

В авторській редакції

КОНСТРУКЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ СТАЛЕПЛАВИЛЬНИХ АГРЕГАТІВ

Навчально-методичні рекомендації
до практичних занять

УДК 669.18

О 75

Упорядники:

В.О. Рубан, О.М. Стоянов, Є.В. Синегін

Схвалено Групою забезпечення якості освітньої програми
136.1.01 «Технології та обладнання виробництва металів і сплавів»
(шифр)

Протокол №3 від 09.04.2024 р.

О 75 Конструкції технологічних сталеплавильних агрегатів: навчально-методичні рекомендації до практичних занять / упоряд. В.О. Рубан, О.М. Стоянов, Є.В. Синегін; Укр. держ. ун-т науки і технологій. – Дніпро: УДУНТ, 2024. – 59 с.

В навчально-методичних рекомендаціях викладено методичні вказівки та індивідуальні завдання до вивчення дисципліни «Конструкції технологічних сталеплавильних агрегатів», наведено рекомендації до самостійної роботи студентів при вивченні дисципліни, перелік питань для закріплення знань студентів та методичні вказівки для виконання практичних завдань.

Навчально-методичні рекомендації призначені для опанування освітньої компоненти «Конструкції технологічних сталеплавильних агрегатів» за спеціальністю 136 «Металургія» для ОПП «Технології та обладнання виробництва металів і сплавів» освітнього рівня бакалавр.

Іл. 13, табл. 13, бібліогр. 8 назв.

© Рубан В.О., Стоянов О.М., Синегін Є.В., 2024

© Укр. держ. ун-т науки і технологій, 2024

ЗМІСТ

1. МЕТА І ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ.....	3
1.1. МЕТА ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ	3
1.2. ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ	3
2. РОБОЧА ПРОГРАМА ДИСЦИПЛІНИ, ТЕМИ ТА ЇХ ЗМІСТ	4
2.3. РОБОЧА ПРОГРАМА ДИСЦИПЛІНИ.....	4
2.4. НАЗВИ ТЕМ ТА ЇХ ЗМІСТ.....	4
3. КУРСОВА РОБОТА.....	8
3.1. ВИЗНАЧЕННЯ САДКИ КОНВЕРТОРА.....	11
3.2. РОБОЧИЙ ПРОСТІР КОНВЕРТЕРА	12
3.3. СТАТИСТИЧНІ МОДЕЛІ РОБОЧОГО ПРОСТОРУ КОНВЕРТОРА	13
3.4. РОЗРАХУНКИ КОНВЕРТОРА НА БАЗІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ МОДЕЛЕЙ ПЛАВКИ.....	15
4. ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ	30
РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА	59

1. МЕТА І ЗАВДАННЯ ВИВЧЕННЯ ДИСЦИПЛІНИ

1.1. Мета вивчення дисципліни

Засвоєння знань та придбання навичок з питань конструкції конверторів та подових агрегатів при масових способах виробництва сталі.

1.2. Завдання вивчення дисципліни

Внаслідок вивчення дисципліни студенти повинні:

знати:

- задачі, які вирішуються при проектуванні сталеплавильних агрегатів;
- конструкції конвертерного агрегату;
- параметри робочого простору конвертеру, методи його розрахунку;
- конструкції футерівки конвертеру та її обслуговування, вогнетриви, що використовуються;
- конструкції фурми конвертеру, методи розрахунків фурми;
- особливості конструкції конвертерів донного та комбінованого дуття;
- характеристики палива та теплової роботи мартенівської печі;
- конструкції мартенівської печі та ДСПА, методи їх розрахунків;
- конструкції агрегатів позапічної обробки сталі, в тому разі АКП та вакууматорів;
- конструкції машин безперервного лиття заготовок, методи розрахунків кристалізаторів, вторинного охолодження, швидкості розливання, тощо.

вміти:

- визначити задачі, які вирішуються при проектуванні сталеплавильних агрегатів;
- визначити оптимальну для конкретних умов конструкцію конвертору;
- виконати розрахунки основних параметрів конверторного агрегату або подового агрегату;
- виконати розрахунки кисневої фурми;
- виконати розрахунки теплового навантаження мартенівської печі;
- вибрати спосіб та агрегат для позапічної обробки сталі;
- вибрати та розрахувати параметри МБЛЗ, її продуктивність.

2. РОБОЧА ПРОГРАМА ДИСЦИПЛІНИ, ТЕМИ ТА ЇХ ЗМІСТ

2.3. Робоча програма дисципліни

Розподіл навчальних годин

	Усього	Чверті	
		10	11
Усього годин за навчальним планом, у тому числі:	288	108	180
Аудиторні заняття, з них:	112	48	64
- лекції	88	40	48
- лабораторні роботи	0	0	0
- практичні заняття	24	8	16
- семінарські заняття	0	0	0
Самостійна робота, зокрема при:	176	60	116
- підготовці до аудиторних занять	56	24	32
- підготовці до контрольних заходів	72	27	45
- виконанні курсових проектів (робіт)	0	0	0
- виконанні індивідуальних завдань	0	0	0
- опрацюванні розділів програми, які не викладаються на лекціях	21	9	12
Підсумковий контроль		К/Р	К/Р

2.4. Назви тем та їх зміст

2.4.1. Загальна схема конвертерного агрегату

Ключові технологічні вузли конвертерного агрегату, їх розташування та функції.

2.4.2. Потужність конвертера

2.4.3. Особливості теплової роботи конвертера

Джерела тепла на процес. Тепловий баланс конвертера. Втрати тепла конвертером. Зміна теплових втрат конвертера впродовж компанії конвертера. Тепловий режим плавки. Джерела підвищення джерел надходження тепла на процес.

2.4.4. Головні розміри робочого простору

Профіль робочого простору кисневого конвертера. Зміна профілю робочого простору впродовж кампанії конвертера. Питомий об'єм конвертера. Розрахунок основних розмірів кисневого конвертера.

2.4.5. Конструкція конвертера

Корпус конвертера та його основні складові. Варіанти конструктивного виконання днища конвертера. Опорне кільце конвертера, його конструкція та функції. Системи кріплення опорного кільця. Опорні вузли конвертера.

2.4.6. Вогнетриви та футерівка конвертера

Умови експлуатації вогнетривів кисневих конвертерів. Типи вогнетривів для футерівки кисневого конвертера. Експлуатаційні та фізико-хімічні властивості вогнетривів.

2.4.7. Конструкція футеровки конвертера

Конструкція футерівки конвертера. Влаштування футерівки днища. Футерівка льотки конвертера. Зношування футерівки конвертера впродовж кампанії. Методи підвищення стійкості футерівки конвертера. Зональна футерівка конвертера. Машини для обслуговування, ремонту та збиття вогнетривкої футеровки.

2.4.8. Устаткування для подачі кисню в конвертер

Конструкція кисневої фурми. Двоярусні та дворядні фурми. Фурми для пульсуючої продувки. Машини для подачі кисню.

2.4.9. Паливо подових агрегатів

Види палива для мартенівських печей та ДСПА. Теплотворна здатність палива.

2.4.10. Конструкції мартенівських печей

Робочий простір печі. Головки печі. Вертикальні канали. Шлаковики та варіанти їх конструкції. Регенератори. Варіанти облаштування насадок регенератора. Борова. Металевий каркас мартенівської печі. Допоміжне устаткування мартенівської печі. Вдосконалення конструкції мартенівських печей.

2.4.11. Конструкція двованного сталеплавильного агрегату

Відмінності між конструкціями ДСПА і мартенівської печі.

2.4.12. Теплова робота мартенівської печі та ДСПА

Теплова потужність мартенівських печей і ДСПА. Режими нагріву і витрати палива у різні періоди роботи подових агрегатів. Синхронізація роботи ванн ДСПА.

2.4.13. Сталерозливний ківш

Конструкція сталерозливного ковша. Пристрої для регулювання витрати металу. Футерівка ковша. Типи розливних стаканів.

2.4.14. Конструкція агрегатів для продувки нейтральними газами

Мета та принципи продувки сталі інертним газом. Конструкція пристроїв для підведення газів через днище ковша. Пористі блоки. Продувка через шиберний затвор. Конструкція фурм для продувки зверху.

2.4.15. Агрегати для введення дроту та вдування порошкових реагентів

Конструкція та принципи роботи трайб-апаратів. Обладнання для продувки рідкого металу порошкоподібними реагентами. Розрахунок аераційних живильників та транспортування газопорошкової суміші. Конструкція фурми для введення порошкових реагентів. Конструкція установки для продувки рідкого металу порошковими матеріалами. Основи розрахунку інжекційного продувочного комплексу з камерним живильником.

2.4.16. Агрегати для обробки сталі синтетичними шлаками

Методи обробки сталі синтетичними шлаками. Печі для приготування рідких синтетичних шлаків.

2.4.17. Вогнетриви для агрегатів доводки металу та їх футерівка

Вогнетриви, що використовують для футеровки сталерозливних ковшів, вакууматорів, вакуум-камер та іншого обладнання.

2.4.18. Влаштування вакуумних систем

Обладнання для вакуумної обробки металу. Вакуумні насоси.

2.4.19. Типи та конструкція вакууматорів

Ковшові вакууматори. Камерні вакууматори. Порційні і циркуляційні вакууматори. Газоохолоджувачі. Пристрої для переміщення вакуум-камери. Вакуум-провід холодного газу. Основні параметри вакуумної камери порційного типу. Пристрої для окислювального вакуумування.

2.4.20. Конструкція агрегату «ківш-піч»

Загальна схема агрегату «ківш-піч». Конструкція одно- та двопозиційного АКП. Характеристики трансформатора АКП.

2.4.21. Способи розливки сталі

Загальні особливості методів розливки сталі та їх обладнання.

2.4.22. Обладнання для розливання сталі у зливки

Конструкція виливниць, піддонів, центрових та прибуткових надставок. Вогнетриви для сифонного припасу.

2.4.23. Обладнання для нетрадиційних та нових методів розливання сталі

Типове обладнання ливарно-прокатних агрегатів. Обладнання для розливки сталі під вакуумом та електрошлакового переплаву.

2.4.24. Машини безперервного розливання сталі, їх загальна характеристика та класифікація

Принципова схема безперервного розливання сталі. Види машин безперервного лиття заготовок, їх цільове призначення та принципові особливості.

2.4.25. Вогнетриви для розливання сталі на МБЛЗ та у зливки

Вогнетриви для сифонного припасу та розливних стаканів, їх фізико-хімічні та експлуатаційні характеристики. Вогнетривкі вироби для розливки сифоном. Футерівка проміжного ковша. Заглибні стакани та захисні труби для захисту металу від вторинного окислення.

2.4.26. Загальна схема улаштування МБЛЗ

Технологічні вузли МБЛЗ, їх конфігурація.

2.4.27. Конструкція технологічних вузлів МБЛЗ

Варіанти конструктивного виконання проміжного ковша. Типи подачі металу в кристалізатор. Різновиди конструкції безнапірних заглибних стаканів та стаканів з тангенціальним підведенням струменю. Конструкція блокових та гільзових кристалізаторів МБЛЗ. Механізм хитання кристалізатора. Машина подачі ШОС в кристалізатор. Устаткування зони вторинного охолодження. Тягнуче-правильний агрегат. Машини різки заготовок на мірні довжини.

2.4.28. Особливості конструкції МБЛЗ горизонтального типу та напівбезперервного розливання сталі

Конструкція металоприймачів. Варіанти конструкції вузла з'єднання металоприймача з кристалізатором. Кристалізатори горизонтальних машин. Режими витягування заготовки. Конструкція зони вторинного охолодження. Конструкція затравки. Перспективи вдосконалення конструкції горизонтальних машин.

2.4.29. Обладнання для електромагнітного перемішування сталі в рідкій фазі заготовки

Різновиди систем електромагнітного перемішування. Кондуктивне та індуктивне перемішування. Установки для перемішування сталі в кристалізаторі, зоні вторинного охолодження та зоні остаточного тверднення заготовки. Системи електромагнітного гальмування струменю та контролю потоків у кристалізаторі.

3. КУРСОВА РОБОТА

Розрахунок кисневого конвертера та кисневої фурми

Мета роботи. Відповідно до вихідних даних (табл. 3.1) визначити садку конвертера та виконати його проект

- продуктивність конвертера Π , т зливків (заготівок) на рік;
- цикл плавки τ , хв.;
- питома інтенсивність продувки i_{O_2} , $\text{м}^3/\text{т} \cdot \text{хв.}$;
- витрати металошихти M , кг/т, зокрема:
 - рідкого чавуну $\mathcal{C}$, кг/т;
 - металобрухту $\mathcal{L}$, кг/т;
- витрати феросплавів, Φ , кг/т;
- спосіб продувки киснем: зверху, комбінований, знизу;
- спосіб розливання: у зливки зверху або сифоном, на МБЛЗ.

Завдання. Визначити:

- садку G та ємність E конвертера, т;
- розміри робочого простору конвертера за статистичними моделями;
- кількість та основні розміри сопел кисневої фурми для продувки зверху або кількість фурм та їх розміри для донної і комбінованої продувки;
- виконати ескіз сопла Лавалю у масштабі 2:1 (для верхньої та комбінованої продувки) та/або навести схему розміщення донних фурм у днищі конвертера у масштабі 1:50 (для донної та комбінованої продувки)
- розміри робочого простору за технологічними моделями та порівняти отримані результати;
- виконати ескіз робочого простору конвертера у масштабі 1:50.

Таблиця 3.1

Вихідні дані для розрахунку курсової роботи

№ з/п	Продуктивність конвертора II, млн т/рік	Тривалість плавки t_p , хв.	Питома інтенсивність продувки i_{O_2} , м ³ /т·хв.	Початковий тиск P_o , атм.	Тиск на виході з сопла $P_{вих}$, атм.	Температура кисню t , °C	Питомі витрати матеріалів, кг/т				Спосіб продувки	Спосіб розливки
							металошихта					
							Чавун $Ч$	брухт $Б$	загалом $М$	Феросплави $Ф$		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	0,6	42	3,1	10	1,01	0	840	260	1100	12	донна	зверху
2	0,8	48	2,6	11	1,03	5	840	270	1110	8	донна	сифоном
3	1,0	54	2,4	12	1,02	10	850	270	1120	10	донна	МБЛЗ
4	1,2	45	3,0	13	1,01	15	835	295	1130	9	верхня	МБЛЗ
5	1,4	43	3,2	14	1,02	20	845	295	1140	11	верхня	сифоном
6	1,6	41	3,4	15	1,03	25	855	295	1150	13	верхня	зверху
7	1,8	38	3,5	16	1,05	30	865	295	1160	15	комб.	сифоном
8	2,0	36	4,0	17	1,03	0	860	310	1170	17	комб.	сифоном
9	2,2	39	3,8	18	1,04	5	870	310	1180	9	донна	зверху
10	2,4	44	3,3	19	1,05	10	890	300	1190	10	верхня	МБЛЗ
11	2,6	50	2,8	12	1,02	15	870	295	1115	12	верхня	МБЛЗ
12	2,8	40	3,4	13	1,04	20	835	290	1125	14	верхня	сифоном
13	3,0	35	4,2	14	1,06	25	835	300	1135	16	комб.	зверху
14	3,2	38	4,0	15	1,07	30	855	290	1145	10	комб.	зверху
15	3,4	42	3,7	16	1,08	7	890	275	1155	12	комб.	МБЛЗ
16	3,6	40	3,9	17	1,09	12	825	340	1165	8	верхня	зверху

