiq.

Qəbul olunmuş şərtləri nəzərə alaraq qaz kəmərinin son hissəsi üçün olan tənlikdən alarıq:

$$P_{2\max} = \sqrt{P_{1\max}^2 - c\ell_s Q_{or}^2} \quad (5.81)$$

Kəmər in son hissəsində toplanmış qazın verilməsi müddətinin sonunda formalaşan təzyiq orta təzyiq olacaqdır.

$$P_{or.\min} = \frac{2}{3} \left(P_{1\min} + \frac{P_{2\min}^2}{P_{1\min} + P_{2\min}} \right); \quad (5.82)$$

$$P_{2\max} = \sqrt{P_{2\min}^2 + c\ell_s Q_{or}^2}, \quad (5.83)$$

harada ki, $P_{2\min}$ -kəmər in son hissəsində minimal buraxıla bilən təzyiqdır.

Onda son hissənin standart şəraitə gətirilmiş akkumulizasiya qabiliyyətini təyin etmək üçün yazmaq olar:

$$V_{akk} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \frac{P_{or.\max} - P_{or.\min}}{P_{st}} \cdot \frac{T_{st}}{T_{or} \cdot z_{or}} \cdot \ell_s \quad (5.84)$$

(5.84) ifadəsində (5.80), (5.82) və (5.83) ifadələrini nəzərə alsaq, alarıq:

$$V_{akk} = \frac{\pi D^2}{6} \cdot \frac{T_{st}}{P_{st} \cdot T_{or} \cdot z_{or}} \cdot (P_{1\max}^3 - P_{1\max}^2 \sqrt{P_{1\max}^2 - cQ^2 \ell_s} + cQ^2 \ell_s \sqrt{P_{1\max}^2 - cQ^2 \ell_s} + P_{2\min}^3 - cQ^2 \ell_s \sqrt{P_{2\min}^2 + cQ^2 \ell_s} - P_{2\min}^2 \sqrt{P_{2\min}^2 + cQ^2 \ell_s}) \frac{1}{cQ^2} \quad (5.85)$$

Sonuncu ifadədən qaz kəmər inin maksimal akkumulizasiya qabiliyyətini təmin edən son hissənin optimal uzunluğunu tapmaq üçün $dV_{akk}/d\ell_s = 0$ şərtindən istifadə edərək, bəzi dəyişikliklərdən sonra alarıq:

$$\ell_s = \frac{P_{1\max}^2 - P_{2\min}^2}{2cQ^2} \quad (5.86)$$

Beləliklə, qaz kəmərinin sonuncu hissəsinin maksimal akkumulizasiya qabiliyyəti o vaxt baş verir ki, həmin hissənin uzunluğu maksimal mümkün olan uzunluğun yarısına bərabər olsun:

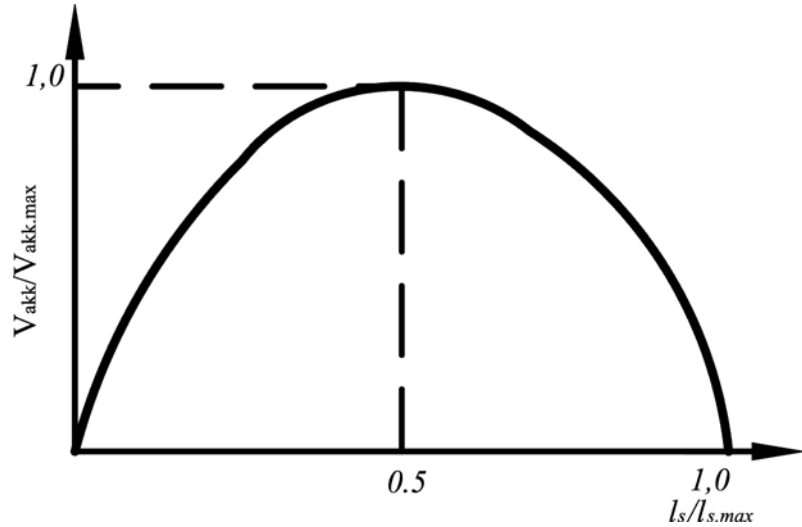
$$\ell_{s.\max} = \frac{P_{1\max}^2 - P_{2\min}^2}{cQ^2} \quad (5.87)$$

(5.86) ifadəsini (5.85)-də nəzərə alsaq, kəmərin maksimal akkumulizasiya qabiliyyətini hesablaya bilərik:

$$V_{akk.\max} = kD^7 \frac{P_{1\max}^3 + P_{2\min}^3 - \sqrt{\frac{P_{1\max}^2 + P_{2\min}^2}{2}}}{Q^2}, \quad (5.88)$$

harada ki, k -sabit əmsəldir.

