

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ АВІАЦІЙНИЙ УНІВЕРСИТЕТ**

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

Шаманський Сергій Йосипович

УДК 628.336.5

ДИСЕРТАЦІЯ

**НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНІ ЗАСАДИ
УДОСКОНАЛЕННЯ ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНИХ
ПРОЦЕСІВ ВОДОВІДВЕДЕННЯ**

Спеціальність 21. 06. 01 – екологічна безпека

Галузь знань – технічні науки

Подається на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

_____ Шаманський С. Й.

Науковий консультант

Бойченко Сергій Валерійович,
доктор технічних наук, професор

Київ - 2019

АНОТАЦІЯ

Шаманський С. Й. Науково-технологічні засади удосконалення екологічно безпечних процесів водовідведення – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук за спеціальністю 21.06.01 – Екологічна безпека. – Національний авіаційний університет. – Київ, 2019.

Дисертацію присвячено вирішенню науково-прикладної проблеми підвищення екологічної безпеки функціонування систем водовідведення шляхом удосконалення наявних та створення нових екологічно безпечних технологічних процесів та створення устаткування, що забезпечить раціональне використання наявних відновлюваних ресурсів та зменшення шкідливих впливів систем водовідведення на довкілля. Розглянуто різні методи організації водовідведення, охарактеризовано їх основні спільні недоліки. Показано, що сучасні технології водовідведення не дозволяють досягати належного рівня екологічної безпеки переважно через недостатній ступінь очищення стічних вод від біогенних елементів та наявні екологічні ризики, пов'язані з утилізацією їх осадів. Зроблено висновок, що під час застосування традиційних механічних і біологічних методів очищення виникає необхідність у доочищенні стічних вод від біогенних елементів та в удосконаленні способів оброблення і утилізації їх осадів. Як один з найбільш перспективних методів доочищення запропоновано використання стічних вод як середовища для культивування енергетичних мікроводоростей у фотобіореакторах закритого типу з подальшим виробництвом рідкого біопалива третього покоління. Як один з найбільш перспективних методів оброблення та утилізації осадів запропоновано інтенсивне анаеробне зброджування з організацією процесу у відповідності з кінетикою процесів бродіння та подальшим використанням забродженої маси як органічного добрива. Обґрунтовано необхідність та розроблено засоби вимірювання витрат стічних вод

змінного перепаду тиску. Обґрунтовано доцільність використання та запропоновано конструкцію шнекового насоса з високим ККД.

На підставі цього запропоновано оновлену концепцію водовідведення, що дозволяє підвищити ступінь очищення стічних вод, отримувати відновлювані енергоносії для часткового чи повного забезпечення потреб підприємства у тепловій та електричній енергії, а в разі надлишку – товарні відновлювані енергоносії, отримувати екологічно безпечне органічне добриво, товарний вуглекислий газ, а також зменшити викиди вуглекислого газу в атмосферу.

Ключові слова: біогаз, біопаливо, екологічна безпека, осад стічних вод, технологічні засади, удосконалення технологічних процесів, водовідведення.

Список публікацій здобувача

Монографія

1. **Шаманський С. Й.,** Бойченко С. В. Інноваційні екологічно безпечні технології у водовідведенні. Монографія. Київ. Видавництво «Центр учбової літератури», 2018. 320 с.

Розділи монографії

2. **Shamanskyi S.,** Boichenko S. Construction Arrangement for Cultivating Microalgae for Motor Fuel Production. *Systemy i Środki Transportu Samochodnego. Wybrane Zagadnienia. Monografia nr. 7. Seria: Transport.* Rzeszów. Politechnika Rzeszowska., 2016. P. 181–188.

3. **Shamanskyi S.,** Boichenko S. Chapter 11. Environment-Friendly Technology of Airport's Sewerage. *Advances in Sustainable Aviation. Under general editorship of Tahir Hikmet Karakoç, C. Ozgur Colpan, Yasin Şöhret.* Springer International Publishing AG, 2018. P. 161–175 (**Scopus**).

Статті у фахових виданнях

4. Лісіцин Є. Ф., **Шаманський С. Й.** Тандемна схема магістральних водопроводів. *Вісник Хмельницького національного університету.* 2007. №6. С.14–19.

5. Лісіцин Є. Ф., **Шаманський С. Й.**, Іванов А. О. Розрахунок складових ККД шнекових насосів. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. №3. С. 50–56.

6. Лісіцин Є. Ф., **Шаманський С. Й.**, Іванов А. О. Шнековий насос з високим об'ємним ККД. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. №4. С. 110–115.

7. Лісіцин Є. Ф., **Шаманський С. Й.**, Шульгін С. І. Оптимізація діаметра вала шнекового насоса з ротором-корпусом. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. № 6. С. 77–80.

8. **Shamanskyi S. I.**, Lisicyn Y. F., Pochtovenko V. V. Continuously Working Screw Methane-tank. *Вісник Національного авіаційного університету*. 2012. №3. С. 117–122.

9. **Shamanskiy S. I.** Credibility guaranteeing of meters readouts. *Proceedings of the National Aviation University*. 2015. №1(62). С. 53–55.

10. **Шаманський С. Й.** Установка для біоконверсії сонячної енергії безперервної дії. *Наукоємні технології*. 2015. №2 (26). С. 115–119.

11. **Shamanskiy S. I.**, Boichenko S. V. Airline enterprises' wastewater measuring with a differential pressure water meter with a standard metering nozzle. *Proceedings of the National Aviation University*. 2015. №3. С. 140–147.

12. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Екологічно безпечний процес утилізації осадів стічних вод авіапідприємств із отриманням біогазу. *Нафтова галузь України*. 2016. №2. С. 35–39.

13. Бойченко С. В., **Шаманський С. Й.**, Ільченко А. Я. Техніко-економічне порівняння методів попередньої обробки осадів стічних вод перед анаеробним зброджуванням. *Наукоємні технології*. 2016. № 4(32). С. 415–419.

14. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В., Павлюх Л. І. Моделювання масової та ліпідної продуктивності культивування мікроводоростей в умовах Київської області. *Енергетика: економіка, технології, екологія, НТУУ “Київський політехнічний інститут ім. Ігоря Сікорського”*. 2017. №4. С.184–192.

15. Вовк О. О., Бойченко С. В., **Шаманський С. Й.**, Бойченко М. С., Гладишева В. О. Перспективи мікробіологічного способу очищення стічних вод від біорезистентної фармацевтичної продукції. *Наукоємні технології*. 2018. №1(37). С. 87–95.

16. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Нормування гранично допустимих скидів біогенних елементів у водні об'єкти зі стічними водами в Україні. *Екологічні науки*. 2018. №21. С. 119–126.

17. **Шаманський С. Й.** Оцінювання енерго-економічної ефективності культивування мікроводоростей для виробництва біопалива в Україні. *Екологічна безпека*. 2018. №1(25). С. 52–60.

18. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В., Павлюх Л. І. Estimating of microalgae cultivation productivity for biofuel production in Ukraine conditions. *Вісник Національного авіаційного університету*. 2018. №3. С. 112–119.

Статті у виданнях, що входять до міжнародних науково-метричних баз

19. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Енергоефективна та екологічно безпечна технологія стабілізації осадів стічних вод авіапідприємств. *Восточно-европейский журнал передовых технологий*. 2015. №5/8 (77). С. 39–45 (**Scopus**).

20. **Shamanskyi S. I.**, Boichenko S. V. Development of Environmentally safe Technological Water Disposal Scheme of Aviation Enterprise. *Eastern European Journal of Enterprise Technologies*. 2016. №6/10 (84). P. 49–57 (**Scopus**).

21. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Формирование технологических требований к процессу гидролиза органических соединений во время сбрасывания осадков сточных вод авиапредприятий. *Энерготехнологии и ресурсосбережение*. 2015. № 5–6. С. 70–76 (**Ulrich's Periodicals Directory**).

22. **Шаманский С. И.**, Бойченко С. В., Матвеева И. В. Технологические основы организации экологически безопасного функционирования системы водоотведения. *Энерготехнологии и ресурсосбережение*. 2017. № 2. С. 59–66 (**Ulrich's Periodicals Directory**).

23. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Розрахунок метрологічних характеристик лічильника стічних вод змінного перепаду тиску. *Вимірювальна та обчислювальна техніка в технологічних процесах*. 2015. №1. С. 72–78 (**РИНЦ**).

24. Boichenko M. S., Vovk O. O., Boichenko S. V., **Shamanskyi S. I.** Perspectives of wastewater purification from biorezistant pharmaceutical products and biogenic elements. *Энерготехнологии и ресурсосбережение*. 2018. №3. С. 62–72 (**Ulrich's Periodicals Directory**).

Патенти

25. Пат. 28856. МПК E04B 7/00. №2007087955. Система магістрального водопроводу. Автори Лісіцин Є.Ф., **Шаманський С.Й.** Заявл. 03.08.2007. Опубл. 25.12.2007. Бюл. № 21. 4 с.

26. Пат. 33050. МПК F04D 3/00. №200801306. Шнековий насос. Автори Лісіцин Є.Ф., **Шаманський С.Й.**, Іванов А.О. Заявл. 01.02.2008. Опубл. 10.06.2008. Бюл. №11. 2 с.

27. Пат. 38724. МПК C12M 1/00. №200807065. Багатосекційний метантенк. Автори Лісіцин Є.Ф., **Шаманський С.Й.**, Почтовенко В.В. Заявл. 21.05.2008. Опубл. 12.01.2009. Бюл. № 1. 4 с.

28. Пат. 44202. МПК C12M 1/04. №200903271. Багатосекційний біоконвертор сонячної енергії. Автори Лісіцин Є.Ф., **Шаманський С.Й.**, Шульгін С.І., Почтовенко В.В. Заявл. 06.04.2009. Опубл. 5.09.2009. Бюл. № 18. 4 с.

29. Пат. 107470. МПК C12M 1/00, C02F 11/04, C02F 3/28. №201511640. Спосіб попереднього оброблення субстратів перед анаеробним зброджуванням. Автори **Шаманський С.Й.**, Бойченко С.В. Заявл. 25.11.2015. Опубл. 10.06.2016. Бюл. №11.4с.

30. Пат. 112599. МПК C02F 11/00, C12M 1/00. №201605942. Спосіб анаеробного зброджування органічних субстратів з отриманням біогазу. Автори **Шаманський С.Й.**, Бойченко С.В. Заявл. 01.06.2016. Опубл. 26.12.2016. Бюл. №24. 4 с.

31. Пат. 115528. МПК C02F 3/00, C02F 9/00, C12M 1/00. №201608591. Спосіб організації водовідведення. Автори **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Заявл. 05.08.2016. Опубл. 25.04.2017. Бюл. №8. 4 с.

Нормативні документи

32. ДСТУ Б В.2.2-32:2011. Будівлі мобільні (інвентарні). Системи санітарно-технічні. Загальні технічні умови. Розробники **Шаманський С.Й.** та інші. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства, 2013. 24 с.

33. ДСТУ Б В.2.2-33:2011. Будівлі мобільні (інвентарні). Електроустановки. Загальні технічні умови. Розробники: **Шаманський С.Й.** та інші. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства, 2013. 24 с.

34. ДСТУ Б Б.1.1-17:2013. Умовні позначення графічних документів містобудівної документації. Розробники: **Шаманський С.Й.** та інші. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства, 2013. 85 с.

35. ДБН Б.1.1-16:2013. Склад та зміст містобудівного кадастру. Розробники: **Шаманський С.Й.** та інші. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства, 2013. 57 с.

36. ДБН Б.1.1-21:2017. Склад та зміст схеми планування території на якій реалізуються повноваження сільських, селищних, міських рад. Розробники: **Шаманський С.Й.** та інші. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства, 2018. 18 с.

37. ДБН Б.2.2-12:2018. Планування і забудова територій. Розробники: **Шаманський С.Й.** та інші. Міністерство регіонального розвитку, будівництва та житлово-комунального господарства, 2018. 179 с.

Матеріали і тези доповідей на науково-практичних конференціях

38. **Шаманський С. Й.** Облік стічних вод витратомірами змінного перепаду тиску. *Екологічна безпека як основа сталого розвитку суспільства*. Міжнародна науково-практична конференція: 29–30 листопада 2012 р.: тези доп., Львів, 2012. С. 280–281.

39. Безугла О. В., **Шаманський С. Й.** Отримання біогазу переробкою органічних відходів у багатосекційних метантенках. *Екологічна безпека держави*. Всеукраїнська науково-практична конференція: 16–18 квітня 2013 р.: тези доп., Київ, 2013. С. 44–45.

40. **Shamanskyi S. I.**, Nestoriak D. M. Bioconversion of Solar Energy as a Perspective Direction in Alternative Energy. *Green Energy*. The 8-th International Green Energy Conference: 17–19 June 2013: тези доп., Київ, 2012. С. 371–372.

41. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В., Ільченко А. В. Зниження екологічних ризиків функціонування систем водовідведення авіапідприємств шляхом організації обліку стічних вод. *Авіа-2015*. XI Міжнародна науково-технічна конференція: 28–29 квітня 2015 р.: тези доп., Київ, 2015. С. 29.110–29.113.

42. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Технологічні вимоги до інтенсифікації гідролізу органіки під час зброджування осадів стічних вод авіапідприємств. *V Всеукраїнський з'їзд екологів з міжнародною участю*. Міжнародна науково-практична конференція 23–26 вересня 2015 р.: тези доп., Вінниця, 2015. С. 183.

43. **Шаманський С. Й.**, Ільченко А. Я. Технологія гідролізу органіки як стадія анаеробного зброджування осадів стічних вод авіапідприємств. *Екологічна безпека як основа сталого розвитку суспільства. Європейський досвід і перспективи*. II Міжнародна науково-практична конференція, 4–6 листопада 2015 р.: тези доп., Львів, 2015. С. 314–315.

44. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Екологічно безпечна технологія водовідведення авіапідприємства. *Новітні досягнення біотехнології та нанофармакології*. II Міжнародна науково-практична конференція, 22–23 жовтня 2015 р.: тези доп., Київ, 2015. С. 127.

45. **Shamanskyi S.**, Boichenko S. Green Integrated Sewage Treatment Technology of Airport. *International Symposium on Sustainable Aviation*, May 29 – June 1. Istanbul, 2016. P. 69.

46. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Екологічні проблеми утилізації осадів стічних вод в Україні. *Актуальні проблеми енергетики та екології*. XVI Всеукраїнська науково-практична конференція, 5–7 жовтня: тези доп., Одеса, 2016. С. 126–127.

47. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Нова технологія водовідведення авіапідприємства в контексті підвищення екологічної безпеки його функціонування. *Проблеми техногенно-екологічної безпеки: освіта, наука, практика*. Всеукраїнська науково-практична конференція, 24 листопада: тези доп., Харків, 2016. С. 118.

48. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Екологічно безпечна технологія водовідведення. *Екогеофорум 2017. Актуальні проблеми та інновації*. Міжнародна науково-практична конференція, 22–25 березня: тези доп., Івано-Франківськ, 2017. С. 154–156.

49. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Технологічні вимоги до організації екологічно безпечного водовідведення. *VI Всеукраїнський з'їзд екологів з міжнародною участю*. Міжнародна науково-практична конференція, 20–22 вересня 2017 р.: Вінниця, 2017. С. 45.

50. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В. Культивирование микроводорослей в сточных водах для производства биотоплива. *Современные энергетические установки на транспорте, технологии и оборудование для их обслуживания (СЭУТТОО-2017)*. Международная научно-практическая конференция, 28–29 сентября 2017 г.: Херсон, 2017. С. 333–334.

51. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В., Павлюх Л.І. Очищення стічних вод за допомогою мікроводоростей. *Проблеми екологічної безпеки*. XV Міжнародна науково-технічна конференція, 11–13 жовтня 2017 р.: Кременчук, 2017. С. 74.

52. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В., Павлюх Л. І., Бойченко М. С. Оцінка масової та ліпідної продуктивності культивування мікроводоростей в умовах Київської області для виробництва біопалва. *Modern methods, innovations and experience of practical application in the field of technical sciences*. International

research and practice conference, December 27–28, 2017: Radom, Republic of Poland, 2017. P. 87–90.

53. **Шаманський С. Й.**, Бойченко С. В., Аденійі К. О. Економічна оцінка виробництва біопалива з мікроводоростей в Україні. *Екологічна безпека як основа сталого розвитку суспільства. Європейський досвід і перспективи*. III Міжнародна науково-практична конференція, 14 вересня 2018 р.: Львів, 2018. С. 214.

54. **Шаманський С. И.** Экономическое обоснование применения биотоплива третьего поколения в Украине. *Наука – образованию, производству, экономике*. Материалы 16-й Международной научно-технической конференции (71-й научно-технической конференции профессорско-преподавательского состава, научных работников, докторантов и аспирантов БНТУ), том 2, Минск, 2018. С. 72.

З М І С Т

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ	015
ВСТУП	017
РОЗДІЛ 1. СУЧАСНИЙ СТАН ОРГАНІЗАЦІЇ ПРОЦЕСІВ	
ВОДОВІДВЕДЕННЯ І ПЕРСПЕКТИВИ ПІДВИЩЕННЯ ЇХ ЕКОЛОГІЧНОЇ	
БЕЗПЕКИ	
1.1. Аналіз нормативно-правової бази організації процесів водовідведення в Україні	027
1.2. Аналіз сучасного стану процесів водовідведення та технологій очищення стічних вод	030
1.3. Аналіз існуючих технологій біологічного очищення стічних вод	054
1.4. Аналіз існуючих технологій інтенсифікації очищення та доочищення стічних вод	069
1.5. Аналіз існуючих технологій стабілізації і утилізації осадів стічних вод	072
1.6. Особливості процесів водовідведення авіапідприємств	076
1.7. Аналіз основних проблемних ситуацій, що спричиняються недоліками сучасних процесів водовідведення	079
1.8. Оцінювання перспектив підвищення екологічної безпеки процесів водовідведення	083
Висновки за розділом 1	086
РОЗДІЛ 2. РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД	
ООНВЛЕНОЇ ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНОЇ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОЇ	
КОНЦЕПЦІЇ ВОДОВІДВЕДЕННЯ	
2.1. Дослідження схем можливої організації процесів водовідведення та їх екологічних характеристик	088
2.2. Формування оновленої екологічно безпечної і енергоефективної концепції водовідведення	102

Висновки за розділом 2	12
Висновки за розділом 2	105
РОЗДІЛ 3. РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО ДООЧИЩЕННЮ СТІЧНИХ ВОД ВІД БІОГЕННИХ ЕЛЕМЕНТІВ	107
3.1. Оцінювання наслідків надходження у водойми біогенних забруднень . .	107
3.2. Нормування гранично допустимих скидів з очищеними стічними водами за біогенними забрудненнями	109
3.3. Дослідження процесів конверсії сонячної енергії у біомасу шляхом фотосинтезу	124
3.4. Моделювання продуктивності культивування мікробіодоростей у погодних умовах регіонів України	129
3.5. Оцінювання економічної ефективності культивування мікробіодоростей для виробництва біопалива	144
3.6. Дослідження процесів доочищення стічних вод від біогенних елементів з використанням біоконверсії	164
3.7. Розроблення конструктивних рішень фотобіореакторів	171
3.8. Моделювання роботи фотобіореактора закритого типу	180
3.9. Моделювання приросту біомаси мікробіодоростей у фотобіореакторі . .	191
Висновки за розділом 3	200
РОЗДІЛ 4. РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО АНАЕРОБНІЙ СТАБІЛІЗАЦІЇ ОСАДІВ СТІЧНИХ ВОД	202
4.1. Оцінювання екологічних характеристик сучасних процесів анаеробної стабілізації осадів стічних вод	202
4.2. Формування технологічних вимог до організації процесу енергоєфективної стабілізації осадів стічних вод	210
4.3. Розроблення технологічної схеми енергоєфективної анаеробної стабілізації осадів стічних вод	228

4.4. Розроблення конструктивних рішень з енергоефективної анаеробної стабілізації осадів стічних вод	232
Висновки за розділом 4	239
РОЗДІЛ 5. РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО ОРГАНІЗАЦІЇ СИСТЕМ ОБЛІКУ СТІЧНИХ ВОД	
5.1. Оцінювання технічних та екологічних характеристик сучасних засобів вимірювання витрати та кількості стічних вод	241
5.2. Розроблення принципової схеми лічильника стічних вод змінного перепаду тиску	251
5.3. Моделювання та розрахунок похибки вимірювання кількості стічних вод лічильником змінного перепаду тиску зі стандартною діафрагмою	253
5.4. Розрахунок похибки вимірювання кількості стічних вод лічильником змінного перепаду тиску зі стандартним соплом і соплом Вентурі	266
5.5. Розрахунок похибки вимірювання кількості стічних вод лічильником змінного перепаду тиску з трубою Вентурі	274
5.6. Розроблення конструктивних рішень засобів вимірювання витрати та кількості стічних вод	278
5.7. Забезпечення достовірності зчитування показників засобів вимірювання витрати та кількості стічних вод	281
Висновки за розділом 5	288
РОЗДІЛ 6. РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО ОРГАНІЗАЦІЇ ПЕРЕКАЧУВАННЯ СТІЧНИХ ВОД ТА АКТИВНОГО МУЛУ	
6.1. Дослідження технічних і екологічних характеристик процесів перекачування стічних вод та активного мулу	290
6.2. Математична модель роботи шнекового насоса	294

6.3. Дослідження ефективності роботи шнекового насоса традиційної конструкції	301
6.4. Розроблення нових конструктивних рішень шнекових насосів	319
6.5. Дослідження ефективності роботи шнекового насоса нової конструкції	323
6.6. Оптимізація параметрів шнекового насоса нової конструкції	327
Висновки за розділом 6	332
РОЗДІЛ 7. ЕКОЛОГО-ЕКОНОМІЧНЕ ОЦІНЮВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ У РАМКАХ ОНОВЛЕНОЇ КОНЦЕПЦІЇ ВОДОВІДВЕДЕННЯ . .	333
7.1. Управління параметрами екологічних ризиків для підвищення екологічної безпеки процесів водовідведення	333
7.2. Оцінювання екологічної безпеки технологічних процесів у рамках оновленої концепції водовідведення	335
7.3. Оцінювання економічної ефективності впровадження оновленої концепції водовідведення	348
Висновки за розділом 7	363
ОСНОВНІ ВИСНОВКИ	366
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	369
ДОДАТКИ	394

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ

- БІС – біоінженерні споруди
- БО – біологічне очищення
- БОН – біологічне очищення з нітрифікацією
- БОНД – біологічне очищення з нітрифікацією та денітрифікацією
- БОНДБФ – біологічне очищення з нітрифікацією та денітрифікацією і біологічним видаленням фосфору
- БОНДХФ – біологічне очищення з нітрифікацією та денітрифікацією і хімічним видаленням фосфору
- БОНДХБФ – біологічне очищення з нітрифікацією та денітрифікацією і хіміко-біологічним видаленням фосфору
- БПК – біологічна потреба у кисні
- ВВР – вищі водні рослини
- ВДЕ – відновлювані джерела енергії
- ГАВ – гранульоване активне вугілля
- ГДК – гранично допустима концентрація
- ГДС – гранично допустиме скидання
- ЕКЖ – еквівалентна кількість жителів
- ЕР – екологічні ризики
- ЕРС – електрорушійна сила
- ЗП – звужуючий пристрій
- КНС – каналізаційна насосна станція
- КОС – каналізаційні очисні споруди
- ККД – коефіцієнт корисної дії
- ЛЖК – леткі жирні кислоти
- МКВ – мікроводорості
- МО – механічне очищення
- НПС – навколишнє природне середовище
- ОЕР – оцінка екологічних ризиків
- ОСВ – осади стічних вод

ПАВ – порошкоподібне активне вугілля

ПММ – паливно-мастильні матеріали

СВ – стічні води

СЗЗ – санітарно-захисна зона

СР – суха речовина

ТПО – технологічні показники очищення

ФАВ – фотосинтетично активне випромінювання

ФАМ – фотоакумулюючі мікроорганізми

ФБР – фотобіореактор

ФОС – фотоочисні системи

ХСК – хімічне споживання кисню

ЦСВ – централізована система водовідведення

ВСТУП

Актуальність теми. Базові принципи збалансованого розвитку, поетапне впровадження яких відбувається в Україні, диктують необхідність того, щоб забезпечення потреб людства у ресурсах не суперечило пріоритетам охорони довкілля та здоров'я людей, не порушувало інтересів прийдешніх поколінь.

В Україні за 2016 рік у поверхневі водні об'єкти скинуто близько $7,7 \cdot 10^9$ м³ стічних вод. З них забруднених – близько $1,6 \cdot 10^9$ м³ (21 %), підприємствами промисловості – близько $4,5 \cdot 10^9$ м³. У процесі очищення тільки на комунальних (міських та селищних) каналізаційних очисних спорудах України за цей рік утворилось $45 \cdot 10^6$ м³ біологічно та бактеріологічно забрудненого осаду (зі значним умістом патогенних мікроорганізмів, таких як яйця гельмінтів, аскарид тощо), що також потребує утилізації.

Через незадовільний сучасний стан очисних споруд та низьку ефективність технологічних процесів очищення та утилізації в Україні стічні води є одним з головних факторів забруднення гідросфери, а осади – одним із суттєвих факторів забруднення літосфери, що, у свою чергу, створює низку екологічних ризиків для довкілля. В умовах постійного погіршення стану довкілля, підвищення якості очищення стічних вод перед скиданням та поліпшення органолептичних та інших характеристик осадів, що утворюються, перед їх утилізацією є сьогодні невідкладним завданням. Крім того, в умовах зростання вартості земель актуальним завданням є також скорочення площ, що займають очисні споруди та підвищення їх еко-логічної безпеки з метою зменшення розмірів санітарно-захисних зон навколо них.

Однією з головних вимог, що ставляться до проектування очисних споруд є синтез їх оптимальних параметрів і структури, що забезпечували б високий ступінь очищення стічних вод, досягнення максимальної незалежності якості води після очищення від концентрації забруднень у стоках, що подаються на очищення, досягнення максимальної компактності споруд та естетичного

зовнішнього вигляду, максимальне отримання і використання ресурсів, що є побічними продуктами процесів очищення (теплова енергія, біогаз, безпечні органічні добрива тощо). Очисні споруди є потенційним джерелом отримання додаткових сировинних ресурсів, що розглядаються сьогодні як відходи, а також нетрадиційних енергоносіїв, потенціал яких повною мірою не використовується, перш за все, через недоліки сучасних технологій очищення стічних вод. Загалом можна стверджувати, що системи водовідведення працюють як техноекосистеми першого виду (відкриті системи, що на вході споживають ресурси і енергію, а на виході створюють продукт і відходи, що не піддаються рециклінгу).

Отже, постає **науково-прикладна проблема** створення оновленої концепції водовідведення, розроблення нових конструктивних рішень, створення нових і удосконалення наявних екологічно безпечних технологічних процесів очищення та утилізації промислових і комунальних стічних вод, що забезпечить раціональне використання наявних відновлюваних ресурсів, синтез оптимальних параметрів та структури систем водовідведення для зменшення їх шкідливих впливів на довкілля та забезпечить їх роботу як техноекосистем другого виду (частково замкнених, у яких частина відходів використовується як сировина для виробництва продукції).

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дослідження проводились відповідно до пріоритетних напрямів розвитку науки і техніки: Енергетика та енергоефективність, Раціональне природокористування, визначених Законом України «Про пріоритетні напрями розвитку науки і техніки» від 11 липня 2001 року №2623-III; відповідно до пріоритетних тематичних напрямів наукових досліджень і науково-технічних розробок «Енергоефективні технології на транспорті», «Технології раціонального природокористування, підвищення ефективності очищення стічних вод та запобігання забрудненню водних об'єктів», «Технології розроблення та використання нових видів палива, відновлювани і альтернативних джерел енергії та видів палива. Технології використання скидних енергоресурсів. Теплонасосні технології», затверджених

постановою Кабінету Міністрів України від 7 вересня 2011 року № 942 «Про затвердження переліку пріоритетних тематичних напрямів наукових досліджень і науково-технічних розробок на період до 2020 року»; у рамках науково-дослідних тем кафедри екології Національного авіаційного університету: «Вдосконалення технології очищення господарсько-побутових стічних вод та обробки осадів господарсько-побутових стічних вод авіапідприємства» (державний реєстраційний номер 0116U008720), «Екотоксикологічна оцінка водних об'єктів мегаполісу на прикладі м. Києва» (державний реєстраційний номер 0118U004286).

Мета і завдання дослідження. Метою дослідження є зниження рівня екологічної небезпеки процесів водовідведення розробленням науково-технологічних засад створення оновленої концепції водовідведення, а також нових конструктивних рішень та удосконаленням технологічних процесів очищення комунальних стічних вод і утилізації осадів.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі завдання:

1. Проаналізувати сучасний стан екологічно безпечних процесів водовідведення, їх технічних та екологічних характеристик.
2. Створити оновлену екологічно безпечну, енерго- та економічно-ефективну концепцію водовідведення.
3. Розробити для застосування рекомендації щодо зниження рівня екологічної небезпеки та підвищення рівня економічної ефективності процесів доочищення господарсько-побутових стічних вод від біогенних елементів.
4. Розробити для застосування рекомендації щодо зниження рівня екологічної небезпеки та підвищення рівня економічної ефективності процесів анаеробної стабілізації осадів стічних вод.
5. Розробити практичні рекомендації щодо підвищення точності процесів вимірювання витрати та кількості стічних вод на очисних спорудах.
6. Розробити практичні рекомендації щодо підвищення енергоефективності

процесів перекачування стічних вод і перекачування рециркуляційного активного мулу без зниження його експлуатаційних властивостей.

7. На основі розроблених рекомендацій запропонувати нові конструктивні рішення щодо удосконалення технологічних процесів очищення та утилізації господарсько-побутових стічних вод та їх осадів.

Об'єкт дослідження – екологічно безпечні процеси водовідведення, очищення господарсько-побутових стічних вод і утилізації їх осадів.

Предмет дослідження – способи, технології та обладнання водовідведення та їх вплив на екологічну безпеку та економічну ефективність процесів очищення господарсько-побутових стічних вод і стабілізації їх осадів.

Методи дослідження ґрунтуються на системному аналізі теоретичних досліджень, фізичному та математичному моделюванні й методах прогнозування. Використано методи диференційно-інтегрального числення, чисельні методи, методи регресійного аналізу. Експериментальні дослідження виконувались з використанням сенсорів рН з аналоговими підсилювачами, сенсорів нітратів NITRATAZ sc, інтегральних мікросхем K140УД13 за ТУ 11-БКО.348.095-07ТУ85. Також використовувались стандартні методики контролю якості води.

Наукова новизна отриманих результатів. Дисертація розв'язує актуальну науково-прикладну проблему подальшого розвитку методології параметричної та структурної оптимізації господарсько-побутових каналізаційних очисних споруд у сфері розроблення теоретичних засад удосконалення екологічно безпечної та енерго- та економічно-ефективної концепції водовідведення. Наукову новизну визначають такі теоретичні та експериментальні результати:

уперше:

- систематизовано та науково обґрунтовано концепцію підвищення рівня екологічної безпеки та економічної ефективності процесів водовідведення, що створює та забезпечує необхідні та достатні умови інноваційного удосконалення господарсько-побутових каналізаційних очисних споруд як техноекосистеми першого виду з переходом до техноекосистеми другого

виду;

- розвинуто науково-технологічні засади організації функціонування техноекосистем другого виду через удосконалення маловідходних і безвідходних технологічних процесів у водовідведенні;
- теоретично та експериментально підтверджено ефективність процесу очищення стічних вод від біогенних елементів з одночасним культивуванням енергетичних мікроводоростей, що сприяє інтенсифікації якісного очищення стічних вод, отриманню сировини для виробництва біопалив третього покоління та синергетично підвищує еколого-енергетичний ефект процесів водовідведення;
- науково обґрунтовано та створено методологічні засади ефективного використання нових методів змінного перепаду тиску для вимірювання витрат і кількостей стічних вод на очисних спорудах, що дозволяє підвищувати рівень їх екологічної безпеки;
- узагальнено сучасні дослідження енергетичної ефективності способів перекачування стічних вод і зворотного активного мулу зі збереженням його експлуатаційних якостей, що дозволяє підвищувати як рівень екологічної, так і енергетичної безпеки очисних споруд;

удосконалено:

- концепцію екологічно безпечного, енерго- та економічно-ефективного водовідведення;
- наукові дані щодо математичної інтерпретації та розроблено алгоритм розрахунку параметрів перекачувального обладнання для очисних споруд, що забезпечує превентивне запобігання зростанню кількості шкідливих речовин у стічних водах;

набуло подальшого розвитку:

- теоретичні засади обґрунтування параметрів енергоефективних і екологічно безпечних чотири стадійних технологічних процесів анаеробного зброджування осадів стічних вод з отриманням біогазу, що дозволило

виконувати технологічні розрахунки реальних процесів з отриманням більшої кількості метану та товарного вуглекислого газу.

Практичне значення отриманих результатів. Практична цінність результатів досліджень полягає в такому:

1. Розроблено нову технологічну схему водовідведення, що на відміну від існуючих аналогів функціонує як техноекосистема другого виду та дозволяє зменшити скиди біогенних елементів у водні об'єкти, зменшити викиди вуглекислого газу в атмосферу, а також отримувати альтернативні енергоносії.
2. Розроблено конструктивні рішення установок для очищення стічних вод від біогенних елементів, що порівняно з існуючими аналогами дозволяє здійснювати одночасне культивування енергетичних мікроводоростей. Конструктивні рішення дозволяють проводити технологічний процес у тому числі у холодну пору року.
3. Розроблено технологічну схему чотиристадійного анаеробного зброджування осадів стічних вод, що порівняно з існуючими аналогами дозволяє скоротити терміни бродіння та зменшити об'єми метантенків, а також розроблено конструктивні рішення метантенків, що дають змогу реалізувати чотиристадійну технологічну схему.
4. Розроблено конструктивні рішення лічильника кількості та витрати змінного перепаду тиску з низькою похибкою вимірювання та високою стійкістю до збурень, що на відміну від існуючих аналогів дозволяє виконувати більш точні вимірювання для керування потоками стічних вод на очисних спорудах.
5. Розроблено конструктивні рішення шнекового насоса, що має вищий порівняно з існуючими аналогами коефіцієнт корисної дії для перекачування стічних вод та рециркуляційного активного мулу. На відміну від відцентрових насосів він працює без динамічних навантажень і не погіршує експлуатаційних характеристик активного мулу.

6. Отримані результати роботи були використані Міністерством регіонального розвитку та будівництва України під час розроблення державних стандартів і державних будівельних норм.

Корисність і новизна роботи підтверджена 7 патентами, актами упровадження на підприємствах України та 6 нормативними документами.

Особистий внесок здобувача. Основні наукові положення, що містяться в дисертації, отримані автором самостійно. Теоретичне та експериментальне дослідження виконано особисто, а впровадження розробок у практику – за безпосередньої участі автора. Наукові праці [9,10,17,38,54] виконано самостійно. У публікаціях у співавторстві здобувачу належать: [1] – обґрунтування та розроблення технологічних схем екологічно безпечних процесів водовідведення, моделювання режимів роботи обладнання; [2] – конструювання закритого фотобіореактора для культивування мікробіодоростей; [3] – обґрунтування екологічно безпечної концепції водовідведення аеропорту; [4] – розроблення принципової схеми тандемного прокладання магістральних трубопроводів і розрахунок економічного ефекту; [5] – розроблення математичної моделі роботи шнекового насоса та методика розрахунку складових коефіцієнта корисної дії; [6] – розроблення принципової схеми та моделювання конструктивних параметрів шнекового насоса з високим об’ємним коефіцієнтом корисної дії; [7] – моделювання оптимального співвідношення конструктивних параметрів шнекового насоса для отримання максимального коефіцієнта корисної дії; [8] – моделювання коефіцієнта корисної дії шнекового насоса на різних режимах роботи; [11] – розроблення технологічної схеми лічильника стічних вод змінного перепаду тиску зі стандартним соплом і моделювання похибки вимірювання; [12] – обґрунтування технології анаеробної стабілізації осадів стічних вод за чотиристадійною схемою; [13] – порівняльний аналіз переваг і недоліків методів інтенсифікації гідролізу органічних сполук і техніко-економічний розрахунок їх реалізації; [14] – розроблення методики та розрахунок потенційної продуктивності вирощування мікробіодоростей у погодних умовах Київської

області; [15] – обґрунтування можливостей використання закритих біореакторів для видалення залишків фармацевтичної продукції зі стічних вод; [16] – аналізування діючої нормативної документації щодо обмежень скидання біогенних елементів зі стічними водами у водойми і формування рекомендацій щодо вдосконалення принципів нормування; [18] – адаптація методики та розрахунок потенційної продуктивності вирощування мікродоростей у відкритих і закритих фотобіореакторах у погодних умовах регіонів України; [19] – розроблення технологічної схеми енерго-ефективної анаеробної стабілізації осадів стічних вод; [20] – обґрунтування та розроблення концепції водовідведення авіапідприємства; [21] – аналізування процесу гідролізу органічних речовин та формування вимог до технологічних схем гідролізу; [22] – розроблення технологічних засад екологічно безпечних процесів водовідведення; [23] – розроблення принципової схеми лічильника змінного перепаду тиску та моделювання похибки вимірювання; [24] – аналізування перспектив використання закритих біореакторів для очищення стічних вод від біогенних елементів; [25–31] – конструювання та конструктивні схеми; [32–37] – правила розроблення інженерних розділів у проектуванні; [39–53] – систематизація результатів попередніх досліджень.

Обговорення, аналіз та узагальнення результатів, розроблення нової концепції водовідведення проведено спільно з науковим консультантом.

Апробація результатів дисертації. Основні положення та результати виконаних досліджень доповідались та обговорювались на: Всеукраїнських науково-практичних конференціях «I, V та VI Всеукраїнський з'їзд екологів з міжнародною участю» (Вінниця, 2006, 2015, 2017); IX Міжнародній конференції «Контроль і управління в складних системах (КУСС 2008)» (Вінниця, 2008); Міжнародній науково-практичній конференції «Екологічна безпека як основа сталого розвитку суспільства» (Львів, 2012); Міжнародній науково-практичній конференції «Green Energy» (Київ, 2012); Всеукраїнській науково-практичній конференції «Екологічна безпека держави» (Київ, 2013); VII VIII та IX

Міжнародних науково-технічних конференціях «Поступ в нафтопереробній та нафтохімічній промисловості» (Львів, 2014, 2016, 2018); VIII Міжнародній науково-практичній конференції «Нетрадиційні і поновлювані джерела енергії як альтернатива первинним джерелам енергії в регіоні» (Львів, 2015); XI Міжнародній науково-технічній конференції «Авіа-2015» (Київ, 2015); II і III Міжнародних науково-практичних конференціях «Екологічна безпека як основа сталого розвитку суспільства. Європейський досвід і перспективи» (Львів, 2015, 2018); II Міжнародній науково-практичній конференції «Новітні досягнення біотехнології та нанофармакології» (Київ, 2015); International Symposium on Sustainable Aviation (Istanbul, Turkey, 2016); XVI Всеукраїнській науково-практичній конференції «Актуальні проблеми енергетики та екології» (Одеса, 2016); Всеукраїнській науково-практичній конференції «Проблеми техногенно-екологічної безпеки: освіта, наука, практика» (Харків, 2016); XXVIII і XXIX Міжнародних конференціях «Systemy i Środki Transportu Samochodnego» (Rzeszów, Poland, 2016, 2018); Міжнародній науково-практичній конференції «Екогеофорум 2017. Актуальні проблеми та інновації» (Івано-Франківськ, 2017); Міжнародній науково-практичній конференції «Сучасні енергетичні установки на транспорті, технології і обладнання для їх обслуговування (СЕУТТОО-2017)» (Херсон, 2017); XV Міжнародній науково-технічній конференції «Проблеми екологічної безпеки» (Кременчук, 2017); International research and practice conference «Modern methods, innovations and experience of practical application in the field of technical sciences» (Radom, Poland, 2017); 16-й Міжнародній науково-технічній конференції (71-й Науково-технічній конференції професорсько-викладацького складу, наукових працівників, докторантів і аспірантів Білоруського національного технічного університету) (Мінськ, Білорусь, 2018).

Публікації. За результатами дисертаційної роботи опубліковано 54 наукові праці. З них одну монографію, 2 розділи у закордонних колективних монографіях, 21 наукова стаття, з них 6 наукових статей, що індексуються у міжнародних науково-метричних базах і 15 наукових статей у виданнях, що індексуються

науково-метричними базами даних, що входять до переліку ДАК України, з них 3 одноосібні, 7 патентів України, 6 нормативних документів, 17 тез доповідей у збірниках матеріалів конференцій різного рівня.

Структура та обсяг роботи: Дисертація складається зі вступу, семи розділів, висновків і додатків. Загальний обсяг дисертації 401 сторінка з них 368 сторінок основного тексту. Дисертація містить 65 рисунків, 53 таблиці, 236 найменувань використаних джерел та 7 додатків.

РОЗДІЛ 1

СУЧАСНИЙ СТАН ОРГАНІЗАЦІЇ ПРОЦЕСІВ ВОДОВІДВЕДЕННЯ І ПЕРСПЕКТИВИ ПІДВИЩЕННЯ ЇХ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ

1.1. Аналіз нормативно-правової бази організації процесів водовідведення в Україні

Щорічна потреба споживачів України у водних ресурсах на сьогодні складає $15 \cdot 10^9$ м³. Щорічно скидається у водні об'єкти близько $7,7 \cdot 10^9$ м³ СВ. Послугами централізованого водопостачання в Україні користується 70% населення, з них 80% отримують воду з поверхневих джерел, тобто низької вихідної якості, яка потребує значних затрат на водопідготовку. Всі інші повністю чи частково забезпечують свої потреби у воді з поверхневих джерел. Але якість вод у цих джерелах з кожним роком погіршується. Однією з причин є недостатня кількість КОС, а також те, що більшість існуючих споруд працюють за застарілими технологіями і мають значний відсоток зносу. В результаті до поверхневих водних об'єктів щороку скидається близько $1,5 \cdot 10^9$ м³ забруднених СВ складають, що складає біля 20% від їх загальної кількості [1]. Забруднення джерел питної води спричиняє такі захворювання, як гепатит, дизентерія, черевний тиф тощо. Таку ситуацію не можна вважати задовільною.

Загалом антропогенне навантаження на НПС в Україні у кілька разів перевищує це навантаження у розвинених країнах. В результаті середня тривалість життя в Україні складає 66 років. Для порівняння у Польщі – 74 роки, у Швеції – 80 років.

Як зазначено у Стратегії державної екологічної політики України на період до 2020 року [2], внаслідок нераціонального водокористування, забруднення і виснаження об'єми придатних для використання водних ресурсів постійно зменшуються. Основними речовинами, що забруднюють природні води, є сполуки азоту та фосфору, нітрати, органічні речовини, нафтопродукти, феноли тощо.

В Україні разом із СВ щорічно у поверхневі водні об'єкти надходить: завислих речовин – $45 \cdot 10^6$ кг; нафтопродуктів – $400 \cdot 10^6$ кг; сульфатів – $800 \cdot 10^6$ кг; хлоридів – $670 \cdot 10^6$ кг; азоту – $10 \cdot 10^6$ кг; нітратів – $60 \cdot 10^6$ кг; нітритів – $2 \cdot 10^6$ кг; СПАР – $0,25 \cdot 10^6$ кг; заліза – $0,77 \cdot 10^6$ кг; фосфатів – $0,007 \cdot 10^6$ кг [1].

На сьогодні більшість поверхневих водних об'єктів в Україні за ступенем забруднення відносять до забруднених, чи дуже забруднених. Підземні води в багатьох регіонах країни не відповідають нормативним вимогам до питної води. Це особливо небезпечно, оскільки централізованим водопостачанням забезпечено лише 25% сільських населених пунктів країни. Решта користуються шахтними колодзями, якість води в яких не контролюється. Це суттєво підвищує екологічні ризики. Саме вживання води, якість якої не відповідає нормативним вимогам, є причиною розповсюдження багатьох інфекційних та неінфекційних, а також онкологічних хвороб.

За даними ЮНЕСКО серед 122-х країн світу Україна займає 95-те місце за рівнем раціонального користування водними ресурсами.

Серед цілей Стратегії державної екологічної політики України на період до 2020 року є поліпшення екологічної ситуації та підвищення рівня екологічної безпеки. В рамках цієї цілі ставиться задача реконструкції існуючих та будівництва нових КОС з метою зниження до 2020 року рівня забруднення природних вод насамперед органічними речовинами та сполуками азоту і фосфору на 15%, а також зменшення об'ємів скидання недостатньо очищених СВ на 20 %. Ставиться завданням також збільшення у 1,5 рази обсягів утилізації та використання відходів як вторинної сировини, а також збільшення на 55% обсягів використання альтернативних і відновлюваних джерел енергії, збільшення частки ґрунтів, які використовуються в органічному сільському господарстві до 7%, впровадження енергоефективних та ресурсозберігаючих технологій, маловідходних, безвідходних та екологічно безпечних технологічних процесів.

Водна стратегія України на період до 2025 року [3] серед основних водних проблем називає природний дефіцит водних ресурсів та їх нерівномірний розподіл по території та в часі, а також значний обсяг забруднювальних речовин,

що надходять у річки внаслідок скидів. Серед основних причин такої ситуації стратегія називає недостатнє розуміння суспільством наявних водних проблем, недостатню інформованість та низький рівень екологічної культури населення, а також повільну імплементацію позитивного зарубіжного досвіду у сфері охорони вод.

Стратегія зазначає, що внаслідок глобальних змін клімату зростає частота та амплітуда коливань річкового стоку, що посилює ризики шкідливої дії паводків.

У маловодні роки на одну людину в Україні припадає $1,2 \cdot 10^3$ м³ води поверхневого стоку. За класифікацією ЮНЕСКО це відносить Україну до незабезпечених водою країн. Не дивлячись на це, водоемкість виробництва в Україні складає у середньому 0,3 м³ на одну гривню готової продукції, що значно перевищує водоемкість виробництв у європейських країнах.

Серед стратегічних завдань Водна стратегія передбачає нормування обсягів водозабору та водовідведення відповідно до вимог екологічної безпеки, а також скорочення обсягів надходження у водні об'єкти забруднюючих речовин разом із СВ шляхом будівництва нових, модернізації та реконструкції існуючих КОС.

Серед основних напрямків науково-технічного забезпечення виконання стратегічних завдань стратегія називає забезпечення випереджаючого інноваційного розвитку науково-технічної та технологічної бази водогосподарського комплексу на основі запровадження новітніх технічних і технологічних досягнень. В рамках цього напрямку одним з головних завдань ставиться розроблення високоефективних технологій та систем утилізації та очищення СВ.

Серед основних напрямків реалізації водної стратегії названо визначення екологічної безпеки різних видів діяльності, які можуть сьогодні або в майбутньому прямо чи опосередковано негативно вплинути на стан водних ресурсів. Серед завдань першого етапу реалізації стратегії (до 2020 року) визначено зменшення скиду забруднюючих речовин у водні об'єкти, будівництво високоефективних та енергозберігаючих очисних споруд на нових технологічних

засадах, а також модернізація водопровідно-каналізаційних систем, запобігання виникненню аварійних ситуацій на водопровідно-каналізаційних об'єктах.

Серед очікуваних результатів впровадження водної стратегії називаються зростання частки «умовно чистих» та «слабо забруднених» СВ до 80–90 % та зменшення частки неочищених стоків, що скидаються, у 8–9 разів. Передбачається, що це і в подальшому буде досягтися впровадженням новітніх водо- та енергозберігаючих комплексних технологій очищення забруднених вод.

