

Міністерство освіти і науки України
ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ "ОДЕСЬКА ПОЛІТЕХНІКА"
Хіміко-технологічний факультет

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до практичних і самостійних робіт по курсу
"ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ"
Частина 1. Гідромеханічні процеси
для здобувачів вищої освіти за спеціальністю
161 – Хімічні технології та інженерія

Затверджено на засіданні кафедри ТНРЕ
Протокол №11 від 24.05.2021 р.

Методичні вказівки до практичних і самостійних робіт з дисципліни "Процеси та апарати хімічних виробництв". Частина 1. Гідромеханічні процеси. для здобувачів вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія / Уклад.: І.В. Дмитренко, Л.В. Тимошевська. Держ. ун-т "Одеська політехніка". – Одеса, 2021. – 97 с.

Укладачі: Дмитренко І.В., к.т.н.
Тимошевська Л.В., к.т.н

*І.В. Дмитренко, Л.В. Тимошевська. **Методичні вказівки до практичних і самостійних робіт з дисципліни "Процеси та апарати хімічних виробництв". Частина 1. Гідромеханічні процеси.** В методичних вказівках наведені короткі теоретичні відомості за темами практичних робіт, надані рекомендації з розрахунків за темами і наведені деякі приклади розрахунків, а також надані завдання для самостійної роботи. Методичні вказівки призначено для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія.*

ЗМІСТ

ТЕМА 1 Загальні відомості. Системи одиниць виміру	4
Приклади розв'язання задач за темою 1	8
Завдання для самостійної роботи за темою 1	8
ТЕМА 2 Основні фізичні властивості рідин та газів	9
Приклади розв'язання завдань за темою 2	26
Завдання для самостійної роботи за темою 2	27
ТЕМА 3 Гідростатика	29
Приклади розв'язання задач за темою 3	34
Завдання для самостійної роботи за темою 3	37
ТЕМА 4 Гідродинаміка.....	41
Приклади розв'язання задач за темою 4	46
Завдання для самостійної роботи за темою 4	50
ТЕМА 5 Деякі практичні використання рівняння Бернуллі	54
Приклади розв'язання задач за темою 5	63
Завдання для самостійної роботи за темою 5	65
ТЕМА 6 Основи гідравлічних розрахунків систем. Гідравлічні опори.....	66
Приклади розв'язання задач за темою 6	78
Завдання для самостійної роботи за темою 6	80
Тема 7 Гідравлічні машини	82
Приклади розв'язання задач за темою 7	88
Завдання для самостійного роботи за темою 7.....	91
Список літератури	96

ТЕМА 1 Загальні відомості. Системи одиниць виміру

"Технології захисту довкілля" – це наука про принципи організації і розрахунку хіміко-технологічних процесів, які входять у технології, а також проектування технологічної апаратури для захисту довкілля. Технології захисту використовують численні явища і процеси нехімічного характеру, що потребують визначених способів організації і здійснюваних у відповідних апаратах і технологічних схемах. Перебіг таких процесів у той чи іншій мірі пов'язано із перенесенням будь-якої субстанції. Наприклад, кількість руху (імпульсу), теплоти, маси, а іноді і декількох субстанцій одночасно. Це перенесення характеризується зміною технологічного процесу, у загальному випадку – у часі у точці апарату, що розглядається, а у самому апараті – від однієї точки до іншої.

Виділяють і вивчають наступні групи процесів. В залежності від закономірностей, що характеризують перебіг процесів, останні можуть бути розділені на наступні групи:

– *Механічні процеси*, що використовуються для переробки твердих матеріалів і підпорядковуються законам механіки твердого тіла. До таких процесів відносяться: переміщення матеріалів, подрібнення, класифікація (сортування) матеріалів за крупністю, їх дозування та перемішування.

– *Гідромеханічні процеси*, що використовуються у процесі перероблювання рідин чи газів, а також неоднорідних систем, що складаються з рідин і мілко здрібнених часток, що знаходяться у зваженому стані у рідині (суспензії). Рух рідин, газів і суспензій характеризується законами механіки рідких тіл – гідромеханіки. До гідромеханічних процесів відносять: переміщення рідин та газів, перемішування у рідкому середовищі, розділення рідких неоднорідних систем (відстоювання, фільтрування, центрифугування), очищення газів від пилу.

– *Теплові процеси*, що пов'язані із теплообміном, а саме з переходом тепла від однієї речовини до іншої. До таких процесів відносять: нагрівання, охолодження, процеси, що перебігають із зміною агрегатного стану речовини, – випар, конденсація, плавлення чи затвердіння, а також процеси випарювання, кристалізації і отримання штучного холоду.

– *Масообмінні процеси* (дифузійні) полягають у переході речовини (маси) з однієї фази у іншу шляхом дифузії. При цьому зазвичай враховують закономірності перенесення імпульсу, а доволі часто – і теплоти.

– *Хімічні і біохімічні процеси* – це процеси, пов'язані із зміною хімічного складу і властивостей речовини, швидкість перебігу яких визначається законами хімічної кінетики.

Усі перелічені групи процесів включають обладнання для здійснення тих чи інших функцій. Основними задачами в процесі розрахунку будь-якого обладнання являються:

- визначення витрат енергії, пари, води і інших теплоенергетичних засобів;
- визначення розмірів апарату, що необхідні для забезпечення заданої продуктивності, або, навпаки, визначення продуктивності апарату за заданими його розмірами.

В ході розрахунків процесів і апаратів, які використовуються у технологіях захисту довкілля, приходиться використовувати різні дані про фізичні властивості речовин (густина, в'язкість і др.) та параметри, що характеризують стан цих речовин (швидкість, тиск та ін.). Числові значення величин, що отримуються в результаті технічних розрахунків, залежать від вибору одиниць вимірювань. Тому необхідно правильно враховувати одиниці виміру величин, що входять до розрахункових формул та рівнянь.

Для виразу величин використовують різні системи одиниць виміру, що складаються з основних (незалежних) і похідних одиниць. Похідні одиниці виражаються через основні одиниці. Крім того, в розрахунковій практиці застосовують і деякі позасистемні одиниці виміру.

Використання різних систем одиниць, а також позасистемних одиниць ускладнює розрахунки та нерідко являється причиною серйозних помилок у технологічних розрахунках.

Згідно стандарту (ГОСТ 9867-61) був здійснений перехід на єдину універсальну систему одиниць СІ, що забезпечує одноманітність вимірювань, підвищує їх точність, а також спрощує деякі формули.

В залежності від прийнятої системи виміру та чи інша величина має визначену розмірність, яка являє собою її вираз через величини, що покладені в основу визначеної системи одиниць. В даний час використовується міжнародна система одиниць – система СІ, але у літературі часто зустрічається використання систем СГС і МКГСС та деякі позасистемні одиниці вимірювань.

Система СГС (сантиметр, грам, секунда) відрізняється від системи СІ тим, що за одиницю довжини прийнятий сантиметр (*см*), а за одиницю маси – грам (*г*). Ця система використовується головним чином для фізичних вимірювань.

Система МКГСС (метр, кілограм-сила, секунда) відрізняється від системи СІ тим, що за основну величину замість одиниці маси прийнята одиниця сили – кілограм-сила (*кгс*, чи *кГ*). Ця система використовується в ході проведення механічних вимірювань.

За основу *системи СІ* покладена система одиниць МКС (метр, кілограм, секунда), у якій за основні величини прийняті одиниці довжини – метр (*м*), одиниці маси – кілограм (*кг*) і одиниці часу – секунда (*с*).

Стандартами допускається використання кратних чи часткових одиниць вимірювання, що утворюються шляхом множення даної одиниці на число 10 у визначеній степені. При цьому перед найменуванням величини пишуть приставки, що позначають відповідну кратність чи частковість даної основної одиниці (табл. 1.1).

Таблиця 1.1 – Стандартні приставки системи СІ

Доль-ність	Приставка		Позначення		Приклад
	руська	міжнародна	руська	міжнародна	
10^{-1}	<u>деци</u>	deci	д	d	дм — дециметр
10^{-2}	<u>санти</u>	centi	с	c	см — <u>сантиметр</u>
10^{-3}	<u>мілі</u>	milli	м	m	мН — міліньютон
10^{-6}	<u>мікро</u>	micro	мк	μ (u)	мкм — мікрометр, мікрон
10^{-9}	<u>нано</u>	nano	н	n	нм — нанометр
10^{-12}	<u>піко</u>	pico	п	p	пФ — пікофарад
10^{-15}	<u>фемто</u>	femto	ф	f	фс — фемтосекунда
10^{-18}	<u>атто</u>	atto	а	a	ас — аттосекунда
10^{-21}	<u>zepto</u>	zepto	з	z	зКл — зептокулон
10^{-24}	<u>йокто</u>	yocto	и	y	иг — йоктограмм
Част-ковість	Приставка		Позначення		Приклад
	руська	міжнародна	руська	міжнародна	
10^1	<u>дека</u>	deca	да	da	дал — <u>декалітр</u>
10^2	<u>гекто</u>	hecto	г	h	гПа — <u>гектопаскаль</u>
10^3	<u>кіло</u>	kilo	к	k	кН — <u>кілоньютон</u>
10^6	<u>мега</u>	Mega	М	M	МПа — <u>мегапаскаль</u>
10^9	<u>гіга</u>	Giga	Г	G	ГГц — <u>гігагерц</u>
10^{12}	<u>тера</u>	Tera	Т	T	ТВ — <u>теравольт</u>
10^{15}	<u>пета</u>	Peta	П	P	Пфлопс — <u>петафлопс</u>
10^{18}	<u>екса</u>	Exa	Э	E	ЭБ — <u>ексабайт</u>
10^{21}	<u>зетта</u>	Zetta	З	Z	ЗэВ — <u>зеттаелектронвольт</u>
10^{24}	<u>йотта</u>	Yotta	И	Y	ЙБ — <u>йоттабайт</u>

Для теплових вимірювань вводиться четверта основна величина – температура; одиницею температури являється градус (*град*). За міжнародною практичною температурною шкалою (МПТШ-68), що встановлена Міжнародним комітетом мір і ваги розрізняють міжнародну практичну температуру Кельвіну (T_{68}) і температуру Цельсія (t_{68}), причому $t_{68} = T_{68} - 273,15$ К, і $1\text{ }^\circ\text{C} = 1$ К. Проміжні крапки МПТШ-68 відтворюються за інтерполяційними формулами.

Розглянемо одиниці виміру деяких величин у різних системах вимірювань.

Довжина. Основною одиницею довжини являється метр (m), а в системі СГС — сантиметр (cm). Використовуються також часткові одиниці: дециметр (dm) та міліметр (mm), а із позасистемних одиниць - мікрон (μm), причому:

$$1 m = 10 dm = 100 cm = 1000 mm = 1 \cdot 10^6 \mu m$$

Площа (чи поверхня) у системах СІ і МКГСС має розмірність m^2 , а у системі СГС — cm^2 , причому $1 m^2 = 10\,000 cm^2$.

Об'єм у системах СІ і МКГСС має розмірність m^3 , у системі СГС — cm^3 . Із позасистемних одиниць використовують літр (l), який приблизно дорівнює $1 dm^3$ (кубічному дециметру). При цьому

$$1 m^3 = 1 \cdot 10^6 cm^3 = 1000 l$$

Час. Основною одиницею часу в усіх системах є секунда (s). В якості позасистемних одиниць використовують час ($ч$) та хвилину ($хв$).

Маса у системах СІ і СГС являється основною величиною і виражається відповідно у кілограмах (kg) чи грамах (g). У системі МКГСС маса, виходячи з основного закону механіки ($F = m \cdot a$) дорівнює відношенню сили до прискорення вільного падіння і таким чином має розмірність:

$$\text{маса} = \left[\frac{\text{кгс} \cdot \text{с}^2}{\text{м}} \right].$$

Одиницю маси, що дорівнює $1 \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}^2}{\text{м}}$, іноді називають *технічною одиницею маси* (скорочено *т.о.м.*). Однак, доволі часто використовують також позасистемну одиницю маси — тону (t). Між розмірностями маси у різних системах одиниць існують наступні співвідношення:

$$kg = 1000 g = 0,102 \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}^2}{\text{м}} = 0,001 t.$$

Сила є основною величиною у системі МКГСС, одиницею вимірювання сили служить кілограм-сила (kgf). Під кілограм-силою розуміють силу, що надає тілу масою $1 kg$ прискорення $9,81 m/s^2$. На підставі другого закону механіки ($F = m \cdot a$) сила в системах СІ і СГС має розмірність:

у системі СІ сила, що дорівнює $1 \frac{kg \cdot m}{s^2}$, називається ньютонем (N).

у системі СГС сила, що дорівнює $1 \frac{g \cdot cm}{s^2}$, називається диною ($дин$).

Сила $1 N$ надає тілу масою $1 kg$ прискорення $1 m/s^2$, сила $1 дин$ надає тілу масою $1 g$ прискорення $1 cm/s^2$. Співвідношення між одиницями сили у різних системах наступне:

$$1 N = 1 \cdot 10^5 дин = 0,102 kgf$$

Потужність — робота, що спричиняється у одиницю часу, — має розмірність: Дж/с — у системі СІ, ерг/с — у системі СГС та $(kg \cdot m)/s$ — у системі МКГСС. Одиниця потужності, що дорівнює $1 дж/с$, називається ватом ($Вт$). Величина, що дорівнює $1000 Вт$ (чи, $1 кДж/с$), називається кіловатом ($кВт$). Співвідношення між одиницями потужності наступні:

$$1 Вт = 0,001 кВт = 1 \cdot 10 ерг/с = 0,102 (kg \cdot m)/с.$$

Перерахунок фізичних величин із однієї системи одиниць до іншої можна призводити, виходячи із співвідношення між основними одиницями виміру:

$$1 m = 100 cm \qquad 1 kg = 1000 g \qquad 1 kgf = 9,81 N.$$

Одиниці систем СІ і МКГСС співпадають друг з другом, якщо до розмірності не входять одиниці маси чи сили. Якщо ж ці одиниці входять до розмірності, то для переходу від системи МКГСС до системи СІ потрібно помножити числове значення даної величини на 9,81, а у розмірності замінити kgf на N . Множник 9,81 являється коефіцієнтом переходу від кілограм-

сили до ньютонів і має розмірність $н/кгс$ (або $дж/кгс\cdot м$) та чисельно дорівнює прискоренню сили тяжіння на поверхні Землі.

Для зворотного переходу від системи СІ до системи МКГСС потрібно числове значення величини поділити на 9,81, а у розмірності замінити $кг$ (чи $н$) на $(кгс \cdot с^2)/м$ (або відповідно на $кгс$).

Наприклад, сила $80 кгс = 80 \cdot 9,81 = 785 н$.

Таким чином міжнародна система одиниць (СІ) покликана замінити інші системи виміру (СГС, МКГСС і т. д.), різноманітні позасистемні одиниці (літр, атмосфера, калорія, коняча сила і др.) та утворені з них похідні одиниці (наприклад, $ккал/ч$), а також деякі кратні і часткові одиниці, утворення та найменування яких суперечить СІ (наприклад, мікрон, центнер і т. п.).

Перевідні множники деяких розрахункових величин наведені у табл. 1.2.

У разі переходу до одиниць СІ в ході перерахунку величин дотримуються наступної послідовності:

а) знаходять відношення одиниць, в яких виражені величини в рівнянні, що підлягає перерахуванню, до відповідних одиниць СІ;

б) кожен літерну величину у лівій та правій частинах вихідного рівняння розділяють на вказане вище відношення чи помножують на зворотне відношення (відношення одиниць СІ до одиниць величини в початковому рівнянні);

в) усі отримані множники об'єднують у один, що виражає чисельне значення коефіцієнту рівняння в одиницях.

Таблиця 1.2 – Співвідношення між одиницями виміру

Величини	Одиниці виміру СІ	Співвідношення між одиницями виміру системи СІ та інших систем виміру та позасистемних одиниць
Густина	$\frac{кг}{м^3}$	$1 \frac{г}{см^3} = 1 \frac{кг}{дм^3} = 1 \frac{г}{см^3} = 10^3 \frac{кг}{м^3}$ $1 \frac{кг \cdot с^2}{м^4} = 9,81 \frac{кг}{м^3}$
Динамічний коефіцієнт в'язкості	Па·с	$1 П = 1 \frac{дин \cdot с}{см^2} = 0,1 Па \cdot с$ $1 сП = \frac{1}{9180} \cdot \frac{кгс \cdot с}{м^2} = 10^{-3} Па \cdot с = 1 мПа \cdot с$
Ентальпія питома	$\frac{Дж}{кг}$	$1 \frac{ккал}{кг} = 1 \frac{кал}{г} = 4,19 \frac{кДж}{кг}$
Ентропія питома	$\frac{Дж}{кг \cdot К}$	$1 \frac{ккал}{кг \cdot ^\circ С} = 4,19 \frac{кДж}{кг \cdot К}$
Кінематичний коефіцієнт в'язкості	$\frac{м^2}{с}$	$1 Ст = 1 \frac{см^2}{с} = 10^{-4} \frac{м^2}{с}$
Поверхневий натяг	$\frac{Н}{м}$	$1 \frac{кгс}{м} = 9,81 \frac{Дж}{м^2}$ $1 \frac{дин}{см} = 10^{-3} \frac{Дж}{м^2} = 10^{-3} \frac{Н}{м}$
Тиск	Па	$1 бар = 10^5 Па$ $1 \frac{кгс}{см^2} = 1 ат = 98100 Па = 735 мм рт.ст.$ $1 мм рт.ст. = 133,3 Па$ $1 мм вод.ст. = 9,81 Па$

Приклади розв'язання задач за темою 1

Приклад 1.1. Задана величина потужності, яка складає 132 кВт. Знайдіть значення потужності за системою СІ.

Рішення. Для отримання значення за діючою міжнародною системою виміру СІ потрібно у першому стовпчику таблиці 2 знайти величину, яку будемо переводити у систему СІ – це потужність і визначити у яких одиницях вона вимірюється у системі СІ (другий стовпчик таблиці 2) – Вт.

За допомогою таблиці 1 знаходимо, що приставка *к* перед одиницею виміру Вт позначає *кіло*, що являється кратною 10^3 , значить величина потужності за системою СІ складає

$$132 \text{ кВт} = 132 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

Приклад 1.2. Маса резервуару 32 центнера. Знайдіть значення маси резервуару у СІ.

Рішення. Для отримання значення температури за діючою міжнародною системою виміру СІ потрібно у першому стовпчику таблиці 2 знайти величину, яку будемо переводити у систему СІ – це маса.

Як бачимо у системі СІ маса вимірюється у кг (другий стовпчик таблиці 2), тому необхідно знайдене відношення помножити на шукану величину (третій стовпчик таблиці 2):

$$1 \text{ ц} = 100 \text{ кг}$$

$$32 \text{ ц} \cdot 100 \text{ кг} = 3200 \text{ кг.}$$

Приклад 1.3. Температура вимірюється термометром за шкалою Цельсія і складає 28°C . Знайдіть значення термометра за системою СІ.

Рішення. Для отримання значення температури за діючою міжнародною системою виміру СІ потрібно у першому стовпчику таблиці 2 знайти величину, яку будемо переводити у систему СІ – це температура.

Як бачимо у системі СІ температура вимірюється у К (другий стовпчик таблиці 2), тому необхідно виконати дії, що наведені навпроти шуканої величини (третій стовпчик таблиці 2): $t^\circ \text{C} = (t+273,16) \text{ K}$

$$28^\circ \text{C} = (28+273,16) = 301,16 \text{ K.}$$

Завдання для самостійної роботи за темою 1

Завдання для розрахунку 1.1. Переведіть наступні величини у міжнародну систему виміру СІ згідно наведених даних у табл. 1.3.

Таблиця 1.3 – Вихідні дані для завдання 1.1

Варіант	Величина	Значення
1	Тиск	654123 мм вод.ст.
2	Довжина	3 м 1 см 343 мкм
3	Динамічний коефіцієнт в'язкості	3450 П
4	Густина	123 кг/дм ³
5	Тиск	20735 мм рт.ст.
6	Кінематичний коефіцієнт в'язкості	0,1879 см ² /с
7	Тиск	34567 мм вод.ст.
8	Довжина	49587 мкм
9	Тиск	133 ат
10	Кінематичний коефіцієнт в'язкості	186 Ст

ТЕМА 2 Основні фізичні властивості рідин та газів

Рух рідин та газів характеризується практично однаковими законами, якщо їх швидкості значно нижчі за швидкість звуку, тому термін «рідина» використовують для усіх речовин, що володіють текучістю, тобто такі, які е мають властивості зберігати форму та повністю займають увесь наданий їм об'єм. Окрім текучості рідини вважають однорідними сполосними середовищами, нехтуючи при цьому, що елементарний об'єм рідини являє собою сукупність молекул, розташованих на деякій відстані одна від іншої. Таке припущення можливе, оскільки розміри елементарного об'єму завжди можуть бути узяті значно більшими середньої довжини шляху вільного пробігу молекул.

В процесі дослідження різноманітних питань вводять поняття про *ідеальну рідину*, яка реально не існує, і характеризується абсолютною нестисливістю під дією тиску, не змінює густини у разі зміни температури та характеризується відсутністю терця між частинками, тобто така рідина не має в'язкості.

В реальності усім рідинам властива стисливість та в'язкість і такі рідини називають *реальними чи в'язкими рідинами*. Такі рідини поділяють на крапельні рідини – власно рідини (їх стисливість дуже незначна) та пружні рідини – гази, які характеризуються стисливістю або пружністю.

Реальні рідини характеризуються наступними основними фізичними властивостями: густиною (чи питомою вагою), в'язкістю, поверхневим натягом, температурним розширенням.

Густина. Густина – це маса рідини, що ув'язнена у одиниці об'єму та позначається ρ :

$$\rho = \frac{m}{V}, \quad (2.1)$$

де m – маса рідини, кг;

V – об'єм рідини, м^3 .

Відносна густина. Відносна густина Δ – це відношення густини рідини до густини води:

$$\Delta = \frac{\rho}{\rho_{\text{в}}}. \quad (2.2)$$

При цьому у технічних розрахунках приймають, що густина води дорівнює 1000 кг/м^3 в інтервалі температур від 0 до $100 \text{ }^\circ\text{C}$.

Питома вага. Питома вага – це вага одиниці об'єму рідини, що позначається γ , тобто

$$\gamma = \frac{G}{V}, \quad (2.3)$$

де G – вага рідини, Н.

Питома вага та густина пов'язані між собою наступним співвідношенням:

$$\gamma = \rho \cdot g, \quad (2.4)$$

де g – прискорення вільного падіння, що дорівнює $9,81 \text{ м/с}^2$.

Густина крапельних рідин із зростанням тиску збільшується, а зі зростанням температури зменшується у незначних межах. Густина крапельних рідин можна знайти за довідниковими даними (табл. 2.1).

Густина пружних рідин (газів) змінюється дуже суттєво в залежності від температури та тиску та визначається рівнянням стану:

$$P \cdot V = \frac{m \cdot R \cdot T}{M}, \quad (2.5)$$

де P – тиск, Па;

V – об'єм газу, м^3 ;

m – маса газу, кг;

R – універсальна газова постійна, Дж/(кмоль·град);

T – температура, К;

M – молекулярна маса газу, кг/кмоль.

Знаючи, що $\rho = \frac{m}{V}$ з останнього рівняння витікає, що

$$p = \frac{m}{V} \cdot \frac{R \cdot T}{M} = \rho \cdot \frac{R \cdot T}{M} \quad (2.6)$$

Об'єм, що займає одиниця маси *тіла*, називається *питомим об'ємом*, який являється величиною зворотною густині та дорівнює:

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} \quad (2.7)$$

Відомо, що для 1 кмоль газу за рівнянням Клайперону $P \cdot V = R \cdot T$, а універсальна газова постійна $R = \frac{P_0 \cdot v_0}{T_0}$, тому густину будь-якого газу за робочої температури T і тиску P розраховують за наступною формулою:

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T}, \quad (2.8)$$

де M – мольна маса газу, кг/кмоль;

T_0 – нормальна температура, К;

P_0 – нормальний тиск, Па;

$\rho_0 = \frac{M}{22,4}$ – густина газу за нормальних умов ($T_0 = 273,15$ К і $P_0 = 101325$ Па).

Густина суміші газів:

$$\rho_{\text{сум}}^{\text{газ}} = y_1 \cdot \rho_1 + y_2 \cdot \rho_2 + \dots, \quad (2.9)$$

де y_1, y_2 – об'ємні частки компонентів газової суміші;

ρ_1, ρ_2 – відповідні густини компонентів.

Густина суміші рідин, у разі змішування яких не відбувається істотних фізико-хімічних змін, приблизно розраховують за формулою:

$$\frac{1}{\rho_{\text{сум}}^{\text{рід}}} = \frac{x_1}{\rho_1} + \frac{x_2}{\rho_2} + \dots, \quad (2.10)$$

де x_1, x_2 – масові частки компонентів суміші;

ρ_1, ρ_2 – відповідні густини компонентів рідинної суміші.

Коефіцієнт температурного розширення та об'ємного стискання. Опір рідин зміні свого об'єму характеризується коефіцієнтами об'ємного стискання та температурного розширення.

Коефіцієнт об'ємного стискання β_V , Па^{-1} – це відносна зміна об'єму рідини на одиницю зміни тиску:

$$\beta_V = \frac{\Delta V}{V \cdot \Delta p}, \quad (2.11)$$

де ΔV – зміна об'єму V , що відповідає зміні тиску на величину Δp .

Величина, зворотна коефіцієнту об'ємного стискання, являє собою об'ємний модуль пружності E , Па:

$$E = \frac{1}{\beta_V}. \quad (2.12)$$

Коефіцієнт температурного розширення β_t , $^{\circ}\text{C}^{-1}$ показує відносну зміну об'єму рідини у разі зміни температури на 1 градус:

$$\beta_t = \frac{\Delta V}{V \cdot \Delta t}, \quad (2.13)$$

де ΔV – зміна об'єму V , що відповідає зміні температурі на величину Δt .

Таблиця 2.1 – Густина рідких речовин в залежності від температури, кг/м³

Речовина	Температура							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Аміак рідкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аміачна вода, 25%	–	918	907	897	887	876	866	856
Анілін	–	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	–	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловий спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	–	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Гліцерин, 50%	–	1136	1126	1116	1106	1006	966	986
Діоксид сірки (рідк.)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Діхлоретан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Діетиловий ефір	758	736	714	689	666	640	611	576
Етилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Етиловий спирт, 100%	823	806	789	772	754	735	716	693
Етиловий спирт, 80%	–	857	843	828	813	797	783	768
Етиловий спирт, 60%	–	904	891	878	864	849	835	820
Етиловий спирт, 20%	–	977	969	957	946	934	922	910
Ізопропіловий спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Кальцій хлористий, 25% розчин	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
м-Ксилол	–	882	865	847	831	796	796	77
Метиловий спирт, 100%	828	810	792	774	756	736	714	–
Метиловий спирт, 40%	–	946	935	924	913	902	891	880
Мурашина кислота	–	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096

Речовина	Температура							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Натр їдкий, 50% розчин	–	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
Натрій хлористий, 20% розчин	–	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нітратна кислота, 100%	1582	1547	1513	1487	1443	1408	1373	1338
Нітратна кислота, 50%	–	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Нітробензол	–	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	708	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20%	–	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Оцтова кислота, 100%	–	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Оцтова кислота, 50%	–	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Пропіловий спирт	–	819	804	788	770	752	733	711
Сірчана кислота, 98%	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
Сірчана кислота, 92%	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
Сірчана кислота, 75%	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
Сірковуглець	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляна кислота, 30%	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Фенол (розплав)	–	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Чотирихлористий вуглець	1670	1633	1594	1556	1517	1470	1434	1390

Значення коефіцієнтів об'ємного стискання та температурного розширення води в залежності від температури та тиску наведені у табл. 2.2 і табл. 2.3, а коефіцієнт об'ємного розширення рідких речовин в залежності від температури у табл. 2.4.

Таблиця 2.2 – Коефіцієнт об'ємного стискання води в залежності від температури та тиску

Температура, °C	Коефіцієнт об'ємного стискання води $\beta_V \cdot 10^8, \text{Па}^{-1}$ за тиском, $\text{Па} \cdot 10^{-4}$				
	50	100	200	300	780
0	5,4	5,37	5,31	5,23	5,15
5	5,29	5,23	5,18	5,08	4,93
10	5,23	5,18	5,08	4,98	4,81
15	5,18	5,1	5,03	4,88	4,7
20	5,15	5,05	4,95	4,81	4,6

Таблиця 2.3 – Коефіцієнт об'ємного розширення води в залежності від температури та тиску

Тиск, $\text{Па} \cdot 10^5$	Коефіцієнт об'ємного розширення води $\beta_t \cdot 10^4, \text{°C}^{-1}$ за температури				
	0°C .. 10°C	10°C .. 20°C	20°C .. 50°C	60°C .. 70°C	90°C .. 100°C
1	0,14	1,50	4,22	5,56	7,19
100	0,43	1,65	4,22	5,48	7,04
200	0,72	1,83	4,26	5,39	—
500	1,49	2,36	4,29	5,23	6,61
900	2,29	2,89	4,37	5,14	6,21

Таблиця 2.4 – Коефіцієнт об'ємного розширення рідких речовин в залежності від температури

Речовина	$\beta_t \cdot 10^3$ за температури, °C							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
Аміак рідкий	1,84	2,15	2,42	2,8	3,2	4,3	6,2	14,5
Анілін	—	0,83	0,84	0,86	0,88	0,91	0,95	1,01
Ацетон	1,31	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2	2,12
Бензол	—	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57
Бутиловий спирт	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Вода	—	-0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Гексан	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
Діоксид сірки (р.)	1,64	1,75	1,92	2,23	2,61	3,15	3,9	4,4
Діхлоретан	1,07	1,11	1,16	1,21	1,26	1,31	1,37	1,44
Діетиловий ефір	1,45	1,51	1,63	1,76	1,85	2,16	2,6	3,1
Етилацетат	1,14	1,03	1,35	1,46	1,52	1,6	1,76	1,94
Етиловий спирт	1,18	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87
Ізопропіловий спирт	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Кальція хлорид, 25% розчин	0,35	0,35	0,39	0,43	0,46	0,49	0,51	0,55
Метиловий спирт	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
Мурашина кислота	—	0,98	0,99	1,01	1,04	1,08	1,13	1,16
Натр їдкий, 50% розчин	—	0,48	0,48	0,47	0,47	0,47	0,46	0,48
Натр їдкий, 40% розчин	—	0,47	0,47	0,48	0,49	0,5	0,51	0,52
Натр їдкий, 30% розчин	—	0,44	0,46	0,48	0,5	0,52	0,55	0,58

Натр їдкий, 20% розчин	–	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55	0,59	0,63
Натр їдкий, 10% розчин	–	0,34	0,4	0,46	0,51	0,57	0,63	0,69
Натрію хлорид, 20% розчин	–	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
Нітратна кислота, 50%	–	0,84	0,88	0,92	0,97	1,03	1,09	–
Нітробензол	–	0,81	0,82	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
Октан	1,09	1,11	1,14	1,17	1,22	1,27	1,34	1,42
Оцтова кислота	–	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Сірчана кислота, 98%	–	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5
Сірчана кислота, 92%	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,56	0,55	0,55
Сірчана кислота, 75%	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
Сірчана кислота, 60%	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
Сірковуглець	1,13	1,14	1,19	1,28	1,41	1,6	1,84	2,05
Соляна кислота, 30%	–	0,52	0,52	0,51	0,5	0,52	0,56	0,6
Толуол	1	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
Фенол (розплав)	–	0,75	0,79	0,82	0,86	0,9	0,95	0,99
Хлорбензол	0,92	0,94	0,97	1,0	1,03	1,07	1,11	1,16
Хлороформ	1,18	1,2	1,27	1,34	1,43	1,53	1,65	1,8
Чотирехлористий вуглець	1,22	1,26	1,22	1,26	1,32	1,37	1,5	1,62

В'язкість. В процесі руху реальної рідини в неї виникають сили внутрішнього тертя, що чинять опір руху. Властивість рідини учиняти опір руху називається *в'язкістю*.

В'язкість крапельних рідин із збільшенням температури знижується, а в'язкість газів збільшується. Зміна в'язкості в залежності від тиску незначна і, як правило, не враховується (за виключенням області надто високих тисків). В'язкість оказує суттєвий вплив на режими руху рідин та на опір, що виникає в процесі їх руху. Тому інтенсифікація багатьох гідродинамічних, а також теплових і масообмінних процесів часто досягається у разі зниження в'язкості середовища, наприклад шляхом збільшення температури рідини.

Значення μ для крапельних рідин за різних температур можна визначити за номограмою (рис. 2.1) або приблизно для органічних речовин за температури 20 °С за рівнянням

$$\lg(\lg \mu) = (\sum A \cdot n + \sum h) \frac{\rho}{10^3 \cdot M} - 2,9, \quad (2.14)$$

де μ – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини за температури и атмосферному тиску, мПа;

A – кількість однойменних атомів в молекулі органічної сполуки;

n – числове значення атомної константи (табл. 2.5);

h – поправка на групування атомів і характер зв'язку між ними (табл. 2.5);

ρ – густина рідини за температури и атмосферному тиску, кг/м³;

M – мольна маса, кг/кмоль.

Також динамічний коефіцієнт в'язкості рідких речовин можна знайти за табл. 2.6.

Для визначення динамічного коефіцієнту в'язкості μ пружних рідин за різних температур можна скористатися номограмою (рис. 2.2) або наступною формулою

$$\mu^t = \mu^0 \frac{T^0 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{T^0} \right)^{3/2}, \quad (2.15)$$

де μ^0 – динамічний коефіцієнт в'язкості за температури 0 °С (табл. 2.7);

T – температура, К; C – постійна Сатерленду (табл. 2.7).

