Міністерство освіти і науки України
НТУ «Дніпровська політехніка»



МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ПРАКТИЧНИХ ЗАНЯТЬ З ДИСЦИПЛІНИ
«Гідрогазодинаміка»
для бакалаврів освітньо-професійної програми «Нафтогазова інженерія та технології» спеціальності 185 «Нафтогазова інженерія та технології»

Дніпро
2024

Міністерство освіти і науки України
НТУ «Дніпровська політехніка»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ПРАКТИЧНИХ ЗАНЯТЬ З ДИСЦИПЛІНИ

«Гідрогазодинаміка»

для бакалаврів освітньо-професійної програми «Нафтогазова інженерія та технології» спеціальності 185 «Нафтогазова інженерія та технології»

Рекомендовано до видання навчально-методичним відділом університету

ПОГОДЖЕНО
рішенням науково-методичної комісії спеціальності 185 Нафтогазова інженерія та технології
Протокол № 8 від 09.07.2024 р.

Дніпро
НТУ «ДП»
2024

Методичні вказівки до практичних занять з дисципліни «Гідрогазодинаміка» для бакалаврів освітньо-професійної програми «Нафтогазова інженерія та технології» спеціальності 185 «Нафтогазова інженерія та технології» / Упоряд.: А.О. Ігнатов. – Д.: НТУ «Дніпровська політехніка», 2024. – 81 с.

Упорядник

А.О. Ігнатов, канд. техн. наук, доц.

Відповідальний за випуск
доц. кафедри нафтогазової інженерії та буріння
В.О. Расцвєтаєв, канд. техн. наук

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 1
ОСНОВНІ ФІЗИЧНІ ВЛАСТИВОСТІ КРАПЕЛЬНИХ РІДИН. СИЛИ, ЩО ДІЮТЬ У РІДИНІ. ПОНЯТТЯ ПРО ІДЕАЛЬНУ РІДИНУ

Мета: набути практичні знання про основні фізичні властивості крапельних рідин, сили, що діють у рідині, а також засвоїти фундаментальні поняття про ідеальну рідину.

Загальні відомості про фізичні властивості крапельних рідин

Рідиною називається фізичне тіло, яке володіє **текучістю.** Під текучістю розуміють здатність рідини безмежно деформуватися, тобто змінювати свою форму не дроблячись на окремі частинки, під дією наскільки завгодно малих зовнішніх сил. З цього визначення випливає, що текуче тіло не має власної форми – воно завжди приймає форму судини в якій знаходиться. Існує два різновиди рідин – **крапельні** та **газоподібні.**

До крапельних рідин відносяться речовини, які зазвичай і називають рідинами – це вода, нафта, бензин і т. п. Вони мають власний об'єм, який може бути меншим ніж об'єм резервуару, в якому знаходиться рідина.У такому разі рідина займає лише частину резервуара й буде відділяється від газової атмосфери поверхнею, яка називається **вільною.**

Крапельні рідини можуть існувати у вигляді дуже малих об'ємів, що не деформуються – у вигляді крапель. Ці рідини являють собою практично нестисливі середовища, які майже не змінюють свій об'їм під дією зовнішнього силового впливу – ця властивість робить крапельні рідини близькими до твердих тіл. Газоподібні рідини, які зазвичай називають газами, завжди займають увесь об'єм резервуара, де знаходяться. Це – стисливі середовища, тобто вониздатні значно міняти свій об'єм під дією зовнішніх сил.

У гідрогазодинаміці рідину розглядають як суцільне середовище, яке безперервно без пустот і проміжок заповнює весь наданий йому об'єм, відволікаючись від молекулярної, тобто дискретної будови речовини. Такий підхід дозволяє вести мову про «частинки рідини» – тобто про елементарні об'єми, в яких сконцентрована елементарна маса рідини, що розглядається. Така модель дозволяє використовувати в гідравліці математичний апарат безперервних функцій і нескінченно малих величин. Завдяки цьому вдається скласти потрібні диференціальні рівняння та отримати параметри механічної рівноваги або руху рідини в будь-якій точці простору.

Густина та питома вага рідини. Густина – це маса речовини, що міститься в одиниці об'єму. Зазвичай її позначають літерою ρ:

$$\rho = \frac{m}{W}, \qquad (1)$$

де m – маса рідини в об'ємі W.

Системна одиниця виміру густини – кг/м^3.

Для абсолютної більшості рідин густина зменшується при зростанні температури. Винятком є, зокрема, вода густина якої в діапазоні температур

від 0 °С до 3,98 °С зростає.

Користуються також поняттям **відносна густина** – це безрозмірна величина, що дорівнює відношенню густини певної речовини до густини стандартної речовини

$$\delta = \frac{\rho}{\rho_{\text{ст}}}\,. \qquad (2)$$

У якості стандартної речовини при визначенні відносної густини приймають: для крапельних рідин і твердих тіл – дистильовану воду при температурі 3,98 °С і нормальному атмосферному тиску 101325 Па (760 мм рт. ст.) – за цих умов густина води становить 1000 кг/м³ ; для газів – атмосферне повітря за нормальних умов з густиною 1,2 кг/м³.

Для безпосереднього вимірювання густини рідин в техніці використовують прилади, які називаються ареометрами.

Питома вага рідини – це вага речовини, що міститься в одиниці об'єму. Зазвичай її позначають літерою γ:

$$\gamma = \frac{G}{W}\,, \qquad (3)$$

де G – вага рідини в об'ємі W.

Системна одиниця виміру питомої ваги – Н/м³.

Зважаючи на те, що вага речовини

$$G = mg,$$

де g – прискорення вільного падіння,
з рівняння (1) випливає

$$\gamma = \rho g. \qquad (4)$$

Строго кажучи, питома вага речовини не являється її однозначним параметром через свою залежність від величини прискорення вільного падіння g у місті виміру – таким однозначним довідниковим параметром є густина речовини. Тому в подальшому будемо використовувати саме її.

Стисливість – це здатність рідини змінювати свій об'єм під впливом зовнішнього всебічного стиснення. Ця властивість характеризується коефіцієнтом об'ємного стиснення, який дорівнює відносному зменшенню об'єму рідини, що доводиться на одиницю зміни тиску p:

$$\beta_p = -\frac{\Delta W}{W_0} \cdot \frac{1}{\Delta p}\,, \text{Па}^{-1}, \qquad (5)$$

де $\Delta W = W_0 - W$ – абсолютне зменшення об'єму; W_0 і W – початковий і кінцевий об'єм рідини; $\Delta p = p - p_0$ – зміна зовнішнього тиску

Знак мінус у формулі обумовлений різними знаками приростів тиску та об'єму – додатному приросту тиску (зростанню тиску) відповідає від'ємний приріст об'єму (зменшення об'єму).

З формули (5) випливає, що

$$\Delta W = W_0 - W = \beta_p \, \Delta p W_0;$$

$$W = W_0(1 - \beta_p \, \Delta p);$$

Природно, що зменшення об'єму рідини при зростанні зовнішнього тиску викличе збільшення її густини. Нове значення густини таке:

$$\rho = \frac{\rho_0}{1 - \beta_p \, \Delta p} \, ,$$

де ρ_0 – початкова густина рідини.

Величина коефіцієнта об'ємного стиснення для крапельних рідин наводиться в довідниках і є дуже малою. Наприклад, для води при температурі 20 °С і тиску до 7 МПа середнє значення $\beta_p = 4{,}9 \cdot 10^{-4}\text{МПа}^{-1}$. Саме через це при розв'язанні практичних задач зміною густини крапельних рідин, викликаною переміною тиску, зневажають. Виключення складають лише задачі, пов'язані з розрахунком гідравлічного удару, та задачі про стійкість та коливання гідравлічних систем, які без урахування стисливості рідин розв'язати неможливо.

Пружність – це властивість рідких тіл відновлювати свій об'єм після припинення дії зовнішніх сил.

Кількісною характеристикою пружних властивостей рідини являється об'ємний модуль пружності E – величина, обернена до коефіцієнта об'ємного стиснення:

$$E = \frac{1}{\beta_p} \text{ , Па.}$$

Для води $E = 2050$ МПа.

Температурне розширення – це здатність рідини змінювати свій об'єм при переміні температури. Ця властивість характеризується коефіцієнтом температурного розширення, який дорівнює відносній зміні об'єму рідини, що доводиться на одиницю зміни температури t:

$$\beta_p = -\frac{\Delta W}{W_0} \cdot \frac{1}{\Delta t} \text{ , °C}^{-1}, \qquad (6)$$

де $\Delta t = t - t_0$ – зміна температури рідини;

t і t_0 – кінцева й початкова температура.

Очевидно, що

$$\Delta W = W - W_0 = \beta_t \, \Delta t \, W_0;$$

$$W = W_0(1 + \beta_t \, \Delta t);$$

Зростання об'єму рідини при збільшенні температури викличе зменшення її густини. Нове значення густини таке:

$$\rho = \frac{\rho_0}{1 + \beta_t \, \Delta p} \; .$$

Величина коефіцієнта температурного розширення для крапельних рідин мала. Наприклад, для води середнє значення $\beta_t = 2{,}1 \cdot 10^{-4}$ °C^{-1}. Через це при розв'язанні практичних задач зміну густини крапельних рідин, викликану переміною температури, часто не враховують. Однак у ряді випадків цього робити не можна, наприклад при нагріванні рідини, яка повністю заповнює закритий балон.

Розчинність газів у рідині. Усі рідини здатні розчиняти в собі гази. Ця здатність залежить від властивостей газів і рідин та тиску газів над поверхнею рідини – чим вище тиск, тим більша кількість газу розчиняється і навпаки при зниженні тиску розчинений газ виділяється з рідини у вигляді окремих бульбашок.

У розчиненому стані гази не впливають помітно на роботу гідросистем, однак поява в рідині газових бульбашок збільшує її стисливість та зменшує хімічну стійкість. Експериментально встановлено, що розчинені гази виділяються з рідини зі значно більшою швидкістю, ніж поглинаються нею. Зазначена властивість рідин повинна враховуватися в гідросистемах, на окремих ділянках яких тиск зменшується, зокрема при створенні всмоктувальних ліній насосів.

Зазвичай технічно чисті рідини вміщують у собі певну кількість не розчиненого вільного повітря або інших газів у вигляді бульбашок.

Кавітація. Це складне комбіноване явище пов'язане з порушенням суцільності потоку крапельної рідини. Воно розпочинається в області зниженого тиску де спостерігається інтенсивне виділення розчиненого повітря або в разі падіння тиску до величини, рівною з тиском насичення даної рідини при певній температурі, стається місцеве закипання рідини – у цьому місці в потоці виникають парові або газові бульбашки, які власне й порушують суцільність потоку. Якщо потік із такими утвореннями потрапляє в область підвищеного тиску, то пара в бульбашках практично миттєво конденсується і на їх місці виникають порожнини з частинками конденсату всередині, змикання яких оточуючою рідиною відбувається з великою швидкістю і супроводжується значними місцевими сплесками тиску – інтенсивними місцевими гід-

равлічними ударами. Аналогічні явища спостерігаються й при швидкому розчиненні газу, що супроводжується дуже швидким зникненням газових бульбашок і також обумовлює появу місцевих гідравлічних ударів.

Кавітація в гідравлічних системах є вкрай шкідливим явищем, що вимагає застосовувати заходи для її недопущення.

Капілярність – це здатність рідини підійматися або опускатися в трубках малого діаметра відносно нормального рівня рідини в резервуарі під дією додаткового тиску, викликаного силами поверхневого натягнення, що виникають на границі рідини з твердим тілом.

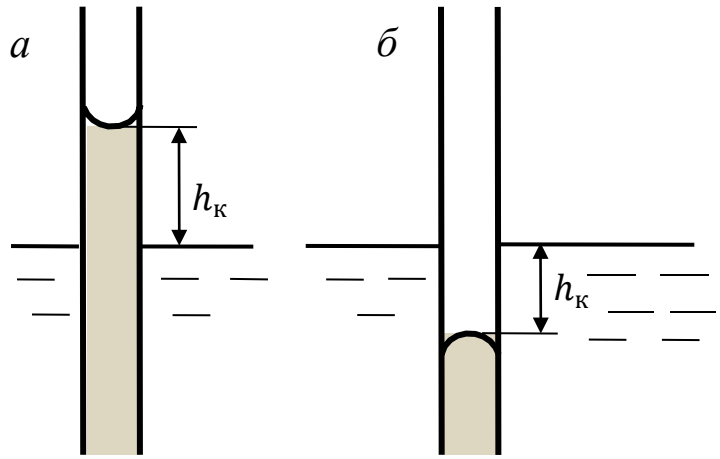


Рис. 1. Прояв капілярності в трубці, поверхню якої рідина
а – змочує; *б* – не змочує

Підіймання рідини відбувається в трубці, поверхня якої змочується рідиною, наприклад, вода підіймається в скляній трубці на висоту $h_к$ (рис. 1, *а*), причому меніск у трубці набуває в цьому разі увігнуту форму. В трубці, поверхня якої не змочується рідиною, рідина опускається, утворюючи випуклий меніск (рис. 1, *б*), наприклад, ртуть в скляній трубці опускається.

Висота підіймання або опускання рідини в трубці залежить від діаметра трубки та виду рідини. Розрахункові залежності наводяться в довідниках.

Вплив капілярності треба враховувати при роботі з рідинними приладами для виміру тиску, а також у спеціальних розділах гідравліки, зокрема при розгляді процесу фільтрації.

В’язкість – це властивість рідини чинити опір відносному руху (зсуву) частинок рідини.

Під час руху рідини через її в’язкість між сусідніми шарами рідини та між рідиною й стінками русла виникають дотичні напруги, що породжують сили внутрішнього тертя, спрямовані в сторону, протилежну руху. Це приводить до відмінності швидкостей частинок у різних шарах потоку та до їх деформації (зсуву).

Якщо уявити, що потік складається із окремих нескінченно тонких шарів товщиною dy (рис. 2), то швидкості різних шарів будуть змінюватися по певному закону від нуля біля стінки до максимального значення на осі потоку, тобто при швидкості у довільному шарі u швидкість у сусідньому з ним шарі, ближчому до осі потоку, буде $u + du$. В прямолінійному русі du можна роз-

глядати як швидкість деформації, а поперечний градієнт швидкості du/dy визначає собою зміну швидкості, що доводиться на одиницю довжини в напряму y, тобто він характеризує інтенсивність зсуву шарів рідини в даній точці.

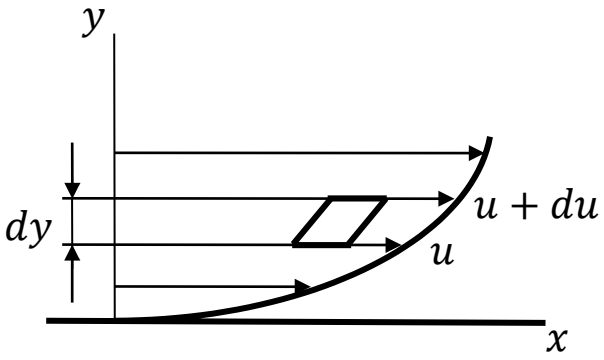


Рис. 2. Відносний рух шарів рідини

У 1686 р. Ньютоном була вперше висловлена гіпотеза, згідно з якою сила тертя T, що виникає між двома шарами рідини, яка рухається прямолінійно, прямо пропорційна площі F дотичних шарів, градієнту швидкості du/dy і залежить від роду рідини:

$$T = \pm\mu F \frac{du}{dy}, \qquad (7)$$

де $\mu -$ динамічний коефіцієнт в'язкості (абсолютна в'язкість рідини).

Пізніше ця гіпотеза була експериментально підтверджена Кулоном і теоретично обґрунтована проф. Н.П. Петровим у 1883 р.

Розділивши обидві частини рівняння (7) на F можна знайти величину дотичної напруги (напругу сили тертя)

$$r = \frac{T}{F} = \pm\mu \frac{du}{dy}. \qquad (8)$$

Цю залежність називають законом ***в'язкого тертя Ньютона.*** Рідини, які підпорядковуються цьому закону, називаються ***ньютонівськими*** – це вода, бензин та інші рідини з високою текучістю, а також гази. Рідини, в яких сила внутрішнього тертя не підпорядковується рівнянню (7), називаються ***неньютонівськими***. До них належать деякі мастила при від'ємній температурі, колоїди, парафіновані нафтопродукти при низьких температурах.

В теоретичній механіці прийнято вважати, що дотична напруга завжди додатна, тому величини T і r завжди додатні. Через це у виразах (1.7) і (1.8) записується знак «+» у разі, коли $du/dy > 0$ і знак «–» при $du/dy < 0$.

З рівняння (7) випливає, що динамічний коефіцієнт в'язкості чисельно дорівнює дотичній напрузі r при градієнті швидкості, рівному одиниці – у цьому полягає його фізичний зміст. Цей коефіцієнт повністю характеризує в'язкість рідини. Системна одиниця виміру μ – Па·с.

При виконанні розрахунків у гідравліці часто користуються ***кінематичним коефіцієнтом в'язкості*** ν, що являє собою відношення коефіцієнта

μ до густини рідини ρ

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}. \qquad (9)$$

Системна одиниця виміру ν — м²/с.

Для експериментального визначення величини в'язкості рідин використовуються прилади, які називаються віскозиметрами.

Для виміру в'язкості рідин, більш в'язких ніж вода (технічних мастил, нафти й великої кількості нафтопродуктів та ін.), використовують зазвичай віскозиметр Енглера (рис.3). Цей прилад складається з двох судин, одна з яких знаходиться в середині іншої. Простір між судинами заповнюється водою, завдяки чому навколо внутрішньої судини утворюється водяна баня. До сферичного дна внутрішньої судини припаяна трубка з внутрішнім діаметром близько 3 мм, отвір в якій нормально закритий клапаном.

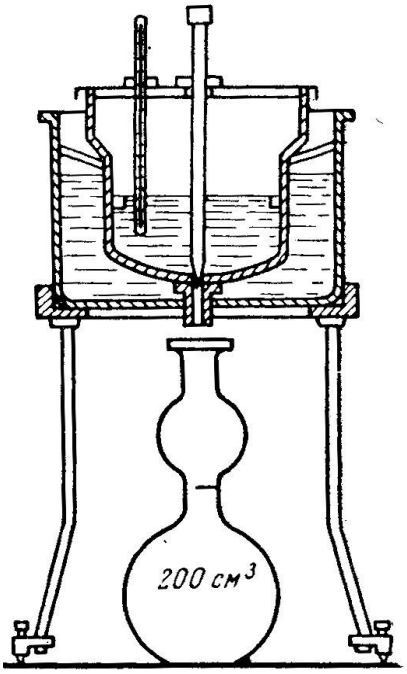


Рис. 3. Віскозиметр Енглера

У внутрішню судину заливається рідина, що досліджується, температура якої за допомогою зовнішнього нагрівача й водяної бані встановлюється на певному рівні, який контролюється термометром. Після цього клапан відкривається і секундоміром вимірюють час витікання 200 см³ цієї рідини. Аналогічний дослід проводять із дистильованою водою при температурі 20 °С. Відношення виміряного часу виливання рідини, що досліджується $r_{\text{р}}$, і дистильованої води при температурі 20 °С $r_{\text{в}}$ дає кількість умовних градусів в'язкості або градусів Енглера

$$°E = \frac{r_{\text{р}}}{r_{\text{в}}}.$$

Для переводу градусів Енглера в м²/с існує кілька емпіричних залежностей, зокрема емпірична формула Уббелоде [1]

$$\nu = \left(0{,}0731°E - \frac{0{,}0631}{°E}\right) 10^{-4}.$$

Для виміру в'язкості рідин, менш в'язких ніж вода (спирт, бензин), використовують віскозиметр Оствальда – Пінкевича. Він являє собою скляну U-образну трубку, в праве коліно якої впаяний капіляр 1. Кінематичний коефіцієнт в'язкості досліджуваної рідини визначається за

формулою

$$\nu = kr\ ,$$

де k – стала віскозиметра, яка залежить у першу чергу від еталонної рідини,

за якою прилад градуюють, а також від розмірів капіляра (вид еталонної рідини залежить від досліджуваних рідин); r – час витікання досліджуваної рідини з об'єму, обмеженому відмітками A і B, с.