Відповідно до проекту Закону України про Загальнодержавну програму «Питна вода України» [4] передбачається провести фундаментальні і прикладні дослідження та розробки, у тому числі із запровадженням сучасного світового досвіду у сфері питного водопостачання та водовідведення.

Планується розробити державні стандарти на джерела питного водопостачання і питну воду, рекомендації щодо реконструкції діючих очисних водопровідних і каналізаційних комплексів та підвищення ефективності їх роботи.

Висока якість очищення СВ за їх мінімальних витратах можлива лише за умови поглибленого наукового пропрацювання процесів та схем КОС.

Відповідно до Водного кодексу України [5] «Усі води (водні об'єкти) на території України є національним надбанням народу України, однією з природних основ його економічного розвитку і соціального добробуту». Скидання СВ у водні об'єкти допускається кодексом лише за умови наявності нормативів гранично допустимих концентрацій та встановлених нормативів гранично допустимого скидання забруднюючих речовин. У той же час нормативи гранично допустимого скидання забруднюючих речовин встановлюються з метою поетапного досягнення екологічного нормативу якості води водних об'єктів [6].

1.2. Аналіз сучасного стану розвитку процесів водовідведення та технологій очищення стічних вод

Під системою водовідведення розуміють комплекс інженерних споруд, які забезпечують своєчасне збирання СВ, що утворюються, їх швидке видалення

(транспортування), а також їх очищення, знезараження та утилізацію (скидання у природні водні потоки, повторне використання тощо). Крім того система має забезпечувати знешкодження та утилізацію, чи підготовку до утилізації, осадів СВ, що утворюються під час процесів очищення. Більша частина СВ, що пройшли очищення, скидається сьогодні у поверхневі водойми.

Усі СВ ділять на три групи: господарсько-побутові (комунальні); виробничі та поверхневі [7]. Для транспортування СВ від місць їх збирання територіями населених пунктів (до очисних споруд) використовують каналізаційні системи: загальносплавну, роздільну, неповну роздільну та напівроздільну. Більшість населених пунктів, що обладнані централізованими системами водовідведення, використовують роздільні каналізаційні системи. Однак досвід свідчить, що навіть під час використання роздільних систем, поверхневі води також потрапляють до господарсько-побутових систем каналізування і опиняються на очисних спорудах. Їх кількість складає від 5 до 7% від загальної кількості стоків. У періоди інтенсивних опадів цей відсоток може збільшуватися до 25 – 40%. Це відбувається через нещільності каналізаційних трубопроводів, відкриті каналізаційні колодязі тощо.

У таблиці 1.1 наведено класифікація населених пунктів та їх агломерацій за нормативними об'ємами господарсько-побутових СВ, що скидаються у централізовані систему каналізування [8].

Основна частина СВ на території населених пунктів та їх агломерацій утворюється в результаті побутової діяльності мешканців як у житлових будинках, так і на робочих місцях. Об'єми СВ у цей час приймаються рівними об'ємам питного водопостачання, які у свою чергу визначаються за нормативами. У таблиці 1.2 наведено питомі середньодобові нормативи споживання питної води в Україні [9]. Крім того, у централізовану каналізаційну систему додатково надходить від 5 до 20% (залежно від розміру населеного пункту чи агломерації) СВ надходить від об'єктів, що не належать до житлового фонду.

Таблиця 1.1

Класифікація населених пунктів та їх агломерацій за об'ємами СВ

№з/п	Категорія населеного пункту чи агломерації	Еквівалентна кількість жителів, осіб	Об'єми СВ, м ³ /добу
1	Дуже малі	50 – 500	10 – 100
2	Малі	500 – 5 000	100 – 1 000
3	Невеликі	5 000 – 20 000	1 000 – 4 000
4	Середні	20 000 – 50 000	4 000 – 10 000
5	Великі	50 000 – 200 000	10 000 – 40 000
6	Крупні	200 000 – 1 000 000	40 000 – 200 000
7	Дуже крупні	> 1 000 000	> 200 000

Таблиця 1.2

Питомі середньодобові нормативи споживання питної води

№ з/п	Ступінь благоустрою житла	Норматив питного водоспоживання на одного жителя, л/добу
1	Житлова забудова з внутрішнім водопроводом і каналізацією без ванн	100 – 135
2	Те ж саме з ваннами і місцевими водонагрівачами	150 – 230
3	Те ж саме з централізованим гарячим водопостачанням	230 - 285

Комунальні СВ забруднені переважно завислими речовинами та органічними сполуками (більша частина з них це білки, жири і вуглеводи). Сполуки азоту і фосфору знаходяться як у вигляді мінеральних сполук, так і в органічній формі. Крім того комунальні СВ суттєво забруднені бактеріями, вірусами, найпростішими. Серед них можуть бути присутніми і патогенні організми.

Загалом, серед забруднень СВ виділяють сотні сполук, проте з екологічної точки зору, з врахуванням розбавлення СВ у водоймах, практичне значення мають не більше тридцяти.

Склад СВ є індивідуальним для кожного населеного пункту чи агломерації. Він залежить від: рівня благоустрою житла, величини питомого водоспоживання, наявності приймання та складу виробничих СВ, величини інфільтрації у самопливні каналізаційні мережі ґрунтових вод, відсотку потрапляння на очисні споруди концентрованих стоків (скидання асенізаційним транспортом у мережу вмісту вигрібних ям) тощо.

У таблиці 1.3 наведено розрахункову кількість основних забруднень у СВ від одного жителя [10].

Таблиця 1.3

Розрахункова кількість основних забруднень у СВ від одного жителя

№ з/п	Показник	Кількість забруднень на одного жителя, 10^{-3} кг/добу
1	Завислі речовини	65
2	БСК ₅ неосвітлених стоків	54
3	БСК _{повн.} неосвітлених стоків	75
4	ХСК неосвітлених стоків	87
5	Азот загальний N, у т. ч. азот амонійних солей (N)	11 8
6	Фосфор загальний P, у т. ч. фосфор фосфатів (P)	1,8 1,44
7	Хлориди (Cl)	9
8	Поверхово активні речовини (ПАР)	2,5

Для оцінювання необхідної продуктивності КОС прийнято користуватися величиною еквівалентної кількості жителів (ЕКЖ), що обслуговуються системою

каналізування. За одного еквівалентного жителя приймаються органічні забруднення по БПК₅ у розмірі 60 г. незалежно від загальної кількості СВ.

Серед забруднень господарсько-побутових стоків є також значні концентрації нафтопродуктів (олії косметичних засобів), фенолів, сильнодіючих поверхневоактивних речовин. Причиною надходження важких металів (мікроелементів міді та цинку) є вживання їх з їжею та вітамінними комплексами. Мідь цинк та хром надходять у СВ в результаті контакту водопровідної води з внутрішніми покриттями труб та матеріалом запірної арматури (мідь та цинк є складовими латуні). З водопровідною водою можуть надходити також такі елементи як залізо, алюміній, марганець тощо у концентраціях, що не перевищують норм якості питної води. Вони також можуть надходити від підприємств побутового обслуговування, таких як пральні, хімчистки, автомайстерні, медичні заклади тощо.

Поверхневі води, що надходять у господарсько-побутову систему, можуть суттєво відрізнятися за вмістом забруднень залежно від місцевих умов. Вони можуть бути значно забрудненими у випадку, якщо у басейн водозбору входить багатоповерхова забудова з інтенсивним рухом автотранспорту, торгові центри, великі транспортні магістралі, території виробничих підприємств тощо. Можуть бути умовно чистими, якщо басейн включає житлову забудову з незначним антропогенним навантаженням.

Поверхневі води можуть містити специфічні забруднення, пов'язані з об'єктами, що розташовані у їх басейнах водозбору. В умовах незадовільного санітарного стану території за специфічними компонентами і мікробіологічними показниками та біогенними елементами вони можуть наближатися до комунальних СВ. Усереднені показники питомого винесення забруднень поверхневими стоком з урбанізованих територій (великі міста густиною населення біля 100 осіб/га, а також середніх та малих міст з сучасним рівнем благоустрою) наведено у таблиці 1.4 [10].

Комунальні СВ надходять на КОС нерівномірно, і характеризуються непостійним складом. Вимірювання їх витрат стикається з багатьма технічними

труднощами. Вони пов'язані з безнапірним рухом у трубопроводах, а також з наявністю механічних домішок у потоці та елементів, що біозаростання труб. Це робить неможливим використання засобів вимірювання витрат та кількостей рідини, що використовуються в системах водопостачання. На теперішній час на ринку існують засоби вимірювання, що за деклараціями виробників здатні вимірювати малі витрати в безнапірних трубопроводах. Проте такі прилади мають високу вартість і не забезпечують стійкість точності вимірювання з часом.

Таблиця 1.4

Питоме винесення забруднень поверхневими стоком з урбанізованих територій

№ з/п	Забруднення	Питоме винесення, кг/(га·рік)
1	Завислі речовини	2 500
Органічні речовини		
2	- БПК ₂₀	140
3	- ХПК	1 000
4	Нафтопродукти	40
Біогенні елементи		
5	- сполуки азоту	6
6	- сполуки фосфору	1,5

Основними причинами нерівномірності надходження СВ на КОС є сезонні зміни числа жителів у населених пунктах, різкі збільшення надходження поверхневих вод під час дощів тощо.

Сучасних містах 75 – 85% СВ утворюється у побуті. Не дивлячись на відносно постійний склад за останні роки суттєво зріс уміст сильнодіючих поверхово активних речовин та фосфорних сполук по причині їх використання у побуті як миючих засобів.

Основними причинами коливань складу СВ на вході в КОС є несанкціоновані перевищення концентрацій забруднень у скидах виробничих

підприємств на території населеного пункту, а також несанкціоновані залпові скиди концентрованих виробничих стоків, що дуже важко проконтролювати. У великих міста зафіксувати залпові скиди надзвичайно важко. Перевищення ГДК можна фіксувати за допомогою влаштування локальних постів контролю за скидами з використанням автоматичних пробовідбірників, або автоматичних аналізаторів. Проте вартість обладнання для таких постів є високою і використовується дуже рідко.

Основними задачами очищення комунальних СВ є:

- видалення механічних домішок;
- видалення органічних забруднень (без прив'язки до конкретних речовин);
- видалення сполук азоту і фосфору;
- знезараження очищених СВ;
- обробка отриманих осадів для отримання безпечних відходів, що не шкодитимуть НПС, або для отримання побічної продукції: органічне добриво, біогаз, ґрунт для рекультивації, будівельний матеріал тощо.

Невирішеність однієї чи кількох цих задач на КОС призводить до виникнення екологічних ризиків, пов'язаних з їх функціонуванням.

До кінця 70-х років минулого століття майже усі міста України були обладнані спорудами механічного та біологічного чищення СВ. Подальший розвиток очисних споруд відбувався у напрямку покращення очищення СВ переважно від завислих речовин. Пропонувались споруди додаткового очищення за допомогою фільтрування, які дозволяли покращити очищення на кілька відсотків, але із суттєвими додатковими капітальними та експлуатаційними затратами. Значна частина запроектованих споруд додаткового очищення не була побудована, інша частина функціонувала не ефективно і перестала експлуатуватися. Результатом на теперішній час є більш жорсткі нормативи вмісту завислих речовин та БПК в Україні ніж у країнах ЄС. У той же час країни ЄС не вважають актуальним збільшення вимог до очищення СВ за цими показниками, і не намагаються довести їх до рівня вимог українських нормативів.

Проблемі видалення зі СВ сполук азоту та фосфору до недавнього часу в Україні уваги майже не приділялось. Хоча у 80-ті роки минулого століття в бувшому СРСР було проведено ряд досліджень цієї проблеми. У той же час в країнах теперішнього ЄС технології видалення зі СВ азоту та фосфору активно розвивались. Проте гранично допустимі концентрації (ГДК) по завислим речовинам і по БПК були розроблені для природних водойм, а гранично допустимі скиди з очищеними СВ не розроблялись взагалі. Нормативи ГДК було прийнято для водойм незалежно від їх природних, кліматичних, гідрологічних, гідрохімічних та геохімічних особливостей. В результаті трапляються випадки, коли природні фонові концентрації у водоймах значно перевищують встановлені ГДК. Крім того, під час розроблення ГДК, питання технічної досяжності показників також не розглядалась.

Нереалістична система нормування призводить до того, що, загальна ситуація з забрудненням НПС з очищеними СВ є далекою від задовільної.

Можна стверджувати, що забруднення НПС, зокрема водних об'єктів, відбувається внаслідок недостатнього очищення СВ на очисних спорудах, оскільки на самих очисних спорудах у процесі роботи нових забруднень не утворюється. Потенційна екологічна небезпека КОС полягає у наявності ризиків, пов'язаних з недостатньо високим ступенем очищення СВ перед скиданням та з порушеннями технологічних процесів очищення, у тому числі у результаті аварій. *Таким чином КОС централізованих систем каналізування відіграють водоохоронні функції, а перспективи підвищення екологічної безпеки їх функціонування полягають у підвищенні ефективності очищення СВ для зменшення скидів забруднюючих речовин у водні об'єкти.*

Характерні діапазони концентрацій основних забруднень у комунальних СВ наведено у таблиці 1.5.

У країнах ЄС, особливо у Німеччині, де у багатьох населених пунктах нормативи водовідведення на одну людину складають менше 80 л/добу, класифікація СВ за концентрованістю суттєво відрізняється від наведеної вище. Там показники більш ніж у двічі вищі.

Для успішного використання технологій видалення азоту суттєвим фактором є температура СВ.

Таблиця 1.5

Діапазони концентрацій основних забруднень комунальних СВ

№ з/п	Вид забруднень	Діапазони забрудненості СВ, г/м ³			
		Низько-концентровані СВ	Середньо-концентровані СВ	Концентрована СВ	З впливом промислових СВ
1	Завислі речовини	Менше 150	150 – 250	Більше 250	Більше 400
2	БПК ₅	Менше 130	130 – 230	Більше 230	Більше 400
3	ХПК	Менше 300	300 – 600	Більше 600	Більше 800
4	Азот амонійний	Менше 25	25 – 35	Більше 35	Більше 50
5	Фосфор фосфатів	Менше 2,2	2,2 – 3,5	Більше 3,5	Більше 5

Враховуючи необхідність очищення СВ з різною концентрацією забруднень, для класифікації ОС за продуктивністю користуються поняттям еквівалентної кількості жителів (ЕКЖ). Загальну продуктивність ОС за забрудненнями, що надходять визначають за формулою

$$Q_{БПК}^{ЕКЖ} = \frac{B_{БПК_5}}{60} \times 1000, \text{ (г/м}^3\text{)} \quad (1.1)$$

де $B_{БПК}$ – максимальне середнє навантаження на ОС за БПК₅ протягом двох тижнів за 3-х річний період спостережень, кг(О₂)/добу;

60 – розрахункова кількість забруднень по БРК₅ від одного мешканця, г(О₂)/добу.

Величина ЕКЖ є показовою, оскільки вона пропорційна тільки масі органічних забруднень, що надходять на ОС споруди і тому враховує не тільки мешканців населеного пункту, чи агломерації, але і усі інші об'єкти [11, 12]. Тому

ЕКЖ використовують у кранах ЄС як базовий параметр для класифікації ОС. Таку класифікацію наведено у таблиці 1.6.

Таблиця 1.6

Класифікація комунальних КОС за продуктивністю по ЕКЖ

№ з/п	Категорія ОС	Навантаження по БПК ₅ , кг/добу	Еквівалентна кількість жителів (ЕКЖ)	Витрата СВ, м ³ /добу (орієнтовно)
1	Дуже малі	3 – 30	50 – 500	10 – 100
2	Малі	30 – 300	500 – 5 000	100 – 1 000
3	Невеликі	300 – 1 200	5 000 – 20 000	1 000 – 4 000
4	Середні	1 200 – 3 000	20 000 – 50 000	4 000 – 10 000
5	Великі	3 000 – 12 000	50 000 – 200 000	10 000 – 40 000
6	Крупні	12 000 – 60 000	200 000 – 1 000 000	40 000 – 200 000
7	Найкрупніші	> 60 000	> 1 000 000	> 200 000

Найбільше споживання електроенергії на очисних спорудах відбувається під час аерації в аеротенках. Враховуючи, що величини забрудненості СВ можуть коливатися у широких межах, під час укрупнених розрахунків енергоспоживання та енергоефективності ОС питомі показники споживання відносять не до одного метра кубічного СВ, а до одного кілограма суми окиснюваних киснем речовин. Їх характеризують кисневим еквівалентом, який розраховують за формулою

$$KE = 4,6 \cdot C_{N-NH_4} + C_{БПК_5} . \quad (1.2)$$

Оптимальне енергоспоживання для сучасних каналізаційних ОС складає 0,25 – 0,4 кВт·год/кг(KE). У той же час менше значення відповідає оптимізованим технологіям видалення азоту з денітрифікацією, більші значення – технологіям з розвинутою нітрифікацією без видалення азоту денітрифікацією.

На теперішній час спостерігаються спроби відмовитися від використання первинних відстійників і використовувати тільки біологічне очищення зі збільшенням часу перебування СВ в спорудах біологічного очищення та створення умов для видалення азоту та фосфору під час очищення

низькоконцентрованих СВ. Однак досвід свідчить, що відмова від освітлення СВ у первинних відстійниках є причиною суттєвого зростання затрат електроенергії на етапі біологічного очищення.

Разом з тим ОС є потенційним джерелом отримання альтернативних енергоресурсів. На теперішній час як найперспективніші джерела розглядається біогаз, що отримують під час анаеробної стабілізації осадів та теплова енергія СВ, що може відбиратися за допомогою теплових насосів.

Класична технологія біологічного очищення СВ не потребує застосування реагентів (активний мул, що використовують, самовідтворюється). Видалення ж фосфатів з СВ у багатьох технологіях потребує використання реагентів. У той же час можуть використовувати солі заліза чи алюмінію. Під час використання тільки реагентних технологій, їх потреба може досягати 50-70 кг/1000 м³ СВ, залежно від складу останніх. Тому сьогодні перевагу віддають безреагентним технологіям видалення фосфору, використовуючи можливості його поглинання активним мулом.

Актуальною є проблема пошуку найкращих доступних технологій для організації екологічно безпечного процес водовідведення. Доступні технології – технології, що розроблені у масштабах, які забезпечені технічними та економічними можливостями їх впровадження з врахуванням необхідних затрат та отримуваних результатів. Під терміном найкращі необхідно розуміти такі, які дозволяють найбільш ефективним способом досягати поставленої мети.

Через суттєве зниження водоспоживання в останні роки через зупинку багатьох промислових підприємств та збільшення економії води значна кількість існуючих комунальних очисних споруд є недовантаженими до проектної продуктивності. На теперішній час спостерігається тенденція формулювання пропозицій щодо впровадження технологій видалення біогенних елементів зі СВ. Для цього пропонується зміна існуючих технологій біологічного очищення, якщо існуючі споруди дозволяють це реалізувати, або створення нових. Для існуючих комунальних КОС це означає або суттєву реконструкцію існуючих споруд біологічного очищення, або будівництво нових споруд поряд. Нове будівництво

пов'язане зі значними фінансовими витратами і може біти виправдане у таких випадках коли: існуючі споруди застарілі і не відповідають сучасним технологічним вимогам; фізичний стан конструкцій існуючих споруд незадовільний і реконструкція їх недоцільна; є необхідність перенесення КОС на інший майданчик.

Якщо існуючі КОС недовантажені, то може з'явитися можливість впровадження технологій видалення азоту та фосфору на етапі біологічного очищення, які вимагають значно більшого часу перебування СВ в спорудах. Для цього потрібна реконструкція, проведення якої повинно відповідати певним вимогам, а саме: через неможливість повної зупинки КОС її потрібно проводити у кілька етапів, в період проведення робіт з реконструювання однієї частини споруд повинна забезпечуватися можливість очищення усіх СВ на решті споруд; до початку виконання основних робіт необхідно виконання значної кількості підготовчих – прокладання нових трубопроводів та каналів, будівництво нових насосних станцій тощо.

Таким чином, якщо існуючі КОС недовантажені менше ніж на половину, для забезпечення нормального процесу очищення СВ і мінімізації додаткового негативного впливу на НПС середовище роботи потрібно проводити не менше ніж у три етапи (черги). Це суттєво подовжує терміни реконструкції.

Після закінчення реконструкції і пуску в експлуатацію споруд з більш тривалим перебування СВ в них, продуктивність реконструйованих споруд, за аналогічними проектами, як правило, не перевищуватиме 50 – 65% від їх продуктивності до реконструкції. Таким чином, за початкової (до реконструкції) недовантаженості КОС на 50%, під час проведення робіт з реконструкції на останній 3-й черзі, перші дві працюватимуть з перевантаженням 1,5 рази, що неодмінно призведе до погіршення якості очищення СВ у цей період і додатковим викидам забруднюючих речовин у НПС.

Загалом, сучасний стан КОС в Україні можна охарактеризувати таким екологічними проблемами: суттєва частина КОС, які не були своєчасно реконструйовані, перебувають у незадовільному технічному стані, або виведені з

експлуатації; більшість існуючих КОС, що знаходяться в задовільному стані, працюють за технологіями 60-х років минулого століття і не забезпечують видалення із СВ сполук азоту та фосфору; більшість працюючих КОС для дезінфекції скидних вод у періоди та у місцях наявної небезпеки виникнення та розповсюдження інфекційних захворювань для знезараження (дезінфекції) СВ використовують хлорування, що спричиняє негативний екологічний вплив на природні водні об'єкти (токсична дія хлору на водні організми, накопичення хлорорганічних сполук у водних організмах та донних відкладах тощо. Для мінімізації негативного впливу на довкілля, під час дезінфекції хлоруванням необхідним є застосування технологій дехлорування перед скиданням СВ у водойми, що в Україні не застосовується); більшість існуючих КОС продовжують накопичувати осад СВ на мулових майданчиках, не дивлячись на те, що значна частина з них переповнені, в результаті чого технології зберігання осаду порушуються; на більшості КОС не застосовуються технології стабілізації осаду, що призводить до забруднення ґрунтових вод та атмосферного повітря; більшість існуючих КОС великої продуктивності виділяють неприємні запахи, що є подразнюючим фактором для жителів на територіях житлової забудови, у місцях прикладання праці, на маршрутах переміщення (у періоди будівництва існуючих КОС переважно використовувалися методи пасивного захисту від запахів шляхом встановлення санітарно-захисних зон навколо споруд. Проте часто зони встановлювалися без врахування місцевих метеорологічних умов (рози вітрів), часто з розвитком населених пунктів та їх агломерацій межі зон санітарної охорони порушувалися і на їх території розміщувалась забудова).

Таким чином можна стверджувати, що значна кількість екологічних проблем існуючих КОС пов'язана з використанням застарілих технологій, а також з недостатньою кількістю коштів для будівництва нових КОС за сучасними технологіями.

Усі технологічні процеси, які можуть застосовуватися на теперішній час на КОС, як обов'язкові, так і не обов'язкові (вибіркові, чи альтернативні), можна представити у вигляді узагальненої технологічної схеми (рисунок 1.1).

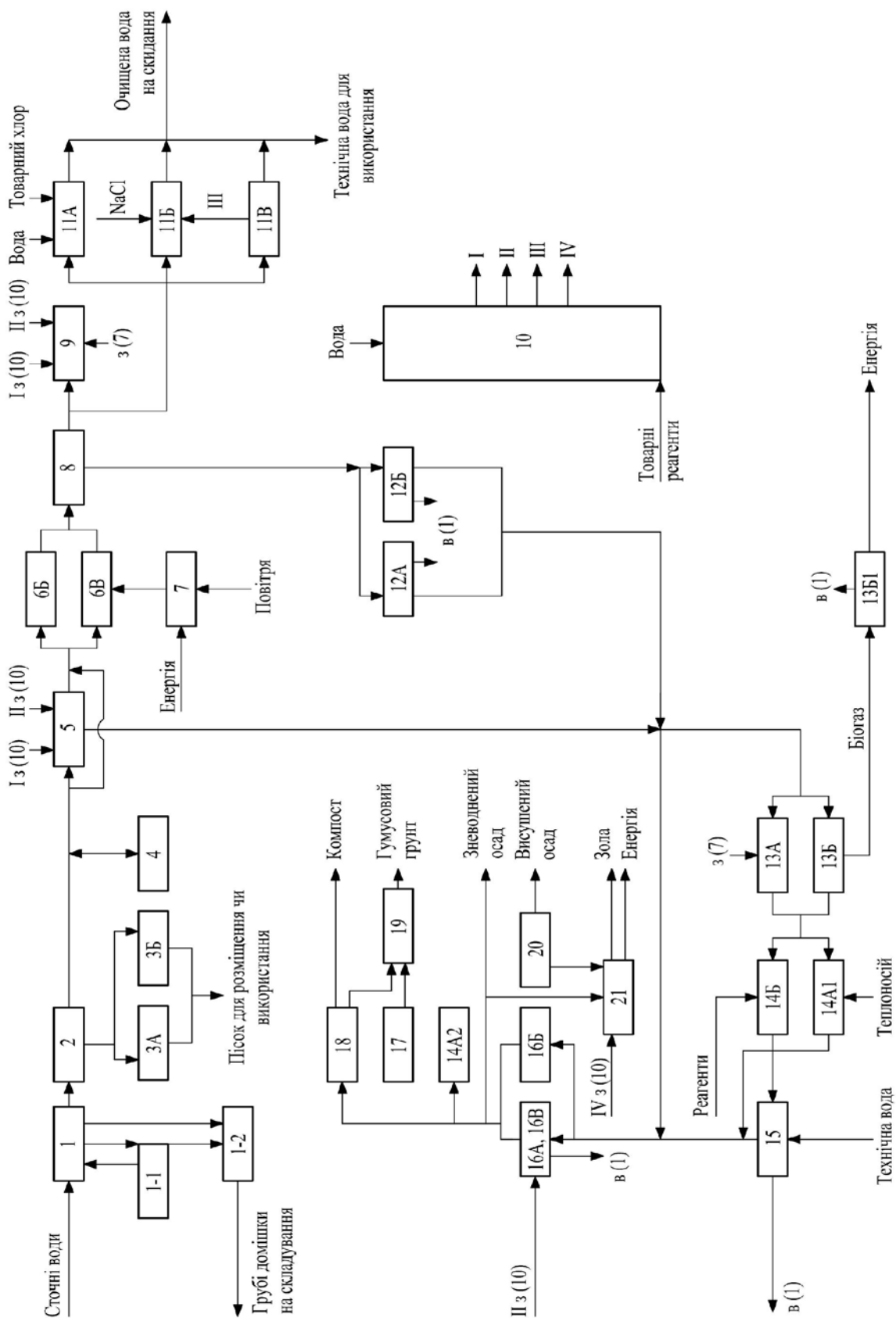


Рисунок 1.1. Узагальнена технологічна схема очищення СВ на комунальних КОС

ОПВ – осад первинних відстійників; НАМ – надлишковий активний мул; I – розчин коагулянту для осадження фосфатів; II – розчин коагулянту; III – розчин гіпохлориту натрію; IV – розчин лугу; 1 – відокремлення грубих домішок (проціджування); 1-1 – промивання та зневоднення грубих домішок; 1-2 – збирання грубих домішок у контейнери; 2 – видалення піску; 3 – обробка піщаного осаду (пульпи); 4 – усереднення (акумулявання витрати СВ; 5 – освітлення (первинне відстоювання); 6 – оброблення у спорудах біологічного очищення (6А – біофільтри, Б – аеротенки); 7 – подавання стисненого повітря; 8 – відокремлення біомаси, винесеної зі споруд біологічного очищення; 9 – додаткове очищення; 10 – приготування і дозування розчинів реагентів; 11 – знезаражування очищеної води (11А – хлором, 11Б – гіпохлоритом натрію, 11В – ультрафіолетовим опромінюванням; 12 – ущільнення (концентрування надлишкового активного мулу (12А – гравітаційне ущільнення, 12Б – механічне ущільнення; 13 – стабілізація рідких осадів (13А – аеробна стабілізація, 13Б – анаеробна стабілізація; 13Б-1 – оброблення та утилізація біогазу; 14 – знезаражування осадів (14А – реагентне знезаражування, 14Б – теплове знезаражування); 15 – ущільнення стабілізованих осадів; 16 – зневоднення осадів (16А – механічне зневоднення, 16Б – сушіння осадів на мулових майданчиках у природних умовах, 16В – оброблення осадів флокулянтами, згущення та сушіння на мулових майданчиках; 17 – додаткове тривале витримання в природних умовах осадів, висушених на мулових майданчиках чи механічно зневоднених; 18 – компостування зневоднених і підсушених осадів; 19 – виробництво гумусових ґрунтів з осадів; 20 – термічне сушіння осадів; 21 – спалювання (термічна утилізація) осадів.

Технологічна схема, показана на рис. 1.1 є узагальненою. На конкретних КОС, як правило, використовується лише частина з показаних технологічних процесів. У той же час переважна більшість комунальних КОС включають технологічні процеси: механічного очищення, біологічного очищення, зневоднення осадів. Решта процесів можуть не бути присутніми. Деякі КОС не включають технологію біологічного очищення, а використовують фізико-хімічну обробку і фільтрацію. Такі КОС доцільно застосовувати на віддалених об'єктах з періодичним перебуванням людей, коли біологічне очищення не може бути використане, оскільки споруди потребують багато часу для запуску.

Блок додаткового очищення (9) передбачає покращення якості СВ понад можливості споруд біологічного очищення за завислими речовинами, БПК,

фосфатам і амонійному азоту [14]. Найбільш розповсюджене обладнання, що використовується з цією метою на теперішній час наведено в таблиці 1.7.

Таблиця 1.7

Найбільш розповсюджене обладнання, що використовується для додаткового очищення СВ

№ з/п	Обладнання	Принцип дії	Технологічні показники	
			Назва	Потенційно досяжне значення, г/м ³
1	2	3	4	5
1	Зернисті фільтри	Фільтрування через шар зернистого матеріалу. Регенерація відбувається промиванням. Використовується у т. ч. для видалення фосфору з попереднім додаванням реагентів	Завислі речовини Фосфор фосфатів.	< 5,0 < 0,5 (в умовах використання реагентів)
2	Дискові фільтри	Фільтрування через тонку сітку з отворами менше 10 мкм, що натягнута на диски. Регенерація промиванням. Використовується у т. ч. для видалення фосфору з попереднім додаванням реагентів	Те саме.	Те саме.
3	Біофільтри	Фільтрування через затоплене, чи незатоплене завантаження, на якому розвивається біоплівка. Регенерація посиленою аерацією.	БПК ₅ Азот амон. Азот нітритів.	< 3,0 < 1,0 < 0,1

Продовження таблиці 1.7

1	2	3	4	5
4	Когезійно-окиснювальні фільтри	Фільтрування через завантаження на якому одночасно затримують завислі речовини і розвивається біоплівка. Регенерація посиленою аерацією.	Завислі речовини Азот амон.	< 8,0 < 0,1 (з подаванням частково нітрифікованих СВ)
5	Біоставки	Природне біологічне очищення в ємностях з природною чи штучною аерацією та перебуванням СВ у них протягом кількох діб. Під час використання вищої водної рослинності використовуються процеси біосорбції.	Завислі речовини Азот амон. БПК ₅	< 8,0 < 2,0 < 5,0

Для невеликих об'ємів СВ можуть використовувати також ультрафільтрацію через мембрани та фільтрацію через дискові механічні фільтри (в Україні не використовують) [15].

Як видно з таблиці 1.7, усі методи мають селективну дію і не забезпечують видалення біогенних елементів загалом.

Активний мул, що видаляється з вторинних відстійників, має високу вологість. Його концентрація складає 4 – 8 кг/м³ сухої речовини. Для забезпечення проходження подальших технологічних процесів оброблення його концентрацію потрібно підвищувати до 30 – 60 кг/м³. Необхідним також є стабілізація осадів для упередження їх загнивання та усунення неприємних запахів. Основне обладнання для ущільнення, згущення і стабілізації осадів наведено в таблиці 1.8.

Основне обладнання для ущільнення, згущення і стабілізації осадів СВ

№ з/п	Обладнання	Принцип дії	Технічні характеристики
1	Аеробні стабілізатори	Відкриті ємності подібні до аеротенків. Частина органічної речовини осадів окиснюється в результаті аеробних біохімічних процесів.	Розпад органічної речовини не перевищує 20 – 25%. Значне енергоспоживання (0,5 від споживання на повне біологічне очищення).
2	Метантенки	Частина органічної речовини розкладається до суміші метану і вуглекислого газу в результаті анаеробного біохімічного процесу.	Розпад органічної речовини до 40-48%. Вихід біогазу біля 0,9 м ³ на 1 тонну органічної речовини, що розклалася (вміст метану біля 60%). Низькі затрати електроенергії. Затрати теплової енергії на підігрівання (термофільний процес)– 160·10 ⁶ Дж/м ³ . Затрати можуть бути знижені на 15-20% за рахунок рекуперації.

Біогаз, що виділяється під час експлуатації метантенків, має теплотворну здатність $21 \cdot 10^6 - 23 \cdot 10^6$ Дж/м³. Оскільки його вихід є нерівномірним, під час експлуатації метантенків традиційної конструкції, то необхідним є застосування великих усереднюючих ємностей (газгольдерів) перед утилізацією. Крім того перед певними видами утилізації необхідним є очищення біогазу від небажаних домішок. Перед спалюванням біогаз необхідно очищувати від сірководню для попередження викидів оксидів сірки у атмосферу і від силоксанів (кремнійорганічних сполук) для попередження утворення оксидів кремнію і формування склоподібних відкладень [16].

Основні види обладнання для підготовки і утилізації біогазу наведено в таблиці 1.9.

Таблиця 1.9

Основне обладнання для підготовки і утилізації біогазу на КОС

№ з/п	Обладнання	Принцип роботи	Технічні характеристики
Обладнання для усереднення витрати			
1	Газгольдери	Накопичування біогазу у ємкості перемінного об'єму.	Об'єм у відповідності з потребами КОС.
Обладнання для очищення біогазу			
2	Фільтри для очищення від сірководню	Фільтрування через гранули збагаченої залізної руди. Сірководень затримується у вигляді сульфату заліза.	Ефективність видалення приймається у відповідності з вимогами обладнання для утилізації біогазу.
3	Фільтри для очищення від силіоксанів	Фільтрування через активоване вугілля, що сорбує силіоксани.	Те саме.
Обладнання для утилізації біогазу			
4	Парові котли, обладнані для спалювання біогазу	Спалювання у котельні з отримання пари і гарячої води.	ККД 80-85%. Перед спалюванням необхідним є видалення конденсату.
5	Когенераційні установки на основі двигунів внутрішнього згорання	Спалювання в двигунах внутрішнього згорання з виробленням теплової енергії (охолодження двигуна) і електроенергії в електрогенераторах.	ККД по електроенергії 45%, по тепловій енергії 40%. Потрібне попереднє очищення від сірководню і силіоксанів.

Для подальшої утилізації осадів необхідним є їх знезаражування, а саме знищення бактерій групи кишкової палички, патогенних мікроорганізмів, гельмінтів. Основне обладнання для знезаражування наведено в таблиці 1.10.

Таблиця 1.10

Основне обладнання для знезаражування осадів СВ

№ з/п	Обладнання	Принцип роботи	Технічні характеристики
Обладнання для реагентного знезаражування			
1	Система дозування реагентів	Дозування з використанням ємкості для розчинення реагента і дозувального насоса.	Під час використання реагентів інгібіторів-стимуляторів забезпечується тільки дезінвазія осадів.
Обладнання для термічного знезаражування			
2	Установка теплового знезаражування	Нагрівання та витримування осадів за температури 65-70 °С не менше 30 хв. З використанням теплообмінників нагрівання і рекуперації (у випадку нагрівання гарячою водою), чи тільки рекуперації (у випадку нагрівання подаванням пари), або оброблення осадів безпосередньо паром чи інфрачервоним опромінюванням.	Забезпечується повне знезаражування осадів.

Для багатьох способів подальшої утилізації осадів необхідним також є подальше видалення вологи до її остаточного вмісту 70-85%. Основне обладнання для зневоднення осадів наведено в таблиці 1.11.

Основне обладнання для зневоднення осадів СВ

№ з/п	Обладнання	Принцип роботи	Технічні характеристики
1	Апарати механічного зневоднення	Осади оброблюють реагентами (переважно флокулянтами). У результаті порушення колоїдної структури осаду виділяється вільна вода, котру відділяють у фільтр-пресах, шнекових пресах чи центрифугах.	Витрата флокулянтів складає 3-9 кг/т сухої речовини залежно від властивостей флокулянта. Вміст сухої речовини у зневодненому осаді складає 18-30% залежно від властивостей осаду і типу обладнання.
2	Мулові майданчики	Рідкий осад виливають на бетонні або земляні карти, обладнані дренажною системою. Після відведення дренажних вод осад висихає або виморожується під впливом кліматичних факторів. Після попереднього оброблення осадів катіонним флокулянтом відділення мулової води і подальше висихання відбувається у кілька разів швидше	Вміст сухої речовини у зневодненому осаді складає 25-40% залежно від дотримання регламентних процедур і навантаження на площадки

Для виробництва гумусових ґрунтів зневоднений на мулових майданчиках чи механічно осад змішують з неродючим ґрунтом, торфом, іншими домішками. Отриману суміш пропускають через віброгрохот для видалення небажаних крупних домішок.

Спалювання осадів проводять для максимального зменшення його об'єму. Процес здійснюють переважно в установках з псевдозрідженим шаром піску. Псевдозрідження здійснюється повітрям, що подається у зону горіння, осад змішується з піском, вода швидко випаровується, органічна речовина окиснюється. У верхній частині печі, над псевдозрідженим шаром, відбувається доокиснення у газовій фазі [17].

Усереднені дані щодо витрати сировини, матеріалів та енергоресурсів на комунальних КОС наведено в таблиці 1.12.

Таблиця 1.12

Основне обладнання для зневоднення осадів СВ

№ з/п	Назва	Одиниці вимірюв.	Витрати на 1 м ³ очищених СВ
1	Реагенти для видалення фосфору	кг	
	- на основі заліза		0 – 0,015
	- на основі алюмінію		0 – 0,08
2	Реагенти для зневоднення осаду	кг	
	- органічні поліелектроліти (флокулянти)		0,0005 – 0,002
	- хлорид заліза (III)		0,007 – 0,018
	- гашене вапно Ca(OH ₂)		0,03 – 0,1
3	Завантаження (пісок) для фільтрів доочищення	кг	0 – 0,025
4	Енергоресурси		
	- електроенергія	кВт·год	0,15 – 1,0
	- паливо, або тепла енергія	кг умовн. палива	0,01 – 0,07

Усереднені дані щодо отримання побічних продуктів та енергоресурсів під час експлуатації комунальних СВ наведено в таблиці 1.13.

Отримання побічних продуктів та енергоресурсів під час експлуатації
комунальних СВ

№ з/п	Назва	Одиниці вимірюв.	Вихід на 1 м ³ очищених СВ
1	Органічні добрива	кг	0,4 – 1,4
2	Компост осадів СВ	кг	0,3 – 0,6
3	Електрична енергія	кВт·год	0 – 0,006
4	Теплова енергія	Дж	0 – 1 500

Зменшення кількості забруднень, що надходять у водні об'єкти зі СВ та у НПС з осадами СВ є головною метою роботи КОС. Тому для об'єктів системи каналізування єдиним потенційно негативним впливом на НПС можна назвати можливі викиди у атмосферне повітря, пов'язані з реалізацією технологічних процесів очищення СВ.

Для контролю за забезпеченням еколого-економічної ефективності функціонування КОС та прогнозування її покращення після модернізації, постає необхідність розроблення критеріїв вибору об'єктів, що потребують першочергового будівництва чи реконструкції. Як інтегральний критерій оцінки якості очищених СВ запропоновано використовувати суму відношень концентрацій забруднень (фактичних, або проектних) до цільових технологічних показників. Цей критерій називають інтегральним показником якості очищення (ІПЯО) [13].

Спочатку визначається ІПЯО для кожного виду забруднень на конкретних КОС

$$ІПЯО_i = \frac{C_i}{C_{цтп}}, \quad (1.3)$$

де C_i – фактична концентрація i -тої забруднюючої речовини, г/м³;

$C_{цтпi}$ – значення цільового технологічного показника (ЦТП) для i -тої забруднюючої речовини, г/м³.

Після цього визначається загальний інтегральний показник за формулою

$$ІПЯО = \sum_i^n ІПЯО_i . \quad (1.4)$$

Питому кількість осадів, що утворюються на кожному 1000 м³ СВ, за умови використання різних технологій очищення СВ наведено в таблиці 1.14.

Таблиця 1.14

Питома кількість осадів, що утворюються на кожному 1000 м³ СВ, за умови використання різних технологій очищення

Технологія біологічного очищення	Маса осадів, що утворюються, за умови використання технологій їх обробки, кг(сухої речовини)/кг(фактичної вологості) на 1000 м ³ СВ						
	Без стабілізації		АС		МЗ		СП
	МЗ	МЗ+ТС	МЗ	МЗ+ТС	МЗ	МЗ+ТС	
БО	215/1075	215/239	182/909	182/202	152/759	152/169	65/90
БОН	195/975	195/217	166/831	166/185	140/701	140/156	64/89
БОНД	195/975	195/217	166/831	166/185	140/701	140/156	64/89
БОНДХФ	230/1150	230/256	201/1006	201/224	175/875	175/194	99/137
БОНДБФ	210/1050	210/233	180/900	180/200	153/763	153/170	74/102
БОНДБХФ	220/1100	220/244	190/952	190/212	164/818	164/182	86/119

В таблиці 1.14 вжито такі позначення: БО – біологічне очищення; БОН – біологічне очищення з нітрифікацією; БОНД – біологічне очищення з нітрифікацією і денітрифікацією; БОНДХФ – те саме з хімічним видаленням фосфору; БОНДБФ – те саме з біологічним видаленням фосфору; БОНДБХФ – те саме з біохімічним видаленням фосфору; АС – аеробна стабілізація; МЗ – метанове зброджування; СП – спалювання; МЗ – механічне зневоднення; ТС – термічне сушіння.

Підхід до процесів очищення СВ та обробки осадів, який ставить за мету мінімізацію об'ємів різних відходів, що потрібно утилізувати, є застарілим. Сучасний підхід має базуватися на розгляданні процесів очищення як потенційного джерела отримання нетрадиційних джерел енергії та інших економічно цінних ресурсів. За такого підходу, чим більше складових виділено зі СВ під час її очищення (органічні речовини, азот, фосфор тощо), тим більше можна отримувати енергоносіїв та інших товарних продуктів, використовуючи виділені складові як сировину. Через те, що процеси видалення фосфору та денітрифікації потребують споживання органічних речовин, на КОС з наявними метантенками відбувається конкурування між цими процесами та енергогенеруючими процесами (метанове бродіння) за утилізацію органічних сполук.

Технологічний рівень сучасних процесів водовідведення з очищенням СВ повинен оцінюватися перш за все рівнем ефективності отримання енергії із СВ за умови забезпечення незмінно високого рівня їх очищення [17].

1.3. Аналіз існуючих технологій біологічного очищення стічних вод

Переважає більшість комунальних ОС в Україні використовують технології біологічного очищення в аеротенках без доочищення, або з доочищенням у фільтрах різних конструкцій [18, 19].

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин (БО). Інша назва процесу – «повне біологічне очищення». Під час реалізації технологічного процесу відбувається сорбування і повне чи часткове окиснення активним мулом органічних забруднень як розчинених у воді так і тих, що перебувають у завислому стані. Органічні сполуки перетворюються на вуглекислий газ та воду. Результатом процесу є також приріст біомаси активного мулу.

За подавання достатньої кількості повітря і достатньо тривалому перебуванні СВ в аеротенку відбуваються також додаткові процеси біологічного окиснення амонійного азоту – нітрифікація.

Цей технологічний процес є на теперішній час базовим в Україні і використовується на більшості існуючих комунальних КОС. Процес є одним з найбільш простих у здійсненні і не потребує складного обладнання чи засобів автоматики. Він дозволяє видаляти органічні забруднення на 95-97% знижуючи БПК₅ до 8-15 г/м³. Завдяки фізико-хімічним процесам видаляється також значна частина важких металів. Окиснюється також багато техногенних забруднень, таких як нафтопродукти, СПАР, сірководень тощо.

Не дивлячись на те, що активний мул здатний частково поглинати сполуки азоту та фосфору у кількостях, необхідних для забезпечення приросту його біомаси, таке поглинання є незначним і можна стверджувати, що ця технологія не здатна видаляти азот і фосфор із СВ. Через це технологію можна вважати застарілою. Вона досить енергозатратна, оскільки вимагає значних витрат електроенергії, яка іде на аерацію СВ і не може бути рекуперована (використовується незворотно).

Значна кількість органічних забруднень трансформується у приріст біомаси активного мулу, суттєво збільшуючи його концентрацію в аеротенку. З одного боку це призводить до зростання витрат на його видалення, з іншого робить можливим його використання як сировини для виробництва біогазу і органічних добрив або гумусових ґрунтів.

Для зменшення негативного впливу на НПС технологію доповнюють попереднім або подальшим видаленням фосфору за допомогою реагентів, а також подальшим видаленням азоту з використанням додаткового джерела органіки для забезпечення процесу денітрифікації.

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин і амонійного азоту (БОН). Цей технологічний процес ще називають «біологічне очищення з нітрифікацією», або «глибоке біологічне очищення». Він є поєднанням двох мікробіологічних процесів у одній споруді:

- аеробного окиснення органічних забруднень розчиненим киснем;
- аеробного окиснення амонійного азоту до нітратів і нітритів.

Нітрифікація є продовженням, у тому числі спонтанним, повного біологічного очищення зі збільшенням часу перебування СВ в аеротенку за достатньої кількості розчиненого у воді кисню (не менше 1 г/м^3 у зоні нітрифікації). Для активного протікання процесу необхідним є також підтримання мінімального віку активного мулу [13]. Якщо вік знижується, процес сповільнюється і може припинитись.

Підвищене споживання кисню під час нітрифікації призводить до збільшення подавання повітря в аеротенк і, як результат, до збільшення витрат електроенергії на аерацію (до 50-100%). Якщо аерація недостатня, процес буде проходити тільки частково.

Під час нітрифікації у воду виділяються іони водню. За великих концентрацій активного мулу у воді можливе зниження рН середовища і інгібування процесу.

Технологія дозволяє видаляти органічні забруднення з ефективністю до 96-98%, до $5-8 \text{ г/м}^3$ за БПК₅, і дозволяє переводити сполуки азоту з більш токсичної форми (амонійний азот) у менш токсичну (нітратний азот). Ця форма азоту не споживає кисню у водних об'єктах, отже не знижує його концентрацію у місцях випуску очищених СВ. Більше того, азот нітритів може бути джерелом зв'язаного кисню і використовуватися для процесів самоочищення шляхом денітрифікації. Кінцева концентрація амонійного азоту може складати $0,3-1,0 \text{ г/м}^3$.