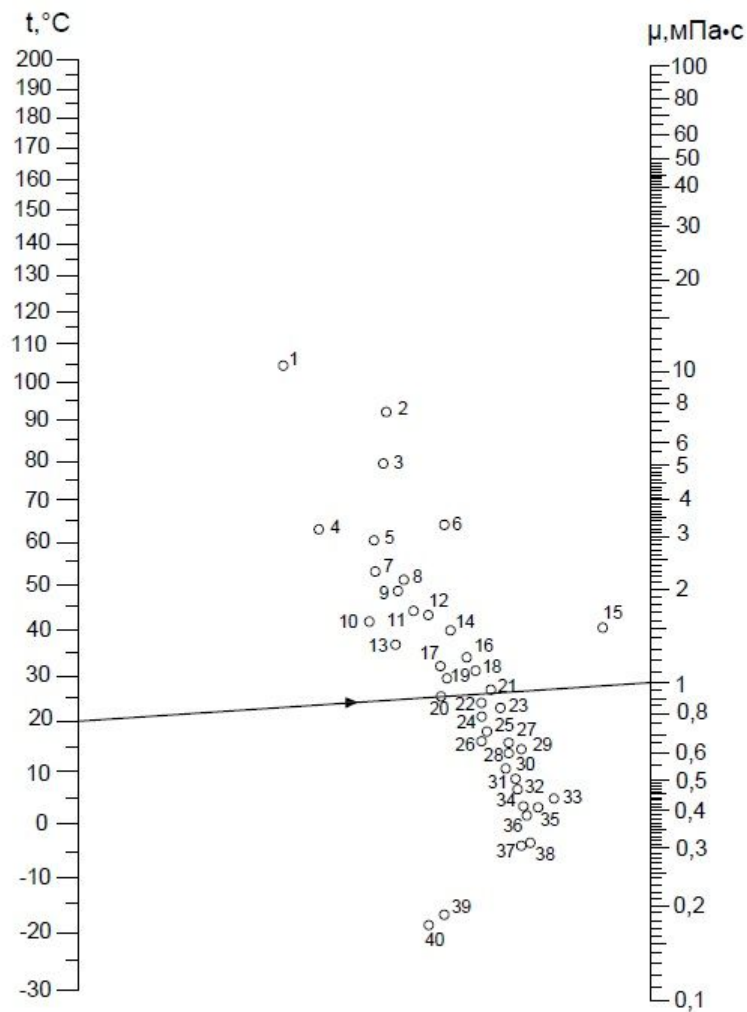


Рис. 2.1 – Значення динамічного коефіцієнту в'язкості деяких рідин за різних температур

Пояснення до рис. 2.1

Рідина	№ крапки	Рідина	№ крапки
Аміловий спирт	17	Метиловий спирт, 90%	24
Аміак	39	Метиловий спирт, 30%	13
Анілін	8	Нафталін	9
Ацетон	34	Нітробензол	14
Бензол	25	Октан	28
Бутиловий спирт	11	Пентан	38
Вода	20	Гідраргірум	15
Гексан	36	Сірчана кислота, 111%	2
Гептан	31	Сірчана кислота, 98%	3
Гліцерин, 100%	1	Сірчана кислота, 60%	6
Гліцерин, 50%	7	Сірчаний ангідрид	35
Диоксид вуглецю (IV)	40	Сірковуглець	33
Діетиловий ефір	37	Терпентин	16
Етилацетат	30	Толуол	27
Етиленгліколь	4	Оцтова кислота, 100%	18
Етиленхлорид	23	Оцтова кислота, 70%	12
Етиловий спирт, 100%	19	Фенол	5
Етиловий спирт, 49%	10	Хлорбензол	22
Метилацетат	32	Хлороформ	29
Метиловий спирт, 100%	26	Чотирихлористий вуглець	21

Таблиця 2.5 – Атомні константи та поправки на групування атомів і характер зв'язку між ними для розрахунку в'язкості органічних сполук

Атоми	H	O	N	Cl	Br	I	C	CH ₂
n	2,7	29,7	37,0	60,0	79,0	110,0	50,2	55,6
Характер зв'язку та групування			Поправка h	Характер зв'язку та групування			Поправка h	
Подвійний зв'язок			-15,5	R – CH = O			+16,0	
П'ятичленне кільце			-24,0	R – CO – CH ₃			+5,0	
Шестичленне кільце			-21,0	– CH = CH – CH ₂ – X (X – негативна група)			+4,0	
Бокова група шестичленного кільця: мол. маса <17 мол. маса >16			-9,0 -17,0	R ₂ – CH – X (X – негативна група)			+6,0	
Орто- і пара-положення других замісників			+3,0	OH			+24,7	
Мета-положення других замісників			+1,0	COO			-19,6	
R ₂ – CH – CH – R ₂			+8,0	COOH			-7,9	
CR ₄			+13,0	NO ₂			-16,4	

Відношення динамічного коефіцієнту в'язкості до густини рідини називається *кінематичним коефіцієнтом в'язкості* ν :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2.16)$$

Для визначення динамічного коефіцієнту в'язкості газових сумішей за атмосферним тиском використовують емпіричну формулу:

$$\mu_{\text{сум}}^{\text{газ}} = \frac{y_1 \cdot \mu_1 \cdot \sqrt{M_1 \cdot T_{\text{кр1}}} + y_2 \cdot \mu_2 \cdot \sqrt{M_2 \cdot T_{\text{кр2}}} + \dots}{y_1 \cdot \sqrt{M_1 \cdot T_{\text{кр1}}} + y_2 \cdot \sqrt{M_2 \cdot T_{\text{кр2}}} + \dots} \quad (2.17)$$

де $\mu_{\text{сум}}^{\text{газ}}$ – динамічний коефіцієнт в'язкості суміші за температури t ;

μ_1, μ_2 – динамічні коефіцієнти в'язкості компонентів газової суміші за температури t ;

y_1, y_2 – об'ємні частки компонентів;

M_1, M_2 – мольні маси компонентів;

$T_{\text{кр1}}, T_{\text{кр2}}$ – критичні температури компонентів, К.

Значення $\sqrt{M \cdot T_{\text{кр}}}$ для деяких газів наведені у табл. 2.8.

Динамічний коефіцієнт в'язкості газових сумішей може бути розрахований за наближеною формулою:

$$\frac{M_{\text{сум}}^{\text{газ}}}{\mu_{\text{сум}}^{\text{газ}}} = \frac{y_1 \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{y_2 \cdot M_2}{\mu_2} + \dots \quad (2.18)$$

де $M_{\text{сум}}^{\text{газ}}$, M_1 , M_2, \dots – мольні частки суміші газів та її окремих компонентів;

$\mu_{\text{сум}}^{\text{газ}}$, μ_1 , μ_2, \dots – відповідні динамічні коефіцієнти в'язкості;

u_1, u_2, \dots – об'ємні частки компонентів у газовій суміші.

Для визначення динамічного коефіцієнту в'язкості суміші нормальних неасоційованих рідин (молекулярне поле яких не має різко виразної анізотропії, наприклад, чотирихлористий вуглець) використовують наступну формулу:

$$\lg \mu_{\text{сум}}^{\text{рід}} = x_1 \cdot \lg \mu_1 + x_2 \cdot \lg \mu_2 + \dots, \quad (2.19)$$

де μ_1, μ_2, \dots – динамічні коефіцієнти в'язкості окремих компонентів суміші рідин;

x_1, x_2, \dots – мольні частки компонентів суміші.

Для визначення динамічного коефіцієнту в'язкості суміші нормальних рідин згідно закону адитивності (за яким значення деякої величини цілого об'єкту дорівнює сумі значень цієї величин, що відповідає часткам об'єкту) також використовують наступну формулу:

$$\frac{1}{\mu_{\text{сум}}^{\text{рід}}} = \frac{x_1}{\mu_1} + \frac{x_2}{\mu_2} + \dots, \quad (2.20)$$

де x_1, x_2, \dots – об'ємні частки компонентів.

Поверхневий натяг. Молекули рідини, що розташовані на її поверхні чи безпосередньо у поверхні, іспитують тяжіння зі сторони молекул, що знаходяться усередині рідини, в результаті чого виникає тиск, що направлений усередину рідини перпендикулярно до її поверхні. Дія цих сил виявляється у прагненні рідини зменшити свою поверхню; на створення нової поверхні потрібно витратити деяку роботу. Робота, що необхідна для утворення одиниці нової поверхні рідини за постійної температури, носить назву *поверхневого натягу* і позначається σ :

$$\sigma = \frac{E}{F}, \quad (2.21)$$

де E – поверхнева енергія рідини, Дж;

F – площа вільної поверхні рідини, м^2 .

Поверхневий натяг розглядають як силу, що діє на одиницю довжини поверхні розділу рідини та середовища, що зіткається із нею.

Залежність поверхневого натягу від температури має наступний вигляд:

$$\sigma = \sigma_0 - \beta \cdot \Delta t, \quad (2.22)$$

де σ_0 – поверхневий натяг у разі зіткнення із повітрям за температури 0°C .

Поверхневий натяг знижується із збільшенням температури. Із величиною поверхневого натягу пов'язані характеристики змочування крапельними рідинами твердих матеріалів; змочування оказує суттєвий вплив на гідродинамічні умови перебігу процесів в абсорбційних і ректифікаційних апаратах, конденсаторах парів і ін. Вплив поверхневого натягу враховують у ході роботи із рідкісними приборами для вимірювання тиску, при витіканні рідин з малих отворів, в процесі фільтрації та в процесі утворення крапель у вільних струмах.

Внаслідок поверхневого натягу рідина, що має криволінійну поверхню, зазнає додаткового зусилля, яке зменшує чи збільшує тиск у рідині на величину

$$p_{\text{пов}} = \sigma \cdot \left(\frac{1}{r_1} + \frac{1}{r_2} \right), \quad (2.23)$$

де σ – поверхневий натяг, Н/м;

r_1, r_2 – головні радіуси кривизни елемента поверхні, що розглядається.

В разі випуклої поверхні рідини збільшується, а у разі увігнутої – зменшується.

Особливо значний прояв поверхневого натягу виявляється у трубках малого діаметру (капілярних), для котрих величина тиску приймає вигляд

$$p_{\text{пов}} = \frac{2 \cdot \sigma}{r} \quad (2.24)$$

Таблиця 2.6 – Динамічні коефіцієнти в'язкості рідких речовин в залежності від температури

Речовина	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с (сП)											
	-20 °C	-10 °C	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Аміак рідкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	–	–	–
Аміачна вода, 25 %	–	–	–	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Анілін	–	–	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	–	–	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Бутиловий спирт	10,3	7,4	5,19	3,37	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	–	–	1,79	1,31	1	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Гліцерин, 50 %	–	–	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
Діоксид сірки (рідк.)	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	–	–	–	–	–	–
Діхлоретан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Діетиловий ефір	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1
Етилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Етиловий спирт, 100%	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
Етиловий спирт, 80 %	–	–	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
Етиловий спирт, 60 %	–	–	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
Етиловий спирт, 40 %	–	–	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
Етиловий спирт, 20%	–	–	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3
Ізопропіловий спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Кальцій хлористий, 25 % розчин	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	–	–	–	–
Метиловий спирт, 100 %	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Мурашина кислота	–	–	–	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4

Продовження табл. 2.6

Речовина	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с (сП)											
	-20 °C	-10 °C	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Нітратна кислота, 100 %	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
Нітратна кислота, 50 %	–	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44
Натр їдкий, 50 % р-н	–	–	–	–	–	46	25	16	8,03	5,54	3,97	3,42
Натр їдкий, 40% р-н	–	–	–	–	40	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	2,37
Натр їдкий, 30 % р-н	–	–	–	–	13	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
Натр їдкий, 20% р-н	–	–	–	–	4,48	3,3	2,48	2	1,63	121	1,15	1,08
Натр їдкий, 10 % р-н	–	–	–	–	1,86	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6
Натрій хлористий, 20 %рн	–	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Нітробензол	–	–	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,203
Олеум, 20 %	–	–	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	–	–
Сірчана кислота, 98 %	–	–	55	37	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	2
Сірчана кислота, 92 %	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95
Сірчана кислота, 75 %	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45
Сірчана кислота, 60 %	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07	0,9
Сірковуглець	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Соляна кислота, 30 %	–	–	–	2,1	1,7	1,48	1,3	–	–	–	–	–
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,331	0,319	0,271	0,231
Оцтова кислота, 100 %	–	–	–	–	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
Оцтова кислота, 50 %	–	–	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,02	0,65	0,5	0,4
Фенол (розплав)	–	–	–	–	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Чотирхлористий вуглець	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323

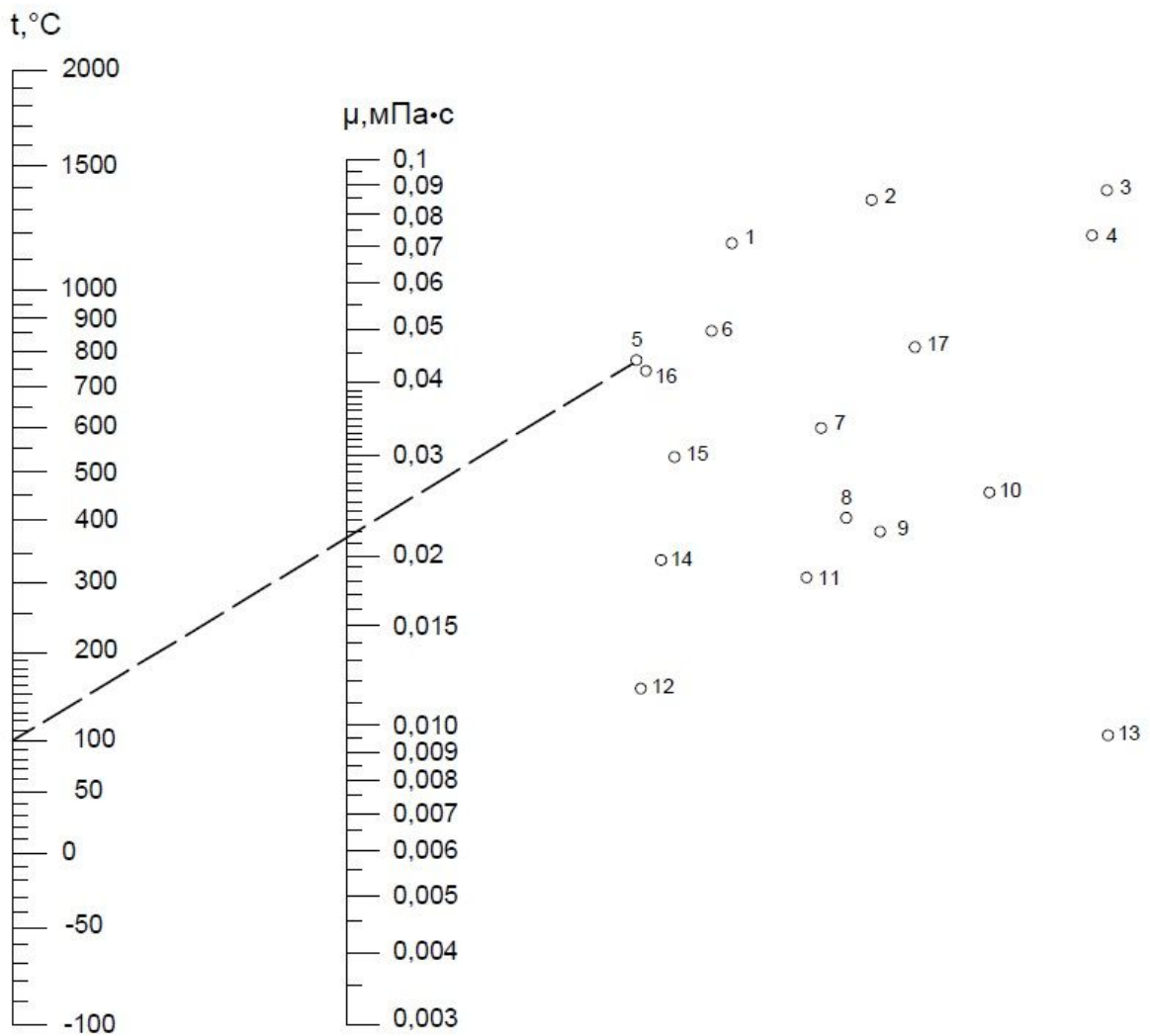


Рис. 2.2 – Значення динамічного коефіцієнту в'язкості деяких газів

Пояснення до рис. 2.2

№ крапки	Речовина	№ крапки	Речовина
1	Кисень	10	Аміак
2	Нітрогену (II) оксид	11	Етан
3	Вуглецю (IV) оксид	12	Водень
4	Хлороводень	13	Бензол
5	Повітря	14	Суміш водню та нітрогену у співвідношенні 9:1
6	Нітроген	15	Суміш водню та нітрогену у співвідношенні 3:1
7	Сірки (IV) оксид	16	Вуглецю (II) оксид
8	Метан	17	Хлор
9	Водяний пар		

Таблиця 2.7 – Основні фізичні властивості деяких газів

Назва	Формула	Густина за 0 °С і 760 мм рт. ст., кг/м ³	Молекулярна маса	Питома теплоємність за 20 °С і $p_{абс} \approx 0,1 \text{ МПа}$, кДж/(кг·К)			Температура кипіння за 760 мм рт. ст., °С	Питома теплота випаровування за 760 мм рт. ст., кДж/кг	Критичні крапки		Вязкість μ^0 за 0 °С і $p_{абс} = 1$ кгс/см ²	
				c_p	c_v	$k = c_p/c_v$			температура, °С	тиск (абс.), кгс/см ²	$\cdot 10^6$ Па·с	константа С
Аміак	NH ₃	0,77	17	2,22	1,68	1,32	-33,4	1374	132,4	111,5	9,18	626
Аргон	Ar	1,78	39,9	0,53	0,323	1,64	-185,9	163	-122,4	48	20,9	142
Ацетилен	C ₂ H ₂	1,171	26	1,68	1,36	1,24	-83,7	830	35,7	61,6	9,35	198
Бензол	C ₆ H ₆	–	78,1	1,25	1,14	1,10	80,2	394	288,5	47,7	7,2	–
Бутан	C ₄ H ₁₀	2,673	58,1	1,92	1,8	1,07	-0,5	387	152	37,5	8,1	377
Водень	H ₂	0,0899	2,02	14,3	10,14	1,41	-252,8	455	-239,9	12,8	8,42	73
Вуглецю (II) оксид	CO	1,25	28	1,05	0,754	1,39	-191,5	212	-140,2	34,53	16,6	100
Гелій	He	0,179	4	5,28	3,18	1,66	-268,9	19,5	-268	2,26	18,8	78
Діоксид сірки	SO ₂	2,93	64,1	0,633	0,503	1,26	-10,8	394	157,5	77,78	11,7	396
Діоксид вуглецю	CO ₂	1,98	44	0,838	0,654	1,28	-78,2	574	31,1	72,9	13,7	254
Етан	C ₂ H ₆	1,36	30,1	1,73	1,45	1,19	-88,5	486	32,1	48,85	8,5	287
Етилен	C ₂ H ₄	1,26	28,1	1,53	1,26	1,21	-103,7	482	9,7	50,7	9,85	241

Назва	Формула	Густина за 0 °С і 760 мм рт. ст., кг/м ³	Молекулярна маса	Питома теплоємність за 20 °С і $p_{абс} \approx 0,1 \text{ МПа}$, кДж/(кг·К)			Температура кипіння за 760 мм рт. ст., °С	Питома теплота випаровування за 760 мм рт. ст., кДж/кг	Критичні крапки		Вязкість μ^0 за 0 °С і $p_{абс} = 1 \text{ кгс/см}^2$	
				c_p	c_v	$k = c_p/c_v$			температура, °С	тиск (абс.), кгс/см ²	$\cdot 10^6$ Па·с	константа С
Кисень	O ₂	1,429	32	0,913	0,654	1,40	-183	213	-118,8	49,71	20,3	131
Метан	CH ₄	0,72	16	2,23	1,7	1,31	-161,6	511	-82,15	45,6	10,3	162
Нітроген	N ₂	1,25	28	1,05	0,746	1,41	-195,8	199,4	-147,1	33,49	17	114
Нітрогену (II) оксид	NO ₂	–	46	0,804	0,62	1,30	21,2	712	158,2	100	–	–
Пентан	C ₅ H ₁₂	–	72,2	1,72	1,58	1,09	36,1	360	197,1	33	8,74	–
Повітря	–	1,293	29	1,01	0,721	1,40	-195	197	-140,7	37,2	17,3	124
Пропан	C ₃ H ₈	2,02	44,1	1,87	1,65	1,13	-42,1	427	95,6	43	7,95 (18 °С)	278
Пропілен	C ₃ H ₆	1,91	42,1	1,63	1,44	1,13	-47,7	440	91,4	45,4	8,35 (20 °С)	322
Сірководень	H ₂ S	1,54	34,1	1,06	0,804	1,32	-60,2	549	100,4	188,9	11,66	–
Хлор	Cl ₂	3,22	70,9	0,482	0,355	1,36	-33,8	306	144	76,1	12,9 (16 °С)	351
Хлористий метил	CH ₃ Cl	2,3	50,5	0,742	0,582	1,28	-21,4	406	148	66	9,89	454

Таблиця 2.8 – Значення $\sqrt{M \cdot T_{кр}}$ для деяких газів

Газ	M	T _{кр} , K	$\sqrt{M \cdot T_{кр}}$
Бутан	58	426	157
Водень	2	33	8,13
Водяна пара	18	647	108
Вуглецю (II) оксид	28	134	61,4
Вуглецю (IV) оксид	44	304	115,5
Гексан	86	508	209
Етилен	28	283	89,0
Етан	30	305	95,6
Кисень	32	154	70,2
Метан	16	190	55,1
Нітроген	28	126	59,5
Пентан	72	470	184
Повітря	29	132,7	61,9
Пропан	44	370	128

або

$$h_{пов} = \frac{2 \cdot \sigma}{\rho \cdot g \cdot r}, \quad (2.25)$$

де r – радіус трубки, м;

$h_{пов}$ – висота капілярного підняття.

У довідковій літературі зазвичай приводяться значення поверхневого натягу на границі рідина–повітря. Натяг, що виникає у разі зіткнення крапельних рідин, що не змішуються (або частково змішуються), називають граничним натягом, який, як правило, значно менший за натяг на границі рідина–газ. Граничний натяг значно впливає на диспергування однієї рідини у іншій, яка з нею не змішується, і тому суттєво позначається на гідродинамічних умовах проведення процесів рідинної екстракції.

Поверхневий натяг водних розчинів кислот, солей, основаній в залежності від концентрації наведений у табл. 2.9, а поверхневий натяг рідких речовин и водних розчинів в залежності від температури – у табл. 2.10.

Користуючись довідниковими даними не завжди є можливість лише за вказаними значеннями отримати шукану величину фізико-хімічних властивостей середовища за потрібних робочих умов, тому доволі часто використовують відомі інтерполяційні методи.

Таблиця 2.9 – Значення поверхневого натягу водних розчинів кислот, солей, основаній в залежності від концентрації

Розчинена речовина	Температура, °С	Значення поверхневого натягу $\sigma \cdot 10^3$, Н/м в залежності від концентрації (у мас.%)			
		5	10	20	50
H ₂ SO ₄	18	–	74,1	75,2	77,3
HNO ₃	20	–	72,7	71,1	65,4
NaOH	20	74,6	77,3	85,8	–
NaCl	18	74,0	75,5	–	–
Na ₂ SO ₄	18	73,8	75,2	–	–
NaNO ₃	30	72,1	72,8	74,4	79,8
KCl	18	73,6	74,8	77,3	–
KNO ₃	18	73,0	73,6	75,0	–
K ₂ CO ₃	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH ₃	18	66,5	63,5	59,3	–
NH ₄ Cl	18	73,3	74,5	–	–
NH ₄ NO ₃	100	59,2	60,1	61,6	67,5
MgCl ₂	18	73,8	–	–	–
CaCl ₂	18	73,7	–	–	–

Таблиця 2.10 – Значення поверхневого натягу рідких речовин и водних розчинів в залежності від температури

Речовина	Поверхневий натяг $\sigma \cdot 10^3$, Н/м, за температури, °С							
	–20	0	20	40	60	80	100	120
Аміак рідкий	38	27	21,2	16,8	12,8	—	—	—
Аміачна вода, 25%	—	65,7	62,9	59,7	56,3	52,7	49	45
Анілін	—	45,4	42,9	40,6	38,3	36,0	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	—	31,7	29,0	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутанол	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16,0
Вода	—	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10,0	7,9
Гептан	—	—	20,1	18,1	16,1	14,0	12,0	9,9
Глицерин, 100%	—	—	59,4	58,5	57,4	—	—	—
Глицерин, 50%	—	72,4	69,6	66,4	63,0	59,4	55,7	51,7
Диетиловий ефір	22,0	19,5	17,0	14,6	12,4	10,2	8,0	6,1
Дихлоретан	37,8	35,0	32,2	29,5	26,7	24,0	21,3	18,6
Етанол, 100%	25,7	24,0	22,3	20,6	19,0	17,3	15,5	13,4
Етанол, 80%	—	26,0	25,0	23,0	21,0	20,0	18,0	16,0
Етанол, 60%	—	28,0	27,0	25,0	23,0	22,0	20,0	18,0
Етанол, 40%	—	32,0	30,0	28,0	26,0	24,0	22,0	19,0
Етанол, 20%	—	40,0	38,0	36,0	33,0	31,0	29,0	27,0
Етилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Ізопропіловий спирт	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17,0	15,5	14,0
Кальцію хлорид, 25% розчин	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9

Продовження табл. 2.10

Речовина	Поверхневий натяг $\sigma \cdot 10^3$, Н/м, за температури, °С							
	-20	0	20	40	60	80	100	120
о-Ксилол	—	32,3	30,0	27,8	25,7	—	—	—
м-Ксилол	—	30,9	28,6	26,4	24,3	—	—	—
п-Ксилол	—	—	28,3	26,1	24,0	—	—	—
Метанол	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Мурашина кислота	—	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29,0	26,8
Натр їдкий, 50% розчин	—	—	130	130	129	129	128	128
Натр їдкий, 40% розчин	—	—	108	108	107	107	106	106
Натр їдкий, 30% розчин	—	—	97	96,4	95,8	95,3	94,4	93,6
Натр їдкий, 20% розчин	—	—	85,8	85,0	84,7	83,2	81,3	79,6
Натр їдкий, 10% розчин	—	—	77,3	76,1	75,0	73,0	70,7	69,0
Нітратна кислота, 100%	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
Нітратна кислота, 50%	—	68,2	65,4	62,2	58,8	55,2	51,5	47,5
Нітробензол	—	46,4	43,9	41,4	39,0	36,7	34,4	32,2
Октан	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Оцтова кислота, 100 %	—	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18,0
Оцтова кислота, 50 %	—	43,0	40,0	37,0	33,0	30,0	27,0	24,0
Пентан	—	18,2	16,7	14,5	12,3	10,2	8,0	5,9
Пірідин	—	—	38,0	35,0	—	—	—	—
Сірки (II) оксид	31,0	26,8	22,7	18,8	14,8	—	—	—
Сірчана кислота, 98%	—	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
Сірчана кислота, 92%	63,0	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,8
Сірчана кислота, 75%	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
Сірчана кислота, 60%	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
Сірковуглець	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Соляна кислота, 30%	—	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Тетрахлорметан	—	29,4	25,7	24,4	22,4	—	—	—
Тіофен	—	—	33,1	30,1	—	—	—	—
Толуол	33,0	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Трихлорметан (хлороформ)	32,8	30,0	27,2	24,4	21,7	19,0	16,3	13,6
Фенол (розплав)	—	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30,0
Хлорбензол	38,4	36,0	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Чотирихлористий вуглець	31,0	29,5	26,9	24,5	22,0	19,6	17,3	15,1

Приклади розв'язання завдань за темою 2

Приклад 2.1. Відносна питома вага нафти складає 0,78. Визначити густину нафти у одиницях виміру системи СІ.

Рішення. Для визначення густини використаємо формулу $\Delta = \frac{\rho}{\rho_{\text{в}}}$ звідки отримаємо, що $\rho = \Delta \cdot \rho_{\text{в}}$
 $\rho = 0,78 \cdot 1000 = 780 \text{ кг/м}^3$.

Приклад 2.2. Питома вага бензолу 880 кгс/м^3 за температури $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Визначити густину бензолу за тієї ж температури у системі СІ.

Рішення. Для визначення густини скористаємось формулою $\gamma = \rho \cdot g$ звідки отримаємо, що $\rho = \frac{\gamma}{g}$

$$\rho = \frac{880}{9,81} = 89,7 \left[\frac{\text{кгс/м}^3}{\text{м/с}^2} = \frac{\text{кгс}}{\text{м}^3} \cdot \frac{\text{с}^2}{\text{м}} = \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}^2}{\text{м}^4} \right]$$

Отримане значення густини за одиницями виміру не відповідає системі СІ (див. табл. 2, стовпчик 2), так як у системі СІ густина вимірюється у кг/м^3 .

Згідно табл. 2 (стовпчик 3) для отримання густини у кгс/м^3 маємо помножити отримане значення на 9,81, остаточно отримуючи

$$\rho = 89,7 \cdot 9,81 = 880 \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right].$$

Приклад 2.3. В'язкість 40%-го розчину їдкого натру за температури $60 \text{ }^\circ\text{C}$ складає 5,4 сПз. Визначити в'язкість розчину у інших одиницях виміру.

Рішення. В'язкість розчину у системі СІ

$$\mu = 5,4 \cdot 10^{-3} = 0,0054 \left[\frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = \text{Па} \cdot \text{с} \right]$$

У системі СГС

$$\mu = 0,0054 \cdot 10 = 0,054 \left[\frac{\text{г}}{\text{с} \cdot \text{см}} = \text{Пз} \right]$$

У системі МКГСС

$$\mu = 0,0054 \cdot \frac{1}{9,81} = 5,5 \cdot 10^{-4} \left[\frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} \right]$$

Якщо перераховувати через внесистемну одиницю часу – годину, то отримаємо

$$\mu = 0,0054 \cdot 3600 = 19,44 \left[\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{год}} \right].$$

Приклад 2.4. Визначити об'єм води, який необхідно додатково подати у трубопровід діаметром 500 мм та довжиною 1 км для підняття тиску до $5 \cdot 10^6 \text{ Па}$. Трубопровід заповнений водою при атмосферному тиску, деформацією трубопроводу знехтувати.

Рішення.

Знайдемо місткість трубопроводу за його заданими розмірами

$$V = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot l = \frac{3,14 \cdot (500 \cdot 10^{-3})^2}{4} \cdot 1 \cdot 10^3 = 196,35 \text{ м}^3.$$

Об'єм води ΔV , який необхідно подати до водопроводу для підняття тиску, знайдемо з співвідношення

$$\beta_V = \frac{\Delta V}{V \cdot \Delta p} = \frac{\Delta V}{(V + \Delta V) \cdot \Delta p}$$

$$\text{За табл. 5 знаходимо } \beta_V = 5 \cdot 10^{-10} \frac{\text{м}^2}{\text{Н}} = \frac{1}{2 \cdot 10^9} \text{ Па}^{-1}.$$

Тоді

$$\Delta V = \frac{V \cdot \Delta p \cdot \beta_V}{1 - \beta_V \cdot \Delta p} = \frac{196,35 \cdot 5 \cdot 10^6}{2 \cdot 10^9 \cdot \left(1 - \frac{5 \cdot 10^6}{2 \cdot 10^9}\right)} = 0,492 \text{ м}^3.$$

Приклад 2.5. Визначити тиск усередині краплі води діаметром 0,001 м, який створюють сили поверхневого натягу за температури води 20 °С.

Рішення. Тиск усередині краплі визначаємо за формулою

$$p_{\text{пов}} = \frac{2 \cdot \sigma}{r} = \frac{2 \cdot 0,0728}{5 \cdot 10^{-4}} = 291,2 \text{ Па},$$

де r – радіус краплі, а поверхневий натяг знаходимо за табл. 2.10 – $72,8 \cdot 10^3$ Н/м.

Завдання для самостійної роботи за темою 2

Завдання для розрахунку 2.1. Визначити густину та динамічний коефіцієнт в'язкості наступних речовин за температури згідно наведених у табл. 2.11 даних.

Таблиця 2.11 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 2.1

Варіант	Речовина	Температура, °С
1	Пропан	18
2	Дихлоретан	19
3	Сірководень	29
4	Хлор	31
5	Етан	25
6	Кисень	26
7	Оцтова кислота	21
8	Нітратна кислота	15
9	Аміак	16
10	Гексан	17

Завдання для розрахунку 2.2. Визначити кінематичний коефіцієнт в'язкості наступних сумішей речовин за температури згідно наведених у табл. 2.12 даних.

Таблиця 2.12 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 2.2

Варіант	Суміш та її склад	Температура, °С
1	Пропан 50% (об) + пропілен 50% (об)	18
2	Дихлоретан 45% (мол) + пропанол 55% (мол)	19
3	Сірководень 50% (об) + аргон 50% (об)	29
4	Хлор 50% (об) + водень 50% (об)	31
5	Етан 75% (об) + етилен 25% (об)	25
6	Етилен 65% (об) + гелій 35% (об)	27
7	Вода 45% (мол) + етанол 55% (мол)	26
8	Пропан 50% (об) + пропілен 50% (об)	18
9	Дихлоретан 45% (мол) + пропанол 55% (мол)	19
10	Водень 45% (об) + сірководень 55% (об)	32

Завдання для розрахунку 2.3. Визначити змінення густини середовища у разі стискання середовища від p_1 до p_2 згідно наведених у табл. 2.13 даних.

Таблиця 2.13 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 2.3

Варіант	Середовище	p_1 , Па	p_2 , Па	t , °C
1	Сірчана кислота	$1 \cdot 10^5$	$2 \cdot 10^7$	25
2	Азотна кислота	$1 \cdot 10^5$	$2,1 \cdot 10^7$	15
3	Гексан	$1 \cdot 10^5$	$2,2 \cdot 10^7$	10
4	Хлорбензол	$1 \cdot 10^5$	$2 \cdot 10^7$	30
5	Октан	$1,5 \cdot 10^5$	$1 \cdot 10^7$	40
6	Аміак рідкий	$1,4 \cdot 10^5$	$1 \cdot 10^7$	35
7	Фенол	$1,3 \cdot 10^5$	$1 \cdot 10^7$	25
8	Сірчана кислота	$1,3 \cdot 10^5$	$1,1 \cdot 10^7$	45
9	Азотна кислота	$1,5 \cdot 10^5$	$1,1 \cdot 10^7$	15
10	Фенол	$1,6 \cdot 10^5$	$1,1 \cdot 10^7$	10

Завдання для розрахунку 2.4. Визначити зміну густини води у разі її нагрівання від t_n , °C до t_k , °C за даними табл. 2.14.

Таблиця 2.14 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 2.4

Варіант	Температура початкова t_n , °C	Температура кінцева t_k , °C
1	25	85
2	18	80
3	15	90
4	16	70
5	17	80
6	18	75
7	19	85
8	20	70
9	23	65
10	25	60

Завдання для розрахунку 2.5. Визначити тиск усередині краплі води діаметром d , який утворюють сили поверхневого натягу, якщо температура води дорівнює t , °C за даними табл. 2.15.