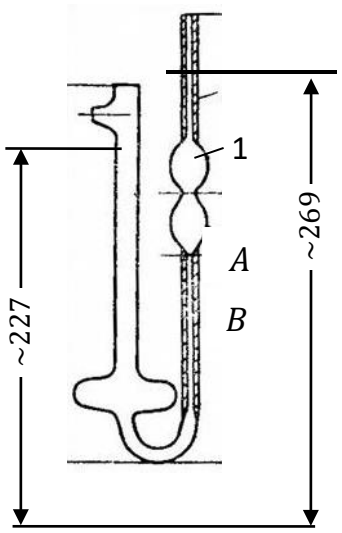


Рис. 4. Капілярний віскозиметр Оствальда – Пінкевича

В'язкість залежить від роду рідини, її температури та тиску.

При збільшенні температури в'язкість крапельних рідин зменшується, а газоподібних – зростає . Це пояснюється різною природою в'язкості в рідинах і газах. У рідинах відстань між молекулами значно менша ніж у газах і в'язкість породжується силами міжмолекулярного зчеплення. Ці сили з ростом температури зменшуються, тому в'язкість спадає. У газах в'язкість обумовлена в першу чергу хаотичним тепловим рухом молекул, інтенсивність якого зростає при збільшенні температури. Тому в'язкість газів при зростанні температури стає більшою.

Залежність в'язкості від температури для різних рідин різна й виразити її аналітично загальним рівнянням неможливо, тому при розрахунках значення в'язкості робочих рідин слід брати з довідників. В довідниках наводяться також експериментально встановлені залежності, за якими можна оцінити в'язкість певних рідин при різних температурах. Наприклад, в'язкість води можна підрахувати за рівнянням [1]:

$$\nu_t = \frac{0{,}0177}{t + 0{,}0337t + 0{,}000221t^2}\,10^{-4},\ \text{м}^2/\text{с}.$$

Залежність в'язкості рідин від тиску помітно проявляється лише при відносно великих змінах тиску, що вимірюються мегапаскалями. Такий діапазон зміни тиску має місце, зокрема , в системах об'ємного гідроприводу. Для більшості рідин з підвищенням тиску в'язкість зростає. Зокрема для мінеральних мастил у межах тиску 0…50 МПа в'язкість змінюється практично

лінійно й може бути підрахованою за рівнянням [1]:

$$\nu_p = \nu_0(1 + k_p p),$$

де ν_p і ν_0 – кінематичні коефіцієнти в'язкості рідини відповідно при тиску p та при атмосферному тиску;

p – тиск, при якому визначається в'язкість, МПа;

k_p – дослідний коефіцієнт, який при розрахунках систем гідроприводу в зазначених межах тиску приймається зазвичай рівним 0,03.

Сили, що діють у рідині. Поняття про ідеальну рідину

Через текучість, тобто через рухомість своїх часток, рідина не здатна сприймати зосередженні зусилля – вона може чинити опір лише розподіленим силам. Сили, діючі в рідині, можуть бути розподіленими по масі рідинного тіла або по його поверхні. Перші сили називаються масовими**,** другі – поверхневими.

Масовими є сили, які діють на кожну частку рідинного тіла. До них відносяться сили ваги та сили інерції. Величина масової сили відповідно до другого закону Ньютона визначається за рівнянням

$$M = jm,$$

де j – результуюче прискорення масових сил; m –маса рідинного тіла.
Отже , масові сили пропорційні масі тіла.

При аналізі досить часто зручно користуватися питомою або одиничною масовою силою, яка дорівнює відношенню сили до маси тіла. Очевидно, що одинична масова сила, яка прикладена до рідинного тіла, чисельно дорівнює результуючому прискоренню масових сил j.

У загальному випадку вектор результуючої масової сили може бути спрямованим у будь-якому напряму. Через це при аналізі зручно спочатку знаходити проекції вектора масової сили на осі довільної прямокутної координатної системи $x - y - z$, а результуючу масову силу визначати як геометричну суму її проекцій.

Величина проекції масової сили на будь-яку координатну вісь дорівнює добутку маси тіла і проекції результуючого прискорення на відповідну вісь, тобто

$$M_x = j_x m; \qquad M_y = j_y m; \qquad M_z = j_z m,$$

де M_x, M_y, M_z – проекції масової сили на координатні осі x, y, z;

j_x, j_y, j_z – проекції результуючого прискорення масових сил на відповідні осі.

Прийнято проекції результуючого прискорення масових сил позначати

так:

$$j_x = X; \qquad j_y = Y; \qquad j_z = Z.$$

У випадку однорідної рідини, тобто такої, яка має однакову густину у всіх точках об'єму, масові сили будуть пропорційними також об'єму рідини, тобто при $\rho = const$ масові сили можна називати ***об'ємними***.

Поверхневими називаються сили, що безперервно розподілені по поверхні об'єму рідини і які при рівномірному розподілі пропорційні величині цієї площі. Ці сили обумовлені безпосереднім впливом сусідніх об'ємів рідини на даний об'єм або впливом інших тіл (твердих або газоподібних), дотичних до цього тіла. До поверхневих відносяться сили тиску, поверхневого натягнення, внутрішнього тертя, причому останні сили проявляються лише в рухомій рідині.

Здатність рідин сприймати стискуючі зусилля нічим не обмежена, а на розтягуючі сили вони реагують по іншому. Гази взагалі не здатні їх сприймати. Крапельні ж рідини, як свідчать досліди, можуть чинити опір досить значним розтягуючим силам. Це можна спостерігати на такому прикладі (рис. 1.5).

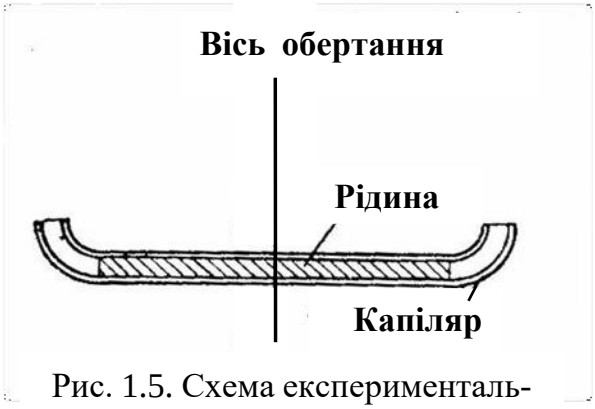


Рис. 1.5. Схема експериментального підтвердження здатності рідини чинити опір розтягуючій силі

Відкритий з обох боків скляний капіляр заповнюється рідиною й приводиться в обертання навколо вертикальної осі, що проходить через його середину. Під час обертання в рідині з'являються відцентрові сили, які будуть намагатися викинути рідину з капіляра в обидва боки. Але навіть при досить значній частоті обертання рідина залишається в капілярі, що свідчить про її спроможність чинити опір розтягуючим зусиллям. В подібних дослідах досягалася , зокрема у воді, розтягуюча напруга до 2,8 МПа.

Однак у технічних системах через певну забрудненість рідин і наявність в них розчиненого повітря їхня опірність розтягуючим зусиллям незначна і нею на практиці нехтують, вважаючи, що крапельні рідини не здатні сприймати розтягуючі сили.

Отримання розрахункових залежностей для розв'язання значної кількості інженерних задач з урахуванням усіх властивостей рідин є досить складним, особливо це стосується враховування в'язкості рідини. Для спрощення виводів формул і рівнянь, а також доказів окремих положень гідравліки в ряді випадків доцільним є використання поняття ***ідеальна рідина*** – це така уявна рідина, при русі якої відсутні сили внутрішнього тертя й густина якої не залежить від тиску та температури. Іншими словами ідеальною вважається нев'язка і нестиснювана рідина.

Зміст звіту

1. Загальні відомості про фізичні властивості крапельних рідин.
2. Характеристика сил, що діють у рідині, а також поняття про ідеальну рідину.

Контрольні запитання

1. *Що являє собою рідина і які існують види рідин?*
2. *Що розуміють під густиною та питомою вагою рідни, від чого вони залежать? Що вважається відносною густиною?*
3. *У чому проявляється стисливість та пружність крапельної рідини? Чому ці рідини вважаються практично нестиснюваними?*
4. *Як змінюються об'єм і густина крапельних рідин при переміні температури?*
5. *У чому полягає сутність явища кавітації?*
6. *Як проявляється капілярність в рідині? Як треба робити відлік показань рідинних вимірювальних приладів?*
7. *Дайте визначення в'язкості рідини. У чому проявляється ця властивість рідини?*
8. *Дайте визначення динамічного коефіцієнта в'язкості рідини, яка його одиниця виміру?*
9. *Дайте визначення та назвіть системну одиницю виміру кінематичного коефіцієнта в'язкості рідини.*
10. *Як змінюється в'язкість крапельних рідин при підвищенні температури?*
11. *Що обумовлює в'язкість газів і як вона міняється при зміні температури?*
12. *Яка практична одиниця виміру в'язкості рідин більш в'язких, ніж вода? Як її експериментально встановлюють?*

Рекомендована література

1 Гідравліка, гідро- та пневмоприводи. Частина 1. Основні закони, рівняння і визначення : навчальний посібник / Я.В. Іванчук, Р.Д. Іскович-Лотоцький. – Вінниця : ВНТУ, 2019. – 183 с.

2 Гідравліка, гідро- та пневмоприводи: конспект лекцій / укладач Е.В. Колісніченко, А.С. Мандрика, В.О Панченко. – Суми : Сумський державний університет, 2021. – 176 с.

3 Гідрогазодинамічні процеси при спорудженні та експлуатації свердловин. Монографія. А.В. Павличенко, Є.А. Коровяка, А.О. Ігнатов, О.М. Давиденко. - Дніпро: НТУ "ДП", 2021. – 201 с.

4 Шевченко Т.О. Гідравліка: конспект лекцій для студентів 1-2 курсів денної та заочної форм навчання освітнього рівня «бакалавр» за спеціальністю 263 – Цивільна безпека, освітніх рівнів «бакалавр» та «спеціаліст» спеціальності 192 – Будівництво та цивільна інженерія. / Т.О. Шевченко; Харків. нац. ун-т міськ. госп-ва ім. О. М. Бекетова. – Харків: ХНУМГ ім. О.М. Бекетова, 2018. – 109 с.

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 2

ЗАГАЛЬНІ ГІДРАВЛІЧНІ РОЗРАХУНКИ

Задача 1. Розрахунки за основним рівнянням гідростатики

Закритий резервуар (рис.1) частково заповнений водою. Тиск на її вільній поверхні вимірюється мановакуумметром. Визначити абсолютну та надлишкову (вакуумметричну) п'єзометричні висоти в точці А, що знаходиться у воді на глибині h, м. Показання мановакуумметра $p_{0\ \text{надл}}$, кПа. Показати висоти на схемі. Атмосферний тиск $p_{\text{атм}} = 100$ кПа.

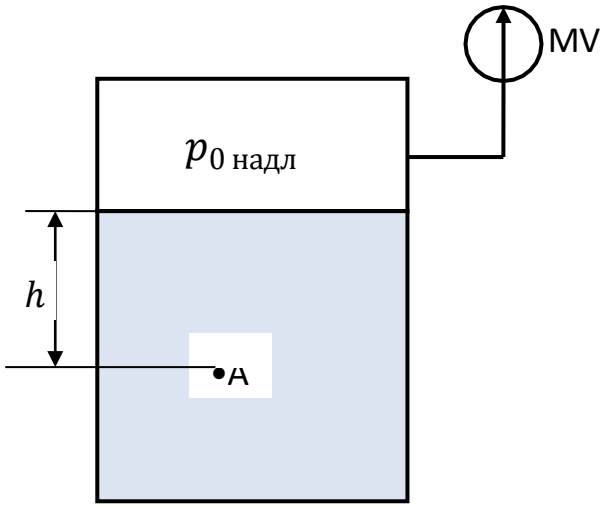


Рис. 1.

ВИХІДНІ ДАНІ

Варіант	h, м	$p_{0\ \text{надл}}$, кПа	Варіант	h, м	$p_{0\ \text{надл}}$, кПа
1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*
1	0,5	300	14	1,8	–63
2	1,5	–50	15	1,3	380
3	2,5	200	16	0,8	–53
4	3,5	–55	17	1,4	330
5	4,5	100	18	1,9	–48
6	5,5	–60	19	2,4	280
7	5,0	150	20	2,9	–43
8	4,8	–65	21	3,4	230
9	4,3	250	22	3,9	–38
10	3,8	–70	23	4,4	180
11	3,3	350	24	4,9	–33
12	2,8	–68	25	5,4	130

13	2,3	450	26	5,9	–28
1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*
27	0,6	600	64	4,0	–63
28	1,5	150	65	4,3	380
16	2,5	–25	66	4,8	–53
17	3,5	–35	67	5,4	–33
18	4,5	200	68	6,9	–48
19	5,5	–30	69	5,4	580
33	5,0	450	70	2,9	–43
34	4,8	–25	71	3,4	230
35	4,3	250	72	3,9	–38
36	3,8	–70	73	4,4	180
37	3,3	–50	74	4,9	–33
38	2,8	268	75	5,4	130
39	2,3	450	76	5,9	–28
40	1,8	363	77	5,7	–56
41	1,3	–30	78	5,1	510
42	0,8	453	79	4,8	480
43	1,4	630	80	4,5	–70
44	1,9	–28	81	4,3	170
45	1,8	500	82	4,1	–60
46	1,3	–40	83	3,9	230
47	2,0	–60	84	3,7	650
48	2,6	443	85	3,5	–50
49	3,2	530	86	3,1	470
50	3,6	–63	87	2,9	–70
51	3,9	730	88	2,7	330
52	4,4	–48	89	2,3	450
53	3,4	–28	90	2,1	–30
54	3,9	–43	91	1,9	650
55	2,4	630	92	1,7	–30
56	4,0	–39	93	1,5	700
57	3,7	580	94	2,5	–45
58	3,1	–33	95	2,9	680
59	4,1	130	96	3,3	570
60	5,1	–28	97	3,7	–50
61	4,8	800	98	3,9	180
62	3,3	700	99	3,1	–60
63	2,8	600	100	2,4	530

В К А З І В К И

1. У випадку, коли надлишковий тиск на вільній поверхні води $p_{0\text{ надл}} > p_{\text{атм}}$, задачу слід вирішувати в такому порядку:
– знаходимо надлишковий тиск у точці А за основним рівнянням гідростатики:

$$p_{\text{А надл}} = p_{0\text{ надл}} + \rho_{\text{в}} g h\ ,$$

де $\rho_{\text{в}} = 1000$ кг/м^3 – густина води;
– визначаємо надлишкову п'єзометричну висоту в точці А за формулою:

$$h_{\text{п надл А}} = \frac{p_{\text{А надл}}}{\rho_{\text{в}} g};$$

– розраховуємо абсолютний тиск і абсолютну п'єзометричну висоту в точці А:

$$p_{\text{А абс}} = p_{\text{А надл}} + p_{\text{атм}};$$

$$h_{\text{п абс А}} = \frac{p_{\text{А абс}}}{\rho_{\text{в}} g}.$$

2. Якщо $p_{0\text{ надл}} < p_{\text{атм}}$, це означає, що на вільній поверхні води вакуум, величина якого $p_{0\text{ вак}} = -p_{0\text{ надл}}$.

У цьому разі задачу слід вирішувати так:
– визначаємо абсолютний тиск на вільній поверхні води

$$p_{0\text{ абс}} = p_{\text{атм}} - p_{0\text{ вак}};$$

– знаходимо абсолютний тиск і абсолютну п'єзометричну висоту в точці А:

$$p_{\text{А абс}} = p_{0\text{ абс}} + \rho_{\text{в}} g h;\ ;$$

$$h_{\text{п абс А}} = \frac{p_{\text{А абс}}}{\rho_{\text{в}} g};$$

– порівнюємо $p_{\text{А абс}}$ і атмосферний тиск $p_{\text{атм}}$.

Якщо $p_{\text{А абс}} > p_{\text{атм}}$, це означає, що в точці А надлишковий тиск, величина якого

$$p_{\text{А надл}} = p_{\text{А абс}} - p_{\text{атм}};$$

надлишкова п'єзометрична висота в точці А в цьому разі

$$h_{\text{п надл A}} = \frac{p_{\text{A надл}}}{\rho_{\text{в}} g};$$

Якщо $p_{\text{A абс}} < p_{\text{атм}}$, це означає, що в точці А вакуум, величина якого

$$p_{\text{A вак}} = p_{\text{атм}} - p_{\text{A абс}};$$

вакуумметрична п'єзометрична висота в точці А в цьому випадку

$$h_{\text{п вак A}} = \frac{p_{\text{A вак}}}{\rho_{\text{в}} g};$$

Якщо $p_{\text{A абс}} = p_{\text{атм}}$, це означає, що в точці А атмосферний тиск $p_{\text{атм}}$. У цьому разі надлишкова (вакуумметрична) п'єзометрична висота $h_{\text{п надл A}} = 0$. Абсолютна п'єзометрична висота в точці А

$$h_{\text{п абс A}} = \frac{p_{\text{атм}}}{\rho_{\text{в}} g}.$$

Задача 2. Визначення сили тиску рідини на плоску стінку

Визначити силу тиску води на плоску стінку закритого резервуара, яка нахилена до горизонту (рис. 2). Знайти координати точки прикладення сили та показати напрям її дії. Абсолютний тиск на вільній поверхні води p_0, кПа. Прийняти атмосферний тиск $p_{\text{атм}} = 100$ кПа. Рівень води в резервуарі H, м; геометричні розміри похилої стінки $L \times B$, м; її висота h, м. Густина води $\rho_{\text{в}} = 1000$ кг/м^3.

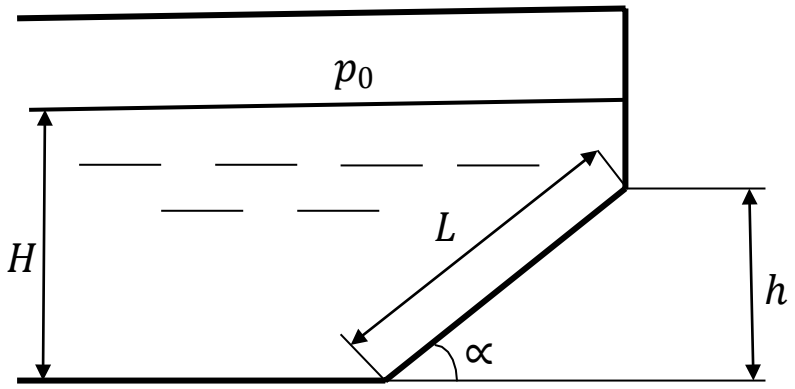


Рис. 2.

ВИХІДНІ ДАНІ

Варіант	p_0, кПа	H, м	h, м	L, м	B, м
1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*
1	100	2,0	1,5	3,0	1,0
2	120	3,0	2,5	4,0	2,0
3	180	4,0	3,5	5,0	3,0
4	200	2,5	2,0	6,0	4,0
5	80	1,5	1,2	4,6	5,0
6	60	3,5	2,8	3,8	4,8
7	40	2,8	2,2	4,2	4,4
8	50	2,2	1,8	3,8	4,0
9	150	3,0	2,6	4,0	4,1
10	250	1,5	1,0	5,0	4,0
11	100	4,0	3,2	4,6	4,9
12	260	2,6	2,2	3,8	4,0
13	60	3,8	3,5	5,2	4,1

1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*
14	70	3,4	3,0	4,0	3,0
15	50	4,0	3,7	4,7	3,7
16	110	3,9	3,4	4,9	3,9
17	280	3,7	3,2	4,0	4,0
18	180	2,8	2,1	3,8	3,8
19	100	4,2	2,4	2,7	3,7
20	90	4,0	3,4	4,4	4,0
21	75	2,7	2,3	4,0	4,4
22	125	3,8	3,5	5,0	4,3
23	65	3,6	3,0	4,3	5,0
24	170	4,2	3,8	4,8	5,1
25	55	3,0	2,6	5,1	4,8
26	45	2,5	2,0	3,0	3,5
27	80	3,5	3,1	3,5	3,0
28	180	4,1	3,6	3,9	4,0
29	530	3,7	2,7	4,6	3,9
30	230	3,8	3,1	4,0	3,9
31	330	3,0	2,4	3,6	3,5
32	300	2,0	1,5	3,5	3,6
33	200	4,0	3,6	4,0	4,5
34	180	4,9	4,0	4,5	4,0
35	80	3,9	3,0	4,9	3,8
36	70	2,8	2,0	3,8	4,9
37	150	3,6	2,9	3,9	4,1
38	50	3,7	3,1	4,1	3,9
39	80	2,8	2,1	3,5	4,1
40	160	4,0	3,5	4,1	3,5
41	100	3,5	3,0	4,2	3,0
42	85	4,0	2,0	3,0	5,0
43	55	3,9	1,5	2,0	5,1
44	30	3,7	1,7	2,7	4,8
45	110	2,8	1,9	3,9	3,5

1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*
46	210	4,2	3,4	3,7	3,0
47	310	3,0	2,1	3,1	4,0
48	420	4,0	3,1	2,0	4,4
49	500	1,9	1,0	1,6	4,3
50	470	3,7	2,5	3,2	5,0
51	430	2,8	1,4	2,9	5,1
52	360	4,2	3,0	4,5	4,8
53	280	4,0	2,5	3,5	5,1
54	80	2,0	1,0	2,8	4,8
55	270	3,0	2,2	3,8	3,5
56	410	4,0	3,2	5,0	3,0
57	90	2,5	1,5	3,0	4,0
58	75	1,5	,0,9	1,8	4,4
59	275	3,5	1,9	3,5	3,9
60	420	2,7	1,8	4,0	4,0
61	450	1,0	0,7	2,3	3,8

В К А З І В К И

Сила тиску води на плоску стінку

$$P = p_c F,$$

де F – площа стінки, що змочена рідиною, м^2;

p_c – надлишковий тиск у центрі ваги цієї площі.