Продовження табл. 3.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
17	3,8	36	4,1	18	1,10	17	865	310	1175	9	комб.	зверху
18	4,0	44	3,6	19	1,05	22	860	325	1185	12	комб.	МБЛЗ
19	1,1	46	3,0	20	1,08	27	842	300	1142	13	донна	МБЛЗ
20	1,3	48	2,8	17	1,10	20	832	320	1152	10	донна	МБЛЗ
21	1,5	42	3,1	20	1,10	27	862	300	1162	11	верхня	сифоном
22	1,7	54	2,7	19	1,09	22	858	300	1158	9	верхня	МБЛЗ
23	1,9	40	3,6	18	1,08	17	858	310	1168	15	верхня	сифоном
24	2,1	38	4,1	17	1,07	12	828	310	1138	12	верхня	зверху
25	2,3	42	3,8	16	1,06	7	848	280	1128	14	верхня	зверху
26	2,5	49	3,9	12	1,09	19	845	294	1139	8	донна	сифоном
27	2,7	42	2,9	20	1,07	2	855	335	1190	14	верхня	зверху
28	2,9	49	3,3	12	1,09	15	849	316	1165	17	комб.	МБЛЗ
29	3,1	42	3,0	14	1,10	24	868	287	1155	12	донна	зверху
30	3,3	48	2,5	19	1,04	8	886	244	1130	15	комб.	зверху
31	3,1	48	3,0	20	1,10	8	873	317	1190	10	комб.	МБЛЗ
32	2,9	50	2,6	12	1,07	12	851	254	1105	15	верхня	сифоном
33	2,7	47	3,6	20	1,07	7	865	249	1114	10	донна	сифоном
34	2,5	52	2,9	15	1,09	19	868	316	1184	14	верхня	зверху
35	2,3	52	2,9	16	1,08	28	873	270	1143	10	комб.	зверху
36	2,1	36	4,1	20	1,09	21	860	271	1131	17	верхня	МБЛЗ
37	1,9	36	3,1	11	1,05	26	828	311	1139	13	верхня	МБЛЗ
38	1,7	44	2,8	18	1,06	7	870	311	1181	9	комб.	МБЛЗ
39	1,5	52	3,3	19	1,08	27	864	278	1142	8	донна	сифоном
40	1,3	49	3,9	12	1,09	19	845	294	1139	8	донна	сифоном

3.1. Визначення садки конвертора

Продуктивність сталеплавильних агрегатів обчислюється за масою придатних зливків або безперервнолитих заготовок (БЛЗ). Втрати від браку не враховуються:

$$П = \frac{365 \cdot 24 \cdot 60}{\tau} G_{0,01} k_1 \frac{k_2}{100} \left(\frac{100 - k_3}{100} \right) \cdot \left(\frac{100 - k_4}{100} \right) \cdot \left(\frac{100 - k_5}{100} \right), \text{ млн т/рік,} \quad (3.1)$$

де k_1 – вихід рідкої сталі, %;

$$k_1 = \frac{10^5}{M + \Phi}, \%, \quad (3.2)$$

k_2 – вихід придатних зливків або БЛЗ з рідкої сталі, %;

k_3 – гарячі простої конвертора, % від календарного часу;

k_4 – холодні простої конвертора, % від календарного часу;

k_5 – зупинки цеху на профілактичний ремонт обладнання, що становлять 6...10 діб на рік від календарного часу.

З формули (3.1) слід виразити і розрахувати садку конвертера з точністю до 1 т. Коефіцієнт k_2 визначається способом розливки: на МБЛЗ – 95...98%; у зливки зверху – 97...99%, у зливки сифоном – 96...98%. Гарячі простої k_3 конвертора складають 2...5%. Холодні простої конвертора залежать від тривалості ремонту футерівки та її стійкості. Залежно від ємності конвертора тривіальність заміни його футеровки коливається в межах $\tau_{рем} = 4...6$ діб. Виходячи з середньої стійкості футерівки сучасних конвертерів $K = 2500...5000$ плавов, відсоток холодних простоїв конвертора можна розрахувати за формулою

$$k_4 = \frac{60 \cdot 24 \tau_{рем}}{K \tau} \cdot 100, \%, \quad (3.3)$$

де $\tau_{рем}$ – тривалість холодного ремонту конвертера, діб;

K – тривалість кампанії конвертера, плавов.

Розраховуємо масу рідкого чавуну $M_{\text{ч}}$ та металобрухту $M_{\text{б}}$ на плавку:

$$M_q = \frac{G \cdot \gamma}{M}, \text{ т,} \quad (3.4)$$

$$M_{\delta} = \frac{G \cdot B}{M}, \text{ т.} \quad (3.5)$$

Ємність конвертера, що за визначенням є масою рідкої сталі на випуску з конвертера, визначається за питомими витратами металошихти за формулою

$$E = \frac{10^3}{M} G, \text{ т.} \quad (3.6)$$

3.2. Робочий простір конвертера

Схеми робочого простору конвертера та його основні розміри показані на рис. 3.1.

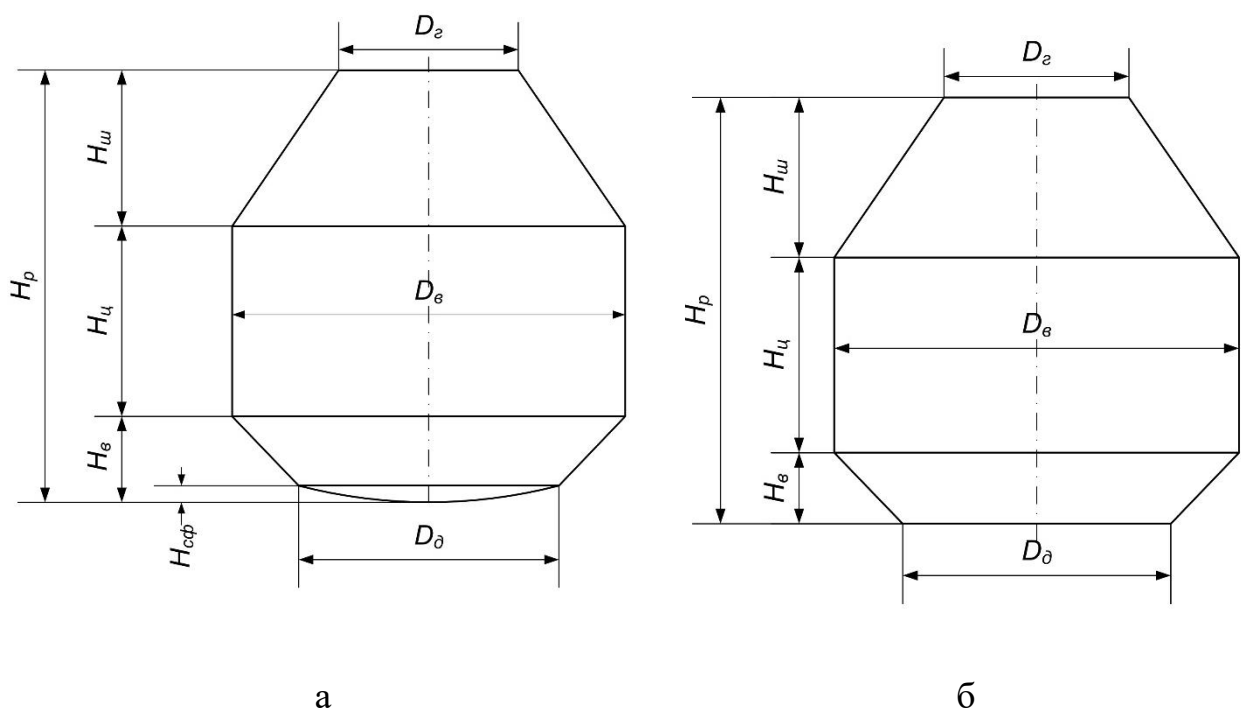


Рисунок 3.1. Профіль робочого простору конвертера: а) сфероконічна ванна;
б) конічна ванна

При продувці зверху можна використовувати обидва варіанти, а при комбінованій та доній продувці лише варіант б, що пов'язано з розміщенням продувочних пристроїв у днищі конвертера.

3.3. Статистичні моделі робочого простору конвертора

Ці моделі ґрунтуються на статистичній обробці конструктивних розмірів конверторів, які експлуатуються в різних країнах світу. За аргумент приймають садку, ємність або об'єм робочого простору конвертора. Залежності мають лінійну або ступеневу форму.

У таблиці 3.2 наведені рівняння для розрахунку конструктивних розмірів робочого простору конвертора за статистичними моделями.

Таблиця 3.2

Статистичні моделі розрахунку робочого простору конверторів

№ з/п	Параметри конвертора	Спосіб підведення кисню		
		зверху	комбінований	знизу
1	Глибина ванни H_6 , м	$0,439G^{0,251}$	$0,386G^{0,27}$	$0,35G^{0,23}$
2	Діаметр ванни D_6 , м,	$0,635G^{0,426}$	$0,704G^{0,41}$	$0,57G^{0,46}$
3	Висота робочого простору H_p , м	$2,591G^{0,233}$	$2,46G^{0,235}$	$2,3G^{0,21}$
4	Діаметр горловини D_z , м	$0,4G^{0,4}$	$0,35G^{0,37}$	$0,083G^{0,68}$
5	$D_6 : H_6$	$1,45G^{0,175}$	$1,82G^{0,14}$	$1,63G^{0,23}$
6	$H_p : D_6$	$4,08G^{-0,23}$	$3,5G^{-0,175}$	$4,05G^{-0,25}$
7	$D_z : D_6$	$0,63G^{-0,026}$	$0,497G^{-0,04}$	$0,145G^{0,27}$
8	$H_p : H_6$	$5,9G^{-0,018}$	$6,37G^{-0,035}$	$6,58G^{-0,02}$

Для конверторів комбінованого дуття у тому ж діапазоні садки $H_p : H_6 = 5,55..5,22$, середнє $5,39 \pm 0,16$. Тобто, при зростанні садки у 6 разів відхилення від середнього значення становить близько 3%. Для конверторів донного дуття при зростанні садки від 50 т до 200 т (у 4 рази) $H_p : H_6 = 6,08..5,92$, або $6,0 \pm 0,08$. Відхилення від середнього становить $\pm 1,3\%$. Слід відзначити, що співвідношення глибини ванни конверторів при різних способах підведення кисню також практично не залежить від садки і ставить для

верхнього і комбінованого дуття $H_{\epsilon}^{3\epsilon} : H_{\epsilon}^{КОМБ} = 1,137G^{-0,02}$ і змінюється в діапазоні 1,05...1,01 ($G = 50...300$ т).

Для конверторів верхнього та донного дуття $H_{\epsilon}^{3\epsilon} : H_{\epsilon}^{\partial} = 1,254G^{0,02}$ і змінюється у діапазоні 1,36...1,39 ($G = 50...200$ т).

Аналогічно можна сказати про співвідношення висот робочого простору та діаметрів ванни конвертора при різних засобах підведення дуття:

$$\begin{aligned} H_p^{3\epsilon} : H_p^{\kappa} &= 1,053G^{-0,002}; & (H_p^{3\epsilon} : H_p^{\kappa})_{сер} &= 1,053; \\ H_p^{3\epsilon} : H_p^{\partial} &= 1,127G^{0,023}; & (H_p^{3\epsilon} : H_p^{\partial})_{сер} &= 1,253 \pm 0,0; \\ D_{\epsilon}^{3\epsilon} : D_{\epsilon}^{\kappa} &= 0,902G^{0,016}; & (D_{\epsilon}^{3\epsilon} : D_{\epsilon}^{\kappa})_{сер} &= 0,974 \pm 0,014; \\ D_{\epsilon}^{3\epsilon} : D_{\epsilon}^{\partial} &= 1,11G^{-0,034}; & (D_{\epsilon}^{3\epsilon} : D_{\epsilon}^{\partial})_{сер} &= 0,950 \pm 0,022. \end{aligned}$$

У цих рівняннях індекси 3ϵ , κ та ∂ характеризують підведення кисню відповідно зверху, комбіноване, донне.

Співвідношення $H_p : D_{\epsilon}$ характеризує форму робочого простору конвертора і зменшується зі збільшенням садки, а $D_{\epsilon} : H_{\epsilon}$ характеризує форму ванни і, навпаки, зростає зі збільшенням садки.

Ванна конвертора V_{ϵ} повинна вміщувати весь об'єм рідкого металу:

$$V_{\epsilon} = \frac{G}{\rho_m} \approx \frac{G}{7}, \text{ м}^3. \quad (3.7)$$

З іншого боку, об'єм тіл обертання становить

$$V_{\epsilon} = k_{\phi} \frac{\pi D_{\epsilon}^2}{4} H_{\epsilon}, \text{ м}^3, \quad (3.8)$$

де k_{ϕ} – коефіцієнт форми ванни, який теоретично може змінюватися від 0,33 (конус) до 1,0 (циліндр).

З урахуванням даних з табл. 3.2 отримуємо для верхнього та комбінованого дуття:

$$k_{\phi} \approx G^{-0,11}, \quad (3.9)$$

і для донного дуття:

$$k_{\phi} \approx G^{-0,15}, \quad (3.10)$$

Тобто k_{ϕ} з ростом садки знижується і форма ванни наближується до напівсфери.

3.4. Розрахунки конвертора на базі технологічних моделей плавки

3.4.1. Розрахунок кисневої фурми

Залежно від способу продувки студенти обчислюють основні розміри та кількість сопел Лаваля (верхня та комбінована продувка) або донних кисневих фурм (донна і комбінована продувка). При проектуванні конвертера з комбінованою продувкою студент розраховує сопла Лаваля для верхньої продувки та донні кисневі фурми за п.п. 3.4.1.1 та 3.4.1.2.

За визначеною у п. 3.1 садкою конвертора G та заданою величиною i_{O_2} обчислюємо інтенсивність продувки

$$I_{O_2} = G \cdot i_{O_2}, \text{ м}^3/\text{хв.} \quad (3.11)$$

Допустимі витрати кисню на одне сопло верхньої фурми g'_{O_2} визначаються гідродинамікою ванни та стійкістю футерівки днища

$$g'_{O_2} = 4,475G^{0,536}, \text{ м}^3/\text{хв.} \quad (3.12)$$

При розрахунку конвертера із донною і комбінованою продувкою слід зважати на те, що допустимі витрати кисню на донну фурму у 1,5...2 рази менші, ніж за продувки зверху. Крім того, при комбінованій продувці (кисень зверху та знизу) через доні фурми витрачається від 20 до 50% кисню. Тобто при тому ж самому числі сопел у фурмі витрати кисню на одне сопло складають 50...80 % від витрат при продувці зверху. При цьому зменшується довжина реакційної зони в $(0,5...0,8)^{0,4} = 0,82...0,91$ рази, що веде до зменшення глибини ванни приблизно на 10...20 %. Згідно зі статистичними моделями глибина ванни зменшується на 5 %.

Слід зауважити, що при комбінованій продувці кисень зверху та нейтральний газ крізь днище – головний варіант реконструкції конверторів з верхньої продувки на комбіновану – рівень ванни не змінюється. Статистичні

моделі не розподіляють варіанти технології комбінованої продувки, а лише фіксують наявну ситуацію.

Розраховуємо число сопел у фурмі при верхній продувці або число донних фурм при донній

$$n' = \frac{I_{O_2}}{g'_{O_2}}, \text{ шт.} \quad (3.13)$$

При комбінованій продувці число сопел у фурмі та число донних фурм розраховується окремо із урахуванням співвідношення витрат кисню на верхню і донну продувку наведеного вище.

Отриману дробову кількість сопел n' у фурми та/або донних фурм округляємо до більшого цілого числа n . При цьому слід зважати, що зазвичай для верхньої та комбінованої продувки використовують фурми із 3...6 соплами Лаваля. З метою допалювання СО до СО₂ поряд із соплами Лаваля можуть виконувати ряд додаткових циліндричних сопел діаметром 8...10 мм, загальна кількість яких вдвічі перевищує кількість основних сопел. Для спрощення розрахунку приймаємо стандартну конструкцію наконечника без циліндричних сопел. Число n донних кисневих фурм зазвичай складає 10...22 шт.

Розрахункове число сопел в фурмі слід порівняти з усередненими практичними даними, що наведені на рис. 3.2.