Таблиця 2.15 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 2.5

Варіант	Діаметр краплі d , мм	Температура t , °C
1	210	85
2	250	70
3	180	65
4	150	40
5	160	50
6	170	20
7	180	75
8	115	40
9	120	75
10	220	70

Завдання для розрахунку 2.6. Визначити питому вагу речовини, якщо її відносна густина складає Вихідні дані наведені у табл. 2.16.

Таблиця 2.16 – Вихідні дані для завдання 2.6

Варіант	Речовина	Відносна густина
1	Нітратна кислота	15
2	Аміак	0,16
3	Пентан	1,7
4	Пропан	0,008
5	Дихлоретан	0,19
6	Сірководень	2,9
7	Хлор	0,23
8	Мурашина кислота	4,0
9	Бутан	0,21
10	Водень	2,2

ТЕМА 3 Гідростатика

У промислових технологіях захисту довкілля розповсюджені процеси переміщення рідин трубопроводами (або через апарати), процеси перемішування, а також процеси розподілення сумішей шляхом відстоювання, фільтрування і центрифугування. Усі ці процеси пов'язані із рухом потоків, що описуються законами механіки рідин – гідромеханіки. Тому перелічені вище процеси хімічної технології називають *гідромеханічними процесами*.

Практичне використання законів гідромеханіки вивчається у гідравліці, яку ділять на *гідростатику*, що вивчає закони рівноваги рідин, та *гідродинаміку*, яка вивчає рух рідин з врахуванням діючих сил.

Рідина оказує тиск на дно і стінки сосуду, у якому вона знаходиться, і на поверхню будь-якого тіла, що занурено у неї.

Розглянемо деяку елементарну площину ΔF усередині об'єму рідини, що знаходиться у спокої. Не залежно від положення площини ΔF у даній крапці об'єму рідина буде давити на неї із деякою силою, рівною ΔP і направленою за нормаллю до площини, на яку вона діє. Її називають *силою гідростатичного тиску*.

Відношення $\frac{P}{F}$ являє собою середній гідростатичний тиск, а ліміт цього відношення за $F \rightarrow 0$ має назву *гідростатичного тиску у крапці*, або просто *тиск*.

Гідростатичний тиск характеризується наступними властивостями:

- гідростатичний тиск завжди направлений перпендикулярно (нормально) до поверхні, на яку він (тиск) діє і створює тільки стискуючі напруги, т.ч. у рідині практично не виникають розтягуючі напруги (а якщо вона знаходиться у спокої, то в неї не має і дотичної напруги).
- у будь-якій крапці рідини гідростатичний тиск однаковий в усіх крапках поверхні, тобто рівномірно розподілений;
- гідростатичний тиск однаковий в усіх горизонтальних плоскостях, проведених у шарі нерухливих рідин і газів, а змінюється лише за вертикаллю, тобто за висотою апарату, при цьому збільшення відбувається від поверхні рідини до дну ємкості (отже гідростатичний тиск у крапці залежить тільки від її положення у просторі, тобто $p = f(x, y, z)$.)

Тиск, який являє собою повну напругу стискання від дії усіх зовнішніх сил (поверхневих і масових), що приложені до рідини, що знаходиться у спокої, називається *абсолютним тиском*.

В техніці зручно відраховувати тиск від умовного нуля, за який приймається тиск

атмосферного повітря на поверхні землі, що дорівнює 101325 Па.

Прибори для вимірювання тиску (манометри або вакуумметри) показують не абсолютний тиск $p_{абс}$ усередині замкнутого об'єму, а різницю між абсолютним і атмосферним (барометричним) тиском $p_{атм}$. Цю різницю називають *надлишковим тиском* $p_{над}$, якщо тиск у об'ємі перевищує атмосферний; і *розрідженням* $p_{розр}$ ($p_{вак}$), якщо воно нижче атмосферного (тобто у системі утворюється вакуум). Таким чином

$$p_{абс} = p_{над} + p_{атм} \qquad p_{абс} = p_{атм} - p_{розр} \qquad (3.1)$$

Тиск p стовпа рідини висотою h за густиною рідини ρ знаходиться як

$$p = g \cdot \rho \cdot h. \qquad (3.2)$$

Не залежно від виду покою на рідину діють сили тяжіння і тиску. У випадку відносного покою слід враховувати також силу інерції переносного (разом із сосудом) руху рідини.

Співвідношення між силами, що діють на рідину, яка знаходиться у стані покою, що визначають умови рівноваги рідини, виражаються диференціальними рівняннями рівноваги Ейлера. Для отримання закону розподілення тиску в усьому об'ємі рідини, що знаходиться у покої, слід проінтегрувати систему рівнянь рівноваги Ейлера. Інтегралом цих рівнянь являється основне рівняння гідростатики:

$$z + \frac{p}{g \cdot \rho} = \text{const}, \qquad (3.3)$$

де z – *нівелірна (геометрична) висота*, що є висотою розташування даної крапки над довільно обраною плоскістю порівняння, м.

Величину $\frac{p}{g \cdot \rho}$ називають *напором тиску*, чи *пъезометричним напором*.

Отже, згідно основного рівняння гідростатики, для кожної крапки рідини, що покоїться, сума нівелірної висоти і пъезометричного напору є величина постійна.

Основне рівняння гідростатики (рис. 3.1) часто записують для двох крапок (чи площин):

$$z_1 + \frac{p_1}{g \cdot \rho} = z_0 + \frac{p_0}{g \cdot \rho}, \qquad (3.4)$$

де z_0, z_1 – висоти розташування двох крапок усередині однорідної крапельної рідини, що знаходиться у покої, над довільно обраною горизонтальною плоскістю відліку (плоскістю порівняння);

p_0, p_1 – гідростатичний тиск у цих крапках.

Перетворивши основне рівняння гідростатики, яке являється окремим випадком закону зберігання енергії, можна записати закон Паскалю, згідно якому тиск, що створюється у будь-якій крапці нестискаємої рідини, що знаходиться у покої, передається однаково усім крапкам її об'єму, тобто за будь-якою зміною тиску p_0 у крапці z_0 тиск p у іншій крапці рідини, що знаходиться у покої, зміниться настільки ж:

$$p_1 = p_0 + g \cdot \rho \cdot (z_0 - z_1). \qquad (3.5)$$

Гідростатичний тиск p на рівні дна посуду, як і для будь-якої крапки усередині рідини, визначається законом Паскаля, але для усіх крапок дна величина $(z_0 - z)$ являє собою висоту рідини у посуді, яку позначивши через H , отримаємо

$$p_1 = p_0 + g \cdot \rho \cdot H. \qquad (3.6)$$

Таким чином, сила тиску P на горизонтальне дно посуду не залежить від форми посуду і об'єму рідини у ньому. За даної густини рідини ця сила визначається лише висотою стовпа рідини H і площею дна посуду F :

$$P = p \cdot F = (p_0 + g \cdot \rho \cdot H) \cdot F. \qquad (3.7)$$

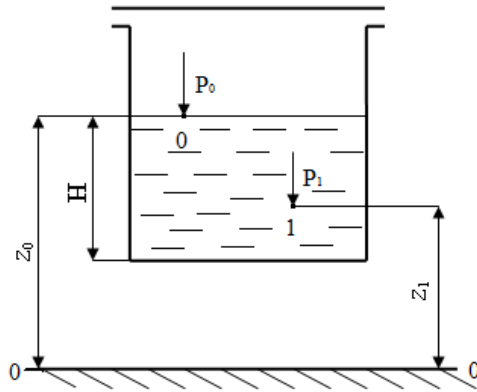


Рис. 3.1 – До основного рівняння гідростатики

Сила тиску рідини на плоску стінку

$$P = \rho \cdot F = (\rho_0 + g \cdot \rho \cdot h_{\text{ст}}) \cdot F, \quad (3.8)$$

де ρ_0 – тиск на поверхню рідини, Па;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

ρ – густина рідини за робочих умов, кг/м³;

$h_{\text{ст}}$ – глибина занурення центру тяжіння стінки під рівнем рідини, м;

F – площа поверхні стінки, м².

Для вимірювання тиску використовують різноманітні прилади, які можна поділити на дві основні групи: рідинні і механічні.

Пьезометри – це скляні трубки діаметром не менше 5 мм. Нижній кінець пьезометру поєднаний із тою областю, у якій необхідно провести вимірювання тиску, а верхній сполучається із атмосферою. Трубка має вимірювальну шкалу, за якою проводять відлік поділок.

У разі підключення пьезометру до області вимірювання тиску, рідина у ньому підіймається на визначену висоту h – пьезометричну (рис. 3.2).

Вимірявши величину h , можна визначити тиск у крапці резервуару, до якої підключений пьезометр. Так як у трубці знаходиться та ж рідина, що і у сосуді, пьезометр вимірює тиск у метрах стовпа рідини, що досліджується. Недолік пьезометру у тому, що для вимірювань тисків 3...4 м вод. ст. трубки досягають значної висоти, і вимірювання становляться трудомісткими. Тому пьезометри використовують для вимірювання невеликих тисків (до 30...40 кПа) із високою точністю.

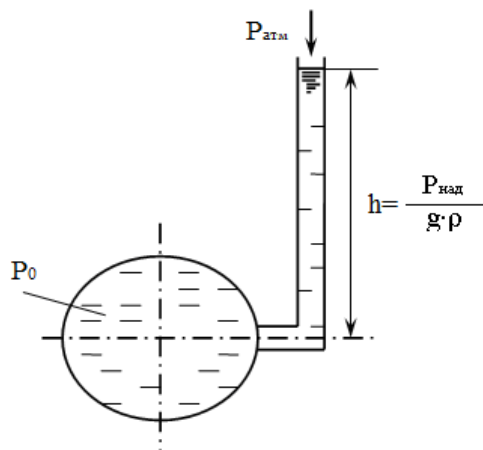


Рис. 3.2 – Пьезометр

Для зниження довжини вимірювальної трубки використовують прибори із рідиною більшої густини (як правило, ртуттю). *Ртутний манометр* являє собою U-образну трубку, зігнуте коліно якого заповнюється ртуттю (рис. 3.3). Під дією тиску у сосуді рівень ртуті у лівому коліні манометру знижується, а у правому – збільшується.

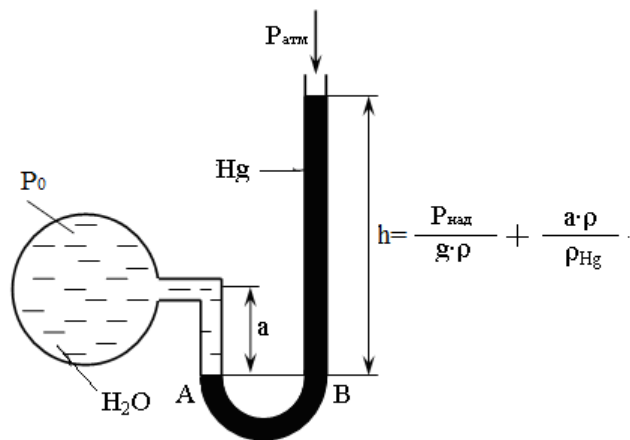


Рис. 3.3 – Манометр

Диференційний манометр використовують у тих випадках, коли необхідно провести вимірювання не тиску у сосуді, а різницю тисків у двох сосудах чи у двох крапках одного сосуда (рис. 3.4).

Використання рідинних приборів обмежується порівняно невеликими тисками.

Якщо необхідно вимірювати високі тиски, використовують прибори другого типу – *механічні*, які поділяють на пружинні і мембранні. Вони служать для вимірювання більших надлишкових тисків (більших за 3...4 ат).

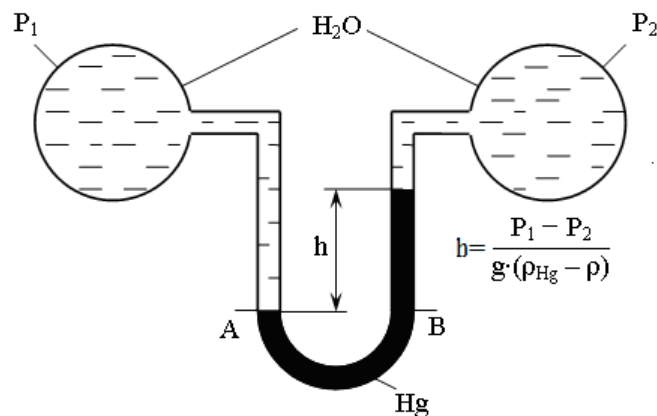


Рис. 3.4 – Диференційний манометр

З металевих приборів найбільш розповсюдженим на практиці являється *пружинний манометр* (рис. 3.5). Пружинний манометр являється найбільш розповсюдженим з механічних приборів. Він складається з полої тонкостінної зогнутої латунної чи сталевий трубки (пружини) 1, один кінець якої запаяний і з'єднаний приводним пристроєм 2 із зубчатим механізмом 3. На вісі зубчатого механізму розташована стрілка 4. Другий кінець трубки відкритий і поєднаний із сосудом, у якому вимірюється тиск.

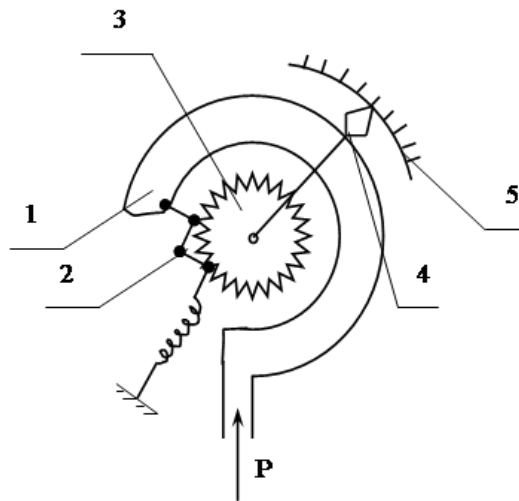


Рис. 3.5 – Пружинний манометр

Під дією тиску пружина деформується (розпрямляється) і через приводний пристрій призводить у дію стрілку, за відхиленням якої визначають значення тиску за шкалою 5. Принцип дії пружинного манометру заснований на врівноваженні сили тиску рідини пружною силою пружини. Тому за допомоги пружинного манометру також вимірюють надлишковий тиск. Такі манометри дозволяють виконувати вимірювання до 10 000 ат.

Мембранні манометри також відносяться до механічних (рис. 3.6). У них замість пружини встановлюється тонка пластина-мембрана 1 (металічна чи з прорезиненого матеріалу). Деформація мембрани за допомоги приводного пристрою передається стрілці, що вказує значення тиску. Мембранні манометри мають межі вимірювань 0,2...30 ат.

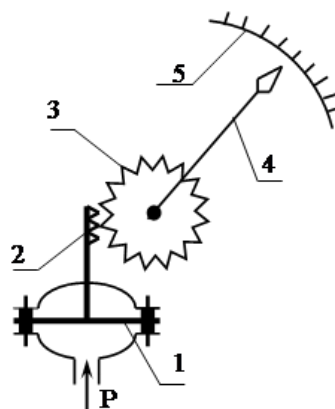


Рис. 3.6 – Мембранний манометр

Механічні манометри мають у порівняння із рідинними деякі переваги: портативність, універсальність, простоту пристрою і експлуатації, великий діапазон вимірювальних тисків.

Для вимірювань тиску меншого за атмосферний використовують рідинні і механічні вакуумметри. Принцип дії механічних і рідинних вакуумметрів та манометрів, що описані вище, однаковий; конструкції їх повністю повторюють конструкцію манометрів.

Приклади розв'язання задач за темою 3

Приклад 3.1. Визначити абсолютний тиск у точці В (рис. 3.7), якщо на вільній поверхні води надлишковий тиск у резервуарі дорівнює 30 кПа, а крапка В розташована на глибині 2 м.

Розв'язання. Абсолютний тиск у точці В резервуару знаходиться як

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{над}} + P_{\text{атм}}$$

Надлишковий тиск у точці В знайдеться як тиск стовпа рідини висотою h за густиною рідини ρ

$$p = g \cdot \rho \cdot h.$$

$$\text{Значить } p_{\text{абс}} = \rho \cdot g \cdot h + p_0 = 1000 \cdot 9,81 \cdot 2 + 30 \cdot 10^3 = 49620 \text{ Па}$$

Приклад 3.2. Вакуумметр на барометричному конденсаторі (рис. 3.8) показує вакуум, що дорівнює 60 см рт. ст. Барометричний тиск 748 мм рт. ст. Визначити абсолютний тиск у конденсаторі і на яку висоту H підійметься вода у барометричній трубці.

Розв'язання. Абсолютний тиск у конденсаторі заходимо наступним чином:

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{атм}} - p_{\text{розр}} = 748 \text{ мм рт.ст.} - 60 \text{ см рт.ст.} =$$

$$= 478 \text{ мм рт.ст.} - 600 \text{ мм рт.ст.} = 148 \text{ мм рт.ст.} \cdot 133,3 = 19728,4 \text{ Па}$$

Висота стовпчика води у барометричній трубці знайдемо з рівняння:

$$p_1 = p_0 + g \cdot \rho \cdot H,$$

де p_1 – барометричний тиск, а p_0 – абсолютний тиск, то перепишемо це рівняння за нових позначень, знаходячи висоту

$$H = \frac{P_{\text{бар}} - P_{\text{абс}}}{g \cdot \rho} = \frac{748 - 148}{9,81 \cdot 1000} = \frac{600 \cdot 133,3}{9,81 \cdot 1000} = 8,15 \text{ м.}$$

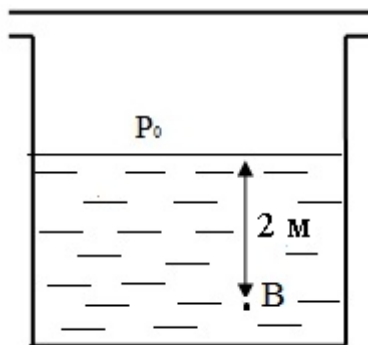


Рис. 3.7 – До прикладу 3.1

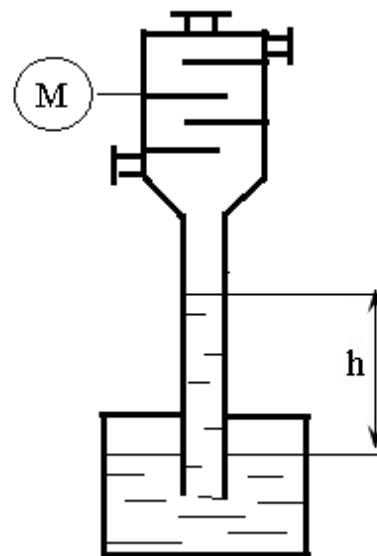


Рис. 3.8 – До прикладу 3.2

Приклад 3.3. До двох точок горизонтального трубопроводу приєднаний дифманометр, який заповнено ртуттю (рис. 3.9). Різниця рівнів ртуті (густина ртуті складає 13600 кг/м^3) у дифманометрі складає 25 мм. Знайти різницю тисків у цих двох крапках приєднання дифманометру, якщо трубопроводом рухається повітря за температури $20 \text{ }^\circ\text{C}$ і атмосферному тиску.

Розв'язання. З умови рівності тисків у колінах U-образної трубки дифманометру можна записати

$$p_1 + g \cdot \rho \cdot h_1 = p_2 + g \cdot \rho \cdot h_2 + g \cdot \rho_{рт} \cdot h_{рт}$$

Різниця висоти ртуті у дифманометрі $h_1 - h_2$ являється показами дифманометру, тобто дорівнює 25 мм.

Густина повітря за температури 20 °С і атмосферному тиску

$$\rho_{пов}^{20^\circ C} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} = \frac{29}{22,4} \cdot \frac{273}{(273,15 + 20)} = 1,2057 \frac{кг}{м^3}$$

Різниця тисків у крапках приєднання дифманометру

$$p_1 - p_2 = h_{рт} \cdot (\rho_{рт} - \rho) \cdot g = 26 \cdot 10^{-3} \cdot (13600 - 1,2057) \cdot 9,81 = 3468,5 \text{ Па}$$

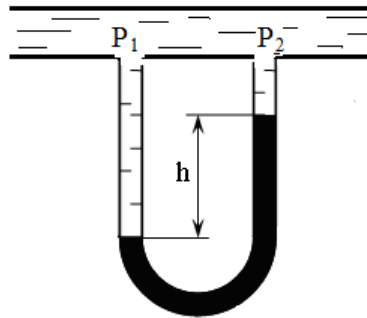


Рис. 3.9 – До прикладу 3.3

Приклад 3.4. Визначити тиск у резервуарі P_0 і висоту підйому рівня води h_1 у трубці 1 (рис. 3.10), якщо покази ртутного манометру складають $h_2 = 0,15$ м і $h_3 = 0,8$ м.

Розв'язання. Умову рівноваги для ртутного манометру можна записати таким чином:

$$p_{атм} = g \cdot \rho_{Hg} \cdot h_2 + g \cdot \rho_{H_2O} \cdot h_3 + p_0$$

$$\text{Отже } p_0 = p_{атм} - g \cdot (\rho_{Hg} \cdot h_2 + \rho_{H_2O} \cdot h_3)$$

$$p_0 = 101325 - 9,81 \cdot (13600 \cdot 0,15 + 1000 \cdot 0,8) = 73464,6 \text{ Па}$$

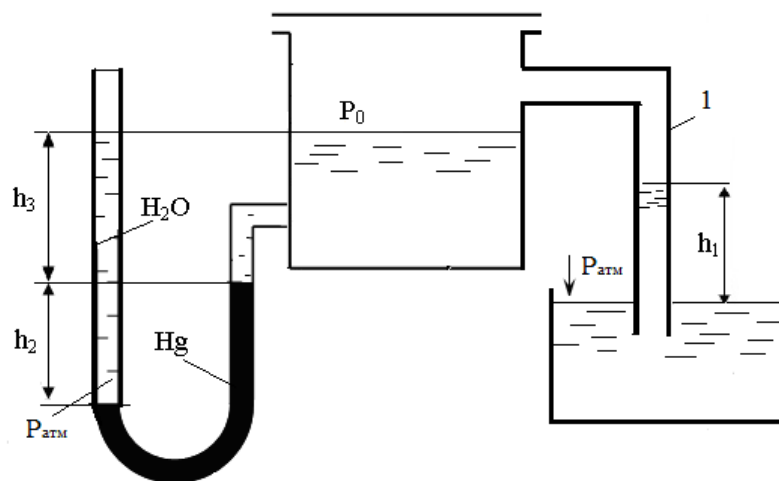


Рис. 3.10 – До прикладу 3.4

Таким чином, можна зробити висновок, що у резервуарі – вакуум, який дорівнює

$$P_{\text{розр}} = P_{\text{атм}} - p_0 = 101325 - 73464,6 = 27860,4 \text{ Па}$$

Умова рівноваги трубки 1 запишеться наступним виразом

$$P_{\text{атм}} = g \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}} \cdot h_1 + p_0$$

Звідки знайдемо величину підйому води h_1 у трубці 1

$$h_1 = \frac{P_{\text{атм}} - p_0}{g \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{101325 - 73464,6}{9,81 \cdot 1000} = 2,84 \text{ м.}$$

Приклад 3.5. Визначити тиск пари у циліндрі поршневого насосу (рис. 3.11), що необхідний для подачі води на висоту 55 м, якщо діаметри циліндрів насосу $d_1 = 0,3 \text{ м}$, $d_2 = 0,15 \text{ м}$.

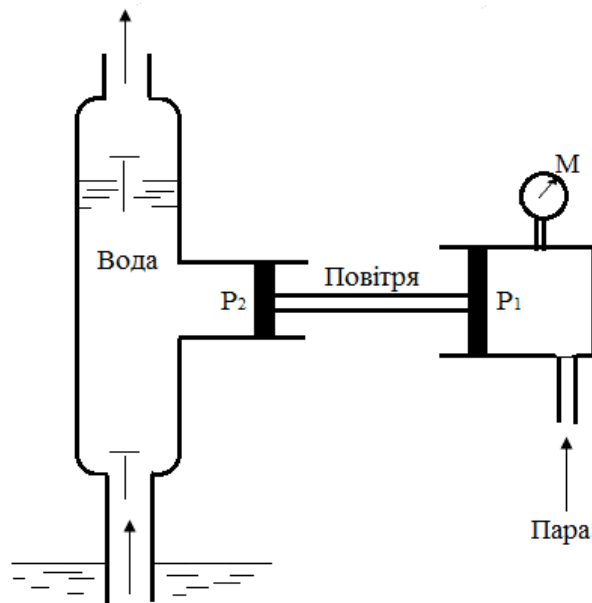


Рис. 3.11 – До прикладу 3.5

Розв'язання. Сумарний тиск, що надається штоку від поршня циліндра:

$$P = p_1 \cdot F_1$$

Згідно закону Паскаля гідростатичний тиск в корпусі насосу

$$p_2 = \frac{P}{F_2} = \frac{p_1 \cdot F_1}{F_2}$$

Звідки тиск у паровому циліндрі

$$p_1 = p_2 \cdot \frac{F_2}{F_1} = p_2 \cdot \frac{0,785 \cdot d_2^2}{0,785 \cdot d_1^2} = p_2 \cdot \frac{d_2^2}{d_1^2}$$

Гідростатичний тиск у корпусі насосу знаходиться як

$$p_2 = \rho \cdot g \cdot h$$

Отже

$$p_1 = \rho \cdot g \cdot h \cdot \frac{d_2^2}{d_1^2} = 1000 \cdot 9,81 \cdot 55 \cdot \frac{0,15^2}{0,3^2} = 134887,5 \text{ Па}$$

Завдання для самостійної роботи за темою 3

Завдання для розрахунку 3.1. Визначити на якій глибині h надлишковий тиск рідини буде дорівнювати нулю (рис. 3.12), якщо на її вільній поверхні вакууметричний тиск дорівнює $P_{\text{вак}}$ згідно наведених у табл. 3.1 даних.

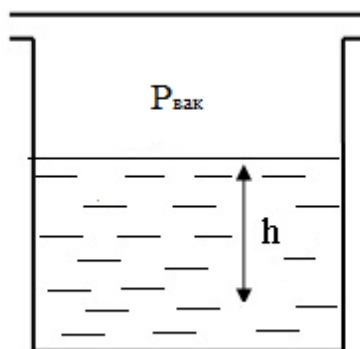


Рис. 3.12 – До завдання для розрахунку 3.1

Таблиця 3.1 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.1

Варіант	Речовина	Температура, °C	$P_{\text{вак}}$, кПа
1	Нітратна кислота	30	50
2	Гліцерин	15	30
3	Дихлоретан	30	25
4	Сірчана кислота 98%	15	10
5	Фенол	10	40
6	Чотирихлористий вуглець	25	25
7	Анілін	15	30
8	Ацетон	10	25
9	Мурашина кислота	15	10
10	Сірковуглець	35	40

Завдання для розрахунку 3.2. Визначити висоту підйому рідини h у трубці (рис. 3.13) за заданим абсолютним тиском повітря у резервуарі P_0 згідно даних табл. 3.2.

Таблиця 3.2 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.2

Варіант	Рідина	Температура, °C	P_0 , кПа
1	Сірковуглець	25	10
2	Оцтова кислота	35	40
3	Нітратна кислота	45	60
4	Толуол	50	50
5	Хлорбензол	45	30
6	Діхлоретан	35	30
7	Етанол	25	25
8	Сірковуглець	15	10
9	Бензол	10	40
10	Анілін	25	10

Завдання для розрахунку 3.3. За показами ртутного манометру визначити абсолютний та надлишковий тиски ($P_{\text{абс}}$ та $P_{\text{над}}$) на поверхні рідини у резервуарі (рис. 3.14) згідно даних наведених у табл. 3.3.

Таблиця 3.3 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.3

Варіант	Рідина у резервуарі	Температура, °С	h_{Hg} , см	$h_{\text{рід}}$, мм
1	Етилацетат	25	16	300
2	Нітробензол	30	23	500
3	Октан	15	24	800
4	Ізопропиловий спирт	30	26	600
5	Диетиловий ефір	15	30	800
6	Ксилол	10	25	1400
7	Пропиловий спирт	25	10	1600
8	Вода	35	11	1800
9	Чотирихлористий вуглець	45	12	500
10	Нітратна кислота	25	16	300

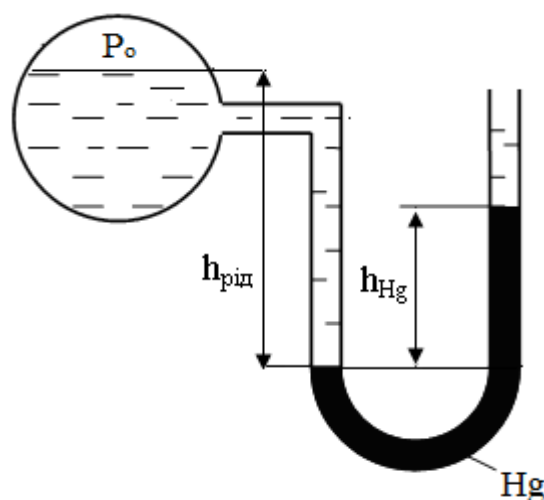
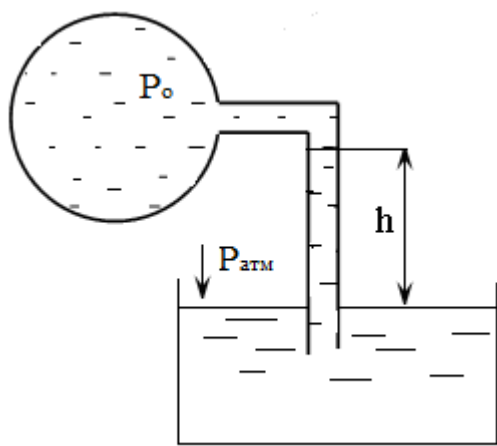


Рис. 3.13 – До завдання для розрахунку 3.2 Рис. 3.14 – До завдання для розрахунку 3.3

Завдання для розрахунку 3.4. Резервуар заповнений двома різними рідинами (рис. 3.15): висота заповнення першої рідини h_1 , висота заповнення першої рідини h_2 . Визначити абсолютний тиск на дні резервуару згідно даних наведених у табл. 3.4.

Таблиця 3.4 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.4

Варіант	Рідина 1	h_1 , см	Рідина 2	h_2 , мм	P_0 , кПа
1	Вода	30	Дихлоретан	600	10
2	Вода	15	Анілін	800	40
3	Вода	10	Диетиловий ефір	1400	60
4	Вода	25	Бензол	1600	50
5	Вода	35	Ртуть	1800	30
6	Вода	45	Анілін	500	30
7	Вода	50	Диетиловий ефір	1200	25
8	Вода	45	Гексан	1800	10
9	Вода	35	Дихлоретан	2500	40
10	Вода	25	Сірковуглець	1200	10

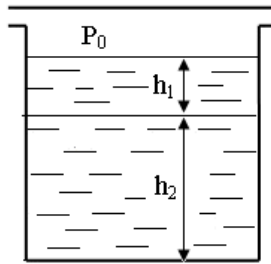


Рис. 3.15 – До завдання для розрахунку 3.4

Завдання для розрахунку 3.5. Диференційний ртутний манометр приєднаний до двох резервуарів А і В (рис. 3.16), які заповнені водою та повітрям. Визначити тиск у резервуарі В із повітрям, якщо покази дифманометра складають h_{Hg} , висота рівня води – h_{H_2O} . Як зміниться тиск у резервуарі В, якщо резервуар А наповнити повітрям із тиском P_0 . Вихідні дані наведені у табл. 3.5.

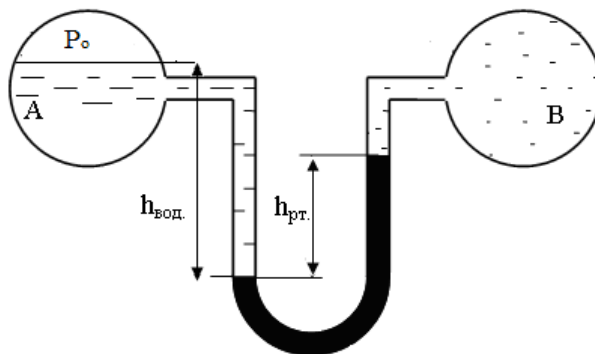


Рис. 3.16 – До завдання 3.5

Таблиця 3.5 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.5

Варіант	Тиск, МПа	h_{H_2O} , см	h_{Hg} , мм
1	0,158	140	180
2	0,253	85	300
3	0,185	110	160
4	0,156	150	120
5	0,058	50	220
6	0,146	140	180
7	0,0985	70	250
8	0,254	85	300
9	0,092	60	150
10	0,0845	50	220

Завдання для розрахунку 3.6. Визначити тиск на вільній поверхні рідини у резервуарі P_0 (рис. 3.17), який заповнено рідиною за температури t . Вихідні дані наведені у табл. 3.6.

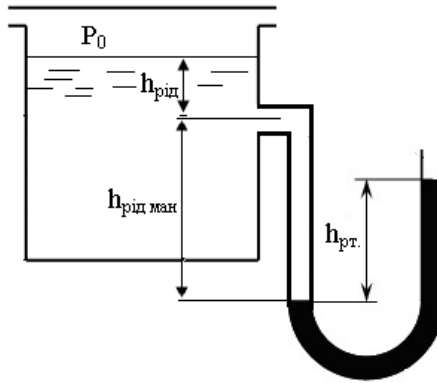


Рис. 3.17 – До завдання 3.6

Таблиця 3.6 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.6

Варіант	Рідина	$t, ^\circ\text{C}$	$h_{рт}, \text{см}$	$h_{рід}, \text{мм}$	$h_{рід\ ман}, \text{мм}$
1	Хлороформ	30	33	2500	1250
2	Оцтова кислота	15	18	1800	180
3	Нітратна кислота	30	28	1600	600
4	Толуол	15	18	2800	800
5	Хлорбензол	10	16	1400	400
6	Дихлоретан	25	21	1600	600
7	Етанол	35	33	1800	800
8	Вода	45	41	2500	500
9	Октан	50	40	1200	200
10	Оцтова кислота	45	46	1800	180

Завдання для розрахунку 3.7. За заданими тисками на вільній поверхні резервуарів P_1 і P_2 за температури t та наповненні h_1 рідиною визначити наповнення h_2 рідиною, за яким гідростатичний тиск на дні резервуарів стане однаковим. Вихідні дані наведені у табл. 3.7 (див. рис. 3.18).