За цією технологією ефективність видалення азоту із СВ складає 20-35%, який іде на приріст біомаси активного мулу. Це не відчутним чином не зменшує вплив залишку азоту на евтрофікацію водойм у місцях скидання СВ. З подальшим збільшенням часу перебування СВ в аеротенку з аерацією вдається досягати видалення азоту до 60% з досягненням зменшення його концентрації до 15 г/м^3 . Спостерігається також подальше зниження органічних забруднень до $2-3 \text{ г/м}^3$ по БПК₅ і видалення специфічних техногенних речовин: нафтопродуктів, СПАР, фенолів, сірководню. За таких умов у СВ можуть спостерігатися підвищені концентрації азоту нітритів на рівні $0,1-0,5 \text{ г/м}^3$ за рахунок неповного окиснення. Такий технологічний процес носить назву «глибоке біологічне очищення з

нітрифікацією і частковою симультанною денітрифікацією. Він досить простий в реалізації, не потребує використання складного обладнання і засобів автоматики, але є енергозатратним. Електроенергія використовується на аерацію і не може бути рекуперована.

На існуючих КОС технологію доцільно використовувати як тимчасову, якщо споруди є недовантаженими (рекомендована навантаженість має бути не більше 60% від проектної). Під час реконструкції така технологія може використовуватися у випадках, коли наявність азоту в очищених СВ є бажаною, наприклад під час скидання СВ у водойми рибогосподарського призначення з відповідними вимогами до якості, під час використання очищених СВ для зрошування тощо. Вона може використовуватися також під час здійснення подальшого видалення нітратів з використанням додаткових джерел органіки для здійснення процесів денітрифікації, а також під час здійснення попереднього чи подальшого видалення фосфору за допомогою реагентів. Проте це здійснює додаткове навантаження на НПС через споживання реагентів. В інших випадках є необхідність пошуку більш ефективних з екологічної та економічної точки зору технологій.

Якщо на каналізованих територіях є джерела нерегулярних, або залпових скидів органічних речовин, які призводять до короткочасного збільшення навантаження на КОС на 50%, то можлива нестабільна їх робота з погіршенням якості очищення СВ до 20-40 г/м³ по БПК₅, а також погіршення процесів нітрифікації.

Впровадження цієї технології на КОС, що проектуються не є виправданим через значні енергозатрати та відсутність видалення біогенних елементів з СВ.

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин і азоту (БОНД). Цей технологічний процес ще називають «біологічне очищення з нітрифікацією і денітрифікацією». Схеми варіантів його реалізації наведено на рисунках 1.2 – 1.5.

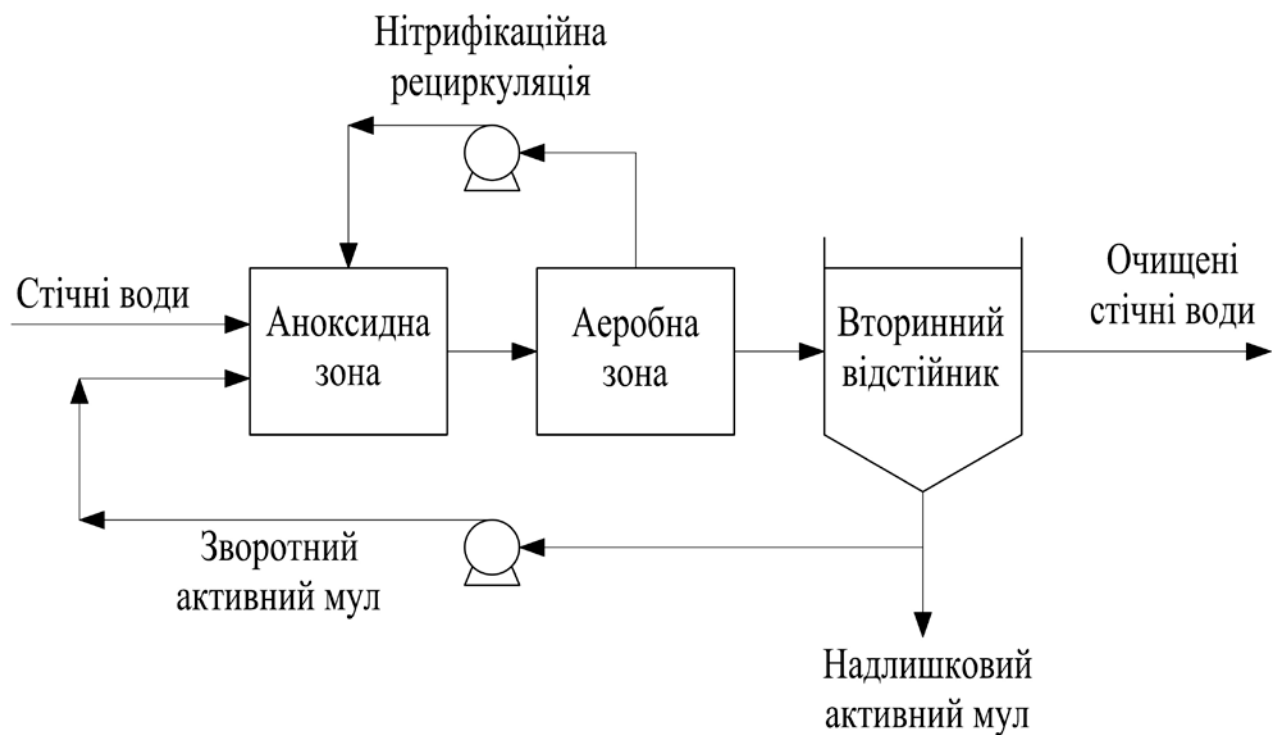


Рисунок 1.2. Модифікований метод нітри-денітрифікації Лудзака-Етінгера в аеротенках

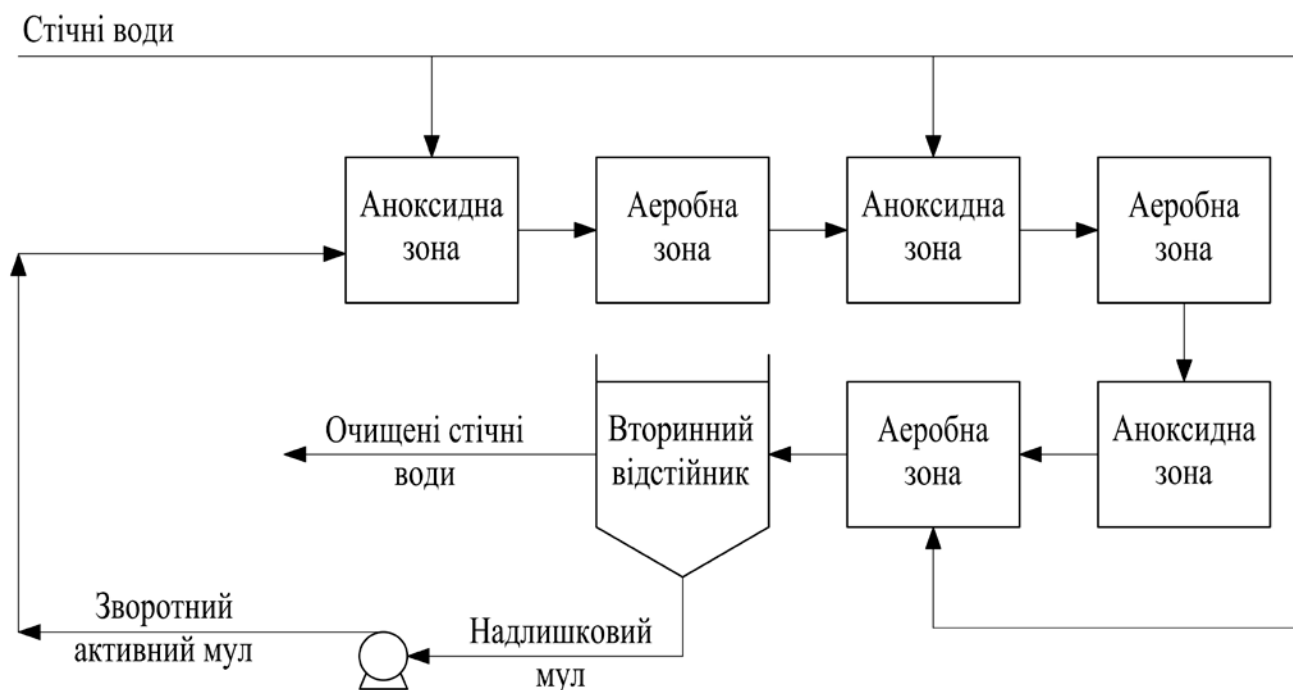


Рисунок 1.3. Метод ступінчастої нітри-денітрифікації в аеротенках (використовуються 2-3 ступеня з чередуванням аноксидної і анаеробної зон)

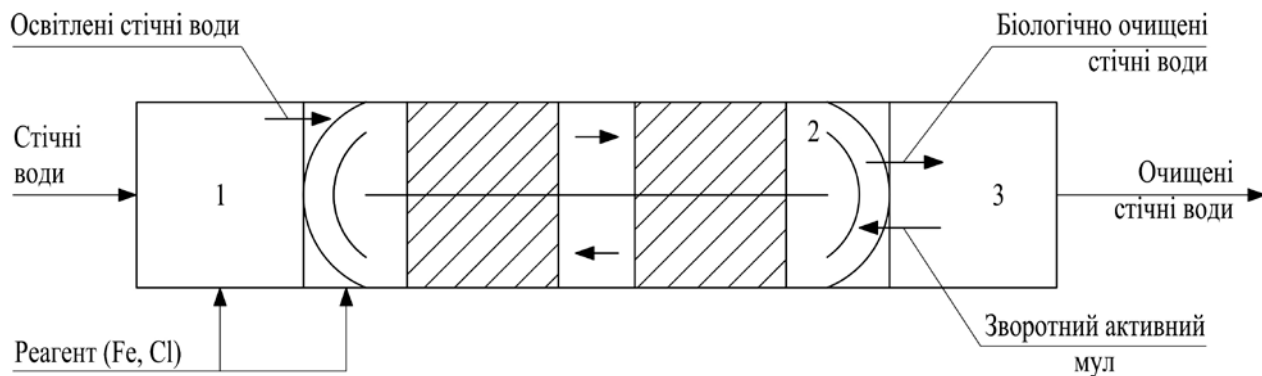


Рисунок 1.4. Метод карусельної нітри-денітрифікації

1 – первинний відстійник; 2 – біореактор; 3 – вторинний відстійник; а – СВ, що надходять; б – освітлені СВ; в – зворотній активний мул; г – очищені СВ; д – реагент (FeCl_3); заштрихована частина – зона перемінної аерації

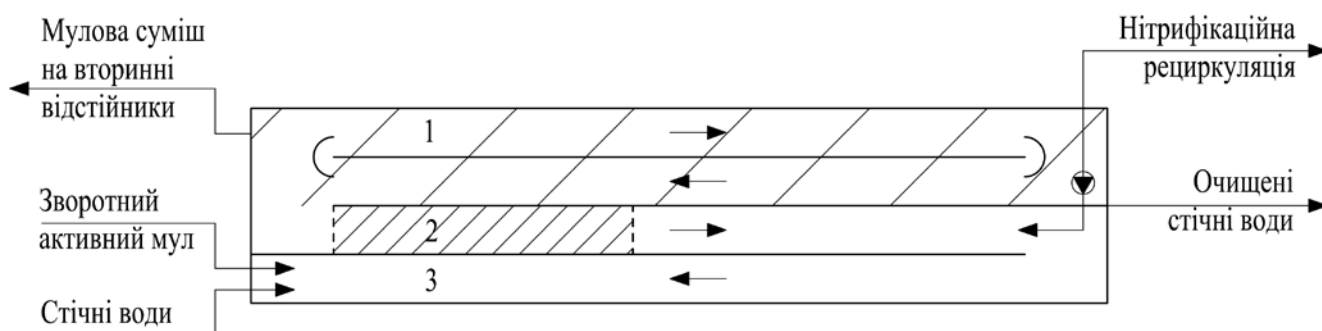


Рисунок 1.5. Метод змінної (симультанної) нітри-денітрифікації

1 – зона симультанного процесу; 2 – зона перемінної аерації; 3 – зона без аерації; а – СВ, що надходять; б – зворотній активний мул; в – мулова суміш на вторинні відстійники.

Технологія ґрунтується на реалізації в одній споруді трьох мікробіологічних процесів: аеробне окиснення органічних забруднень; аеробне окиснення амонійного азоту до нітритів (нітрифікація); аноксидне окиснення нітратів з відновленням молекулярного азоту (денітрифікація). Для реалізації процесу денітрифікації необхідним є відсутність кисню у протягом певного періоду часу (рекомендована концентрація до $0,5 \text{ г/м}^3$) і наявність у СВ органічних сполук.

Для забезпечення у споруді різних умов для проведення нітрифікації і денітрифікації використовують такі методи: розділення процесів у просторі з виділенням зон нітрифікації і денітрифікації; розділення у часі, так щоб фази нітрифікації і денітрифікації повторювалися у одному і тому ж об'ємі споруди; розділення і у часі і у просторі; одночасне здійснення, коли обидва процеси здійснюються за невеликих концентрацій розчиненого кисню (до 1 г/м³).

Нітрифікаційні і денітрифікаційні бактерії одночасно знаходяться в муловій суміші і проявляють активність у різних зонах аеротенка, у різний час, або одночасно, за наявності відповідних умов. У цьому випадку у СВ обов'язково мають бути присутніми органічні речовини, що споживаються протягом відновлення нітратів. Для забезпечення цього, під час проведенні різних процесів у різних зонах, застосовують рециркуляцію мулової суміші між зонами. Суміш, що містить нітрати, відбирається з кінця аеробної зони і подається у початок аноксидної. Це здійснюють за допомогою занурених насосів утворюючи постійне перетікання мулової суміші між зонами (карусель). СВ у зоні денітрифікації повинні постійно перемішуватися для уникнення розшарування мулу і для покращення масообміну. Це здійснюють за допомогою занурених мішалок.

Порівняння різних технологічних схем нітрифікації денітрифікації наведено у таблиці 1.15.

Технологія дозволяє видаляти органічні забруднення з ефективністю до 96-98% (5-8 г/м³ по БПК₅), а також сполуки азоту з ефективністю до 90%. До того ж азот, що залишається, знаходиться переважно у найменш токсичній нітратній формі. Вміст амонійної та нітритної форм азоту мінімізується.

Технологія, як правило, не потребує додаткових джерел органіки для денітрифікації. Її можна використовувати у поєднанні з додатковими методами видалення фосфору із СВ.

Порівняння різних технологічних схем нітрифікації денітрифікації

№ з/п	Технологічна схема	Переваги	Недоліки
1	Модифікований процес Лудзака Еттингера	Простота реалізації, відсутність необхідності застосування засобів автоматики. Глибоке видалення азоту.	Незначні можливості коригування зон нітрифікації і денітрифікації. Значні об'єми рециркуляції мулової суміші.
2	Ступінчастий процес	Малий час перебування СВ у споруді. Немає потреби у рециркуляції. Більш ефективно видалення азоту і більш глибока нітрифікація.	Складна схема, що містить 4-6 зон, незначні можливості корегування зон. Значні витрати на перемішування у зонах денітрифікації.
3	Карусельний процес	Значні можливості коригування зон, мінімальні затрати енергії на перемішування, скорочення затрат на аерацію (до 10%)	Значні витрати на зміни будівельних конструкцій під час реконструкції.
4	Періодичний процес	Максимальна простора конструкції, максимальні можливості для керування процесом.	Скорочення часу перебування СВ у споруді уможливорює підвищення вмісту амонійного азоту у СВ. Потребує автоматизації та збільшених затрат на аераційну систему.
5	Симультанний процес	Те саме. Глибоке видалення загального азоту. Мінімальні затрати на аерацію.	Те саме. Більший об'єм споруди. Проблеми з набуханням активного мулу.

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин і азоту з хімічним видаленням фосфору (БОНДХФ). В цій технології видалення фосфору відбувається шляхом його сорбції на пластівцях гідроксиду заліза або алюмінію. Реагенти можуть додаватися: в кінці аеротенка перед вторинними відстійниками; у зворотній активний мул; у зворотні потоки зі споруд обробки осаду. Пластівці з сорбованим фосфором опиняються потім в пластівцях активного мулу. Якщо реагент додають поза спорудами біологічного очищення, то це роблять перед первинними відстійниками, або перед фільтрами додаткового очищення.

За використання традиційної технології залишкова концентрація фосфору складає 0,5-0,7 г/м³. Можливе досягнення концентрації 0,2-0,4 г/м³, але за умови суттєвого збільшення дози реагентів.

Реагентне видалення фосфору суттєво збільшує експлуатаційні затрати на роботу КОС, а саме: на придбання реагентів; на обробку, перекачування та зневоднення додаткового осаду, що утворюється завдяки включення у його склад гідроксиду заліза чи алюмінію (збільшення складає 5-20%); на зберігання реагентів, приготування і дозування їх розчинів [20].

Збільшення кількості активного мулу призводить до зниження його віку, що негативно позначається на проходженні процесів нітрифікації. Для збереження ефективності їх проходження необхідним є збільшення об'ємів аеротенків, що також суттєво здорожчує процес.

Під час використання на КОС анаеробної стабілізації осаду в метантенках поява додаткових речовин в осаді, що біологічно не розкладаються, знижує ефективність їх роботи. Крім того погіршуються властивості органічних добрив, що отримують анаеробною стабілізацією осадів.

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин і азоту з біологічним видаленням фосфору (БОНДФ). Особливістю технології (у порівнянні з БОНД) є наявність ще однієї додаткової анаеробної технологічної зони – зони біологічного видалення фосфору. Вона може бути виконана у вигляді частини аеротенку, або у вигляді окремої ємкості – фосфорного басейну. В

циклічних реакторах замість окремої зони здійснюється додаткова анаеробна стадія процесу в одній споруді.

Різні технологічні схеми БОНДБФ наведено на рисунках 1.6 – 1.8.

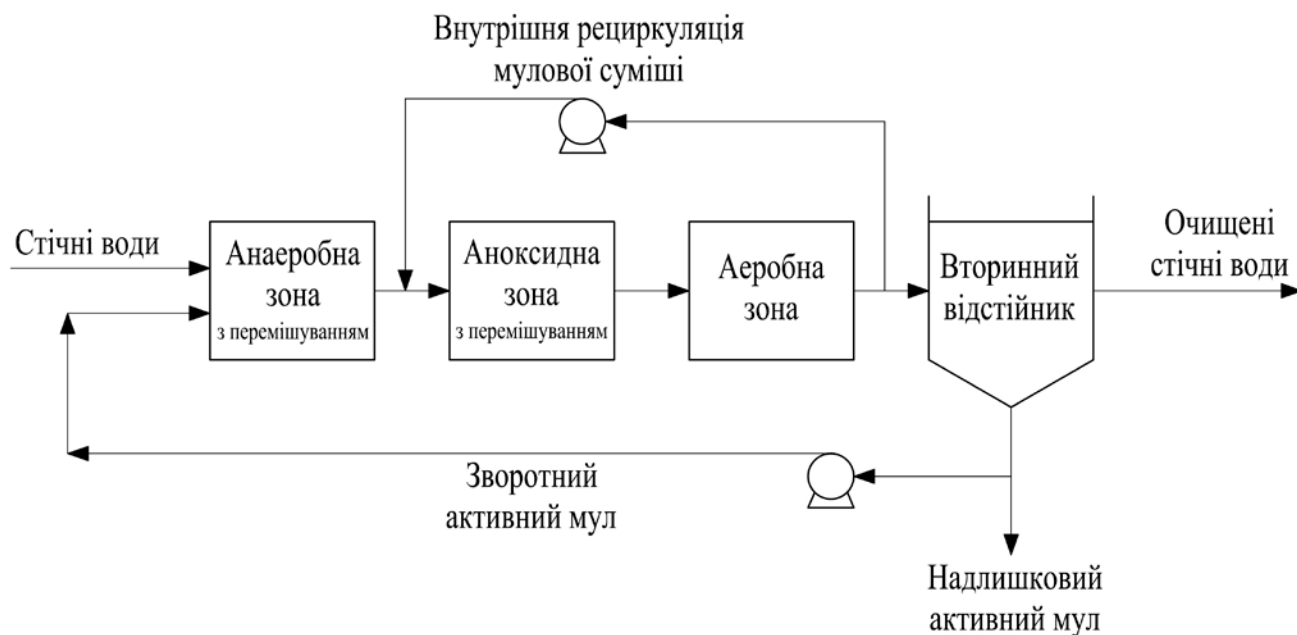


Рисунок 1.6. Технологічна схема процесу «Анаеробік-Аноксик-Оксик» (A²/O)

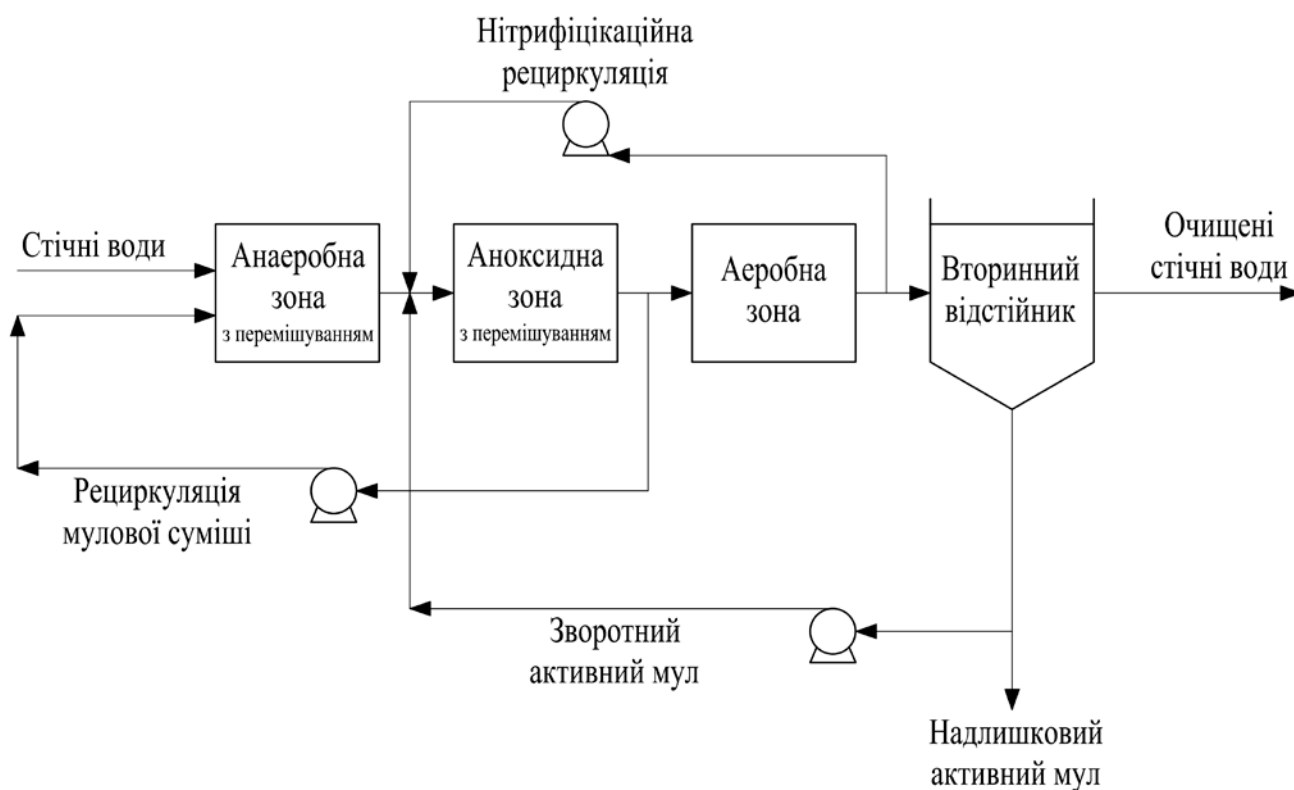


Рисунок 1.7. Технологічна схема процесу Кейптаунського університету (UCT)

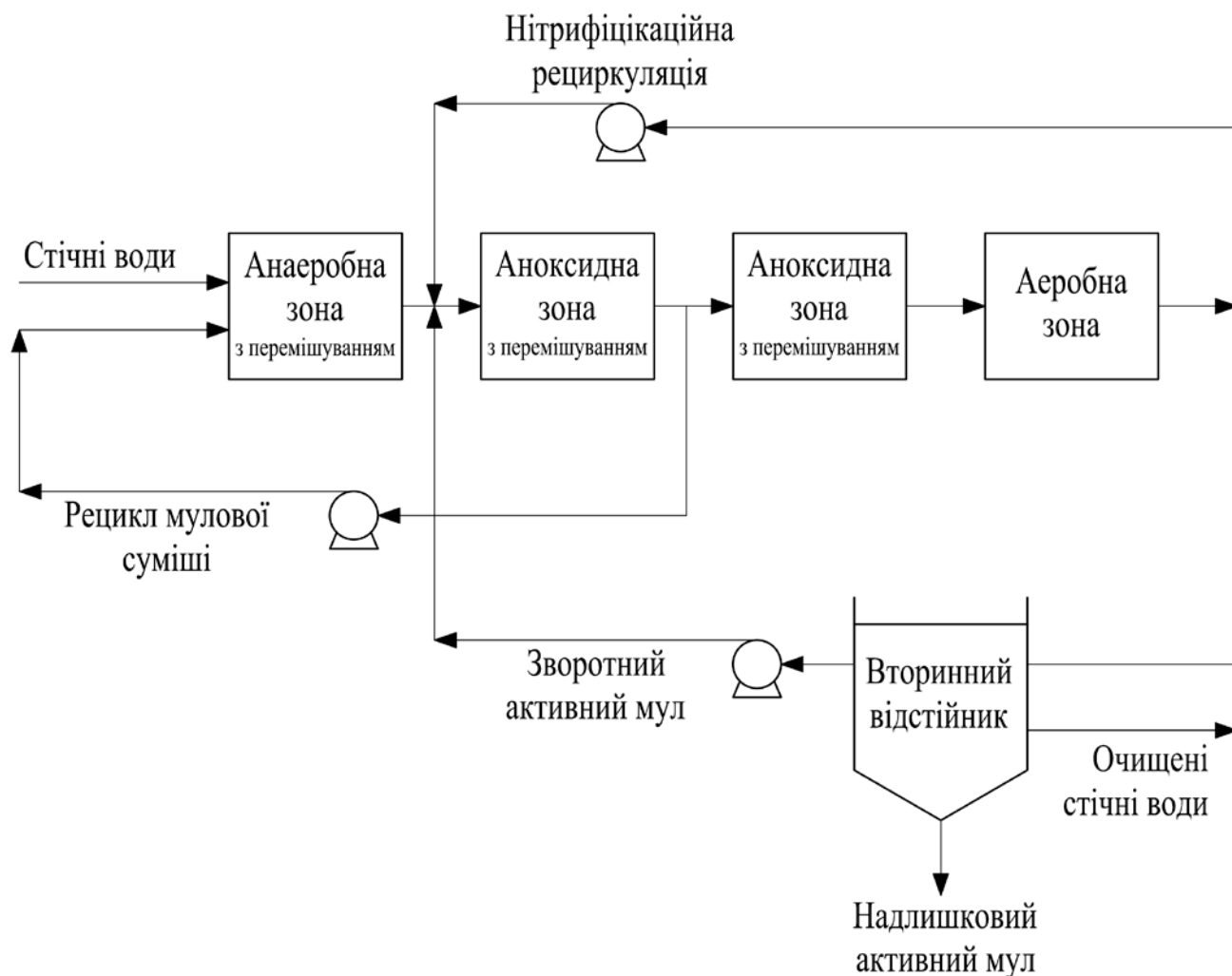


Рисунок 1.8. Технологічна схема модифікованого процесу Кейптаунського університету (МУСТ)

Загалом технологія працює таким чином: зворотний активний мул подається в анаеробну зону, туди ж подаються СВ, потім мулова суміш надходить у блок БОНД, після чого у споруди муловідділення. Оскільки, як правило, в СВ в Україні концентрація БПК є невисокою, відповідно невисоким є вміст ЛЖК і технологія БОНДБФ працює погано. Органічних сполук недостатньо для ефективного протікання процесів денітрифікації і для росту ФАМ.

Технологія дозволяє видаляти органічні забруднення з ефективністю до 96-98% (до 5-8 г/м³ по БПК₅), сполуки азоту з ефективністю до 90%, загальний

фосфор з ефективністю до 90%, фосфор фосфатів з ефективністю до 95%. Видаляється також значна частина важких металів, а також специфічних техногенних забруднень: нафтопродукти, СПАР, сірководень.

Технологія не потребує реагентів, мінімізує об'єми потенційних відходів і підвищує цінність органічного добрива, що може бути отримана з осадів КОС.

Технологія відзначається відносною складністю в експлуатації, потребує додаткових об'ємів аеротенку на 1,5-2 додаткові години перебування СВ (на 20% у порівнянні з технологією БОНД).

Технологія не розрахована на досягнення залишкового фосфору у СВ менше 1 г/м³. Вона дозволяє досягати таких самих результатів як і технологія БОНДХФ, але без застосування дорогих реагентів. Разом з тим технологія потребує додаткового обладнання (мішалки, циркуляційні насоси тощо).

Порівняльну характеристику різних технологічних схем БОНДБФ наведено у таблиці 1.16.

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин і азоту з біологічним видаленням фосфору, покращеним за допомогою ацидофікації (БОНДБФ-А). Для покращення процесів видалення фосфору, за недостатньої концентрації ЛЖК в СВ, їх додають в анаеробну зону (оцтова кислота). Вони відіграють роль субстрату для ФАМ і стимулюють їх ріст. Це реалізують кількома способами: рециркуляцією осаду в первинних відстійниках, у цьому випадку ЛЖК, що утворюються в результаті біохімічних процесів надходять в аеробну зону аеротенків; подаванням у голову аеротенків зливної води після ущільнення осаду первинних відстійників; ферментацією осадів в ацидофікаторах з їх ущільненням і подавання зливної води у голову аеротенків; ферментацією мулової суміші в анаеробній зоні.

Перевагою технології є вища надійність видалення фосфатів до концентрацій 0,2-0,7 г/м³ і азоту менше 9 г/м³.

Недоліком є висока вартість реалізації процесу, більша емісія ЛЖК, сірководню та інших речовин з неприємним запахом в атмосферу.

Порівняльна характеристика технологічних схем БОНДБФ

№ з/п	Технологічна схема	Переваги	Недоліки
1	A ² /O	Найбільш проста з низькими капітальними і експлуатаційними затратами, у т. ч. з мінімальними затратами електроенергії на рециркуляцію	Зворотний мул переносить нітрати у анаеробну зону, що для низькоконцентрованих СВ блокує покращене видалення фосфору
2	УСТ	Ефективне видалення фосфору навіть з низькоконцентрованих СВ. Хороше видалення азоту.	Потрібна додаткова система рециркуляції. Знижена концентрація мулової суміші в анаеробній зоні, що є причиною меншої частки ВАРМ у мулі
3	МУСТ	Краще адаптована до функціонування за низьких співвідношень вуглецю до азоту і тому надійніша	Підвищена складність процесу, складність автоматизації

Біологічне очищення в аеротенках від органічних речовин і азоту з хіміко-біологічним видаленням фосфору (БОНДХБФ). Відмінністю технології від БОНДБФ є використання реагентів. Вони дозволяють компенсувати неоптимальність біологічного видалення фосфору. Інша назва технології – «біолого-реагентна».

Недоліки – ті ж самі, що і у технології БОНДХФ пропорційно частці хімічного процесу видалення фосфору.

За правильного застосування на частку хімічного видалення припадає до 25% загального видалення фосфору. Порушення процесу і неправильна експлуатація обладнання може призводити до підвищення частки реагентного видалення до 80%.

Технології доочищення можна застосовувати після усіх перерахованих технологій біологічного очищення. Але використання для доочищення фільтрів не забезпечує видалення азоту та фосфору, якщо перед фільтруванням не застосовуються реагенти.

Порівняльну характеристику різних технологій біологічного очищення СВ наведено у таблиці 1.17.

Таблиця 1.17

Порівняльна характеристика технологій біологічного очищення СВ

№ з/п	Технологія	Екологічна ефективність	Економічна ефективність	Енергетична ефективність
1	2	3	4	5
1	БО	Не вирішує задачу видалення азоту і фосфору (ефективність 20-35%). Негативний вплив на НС по амонійному азоту, азоту нітритів, фосфору фосфатів	Найнижчі капіталовкладення, мінімальні експлуатаційні витрати	Мінімальне енергоспоживання серед технологій біологічного очищення. Немає потреби в реагентах.
2	БОН	Глибоке зниження БПК, видалення амонійного азоту. Не вирішує проблему видалення загального азоту і фосфору. Негативний вплив на НПС нітратів і фосфатів.	Капітальні затрати на 50%; вищі ніж для БО. Високі експлуатаційні витрати	Максимальні серед технологій біологічного очищення витрати електроенергії (на 50-100% у порівнянні з БО). Немає потреби в реагентах.

Продовження таблиці 1.17

1	2	3	4	5
3	БОНД	Видаляється більша частина азоту, але не видаляється фосфор. Не досягається видалення амонійного азоту менше 1,0-1,5 г/м ³	Капітальні затрати вищі ніж для БО і БОН (на 75% більше ніж для БО). Експлуатаційні затрати нижчі ніж для БОН за рахунок зменшення затрат на електроенергію.	Витрата електроенергії нижча ніж для БОН, але вища ніж для БО (на 20-40%). Відсутня необхідність у реагентах
4	БОНДХФ	Частково видаляється азот і фосфор. Не досягається видалення амонійного азоту менше 1,0-1,5 г/м ³ , а також фосфатів менше 0,5-0,7 г/м ³ .	Капітальні затрати вищі ніж для БОНД за рахунок більших об'ємів аеротенків на 10-15% (на 80-90% у порівнянні з БО) та за рахунок будівництва вузла зберігання і дозування реагентів. Вищі експлуатаційні витрати за рахунок використання реагентів та управління їх подаванням.	Витрата електроенергії така сама як і для БОНД. Максимальна витрата реагентів серед технологій видалення фосфору.

1	2	3	4	5
5	БОНДБФ	Видаляється азот та частково фосфор. Не досягається видалення фосфатів менше 0,5-1,0 г/м ³ з періодичним збільшенням до 1,0-1,5 г/м ³ .	Капітальні затрати вищі ніж для БОНД (на 80-90%). Експлуатаційні затрати аналогічні БОД, суттєво нижчі ніж для БОНДХФ. Ускладнена технологія обробки осадів для попередження зворотного виділення фосфору.	Витрата електроенергії аналогічна БОНД. Немає необхідності у використанні реагентів.
6	БОНДБХФ	Частково видаляється азот і фосфор аналогічно БОНДХФ.	Максимальні капітальні затрати серед технологій видалення фосфору в аеротенках. Експлуатаційні витрати більші ніж для БОНДБФ, але нижчі ніж для БОНДХФ.	Витрата електроенергії аналогічна БОНДБФ. Необхідно використання реагентів, але у менших кількостях ніж для БОНДХФ (у 2-3 рази менше).

1.4. Аналіз існуючих технологій інтенсифікації очищення та доочищення стічних вод

Доочищення СВ у біоставках. Технологія передбачає витримування очищених СВ у відкритих водоймах глибиною від 0,5 м до кількох метрів протягом від кількох діб до 1-2 тижнів. Очищення відбувається переважно

бактеріями аналогічно очищенню в аеротенках. Видалення біогенних елементів відбувається за рахунок приросту біомаси водоростей.

Доочищення дозволяє зменшувати вміст завислих речовин до 10 г/м^3 навіть під час аварійних залпових виносів осадів з відстійників. Дозволяє зменшувати вміст амонійного азоту до 2 г/м^3 , а також БПК₅ до 5 г/м^3 . За наявності у біоставках вищих водних рослин відбувається суттєве зменшення вмісту азоту і фосфору [21].

Фотоочисні технології. Фотоочисні системи (ФОС) діляться на системи з відкритою поверхнею (відкриті біоставки з вищою водною рослинністю) і системи з підповерхневим потоком (закриті споруди гідропонного типу). В ФОС органічні сполуки розкладаються як в аеробних, та і в анаеробних умовах за допомогою бактерій, що розвиваються на підводних чи підземних частинах рослин, а також на поверхні мінерального завантаження.

Видалення азоту відбувається завдяки таким процесам, як нітрифікація денітрифікація, АНАММОКС, асиміляцією рослинами (у період росту біомаси). Фосфор видаляється за рахунок обмінно-сорбційних реакцій на поверхні мінерального завантаження шляхом утворення нерозчинних, або малорозчинних солей. ФОС можуть забезпечувати глибоке очищення СВ не потребуючи для цього ні електроенергії, ні реагентів, ні складного обладнання. Відходи також відсутні.

Усі ФОС вимагають значних площ на КОС. Крім того, за температур $3-5 \text{ }^\circ\text{C}$ усі біологічні процеси суттєво сповільнюються. За таких умов ці споруди працюють з істотно меншою ефективністю, переважно як фільтраційно-сорбційні.

Біосорбційне доочищення. Технологія являє собою комбінацію очищення активним мулом і порошкоподібним активним вугіллям (ПАВ). ПАВ додають в аеротенки у кількостях, які можуть бути виведені з СВ надлишковим активним мулом. На поверхні ПАВ відбуваються процеси сорбції важкоокиснюваних забруднень з подальшим їх окисненням. Завдяки цьому досягається глибоке видалення органічних і азотних забруднень. Досягаються показники: ХПК –

менше 10 г/м^3 ; БПК₅ – менше 3 г/м^3 ; загальний азот – менше 1 г/м^3 ; амонійний азот – менше $0,2 \text{ г/м}^3$.

Інший різновид технології замість ПАВ передбачає використання псевдозрідженого завантаження у вигляді гранульованого активованого вугілля (ГАВ). Перевагою є довший термін використання ГАВ і відповідно менша кількість відходів. Показники, що досягаються є такими: зменшення ХПК на 40-60% до $5-15 \text{ г/м}^3$; БПК₅ – менше 3 г/м^3 .

Технологія має високу вартість (висока вартість активованого вугілля), тому застосовується переважно для очищення висококонцентрованих виробничих стоків.

Сорбційне доочищення на активованому вугіллі. Технологія передбачає пропускання СВ, що доочищуються, через фільтри різних конструкцій заповнених гранульованим активованим вугіллям (ГАВ), де сорбуються органічні забруднення і амонійний азот. Забезпечується зниження ХПК до $5-15 \text{ г/м}^3$, БПК₅ – менше 3 г/м^3 , амонійного азоту – менше 1 г/м^3 . В результаті застосування утворюється значна кількість відходів – відпрацьоване ГАВ.

Висока вартість ГАВ і швидке вичерпання його сорбційних властивостей призводить до того, що технологія застосовується переважно для очищення висококонцентрованих промислових СВ.

Сорбційне доочищення на мінеральних сорбентах. СВ пропускають через фільтри різних конструкцій, що завантажені мінеральними сорбентами. Як сорбенти використовують різновиди цеолітів, у тому числі хімічно модифіковані, модифіковані глини тощо. Результатом є видалення органічних забруднень і амонійного азоту. Можливим є досягнення таких показників: по ХПК – до $5-15 \text{ г/м}^3$; по БПК₅ – менше 3 г/м^3 ; по амонійному азоту – менше 1 г/м^3 .

Технологія вимагає окремих споруд доочищення. Проблемою є необхідність очищення регенераційних вод, що утворюються під час регенерації сорбентів.

Мембранне доочищення. Технологія передбачає пропускання СВ під тиском через напівпроникну мембрану з розподілом СВ на фільтрат (очищена вода) і концентрат (концентрований розчин забруднень). Використовуються

ультрафільтраційні мембрани з розміром пор $0,1 \cdot 10^{-6}$ – $0,01 \cdot 10^{-6}$ м. Результатом є глибоке видалення завислих речовин, колоїдних часток, бактерій, вірусів тощо. За умови використання реагентів можливе глибоке видалення фосфатів.

Технологія є дорогою і надзвичайно енергозатратною.

Денітрифікація нітратного азоту з додаванням субстрату. Технологія передбачає подавання у аеротенк, де відбуваються процеси нітрифікації і денітрифікації, додаткового органічного субстрату. Для цього використовують етанол, метанол, оцтову кислоту. Результатом є видалення азоту за умови недостатнього співвідношення БПК до азоту у СВ. Технологія може реалізовуватися як на етапі біологічного чищення, так і доочищення. Вона дозволяє видаляти сполуки азоту з ефективністю до 90%. До того ж залишковий азот отримують переважно в найменш токсичній формі – формі нітратів, мінімізуючи вміст його амонійної і нітритної форм.

Технологія є дорогою за рахунок експлуатаційних витрат, а також небезпечною для обслуговуючого персоналу (метанол і оцтова кислота є небезпечними речовинами).

Аноксидне окиснення амонію (АНАМОКС). Половина амонію, що міститься у СВ, окиснюється до нітриту в процесі біологічної нітрифікації в першому реакторі, друга половина окиснюється нітритом, що утворився з утворенням молекулярного азоту у другому реакторі в анаеробних умовах. Можливий також симультанний варіант технології, коли процеси відбуваються в одному реакторі. Досягається збільшення глибини видалення азоту і зниження емісії парникових газів (в ході процесу споживається CO_2).

Технологія має низьке енергоспоживання, утворює мало осадів і не залежить від джерел органічних речовин для денітрифікації. Проте технологія вимагає обслуговуючого персоналу високої кваліфікації.

1.5. Аналіз існуючих технологій стабілізації осадів стічних вод

Анаеробна стабілізація (метанове зброджування). Осад подається в закриті реактори (метантенки) де відбувається анаеробне розкладання органічних

речовин з виділенням переважно метану і вуглекислого газу. Технологія є однією з найменш несприятливих для НПС, оскільки дозволяє трансформувати у біогаз нестабільні органічні сполуки, які схильні до розкладання в НПС, споживаючи для цього велику кількість кисню і виділяючи парникові гази.

За умови проведення процесу в термофільних умовах (температура 53 °C) забезпечується повне знезаражування осадів і повна дегельмінтизація осадів, що є достатнім для безпечного використання в подальшому як органічного добрива. Крім того, хімічні і фізико-хімічні процеси, що відбуваються в анаеробних умовах, забезпечують зв'язування більшої частини важких металів у нерозчинні і малорозчинні сполуки, у тому числі сульфідів.

Більша частина органічних сполук, що розпадаються переходить у газову фазу. Менша, разом з виділеним під час розпаду азотом та фосфором – у рідку. Ця частина не перевищує 2-4%. Більш суттєвою є частка виділення в рідку фазу азоту (до 15% від наявного в осадах) і фосфору (до 10-15%).

Технологія потребує відведення значних площ на території КОС, до 10% від площ, зайнятих спорудами для очищення СВ. Потребує також значних ємкостей метантенків, а також створення газово-енергетичного господарства. Для ефективної реалізації технологія також потребує попереднього ущільнення осадів до концентрації 8-10% за сухою речовиною. Самі метантенки та інші споруди газово-енергетичного господарства є вибухонебезпечними і потребують кваліфікаційного обслуговування. Необхідним є також періодичне очищення метантенків від піску, що накопичується всередині. Це вимагає важкої ручної праці навіть за наявності засобів механізації робіт.

На теперішній час технологія дозволяє здійснювати інтенсивне термофільне зброджування з часом перебування осаду в метантенках до 10 діб, але це призводить до отримання осадів з незадовільними водовіддаючими властивостями. Значні виділення в рідку фазу амонійного азоту і фосфору призводить до додаткових навантажень на очисні споруди під час подачі мулової води в голову КОС.

Аеробна стабілізація. Осад подається у ємкості, де здійснюється його аерація. За температури 14-25 °С відбувається аеробний процес окиснення органічних сполук. По аналогії з анаеробною стабілізацією технологія дозволяє уникати розкладання нестабільних органічних сполук у НПС з виділенням парникових газів. Однак ефективність аеробного окиснення не перевищує 60% від анаеробного. Не відбувається також знезаражування і дегельмінтизації. Таким чином, технологія не забезпечує вимог для безпечного використання осадів як органічних добрив.

Технологія потребує значних затрат електроенергії на аерацію, яка не може бути рекуперована. За недостатньої аерації розвиваються процеси гниття з виділенням неприємних запахів. Загалом, під час застосування технології, затрати електроенергії на КОС збільшуються на 30-60%. Азот і фосфор, що виділяються під час розкладання, переходять у рідку фазу (азот – до 10% від наявного, фосфор – 5-10%).

Технологія потребує відведення великих площ на території КОС у порівнянні з анаеробним зброджуванням. Потребує також значних ємкостей стабілізаторів (біля 50% від ємкості аеротенків).

Споруди є безпечними і не створюють складностей протягом експлуатації.

Компостування. Аеробний біохімічний процес розкладання органічних сполук. Результатом є знезаражування, зниження вологості, покращення фізико-механічних властивостей осадів. Процес протікає у дві стадії: термофільна і мезофільна. Перша здійснюється термофільними мікроорганізмами і проходить за температури 50-60 °С. За таких умов відбувається знезаражування і мінералізація осадів. Стадія триває протягом 1-3 тижнів, після чого температура осаду знижується. Друга стадія здійснюється мезофільними мікроорганізмами за температури 30-35 °С. За таких умов продовжується стабілізація органіки (відбувається дозрівання компосту), висихання і подальше відмирання патогенних мікроорганізмів. Для ефективного протікання процесу сирий осад, що підлягає компостуванню, повинен мати певні характеристики: вологість – 70-75%; відношення вуглецю до азоту – 20-40; рН – не менше 6,5. Зневоднені осад, як

правило, не відповідають цим вимогам. Для зниження вологості осад змішують з наповнювачем, використовуючи для цього дерев'яну тирсу, торф, рослинні відходи.

Технологія також дозволяє уникати розкладання нестабільних органічних сполук у НПС з виділенням парникових газів. Однак ефективність розкладання органіки під час компостування не перевищує 70% від анаеробного. Метод забезпечує необхідні характеристики для використання осадів як органічного добрива. Добре стабілізований компост можна зберігати необмежено довго з мінімальним виділенням неприємних запахів.

В умовах недостатньої кількості кисню розвиваються процеси гниття. Тому під час компостування потрібна аерація, або ворошіння. Компостування є енергоємним процесом, а витрати енергії не можуть бути рекуперовані. Для здійснення процесу у промислових масштабах необхідним є застосування спеціальної техніки: подрібнювачі, змішувачі, укладачі тощо. Така техніка є спеціалізованою і коштує дорого. Амонійний азот, що виділяється під час розкладання органічних речовин, може потрапляти у повітря. Технологія вимагає відведення максимальних площ у порівнянні з усіма іншими технологіями стабілізації. Під час компостування на відкритих майданчиках на протікання процесу впливають опади і температура, за умови використання навісів – тільки температура. Застосування технології збільшує затрати електроенергії на КОС на 30%.

Споруди є безпечними і не складними в експлуатації.

Спалювання осадів. Зневоднений та висушений осад подають розжарену піч, де він згорає з утворення золи і димових газів. Для цього часто потрібно додаткова витрата палива на підтримання процесу горіння. Якщо додаткового палива не потрібно, то процес називають автотермічним.

Спалювання забезпечує практично повне знищення органічної речовини. До того ж кількість сухої речовини в осадах зменшується у 3-4 рази, а об'єм – у 15 разів. Спалювання повністю переводить органічну речовину в газову фазу (CO_2 і H_2O). Азот осадів перетворюється в окиси азоту, фосфор залишається у золі.

Утворюється також значна кількість двоокису сірки з сульфідів, присутніх у осаді. Відбувається також винесення в газову фазу ртуті і кадмію. Решта мінеральних речовин, присутніх у осадах, окиснюються до оксидів і залишаються у золі.

Під час спалювання необхідним є затримування золи від винесення з димовими газами. Це здійснюють за допомогою циклонів та фільтрів. Оксиди сірки і азоту видаляють шляхом промивання лугом відхідних газів.