Qaz kəmərinin sonuncu hissəsinin akkumulizasiya qabiliyyətinin onun uzunluğundan asılılığı şəkil 5.12-də göstərilmişdir.



Şəkil 5.12. Qaz kəmərinin sonuncu hissəsinin akkumulizasiya qabiliyyətinin ($V_{akk}/V_{akk.\max}$) onun uzunluğundan ($l_s/l_{s.\max}$) asılılığı

Son hissənin uzunluğu az olduqda, onun həndəsi həcmi (tutumu) kiçik olduğundan akkumulizasiya qabiliyyəti aşağı olur. Uzunluq böyük olduqda isə $(P_{or. max} - P_{or. min})$ təzyiqlər fərqi azalır.

Beləliklə, son hissənin akkumulizasiya qabiliyyətindən istifadə etmək məqsədilə, əgər qaza olan tələbat rejimi sabitdirsə, KS-ın yerinin kəmərin sonuna doğru bir az dəyişdirilməsi zəruridir.

5.11. Mərkəzdənqaçma vurucu qurğularla təchiz olunan kompressor stansiyasının iş rejiminin hesablanmasına aid nümunə

Vurucu qurğuların gətirilmiş xarakteristikalarının köməyi ilə kompressor stansiyasının iş rejiminin hesablanması mərkəzdənqaçma kompressor qurğularının iş rejimlərinin müəyyən edilməsi deməkdir. Yəni, gətirilmiş həcmi məhsuldarlığın və ya sərfin $[Q]_{\text{эрт}}$; gətirilmiş fırlanma tezliyinin $\left[\frac{n}{n_n} \right]_{\text{эрт}}$ və ötürmənin valına düşən gücün (N) təyini deməkdir. Hesabat aşağıdakı ardıcılıqla həyata keçirilir:

1. Qaz sabiti təyin olunur:

$$R = \frac{R_h}{\Delta}, \quad kq \cdot M / (kq \cdot K) \quad (5.89)$$

harada ki, Δ -havaya görə qazın nisbi sıxlığı; $R_h = 294 \quad kq \cdot M / (kq \cdot K)$ -hava üçün qaz sabiti.

2. Gətirilmiş təzyiq və temperaturdan asılı olaraq təbii qazın sıxılma (inhiraf) əmsalı Z təyin edilir.

3. Standart şəraitdə (20^0S və 760 mm civə sütunu) qazın sıxlığı hesablanır:

$$\rho_{st} = \Delta \cdot \rho_{st}^{hava} = \Delta \cdot 1,206$$

4. Qazın sorma şəraitindəki sıxlığı (kq/m^3) təyin edilir:

$$\rho_s = \frac{P_s}{ZRT_s} \quad (5.90)$$

5. Qaz vurucu qurğunun məhsuldarlığı hesablanır ($m^3/\text{эцн}$);

$$Q_k = \frac{Q_k KS}{n} \quad (5.91)$$

burada $Q_k KS$ -eyni tipli qaz vurucu qurğularla təchiz olunmuş kompressor stansiyasının məhsuldarlığı, $m \ln \cdot m^3/\text{эцн}$; n - paralel birləşmiş qrupların sayı.

6. 1-ci pillənin qaz vurucusunun həcmi məhsuldarlığı təyin edilir ($m^3/\text{дѣг}$).

$$Q = \frac{Q_k \cdot \rho_{st}}{1440 \cdot \rho_s} \quad (5.92)$$

7. Gətirilmiş həcmi məhsuldarlıq hesablanır ($m^3/\text{дѣг}$).

$$[Q]_{\text{эѣт}} = \frac{n_n}{n} \cdot Q \quad (5.93)$$

n_n -vurucusunun rotorunun nominal fırlanma tezliyi, $\text{дѣвр}/\text{дѣг}$.