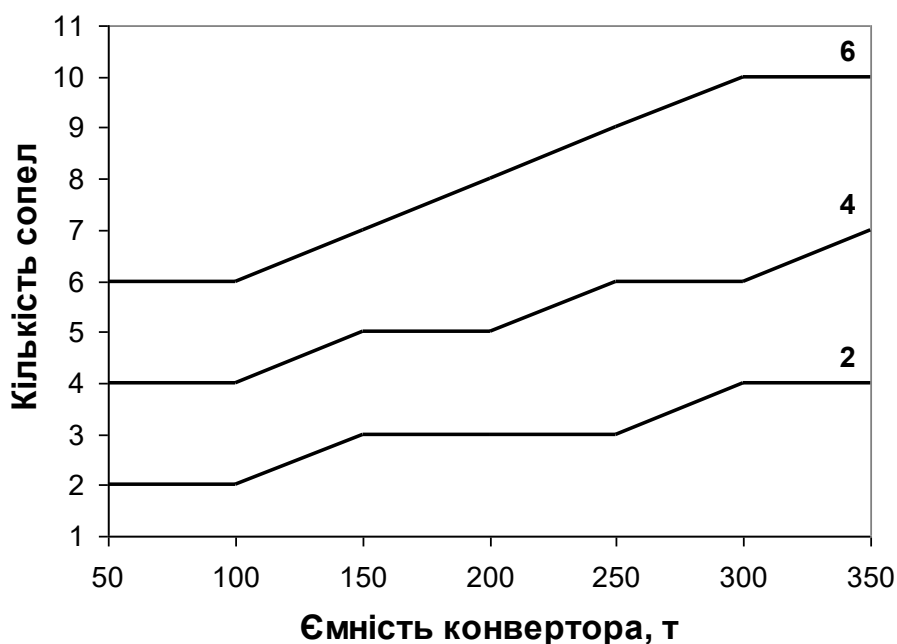


Рисунок 3.2. Рекомендована кількість сопел фурми при продувці згори (цифри біля ліній – питома інтенсивність продувки, м³/т·хв)

Фактичні витрати кисню на одне сопло фурми або на одну донну фурму складають

$$g_{O_2} = \frac{I_{O_2}}{n}, \text{ м}^3/\text{хв.} \quad (3.14)$$

При комбінованій продувці слід також враховувати співвідношення витрати кисню на верхню і донну продувку.

Кут нахилу сопел до вертикалі залежить від садки конвертера і числа сопел та звичайно складає: 25...50 т – 5...8°; 50...200 т – 12...22°; 200...400 т – 15...25°. Його мінімальну величину можна визначити за обраною кількістю сопел. Максимальна величина не повинна перевищувати 25°.

$$\alpha \geq 3n, \text{ градусів.} \quad (3.15)$$

3.4.1.1 Розрахунок сопла Лавалю та параметрів кисневого струменю

Необхідно визначити конструктивні розміри сопла Лавалю (рис. 3.3) та параметри кисневого струменю на перерізах сопла.

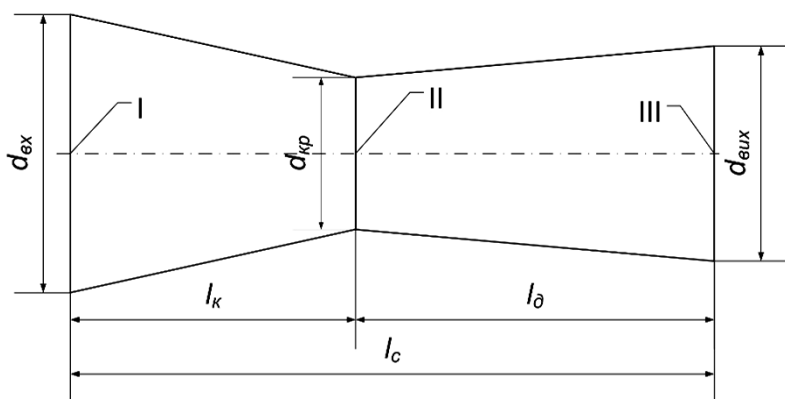


Рисунок 3.3. Схема сопла Лавалю:

- I – критичний переріз сопла
- II – вихідний переріз сопла
- III – вхідний переріз сопла

Масові витрати кисню у будь-якому перерізі сопла постійні і складають

$$m_{O_2} = \frac{\rho_{O_2} g_{O_2}}{60} = \rho_i \cdot V_i \cdot f_i, \text{ кг/с,} \quad (3.16)$$

де g_{O_2} – витрати кисню на одне сопло, м³/хв.;

$$\rho_{O_2} = \frac{P_n M}{RT_0} \text{ – густина кисню, кг/м}^3;$$

P_n – атмосферний тиск за н.у., Па;

M – молекулярна маса кисню, кг/моль;

R – універсальна газова стала, Дж/моль·К;

T_o – температура кисню, К;

ρ_i, V_i, f_i – відповідно густина, швидкість кисню, що проходять будь-яким перерізом сопла, кг/м³, м/с, м².

Для критичного перерізу сопла маємо:

швидкість
$$V_{кр} = \sqrt{\frac{2k}{k+1} \cdot \frac{RT_{кр}}{M}}, \text{ м/с,} \quad (3.17)$$

температуру
$$T_{кр} = T_o \left(1 - \frac{k-1}{k+1} \right), \text{ К,} \quad (3.18)$$

тиск
$$P_{кр} = P_o \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}, \text{ Па,} \quad (3.19)$$

густину
$$\rho_{кр} = \frac{P_{кр} M}{RT_{кр}}, \text{ кг/м}^3, \quad (3.20)$$

де $k = \frac{c_v}{c_p}$ – адіабатична стала (для 1-атомних газів – 1,7, для 2-атомних – 1,4, для газів з трьома і більше атомами – 1,3).

З рівнянь (3.16)-(3.20) знаходимо площу та діаметр критичного перерізу сопла:

$$f_{кр} = \frac{m_{O_2}}{\rho_{кр} V_{кр}}, \text{ м}^2, \quad (3.21)$$

$$d_{кр} = \sqrt{\frac{4f_{кр}}{\pi}}, \text{ м.} \quad (3.22)$$

Для вихідного перерізу сопла маємо:

швидкість
$$V_{вих} = \lambda V_{кр}, \text{ м/с,} \quad (3.23)$$

температуру:
$$T_{вих} = T_{кр} \left(\frac{P_{вих}}{P_{кр}} \right)^{\frac{k-1}{k}}, \text{ К,} \quad (3.24)$$

густину:

$$\rho_{вих} = \rho_{кр} \left(\frac{T_{вих}}{T_{кр}} \right)^{\frac{1}{k-1}}, \text{ кг/м}^3, \quad (3.25)$$

де λ – коефіцієнт швидкості, що визначається за формулою

$$\lambda = \sqrt{\left(\frac{k+1}{k-1} \cdot \left[1 - \left(\frac{P_{нав}}{P_o} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \right)}, \quad (3.26)$$

$P_{нав}$ – тиск навколишнього середовища, у яке витікає газовий струмінь (приймаємо, що $P_{нав} = P_n$), Па.

Площу та діаметр вихідного перерізу сопла обчислюємо аналогічно до критичного перерізу, але за параметрами, що розраховані для вихідного перерізу сопла за формулами (3.21) і (3.22).

Діаметр вхідного перерізу сопла визначаємо за умови, що швидкість кисню на вході до сопла дорівнює швидкості в трубці фурми. Звичайно ця величина знаходиться в діапазоні $V_\phi = 50..100 \text{ м/с}$. Тоді:

$$d_{ex} = \sqrt{\frac{4m_{O_2}}{\pi \rho_{ex} V_\phi}}, \text{ м}, \quad (3.27)$$

де ρ_{ex} – густина кисню на вході в сопло розраховується аналогічно до критичного перерізу (3.20), але за початковими параметрами струменя.

Розраховуємо відношення $d_{ex} : d_{кр}$. Його величина повинна бути 1,2...1,6.

Кут розкриття дифузора складає $\alpha_\delta = 8..12^\circ$. Довжина дифузора*

$$l_\delta = \frac{(d_{вих} - d_{кр})}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_\delta}{2}}, \text{ м}. \quad (3.28)$$

Кут розкриття конфузора не повинен перевищувати 40° і зазвичай становить $\alpha_\kappa = 20..30^\circ$. Довжина конфузора

*Розрахунок тангенсу на калькуляторах слід виконувати в режимі DEG, а в програмі *Microsoft Excel* переводити градуси у радіани за допомогою функції РАДИАНЫ.

$$l_k = \frac{(d_{ex} - d_{kp})}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_k}{2}}, \text{ м.} \quad (3.29)$$

Довжина сопла дорівнює:

$$l_c = l_k + l_o, \text{ м.} \quad (3.30)$$

Після завершення розрахунку сопла Лавалю слід виконати його ескіз у масштабі 2:1 (див. рис. 3.3).

3.4.1.2 Розрахунок донної кисневої фурми

Донна фурма являє собою дві труби, концентрично розміщені одна в одній. Внутрішня труба призначена для підведення кисню та порошкоподібного вапна, виготовляється з міді або нержавіючої сталі. Зовнішня труба – з нержавіючої сталі. Кільцева шпарина між ними становить 1...2 мм. Нею підводять газове або рідке паливо, частка якого складає близько 5% від витрати кисню. Слід наголосити, що при використанні рідкого палива воно практично повністю випаровується за час проходження фурмою. Параметри фурми розраховують з використанням газодинамічних функцій. Нижче наведено спрощений розрахунок донної фурми, який ґрунтується на тому, що при тиску кисню $P_{O_2} \geq P_{kp}$ швидкість на перерізі циліндричного сопла є критичною. Тоді коефіцієнт швидкості $\lambda \equiv \frac{V}{V_{kp}} = 1$.

Тиск P_1 на зрізі сопла:

$$\text{для кисню} \quad P_1^{O_2} = \frac{P_{cm}}{\left(1 - \frac{k-1}{k+1} \lambda^2\right)^{\frac{k}{k-1}}} = \frac{P_{cm}}{0,5283} = 1,8929 P_{cm}, \text{ Па}, \quad (3.31)$$

$$\text{для газоподібного палива } (k \approx 1,3): P_1^{нал} = \frac{P_{cm}}{0,5457} = 1,8324 P_{cm}, \text{ Па}, \quad (3.32)$$

де P_{cm} – статичний тиск на зрізі фурми

$$P_{cm} = 10^5 + \rho_m g H_g + \rho_{ш} g H_{ш}, \text{ Па.} \quad (3.33)$$

При масі шлаку ~15% від маси металу маємо

$$P_{cm} = 10^5 + \rho_m g (1 + 0,15) H_g, \text{ Па.} \quad (3.34)$$

Глибину ванни визначаємо за статистичним моделями (див. табл. 3.2). Критичну швидкість $V_{кр}$ визначають для кисню і палива CH_4 за формулою (3.17). У якості критичної температури приймаємо температуру на перерізі фурми

$$T_1 = T_o + \frac{V^2}{2000}, \text{ К.} \quad (3.35)$$

або прийнявши $V \approx 300 \text{ м/с}$

$$T_1 \approx T_o + 45, \text{ К.} \quad (3.36)$$

Без урахування втрат у фурмі, тиск кисню на перерізі сопла визначаємо за формулою (3.19), яка може бути записана наступним чином:

$$\text{для кисню} \quad P_{кр}^{O_2} = 0,5283 P_o, \quad (3.37)$$

$$\text{для палива} \quad P_{кр}^{нал} = 0,5457 P_o. \quad (3.38)$$

Слід порівняти $P_{кр}$ та P_1 . При $P_{кр} \geq P_1$ швидкість газу на перерізі фурми дорівнює $V_{кр}$.

Для визначення масових витрат кисню та палива за формулою (3.20) обчислюємо густину кисню $\rho_{кр}^{O_2}$ та палива $\rho_{кр}^{нал}$ на перерізі фурми. Розрахунок масової витрати кисню m_{O_2} на фурму виконуємо за формулою (3.16), підставляючи знайдену величину густини кисню. З того ж рівняння нерозривності струму в фурмі за формулою (3.21) знаходимо площу перерізу кисневого сопла. Приведену площу кільцевої шпарини для палива між трубами розраховуємо за формулою

$$f_{нал} = \frac{0,05 \cdot 10^6 \cdot m_{O_2}}{\rho_{кр}^{нал} V_{кр}^{нал}}, \text{ мм}^2. \quad (3.39)$$

Внутрішній діаметр $d_{внутрO_2}$ кисневої труби знаходимо за формулою (3.22). Його величина зазвичай становить 28...50 мм. При товщині кисневої труби $\delta = 2...3 \text{ мм}$ її зовнішній діаметр складе

$$d_{зoвнO_2} = d_{внутрO_2} + 2\delta, \text{ мм.} \quad (3.40)$$

Ширина a шпарини між трубами зазвичай складає 1...2 мм і розраховується за формулою:

$$a = \sqrt{\frac{d_{зoвнO_2}^2}{4} - \frac{f_{нал}}{\pi} - \frac{d_{зoвн}}{2}}, \text{ мм.} \quad (3.41)$$

Діаметри труб для фурми слід обирати згідно зі стандартами, орієнтуючись при цьому на отримані результати.

3.4.2. Розрахунок ванни конвертера

Коефіцієнт запасу по глибині ванни розраховують за формулою $k_3 \equiv \frac{H_\epsilon}{L_{p.з}} = 1,56..1,2$, при цьому максимальна величина відповідає мінімальній садці конвертера.

Глибина реакційної зони:

$$\text{при верхній та комбінованій продувці } L_{p.з} = 0,18g_{O_2}^{0,4} \cos\alpha, \text{ м,} \quad (3.42)$$

$$\text{при донній продувці } L_{p.з} = 3,23 \cdot Ar^{0,376} \cdot d, \text{ м,} \quad (3.43)$$

де α – кут нахилу сопел до вертикалі;

$$Ar = \frac{\rho_{O_2} V^2}{\rho_m g d} - \text{число Архімеда;}$$

ρ_{O_2}, ρ_m – відповідно густина кисню на виході сопла (див. п. 3.4.1.2) та рідкого металу, кг/м³;

V – швидкість витікання кисню з сопла (див. п. 3.4.1.2), м/с;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

d – внутрішній діаметр донної кисневої фурми (див. п. 3.4.1.2), м.

Об'єм ванни, яка вміщує весь рідкий метал, складає

$$V_\epsilon \equiv \frac{G}{\rho} = k_\phi \frac{\pi}{4} D_\epsilon^2 \cdot H_\epsilon, \text{ м}^3. \quad (3.44)$$

Рівняння (3.44) має тільки одну ступінь свободи. Розраховуємо глибину ванни для продувки зверху.

$$H_{\epsilon} = k_3 L_{p.3}, \text{ м.} \quad (3.45)$$

Як було зазначено вище, коефіцієнт форми ванни конвертора k_{ϕ} залежить від садки конвертора. Але для розрахунків по (3.46) досить використати його середнє значення. Для конверторів верхнього та комбінованого дуття середньостатистична величина $\bar{k}_{\phi} = 0,85 \pm 0,08$, а для конверторів донного дуття $\bar{k}_{\phi} = 0,75 \pm 0,05$. З рівняння (3.44) розраховуємо діаметр ванни конвертора:

$$D_{\epsilon} = \sqrt{\frac{4G}{k_{\phi} \rho \pi H_{\epsilon}}}, \text{ м.} \quad (3.46)$$

Якщо ванна має форму зрізаного конусу (див. рис. 3.1б), її об'єм дорівнює:

$$V_{\epsilon} = \frac{\pi}{12} H_{\epsilon} D_{\epsilon}^2 \left[1 + \frac{D_{\partial}}{D_{\epsilon}} + \left(\frac{D_{\partial}}{D_{\epsilon}} \right)^2 \right], \text{ м}^3. \quad (3.47)$$

З рівнянь (3.44) та (3.47), прийнявши $x = \frac{D_{\partial}}{D_{\epsilon}}$, маємо

$$x^2 + x - (3k_{\phi} - 1) = 0, \quad (3.48)$$

звідки отримуємо

$$\frac{D_{\partial}}{D_{\epsilon}} = -0,5 \pm \sqrt{0,25 + (3k_{\phi} - 1)}. \quad (3.49)$$

Для сфероконічної форми ванни (див. рис. 3.1а) визначаємо радіус кладки днища

$$R_{\partial} \approx 1,75 D_{\epsilon}, \text{ м.} \quad (3.50)$$

Обчислюємо висоту сферичної частини

$$H_{c\phi} = R_{\partial} - \sqrt{R_{\partial}^2 - \frac{D_{\partial}^2}{4}}, \text{ м,} \quad (3.51)$$

та її об'єм

$$V_{cf} = \pi H_{cf}^2 \left(R_{\partial} - \frac{H_{cf}}{3} \right), \text{ м}^3. \quad (3.52)$$

Глибина ванни у даному випадку

$$H_{\epsilon} = H_{\kappa} + H_{cf}, \text{ м}, \quad (3.53)$$

і її об'єм

$$V_{\epsilon} = V_{\kappa} + V_{cf}, \text{ м}^3. \quad (3.54)$$

3.4.3. Визначення висоти робочого простору конвертора

Умовний вільний об'єм конвертора (над рівнем ванни) і його висота визначається інтенсивністю продувки на одне сопло, складом та кількістю шпаку, умовами його спінювання. Аналітичні розрахунки збільшення об'єму рідкої шлакометалевої ванни практично неможливі. Статистичні моделі встановлюють зв'язки між висотою робочого простору та глибиною ванни, способом підводу кисню. Розрахунки висоти робочого простору слід виконувати залежно від способу продувки:

$$\text{для продувки зверху} \quad H_p : H_{\epsilon} = 5,41 \pm 0,09, \quad (3.55)$$

$$\text{для комбінованої продувки} \quad H_p : H_{\epsilon} = 5,39 \pm 0,16, \quad (3.56)$$

$$\text{для донної продувки} \quad H_p : H_{\epsilon} = 6,0 \pm 0,08. \quad (3.57)$$

3.4.4. Визначення діаметра горловини конвертора

Конструктивно максимальний діаметр горловини визначається умовами випуску сталі, що видно з рисунку 3.4. Рідка ванна (метал та шлак) повинна розміщуватися нижче крайки горловини конвертора, що унеможливило перелив шлаку через горловину при випуску сталі.