Спалювання є одним з найбільш дорогих методів обробки осадів. Установки оснащують складним обладнанням, потребують високого ступеня автоматизації процесу, і відповідно вискокваліфікованого персоналу. Експлуатація вимагає значних затрат електроенергії і реагентів. Крім того, технологія є вибухо- і пожежонебезпечною.

1.6. Особливості процесів водовідведення авіапідприємств

Стаття 32 Закону України «Про транспорт» визначає, що до складу авіаційного транспорту входять підприємства повітряного транспорту, які здійснюють перевезення пасажирів, вантажів, багажу, пошти, аерофотозйомки, сільськогосподарські роботи, а також аеропорти, аеродроми, аероклуби, навчальні заклади, ремонтні заводи цивільної авіації та інші підприємства, установи та організації, що забезпечують роботу авіаційного транспорту. Для нормального функціонування, усі ці об'єкти мають забезпечуватися як водопостачанням, так і водовідведенням. Так аеропорти України споживають близько 7×10^6 м³ води щороку. З них тільки 6% надходить у системи оборотного водопостачання. Решта скидається у каналізацію [22].

Одними з основних джерел забруднення НПС серед авіаційних підприємств можна назвати аеропорти з приписаною до них технікою. На території аеропортів окрім пасажирських терміналів, як правило, розміщуються така техніка та виробничі об'єкти: авіатранспорт; служба спеціального транспорту, яка включає вантажні та спеціальні машини, автобуси, легкові та службові спеціальні машини, пост зварювання, фарбування, акумуляторну дільницю; ремонтно-будівельне управління, в яке входить пост зварювання; служба головного механіка, включає

пости зварювання, фарбування, акумуляторну дільницю; служба теплових інженерних систем теплозабезпечення; база електрорадіотехнічного забезпечення літаків; аеродромна служба; авіаційно-технічна база, яка складається із поста зварювання, акумуляторної дільниці, поста фарбування та миття авіаобладнання; служба паливно-мастильних матеріалів (ПММ), в яку входить автозаправна станція, склад ПММ.

Додатково на території аеропортів можуть розміщуватися: представництва авіакомпаній; пункти митного контролю; зали офіційних делегацій; поштові відділення; камери схову; станції технічного обслуговування автомобілів тощо.

Ці об'єкти також є джерелами трьох основних видів СВ. Це поверхневі (дощові), виробничі та господарсько-побутові СВ [24].

Поверхневі СВ утворюються в результаті випадання атмосферних опадів (дощові води та води, що утворюються під час танення снігів), води, що утворюються під час поливання та миття дорожніх покриттів, дренажні вод тощо. До основних джерел забруднення поверхневих СВ на території аеропорту можна віднести: території авіаційно-технічних баз; площадки для доводочних робіт, миття та антиобліднювальної обробки літаків; перон і привокзальна площа; приміщення служб паливно-мастильних матеріалів тощо.

До виробничих СВ відносять води, використані в технологічних процесах, які більше не відповідають вимогам, що висуваються для подальшого їх використання і мають бути видалені з території авіапідприємства. Джерелами забруднення виробничих СВ в аеропортах є: будівлі і споруди технічного обслуговування літаків (авіаційно-технічні бази, допоміжні виробництва); будівлі і споруди підсобних приміщень (склади технічного майна, автобази, пожежні депо, котельні) тощо.

Основні джерела господарсько-побутових СВ є будівлі і споруди для обслуговування повітряних перевезень, такі, як: аеровокзал; готелі; їдальні; служби бортхарчування; території авіамістечок, що прилягають до аеропортів тощо.

Для поверхневого стоку з території аеропортів характерна присутність: мінеральних суспензій; нафтопродуктів; фенолів; розчинених органічних сумішей та речовин, що містять азот; сумішей для миття літаків; антиобліднюваних та протижелезедкових реагентів; продукти руйнування штучних покриттів та стирань ними шасі літаків; мінеральних олив тощо.

Склад виробничих СВ залежить від виду виробничої діяльності об'єкта та застосовуваних технологічних процесів. Він також залежить від ходу цих процесів, виду та досконалості технологічного обладнання, що використовується. У СВ виробничих дільниць аеропортів та інших авіапідприємств можуть міститися: бензол; ацетон; нафтопродукти; кислоти та луги; розчинені сполуки різних металів, таких як алюміній, мідь, берилій, хром тощо.

Джерелами господарсько-побутових СВ в аеропортах та інших авіапідприємствах є будівлі та споруди для обслуговування пасажирів та персоналу, аеровокзали, готелі, їдальні, кафе, ресторани, служби бортхарчування, авіамістечка, що можуть прилягати до аеропортів. Ці води формуються зі стоків санвузлів, ванних кімнат, кухонь, душових, пралень, лазень, медичних блоків, а також господарчі води, що утворюються під час вологого прибирання приміщень. Вони забруднені переважно фізіологічними відходами (фекальні забруднення) та різними господарчими відходами.

Через різний характер забруднень поверхневі, виробничі та господарсько-побутові СВ потребують, як правило, застосування різних технологій очищення та обробки і утилізації осадів. За таких умов їх потрібно відводити окремо і очищувати на окремих очисних спорудах. Спільне відведення і очищення різних видів СВ можливе лише за умови можливості застосування тих самих технологій очищення і обробки осадів, що утворюються.

Для очищення господарсько-побутових та близьких до них за складом стоків авіапідприємств можуть застосовуватися традиційні технології [8-56]. Наявність у поверхневому стоці та виробничих СВ речовин, що вказані вище, унеможливує очищення багатьох з них на спільних очисних спорудах разом з господарсько-побутовими СВ. Зокрема кольорові метали, потрапляючи із СВ у

біофільтри, чи аеротенки спричиняють шкідливий вплив на мікроорганізми, які приймають участь в окисненні органічних забруднень у СВ, і повністю стерилізують їх або суттєво знижують ефективність біологічного очищення. Особливо шкідливо впливають на мікрофлору очисних споруд хром, нікель, свинець, мідь, цинк, срібло і ртуть.

Деякі метали, що містяться в виробничих СВ авіапідприємств, надходячи на очисні споруди і опиняючись разом з осадом у метантенках, інгібують діяльність мікрофлори цих споруд, яка бере участь в анаеробному зброджуванні. Тим самим вони суттєво сповільнюють процес. В метантенках це призводить до суттєвого зниження виходу біогазу.

1.7. Аналіз основних проблемних ситуацій, що спричиняються недоліками сучасних процесів водовідведення

Надходження відходів у НПС спричиняє велику кількість екологічних проблем [57]. За традиційними технологіями господарсько-побутові і близькі до них за складом СВ проходять механічне і біологічне (біохімічне) очищення, після чого повертаються у НПС. Переважна більшість КОС В населених пунктах України не застосовують технологій видалення біогенних елементів із СВ, що є причиною потрапляння азоту та фосфору у значних кількостях у поверхневі водойми. Осад, що видаляється під час очищення, має утилізуватися. Перед утилізацією використанням його як органічного добрива, чи як сировини для виробництва гумусових ґрунтів, осад має проходити стабілізацію та зневоднення (механічне, термомеханічне, на мулових полях тощо). Переважна більшість КОС не застосовують технологій стабілізації. За відсутності позитивних висновків органів санітарного нагляду про можливість утилізації осади складують на мулових полях.

Для організації контролю і управління потоками СВ і активного мулу на КОС під час реалізації процесів очищення, а також для створення ефективних автоматизованих систем управління процесами очищення, необхідним є

організація вимірювання витрат та кількостей СВ, що проходять через очисні споруди. На теперішній час, проводяться вимірювання тільки кількості СВ, що надходять на очисні споруди, за допомогою вимірювальних пристроїв у вигляді відкритих лотків, які працюють зі значними похибками. Вимірювання кількостей та витрат СВ у потоках всередині КОС не проводяться через відсутність надійних засобів вимірювання.

КОС, як правило, проектується таким чином, щоб забезпечувати перетікання СВ між окремими спорудами максимально під дією гравітаційних сил. Про в окремих частинах КОС часто виникає необхідність піднімання СВ на невелику висоту для забезпечення подальшого гравітаційного їх переміщення. Виникає також необхідність перекачування зворотного чи рециркуляційного активного мулу для подавання його у голову споруд. Для цього також необхідним є створення невеликого напору, або підймання на невелику висоту. Через відсутність надійного насосного обладнання, яке може бути налаштоване на необхідну невелику висоту піднімання рідини, на КОС використовують відцентрові насоси, які, як правило, працюють з надлишковими напорами. Результатом є те, що такі насоси споживають додаткову кількість енергії (на створення надлишкових напорів) і потребують спеціальних засобів гасіння напору. Крім того, відцентрові насоси під час роботи створюють значні динамічні навантаження на рідину, що перекачується. У випадку перекачування зворотного, чи рециркуляційного активного мулу ці динамічні навантаження погіршують його якість, оскільки призводять до загибелі мікроорганізмів у моменти входу у робоче колесо і виходу з нього, коли відбуваються удари рідини об лопаті колеса і корпус насосу.

Можна виділити такі основні недоліки, що спричиняють технічні та екологічні проблеми, у сучасних процесах водовідведення і потребують вирішення. Їх наведено у таблиці 1.18.

Недоліки традиційних процесів водовідведення,
що спричиняють технічні та екологічні проблеми

Недоліки існуючих технологій	Сутність проблемних ситуацій, спричинених недоліками існуючих технологій	
	Технічні проблемні ситуації	Екологічні проблемні ситуації
1	2	3
1. Скидання СВ у водойми після КОС без доочищення від біогенних елементів.	Незворотні втрати фосфору.	Забруднення гідросфери залишковими концентраціями амонійного азоту, азоту нітритів, азоту нітратів, фосфатами. Як результат евтрофікація водойм.
2. Використання для доочищення СВ споруд типу біоплато і біоставки.	Відведення значних площ для розміщення споруд та під санітарно-захисні зони.	Недоотримання відновлюваних джерел енергії, що потенційно можуть бути отримані під час доочищення.
3. Використання для доочищення СВ реагентних, сорбційних, біосорбційних методів.	Вимагають складного обладнання, засобів автоматизації, висококваліфікованого персоналу. Висока вартість реагентів.	Недоотримання відновлюваних джерел енергії, що потенційно можуть бути отримані під час доочищення. Проблеми з утилізацією відходів.
4. Утилізація осадів СВ без попередньої стабілізації.	Проблемна імплементація багатьох способів утилізації через високу вологість, схильність до загнивання, вміст патогенних мікроорганізмів.	Значні викиди у НПС через енергозатратність зневоднення, надходження в атмосферу метану під час загнивання, надходження у літосферу патогенів під час використання як добрива.

Продовження таблиці 1.18

1	2	3
5. Стабілізація осадів СВ у метантенках традиційної конструкції.	Складнощі з забезпеченням неперервності процесу, значна тривалість бродіння (значні об'єми споруд), необхідність очищення біогазу та підвищення його калорійності.	Недоотримання відновлюваного енергоносія – метану через неповноту розкладання органіки, додаткові викиди CO ₂ під час спалювання біогазу через значний його вміст в останньому, надходження у НПС патогенів через «проскоки» тощо.
6. Застосування лоткових вимірювальних пристроїв кількості та витрати СВ.	Низька точність вимірювання, технічні складнощі калібрування пристроїв.	Зниження ступеня очищення СВ через низьку ефективність управління параметрами процесу очищення.
7. Відсутність вимірювання кількостей та витрат СВ у потоках всередині КОС.	Складність управління потоками СВ всередині КОС.	Зниження ступеня очищення СВ через низьку ефективність управління їх потоками на КОС.
8. Застосування відцентрових насосів для перекачування СВ та зворотного активного мулу.	Низький коефіцієнт корисної дії фекальних відцентрових насосів, технічна складність їх обслуговування, робота з надлишковими напорами.	Зниження ступеня очищення СВ по БПК через погіршення якості активного мулу, викликаного значними динамічними навантаженнями.

1.8. Оцінювання перспектив підвищення екологічної безпеки процесів водовідведення

Концепція екологічної безпеки ґрунтується на понятті екологічних ризиків. Для екологічної безпеки будь-якого процесу необхідним є зниження екологічних ризиків пов'язаних з його реалізацією [58]. Недоліки традиційних процесів водовідведення, що призводять до перерахованих раніше екологічних проблем, є також причиною наявних екологічних ризиків. Ці ризики знижують екологічну безпеку. Для підвищення екологічної безпеки можна виділити напрямки вирішення екологічних проблем, що потенційно здатні знизити наявні екологічні ризики.

Необхідним є розроблення нових екологічно безпечних та енергоефективних процесів водовідведення, що ґрунтуватимуться на оновленій концепції водовідведення. Концепція має передбачати розглядання самого процесу очищення СВ, а також відходи, що утворюються, як потенційні джерела отримання комерційно цінної сировини та альтернативних енергоресурсів, з одночасним зниженням потенційних негативних впливів цього процесу на НПС середовище та підвищенням економічної ефективності його функціонування. Це має досягатися розробленням та впровадженням нових високоефективних та екологічно безпечних технологічних схем реалізації окремих технологічних процесів на КОС, а також розробленням нових конструктивних рішень окремих складових частин КОС.

Необхідним є розроблення пропозицій щодо організації процесу доочищення СВ від біогенних елементів для зменшення їх скидання у водойми з очищеними СВ і тим самим зменшити потенційні загрози евтрофікації водойм і екологічні ризики з цим пов'язані. Для цього перспективним можна вважати процес очищення у фотобіореакторі використанням традиційно очищених СВ як культурального середовища для вирощування енергетичних мікроводоростей для виробництва з них біопалива.

Необхідним є розроблення пропозицій щодо організації анаеробної стабілізації (метанового зброджування) осадів СВ спільно з іншими органічними відходами, які потенційно можуть утворюватися на КОС після реалізації нової технологічної схеми водовідведення. Для цього перспективним можна вважати організацію процесу бродіння з розподілом на стадії у відповідності з сучасними уявленнями про біохімію процесу і з забезпеченням оптимальних умов протікання кожної стадії. Це дозволить зменшити потрапляння забруднень (перш за все патогенних елементів) у ґрунти, під час утилізації осадів як органічних добрив, зменшити викиди парникових газів у атмосферу (метан, діоксид вуглецю) і, як результат, зменшити екологічні ризики з цим пов'язані.

Необхідним є розроблення пропозицій щодо організації вимірювання витрат та кількостей СВ на КОС для контролю і управління потоками. Для цього перспективним можна вважати нових конструкцій лічильників СВ, робота яких ґрунтується на вимірюванні змінного перепаду тиску на звужуючих пристроях. Це дозволить покращити процеси очищення шляхом більш ефективного управління роботою КОС (витримання часу перебування СВ в робочих зонах очисних споруд, більш оптимального дозування реагентів тощо) і, відповідно, зменшити екологічні ризики, пов'язані з потраплянням додаткових забруднень у водойми в результаті відхилень режимів роботи КОС від оптимальних.

Необхідним є розроблення пропозицій щодо організації перекачування СВ та зворотного активного мулу без надлишкових напорів та динамічних навантажень. Для цього перспективним можна вважати використання нових конструкцій шнекових насосів. Це дозволить зменшити витрати електроенергії на перекачування, а також покращити якість зворотного і рециркуляційного активного мулу. У свою чергу це дасть змогу покращити якість біологічного очищення СВ і знизити екологічні ризики пов'язані з потраплянням біологічних забруднень у водойми.

Узагальнену структурну схему наукових досліджень, викладених у роботі, наведено на рисунку 1.9.

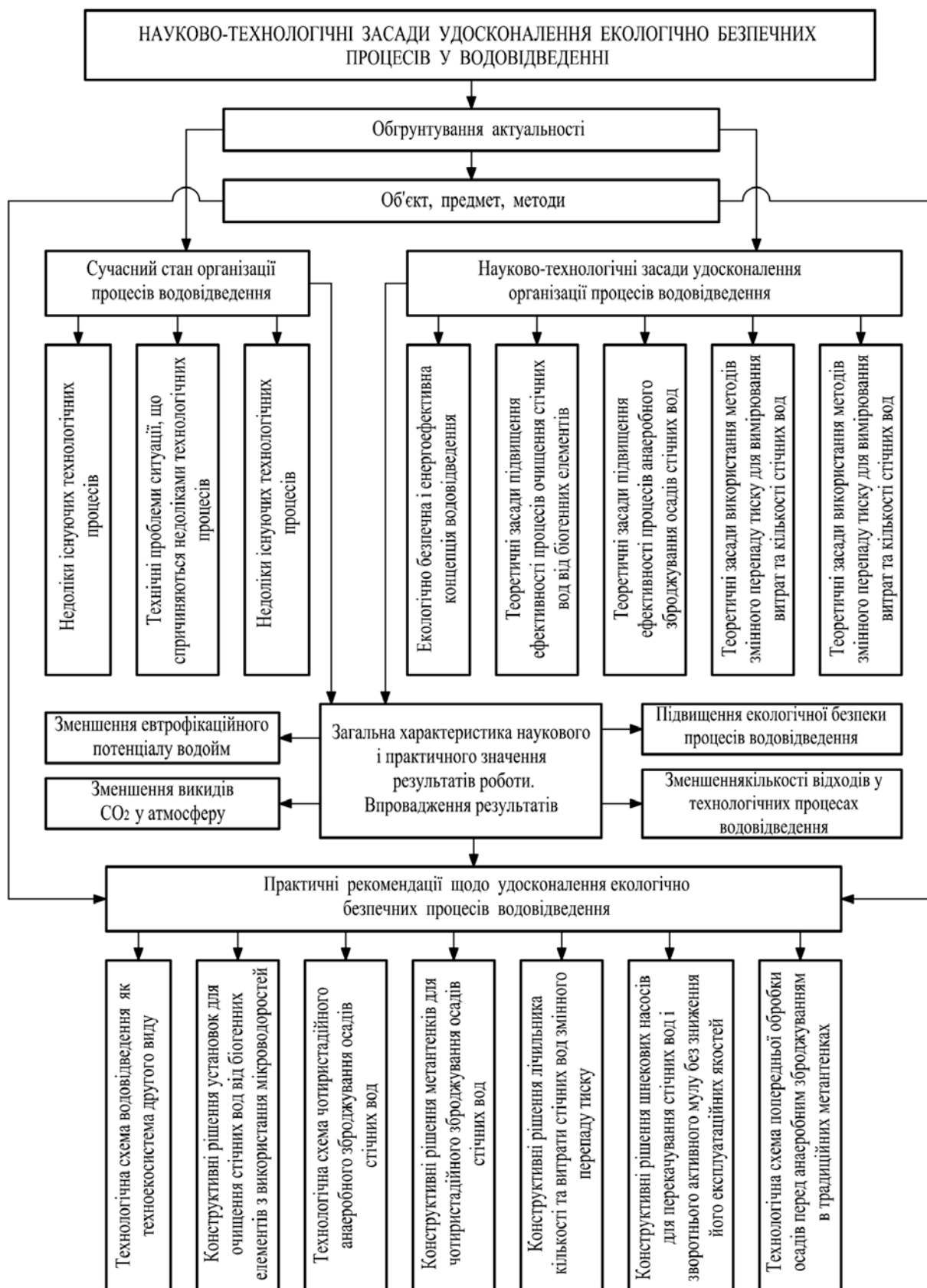


Рисунок 1.9. Узагальнена структурна схема наукових досліджень

Основну базу для проведених у роботі досліджень склади праці таких вітчизняних та зарубіжних вчених як: Я.О. Адаменко, О.І. Запорожець, С.І. Азаров, М.Д. Пляцук, В.М. Шмандій, Л.І. Челядин (методи підвищення екологічної безпеки); М.Д. Гомеля, М.С. Мальований, В.Г. Петрук, В.М. Радовенчик, А.О. Дичко (вдосконалення методів очищення стічних вод); Л.І. Гюнтер, Д.А. Данилович, D. Batstone, B.Q. Liao (вдосконалення методів утилізації осадів стічних вод); К.Г. Арутюнян, В.Я. Карелін, С.М. Срібнюк (удосконалення методів перекачування стічних вод та їх осадів); П.П. Кремлевский, А.Ш. Кіясбейлі, Л.М. Ліфшиц (вдосконалення методів вимірювання витрат та кількостей); С.В. Бойченко, К.Н. Сорокіна, P. Schlagermann, K. Sudhakar (вдосконалення методів культивування енергетичних мікроводоростей та виробництва з них біопалива).

Висновки за розділом 1

Проаналізовано основні існуючі принципи організації процесів водовідведення комунальних СВ. Проаналізовано сучасні технології біологічного очищення та технології доочищення. Показано, що найбільш широко розповсюджені технології біологічного очищення, які переважно використовуються в Україні, не забезпечують видалення біогенних елементів. Технології, що включають процеси видалення сполук азоту та фосфору мають суттєві недоліки: частина з них забезпечує лише часткове видалення цих сполук, що не можна вважати задовільним; частина забезпечує задовільне їх видалення, але вимагає суттєвих додаткових витрат і застосування реагентів, що у свою чергу вимагає застосування додаткових технологій утилізації відходів, що утворюються. Доведено актуальність розроблення нової технологічної схеми доочищення СВ.

Проаналізовано основні існуючі методи стабілізації осадів комунальних СВ, а також основні способи їх утилізації. Показано, що найбільш перспективним може біти утилізація осадів як органічних добрив з попередньою анаеробною стабілізацією у метантенках. Існуючі технології мають суттєві недоліки, що не

сприяє їх широкому впровадженню на КОС. Частина з них не забезпечує високих органолептичних показників стабілізованих осадів, що не можна вважати задовільним для використання їх як органічного добрива. Інша частина дозволяє отримувати лише порівняно незначну кількість біогазу і вимагає значних затрат часу для завершення процесів бродіння, що не завжди забезпечує економічну ефективність їх застосування. Доведено актуальність розроблення нової технологічної схеми анаеробної стабілізації осадів СВ з врахуванням сучасних уявлень про біохімію бродильних процесів.

Для досягнення поставленої мети необхідно розв'язати такі задачі:

1. Створити оновлену екологічно безпечну, енерго- та економічно-ефективну концепцію водовідведення.
2. Розробити для застосування рекомендації щодо зниження рівня екологічної небезпеки і підвищення рівня економічної ефективності процесів доочищення господарсько-побутових стічних вод від біогенних елементів.
3. Розробити для застосування рекомендації щодо зниження рівня екологічної небезпеки і підвищення рівня економічної ефективності процесів анаеробної стабілізації осадів стічних вод.
4. Розробити для застосування рекомендації щодо підвищення точності процесів вимірювання витрати та кількості стічних вод на очисних спорудах.
5. Розробити для застосування рекомендації щодо підвищення енергоефективності процесів перекачування стічних вод та перекачування рециркуляційного активного мулу без зниження його експлуатаційних властивостей.
6. На основі розроблених рекомендацій запропонувати нові конструктивні рішення по вдосконаленню технологічних процесів очищення та утилізації господарсько-побутових стічних вод та їх осадів.

РОЗДІЛ 2

РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД ОНОВЛЕНОЇ ЕКОЛОГІЧНО БЕЗПЕЧНОЇ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОЇ КОНЦЕПЦІЇ ВОДОВІДВЕДЕННЯ

2.1. Дослідження схем можливої організації процесів водовідведення та їх екологічних характеристик

В результаті господарської діяльності, утворюється кілька видів СВ. Їх можна умовно поділити на виробничі, господарсько-побутові та поверхневі [7]. Системи водовідведення, як правило, складаються з водовідвідних мереж, насосних станцій, очисних споруд та випусків. В процесі транспортування очищення та скидання СВ системи каналізування здійснюють комплексний негативний вплив на довкілля. Різні процеси водовідведення впливають на атмосферне повітря, водні об'єкти, ґрунти. Узагальнена схема впливу процесів водовідведення на довкілля наведена на рисунку 2.1.

Під час розроблення схеми каналізування необхідно брати до уваги низку факторів, таких як: кількість та склад СВ, що утворюються; можливість та доцільність виділення зі стічних вод цінних речовин (матеріалів) та їх подальшого використання; можливість отримання та утилізації (використання) додаткових енергетичних ресурсів на КОС тощо.

Усі види СВ збирають і транспортують системою каналізаційних труб та каналів. Існує кілька методів організації водовідведення.

Загальносплавна система (рисунок 2.2) має одну спільну водовідвідну мережу коли виробничі, побутові та поверхневі води від різних об'єктів населеного пункту подаються на єдині КОС. Така система є можливою тоді, коли виробничі СВ є близькими за складом до господарсько-побутових і можуть очищуватися за однією технологією.

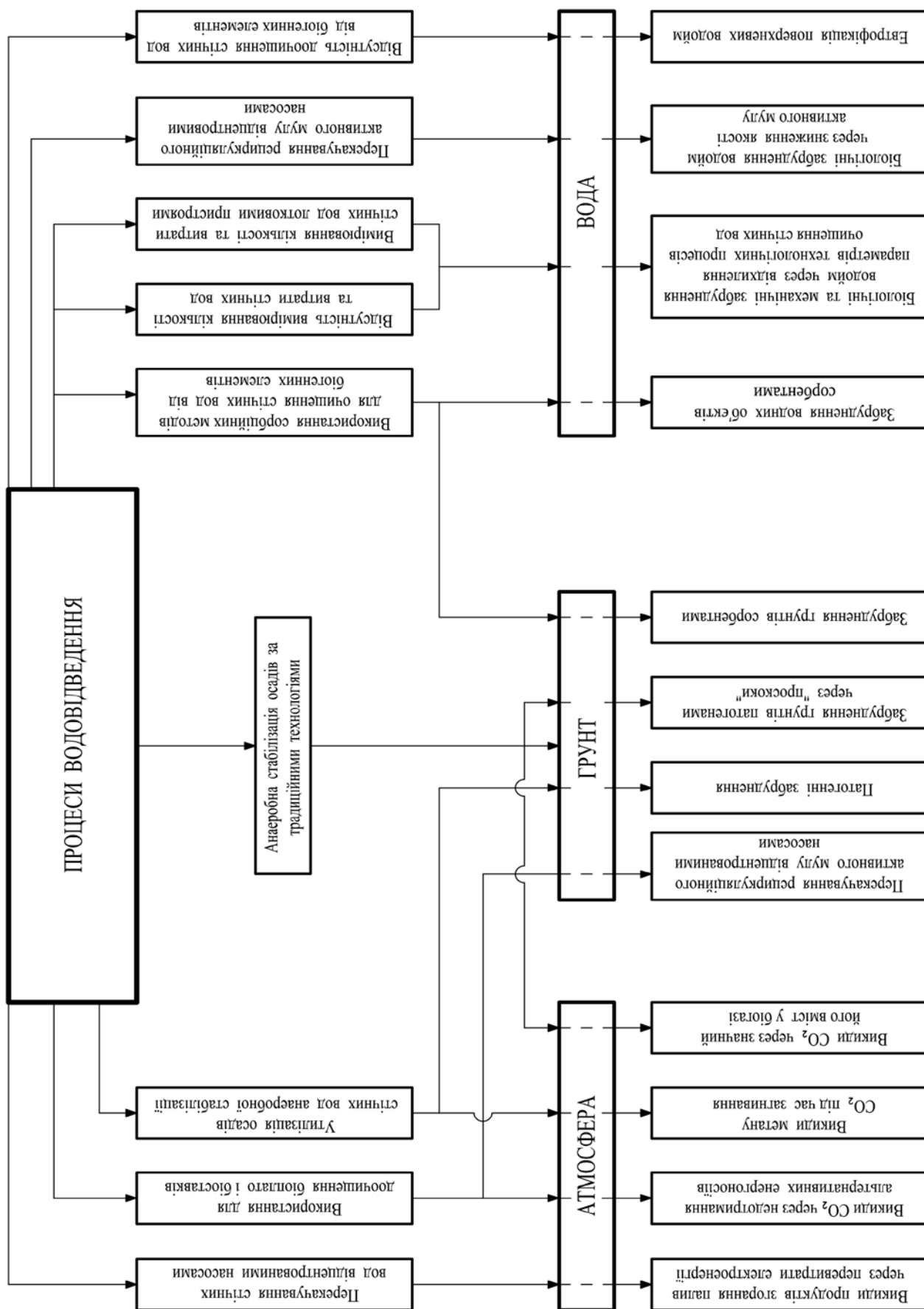


Рисунок 2.1. Узагальнена схема впливу процесів водовідведення на довкілля

Недоліком такої системи є те, що протягом відведення відбувається змішування різних видів стоків. Якщо виробничі чи поверхневі СВ містять нафтопродукти та інші агресивні елементи, то вони не можуть скидатися у міську каналізаційну мережу, оскільки їх потрапляння на комунальні КОС може призвести до порушення технології очищення. Особливо негативний вплив вони здатні здійснювати на роботу споруд біологічного очищення. Так само важко організувати процес очищення на локальних КОС.

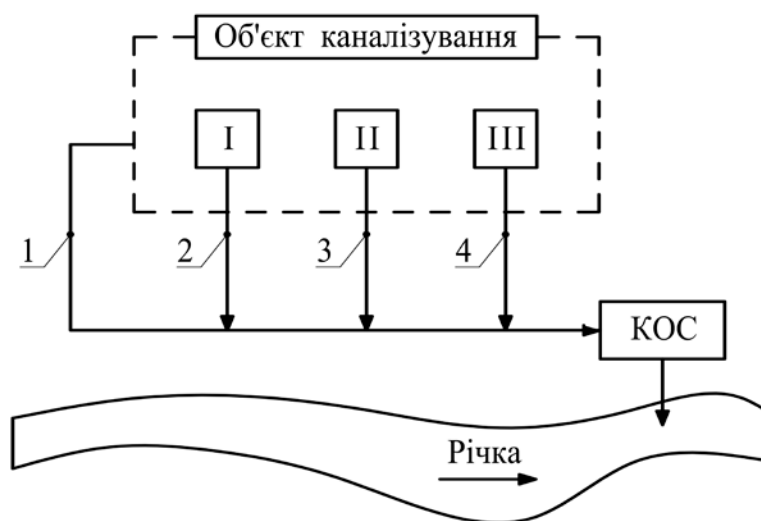


Рисунок 2.2. Схема загальносплавної системи водовідведення:

I, II, III – різні групи об'єктів населеного пункту; 1 – поверхневі стічні води; 2, 3, 4 – господарсько-побутові та близькі до них за складом виробничі стічні води; КОС – каналізаційні очисні споруди.

Роздільні системи водовідведення можна вважати більш прийнятними для населених пунктів. Вони можуть організовуватися по-різному. Єдиною ознакою є наявність різних водовідвідних мереж для різних видів СВ. Мережа для відведення господарсько-побутових (фекальних) стоків, мережа для відведення поверхневих (дощових та снігових вод, а також вод від миття вдосконалених покриттів на території підприємств), мережі для відведення виробничих СВ (нафтовмісних, кислотомісних тощо). За таких умов доцільним можна вважати відведення однією мережею тих стоків, які: містять близькі за властивостями забруднення і тому вимагають однакових методів очищення; мають однакову

агресивність; після змішування яких спрощується робота КОС або покращується функціонування системи водовідведення (наприклад змішування кислотних та лужних стоків може нейтралізувати агресивність обох).

На рисунку 2.3 наведено організацію роздільної схеми водовідведення за якої поверхневі СВ відводяться окремо від інших стоків і очищуються на окремих КОС. Таку систему доцільно приймати, коли виробничі стоки підприємства не шкодять роботі КОС і також можуть очищуватися разом із господарсько-побутовими.

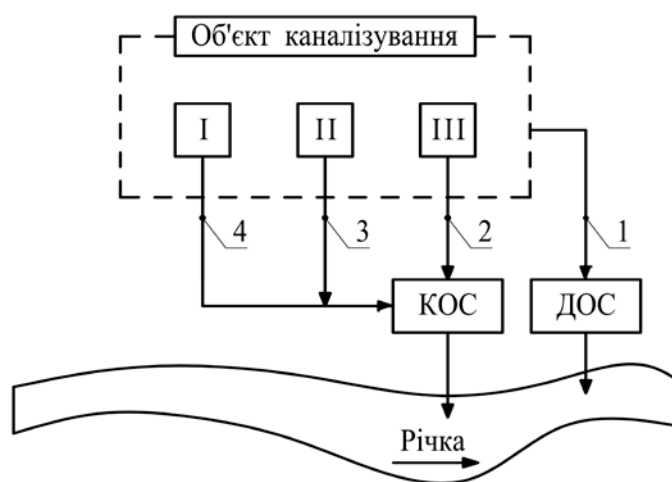


Рисунок 2.3. Схема роздільної системи водовідведення з окремих відведенням і очищенням поверхневих СВ:

I, II, III – різні групи об'єктів населеного пункту; 1 – поверхневі стічні води; 2, 3, 4 – господарсько-побутові та близькі до них за складом виробничі стічні води; КОС – каналізаційні очисні споруди для очищення господарсько-побутових стічних вод; ДОС – очисні споруди для очищення поверхневих вод.

Якщо виробничі СВ містять елементи, що не дозволяють відразу подавати їх на комунальні КОС, доцільно використовувати схему, яку наведено на рисунку 2.4. За такої схеми поверхневі СВ також очищуються окремо. Крім того виробничі стоки, що містять специфічні забруднення, спочатку направляються на очисні споруди виробничих СВ, де ці забруднення нейтралізуються. Після цього ці

стоки, разом з господарсько-побутовими та близькими до них за складом виробничими, направляються на комунальні КОС.

Якість очищення СВ та обробки і утилізації їх осадів на усіх типах очисних споруд визначає їх подальший вплив на НПС, що може бути значним.

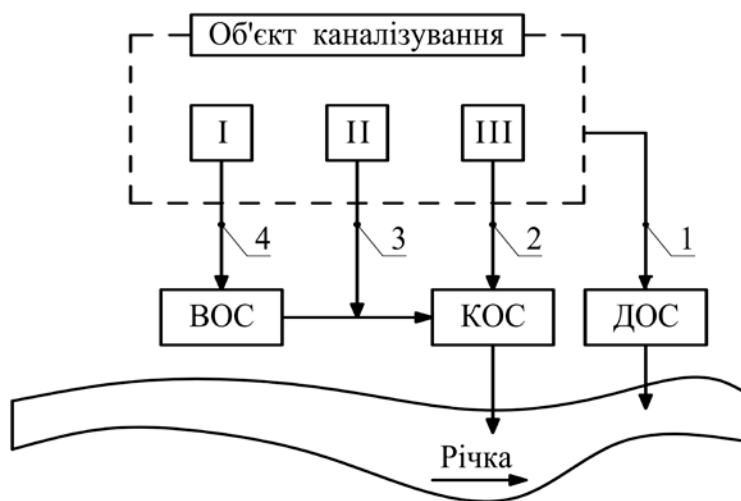


Рисунок 2.4. Схема роздільної системи водовідведення з окремим відведенням і очищенням усіх видів СВ:

1 – поверхневі стічні води; 2 – господарсько-побутові стічні води; 3 – виробничі стічні води, що можуть очищуватися на господарсько-побутових очисних спорудах; 4 – виробничі стічні води, що містять забруднення, неприйнятні для очищення на господарсько-побутових очисних спорудах; КОС – каналізаційні очисні споруди для очищення господарсько-побутових стічних вод; ДОС – очисні споруди для очищення поверхневих вод; ВОС – очисні споруди для очищення виробничих стічних вод.

Наведені схеми організації процесу водовідведення можуть застосовуватися і для авіапідприємств. Для прикладу, Державне підприємство «Міжнародний аеропорт Бориспіль» має роздільну систему каналізування. Поверхневий стік цього підприємства очищується на власних очисних спорудах поверхневих вод, а господарсько-побутові та близькі до них за складом СВ скидаються у комунальну каналізаційну мережу міста Бориспіль. Проте очисні споруди комунальної каналізації міста Бориспіль представлені сьогодні полями фільтрації, які не тільки

морально застаріли, але і їх технічний стан не можна вважати задовільним. Це є причиною того, що неконтрольована кількість забруднень надходить у ґрунт та у ґрунтові води разом зі стоками. Це є однією з причин суттєвого погіршення якості підземних вод та суттєвого підняття їх рівня в околицях міста Бориспіль. У свою чергу це створює значні екологічні ризики під час користування колодзями, а також створює проблеми із затоплення підвалів та погребів у населення навколишніх сіл, а також проблеми з підтопленням деяких об'єктів самого аеропорту. Для виправлення ситуації і підвищення екологічної безпеки функціонування аеропорту необхідним є будівництво КОС міста Бориспіль (замість полів фільтрації) з прийманням і очищенням господарсько-побутових стічних вод аеропорту (проект будівництва таких КОС сьогодні реалізовується), або будівництво власних КОС господарсько-побутової каналізації аеропорту.

Відповідно до «Концепції розвитку Державного підприємства «Міжнародний аеропорт Бориспіль» [61], після досягнення повної технічної пропускної спроможності аеропорту, що має скласти 66,5 млн. пасажирів за рік, скидання тільки побутових стоків цим підприємством складе $18,5 \cdot 10^3$ м³ на добу. За таких об'ємів водовідведення кількість осадів, що утворюватимуться на очисних спорудах досягатиме 180 м³ на добу. Ці осади потребуватимуть утилізації. В умовах недостатньої забезпеченості водними ресурсами та в умовах технічних проблем зі скиданням очищених СВ у водні об'єкти, постає питання можливості повторного використання очищеної стічної води для технічних потреб. Це також вимагає підвищення якості очищення. Відповідно до тієї ж Концепції, потреба підприємства у електричній енергії на перспективу складе більше $88 \cdot 10^6$ Вт, а потреба у тепловій енергії для опалення та гарячого водопостачання перевищить $280 \cdot 10^6$ Вт. В умовах нестачі енергетичних ресурсів постає питання часткового забезпечення авіапідприємств власними альтернативними джерелами енергії.

Прикладом одного із способів організації водовідведення може бути описаний у [62]. Господарсько-побутові СВ надходять на механічне очищення у пісковловлювачі, преаератори та первинні відстійники. Осад, що утворюється в

первинних відстійниках, направляється у метантенки для зброджування. СВ після механічного очищення подаються на біологічне очищення в аеротенки, після чого направляються у вторинні відстійники для видалення активного мулу. Частину видаленого активного мулу подають знову в аеротенки, а іншу частину направляють у мулоушільнювачі для зменшення вологості. Після ушільнення мул, разом з осадом первинних відстійників, подають у метантенки. Осад після анаеробного зброджування подають для висушування на мулові майданчик. Очищені СВ дезинфікують хлоруванням, після чого скидають у природну водойму.

Такий спосіб організації має ряд недоліків. Як було показано у першому розділі, механічне та біологічне очищення не завжди дозволяє отримувати необхідну якість СВ на виході з КОС. Стічні води не піддають додатковому очищенню і не використовують потенційні можливості отримання додаткових джерел енергії в результаті цього. Для анаеробного зброджування використовують метантенки традиційної конструкції, які не враховують кінетику процесу бродіння. Як результат, отримують біогаз низької якості з високим вмістом вуглекислого газу.

Прикладом іншого способу організації водовідведення може бути описаний у [63]. За цього способу, виробничі та господарсько-побутові СВ змішують в усереднювачах, після чого подають у первинні відстійники. Біологічне очищення також здійснюють в аеротенках, а видалення активного мулу у вторинних відстійниках. Очищені СВ після дезинфікації хлоруванням використовують в технологічних процесах. Осад первинних та вторинних відстійників направляють на зброджування у метантенках. Отриманий під час зброджування біогаз спалюють у місцевій котельні для виробництва теплової енергії. Зброджений у метантенках осад зневоднюють і використовують як добриво.

Недоліками такого способу організації є також те, що СВ не піддають доочищенню, а зброджування також виконують за традиційними технологіями без врахування кінетики бродильних процесів.

Існуючі методи доочищення від біогенних елементів, навіть за умови забезпечення задовільного їх видалення, не дозволяють отримувати суттєвих додаткових джерел енергії. Останні дослідження свідчать, що механічно і біологічно очищені СВ, що є багатими на біогенні сполуки, можна напряму використовувати для культивування водних організмів, здатних їх видаляти. Серед найбільш перспективних для культивування можна вважати мікроводорості, які у свою чергу можуть бути хорошою сировиною для виробництва рідкого біопалива третього покоління, і швидкість приросту біомаси яких в разі перевищує швидкість приросту біомаси вищих водних організмів [64, 65]. Серед мікроводоростей, придатних для культивування можна особливо виділити культури *Chlorella vulgaris* і *Botryococcus braunii*. Серед останньої виділяють три раси. Суха біомаса найбільш перспективної раси А містить до 85% вуглеводнів, склад яких близький до складу сирої нафти [66, 67].

Не дивлячись на це, аналіз сучасних технологій культивування показує наявність суттєвих проблем, пов'язаних передусім з їх принциповими недоліками. Зокрема з технологічною недосконалістю установок, що застосовуються.

Культивування по суті є конверсію сонячної енергії у біомасу шляхом фотосинтезу, яку проводять у фотобіореакторах. Розрізняють реактори відкритого та закритого типів.

Установки відкритого типу є відкритими ємкостями, в які подають культуральну рідину з насінням мікроводоростей, а також вуглекислий газ та інші необхідні елементи [68]. Сонячне світло надходить до мікроводоростей через відкриту поверхню рідини. Перемішування, яке є необхідним для більш рівномірного освітлення усієї маси мікроводоростей здійснюють, як правило, барботуванням вуглекислого газу через культуральну рідину. Загальними недоліками таких установок є те, що вони дуже вразливі до погодних умов. Крім того, ефективність використання вуглекислого газу в них є не високою, оскільки протягом барботування час його контакту з мікроводоростями, а отже і засвоєння ними, є незначним. Розчинність вуглекислого газу у воді за нормальних умов

також є незначною і тому суттєва його частина втрачається, виходячи через відкриту поверхню рідини у атмосферу.

Установки закритого типу є закритими ємкостями, виготовленими з прозорого матеріалу, всередину яких так само подають культуральну рідину з мікродоростями [69]. Установки такого типу також мають загальні недоліки. Вони не є вразливими до погодних умов, проте їх продуктивність так само обмежена через низьку розчинність у воді вуглекислого газу і через складності насичення ним культуральної рідини. Крім того, в відомих установках такого типу складно забезпечити неперервність процесу культивування.

На етапі механічного та біологічного очищення СВ з використанням традиційних установок утворюються первинні осади (механічного очищення) та активний мул. Серед основних методів їх утилізації можна віділити такі, як спалювання, використання як будівельного матеріалу, захоронення, використання як наповнювача під час рекультивації порушених територій, використання як органічного добрива на сільськогосподарських полях тощо.

В Україні значного розповсюдження набуває метод спалювання. Зокрема ПАТ «АК «Київводоканал» реалізує проект будівництва лінії спалювання активного мулу на Бортницькій станції аерації, де накопичилась значна кількість такого мулу на мулових полях. Використання цього методу дає можливість швидко позбутися великих кількостей осадів. Проте він має ряд суттєвих недоліків. Осад, що видаляється з відстійників є вологим і потребує значних затрат енергії на зменшення цієї вологості та на випаровування її залишків перед спалюванням.

Розглянемо укрупнено тепловий баланс під час спалювання осадів традиційних очисних споруд господарсько-побутових стоків, а саме співвідношення між кількістю теплової енергії, що виділяється під час спалювання сухої органічної частини осадів, та кількістю теплової енергії, що витрачається на випаровування вологи в осадах.

Кількість теплової енергії, що виділяється під час спалювання залежить від вмісту органічних сполук в осадах та від питомої теплоти їх згорання. Цю теплоту можна визначити за формулою

$$Q_{\text{спалюв.}} = q_{\text{орг.}} \cdot m_{\text{орг.}}, \text{ [Дж/кг]}, \quad (2.1)$$

де $q_{\text{орг.}}$ – нижча теплота згорання сухої органічної частини осадів, Дж/кг;

$m_{\text{орг.}}$ – частка сухої органічної маси в одному кілограмі вологого осаду, кг/кг;

Частка сухої органічної маси в вологих осадах залежить від двох величин: вологості осаду w , яка визначається відсотковим вмістом води в ньому (%), та вмістом органічної частини в його сухій масі c , яка у свою чергу визначається масовим відсотком (%). Таким чином ця частка може бути визначена за формулою

$$m_{\text{орг. часть}} = \left(1 - \frac{w}{100}\right) \cdot \frac{c}{100}, \text{ [кг/кг]}, \quad (2.2)$$

Кількість теплової енергії, яку потрібно затратити на випаровування вологи, повністю визначається вологістю осаду і може бути визначено за формулою

$$Q_{\text{випаров.}} = q_{\text{випаров.}} \cdot \frac{w}{100}, \text{ [Дж/кг]}, \quad (2.3)$$

де $q_{\text{випаров.}}$ – загальна кількість енергії, яку необхідно затратити на нагрівання і випаровування одного кілограма води, Дж/кг.

Вологість осадів видалених з відстійників і ущільнених у мулоущільнювачах коливається переважно у межах 96 – 98 %, а вміст органічних речовин у їх сухій масі в основному коливається від 65% до 75% [7]. Залежність величини частки сухої органічної маси в сирих осадах від їх вологості для двох

крайніх значень вмісту органічних речовин у їх сухій масі, розрахована за формулою 2.2, наведено на рисунку 2.5.

З рисунка 2.5 видно, що після зміни вологості осадів лише на 2% частка сухої органічної маси в осадах змінюється вдвічі. Це демонструє одну з ключових ролей вологості у процесах спалювання.

Нижча теплота згоряння сухої органічної частини осадів $q_{орг.}$ залежить від складу СВ і може коливатися у межах $16,8 \cdot 10^6 - 27,8 \cdot 10^6$ Дж/кг. Загальна кількість теплової енергії, що затрачується на нагрівання і випаровування одного кілограма води, складає $q_{випаров.} = 4,2 \cdot 10^6$ Дж/кг [7].

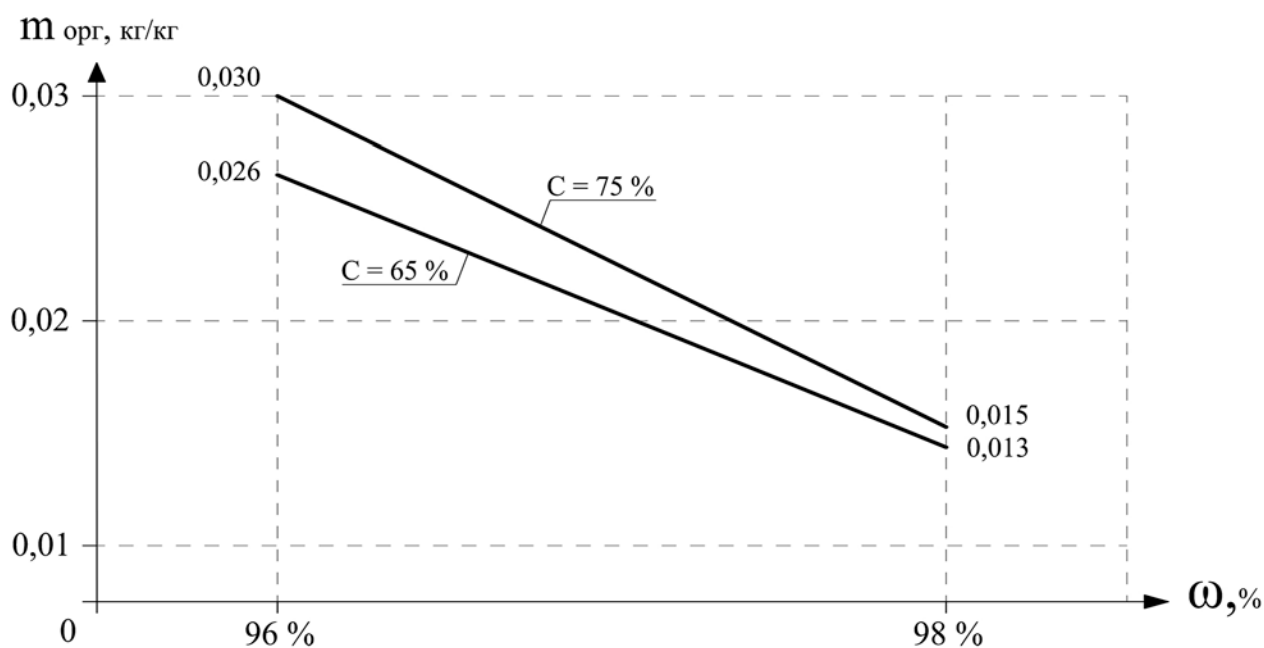


Рисунок 2.5. Залежність величини частки сухої органічної маси в сирих осадах $m_{орг.}$ від їх вологості W для двох крайніх значень вмісту органічних речовин у їх сухій масі $c = 65\%$ та $c = 75\%$.