Центр ваги нахиленої частини стінки знаходиться в точці c, яка заглиблена під вільну поверхню води на глибину

$$h_c = H - 0{,}5h.$$

Абсолютний тиск у центрі ваги площі

$$p_{c\,\text{абс}} = p_0 + \rho_{\text{в}} g h_c \ .$$

Надлишковий тиск у центрі ваги

$$p_c = p_{c\,\text{абс}} - p_{\text{атм}}.$$

Якщо $p_c > 0$, то сила тиску спрямована назовні.

При $p_c < 0$ в центрі ваги площі буде вакуум і сила тиску буде спрямована в цьому разі усередину.

Сила тиску прикладена в центрі тиску, що знаходиться в точці d. Його координату простіше визначати в площині стінки.

Розміщаючи координатну вісь y в площині стінки, маємо

$$y_d = y_c + \frac{J_c}{y_c F},$$

де y_c – координата центра ваги нахиленої частини стінки в площині стінки;
J_c – момент інерції площі відносно її центральної вісі (вісі, що проходить через центр ваги площі).

Нахилена частина стінки – це прямокутник. Для нього

$$J_c = \frac{BL^3}{12}.$$

Початок координат в площині стінки в загальному випадку слід розміщати в точці перетину нахиленої стінки або її продовження з п'єзометричною площею, на якій тиск дорівнює атмосферному.

Для встановлення місцезнаходження п'єзометричної площі підраховуємо надлишковий або вакуумметричний тиски на вільній поверхні рідини залежно від співвідношення між тисками p_0 і $p_{\text{атм}}$.

Якщо $p_0 > p_{\text{атм}}$, то на вільній поверхні рідини надлишковий тиск

$$p_{0\,\text{надл}} = p_0 - p_{\text{атм}}.$$

У цьому разі п'єзометрична площа знаходиться вище вільної поверхні на

$$h_{\text{пп}} = \frac{p_{0\,\text{надл}}}{\rho_{\text{в}} g}.$$

Це перевищення вважаємо додатним.

Якщо $p_0 < p_{\text{атм}}$, то на вільній поверхні рідини вакуум

$$p_{0\,\text{вак}} = p_{\text{атм}} - p_0.$$

П'єзометрична площа в цьому випадку знаходиться нижче вільної поверхні на

$$h_{\text{пп}} = \frac{p_{0\ \text{вак}}}{\rho_{\text{в}} g}.$$

Це перевищення вважаємо від'ємним.

При $p_0 = p_{\text{атм}}$ п'єзометрична площа співпадає з вільною поверхнею рідини.

За рис. 3 очевидно, що

$$y_c = \frac{H + h_{\text{пп}} - h}{\sin \propto} + \frac{L}{2},$$

де $\propto$ – кут нахилу стінки резервуару до горизонту.

$$\sin \propto = \frac{h}{L}.$$

У формулу (1) $h_{\text{пп}}$ слід підставляти з урахуванням знаку.

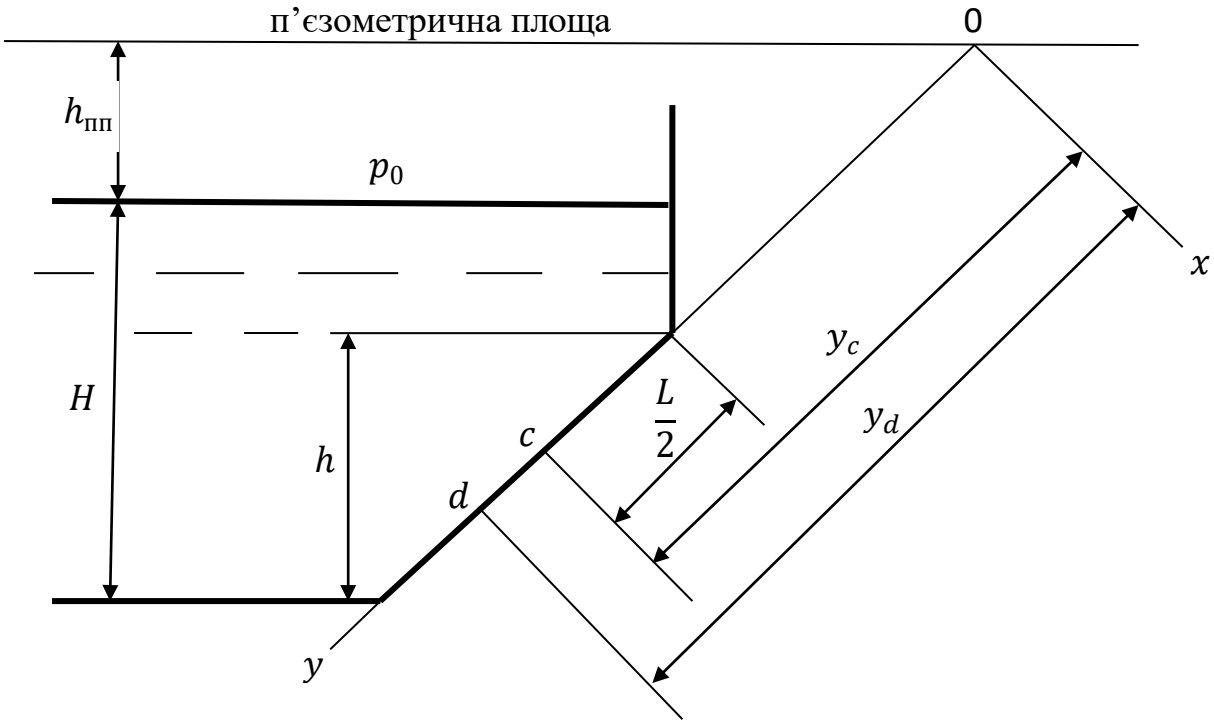


Рис. 3. Розрахункова схема

Задача 3. Визначення сили тиску рідини на криволінійну стінку

Визначити силу тиску води на стінку горизонтальної круглої труби із зовнішнім діаметром $d_з$, мм и товщиною стінки δ, мм, довжина труби $l = 5{,}0$ м. Надлишковий тиск у трубі p, МПа. Знайти максимальну механічну напругу в стінці труби.

ВИХІДНІ ДАНІ

Варіант	$d_з$, мм	δ, мм	p, МПа
1	*2*	*3*	*4*
1	102	5,0	1,0
2	114	6,0	1,5
3	121	4,0	0,9
4	127	5,0	2,0
5	133	6,0	2,3
6	140	5,0	2,5
7	146	7,0	2,1
8	152	8,0	3,0
9	159	6,0	2,8
10	168	7,0	3,4
11	180	7,0	2,7
12	194	8,0	3,7
13	203	8,0	4,0
14	219	7,0	3,5
15	245	9,0	5,0
16	273	8,0	5,1
17	299	7,0	4,7
18	325	8,0	4,0
19	351	9,0	4,9
20	377	8,0	4,3
21	402	10,0	5,5
22	426	10,0	4,5
23	450	11,0	5,7

1	*2*	*3*	*4*
24	426	12,0	6,0
25	402	11,0	5,9
26	377	10,0	5,7
26	377	10,0	5,7
27	351	9,0	4,7
28	325	8,0	4,3
29	299	10,0	5,0
30	273	9,0	5,1
31	245	8,0	4,1
32	219	7,0	4,7
33	203	7,0	3,7
34	194	6,0	3,5
34	194	6,0	3,5
35	180	7,0	3,9
36	168	8,0	4,3
37	159	6,0	4,0
38	273	8,0	5,0
39	325	9,0	5,5
40	426	10,0	5,3
41	194	3,0	6,0
42	203	6,0	6,5
43	219	7,0	7,0
44	245	5,0	7,5
45	273	7,0	6,9
46	299	7,0	6,5
47	325	8,0	4,0
48	351	7,0	4,5
49	377	10,0	7,8
50	402	11,0	6,4
51	426	12,0	5,5
52	102	6,0	7,8
53	114	10,0	7,0

1	*2*	*3*	*4*
54	121	7,0	4,3
55	127	5,0	5,2
56	133	9,0	7,2
57	140	6,0	5,6
58	146	7,0	7,8
59	121	10,0	8,2
60	273	11,0	6,5
61	426	11,0	8,6
62	402	12,0	7,4
63	377	6,0	6,8
64	377	10,0	7,3
65	351	7,0	5,9

В К А З І В К И

1. Горизонтальна складова сили тиску води на стінку труби (рис. 4)

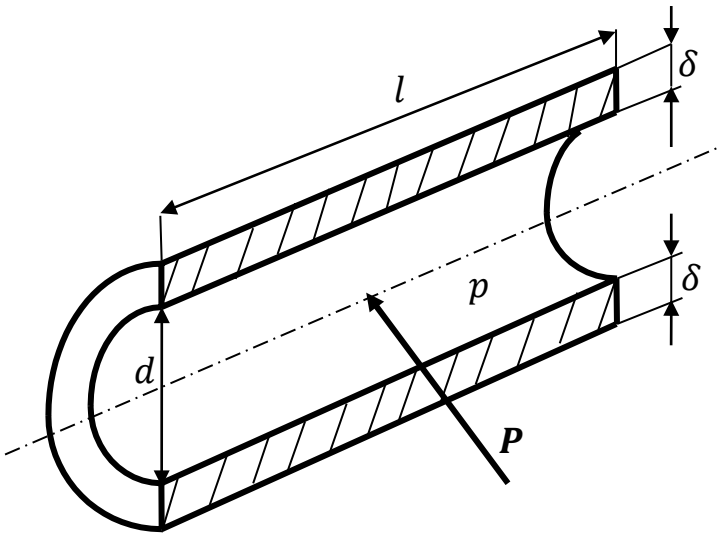


Рис. 4

$$P_x = pF_z,$$

де F_z – вертикальна проекція внутрішньої поверхні труби;
p – надлишковий тиск у центрі ваги цієї проекції, який береться з вихідних даних.

Вертикальна проекція внутрішньої поверхні труби – це прямокутник, довжина якого l, м, а висота дорівнює внутрішньому діаметру труби d, м.

$$d = d_з - 2\delta,$$

де δ – товщина стінки труби.

$$F_z = l \cdot d.$$

Вертикальна складова сили тиску води на стінку труби

$$P_z = \rho_в g V_{тт},$$

де $V_{тт}$ – об'єм тіла тиску.

У даному випадку об'єм тіла тиску дорівнює внутрішньому об'єму труби, тобто

$$V_{тт} = \frac{\pi d^2}{4} \cdot l.$$

Порівнюючи сили P_x і P_z бачимо, що $P_z \ll P_x$. Через це в розрахунках вертикальну складову сили тиску води на стінку труби зазвичай не враховують, тобто вважають, що

$$P = P_x.$$

2. Механічна напруга в стінці труби

$$\sigma = \frac{P}{f},$$

де f – площа матеріалу стінки труби, що чинить опір дії сили P.

За рис. 4 очевидно, що

$$f = 2\delta l.$$

З урахуванням цього

$$\sigma = \frac{P}{f} = \frac{pld}{2\delta l} = \frac{pd}{2\delta}.$$

Задача 4. Розрахунки рідинних потоків за рівнянням Бернуллі

Для заданого режиму роботи насосної установки визначити показання вимірювальних приладів на вході в насос (прилад 1) або на виході з нього (прилад 2) .

Розрахунок виконати для однієї з двох можливих схем насосної установки:

схема 1 – насосна установка з додатною геодезичною (геометричною) висотою всмоктування, коли насос знаходиться вище рівня відкачуваної води (рис. 5);

схема 2 – насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування, коли насос знаходиться нижче рівня відкачуваної води (рис. 6).

Для кожної розрахункової схеми задані:

– максимальна витрата води при повністю відкритій засувці на нагнітанні насоса Q, л/с ;

– перевищення осі насоса над рівнем відкачуваної води (геометрична висота всмоктування), м;

– перевищення кінцевого перерізу потоку над віссю насоса (геометрична висота нагнітання), м;

– діаметри всмоктувального та нагнітального патрубків насоса, відповідно, $d_{вс}$ і $d_{нг}$, мм;

– загальна довжина всмоктувального $L_{вс}$ та нагнітального $L_{нг}$ трубопроводів, м;

– діаметри всмоктувального та нагнітального трубопроводів, відповідно, $D_{вс}$ і $D_{нг}$, мм.

Для всіх варіантів роботи вважати, що використовуються ненові сталеві труби, а вода, що перекачується – нейтральна.

ВИХІДНІ ДАНІ

Схема 1
Насосна установка з додатною висотою всмоктування

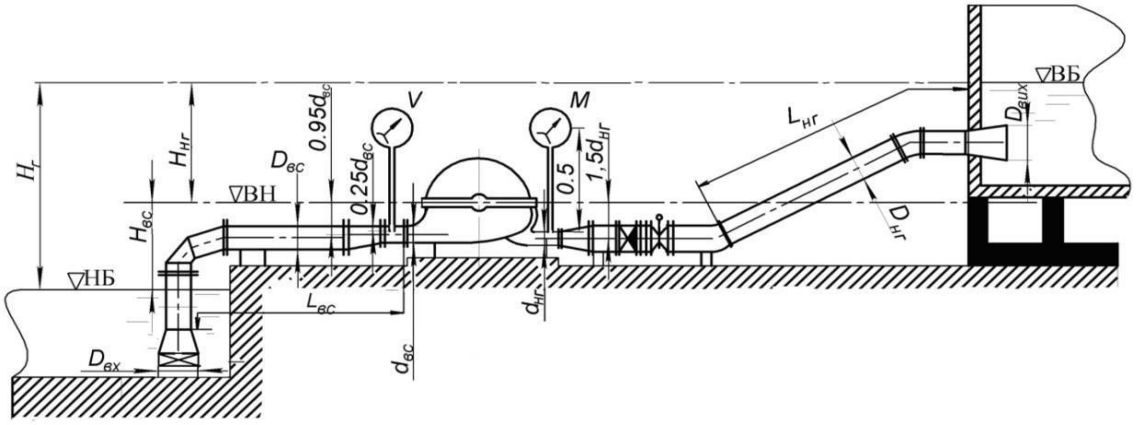


Рис.5.

Варіант	Q, л/с	$H_{вс}$, м	$H_{нг}$, м	$d_{вс}$, мм	$d_{нг}$, мм	$L_{вс}$, м	$L_{нг}$, м	$D_{вс}$, мм	$D_{вс}$, мм
1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*	*7*	*8*	*9*	*10*
1	20	3,0	20,0	150	100	10	350	200	150
2	70	3,2	30,0	200	150	12	500	300	250
3	120	3,5	40,0	250	150	16	720	400	300
4	130	3,8	50,0	250	200	15	900	400	300
5	200	4,0	60,0	300	250	13	630	500	400
6	300	4,2	70,0	350	300	12	580	650	550
7	200	3,7	80,0	350	250	9	710	500	400
8	300	3,4	90,0	400	350	8	670	600	500
9	60	3,3	100,0	150	125	11	220	250	200
10	130	2,8	95,0	250	150	13	125	400	300
11	75	3,9	85,0	200	150	20	140	300	250
12	180	3,6	75,0	300	250	20	280	450	400
13	25	3,4	65,0	150	100	17	300	200	150
14	65	4,2	55,0	200	150	15	340	300	250
15	88	4,0	45,0	150	125	13	420	350	250
16	110	3,7	35,0	250	150	11	510	400	300
17	210	3,6	25,0	300	250	9	630	500	450
18	200	1,8	32,0	350	300	12	715	500	450
19	260	2,2	38,0	350	200	14	345	550	500
20	280	2,4	42,0	400	350	15	428	600	500
21	290	2,8	48,0	350	300	13	540	700	500
22	220	3,1	52,0	300	250	17	675	500	400
23	100	3,3	58,0	250	150	19	350	350	250
24	85	3,7	62,0	200	150	20	200	300	250
25	70	4,0	68,0	150	125	16	160	300	250

Схема 2

Насосна установка з від'ємною висотою всмоктування

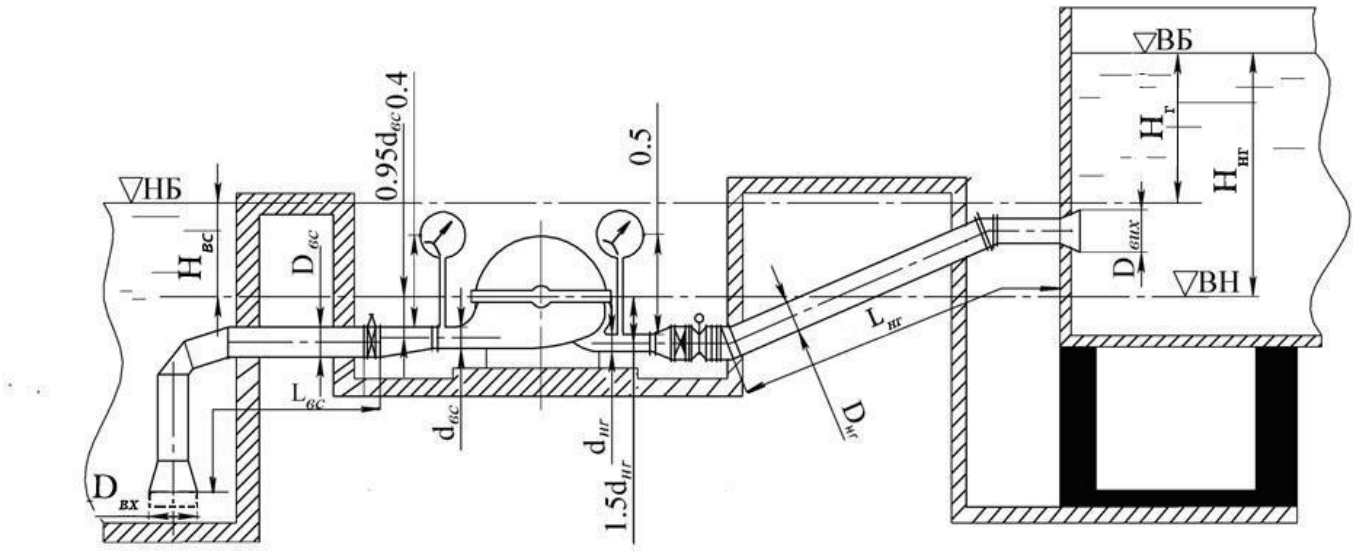


Рис. 6.