При нахиленні конвертора для випуску сталі остання заповнює у порожнині конвертора об'єм, що за формою є складною геометричною фігурою, яка складається з 3-ох сегментів: циліндричного і двох сегментів зрізаного

конуса*. На рисунку 3.4 проєкціями цього об'єму є п'ятикутник ABCDE (див. рис. 3.4а) та сегмент FGK (рис. 3.4б).

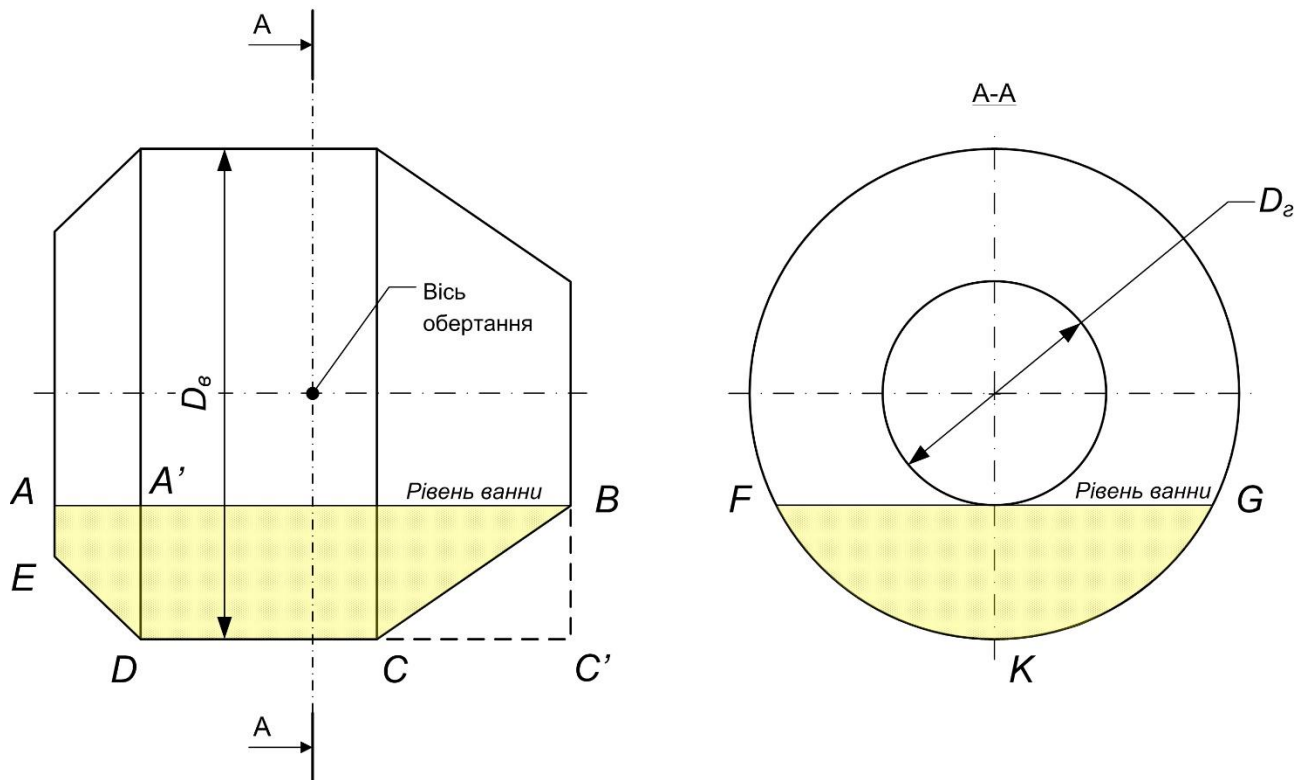


Рисунок 3.4. Положення конвертора при випуску сталі

Об'єм ванни наприкінці плавки, а отже і шуканої фігури, дорівнює

$$V_{pv} \approx 0,9 \frac{G}{\rho_m} + \frac{M_{ш}}{\rho_{ш}} = \frac{G}{\rho_m} \left(0,9 + \frac{M_{ш} \rho_m}{\rho_{ш} G} \right), \text{ м}^3, \quad (3.58)$$

де $\rho_m, \rho_{ш}$ – відповідно густина рідкої сталі і шлаку, які становлять близько 7 і 3 т/м³;

$M_{ш} \approx 0,15G$ – маса шлаку наприкінці плавки, т.

Враховуючи наведене, об'єм рідкої ванни наприкінці плавки можна визначити за спрощеним виразом

$$V_{pv} \approx 1,25 \frac{G}{\rho_m}, \text{ м}^3. \quad (3.59)$$

*Геометричні тіла утворені розрізанням циліндра та зрізаного конуса площиною паралельною до їх осей.

Якщо у першому наближенні прийняти форму ванни на випуску за циліндричний сегмент А'BC'D із довжиною $H_p - H_\epsilon$, і висотою $\frac{D_\epsilon - D_z}{2}$ (див. рис. 3.4а), то об'єм фігури становить

$$V = S_{FGK} (H_p - H_\epsilon), \text{ м}^3, \quad (3.60)$$

де S_{FGK} – площа сегменту FGK, яку можна визначити за рівнянням

$$S_{FGK} = \frac{\pi D_\epsilon^2}{2 \cdot 360} \cdot \arcsin \sqrt{\frac{D_\epsilon - D_z}{2 D_\epsilon}} - \frac{D_z}{2} \sqrt{\frac{D_\epsilon^2 - D_z^2}{2}}, \text{ м}^2. \quad (3.61)$$

Об'єднавши (3.60) і (3.61), отримуємо трансцендентне відносно D_z рівняння, яке вирішується графічним методом або за допомогою спеціалізованих програм на кшталт MathCAD. Тому діаметр горловини зазвичай визначають відповідно до діаметра ванни за статистичною моделлю

$$D_z = (0,4 \dots 0,6) D_\epsilon, \text{ м}. \quad (3.62)$$

3.4.5. Визначення висоти шлемової частини конвертора

Висота шлемової частини конвертора визначається за умов будівельної стійкості футерівки та одержання максимального об'єму робочого простору конвертора. Допустимий кут нахилу футерівки до вертикалі складає $25 \dots 30^\circ$. Його перевищення призводить до руйнування кладки, а зменшення – до скорочення об'єму робочого простору конвертора та висоти циліндричної частини, де розміщується опорне кільце конвертора. Обравши величину α , розраховуємо

$$H_{ш} = \frac{D_\epsilon - D_z}{2 \operatorname{tg} \alpha}, \text{ м}. \quad (3.63)$$

3.4.6. Визначення діаметра льотки

Льотка розміщується перпендикулярно або під невеликим кутом до вертикалі у циліндричній або шлемовій конічній частині конвертора. Вісь льотки розміщується у площині, перпендикулярній осі повороту конвертора і знаходиться на стику циліндричної та шлемової частин футерівки.

Розмір льотки повинен забезпечувати тривалість τ випуску сталі для конверторів $G \leq 200$ т – 4...7 хв., а для $G > 200$ т – 6...9 хв.

Діаметр отвору розраховується для заданої тривалості τ випуску з виразу

$$M = 60\mu \frac{\pi d_{\text{л}}^2}{4} \rho \sqrt{2gH}, \text{ т/хв.}, \quad (3.64)$$

де $M = \frac{E}{\tau}$ – масова витрата сталі на випуску, т/хв.;

E – ємність конвертера, т;

H – висота стовпа металу над зовнішнім зрізом льотки (в залежності від садки становить 1,5...2,5 м), м.

μ – коефіцієнт витрат, що дорівнює 0,6...0,8.

З (3.64) маємо:

$$d_{\text{л}} = 2,0346 \cdot 10^{-2} \sqrt{\frac{E}{\mu \tau \sqrt{H}}}, \text{ м.} \quad (3.65)$$

Отриманий результат порівнюємо з величиною, розрахованою за статистичною моделлю, яку використовують при проектуванні конверторів

$$d_{\text{л}} = 0,1 + 3,3 \cdot 10^{-4} G, \text{ м.} \quad (3.66)$$

Отвір конвертора виготовляють зі спеціальних вогнетривких трубок, які мають стандартні розміри. Діаметри трубок 140, 160, 180, 200, 220, 250 та 300 мм. Розраховане значення $d_{\text{л}}$ слід приймати як орієнтир для вибору стандартного розміру.

3.4.7. Розрахунок об'єму робочого простору конвертора

Висота циліндричної частини конвертора

$$H_{\text{ц}} = H_{\text{р}} - H_{\text{с}} - H_{\text{з}}, \text{ м.} \quad (3.67)$$

Об'єм циліндричної частини

$$V_{\text{ц}} = \frac{\pi D_{\text{с}}^2}{4} H_{\text{ц}}, \text{ м}^3. \quad (3.68)$$

Об'єм шлемової частини

$$V_{ш} = \frac{\pi}{12} (D_{\delta}^2 + D_{\delta} D_{\varepsilon} + D_{\varepsilon}^2) H_{ш}, \text{ м}^3. \quad (3.69)$$

Об'єм робочого простору конвертора

$$V_{p.n} = V_{\delta} + V_{\varepsilon} + V_{ш}, \text{ м}^3. \quad (3.70)$$

Питомий об'єм конвертора

$$V_{num} = \frac{V_{p.n}}{G}, \text{ м}^3/\text{т}. \quad (3.71)$$

Відповідно до ГОСТ 20067–74 питомий об'єм конвертера повинен складати 0,8...1,0 м³/т, що характерно для роботи конвертера на передільному чавуні зі звичайним хімічним складом. Більший питомий об'єм на рівні 0,9...1,1 м³/т властивий конвертерам з високою інтенсивністю продувки і значною масою шлаку, що звичайно утворюється при переробці високофосфористих чавунів. На рис. 3.5 наведена зведена залежність питомого об'єму конвертерів різної ємності, що використовуються на світових металургійних підприємствах. В реальних умовах величина питомого об'єму конвертера суттєво збільшується в ході кампанії конвертера через інтенсивний знос футерівки, тому його величина визначається за новою футерівкою.

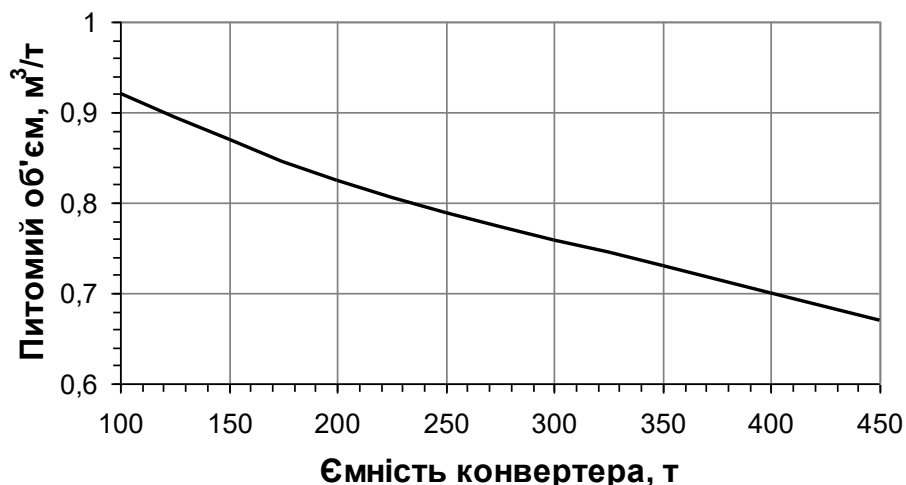


Рисунок 3.5. Статистична залежність питомого об'єму конвертера від ємності

3.4.8. Розрахунок товщини футерівки конвертора

Футерівка конвертора має арматурний та робочий шар. Іноді поміж ними розміщують шар вогнетривкої маси завтовшки 50...60 мм. Арматурний шар

виготовляють з магнезитової або хромомагнезитової нормальної цегли, яку встановлюють на ребро до площини кладки в один або у два ряди. Таким чином арматурний шар футерівки має розміри 115 або 230 мм. Арматурний шар розміщується у циліндричній частині конвертора. Для конверторів $G > 250$ т у шлемовій частині також може бути арматурний шар. Типова схема футерівки конвертера наведена на рис. 3.6.

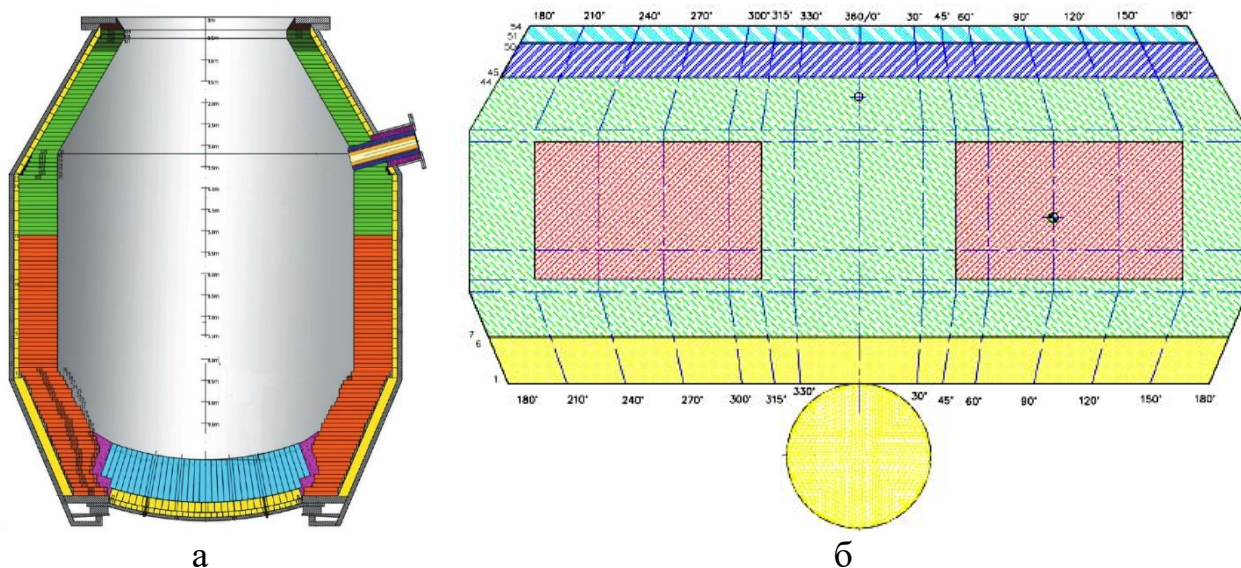


Рисунок 3.6. Типова схема зональної футерівки конвертера: а) у повздовжньому розрізі; б) розгортка футерівки

Робочий шар викладають з магнезійних або доломітових вогнетривів, цеглою розміром $75 \times 150 \times (300, 360, 420)$ мм або блоками $125 \times 125 \times (300, 360, 420)$ мм). В останні роки робочий шар викладається блоками з плавленого периклазу довжиною 700...1000 мм.