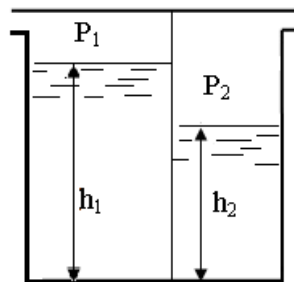


Рис. 3.18 – До завдання 3.7

Таблиця 3.7 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 3.7

Варіант	Рідина	$t, ^\circ\text{C}$	$h_1, \text{см}$	$P_1, \text{МПа}$	$P_2, \text{кПа}$
1	Анілін	25	89	0,158	12
2	Диетиловий ефір	18	96	0,0253	18
3	Бензол	22	150	0,0185	109
4	Ртуть	24	350	0,0156	18
5	Анілін	26	250	0,058	75
6	Диетиловий ефір	28	300	0,146	59
7	Гексан	34	65	0,0985	11
8	Дихлоретан	35	89	0,0254	83

9	Сірковуглець	26	96	0,092	76
10	Чотирихлористий вуглець	29	150	0,0845	67

Завдання для розрахунку 3.8. Визначити різницю тисків на вільній поверхні двох суміжних резервуарів (рис. 3.19), що заповнені за температури t рідиною, перший – наповненням h_1 , другий – наповненням h_2 , якщо перепад рівнів у ртутному манометрі відомий $h_{рт}$. Вихідні дані наведені у табл. 3.8.

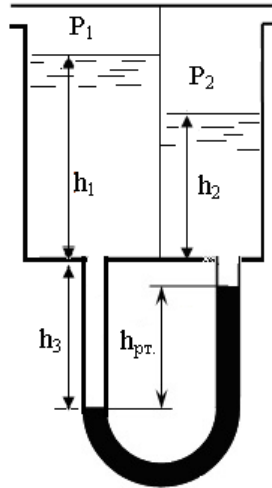


Рис. 3.19 – До завдання 3.8

Таблиця 3.8 – Вихідні дані для завдання 3.8

Варіант	Рідина	$t, ^\circ\text{C}$	$h_1, \text{см}$	$h_2, \text{м}$	$h_3, \text{мм}$	$h_{рт}, \text{см}$
1	Гексан	25	275	0,97	615	15
2	Дихлоретан	35	165	0,77	732	30
3	Анілін	25	189	1,15	812	15
4	Диетиловий ефір	18	196	1,25	718	10
5	Бензол	22	250	1,15	909	25
6	Ртуть	24	350	1,2	418	35
7	Анілін	26	250	1,0	375	45
8	Диетиловий ефір	28	300	1,4	459	50
9	Гексан	34	265	0,85	511	45
10	Дихлоретан	35	189	0,95	583	35

ТЕМА 4 Гідродинаміка

Гідродинаміка вивчає рух рідин з врахуванням діючих сил. Закони гідродинаміки використовують головним чином для розрахунку швидкості і витрат рідин (газів, парів) за задалегідь визначеній рухомій силі або для вирішення зворотної задачі — визначення необхідної рухомої сили за відомими швидкістю чи витраті рідини.

Отже, для будь-якого переміщення рідини їй слід надати якусь рухому силу. Як правило, у разі течії рідини це – або різниця тисків, що утворюється за допомоги насосів чи компресорів, або рухома сила, що виникає внаслідок різниці рівнів рідини або густини рідини.

Кількість рідини, що протікає через поперечний перетин потоку (його «живий» перетин – перетин трубопроводу, що заповнений рідиною) в одиницю часу, називають *витратою рідини*. Розрізняють об'ємні витрати V , що вимірюються у $\text{м}^3/\text{с}$ і масові витрати M , які вимірюються у $\text{кг}/\text{с}$.

В різних крапках живого перетину потоку швидкість частинок рідини неоднакова, тому в розрахунках зазвичай використовують не істинні (локальні) швидкості, а *фіктивну середню швидкість* – швидкість w , що виражається відношенням об'ємних витрат рідини V ($\text{м}^3/\text{с}$) до площі живого перетину потоку S (м^2):

$$w = \frac{V}{S} \quad (4.1)$$

Звідки об'ємні витрати знаходяться як

$$V = w \cdot S, \quad (4.2)$$

а масові витрати M ($\text{кг}/\text{с}$)

$$M = \rho \cdot w \cdot S, \quad (4.3)$$

де ρ – густина рідини, яка є потоком, що заповнює даний живий перетин, $\text{кг}/\text{м}^3$;

$\rho \cdot w$ – масова швидкість потоку, що проходить через перетин будь-якої форми, $\text{кг}/\text{м}^2\text{с}$.

У разі руху рідини через перетин будь-якої форми, що відрізняється від круглої, у якості розрахункового лінійного розміру приймають гідравлічний радіус або еквівалентний діаметр.

Гідравлічний радіус r (м) це є відношення площі заповненого перетину трубопроводу чи каналу, крізь яке протікає рідина (живий перетин), до змоченому периметру:

$$r = \frac{S}{\Pi}, \quad (4.4)$$

де S – площа перетину потоку рідини, м^2 ;

Π – змочений периметр, м .

Для труби круглого перетину, суціль заповненому рідиною:

$$r = \frac{S}{\Pi} = \frac{\pi d_{\text{внутр}}^2}{4 \cdot \pi d_{\text{внутр}}} = \frac{d_{\text{внутр}}}{4}, \quad (4.5)$$

де $d_{\text{внутр}}$ – внутрішній діаметр труби, так як потік рідини знаходиться усередині труби, тобто повністю омиває внутрішній діаметр труби.

Звідси, для потоків, перетин яких відрізняється від круглої форми, замість діаметру можна використовувати еквівалентний діаметр:

$$d_e = 4 \cdot r = \frac{4S}{\Pi}. \quad (4.6)$$

Рух рідини може відбуватися у *стаціонарному режимі (сталому)*, якщо швидкість частинок потоку, а також усі інші фактори, що впливають на рух (густина, температура, тиск і ін.), не змінюються у часі в кожній фіксованій точці простору, через який проходить рідина, тобто для кожного перетину потоку витрати рідини постійні у часі. Сталий режим руху рідини характерний для безперервних процесів хімічної технології.

У разі, коли фактори, що впливають на рух рідини змінюються у часі, є місце *нестационарного (несталого)* руху, тобто швидкість рідини являється не тільки функцією просторових координат x , y і z , але й також часу τ .

Основною умовою, яка повинна виконуватися у разі руху рідини, являється безперервність змінення параметрів потоку в залежності від координат і часу, тобто у разі руху рідини мають бути дотримані умови за яких рідина повинна рухатися у каналі як сполосне середовище без розривів.

Рівняння нерозривності для потоку рідини читається так: витрати рідини через будь-який перетин потоку за сталого руху є величиною постійною і дорівнює об'ємним витратам:

$$V = w_1 \cdot S_1 = w_2 \cdot S_2 = w_3 \cdot S_3 = \dots = \text{const}. \quad (4.7)$$

Звідки для двох перетинів потоку можна записати

$$\frac{w_1}{w_2} = \frac{S_2}{S_1}, \quad (4.8)$$

тобто середні швидкості потоку w_1 і w_2 зворотно пропорційні площам відповідних живих перетинів S_1 і S_2 потоку.

Це рівняння також називають рівнянням постійності витрат тому, що в разі сталого руху рідини, що повністю заповнює трубопровід, через кожний його поперечний перетин проходить в одиницю часу одна й та ж маса рідини. Таким чином, рівняння постійності витрат являється окремим випадком закону зберігання маси і виражає матеріальний баланс потоку.

Для вирішення багатьох технічних задач широко використовують, інтеграл диференціальних рівнянь руху Ейлера за умови деяких припущень, яким є рівняння Бернуллі.

За сталого руху ідеальної (нев'язкої) нестискуваної рідини воно записується як:

$$z + \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{w^2}{2 \cdot g} = H = \text{const} \quad (4.9)$$

Усі члени, що входять до рівняння Бернуллі, мають лінійну розмірність, тому їх прийнято називати *висотами*, а саме:

z – геометрична або геодезична висота;

$\frac{P}{\rho \cdot g}$ – пьезометрична висота;

$\frac{w^2}{2 \cdot g}$ – динамічна або швидкісна висота.

Сума усіх цих висот являє собою питому енергію рідини, тому z – питома енергія положення (висотний напір);

$\frac{P}{\rho \cdot g}$ – питома енергія тиску (статичний напір);

$\frac{w^2}{2 \cdot g}$ – питома кінетична енергія (динамічний напір).

Повна питома енергія рідини називається гідродинамічним напором H .

Таким чином, рівняння Бернуллі показує, що за сталого руху ідеальної рідини для даної цівки гідродинамічний напір являється величиною постійною.

Для двох довільних перерізів елементарної цівки ідеальної (нев'язкої) нестискуваної рідини рівняння Бернуллі запишеться так:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} \quad (4.10)$$

У разі руху реальної рідини між сусідніми цівками виникають сили внутрішнього тертя, що обумовлені в'язкістю, а також сили тертя о стінки трубопроводу, на подолання яких витрачається частина енергії рідини, тому загальна кількість питомої енергії потоку по довжині трубопроводу будить безперервно зменшуватися на деяку величину $h_{втр}$, яку називають *втраченою висотою чи втраченою питомою енергією*.

Отож, за сталого руху реальної в'язкої нестискуваної рідини сума чотирьох висот (геометричної, пьезометричної, швидкісної та втраченої) або сума чотирьох питомих енергій (положення, тиску, кінетичної та втраченої) не змінюється вздовж даної елементарної цівки і рівняння Бернуллі має наступний вигляд:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{\alpha_1 \cdot w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{\alpha_2 \cdot w_2^2}{2 \cdot g} + h_{втр}, \quad (4.11)$$

де α – коефіцієнт Коріолісу, що показує відношення дійсної кінетичної енергії в перетині до кінетичної енергії, що розрахована за середньої швидкості для даного перетину, тобто характеризує нерівномірність розподілення швидкостей за живим перетином потоку. Встановлено, що його значення зазвичай коливається в межах $1,03 \div 1,1$. У інженерних розрахунках найчастіше приймають, що $\alpha = 1$.

Рівняння Д. Бернуллі, що доведено ще у 1738 р., вважають основним рівнянням гідродинаміки, що висловлює енергетичний баланс потоку та являється окремим випадком закону збереження енергії рухомої рідини.

Рівняння Бернуллі можна представити у іншому вигляді, якщо помножити обидві його частини на $\rho \cdot g$, тоді усі члени рівняння будуть мати розмірність тиску:

$$\rho \cdot g \cdot z_1 + P_1 + \frac{\rho \cdot w_1^2}{2} = \rho \cdot g \cdot z_2 + P_2 + \frac{\rho \cdot w_2^2}{2} + \rho \cdot g \cdot h_{\text{втр}}. \quad (4.12)$$

Останній доданок являє собою *втрачений тиск*.

Визначення втрат напору чи тиску являється важливою задачею, що пов'язана із розрахунком енергії, яка необхідна для переміщення реальних рідин за допомогою насосів, компресорів і т.д.

Режими руху рідини. Розрізняють два режими руху рідини: *ламінальний* і *турбулентний*. За *ламінарного режиму* частинки рідини рухаються паралельно одна до одної вздовж осі труби зі сталими швидкостями. За *турбулентного режиму* окремі частинки рухаються хаотично, їхні траєкторії перетинаються, окремі об'єми перемішуються і обертаються. У результаті виникають пульсації тисків і швидкостей, тому рух вважають неусталеним.

Режим руху рідини робить істотний вплив на гідравлічний опір та втрати напору, тому у разі розв'язання задач, що пов'язані із рухом рідини, потрібно встановлювати режим руху потоку. Зазвичай режим руху рідини у кожному випадку встановлюють розрахунковим методом за допомогою безрозмірного числа Рельнольдсу Re :

$$Re = \frac{w \cdot 4 \cdot r}{\nu} = \frac{w \cdot d_e}{\nu} = \frac{w \cdot d_e \cdot \rho}{\mu}, \quad (4.13)$$

де w – середня швидкість руху потоку;

r – гідравлічний радіус;

ν – кінематична в'язкість потоку;

d_e – еквівалентний діаметр.

Ламінарний режим виникає в тонких капілярних трубках, під час руху високов'язких рідин фільтрації води в порах ґрунту за малих швидкостей. Малов'язкі речовини майже завжди рухаються у турбулентному режимі.

У разі ламінарного руху в'язкої рідини у прямій трубці круглого перетину внаслідок дії сили терця кільцеві шари рідини будуть рухатися з різними швидкостями. При цьому центральний циліндричний шар у осі буде мати максимальну швидкість, а, безпосередньо у стінки швидкість руху рідини буде перетворюватися на нуль.

За ламінарного руху потоку розподіл швидкостей у перетині трубопроводу має параболічний характер, що описується законом Стокса:

$$w_r = w_{\text{max}} \left(\frac{R^2 - r^2}{R^2} \right) \quad (4.14)$$

Для визначення витрат за ламінарного руху потоку у трубопроводі круглого перетину користуються рівнянням Пуазейля:

$$Q = \frac{P_1 - P_2}{8 \cdot \mu \cdot l} \cdot \pi \cdot R^4 = \frac{\pi \cdot d^4 \cdot \Delta p}{128 \cdot \mu \cdot l} \quad (4.15)$$

Співвідношення між *середньою швидкістю* w і *максимальною швидкістю* w_{max} має

наступний вигляд: $w = \frac{w_{\max}}{2}$. Таким чином середня за ламінарного руху потоку у трубопроводі круглого перетину швидкість дорівнює половині швидкості по осі труби.

У разі турбулентного руху внаслідок хаотичного руху частинок відбувається вирівнювання швидкостей у основній масі потоку і їх розподіл за перетином труби характеризується кривою, що відрізняється від параболи, яка характерна для ламінарного руху; ця крива має значно більш широку вершину. Испити показують, що середня швидкість w за турбулентного руху не дорівнює половині максимальної, а значно більша, причому $f(Re) = \frac{w}{w_{\max}}$.

За турбулентного руху співвідношення $\frac{w}{w_{\max}}$ залежить від величини критерію Рейнольдса Re (рис. 24). Приблизно за турбулентного руху $w = (0,8 \div 0,9)w_{\max}$, однак, за великих значень числа Рейнольдсу Re відношення $\frac{w}{w_{\max}}$ може бути і вище за 0,9.

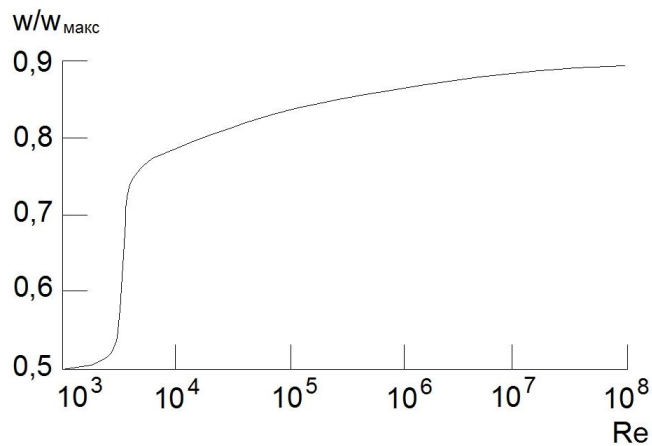


Рис. 4.1 – Залежність відношення $\frac{w}{w_{\max}}$ від критерію Re

Для потоків, що проходять зігнутими трубами, критичне значення числа Re вище ніж у прямих трубах і залежить від співвідношення $\frac{d}{D}$, де d – внутрішній діаметр труби змійовика, D – діаметр витків змійовика (рис. 4.2).

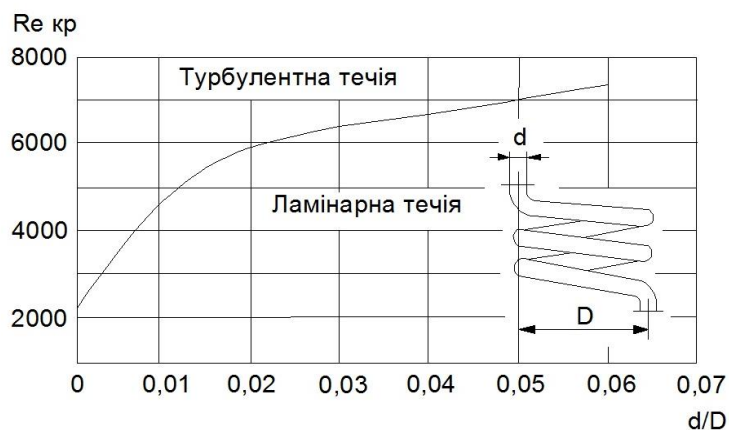


Рис. 4.2 – Залежність $Re_{кр}$ у змійовиках від відношення $\frac{d}{D}$.

Вказівки до вирішення задач

Частина задач розрахована на використання рівняння Бернуллі для ідеальної рідини, тобто без урахування гідравлічних втрат (втрат тиску) і нерівномірності розподілу швидкостей (коефіцієнта Коріолісу). Інша частина задач розв'язується за допомогою рівняння Бернуллі для потоку реальної рідини в загальному випадку з урахуванням вказаних вище обставин. Проте коефіцієнт Коріолісу слід враховувати лише за ламінарного режиму течії, коли $\alpha = 2$. Для турбулентних потоків можна приймати $\alpha = 1$.

У разі використання рівняння Бернуллі важливо правильно обрати два перерізи, для яких воно записується. В якості перерізів рекомендується брати: вільну поверхню рідини в резервуарі (баку), де швидкість дорівнює нулю; атмосферу, де $p_{\text{над}} = 0$; $p_{\text{абс}} = p_0$; переріз, де приєднаний той або інший прилад (манометр, п'єзометр і т.ін.); нерухоме повітря далеко від входу в трубу, в яку відбувається всмоктування із атмосфери.

Рівняння Бернуллі рекомендується спочатку записувати в загальному вигляді, а потім записувати із заміною його членів заданими буквеними величинами і виключити члени, що дорівнюють нулю. При цьому необхідно пам'ятати наступне: вертикальна ордината завжди відраховується від довільної площини вгору; тиск p , що входить в праву і ліву частині рівняння, повинен бути задано в одній системі відліку (абсолютній або надлишкової); сумарна втрата тиску завжди пишеться в правій частині рівняння Бернуллі із знаком „+”.

В окремому випадку, коли рідина підводиться до резервуару, баку, і т.д. можна враховувати, що втрачається вся кінетична енергія рідини. У випадку ламінарного режиму при цьому слід враховувати коефіцієнт α .

Приклади розв'язання задач за темою 4

Приклад 4.1. Стальними трубками діаметром 76x3 мм теплообмінника проходить газ під атмосферним тиском. Визначити необхідний діаметр труб теплообмінника при роботі із таким самим газом, але за надлишковим тиском 5 кгс/см², якщо потрібно зберегти швидкість газу такою ж за такою ж витратою і кількістю трубок.

Розв'язання. Густина газу за тиску 5 кгс/см² буде збільшуватися у порівняння із атмосферним тиском згідно формули

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T}$$

Газ той самий, то ж за атмосферного тиску і за тиску 5 кгс/см² $\rho_0 \cdot \frac{T_0}{P_0 \cdot T} = \text{const} = A$, тоді

густина за атмосферного тиску

$$\rho^{\text{атм}} = \rho_0 \cdot \frac{P_0 \cdot T_0}{P_0 \cdot T} = A \cdot P_0 = A \cdot 101325,$$

а густина за надлишковим тиском 5 кгс/см²

$$\rho^{\text{над}} = \rho_0 \cdot \frac{(P_0 + P_{\text{над}}) \cdot T_0}{P_0 \cdot T} = A \cdot (P_0 + P_{\text{над}}) = A \cdot (101325 + 5 \cdot 98100) = A \cdot 591825.$$

Отже густина газу буде приблизно у 6 разів більша за надлишкового тиску, ніж за атмосферного тиску.

Масові витрати знаходиться за формулою

$$M = V \cdot \rho = w \cdot f \cdot \rho$$

Поверхня трубок у теплообміннику знаходиться за формулою

$$f = 0,785 \cdot n \cdot d^2,$$

де d – внутрішній діаметр трубок;

n – кількість трубок.

Газ за надлишкового тиску, і у разі руху за атмосферного тиску повинен не

змінювати витрату, тому можна записати рівняння масових витрат у такий спосіб:

$$w^{\text{атм}} \cdot 0,785 \cdot n \cdot d^2 \cdot \rho^{\text{атм}} = w^{\text{над}} \cdot 0,785 \cdot n \cdot d^2 \cdot \rho^{\text{над}}.$$

За умовами задачі потрібно зберегти швидкість газу, тобто $w^{\text{атм}} = w^{\text{над}}$, кількість трубок у теплообміннику $n^{\text{атм}} = n^{\text{над}}$ та діаметр $d^{\text{атм}} = d^{\text{ВН}}$, який буде дорівнювати

$$d^{\text{ВН}} = d^{\text{зов}} - 2 \cdot \delta = 76 \cdot 10^{-3} - 2 \cdot 3 \cdot 10^{-3} = 70 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Підставимо у рівняння масових витрат визначені величини

$$0,785 \cdot (70 \cdot 10^{-3})^2 \cdot \rho^{\text{атм}} = 0,785 \cdot d^2 \cdot \rho^{\text{над}},$$

звідки знайдемо потрібний діаметр трубок

$$d = \sqrt{\frac{(70 \cdot 10^{-3})^2}{6}} = 0,02857 \approx 0,029 \text{ м.}$$

Приклад 4.2. На трубопроводі із внутрішнім діаметром 200 мм є плавний перехід на діаметр 100 мм (рис. 4.3). Трубопроводом рухається метан за температури 30 °С витратою 1700 м³/год (за н.у.). На широкій частині трубопроводу встановлений U-образний водяний манометр, який показує надлишковий тиск 40 мм вод. ст. Якими будуть покази манометра на вузькій частині трубопроводу, якщо опорами знехтувати і атмосферний тиск складає 760 мм рт. ст.

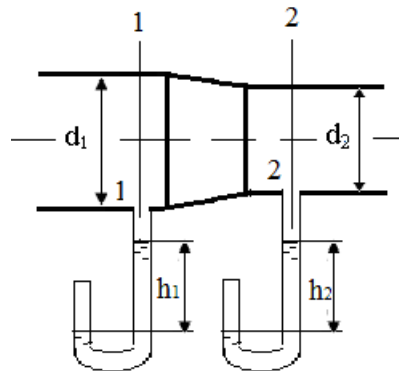


Рис. 4.3 – До прикладу 4.2

Розв'язання. Приймаємо, що густина метану між крапками приєднання манометрів (перерізи 1-1 і 2-2) постійна і складаємо рівняння Бернуллі для потоку без втрат:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g}$$

Так як манометри встановлені на одному трубопроводі, то геометрична висота однакова для обох частин рівняння ($z_1 = z_2$), а члени, що залишилися можна поділити на постійну g , то різниця тисків може бути знайдена за формулою

$$P_1 - P_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \cdot \rho$$

Знайдемо густину метану за температури 30 °С, приймаючи, що тиск у трубопроводі атмосферний:

$$\rho^{\text{атм}} = \frac{M \cdot T_0}{22,4 \cdot T} = \frac{16 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 30)} = 0,6436 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

З рівняння витрат знайдемо швидкість у перерізі 1-1:

$$w_1 = \frac{M \cdot T}{T_0 \cdot f} = \frac{M \cdot T}{T_0 \cdot 0,785 \cdot d^2} = \frac{1700 \cdot (273 + 30)}{3600 \cdot 273 \cdot 0,785 \cdot (20 \cdot 10^{-3})^2} = 16,69 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

За рівнянням нерозривності потоку знайдемо швидкість у перерізі 2-2:

$$w_2 = w_1 \frac{f_1}{f_2} = 16,69 \cdot \frac{0,785 \cdot (200 \cdot 10^{-3})^2}{0,785 \cdot (100 \cdot 10^{-3})^2} = 66,76 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Знайдемо різницю тисків

$$P_1 - P_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \cdot \rho = \frac{66,76^2 - 16,69^2}{2} \cdot 0,6436 = 1345 \text{ Па},$$

звідки розрахуємо тиск у перерізі 2-2

$$P_2 = P_1 - 1345 = 40 \cdot 9,81 - 1345 = -953 \text{ Па},$$

тобто манометр, що встановлений у перерізі 2-2 буде показувати вакуум, що дорівнює $P_2 = 953 \div 9,81 = 97 \text{ мм вод.ст.}$

Приклад 4.3. Нехтуючи втратами визначити який абсолютний тиск повинно мати повітря, що потрібне для підйому сірчаної кислоти із густиною 1780 кг/м^3 на висоту 21 м (рис. 4.4).

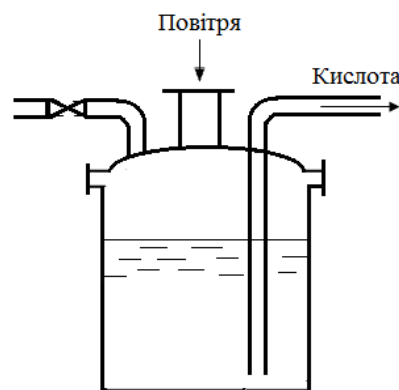


Рис. 4.4 – До прикладу 4.3

Розв'язання. Запишемо рівняння Бернуллі без врахування втрат

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g}$$

Переріз 1-1 розташуємо на рівні потоку кислоти у верхній точці трубопроводу, а за переріз 2-2 прийемо рівень кислоти, тобто $z_2 = 0$, а $z_1 = 21 \text{ м}$, а також швидкість руху кислоти в перерізі 2-2 дорівнює нулю, значить рівняння Бернуллі можна переписати:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \frac{P_2}{\rho \cdot g}$$

Для знаходження різниці тисків P_2 і P_1 , при цьому $P_1 = P_{\text{атм}}$, так як переріз розташований на осі потоку і вищестоящого стовпчика рідини у ньому не має. За швидкості у перерізі 1-1, що дорівнює нулю забезпечиться мінімальний тиск, за якого відбудеться рух кислоти:

$$P_2 - P_1 = \rho \cdot g \cdot z_1 = 1780 \cdot 9,81 \cdot 21 = 366698 \text{ Па}.$$

Приклад 4.4. Визначити режим руху рідин у теплообміннику “труба в трубі”, якщо внутрішньою трубою рухається вода у кількості $4,5 \text{ м}^3/\text{год}$ за середньої температури $30 \text{ }^\circ\text{C}$, а у міжтрубному просторі метанол у кількості 5000 кг/год за середньої температури $50 \text{ }^\circ\text{C}$. Діаметр внутрішньої труби $44,5 \times 5 \text{ мм}$, зовнішньої труби $76 \times 3 \text{ мм}$ (рис. 4.5).

Розв'язання. Визначимо площу перетину каналів для рідин, що рухаються: для води – перетин внутрішньої труби:

$$s_{\text{води}} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = 0,785 \cdot (d_{\text{вн}})^2 = 0,785 \cdot (d_{\text{зов}} - 2 \cdot \delta)^2$$

$$s_{\text{води}} = 0,785 \cdot (44,5 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^{-3})^2 = 0,001225 \text{ м}^2$$

для метанолу – перетин зовнішньої труби за винятком внутрішньої труби:

$$s_{\text{метанол}} = \frac{\pi \cdot D_{\text{вн}}^2}{4} - \frac{\pi \cdot d_{\text{зов}}^2}{4} = 0,785 \cdot \left((D_{\text{зов}} - 2 \cdot \delta)^2 - (d_{\text{зов}})^2 \right)$$

$$s_{\text{метанол}} = 0,785 \cdot \left((76 \cdot 10^{-3} - 2 \cdot 3 \cdot 10^{-3})^2 - (44,5 \cdot 10^{-3})^2 \right) = 0,002292 \text{ м}^2$$

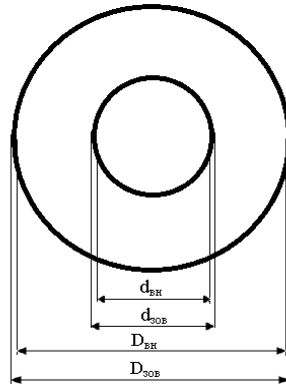


Рис. 4.5 – До прикладу 4.4

Швидкості води знаходимо за рівнянням витрати

$$w_{\text{води}} = \frac{V_{\text{води}}}{s_{\text{води}}} = \frac{4,5}{3600 \cdot 0,001225} = 1,02 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

і швидкість метанолу

$$w_{\text{метанол}} = \frac{V_{\text{метанол}}}{s_{\text{метанол}}} = \frac{M_{\text{метанол}}}{\rho_{\text{метанол}} \cdot s_{\text{метанол}}} = \frac{5000}{3600 \cdot 765 \cdot 0,002292} = 0,79 \frac{\text{м}}{\text{с}},$$

де $\rho_{\text{метанол}} = 765 \text{ кг/м}^3$ – густина метанолу за середньої температури 50 °С (табл. 2.1).

Визначимо режим руху води за значенням критерію Рейнольдсу:

$$Re = \frac{w_{\text{вода}} \cdot d_{\text{екв}} \cdot \rho_{\text{вода}}}{\mu_{\text{вода}}} = \frac{w_{\text{вода}} \cdot d_{\text{вн}} \cdot \rho_{\text{вода}}}{\mu_{\text{вода}}} = \frac{1,02 \cdot 0,0395 \cdot 995}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 50111$$

де $\rho_{\text{вода}} = 995 \text{ кг/м}^3$ – густина води за середньої температури 30 °С (табл. 2.1);

$\mu_{\text{вода}} = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – в'язкість води за середньої температури 30 °С (рис. 2.1).

Отже режим руху води у теплообміннику – турбулентний, так як число Рейнольдсу більше 10000.

Для визначення режиму руху метанолу знайдемо еквівалентний діаметр кільцевого каналу, де рухається метанол

$$d_{\text{екв}} = \frac{4 \cdot S}{\Pi} = 4 \cdot \frac{0,785 \cdot D_{\text{вн}}^2 - 0,785 \cdot d_{\text{зов}}^2}{\pi \cdot (D_{\text{вн}} + d_{\text{зов}})} = D_{\text{вн}} - d_{\text{зов}} = (D_{\text{зов}} - 2 \cdot \delta_{\text{зов}}) - d_{\text{зов}}$$

$$d_{\text{екв}} = (76 \cdot 10^{-3} - 2 \cdot 3 \cdot 10^{-3}) - 44,5 \cdot 10^{-3} = 25,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Розраховуємо значенням критерію Рейнольдсу для між трубного простору:

$$Re = \frac{w_{\text{метанол}} \cdot d_{\text{екв}} \cdot \rho_{\text{метанол}}}{\mu_{\text{метанол}}} = \frac{0,79 \cdot 25,5 \cdot 10^{-3} \cdot 765}{0,396 \cdot 10^{-3}} = 38916,$$

де $\mu_{\text{метанол}} = 0,8 \cdot 10^{-3}$ Па·с – в'язкість метанолу за його середньої температури у теплообміннику 50 °С (табл. 2.6).

Оскільки у між трубному значенням критерію Рейнольдсу більше 10000 також, то режим рух метанолу у теплообміннику – турбулентний.

Завдання для самостійної роботи за темою 4

Завдання для розрахунку 4.1. Визначити витрати рідини через сопло із розмірами ($D=2d$, d) за заданими показами ртутного манометру h_{Hg} , вважаючи рідину ідеальною (рис. 4.6). Вихідні дані для завдання у табл. 4.1.

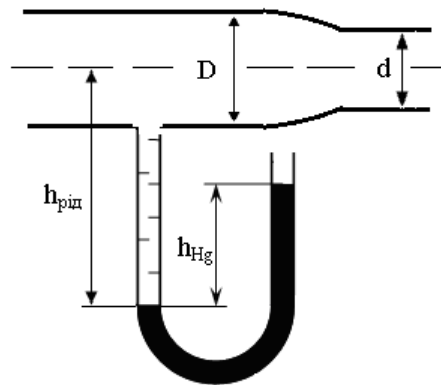


Рис. 4.6 – До завдання 4.1

Таблиця 4.1 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 4.1

Варіант	Речовина	t, °C	d, мм	h_{Hg} , мм	$h_{рід}$, см
1	Хлорбензол	15	30	615	95
2	Октан	30	60	730	65
3	Ацетон	15	30	185	70
4	Мурашина кислота	10	25	720	30
5	Сірковуглець	25	10	910	20
6	Оцтова кислота	35	80	245	15
7	Нітратна кислота	45	60	375	10
8	Толуол	50	50	255	90
9	Хлорбензол	45	30	250	95
10	Етиловий спирт	35	30	275	95

Завдання для розрахунку 4.2. За якої сили F швидкість витікання ідеальної рідини з сопла (D , d) до атмосфери буде дорівнювати w ? Якими при цьому будуть витрати рідини? Вихідні дані для завдання у табл. 4.2, умовні позначення на рис. 4.7.

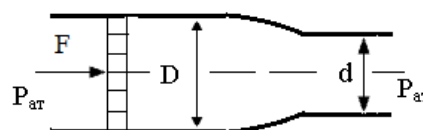


Рис. 4.7 – До завдання 4.2

Таблиця 4.2 – Вихідні дані для завдання 4.2

Варіант	Речовина	D, мм	d, мм	w, м/с
1	Толуол	90	50	12
2	Нітратна кислота	65	30	15
3	Октан	90	60	13
4	Ацетон	45	30	18
5	Мурашина кислота	50	25	17
6	Сірковуглець	45	10	10
7	Хлорбензол	125	80	24
8	Фенол	120	60	37
9	Бензол	80	50	25
10	Оцтова кислота	50	30	25

Завдання для розрахунку 4.3. Газ поступає у трубопровід з атмосфери (рис. 4.8). Падіння тиску у вхідному растрібі, діаметр якого D, вимірюється спиртовим манометром (етанол, 80%). Визначити витрати повітря, нехтуючи опором на вході, якщо показання манометру Δh . Вихідні дані для завдання у табл. 4.3.

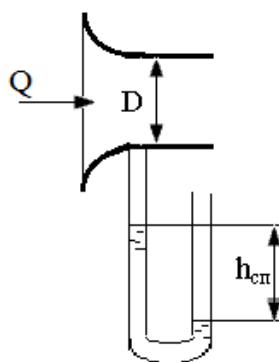


Рис. 4.8 – До завдання 4.3

Таблиця 4.3 – Вихідні дані для завдання 4.3

Варіант	Газ	Δh , мм	D, мм
1	Вуглецю (IV) оксид	260	150
2	Кисень	650	120
3	Метан	340	150
4	Нітроген	460	130
5	Пентан	550	180
6	Повітря	630	470
7	Пропан	720	410
8	Водень	820	130
9	Водяна пара	910	180
10	Вуглецю (II) оксид	140	190

Завдання для розрахунку 4.4. Визначити витрати рідини за температури t , якщо відомо, що втрати напору на прямолінійній ділянці азбестоцементного водоводу $\Delta h_{\text{втр}}$, а розмірі цієї ділянки: діаметр d , довжина $l=500d$. Вихідні дані наведені у табл. 4.4.