Варіант	Q, л/с	$H_{вс}$, м	$H_{нг}$, м	$d_{вс}$, мм	$d_{нг}$, мм	$L_{вс}$, м	$L_{нг}$, м	$D_{вс}$, мм	$D_{вс}$, мм
1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*	*7*	*8*	*9*	*10*
1	24	–3,0	25,0	150	100	10	350	200	150
2	74	–3,2	35,0	200	150	12	500	300	250
3	124	–3,5	45,0	250	150	16	720	400	300
4	134	–3,8	55,0	250	200	15	900	400	300
5	204	–4,0	65,0	300	250	13	630	500	400
6	304	–4,2	75,0	350	300	12	580	650	550
7	210	–3,7	85,0	350	250	9	710	500	400
8	310	–3,4	95,0	400	350	8	670	600	500
9	65	–3,3	105,0	150	125	11	220	250	200
10	135	–2,8	85,0	250	150	13	125	400	300
11	85	–3,9	75,0	200	150	20	140	300	250
12	185	–3,6	65,0	300	250	20	280	450	400
13	28	–3,4	55,0	150	100	17	300	200	150
14	68	–4,2	45,0	200	150	15	340	300	250
15	\98	–4,0	35,0	150	125	13	420	350	250
16	118	–3,7	25,0	250	150	11	510	400	300

1	*2*	*3*	*4*	*5*	*6*	*7*	*8*	*9*	*10*
17	218	–3,6	28,0	300	250	9	630	500	450
18	212	–1,8	35,0	350	300	12	715	500	450
19	252	–2,2	41,0	350	200	14	345	550	500
20	272	–2,4	45,0	400	350	15	428	600	500
21	282	–2,8	51,0	350	300	13	540	700	500
22	230	–3,1	55,0	300	250	17	675	500	400
23	110	–3,3	61,0	250	150	19	350	350	250
24	94	–3,7	65,0	200	150	20	200	300	250
25	64	–4,0	71,0	150	125	16	160	300	250

З А Г А Л Ь Н І В К А З І В К И

Для встановлення показань вимірювальних приладів спочатку визначаємо тиски на осях патрубків насоса. Для цього потрібно скласти рівняння Бернуллі, беручи один переріз потоку, співпадаючим із вільною поверхнею рідини в нижньому або у верхньому резервуарах, а другий переріз – у місцях підключення приладів до патрубків насоса. Площину порівняння приймаємо такою, що співпадає з центром ваги нижнього з прийнятих перерізів.

Зважаючи на те, що в рівняння Бернуллі входять втрати напору між прийнятими перерізами, попередньо їх треба підрахувати.

1. Підрахунок втрат напору в усмоктувальному та нагнітальному трубопроводах

У заданих схемах насосних установок діаметри всмоктувальних і нагнітальних трубопроводів не змінюються за їх довжиною – площа живого перерізу потоку міняється лише на деяких місцевих опорах. Тому втрати напору вздовж нагнітального $h_{нг}$ та всмоктувального $h_{вс}$ трубопроводів підраховують за формулою

$$h_l = \lambda \frac{L}{D} \frac{\upsilon_{тр}^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя в трубопроводі; L і D – довжина та внутрішній діаметр трубопроводу, м; $\upsilon_{тр}$ – середня швидкість руху води в трубопроводі, м/с.

Швидкість води в кожному трубопроводі визначають за формулою

$$\upsilon_{тр} = \frac{4Q}{\pi D^2}.$$

У всіх заданих схемах швидкість води в нагнітальному трубопроводі $\upsilon_{тр.нг} \geq 1{,}2$ м/с, тому відповідно до формули Шевелєва Ф.А. для сталевих водогонів, що експлуатуються,

$$\lambda_{нг} = \frac{0{,}021}{D_{нг}^{0{,}3}}.$$

У всмоктувальному трубопроводі швидкість води $\upsilon_{тр.вс} < 1{,}2$ м/с, тому формула Шевелєва для визначення коефіцієнта гідравлічного тертя набуває такого вигляду:

$$\lambda_{вс} = 0{,}0179 \left(\frac{\upsilon_{тр.вс.р} + 0{,}867}{\upsilon_{тр.вс.р} D_{вс}} \right)^{0{,}3}.$$

У формули для підрахунку коефіцієнтів $\lambda_{нг}$ і $\lambda_{вс}$ діаметри трубопроводів треба підставляти в метрах.

Результати підрахунку втрат напору вздовж трубопроводів слід надавати у вигляді такої таблиці:

Розрахунок втрат напору вздовж трубопроводів

Діаметр D, м	Довжина L, м	Швидкість $\upsilon_{тр}$, м/с	λ	Втрати напору h_l, м
Всмоктувальний трубопровід				
Нагнітальний трубопровід				

Втрати напору на місцевих опорах дорівнюють

$$h_м = \xi \frac{\upsilon_p^2}{2g},$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору; υ_p – розрахункова швидкість води в перерізі

опору (вхідному чи вихідному), до якого віднесено значення ξ, м/с; $\upsilon_p^2 / 2g$ – швидкісний напір у розрахунковому перерізі опору.

$$\upsilon_p = \frac{4Q}{\pi d_p^2},$$

де d_p – розрахунковий діаметр опору, до якого віднесено значення ξ.

Визначення втрат напору на місцевих опорах розглянемо для кожної схеми окремо.

Схема 1 – насосна установка з додатною геодезичною висотою всмоктування

У всмоктувальному трубопроводі є такі місцеві опори:
– приймальний клапан із захисною сіткою, який приєднано до вхідного отвору всмоктувальної труби з діаметром

$$D_{вх} = 1{,}25\, D_{вс};$$

– симетричний конфузор, що єднає приймальний клапан із усмоктувальною трубою;
– зварне коліно, що повертає потік на 90°;
– несиметричний конфузор, що єднає всмоктувальну трубу з усмоктувальним патрубком насоса $d_{вс}$**.** Цей конфузом встановлюють, якщо діаметри всмоктувальної труби та всмоктувального патрубка насоса різні.

Коефіцієнт опору приймального клапана $\xi_{пк}$ вибирається з табл.1 залежно від діаметра вхідного отвору всмоктувального трубопроводу. Він приведений до цього діаметра.

Таблиця 1

Коефіцієнт опору приймального клапану $\xi_{пк}$	Діаметр $D_{вх}$, мм						
	40	70	100	200	300	500	750
	12,0	8,5	7,0	4,7	3,7	2,5	1,6

Вважаючи, що конфузори належать до нормального сортаменту, приймаємо їхні коефіцієнти опору, що приведені до **вихідного перерізу**, $\xi_{кф}$= 0,1.

Коефіцієнт опору зварного коліна

$$\xi_{к\alpha} = 0{,}008\,\alpha^{0{,}75}\,(d / R_з)^{0{,}6},$$

де α – кут повороту потоку, град.; d – внутрішній діаметр труби, м; R – радіус закруглення, м. У розрахунках слід приймати $d / R_3 = 0{,}8...1{,}0$.

У нагнітальному трубопроводі є такі місцеві опори:

– симетричний дифузор, що єднає нагнітальний патрубок насоса з нагнітальним трубопроводом;
– зворотний клапан;
– засувка;
– два зварних коліна, що повертають потік на 30º;
– вихідний дифузор;
– вихідний переріз трубопроводу з діаметром

$$D_{вих} = 1{,}25\, D_{нг}.$$

Вважаючи, що дифузори належать до нормального сортаменту, приймаємо їхні коефіцієнти опору, що приведені до **вхідного перерізу**, $\xi_д = 0{,}25$.

Залежно від діаметра трубопроводу $D_{нг}$ коефіцієнт опору зворотного клапана має такі значення (табл.2):

Таблиця 2

Коефіцієнт опору зворотного клапана $\xi_{з.к}$	Діаметр $D_{нг}$, мм						
	40	70	100	200	300	500	750
	1,3	1,4	1,5	1,9	2,1	2,5	0,9

Коефіцієнт опору повністю відкритої засувки Лудло $\xi_з = 0{,}05$.

Коефіцієнт опору на виході з труби $\xi_{вих} = 1{,}0$.

Схема 2 – насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування

Особливостями цієї схеми в порівнянні з першою є те, що на початку всмоктувального трубопроводу замість приймального клапана встановлено лише захисну сітку з коефіцієнтом опору $\xi_c = 2{,}0$, а в кінці трубопроводу перед симетричним конфузором розміщено засувку.

Підрахувавши втрати напору на кожному місцевому опорі та склавши їх, знаходять загальні втрати напору на місцевих опорах у всмоктувальному та нагнітальному трубопроводах, відповідно, $\sum h_{мвс}$ та $\sum h_{мнг}$.

Підрахунок втрат напору на місцевих опорах слід надавати у вигляді такої таблиці

Розрахунок втрат напору на місцевих опорах трубопроводів

Вид опору	Коефіцієнт опоруξ	Розрахунковий діаметр опору, d_p, м	Розрахункова швидкість υ_p, м/с	$\frac{\upsilon_p^2}{2g}$, м	Втрати напору $h_м$, м
Всмоктувальний трубопровід					
Загальні втрати напору $\sum h_{мвс}$ =					
Нагнітальний трубопровід					
Загальні втрати напору $\sum h_{мнг}$ =					

Після цього необхідно визначити сумарні втрати напору $h_{\text{втр}}$ в усмоктувальному $h_{вс}$ та нагнітальному $h_{нг}$ трубопроводах:

$$h_{вс} = h_{lвс} + \sum h_{мвс}; \qquad h_{нг} = h_{lнг} + \sum h_{мнг};$$

Результати підрахунку слід представити у вигляді такої таблиці:

Розрахунок загальних втрат напору

Трубопровід	h_l, м	$\sum h_м$, м	$h_{втр}$, м	$h_{втр}$, м
Всмоктувальний				
Нагнітальний				

1. Визначення показань вимірювальних приладів

1.1. Насосна установка з додатною геодезичною висотою всмоктування

В цій установці прилад 1 – це вакуумметр, прилад 2 – манометр.

1.1.1. Визначення показання вакуумметра

Для визначення вакууму на осі всмоктувального патрубка насоса складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що співпадає з вільною поверхнею води в нижньому резервуарі, та перерізу 2-2, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки вакуумметра. Площина порівняння співпадає з вільною поверхнею води в нижньому резервуарі.

Загальний вигляд рівняння Бернуллі

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\upsilon_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\upsilon_2^2}{2g} + h_{втр.1-2},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів 1-1 і 2-2 над площиною порівняння, м; p_1 і p_2 – абсолютні тиски в центрах ваги перерізів, Па; υ_1 і υ_2 – середні швидкості потоку в перерізах, м/с; ρ – густина переміщуваної рідини, кг/м^3; g – прискорення вільного падіння, м/с^2; $h_{втр.1-2}$ – втрати напору між перерізами 1-1 та 2-2, м.

У даному випадку $z_1 = 0$; $p_1 = p_{атм}$; $\upsilon_1 = 0$;

$p_2 = p_{вс}$; $\upsilon_2 = \upsilon_{вс}$; $h_{втр.1-2} = h_{вс}$;

z_2 – це перевищення осі всмоктувального патрубка насоса над площиною порівняння.

У даному випадку $z_2 = H_{вс} - 0{,}95d_{вс}$,

де $H_{вс}$ – задана геодезична висота всмоктування.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$\frac{p_{атм}}{\rho g} = z_2 + \frac{p_{вс}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} + h_{вс}.$$

Звідси вакуум на осі всмоктувального патрубка

$$V_o = \frac{p_{атм} - p_{вс}}{\rho g} = z_2 + \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} + h_{вс}.$$

Показання вакуумметра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$V = V_o + \Delta h_{v-o},$$

де Δh_{v-o} – перевищення кінця імпульсної трубки вакуумметра над віссю всмоктувального патрубка, м.

Для схеми 1 $\Delta h_{v-o} = 0{,}25d_{вс}$.

Показання вакуумметра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням:

$$p_v = \rho g V,$$

де $\rho = 1000$ кг/м^3 – густина води.

1.1.2. Визначення показання манометра

Для визначення надлишкового тиску на осі нагнітального патрубка складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки манометра, та перерізу 2-2, що співпадає з вільною поверхнею води у верхньому резервуарі. Площина порівняння співпадає з віссю нагнітального патрубка насоса.

У цьому разі в рівняння Бернуллі слід підставляти такі значення величин:

$z_1 = 0;\quad p_1 = p_{нг};\quad \upsilon_1 = \upsilon_{нг};$

$$p_2 = p_{атм};\ \upsilon_2 = 0;\ \ h_{втр.1-2} = h_{нг};$$

z_2 – це перевищення верхнього рівня води над віссю нагнітального патрубка.

У даному випадку $z_2 = 1{,}5d_{нг} + H_{нг}$,

де $H_{нг}$ – задана геодезична висота нагнітання.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$\frac{p_{нг}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{нг}^2}{2g} = z_2 + \frac{p_{атм}}{\rho g} + h_{нг}.$$

Звідси надлишковий тиск на осі нагнітального патрубка

$$M_{о} = \frac{p_{нг} - p_{атм}}{\rho g} = z_2 - \frac{\upsilon_{нг}^2}{2g} + h_{нг}.$$

Показання манометра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M = M_{о} - \Delta h_{м-о},$$

де $\Delta h_{м-о}$ – перевищення осі манометра над віссю нагнітального патрубка, м.

Для схеми 1 $\Delta h_{м-о} = 0{,}5d_{нг} + 0{,}5$, м.

Показання манометра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням:

$$p_{м} = \rho g M.$$

1.2. Насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування

В цій установці прилад 1 – це найчастіше манометр, прилад 2 – манометр.

1.2.1. Визначення показання манометра на всмоктуванні

Для визначення тиску на осі всмоктувального патрубка складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що співпадає з вільною поверхнею води в нижньому резервуарі, та перерізу 2-2, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки приладу. Площина порівняння співпадає з віссю всмоктувального патрубка.

Загальний вигляд рівняння Бернуллі

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\upsilon_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\upsilon_2^2}{2g} + h_{втр.1-2},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів 1-1 і 2-2 над площиною порівняння, м; p_1 і p_2 – абсолютні тиски в центрах ваги перерізів, Па; υ_1 і υ_2 – середні швидкості потоку в перерізах, м/с; ρ – густина переміщуваної рідини, кг/м^3; g – прискорення вільного падіння, м/с^2; $h_{втр.1-2}$ – втрати напору між перерізами 1-1 та 2-2, м.

У цьому разі в рівняння Бернуллі слід підставляти такі значення величин: $p_1 = p_{атм}$; $\upsilon_1 = 0$;

z_1 – це перевищення рівня води в нижньому резервуарі над віссю всмоктувального патрубка.

У даному випадку $z_1 = 0{,}95d_{вс} - H_{вс}$,

де $H_{вс}$ – задана геодезична висота всмоктування.

У даному випадку $H_{вс} < 0$.

$z_2 = 0$; $p_2 = p_{вс}$; $\upsilon_2 = \upsilon_{вс}$; $h_{втр.1-2} = h_{вс}$.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$z_1 + \frac{p_{атм}}{\rho g} = \frac{p_{вс}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} + h_{вс}.$$

Звідси надлишковий тиск на осі всмоктувального патрубка, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{овс} = \frac{p_{вс} - p_{атм}}{\rho\ g} = z_1 - \frac{\upsilon_{вс}^2}{2\ g} - h_{вс}. \qquad (10)$$

Показання манометра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{вс} = M_{овс} - \Delta h_{мвс-о},$$

де $\Delta h_{мвс-о}$ – перевищення осі манометра над віссю всмоктувального патрубка, м.

Для схеми 3 $\Delta h_{мвс-о} = 0{,}5 d_{вс} + 0{,}4$, м.

Показання манометра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням

$$p_{мвс} = \rho g M_{вс}.$$

де $\rho = 1000$ кг/м^3 – густина води.

3.3.1.2. Визначення показання манометра на нагнітанні

Для визначення надлишкового тиску на осі нагнітального патрубка складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки манометра, та перерізу 2-2, що співпадає з вільною поверхнею води у верхньому резервуарі. Площина порівняння співпадає з віссю нагнітального патрубка насоса.

У цьому разі в рівняння Бернуллі слід підставляти такі значення величин:

$z_1 = 0$; $p_1 = p_{нг}$; $\upsilon_1 = \upsilon_{нг}$;

$p_2 = p_{атм}$; $\upsilon_2 = 0$; $h_{втр.1-2} = h_{нг}$;

z_2 – це перевищення рівня верхнього б'єфу над віссю нагнітального патрубка.

У даному випадку $z_2 = 1{,}5 d_{нг} + H_{нг}$,

де $H_{нг}$ – задана геодезична висота нагнітання.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$\frac{p_{нг}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{нг}^2}{2g} = z_2 + \frac{p_{атм}}{\rho g} + h_{нг}.$$

Звідси надлишковий тиск на осі нагнітального патрубка , що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{онг} = \frac{p_{нг} - p_{атм}}{\rho g} = z_2 - \frac{\upsilon_{нг}^2}{2g} + h_{нг}.$$

Показання манометра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{нг} = M_{онг} - \Delta h_{м-о},$$

де $\Delta h_{м-о}$ – перевищення осі манометра над віссю нагнітального патрубка, м.

Для схеми 3 $\Delta h_{м-о} = 0{,}5 d_{нг} + 0{,}5$, м.

Показання манометра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням

$$p_м = \rho g M_{нг}.$$

ПРИКЛАДИ РОЗРАХУНКІВ

Схема 1, прилад 1

Для заданого режиму роботи насосної установки визначити показання вимірювального приладу на вході в насос (прилад 1) .

Розрахункова схема 1 – насосна установка з додатною геодезичною (геометричною) висотою всмоктування, коли насос знаходиться вище рівня відкачуваної води (рис. 1);

Для розрахункової схеми задані:

– максимальна витрата води при повністю відкритій засувці на нагнітанні насоса Q, л/с ;

– перевищення осі насоса над рівнем відкачуваної води (геометрична висота всмоктування), м;

– діаметр всмоктувального патрубка насоса $d_{вс}$,мм;

– загальна довжина всмоктувального $L_{вс}$ трубопроводу, м;

– діаметр всмоктувального трубопроводу $D_{вс}$,мм.

Для всіх варіантів роботи вважати, що використовуються ненові сталеві труби, а вода, що перекачується – нейтральна.

Вихідні дані

Насосна установка з додатною висотою всмоктування

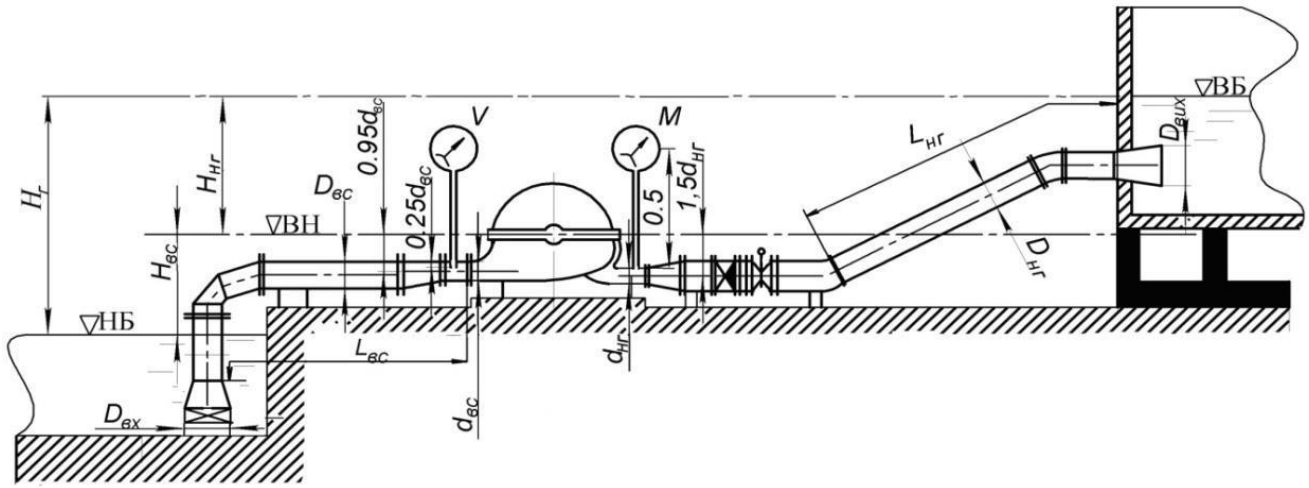


Рис.5

Варіант	Q, л/с	$H_{вс}$, м	$d_{вс}$, мм	$L_{вс}$, м	$D_{вс}$, мм

Розв'язок

1. Підрахунок втрат напору в усмоктувальному трубопроводі

У заданій схемі насосної установки діаметр всмоктувального трубопроводу не змінюються за його довжиною – площа живого перерізу потоку міняється лише на деяких місцевих опорах. Тому втрати напору вздовж всмоктувального трубопроводу підраховуємо за формулою

$$h_l = \lambda \frac{L}{D} \frac{\upsilon_{тр}^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя в трубопроводі; L і D – довжина та внутрішній діаметр трубопроводу, м; $\upsilon_{тр}$ – середня швидкість руху води в трубопроводі, м/с.