На рисунку 2.6 показано залежність кількості теплоти, що виділяється у результаті спалювання одного кілограма ущільнених у мулоущільнювачах осадів для двох крайніх значень нижчої теплоти згоряння їх сухої органічної частини для

двох крайніх значеннях вмісту органічних речовин у їх сухій масі від їх вологості, розраховану за формулою 2.1. Показано також залежність кількості теплової енергії, що затрачується на випаровування вологи з одного кілограма таких осадів від їх вологості, розраховану за формулою 2.3.

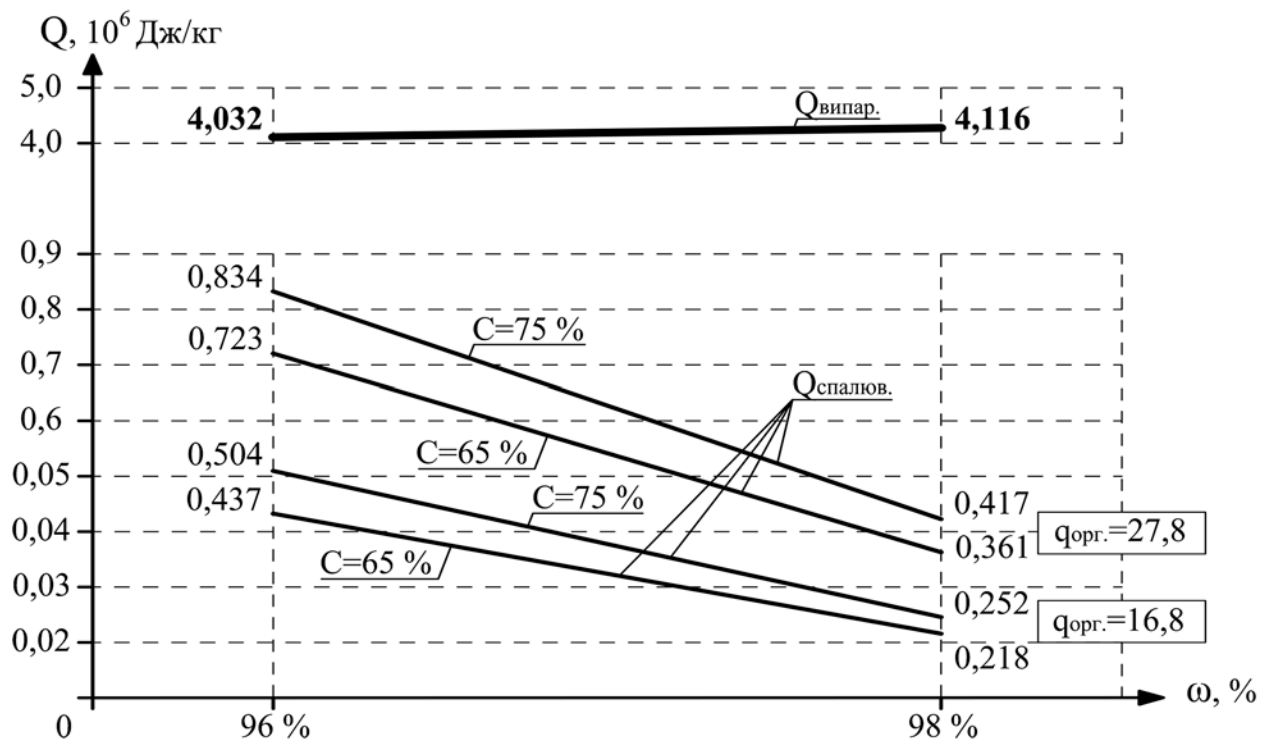


Рисунок 2.6. Залежність кількості теплоти, що виділяється у результаті спалювання одного кілограма ущільнених у мулоущільнювачах осадів для двох крайніх значень нижчої теплоти згоряння їх сухої органічної частини $q_{\text{орг.}} = 16,8 \cdot 10^6$ Дж/кг та $q_{\text{орг.}} = 27,8 \cdot 10^6$ Дж/кг для двох крайніх значеннях вмісту органічних речовин у їх сухій масі $c = 65\%$ та $c = 75\%$, а також залежність кількості теплової енергії, що затрачується на випаровування вологи з одного кілограма таких осадів від їх вологості.

З рисунка 2.6 видно, що під час спалювання ущільнених у мулоущільнювачах осадів, кількість теплової енергії, необхідної на випаровування вологи у кілька разів перевищує кількість теплової енергії, що

виділяється під час горіння. Тобто енергетичний баланс за таких умов є негативним і процес вимагає додаткових витрат палива для підтримання горіння.

Після механічного зневоднення вологість осадів може знаходитися у межах 75 ... 85%. На рисунку 2.7 показано залежність величини частки сухої органічної маси від вологості таких осадів для двох крайніх значень вмісту органічних речовин у їх сухій масі, розрахована за формулою 2.2.

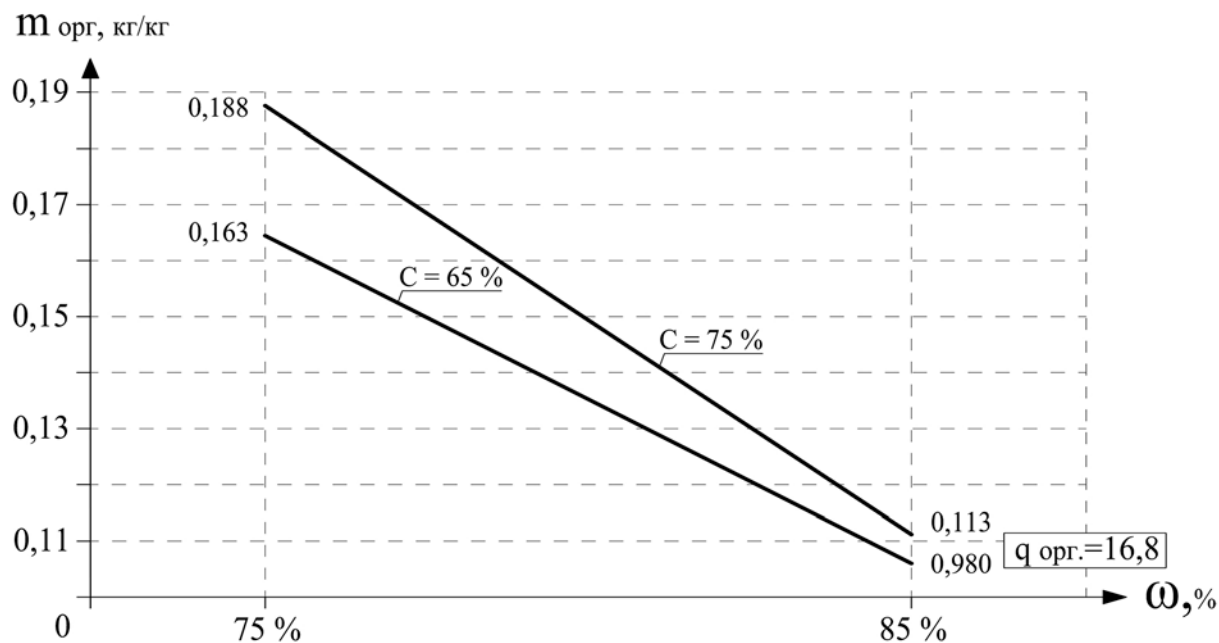


Рисунок 2.7. Залежність величини частки сухої органічної маси в механічно зневоднених осадах $m_{орг}$ від їх вологості W для двох крайніх значень вмісту органічних речовин у їх сухій масі $c = 65\%$ та $c = 75\%$.

З рисунка 2.7 видно, що частка сухої органічної маси в механічно зневоднених осадах перевищує таку частку у осадах, що пройшли мулоущільнювачі більше ніж у 6 разів.

На рисунку 2.8 показано аналогічна рисунку 2.6 залежності кількості теплоти, що виділяється у результаті спалювання одного кілограма механічно зневоднених осадів та кількості теплової енергії, що затрачується на випаровування вологи з одного кілограма таких осадів від їх вологості.

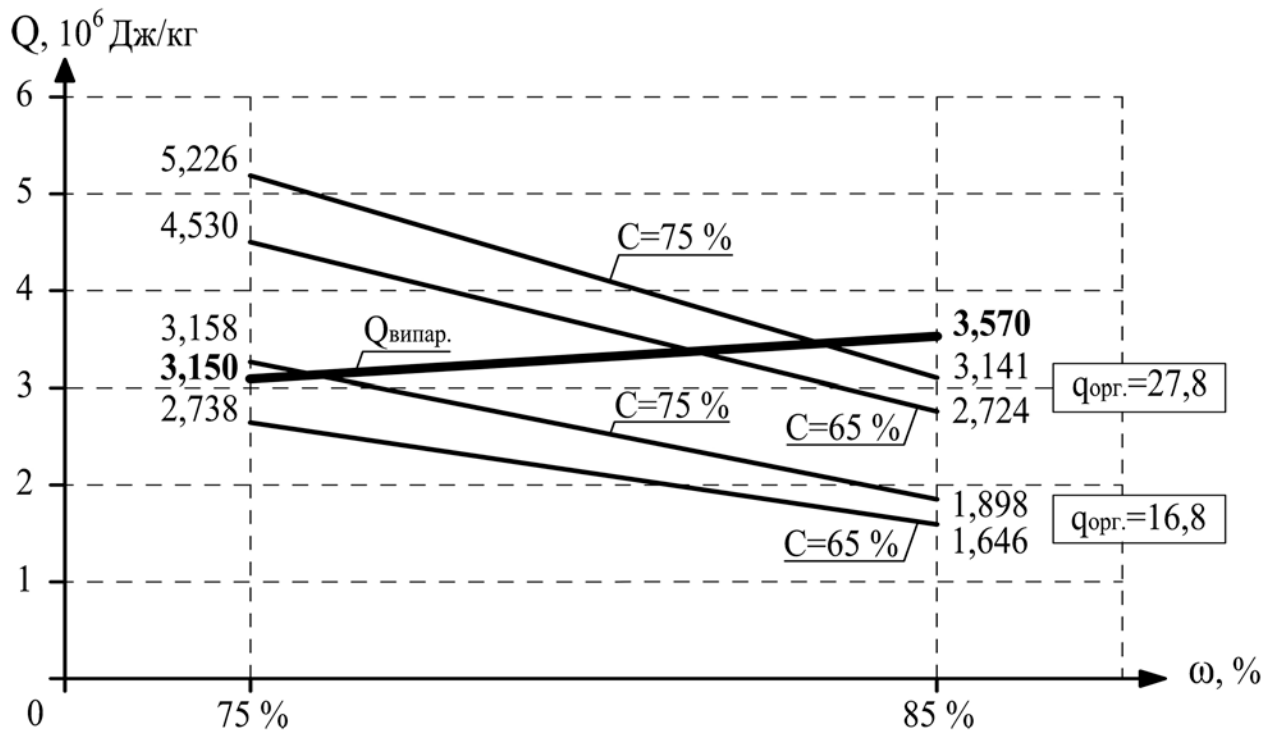


Рисунок 2.8. Залежність кількості теплоти, що виділяється у результаті спалювання одного кілограма механічно зневоднених осадів для двох крайніх значень нижчої теплоти згоряння їх сухої органічної частини $q_{\text{орг.}} = 16,8 \cdot 10^6$ Дж/кг та $q_{\text{орг.}} = 27,8 \cdot 10^6$ Дж/кг для двох крайніх значення вмісту органічних речовин у їх сухій масі $c = 65\%$ та $c = 75\%$, а також залежність кількості теплової енергії, що затрачується на випаровування вологи з одного кілограма таких осадів від їх вологості.

З рисунка 2.8 видно, що спалювання осадів з нижчою теплоотою згоряння їх сухої органічної частини $q_{\text{орг.}} = 16,8 \cdot 10^6$ Дж/кг навіть ущільнених до вологості 75%, практично не дає позитивного енергетичного балансу. Під час спалювання осадів з нижчою теплоотою згоряння їх сухої органічної частини $q_{\text{орг.}} = 27,8 \cdot 10^6$ Дж/кг і вмісту органічних речовин у їх сухій масі $c = 75\%$ для отримання позитивного енергетичного балансу необхідно ущільнення осадів до вологості менше 83,2%, а якщо $c = 65\%$ в – до вологості менше 81,1%.

Під час прийняття остаточних рішень з доцільності застосування цього способу утилізації осадів необхідно також враховувати енергетичні за трати на їх механічне зневоднення.

Під час утилізації осадів використанням як добавки до будівельних матеріалів, або для рекультивації порушених територій, також виникає необхідність значних затрат енергії на попереднє висушування.

Усі перераховані методи утилізації не дозволяють отримувати потенційно можливі відновлювані джерела енергії.

Використання осадів як органічного добрива на сільськогосподарських полях вимагає його попередньої стабілізації. Нестабілізовані осади є екологічно небезпечними, оскільки можуть містити патогенну мікрофлору, личинки якої здатні роками виживати у НПС. Крім того такі осади схильні до загнивання з виділенням у атмосферу парникових газів: метан, вуглекислий газ.

Одним з найбільш перспективним методом стабілізації можна вважати анаеробне зброджування, яке дозволяє отримувати енергетично цінний біогаз і екологічно безпечне органічне добриво [70, 71].

2.2. Формування оновленої екологічно безпечної і енергоефективної концепції водовідведення

Запропонована оновлена концепція водовідведення базується на розроблених технологічних схемах та конструктивних рішеннях, які є її складовими елементами. Пропонується використання традиційних установок для очищення господарсько-побутових СВ методами механічного та біологічного очищення.

Разом з тим пропонується організація доочищення СВ від біогенних елементів шляхом їх використання як культуральної рідини для вирощування мікроводоростей у фотобіореакторах закритого типу з неперервною організацією процесу культивування.

Видалені з фотобіореактора СВ пропонується направляти на відокремлення від них мікроводоростей, що може виконуватись шляхом центрифугування, і після знезараження пропонується скидати у відкриту водойму. Частину культивованих мікроводоростей пропонується подавати назад у фотобіореактор разом із СВ на доочищення для подальшого культивування. Решту направляти в установки для видалення з них олій, багатих вуглеводнями, з подальшим виробництвом рідкого біопалива третього покоління [72, 73]. Після відбирання олій, біомасу мікроводоростей, пропонується подавати в установки анаеробного зброджування разом з осадами, отриманими на етапі механічного та біологічного очищення СВ.

Запропонована концепція передбачає анаеробну стабілізацію (анаеробне зброджування осадів СВ разом відходами біомаси мікроводоростей в установках, які реалізують технологічний процес, організований з врахуванням кінетики процесів бродіння. На виході з бродильної установки можна отримувати органічне добриво, окремо вуглекислий газ, який використовувати для забезпечення процесу фотосинтезу у фотобіореакторі, а також біогаз з високим вмістом метану (до 95%) для використання для виробництва теплової та електричної енергії в когенераційних установках.

Технологічна схема оновленої концепції водовідведення наведена на рисунку 2.9. Для реалізації цієї технології схема водовідведення має бути виконана роздільною. Технологічна схема функціонує таким чином. Господарсько-побутові та близькі до них за складом СВ від об'єкту каналізування 1 надходять на очисні споруди 2, які складаються з традиційних установок механічного та біологічного очищення. Після очисних споруд СВ направляється на додаткове очищення у фотобіореактор 5, конструкція якого виконана за пропозиціями [74]. У фотобіореактор подаються також мікроводорості для культивування, а також частина вуглекислого газу, отриманого в установці анаеробного зброджування 3. Крім того у фотобіореактор подають очищені в установці 7 від небажаних домішок димові газу місцевої теплоелектростанції, що також містять вуглекислий газ, необхідний для фотосинтезу.

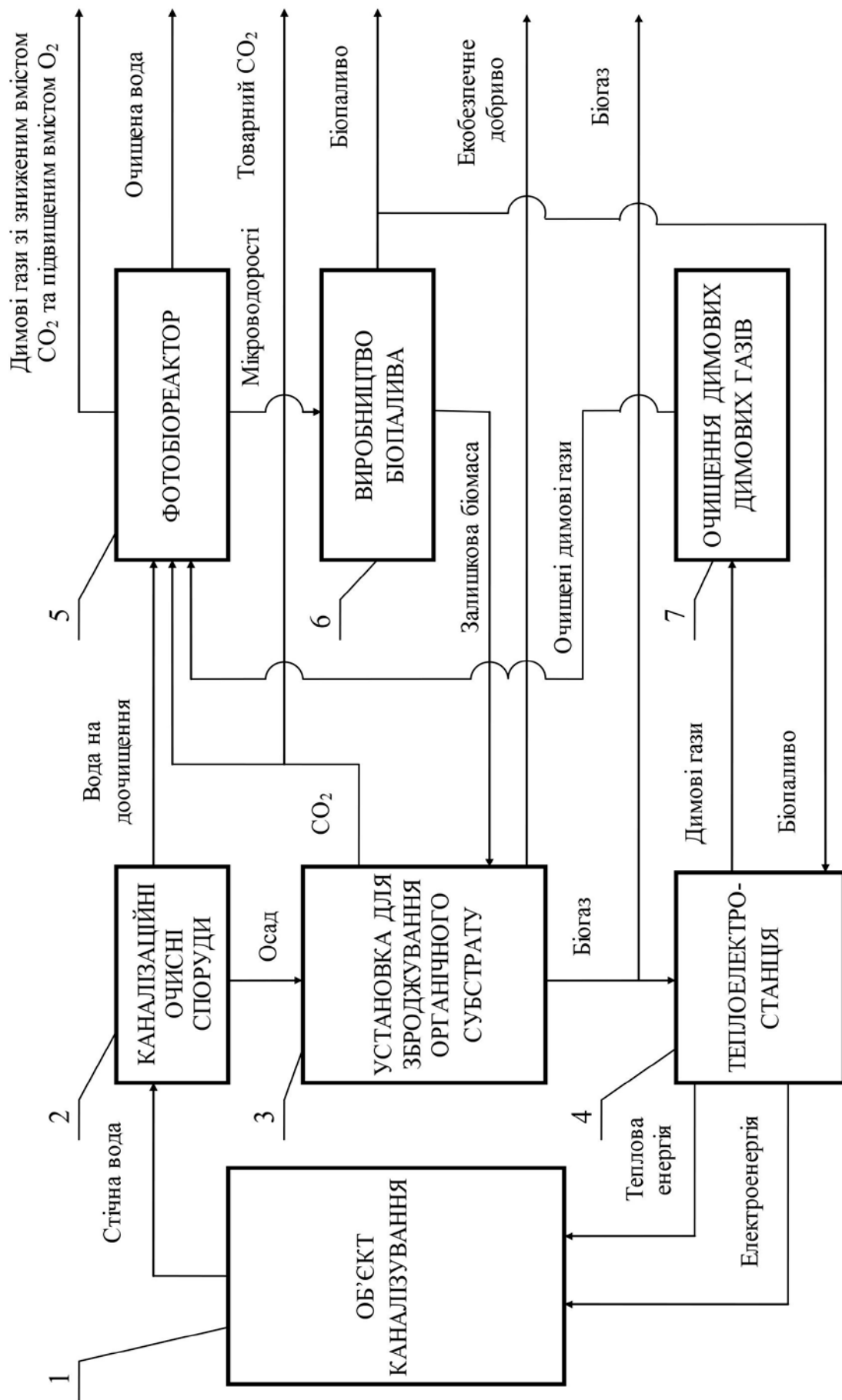


Рисунок 2.9. Технологічна схема оновленої концепції водовідведення

Додатково очищена протягом культивування СВ подається на скидання у водойму, а димові гази з меншим вмістом вуглекислого газу та насичені виробленим під час процесу фотосинтезу киснем викидаються у атмосферу.

Видалений з фотобіореактора урожай мікробіодоростей подається в установку видалення олій та виробництва рідкого біопалива третього покоління 6. Частина виробленого біопалива подається на спалювання у місцеву теплоелектростанцію 4 для вироблення теплової і електричної енергії, а решта відводиться як товарне біопаливо. Залишкова біомаса мікробіодоростей, що залишилась після відбирання олій, подається в установку анаеробного зброджування 3.

Осад СВ, що утворюється протягом механічного та біологічного процесів очищення на очисних спорудах 2 змішується з біомасою мікробіодоростей і направляється в установку анаеробної стабілізації (зброджування) 3, технологічна схема якої організована за пропозиціями [75]. Частина виробленого в установці 3 біогазу направляється у місцеву теплоелектростанцію 4, обладнану когенераційними установками, для спалювання і вироблення теплової та електричної енергії. Надлишок біогазу відводиться як товарне біопаливо. Вироблена теплоелектростанцією 4 тепла та електрична енергії використовуються для задоволення власних потреб підприємства.

Димові гази когенераційних установок теплоелектростанції направляються в установку для очищення димових газів 7, після якої подаються у фотобіореактор 5 для використання присутнього в них вуглекислого газу у процесі фотосинтезу.

Висновки за розділом 2

Сучасні технології водовідведення не забезпечують високого рівня екологічної безпеки. Однією з головних причин є те, що методи очищення СВ та обробки їх осадів часто не забезпечують достатньої якості очищених СВ від біогенних елементів для їх екологічно безпечного скидання у природні водойми, а також екологічно безпечної утилізації осадів.

В результаті виконаних досліджень:

1. Показано, що для підвищення екологічної безпеки, як для загальносплавної, так і для роздільних систем водовідведення та під час застосування традиційних механічних і біологічних методів очищення виникає необхідність у доочищенні СВ від біогенних елементів та в удосконаленні способів обробки і утилізації їх осадів.

2. Встановлено, що основними недоліками сучасних методів доочищення СВ та методів утилізації осадів є те, що вони не дозволяють у достатній мірі отримувати потенційно можливі відновлювані джерела енергії.

3. Показано, що одним з найбільш перспективних методів доочищення може бути використання СВ як середовища для культивування енергетичних мікробіоростей у фотобіореакторах закритого типу з подальшим виробництвом рідкого біопалива третього покоління.

4. Встановлено, що одним з найбільш перспективних методів обробки та утилізації осадів може бути анаеробне зброджування з організацією процесу у відповідність з кінетикою процесів бродіння та подальшим використанням зброженої маси як органічного добрива.

4. Розроблено оновлену екологічно безпечну та енергоефективну концепцію водовідведення і розроблено її технологічну схему, яка дозволяє підвищити ступінь очищення господарсько-побутових СВ від біогенних елементів, а також отримувати екологічно безпечне органічне добриво, отримувати товарні біогаз, рідке моторне паливо та вуглекислий газ.

РОЗДІЛ 3

РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО ДООЧИЩЕННЮ СТИЧНИХ ВОД ВІД БІОГЕННИХ ЕЛЕМЕНТІВ

3.1. Оцінювання наслідків надходження у водойми біогенних забруднень

Біогенними є хімічні елементи, які постійно входять до складу живих організмів і виконують в них певні біологічні функції. До числа біогенних відносять: кисень, вуглець, водень, азот, фосфор, бор, сірку, кальцій, калій, натрій, хлор, а також йод, цинк, магній, марганець, залізо та інші хімічні елементи, необхідні організмам у невеликих кількостях.

Основними біогенними елементами у комунальних СВ азот та фосфор, що знаходяться там у вигляді різних сполук. Ці сполуки, попадаючи у водойми, призводять до їх евтрофікації. Вони збільшують швидкість розвитку фітопланктону на поверхні води. Через це знижується проникність води для світла та кисню. Недостатня інтенсивність світла призводить до пригнічення росту глибинних рослин та їх загибелі. Недостатня кількість кисню спричиняє загибель інших водних організмів. Крім того за таких умов відбуваються процеси відновлення деяких речовин з їх оксидів, таких як залізо, сірководень, амонійний азоту, марганець тощо. В результаті збільшується їх вміст у воді водойми. Наслідком евтрофікації є не тільки загибель риби у водоймах рибогосподарського призначення, але також призводять до зниження екологічної безпеки у випадку, якщо водойма використовується як рекреаційна (для водного туризму), або як поверхневе джерело питного водопостачання. Ціанобактерії (синьозелені водорості), що накопичуються на поверхні водойми, виробляють такі вторинні метаболіти, як широкий спектр токсинів, відомих як ціанотоксини. Через те, що вони потенційно можуть негативно впливати на здоров'я людини, їх часто розглядають як патогенні організми, не дивлячись на те, що вони не розвиваються в організмі [76].

Кожний ціанотоксин може бути результатом метаболізму більш ніж одного виду ціанобактерій. І навпаки, деякі види ціанобактерій можуть продукувати більш ніж один вид ціанотоксинів. Деякі ціанотоксини та бактерії, наслідком метаболізму яких у річковій воді вони є, наведено в таблиці 3.1 [77].

Таблиця 3.1

Деякі ціанотоксини та бактерії, наслідком метаболізму яких у річковій воді вони є

№ з.п.	Ціанотоксини	Бактерії, наслідком метаболізму яких вони є
1	2	3
1	Мікроцистин	Більшість <i>Microcystis spp</i> і <i>Planktothrix spp</i> , деякі <i>Anabaena</i> , <i>Nostoc</i> , а також <i>Synechocystis</i> , <i>Cyanobium bacillare</i> , <i>Arthrospira fusiformis</i> , <i>Limnothrix redekei</i> , <i>Phormidium formosum</i> , <i>Hapalosiphon hibernicus</i> .
2	Нодуляріни	<i>Nodularia sputigena</i> (як правило в гирлах річок)
3	Циліндроспермопсин	<i>Cylindrospermopsis raciborskii</i> , <i>Umezakia natans</i> , <i>Aphanizomenon ovalisporum</i> , <i>Aphanizomenon flos-aquae</i> , <i>Raphidiopsis curvata</i> , <i>Anabaena lapponica</i> , <i>Anabaena bergii</i>
4	Анатоксин-а	Більшість <i>Anabaena spp</i> , деякі <i>Aphanizomenon flos-aquae</i> і <i>Aphanizomenon issatschenkoi</i> , <i>Cylindrospermum</i> , <i>Microcystis spp</i> , <i>Planktothrix spp</i> , <i>Raphidiopsis mediterranea</i>
5	Гомоанатоксин-а	<i>Oscillatoria formosa</i> , <i>Raphidiopsis mediterranea</i>
6	Анатоксин-а(s)	<i>Anabaena flos-aquae</i> , <i>Anabaena lemmermannii</i>
7	Сакситоксини	<i>Aphanizomenon</i> , <i>Anabaena</i> , <i>Lyngbya</i> , <i>Cylindrospermopsis spp</i> .
8	LPS ендотоксини	Усі ціанобактерії

1	2	3
9	Аплізіатоксин, Лінгбіатоксин, Дебромоеплізіатоксин	<i>Oscillatoria nigro-vridis</i>
10	Мікрівіридин	<i>Microcystis spp</i>
11	В-N-метиламіно-L- аланін (ВМАА)	<i>Microcystis spp, Anabaena, Nostos, Planktothrix spp,</i> а також більшість тестованих симбіонтів ціанобактерій

Ціанотоксини можуть викликати у людей, тварин, птахів та риб гостре отруєння навіть з летальним результатом. Наприклад циліндропермопсин добре розчиняється у воді, утворюючи стабільний розчин. Він є небезпечним для людини під час контакту зі шкірою та особливо слизовими оболонками, а також у випадку потрапляння всередину з їжею (риба та інші річкові продукти). Потрапляючи у організм, він викликає розлади у роботі печінки, пригнічує синтезування білків, що є результатом відмирання клітин.

Евтрофікація, через суттєве погіршення якості води, робить непридатними рекреаційні водойми для водного туризму, а також є причиною збільшення вартості питної водопровідної води через збільшення вартості реагентів для її очищення на станціях водопідготовки.

3.2. Нормування гранично допустимих скидів з очищеними стічними водами за біогенними забрудненнями

В Європейському Союзі влаштування систем комунального водовідведення, а також вимоги до очищення та скидання СВ, регламентується Директивою Ради 91/271/ЄЕС «Про очистку міських стічних вод» від 21 травня 1991 року [78]. Відповідно до цієї директиви держави-члени повинні забезпечувати усі агломерації (території, на яких концентрація населення та/або економічної

діяльності є достатньою для каналізування комунальних СВ і переправлення їх до підприємства з очищення (каналізаційних очисних споруд), а також до місця їх остаточного скидання) системами каналізації комунальних СВ:

- з 31 грудня 2000 року – агломерації, популяційний еквівалент (навантаження органічними речовинами, які підлягають біологічному розкладенню з п'ятиденним біохімічним споживанням кисню у розмірі 60 г/добу) яких дорівнює, або перевищує 15 000 осіб;
- з 31 грудня 2000 року – також ті агломерації, популяційний еквівалент яких складає від 2 000 осіб до 15 000 осіб.

Держави-члени мають забезпечувати вторинну, або еквівалентну їй очистку СВ з додержанням вимог щодо якості СВ після очищення:

- з 31 грудня 2000 року – усіх СВ агломерації, популяційний еквівалент яких дорівнює, або перевищує 15 000 осіб;
- з 31 грудня 2005 року – усіх СВ агломерації, популяційний еквівалент яких складає від 10 000 осіб до 15 000 осіб;
- з 31 грудня 2005 року – СВ, які скидаються у прісноводні водойми та естуарії, для агломерацій, популяційний еквівалент яких складає від 2 000 осіб до 10 000 осіб.

За вимогами цієї директиви, вторинне, або еквівалентне йому, очищення СВ має забезпечувати таку якість очищених стоків перед скиданням у водойму:

а). Загальні показники:

- біохімічне споживання кисню (БСК₅) – 25 г/м³, до того ж мінімальний відсоток зниження БСК₅ протягом очищення на КОС має бути 70 – 90%;
- хімічне споживання кисню (ХСК) – 125 г/м³, мінімальний відсоток зменшення ХСК – 75%;
- загальна кількість завислих речовин: для агломерацій з популяційним еквівалентом від 2 000 осіб до 10 000 осіб – 60 г/м³; для агломерацій з популяційним еквівалентом понад 10 000 – 35 г/м³. Мінімальний відсоток зменшення завислих речовин для усіх агломерацій – 90%;

б). Біогенні елементи:

- загальний фосфор: для агломерацій з популяційним еквівалентом від 10 000 осіб до 100 000 осіб – 2 г/м³; для агломерацій з популяційним еквівалентом понад 100 000 осіб – 1 г/м³. Мінімальний відсоток зменшення вмісту фосфору для усіх агломерацій – 80% (під терміном «загальний фосфор» розуміють кількість елементарного фосфору, що міститься в усіх присутніх фосфатах в розчинній і нерозчинній формах, їх органічні і неорганні сполуки);
- загальний азот: для агломерацій з популяційним еквівалентом від 10 000 осіб до 100 000 осіб – 15 г/м³; для агломерацій з популяційним еквівалентом понад 100 000 осіб – 10 г/м³. Мінімальний відсоток зменшення вмісту азоту для усіх агломерацій – 70 – 80% (під терміном «загальний азот» також розуміють кількість азоту, що міститься в усіх присутніх азотних органічних і неорганних сполуках).

В Україні, на законодавчому рівні, влаштування систем водовідведення регламентується двома законами. Перший – це Закон України «Про питну воду та питне водопостачання» [79], який було прийнято у 2002 році. Він не визначав розміри населених пунктів чи агломерацій, для котрих обов'язковим є влаштування централізованих систем водовідведення з очищенням СВ перед скиданням. Цей закон приділяв основну увагу саме системам та джерелам питного водопостачання і майже не приділяв уваги системам водовідведення. Під поняттям джерело питного водопостачання розуміють водний об'єкт, вода якого використовується для питного водопостачання після відповідної обробки або без неї. Відповідно до статті 29 Закону, для оцінки екологічного стану джерел питного водопостачання повинні встановлюватися екологічні нормативи якості їх води. Вони мають містити науково обгрунтовані допустимі значення забруднюючих речовин і показники якості води. Самі нормативи якості визначаються іншим документом, прийнятим пізніше. Це ДСанПіН 2.2.4-171-10 «Гігієнічні вимоги до води питної, призначеної для споживання людиною» [80]. У ньому даються допустимі показники безпечності та якості води за показниками епідемічної безпеки (мікробіологічні, паразитологічні), санітарно-хімічними

показниками (органолептичні, фізико-хімічні, санітарно-токсикологічні), а також радіаційними показниками. Граничні значення показників даються у документі для трьох видів вод:

- питної водопровідної;
- питної фасованої та з бюветів;
- питної з колодязів, каптажів та інших джерел.

Для останніх визначається лише невелика частина показників. Серед них встановлюються граничні концентрації нітратів по NO_3 – до 50 г/м^3 , нітритів – до $3,3 \text{ г/м}^3$ та амонію – до $2,6 \text{ г/м}^3$. Але концентрація натрію, фосфору та фосфатів не встановлюється.

Тільки у 2017 році було прийнято Закон України «Про внесення змін до Закону України «Про питну воду та питне водопостачання» [81], яким згаданий закон було переіменовано у Закон України «Про питну воду, питне водопостачання та водовідведення». Відповідно до назви, зміни стосуються майже усіх статей закону, де з'являються вимоги стосовно організації водовідведення. Зокрема стаття 13-1 Закону зі змінами встановлює вимогу, згідно якої в усіх населених пунктах, популяційний еквівалент яких становить 2000 осіб і більше, влаштування системи централізованого водовідведення є обов'язковим. Також обов'язковою стає умова, відповідно до якої скидання СВ у водні об'єкти допускається тільки у випадку дотримання нормативів гранично допустимих концентрацій забруднень у СВ, а також дотримання нормативів гранично допустимого скидання забруднюючих речовин. Це у свою чергу робить обов'язковим на законодавчому рівні влаштування споруд очищення СВ з доведенням їх якості до нормативних показників.

Для КОС повного біологічного очищення вимоги до якості очищених СВ за загальними показниками регламентуються постановою КМУ № 465, якою затверджено «Правила охорони поверхневих вод від забруднення зворотними водами» [82]. Ці показники є більш жорсткими, ніж у Європейському Союзі: Їх порівняльна характеристика наведена у таблиці 3.2.

Таблиця 3.2

Порівняльна характеристика нормативних вимог
до якості очищених СВ за загальними показниками

№ з/п	Показник	Нормативне значення, г/м ³	
		Україна	Країни ЄС
1	Біохімічне споживання кисню (БСК ₅)	< 15	< 25
2	Хімічне споживання кисню (ХСК)	< 80	< 125
3	Загальна кількість завислих речовин	< 15	60 ...90

Вміст інших забруднень в очищених СВ, зокрема біогенних елементів на загальнодержавному рівні на теперішній час не нормується. В постанові зазначається, що скидання зворотних вод у водні об'єкти допускається лише за умови отримання дозволу на спеціальне водокористування, порядок видачі якого, відповідно Водного кодексу України, встановлюється Кабінетом Міністрів України. У зв'язку з цим, нормування ГДК інших забруднюючих речовин у СВ здійснюється органами, уповноваженими видавати дозволи на спеціальне водокористування.

Розрахунки ГДК та гранично допустимих скидів базуються на гранично допустимих концентраціях забруднень у водоймах. Для цього використовується принцип, відповідно якого, скидання СВ не повинно призводити до перевищення у водоймі гранично допустимих концентрацій забруднень у місцях водокористування відповідно до виду водокористування (господарсько-питного, рекреаційного та рибогосподарського двох категорій). Такі ГДК були встановлені ще за радянських часів. У 1988 році для водойм господарсько-питного та рекреаційного призначення СанПіН 4630-88 [83], у 1990 році для водойм рибогосподарського призначення [84]. Разом з тим СанПіН 4630-88 містив значення гранично допустимих концентрацій біля ста сполук, що містять фосфор, більша половина з них це різні види фосфатів.

Якщо концентрації забруднень у водоймах перевищують нормативні, то ГДК у СВ має встановлюватися на рівні нормативних значень. Такий підхід робить необхідним встановлення індивідуальних гранично допустимих скидів у кожному конкретному випадку.

Розпорядженням Кабінету Міністрів України від 20 січня 2016 року №94-р усі акти санітарного законодавства, видані центральними органами виконавчої влади СРСР та центральними органами виконавчої влади Української РСР, у тому числі СанПіН 4630-88, визнано такими, що втратили чинність [85]. Але інші ГДК замість них встановлені не були. На теперішній час допустимі концентрації у водоймах регламентуються Правилами приймання стічних вод підприємств у комунальні та відомчі системи каналізації населених пунктів України [86].

ГДК біогенних елементів у водоймах різного призначення за вимогами цих нормативних документів наведено у таблицях 3.3 і 3.4.

Таблиця 3.3

ГДК БЕ у водоймах різного призначення за СанПіН 4630-88

№ з/п	Показник	Нормативне значення для водойм різного призначення, г/м ³	
		Господарсько-питного та рекреаційного	Рибогосподарського
1	Азот амонійний (N)	2,0	0,39
2	Азот амонійний (NH ₄)	0,5	0,5
3	Азот нітритний (N)	1,0	0,02
4	Азот нітритний (NO ₂)	3,3	0,08
5	Азот нітратний (N)	10,15	9,1
6	Азот нітратний (NO ₃)	45,0	40,0
7	Фосфати (P)	1,14	0,2
8	Фосфати (PO ₄)	3,5	3,5

ГДК БЕ у водоймах різного призначення за
Правилами приймання СВ підприємств у комунальні та відомчі системи
каналізації населених пунктів України

№ з/п	Показник	Нормативне значення для водойм різного призначення, г/м ³	
		Господарсько-питного та рекреаційного	Рибогосподарського
1	Азот амонійний	2,0	0,5
2	Нітрити	3,3	0,08
3	Нітрати (NO ₃)	45,0	40,0
4	Фосфати (PO ₄)	3,5	не нормуються

В «Інструкції про порядок розробки та затвердження гранично допустимих скидів (ГДС) речовин у водні об'єкти із зворотними водами», затвердженої Наказом Міністерства охорони НПС України від 15.12.94 року № 116 [87], зокрема в статті 2.12 вказано: «Для діючих і тих, що проектуються, підприємств-водокористувачів встановлювані ГДС речовин не повинні перевищувати показників скиду речовин, що можуть бути досягнуті під час застосування типового способу очищення цієї категорії зворотних вод, навіть якщо водний об'єкт дозволяє скидати значно більші їх величини. Наприклад, для господарсько-побутових СВ – це рівень повного біологічного очищення.

Під час встановлення ГДС допустимі концентрації речовин у зворотних водах діючого підприємства-водокористувача не повинні перевищувати значень фактичних середніх, проектних та відповідних типовому способу очищення концентрації речовин для даного випуску зворотних вод (за винятком речовин, концентрації яких зростають у процесі очищення, наприклад, азоту нітритів, азоту нітратів, а також розчиненого кисню)». Таким чином, у цьому документі відсутні вимоги до встановлення ГДК азоту нітритів та азоту нітратів для діючих підприємств очищення СВ.

Цей документ прямо вказує у статті 2.3, що величини ГДС речовин повинні встановлюватися для кожного окремо випуску СВ у водні об'єкти. Основною умовою для визначення ГДС речовин зазначена гарантія дотримання норм якості води у встановлених контрольних створах. Без наявності затверджених ГДС документ забороняє видавати дозволи на спеціальне водокористування.

Величини ГДС мають розраховуватися з урахуванням наступних показників:

- норми якості води і ГДК речовин у водоймі;
- фонові якості води у водоймі перед випуском СВ;
- витрати, складу і режиму скидання СВ у водойму;
- впливу на водойму інших скидів СВ та господарської діяльності;
- ступеня змішування СВ з водою водойми на ділянці від місця скиду до контрольного створу;
- кратності розбавлення СВ у водоймі;
- природного самоочищення води від речовин, що скидаються із СВ.

Відповідно до Інструкції розробниками ГДС можуть бути: УкрНЦОВ Мінприроди України, його державне дочірнє підприємство ПНДТЕП, інші організації, що отримали дозвіл Мінприроди України на засаді їх атестації.

Постановою КМУ від 11.10.1996 року №1100 «Про Порядок розроблення і затвердження нормативів гранично допустимого скидання забруднюючих речовин та перелік забруднюючих речовин, скидання яких нормується» [88] визначено, що нормативи ГДС затверджуються органами, уповноваженими видавати дозвіл на спеціальне водокористування, одночасно з видачею дозволу на спеціальне водокористування. Замовниками розроблення нормативів ГДС забруднюючих речовин мають виступати водокористувачі. До забруднюючих речовин, ГДС на скидання яких має розроблятися і затверджуватися в усіх випадках скидання СВ у водойми, входять азот амонійний, нітрати, нітроти та фосфати.

Державні санітарні правила планування та забудови населених пунктів [89] також передбачають, що відведення СВ у водні об'єкти має здійснюватися на

підставі дозволу на спеціальне водокористування, що видається органами Мінекобезпеки України після узгодження з органами і установами державного санітарного нагляду. Умови водовідведення регламентуються водним законодавством і санітарно-гігієнічними нормами і правилами. Скидання СВ у водоймище не повинно погіршувати якості води у місцях водокористування.

Законом України Про охорону навколишнього природного середовища [90] передбачено, що до повноважень місцевих рад в галузі охорони навколишнього природного середовища входить затвердження лімітів скидів забруднюючих речовин у НПС, за винятком скидів, що призводять до забруднення природних ресурсів загальнодержавного значення, а також видавання дозволів на спеціальне використання природних ресурсів місцевого значення.

Відповідно до Водного кодексу України у дозволі на спеціальне водокористування встановлюють ліміти забору води, ліміти її використання, та ліміти скидання забруднюючих речовин із СВ.

Таким чином для скиду СВ у водойми місцевого значення саме місцеві ради повинні виступати ініціаторами розроблення ГДС біогенних елементів.

Вміст біогенних елементів у СВ, які скидаються до каналізаційної мережі населеного пункту житловими будинками, нормативно не регламентується. Вони регламентуються тільки для підприємств. Правилами приймання стічних вод підприємств у комунальні та відомчі системи каналізації населених пунктів України [86], які за визначенням направлені на запобігання порушенням у роботі КОС населених пунктів та забезпечення охорони НПС від забруднення СВ, передбачено, що допустимі концентрації кожної забруднюючої речовини у СВ підприємств визначаються місцевими Правилами приймання СВ підприємств у систему каналізації населеного пункту. Ці Правила мають затверджувати виконавчі органи місцевих рад за поданням місцевих водоканалів за попереднього погодження з місцевими охорони природи та охорони здоров'я.

За Правилами [86], стоки, які скидаються підприємствами серед іншого не повинні містити речовин, що не піддаються біологічному розкладу, не повинні мати хімічне споживання кисню більше біологічного споживання кисню за 5 діб

більше ніж у 2,5 рази, не повинні мати біологічне споживання кисню, що перевищує проектне для КОС населеного пункту. І головне, не повинні містити забруднюючі речовини з перевищенням допустимих концентрацій, що встановлено місцевими Правилами приймання.

Допустимі концентрації забруднюючих речовин передбачено визначати за трьома умовами (не враховуючи вимог до скидання важких металів):

- за допустимою концентрацією забруднюючої речовини у каналізаційній мережі;
- за допустимою концентрацією забруднюючої речовини у спорудах біологічної очистки;
- за величиною лімітів на скид забруднюючої речовини у водойму.

Найменша з розрахованих величин має встановлюватися як допустима концентрація.

Для визначення допустимих концентрацій за першим методом Правила наводять допустимі концентрації у каналізаційній мережі: по БСК – не більше ніж 350 г/м^3 ; по завислим речовинам – не більше ніж 500 г/м^3 . Але вимоги до вмісту азоту та фосфору відсутні.

Для визначення допустимих концентрацій за другим методом Правила наводять допустимі концентрації забруднень у СВ, що надходять у аеротенк: для азоту амонійного – 30 г/м^3 ; для нітратів за NO_3 – 45 г/м^3 ; для нітритів – $3,3 \text{ г/м}^3$; для фосфатів – 10 г/м^3 .

Для визначення допустимих концентрацій за третім методом Правила рекомендують вести розрахунок за середньодобовою витратою СВ підприємства та коефіцієнтом видалення забруднюючої речовини на КОС населеного пункту. Коефіцієнти встановлено такі: азот амонійний – 0,2 ... 0,6; нітрати за NO_3 та нітрити – 0; фосфати – 0,1 ... 0,2.

На території міста Києва діють місцеві Правила приймання СВ абонентів у систему каналізації міста Києва [91].

Цими Правилами встановлено гранично допустимі концентрації забруднень у скидних стічних водах абонентів, що наведено у таблиці 3.5.

ГДК забруднень у СВ абонентів

№ з/п	Забруднення	ГДК у СВ абонентів, г/м ³
1	Завислі речовини	300
2	Біохімічне споживання кисню (БСК ₅)	200
3	Хімічне споживання кисню	500
4	Азот амонійний	20
5	Нітрати	45
6	Нітрити	3,3
7	Фосфати	8

Вміст азоту та фосфору у СВ житлових будинків в Україні не нормується. Разом з тим, ДБН В.2.5-75:2013 [10] визначає таку кількість забруднень, що надходить зі СВ у каналізаційну мережу від одного мешканця. Ця кількість наведена у таблиці 3,6.

Таблиця 3.6

Кількість забруднень, що надходить у каналізаційну мережу від одного мешканця

№ з/п	Забруднення	Кількість від одного мешканця, г/добу
1	Завислі речовини	65
2	Біохімічне споживання кисню (БСК ₅)	54
3	Хімічне споживання кисню	87
4	Азот загальний	11
5	Азот в амонійних солях	8
6	Фосфор загальний	1,8
7	Фосфор у фосфатах	1,44

Відповідно ДБН В.2.5-74:2013 [9] для мешканців житлової забудови, обладнаної внутрішнім водопроводом, каналізацією та ваннами з місцевими водонагрівачами (на сьогодні прослідковується тенденція відмови від послуг

централізованого гарячого водопостачання і встановлення ємкісних електричних водонагрівачів) питомий (середньодобовий за рік норматив питного водопостачання та водовідведення складає 150 ... 230 л/добу на одного жителя. Враховуючи це, концентрація забруднень у господарсько-побутових СВ може бути визначена за формулою

$$C = \frac{m}{q} \cdot 1000, \text{ (г/м}^3\text{)} \quad (3.1)$$

Де m – маса забруднень, що надходить із СВ у каналізаційну мережу від одного мешканця за добу, г/добу;

q - середньодобовий за рік норматив питного водопостачання та водовідведення на одного мешканця, л/добу.

Якщо прийняти норматив $q = 200$ л/добу, то концентрація забруднень у господарсько-побутових СВ може бути розрахована за формулою 3.1. Результати розрахунку (без врахування концентрації забруднюючих речовин у водопровідній воді, яка подається населенню для споживання) наведено у таблиці 3.7.