Таблиця 4.4 – Вихідні дані для завдання 4.4

Варіант	Рідина	t, °C	d, мм	$\Delta h_{\text{втр}}$, мм
1	Октан	25	300	6450
2	Вода	18	250	5350
3	Сірковуглець	17	100	4850
4	Мурашина кислота	23	400	6950
5	Анілін	27	600	7050
6	Октан	32	500	7200
7	Етанол	26	300	6150
8	Фенол	31	600	7300
9	Сірковуглець	17	100	4850
10	Мурашина кислота	23	400	6950

Завдання для розрахунку 4.5. За вихідними даними, що наведені у табл. 4.5 визначте режим руху води у трубопроводі круглого перетину діаметром d за температури t , якщо витрата води складає V . Якою повинна бути кінематична в'язкість, щоб змінився режим руху?

Таблиця 4.5 – Вихідні дані для завдання 4.5

Варіант	t, °C	d, см	V , л/с
1	29	300	28
2	18	250	32
3	22	100	38
4	23	400	65
5	27	600	20
6	22	500	25
7	26	300	35
8	39	600	65
9	28	300	80
10	36	250	10

Завдання для розрахунку 4.6. За вихідними даними, що наведені у табл. 4.6 визначте режим руху речовини у трубопроводі прямокутного перетину зі сторонами a і b за температури речовини t , якщо витрата речовини складає M .

Таблиця 4.6 – Вихідні дані для завдання 4.6

Варіант	Речовина	t, °C	a, мм	b, см	M , т/с
1	Метан	31	600	32	6,5
2	Хлор	28	300	40	0,8
3	Толуол	26	250	10	10
4	Етилен	25	100	20	2,5
5	Нітратна кислота	34	800	30	3,4
6	Аміак р.	2	600	40	3,5
7	Фенол	28	500	55	0,3
8	Аміак г	18	250	30	3,2
9	Сірковуглець	17	100	25	0,38
10	Бутан	23	400	32	0,65

Завдання для розрахунку 4.7. За вихідними даними, що наведені у табл. 4.7, визначити режим руху рідини витратою V у кільцевому просторі та міжтрубному просторі теплообмінника “труба в трубі” за середньої температури t . Зовнішня труба діаметром –

$d_{\text{зов}} \times \delta$, внутрішня труба – $d_{\text{вн}} \times \delta$.

Таблиця 4.7 – Вихідні дані для завдання 4.7

Варіант	Рідина	$t, ^\circ\text{C}$	$V, \text{л/год}$	$d_{\text{зов}} \times \delta, \text{мм}$	$d_{\text{вн}} \times \delta, \text{мм}$
1	Хлорбензол	26	2,5	57 x 3,0	40 x 2,5
2	Фенол	25	3,1	29 x 2,5	16 x 1,5
3	Нітратна кислота	34	2,8	54 x 2,5	29 x 2,5
4	Мурашина кислота	2	2,6	29 x 2,0	18 x 2,0
5	Сірковуглець	28	2,5	29 x 2,0	19 x 2,0
6	Толуол	16	3,3	88 x 2,0	60 x 2,0
7	Пропанол	18	4,3	160 x 5,0	108 x 4,0
8	Аміак	22	2,5	57 x 3,0	29 x 2,0
9	Етанол	17	4,1	152 x 2,8	140 x 2,0
10	Нітратна кислота	23	4,3	160 x 5,0	140 x 2,0

Завдання для розрахунку 4.8. За вихідними даними, що наведені у табл. 4.8, визначити діаметр вузької частини трубопроводу (рис. 4.9), за яким рідина за температури t піднімається на висоту h за витратою рідини V і діаметрі d .

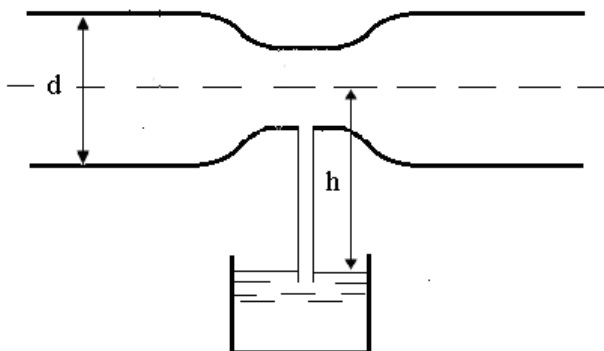


Рис. 4.9 – До завдання 4.8

Таблиця 4.8 – Вихідні дані для завдання 4.8

Варіант	Рідина	$t, ^\circ\text{C}$	$h, \text{м}$	$V, \text{л/с}$	$d, \text{см}$
1	Оцтова кислота	21	2,5	5,3	15
2	Сірковуглець	23	3,5	6,1	15
3	Нітратна кислота	32	3,4	5,8	14
4	Фенол	26	4,1	5,6	10
5	Вода	33	2,8	6,2	18
6	Мурашина кислота	28	2,6	6,3	16
7	Анілін	23	2,8	5,9	18
8	Октан	32	4,2	5,5	12
9	Аміак р.	6	3,8	6,1	18
10	Вода	31	2,5	6,4	15

Завдання для розрахунку 4.9. За вихідними даними, що наведені у табл. 4.9, визначити витрати рідини у трубі (рис. 4.10), нехтуючи опорами та приймаючи режим руху ламінарний, якщо рідина із напірного баку 1 самопливом поступає у приймач 2 за температури t трубою діаметром 32 x 2 мм, різниця рівнів у сосудах 1 і 2 дорівнює h , загальна довжина трубопроводу 50 м.

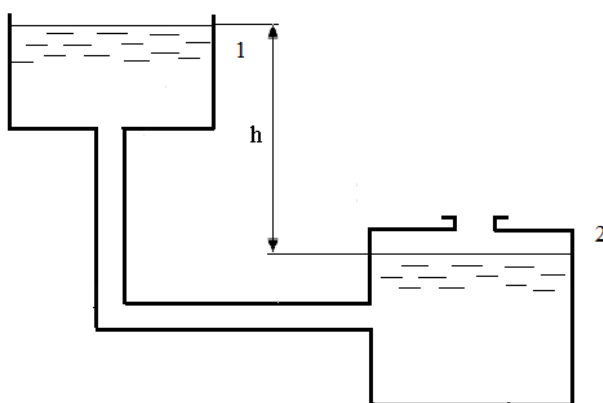


Рис. 4.10 – До завдання 4.9

Таблиця 4.9 – Вихідні дані для завдання 4.9

Варіант	Рідина	t, °C	h, м
1	Октан	27	16
2	Толуол	32	11
3	Чотирихлористий вуглець	26	18
4	Етилацетат	17	16
5	Етанол	23	15
6	Ізопропанол	17	14
7	Етанол	31	13
8	Нітратна кислота	28	17
9	Октан	26	17
10	Етанол	31	13

ТЕМА 5 Деякі практичні використання рівняння Бернуллі

Рівняння Бернуллі має широке застосування в багатьох гідравлічних розрахунках і для пояснення багатьох гідравлічних явищ. Зокрема, воно може бути використано під час вимірюванні тиску, швидкості і витрати рухомої рідини.

Для вирішення задач за допомоги рівняння Бернуллі зазвичай вздовж довжини потоку виділяють два або більше поперечних перетини, для яких записують рівняння. Якщо в одному із обраних перетинів один параметр являється невідомим, то з рівняння Бернуллі знаходять співвідношення для його визначення. Якщо необхідно зйти два невідомих параметра, то вирішують систему рівнянь, що складають з рівняння Бернуллі та рівняння нерозривності потоку.

Витікання рідини через малий круглий отвір у дні або тонкій стінці за сталого напору

Отвір вважається малим, якщо його вертикальний розмір не перевищує 0,1 глибини занурення отвору під рівень сосуда, з якого відбувається витікання рідини.

Стінка вважається тонкою, якщо цівка, що витікає стикається лише із внутрішньою кромкою стіни і не торкається бокової поверхні отвору.

Якщо у боковій стінці сосуда із рідиною на глибині $H_{отв}$ під рівнем є круглий отвір діаметром $d_{отв}$ і площею $S_{отв}$ (рис. 5.1), то цівка, що витікає зазнає стискування, то цівка, що витікає отримає стискування поперечного перерізу, характеризується зменшенням діаметру і перетину цівки до величини

$$S_{ц} = \varepsilon \cdot S_{отв}, \quad (5.1)$$

де $S_{ц}$ – площа перерізу цівки у стиснутому перетині.

Відношення площі цівки у стиснутому перерізі до площі отвору називається коефіцієнтом стискування цівки:

$$\varepsilon = \frac{S_{ц}}{S_{отв}}. \quad (5.2)$$

Для визначення швидкості витікання і витрат рідини, що витікає через отвір обирають два перерізи: 1–1 – на рівні вільної поверхні у сосуді і 2–2 – у стиснутому перерізі цівки, де рух рідини знов стає таким, що плавно змінюється, і застосовують до них рівняння Бернуллі для потоку, проводячи площу порівняння крізь центр отвору 0–0:

$$H + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} + \xi_{отв} \cdot \frac{w_2^2}{2 \cdot g}, \quad (5.3)$$

де $\xi_{отв} \cdot \frac{w_2^2}{2 \cdot g}$ – втрати напору у разі витікання рідини крізь отвір;

$\xi_{отв}$ – коефіцієнт опору отвору;

P_1 – тиск на вільній поверхні;

P_2 – тиск середовища, у яку витікає цівка;

w_1 – швидкість руху рідини у перерізі 1–1.

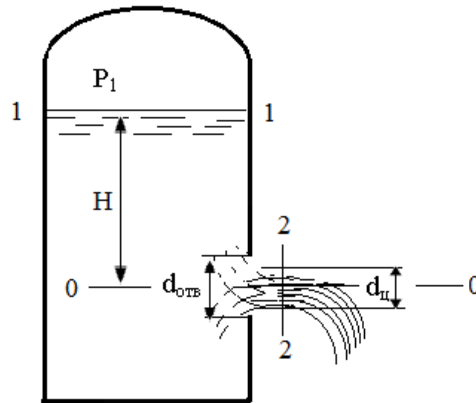


Рис. 5.1 – Витікання рідини через малий круглий отвір

Проводячи групування членів отриманого рівняння та позначивши через H_0 – напір витікання, отримаємо

$$H + \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = H_0. \quad (5.4)$$

Враховуючи, що швидкість у поверхневому шарі досить мала величина, тому членом $\frac{w_1^2}{2 \cdot g}$ нехтують, а за різних тисків P_1 і P_2 , отримують

$$H_0 = H + \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g}. \quad (5.5)$$

Остаточо отримаємо з рівняння Бернуллі наступне:

$$H_0 = \frac{w_2^2}{2 \cdot g} (1 + \xi_{отв}), \quad (5.6)$$

звідки швидкість витікання

$$w_2 = \frac{1}{\sqrt{1 + \xi_{отв}}} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0}. \quad (5.7)$$

Величина $\frac{1}{\sqrt{1+\xi_{\text{отв}}}} = \varphi$ називається *коефіцієнтом швидкості*.

Тоді швидкість витікання з малого отвору знайдеться наступним чином

$$w = \varphi \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0} . \quad (5.8)$$

Для малого круглого отвору коефіцієнт швидкості для води складає $\varphi = 0,97 \div 0,98$.

Для ідеальної рідини $\varphi = 1$. В такому випадку швидкість витікання ідеальної рідини розраховується за формулою Торрічеллі $w = \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0}$.

Для визначення витрат рідини, що витікає через отвір, слід помножити швидкість витікання на площу стиснутого перерізу:

$$V = S_{\text{ц}} \cdot w = \varepsilon \cdot \varphi \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0} , \quad (5.9)$$

де $\varepsilon \cdot \varphi$ – коефіцієнт витрати.

Значення коефіцієнту витрат залежить від ступеня стиснення цівки. За усебічного стиснення $\varepsilon = 0,64$ $\alpha = 0,62$.

В залежності від форми отвору, крізь який відбувається витікання до атмосфери, форма поперечного перерізу цівки має різноманітний вид. Це обумовлено дією сил поверхневого натягу а цівки, що витікають, і різноманітними умовами стискання за периметром отвору. Це явище називається інверсією цівки. Інверсія більш за все виявляється у разі витікання з не круглих отворів.

Так, наприклад, поперечний переріз цівки, що витікає через квадратний отвір, має вигляд хреста із чотирма тонкими ребрами, через круглий отвір – еліптичну форму.

Позначивши $\varepsilon \cdot \varphi$ через α отримаємо, що витрати рідини можна знайти наступним чином

$$V = \alpha \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0} = \alpha \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot \frac{\Delta P}{\rho}} , \quad (5.10)$$

де ΔP – розрахункова різниця тисків, під дією яких відбувається витікання.

Витікання у разі недосконалого стискання цівки

Недосконале стискання спостерігається у тому випадку, коли на витікання рідини через отвір і на формування цівки впливає близькість бокових стінок резервуару. Так як бокові стінки частково направляють рух рідини у отвору, то цівка на виході з отвору стискається у меншій мірі, ніж з резервуара необмежених розмір, як розглядалося вище.

Витрати рідини за недосконалого стискання знаходять:

$$V = \alpha \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot g \cdot H} , \quad (5.11)$$

де напір H знаходять із врахування швидкісного напору у резервуарі:

$$H = \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} . \quad (5.12)$$

У випадку витікання рідин з циліндричного резервуару круглого перетину через круглий отвір, який розташований у центрі стінки за недосконалого стискання коефіцієнт стискання розраховується за формулою Жуковського:

$$\varepsilon = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - n} , \quad (5.13)$$

де n – відношення площі отвору $S_{\text{отв}}$ до площі поперечного перетину резервуару $S_{\text{рез}}$:

$$n = \frac{S_{\text{отв}}}{S_{\text{рез}}} . \quad (5.14)$$

Витікання через отвір і насадки за змінного напору (звільнення судів)

Розглянемо випадок звільнення відкритого суду до атмосфери за постійного напорі, що зменшується, тобто течія є несталою. Однак, якщо напір, а отже, і швидкість

витікання змінюється повільно, то рух у кожний момент часу можна розглядати як сталий, і для рішення задач можливе застосування рівняння Бернуллі.

Якщо зміна висоти рівня рідин у сосуді h , площа перетину резервуару на цьому рівні S , площу отвору $S_{\text{отв}}$, то тоді для нескінченно малого відрізка часу dt , можна записати наступне рівняння об'ємів:

$$S \cdot dh = -Q \cdot dt = \alpha \cdot S_{\text{отв}} \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h} \cdot dt, \quad (5.15)$$

де dh – змінення рівня рідини за час dt ;

α – коефіцієнт витрати.

Для резервуару із постійною площею перетину S час витікання через отвір площею $S_{\text{отв}}$ розраховується за рівнянням:

$$\tau = \frac{2 \cdot S \cdot \sqrt{H}}{\alpha \cdot S_{\text{отв}} \cdot \sqrt{2 \cdot g}}, \quad (5.16)$$

де H – початковий рівень рідини над отвором.

Для горизонтального циліндричного резервуару площею S , що дорівнює

$$S = 2 \cdot l \cdot \sqrt{h \cdot (D - h)}, \quad (5.17)$$

де l – довжина цистерни;

D – діаметр цистерни;

h – висота рідини у цистерні.

Тоді час повного звільнення цистерни, тобто час змінення напору від $h=D$ до $h=0$, дорівнюватиме

$$\tau = \frac{4 \cdot l \cdot D \cdot \sqrt{D}}{3 \cdot \alpha \cdot S_{\text{отв}} \cdot \sqrt{2 \cdot g}}, \quad (5.18)$$

де $S_{\text{отв}}$ – площа отвору.

Витікання через затоплений отвір (під рівень)

Бувають випадки, коли рідини витікає не до атмосфери, а у простір, що заповнений цією ж рідиною (рис. 5.2). У такому випадку уся кінетична енергія цівки затрачується на вихроутворення і швидкість витікання у стиснутому перерізі цівки знаходиться:

$$w = \varphi \sqrt{2 \cdot g \cdot H}, \quad (5.19)$$

де w – коефіцієнт швидкості;

H – розрахунковий напір

$$H = H_0 + \frac{P_1 - P_2}{\rho \cdot g}. \quad (5.20)$$

Витрати рідини

$$V = \alpha \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot g \cdot H}. \quad (5.21)$$

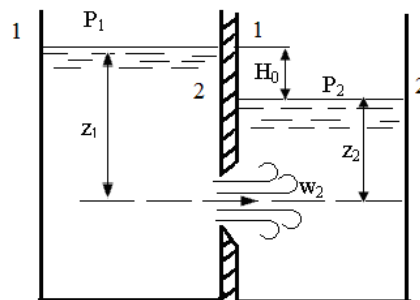


Рис. 5.2 – Витікання рідини через затоплений отвір

Таким чином розрахункові формули ті ж самі, що і для витікання у повітря, тільки розрахунковий напір являє собою різницю гідростатичних напорів з обох сторін стінки.

Гідродинамічна трубка Піто-Прандтля

Трубка Піто-Прандтля встановлюється точно по осі трубопроводу і складається з двох трубок (рис. 5.3), одна з яких (ліва на рис. 5.3) являє собою звичайний пьезометр, що показує пьезометричний напір $\left(\frac{P}{\rho \cdot g}\right)$, а інша (права на рис. 5.3) – трубка Піто, яка вимірює величину повного напору, тобто суму статичного і динамічного напорів $\left(\frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{w^2}{2 \cdot g}\right)$.

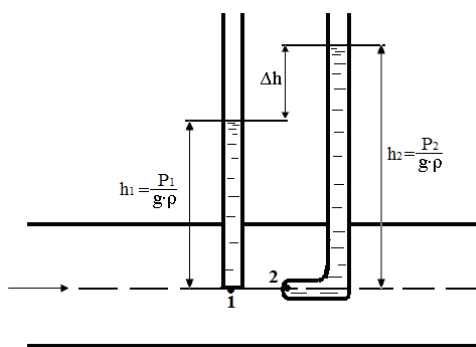


Рис. 5.3 – Трубка Піто-Прандтля

Проведемо площину порівняння через центр отвору у зігнутому кінці трубки Піто та запишемо рівняння Бернуллі для крапок 1 і 2 для елементарної цівки, так як трубка Піто в комплекті із пьезометричною трубкою вимірює місцеву швидкість у крапці, де вона встановлена:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} . \quad (5.22)$$

У разі обтікання потоком трубки у крапці 2 відбувається зниження швидкості w_2 до нуля, а тиск при цьому зростає, тоді рівняння Бернуллі спрощується:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} . \quad (5.23)$$

Якщо позначити різницю показів у трубці Піто і пьезометричній через Δh , то можна записати

$$\frac{P_2}{\rho \cdot g} - \frac{P_1}{\rho \cdot g} = \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \Delta h . \quad (5.24)$$

Звідки швидкість потоку у даній точці знаходиться так:

$$w = \sqrt{2 \cdot g \cdot \Delta h} . \quad (5.25)$$

Якщо трубка Піто-Прандтля встановлена на осі потоку, то вона вимірює максимальну швидкість:

$$w_{\max} = \sqrt{2 \cdot g \cdot \Delta h} . \quad (5.26)$$

Трубка Піто-Прандтля дозволяє вимірювати досить великі значення швидкостей, за малих швидкостей збільшується погрішність виміру із-за погрішностей манометру ($\pm 0,1$ см). Щоб трубкою Піто-Прандтля можна було безпосередньо вимірювати швидкість, до неї підключають диференційний манометр (або мікроманометр).

Диференційний манометр буде показувати швидкісний напір, який розраховують за формулою:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{шв}} = (\rho_{\text{ман}} - \rho_{\text{пот}}) \cdot g \cdot h_{\text{ман}}, \quad (5.27)$$

де $\rho_{\text{ман}}$ – густина рідини у манометрі;

$\rho_{\text{пот}}$ – густина потоку у трубопроводі, до якого приєднана трубка Піто-Прандтля;

$h_{\text{ман}}$ – покази манометру, встановленого із трубкою Піто-Прандтля у трубопроводі.

Після чого можна розрахувати максимальну (осеву) швидкість потоку

$$w_{\text{макс}} = \sqrt{2 \cdot g \cdot h_{\text{ман}} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ман}} - \rho_{\text{пот}}}{\rho_{\text{пот}}} \right)}, \quad (5.28)$$

потім визначити величину критерію Рейнольдсу

$$Re = \frac{w_{\text{макс}} \cdot d_{\text{екв}} \cdot \rho}{\mu} \quad (5.29)$$

за графіком (рис. 4.1) визначити відношення $\frac{w}{w_{\text{макс}}}$, з якого знаходять середню швидкість

потоку у трубопроводі w .

Витратомір Вентурі

У промислових умовах для вимірювання витрати рідин найчастіше застосовують трубки Вентурі, сопла і діафрагми.

Витратомір Вентурі (рис. 5.4) є вставкою меншого діаметру (ніж у трубопроводу) із плавним входом і виходом, до якої приєднують диференційний манометр.

У вузькій частині діаметром d_2 швидкість збільшується, а тиск і пьезометрична висота $\left(h_2 = \frac{P_2}{\rho \cdot g} \right)$ знижуються у порівняння із тиском до звуження $\left(h_1 = \frac{P_1}{\rho \cdot g} \right)$.

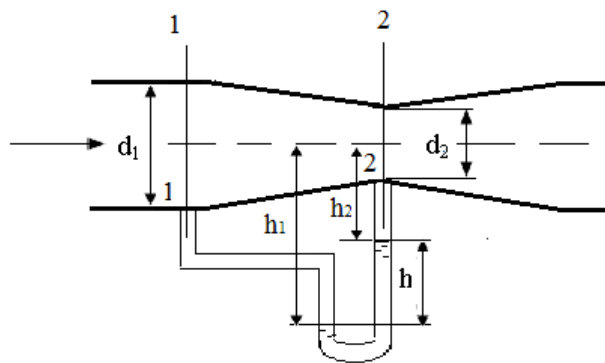


Рис. 5.4 – Витратомір Вентурі

Залежність між об'ємними витратами V і різницею $\Delta h = h_1 - h_2$ можна отримати за допомоги рівняння Бернуллі і рівняння нерозривності потоку. Зважаючи на невелику відстань перерізів 1-1 і 2-2 можна знехтувати втратами напору і якщо труба горизонтальна, то $z_1 = z_2$, тоді рівняння Бернуллі прийме такий вид:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} \quad (5.30)$$

або

$$h_1 + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = h_2 + \frac{w_2^2}{2 \cdot g}. \quad (5.31)$$

З врахуванням того, що середня швидкість в перетині 1-1 з рівняння нерозривності потоку дорівнює відношенню витрат до живого перетину

$$w_1 = \frac{V}{S_1}, \quad (5.32)$$

то знайдемо, що

$$h = h_1 - h_2 = \frac{V^2}{2 \cdot g} \cdot \left(\frac{1}{S_2^2} - \frac{1}{S_1^2} \right). \quad (5.33)$$

Якщо труба круглої форми, то площа її живого перетину

$$S = \frac{\pi \cdot d^2}{4}, \quad (5.34)$$

тоді витрати можна розрахувати за формулою

$$V = \frac{\pi^2 \cdot g \cdot (h_1 - h_2)}{\sqrt{8 \cdot \left(\frac{1}{d_2^4} - \frac{1}{d_1^4} \right)}}. \quad (5.35)$$

Фактична витрата V буде дещо меншою із-за втрат тиску на величину коефіцієнту витрат μ , значення якого менше за одиницю і зазвичай становить 0,95...0,97.

Вимірювання витрати за допомогою діафрагми

Діафрагма створює динамічний напір, який передається вимірювальному пристрою шляхом перепаду тиску, і являється мірою для витрати. Метод вимірювання перепаду тиску заснований на рівнянні нерозривності і рівняння Бернуллі.

Об'ємні витрати, що вимірюються діафрагмою розраховуються

$$V = \alpha \cdot \kappa \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot \frac{\Delta p}{\rho}} = \alpha \cdot \kappa \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot g \cdot (h_1 - h_2) \frac{(\rho_{\text{ман}} - \rho_{\text{пот}})}{\rho_{\text{пот}}}}, \quad (5.36)$$

де α – коефіцієнт витрати нормальної діафрагми у гладкому трубопроводі (табл. 5.1);

κ – поправочний множник, що враховує шорсткість стінок трубопроводу (табл. 5.2);

$S_{\text{отв}}$ – площа отвору діафрагми;

$\rho_{\text{ман}}$ – густина рідини у манометрі;

$\rho_{\text{пот}}$ – густина потоку у трубопроводі;

$h_1 - h_2 = h$ – різниця рівнів рідини у дифманометрі, що приєднаний до діафрагми.

Таблиця 5.1 – Коефіцієнти витрати нормальної діафрагми $m = \left(\frac{d_0}{d} \right)^2$

$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}$	$m=0,05$	$m=0,1$	$m=0,2$	$m=0,3$	$m=0,4$	$m=0,5$	$m=0,6$	$m=0,7$
5 000	0,6032	0,6110	0,6341	–	–	–	–	–
10 000	0,6026	0,6092	0,6261	0,6530	0,6890	0,7367	0,7975	–
20 000	0,5996	0,6050	0,6212	0,6454	0,6765	0,7186	0,7753	0,8540
30 000	0,5990	0,6038	0,6187	0,6403	0,6719	0,7124	0,7650	0,8404
50 000	0,5984	0,6032	0,6168	0,6384	0,6666	0,7047	0,7553	0,8276
100 000	0,5980	0,6026	0,6162	0,6359	0,6626	0,6992	0,7472	0,8155
400 000	0,597	0,6020	0,6150	0,6340	0,6600	0,6950	0,7398	0,8019

Пояснення до табл. 5.1: d – внутрішній діаметр трубопроводу, м; w – середня швидкість потоку у трубопроводі, м/с; d_0 – діаметр отвору діафрагми, м.

Таблиця 5.2 – Поправочний множник k

Діаметр трубопроводу, м	m=0,1	m=0,2	m=0,3	m=0,4	m=0,5	m=0,6	m=0,7
0,05	1,0037	1,0063	1,0082	1,0118	1,0144	1,0172	1,02
0,10	1,0024	1,0045	1,0064	1,0065	1,0108	1,0130	1,0148
0,20	1,0017	1,0023	1,0034	1,0040	1,0052	1,0060	1,0070
0,30	1,0005	1,0010	1,0010	1,0010	1,0010	1,0010	1,0010

Так як коефіцієнт витрати нормальної діафрагми α залежить від числа Рейнольдсу Re , а значення Re заздалегідь не відомо, то у разі вимірювання витрати V слід приймати за табл. 5.1 середнє значення α для даного m . А потім, розрахувавши V , визначають значення Re , уточнюючи величину α , і у разі потреби, коректують розрахунок.

Витікання рідини через насадки

Насадком називається коротка труба, що приєднана до отвору у тонкій стінці. Насадки поділяють на три основних види: циліндричні, конічні і коноїдальні (рис. 5.5).

Циліндричні насадки – це циліндричні патрубки довжиною порядку трьох-чотирьох діаметрів.

Конічні насадки розділяються на ті, що розходяться, у яких вздовж цівки збільшуються розміри поперечного перетину (дифузори), і ті, що сходяться, у яких вздовж цівки розміри поперечного перетину зменшуються (конфузори).

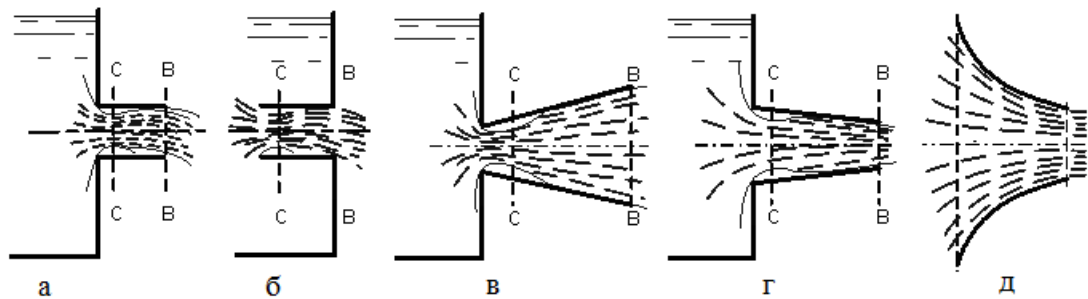


Рис. 5.5 – Види насадок: а – зовнішній циліндричний; б – внутрішній циліндричний; в – конічний, що розходить; г – конічний, що сходиться; д – коноїдальний.

У насадці потік складається з двох самостійних частин: центральної, де частки рідини переміщуються тільки поступово, та водоворотної зони, де частки рідини здійснюють обертальний рух, а уся зона являє собою є завихреним простором (рис. 5.6). У водовортній зоні знаходиться рідина та пара, що виділилася з неї, а також розчинені гази. Завихрений простір утворюється в результаті вигину ліній токів, що викликані умовами входу рідини у отвір.

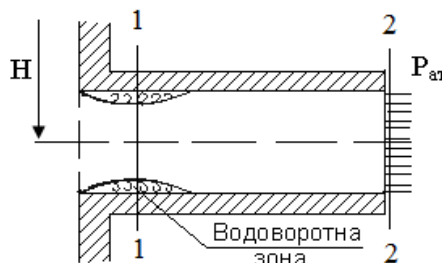


Рис. 5.6 – Витікання через насадок

Основними параметрами у разі витікання рідини через насадки являються швидкість і витрати, які визначаються за такими ж формулами, що і для отворів у тонкій

стінці, але зі своїми величинами коефіцієнтів швидкості φ і витрати μ для кожного типу насадку.

Зовнішні циліндричні насадки.

На основі рівняння Бернуллі для двох перерізів (рис. 5.6): 1-1 – вільна поверхня у резервуарі і 2-2 – вхідний переріз насадка відносно площини порівняння 0-0, що проходить через вісь насадка, отримаємо

$$H_0 = \frac{w^2}{2 \cdot g} \cdot (1 + \sum \xi), \quad (5.37)$$

де $\sum \xi$ – сума коефіцієнтів опору, що характеризує втрати напору у разі витікання рідини через насадок, що складаються з втрат напору на звуження цівки до її стиснутого перерізу, розширення цівки за стиснутим перерізом та втрат на тертя за довжиною насадка.

Швидкість витікання з насадка знаходиться за формулою

$$w = \varphi \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0}. \quad (5.38)$$

Так як на виході насадок працює повним перерізом, то коефіцієнт стискання цівки дорівнює одиниці ($\varepsilon = 1$), і тоді коефіцієнт витрати $\alpha = \varepsilon \cdot \varphi = \varphi$.

Витрати визначаються за формулою

$$V = \varepsilon \cdot \varphi \cdot \omega \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0} = \alpha \cdot \omega \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot H_0}. \quad (5.39)$$

Найбільші значення коефіцієнтів швидкості і витрати зовнішнього циліндричного насадка виникають за його довжини, що дорівнює 3-4 діаметрам і складають 0,82. Насадок за таких розмірів називається насадком Вентурі. Якщо до зони стиснення цівки приєднати рідинний вакуумметр, то рідини у ньому підійметься на висоту

$$h = 0,75 \cdot H. \quad (5.40)$$

Для визначення вакууму слід скористатися рівнянням Бернуллі для стиснутого перерізу с-с та вихідного перерізу 2-2 відносно площини порівняння по осі насадка і після перетворень отримаємо формулу

$$h_{\text{вак}} = 2 \cdot \varphi^2 \cdot H_0 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \approx 0,75 \cdot H_0, \quad (5.41)$$

де H_0 – повний напір при витіканні.

Однак, як показують дані іспитів, у разі вакууму більш 8,0 м вод. ст. відбувається зрив вакууму за рахунок часткового чи повного обриву цівки рідини від внутрішньої стінки насадка. Діючий напір знижується, а отже знижується коефіцієнт витрат μ і витрати і насадок починає працювати як звичайний отвір.

Конічні насадки, що розходяться.

У таких насадках в області стиснутого перетину утворюється вакуум більшої величини, ніж у циліндричних, а величина вакууму залежить від кута конусності. За великого кута можливий відрив цівки від стінок насадка, а, отже, зрив вакууму. Встановлено, що оптимальний кут конусності складає $5 \div 7^\circ$, коефіцієнт витрати α і коефіцієнт швидкості φ рівні $\alpha = \varphi = 0,5$.

Конічні насадки, що розходяться відрізняються значним вакуумом, більшою пропускною здатністю за відносно малих вихідних швидкостей.

Конічні насадки, що сходяться.

Для таких насадок коефіцієнт витрати α і коефіцієнт швидкості φ не є рівними, але також залежать від кута конусності. Найбільше значення коефіцієнт витрати $\alpha = 0,946$ відповідає куту конусності $13^\circ 24'$. Коефіцієнт швидкості φ зростає із зростанням кута конусності від 0,829 до 0,984. За значення кута конусності $13 \div 14^\circ$ втрати напору на розширення насадка зникають, вакуум також, бо швидкість цівки у стиснутому перетині наближується до швидкості на виході насадка.

Коноїдальні насадки.

Такі насадки обкреслюються за формою цівки, що витікає. Коефіцієнт витрати α і

коефіцієнт швидкості φ дорівнюють між собою і приймаються у інтервалі $\alpha = \varphi = 0,97 \div 0,99$ в залежності від напору та оброблення поверхні насадка.

Середні значення коефіцієнту стискання цівки ε , коефіцієнту швидкості φ і коефіцієнту витрати α для різних випадків витікання наведені у табл. 5.3.

Таблиця 5.3 – Середні значення коефіцієнтів ε , φ і α

Вил витікання	ε	φ	α
Через отвір у тонкій стінці	0,64	0,97	0,62
Через короткий циліндричний насадок	1	0,82	0,82
Через короткий циліндричний насадок із добре закругленими краями	1	0,97	0,97

Приклади розв'язання задач за темою 5

Приклад 5.1. Мірник діаметром $D = 1,2$ м і висотою $H = 2$ м звільняють через штуцер у боковій стінці. Діаметр штуцера $d = 19$ мм, вісь його знаходиться на висоті $h = 60$ мм від днища мірника (рис. 5.7). Визначити тривалість повного витікання рідини з мірника, якщо він відкритий та ступінь його заповнення 0,85.