Швидкість води в трубопроводі визначаємо за формулою

$$\upsilon_{тр} = \frac{4Q}{\pi D^2}.$$

У всмоктувальному трубопроводі швидкість води $\upsilon_{тр.вс} < 1{,}2$ м/с, тому за формулою Шевелєва коефіцієнт гідравлічного тертя

$$\lambda_{вс} = 0{,}0179 \left(\frac{\upsilon_{тр.вс.р} + 0{,}867}{\upsilon_{тр.вс.р} \quad D_{вс}} \right)^{0{,}3}.$$

Розрахунок втрат напору вздовж трубопроводу

Діаметр D, м	Довжина L, м	Швидкість $\upsilon_{тр}$, м/с	λ	Втрати напору h_l, м
Всмоктувальний трубопровід				

Втрати напору на місцевих опорах дорівнюють

$$h_м = \xi \frac{\upsilon_p^2}{2g},$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору; υ_p – розрахункова швидкість води в перерізі опору (вхідному чи вихідному), до якого віднесено значення ξ, м/с; $\upsilon_p^2 / 2g$ – швидкісний напір у розрахунковому перерізі опору.

$$\upsilon_p = \frac{4Q}{\pi d_p^2},$$

де d_p – розрахунковий діаметр опору, до якого віднесено значення ξ.

Визначення втрат напору на місцевих опорах заданої схеми.

У всмоктувальному трубопроводі є такі місцеві опори:

– приймальний клапан із захисною сіткою, який приєднано до вхідного отвору всмоктувальної труби з діаметром

$$D_{вх} = 1{,}25\, D_{вс};$$

– симетричний конфузор, що єднає приймальний клапан із усмоктувальною трубою;

– зварне коліно, що повертає потік на 90º;

– несиметричний конфузор, що єднає всмоктувальну трубу з усмоктувальним патрубком насоса $d_{вс}$. Цей конфузом встановлюють, якщо діаметри всмоктувальної труби та всмоктувального патрубка насоса різні.

Розрахунок втрат напору на місцевих опорах трубопроводу

Вид опору	Коефіцієнт опоруξ	Розрахунковий діаметр опору, d_p, м	Розрахункова швидкість υ_p, м/с	$\frac{\upsilon_p^2}{2g}$, м	Втрати напору $h_м$, м
Всмоктувальний трубопровід					
приймальний клапан із захисною сіткою		$D_{вх}$			
симетричний конфузор		$D_{вс}$,			
зварне коліно, що повертає потік на 90°		$D_{вс}$,			
несиметричний конфузор		$d_{вс}$			
Загальні втрати напору на місцевих опорах $\sum h_м$ =					

Розрахунок загальних втрат напору в трубопроводі

Трубопровід	h_l, м	$\sum h_м$, м	$h_{втр}$, м
всмоктувальний	0,083	0,115	0,23

2. Визначення показання вимірювального приладу

Задана насосна установка з додатною геодезичною висотою всмоктування
В цій установці прилад 1 – це вакуумметр.

Визначення показання вакуумметра

Для визначення вакууму на осі всмоктувального патрубка насоса складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що співпадає з вільною поверхнею води в нижньому резервуарі, та перерізу 2-2, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки вакуумметра. Площина порівняння співпадає з вільною поверхнею води в нижньому резервуарі.

Загальний вигляд рівняння Бернуллі

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\upsilon_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\upsilon_2^2}{2g} + h_{втр.1-2},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів 1-1 і 2-2 над площиною порівняння, м; p_1 і p_2 – абсолютні тиски в центрах ваги перерізів, Па; υ_1 і υ_2 – середні швидкості потоку в перерізах, м/с; ρ – густина переміщуваної рідини, кг/м^3; g – прискорення вільного падіння, м/с^2; $h_{втр.1-2}$ – втрати напору між перерізами 1-1 та 2-2, м.

У даному випадку $z_1 = 0$; $p_1 = p_{атм}$; $\upsilon_1 = 0$;

$p_2 = p_{вс}$; $\upsilon_2 = \upsilon_{вс}$; $h_{втр.1-2} = h_{вс}$;

z_2 – це перевищення осі всмоктувального патрубка насоса над площиною порівняння.

У даному випадку $z_2 = H_{вс} - 0{,}95 d_{вс}$,

де $H_{вс}$ – задана геодезична висота всмоктування.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$\frac{p_{атм}}{\rho g} = z_2 + \frac{p_{вс}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} + h_{вс}.$$

Звідси вакуум на осі всмоктувального патрубка

$$V_о = \frac{p_{атм} - p_{вс}}{\rho g} = z_2 + \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} + h_{вс}.$$

Показ вакуумметра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$V = V_о + \Delta h_{в-о},$$

де $\Delta h_{в-о}$ – перевищення кінця імпульсної трубки вакуумметра над віссю всмоктувального патрубка, м.

Для заданої схеми

$$\Delta h_{в-о} = 0{,}25 d_{вс}.$$

Показ вакуумметра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням:

$$p_в = \rho g V,$$

де $\rho = 1000$ кг/м^3 – густина води.

Схема 1, прилад 2

Для заданого режиму роботи насосної установки визначити показання вимірювального приладу на виході з насоса (прилад 2) .

Розрахункова схема 1 – насосна установка з додатною геодезичною (геометричною) висотою всмоктування, коли насос знаходиться вище рівня відкачуваної води (рис. 1);

Для розрахункової схеми задані:

– максимальна витрата води при повністю відкритій засувці на нагнітанні насоса Q, л/с ;

– перевищення кінцевого перерізу потоку над віссю насоса (геометрична висота нагнітання), м;

– діаметр нагнітального патрубка насоса $d_{нг}$, мм;

– загальна довжина нагнітального $L_{нг}$ трубопроводу, м;

– діаметр нагнітального трубопроводу $D_{нг}$, мм.

Для всіх варіантів роботи вважати, що використовуються ненові сталеві труби, а вода, що перекачується – нейтральна.

Вихідні дані

Насосна установка з додатною висотою всмоктування

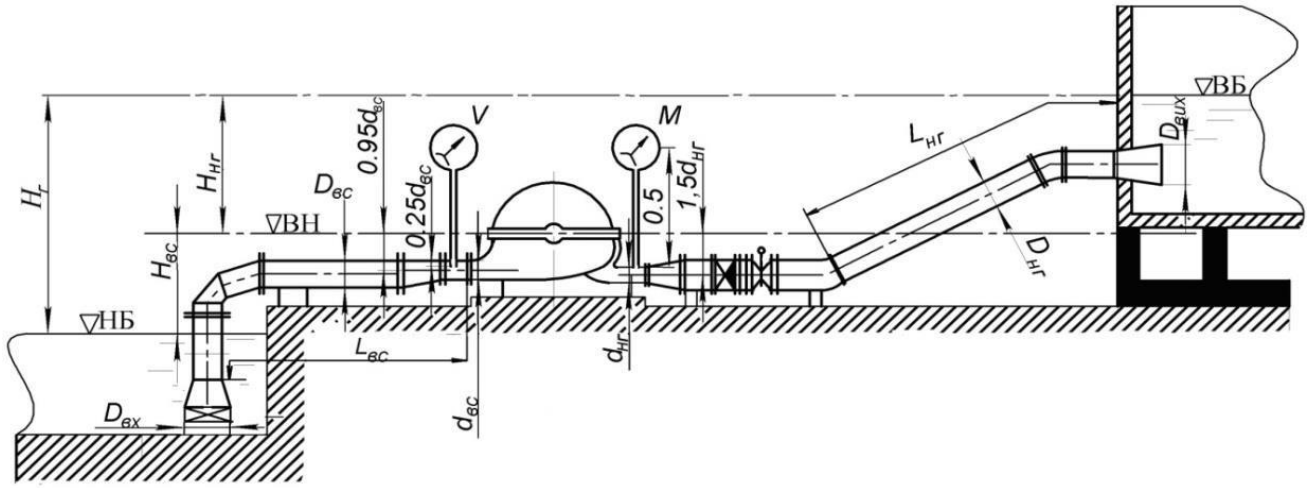


Рис.5

Варіант	Q, л/с	$H_{нг}$, м	$d_{нг}$, мм	$L_{нг}$, м	$D_{нг}$, мм

Розв'язок

1. Підрахунок втрат напору в нагнітальному трубопроводі

У заданій схемі насосної установки діаметр нагнітального трубопроводу не змінюються за його довжиною – площа живого перерізу потоку міняється лише на деяких місцевих опорах. Тому втрати напору вздовж нагнітального h_l трубопроводу підраховуємо за формулою

$$h_l = \lambda \frac{L}{D} \frac{\upsilon_{тр}^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя в трубопроводі; L і D – довжина та внутрішній діаметр трубопроводу, м; $\upsilon_{тр}$ – середня швидкість руху води в трубопроводі, м/с.

Швидкість води в трубопроводі визначають за формулою

$$\upsilon_{тр} = \frac{4Q}{\pi D^2}.$$

У всіх заданих схемах швидкість води в нагнітальному трубопроводі $\upsilon_{тр.нг} \geq 1{,}2$ м/с, тому відповідно до формули Шевелєва Ф.А. для сталевих водогонів, що експлуатуються,

$$\lambda_{нг} = \frac{0{,}021}{D_{нг}^{0{,}3}}.$$

У формули для підрахунку коефіцієнту $\lambda_{нг}$ діаметр трубопроводу треба підставляти в метрах.

Результати підрахунку втрат напору вздовж трубопроводу слід надавати у вигляді такої таблиці:

Розрахунок втрат напору вздовж трубопроводу

Діаметр D, м	Довжина L, м	Швидкість $\upsilon_{тр}$, м/с	λ	Втрати напору h_l, м
Нагнітальний трубопровід				

Втрати напору на місцевих опорах дорівнюють

$$h_м = \xi \frac{\upsilon_p^2}{2g},$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору; υ_p – розрахункова швидкість води в перерізі опору (вхідному чи вихідному), до якого віднесено значення ξ, м/с; $\upsilon_p^2/2g$ – швидкісний напір у розрахунковому перерізі опору.

$$\upsilon_p = \frac{4Q}{\pi d_p^2},$$

де d_p – розрахунковий діаметр опору, до якого віднесено значення ξ.

Визначення втрат напору на місцевих опорах заданої схеми.

У нагнітальному трубопроводі є такі місцеві опори:

– симетричний дифузор, що єднає нагнітальний патрубок насоса з нагнітальним трубопроводом;
– зворотний клапан;
– засувка;
– два зварних коліна, що повертають потік на 30º;
– вихідний дифузор;
– вихідний переріз трубопроводу з діаметром

$$D_{вих} = 1{,}25\, D_{нг}.$$

Розрахунок втрат напору на місцевих опорах трубопроводу

Вид опору	Коефіцієнт опоруξ	Розрахунковий діаметр опору, d_p, м	Розрахункова швидкість υ_p, м/с	$\frac{\upsilon_p^2}{2g}$, м	Втрати напору $h_м$, м
Нагнітальний трубопровід					
симетричний дифузор		$d_{нг}$			
зворотний клапан		$D_{нг}$,			
засувка		$D_{нг}$,			
зварне коліно		$D_{нг}$,			
зварне коліно		$D_{нг}$,			
вихідний дифузор		$D_{нг}$,			
вихідний переріз тру-бопроводу		$D_{вих}$			
Загальні місцеві втрати напору на місцевих опорах $\sum h_{мнг}$ =					

Розрахунок загальних втрат напору в трубопроводі

Трубопровід нагнітальний	h_l, м	$\sum h_м$, м	$h_{втр}$, м	$h_{втр}$, м

2. Визначення показання вимірювального приладу

Задана насосна установка з додатною геодезичною висотою всмоктування. В цій установці прилад 2 – манометр.

2.1.2. Визначення показання манометра

Для визначення надлишкового тиску на осі нагнітального патрубка складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки манометра, та перерізу 2-2, що співпадає з вільною поверхнею води у верхньому резервуарі. Площина порівняння співпадає з віссю нагнітального патрубка насоса.

Загальний вигляд рівняння Бернуллі

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\upsilon_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\upsilon_2^2}{2g} + h_{втр.1-2},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів 1-1 і 2-2 над площиною порівняння, м; p_1 і p_2 – абсолютні тиски в центрах ваги перерізів, Па; υ_1 і υ_2 – середні швидкості потоку в перерізах, м/с; ρ – густина переміщуваної рідини, кг/м^3; g – прискорення вільного падіння, м/с^2; $h_{втр.1-2}$ – втрати напору між перерізами 1-1 та 2-2, м.

У цьому разі в рівняння Бернуллі слід підставляти такі значення величин:

$z_1 = 0$; $p_1 = p_{нг}$; $\upsilon_1 = \upsilon_{нг}$;

$p_2 = p_{атм}$; $\upsilon_2 = 0$; $h_{втр.1-2} = h_{нг}$;

z_2 – це перевищення верхнього рівня води над віссю нагнітального патрубка.

У даному випадку $z_2 = 1{,}5d_{нг} + H_{нг}$,

де $H_{нг}$ – задана геодезична висота нагнітання.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$\frac{p_{нг}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{нг}^2}{2g} = z_2 + \frac{p_{атм}}{\rho g} + h_{нг}.$$

Звідси надлишковий тиск на осі нагнітального патрубка , що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{онг} = \frac{p_{нг} - p_{атм}}{\rho g} = z_2 - \frac{\upsilon_{нг}^2}{2g} + h_{нг}.$$

Показання манометра, що виражені в метрах водяного стовпа,

$$M_{нг} = M_{онг} - \Delta h_{м-о},$$

де $\Delta h_{м-о}$ – перевищення осі манометра над віссю нагнітального патрубка, м.

Для заданої схеми

$$\Delta h_{м-о} = 0{,}5 d_{нг} + 0{,}5 \text{ , м.}$$

Показання манометра, що виражені у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням

$$p_м = \rho g M_{нг}.$$

де $\rho = 1000$ кг/м^3 – густина води.

Схема 2, прилад 1

Для заданого режиму роботи насосної установки визначити показання вимірювального приладу на вході в насос (прилад 1) .

Розрахункова схема 2 – насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування, коли насос знаходиться нижче рівня відкачуваної води (рис. 6).

Для розрахункової схеми задані:

– максимальна витрата води при повністю відкритій засувці на нагнітанні насоса Q, л/с ;

– перевищення осі насоса над рівнем відкачуваної води (геометрична висота всмоктування), м;

– діаметр всмоктувального патрубка насоса $d_{вс}$,мм;

– загальна довжина всмоктувального $L_{вс}$ трубопроводу, м;

– діаметр всмоктувального трубопроводу $D_{вс}$,мм.

Для всіх варіантів роботи вважати, що використовуються ненові сталеві труби, а вода, що перекачується – нейтральна.

Вихідні дані

Схема 2

Насосна установка з від'ємною висотою всмоктування

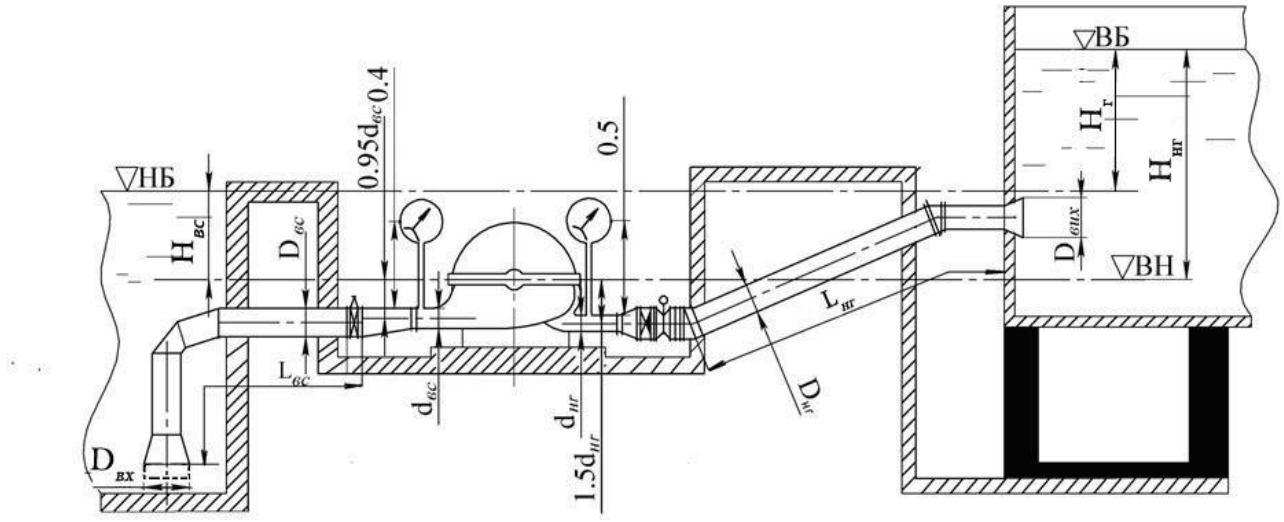


Рис 6

Варіант	Q, л/с	$H_{вс}$, м	$d_{вс}$, мм	$L_{вс}$, м	$D_{вс}$, мм

Розв'язок

1. Підрахунок втрат напору в усмоктувальному трубопроводі

У заданій схемі насосної установки діаметр всмоктувального трубопроводу не змінюються за його довжиною – площа живого перерізу потоку міняється лише на деяких місцевих опорах. Тому втрати напору вздовж всмоктувального трубопроводу підраховуємо за формулою

$$h_l = \lambda \frac{L}{D} \frac{\upsilon_{тр}^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя в трубопроводі; L і D – довжина та внутрішній діаметр трубопроводу, м; $\upsilon_{тр}$ – середня швидкість руху води в трубопроводі, м/с.

Швидкість води в трубопроводі визначаємо за формулою

$$\upsilon_{тр} = \frac{4Q}{\pi D^2}.$$

У всмоктувальному трубопроводі швидкість води $\upsilon_{тр.вс} < 1{,}2$ м/с, тому за формулою Шевелєва коефіцієнт гідравлічного тертя

$$\lambda_{вс} = 0{,}0179 \left(\frac{\upsilon_{тр.вс.р} + 0{,}867}{\upsilon_{тр.вс.р} \quad D_{вс}} \right)^{0{,}3}.$$

Розрахунок втрат напору вздовж трубопроводу

Діаметр D, м	Довжина L, м	Швидкість $\upsilon_{тр}$, м/с	λ	Втрати напору h_l, м
Всмоктувальний трубопровід				

Втрати напору на місцевих опорах дорівнюють

$$h_м = \xi \frac{\upsilon_р^2}{2g},$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору; $\upsilon_р$ – розрахункова швидкість води в перерізі

опору (вхідному чи вихідному), до якого віднесено значення ξ, м/с; $\upsilon_p^2/2g$ – швидкісний напір у розрахунковому перерізі опору.

$$\upsilon_p = \frac{4Q}{\pi d_p^2},$$

де d_p – розрахунковий діаметр опору, до якого віднесено значення ξ.

Визначення втрат напору на місцевих опорах заданої схеми.

У всмоктувальному трубопроводі є такі місцеві опори:
– захисна сітка, яка приєднана до вхідного отвору всмоктувальної труби з діаметром

$$D_{вх} = 1{,}25\, D_{вс};$$

– симетричний конфузор, що єднає приймальний клапан із усмоктувальною трубою;
– зварне коліно, що повертає потік на 90º;
– засувка;
– несиметричний конфузор, що єднає всмоктувальну трубу з усмоктувальним патрубком насоса $d_{вс}$. Цей конфузом встановлюють, якщо діаметри всмоктувальної труби та всмоктувального патрубка насоса різні.

Розрахунок втрат напору на місцевих опорах трубопроводу

Вид опору	Коефіцієнт опору ξ	Розрахунковий діаметр опору, d_p, м	Розрахункова швидкість υ_p, м/с	$\frac{\upsilon_p^2}{2g}$, м	Втрати напору $h_м$, м
Всмоктувальний трубопровід					
захисна сітка		$D_{вх}$			
симетричний конфузор		$D_{вс}$,			
зварне коліно, що повертає потік на 90º		$D_{вс}$,			
засувка		$D_{вс}$,			
несиметричний конфузор		$d_{вс}$			
Загальні втрати напору на місцевих опорах $\sum h_м$ =					

Розрахунок загальних втрат напору в трубопроводі

Трубопровід всмоктувальний	h_l, м	$\sum h_м$, м	$h_{втр}$, м
	0,083	0,115	0,23

2. Визначення показу вимірювального приладу

Задана насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування
В цій установці прилад 1 – це найчастіше манометр.