Таблиця 3.7

Концентрація забруднень у господарсько-побутових СВ

№ з/п	Забруднення	Концентрація у побутових СВ, г/м ³
1	Завислі речовини	325
2	Біохімічне споживання кисню (БСК5)	270
3	Хімічне споживання кисню	435
4	Азот загальний	55
5	Азот в амонійних солях	40
6	Фосфор загальний	9
7	Фосфор у фосфатах	7,2

Таким чином можна бачити, що за таких умов господарсько-побутові СВ від населення забруднені з перевищенням допустимих концентрацій для скидання у каналізаційну мережу міста Києва: за завислими речовинами на 8%, за БСК₅ – на 35%. Порівнювати концентрації біогенних елементів за цих умов складно через різні їх показники задані в різних нормативних документах.

Разом з тим, навіть якщо брати до уваги тільки завислі речовини і БСК₅, то такі СВ не можуть скидатися у міську каналізаційну мережу міста Києва без додаткового розбавлення їх чистою водою.

ДБН В.2.5-75:2013 також зазначає, що СВ, які надходять на біологічне очищення повинні мати вміст біогенних елементів на рівні: загальний азот – не менше 5 г/м³ на кожні 100 г/м³ біологічного споживання кисню повного; загальний фосфор – не менше 1 г/м³ на кожні 100 г/м³ біологічного споживання кисню повного. Температура СВ має бути у межах 6 ... 30 °С.

Відповідно до вимог ДБН В.2.5-75:2013 для КОС, розрахованих на очищення стоків від еквівалентної кількості мешканців більше 500 осіб, необхідно передбачати біологічне очищення від сполук азоту, а також визначати необхідність і технологію додаткового вилучення сполук фосфору.

Вміст фосфору у комунальних стічних водах

Типові форми фосфору у комунальних СВ це:

- *ортофосфати* (солі фосфорних кислот, зокрема ортофосфорної кислоти H_3PO_4 , з одним атомом фосфору, наприклад ортофосфат натрію Na_3PO_4) – прості молекули які є придатними для використання в біологічному метаболізмі без попереднього розкладання;
- *поліфосфати* (полімети фосфатів з загальною формулою $M-O-[P(OM)(O)-O]_n-M$, де M – будь-який метал, і ланцюг яких проходить між іншими хімічними групами, наприклад натрій-3-фосфат $(Na_5P_3O_{10})_n$) – складні молекули з двома та більше атомами фосфору, які перед засвоєнням організмами потребують попереднього гідролізу з розкладанням на ортофосфати, що займає багато часу;
- органічні фосфати (складні ефіри ортофосфорної кислоти з загальною

формулою $(RO)_n P(O)(OH)_{3-n}$, де RO – вуглеводневий радикал, наприклад метилфосфат (метилфосфорна кислота) $(CH_3O)P(O)(OH)_2$.

За даними [92], комунальні СВ можуть містити від 5 до 20 мг/дм³ загального фосфору (у перерахунку на фосфати за PO_4 це складає від 15,7 до 62,7 мг/дм³). З нього органічні сполуки складають від 1 до 5 мг/дм³ (3,1 ... 15,7 мг/дм³). Все решта – неорганічні сполуки. Індивідуальний внесок фосфору в каналізаційну мережу від одного мешканця житлового будинку оцінюється від 0,65 до 4,80 г/добу. Середнє значення – 2,18 г/добу. Цей внесок має тенденцію до збільшення через збільшення використання миючих засобів.

За даними [93] комунальні СВ можуть містити від 4 до 16 мг/дм³ загального фосфору (12,5 ... 50,1 г/м³ фосфатів). За даними [94] ці води можуть містити 10 мг/дм³ загального фосфору (31,3 г/м³ фосфатів).

Вторинне (біологічне) очищення СВ, як правило, зменшує вміст фосфатів на 1 ... 2 г/м³.

За даними Бортницької станції аерації [95] вміст фосфатів у СВ міста Києва за нормативного показника на рівні 8 г/м³ складає 26 г/м³. Тобто спостерігається перевищення більш ніж у три рази. У перерахунку на загальний фосфор ця величина може складати 8,48 г/м³. За ефективності видалення фосфору на традиційних очисних спорудах 0,2, залишкова концентрація його у очищених СВ складає 6,78 г/м³. Бортницька станція аерації щодоби скидає у Дніпро близько $0,6 \times 10^6$ м³ очищених стоків. *За таких умов з комунальними СВ у Дніпро надходить 4,068 т. фосфору щодоби.* Відомо, що кожен грам фосфатних сполук за решти сприятливих умов спричиняє приріст у водоймі 5 ... 10 кг ціанобактерій.

Вміст азоту у комунальних стічних водах

Типові форми азоту у комунальних СВ це:

- азот нітритів – солей азотистої кислоти (HNO_2), наприклад $NaNO_2$
- амонійний азот (загальна формула NH_4^+);
- азот нітратів – солей азотної кислоти (HNO_3), наприклад $2NaNO_3$;
- азот в органічних сполуках.

Найбільш токсичними серед цих сполук є нітрити, найменш токсичними нітрати. Амонійний азот займає проміжну позицію.

Концентрація азотних сполук у комунальних СВ не є постійною і залежить від багатьох факторів, серед яких час транспортування СВ від місця їх забруднення до КОС. Під час транспортування каналізаційною мережею органічні сполуки азоту мінералізуються до азоту амонійного і його вмісту у СВ зростає. Нітрати та нітрити під час транспортування відновлюються до газоподібного азоту, який виділяється із СВ у атмосферу. Тому їх концентрація зменшується. Протягом процесу органічного очищення СВ в аеротенках органічний азот продовжує мінералізуватися до амонійного. Під час застосування глибокого біологічного очищення з нітрифікацією амонійний азот окислюється до нітритів, а після до нітратів. За таких умов концентрація амонійного азоту знижується, концентрація нітритів і нітратів підвищується. Під час застосування глибокого біологічного очищення з нітрифікацією і денітрифікацією азот нітратів, утворених протягом нітрифікації, мікробіологічно відновлюється (денітрифікується) до газоподібного азоту і концентрація нітратів суттєво знижується.

За даними [96] вміст загального азоту у комунальних СВ складає від 50 до 60 г/м³ і може змінюватися в залежності від походження стоків.

Як видно з наведеного вище, у різних нормативних документах України немає єдиного чіткого підходу до нормування вмісту біогенних елементів у СВ та немає чітких вимог до їх вилучення на КОС.

Основна європейська директива [78] оперує поняттями загальний азот та загальний фосфор. На відміну від цього українські нормативні документи оперують поняттями:

- щодо забруднення азотними сполуками – загальний азот, азот амонійний (N), азот амонійний (NH₄⁺), азот нітритний (N), азот нітритний (NO₂), азот нітратний (N), азот нітратний (NO₂), азот в амонійних солях;
- щодо забруднення сполуками фосфору – загальний фосфор, фосфати (P) або фосфор фосфатів, фосфати (PO₄).

За визначенням, фосфати – це солі та ефіри фосфорних кислот. Разом з тим, пральні порошки, що використовуються у побуті, часто містять окрім фосфатів також фосфонати – похідні від фосфонових кислот [97], які так само вносять вклад у збільшення кількості загального фосфору у СВ.

Для наведення порядку у нормуванні біогенних елементів у комунальних СВ в Україні є необхідність встановлення фіксованих значень ГДК біогенних елементів (перш за все для вмісту азоту та фосфору) в очищених СВ на виході з КОС, чи під час скидання очищених СВ у поверхневі водойми. Перед розробленням таких ГДК необхідно визначитись з показниками, за якими ці концентрації мають визначатися. Відсутність уніфікованих показників та відсутність чітких вимог до їх дотримання дає можливість зловживань під час розроблення місцевих (індивідуальних) нормативів, які важко контролювати. Це у свою чергу призводить до надходження значних кількостей біогенних елементів у поверхневі водойми, і, як результат, зниження екологічної безпеки екосистем та появи екологічних ризиків для здоров'я людей, пов'язаних як з токсичною дією самих біогенних елементів (нітрити та амонійний азот), так і з токсичною дією продуктів метаболізму ціанобактерій. За таких умов доцільним може бути переймання європейського досвіду і перехід на нормування допустимих концентрацій, використовуючи поняття загальний азот та загальний фосфор.

3.3. Дослідження процесів конверсії сонячної енергії у біомасу шляхом фотосинтезу

Енергоспоживання постійно збільшується, а якість традиційних видів палива погіршується. Розвиток засобів очищення продуктів згоряння не встигає за збільшенням кількості шкідливих речовин, що утворюються. В результаті збитки, що наносяться НПС, безперервно зростають.

Практично невичерпним джерелом енергії для забезпечення зростаючих потреб є сонячна енергія. Вона здатна зробити суттєвий внесок у вирішення енергетичної кризи (потік сонячної енергії на землю на багато порядків

перевищує енергетичні потреби людства), а також у вирішення проблем екологічної безпеки народного господарства (зниження викидів токсичних речовин та CO_2 з продуктами згорання). Проте пряме її використання є проблематичним. Потрібне її попереднє перетворення в інші види енергії, наприклад у електричну, чи механічну. Загалом отримання, перетворення та використання цієї енергії стикається з багатьма труднощами. Можна виділити три головні способи перетворення. Це перетворення за допомогою термодинамічних циклів, фотоелектричні перетворення та конверсія енергії у біомасу.

Фотоелектричні перетворення проводяться напівпровідниковими та іншими елементами з діодними властивостями, тобто комбінацією напівпровідників р та n типу (р-n перехід). Під дією сонячного випромінювання на границі контакту напівпровідників в результаті поглинання фотонів відбувається розділення негативно заряджених електронів та позитивно заряджених дірок, в результаті чого виникає фото-ЕРС. Недоліком такого способу є порівняно низький ККД (15 – 20%) та незручність накопичення і зберігання виробленої електроенергії з огляду на те, що надходження сонячного випромінювання не є рівномірним.

Термодинамічні це перетворення за допомогою термодинамічних циклів. Такі перетворювачі містять: систему вловлювання сонячного випромінювання та його концентрації; систему приймання випромінювання, що перетворює його енергію в тепло, яке передається теплоносію; теплообмінники, що утворюють гаряче та холодне джерело теплового двигуна. За допомогою термодинамічних циклів сонячну енергію можна перетворювати прямо у теплову, механічну чи електричну. ККД таких перетворень залежить від багатьох факторів, переважно є вищим ніж для фотоелектричних елементів, проте в цілому не високий. Додатково перетворювачі можуть мати теплові акумулятори для накопичення теплової енергії, що лише частково згладжує нерівномірність надходження сонячної енергії. До того ж теплові акумулятори є досить дорогими.

Конверсія енергії у біомасу є перетворенням променистої сонячної енергії на хімічну енергію біомаси шляхом традиційних процесів фотосинтезу. З біомаси сьогодні можна виготовляти різні види альтернативних моторних палив, такі як

біоетанол, біогаз, біодизель тощо. Вона також може бути цінною сировиною, що здатна замінювати нафту на хімічних підприємствах, а також іншу сировину на підприємствах з виготовлення косметичних засобів, кормових продуктів, харчових добавок та інших.

В природі процеси конверсії відбуваються постійно, їх результатом є планетарна біомаса основних продуцентів. Ця маса складає $1,8 \cdot 10^{15}$ кг сухої речовини, в якій запасається $3 \cdot 10^{22}$ Дж хімічної енергії. У штучних умовах це можна робити шляхом впровадження спеціальних технологій вирощування біомаси. Її хімічна енергія може бути перетворена в інші види і використана для задоволення енергетичних потреб. Найбільш перспективним перетворенням є на сьогодні отримання з такої біомаси різних видів палива (біодизель, біоетанол, біогаз тощо), яке може бути використане для отримання корисних видів енергії у традиційних двигунах внутрішнього згорання. З огляду на це, найперспективнішими видами енергетичних продуцентів можна вважати олійні культури з високим вмістом вуглеводнів в олії. Їх можна поділити на ґрунтові культури (ріпак, цукрова тростина тощо), та водні культури (різновиди водоростей та мікроводоростей).

Недоліком вирощування ґрунтових культур є необхідність відведення значних родючих площ, які в іншому випадку могли б бути використані для вирощування продовольчих та кормових культур.

Перевагою водних енергетичних культур є те, що вони можуть вирощуватися з використанням лише незначних площ земель, що можуть бути абсолютно неродючими. Серед водних культур особливу увагу заслуговують мікроводорості. Вони заселяють місця де є волога. Головними природними місцями їх розмноження є болота, озера, інші водойми, у тому числі і солоні. Як і для росту інших фотосинтезуючих організмів для росту мікроводоростей потрібно такі компоненти як світло, вуглекислий газ, поживні речовини і тепло.

Деякі з них мають досить велику швидкість росту і, не дивлячись на малі розміри особин (від $2 \cdot 10^{-6}$ до $50 \cdot 10^{-6}$ м), за забезпечення сприятливих умов можуть подвоювати свою масу до 8 разів на добу. Вихід готового продукту (насиченої

вуглеводнями олії) може досягати 80% від їх початкової маси. За енергетичною цінністю продуктів, що можуть бути з них отримані, окремі культури мікроводоростей більш як у 20 разів перевищують пальмову олію та майже у 120 разів ріпакову олію. Готові продукти не містять сірки (як нафтові палива), не містять токсичних речовин (наприклад свинцю) та добре розщеплюються мікроорганізмами в НПС. Крім того, як і інші види біопалива, їх спалювання не призводить до збільшення концентрації CO₂ в атмосфері і, як результат, не сприяє розвитку парникового ефекту.

Мікроводорості можуть акумулювати також різноманітні ліпіди та жирні кислоти, які також є цінними продуктами. Крім того, значний вміст жирів, що є легшими за воду, забезпечують їм плавучість, тобто можливість триматися біля поверхні води і мати більше доступу до світла. Мікроводорості володіють гнучким метаболізмом. Тому шляхом регулювання умов їх вирощування можна досягати збільшення концентрації ліпідів, вуглеводнів та білків у їх біомасі.

Можна рекомендувати для вирощування такі культури, відсотковий вміст ліпідів у різних расах яких коливається в межах [98]: *Botryococcus brounii* – 25 ... 85%; *Neochloris oleoabundans* – 35 ... 54%; *Stichococcus sp.* – 40 ... 59%; *Nannochloropsis sp.* – 31 ... 68%; *Dunaliella tertiolecta* – 36 ... 42%; *Dunaliella salina* – 16 ... 44%; *Haematococcus pluvialis* – 25 ... 45%; *Senedesmus dimorphus* – 16 ... 44%; *Prymnesium parvum* – 22 ... 38%; *Tetraselmis suecica* – 20 ... 30%; *Chlorella sp.* – 28 ... 32%; *Chlorella vulgaris* – 14 ... 22%; *Isochrysis galban* – 22 ... 38%; *Euglena gracilis* – 14 ... 20%.

Для порівняння, вміст ліпідів у традиційних ґрунтових культурах, що використовуються для виробництва біодизелю переважно не перевищує 5%. Крім того,

Виділяють три раси *Botryococcus Braunii*:

1. Раса А – вміст вуглеводнів складає близько 61% сухої маси;
2. Раса В – вміст вуглеводнів змінюється від 26% до 86% сухої маси;
3. Раса L – вміст вуглеводнів 2-8% сухої маси.

Можна зробити висновок, що найбільш перспективним та цікавими для досліджень є водорості раси А та В, тому що вони мають високий вміст вуглеводнів.

Мікрowodорості є ефективним конвертором сонячної енергії, що здатні відновлювати вуглекислий газ до цілого ряду складних енергоємних молекул, таких як вуглеводні, білки, ліпіди. Це дозволяє використовувати їх для подальшого виробництва біодизеля, біобутанола, біоетанола, водню, біогазу, вітамінів, антиоксидантів, амінокислот тощо [99-103]. Біомаса мікрowodоростей може успішно використовуватися для виробництва напівпродуктів з подальшим синтезом з них полімерів, що біологічно розкладаються. До таких напівпродуктів можна віднести органічні кислоти, такі як молочна ($C_3H_6O_3$, або $CH_3CHCOOH$), фумарова ($C_4H_4O_4$, або $HOOCCH=CHCOOH$), бурштинова ($C_4H_6O_4$, або $HOOCCH_2CH_2COOH$), яблучна ($C_4H_6O_5$, або $HOOC-CH-CH_2-COOH$), аспарагінова ($C_4H_7NO_4$, або $COONCH_2CHNH_2COOH$); біополімери, такі як полігідроксиалканоати,

Шляхом змін умов культивування можна досягати у біомасі мікрowodоростей різного вмісту вуглеводнів, білків та ліпідів [104]. Для цього необхідно забезпечити оптимальні параметри культивування для вибраної культури мікрowodоростей, такі як початкова концентрація клітин у СВ, інтенсивність освітлюваності, температура середовища тощо. Змінюючи ці параметри можна направлено культивувати біомасу різного біохімічного складу.

Розрізняють фототрофний, гетеротрофний та міксотрофний способи живлення мікрowodоростей. Фототрофний ґрунтується на отриманні необхідної енергії шляхом фотосинтезу. Джерелом вуглецю для таких організмів, як правило, є вуглекислий газ. Гетеротрофний спосіб визначається отриманням енергії шляхом засвоєння органічних речовин. Міксотрофний являє собою комбінацію двох попередніх способів. У таблиці 3.8 наведено основні характеристики можливих методів культивування мікрowodоростей [105].

Для підвищення швидкості росту біомаси фототрофних організмів можуть застосовуватися гетеротрофні та міксотрофні умови, оскільки значна кількість

мікродоростей мають властивості пристосування до нових режимів росту, переходячи на змішані способи живлення. Практика свідчить, що швидкість приросту біомаси *Chlorella vulgaris* у міксотрофних умовах у порівнянні з фототрофними умовами зростає у 9 ... 25 разів [106].

Таблиця 3.8

Основні характеристики можливих методів культивування мікродоростей

Метод культивування	Фототрофний	Гетеротрофний	Міксотрофний
Джерело енергії	Світло	Органічні речовини	Світло і органічні речовини
Джерело вуглецю	Неорганічні речовини (як правило CO ₂)	Органічні речовини	Неорганічні та органічні речовини
Швидкість приросту біомаси	Низька	Висока	Середня
Тип фотобіореактора	Відкритий, абозакритий	Відкритий	Закритий
Приведена вартість	Низька	Середня	Висока

3.4. Моделювання продуктивності культивування мікродоростей в погодних умовах регіонів України

Продуктивність культивування мікродоростей залежить від умов НПС, а саме температурних коливань та наявності достатньої кількості сонячного світла для забезпечення процесу фотосинтезу. Ці умови можна вважати обмежувачими факторами щодо продуктивності процесу культивування.

Під час культивування мікродорості піддаються впливам різних погодних умов, перш за все змінам температури та інтенсивності сонячного освітлення,

пов'язаних з частинами доби та зміною сезонів. Ці впливи позначаються на продуктивності культивування, у результаті чого змінюється кількість біомаси та кількість ліпідів отриманих з одиниці площі, відведеної для культивування.

Середня інтенсивність сонячної радіації, що досягає поверхні земної атмосфери (сонячна стала), за даними Всесвітньої метеорологічної організації, складає 1367 Вт/м^2 (густина потоку фотонів $2555,5 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$). Через відбивання та розсіювання атмосферою поверхні землі досягає максимум 1000 Вт/м^2 ($2162 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$). Реальна інтенсивність сонячної радіації, що досягає земної поверхні може коливатися у широких межах, а саме від 50 Вт/м^2 ($108,1 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$) якщо небо затягнуто хмарами, до 1000 Вт/м^2 ($2162 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$) Середня ж інтенсивність у більшості районів земної кулі коливається від 200 ($432,4 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$) до 250 Вт/м^2 ($540,5 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$).

Залежно від регіону максимальна кількість енергії, що надходить на земну поверхню в Україні за день, може досягати 330 Вт/м^2 ($713,5 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$) влітку і 125 Вт/м^2 ($270,3 \cdot 10^{-6} \text{ моль/м}^2 \cdot \text{сек}$) взимку (у безхмарні сонячні дні).

На рисунку 3.1. показано розподіл території України за середньорічною інтенсивністю сонячного освітлення.

Сонячна радіація складається з випромінювань різних довжин хвилі. Але інтенсивність випромінювання на різних довжинах хвилі різна. Її розподіл наведено на рисунку 3.2. Не вся енергія сонячного випромінювання може використовуватися для процесів фотосинтезу. З усього спектру випромінювання сонця використовується діапазон фотосинтетично активного випромінювання (ФАВ) від $400 \cdot 10^{-9}$ до $700 \cdot 10^{-9}$ м довжини хвилі, що майже співпадає з видимим світлом ($380 \cdot 10^{-9} - 780 \cdot 10^{-9}$ м).

Інтенсивність фотосинтезу у цьому діапазоні не є величиною сталою. Залежність інтенсивності фотосинтезу від довжини хвилі показано на рисунку 3.3.

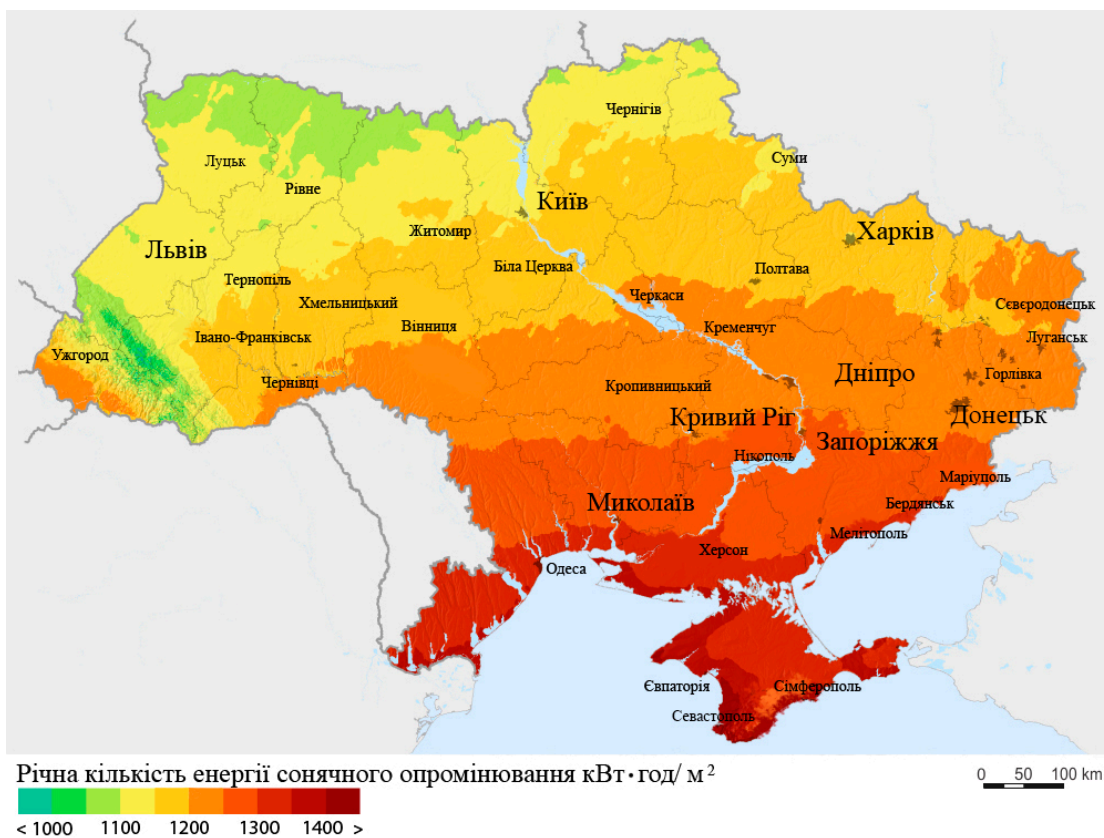


Рисунок 3.1. Районування території України за інтенсивністю сонячного освітлення

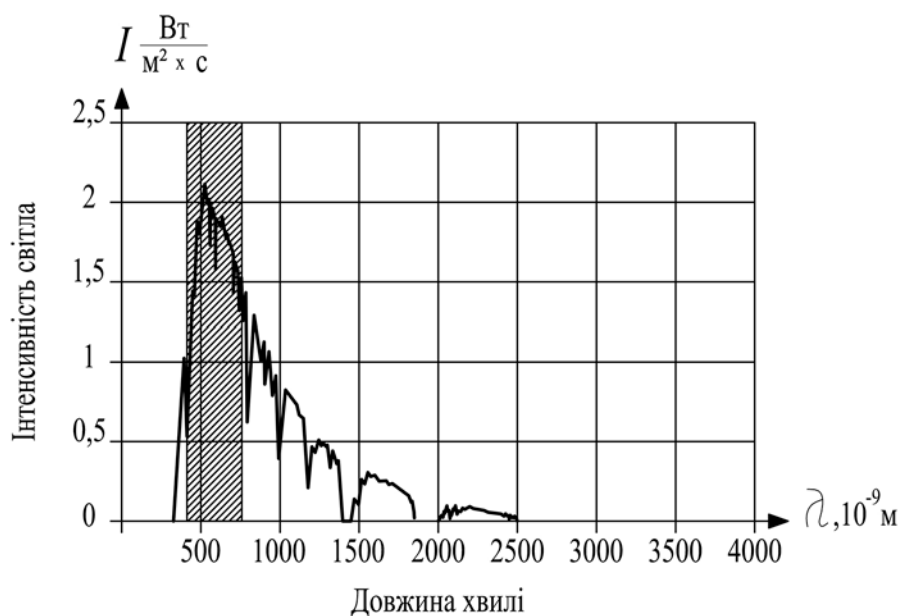


Рисунок 3.2. Інтенсивність сонячної радіації на різних довжинах хвилі

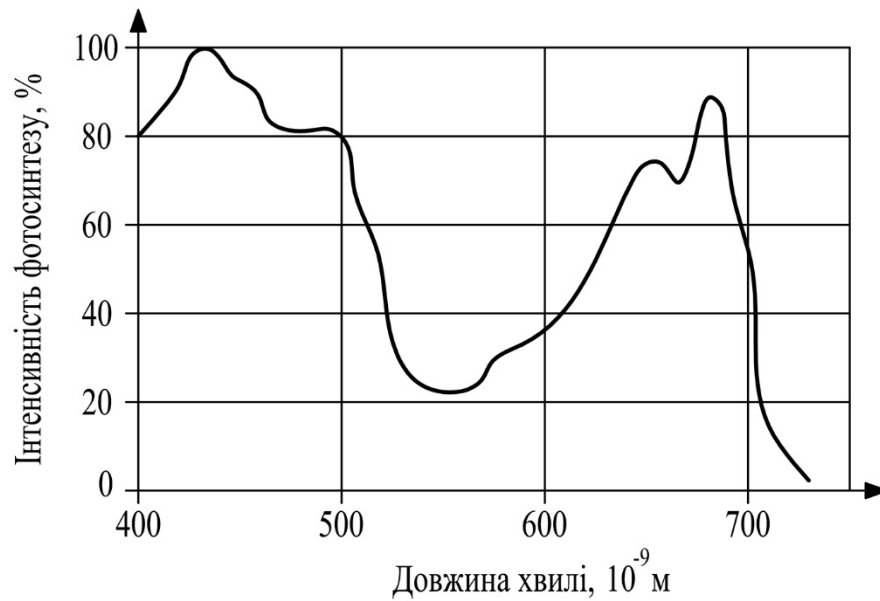


Рисунок 3.3. Залежність інтенсивності фотосинтезу від довжини хвилі у діапазоні ФАВ [107]

На цей діапазон припадає близько 47 % енергії сонячного випромінювання. Відомо, що під час фотосинтезу для поглинання однієї молекули CO_2 з перетворенням її у вуглеводи (емпірична формула $\text{C}_m(\text{H}_2\text{O})_n$ використовується 8 фотонів [108]. Середню енергію одного фотона в діапазоні ФАВ оцінюють у $217,4 \cdot 10^3$ Дж. Теплоту згорання одного моля $\text{C}(\text{H}_2\text{O})$, а отже запасену у ньому енергію, оцінюють у $468 \cdot 10^3$ Дж/моль. Виходячи з цього, максимальна теоретична ефективність перетворення енергії ФАВ у вуглеводні визначиться за формулою:

$$\varepsilon_{\text{ФАВ} \rightarrow \text{C}_m(\text{H}_2\text{O})_n} = \frac{\varepsilon_{\text{C}_m(\text{H}_2\text{O})_n}}{8 \times \varepsilon_{\text{ФАВ}}} \cdot 100, (\%). \quad (3.2)$$

Ця ефективність складе:

$$\varepsilon_{\text{ФАВ} \rightarrow \text{C}_m(\text{H}_2\text{O})_n} = \frac{468}{8 \times 217,4} 100 = 26,9 \%. \quad (3.3)$$

Крім того, під час передачі сонячної енергії організмам мікроводоростей відбуваються також додаткові її втрати через розсіювання та відбивання. Ці втрати оцінюють у додаткові 10 % [109]. Тобто ефективність засвоєння з урахуванням розсіювання та відбивання складає:

$$\varepsilon_{\text{рос.відбив}} = 100\% - 10\% = 90\% . \quad (3.4)$$

Таким чином максимальна теоретична ефективність засвоєння усієї сонячної енергії у процесі фотосинтезу може бути оцінена

$$\varepsilon_{\text{засв.сон.ен}} = 0,47 \times 0,269 \times 0,9 \times 100 = 11,38\% . \quad (3.5)$$

Така модель недостатньо добре відображає реальність, оскільки за даними [110], ефективність засвоєння сонячної енергії в реальних (польових) умовах мікроводоростями під час культивування їх у відкритих ємкостях переважно коливається в інтервалі 3–6 %. Таке зниження ефективності досягається додатковими втратами енергії на нічне дихання, фотоінгібування тощо.

Розглянемо вплив інтенсивності освітлення культурального середовища на продуктивність культивування, використовуючи енергетичний баланс фотосинтезу [18-12]. Добову продуктивність за біомасою з одиниці площі водойми культивування $\Pi_{\text{біом}}$ визначимо за формулою

$$\Pi_{\text{біом}} = \frac{I_{\text{опром}}}{E_{\text{біом}}} \times k_{\text{пер}} \times k_{\text{конв}} , \text{ (кг/м}^2 \cdot \text{добу)}, \quad (3.6)$$

де $I_{\text{опром}}$ – енергія сонячної радіації, що падає на одиницю площі у місці розташування водойми з культуральною рідиною та мікроводоростями (Дж/м²·добу);

$E_{\text{біом}}$ – кількість енергії, що запасється в одиниці маси мікрводоростей, що культивуються (Дж/кг);

$k_{\text{пер}}$ – коефіцієнт, що враховує ефективність передавання енергії сонячного випромінювання особинам мікрводоростей;

$k_{\text{конв}}$ – коефіцієнт, що враховує ефективність конверсії енергії отриманого сонячного випромінювання особинами мікрводоростей у біомасу.

Коефіцієнт ефективності передавання енергії визначимо за формулою

$$k_{\text{пер}} = k_{\text{розп}} \times k_{\text{плоц}} \times k_{\text{фотосинт}} \times k_{\text{абс}}, \quad (3.7)$$

де $k_{\text{розп}}$ – коефіцієнт, що враховує ефективність розповсюдження сонячного світла через культуральне середовище (розсіювання на шляху);

$k_{\text{плоц}}$ – коефіцієнт, що враховує ефективність використання площі падіння сонячного випромінювання (відношення робочої поверхні культуральної рідини до усїєї поверхні опромінення);

$k_{\text{фотосинт}}$ – коефіцієнт, що враховує частину сонячного випромінювання, що припадає на спектр, активний під час фотосинтезу;

$k_{\text{абс}}$ – коефіцієнт абсорбції світла мікрводоростями.

Коефіцієнт конверсії енергії отриманого сонячного випромінювання у біомасу може бути визначений за формулою

$$k_{\text{конв}} = k_{\text{погл.фотон}} \times k_{\text{засв.фотон}} \times (1 - k_{\text{дих}}), \quad (3.8)$$

де $k_{\text{погл.фотон}}$ – коефіцієнт, що враховує ефективність поглинання фотонів випромінювання у процесі фотосинтезу;

$k_{\text{засв.фотон}}$ – коефіцієнт, що враховує ефективність засвоєння енергії фотонів у процесі фотосинтезу;

$k_{дох}$ – коефіцієнт врахування частини енергії, що витрачається у темний період доби для забезпечення процесу нічного дихання.

Теоретично, за оптимальних умов, клітини мікродоростей можуть засвоювати практично усі фотони, що їх досягають. Тобто $k_{засв.фотон}$ має наближатись до одиниці. Проте, такі несприятливі умови, як високий рівень освітленості, відхилення від оптимальної температури, за яких посилюються ефекти фотоінгібування, знижують значення цього коефіцієнта. За підвищеної температури поглинуті фотони, навіть за досить високих значень $k_{погл.фотон}$ можуть знову випромінюватися клітинами мікродоростей у НПС як теплове випромінювання. За занадто інтенсивного освітлення поглинуті фотони можуть здійснювати руйнівний вплив на клітини.

Можна стверджувати, що рівень ефективності засвоєння фотонів залежить від рівня освітленості, температури середовища та інших умов. Особливо значний вплив на цей показник здійснює рівень освітлювання.

Процес фотосинтезу характеризується поняттям насичення. З огляду на рівень освітлення, насиченням називають такий його рівень, за якого інтенсивність фотосинтезу досягає найбільшого значення.

Залежність інтенсивності фотосинтезу від інтенсивності освітлення в цілому є логарифмічною. Пряма залежність спостерігається лише за низьких інтенсивностей освітлення. Зі збільшенням освітленості, фотосинтез посилюється.

Проте, зі збільшенням інтенсивності освітлення понад інтенсивність насичення, для багатьох штамів мікродоростей інтенсивність фотосинтезу зменшується.

У більшості випадків світлове насичення досягається за густини потоку фотонів $200 \cdot 10^{-6}$ моль/м²·сек (92,5 Вт/м²) [111].

Коефіцієнт ефективності засвоєння енергії фотонів визначимо за формулою

$$k_{засв.фот} = \frac{I_{насич}}{I_{пад}} \times \left[\ln \left(\frac{I_{пад}}{I_{насич}} \right) + 1 \right] \quad (3.9)$$

де $I_{насих}$ – густина насичення фотосинтетично активної радіації опромінюваного світла (моль/м²·сек);

$I_{пад}$ – густина фотосинтетично активної радіації падаючого світла (моль/м²·сек).

Відповідно до формули 3.9 залежність коефіцієнта $k_{засв.фотон}$ від співвідношення густин падаючого випромінювання та випромінювання насичення $\frac{I_{пад}}{I_{насих}}$ має логарифмічний характер. Графічно у звичайних координатах (не логарифмічних) цю залежність наведено на рисунку 3.4.

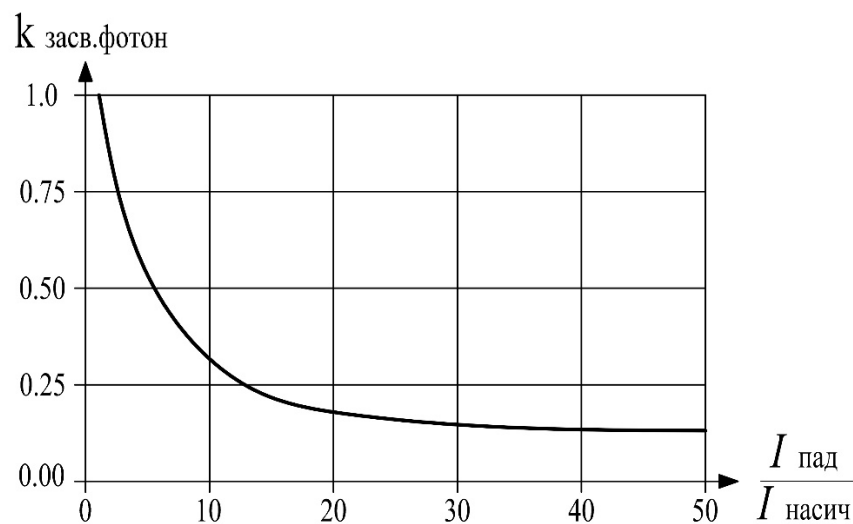


Рисунок 3.4. Залежність коефіцієнта ефективності засвоєння енергії фотонів від співвідношення густин падаючого випромінювання та випромінювання насичення

Така залежність справедлива тільки для умови, коли $\frac{I_{пад}}{I_{насих}} \geq 1$. Тобто коли густина падаючого випромінювання не менше густини насичення. З наближенням відношення $\frac{I_{пад}}{I_{насих}}$ до одиниці, $k_{засв.фотон}$ зростає до одиниці. У діапазоні, коли $\frac{I_{пад}}{I_{насих}}$

< 1 , зі зменшенням значення цього співвідношення значення $k_{засв.фотон}$ стрімко зменшується, що не відповідає експериментальним даним, відповідно до яких, за малих значень густини опромінення цей коефіцієнт залишається близьким до одиниці. Тому формулу 3.9 доцільно використовувати тільки за умови $\frac{I_{над}}{I_{насич}} \geq 1$.

Добову продуктивність за синтезом ліпідів з одиниці площі водойми Π_{lin} визначимо за формулою

$$\Pi_{lin} = \frac{k_{lin} \times \Pi_{биом}}{\rho_{lin}} \text{ (л/м}^2 \cdot \text{добу)}, \quad (3.10)$$

де k_{lin} – коефіцієнт, що враховує вміст ліпідів у біомасі мікробіодоростей, що можуть бути використані для виробництва готової продукції (наприклад біопалива);

ρ_{lin} – густина ліпідів (кг/л).

За даними NASA, що є усередненими на підставі 20 річних спостережень за рівнем освітленості території України, середньомісячний рівень сонячної радіації у основних регіонах України наведено у таблиці 3.9.

Розрахуємо продуктивність протягом року за біомасою та продуктивністю за ліпідами під час культивування мікробіодоростей за умов здійснення процесу у Київській області. Розрахуємо продуктивність культивування у липні місяці.

Продуктивність мікробіодоростей за біомасою визначаємо за формулою 3.6. Для цього переводимо інтенсивність опромінення у Дж/м²·добу. Для липня місяця $I_{опром} = 5,25 \text{ кВт} \cdot \text{год/м}^2 \cdot \text{добу} = 18,9 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2 \cdot \text{добу}$. Кількість енергії, що запасується в одиниці маси мікробіодоростей, що культивуються, прийнято $E_{биом} = 14,21 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ [108].

Коефіцієнт, що враховує ефективність передавання енергії сонячного випромінювання особинам мікробіодоростей, визначений за формулою 3.7, складе

$$k_{пер} = 0,98 \times 0,98 \times 0,458 \times 1,0 = 0,44.$$

У цій формулі $k_{розн}$ прийнято 0,98 та $k_{площ}$ прийнято 0,98 як для відкритих ємкостей [109], $k_{фотосинт}$ прийнято 0,458 [113], $k_{абс}$ – прийнято 1,0 [110].

Таблиця 3.9

Середній місячний рівень сонячної радіації $I_{опром}$ у регіонах України,
кВт·год/м²·добу [112]

Регіон	Місяць											
	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12
Київська область	1,07	1,87	2,95	3,96	5,25	5,22	5,25	4,67	3,12	1,94	1,02	0,86
Львівська область	1,08	1,83	2,82	3,78	4,67	4,83	4,83	4,45	3,00	1,85	1,06	0,83
Полтавська область	1,18	1,96	3,05	4,00	5,40	5,44	5,51	4,87	3,42	2,11	1,15	0,91
Дніпровська область	1,21	1,99	2,98	4,05	5,55	5,57	5,70	5,08	3,66	2,27	1,20	0,96
Одеська область	1,25	2,11	3,08	4,38	5,65	5,85	6,04	5,33	3,93	2,52	1,36	1,04

Коефіцієнт конверсії енергії отриманого сонячного випромінювання у біомасу визначаємо за формулою 3.8. Для цього попередньо визначаємо коефіцієнт ефективності засвоєння енергії фотонів за формулою 3.9, він складе

$$k_{засв.фот} = \frac{200 \cdot 10^6}{460,9 \cdot 10^6} \times \left[\ln \left(\frac{460,9 \times 10^6}{200 \times 10^6} \right) + 1 \right] = 0,79.$$

У цій формулі $I_{насич}$ прийнято $200 \cdot 10^{-6}$ моль/м²·сек [18-13], $I_{над}$ виражено у відповідних одиницях $I_{над} = 5,25$ кВт·год/м²·добу = $460,9 \cdot 10^{-6}$ моль/м²·сек. Таким чином коефіцієнт конверсії складе

$$k_{конв} = 0,269 \times 0,79 \times (1 - 0,2) = 0,170.$$

Тут $k_{погл.фотон} = 0,269$ (див. розрахунок ефективності перетворення енергії ФАВ у вуглеводні $\epsilon_{ФАВ \rightarrow C_m(H_2O)_n}$, формула 3.3), $k_{дох}$ прийнято 0,2 [110].

Для помісячного розрахунку $k_{засв.фотон}$ застосовуємо формулу 3.9 тільки для місяців з березня по вересень, коли задовольняється умова $\frac{I_{над}}{I_{насич}} \geq 1$. Для решти місяці приймаємо $k_{засв.фотон} = 0,99$.

Продуктивність мікроводоростей за біомасою, визначена за формулою 3.6, складе

$$P_{біом} = \frac{18,9 \times 10^6}{14,21 \times 10^6} \times 0,44 \times 0,170 = 99,5 \cdot 10^{-3}, \text{ (кг/м}^2 \cdot \text{добу)}.$$

Продуктивність за синтезом ліпідів визначаємо за формулою 3.10, вона складе

$$P_{лін} = \frac{0,2 \times 99,5 \times 10^{-3}}{0,85} = 23,41 \cdot 10^{-3}, \text{ (л/м}^2 \cdot \text{добу)}.$$

У цій формулі коефіцієнт вмісту ліпідів у біомасі, що можуть бути використані $k_{лін}$, прийнято 0,2, що є одним з найнижчих, враховуючи дані джерел [114 – 117], густину виділеної з біомаси олії (ліпідів) $\rho_{лін}$ прийнято 0,85 кг/л [118]. Результати розрахунку для решти місяців року зводимо до таблиці 3.10.

Результати розрахунку масової та ліпідної продуктивності культивування для інших регіонів України зводимо до таблиць 3.11 – 3.14.

Таблиця 3.10

Розрахунок помісячної продуктивності культивування мікродоростей
в умовах Київської області

Місяць	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{кВт}\cdot\text{год}}{\text{м}^2\cdot\text{добу}}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$I_{\text{ФСА'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$k_{\text{засв.фотон}}$	$k_{\text{конв}}$	$P_{\text{біом}}$	$P_{\text{ліп}}$
Січень	1,07	44,58	205,1	93,9	0,99	0,213	25,4	5,98
Лютий	1,87	77,92	358,4	164,1	0,99	0,213	44,4	10,45
Березень	2,95	122,92	565,4	258,9	0,97	0,209	68,7	16,16
Квітень	3,96	165,00	759,0	347,6	0,90	0,194	85,6	20,14
Травень	5,25	218,75	1006,3	460,9	0,79	0,170	99,5	23,41
Червень	5,22	217,50	1000,5	458,2	0,80	0,172	100,1	23,55
Липень	5,25	218,75	1006,3	460,9	0,79	0,170	99,5	23,41
Серпень	4,67	194,58	895,1	409,9	0,84	0,181	94,2	22,16
Вересень	3,12	130,00	598,0	273,9	0,96	0,207	72,0	16,90
Жовтень	1,94	80,83	371,8	170,3	0,99	0,213	46,1	10,84
Листопад	1,02	42,50	195,5	89,5	0,99	0,213	24,2	5,69
Грудень	0,86	35,83	164,8	75,5	0,99	0,213	20,4	4,80

Таблиця 3.11

Розрахунок помісячної продуктивності культивування мікродоростей
в умовах Львівської області

Місяць	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{кВт}\cdot\text{год}}{\text{м}^2\cdot\text{добу}}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$I_{\text{ФСА'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$k_{\text{засв.фото}}$	$k_{\text{конв}}$	$P_{\text{біом}}$	$P_{\text{ліп}}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Січень	1.08	45.00	207,0	94,8	0,99	0,213	25,6	6,02
Лютий	1.83	76.25	350,8	160,6	0,99	0,213	43,5	10,23
Березень	2.82	117.50	540,5	247,5	0,98	0,211	66,3	15,60

Продовження таблиці 3.11

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Квітень	3.78	157.50	724,5	331,8	0,90	0,194	81,7	19,22
Травень	4.67	194.58	895,1	409,9	0,84	0,181	94,2	22,16
Червень	4.83	201.25	925,8	424,0	0,82	0,176	94,8	22,31
Липень	4.83	201.25	925,8	424,0	0,82	0,176	94,8	22,31
Серпень	4.45	185.42	852,9	390,6	0,85	0,183	90,8	21,36
Вересень	3.00	124.99	574,9	263,3	0,97	0,209	69,9	16,38
Жовтень	1.85	77.08	354,6	162,4	0,99	0,213	43,9	10,33
Листопад	1.06	44.17	203,2	93,1	0,99	0,213	25,2	5,93
Грудень	0.83	34.58	159,1	72,9	0,99	0,213	19,7	4,64

Таблиця 3.12

Розрахунок помісячної продуктивності культивування мікродоростей
в умовах Полтавської області

Місяць	$I_{\text{опром}'}$ $\frac{\text{кВт}\cdot\text{год}}{\text{м}^2\cdot\text{добу}}$	$I_{\text{опром}'}$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	$I_{\text{опром}'}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$I_{\text{ФСА}'}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$k_{\text{засв.фото}}$	$k_{\text{конв}}$	$P_{\text{біом}}$	$P_{\text{ліп}}$
Січень	1,18	49,17	226,18	103,6	0,99	0,213	28,0	6,59
Лютий	1,96	81,67	375,68	172,1	0,99	0,213	46,5	10,95
Березень	3,05	127,08	584,57	267,7	0,96	0,208	70,7	16,64
Квітень	4,00	166,67	766,68	351,1	0,89	0,192	85,6	20,14
Травень	5,40	224,99	1034,95	474,0	0,79	0,169	101,7	23,93
Червень	5,44	226,67	1042,68	477,5	0,78	0,168	101,9	23,97
Липень	5,51	229,58	1056,07	483,7	0,78	0,168	103,2	24,28
Серпень	4,87	202,92	933,43	427,5	0,82	0,177	96,1	22,61
Вересень	3,42	142,50	655,50	300,2	0,94	0,202	77,0	18,12
Жовтень	2,11	87,92	404,43	185,2	0,99	0,213	50,1	11,79
Листопад	1,15	47,91	220,39	100,9	0,99	0,213	27,3	6,42
Грудень	0,91	37,92	174,43	79,9	0,99	0,213	21,6	5,08

Таблиця 3.13

Розрахунок помісячної продуктивності культивування мікродоростей
в умовах Дніпровської області

Місяць	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{кВт}\cdot\text{год}}{\text{м}^2\cdot\text{добу}}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$I_{\text{ФСА'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$k_{\text{засв.фото}}$	$k_{\text{конв}}$	$\Pi_{\text{біом}}$	$\Pi_{\text{ліп}}$
Січень	1,21	50,42	231,93	106,2	0,99	0,213	28,7	6,76
Лютий	1,99	82,92	381,43	174,7	0,99	0,213	47,2	11,12
Березень	2,98	124,17	571,18	261,6	0,97	0,209	69,4	16,34
Квітень	4,05	168,75	776,25	355,5	0,87	0,191	86,2	20,29
Травень	5,55	231,25	1063,75	487,2	0,78	0,167	103,3	24,31
Червень	5,57	232,08	1067,57	488,9	0,77	0,167	103,7	24,40
Липень	5,70	237,50	1092,50	500,4	0,76	0,165	104,8	24,67
Серпень	5,08	211,67	973,68	445,9	0,81	0,174	98,5	23,18
Вересень	3,66	152,50	701,50	321,3	0,92	0,197	80,4	18,91
Жовтень	2,27	94,58	435,07	199,3	0,99	0,213	53,9	12,68
Листопад	1,20	50,00	230,00	105,3	0,99	0,213	28,5	6,70
Грудень	0,96	40,00	184,00	84,3	0,99	0,213	22,8	5,36

Таблиця 3.14

Розрахунок помісячної продуктивності культивування мікродоростей
в умовах Одеської області

Місяць	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{кВт}\cdot\text{год}}{\text{м}^2\cdot\text{добу}}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2}$	$I_{\text{опром'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$I_{\text{ФСА'}}$ $\frac{\text{мкмоль}}{\text{м}^2\cdot\text{сек}}$	$k_{\text{засв.фото}}$	$k_{\text{конв}}$	$\Pi_{\text{біом}}$	$\Pi_{\text{ліп}}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Січень	1,25	52,08	239,57	109,7	0,99	0,213	29,7	6,98
Лютий	2,11	87,92	404,43	185,2	0,99	0,213	50,1	11,79
Березень	3,08	128,33	590,32	270,4	0,96	0,207	71,1	16,72

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Квітень	4,38	182,50	839,50	384,5	0,86	0,185	90,3	21,25
Травень	5,65	235,42	1082,93	495,9	0,77	0,165	103,9	24,45
Червень	5,85	243,75	1121,25	513,5	0,76	0,163	106,3	25,01
Липень	6,04	251,67	1157,68	530,2	0,74	0,160	107,7	25,35
Серпень	5,33	222,08	1021,57	467,9	0,79	0,170	101,0	23,77
Вересень	3,93	163,75	753,25	344,9	0,90	0,193	84,5	19,89
Жовтень	2,52	104,99	482,95	221,2	0,99	0,213	59,8	14,08
Листопад	1,36	56,67	260,68	119,4	0,99	0,213	32,3	7,60
Грудень	1,04	43,33	199,32	91,3	0,99	0,213	24,7	5,81

Графічно масову продуктивність помісячно для регіонів України наведено на рисунку 3.5. Річну масові та ліпідну продуктивність наведено на рисунку 3.6.