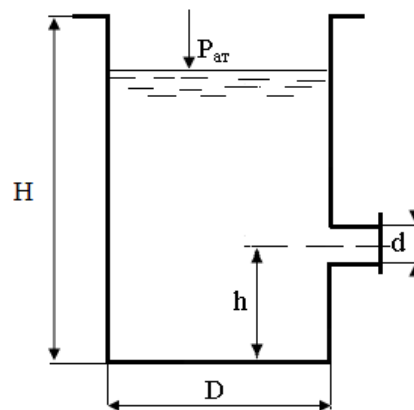


Рис. 5.7 – До прикладу 5.1

Розв'язання. Знайдемо висоту стовпчика рідини, що витікає в мірнику над віссю штуцера:

$$H_{\text{поч}} = 0,85 \cdot H - h = 0,85 \cdot 2 - 60 \cdot 10^{-3} = 1,64 \text{ м}$$

У ході витікання через штуцер стискання цівки відбувається усередині патрубку, його вихідний переріз цілком заповнюється рідиною, тому

$$\alpha = \varepsilon \cdot \varphi = 1 \cdot 0,82 = 0,82$$

Площа поперечного перетину мірника

$$S_{\text{мір}} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = 0,785 \cdot d^2 = 0,785 \cdot 1,2^2 = 1,13 \text{ м}^2$$

Площа поперечного перетину штуцера

$$S_{\text{шт}} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = 0,785 \cdot d^2 = 0,785 \cdot (19 \cdot 10^{-3})^2 = 2,83 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$$

Час повного звільнення мірника за його сталого поперечного перетину становить

$$\tau = \frac{2 \cdot S \cdot \sqrt{H}}{\alpha \cdot S_{\text{отв}} \cdot \sqrt{2 \cdot g}} = \frac{2 \cdot 1,13 \cdot \sqrt{1,64}}{0,82 \cdot 2,83 \cdot 10^{-4} \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81}} = 2815,66 \text{ с} = 46,93 \text{ мин} \approx 47 \text{ мин}$$

Приклад 5.2. Горизонтальним гладким трубопроводом із внутрішнім діаметром 152 мм рухається вода за температури 20 °С, середня швидкість її складає 1,3 м/с. на трубопроводі встановлена нормальна діафрагма з діаметром отвору 83,5 мм. Визначити покази ртутного дифманометру діафрагми.

Розв'язання. Знайдемо витрати води у трубопроводі

$$V = w \cdot s = 1,3 \cdot 0,785 \cdot (152 \cdot 10^{-3})^2 = 0,02358 \text{ м}^3/\text{с}$$

Коефіцієнт витрати діафрагми залежить від величини критерію Рейнольдса та від значення m (табл. 48), тому знаходимо

$$m = \left(\frac{d_0}{d} \right)^2 = \left(\frac{83,5}{152} \right)^2 = 0,3,$$

а число Рейнольдсу

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{1,3 \cdot 0,152 \cdot 998}{1,005 \cdot 10^{-3}} = 196224,$$

за табл. 5.1 знаходимо, що коефіцієнт витрати діафрагми $\alpha \approx 0,635$.

З формули об'ємних витрати, що вимірюються нормальною діафрагмою, приймаючи $k \approx 1$ знаходимо покази дифманометру:

$$\begin{aligned} \sqrt{\Delta h} &= \sqrt{h_1 - h_2} = \frac{V}{\alpha \cdot S_{\text{отв}} \sqrt{2 \cdot g \cdot \frac{(\rho_{\text{ман}} - \rho_{\text{пот}})}{\rho_{\text{пот}}}}} \\ \sqrt{\Delta h} &= \frac{0,02358}{0,635 \cdot 0,785 \cdot (83,5 \cdot 10^{-3})^2 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot \frac{(13600 - 998)}{998}}} = \sqrt{0,431} \end{aligned}$$

Звідки різниця показів дифманометру складає

$$(\sqrt{\Delta h})^2 = (\sqrt{0,431})^2 = 0,186 \text{ мм}.$$

Приклад 5.3. Покази водяного дифманометра трубки Піто–Прандтля, що встановлена по осі горизонтального трубопроводу, яким рухається повітря, складає 13 мм. Визначити витрати повітря, якщо його температура 40 °С, діаметр трубопроводу 159х6 мм, а до трубки є пряма ділянка довжиною 7 м. Тиск – атмосферний.

Розв'язання. Витрати повітря визначаються через середню швидкість повітря у трубопроводі, а на осі трубопроводу вимірюється максимальна швидкість потоку

$$w_{\text{макс}} = \sqrt{2 \cdot g \cdot h_{\text{ман}} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ман}} - \rho_{\text{пот}}}{\rho_{\text{пот}}} \right)} = \sqrt{2 \cdot \frac{\Delta p_{\text{шв}}}{\rho}} = \sqrt{2 \cdot \frac{13 \cdot 9,81}{1,1278}} = 15,04 \text{ м/с},$$

де густина повітря

$$\rho = \frac{M \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{29 \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + 13)} = 1,1278 \text{ кг/м}^3$$

За допомоги графіку на рис. 4.1 перейдемо від осевої швидкості до середньої, розрахувавши попередньо число Рейнольдсу

$$Re = \frac{w_{\text{макс}} \cdot d_{\text{екв}} \cdot \rho}{\mu} = \frac{15,04 \cdot (159 - 2 \cdot 6) \cdot 10^{-3} \cdot 1,1278}{0,019 \cdot 10^{-3}} = 131233$$

за графіком для $Re = 131233$ відношення $\frac{w}{w_{\text{макс}}} \approx 0,85$, з якого знаходимо середню швидкість потоку у трубопроводі w :

$$w = 0,85 \cdot w_{\text{макс}} = 0,85 \cdot 15,04 = 12,78 \text{ м/с}$$

Визначаємо витрати повітря, які вимірюються трубкою Піто–Прандтля

$$V = w \cdot S = 12,78 \cdot 0,785 \cdot ((159 - 2 \cdot 6) \cdot 10^{-3})^2 = 0,2168 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Завдання для самостійної роботи за темою 5

Завдання для розрахунку 5.1. З резервуару через трубопровід діаметром d , який закінчується конічнозбіжним насадком з діаметром виходу d_n , витікає вода в атмосферу. Положення рівня води над віссю трубопроводу незмінне і дорівнює H . Визначте надлишковий тиск у перерізі 1-1 (рис. 5.8), знехтувавши втратами напору. Визначити витрату води. Вихідні дані для завдання наведені у табл. 5.4.

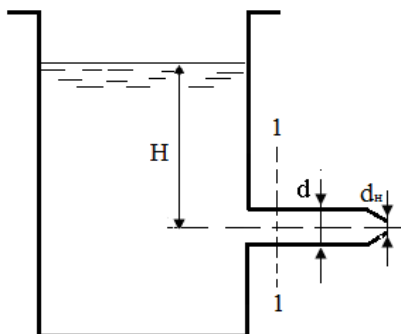


Рис. 5.8 – До завдання 5.1

Таблиця 5.4 – Вихідні дані для завдання 5.1

Варіант	d , мм	d_n , мм	H , м
1	130	80	3,2
2	105	70	2,7
3	150	90	3,5
4	120	70	3,0
5	115	65	2,9
6	120	75	3,1
7	130	80	3,2
8	135	80	3,3
9	110	65	2,7
10	105	75	2,8

Завдання для розрахунку 5.2. З напірного бака витікає вода по трубі діаметром $d_{тр}$ і виходить до атмосфери через насадок діаметром d_n . Надлишковий тиск у баці P_0 , висота рівня води над віссю труби H (рис. 5.9). Не зважаючи на втрати енергії, обчисліть швидкість руху води в трубопроводі та на виході з насадка. Вихідні дані для завдання наведені у табл. 5.5.

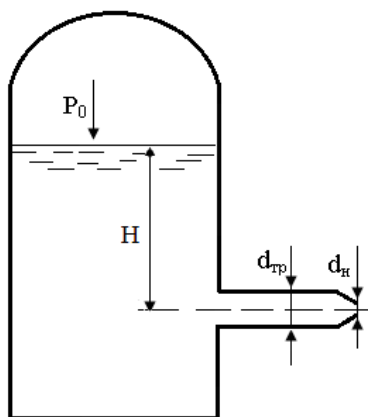


Рис. 5.9 – До завдання 5.2

Таблиця 5.5 – Вихідні дані для завдання 5.2

Варіант	$d_{тр}, мм$	$d_{н}, мм$	$H, м$	$P_o, МПа$
1	20	15	2,1	0,3
2	30	10	2,2	0,2
3	35	20	2,3	0,13
4	40	15	1,7	0,17
5	25	5	1,8	0,18
6	30	15	1,9	0,19
7	40	25	2,0	0,21
8	15	5	2,1	0,23
9	15	10	2,8	0,28
10	40	25	2,9	0,19

Завдання для розрахунку 5.3. Визначити витрати рідини та тиск у вузькому перетині насадка Вентурі (розміри ($D=1,25d, d$)), нехтуючи гідравлічним опором. Вихідні дані для завдання у табл. 5.6, умовні позначення на рис. 5.10.

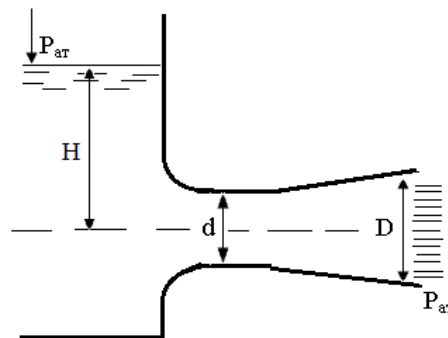


Рис. 5.10 – До завдання 5.3

Таблиця 5.6 – Вихідні дані для завдання 5.3

Варіант	Речовина	$d, мм$	$w, м/с$	$H, см$
1	Мурашина кислота	50	12	27
2	Сірковуглець	40	15	15
3	Октан	60	13	60
4	Ацетон	50	18	50
5	Вода	30	17	40
6	Анілін	20	10	60
7	Сірчана кислота	80	24	50
8	Оцтова кислота	60	37	30
9	Вода	50	25	40
10	Толуол	30	25	10

ТЕМА 6 Основи гідравлічних розрахунків систем. Гідравлічні опори

Для визначення рухомої сили гідродинамічних процесів, тобто різниці тисків між двома крапками або перетинами потоку (або гідродинамічного напору), необхідно знати втрачений напір, який входить до рівняння Бернуллі за сталого руху в'язкої рідини, і включає втрати напіру на тертя і на подолання місцевих опорів.

Втрати енергії (зниження гідравлічного напору) можна спостерігати у рідині як на коротких, так і на довгих ділянках, тому у деяких випадках втрати напіру розподіляються

рівномірно за довжиною трубопроводу (лінійні втрати), а в інших – втрати зосереджені на дуже коротких ділянках, довжиною яких можна знехтувати, на так званих місцевих опорах (вентиліях, засувках, усіяких закругленнях, звуженнях, розширеннях і т.д.).

Частина енергії потоку, що витрачається на подолання гідравлічних опорів, називається втратами напору чи енергії. Загальні втрати напору складаються з суми втрат напору за довжиною потоку та місцевих втрат напору. Джерелом втрат у обох випадках являється в'язкість рідини. Втрати напору суттєво залежать від режиму руху рідини.

Визначення втрат напору (тиску) на тертя (тобто за довжиною потоку) за рівномірного руху рідини у трубах як за ламінарного, так і за турбулентного руху потоку розраховуються за формулою Дарсі–Вейсбаха:

$$\Delta p_T = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}, \quad (6.1)$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя;

l – довжина трубопроводу;

d – діаметр трубопроводу;

ρ – густина потоку;

w – середня швидкість потоку.

За ламінарного руху в'язкої рідини, що не стискається циліндричною трубою діаметром d лінії току її паралельні осі труби. У разі віддалення від вісі труби швидкість течії змінюється за параболічним законом і витрати потоку можна розрахувати за формулою Пуазейля:

$$V = \frac{P_1 - P_2}{128 \cdot \mu \cdot l} \cdot \pi \cdot d^4, \quad (6.2)$$

За ламінарного руху течії у круглій трубі витрати потоку можна виразити через середня швидкість

$$V = \frac{P_1 - P_2}{128 \cdot \mu \cdot l} \cdot \pi \cdot d^4 = w_{\text{сеп}} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4}, \quad (6.3)$$

де середня швидкість потоку за ламінарного руху дорівнює половині максимальної швидкості:

$$w_{\text{сеп}} = \frac{1}{2} \cdot w_{\text{max}}. \quad (6.4)$$

Отже втрати напору знаходяться як

$$h_{\text{втр}} = \frac{32 \cdot \mu \cdot l}{\rho \cdot g \cdot d^2} \cdot w_{\text{сеп}} = \lambda \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{w_{\text{сеп}}^2}{2 \cdot g}, \quad (6.5)$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя, що залежить від режиму руху потоку і визначається наступним чином

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}}, \quad (6.6)$$

де A – величина, що залежить від форми перетину трубопроводу і визначається за табл.6.1.

За турбулентного руху течії відбувається перемішування рідини, спостерігається пульсація швидкостей та тисків. Розподіл осереднених місцевих швидкостей за живим перетином відбувається за логарифмічним законом. У тонкому пристінному шарі потік рухається у ламінарному режимі, а інші шари рухаються у турбулентному режимі. Тому коефіцієнт гідравлічного тертя залежить від режиму руху потоку, а також стану стінок труби, що характеризується відносною шорсткістю Δ :

$$\Delta = \frac{e}{d_e}, \quad (6.7)$$

де e – середня висота нерівностей, що утворена піщинками однакового розміру, яка у розрахунках надає однакове із дійсною шорсткістю значення коефіцієнту гідравлічного тертя, мм (табл. 6.2);

d_e – еквівалентний діаметр трубопроводу, мм.

Таблиця 6.1 – Значення еквівалентного діаметру d_e і коефіцієнту Λ , що залежить від форми перетину трубопроводу за ламінарного руху потоку

Форма перетину	d_e	Λ
Круг діаметром d	d	64
Квадрат зі стороною a	a	57
Рівносторонній трикутник зі стороною a	$0,58a$	53
Кільце шириною a	$2a$	96
Прямокутник зі сторонами a і b		
$a/b \approx 0$	$2a$	96
$a/b = 0,1$	$1,81a$	85
$a/b = 0,25$	$1,6a$	73
$a/b = 0,5$	$1,3a$	62
Еліпс (a – мала полувісь, b – велика полувісь)		
$a/b = 0,1$	$1,55a$	78
$a/b = 0,3$	$1,4a$	73
$a/b = 0,5$	$1,3a$	68

Вперше результати досліджень впливу цих параметрів на коефіцієнт гідравлічного тертя виказав І.І. Нікурядзе, побудував графік залежності $lg(1000\lambda)$ від $lg Re$ для ряду значень відносною шорсткістю (рис. 6.1), на якому пряма I відповідає ламінарному руху потоку. На графіку можна знайти три області: перша область - область малих значень чисел Рейнольдсу Re і відносною шорсткості Δ , де коефіцієнт гідравлічного тертя λ не залежить від шорсткості, а визначається лише числом Re (відмічена на рис. 6.1 прямою II).

За турбулентного руху течії в залежності від відносною шорсткості Δ весь діапазон значень чисел Рейнольдсу розбивають на області, для кожної з якої є формула для розрахунку коефіцієнту гідравлічного тертя λ .

Для області гідравлічно гладких труб $2300 \leq Re \leq 10\sqrt{\Delta}$ коефіцієнт гідравлічного тертя λ розраховують за формулою Блазіуса:

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}}. \quad (6.8)$$

Для гідравлічно гладких труб у разі визначення коефіцієнту гідравлічного тертя λ також користуються формулою Конакова:

$$\lambda = \frac{1}{(1,8 \cdot \lg Re - 1,5)^2} \quad (6.9)$$

і формула Прандтля

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \cdot \lg(Re \cdot \sqrt{\lambda}) - 0,8. \quad (6.10)$$

Для області, що знаходиться на рис. 6.1 між прямою II і пунктирною лінією (зона доквадратичного опору) коефіцієнт гідравлічного тертя λ залежить вже не тільки від числа Рейнольдса, але і від шорсткості стінок Δ .

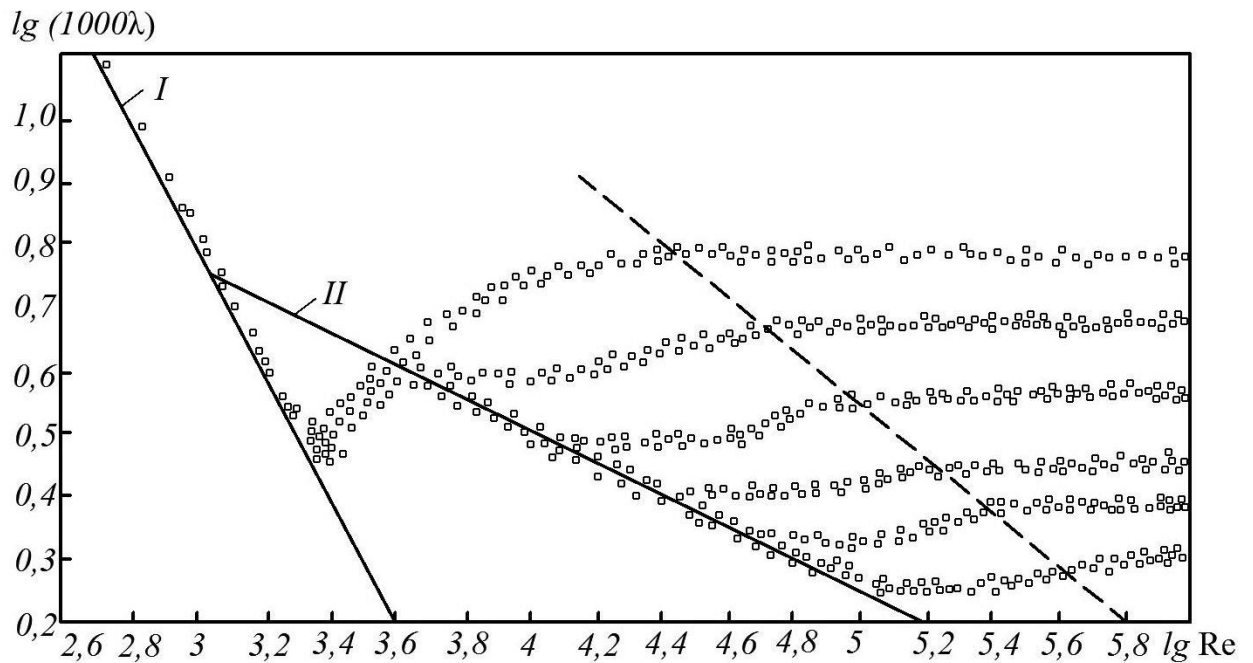


Рис. 6.1 – Графік Нікурадзе

Отже для перехідної області $10\sqrt{\Delta} \leq Re \leq 500\sqrt{\Delta}$ коефіцієнт гідравлічного тертя λ можна розрахувати за формулою Альтшуля:

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(\frac{\Delta_{\text{абс}}}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25}, \quad (6.11)$$

де $\Delta_{\text{абс}}$ – еквівалентна абсолютна шорсткість (табл. 6.3).

Для шорстких труб із невеликими значеннями швидкості потоку і числа Рейнольдса також для розрахунку коефіцієнту гідравлічного тертя λ можна скористатися формулою Кольбука:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \lg \left(\frac{2,5}{Re} \cdot \frac{1}{\sqrt{\lambda}} + \frac{\Delta}{3,7d} \right). \quad (6.12)$$

Таблиця 6.2 – Значення середня значення шорсткості стінок трубопроводів

Трубопроводи	ϵ , мм
Труби сталеві цільностянуті і зварені із незначною корозією	0,2
Старі сталеві поржавілі труби	0,67 і вище
Труби з кровельної сталі проолефінені	0,125
Чугунні труби (нові)	0,3
Чугунні труби, що експлуатувалися	1,4
Чугунні труби бітумінізовані	0,12
Алюмінієві технічно гладкі труби	0,015–0,06
Чисті цільностянуті труби з латуні, міді чи свинця; скляні труби	0,0015–0,01
Труби з заліза, що оцинковане	0,15
Бетонні труби (поверхня із затиркою)	0,3–0,8
Бетонні труби (груба поверхня)	3–9
Нафтопроводи і паропроводи за середніх умов експлуатації	0,2
Паропроводи, що працюють періодично	0,5
Повітряпроводи стиснутого повітря від компресору	0,8
Конденсатопроеводи, що працюють періодично	1,0

Таблиця 6.3 – Характерні значення $\Delta_{\text{абс}}$ для трубопроводів

Матеріал трубопроводу	$\Delta_{\text{абс}}$, мм
Скло	0
Латунь, свинець, мідь	0 – 0,002
Високоякісні безшовні сталеві	0,06 – 0,2
Сталеві труби	0,1 – 0,5
Чавунні асфальтовані	0,1 – 0,2
Чавунні	0,2 – 1,0

Область, що знаходиться на графіку Нікурадзе (рис. 6.1) за пунктирною лінією, є зоною квадратичного опору і має місце бути за значень $Re \leq 500\sqrt{\Delta}$.

Для квадратичної області за великих значень шорсткості та числа Рейнольдсу характерна залежність коефіцієнту гідравлічного тертя λ лише від шорсткості стінок трубопроводу і його визначають за формулою Шифринсона:

$$\lambda = 0,11 \cdot \Delta^{0,25}. \quad (6.13)$$

Це область шорстких труб, яку називають областю автотурбулентності чи режимом квадратичного опору, т.к. у такому випадку гідравлічні втрати пропорційні квадрату швидкості.

Найчастіше для шорстких трубопроводів для визначення коефіцієнту гідравлічного тертя λ використовують формулу Прандтля–Нікурадзе:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \lg \left[\frac{e}{3,7d} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right], \quad (6.14)$$

де доданок $\left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9}$ для автотурбулентної області дорівнює нулю.

Для полегшення розрахунків коефіцієнту гідравлічного тертя λ можна користуватися графіком Муріна (рис. 6.2) або номограмою Колбрука-Уайта (рис. 6.3).

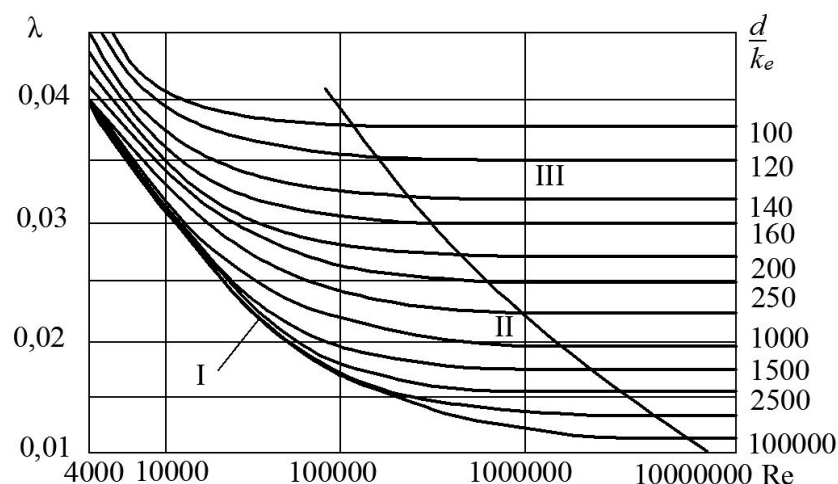


Рис. 6.2 – Графік Муріна

На графіку Муріна поле, що позначено I, являється областю ламінарного руху, II являється перехідною областю (від гідравлічно гладких до шорстких труб), а III – областю турбулентного руху.

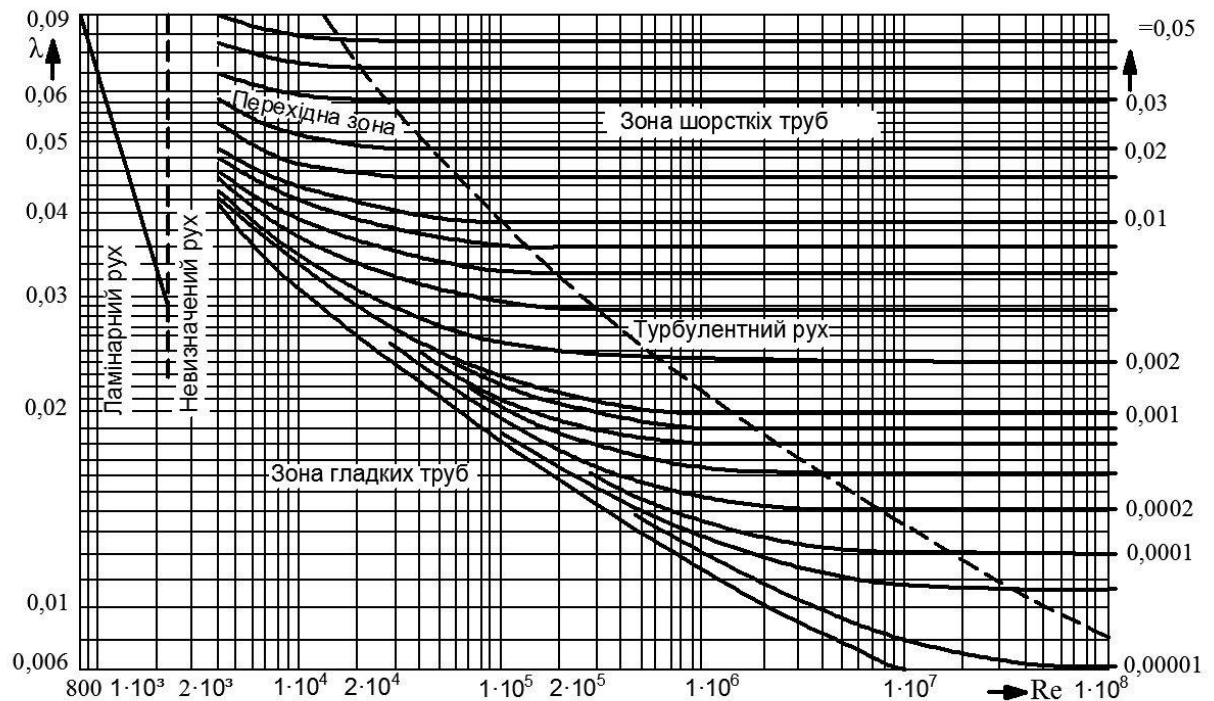


Рис. 6.3 – Номограма Колбрука-Уайта для визначення коефіцієнту гідравлічного тертя

Місцеві гідравлічні опори. Усі гідравлічні втрати енергії поділяють на два типи: втрати на тертя по довжині трубопроводів (розглянуто вище) і місцеві втрати, що викликані такими елементами трубопроводів, у яких внаслідок зміни розмірів чи конфігурації русла відбувається зміна швидкості потоку, відрив потоку від стінок русла і виникнення вихороутворення.

Місцеві втрати тиску визначають за формулою Вейсбаху:

$$\Delta p_{\text{м.оп.}} = \xi_{\text{м.оп.}} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}. \quad (6.15)$$

Значення коефіцієнтів місцевих опорів залежить від конфігурації місцевого опору і режиму руху потоку. Найпростіші місцеві гідравлічні опори можна поділити на розширення, звуження і повороти русла потоку, кожне з яких може бути раптовим або поступовим. Більш складні випадки місцевого опору являють собою з'єднання чи комбінації перелічених найпростіших опорів. Отже, розглянемо найпростіші місцеві опори за турбулентного режиму руху потоку у трубопроводі.

1. *Раптове розширення.* Втрата напору (енергії) за раптового розширення русла витрачається на вихороутворення, що пов'язане з відривом потоку від стінок (рис. 6.4).

У разі *раптового розширення* русла (і відповідно трубопроводу) потік відривається з кута і розширюється не раптово, як русло, а поступово, причому у кільцевому просторі між потоком і стінкою трубопроводу виникають вихори, які і являються причиною втрат енергії.

Розглянемо два перерізи потоку. Переріз 1-1 проведемо у площині розширення труби, а переріз 2-2 – у місці, де потік, розширюючись, заповнив увесь переріз широкої труби. При цьому швидкість потоку знизилася, а тиск – збільшився, тому другий пьезометр показує висоту на ΔH більшу, ніж перший (рис. 6.4).

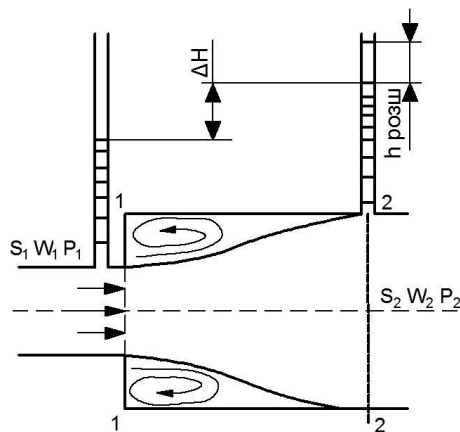


Рис. 6.4 – Раптове розширення

Але якби втрат напору у даному місці не було, то другий пьезометр показав би висоту більшу ще на $h_{розш}$, яка і є місцевою втратою напору (м) на розширення і визначається за формулою:

$$h_{\text{рап.р.}} = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 \cdot \frac{w_1^2}{2 \cdot g}, \quad (6.16)$$

де S_1, S_2 – площа поперечних перетинів 1-1 і 2-2;

$\left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2$ – позначається через ξ – коефіцієнт втрат на раптове розширення.

Таким чином місцеві втрати напору (м) на раптове розширення визначаються

$$h_{\text{рап.р.}} = \xi_{\text{рап.р.}} \cdot \frac{w_1^2}{2 \cdot g}. \quad (6.17)$$

2. *Поступове розширення.* Труба, що поступово розширюється, називається дифузором (рис. 6.5). Течія швидкості в дифузорі супроводжується її зменшенням і збільшенням тиску, а отже, перетворенням кінетичної енергії рідини в енергію тиску.

У дифузорі, так само як і у разі раптового розширення русла, відбувається відрив основного потоку від стінки і вихроутворення, при чому інтенсивність цих явищ зростає зі збільшенням кута розширення дифузора α .

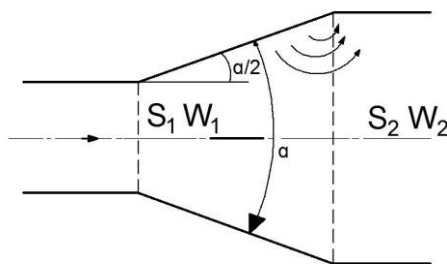


Рис. 6.5 – Поступове розширення

Крім того, у дифузорі є і звичайні втрати на тертя, подібні до тих, які виникають у трубопроводах постійного перерізу. Повну втрату напору у дифузорі розглядають як суму двох доданків:

$$h_{\text{пост.р.}} = h_{\text{т}} + h_{\text{розш}}, \quad (6.18)$$

де $h_{\text{т}}$ і $h_{\text{розш}}$ – втрати напору на тертя і розширення (вихроутворення).

Втрата напору у дифузорі на тертя дорівнює

$$h_{\tau} = \frac{\lambda_{\tau}}{8 \cdot \sin\left(\frac{\alpha}{2}\right)} \cdot \left(1 - \frac{1}{n^2}\right)^2 \cdot \frac{w_1^2}{2 \cdot g}, \quad (6.19)$$

де $n = \frac{S_2}{S_1} = \left(\frac{r_2}{r_1}\right)^2$ – ступінь розширення дифузора.

Втрата напору на розширення (вихороутворення) $h_{\text{розш}}$ має ту ж саму природу, що і у разі раптового розширення русла

$$h_{\text{розш}} = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 \cdot k \cdot \frac{w_1^2}{2 \cdot g}, \quad (6.20)$$

де k – коефіцієнт пом'якшення, який за $\alpha = 5 \dots 20^\circ$, $k = \sin \alpha$.

Отже, повна втрата напору складатиме

$$h_{\text{пост.ррозш}} = \left[\frac{\lambda_{\tau}}{8 \cdot \sin\left(\frac{\alpha}{2}\right)} \cdot \left(1 - \frac{1}{n^2}\right) + k \cdot \left(1 - \frac{1}{n}\right)^2 \right] \cdot \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \xi_{\text{пост.ррозш}} \cdot \frac{w_1^2}{2 \cdot g}, \quad (6.21)$$

звідки отримаємо, що коефіцієнт опору дифузора можна виразити формулою

$$\xi_{\text{диф.}} = \frac{\lambda_{\tau}}{8 \cdot \sin\left(\frac{\alpha}{2}\right)} \cdot \left(1 - \frac{1}{n^2}\right) + \sin \alpha \cdot \left(1 - \frac{1}{n}\right)^2. \quad (6.22)$$

У такому випадку функція $\xi_{\text{диф.}} = f(\alpha)$ має мінімум за деякого найвигіднішого оптимального значення кута α , яке визначиться наступним виразом:

$$\alpha_{\text{опт.}} = \arcsin \sqrt{\frac{n+1}{n-1} \cdot \frac{\lambda_{\tau}}{4}}. \quad (6.23)$$

У випадку коли коефіцієнт тертя λ_{τ} лежить у межах $0,015 \dots 0,025$ і $n = 2 \dots 4$, то отримаємо, що $\alpha_{\text{опт.}} = 6$ (рис. 6.6).

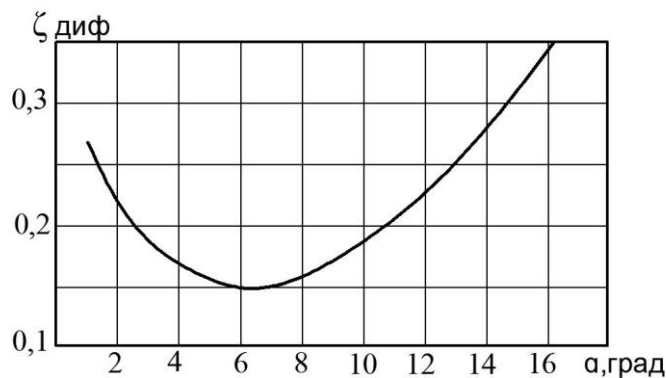


Рис. 6.6 – Залежність $\xi_{\text{диф}}$ від кута

3. *Раптове звуження.* У такому випадку втрата напору обумовлена тертям потоку на вході в більш вузьку трубу і втратами на вихороутворення, які утворюються в кільцевому просторі навколо звуженої частини потоку (рис. 6.7).