Товщину футерівки у циліндричній частині розраховують за виразом:

$$T_{\phi} = 0,142 \sqrt[3]{G}, \text{ м.} \quad (3.72)$$

Ця величина є орієнтиром для проектування футерівки з урахуванням товщини арматурного шару та типорозмірів цеглин або блоків.

Товщина футерівки у шлемовій частині конвертора на 115...150 мм менша, а в днищі на 150...500 мм більша, ніж у циліндричній частині.

3.4.9. Корпус конвертора

Корпус конвертора виготовляють зварним з вальцьованих листів низьколегованої нестаріючої сталі. Товщина окремих компонентів корпусу є різною. Максимальна товщина листів у циліндричній або тороїдальній донній

частинах, де його кріплять до опорного кільця. Товщина листів корпусу у шлемовій частині та днищі у 1,2...1,5 рази менша.

Орієнтовно товщину корпусу у циліндричній частині можна розрахувати за виразом:

$$T_k = 0,015\sqrt[3]{G}, \text{ м.} \quad (3.73)$$

Після завершення розрахунків робочого простору конвертора студенти виконують ескіз робочого простору конвертора у масштабі 1:50 згідно з обчисленими даними (див. рис. 3.1).

4. ПРАКТИЧНІ ЗАНЯТТЯ

Практична робота №1

Розрахунок теплового навантаження мартенівської печі

Мета роботи: ознайомитися з методикою розрахунку теплового навантаження мартенівської печі та розрахувати витрати палива і збагаченого киснем повітря, які забезпечують потрібне теплове навантаження печі.

Теоретичні положення

Мартенівська піч опалюється висококалорійним паливом (природний газ, мазут), що не підігрівається, а подається прямо з магістралі через головки в робочий простір печі за допомогою форсунок або пальників. Головки печі розташовані по торцях робочого простору й призначені для підводу палива, повітря й відводу продуктів згоряння. У зв'язку з реверсивним характером роботи печі голівки працюють поперемінно: то на підведення палива й повітря, то на відведення продуктів згоряння. Конструкція головок повинна забезпечувати інтенсивне перемішування палива з повітрям з метою спалювання всього палива в межах робочого простору з одержанням високотемпературного твердого і настільного факела певної форми й мати мінімальний опір при відведенні продуктів згоряння з робочого простору.

Близько 90 % тепла від факелу до ванни передається випромінюванням і лише 5-15 % – конвекцією. Частка тепла, що передається конвекцією збільшується зі збільшенням потужності факела. Відповідно до рівняння Стефана-Больцмана кількість тепла Q , яке передано шихті випромінюванням визначається за формулою

$$Q = C_o \varepsilon \left[\left(\frac{T_\phi}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ш}}{100} \right)^4 \right], \text{ Вт}, \quad (4.1)$$

де $C_o = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ – коефіцієнт випромінювання абсолютно чорного тіла (стала Стефана-Больцмана); ε – ступінь чорноти системи «факел-шихта»; T_ϕ , $T_{ш}$ – температура відповідно факела і шихти, К.

Отже, збільшенню інтенсивності нагрівання шихти та зменшенню тривалості плавки сприяє збільшення температури і ступеня чорноти факела. Перше досягається підігрівом повітря і рідше газу в регенераторах та збагаченням повітря киснем, друге – карбюризациєю полум'я. Двоатомні гази (O_2 , N_2 , H_2) практично прозорі в усьому діапазоні довжин хвиль. Триатомні (CO_2 , H_2O , SO_2) мають певну спроможність до випромінювання. Ступінь їх чорноти становить близько 0,1-0,2. Підвищенню ступеня чорноти факелу сприяє наявність у ньому твердих чорних часток, зокрема вуглецевистих, які можуть утворитися в полум'ї внаслідок розкладу вуглеводнів, а також за рахунок добавок рідких і твердих палив (мазуту, кам'яновугільного пеку). Ступінь чорноти факелу повинна бути щонайменше 0,5 (зазвичай 0,55-0,75).

В період завалки і на початку періоду плавлення внаслідок низької температури і високого ступеня чорноти (0,92-0,95) шихти тепловий потік в системі «факел-шихта» максимальний, тому теплове навантаження печі максимальне. Впродовж нагріву шихти її температура збільшується, а сама шихта вкривається шлаком, віддзеркалюючи теплові промені. Для запобігання перегріву і оплавлення вогнетривів теплове навантаження зменшують. Графік змінення теплового навантаження печі наведено на рис. 4.1.

Частка від поділу загальної витрати тепла палива на плавку на її тривалість називають *середнім тепловим навантаженням*. Її величина коливається в межах 23-70 МВт в залежності від ємності печі. Відношення максимального теплового навантаження до середнього називають *коефіцієнтом форсування*.

Порядок виконання роботи

При заданих витратах (по теплу) мазуту (C , %), частка газу по теплу в газомазутному паливі складає $0,01 \cdot (100 - C)$. Тоді теплотворна здатність 1 м^3 газомазутної суміші складає

$$Q_{\text{сум}} = \frac{100Q_{\text{н.г.}}^p}{100 - C}, \text{ кДж/м}^3, \quad (4.2)$$

де $Q_{\text{н.г.}}^p$ – нижня теплота згоряння природного газу, кДж/м³ (таблиця 4.1).

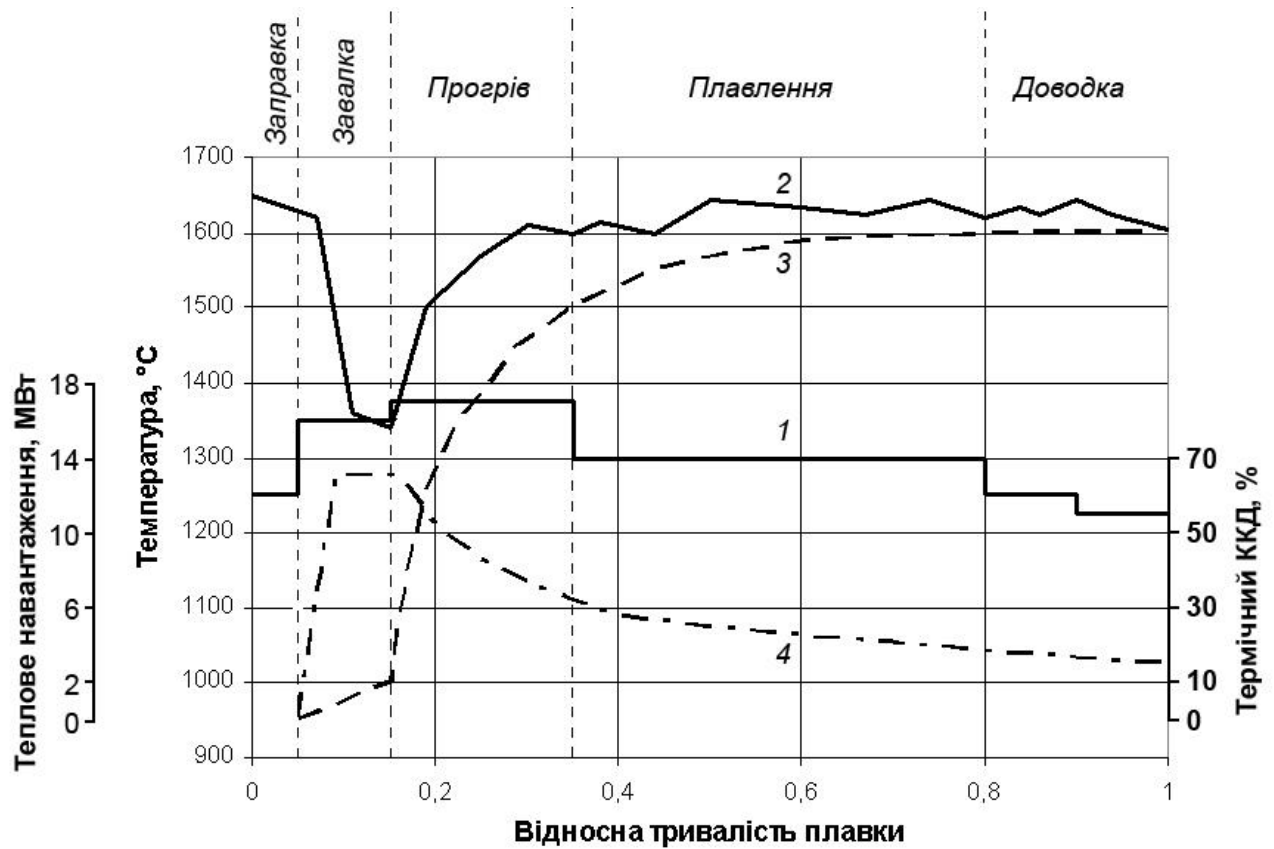


Рисунок 4.1. Графік зміни теплового навантаження мартенівської печі впродовж плавки: 1 – теплове навантаження; 2 – температура склепіння; 3 – температура ванни; 4 – термічний ККД

Таблиця 4.1

Хімічний склад та теплота згоряння природного газу з різних родовищ

№ з/п	Родовище	Хімічний склад, %			Нижня теплота згоряння $Q_{\text{н.г.}}^p$, МДж/м ³
		CH_4	C_2H_6	C_3H_8	
1	Шебелінське	91,7	4,6	0,9	37,44
2	Дашавське	98,3	0,3	0,12	35,73
3	Мелітопольське	98,0	0,0	0,0	35,38
4	Ухтинське	88,0	1,9	0,2	31,61
5	Саратовське	83,5	4,3	1,9	36,30
6	Ставропольське	98,9	0,4	0,18	35,95

Питома витрата мазуту на 1 м³ газу

$$m_m = \frac{Q_{\text{сум}} - Q_{\text{н.п.г.}}^p}{Q_{\text{н.п.г.}}^p}, \text{ кг/м}^3. \quad (4.3)$$

Для розпилення мазуту використовують перегріту пару з коефіцієнтом $k_n = 1.2$ кг/кг мазуту. Питома витрата пари становить:

$$m_n = k_n \cdot m_m, \text{ кг/м}^3. \quad (4.4)$$

Теоретично необхідна кількість кисню для спалювання газо-мазутної суміші розраховується по стехіометрії реакцій окислення компонентів палива. Витрати кисню на спалення 1 м³ природного газу ставлять:

$$V_{O_2}^{n.g.} = 0,01(2CH_4 + 3,5C_2H_6 + 5C_3H_8), \text{ м}^3/\text{м}^3\text{газу}, \quad (4.5)$$

де CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 – об’ємна частка вуглеводнів у природному газі залежно від родовища (див. табл. 4.1).

Витрати кисню на спалення мазуту у складі газо-мазутної суміші складають:

$$V_{O_2}^m = \frac{22,4}{100} m_m \cdot \left(\frac{C}{12} + \frac{H}{4} + \frac{S}{32} - \frac{O_2}{32} \right), \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{газу}. \quad (4.6)$$

де C , H , S , O_2 – масова частка вуглецю, водню, сірки та кисню в мазуті, що залежить від марки мазуту (табл. 4.2).

Таблиця 4.2

Хімічний склад мазуту різних марок

№ з/п	Марка	Елементарний склад, %			
		C	H	S	O_2
1	M40	86,14	10,86	2,51	0,54
2	M100	85,69	10,51	2,23	1,32

Теоретичні витрати кисню на спалення 1 м³ газо-мазутної суміші складають:

$$V_{O_2}^T = V_{O_2}^{n.z.} + V_{O_2}^M, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ газу.} \quad (4.7)$$

Фактичні витрати повітря з урахуванням його збагачення киснем ϵ та коефіцієнта надміру α становлять:

$$V_{нов}^{факт} = \alpha \cdot V_{O_2}^T / 0,01\epsilon, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ газу.} \quad (4.8)$$

Для збагачення повітря потрібно технічно чистого (97%) кисню

$$V_{техн.O_2} = 1,03 V_{нов}^{факт} 0,01(\epsilon - 21), \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ газу,} \quad (4.9)$$

та вентиляторного повітря

$$V_{вент} = V_{нов}^{факт} - V_{техн.O_2}, \text{ м}^3/\text{м}^3 \text{ газу.} \quad (4.10)$$

Для забезпечення теплового навантаження витрати газо-мазутної суміші повинні складати

$$V_{сум} = 3600 \cdot \frac{Q_{т.н}}{Q_{сум}}, \text{ м}^3/\text{год.}, \quad (4.11)$$

де $Q_{т.н}$ – теплове навантаження, МВт.

Витрати всіх складових паливної суміші, яка подається через головки мартенівської печі, заносять в таблицю 4.3.

Таблиця 4.3

Витрата складових паливної суміші	
Компонент	Витрата, кг(м ³)/год.
природний газ	$V_{n.z} = V_{сум}$
мазут	$M_m = m_m V_{сум}$
перегріта пара	$M_n = k_n M_m$
вентиляторне повітря	$Q_{нов} = V_{нов}^{факт} V_{n.z}$
технічний кисень	$Q_{техн.O_2} = V_{техн.O_2} \cdot V_{n.z}$

Таблиця 4.4

Вихідні дані для розрахунку практичної роботи №1

№ з/п	Теплове навантаження $Q_{т.н}$, МВт	Родовище природного газу	Марка мазуту	Частка мазуту у суміші по теплу C , %	Коефіцієнт надлишку повітря α	Вміст кисню в повітрі, %
1	20	1	1	15	1,05	32
2	25	2	2	16	1,06	31
3	30	3	1	17	1,07	30
4	35	4	2	18	1,08	29
5	40	5	1	19	1,09	28
6	45	6	2	20	1,10	27
7	50	1	1	21	1,11	26
8	55	2	2	22	1,12	25
9	60	3	1	23	1,13	24
10	65	4	2	24	1,14	23
11	70	5	1	25	1,15	22
12	22	6	2	26	1,16	23
13	27	1	1	27	1,17	24
14	32	2	2	28	1,18	25
15	37	3	1	29	1,19	26
16	42	4	2	30	1,20	27
17	47	5	1	30	1,21	28
18	52	6	2	29	1,22	29
19	57	1	1	28	1,23	30
20	62	2	2	27	1,24	31
21	67	3	1	26	1,25	32
22	72	4	2	25	1,26	33
23	28	5	1	24	1,27	32
24	33	6	2	23	1,28	31
25	38	1	1	22	1,29	30
26	43	2	2	21	1,30	29
27	48	3	1	20	1,31	28
28	53	4	2	19	1,32	27
29	58	5	1	18	1,33	26
30	31	6	2	17	1,34	25
31	41	1	1	16	1,35	24
32	51	2	2	15	1,36	23

Практична робота №2

Розрахунок обладнання для обробки сталі порошкоподібними реагентами

Мета роботи: ознайомиться з методикою розрахунку устаткування для продувки сталі порошкоподібними реагентами.

Теоретичні положення

Комплекс устаткування для введення газо-порошкової суміші в рідкий метал зазвичай входить до складу установок позапічної обробки чавуну; конвертерів, що працюють LD-процесом; установок комплексної обробки сталі в ковші або фінішної обробки (мікролегування, модифікування) сталі в проміжному ковші машини безперервного лиття заготовок. Цей комплекс зазвичай включає: колону для кріплення й пересування фурми; магазин для запасних фурм; пневмонагнітач із завантажувальним трактом; стенд або візок для ковша; систему бункерів із транспортером для введення добавок у ківш і пульт керування.

До устаткування для обробки сталі порошками висувають наступні вимоги:

- простота у виготовленні й експлуатації;
- надійність у роботі й забезпечення стабільного транспортування порошку в розплав без пульсацій, закупорювання сопла й викидів;
- легкість регулювання витрати порошку й газу;
- низьке співвідношення газу й порошку й рівномірний розподіл порошку в газовому потоці;
- простота й швидкість здійснення завантаження порошку без викидів пилу в атмосферу;
- можливість вдмухування різних типів порошку без зупинки продувки;
- повна автоматизація роботи установки.