8. Gətirilmiş fırlanma tezliyi tapılır ($\text{дѣвр}/\text{дѣг}$).

$$\left(\frac{n}{n_n} \right)_{\text{эѣт}} = \frac{n}{n_n} \sqrt{\frac{Z_{\text{эѣт}} \cdot R_{\text{эѣт}} \cdot T_{\text{эѣт}}}{Z \cdot R \cdot T}}, \quad (5.94)$$

harada ki, $Z_{\text{эѣт}}$, $R_{\text{эѣт}}$, $T_{\text{эѣт}}$ -gətirilmiş parametrlər.

9. Qazın sıxılma dərəcəsi (ε) və gətirilmiş nisbi gücün $\left[\frac{N_i}{\rho_{st}} \right]_{\text{эѣт}}$ təyini. Bu

kəmiyyətlər mərkəzdənqaçma qaz vurucu kompressor qurğusunun xarakteristikalarına əsasən gətirilmiş həcmi məhsuldarlığı və gətirilmiş fırlanma tezliklərinin tapılmış qiymətlərinə uyğun təyin edilir.

10. Kompresor qurğusuna lazım olan daxili gücü təyin edilir (KVt).

$$N_i = \left[\frac{N_i}{\rho_{st}} \right]_{\text{эрт}} \cdot \gamma_s \cdot \left(\frac{n}{n_n} \right)_{\text{эрт}}^3 \quad (5.95)$$

11. Ötürülən güc hesablanılır (KVt).

$$N = N_i + N_{mex} \quad (5.96)$$

burada N_{mex} -mexaniki güc itkiləridir.

Qazturbın ötürmələri üçün $N_{mex} = 150 KVt$.

12. Kompresorun çıxışında təzyiq (P_v) hesablanılır ($at.$).

$$P_v = P_s \cdot \varepsilon \quad (5.97)$$

13. Çıxışdakı temperatur təyin edilir:

$$T_v = T_s \cdot e^{\frac{k-1}{k}} \quad (5.98)$$

harada ki, k -təbii qazın politrop göstəricisidir, $k = 1,3 - 1,31$.

İkinci pillənin də hesabı analoji olaraq aparılır. Bu zaman 2- ci pillənin girişindəki temperatur 1-ci pillənin çıxışındakı temperatura bərabər götürülür. 2- ci pillənin girişindəki təzyiq (P'_s) isə ($at.$). 1- ci pillənin çıxışında olan təzyiqə (P_v) əsasən aşağıdakı kimi tapılır:

$$P'_s = P_v - (0,3 - 0,5) \quad (5.99)$$

burada $(0,3 - 0,5)$ 1-ci və 2-ci pillələr arasındakı təzyiq itkisidir ($at.$).

İndi isə hesablanmaya aid nümunəyə baxaq:

Gün ərzində 65 mln.m^3 qaz nəql edən kompressor stansiyasının iş rejiminin hesablanmasına baxaq. Tutaq ki, KS-ın girişində təzyiq $P_s = 38 at$, temperatur isə $290K$. KS 520 növlü qazvuruculu, TTK-10 qaz-turbınli 2 paralel qruplardan təşkil olunmuş qurğularla işləir. Nəql olunan qazın nisbi sıxlığı $\Delta = 0,6$. Vurucu qurğunun rotorunun faktiki fırlanma tezliyi 4600 dövr/dəq-dir.

Həlli:

$$\text{Qaz sabiti } R = \frac{29,4}{0,6} = 49 \text{ kq} \cdot \text{M} / (\text{kq} \cdot \text{K}).$$

Nomoqramdan $P_{\text{эрт}}$ və $T_{\text{эрт}}$ parametrlərinə əsasən qazın sıxılma əmsalı $Z = 0,919$ tapılır.

Standart şəraitdə qazın sıxlığı:

$$\rho_{st} = 0,6 \cdot 1,206 = 0,724 \text{ kq} / \text{m}^3$$

Sorma şəraitində (girişdə) qazın sıxlığı:

$$\rho_{st} = \frac{380000}{0,919 \cdot 49 \cdot 290} = 29,1 \text{ kq} / \text{m}^3$$

Bir qrup qaz vurucusunun məhsuldarlığı:

$$Q_k = \frac{65000000}{2} = 32500000 \text{ m}^3 / \text{эцн}$$

Birinci pillə vurucusunun həcmi məhsuldarlığı:

$$Q_k = \frac{32500000 \cdot 0,724}{1440 \cdot 29,1} = 561,5 \text{ m}^3 / \text{дяс}$$