Визначення показання манометра на всмоктуванні

Для визначення тиску на осі всмоктувального патрубка складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що співпадає з вільною поверхнею води в нижньому резервуарі, та перерізу 2-2, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки приладу. Площина порівняння співпадає з віссю всмоктувального патрубка.

Загальний вигляд рівняння Бернуллі

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\upsilon_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\upsilon_2^2}{2g} + h_{втр.1-2},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів 1-1 і 2-2 над площиною порівняння, м; p_1 і p_2 – абсолютні тиски в центрах ваги перерізів, Па; υ_1 і υ_2 – середні швидкості потоку в перерізах, м/с; ρ – густина переміщуваної рідини, кг/м^3; g – прискорення вільного падіння, м/с^2; $h_{втр.1-2}$ – втрати напору між перерізами 1-1 та 2-2, м.

У цьому разі в рівняння Бернуллі слід підставляти такі значення величин: $p_1 = p_{атм}$; $\upsilon_1 = 0$;

z_1 – це перевищення рівня води в нижньому резервуарі над віссю всмоктувального патрубка.

У даному випадку $z_1 = 0{,}95 d_{вс} - H_{вс}$,

де $H_{вс}$ – задана геодезична висота всмоктування.

У даному випадку $H_{вс} < 0$.

$z_2 = 0$; $p_2 = p_{вс}$; $\upsilon_2 = \upsilon_{вс}$; $h_{втр.1-2} = h_{вс}$.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$z_1 + \frac{p_{атм}}{\rho g} = \frac{p_{вс}}{\rho g} + \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} + h_{вс}.$$

Звідси надлишковий тиск на осі всмоктувального патрубка, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{овс} = \frac{p_{вс} - p_{атм}}{\rho g} = z_1 - \frac{\upsilon_{вс}^2}{2g} - h_{вс}. \qquad (10)$$

Показ манометра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{вс} = M_{овс} - \Delta h_{мвс-о},$$

де $\Delta h_{мвс-о}$ – перевищення осі манометра над віссю всмоктувального патрубка, м.

Для заданої схеми

$$\Delta h_{мвс-о} = 0{,}5 d_{вс} + 0{,}4 \text{ , м.}$$

Показ манометра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням

$$p_{мвс} = \rho g M_{вс}.$$

де $\rho = 1000$ кг/м^3 – густина води.

Схема 2, прилад 2

Для заданого режиму роботи насосної установки визначити показання вимірювального приладу на виході з насоса (прилад 2) .

Розрахункова схема 2 – насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування, коли насос знаходиться нижче рівня відкачуваної води (рис. 6).

Для розрахункової схеми задані:

– максимальна витрата води при повністю відкритій засувці на нагнітанні насоса Q, л/с ;

– перевищення кінцевого перерізу потоку над віссю насоса (геометрична висота нагнітання), м;

– діаметр нагнітального патрубка насоса $d_{нг}$, мм;

– загальна довжина нагнітального $L_{нг}$ трубопроводу, м;

– діаметр нагнітального трубопроводу $D_{нг}$, мм.

Для всіх варіантів роботи вважати, що використовуються ненові сталеві труби, а вода, що перекачується – нейтральна.

Вихідні дані

Схема 2

Насосна установка з від'ємною висотою всмоктування

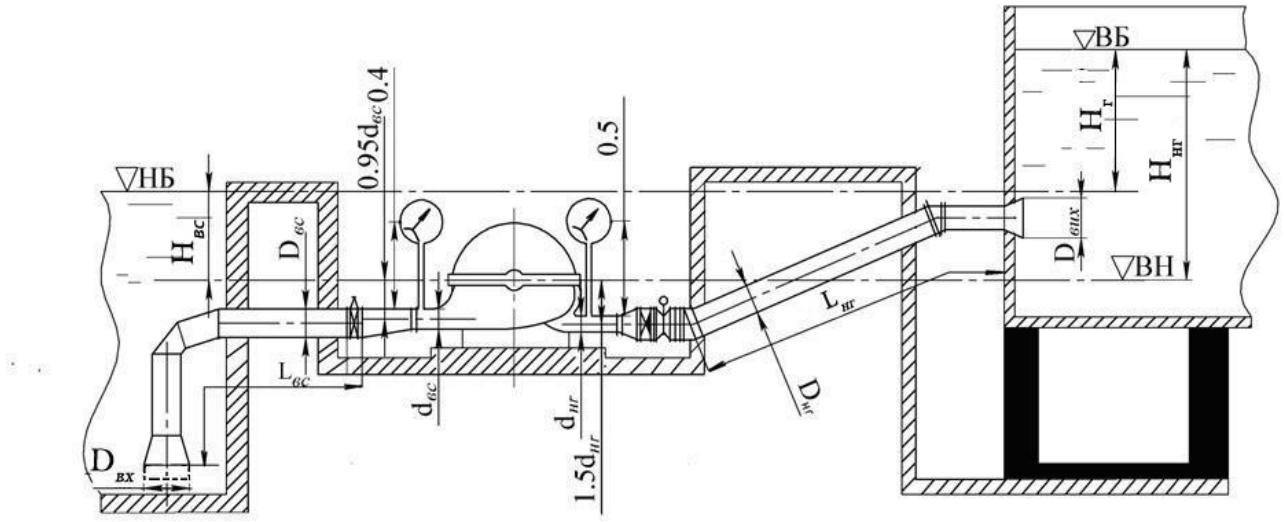


Рис 6

Варіант	Q, л/с	$H_{нг}$, м	$d_{нг}$, мм	$L_{нг}$, м	$D_{нг}$, мм

Розв'язок

1. Підрахунок втрат напору в нагнітальному трубопроводі

У заданій схемі насосної установки діаметр нагнітального трубопроводу не змінюються за його довжиною – площа живого перерізу потоку міняється лише на деяких місцевих опорах. Тому втрати напору вздовж нагнітального h_l трубопроводу підраховуємо за формулою

$$h_l = \lambda \frac{L}{D} \frac{\upsilon_{тр}^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя в трубопроводі; L і D – довжина та внутрішній діаметр трубопроводу, м; $\upsilon_{тр}$ – середня швидкість руху води в трубопроводі, м/с.

Швидкість води в трубопроводі визначають за формулою

$$\upsilon_{тр} = \frac{4Q}{\pi D^2}.$$

У всіх заданих схемах швидкість води в нагнітальному трубопроводі $\upsilon_{тр.нг} \geq 1{,}2$ м/с, тому відповідно до формули Шевелєва Ф.А. для сталевих водогонів, що експлуатуються,

$$\lambda_{нг} = \frac{0{,}021}{D_{нг}^{0{,}3}}.$$

У формули для підрахунку коефіцієнту $\lambda_{нг}$ діаметр трубопроводу треба підставляти в метрах.

Результати підрахунку втрат напору вздовж трубопроводу слід надавати у вигляді такої таблиці:

Розрахунок втрат напору вздовж трубопроводу

Діаметр D, м	Довжина L, м	Швидкість $\upsilon_{тр}$, м/с	λ	Втрати напору h_l, м
Нагнітальний трубопровід				

Втрати напору на місцевих опорах дорівнюють

$$h_м = \xi \frac{\upsilon_p^2}{2g},$$

де ξ – коефіцієнт місцевого опору; υ_p – розрахункова швидкість води в перерізі опору (вхідному чи вихідному), до якого віднесено значення ξ, м/с; $\upsilon_p^2 / 2g$ – швидкісний напір у розрахунковому перерізі опору.

$$\upsilon_p = \frac{4Q}{\pi d_p^2},$$

де d_p – розрахунковий діаметр опору, до якого віднесено значення ξ.

Визначення втрат напору на місцевих опорах заданої схеми.

У нагнітальному трубопроводі є такі місцеві опори:

– симетричний дифузор, що єднає нагнітальний патрубок насоса з нагнітальним трубопроводом;
– зворотний клапан;
– засувка;
– два зварних коліна, що повертають потік на 30º;
– вихідний дифузор;
– вихідний переріз трубопроводу з діаметром

$$D_{вих} = 1{,}25\, D_{нг}.$$

Розрахунок втрат напору на місцевих опорах трубопроводу

Вид опору	Коефіцієнт опоруξ	Розрахунковий діаметр опору, d_p, м	Розрахункова швидкість υ_p, м/с	$\frac{\upsilon_p^2}{2g}$, м	Втрати напору $h_м$, м
Нагнітальний трубопровід					
симетричний дифузор		$d_{нг}$			
зворотний клапан		$D_{нг}$,			
засувка		$D_{нг}$,			
зварне коліно		$D_{нг}$,			
зварне коліно		$D_{нг}$,			
вихідний дифузор		$D_{нг}$,			
вихідний переріз трубопроводу		$D_{вих}$			
Загальні місцеві втрати напору на місцевих опорах $\sum h_{мнг}$ =					

Розрахунок загальних втрат напору в трубопроводі

Трубопровід нагнітальний	h_l, м	$\sum h_м$, м	$h_{втр}$, м	$h_{втр}$, м

2. Визначення показу вимірювального приладу

Задана насосна установка з від'ємною геодезичною висотою всмоктування. В цій установці прилад 2 – манометр.

Визначення показу манометра на нагнітанні

Для визначення надлишкового тиску на осі нагнітального патрубка складемо рівняння Бернуллі для перерізу 1-1, що проходить через точку підключення до потоку імпульсної трубки манометра, та перерізу 2-2, що співпадає з вільною поверхнею води у верхньому резервуарі. Площина порівняння співпадає з віссю нагнітального патрубка насоса.

Загальний вигляд рівняння Бернуллі

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\upsilon_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\upsilon_2^2}{2g} + h_{втр.1-2},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів 1-1 і 2-2 над площиною порівняння, м; p_1 і p_2 – абсолютні тиски в центрах ваги перерізів, Па; υ_1 і υ_2 – середні швидкості потоку в перерізах, м/с; ρ – густина переміщуваної рідини, кг/м^3; g – прискорення вільного падіння, м/с^2; $h_{втр.1-2}$ – втрати напору між перерізами 1-1 та 2-2, м.

У цьому разі в рівняння Бернуллі слід підставляти такі значення величин: $z_1 = 0$; $p_1 = p_{нг}$; $\upsilon_1 = \upsilon_{нг}$;

$p_2 = p_{атм}$; $\upsilon_2 = 0$; $h_{втр.1-2} = h_{нг}$;

z_2 – це перевищення рівня верхнього б'єфу над віссю нагнітального патрубка.

У даному випадку $z_2 = 1{,}5d_{нг} + H_{нг}$,

де $H_{нг}$ – задана геодезична висота нагнітання.

Підставляючи в рівняння Бернуллі значення величин, отримуємо

$$\frac{p_{нг}}{\rho g} + \frac{\upsilon^2_{нг}}{2g} = z_2 + \frac{p_{атм}}{\rho g} + h_{нг}.$$

Звідси надлишковий тиск на осі нагнітального патрубка , що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{\text{онг}} = \frac{p_{нг} - p_{атм}}{\rho\, g} = z_2 - \frac{\upsilon_{нг}^2}{2\, g} + h_{нг}.$$

Показання манометра, що виражений у метрах водяного стовпа,

$$M_{нг} = M_{онг} - \Delta h_{\text{м–о}},$$

де $\Delta h_{\text{м–о}}$ – перевищення осі манометра над віссю нагнітального патрубка, м.

Для заданої схеми

$$\Delta h_{\text{м–о}} = 0{,}5 d_{нг} + 0{,}5 \text{ , м.}$$

Показання манометра, що виражений у одиницях тиску, визначаємо за рівнянням

$$p_{\text{м}} = \rho g M_{\text{нг}}.$$

Задана насосна установка з додатною геодезичною висотою всмоктування.

В цій установці прилад 2 – манометр.

Контрольні запитання

1. *Дайте визначення тіла тиску для криволінійної стінки, змоченою рідиною. Як визначається його об'єм?*
2. *Що являє собою тіло тиску для внутрішньої поверхні круглої труби і чому?*
3. *Як підраховують втрати напору вздовж потоку рідини?*
4. *Як пов'язані між собою втрати напору вздовж потоку з режимом руху рідини?*
5. *Як підраховують втрати напору на місцевих гідравлічних опорах?*
6. *Як різняться між собою коефіцієнти місцевого опору, зведені до різних діаметрів? Для яких місцевих опорів виникає потреба вказувати діаметр, до якого зведено коефіцієнт опору?*
7. *Поясніть сутність методики розрахунку усталених потоків рідини за допомогою рівняння Бернуллі.*
8. *Які існують рекомендації стосовно вибору живих перерізів потоку рідини для складання рівняння Бернуллі?*
9. *Що являє собою площина порівняння і як її вибирають при складанні рівняння Бернуллі?*
10. *З чим пов'язана необхідність застосування наближених способів розрахунку трубопроводів, коли їх використовують?*

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 3
ГІДРАВЛІЧНІ РОЗРАХУНКИ ТРУБОПРОВОДІВ

Гідравлічний розрахунок трубопроводів виконують за рівнянням Бернуллі. Послідовність розв'язання задачі наступна:

1) на схемі потоку вибирають два живих перерізи. Найчастіше – це початковий і кінцевий перерізи потоку. Зокрема, це можуть бути вільні поверхні рідини у живильному і зливному резервуарах;

2) вибирають горизонтальну площину порівняння. Доцільно її приймати такою, що співпадає з одним із прийнятих живих перерізів;

3) пов'язують між собою прийняті живі перерізи рівнянням Бернуллі та визначають величини окремих його складових з урахуванням прийнятої площини порівняння.

Залежно від співвідношення між втратами напору за довжиною потоку і втратами напору на місцевих гідравлічних опорах, усі трубопроводи поділяються на **короткі** та **довгі**.

В коротких трубопроводах зазначені втрати напору близькі, тому при розрахунках необхідно брати до уваги як втрати напору за довжиною потоку так і детально враховувати втрати на усіх місцевих гідравлічних опорах.

Якщо ж трубопроводи мають значну довжину, що може вимірюватися сотнями метрів, то в загальному балансі втрат напору в них частка втрат на місцевих опорах дуже мала в порівнянні з втратами за довжиною потоку. Тому в цьому разі не має сенсу детально враховувати втрати на усіх місцевих гідравлічних опорах, а приймати їх, із запасом, рівними 10 – 20 % від втрат напору за довжиною.

Гідравлічний розрахунок трубопроводів має ще таку особливість. Відомо, що втрати напору за довжиною потоку в значній мірі визначаються величиною коефіцієнта гідравлічного тертя λ. Формули, за якими розраховується цей коефіцієнт, визначаються режимом руху рідини, тобто значенням числа Рейнольдса Re. Але це число, у свою чергу, залежить як від швидкості потоку, так і від діаметра трубопроводу. Ці обставини призводять до того, що в кінцевий розрахунковий вираз, отриманий з рівняння Бернуллі, будуть входити дві невідомі величини. Тому задачі, у яких потрібно визначити або діаметр труби, або витрату рідини при відомій різниці рівнів, розв'язуються підбором. У цьому разі приймається значення або невідомого діаметра, або невідомої витрати і розраховується величина відомого за умовою параметра. Ці розрахунки продовжуються доти, поки розраховане значення відомого параметра практично співпаде з величиною, вказаною в умові. Для спрощення підбору подібні задачі можна розв'язувати графоаналітичним методом, побудувавши для цього графік залежності, наприклад, $H = f(d)$ і знайти з нього величину d, що відповідає заданому напору H.

Ці проблеми відсутні за необхідності знаходження потрібного напору (потрібного перепаду рівнів) при відомих витраті та діаметрах – у цьому разі задача розв'язується безпосередньо з рівняння Бернуллі.

Для побудови п’єзометричної та напірної ліній слід провести по кінцях труб постійного діаметра та по осях місцевих опорів допоміжні вертикалі. Далі проводиться лінія початкового напору. Після цього на кожній наступній вертикалі відкладають униз гідравлічні втрати, розраховані для ділянки між цими вертикалями. Через отримані точки проводять лінію, яка є напірною лінією.

Для знаходження точок, що належать п’єзометричній лінії, на кожній з вертикалей від точок напірної лінії відкладають униз розраховані для кожної ділянки трубопроводу значення швидкісних напорів. З’єднавши побудовані точки, отримуємо п’єзометричну ліню. Ця лінія паралельна напірній лінії і знаходиться нижче неї.

Дещо по різному виконується гідравлічний розрахунок **простих** і **складних** трубопроводів.

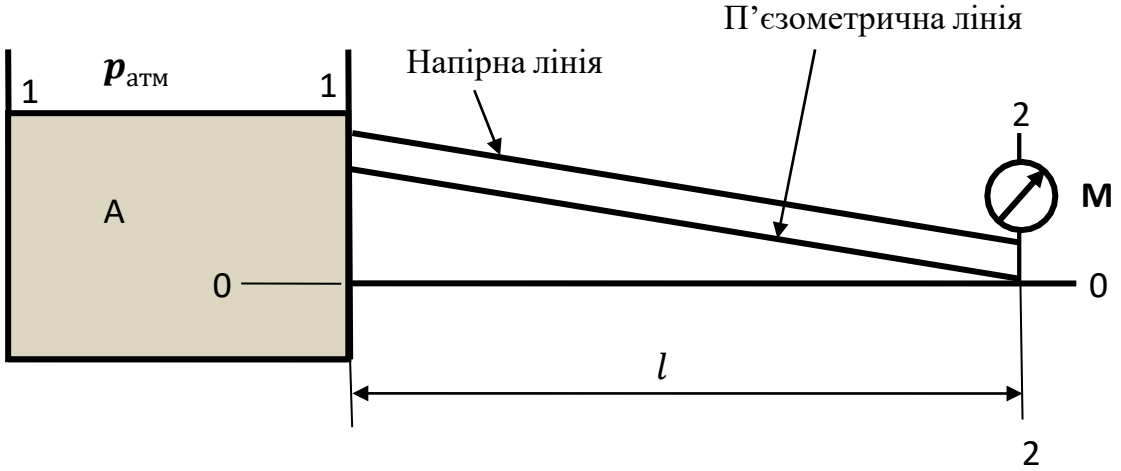
Простим називається трубопровід, діаметр якого не змінюється за довжиною.

Складний трубопровід має ділянки з різними діаметрами, з’єднаними між собою послідовно, або ділянки з паралельних труб, у тому числі з’єднаними між собою послідовно.

2.1. Приклади гідравлічних розрахунків простих трубопроводів

Задача 5. Розрахунок самопливного прямолінійного трубопроводу

В баку А рідина нагрівається до температури 50 °С і самопливом по трубопроводу довжиною l_1 спрямовується у виробничий цех. Напір в баку А становить H. Яким повинен бути діаметр трубопроводу, щоб забезпечити подачу рідини в кількості Q при манометричному тиску в кінці трубопроводу не нижче $p_{\text{м}}$? Побудувати п’єзометричну та напірну лінії.



Р – вода; $Q = 1{,}2\,л/с$; $H = 4\,м$; $l = 12\,м$; $p_м = 20$ кПа; $t = 50$ ℃;
$\Delta_е = 0{,}06\,мм$;

1. Рівняння Бернуллі для перерізів 1-1 і 2-2; площина порівняння 0-0:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів над площиною порівняння; p_1 і p_2 – надлишкові тиски у перерізах; v_1 и v_2 – середні швидкості в перерізах; $h_{\text{втр}}$ – втрати напору між перерізами; $\rho = 988\ кг/м^3$ – густина води при $t = 50℃$.

Для перерізу 1-1: $z_1 = H;\ p_1 = p_{\text{атм}} = 0;\ v_1 = 0;$

для перерізу 2-2: $z_2 = 0;\ p_2 = p_{\text{м}} = 20$ кПа;

Підставляючи дані в рівняння Бернуллі, отримуємо:

$$H = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}},$$

З урахуванням чисельних даних, запишемо:

$$4 = \frac{20 \cdot 10^3}{988 \cdot 9{,}81} + \frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}} = 2{,}06 + \frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}},$$

тобто

$$\frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}} = 1{,}94.$$

Втрати напору між перерізами

$$h_{\text{втр}} = (\xi_{\text{вх}} + \lambda \frac{l}{d}) \frac{v^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя; $\xi_{\text{вх}}$ – коефіцієнти опору на вході в трубу; v – середня швидкість потоку в трубі.