Основним елементом пневматичної транспортної установки є змішувач або живильник, де відбувається змішування порошку з газом-носієм. Конструкції пневмонагнітачів умовно поділяють на 5 типів (рис. 4.2).

У даній роботі пропонується здійснити розрахунок пневмонагнітача з частковою аерацією (рис. 4.3) призначеного для продувки різних металевих розплавів (чавуну або сталі) порошкоподібними реагентами.

Таблиця 4.5

Вихідні дані для розрахунку практичної роботи №2

№ з/п	Розплав перед обробкою			Матеріали *		Параметри обробки				Решта параметрів				
	вага M , т	Вміст вуглецю [C], %	температура до обробки t_{Me} , °C	порошок/фракція, мкм	газ-носії	питома витрата порошку G_n , кг/т	інтенсивність вдування газу q_g , м ³ /хв	температура газу t_g , °C	тривалість обробки t , хв	довжина трубопроводу l_{mp} , м	внутрішній діаметр трубопроводу d_{mp} , мм	кількість поворотів на трубопроводу на 90°	глибина занурення форми в метали h_{Me} , м	різниця рівня сопла та входу вивідної труби H , м
1	100	4,30	1360	2.1/800	2	3,00	0,670	120	18	8	18	5	3	5
2	80	4,40	1250	2.8/750	2	10,00	1,600	30	20	2	30	2	1	4
3	60	0,15	1610	1.2/150	1	0,09	0,825	20	2	7	20	4	1,5	3
4	60	1,80	1550	3.4/50	3	3,00	0,934	25	18	13	25	5	3	2
5	350	0,62	1651	2.6/200	3	0,90	0,320	100	13	14	16	3	4	6
6	300	0,32	1615	3.2/280	3	0,50	0,500	50	10	5	20	4	2	4
7	350	0,15	1580	2.7/200	3	1,71	0,840	20	12	14	16	3	4	6
8	100	0,09	1535	4.1/450	3	4,50	0,130	25	50	3	10	3	0,5	2
9	80	4,00	1200	2.3/350	1	10,80	1,500	15	12	6	23	4	1,5	1
10	250	1,20	1660	3.3/100	3	0,30	0,500	300	8	2	26	2	1	2
11	60	0,04	1590	1.1/350	1	2,00	0,500	60	4	5	18	4	2	3
12	120	4,10	1320	2.1/400	1	1,50	3,250	40	15	30	22	4	4	5
13	10	4,15	1210	2.5/500	1	10	0,713	100	12	4	28	5	0,5	1
14	80	4,20	1220	2.2/800	1	3,5	3,000	80	5	7	20	3	1,7	2
15	200	0,65	1600	3.5/25	3	0,25	0,925	35	10	18	22	6	3,5	5
16	91	3,9	1300	2.4/350	1	3,6	0,8	130	10	10	26	5	1,8	3,3
17	80	4	1310	3.1/1000	1	0,4	7,2	150	10	15	30	8	1,5	2
18	200	0,03	1660	3.6/50	3	0,8	0,05	800	18	10	24	6	0,5	3
19	80	3,9	1380	2.8/100	2	8	1,8	55	16	4	28	4	1	2,5
20	82	4,05	1340	2.4/200	1	4	0,8	140	9	12	28	4	1,2	3,8

*позначення матеріалів надані відповідно до порядкових номерів у таблицях 4.6 та 4.7

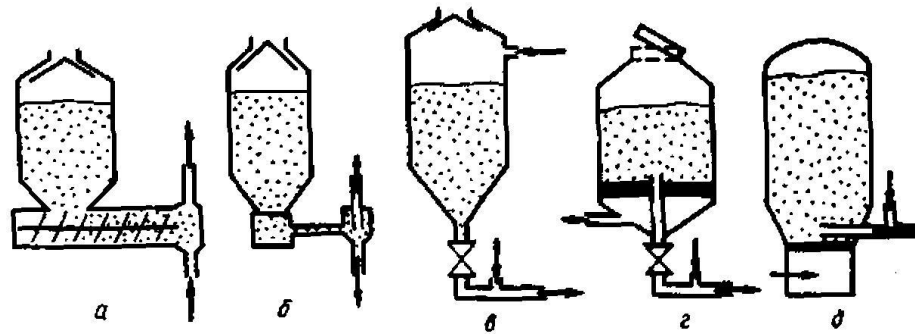


Рисунок 4.2. Різновиди пристроїв для подачі порошкоподібних матеріалів:
а) з гвинтовим (шнековим) живильником; б) з вібраційним живильником;
в) верхнього тиску; г) з повною аерацією; д) із частковою аерацією

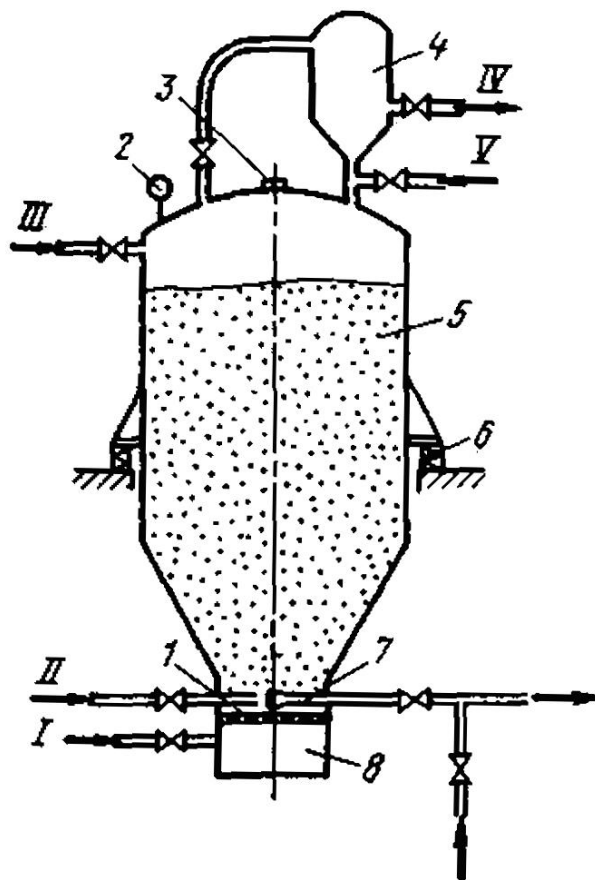


Рисунок 4.3. Принципова схема пневмонагнітача з частковою аерацією суміші: I – потік газу на аерацію порошку; II – потік газу-носія; III – потік газу для створення необхідного тиску в пило-живильнику; IV – потік очищеного газу; V – завантаження порошку; 1) пориста перегородка; 2) манометр; 3) запобіжний клапан; 4) фільтр для очищення газу; 5) корпус із конічним переходом; 6) пристрій для зважування; 7) вивідна труба; 8) розвантажувальна камера

Порядок виконання роботи

Відповідно до теоретичних засад розрахунку пневмотранспорту розрахунок слід виконувати у наступній послідовності:

- визначити тиск у живильнику залежно від витрати газу й порошку, заданими за технологією обробки сталі;
- визначити витрата газу на псевдорозрідження порошку;
- визначити витрату газу в змішувач на транспортування порошку;

- визначити розміри розвантажувальної камери живильника для забезпечення безпульсаційного транспортування порошку в межах заданої продуктивності.

Для проведення розрахунку необхідно попередньо розрахувати наступні параметри:

- інтенсивність введення порошку: $m_n = \frac{G_n \cdot M}{60\tau}$, кг/с (де G_n – питома витрата порошку, кг/т; M – вага розплаву в ковші, т; τ – тривалість обробки, хв.);
- масова витрата газу: $m_g = \frac{q_g \cdot \rho_g}{60}$, кг/с, де q_g – об’ємна витрата газу, нм³/хв; ρ_g – густина газу за н.у., кг/м³ (табл. 4.6);
- газова стала для даного газу: $R = \frac{1000 \cdot R_y}{Mr}$, Дж/(кг·К), де $R_y = 8,314$ – універсальна газова стала, Дж/(моль·К); Mr – молярна маса газу, г/моль (табл. 4.6);
- співвідношення масових витрат порошку й газу: $W = \frac{m_n}{m_g}$.

1) Визначення тиску в живильнику

Коефіцієнт опору ξ на тертя при транспортуванні газо-порошкової суміші трубопроводом складе

$$\xi = \left(\frac{0,55}{\lg \frac{m_g}{6,28 \cdot d_{mp} \cdot \eta_g}} \right)^2, \quad (4.12)$$

де m_g – масова витрата газу, кг/с;

η_g – динамічна в’язкість газу (Па·с), розраховується за законом Сазерленда:

$$\eta_g = \eta_o \cdot \frac{C_\eta + 273}{C_\eta + T_g} \cdot \left(\frac{T_g}{273} \right)^{3/2}, \text{ Па} \cdot \text{с}, \quad (4.13)$$

η_o – в’язкість газу за н.у., Па·с (табл. 4.6);

C_η – стала Сазерленда для в'язкості, К (табл. 4.6);

T_z – абсолютна температура газу-носія, К;

d_{mp} – внутрішній діаметр трубопроводу, м.

Таблиця 4.6

Коефіцієнти для визначення в'язкості газу

№ з/П	Газ-носіє	Молярна маса M_r , г/моль	Густина ρ_z , кг/м ³	В'язкість за н.у. $\eta_o \cdot 10^8$, Па·с	Стала Сазерленда C_η , К
1	Азот	28	1,2505	1652	104
2	Кисень	32	1,4290	1911	125
3	Аргон	40	1,7839	2114	503

Для визначення абсолютного тиску в живильнику знаходимо величину втрат тиску на тертя при русі газо-порошкової суміші в транспортному трубопроводі й каналі фурми

$$\Delta p_2 = \sqrt{12960 \cdot \xi(1 + 0,18W) \frac{l_e m_e^2 R T_z}{d_{mp} S} + p_{1a} - p_{1a}}, \text{ Па}, \quad (4.14)$$

де l_e – еквівалентна довжина транспортного трубопроводу розраховується за формулою $l_e = l_{mp} + n \cdot 290 \cdot d_{mp}$, м;

R – газова стала для газу-носія з урахуванням молярної маси останнього (див. вище), Дж/(кг·К);

$S = \frac{\pi \cdot d_{mp}^2}{4}$ – площа поперечного перерізу трубопроводу, м²;

$p_{1a} = \rho_{Me} g h_{Me} + p_o$ – тиск у вихідному перерізі фурми, Па;

$g = 9,81$ – прискорення вільного падіння, м/с²;

h_{Me} – глибина занурення фурми в розплав, м;

$p_o = 101325$ – атмосферний тиск при стандартних умовах, Па;

ρ_{Me} – густина рідкого металу, величина якої може бути прийнята 6800...7000 кг/м³ для рідкого чавуну і 7000...7200 – для сталі.

Тиск у камерному живильнику

$$p = \frac{p_{1a} + \Delta p_2 + \Delta p_3 - \frac{p_{1a} \cdot g \cdot H \cdot W}{2RT_z}}{1 + \frac{g \cdot H \cdot W}{2RT_z}}, \text{ Па}, \quad (4.15)$$

де Δp_3 – втрати тиску, пов'язані з розгоном твердих часток, розраховуються за формулою

$$\Delta p_3 = \frac{m_z \cdot m_n \cdot 0,6 \cdot R \cdot T_z}{S \cdot p_{1a}}, \text{ Па}, \quad (4.16)$$

H – різниця в рівнях входу й виходу газо-порошкової суміші (позитивна, якщо вхід нижче виходу, і негативна, коли вхід вище виходу), м.

Безпульсаційне рівномірне транспортування порошку на горизонтальних ділянках трубопроводу можливе за умови, що швидкість u_o газо-порошкового струменя на виході з камерного живильника на початку трубопроводу перевищує критичну $u_{кр}$, за якої починається осадження часточок порошку на стінках трубопроводу, тобто $u_o > u_{кр}$. На виході з камерного живильника на початку трубопроводу швидкість u_o складе

$$u_o = \frac{m_z \cdot R \cdot T_z}{p \cdot S}, \text{ м/с}. \quad (4.17)$$

Критична швидкість потоку, нижче якої не буде відбуватися осадження часточок порошку на стінках трубопроводу

$$u_{кр} = 5,6 d_{mp}^{0,34} \cdot d_n^{0,36} \sqrt{\frac{\rho_n}{\rho_z}} \cdot W^{0,25}, \text{ м/с}, \quad (4.18)$$

де d_n – діаметр фракції порошку, м;

ρ_n – істинна густина матеріалу порошку, кг/м³ (табл. 4.7).

2) Визначення витрати газу на псевдорозрідження порошку

Витрата газу на аерацію порошку в живильнику і регулювання його витрати

$$m_1 = \frac{3600 \cdot m_n p}{R \cdot T_z (1,2 \rho_n^{nac} - 0,2 \rho_n)}, \text{ кг/год.}, \quad (4.19)$$

де ρ_n^{nac} – насипна густина порошку, кг/м³ (див. табл. 4.7).

3) Визначення витрати газу на транспортування порошку

Витрата газу на транспортування порошку до змішувача:

$$m_2 = 3600 \cdot m_z - m_1 - \frac{3600 \cdot m_n \cdot \rho_z}{\rho_n \cdot R \cdot T_z}, \text{ кг/год.} \quad (4.20)$$

4) Визначення параметрів розвантажувальної камери

Діаметр розвантажувальної камери для цих умов:

$$D_{p.k} = \sqrt{\frac{4m_1}{3600 \cdot \pi \cdot \rho'_z \cdot u_{nc} \cdot 0,1}}, \text{ м}, \quad (4.21)$$

де u_{nc} – швидкість початку псевдорозрідження газу, що може бути розрахована з критерію Рейнольдса для газо-порошкового потоку

$$\text{Re} \equiv \frac{u_{nc} \cdot d_n \cdot \rho'_z}{\eta_z} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22 \sqrt{\text{Ar}}}, \quad (4.22)$$

$\text{Ar} = \frac{d_n^3 (\rho_n - \rho'_z) g}{\rho'_z \nu_z^2}$ – число Архімеда, що зіставляє гравітаційні сили між

часточками порошку й газом-носієм із силами в'язкого тертя в газо-порошковому потоці;

$\nu_z = \frac{\eta_z}{\rho'_z}$ – кінематична в'язкість газу для заданих умов, м/с².

При розрахунку чисел Рейнольдса і Архімеда за формулами (4.21), (4.22) густину газу-носія приймаємо для заданих умов руху потоку. Тобто для тиску в камерному живильнику p и за температури газу T_z густину газу визначають з рівняння Менделєєва-Клапейрона $\rho'_z = \frac{p}{RT_z}$.

Загальна висота розвантажувальної камери може бути обрана зі співвідношення $h = (1..3)D_{p.k.}$, а висота від осі вхідного перетину вивідної труби до верху розвантажувальної камери: $h_2 = (0,5..1,0)D_{p.k.}$.

Циліндричний корпус аераційного камерного живильника розраховується на місткість порошку певної фракції із запасом 20%, тобто для обробки металевого розплаву в ковші ємністю M , інтенсивності введення порошку m_n і тривалості обробки τ ємність камерного живильника складе

$$E = 1,2M \cdot G_n, \text{ кг}, \quad (4.23)$$

або з урахуванням насипної густини порошку $\rho_n^{нас}$

$$V = \frac{E}{\rho_n^{нас}}, \text{ м}^3. \quad (4.24)$$

Конічний перехід до розвантажувальної камери для виключення зависання порошку повинен мати кут нахилу стінок до горизонталі не менш 60° або в протилежному випадку додатковий ступінь аерації.

Таблиця 4.7

Істинна й насипна густина матеріалів

Матеріал	Густина, кг/м ³	
	істинна	насипна
1	2	3
<i>1. Навуглецьовувачі</i>		
1.1. Вугілля	1350-1600	750-1000
1.2. Кокс	1300	500-600
<i>2. Шлакоутворюючі (десульфуратори, дефосфатори)</i>		
2.1. Вапно	3350	800-1200
2.2. Карбід кальцію	2220	1200
2.3. Вапняк	2600	1400
2.4. Магній	1739-1760	360-490
2.5. Окис магнію	2900	500
2.6. Силікокальцій	3000	1400
2.7. Плавиковий шпат	3200	1440
2.8. Сода	1450	430

1	2	3
<i>3. Розкислювачі, модифікатори, мікролегуючі елементи</i>		
3.1. Алюміній	2700	750
3.2. Титан	4500	890-1360
3.3. Молібден	10200	1800
3.4. Вольфрам	19350	3000-5500
3.5. Іридій	22400	5000-6000
3.6. Ніобій	8570	280-1310
<i>Мікрохолодильники</i>		
4.1. Залізний порошок ПЖВЗ.450.26	7880	2100-2900

Практична робота №3

Розрахунок порційного вакууматора

Мета роботи: ознайомитись з методикою розрахунку основних розмірів порційного вакууматора.