(5.93) ifadəsinə əsasən 1- ci pillə qaz vurucusunun gətirilmiş həcmi məhsuldarlığı hesablanır:

$$[Q]_{\text{эрт}} = \frac{4800}{4600} \cdot 561,5 = 586 \text{ m}^3 / \text{дяс}$$

(5.94) düsturuna uyğun olaraq gətirilmiş nisbi fırlanma tezliyi tapılır:

$$\left(\frac{n}{n_n} \right)_{\text{эрт}} = \frac{4600}{4800} \sqrt{\frac{0,91 \cdot 50 \cdot 293}{0,919 \cdot 49 \cdot 290}} = 0,968$$

Qrafikə əsasən qazın sıxılma dərəcəsi $\varepsilon = 1,21$ və gətirilmiş nisbi güc

$$\left[\frac{N_i}{\rho_{st}} \right]_{\text{эрт}} = 337 \text{ kVt} / (\text{kq} \cdot \text{m}^3) \text{ müəyyən edilir.}$$

Kompressor qurğusunun istifadə etdiyi güc:

$$N_i = 337 \cdot 29,1 \cdot 0,968^3 = 8895 \text{ KVt}$$

Ötürmənin valına düşən güc:

$$N = 38895 + 100 = 8995 \text{ KVt}$$

Birinci pillənin çıxışında temperatur

$$T_2 = 290 \cdot 1,21^{\frac{1,31-1}{1,31}} = 306 \text{ K}$$

Kompresor qurğusunun ikinci pilləsinin də hesabı 1-ci pillənin hesabına analoji olaraq aparılır.

Yoxlama sualları

- 1. Təbii qazlara hansı qazlar aiddir və onlar bir-birindən nə ilə fərqlənirlər?*
- 2. Qazların fiziki xassələrini və təyinedici kəmiyyətlərini göstərə bilərsinizmi?*
- 3. Qazın ümumiləşdirilmiş hal tənliyi nəyi ifadə edir?*
- 4. Qazın inhiraf (sıxılma) əmsalı nədir və necə təyin edilir?*
- 5. Qazlar üçün komersiya sərfi nədir?*
- 6. Nə üçün qazın özlülüyü mayelərdən fərqli olaraq temperatur artdıqca çoxalır?*
- 7. Coul-Tomson effekti nədir?*
- 8. Qaz kəmərinin hidravliki hesablanması nəticəsində nələr müəyyən edilir?*
- 9. Qaz kəmərinin temperatur rejimi dedikdə nə başa düşürsünüz?*
- 10. Qaz kəməri boyu təzyiq necə düşür? Orta təzyiq necə təyin edilir və nə üçün lazımdır?*
- 11. Qaz kəmərinin trasının relyefi onun hesablanmasına təsir göstərirmi?*

12. *Mürəkkəb qaz kəmərlərinə hansı kəmərlər aiddir?*
13. *Atqı və qoşqu xətləri olan mürəkkəb qaz kəmərləri necə hesablanır?*
14. *Mürəkkəb qaz kəmərlərini hansı üsullarla sadə hala gətirmək olar?*
15. *Qaz kəmərlərinin buraxma qabiliyyətini hansı üsullarla artırmaq olar?*
16. *Lupinqli kəmərlər necə hesablanılır?*
17. *Calaq olunmuş qaz kəmərlərində calaqların sayı nədən asılıdır?*
18. *Kompresor stansiyaları nə üçün tikilir və hansı avadanlıqlarla təchiz edilir?*
19. *Kompresor stansiyalarının iş rejimi necə seçilir?*
20. *Qaz kəməri ilə kompresor stansiyalarının birgə işi nəyi xarakterizə edir?*
21. *Kompresor stansiyalarının trasda yerləşməsi qaz kəmərinin buraxma qabiliyyətinə necə təsir edir?*
22. *Qaz kəmərinin akkumulizasiya qabiliyyəti dedikdə nə başa düşülür?*
23. *Qaz kəmərinin son hissəsində akkumulizasiya qabiliyyəti nədən asılıdır və necə müəyyənləşdirilir?*
24. *Təbii qazlar kükürd birləşmələrindən və karbon qazından necə təmizlənir?*