$\xi_{\text{вх}} = 0{,}5;\ v = v_2.$

Тому

$$\frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}} = (0{,}5 + \lambda \frac{l}{d} + 1) \frac{v^2}{2g} = (1{,}5 + \lambda \frac{l}{d}) \frac{v^2}{2g} = 1{,}94.$$

Середня швидкість потоку в трубі

$$v = \frac{4Q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 1{,}2 \cdot 10^{-3}}{3{,}14 d^2} = \frac{1{,}528 \cdot 10^{-3}}{d^2}.$$

Для підрахунку коефіцієнта λ використовуємо формулу Альтшуля, яка підходить для усіх режимів руху рідини. Відповідно до неї

$$\lambda = 0{,}11 \left(\frac{\Delta_э}{d} + \frac{68}{\mathrm{Re}}\right)^{0{,}25} = 0{,}11 \left(\frac{0{,}06}{d} + \frac{68}{\mathrm{Re}}\right)^{0{,}25},$$

де Re – число Рейнольдса.

$$\mathrm{Re} = \frac{vd}{\nu} = \frac{4Q}{\pi d \nu},$$

де ν – кінематична в'язкість води. При $t = 50\,°\mathrm{C}$ $\nu = 0{,}568 \cdot 10^{-6}$ м^2/с .

З урахуванням чисельних даних

$$\mathrm{Re} = \frac{4 \cdot 1{,}2 \cdot 10^{-3}}{3{,}14 \cdot 0{,}568 \cdot 10^{-6} d} = \frac{2690}{d}.$$

Отже, у формулі по визначенню $h_{втр}$ дві невідомі величини – $h_{втр}$ і d. Тому задачу розв'язуємо підбором у такій послідовності:

1. Задаємося значенням діаметра труби d.
2. Визначаємо швидкість потоку v.
3. Визначаємо число Рейнольдса Re і коефіцієнт гідравлічного тертя λ.
4. Визначаємо втрати напору в трубі та знаходимо діаметр труби, при якому

$$h_{втр} + \frac{v_2^2}{2g} = (1{,}5 + \lambda \frac{l}{d}) \frac{v_2^2}{2g} = (1{,}5 + \lambda \frac{12{,}0}{d}) \frac{v_2^2}{2 \cdot 9{,}81} = 1{,}94 \text{ м}.$$

Результати розрахунків зводимо в таблицю.

d, мм	v, м/с	Re	λ	$(1{,}5 + \lambda \frac{12{,}0}{d}) \frac{v_2^2}{2 \cdot 9{,}81}$
40	0,96	67250	0,0246	0,42
30	1,7	89667	0,0252	1,71
29	1,82	92759	0,0253	2,02

Необхідний діаметр труби $d = 29{,}5$ мм .

ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
H, м	4,0	5,2	6,2	5,8	6,4	4,9	5,5	6,5	3,9	6,8
l, м	15,0	10,5	14,0	12,5	12,0	10,5	13,0	12,9	14,2	12,0
$Q, л/с$	1,2	1,6	1,8	2,3	3,1	2,4	2,7	2,4	1,7	2,9
$p_м$, кПа	20,0	21,5	18,0	17,6	19,4	15,8	16,7	22,0	21,0	19,4
$\Delta_е, мм$	0,07	0,06	0,04	0,05	0,03	0,08	0,09	0,06	0,07	0,08

Задача 6. Розрахунок сифонного трубопроводу

Сифонним трубопроводом або сифоном називається такий простий самопливний трубопровід, частина якого розташована вище живлячого його резервуара. Рух рідини в трубопроводі відбувається за рахунок різниці рівнів у резервуарах, але рідина в ньому спочатку підіймається на певну висоту над вільною поверхнею з атмосферним тиском, після чого опускається до рівня в зливному резервуарі.

Особливістю такого трубопроводу є те, що тиск рідини по всій його висхідній лінії та на частині низхідної менший атмосферного.

Для того, щоб почався рух рідини по сифону, треба попередньо заповнити весь його об'єм переміщуваною рідиною, кажуть, що треба зарядити сифон. Відомо кілька способів виконання цього заходу, зокрема, з використанням вакуум-насоса.

Для підтримки нормальної роботи сифона не можна допускати надмірного падіння тиску в його верхній точці, адже це може спричинити появу кавітації в потоці і розрив його суцільності.

Рух рідини в зарядженому сифоні підпорядковується звичайним гідравлічним залежностям, його гідравлічний розрахунок базується на використанні рівняння Бернуллі.

Умова задач1 6

По сифонному трубопроводу довжиною l, м рідина Р при температурі 20 °С скидається з відстійника А у відвідний канал Б. Яким повинен бути діаметр d трубопроводу, щоб забезпечити скидання рідини в кількості Q при напорі H? Еквівалентна шорсткість трубопроводу Δ_e, мм. Він обладнаний приймальним клапаном із захисною сіткою ($\xi_к$), а плавні зварні повороти мають кути 45 °С – значення цих коефіцієнтів опору приймати за умовою задачі 4. Коефіцієнт опору на вході в трубу прийняти $\xi_{вх}$= 0,5, на виході з труби – $\xi_{вих} = 1{,}0$.

Побудувати п'єзометричну та напірну лінії.

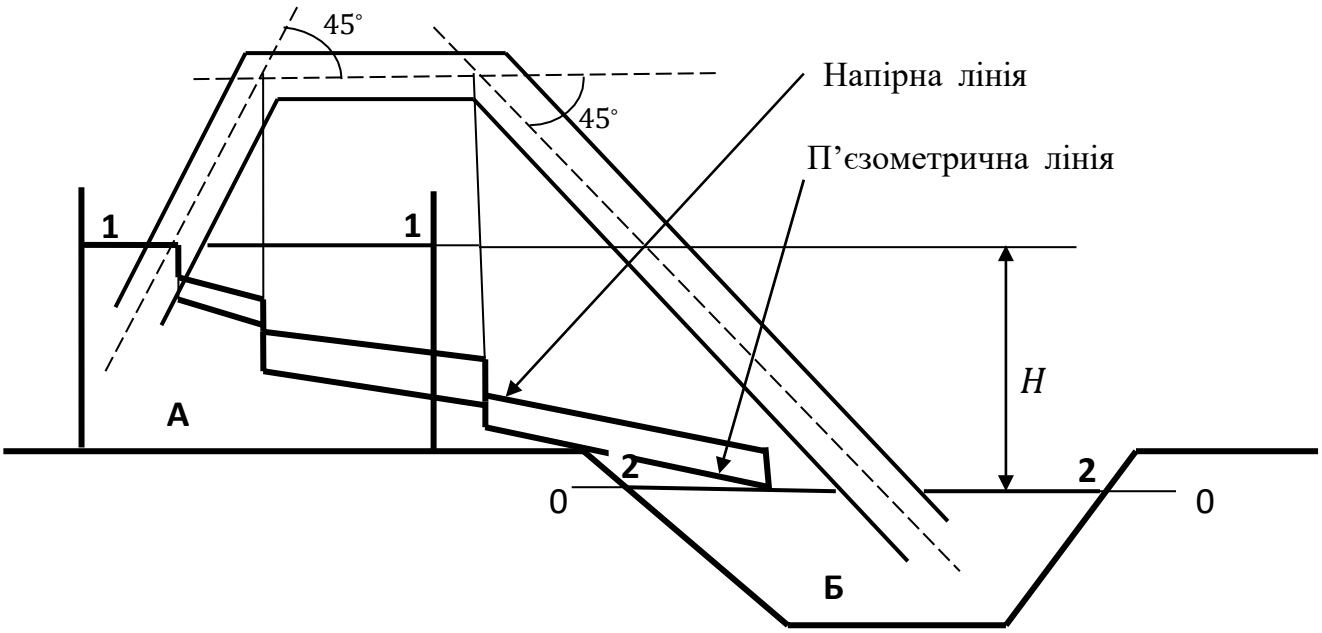
Вихідні дані для приклада:

Р – вода; $l = 12{,}0$ м; $Q = 1{,}2$ л/с; $\Delta_e = 0{,}06$ мм; $H = 4{,}0$ м; $\xi_к = 6{,}0$;

Розв'язок

1. На схемі потоку приймаємо два живих перерізи: переріз 1 – 1 співпадає з вільною поверхнею рідини у відстійнику; переріз 2 – 2 співпадає з вільною поверхнею рідини у відвідному каналі.

Приймаємо площину порівняння такою, що співпадає з вільною поверхнею рідини у відвідному каналі.



1. Рівняння Бернуллі для перерізів 1-1 і 2-2 відносно площини порівняння 0-0:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_{\text{втр}},$$

де z_1 і z_2 – перевищення центрів ваги перерізів над площиною порівняння;
p_1 і p_2 – надлишковий тиск у перерізах; v_1 и v_2 – середні швидкості у перерізах; $h_{\text{втр}}$ – втрати напору між перерізами; $\rho = 998\ кг/м^3$ – густина води при $t = 20°C$.

Для перерізу 1-1: $z_1 = H;\ p_1 = p_{атм} = 0;\ v_1 = 0;$

для перерізу 2-2: $z_2 = 0;\ p_2 = p_{атм} = 0;\quad v_2 = 0;$

Підставляючи дані в рівняння Бернуллі, отримуємо:

$$H = h_{\text{втр}}.$$

Втрати напору між перерізами

$$h_{\text{втр}} = (\xi_{\text{к}} + \lambda\frac{l}{d} + 2\xi_{\text{п}} + \xi_{\text{в}})\frac{v^2}{2g},$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя; $\xi_{\text{к}}$, $\xi_{\text{п}}$ и $\xi_{\text{в}}$ – коефіцієнти опору приймального клапана, повороту та на виході з труби;

v – середня швидкість потоку в трубі.

$$v = \frac{4Q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 1{,}2 \cdot 10^{-3}}{3{,}14 d^2} = \frac{1{,}529 \cdot 10^{-3}}{d^2}.$$

При куті повороту 45° $\xi_{\text{п}} = 0{,}32;$ коефіцієнт опору на виході з труби $\xi_{\text{в}} = 1{,}0.$

Коефіцієнт гідравлічного тертя за формулою Альтшуля:

$$\lambda = 0{,}11 \left(\frac{\Delta_{\text{e}}}{d} + \frac{68}{\text{Re}}\right)^{0{,}25} = 0{,}11 \left(\frac{0{,}07}{d} + \frac{68}{\text{Re}}\right)^{0{,}25};$$

де Re – число Рейнольдса.

$$\text{Re} = \frac{vd}{\nu} = \frac{4Q}{\pi d \nu};$$

ν – кінематична в'язкість води. При $t = 20\ ^\circ\text{C}$ $\nu = 10^{-6}$ м^2/с.

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 1{,}2 \cdot 10^{-3}}{3{,}14 \cdot 10^{-6} d} = \frac{1528}{d}.$$

$$h_{\text{втр}} = \left(\xi_{\text{к}} + \lambda \frac{l}{d} + 2\xi_{\text{п}} + \xi_{\text{в}}\right) \frac{v^2}{2g} =$$

$$= \left(6{,}0 + \lambda \frac{12{,}0}{d} + 2 \cdot 0{,}32 + 1{,}0\right) \frac{v^2}{2 \cdot 9{,}81} =$$

$$= \left(6{,}64 + \lambda \frac{13{,}7}{d}\right) \frac{v^2}{19{,}62};$$

У рівнянні для визначення $h_{\text{втр}}$ дві невідомі величини – $h_{\text{втр}}$ і d, тому розв'язуємо його підбором у такій послідовності:

1. Задаємося значенням діаметра труби d.
2. Визначаємо швидкість потоку v.
3. Визначаємо число Рейнольдса Re і коефіцієнт гідравлічного тертя λ.
4. Визначаємо втрати напору в трубі та знаходимо діаметр труби, при якому $h_{\text{втр}} = H = 4{,}0$ м.

Результати розрахунків зводимо в таблицю.

d, мм	v, м/с	Re	λ	$h_{\text{втр}}$, м
40	0,96	38200	0,0263	0,73
30	1,7	50933	0,0264	2,68
25	2,45	61120	0,0268	6,27

27	21	56593	0,0266	4,38
28	1,95	54607	0,0265	3,69

Необхідний діаметр труби $d = 27{,}5$ мм.

ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
H, м	4,0	5,2	6,2	5,8	6,4	4,9	5,5	6,5	3,9	6,8
l, м	15,0	10,5	14,0	12,5	12,0	10,5	13,0	12,9	14,2	12,0
$Q, л/с$	1,2	1,6	1,8	2,3	3,1	2,4	2,7	2,4	1,7	2,9
$\xi_к$	6,0	6,5	8,0	7,6	6,4	6,8	6,7	7,8	7,2	6,9
$\Delta_e, мм$	0,07	0,06	0,04	0,05	0,03	0,08	0,09	0,06	0,07	0,08

2.2. Приклади гідравлічних розрахунків складних трубопроводів

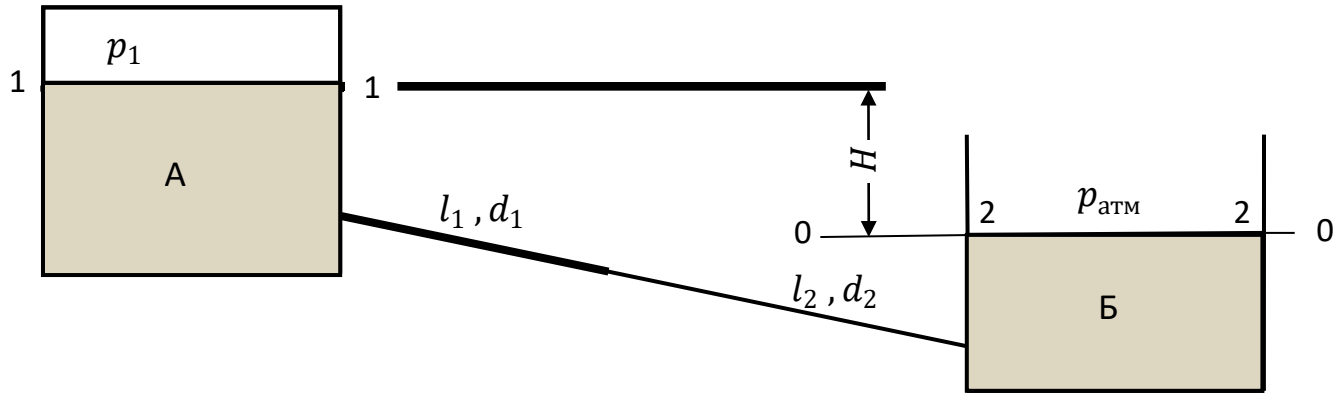
Задача 7. Розрахунок трубопроводу, що складається з послідовно з'єднаних ділянок різних діаметрів

Із великого закритого резервуара А, в якому підтримується постійний рівень рідини, а тиск на поверхні рідини становить p_1, по трубопроводу, що складається з двох послідовно з'єднаних труб, рідина Р при температурі 20 °С тече у відкритий резервуар Б. Різниця рівнів рідини в резервуарах дорівнює H. Довжина труб l_1 і l_2, діаметри d_1 і d_2, а еквівалентна шорсткість Δ_e.

Визначити витрату рідини Q, що протікає по трубопроводу. В розрахунках прийняти, що місцеві втрати напору складають 20 % від утрат за довжиною.

Вихідні дані до приклада:

Р – гас $Т_2$; $H = 6{,}0$ м; $l_1 = 10$ м; $l_2 = 6{,}0$ м; $d_1 = 60$ мм; $d_1 = 45$ мм; $\Delta_э = 0{,}07$ мм; $p_1 = 24{,}2$ кПа.



1. Складемо рівняння Бернуллі для перерізів 1-1 и 2-2, площина порівняння 0-0:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_{1c}^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_{2c}^2}{2g} + h_{втр},$$

де z_1і z_2 – перевищення перерізів над площиною порівняння; p_1 і p_2 – надлишкові тиски в перерізах; v_1 і v_2 – середні швидкості в перерізах; ; $\rho = 819$ кг/м^3 – густина гасу Т-2 при $t = 20$ °С; $h_{втр}$ – загальні втрати напору в системі.

Для перерізу 1-1: $z_1 = H; p_1 = 24{,}2$ кПа; $v_{1c} = 0;$

для перерізу 2-2: $z_2 = 0;\ p_2 = 0;\ \ v_{2c} = 0.$

Підставляючи в рівняння Бернуллі, отримуємо:

$$H + \frac{p_1}{\rho g} = h_{втр}.$$

Через те, що за умовою місцеві втрати напору на кожній ділянці трубопроводу складають 20 % від втрат за довжиною, то втрати напору в системі

$$h_{втр} = 1{,}2\lambda_1 \cdot \frac{l_1}{d_1} \cdot \frac{v_1^2}{2g} + 1{,}2\lambda_2 \cdot \frac{l_2}{d_2} \cdot \frac{v_2^2}{2g};$$

де v_1 і v_2 – швидкості потоку на ділянках трубопроводу;

$$v_1 = \frac{4Q}{\pi d_1^2}; \qquad v_2 = \frac{4Q}{\pi d_2^2}.$$

Тому

$$h_{втр} = 1{,}2\lambda_1 l_1 \frac{8Q^2}{\pi^2 g d_1^5} + 1{,}2\lambda_2 l_2 \frac{8Q^2}{\pi^2 g d_2^5} = \frac{9{,}6}{\pi^2 g}\left(\frac{\lambda_1 l_1}{d_1^5} + \frac{\lambda_2 l_2}{d_2^5}\right) Q^2;$$

Приймаємо, що в трубопроводі квадратична зона гідравлічного опору і визначаємо коефіцієнт λ за формулою Шифрінсона:

$$\lambda = 0{,}11\left(\frac{\Delta_e}{d}\right)^{0{,}25}.$$

Тоді для трубопроводу 1:

$$\lambda_1 = 0{,}11\left(\frac{\Delta_e}{d_1}\right)^{0{,}25} = 0{,}11\left(\frac{0{,}07}{60}\right)^{0{,}25} = 0{,}02;$$

для трубопроводу 2:

$$\lambda_2 = 0{,}11\left(\frac{\Delta_e}{d_2}\right)^{0{,}25} = 0{,}11\left(\frac{0{,}07}{45}\right)^{0{,}25} = 0{,}022.$$

$$h_{\text{втр}} = \frac{9{,}6}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81}\left(\frac{0{,}02 \cdot 10}{0{,}06^5} + \frac{0{,}022 \cdot 6}{0{,}045^5}\right) Q^2 = 96527Q^2;$$

$$H + \frac{p_1}{\rho g} = 6 + \frac{24{,}2 \cdot 10^3}{819 \cdot 9{,}81} = 9{,}01 = 96527Q^2;$$

Звідси:

$$Q = \sqrt{\frac{9{,}01}{96527}} = 0{,}0097 \text{ м}^3/\text{с} = 9{,}7 \text{ л/с}.$$

ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
H, м	4,0	5,2	6,2	5,8	6,4	4,9	5,5	6,5	3,9	6,8
l_1, м	10,0	11,5	9,0	12,5	12,0	10,5	13,0	12,9	11,2	12,8
l_2, м	8,2	7,6	8,8	9,3	10,1	6,4	7,7	8,4	9,7	9,9
d_1, мм	60	65	80	76	64	68	72	78	82	69
d_2 , мм	45	45	54	50	35	40	52	54	65	43
Δ_e , мм	0,07	0,06	0,04	0,05	0,03	0,08	0,09	0,06	0,07	0,08
p_1, кПа	26,1	28,3	27,8	32,5	33,1	25,7	34,8	35,0	29,7	36,5

Задача 8. Розрахунок трубопроводу, що складається з паралельних ділянок різних діаметрів

Із великого закритого резервуара А, у якому підтримується постійний рівень рідини, а тиск на поверхні рідини становить p_1, по трубопроводу, що складається з двох паралельно з'єднаних труб однакової довжини l_1, але різних діаметрів d_1 і d_2, рідина Р при температурі 50 °С тече у відкритий резервуар Б. Різниця рівнів рідини в резервуарах дорівнює H, еквівалентна шорсткість внутрішньої поверхні труб Δ_e.