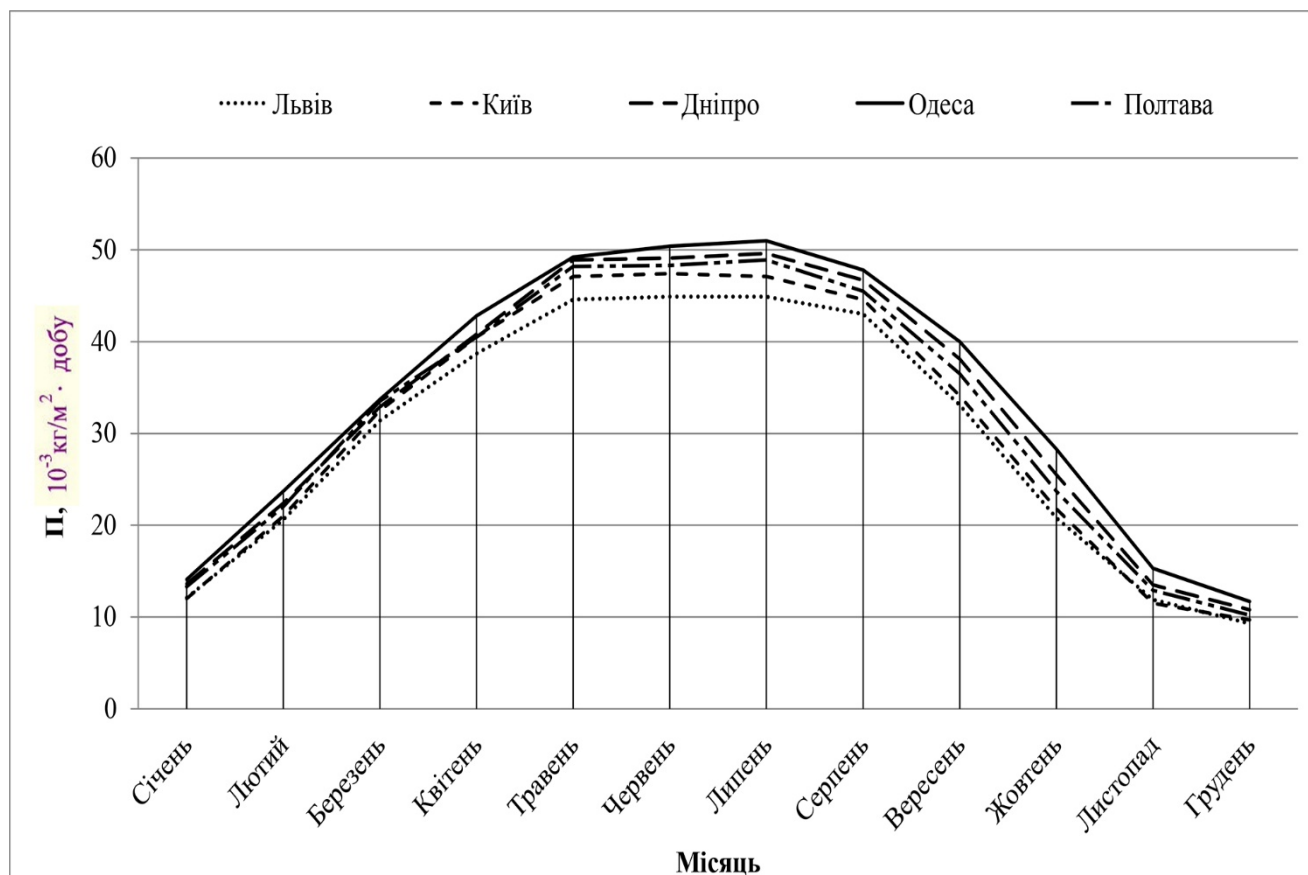


Рисунок 3.5. Масова продуктивність культивування мікробіодрождь в регіонах України

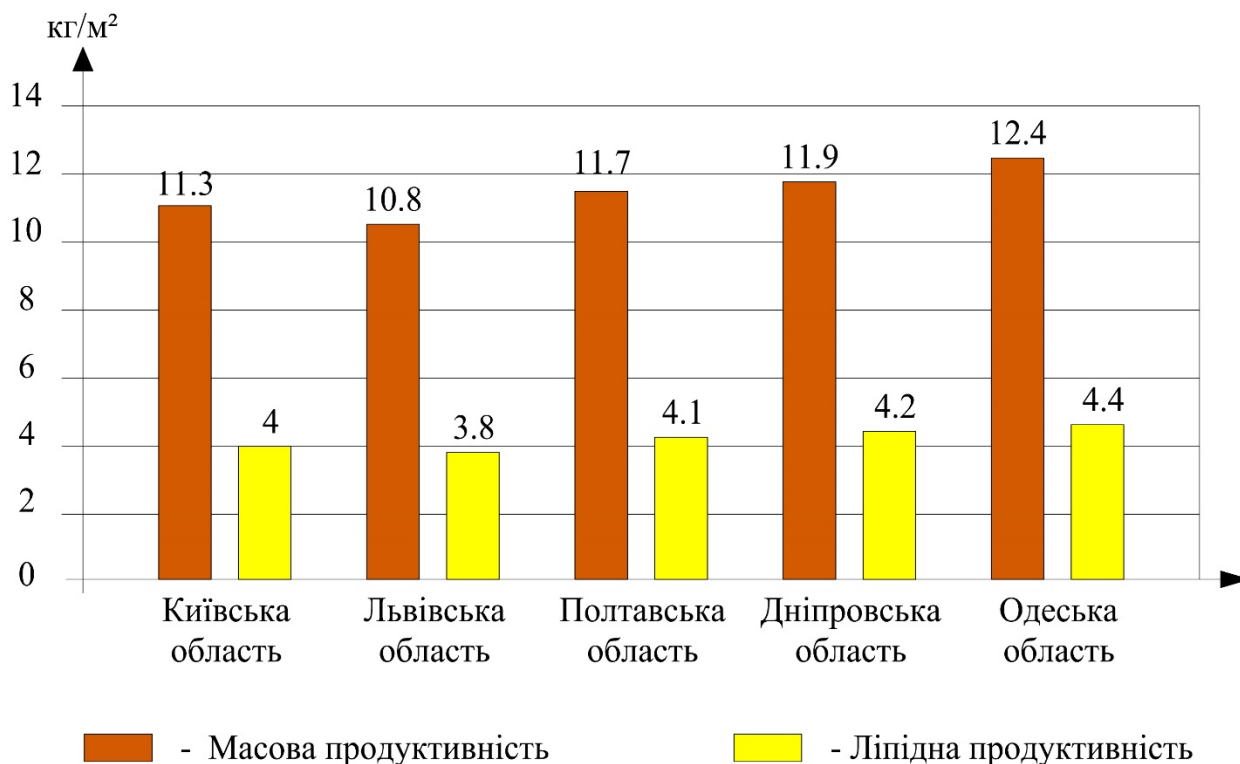


Рисунок 3.6. Річна масова та ліпідна продуктивність культивування мікробіодоростей в регіонах України, кг/м²

3.5. Оцінювання економічної ефективності культивування мікробіодоростей для виробництва біопалива

Оцінимо затрати на культивування мікробіодоростей та виробництво з них біопалива в енергетичних одиницях у порівнянні з можливістю отримання енергії від використання виробленого біопалива за традиційними технологіями. Також розглянемо баланс вуглекислого газу протягом виробництва та спалювання біопалива.

Енергетичний баланс культивування та виробництва біопалива

Традиційна технологія виробництва біодизелю з мікробіодоростей включає культивування, збирання врожаю, зневоднення та сушіння біомаси, вилучення олій з біомаси, як правило, за допомогою гексану, процес трансестерифікації та

подальша переробка з отриманням метилестерів та гліцеролу. Залишкова біомаса (після відбирання олій) містить значну частину органічних сполук і може бути використана для виробництва біогазу. Це значно підвищує енергетичну цінність мікроводоростей. Оцінювання енергетичної ефективності проведено відповідно до схеми, наведеної на рисунку 3.7.

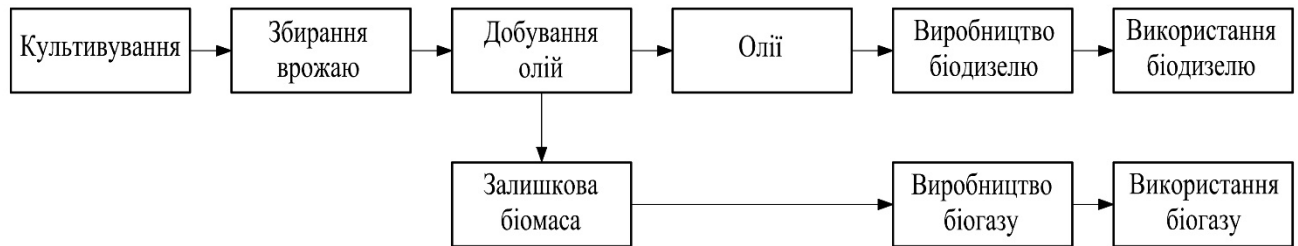


Рисунок 3.7. Схема виробництва біопалива з мікроводоростей

Для забезпечення процесів культивування необхідними є затрати енергії, перш за все електроенергії. За умови застосування існуючих технологій, питома витрата електроенергії на одиницю площі культиватора під час культивування у відкритих фотобіореакторах складає біля 1 Вт/м². Під час культивування у закритих фотобіореакторах витрата електроенергії складає 100 Вт/м³ корисної ємкості фотобіореактора [119]. Для співставлення енергетичних витрат для відкритого в закритого фодобіореакторів потрібно пито мітрати привести до однакових одиниць. Враховуючи той факт, що товщина шару культуральної рідини у сучасних фотобіореакторів складає не більше $20 \cdot 10^{-2} \dots 30 \cdot 10^{-2}$ м (для забезпечення достатньої освітленості мікроводоростей), приймаємо, що одному метру кубічному культуральної рідини відповідає 5 метрів квадратних площі культиватора (товщина шару рідини $20 \cdot 10^{-2}$ м). Тобто співвідношення між площинною та об'ємною питомою витратою електроенергії на культивування складає

$$W_{культ}^{плоч} = 0,05 \cdot W_{культ}^{об'ємн}, \quad (3.11)$$

Де $W_{культ}^{площ}$ – питомі площинні витрати електроенергії на культивування, Вт/м²;

$W_{культ}^{об'ємн}$ – питомі об'ємні витрати електроенергії на культивування, Вт/м³.

Відповідно питомі площинні витрати електроенергії для закритих фодобіореакторів складуть $W_{закриті\ ФБР}^{площ} = 0,05 \times 100 = 5$, Вт/м².

Після закінчення культивування клітини мікроводоростей мають бути зібрані і піддані зневодненню. У процесі зневоднення видаляється переважно міжклітинна рідина (біля 90%), а переважна більшість внутрішньоклітинної рідини (більше 80%) залишається. Для збирання мікроводоростей можна використовувати фільтрування або центрифугування. Оскільки необхідність зневоднення мікроорганізмів часто виникає в різних сферах господарської діяльності, на ринку є достатня кількість обладнання для виконання цього процесу. *Фільтр-преси* є одним з найбільш розповсюджених типів обладнання для порівняно невеликих об'ємів зневоднення, наприклад для зневоднення осадів СВ [120]. Головна складність під час експлуатації такого обладнання це те, що на фільтруючій тканині утворюється kek високої щільності, який важко з неї видаляти. Можна виділити два шляхи вирішення цієї проблеми. *Перший* – створення конструкцій фільтрів, у яких створюються сили, направлені тангенційно до площини фільтрування, і які запобігають налипанню кеку на фільтрувальній тканині [121]. *Другий* – фільтрування через фільтрувальні тканини у вигляді неперервних стрічок з неперервним видаленням кеку, що налипає [122].

Для середніх та великих об'ємів одним з найбільш ефективних методів зневоднення можна вважати *центрифугування*. Але ефективність цього методу суттєво залежить від розміру клітин мікроорганізмів та особливо від їх питомої ваги. Центрифугування є ефективним для збирання врожаю під час вирощування дріжджів, питома вага яких складає біля 1,1 кг/м³. Питома вага мікроводоростей залежить від вмісту олій у їх клітинах і може бути близькою, і навіть меншою ніж питома вага води. Це суттєво ускладнює центрифугування. Останнім часом для збирання мікроводоростей застосовують центрифуги зі стековими дисками [119].

Їх виробники декларують досить низькі питомі експлуатаційні витрати електроенергії (менше 1 кВт·год/м³).

Для полегшення процесу зневоднення, можна здійснювати попереднє ущільнення культурального середовища з мікрводростями, використовуючи флокуляцію. Як флокулянти можуть використовуватися різні мінеральні солі (сульфат алюмінію, хлорид заліза тощо). Але додавання таких речовин може у подальшому ускладнювати зневоднення, є дорогим, та може негативно впливати на НПС [123].

Замість додавання флокулянтів можна використовувати автоматичну флокуляцію шляхом припинення аерації та швидкої зміни рН середовища. Такий метод не має згаданих попередньо недоліків [124].

Споживання електроенергії декларується всіма виробниками обладнання з прив'язкою до 1 м³ переробленого культурального середовища. Проте, це не можна вважати задовільним показником для вирощування мікрводростей. Набагато кориснішим показником є витрати енергії на 1 кг сухої біомаси. З огляду на це та на задекларовані енергозатрати виробниками, затрати енергії на одиницю сухої біомаси можуть відрізнятися залежно від способу і технології культивування. Відповідно до даних [123] середні значення енергетичних затрат приведених до 1 м³ культурального середовища складають:

- фільтр-преси – $1,8 \cdot 10^6$ Дж/м³ (ступінь зневоднення 80%);
- центрифугування – $3,6 \cdot 10^6 \dots 14,4 \cdot 10^6$ Дж/м³ (ступінь зневоднення 90%).

Полегшення зневоднення може досягатися також біологічними методами, наприклад культивуванням на біоплівці або з використанням спеціальних гелів [125], з яких клітини мікрводоростей видаляються легше.

Мікрводорості містять переважно два види ліпідів: полярні та нейтральні. Полярні включають переважно фосфоліпиди та гліколіпиди. Нейтральні включають моногліцериди, дигліцериди, тригліцериди, ізопреноїди, парфіни тощо. Вміст останніх у біомасі збільшується за стресових умов (недостатня кількість азоту у культуральному середовищі) і є бажаними компонентами для

виробництва біопалива [126]. Загалом світовий досвід свідчить, що за створення умов культивування, коли вміст ліпідів у біомасі росте, сам приріст біомаси зменшується [127]. Для усунення такого протиріччя *необхідним є розроблення специфічних технологій культивування з розділенням усього процесу у просторі на фази: початкові – з оптимальними умовами для приросту біомаси; кінцеві – з оптимальними умовами для збільшення у біомасі вмісту ліпідів*. Ефективність видалення олій із зневодненої біомаси мікроводоростей складає 90%.

Енергія, необхідна на добування олій із зневодненої біомаси за великих об'ємів виробництва, може бути прийнята за аналогом добування ріпакової олії з початкової біомаси. За даними [128] середні питомі витрати на один кілограм отриманої олії складають: $0,35 \cdot 10^6$ Дж/кг електричної енергії і $1,75 \cdot 10^6$ Дж/кг теплової енергії.

Енергетична ефективність перероблення отриманих з мікроводоростей олій у біодизель складає 90%. За великих об'ємів виробництва середні питомі енергетичні витрати на виробництво одного кілограму біодизеля можна оцінити також за існуючими традиційними технологіями [128]: $0,043 \cdot 10^6$ Дж/кг електричної енергії і $0,75 \cdot 10^6$ Дж/кг теплової енергії.

Енергетична ефективність перероблення залишкової біомаси мікроводоростей (після видалення олій) у біогаз складає 90%. За великих об'ємів виробництва середні питомі енергетичні витрати на виробництво одного нормального кубічного метра біогазу, оцінені за існуючими традиційними технологіями складають [128]: $0,48 \cdot 10^6$ Дж/м³ електричної енергії і $1,5 \cdot 10^6$ Дж/м³ теплової енергії.

Розрахуємо можливу річну кількість отриманої енергії біопалива з одного квадратного метра культиватора для середніх погодних умов України під час використання фотобіореакторів відкритого і закритого типів.

Відповідно до попереднього розрахунку кількість біомаси мікроводоростей, що може бути отримана з одного квадратного метра культиватора у середньому по Україні складає $11,26$ кг/м² у рік під час культивування у закритому

фотобіореакторі і $3,22 \text{ кг/м}^2$ у рік під час культивування у відкритому фотобіореакторі.

За умови використання центрифугування з ефективністю 90% для збирання урожаю річна кількість зібраної біомаси складе:

$$P_{\text{центрифуг}}^{\text{біом}} = 0,9 \times P_{\text{отрим}}^{\text{біом}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.12)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{\text{центрифуг}}^{\text{біом. закр. ФБР}} = 0,9 \times 11,26 = 10,13 \text{ кг/м}^2$;
- для відкритого ФБР $P_{\text{центрифуг}}^{\text{біом. відкр. ФБР}} = 0,9 \times 3,22 = 2,90 \text{ кг/м}^2$.

За умови вмісту олій у біомасі мікроводоростей на рівні 50% їх кількість у зібраній центрифугуванням біомасі складе:

$$P_{\text{центрифуг}}^{\text{олій}} = 0,5 \times P_{\text{центрифуг}}^{\text{біомас}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.13)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{\text{центрифуг}}^{\text{олій. закр. ФБР}} = 0,5 \times 10,13 = 5,06, \text{ кг/м}^2$;
- для відкритого ФБР $P_{\text{центрифуг}}^{\text{олій. відкр. ФБР}} = 0,5 \times 2,90 = 1,45, \text{ кг/м}^2$.

За умови ефективності відокремлення олій з біомаси мікроводоростей на рівні 90% кількість отриманої олії як сировини для виробництва біодизелю складе:

$$P_{\text{сировин}}^{\text{олій}} = 0,9 \times P_{\text{центрифуг}}^{\text{олій}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.14)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{\text{сировин}}^{\text{олій. закр. ФБР}} = 0,9 \times 5,06 = 4,56, \text{ кг/м}^2$;
- для відкритого ФБР $P_{\text{сировин}}^{\text{олій. відкр. ФБР}} = 0,9 \times 1,45 = 1,30, \text{ кг/м}^2$.

За умови ефективності перероблення сировинної олії у біодизель на рівні 90% кількість отриманого біодизелю складе:

$$P_{\text{біодиз}} = 0,9 \times P_{\text{сировин}}^{\text{олій}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.15)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{\text{біодиз}}^{\text{закр. ФБР}} = 0,9 \times 4,56 = 4,10$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $P_{\text{біодиз}}^{\text{відкр. ФБР}} = 0,9 \times 1,30 = 1,17$, кг/м².

Враховуючи, що теплота згорання біодизеля складає $37 \cdot 10^6$ Дж/кг, кількість потенційно отриманої енергії, запасеної у біодизелі складе:

$$E_{\text{біодиз}} = 37 \cdot 10^6 \times P_{\text{біодиз}}, \text{ Дж/м}^2. \quad (3.16)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $E_{\text{біодиз}}^{\text{закр. ФБР}} = 37 \cdot 10^6 \times 4,10 = 151,80 \cdot 10^6$ Дж/м²;
- для відкритого ФБР $E_{\text{біодиз}}^{\text{відкр. ФБР}} = 37 \cdot 10^6 \times 1,17 = 43,29 \cdot 10^6$ Дж/м².

Після відокремлення олій кількість залишкової біомаси, що може використовуватися як сировина для виробництва біогазу складе:

$$P_{\text{біом. залишк.}} = P_{\text{центрифуг}}^{\text{біом}} - P_{\text{сировин}}^{\text{олій}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.17)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{\text{біом. залишк.}}^{\text{закр. ФБР}} = 10,13 - 4,56 = 5,57$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $P_{\text{біом. залишк.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 2,90 - 1,30 = 1,60$, кг/м².

Враховуючи, що теплота згорання залишкової біомаси складає $23 \cdot 10^6$ Дж/кг [128], кількість потенційно отриманої енергії, запасеної у залишковій біомасі складе:

$$E_{\text{біом. залишк.}} = 23 \cdot 10^6 \times P_{\text{біом. залишк.}}, \text{ Дж/м}^2. \quad (3.18)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $E_{\text{біом. залишк.}}^{\text{закр. ФБР}} = 23 \cdot 10^6 \times 5,57 = 128,11 \cdot 10^6$ Дж/м²;

- для відкритого ФБР $E_{\text{біом. залишк.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 23 \cdot 10^6 \times 1,60 = 36,80 \cdot 10^6$ Дж/м².

За умови ефективності перероблення залишкової біомаси у біогаз на рівні 90% кількість потенційно отриманої енергії, запасеної у біогазі складе:

$$E_{\text{біогаз}} = 0,9 \times E_{\text{біом. залишк.}}, \text{ Дж/м}^2. \quad (3.19)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $E_{\text{біогаз}}^{\text{закр. ФБР}} = 0,9 \times 128,11 \cdot 10^6 = 115,30 \cdot 10^6$ Дж/м²;
- для відкритого ФБР $E_{\text{біогаз}}^{\text{відкр. ФБР}} = 0,9 \times 36,80 \cdot 10^6 = 33,12 \cdot 10^6$ Дж/м².

Враховуючи, що середня теплота згорання біогазу складає $20 \cdot 10^6$ Дж/м³, кількість потенційно отриманого біогазу з залишкової біомаси складе:

$$P_{\text{біогаз}} = \frac{E_{\text{біом. залишк.}}}{20}, \text{ м}^3/\text{м}^2. \quad (3.20)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{\text{біогаз}}^{\text{закр. ФБР}} = \frac{115,30}{20} = 5,77$, м³/м²;
- для відкритого ФБР $P_{\text{біогаз}}^{\text{відкр. ФБР}} = \frac{33,12}{20} = 1,66$, м³/м².

Загальна кількість потенційно отриманої енергії запасеної в енергоносіях, виготовлених з культивованих мікрроводоростей складе:

$$E_{\text{запас. МКВ.}} = E_{\text{біодиз}} + E_{\text{біогаз}}, \text{ Дж/м}^2. \quad (3.21)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $E_{\text{запас. МКВ.}}^{\text{закр. ФБР}} = (151,80 + 115,30) \cdot 10^6 = 267,10 \cdot 10^6$ Дж/м²;
- для відкритого ФБР $E_{\text{запас. МКВ.}}^{\text{відкр. ФБР}} = (43,29 + 33,12) \cdot 10^6 = 76,41 \cdot 10^6$ Дж/м².

Розрахуємо необхідну річну кількість енергії приведеної до одного квадратного метра культиватора, яку необхідно затратити для культивування мікроводоростей та виробництва з них біопалива під час використання у фотобіореакторах відкритого і закритого типів для середніх погодних умов України.

Середні затрати електричної енергії для культивування приймаємо $e_{ел.культив.сер}^{закр.ФБР} = 5 \text{ Вт/м}^2$ ($5 \text{ Дж/с}\cdot\text{м}^2$) для закритих ФБР і $e_{ел.культив.сер}^{відкр.ФБР} = 1 \text{ Вт/м}^2$ ($1 \text{ Дж/с}\cdot\text{м}^2$) для відкритих ФБР. Таким чином річні витрати електроенергії на культивування визначаються за формулою:

$$e_{ел.культив.} = e_{ел.культив.сер} \times 3600 \times 24 \times 365, \text{ (Дж/м}^2\text{)}. \quad (3.22)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $e_{ел.культив.}^{закр.ФБР} = 5 \times 3600 \times 24 \times 365 = 157,68 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- для відкритого ФБР $e_{ел.культив.}^{відкр.ФБР} = 1 \times 3600 \times 24 \times 365 = 31,54 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$.

Враховуючи, що витрати електроенергії на центрифугування складають $3,6 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^3$ культурального середовища, для визначення питомих витрат для кожного типу реактора необхідно спочатку визначити кількість культурального середовища, що має подаватися на центрифугу з одного квадратного метра культиватора. За даними [128] концентрація сухої біомаси мікроводоростей на виході складає: для закритих ФБР – $K_{біомас.}^{закр.ФБР} = 4 \text{ кг/м}^3$; для відкритих ФБР – $K_{біомас.}^{відкр.ФБР} = 1 \text{ кг/м}^3$. Об'єм культурального середовища для центрифугування з одного квадратного метра культиватора визначимо за формулою:

$$W_{культурал.серед.} = \frac{P_{отрим.біомас.}}{K_{біомас.}}, \text{ (м}^3\text{)}, \quad (3.23)$$

де $P_{отрим.біомас.}$ - кількість отриманої біомаси у кг з одного квадратного метра культиватора.

Таким чином:

- для закритого ФБР $W_{\text{культурал.серед.}}^{\text{закр. ФБР}} = \frac{11,26}{4} = 2,82, \text{ м}^3$;
- для відкритого ФБР $W_{\text{культурал.серед.}}^{\text{відкр. ФБР}} = \frac{3,22}{1} = 3,22, \text{ м}^3$.

Питомі витрати електроенергії на центрифугування визначимо за формулою

$$e_{\text{ел. центрифуг.}} = 3,6 \cdot 10^6 \times W_{\text{культурал.серед.}}, \text{ (Дж/м}^2\text{)}. \quad (3.24)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $e_{\text{ел. центрифуг.}}^{\text{закр. ФБР}} = 3,6 \cdot 10^6 \times 2,82 = 10,15 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- для відкритого ФБР $e_{\text{ел. центрифуг.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 3,6 \cdot 10^6 \times 3,22 = 11,59 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$.

За умови, що середні питомі витрати на один кілограм отриманої олії складають: $e_{\text{ел. відокр. олій}}^{\text{сер. питом}} = 0,35 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ електричної енергії і $e_{\text{тепл. відокр. олій}}^{\text{сер. питом}} = 1,75 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ теплової енергії, її затрати на відокремлення олій визначимо за формулами

$$e_{\text{ел. відокр. олій.}} = 0,35 \cdot 10^6 \times P_{\text{сировин.}}^{\text{олій}}, \text{ Дж/м}^2, \quad (3.25)$$

$$e_{\text{тепл. відокр. олій.}} = 1,75 \cdot 10^6 \times P_{\text{сировин.}}^{\text{олій}}, \text{ Дж/м}^2, \quad (3.26)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $e_{\text{ел. відокр. олій.}}^{\text{закр. ФБР}} = 0,35 \cdot 10^6 \times 4,56 = 1,60 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- $e_{\text{тепл. відокр. олій.}}^{\text{закр. ФБР}} = 1,75 \cdot 10^6 \times 4,56 = 7,98 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- для відкритого ФБР $e_{\text{ел. відокр. олій.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 0,35 \cdot 10^6 \times 1,30 = 0,46 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- $e_{\text{тепл. відокр. олій.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 1,75 \cdot 10^6 \times 1,30 = 2,28 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$.

За умови, що середні питомі витрати на один кілограм отриманого біодизеля складають: $0,043 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ електричної енергії і $0,75 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ теплової енергії, її затрати на виробництво біодизеля з отриманих олій визначимо за формулами

$$e_{\text{ел. виробн.біодиз.}} = 0,043 \cdot 10^6 \times P_{\text{біодиз.}}, \text{ Дж/м}^2, \quad (3.27)$$

$$e_{\text{тепл. виробн.біодиз.}} = 1,75 \cdot 10^6 \times P_{\text{біодиз.}}, \text{ Дж/м}^2, \quad (3.28)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $e_{\text{ел. виробн.біодиз.}}^{\text{закр. ФБР}} = 0,043 \cdot 10^6 \times 4,10 = 0,18 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;

$$e_{\text{тепл. виробн.біодиз.}}^{\text{закр. ФБР}} = 0,75 \cdot 10^6 \times 4,10 = 3,08 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$$
;

- для відкритого ФБР $e_{\text{ел. виробн.біодиз.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 0,043 \cdot 10^6 \times 1,17 = 0,05 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;

$$e_{\text{тепл. виробн.біодиз.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 0,75 \cdot 10^6 \times 1,17 = 0,88 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2.$$

За умови, що середні питомі витрати на виробництво одного нормального кубічного метра біогазу складають: $0,48 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ електричної енергії і $1,5 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$ теплової енергії, її затрати на отримання біогазу з залишкової біомаси мікроводоростей визначимо за формулами

$$e_{\text{ел. виробн.біогаз.}} = 0,48 \cdot 10^6 \times P_{\text{біогаз.}}, \text{ Дж/м}^2, \quad (3.29)$$

$$e_{\text{тепл. виробн.біогаз.}} = 1,50 \cdot 10^6 \times P_{\text{біогаз.}}, \text{ Дж/м}^2, \quad (3.30)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $e_{\text{ел. виробн.біогаз.}}^{\text{закр. ФБР}} = 0,48 \cdot 10^6 \times 5,77 = 2,77 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;

$$e_{\text{тепл. виробн.біогаз.}}^{\text{закр. ФБР}} = 1,50 \cdot 10^6 \times 5,77 = 8,66 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$$
;

- для відкритого ФБР $e_{\text{ел. виробн.біогаз.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 0,48 \cdot 10^6 \times 1,66 = 0,79 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;

$$e_{\text{тепл. виробн.біогаз.}}^{\text{відкр. ФБР}} = 1,50 \cdot 10^6 \times 1,66 = 2,49 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2.$$

Загальна кількість потенційно затраченої електричної та теплової енергії відповідно, затраченої на культивування мікроводоростей і виробництво з них біопалива третього покоління визначиться за формулами:

$$e_{\text{ел.затрач.біопал.}} = e_{\text{ел.культив.}} + e_{\text{ел.центрифуг.}} + e_{\text{ел.відокр.олій}} + e_{\text{ел.виробн.біодиз.}} + e_{\text{ел.виробн.біогаз}}, \text{ Дж/м}^2; \quad (3.31)$$

$$e_{\text{тепл.затрач.біопал.}} = e_{\text{тепл.відокр.олій}} + e_{\text{тепл.виробн.біодиз.}} + e_{\text{тепл.виробн.біогаз}}, \text{ Дж/м}^2. \quad (3.32)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР

$$e_{\text{ел.затрач.біопал.}}^{\text{закр.ФБР}} = (157,68 + 10,15 + 1,60 + 0,18 + 2,77) \cdot 10^6 = 172,38 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2;$$

$$e_{\text{тепл.затрач.біопал.}}^{\text{закр.ФБР}} = (7,98 + 3,08 + 8,66) \cdot 10^6 = 19,72 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2;$$

- для відкритого ФБР

$$e_{\text{ел.затрач.біопал.}}^{\text{відкр.ФБР}} = (31,54 + 11,59 + 0,46 + 0,05 + 0,79) \cdot 10^6 = 44,43 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2;$$

$$e_{\text{тепл.затрач.біопал.}}^{\text{відкр.ФБР}} = (2,28 + 0,88 + 2,49) \cdot 10^6 = 5,65 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2.$$

Графічно енергетичний баланс під час культивування МКВ у закритих ФБР в умовах України наведено на рисунку 3.8, у відкритих ФБР на рисунку 3.9.

Як видно з рисунків 3.8 і 3.9 енергетичний баланс під час культивування в реакторах обох видів є позитивним. Кількість отриманої енергії з виробленим біопаливом у процентному відношенні до енергії, що має бути затрачена на перебіг процесу виробництва визначимо за формулою

$$\delta = \frac{E_{\text{біодиз}} + E_{\text{біогаз}}}{e_{\text{ел.затрач.біопал.}} + e_{\text{тепл.затрач.біопал.}}} \cdot 100\%, \quad \% . \quad (3.33)$$

Таким чином:

$$\text{- для закритого ФБР } \delta^{\text{закр.ФБР}} = \frac{(151,80 + 115,30) \cdot 10^6}{(172,38 + 19,72) \cdot 10^6} \cdot 100 = 139,04 \quad \%;$$

$$\text{- для відкритого ФБР } \delta^{\text{відкр.ФБР}} = \frac{(43,29 + 33,12) \cdot 10^6}{(44,43 + 5,65) \cdot 10^6} \cdot 100 = 152,58 \quad \% .$$

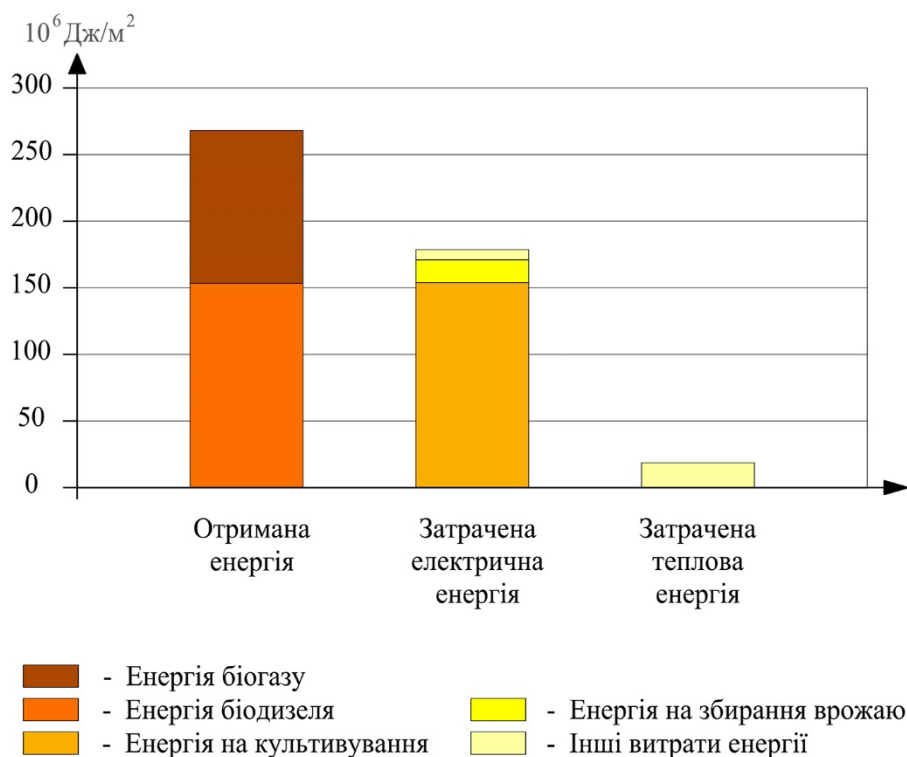


Рисунок 3.8. Енергетичний баланс під час культивування МКВ у закритих ФБР в умовах України

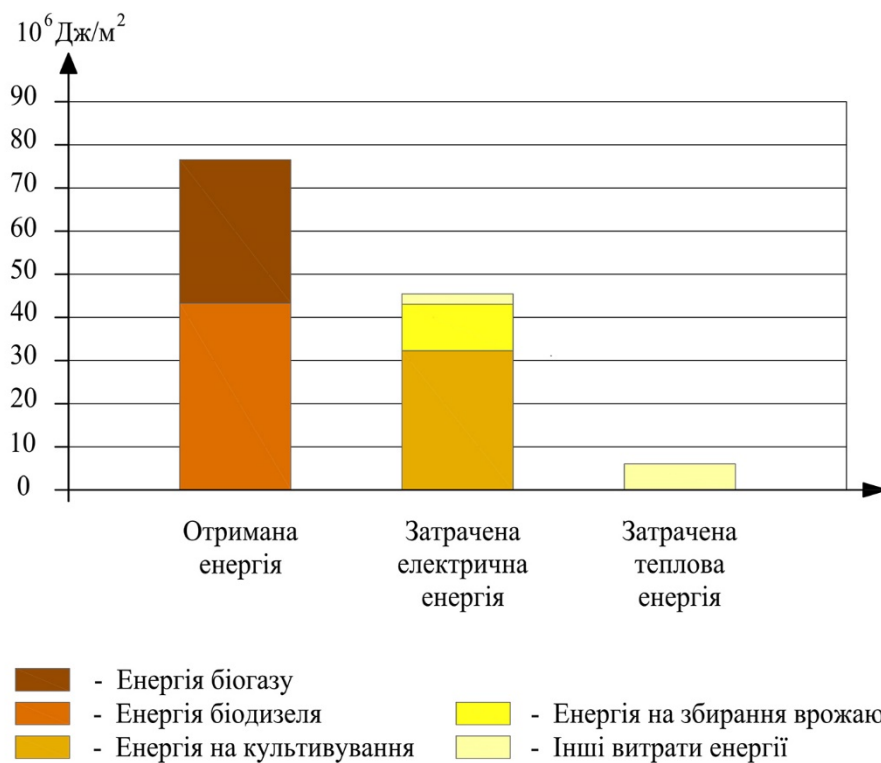


Рисунок 3.9. Енергетичний баланс під час культивування МКВ у відкритих ФБР в умовах України

Позитивний енергетичний баланс змінюється на негативний, якщо приймати, що споживана електрична енергія виробляється на теплових електростанціях, враховуючи їх низький ККД. Вважатимемо, що електроенергія вироблена на теплової електростанції з когенерацією. ККД такого виробництва складає 60% [128]. Кількість енергії, що реально міститься у спожитій електричній енергії визначимо за формулою:

$$e_{\text{реал.ел.затрач.біопал}} = e_{\text{ел.затрач.біопал}} \cdot \frac{100}{60}, \text{ (Дж/м}^2\text{)}. \quad (3.34)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $e_{\text{реал.ел.затр.біоп}}^{\text{закр.ФБР}} = 172,38 \cdot 10^6 \times \frac{100}{60} = 287,30 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- для відкритого ФБР $e_{\text{реал.ел.затр.біоп}}^{\text{відкр.ФБР}} = 44,43 \cdot 10^6 \times \frac{100}{60} = 74,05 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$.

Кількість отриманої енергії з виробленим біопаливом у процентному відношенні до енергії, що має бути затрачена на перебіг процесу виробництва, визначена за формулою (3.33) складе:

- для закритого ФБР $\delta^{\text{закр.ФБР}} = \frac{(151,80 + 115,30) \cdot 10^6}{(287,30 + 19,72) \cdot 10^6} \cdot 100 = 87,00 \%$;
- для відкритого ФБР $\delta^{\text{відкр.ФБР}} = \frac{(43,29 + 33,12) \cdot 10^6}{(74,05 + 5,65) \cdot 10^6} \cdot 100 = 95,87 \%$.

Графічно енергетичний баланс з врахуванням ККД виробництва електроенергії на теплоелектростанціях під час культивування МКВ у закритих ФБР і умовах України наведено на рисунку 3.10, у відкритих ФБР на рисунку 3.11.

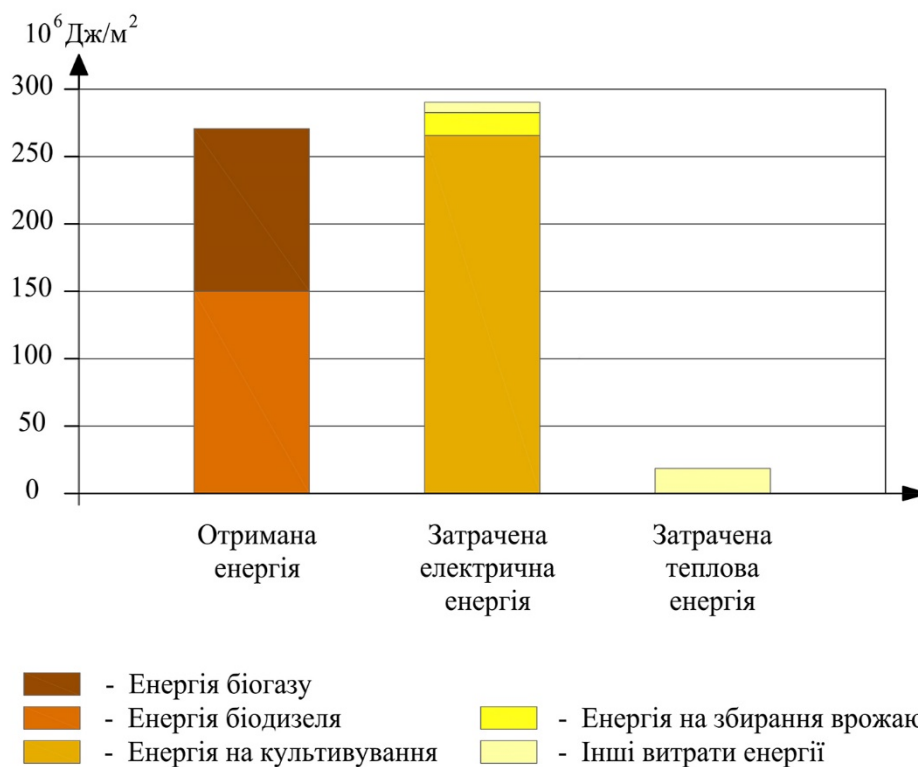


Рисунок 3.10. Енергетичний баланс з врахуванням ККД виробництва електроенергії на теплоелектростанції під час культивування МКВ у закритих ФБР в умовах України

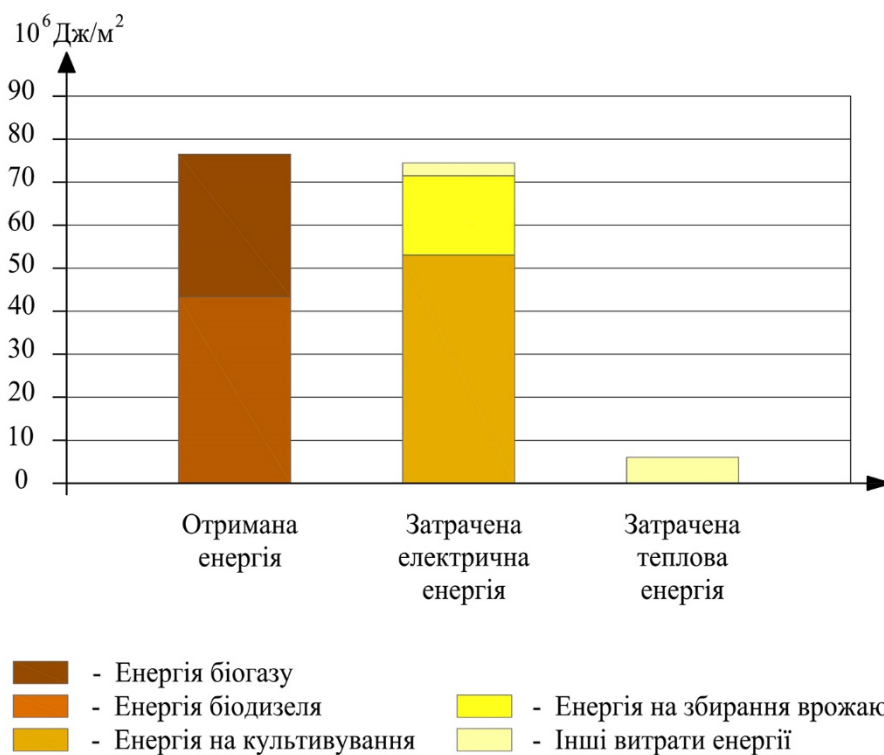


Рисунок 3.11. Енергетичний баланс під час культивування МКВ у відкритих ФБР в умовах України

Баланс вуглекислого газу під час культивування та виробництва біопалива

Біопалива все більше притягують до себе увагу людства. Головною причиною можна назвати те, що ними замінюють традиційні викопні види палива з метою зменшення викидів вуглекислого газу у атмосферу, оскільки біопалива є вуглецево нейтральними. Розглянемо баланс вуглекислого газу під час виробництва біопалив з культивованих мікроводоростей за існуючими технологіями у природних умовах України. Складемо баланс у вигляді порівняння кількості вуглекислого газу, викидів у атмосферу якого вдається уникнути завдяки заміні традиційних викопних палив на отримані біопалива та кількості вуглекислого газу, який потенційно буде викинутий у атмосферу під час культивування мікроводоростей і виробництва з їх біомаси біопалива.

Виходимо з того, що біодизель виготовляють для заміни у теплогенераторах та силових установках традиційного дизеля, а біогаз для заміни природного газу. Оскільки традиційні та біологічні види палива мають різну теплоту згорання (біологічні – меншу), то доцільно порівняння проводити за кількістю отриманої протягом їх використання енергії. Викиди вуглекислого газу під час спалювання біопалива можна вважати відсутніми, оскільки у середньостроковій перспективі вони компенсуються поглинанням цього газу мікроводоростями під час культивування. Отже кількість вуглекислого газу, яка потенційно могла утворитися під час спалювання заміненних традиційних видів палива можна вважати такою, якої вдалось уникнути.

Проводимо розрахунки у питомих одиницях з прив'язкою до одного квадратного метра площі культиватора, використовуючи дані попереднього розрахунку. Розрахуємо кількість традиційного дизеля, який можна замінити біодизелем, отриманим з одного квадратного метра культиватора за формулою:

$$P_{\text{диз.}} = \frac{E_{\text{біодиз.}}}{q_{\text{диз.}}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.35)$$

де $q_{\text{диз.}}$ – нижча теплота згорання традиційного дизеля, $q_{\text{диз.}} = 42,5 \cdot 10^6$ Дж/кг.