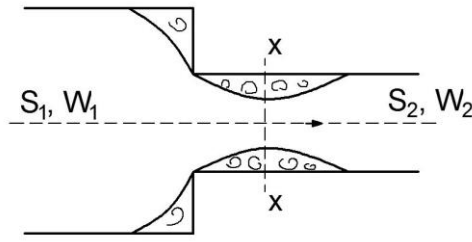


Рис. 6.7 – Раптове звуження

Повна втрата напору визначається за формулою

$$h_{\text{рапт.з.}} = \xi_{\text{рапт.з.}} \cdot \frac{W_2^2}{2 \cdot g}, \quad (6.24)$$

де коефіцієнт опору звуження визначається за напівемпіричною формулою І.Е. Ідельчика:

$$\xi_{\text{рапт.з.}} = 0,5 \cdot \left(1 - \frac{S_2}{S_1}\right) = 0,5 \cdot \left(1 - \frac{1}{n}\right), \quad (6.25)$$

де $n = \frac{S_1}{S_2}$ – ступінь звуження.

У випадку виходу труби з резервуару великих розмірів, можна вважати, що $\frac{S_2}{S_1} = 0$, а також за відсутністю закруглення вхідного кута, коефіцієнт опору дорівнює $\xi_{\text{рапт.з.}} = 0,5$.

4. *Поступове звуження.* Такий місцевий опір являє собою конічну трубу, що сходиться, і називається *конфузором* (рис. 6.8).

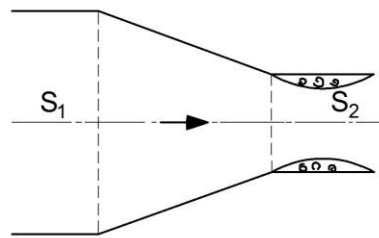


Рис. 6.8 – Конфузор

Течія рідини в конфузорі супроводжується збільшенням швидкості і падінням тиску. У конфузорі мають місце лише втрати на тертя, що зазначається наступним

$$h_{\text{конф.}} = \frac{\lambda_{\tau}}{8 \cdot \sin\left(\frac{\alpha}{2}\right)} \cdot \left(1 - \frac{1}{n^2}\right) \cdot \frac{W_2^2}{2 \cdot g}, \quad (6.26)$$

де коефіцієнт опору конфузору визначається за формулою

$$\xi_{\text{конф.}} = \frac{\lambda_{\tau}}{8 \cdot \sin\left(\frac{\alpha}{2}\right)} \cdot \left(1 - \frac{1}{n^2}\right), \quad (6.27)$$

де $n = \frac{S_1}{S_2}$ – ступінь звуження.

Невелике вихороутворення і відрив потоку від стінки з одночасним стискуванням потоку виникає лише на виході з конфузора в місці з'єднання конічної труби з циліндричною. Закругленням вхідного кута можна значно зменшити втрату напору на вході у трубу. Конфузор з плавно зв'язаними циліндричними і конічними частинами називається *соплом* (рис. 6.9).

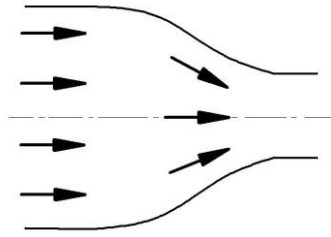


Рис. 6.9 – Сопло

5. *Раптовий поворот труби (коліно).* Такий вид місцевого опору (рис. 6.10) викликає значні втрати енергії, оскільки в нім відбуваються відрив потоку і вихороутворення, причому втрати тим більші, чим більший кут δ .

Втрату напору розраховують за формулою

$$h_{\text{пов.}} = \xi_{\text{пов.}} \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (6.28)$$

де $\xi_{\text{пов.}}$ – коефіцієнт опору коліна круглого перерізу, який визначається за графіком в залежності від кута коліна δ (рис. 6.11).

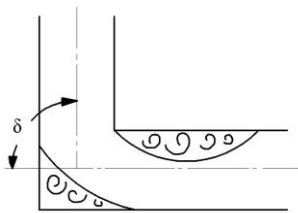


Рис. 6.10 – Коліно

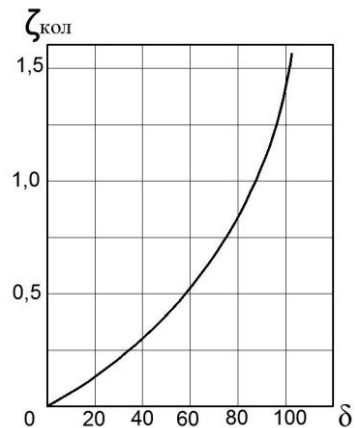


Рис. 6.11 – Залежність коефіцієнту опору коліна від кута δ

6. *Поступовий поворот труби (закруглене коліно або відведення).* Плавність повороту значно зменшує інтенсивність вихороутворення, а отже, і опір відведення в порівнянні з коліном. Це зменшення тим більше, чим більше відносний радіус кривизни відведення R/d (рис. 6.12).

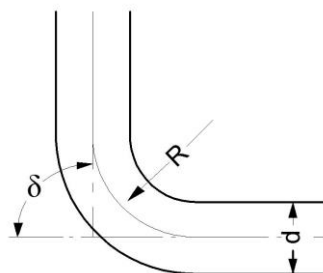


Рис. 6.12 – Відведення

Коефіцієнт опору відведення $\xi_{\text{відв.}}$ залежить від відношення R/d , кута δ , а також форми поперечного перерізу труби.

Для відведення круглого перетину з кутом $\delta = 90^\circ$ і відношенням $R/d \geq 1$ за турбулентного руху можна користуватися емпіричною формулою:

$$\xi_{\text{відв.}}^{90^\circ} = 0,051 + \frac{0,19 \cdot d}{R}. \quad (6.29)$$

Для кутів $\delta \leq 70^\circ$ коефіцієнт опору розраховують за формулою

$$\xi_{\text{відв.}}^{\leq 70^\circ} = 0,9 \cdot \xi_{\text{відв.}}^{90^\circ} \cdot \sin \delta. \quad (6.30)$$

Для кутів $\delta \geq 100^\circ$ за формулою

$$\xi_{\text{відв.}}^{\geq 100^\circ} = \left(0,7 + \frac{\delta}{90} \cdot 0,35 \right) \cdot \xi_{\text{відв.}}^{90^\circ}. \quad (6.31)$$

Втрати напору у коліні визначаються за формулою

$$h_{\text{від.}} = \xi_{\text{від.}} \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}. \quad (6.32)$$

7. *Діафрагма.* Коефіцієнт місцевого опору діафрагми, що розташована (рис. 6.13) усередині труби постійного перетину (віднесений до перетину трубопроводу) дорівнює:

$$\xi_{\text{діаф.}} = \left(\frac{1}{n_{\text{діаф.}} \cdot \varepsilon} - 1 \right)^2, \quad (6.33)$$

де $n_{\text{діаф.}} = \frac{S_0}{S}$ – відношення площі отвору діафрагми S_0 до площі перетину трубопроводу S , де вона розташована.

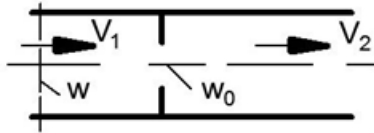


Рис. 6.13 – Діафрагма на тубі постійного перетину

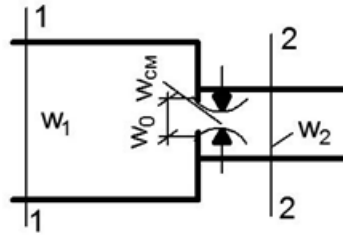


Рис. 6.14 – Діафрагма на трубопроводі в місці зміни діаметру

Коефіцієнт місцевого опору діафрагми, що розташована (рис. 6.14) на виході у трубопровід іншого діаметру (віднесений до перетину вузького трубопроводу) дорівнює:

$$\xi_{\text{діаф.}} = \left(\frac{1}{n_{\text{діаф.}} \cdot \varepsilon} - \frac{1}{m} \right)^2, \quad (6.34)$$

де $m = \frac{S_2}{S_1}$ – відношення площі отвору діафрагми S_0 до площі перетину трубопроводу S ,

де вона розташована;

ε – коефіцієнт стискування струменя, який визначається за формулою А.Д. Альтшуля:

$$\varepsilon = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - n}, \quad (6.35)$$

де $n = \frac{S_2}{S_1}$ – відношення більшої площі перетину трубопроводу S_2 до меншої площі

перетину S_1 .

Усе вище викладене відноситься до турбулентного руху рідини з великими числами Рейольдсу, насамперед для автотурбулентної області руху потоку, тобто коли вплив в'язкості проявляється в малому ступені.

За ламінарного руху місцеві опори відіграють незначну роль під час визначення загального опору трубопроводу. Окрім цього закон опору за ламінарного режиму є складнішим і досліджений у меншій мірі. При цьому значення коефіцієнтів місцевих опорів залежить не тільки від геометричних характеристик опору, але і від значень числа Рейнольдса, які орієнтовно можна розрахувати за формулою Альтшуля:

$$\xi_{\text{м.оп.}} = \frac{A}{\text{Re}} + \xi_{\text{кв.}}, \quad (6.36)$$

де $\xi_{\text{кв.}}$ – значення коефіцієнту місцевого опору для квадратичної області;

Re – число Рейнольдса віднесене до необмеженого перерізу трубопроводу.

Значення параметрів A і $\xi_{\text{кв.}}$ для деяких місцевих опорів наведені у табл. 6.4.

Таблиця 6.4 – Значення параметрів A і $\xi_{\text{кв.}}$ для деяких місцевих опорів

Пристрій	A	$\xi_{\text{кв.}}$	Пристрій	A	$\xi_{\text{кв.}}$
Пробочний кран	150	0,4	Трійник	150	0,3
Вентиль звичайний	3000	6	Засувка повністю відкрита	75	0,15
Вентиль кутовий	400	0,8	Засувка відкрита на 0,75	350	0,2
Вентиль шаровий клапан	500	45	Засувка відкрита на 0,5	1300	2
Косинець 90°	400	1,4	Засувка відкрита на 0,25	3000	20
Косинець 135°	600	0,4	Діафрагма за $n_{\text{діаф.}} = 0,64$	70	1
Коліно 90°	130	0,2	Діафрагма за $n_{\text{діаф.}} = 0,4$	120	7
Вихід з труби до баку	30	1	Діафрагма за $n_{\text{діаф.}} = 0,16$	500	70
Вхід з баку у трубу	30	0,5	Діафрагма за $n_{\text{діаф.}} = 0,05$	3200	800

Взаємний вплив місцевих опорів. Якщо відстань між окремими місцевими опорами досить велика, то втрати тиску у всіх місцевих опорах сумують, що є справедливим у разі коли місцеві опори розташовані на відстані, яка перевищує $l_{\text{від.}}$, що визначається в залежності від режиму руху за формулами:

– для турбулентного руху за формулою

$$\frac{l_{\text{від.}}}{d} = \frac{12}{\sqrt{\lambda - 50}}, \quad (6.37)$$

де $l_{\text{від.}}$ – довжина впливу (відстань) місцевого опору;

λ – коефіцієнт тертя труби, на якій розташований місцевий опір.

За великих значень числа Рейнольдсу у першому наближенні $\frac{l_{\text{від.}}}{d} \geq (30 \dots 40)d$.

– за малих значень числа Рейнольдсу і великих значень коефіцієнту тертя λ

$$\frac{l_{\text{від.}}}{d} = 1,25 \cdot \sqrt{\text{Re}}. \quad (6.38)$$

Також місцеві втрати напору виражають у вигляді еквівалентної довжини $l_{\text{екв}}$ прямої ділянки трубопроводу, гідравлічний опір якого дорівнює місцевому опору:

$$h = \lambda \cdot \frac{l_{\text{екв}}}{d} \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g} = \xi \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (6.39)$$

звідки отримуємо, що

$$\frac{l_{\text{екв}}}{d} = \frac{\xi}{\lambda} \quad (6.40)$$

еквівалентна довжина за одного і того ж значення коефіцієнту ξ може мати різні значення в залежності від величини λ .

Кавітація у місцевих опорах. У багатьох місцевих опорах потік піддається додатковому стискуванню під час відриву від стінок трубопроводу, а збільшення швидкості у місці стискування потоку призводить до падіння тиску і виникненню явища кавітації, у разі якого коефіцієнти місцевих опорів зростають. Виникнення кавітації характеризується безрозмірним числом кавітації:

$$\chi = \frac{2 \cdot (p_1 - p_{\text{н.п.}})}{\rho \cdot w_1^2}, \quad (6.41)$$

де p_1 , w_1 – тиск і швидкість у деякому перетині потоку;

$p_{\text{н.п.}}$ – тиск насичених парів потоку у місцевому опорі, який дорівнює абсолютному тиску потоку у разі виникнення кавітації.

У випадку досягнення числом кавітації гранично припустимого значення $\chi_{\text{кр}}$ у місцевому опорі, що розглядається, починається кавітація. Значення $\chi_{\text{кр}}$ визначається експериментальним шляхом. У першому наближенні для місцевих опорів, де відбувається зміни перетину потоку, можна розрахувати значення $\chi_{\text{кр}}$ за формулою:

$$\chi_{\text{кр}} = \xi + 2 \cdot \sqrt{\xi}, \quad (6.42)$$

де ξ – значення коефіцієнту місцевого опору у безкавітаційному режимі.

Також знаючи критичне значення числа кавітації $\chi_{\text{кр}}$ у місцевому опорі, що розглядається, можна визначити гранично припустиму швидкість перед опором за формулою:

$$w_{\text{кр}} \leq \sqrt{\frac{2 \cdot (p_1 - p_{\text{н.п.}})}{\rho \cdot \chi_{\text{кр}}}}. \quad (6.43)$$

Для швидкостей, що не перевищують $w_{\text{кр}}$, коефіцієнт місцевого опору визначають без урахування кавітації.

Приклади розв'язання задач за темою 6

Приклад 6.1. Для обмеження витрати води за температури 20 °С у трубопроводі діаметром 0,076 м встановлено діафрагму. Надмірний тиск у трубі до та після діафрагми постійні і складають 6,37·10⁴ Па і 2,05·10⁴ Па відповідно. Визначити необхідний діаметр отвору діафрагми, щоб витрати дорівнювали 0,006 м³/год.

Розв'язання. Визначаємо напір у діафрагмі

$$h = \frac{p_1 - p_2}{\rho \cdot g} = \frac{6,37 \cdot 10^4 - 2,05 \cdot 10^4}{998 \cdot 9,81} = 4,41 \text{ м.}$$

Отже, швидкість води у трубопроводі дорівнює

$$w = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,006}{3,14 \cdot 0,076^2} = 1,32 \text{ м/с.}$$

З формули Вейсбаха знайдемо коефіцієнт опору діафрагми

$$\xi_{\text{діаф}} = \frac{2 \cdot g \cdot h}{w^2} = \frac{2 \cdot 9,81 \cdot 4,41}{1,32^2} = 49,66.$$

Як відомо, відношення площі перетину діафрагми до діаметру трубопроводу, де

вона встановлена дорівнює $n_{\text{діаф.}} = \frac{d^2}{D^2}$, отже можна записати формулу 6.34:

$$\xi_{\text{діаф.}} = \left(\frac{1}{n_{\text{діаф.}} \cdot \varepsilon} - 1 \right)^2 = 49,66,$$

звідки можна розрахувати коефіцієнт стискання струї за формулою 6.35:

$$\left[\frac{1}{n \left(0,57 + \frac{0,043}{1,1 - n} \right)} - 1 \right]^2 = 49,66$$

$$\frac{1}{n \left(0,57 + \frac{0,043}{1,1 - n} \right)} = 8,05$$

$$n = 0,2.$$

Розраховуємо діаметр отвору діафрагми:

$$d = D \cdot \sqrt{n} = 0,076 \cdot \sqrt{0,2} = 0,034$$

Звідки коефіцієнт стискання струї за формулою 6.35:

$$\varepsilon = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - n} = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - 0,2} = 0,62.$$

Приклад 6.2. Вода за температури 20 °С рухається горизонтальним трубопроводом, який раптово звужується від діаметра 0,2 м до діаметра 0,1 м. Витрати води дорівнюють 0,02 м³/с. Визначити різницю рівнів ртуті, що заповнює диференційний манометр, який підключено у місці зміни перетину.

Розв'язання. Визначаємо швидкість води у широкому перетині труби

$$w = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,02}{3,14 \cdot 0,2^2} = 0,7 \text{ м/с.}$$

Визначаємо швидкість води у вузькому перетині труби

$$w = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,02}{3,14 \cdot 0,1^2} = 2,8 \text{ м/с.}$$

Ступінь звуження трубопроводу

$$n_{\text{діаф.}} = \frac{d_2^2}{d_1^2} = \frac{w_2}{w_1} = 0,5^2 = 0,25.$$

Коефіцієнт стискання струї за формулою 6.35:

$$\varepsilon = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - n} = 0,57 + \frac{0,043}{1,1 - 0,25} = 0,52.$$

Коефіцієнт місцевого опору під час раптового звуження розраховуємо за формулою:

$$\xi_{\text{р.зв.}} = \left(\frac{1}{\varepsilon} - 1 \right)^2 = \left(\frac{1}{0,62} - 1 \right)^2 = 0,37.$$

Запишемо рівняння Бернуллі для перетинів до раптового звуження і на ньому, вважаючи площину порівняння співпадаючою з віссю трубопроводу:

$$\frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} + \xi_{\text{р.зв.}} \cdot \frac{w_2^2}{2 \cdot g}$$

Звідки різниця пьезометричних напорів дорівнює

$$H = \frac{p_1 - p_2}{\rho \cdot g} = \frac{w_2^2}{2 \cdot g} - \frac{w_1^2}{2 \cdot g} + \xi_{\text{п.зв.}} \cdot \frac{w_2^2}{2 \cdot g} = \frac{2,82^2}{2 \cdot 9,81} - \frac{0,69^2}{2 \cdot 9,81} + 0,37 \cdot \frac{0,69^2}{2 \cdot 9,81} = 0,53 \text{ м.}$$

Отже, величина стовбчика ртутного манометру сягне

$$h_{\text{рт}} = \frac{H \cdot \rho}{\rho_{\text{рт}} - \rho} = \frac{0,53 \cdot 998}{13600 - 998} = 0,0392 \text{ м рт.ст.}$$

Приклад 6.3. Визначити втрати тиску під час руху масла у радіаторі (містить чотири трубки), якщо витрати масла дорівнюють $0,0002 \text{ м}^3/\text{с}$, густина масла $900 \text{ кг}/\text{м}^3$, кінематична в'язкість $0,000065 \text{ м}^2/\text{с}$. Діаметр колектора радіатора $0,03 \text{ м}$, діаметр трубок $0,01 \text{ м}$, довжина трубок 1 м .

Розв'язання. Визначаємо швидкість руху масла у колекторах

$$w = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 0,0002}{3,14 \cdot 0,03^2} = 0,283 \text{ м/с.}$$

Визначаємо втрати тиску у трубках за довжиною і під час проходження місцевих опорів. Радіатор складається з чотирьох трубок, отже витрати у кожній з них складатимуть

$$Q_{\text{тр}} = \frac{Q}{4} = \frac{0,0002}{4} = 0,00005 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Швидкість руху масла у трубках складає

$$w = \frac{4 \cdot Q_{\text{тр}}}{\pi \cdot d_{\text{тр}}^2} = \frac{4 \cdot 0,00005}{3,14 \cdot 0,01^2} = 0,637 \text{ м/с.}$$

Визначимо критерій Рейнольдсу

$$Re = \frac{w \cdot d}{\nu} = \frac{0,637 \cdot 0,01}{0,000065} = 98$$

Отже, рух масла у трубках ламінарний.

Втрати тиску за довжиною знайдемо за формулою

$$\Delta p_{\text{довж}} = \frac{32 \cdot \rho \cdot \nu \cdot l_{\text{тр}} \cdot w_{\text{тр}}}{d_{\text{тр}}^2} = \frac{32 \cdot 900 \cdot 0,000065 \cdot 1 \cdot 0,637}{0,01^2} = 11925 \text{ Па.}$$

Місцевим опорами радіатора є вхід та вихід, отже визначимо коефіцієнти місцевих опорів за формулою Альтшуля (6.36), знайшовши за табл. 6.4 значення параметрів A і $\xi_{\text{кв.}}$: для входу $A = 30$ і $\xi_{\text{кв.}} = 0,5$; для виходу $A = 30$ і $\xi_{\text{кв.}} = 1$:

$$\xi_{\text{вх.}} = \frac{A}{Re} + \xi_{\text{кв.}} = \frac{30}{98} + 0,5 = 0,806$$

$$\xi_{\text{вих.}} = \frac{A}{Re} + \xi_{\text{кв.}} = \frac{30}{98} + 1 = 1,306$$

Отже, тоді втрати тиску на місцевих опорах (вхід та вихід) знайдемо за формулою

$$\Delta p_{\text{м.оп.}} = \frac{\rho \cdot w^2}{2} + \xi_{\text{вих.}} \frac{\rho \cdot w^2}{2} = 0,806 \frac{900 \cdot 0,283^2}{2} + 1,306 \frac{900 \cdot 0,283^2}{2} = 76,116 \text{ Па.}$$

Загальні втрати тиску під час руху масла у радіаторі складають

$$\Delta p_{\text{втр.}} = \Delta p_1 + \Delta p_{\text{м.оп.}} = 11925 + 76,116 = 12001 \text{ Па.}$$

Завдання для самостійної роботи за темою 6

Завдання для розрахунку 6.1. Гідравлічно гладкою горизонтальною трубою діаметром d перекачують бензин витратою Q за температури $10 \text{ }^\circ\text{C}$. Визначити перепад тиску на

довжині L за вихідними даними, що наведені у табл 6.5.

Таблиця 6.5 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 6.1

Номер варіанта	d , мм	Q , л/с	L , м
1	20	3,2	6,3
2	22	2,3	5,6
3	25	2,4	2,8
4	28	4,4	5,2
5	32	4,5	5,2
6	50	5,4	6,1
7	60	2,4	3,4
8	15	5,6	6,6
9	10	3,2	4,3
10	15	5,1	6,0

Завдання для розрахунку 6.2. Визначити надлишковий тиск повітря над поверхнею керосину (рис. 6.16) за температури 20°C і витраті Q , якщо трубопровід гідравлічно гладкий діаметром d і довжиною L , а коефіцієнт місцевих втрат тиску у крані складає $\xi = 2,5$ і $H = 3$ м. Вихідні дані наведені у табл 6.6.

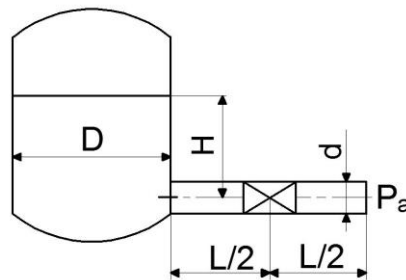


Рис. 6.15 – До завдання 6.2

Таблиця 6.6 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 6.2

Номер варіанта	d , мм	Q , л/с	L , м
1	50	0,84	1,2
2	60	0,72	1,3
3	70	0,85	1,4
4	80	0,8	1,5
5	15	1,5	5
6	23	2,1	7
7	34	0,9	9
8	43	0,5	5
9	16	1,05	7
10	25	1,2	9

Завдання для розрахунку 6.3. Рідина подається у відкритий верхній бак (рис. 6.17) вертикальною трубою довжиною L і діаметром d за рахунок тиску повітря у нижньому замкнутому резервуарі. Визначити тиск повітря p , за якого витрата буде дорівнювати Q , приймаючи коефіцієнти опору: вентиля $\xi_v = 8$; входу в трубу $\xi_{вх} = 5$; виходу у бак $\xi_{вих} = 1$. Еквівалентна шорсткість стінок труби $\varepsilon = 0,2$ мм. Вихідні дані наведені у табл. 6.7.

Таблиця 6.7 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 6.3

Номер варіанта	d , мм	Q , л/с	L , м	Рідина
1	60	7,2	13	В
2	70	8,5	14	Б
3	80	6,8	15	Г
4	60	1,5	5	В
5	70	2,1	7	М
6	80	3,9	9	Б
7	40	4,5	5	К
8	50	1,5	6	Г
9	60	3,2	4	В
10	70	4,4	11	М

Позначення рідин: Б – бензол; В – вода; Г – гліцерин; К – ксилол; М – метанол.

Завдання для розрахунку 6.4. У цистерну (рис. 6.17) подається вода витратою Q_0 , і зливається вертикальним трубопроводом діаметром d , довжиною L . Визначити рівень води H , вважаючи трубопровід гідравлічно гладким, а коефіцієнт місцевої втрати напору (місцевого опору) у крані А – $\xi = 2,0$. Визначити тиск у перетині К-К, що розташований на відстані 3 м від місця зливу за вихідними даними, що наведені у табл. 6.8.

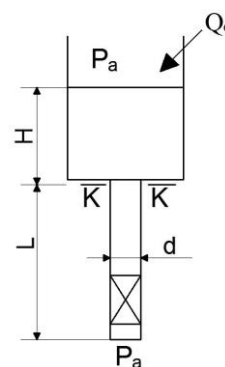
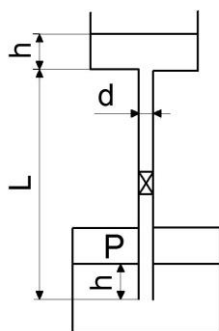


Рис. 6.16 – До завдання 6.3

Рис. 6.17 – До завдання 6.4

Таблиця 6.8 – Вихідні дані для завдання для розрахунку 6.4

Номер варіанта	d , мм	Q_0 , л/с	L , м
1	80	8	2,5
2	45	10	2,5
3	55	11	2,3
4	65	9	2,4
5	75	8,5	2,3
6	85	10,5	2,6
7	45	12	2,5
8	55	14	2,4
9	65	8	2,3
10	80	8	2,5

Тема 7 Гідравлічні машини

Переміщення рідини здійснюється за рахунок різниці тиску на двох кінцях трубопроводу. Різниця натиску може бути створена як у разі самопливу, так і за напірного руху рідини. Самоплив спостерігається у вертикальних і похилих трубопроводах, тобто

під час переміщення рідини зверху донизу. Переміщення рідин вздовж горизонтального трубопроводу, а також для підйому рідини на висоту, тобто під час напірного руху, здійснюється за допомогою спеціальних машин – насосів. Насос здійснює роботу за рахунок енергії, отриманої від електродвигуна. Частина цієї енергії витрачається на подолання гідравлічних і місцевих опорів. Велика частина витрачається на створення надмірного тиску, завдяки якому забезпечується переміщення рідини від насоса до місця подачі рідини.

Трубопровід з насосним поданням рідини може бути розімкненим – яким рідина перекачується з однієї ємності до іншої (рис. 7.1, а), або замкнутим (кільцевим) – в такому трубопроводі (рис. 7.1, б) циркулює одна і та сама кількість рідини. На всмоктувальній лінії поблизу від всмоктувального отвору (перетин 1-1) підключений вакуумметр (В), в нагнітальній лінії (переріз 2-2) – манометр (М). Напір, що розвивається насосом, можна визначити за показами манометру і вакуумметра.

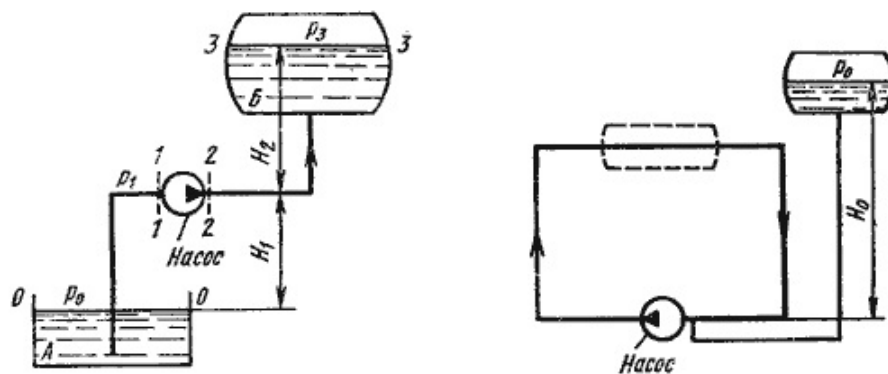


Рис. 7.1 – Трубопроводи з насосною подачею

Висота розташування осі насоса H_1 називається геометричною висотою всмоктування, а трубопровід, по якому рідина поступає до насоса, всмоктуючим трубопроводом або лінією всмоктування. Висота розташування кінцевого перерізу трубопроводу H_2 називається геометричною висотою нагнітання, а трубопровід, по якому рідина рухається від насоса, напірним або лінією нагнітання.

Розглянемо трубопровід, яким перекачують рідину з нижнього резервуару з тиском P_0 до резервуару з тиском P_3 (рис. 7.1 а). Складемо рівнянням Бернуллі для потоку робочої рідини у всмоктуючому трубопроводі, тобто для перерізів 0-0 і 1-1, приймаючи $\alpha = 1$:

$$\frac{P_0}{\rho g} = H_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} + \sum h_{0-1}. \quad (7.1)$$

Це рівняння є основним для розрахунку всмоктуючих трубопроводів.

Розглянемо напірний трубопровід, для якого запишемо рівняння Бернуллі, тобто для перерізів 2-2 та 3-3:

$$\frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} = H_2 + \frac{P_3}{\rho g} + \sum h_{2-3}. \quad (7.2)$$

Ліва частина цього рівняння є енергією рідини на виході з насоса. А на вході насоса енергію рідини можна буде аналогічно виразити з рівняння:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{P_0}{\rho g} - H_1 - \sum h_{0-1}. \quad (7.3)$$

Таким чином, можна підрахувати приріст енергії (Δe) рідини, що проходить через насос. Ця енергія повідомляється рідині насосом і тому позначається зазвичай $H_{нас}$. Для знаходження натиску $H_{нас}$ вичислимо рівняння:

$$H_{\text{нас}} = \Delta e = e_2 - e_1 = \left(\frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \right) - \left(\frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} \right) = (H_2 + H_1) + \frac{P_3 - P_0}{\rho g} + \sum h_{0-1} + \sum h_{2-3}. \quad (7.4)$$

Натиск, виражений через параметри поживного і приймального баків, називається *необхідним потрібним напором* $H_{\text{потр}} = H_{\text{нас}}$. Якщо ця величина задана, то її називають *розполагаємим напором* $H_{\text{расп}}$. Такий напір складається з геометричної висоти $H_{\text{потр}}$, на яку підіймається рідина, пьезометричної висоти у кінці трубопроводу та суми усіх втрат напору в трубопроводі.

Якщо до дійсної різниці рівней Δz додати різницю пьезометричних висот $\frac{P_3 - P_0}{\rho g}$, то можна розглядати збільшену різницю рівнів

$$H_{\text{нас}} = \Delta z + \frac{P_3 - P_0}{\rho g} + KQ^m, \quad (7.5)$$

де Δz – повна геометрична висота підйому рідини, що дорівнює $\Delta z = H_1 + H_2$;

KQ^m – сума гідравлічних втрат;

P_3 та P_0 – тиск у верхній та нижній ємності відповідно.

Або цю формулу можна переписати у такий спосіб:

$$H_{\text{нас}} = H_{\text{ст}} + KQ^m, \quad (7.6)$$

де K – величина, що називається опором трубопроводу;

Q – витрата рідини;

m – показник міри, який має різні значення залежно від режиму течії.

З цієї формули можна зробити висновок, що

$$H_{\text{нас}} = H_{\text{потр}}. \quad (7.7)$$

Звідси витікає наступне правило стійкої роботи насоса: за встановленого руху рідини в трубопроводі насос розвиває натиск, рівний потрібному.

На цій рівності ґрунтується метод розрахунку трубопроводів з насосною подачею, який полягає в спільній побудові в одному і тому ж масштабі і на одному графіку двох кривих: натиску $H_{\text{потр}} = f_1(Q)$ і характеристики насоса $H_{\text{нас}} = f_2(Q)$ і в знаходженні їх точки перетину (рис. 7.2).

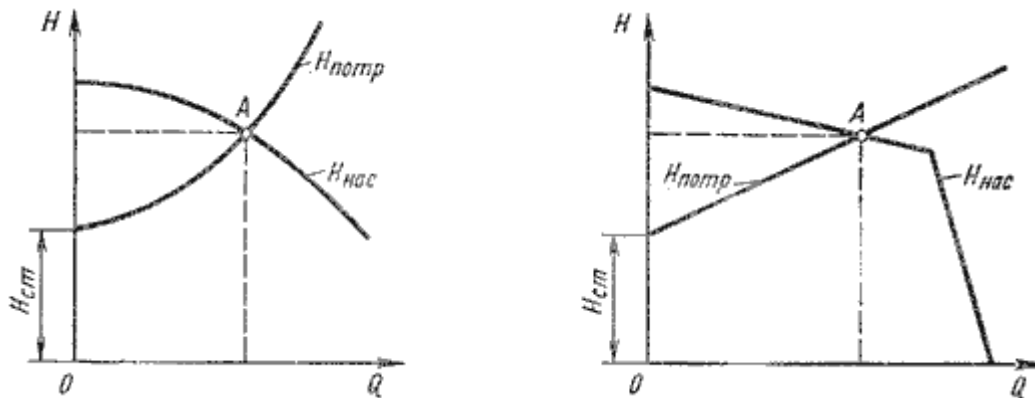


Рис. 7.2 – Графічне знаходження робочої точки

Характеристикою насоса називається залежність натиску, що створюється насосом, від його подачі (витрати рідини) за постійної частоти обертання валу насоса. Точка перетину кривої потрібного натиску з характеристикою насоса називається робочою точкою. Щоб отримати іншу робочу точку, необхідно змінити відкриття регульовального крану (змінити характеристику трубопроводу) або змінити частоту обертання валу насоса.

Для *ламінарної* течії у разі заміни місцевих опорів еквівалентними довжинами опір трубопроводу, у разі якщо $m=1$, буде дорівнювати

$$K = \frac{128\nu l_{\text{розр}}}{\pi g d^4}, \quad (7.8)$$

де $l_{\text{розр}} = l + l_{\text{екв}}$.

Чисельні значення еквівалентних довжин $l_{\text{екв}}$ для різних місцевих опорів зазвичай знаходять досвідченим шляхом.

Для *турбулентної* течії, використовуючи формулу Вейсбаха-Дарсі, і виражаючи в ній швидкість через витрату, отримуємо, що $m=2$:

$$K = \left(\sum \xi + \lambda_{\tau} \frac{1}{d} \right) \frac{16}{2\pi^2 g d^4}. \quad (7.9)$$

За цими формулами можна побудувати криву потрібного натиску залежно від витрати: чим більше витрата Q , яку необхідно забезпечити в трубопроводі, тим більше потрібно потрібний натиск $H_{\text{потр}}$. У разі ламінарної течії ця крива зображується прямою лінією (рис. 7.3, а), під час турбулентного руху (рис. 7.3, б) – параболою з показником міри, що дорівнює двом.