Теоретичні положення

У відповідності із технологічним процесом при опусканні патрубку вакуум-камери у ківш з металом останній під дією різниці тиску між камерою та навколишньою атмосферою засмоктується в камеру на барометричну висоту. При підйомі камери на висоту, що дорівнює робочому ходу камери, рівень металу в камері буде перевищувати барометричну висоту і він почне витікати назад у ківш. Подальше опускання камери призводить до засмоктування металу, підйом – до витікання. Операція опускання і підйому камери відповідає процесу вакуумування порції металу і є *циклом вакуумування*. Сукупність циклів, що забезпечує вирішення поставленої технологічної задачі визначає тривалість обробки. Тривалість циклу вакуумування залежить від порції металу, площі перерізу патрубку і вакуумної камери, а також робочого ходу і швидкості її переміщення (рис. 4.4).

Визначити час підйому металу в камеру або його витікання (напівцикл вакуумування τ) можна використовуючи відомі рівняння гідродинаміки. Так, при опусканні або підйомі камери на деяку висоту dh в останній утворюється надлишковий або від'ємний тиск, за рахунок якого порція металу буде витікати

або засмоктуватись у камеру. Об'єм цієї порції складає $dV = S_1 dh$, де S_1 – площа перерізу камери.

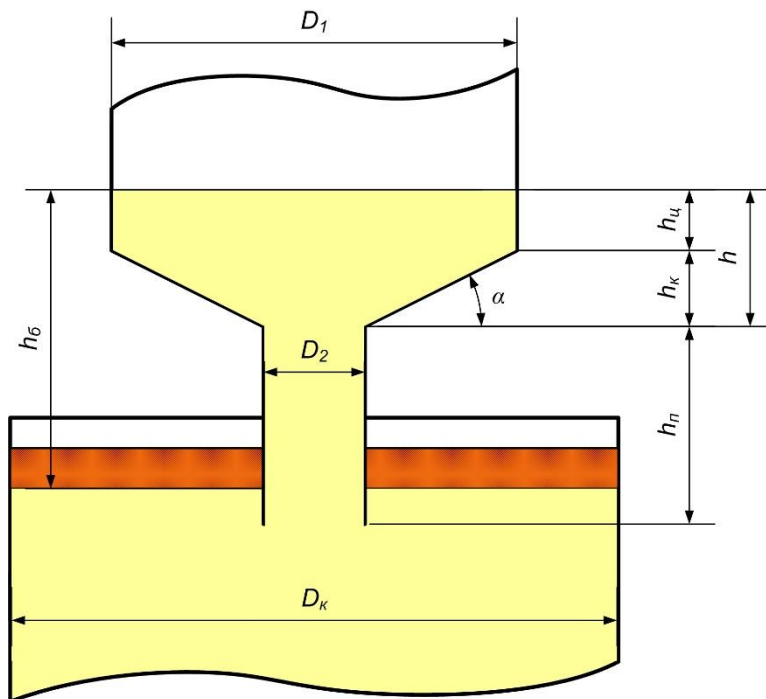


Рисунок 4.4. Схема для розрахунку робочого простору порційного вакууматора

З урахуванням умови нерозривності струменя той самий об'єм металу повинен пройти через патрубок: $dV = S_2 w d\tau$, де S_2 – площа перерізу патрубка; w – швидкість витікання металу патрубком у момент τ .

Швидкість витікання з будь-якого резервуара визначається за виразом $w = \varphi \sqrt{2gh}$, де $\varphi = 0,6 \dots 0,95$ – коефіцієнт швидкості патрубка; h – висота металу в камері над дзеркалом металу в ковші.

Прирівнявши ці два рівняння згідно з законом нерозривності потоку та проінтегрувавши отримане рівняння $d\tau = \frac{S_1 dh}{S_2 \varphi \sqrt{2gh}}$, отримуємо

$$\tau = \frac{S_1}{S_2 \varphi} \sqrt{\frac{2h}{g}} \text{ або } \tau = \frac{D_1^2}{D_2^2 \varphi} \sqrt{\frac{2h}{g}}. \quad (4.25)$$

Отримане рівняння зв'язує основні параметри камери: час витікання (засмоктування) металу, поперечні розміри камери і патрубка, робочий хід камери.

Однак фактично при підйомі або опусканні камери з моменту початку руху камери утворений перепад висот забезпечує витікання металу з камери. За час

підйому камери з певною швидкістю v в камері встановиться рівень металу h_1 , який і визначає час повного витікання металу з камери. Тому загальний час напівциклу складається з тривалості підйому (опускання) камери і повного витікання (засмоктування) металу – паузи.

Зміну рівня металу в камері за час її підйому можна описати рівнянням

$$dh_1 = v d\tau - \frac{S_2}{S_1} w d\tau = v d\tau - \frac{S_2}{S_1} \varphi \sqrt{2gh} d\tau, \quad (4.26)$$

а після розділення змінних

$$d\tau = \frac{dh_1}{v - \frac{S_2}{S_1} \varphi \sqrt{2gh}}. \quad (4.27)$$

Після інтегрування і заміни $\frac{S_2}{S_1} \varphi \sqrt{\frac{2}{g}} = A$ отримуємо

$$v = \ln \frac{v}{v - A\sqrt{h_1}} - A\sqrt{h_1} = \frac{A^2}{2} \tau, \quad (4.28)$$

або

$$h_1 = \left(\frac{v}{A} \right)^2 \left[1 - e^{-\frac{A}{v} \left(\sqrt{h_1} + \frac{A\tau}{2} \right)} \right]^2. \quad (4.29)$$

Отримане трансцендентне рівняння можна вирішувати методом ітерацій (послідовних наближень), шляхом підстановки величини h_1 . Для спрощення розрахунків рівень металу можна визначати за номограмою (рис. 4.5). Таким чином час напівциклу складається з двох частин: часу підйому (опускання) камери і часу витримки необхідного для повного зливу металу від рівня h_1 . Аналогічно розглядаємо процеси опускання і наповнення її металом.

Робочий об'єм вакуумної камери має форму циліндра (див. рис. 4.4), діаметр якого в залежності від технологічних задач, що вирішуються, може приблизно дорівнювати діаметру сталерозливного ковша або дещо меншим, щоб камера занурювалась в ківш. У будь-якому випадку аби залишки металу і шлаку

не лишалися на подині вакуум-камери, вона має кут нахилу до горизонталі $\alpha = 8...12^\circ$.

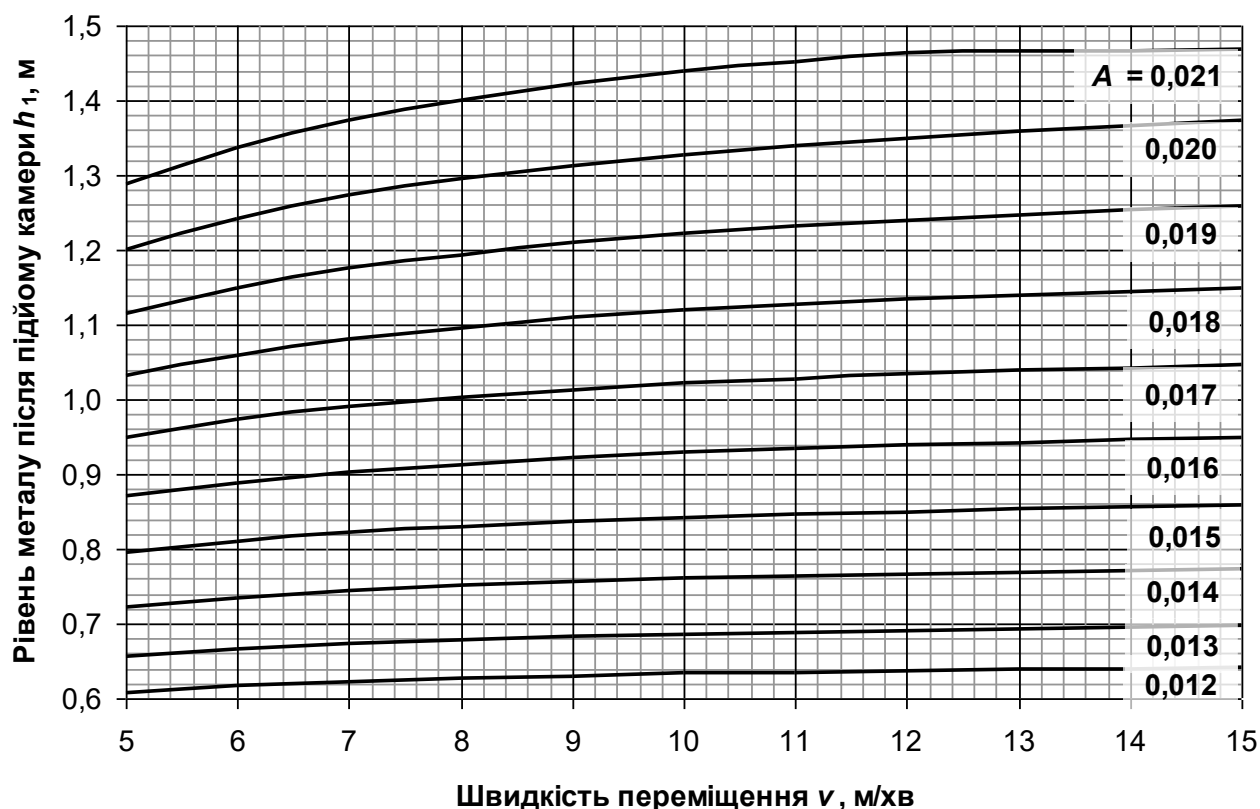


Рисунок 4.5. Номограма для визначення рівня металу в камері після її підйому

Порядок виконання роботи

Розраховуємо порцію металу, що всмоктується в камеру за один цикл

$$M_n = 0,01 \cdot m_n \cdot M_k, \text{ т.} \quad (4.30)$$

Робочий об'єм камери становить

$$V = \frac{M_n}{\rho}, \text{ м}^3. \quad (4.31)$$

де ρ – густина рідкого металу, т/м³.

Приймаючи форму робочого простору камери за циліндр, визначаємо площу його поперечного перерізу та діаметр

$$S_1 = \frac{V}{h_x}, \text{ м}^2, \quad (4.32)$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{4S_1}{\pi}}, \text{ м.} \quad (4.33)$$

Приймаючи тривалість напівциклу $\tau_1 = 12$ с та коефіцієнт швидкості для патрубку $\varphi = 0,9$, розраховуємо діаметр патрубка

$$D_2 = D_1 \frac{\sqrt[4]{\frac{2h_x}{g}}}{\sqrt{\tau_1 \varphi}}, \text{ м,} \quad (4.34)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с².

Оскільки подина камери має нахил до центру $\alpha = 8...12^\circ$, то робочий об'єм камери слід розраховувати як фігуру, що складається з циліндричної V_u і конічної V_k частин. Об'єм конічної частини складає

$$V_k = \frac{\pi}{3} \left(\frac{D_1 - D_2}{2} \right) \cdot \frac{D_1^2 + D_1 D_2 + D_2^2}{4} \text{tg} \alpha, \text{ м}^3, \quad (4.35)$$

а її висота

$$h_k = \frac{D_1 - D_2}{2} \text{tg} \alpha, \text{ м.} \quad (4.36)$$

Тоді об'єм і висота циліндричної частини камери складають

$$V_u = V - V_k, \text{ м}^3, \quad (4.37)$$

$$h_u = \frac{V_u}{S_1} \text{ м.} \quad (4.38)$$

Загальна висота робочого об'єму камери складає

$$h = h_u + h_k, \text{ м.} \quad (4.39)$$

Тривалість напівциклу τ_1 складається з трьох частин:

- 1) час τ'_1 підйому (опускання) камери на висоту h ;
- 2) час τ'_2 витікання металу з барометричного рівня камери до рівня h_k (засмоктування у камеру з рівня h_k до барометричного);

3) час τ'_3 витікання (засмоктування) металу з конічної частини камери.

Час підйому камери розраховуємо виходячи з висоти її робочого об'єму та швидкості переміщення

$$\tau'_1 = \frac{h_1}{w}, \text{ с.} \quad (4.40)$$

Рівень h_1 металу в камері до кінця її підйому визначаємо за номограмою (див. рис. 4.5), попередньо визначивши коефіцієнт A (див. пояснення до формули (4.29)). Тривалість зливу металу з камери від рівня h_1 до конічної частини h_k складає

$$\tau'_2 = \frac{D_1^2}{D_2^2 \varphi} \sqrt{\frac{2(h_1 - h_k)}{g}}, \text{ с.} \quad (4.41)$$

Час витікання металу з конічної частини

$$\tau'_3 = \frac{\sqrt{2h_k/g}}{\varphi} \left[1 + \frac{2}{3} \cdot \frac{(D_1 - D_2)}{D_2} + \frac{1}{5} \cdot \frac{(D_1 - D_2)^2}{D_2^2} \right], \text{ с.} \quad (4.42)$$

Загальний час напівциклу складає

$$\tau_1 = \tau'_1 + \tau'_2 + \tau'_3, \text{ с.} \quad (4.43)$$

Довжину патрубку можна визначити за формулою

$$H_n = h_{бар} - h_x + h_{згл}, \text{ м,} \quad (4.44)$$

де $h_{бар} = \frac{P_{атм} + \rho_{шл} g h_{шл} - P_{розр}}{\rho_m g}$ – барометричний рівень металу в камері при

заданому розрідженні, м;

$P_{атм}$ – атмосферний тиск за нормальних умов, Па;

$\rho_{шл} = 2500 \dots 3500$ – густина шлаку, кг/м³;

$h_{шл} = 0,05 \dots 0,20$ – товщина шару шлаку в ковші, м;

$P_{розр}$ – залишковий тиск в вакуум-камері, Па;

ρ_m – густина металу, кг/м³;

$h_{\text{загл}}$ – глибина заглиблення патрубку в метал для запобігання потрапляння шлаку в камеру (залежності від ємності ковша становить 0,15...0,3 м), м.

Таблиця 4.8

Вихідні данні для розрахунку практичної роботи №3

№ з/п	Ємність ковша M_k , т	Вага порції m_n , %	Швидкість переміщення w , м/хв.	Хід камери h_x , мм	Кут нахилу поду α , град.
1	50	8	5	500	8
2	100	9	6	600	9
3	150	10	7	700	10
4	200	8	8	800	11
5	250	9	9	900	12
6	300	10	10	1000	11
7	350	8	11	1100	10
8	50	9	12	1200	9
9	100	10	13	1300	8
10	150	8	14	1400	9
11	200	9	15	1500	10
12	250	10	5	1400	11
13	300	8	6	1300	12
14	350	9	7	1200	11
15	50	10	8	1100	10
16	100	8	9	1000	9
17	150	9	10	900	8
18	200	10	11	800	9
19	250	8	12	700	10
20	300	9	13	600	11
21	350	10	14	500	12
22	50	8	15	500	11
23	100	9	5	600	10
24	150	10	6	700	9
25	200	8	7	800	8
26	250	9	8	900	9
27	300	10	9	1000	10
28	350	8	10	1100	11
29	50	9	11	1200	12
30	100	10	12	1300	11

Розрідження в камері на початку обробки складає не більше 13 кПа. Зменшення газонасиченості розплаву впродовж вакуумування викликає

необхідність у зменшенні тиску в камері аж до 67 Па. Таким чином, впродовж обробки барометричний рівень металу в камері змінюється в межах 1,3...1,5 м.