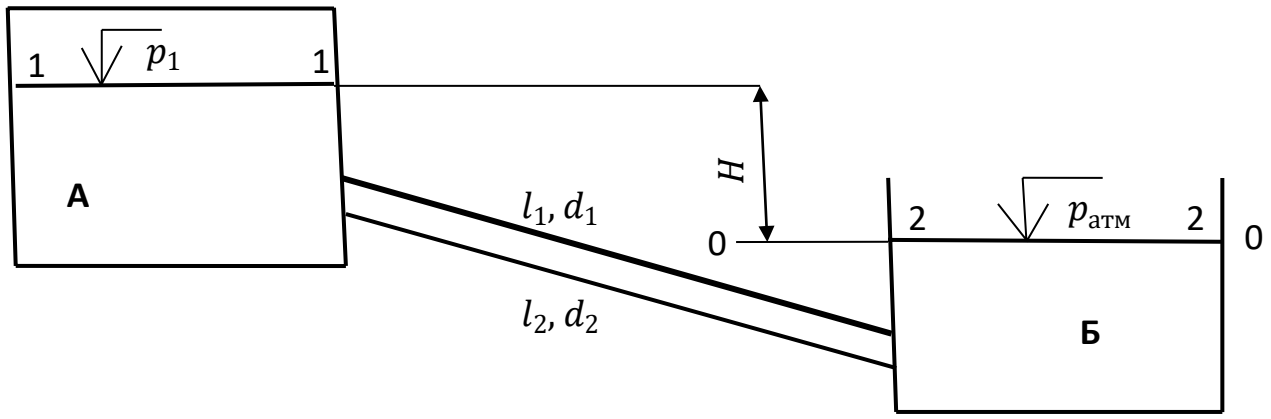
Визначити витрату рідини Q, що протікає в резервуар Б. В розрахунках прийняти, що місцеві втрати напору складають 20 % від втрат за довжиною.

Вихідні дані до приклада:

Р – гас Т-2;

$l_1 = l_2 = 10{,}0$ м; $d_1 = 60$ мм; $d_2 = 45$ мм; $\Delta_э = 0{,}07$ мм;

$t = 50°\text{C}$; $H = 6{,}00$ м; $p_1 = 24{,}2$ кПа;



1. Складемо рівняння Бернуллі для перерізів 1-1 и 2-2, площина порівняння 0-0:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_{1c}^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_{2c}^2}{2g} + h_{втр},$$

де z_1і z_2 – перевищення перерізів над площиною порівняння; p_1 і p_2 – надлишкові тиски в перерізах; v_1 і v_2 – середні швидкості в перерізах; ; $\rho = 819$ кг/м^3 – густина гасу Т-2 при $t = 50$ °С; $h_{втр}$ – загальні втрати напору в системі.

Для перерізу 1-1: $z_1 = H; p_1 = 24{,}2$ кПа; $v_1 = 0;$

для перерізу 2-2: $z_2 = 0;\ p_2 = 0;\ \ v_2 = 0.$

Підставляючи в рівняння Бернуллі, отримуємо:

$$H + \frac{p_1}{\rho g} = h_{втр}.$$

Звідси

$$h_{втр} = 6{,}00 + \frac{24{,}2 \cdot 10^3}{802 \cdot 9{,}81} = 3{,}08 \text{ м};$$

З іншого боку

$$h_{втр} = R_{пар} Q^2,$$

де $R_{пар}$ – гідравлічний опір паралельних трубопроводів; Q – витрата рідини в системі.

Гідравлічний опір двох паралельних трубопроводів

.

$$R_{\text{пар}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\sqrt{R_1}} + \frac{1}{\sqrt{R_2}}\right)^2},$$

де R_1 і R_2 – гідравлічний опір кожного трубопроводу.

Гідравлічний опір одного трубопроводу

$$R = \frac{8\xi}{\pi^2 g d^4},$$

де ξ –коефіцієнт опору трубопроводу; d –діаметр трубопроводу.

Через те, що за умовою місцеві втрати напору в кожному трубопроводі складають 20 % від втрат за довжиною, то

$$\xi = 1{,}2\,\lambda\frac{l}{d}.$$

Приймаємо, що в трубопроводах квадратична зона гідравлічного опору і визначаємо коефіцієнт λ за формулою Шифрінсона:

$$\lambda = 0{,}11\left(\frac{\Delta_e}{d}\right)^{0{,}25}.$$

Тоді для трубопроводу 1:

$$\lambda_1 = 0{,}11\left(\frac{\Delta_e}{d_1}\right)^{0{,}25} = 0{,}11\left(\frac{0{,}07}{60}\right)^{0{,}25} = 0{,}02;$$

$$\xi_1 = 1{,}2\,\lambda_1\frac{l_1}{d_1} = 1{,}2\cdot 0{,}02\cdot\frac{10}{0{,}06} = 4{,}0;$$

$$R_1 = \frac{8\xi_1}{\pi^2 g d_1^4} = \frac{8\cdot 4}{3{,}14^2\cdot 9{,}81\cdot 0{,}06^4} = 25502\ \text{с}^2/\text{м}^5;$$

для трубопроводу 2:

$$\lambda_2 = 0{,}11\left(\frac{\Delta_e}{d_2}\right)^{0{,}25} = 0{,}11\left(\frac{0{,}07}{45}\right)^{0{,}25} = 0{,}022.$$

$$\xi_2 = 1{,}2\,\lambda_2\frac{l_2}{d_2} = 1{,}2\cdot 0{,}022\cdot\frac{10}{0{,}045} = 5{,}87;$$

$$R_2 = \frac{8\xi_2}{\pi^2 g d_2^4} = \frac{8 \cdot 5{,}87}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}045^4} = 118279 \text{ с}^2/\text{м}^5 ;$$

для паралельних трубопроводів

$$R_{\text{пар}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\sqrt{R_1}} + \frac{1}{\sqrt{R_2}}\right)^2} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\sqrt{25502}} + \frac{1}{\sqrt{118279}}\right)^2} = 11893 \text{ с}^2/\text{м}^5 ;$$

Витрата рідини в системі

$$Q = \sqrt{\frac{h_{\text{втр}}}{R_{\text{пар}}}} = \sqrt{\frac{3{,}08}{11893}} = 0{,}0161 \text{ м}^3/\text{с} = 16{,}1 \text{ л/с}.$$

При цьому витрата по трубопроводу 1:

$$Q_1 = \sqrt{\frac{h_{\text{втр}}}{R_1}} = \sqrt{\frac{3{,}08}{25502}} = 0{,}011 \text{ м}^3/\text{с} = 11 \text{ л/с};$$

по трубопроводу 2:

$$Q_2 = \sqrt{\frac{h_{\text{втр}}}{R_2}} = \sqrt{\frac{3{,}08}{118279}} = 0{,}0051 \text{ м}^3/\text{с} = 5{,}1 \text{ л/с};$$

Число Рейнольдса для потоку в трубопроводі 1:

$$\text{Re}_1 = \frac{v_1 d_1}{\nu} = \frac{4Q_1}{\pi d_1 \nu},$$

де $\nu = 10^{-6}$ м^2/с – кінематична в'язкість гасу Т-2 при $t = 50$ °С

$$\text{Re}_1 = \frac{4 \cdot 0{,}011}{3{,}14 \cdot 0{,}06 \cdot 10^{-6}} = 233546;$$

Число Рейнольдса для потоку в трубопроводі 2:

$$\mathrm{Re}_2 = \frac{4Q_2}{\pi d_2 \nu} = \frac{4 \cdot 0{,}0051}{3{,}14 \cdot 0{,}045 \cdot 10^{-6}} = 144374;$$

Розрахунки показують, що $\mathrm{Re}_1 > 10^6$ і $\mathrm{Re}_2 > 10^6$ – отже, в обох трубопроводах квадратична зона гідравлічного опору, тому припущення стосовно цієї зони вірне.

ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
H, м	4,0	5,2	6,2	5,8	6,4	4,9	5,5	6,5	3,9	6,8
l_1, м	13,0	11,5	9,0	12,5	12,0	10,5	13,0	12,9	11,2	12,8
d_1, мм	60	65	80	76	64	68	72	78	82	69
d_2 , мм	45	45	54	50	35	40	52	54	65	43
Δ_e , мм	0,07	0,06	0,04	0,05	0,03	0,08	0,09	0,06	0,07	0,08
p_1, кПа	26,1	28,3	27,8	32,5	33,1	25,7	34,8	35,0	29,7	36,5

Задача 9. Гідравлічний розрахунок розгалуженого трубопроводу

Із великого відкритого резервуара А, у якому підтримується постійний рівень рідини, по трубопроводу, що складається з трьох труб, довжина яких l_1 і l_2 , діаметри d_1 і d_2, еквівалентна шорсткість Δ_e, рідина Р при температурі 20 °С тече у відкритий резервуар Б. Різниця рівнів рідини в резервуарах дорівнює H.

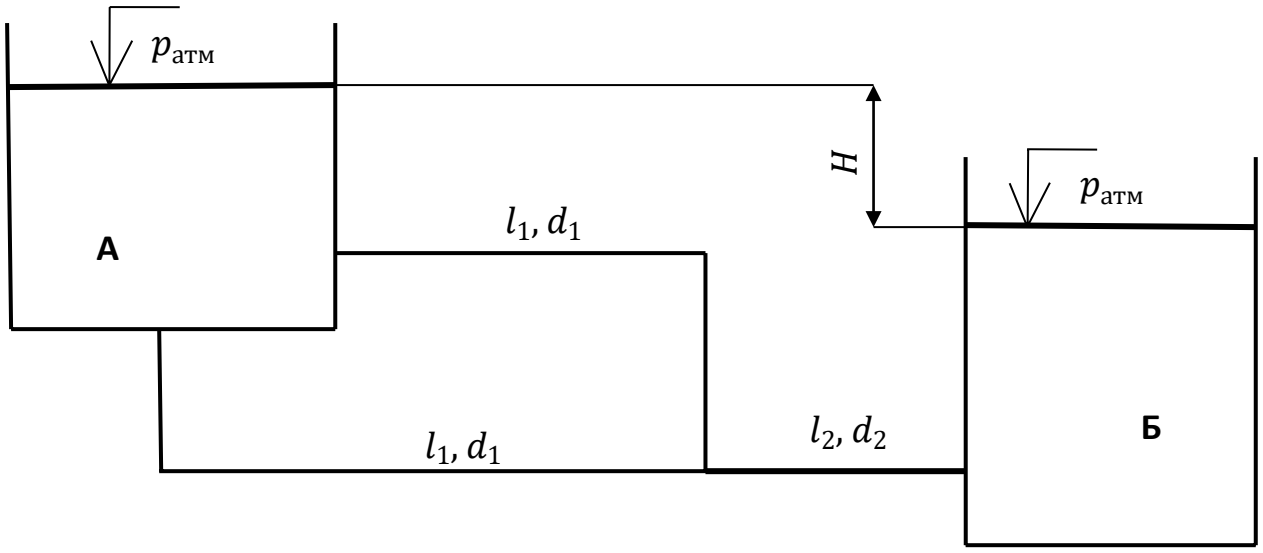
Визначити витрату рідини Q, що протікає в резервуар Б. В розрахунках прийняти, що місцеві втрати напору складають 20 % від втрат за довжиною.

Вихідні дані до приклада:

Р – гас Т-2;

$l_1 = 10{,}0$ м; $l_2 = 6{,}0$ м; $d_1 = 60$ мм; $d_2 = 45$ мм; $\Delta_э = 0{,}07$ мм;

$t = 20°\mathrm{C}$; $H = 6{,}00$ м;



1. В самопливному трубопроводі

$$H = h_{втр},$$

де $h_{втр}$ – загальні втрати напору в системі.

Через те, що за умовою місцеві втрати напору в кожному трубопроводі складають 20 % від втрат за довжиною, то коефіцієнт опору кожної з паралельно з'єднаних труб

$$\xi_1 = 1{,}2\,\lambda\frac{l}{d};$$

гідравлічний опір кожної з паралельно з'єднаних труб

$$R_1 = R_2 = \frac{8\xi_1}{\pi^2 g d_1^4} = \frac{1{,}2 \cdot 8\lambda_1 l_1}{\pi^2 g d_1^5} = \frac{9{,}6\lambda_1 l_1}{\pi^2 g d_1^5},$$

де λ_1 – коефіцієнт гідравлічного тертя на ділянці.

Приймаємо, що в трубопроводах квадратична зона гідравлічного опору і визначаємо коефіцієнт λ за формулою Шифрінсона:

$$\lambda = 0{,}11\,(\frac{\Delta_e}{d})^{0{,}25}.$$

Тоді для трубопроводів 1 і 2:

$$\lambda_1 = 0{,}11\,(\frac{\Delta_э}{d_1})^{0{,}25} = 0{,}11\,(\frac{0{,}07}{60})^{0{,}25} = 0{,}02;$$

$$R_1 = R_2 = \frac{9{,}6\lambda_1 l_1}{\pi^2 g d_1^5} = \frac{9{,}6 \cdot 0{,}02 \cdot 10}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}06^5} = 25502\ \text{с}^2/\text{м}^5;$$

Сумарний гідравлічний опір паралельно з'єднаних ділянок

$$R_{\text{пар}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\sqrt{R_1}} + \frac{1}{\sqrt{R_2}}\right)^2} = \frac{R_1}{4} = \frac{25502}{4} = 6376\ \text{с}^2/\text{м}^5;$$

Гідравлічний опір ділянки, що підключена послідовно:

$$R_3 = \frac{1{,}2 \cdot 8\lambda_3 l_2}{\pi^2 g d_2^5} = \frac{9{,}6\lambda_3 l_2}{\pi^2 g d_2^5};$$

Зважаючи на те, що

$$\lambda_3 = 0{,}11\left(\frac{\Delta_э}{d_2}\right)^{0{,}25} = 0{,}11\left(\frac{0{,}07}{45}\right)^{0{,}25} = 0{,}022;$$

маємо

$$R_3 = \frac{9{,}6 \cdot 0{,}022 \cdot 6}{3{,}14^2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}045^5} = 70927\ \text{с}^2/\text{м}^5;$$

Загальний гідравлічний опір мережі

$$R_{\text{о}} = R_{\text{пар}} + R_3 = 6376 + 70927 = 77303\ \text{с}^2/\text{м}^5;$$

Загальні втрати напору

$$h_{\text{втр}} = R_{\text{о}} Q^2 = H,$$

де Q – витрата рідини в мережі.

Тоді

$$Q = \sqrt{\frac{H}{R_{\text{о}}}} = \sqrt{\frac{6}{77303}} = 0{,}00881\ \text{м}^3/\text{с} = 8{,}81\ \text{л/с};$$

Втрата напору на кожному з паралельно з'єднаних трубопроводів

$$H_{\text{пар}} = R_{\text{пар}} Q^2 = 6376 \cdot 0{,}00881^2 = 0{,}495\ \text{м};$$

Витрата рідини на кожному з паралельно з'єднаних трубопроводів

$$Q_{\text{пар1}} = \sqrt{\frac{H_{\text{пар}}}{R_1}} = \sqrt{\frac{0{,}495}{25502}} = 0{,}0044 \text{ м}^3/\text{с} = 4{,}4 \text{ л/с}.$$

ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
H, м	4,0	5,2	6,2	5,8	6,4	4,9	5,5	6,5	3,9	6,8
l_1, м	10,0	11,5	9,0	12,5	12,0	10,5	13,0	12,9	11,2	12,8
l_2, м	8,2	7,6	8,8	9,3	10,1	6,4	7,7	8,4	9,7	9,9
d_1, мм	60	65	80	76	64	68	72	78	82	69
d_2 , мм	45	45	54	50	35	40	52	54	65	43
Δ_e , мм	0,07	0,06	0,04	0,05	0,03	0,08	0,09	0,06	0,07	0,08
p_1, кПа	26,1	28,3	27,8	32,5	33,1	25,7	34,8	35,0	29,7	36,5

Контрольні запитання

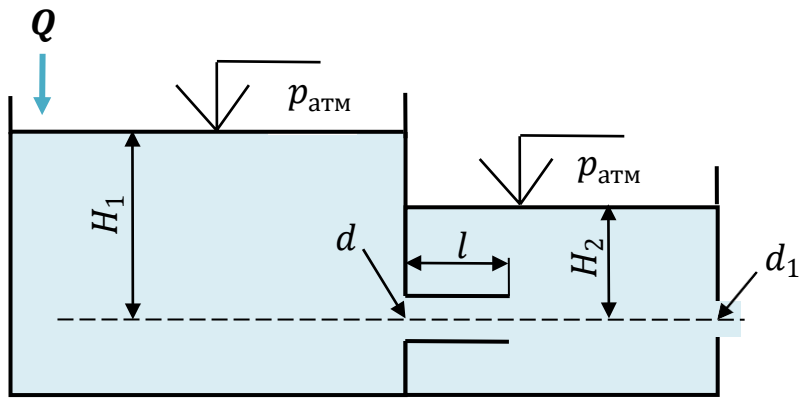
1. Як визначається сумарний гідравлічний опір трубопроводу, що складається з кількох послідовно з'єднаних ділянок?

2. Як визначається сумарний гідравлічний опір паралельно з'єднаних ділянок трубопроводу?

ПРАКТИЧНА РОБОТА № 4
ВИЗНАЧЕННЯ ПАРАМЕТРІВ СТРУМЕНЯ ПРИ ВИТІКАННІ РІДИНИ ЧЕРЕЗ ОТВОРИ ТА НАСАДКИ

Задача 10.

В бак, розділений перегородкою на два відсіки, надходить рідина Р у кількості Q. Температура рідини 20 °С. В перегородці бака є циліндричний насадок, діаметр якого d, а довжина $l = 3d$. Рідина з другого відсіку через отвір діаметром d_1 витікає в атмосферу. Визначити висоти H_1 і H_2 рівнів рідини в отсіках.



ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
Q, л/с	3,0	2,2	3,2	2,8	2,4	1,9	3,5	2,5	2,9	2,6
d, мм	30	35	40	36	34	32	42	38	33	29
d_1, мм	25	30	35	32	29	28	34	30	28	25

ВИХІДНІ ДАНІ ВІДПОВІДНО ДО ВАРІАНТУ (продовження)

Параметр і одиниця його виміру	**Чисельні значення параметрів відповідно до варіанту**									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Рідина	Гас Т-2	Диз. паливо	Вода	Гас Т-1	Бензин	Вода	Гас Т-1	Диз. паливо	Бензин	Вода
Q, л/с	4,0	4,2	5,2	4,8	3,4	3,9	4,5	3,5	4,4	5,6
d, мм	40	45	50	46	44	42	48	42	51	55
d_1, мм	35	30	40	38	36	32	44	36	38	35

ВКАЗІВКИ

За умовою рівень рідини у відсіках резервуара не змінюється, це означає, що кількість рідини, яка потрапляє в резервуар зовні, яка перетікає із одного відсіку в інший, яка витікає з резервуара назовні однакова і становить Q, л/с.

Витрата рідини, що витікає через отвір, розраховується за формулою

$$Q = \mu_{\text{o}} \frac{\pi d_1^2}{4} \sqrt{2gH_2},$$

де μ_{o} – коефіцієнт витрати отвору.

Вважаючи, що отвір малий, приймаємо $\mu_{\text{o}} = 0{,}62$ і визначаємо з наведеного рівняння напір H_2.

Витрата рідини, що перетікає через насадок, розраховується за формулою

$$Q = \mu_{\text{н}} \frac{\pi d^2}{4} \sqrt{2g(H_1 - H_2)},$$

де $\mu_{\text{н}}$ – коефіцієнт витрати насадка.

За умовою довжина насадка $l = 3d$, тобто це зовнішній циліндричний насадок Вентурі. Для нього $\mu_{\text{н}} = 0{,}82$. Прийнявши це значення, знаходимо з наведеного рівняння напір H_1.

Контрольні запитання

1. Як визначається швидкість витікання рідини через малий отвір у тонкій стінці та через насадки?

2. Як розраховується витрата рідини, що витікає через малий отвір у тонкій стінці та через насадки?

ЗМІСТ

1. Основні фізичні властивості крапельних рідин. Сили, що діють у рідині. Поняття про ідеальну рідину…….....4
2. Загальні гідравлічні розрахунки…...……...……15
3. Гідравлічні розрахунки трубопроводів...……..……60
4. Визначення параметрів струменя при витіканні рідини через отвори та насадки…...78

Упорядник

Ігнатов Андрій Олександрович

Підписано до друку Формат 30х42/4.
Папір Captain. Ризографія. Умовн. друк. арк.
Обліково-видавн. арк. . Тираж 50 прим.
Зам. №

НТУ «ДП»
49027, м. Дніпро-27, просп. Д.Яворницького, 19.