Величина статичного натиску $H_{\text{ст}}$ позитивна у тому випадку, коли рідина рухається вгору або в область з підвищеним тиском, і негативна у разі опусканні рідини або у разі руху в область зі зниженим тиском. Точка перетину кривої потрібного натиску з віссю абсцис (точка А) визначає витрату під час руху рідини самоплинно. Потрібний натиск в цьому випадку дорівнює нулю.

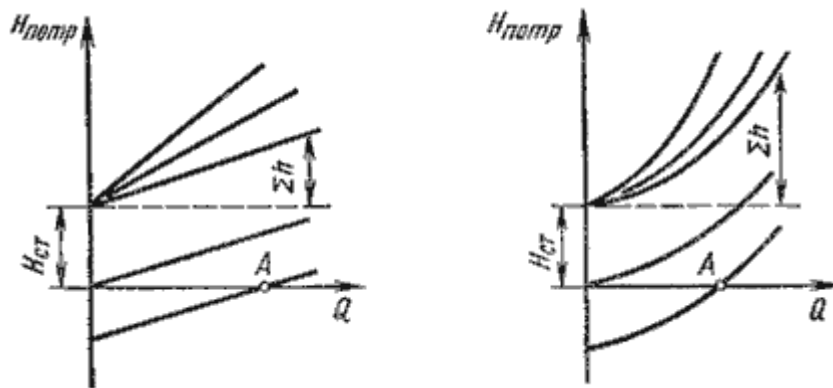


Рис. 7.3 – Залежності потрібних напорів від витрати рідини у трубопроводі

Потужність насоса (Вт). Розрізняють корисну потужність і витрачену потужність. *Корисна потужність* насоса – енергія, що повідомляється потоку рідини усередині насоса за одиницю часу (теоретична потужність (корисна), яку робоче колесо повідомляє рідини, обертаючись з кутовою швидкістю ω), кВт:

$$N_{\text{в0}} = \frac{\rho g Q H}{1000}. \quad (7.10)$$

Витрачена потужність насоса (чи потужність на валу насоса) – енергія, необхідна для приводу, більша за корисну потужність на величину повного ККД насоса:

$$N_{\text{в}} = \frac{\rho g Q H}{\eta_0 \eta_{\Gamma} \eta_{\text{м}}} = \frac{\rho g Q H}{\eta}, \quad (7.11)$$

де η – загальний ККД насоса ($\eta = \eta_0 \cdot \eta_{\Gamma} \cdot \eta_{\text{мех}}$, $\eta = 0,5 \div 0,95$);

Q – реальна подача насоса;

H – реальний напір насоса;

$\rho g Q H$ – корисна потужність насосу.

ККД насоса враховує всілякі втрати, пов'язані з переміщенням рідини усередині

насоса.

Об'ємний ККД насоса враховує витоки рідини через нещільність в елементах насоса.

$$\eta_o = \frac{Q}{Q_{\text{теор}}} = \frac{Q}{Q + \Delta Q}, \quad (7.12)$$

де ΔQ – витоки всередині насосу.

Гідравлічний ККД враховує гідравлічні втрати усередині насоса, визначається по емпіричних формулах:

$$\eta_{\Gamma} = \frac{H}{H_{\text{теор}}} = \frac{H}{H + \Delta H}, \quad (7.13)$$

де H – напір;

ΔH – гідравлічні втрати.

Механічний ККД враховує механічні втрати в елементах приводу насоса (опорах, зчленуваннях і так далі):

$$\eta_{\text{мех}} = \frac{N - \Delta N_{\text{мех}}}{N}, \quad (7.14)$$

де N – потужність на валу;

ΔN – втрати потужності на механічне тертя.

Також через значення потужності може бути знайдений момент M на валу насоса як відношення потужності N до кутової швидкості ω :

$$M = \frac{N}{\omega} = \frac{N}{\pi n / 30}, \quad (7.15)$$

де n – частота обертання, об/хв.

Потужність приводного двигуна за умови безпосереднього з'єднання його з насосом визначають з виразу:

$$N_{\text{дв}} = \kappa \cdot N, \quad (7.16)$$

де κ – коефіцієнт запасу потужності, який дорівнює:

$\kappa = 1,5 \dots 2,0$ для двигунів потужністю до 1 кВт;

$\kappa = 1,2 \dots 1,5$ для двигунів потужністю від 1 до 1,5 кВт;

$\kappa = 1,15 \dots 1,2$ для двигунів потужністю від 5 до 50 кВт ;

$\kappa = 1,1$ для двигунів потужністю понад 50 кВт.

Основні характеристики відцентрових насосів, як у всіх відцентрових машин, пов'язані у разі постійних розмірів робочих коліс з числом оборотів робочого колеса наступними співвідношеннями, що носять назву закони пропорційності:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2} \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2 \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3, \quad (7.17)$$

де Q_1, Q_2 – відповідно продуктивності насосів при n_1 і n_2 , кг/с;

H_1, H_2 – тиски, м;

N_1, N_2 – потужність, кВт.

Відповідно до цих рівнянь зміна числа обертів робочого колеса від n_1 до n_2 призводить до зміни продуктивності насоса пропорційно числу обертів, висоти напору – пропорційно числу оборотів в другому ступені, а потужності – пропорційно числу оборотів в третього ступеня.

У реальних же умовах експлуатації того чи іншого насоса його головні параметри визначаються гідравлічними особливостями насосної установки, на якій він працює. При цьому насос за своїми характеристиками повинен відповідати гідравлічному розрахунку трубопроводу, в який нагнітається рідина. Якщо розрахунок трубопроводу і вибір відцентрового насосу робляться без урахування їх сумісної роботи, то можливі випадки невдалих рішень, коли насос не зможе забезпечувати необхідну подачу або натиск.

З метою виключення цієї ситуації розрахунок насосної установки ведуть за умови сталого режиму установки, у разі її роботи, коли витрата в системі трубопроводів не змінюється з часом, тобто

$$Q_{\text{нас}} = Q_{\text{потр}} \quad (7.18)$$

При цьому потрібний напір у загальному випадку дорівнює

$$H_{\text{потр}} = H_{\text{геом}} + H_{\text{вил}} + \frac{P_{\text{м}}}{\rho g} + \sum h_{\text{втр}} \quad (7.19)$$

де $H_{\text{геом}}$ – геометрична висота підйому, м;

$H_{\text{вил}}$ – вільний напір, необхідний в кінцевому перетині трубопроводу, регламентований будівельними нормами і правилами, м;

$P_{\text{м}}$ – надлишковий тиск на вільній поверхні напірного резервуару (найчастіше вільна поверхня напірного резервуару сповіщається з атмосферою і тоді третій доданок у цій формулі дорівнює нулю);

$\sum h_{\text{втр}}$ – сумарні гідравлічні втрати по довжині і місцеві опори у всмоктуючому і напірному трубопроводах.

Під час розрахунків напірних трубопроводів основним завданням є або визначення пропускної спроможності (витрати), або втрати натиску на тій або іншій ділянці, так само як і на усій довжині, або діаметру трубопроводу на заданих витраті і втратах натиску.

На практиці трубопроводи діляться на короткі (місцеві втрати натиску перевищують 5...10% втрат натиску по довжині) і довгі (місцеві втрати менше 5...10% втрат натиску по довжині; їх розрахунок ведеться без урахування місцевих втрат).

Враховуючи гідравлічну схему роботи довгих трубопроводів, їх можна розділити також на прості і складні. Простими називаються послідовно сполучені трубопроводи одного або різних перерізів, що не мають ніяких відгалужень. До складних трубопроводів відносяться системи труб з одним або декількома відгалуженнями, паралельними гілками і так далі. До складних відносяться і так звані кільцеві трубопроводи.

Прості трубопроводи можуть з'єднуватися між собою, при цьому їх з'єднання може бути послідовним (декілька труб різної довжини, різного діаметру і що містять різні місцеві опори, і з'єднаємо їх послідовно) та паралельними (трубопроводи 1, 2 і т.д. розташовані паралельно горизонтально між собою).

Гідравлічним ударом називається різке підвищення тиску, що виникає в напірному трубопроводі при раптовому гальмуванні потоку робочої рідини (найчастіше виникає при різкому відкритті або закритті крану або іншого пристрою, керованого потоком).

Нехай у кінці труби, по якій рухається рідина із швидкістю w_0 , зроблено миттєве закриття крану. При цьому швидкість часток, що наштовхнулися на кран, буде погашена, а їх кінетична енергія перейде в роботу деформації стінок труби і рідини. При цьому стінки труби розтягуються, а рідина стискається відповідно до збільшення тиску на величину $\Delta P_{\text{уд}}$, яке називається ударним. Область, в якій відбувається збільшення тиску, називається ударною хвилею. Ударна хвиля поширюється управо із швидкістю c , що називається швидкістю ударної хвилі.

Якщо ударна хвиля переміститься до резервуару, рідина виявиться зупиненою і стислою по усій трубі, а стінки труби стануть розтягнутими. Ударне підвищення тиску пошириться на всю довжину труби. Підвищення тиску під час гідравлічного удару можна визначити за формулою Жуковського:

$$\Delta P_{\text{уд}} = \rho c w_0 \quad (7.20)$$

де c – швидкість поширення ударної хвилі c визначиться за формулою:

$$c = \frac{1}{\sqrt{\frac{\rho}{K} + \frac{2\rho r}{\delta E}}} \quad (7.21)$$

де r – радіус трубопроводу;

E – модуль пружності матеріалу труби;

δ – товщина стінки трубопроводу;

K – об'ємний модуль пружності.

Якщо припустити, що труба має абсолютно жорсткі стінки, тобто $E = \infty$, то швидкість ударної хвилі визначиться з виразу

$$c = \sqrt{\frac{K}{\rho}}. \quad (7.22)$$

Для води ця швидкість дорівнює 1435 м/с, для бензину 1116 м/с, для масла 1200 - 1400 м/с.

У технологічних схемах хімічних виробництв піддається переробці значна кількість газів і їх сумішей. Для транспортування газів по трубопроводах їх попередньо стискають. Машини призначені для стиснення і переміщення газів, називають компресійними.

У відцентрових машинах (як і в відцентрових насосах) газ стискується за рахунок обертання робочого колеса із зігненими лопатками з подальшим перетворенням частини кінетичної енергії газу в потенційну енергію.

В осьових машинах газ стискується при русенні його вздовж осі робочого колеса з лопатками і направляючого апарату.

У струминних компресорах і вакуум-насосах переміщення і стиснення газів здійснюється за рахунок кінетичної енергії струмини допоміжної рідини або пара.

Найбільш широке застосування для стиснення і переміщення газів знайшли вентилятори.

Характеристики відцентрових вентиляторів, як і інших відцентрових машин для переміщення і стиснення газів, подібні характеристикам відцентрових насосів, а залежність продуктивності Q , тиску H і потужності N від числа оборотів робочого колеса n і кривизни лопаток виражаються такими ж рівняннями, як і для насосів. Робочий режим вентилятора також визначається у точках перетину характеристик вентилятора з характеристиками мережі.

Потужність на валу вентилятора N_B знаходять за рівнянням:

$$N_B = \frac{\rho g V H}{\eta_{\text{вент}}} = \frac{V \Delta P}{\eta_{\text{вент}}}, \quad (7.23)$$

де V – об'ємна продуктивність вентилятору, м³/с;

H – тиск вентилятору, м;

ρ – густина газу, кг/м³;

ΔP – тиск вентилятору, Па;

$\eta_{\text{вент}}$ – к.к.д. вентилятору;

g – прискорення вільного падіння, м/с².

Отже, в основному задачі зводяться до визначення параметрів робочої точки насосної чи вентиляторної установки, які необхідні для визначення споживаної потужності. Визначення параметрів робочої точки виконують графоаналітичним способом, тобто шляхом побудови характеристики мережі та напірної характеристики гідромашини на одному і тому ж графіку в однакових масштабах.

Приклади розв'язання задач за темою 7

Приклад 7.1. Відцентровий насос відкачує воду із збірного колодязя в резервуар з постійним рівнем $H = 12$ м по трубопроводах з розмірами $l_1 = 8$ м, $d_1 = 100$ мм і $l_2 = 16$ м, $d_2 = 75$ мм (рис. 7.4). Визначити на якій глибині h встановиться рівень води в колодязі, якщо приток до нього становить 8 л/с, а частота обертання насоса $n = 1450$ хв⁻¹. Визначити потужність на валу насоса, беручи до уваги втрати у всмоктуючої та напірної лініях. При

розрахунках прийняти коефіцієнти опору тертя $\lambda_1 = 0,03$ і $\lambda_2 = 0,035$, а також сумарні коефіцієнти місцевих опорів в трубопроводах $\zeta_1 = 6$ і $\zeta_2 = 10$. Характеристики насоса наведена у табл. 7.1.

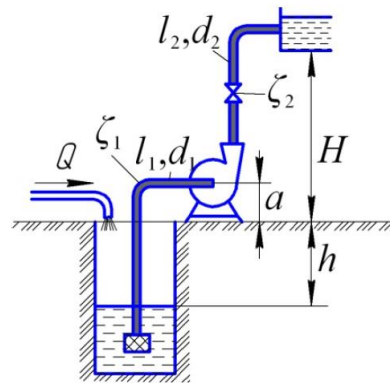


Рис. 7.4 – До прикладу 7.1

Таблиця 7.1 – Характеристики насоса за $n = 1450 \text{ хв}^{-1}$:

$Q_H, \text{ л/с}$	0	2	4	6	8	10	12	14	16
$H_{нас}, \text{ м}$	22,0	22,4	22,6	22,4	21,5	20,0	18,0	15,0	11,0
$\eta, \%$	0	37	58	71	75	74	68	56	37

Розв'язання.

У разі сталого режиму роботи насосної установки приплив в колодязь і кількість рідини, що відсмоктується насосом однакові. Отже, подача насоса відома і становить $H = 8 \text{ л/с}$.

Крім того, відомий потрібний напір мережі, так як він у разі встановленого режиму дорівнює напору насоса, який згідно вихідних даних за $Q = 8 \text{ л/с}$ становить 21,5 м.

З іншого боку, з розрахункової схеми (рис. 7.4) маємо:

$$H_{потр} = h + H + \sum h_{втр} ,$$

де – сумарні втрати напору у всмоктувальній і напірній лініях, що складаються відповідно до вихідних даних з втрат напору на тертя і місцеві опори, які визначаються за формулою:

$$h_{втр} = K_{сум} \cdot Q^2 ,$$

де $K_{сум}$ – сумарний опір мережі, який для турбулентного режиму визначається так:

$$K_{сум} = \frac{16}{2\pi^2 g} \left(\lambda_1 \frac{l_1}{d_1^5} + \lambda_2 \frac{l_2}{d_2^5} + \zeta_1 \frac{1}{d_1^4} + \zeta_2 \frac{1}{d_2^4} \right)$$

Проводимо розрахунок

$$K_{сум} = \frac{16}{2 \cdot 9,81 \cdot \pi^2} \left(0,03 \frac{8}{0,1^5} + 0,035 \frac{16}{0,075^5} + 6 \frac{1}{0,1^4} + 10 \frac{1}{0,075^4} \right) = 52660,4 \text{ с}^2/\text{м}^5.$$

$$h_{втр} = 52660,4 \cdot (8 \cdot 10^{-3})^2 = 3,4 \text{ м}.$$

Визначаємо на якій глибині h встановиться рівень води в колодязі $h = H_{потр} - H - \sum h_{втр} = 21,5 - 12 - 3,4 = 6,1 \text{ м}$.

Для визначення параметрів робочої точки виконаємо розрахунок характеристики мережі, задавшись рядом довільних значень. Розрахунок характеристики мережі зводимо до табл. 7.2.

Таблиця 7.2 – Характеристика мережі

Q, л/с	0	2	4	6	8	10	12	14
$h_{\text{втр}} = K_{\text{сум}} \cdot Q^2$, м	0	0,2	0,8	1,9	3,4	5,3	7,6	10,3
$H_{\text{потр}} = h + H + \sum h_{\text{втр}}$, м	18,1	18,3	18,9	20,0	21,5	23,4	25,7	28,4

Після цього на одному і тому ж графіку (рис. 7.5) будемо в однаковому масштабі в координатах Q–H характеристику насоса $H_{\text{нас}} = f(Q_{\text{нас}})$ і характеристику установки $H_{\text{потр}} = f(Q)$.

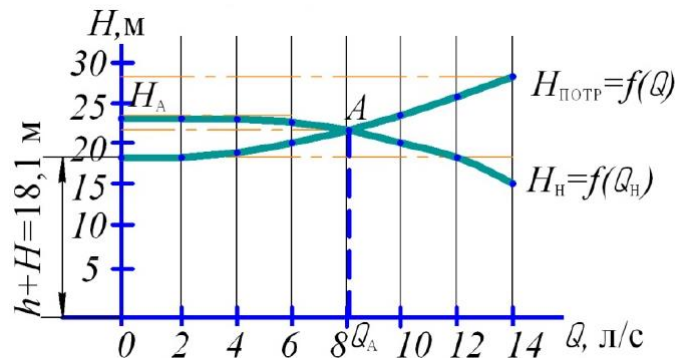


Рис. 7.5 – До прикладу 7.1 характеристика насоса $H_{\text{нас}} = f(Q_{\text{нас}})$ і характеристика установки в координатах Q–H

В результаті перетину характеристик отримані параметри робочої точки A, в тому числі: подача насоса $Q_A = 8,1$ л / с; натиск $H_A = 21,5$ м. З врахуванням отриманих даних обчислюємо потужність на валу насоса N, кВт, приймаючи густину рідини рівною 1000 кг/м^3 :

$$N_{\text{в}} = \frac{\rho g H_A Q_A}{1000 \cdot \eta_A} = \frac{1000 \cdot 9,81 \cdot 21,5 \cdot 8,1 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,75} = 2,3 \text{ кВт.}$$

Відповідно потужність електродвигуна дорівнює

$$N_{\text{дв}} = \kappa \cdot N = 1,25 \cdot 2,3 = 2,85 \text{ кВт.}$$

Приклад 7.2. Визначити тиск, що розвиває вентилятор, який подає нітроген густиною $1,2 \text{ кг/м}^3$ з газосховища на установку. Надлишковий тиск складає: у газосховищі 60 мм вод.ст. , в установці – 74 мм вод.ст. Втрати у всмоктувальній лінії становлять 19 мм вод.ст. , у нагнітальній – 35 мм вод.ст. Швидкість нітрогену у нагнітальному трубопроводі складає $11,2 \text{ м/с}$.

Розв'язання.

Розрахуємо різницю тисків у місці нагнітання та всмоктування:

$$\Delta p = p_2 - p_1 = (74 - 60) \cdot 9,81 = 137 \text{ Па.}$$

Загальні втрати у трубопроводі

$$\Delta p_{\text{втр}} = p_{\text{вс}} - p_{\text{наг}} = (19 + 35) \cdot 9,81 = 530 \text{ Па.}$$

Швидкісний напір на виході з трубопроводу складає:

$$p_{\text{шв}} = \frac{w^2 \rho}{2} = \frac{11,2^2 \cdot 1,2}{2} = 76 \text{ Па.}$$

Отже, тиск, що створює вентилятор

$$p_{\text{вент}} = (p_2 - p_1) + (p_{\text{вс}} - p_{\text{наг}}) + \frac{\rho \cdot w^2}{2} = 137 + 530 + 76 = 743 \text{ Па.}$$

Приклад 7.3. Визначити к.к.д. насосної установки, якщо насос перекачує мазут відносної густини 0,9 у кількості 380 дм³/хв. Повний напір складає 30,8 м. Потужність, що споживає двигун, складає 2,5 кВт.

Розв'язання.

Знайдемо густину мазуту

$$\rho_{\text{маз}} = \Delta \cdot \rho_{\text{в}} = 0,9 \cdot 1000 = 900 \text{ кг/м}^3.$$

Розрахуємо к.к.д. з формули для визначення потужності:

$$N_{\text{в}} = \frac{\rho g Q H}{\eta_0 \eta_r \eta_m} = \frac{\rho g Q H}{\eta}$$

$$\eta = \frac{\rho g Q H}{1000 N_{\text{в}}} = \frac{900 \cdot 9,81 \cdot (380 \cdot 10^{-3} / 60) \cdot 30,8}{1000 \cdot 2,5} = 0,69.$$

Завдання для самостійного роботи за темою 7

Завдання для розрахунку 7.1. Визначити за даними, наведеними в табл. 7.3, на яку висоту насос зможе підняти Q, м³/год рідину густиною ρ , м³/кг трубопроводом розміром ϕ , мм, якщо перепад тисків складає ΔP , ат, при цьому суму коефіцієнтів опору прийняти, що дорівнює А. Потужність на валу насоса складає N_в, кВт, к.к.д. насосу η .

Таблиця 7.3 – Дані для розрахунку 7.1

№ варіанта	Q, м ³ /год	ρ , м ³ /кг	ϕ , мм	ΔP , ат	А	N _в , кВт	η
1	18	1100	48x2	1,1	31	2,4	0,8
2	11	1200	25x2	2,5	25	1,5	0,9
3	12	1000	32x2	3,0	45	2,9	0,6
4	13	900	20x2,8	2,9	35	3,5	0,85
5	14	800	25x2,8	2,8	26	4,2	0,91
6	15	2500	15x2,8	2,7	42	5,3	0,95
7	19	1300	32x3,2	2,6	38	1,6	0,87
8	16	1400	40x3	2,5	28	1,2	0,91
9	17	1500	50x3	2,4	34	5,1	0,92
10	16	1800	50x3,5	2,3	46	7,3	0,89

Завдання для розрахунку 7.2. По сталевому трубопроводу діаметром ϕ , мм довжиною l, м перекачується рідина з відкритого бака в апарат, розташований на 15 м вище бака. Середня швидкість рідини в трубопроводі 0,7 м/с, температура рідини 25 °С. На трубопроводі є чотири нормальних вентиля і вісім відводів ($\phi = 90$, $R_0/d = 3$), надлишковий тиск в апараті Δp , мм.рт.ст. Визначити за даними, наведеними в табл. 7.4, потужність насосної установки, якщо загальний к.к.д. дорівнює η .

Таблиця 7.4 – Дані для розрахунку 7.2

№ варіанта	ϕ , мм	l, м	Δp , мм.рт.ст	η	Рідина
1	19x2	1,1	410	0,48	Бутанол
2	32x3,2	2,5	470	0,39	Оцтова кислота
3	40x3	3,0	440	0,46	Нітратна кислота
4	50x3	2,9	450	0,45	Толуол
5	50x3,5	2,8	426	0,49	Хлорбензол
6	48x2	2,7	442	0,55	Етанол

7	25x2	2,6	438	0,47	Сульфатна кислота
8	32x2	2,5	428	0,51	Ацетон
9	20x2,8	2,4	434	0,62	Бензол
10	25x2,8	2,3	446	0,29	Вода

Завдання для розрахунку 7.3. Визначити за даними, наведеними в табл. 7.5, потужність електродвигуна вентилятора, який подає V , м³/год повітря за температури t , °С. Вентилятор долає гідравлічний опір прямої ділянки довжиною L , м і « m » = 5 поворотів. Коефіцієнт опору одного повороту складає ξ . Повітря рухається по газоходу з внутрішнім діаметром $d_{вн}$, мм. К.к.д. вентилятора дорівнює 0,6. Підберіть тип вентилятора.

Таблиця 7.5 – Дані для розрахунку 7.3

№ варіанта	$d_{вн}$, мм	L , м	ξ	t , °С	V , м ³ /год
1	19	110	0,2	40	10000
2	32	125	0,15	45	12000
3	40	130	0,3	20	11200
4	38	119	0,25	15	12500
5	50	108	0,35	10	13600
6	48	117	0,3	25	10500
7	26	106	0,2	35	10900
8	32	105	0,15	30	11000
9	28	124	0,3	20	11500
10	38	103	0,25	15	10600

Завдання для розрахунку 7.4. Визначити к.к.д. насосної установки за даними, наведеними в табл. 7.6. Насос подає Q , л/хв рідини, щільністю ρ , кг/м³. Повний напір H , м. Споживана двигуном потужність $N_{дв}$, кВт.

Таблиця 7.6 – Дані для розрахунку 7.4

№ варіанта	Q , л/хв	ρ , м ³ /кг	H , м	$N_{дв}$, кВт
1	390	900	80	2,4
2	410	1200	75	1,5
3	420	1000	85	2,9
4	415	1300	90	3,5
5	400	1400	95	4,2
6	405	1500	60	5,3
7	400	1250	65	1,6
8	380	1100	85	1,2
9	370	1500	50	5,1
10	460	1800	75	7,3

Завдання для розрахунку 7.5. Відцентровий насос для перекачування рідини має такі паспортні дані Q , м³/с; H , м; N_1 , кВт за n_1 , об/хв. Визначити за даними, наведеними в табл. 7.7, ккд насосу, продуктивність, натиск, споживану потужність за n_2 об/хв, вважаючи, що ккд залишився незмінним.

Таблиця 7.7 – Дані для розрахунку 7.5

№ варіанта	Q, м ³ /год	H, м	N ₁ , кВт
1	75	10	18
2	85	45	1,5
3	90	35	2,9
4	95	25	3,5
5	60	60	4,2
6	65	75	5,3
7	85	65	1,6
8	80	50	1,2
9	70	40	5,1
10	65	30	7,3

Завдання для розрахунку 7.6. Відцентровий насос для перекачування води має такі паспортні дані Q, м³/год; H, м; N, кВт за n, об/хв. Визначити за даними, наведеними в табл. 7.8, к.к.д. насосу; продуктивність, створюваний натиск і споживану потужність за $n = (1000 + 100N_B)$ об/хв, вважаючи, що к.к.д. залишився незмінним.

Таблиця 7.8 – Дані для розрахунку 7.6

№ варіанта	Q, м ³ /год	H, м	N, кВт	n, об/хв
1	56	42	10,9	1140
2	57	45	10,5	1240
3	58	51	12,9	1160
4	59	56	13,5	1240
5	55	60	14,2	1460
6	54	46	15,3	1300
7	53	43	11,6	1540
8	61	51	12,2	1500
9	62	42	15,1	1050
10	63	63	14,3	1100

Завдання для розрахунку 7.7. Вода подається з озера в апарат насосом. Загальна гідравлічний опір мережі складає $\Delta P = (5 + 0,5N_B)$, атм., де N_B – номер варіанту. Довжина трубопроводу L, м, діаметр труби – ϕ , мм. Геометрична висота подачі H, м. Коефіцієнт тертя $\lambda = 0,03$. Сума коефіцієнтів місцевих опорів $\Sigma \xi_{mc} = 10$. Надмірний тиск в апараті 3 атм. Знайти масову витрату води за щільності 10^3 кг/м³ за даними, наведеними в табл. 7.9.

Таблиця 7.9 – Дані для розрахунку 7.7

№ варіанта	H, м	L, м	ϕ , мм	$\Sigma \xi_{mc}$
1	20	110	76x4	10
2	25	125	40x3	8
3	30	130	50x3	7
4	32	119	50x3,5	6
5	22	108	48x2	9
6	36	117	25x2	16
7	23	106	32x2	15

8	31	105	76x3,5	13
9	22	124	48x3	12
10	23	103	78x2,8	11

Завдання для розрахунку 7.8. Трубою діаметром $d_{вн}$, мм і довжиною L , м перекачується V , м³/год води. Визначити за даними, наведеними в табл. 7.10 як зміниться гідравлічний опір у разі збільшення витрати до $(8 + N_v)$ м³/год (N_v – номер варіанту), якщо коефіцієнт тертя в обох випадках дорівнює 0,025?

Таблиця 7.10 – Дані для розрахунку 7.8

№ варіанта	$d_{вн}$, мм	L , м	V , м ³ /год
1	19	10	6
2	32	25	7
3	40	30	8
4	38	19	9
5	50	10	11
6	48	17	5
7	26	16	4
8	32	15	3
9	28	24	10
10	38	31	9

Завдання для розрахунку 7.9. Діоксид вуглецю температурою t , °С, тиском (абсолютний) p , кгс/см² перекачується вентилятором по горизонтальному сталевому трубопроводу (корозія незначна) діаметром 426x7 мм. На осі трубопроводу розташована трубка Піто, різниця рівнів рідини (води) у дифманометрі, приєднаної до трубки, становить $h_{диф}$, мм. Загальна довжина трубопроводу L , м, на трубопроводі розташовані 2 засувки та чотири відведення ($\varphi = 90$, $R_o/d = 4$). Визначити потужність, споживану електродвигуном вентилятора, якщо його ККД дорівнює 0,45. Як зміниться споживана потужність, якщо витрата газу знизити на 20%? Дані для розрахунку наведені у табл. 7.11.

Таблиця 7.11 – Дані для розрахунку 7.9

№ варіанта	t , °С	p , кгс/см ²	$h_{диф}$, мм	L , м
1	21	1,8	74	43
2	25	1,5	80	42
3	20	2,0	90	51
4	22	2,1	85	50
5	23	2,2	75	49
6	25	2,3	70	48
7	24	1,6	78	47
8	19	1,5	82	46
9	18	2,4	94	45
10	20	1,7	92	44

Завдання для розрахунку 7.10. Визначити за даними, наведеними у табл. 7.12 найбільшу можливу висоту розташування відцентрового насоса (центру його колеса) над рівнем води у водоймі z (рис. 7.6), якщо вакуум у всмоктувальній трубці насоса не повинен

перевищувати 0,075 МПа. Довжина всмоктувальної труби L , м, діаметр її d , мм, витрата насоса Q , $\text{м}^3/\text{с}$. Коефіцієнт гідравлічного тертя λ . Коефіцієнт опорів: входу у всмоктувальну трубу $\xi_{\text{вх}}$, повороту $\xi_{\text{пов}}$.

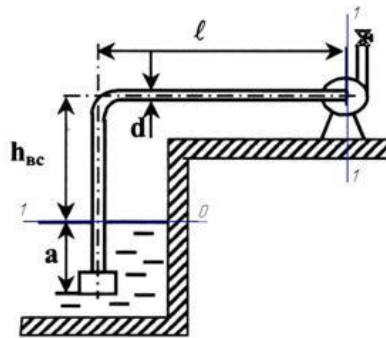


Рис. 7.6 – До завдання 7.10

Таблиця 7.12 – Дані для розрахунку 7.10

№ варіанта	Q , $\text{м}^3/\text{с}$	L , м	d , мм	λ	$\xi_{\text{вх}}$	$\xi_{\text{пов}}$
1	0,020	8	100	0,042	5	0,6
2	0,017	4	110	0,038	6	0,58
3	0,028	6	90	0,039	5	0,62
4	0,019	5	100	0,040	4	0,61
5	0,025	6	110	0,042	6	0,59
6	0,024	7	90	0,041	5	0,6
7	0,023	3	80	0,039	4	0,58
8	0,018	8	100	0,043	6	0,62
9	0,022	9	110	0,036	5	0,61
10	0,019	8	120	0,035	4	0,58

Список літератури

Основна література

1. Процеси та апарати хімічних технологій у 5 т. за ред. Я.М. Ханика.– Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2005.
2. Мікульонок І.О. Механічні, гідромеханічні й масообмінні процеси та обладнання хімічної технології. – К.: ІВЦ «Політехніка», 2002. – 304 с.
3. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л. Процеси та апарати хімічної технології у 2-х ч. – Харків: НТУ «ХП», 2007.
4. Коваленко І.В., Малиновський В.В. Основні процеси, машини та апарати хімічних виробництв. Підручник. – НТУУ «КПІ», 2011. https://cpsm.kpi.ua/Doc/PAHV_uch.pdf
5. Дубинін А.І. Процеси та апарати хімічної технології. Навчальний посібник з курсового проектування. / А.І. Дубинін, Р.І. Гаврилів, І.О. Гузьова. – Львів: Видавництво Львівська політехніка, 2012. – 360 с.

Додаткова література

6. Процеси та апарати хімічних технологій. Навчальний посібник для студ. дист. форми навчання за ред. Я.М. Ханика. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2012. – 305 с.
7. Луняка К.В. Процеси і апарати хімічних виробництв. Курс лекцій. Навчальний посібник.– Херсон, 2006. – 305 с.
8. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л., ГОТЛИНСКАЯ А.П. и др. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник. В двух частях. Часть 1 / Под общ. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСКОГО. - Харьков: НТУ «ХПИ», 2004. - 632 с.: ил.
9. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., ГОТЛИНСКАЯ А.П. и др. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник. В двух частях. Часть 2 / Под общ. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСКОГО. - Харьков: НТУ «ХПИ», 2005. - 532 с.: ил.
10. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л. Л., КАПУСТЕНКО П.А., ХАВИН Г.Л., АРСЕНЬЕВА О.П. Пластинчатые теплообменники в промышленности: Учеб. Пособие / Под общ. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСКОГО. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2004.– 232 с.
11. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие / В.А. Лещенко, Л. Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ [и др.]. Харьков: НТУ «ХП», 2006. – 432 с.
12. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник. - М.: Химия, 1977.– 729с.
13. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Книги. 1 и 2. – М.: Химия, 1981.– 810с.
14. Айнштейн В. Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высш. шк., 2002. – Кн. 1. – 912 с.
15. Айнштейн В. Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: в 2 кн. / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. – М.: Логос: Высш. шк., 2002. – Кн. 2. – 872 с.
16. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
17. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1967. – 847 с.
18. Гельперин Н. И. Основы техники псевдоожижения / Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн, В. Б. Кваша. – М.: Химия, 1967. – 664 с.
19. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие - изд. 9-е, доп. и перераб. - Л.: Химия, 1981.– 558с.

20. Дытнерский Ю.Д. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебное пособие по курсовому проектированию. - М.: Химия, 1983.- 372с.
21. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. Справочное пособие. Книга вторая. М.-Л.: Издательство «Наука», 1966.- 795 стр.
22. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. Издание второе, доп. и перераб. М.: Издательство «Наука», 1972.- 721 стр.
23. Справочник химика: в 7 т. Редкол. Б. Л. Никольский (гл. ред.) [и др.]. - М.: Химия, 1966. - Т. 5. - 974 с.
24. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям / И. Е. Идельчик. - М.: Машиностроение, 1975. - 559 с.
25. Справочное пособие по гидравлике, гидромашинам и гидроприводам / под общ. ред. Б. Б. Некрасова. - Минск: Выш. шк., 1985. - 382 с.