Практична робота №4

Розрахунок параметрів хитання кристалізатора і профілю технологічної осі МБЛЗ

Мета роботи: ознайомитись з методикою розрахунку параметрів хитання кристалізатора МБЛЗ та їхнім впливом на якість заготовки; виконати розрахунок технологічної осі радіальної і криволінійної МБЛЗ.

Теоретичні положення

Призначенням механізму хитання кристалізатора є створення умов, що перешкоджають виникненню проривів рідкого металу на виході заготовки з кристалізатора. У процесі розливання через різні причини можливе різке збільшення сили тертя між стінками кристалізатора і сформованою кіркою. В результаті тонка, неміцна скоринка в районі меніска прилипає до стінок кристалізатора і, зависнувши на цьому рівні, припиняє ковзати відносно стінок кристалізатора. Під дією зусиль, що витягують зливоч, напруження, які розтягують, призводять до розриву кірки і витіканню рідкої сталі на агрегати зони вторинного охолодження (ЗВО) заготовки.

Переміщення та швидкість кристалізатора в зворотно-поступальному режимі за синусоїдальним законом (рис. 4.6) описується рівняннями

$$S = A \sin \omega t, \quad (4.45)$$

$$V_k = \frac{dS}{dt} = \omega A \cos \omega t, \quad (4.46)$$

де S – шлях руху кристалізатора;

A – амплітуда хитання (крок кристалізатора);

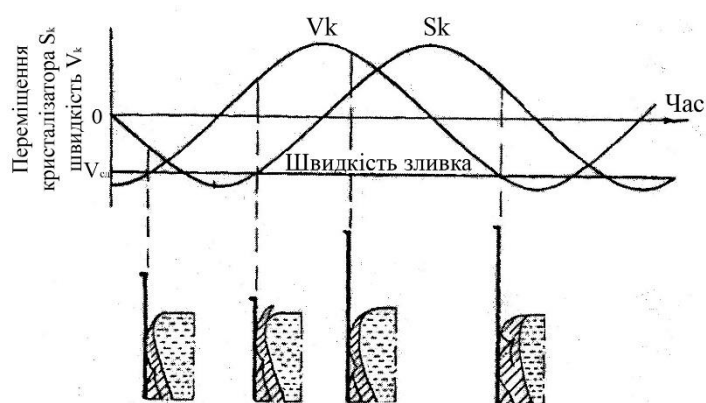
$\omega = \frac{2\pi}{T} = 2\pi f$ – фазова частота коливань;

T – період циклу;

f – частота хитання кристалізатора;

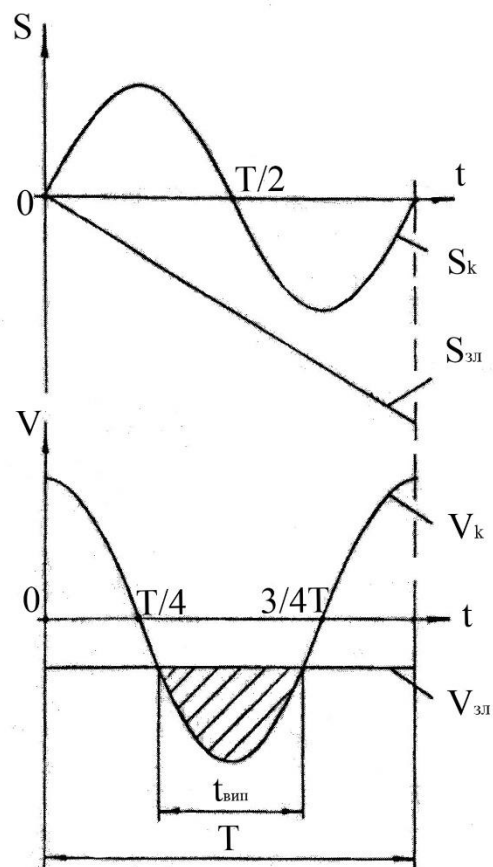
t – час хитання;

V_k – лінійна швидкість руху кристалізатора.



а

Рисунок 4.6. Механізм формування слідів хитання на поверхні заготовки в кристалізаторі (а) і схема синусоїдального закону хитання кристалізатора з випередженням (б): S_k , $S_{зл}$ – переміщення кристалізатора і заготовки; V_k і $V_{зл}$ – швидкість руху кристалізатора і заготовки; $t_{вип}$ – час випередження; T – період хитання



б

Для забезпечення високої якості поверхні заготовки і зниження імовірності проривів заготовки важливо вибрати оптимальні параметри хитання кристалізатора (частоту хитання і крок кристалізатора), що забезпечують достатній час заліковування скоринки металу (час випередження кристалізатора або відставання заготовки).

Крок кристалізатора звичайно варіюється в межах $3 \div 10$ мм. Зі збільшенням кроку пропорційно зростає час випередження, збільшується глибина слідів хитання і витрата шлакоутворюючої суміші (ШУС).

Традиційні гідравлічні механізми хитання кристалізатора забезпечують частоту хитання кристалізатора в межах $100 \div 250$ циклів на хвилину ($1,7 \div 4,2$ Гц). Зі збільшенням частоти хитання зростає час випередження заготовки, зменшується глибина слідів хитання і витрата ШУС.

Глибина слідів хитання залежить від вибору ШУС, ходу кристалізатора, частоти хитання і швидкості розливання. Орієнтовну оцінку її величини можна зробити за емпіричною формулою

$$d = 0,065 \cdot 1,145^A \cdot (200 \cdot 0,9^A)^{t_{\text{вин}}}, \text{ мм}, \quad (4.47)$$

де A – крок кристалізатора, мм;

$t_{\text{вин}}$ – час випередження, с.

Оптимальна величина часу відставання заготовки складає 0,11 с, але може змінюватись для конкретних умов розливки. Максимально припустима глибина слідів хитання складає 0,25 мм для ультранизьковуглецевистих і 0,60 мм – для інших марок сталі.

Порядок виконання роботи

1) Розрахунок параметрів хитання кристалізатора

Визначаємо частоту хитання й крок кристалізатора

$$f_{\text{онт}} = \frac{0,274}{t_{\text{вин}}}, \text{ Гц}, \quad (4.48)$$

$$A = 14,8 \cdot V_{\text{max}} \cdot t_{\text{вин}}, \text{ мм}, \quad (4.49)$$

де V_{max} – максимальна швидкість розливання заготовки, м/хв.

Розраховані параметри хитання кристалізатора повинні забезпечувати належну якість поверхні заготовки й зниження ймовірності проривів кірки під кристалізатором.

Для перевірки оцінюємо глибину слідів хитання за формулою (4.47) і порівнюємо її з максимально припустимою для заданої марки сталі.

2) Розрахунок базового радіуса радіальної МБЛЗ

Базовий радіус радіальної МБЛЗ визначаємо виходячи з марочного й розмірного сортаменту заготовок за формулою

$$R_o = \frac{0,39k^2 \cdot \theta^2}{V_{\text{max}} \varepsilon_{\theta}^2} \left(\sqrt{1 + \frac{1,17 \cdot a \cdot V_{\text{max}} \cdot \varepsilon_{\theta}}{k^2 \cdot \theta^2}} - 1 \right)^2, \text{ м}, \quad (4.50)$$

де k – коефіцієнт тверднення заготовки: 24÷26 – для слябових заготовок і 28÷30 – для сортових, блюмових і круглих заготовок, мм/хв^{0,5};

$\theta = 0,7 \div 0,85$ – коефіцієнт, прямо пропорційний інтенсивності охолодження;

ε_d – величина припустимої деформації шарів металу в температурному інтервалі крихкості залежить від марочного сортаменту сталі (див. табл. 4.9, 4.11);

a – товщина заготовки, мм.

У формулі (4.50) коефіцієнт тверднення й товщину заготовки слід підставляти в метрах.

Таблиця 4.9

Припустима деформація металу в температурному інтервалі крихкості для різних марок сталі

Марочний сортамент	Низьковуглецевиста сталь	Середньовуглецевиста і легована сталь	Високowуглецевиста і високолегована сталь
ε_d	$(0,5...0,8) \cdot 10^{-2}$	$(0,3...0,5) \cdot 10^{-2}$	$(0,15...0,3) \cdot 10^{-2}$

Для розрахованого базового радіуса радіальної МБЛЗ ділянка твердіння заготовки (металургійна довжина) складе

$$L = \frac{\pi R_o}{2}, \text{ м.} \quad (4.51)$$

Повний час тверднення заготовки даного перерізу складе

$$\tau = \frac{a^2}{4k^2}, \text{ хв.} \quad (4.52)$$

Мінімальна металургійна довжина заготовки (глибина рідкої лунки) складе

$$L_{\min} = V_{\max} \cdot \tau, \text{ м.} \quad (4.53)$$

У випадку, якщо мінімально припустима металургійна довжина машини перевищує розрахункову, необхідно або збільшувати базовий радіус МБЛЗ або зменшувати швидкість витягування заготовки.

3) Розрахунок базового радіусу криволінійної МБЛЗ

Товщина кірки, що закристалізувалася до моменту розгину зливка

$$\delta = \frac{a \cdot c}{2}, \text{ мм}, \quad (4.54)$$

де c – відносна товщина кірки, що закристалізувалася до моменту розгину заготовки, звичайно складає 0,4...0,65.

Час руху заготовки до точки розгину

$$\tau_{кр} = \left(\frac{\delta}{k} \right)^2, \text{ хв.} \quad (4.55)$$

Відстань від нейтральної осі до небезпечного шару, де можливе зародження гарячих тріщин

$$y_{on} = \delta \theta, \text{ мм.} \quad (4.56)$$

Час знаходження заготовки в температурному інтервалі крихкості складає

$$\tau_{mik} = \tau_{кр} (\theta^{-2} - 1), \text{ хв.} \quad (4.57)$$

Радіус точок виправлення заготовки складає

$$\frac{1}{R_i} = \frac{1}{R_o} - i \cdot \frac{l \varepsilon_\theta}{y_{on} V_{\max} \tau_{mik}}. \quad (4.58)$$

Якщо прийняти за початок координат точку закінчення радіальної ділянки, то координата i -ої точки виправлення буде

$$x_i = x_{i-1} + l \cos \frac{l}{R_i}^*, \quad (4.59)$$

$$y_i = y_{i-1} - l \sin \frac{l}{R_i}, \quad (4.60)$$

де l – відстань між точками виправлення, м;

x_{i-1} , y_{i-1} – координати точок розгину, що було отримано на попередньому етапі розрахунку.

* Розрахунок значень синуса й косинуса на калькуляторі виконується в режимі RAD (тобто в радіанах). В *Microsoft Excel* цей режим є стандартним.

Розрахунок радіуса кривизни точок технологічної осі і їхніх координат проводимо доти, доки радіус кривизни не буде дорівнювати нескінченності або негативній величині. Результати розрахунку технологічної осі криволінійної МБЛЗ заносимо в таблицю 4.10.

За результатами розрахунку будуюмо профіль технологічної осі радіальної і криволінійної МБЛЗ: профіль радіальної виходячи зі знайденого базового радіуса, а профіль криволінійної – по координатах точок з таблиці 4.10. Початком координат є точка закінчення радіальної ділянки криволінійної МБЛЗ (точка початку розгину).

Таблиця 4.10

Параметри профілю технологічної осі криволінійної МБЛЗ

№ з/п	Радіус точки розгину		Координати точок розгину	
	$1/R_i$	R_i	x_i	y_i
Базовий радіус	-		0	0
1				
2				
...	-	∞		

Отримані криві будуть розташовуватися в другій і четвертій чвертях декартової системи координат, а центр окружності радіальної МБЛЗ – у першій (див. рис. 4.7). Координати центру радіальної МБЛЗ і радіальної ділянки криволінійної МБЛЗ знаходимо за формулами:

$$y_o = R_o \sin \frac{180^\circ \cdot V_{\max} \cdot \tau_{кр}}{\pi R_o}, \quad (4.61)$$

$$x_o = \sqrt{R_o^2 - y_o^2}. \quad (4.62)$$

Зі знайденої точки спочатку проводимо циркулем дугу радіусом R_o , яка відповідає технологічній осі радіальної МБЛЗ, а потім по знайденим раніше координатам точок (див. табл. 4.10) будуюмо криву, що відповідає технологічній осі криволінійної МБЛЗ. По отриманому рисунку оцінюємо, наскільки висота криволінійної МБЛЗ менше, ніж радіальної.

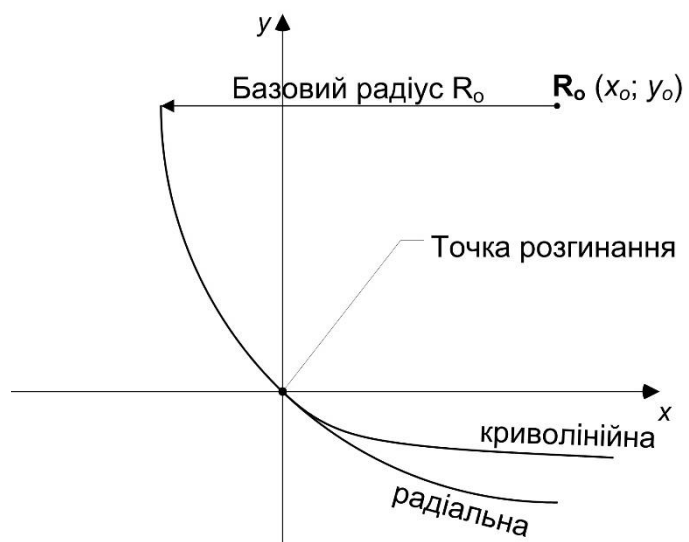


Рисунок 4.7. Профіль технологічної осі радіальної і криволінійної МБЛЗ із однаковим базовим радіусом

Таблиця 4.11

Вихідні дані для розрахунку практичної роботи №4

№ з/п	Максимальна швидкість витягування V_{max} , м/хв.	Час випередження $t_{вип}$, с	Переріз заготовки, мм		Інтенсивність охолодження θ	Гранична деформація металу в температурному інтервалі крихкості ε_θ	Відстань між точками правки l , м	Точка переходу від радіальної ділянки до криволінійної c
			товщина a , мм	ширина b , мм				
1	1,0	0,1	120	120	0,75	0,0025	0,30	0,55
2	1,5	0,2	150	150	0,70	0,0020	0,50	0,50
3	1,5	0,25	170	170	0,75	0,0015	0,60	0,50
4	1,2	0,1	180	180	0,70	0,0020	0,40	0,45
5	0,8	0,2	180	1000	0,75	0,0020	0,35	0,45
6	1,6	0,25	150	150	0,75	0,0015	0,50	0,50
7	1,7	0,1	150	180	0,75	0,0015	0,55	0,50
8	0,7	0,2	200	1000	0,80	0,0015	0,55	0,50
9	0,6	0,3	250	1200	0,70	0,0025	0,65	0,50
10	0,6	0,1	220	1800	0,70	0,0030	0,35	0,45
11	0,5	0,2	300	1500	0,70	0,0025	0,40	0,40
12	1,2	0,3	280	300	0,70	0,0015	0,60	0,40
13	1,2	0,1	250	350	0,70	0,0015	0,55	0,40
14	0,5	0,2	300	800	0,75	0,0020	0,60	0,45
15	0,5	0,3	350	2000	0,70	0,0020	0,55	0,40
16	0,4	0,1	350	2500	0,70	0,0030	0,80	0,50
17	0,4	0,2	380	2500	0,75	0,0020	0,50	0,40
18	0,5	0,3	350	2500	0,75	0,0015	0,60	0,40
19	0,6	0,1	380	2000	0,70	0,0015	0,80	0,40
20	1,0	0,2	300	350	0,70	0,0015	0,65	0,40

РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Баптизманский В.И. Конвертерные процессы производства стали / В.И. Баптизманский, М.Я. Меджибожский, В.Б. Охотский. – К.: Техника, 1986. – 386 с.
2. Баптизманский В.И. Физико-химические основы кислородно-конвертерного процесса / В.И. Баптизманский, В.Б. Охотский. – Киев-Донецк: Вища школа, 1981. – 184 с.
3. Бойченко Б.М., Охотський В.Б., Харлашин П.С. Конвертерне виробництво сталі. – Дніпропетровськ: РВА „Дніпро-ВАЛ”, 2004. – 454 с.