Отже:

- для закритого ФБР $П_{\text{диз.}}^{\text{закр.ФБР}} = \frac{151,8 \cdot 10^6}{42,5 \cdot 10^6} = 3,57$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $П_{\text{диз.}}^{\text{відкр.ФБР}} = \frac{43,29 \cdot 10^6}{42,5 \cdot 10^6} = 1,02$, кг/м².

Враховуючи те, що під час спалювання одного кілограма традиційного дизелю виділяється 3,1 кг CO₂, об'єми викидів, яких вдається уникнути розраховуємо за формулою:

$$П_{\text{диз.}}^{\text{CO}_2} = 3,1 \cdot П_{\text{диз.}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.36)$$

Отже:

- для закритого ФБР $П_{\text{диз.}}^{\text{закр.ФБР}} = 3,1 \cdot 3,57 = 11,02$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $П_{\text{диз.}}^{\text{відкр.ФБР}} = 3,1 \cdot 1,02 = 3,16$, кг/м².

Розрахуємо кількість природного газу, який можна замінити біогазом, отриманим з одного квадратного метра культиватора за формулою:

$$П_{\text{газ.}} = \frac{E_{\text{біогаз.}}}{q_{\text{газ.}}}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.37)$$

де $q_{\text{газ.}}$ – нижча теплота згорання природного газу, $q_{\text{газ.}} = 43,2 \cdot 10^6$ Дж/кг.

Отже:

- для закритого ФБР $П_{\text{газ.}}^{\text{закр.ФБР}} = \frac{115,3 \cdot 10^6}{43,2 \cdot 10^6} = 2,67$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $П_{\text{газ.}}^{\text{відкр.ФБР}} = \frac{33,12 \cdot 10^6}{43,2 \cdot 10^6} = 0,77$, кг/м².

Враховуючи те, що під час спалювання одного кілограма природного газу виділяється 2,4 кг CO₂, об'єми викидів, яких вдається уникнути розраховуємо за формулою:

$$P_{газ.CO_2} = 2,4 \cdot P_{газ.}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.38)$$

Отже:

- для закритого ФБР $P_{газ.CO_2}^{закр.ФБР} = 2,4 \cdot 2,67 = 6,41$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $P_{газ.CO_2}^{відкр.ФБР} = 2,4 \cdot 0,77 = 1,85$, кг/м².

Сумарна кількість уникнених викидів складає:

$$P_{CO_2} = P_{диз.CO_2} + P_{газ.CO_2}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.39)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $P_{CO_2}^{закр.ФБР} = 11,02 + 6,41 = 17,43$, кг/м²;
- для відкритого ФБР $P_{CO_2}^{відкр.ФБР} = 3,16 + 1,85 = 5,01$, кг/м².

Разом з тим з біопаливом пов'язані значні викиди CO₂ у атмосферу, які здійснюються протягом виробництва електричної та теплової енергії, що споживається під час культивування мікробіодерей і виробництва з їх біомаси біопалива. Під час проведення розрахунків вважаємо, що електрична енергія виробляється на теплоелектростанціях з когенерацією, а тепла енергія – теплогенераторами, що працюють на природному газі.

Розрахуємо викиди CO₂ під час виробництва електричної енергії, враховуючи, що питомі викиди вуглекислого газу складають $0,107 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж за формулою:

$$n_{ел.CO_2} = 0,107 \cdot 10^{-6} \times e_{ел.затрач.біопал.}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.40)$$

Отже:

- для закритого ФБР $n_{ел.CO_2}^{закр.ФБР} = 0,107 \cdot 10^{-6} \times 172,38 \cdot 10^6 = 18,44$ кг/м²;
- для закритого ФБР $n_{ел.CO_2}^{закр.ФБР} = 0,107 \cdot 10^{-6} \times 44,43 \cdot 10^6 = 4,75$ кг/м².

Враховуючи те, що під час виробництва теплової енергії спалюванням природного газу виділяється вуглекислого газу $0,072 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж, об'єми викидів розраховуємо за формулою:

$$n_{тепл.CO_2} = 0,072 \cdot 10^{-6} \times e_{тепл.затрач.біопал.}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.41)$$

Отже:

- для відкритого ФБР $n_{тепл.CO_2}^{відкр.ФБР} = 0,072 \cdot 10^{-6} \times 19,72 \cdot 10^6 = 1,42$ кг/м²;
- для відкритого ФБР $n_{тепл.CO_2}^{відкр.ФБР} = 0,072 \cdot 10^{-6} \times 5,56 \cdot 10^6 = 0,40$ кг/м².

Сумарна кількість викидів CO₂ складає:

$$n_{CO_2} = n_{ел.CO_2} + n_{тепл.CO_2}, \text{ кг/м}^2. \quad (3.42)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $n_{CO_2}^{закр.ФБР} = 18,44 + 1,42 = 19,86$ кг/м²;
- для відкритого ФБР $n_{CO_2}^{відкр.ФБР} = 4,75 + 0,40 = 5,15$ кг/м².

Графічно баланс CO₂ під час культивування МКВ у закритих ФБР і умовах України наведено на рисунку 3.12, у відкритих ФБР на рисунку 3.13.

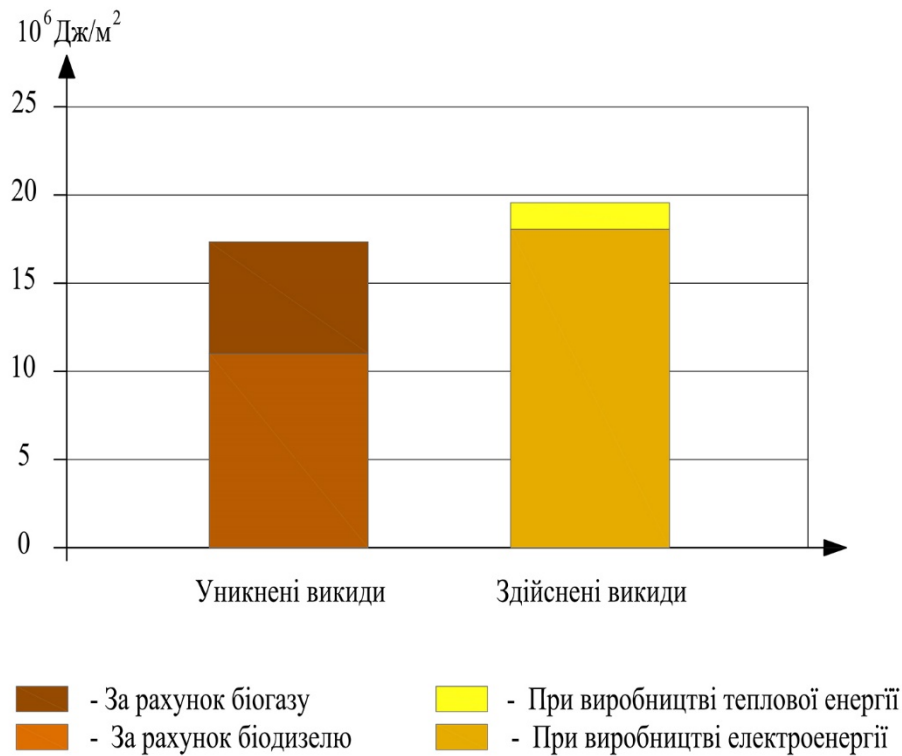


Рисунок 3.12. Баланс CO₂ під час культивування МКВ у закритих ФБР в умовах України

Як видно з рисунків 3.12 і 3.13 баланс CO₂ під час культивування в реакторах обох видів є негативним. Викиди CO₂ процесах підготовки сировини (культивування МКВ) і виробництва біопалива, у відношенні до уникнених викидів за рахунок заміщення традиційних видів палива, визначимо за формулою

$$\delta_{CO_2} = \frac{n_{ел.CO_2} + n_{тепл.CO_2}}{П_{диз.CO_2} + П_{тепл.CO_2}} \cdot 100, \% \quad (3.43)$$

Таким чином:

- для закритого ФБР $\delta_{CO_2}^{закр.ФБР} = \frac{18,44 + 1,42}{11,02 + 6,41} \cdot 100 = 113,94 \%$;

- для відкритого ФБР $\delta_{CO_2}^{відкр.ФБР} = \frac{4,75 + 0,40}{3,16 + 1,85} \cdot 100 = 102,79 \%$.

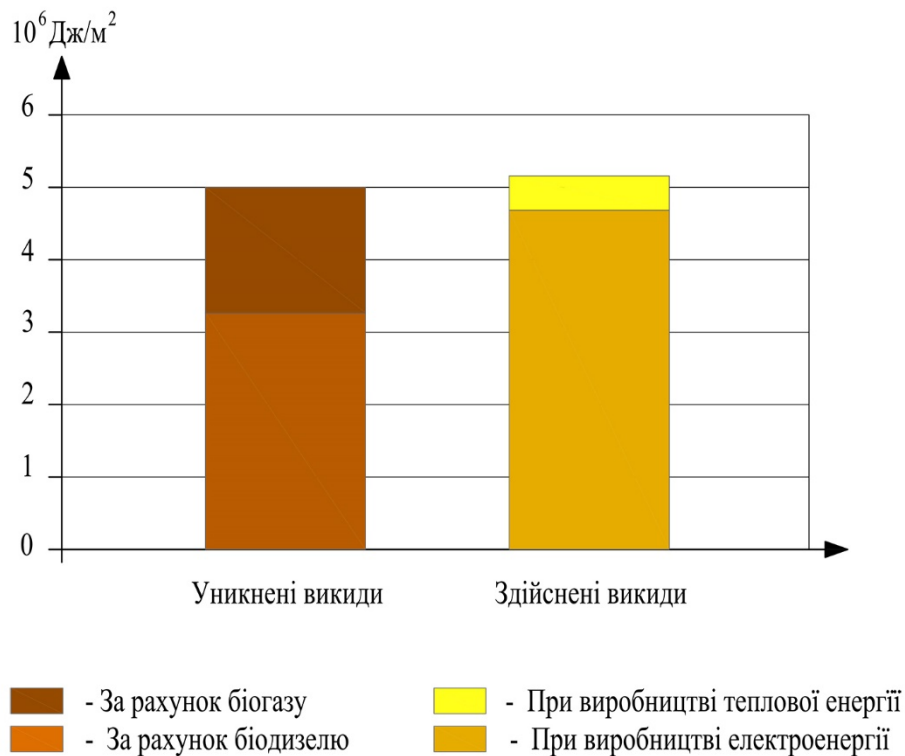


Рисунок 3.13. Баланс CO₂ під час культивування МКВ у відкритих ФБР в умовах України

3.6. Дослідження процесів доочищення стічних вод від біогенних елементів з використанням біоконверсії

Культивування мікроводоростей у промислових масштабах для виробництва біопалива стикається з багатьма труднощами, у тому числі економічного характеру. Забезпечення достатньої кількості культурального середовища вимагає використання значних об'ємів води та поживних речовин (біогенних елементів). Значними також є затрати на електроенергію для перемішування культурального середовища з мікроводоростями з метою забезпечення рівномірного освітлення. Під час культивування у холодний період року необхідно підігрівання для температурної стабілізації.

Культивування в умовах України також поступається багатьом регіонам світу за кількістю отримуваної сонячної енергії, що досягає земної поверхні. Так,

середньодобова кількість енергії сонячної радіації для Київської області оцінюється у 3,1 кВт·год/м², для Дніпровської області – 3,36 кВт·год/м², для Одеської області – 3,55 кВт·год/м², для Львівської – 2,92 кВт·год/м². Разом з тим, цей показник для більш сонячних ніж Україна країн складає [108]:

- США (усереднений для штату Техас) – 4,7 кВт·год/м²;
- Іспанія (район Мадриду) – 4,75 кВт·год/м²;
- Індія (район Ченнаї) – 5,23 кВт·год/м²;
- Австралія (Квінсленд) – 5,90 кВт·год/м²;
- Ефіопія – 6,14 кВт·год/м².

Разом з тим мікроводорості мають властивості у процесі фотосинтезу поглинати з культурального середовища біогенні елементи, перш за все сполуки азоту та фосфору [129, 130].

Біогенні елементи, головними з яких у СВ є сполуки фосфору та азоту, попадаючи у водойми призводять до їх евтрофікації. Ці елементи пришвидшують розвиток фітопланктону на поверхні води, в результаті чого знижується її проникність для світла та кисню. Нестача світла призводить до пригнічення та загибелі глибинних рослин. Нестача кисню призводить до загибелі інших водних організмів, а також до відновлення у воді з оксидів: заліза, сірководню, амонійного азоту, марганцю тощо. Евтрофікація не тільки призводить до загибелі риби в рибогосподарських водоймах, та непридатності для водного туризму рекреаційних водойм, вона також є причиною здорожчання питної водопровідної води через збільшення затрат на реагенти, якщо водойма є поверхневим джерелом питного водопостачання.

Фосфор є елементом, необхідним для росту організмів. Його сполуки відіграють суттєву роль у процесах фотосинтезу. Цей елемент є лімітуючим для продуктивності водойм, у тому числі у процесах евтрофікації. Досвід свідчить, навіть за значних концентрацій сполук азоту у водоймах і недостатній концентрації сполук фосфору, евтрофікація не спостерігається. Незначне збільшення його концентрації може призводити до вибухового розвитку біомаси фітопланктону.

Природним джерелом надходження фосфору у водойми є процеси вивітрювання та розчинення фосфоровмісних порід, а також процеси біологічного розкладання залишків відмерлих тварин та рослин. Процеси вивітрювання так само є джерелом фосфору для господарської діяльності людини. Завдяки своїм властивостям сполуки фосфору є абсолютно необхідними для екосистем. Для дорослої людини потреба у фосфорі з харчуванням складає 1,2 г/добу. Вагітні жінки та жінки, що годують, потребують його навіть більше – 1,5 г/добу.

Відомо, що прісноводні мікробіодорості здатні змінювати накопичену концентрацію фосфору та азоту у своїй біомасі залежно від їх концентрації у культуральному середовищі. Накопичення фосфору залежить від концентрації як фосфору, так і азоту в середовищі, а накопичення азоту є незалежним від концентрації у середовищі фосфору [131]. Зі зменшенням кількості поживних речовин у середовищі швидкість зростання клітин зменшується, результатом чого є зменшення швидкості приросту біомаси, проте поглинання вуглецю клітинами продовжується, результатом чого є збільшення у біомасі вуглеводнів та ліпідів [132]. Зі збільшенням кількості поживних речовин у середовищі культивування, мікробіодорості можуть з часом адаптуватися до надлишку і почати надлишкове засвоєння і в результаті також збільшувати вміст вуглеводнів та ліпідів у своїй біомасі. Гнучкий метаболізм робить можливим адаптування до складу культурального середовища у широких межах і, таким чином, полегшує умови культивування [133]. Але адаптація, у свою чергу, впливає на склад вихідної біомаси мікробіодоростей. Потенціал поглинання біогенних елементів залежить від їх вмісту у біомасі мікробіодоростей, що культивуються. Для сполук фосфору він обернено пропорційний їх вмісту у біомасі [134]. Оскільки вміст фосфору у сухій масі мікробіодоростей може коливатися від 0,03 до 3%, а вміст азоту – від 3 до 12% [135], то проектування фотобіореакторів, робота яких ґрунтується на постійному співвідношенні вмісту азоту і фосфору є недоцільним.

У традиційних фотобіореакторах для культивування мікробіодоростей, як правило, використовують синтетичні культуральні середовища. За таких умов, собівартість отриманої біомаси є високою, оскільки процес вимагає постачання

різних речовин, що входять у середовище, їх дозування, змішування тощо. Культивування мікроводоростей безпосередньо на КОС, використовуючи попередньо очищені СВ, усе ще багаті на органічні та неорганічні з'єднання, що здатні відігравати роль компонентів культурального середовища, здешевлює процес [136].

Аналіз свідчить, що під час культивування товарної біомаси мікроводоростей у фотобіореакторах найбільш дорогими компонентами культурального середовища є вода і неорганічні речовини. За таких умов, під час використання каналізаційних СВ для культивування біомаси з метою отримання ліпідів, можна скоротити витрати чистої води на 90%, а також забезпечити потреби мікроводоростей у неорганічних речовинах за виключенням фосфору [137]. Під час культивування у міксотрофних умовах СВ частково забезпечують також потребу у органічних речовинах.

Враховуючи це, для підвищення економічної ефективності процесів культивування їх доцільно поєднати з процесами очищення комунальних СВ від біогенних елементів. Для цього СВ мають попередньо пройти механічне та біологічне очищення традиційними методами для набуття достатнього рівня прозорості [138]. Такі СВ містять значну кількість біогенних елементів (сполук азоту та фосфору), а також інших поживних речовин. Їх концентрація на виході з традиційних очисних споруд не є постійною, а коливається залежно від багатьох факторів. Скидання цих елементів у відкриті водойми разом із СВ часто є причиною евтрофікації цих водойм (швидкого розвитку фітопланктону у воді, перш за все на її поверхні). Це знижує здатність світла та кисню проникати у товщу води, а їх нестача там призводить до загибелі флори та фауни. Мікроводорості є гарними поглиначами біогенних елементів. Вони використовують азотні та фосфорні сполуки у процесі фотосинтезу. Їх видалення зі СВ знижує ризики розвитку евтрофікаційних процесів у водоймах.

Не дивлячись на те, що комунальні СВ здатні забезпечувати мікроводорості основними елементами для росту, на теперішній час вони не знайшли широкого застосування як культуральне середовище. Найбільш суттєвою різницею під час

культивування мікродоростей у штучних середовищах та СВ є складний хімічний склад саме СВ. Концентрація фосфору та азоту в них може змінюватися у широких межах. Значні концентрації азоту у формі сполук амонію можуть виступати інгібіторами росту мікродоростей [137]. Промислові СВ, що містять значні концентрації металів (кадмій, ртуть, цинк тощо) не є придатними для культивування, оскільки ці метали також виступають інгібіторами росту .

Мікродорості здатні адаптуватися до зміни параметрів середовища, зокрема зміни вмісту фосфору та азоту. Найкраще адаптуються до зміни умов середовища такі культури, як *Chlorella*, *Botryococcus*, *Scenedesmus* [139].

Останні дослідження показують, що ефективність поглинання біогенних елементів із СВ може бути збільшена шляхом направленої селекції мікродоростей для культивування у конкретних СВ конкретного складу. Проте дослідження велику увагу приділяють відкритим проточним системам культивування, які мають рід недоліків:

Використовують для культивування швидкісні канали з завислою біомасою мікродоростей у воді. У світовій практиці їх називають *high rate algae ponds* (HRAP). Технологія культивування у відкритих водоймах є досить пасивною. Такі канали виконують мілкими, їх глибина переважно коливається від 20 до 30 см. Як культуральне середовище використовують переважно чисту воду, яка містить концентрацію біомаси мікродоростей близько 1-4 кг/м³. Приріст біомаси у цьому випадку досить низький, переважно через низький коефіцієнт засвоєння світла, коливання температури, забруднення, втручання ззовні тощо.

Використання таких каналів для очищення СВ є проблематичним. Оскільки пасивність технології передбачає тривалий час перебування мікродоростей у культуральному середовищі, що у світовій практиці називається *hydraulic retention time (HRT)*. Як результат цього вимагаються значні земельні площі для влаштування таких каналів.

Одним з методів інтенсифікації приросту біомаси може бути її іммобілізація в водіймі (реакторі). Така іммобілізація, наприклад за допомогою альгінатного гелю, дозволяє збільшити концентрацію біомаси МКВ у воді до 3,3 кг/м³.

Експериментальні результати свідчать, що за таких умов у СВ після традиційного біологічного очищення вдається досягнути зменшення концентрації біогенних елементів протягом 6 годин перебування мікродоростей *Scenedesmus obliquus* у культуральному середовищі [131]:

- по сполукам фосфору приведеним до PO_4 – з $1,1 \text{ г/м}^3$ до $0,07 \text{ г/м}^3$;
- по сполукам азоту приведеним до NH_4 – з $2,6 \text{ г/м}^3$ до $0,02 \text{ г/м}^3$.

Така іммобілізація також сприяє полегшенню видалення біомаси зі СВ після закінчення культивування. Можна використовувати гравітаційні методи, які є дешевшими і менш енергозатратними ніж коагулювання і центрифугування.

На сьогоднішній день існують технології культивування мікродоростей у відкритих природних водоймах та у спеціальних установках – біореакторах чи біоконверторах, які також можуть бути відкритими та закритими.

Недоліками усіх відкритих водойм табіореакторів є те, що культивування в них можна проводити лише у теплу пору. Тобто така технологія може ефективно застосовуватися тільки у місцях з теплим кліматом. На процеси вирощування можуть негативно впливати також інші погодні фактори, неконтрольована зміна властивостей середовища (води), як то її забруднення, поява у воді різних організмів, зміна кислотності тощо.

Реактори відкритого типу виконують переважно у вигляді відкритих ємкостей з відносно тонким шаром води в якій розміщуються водорості. Не дивлячись на переваги (можливість створення оптимального середовища для вирощування, ефективного перемішування, автоматизації процесу тощо), вони мають ряд недоліків властивих відкритим водоймам (наприклад вплив несприятливих погодних умов).

Як приклад можна навести конструкцію фотоблока [140] у вигляді широкого прямокутного корита з невисокими стінками та дном, яке не є плоским, а складається з поздовжніх площин, розташованих по чергово під гострим та прямим кутами. В результаті цього дно має поздовжні гребені та впадини, а його поперечний переріз є пилоподібним. Уздовж гребенів розташовуються трубки, оснащені форсунками, направленими паралельно похилим площинам від гребенів

до западин. Через форсунки пропускають газоповітряну суміш з вмістом CO_2 (0,5 ... 1%). Напрямки газоповітряних струмин та профіль дна приводять до постійного барботажного перемішування біомаси в рідині. Природне або штучне освітлення падає на відкриту поверхню рідини і, завдяки малій товщині шару та перемішуванню, може освітлювати різні шари біомаси водоростей.

Одним з головних недоліків такого фотоблока, як і реакторів відкритого типу, є досить велика витрата CO_2 на одиницю готової культивованої біомаси. Для забезпечення доброї освітленості такий фотоблок повинен мати велику площу поверхні та малу глибину. Мікроводорості отримують необхідний CO_2 переважно з культуральної рідини. Виходячи з форсунок під певним тиском, CO_2 деякий час знаходиться у рідині, де його частина розчиняється. Частина, що не встигає розчинитися, піднімається на поверхню і виходить у атмосферу, тобто втрачається. Через те, що фотоблок є мілкий, а швидкість розчинення CO_2 у воді мала, то його частка, що втрачається виходом в атмосферу є досить значною.

Іншим суттєвим недоліком такого типу конструкцій є складність забезпечення неперервності процесу культивування.

Основні типи реакторів закритого типу можна назвати такі.

У вигляді прозорих колб та труб наповнених середовищем для вирощування та водоростями. Такі конструкції є менш чутливими до впливів погодних умов, проте мають інші недоліки. Доступ необхідного для фотосинтезу світла через прозорі стінки з часом ускладнюється через наліт на стінках, який утворюється зсередини, а по мірі збільшення кількості мікроводоростей їх маса біля стінок теж ускладнює проходження світла до їх маси всередині. Показовим прикладом може служити установка [141], яка складається з кількох фотоблоків у вигляді прозорих посудин, розташованих по периферії плоского круглого піддону, тобто по колу. Всередині кільця (між посудинами) розташовується джерело штучного освітлення у вигляді лампи. В центрі піддона виконано отвір для встановлення лампи у робоче положення. Освітлення може здійснюватися сонячним світлом чи лампою (за необхідності).

Недоліком таких установок можна назвати неможливість подачі CO₂ у культуральну рідину в процесі культивування. Це можна робити лише під час завантаження посудин. Проте розчинність CO₂ у воді обмежена, тому і продуктивність таких установок обмежується кількістю розчиненого CO₂. В таких фотоблоках також складно забезпечити неперервність процесу культивування та автоматизувати цей процес.

У вигляді великих баків з прозорого матеріалу. Вони взагалі, як правило, потребують штучного освітлення оскільки світло погано проникає у товщу мікродоростей навіть за наявності перемішування.

У вигляді пірамідальних контейнерів [142], що являють собою відкриті горизонтальні корита з середовищем вирощування і водоростями, розташовані у пірамідальному корпусі з прозорого матеріалу. За наявності переваг притаманних відкритим коритам, ці установки не піддаються суттєвим впливам несприятливих погодних факторів. Однак недоліком таких установок можуть бути певні технологічні проблеми з насиченням середовища вуглекислим газом та ефективним його використанням, а також проблеми з забезпеченням безперервності процесу культивування.

Для збільшення швидкості росту і уможливлення вирощування мікродоростей у промислових масштабах потрібно створити сприятливі умови. Однією з основних вимог є високий вміст розчиненого вуглекислого газу у культуральному середовищі. Розчинність CO₂ у воді збільшується із зростанням тиску. Проте як показали дослідження, високий тиск негативно впливає на ріст *Botryococcus Braunii*. Також потрібна оптимальна температура та вміст мінеральних речовин у середовищі.

Масового розповсюдження фотобіореактори ще не набули через наявність недоліків. Тому дослідження, пов'язані зі створенням більш досконалих конструкцій є на сьогодні актуальними.

3.7. Розроблення конструктивних рішень фотобіореакторів

Шнековий фотобіореактор закритого типу

Пропонується конструктивна схема установки для вирощування мікробіодоростей закритого типу неперервної дії [143] (рисунок 3.14).

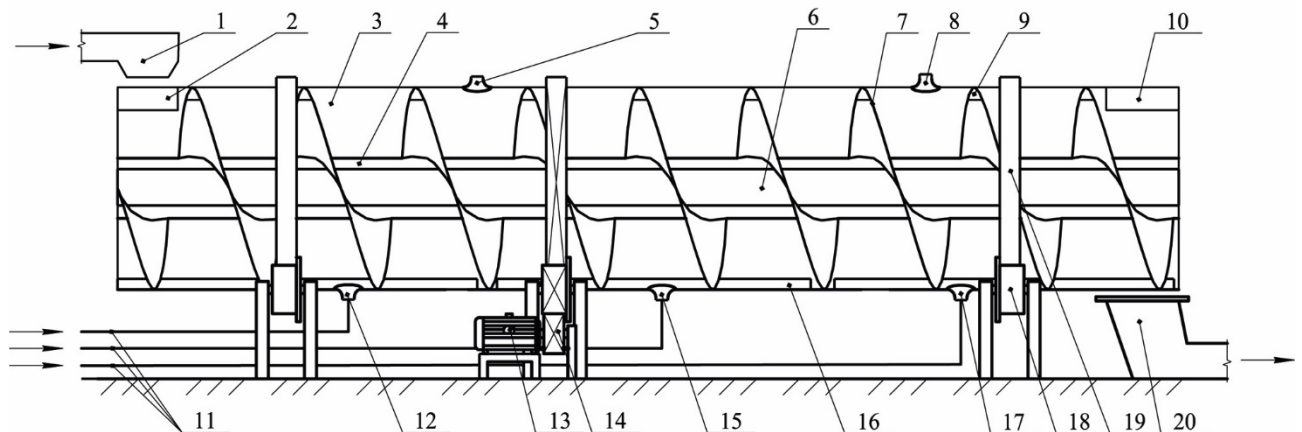


Рисунок 3.14. Конструктивна схема установки для біоконверсії сонячної енергії безперервної дії:

- 1 – завантажувальний пристрій; 2 – люк для завантаження; 3 – прозорий корпус;
 4 – внутрішній вал; 5 – скидний клапан; 6 – джерело штучного освітлення; 7 – шнекова лопатка; 8 – скидний клапан; 9 – прорізи; 10 – люк для вивантаження; 11 – гнучкі шланги;
 12 – ніпель; 13 – електропривід; 14 – зубчата передача; 15 – ніпель; 16 – барботажні трубки;
 17 – ніпель; 18 – опорні ролики; 19 – направляючі; 20 – вивантажувальний пристрій.

Запропонована конструкція являє собою закритий фотоблок з прозорого матеріалу, виконаний у вигляді горизонтально орієнтованого циліндра (3) відносно невеликого діаметра, що виконує роль корпусу. Всередині циліндра розташовано співвісний з ним прозорий вал (4), який серед іншого, виконує функцію джерела штучного освітлення. Освітлювальні лампи (6) можуть знаходитися всередині прозорого циліндра (як це показано на рисунку 3.12), або вмонтовуватися у нього і бути частиною його поверхні (це є більш практичним, оскільки покращує умови надходження світла в культуральне середовище). Між валом та корпусом розміщується шнек (7) у вигляді неперервно навитої між ними

лопатки з прозорого матеріалу, яка жорстко з ними з'єднана. На одному з кінців фотоблока – у верхній частині (в робочому положенні) розташовано люк (2) для завантаження культуральної рідини та «насіневої» біомаси мікроводоростей. Рівень культуральної рідини після завантаження не повинен перевищувати верхньої відмітки внутрішнього вала. За виконання цієї умови, шнекова лопатка не дозволяє рідині розтікатися по всьому корпусу, а утворює замкнену ємкість між двома сусідніми витками. За умови не перевищення верхнього рівня внутрішнього вала вся внутрішня порожнина фотоблока є поділеною на ізольовані ємкості (секції) для культуральної рідини.

Фотоблок має фіксоване робоче положення, проте його позиція не є жорстко фіксованою. Він має один ступінь свободи і може обертатися навколо своєї горизонтальної вісі. Його корпус оснащений направляючими (19), якими він опирається на опорні ролики (18). Для приведення його у обертання установка оснащена електродвигуном (13) та кількоступеневою зубчатою передачею (14).

На початку роботи установки за допомогою завантажувального пристрою (1) у фотоблок має подаватися порція культуральної рідини з додаванням певної кількості біомаси мікроводоростей, що виконують роль «насіння», заповнюючи внутрішню порожнину першої секції.

Для продовження роботи включається електродвигун і за допомогою передачі обертає фотоблок на 360° . Під час обертання перша порція культуральної рідини завдяки шнековій лопатці зміщується вздовж горизонтальної осі в напрямку протилежного кінця фотоблока і опиняється у внутрішній порожнині сусідньої секції. У цей час спорожнена перша секція наповнюється наступною. Процедура обертання та додавання нових порцій періодично повторюється, аж поки усі секції фотоблока заповнюються. З кожним обертом порції зміщуються на одну секцію в напрямку люка для вивантаження. Завдяки поживним елементам у культуральній рідині та зовнішньому природному освітленню, а за необхідності і внутрішньому штучному освітленню, відбуваються процеси фотосинтезу та відбувається поступовий приріст маси мікроводоростей. В останній секції ця маса досягає максимального значення.

На протилежному кінці фотоблок обладнано люком для вивантаження (10). Він також розташований у верхній частині (в робочому положенні). Під час чергового обертання фотоблока, у момент, коли останній знаходиться у положенні напівоберту (люк для вивантаження опиняється в нижньому положенні), відбувається вивантаження готової біомаси у вивантажувальний пристрій (20), з якого відправляється на подальшу переробку.

Окрім перерахованих, установка має ще такі додаткові елементи.

В нижній частині корпусу розміщуються барботажні трубки (16) з соплами, направлені в культуральну рідину. Назвні корпусу ці трубки закінчуються ніпелями (12), (15), (17), до яких приєднуються гнучкі шланги (11) за допомогою легкокороз'ємних з'єднань. Всі ці елементи утворюють систему подавання всередину фотоблока необхідних компонентів для інтенсифікації культивування. Процес відбувається наступним чином. Коли фотоблок знаходиться в робочому положенні, ніпель знаходиться в його нижній частині. До них під'єднуються гнучкі шланги, якими здійснюється подавання всередину фотоблока CO_2 , поживних речовин та інших необхідних для культивування елементів. Під час завантаження-вивантаження, коли фотоблок обертається, подавання CO_2 та інших речовин має бути призупинено, а гнучкі шланги від'єднані. Ніпель, обладнаний зворотними клапанами, герметизують фотоблок. Після завершення операції завантаження-вивантаження гнучкі шланги знову під'єднуються, а подавання необхідних елементів відновлюється.

Завдяки герметичності корпусу фотоблок може працювати під надлишковим тиском. За таких умов збільшується розчинність CO_2 у культуральній рідині і, як наслідок, збільшується його концентрація в ній. Для цього CO_2 та інші елементи нагнітаються через гнучкі шланги під тиском. Виходячи із сопел барботажних трубок в нижній частині фотоблока, CO_2 барботує через культуральну рідину вгору до її поверхні. Частина CO_2 у цей час розчиняється. Інша частина переходить у газову порожнину над культуральною рідиною і, завдяки герметичності корпусу, накопичується там. У цей час продовжує відбуватися насичення ним культуральної рідини через поверхню

контакту, шляхом розчинення під надлишковим тиском. Це дозволяє пришвидшити процес фотосинтезу за рахунок покращення засвоєння CO_2 мікрководоростями.

Витки шнекової лопатки у верхній частині містять прорізи (9), з'єднуючі порожнини сусідніх секцій в незаповненій культуральною рідиною частині фотоблока, вирівнюючи тиск газу над рідиною у всіх секціях.

У процесі фотосинтезу наряду з поглинанням CO_2 відбувається виділення кисню, що також призводить до підняття тиску всередині фотоблока. Для підтримання цього тиску на необхідному рівні у верхній частині корпуса містяться скидні клапани (5), (8) для скидання надлишкового газу в атмосферу. Скидання надлишкового тиску потрібно також під час проведенні операцій завантаження-вивантаження.

Для нормальної роботи установки фотоблок необхідно розмістити у місці з достатнім рівнем природного освітлення. Джерело штучного освітлення має вмикатися у періоди, коли природного недостатньо для підтримання нормального функціонування та розмноження мікрководоростей.

Під час обертання фотоблока відбувається перемішування культуральної рідини з мікрководоростями, що сприяє кращому освітленню різних частин їх біомаси. Не дивлячись на це, співвідношення між діаметром корпуса фотоблока та діаметром його внутрішнього вала повинно бути таким, щоб не створювати занадто товстого шару рідини з біомасою і забезпечувати наскрізне проникнення світла через увесь шар. Для визначення оптимальних конструктивних розмірів потрібні подальші дослідження.

Головними перевагами запропонованої моделі можна назвати такі.

Невелика витрата CO_2 на одиницю культивованої біомаси – фотоблок є закритим і працює під надлишковим тиском, що збільшує поглинання CO_2 , а в атмосферу викидається лише нерозчинений у культуральній рідині надлишок.

Конструкція є закритою і не піддається суттєвим негативним впливам несприятливих погодних умов та не є чутливою до можливого потрапляння забруднень та інгібіторів росту біомаси в водне середовище.

Конструкція забезпечує подавання у культуральну рідину не тільки CO₂, а й інших необхідних компонентів в процесі культивування. Це дозволяє керувати процесом в режимі реального часу, тим самим створювати найбільш оптимальні умови для біоконверсії.

Конструкція забезпечує безперервність процесу культивування. Завдяки багатосекційній будові кожна порція культуральної рідини з «насінням» послідовно проходить через усі секції фотоблока від завантажувального люка до вивантажувального. З кожним обертотом фотоблока одна нова порція «насіння» завантажується та одна порція «урожаю» вивантажується.

Конструкція дозволяє досягнути високого ступеня автоматизації процесу культивування.

Конструкція не вимагає значних площ для розміщення, може розміщуватися на абсолютно непридатних для використання територіях, на дахах будівель і споруд, а також може бути мобільною і легко перевозитися.

Конструкція може використовувати скідний вуглекислий газ, наприклад той, що знаходиться в продуктах згоряння котелень.

Конструкція може використовуватися для вирощування різних типів мікроводоростей. Не дивлячись на те, що різні культури мають різні оптимальні умови для найбільш інтенсивного приросту біомаси, установка є достатньо гнучкою для створення таких умов в кожному конкретному випадку та для їх корегування в режимі реального часу.

Фотобіореактор очищувач стічних вод закритого типу

Пропонується конструктивна схема фотобіореактора закритого типу для очищення СВ від біогенних елементів безперервним культивуванням мікроводоростей (рисунк 3.15).

Поставлено задачу створення конструкції фотобіореактора – очищувача стічних вод, в якій досягається забезпечення температурної стабілізації стічних вод як культурального середовища з мікроводоростями у холодну пору року, додаткове розсіювання прямих сонячних променів у сонячні дні теплої пори року

і, як результат, запобігання фотоінгібуванню, а також виключення можливості утворення газових пробок усередині фотобіореактора.

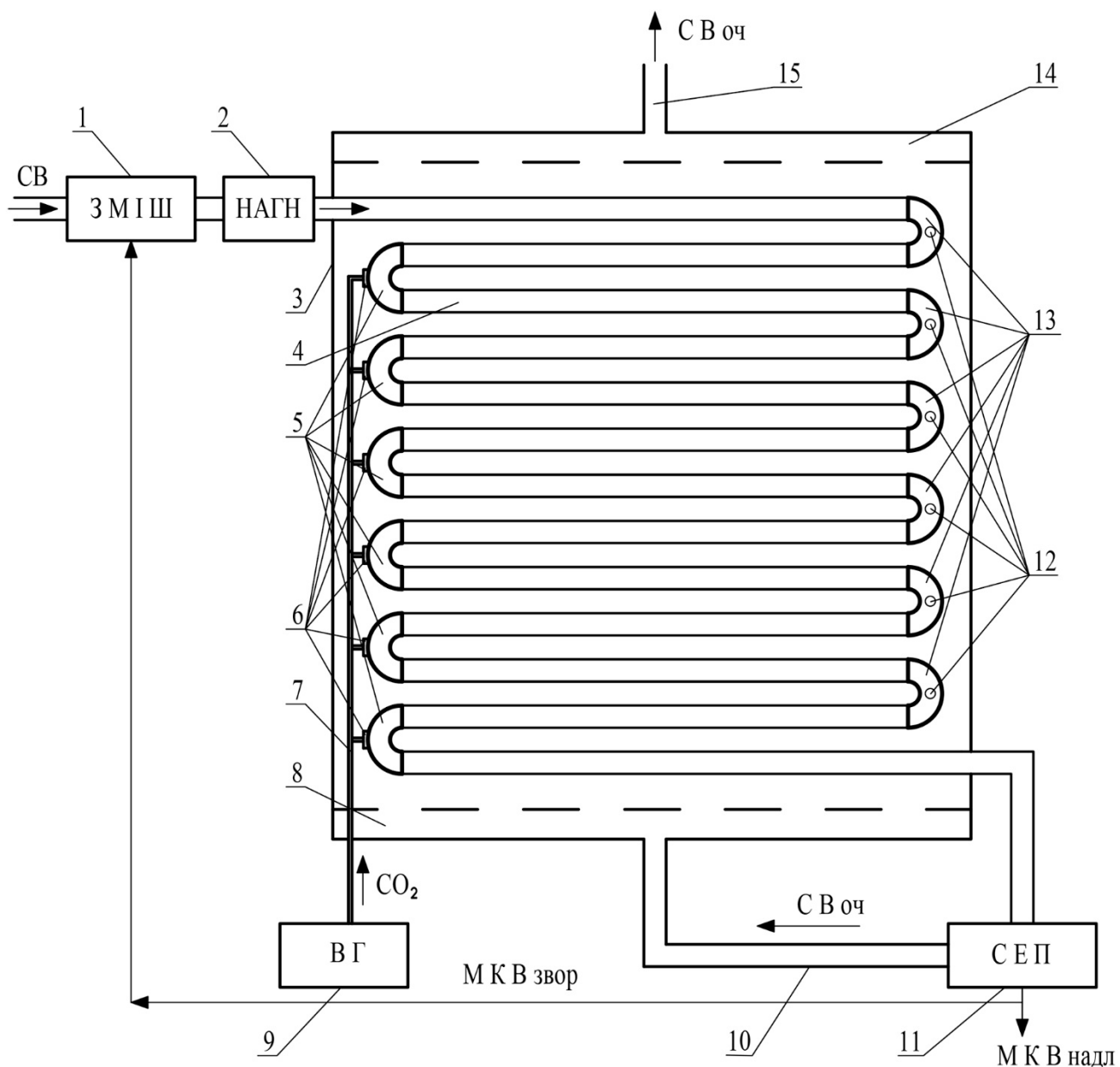


Рисунок 3.15. Конструктивна схема фотобіореактора для очищення стічних вод від біогенних елементів безперервної дії:

- 1 – змішувач; 2 – нагнітач; 3 – корпус реактора; 4 – прозора трубка; 5 – коліно утримувач;
 6 – ніпель; 7 – трубка підведення CO_2 ; 8 – розподільний лоток; 9 – ємність для CO_2 ;
 10 – направляючий лоток; 11 – сепаратор; 12 – клапан; 13 – коліно утримувач; 14 – збірний лоток; 15 – відвідний лоток.

Фотобіореактор виконано у вигляді проточної прямокутної ємності з відкритим верхом, усередині якої розташовані прозорі трубки, з'єднані між собою і зафіксовані у корпусі колінами таким чином, що утворюють суцільний зигзагоподібний змійовик, в який подається суміш стічної води з мікробіодоростями, підготовлена у змішувачі, а також вуглекислий газ, при цьому трубки зафіксовані таким чином, що знаходяться під кутом до горизонту, а розміщені у ряд з одного боку змійовика коліна розташовані вище колін з його протилежного боку і на них розташовані клапани для випускання накопичуваних там газів, при цьому на вихідній частині трубопроводу розташований сепаратор мікробіодоростей та направляючий лоток для подавання сепарованої від мікробіодоростей стічної води у проточну прямокутну ємність.

На рисунку 3.15 представлено загальну схему фотобіореактора – очищувача стічних вод, який складається з корпусу (3), виконаного у вигляді проточної прямокутної ємності з відкритим верхом, через який протікає очищена за допомогою мікробіодоростей стічна вода. Усередині корпусу (3) закріплені прозорі трубки (4) таким чином, що вони є повністю зануреними у протікаючу через внутрішню ємність корпусу очищену стічну воду. Прозорі трубки з'єднані між собою колінами (5) і (13) таким чином, що утворюють зигзагоподібний змійовик. Коліна (5) і (13) виконують також функцію утримувачів прозорих трубок (4), фіксуючи їх усередині внутрішньої ємності корпусу (3). Фіксація здійснюється таким чином, що прозорі трубки знаходяться під кутом до горизонту, а розміщені у ряд коліна (13) з одного боку змійовика розташовані вище колін (5) з протилежного боку змійовика. На колінах (13), розміщених у вищій частині змійовика, встановлено клапани (12) для скидання газів, що там накопичуються. До колін (5) через ніпеля (6) приєднано відгалуження від трубки (7), по якій у середину змійовика подається вуглекислий газ з ємності (9). На вході у змійовик розташовано змішувач (1), у якому відбувається змішування стічної води, що надходить на очищення, і рециркуляційної частини мікробіодоростей. Після змішувача (1) розміщено нагнітач (2), за допомогою якого

суміш прокачується через змійовик. На виході зі змійовика розташовано сепаратор (11), у якому відбувається відокремлення біомаси мікродоростей від очищеної стічної води. Вихідна ємність сепаратора (11) з'єднано з вхідною частиною корпусу (3) за допомогою направляючого лотка (10), який приєднано до розподільного лотка (8). У вихідній частині корпусу розміщено збірний лоток (14), до якого приєднано відвідний лоток (15) для збору і відведення очищеної стічної води.

Фотобіореактор-очишувач стічної води працює таким чином.

Корпус (3) розміщується на відкритому майданчику з природнім прямим сонячним освітленням. Стічна вода, що підлягає очищенню, неперервно направляється у змішувач (1), де відбувається додавання до неї рециркуляційної частини мікродоростей і перемішування утвореної суміші. Після змішування за допомогою нагнітача (2) суміш неперервно прокачується через змійовик, що складається з прозорих трубок (4) та колін (5) і (13), поступово рухаючись від його вхідної частини до вихідної. Одночасно, усередину змійовика за допомогою трубки (7) та ніпелів (6), вмонтованих у нижче розташовані коліна (5), постійно подається вуглекислий газ з ємності (9). Завдяки похилому розташуванню прозорих трубок (4) вуглекислий газ барботує через суміш стічних вод з мікродоростями, підіймаючись до вище розташованих колін (13). На цьому шляху частина вуглекислого газу розчиняється у стічній воді і стає джерелом вуглецю для метаболізму мікродоростей. Інша частина, що не встигає розчинитися у воді, разом з іншими газоподібними продуктами, видаляється зі змійовика через клапани (12) у навколишнє середовище. Таким чином запобігається утворення у змійовику газових пробок. Під час руху суміші у змійовику, завдяки метаболізму мікродоростей відбувається приріст їх біомаси і одночасне зниження у стічній воді концентрації біогенних елементів. Після проходження змійовика суміш направляється у сепаратор (11), де відбувається відділення біомаси мікродоростей від очищеної стічної води. Відокремлена біомаса розділяється на рециркуляційну та надлишкову. Рециркуляційна біомаса направляється у голову фотобіореактора, а саме у змішувач (1) для змішування зі

стічною водою, що подається на очищення, а надлишкова біомаса є сировиною для виготовлення товарних продуктів (біодизель, біогаз тощо). Очищена стічна вода після сепаратора (11) за допомогою направляючого лотка (10) подається у внутрішню ємність корпусу (3), а саме у розподільний лоток (8). Завдяки наявності багатьох вихідних отворів, розподільний лоток (8) рівномірно розподіляє потік очищеної стічної води по ширині корпусу (3). Стічна вода, протікаючи через внутрішню ємність корпусу (3) повністю покриває собою змійовик. Після протікання через внутрішню ємність корпусу (3) на його протилежному кінці очищена стічна вода збирається збірним лотком (14) і видаляється з фотобіореактора за допомогою відповідного лотка (15). Завдяки тому, що змійовик з мікробіодоростями, що культивуються, є постійно зануреним у проточну очищену стічну воду збільшується температурна інерція фотобіореактора і досягається краща температурна стабілізація культивованих мікробіодоростей у холодну пору року. У теплу пору року, завдяки розсіянню прямих сонячних променів, що проходять через очищену стічну воду, яка заповнює корпус (3), зменшується інтенсивність освітлення мікробіодоростей прямими сонячними променями, завдяки чому послаблюється явище фотоінгібування метаболізму мікробіодоростей у сонячні періоди.

3.8. Моделювання роботи фотобіореактора закритого типу

Головним завданням ФБР має бути видалення із СВ сполук азоту та фосфору. При наряді з поглинанням нітратів відбувається також зниження концентрації залишкового амонійного азоту. Для моделювання зміни їх концентрації можна скористатися експоненційною моделлю. При цьому фосфатів, амонійного азоту та нітратів можна записати систему рівнянь

$$\begin{cases} \frac{dS_{PO_4}}{dt} = -\alpha_{PO_4} \cdot S_{PO_4 \text{ поч.}} \\ \frac{dS_{NH_4}}{dt} = -\alpha_{NH_4} \cdot S_{NH_4 \text{ поч.}} , \\ \frac{dS_{NO_3}}{dt} = -\alpha_{NO_3} \cdot S_{NO_3 \text{ поч.}} \end{cases} \quad (3.44)$$

де: S_{PO_4} , S_{NH_4} , S_{NO_3} – поточна концентрація фосфорних сполук (еквівалент PO_4), амонійного азоту і нітратів відповідно;

α_{PO_4} , α_{NH_4} , α_{NO_3} – константи поглинання фосфорних сполук, амонійного азоту і нітратів відповідно;

$S_{PO_4 \text{ поч.}}$, $S_{NH_4 \text{ поч.}}$, $S_{NO_3 \text{ поч.}}$ – початкова концентрація фосфорних сполук, амонійного азоту і нітратів відповідно.

Запишемо окрему систему систему рівнянь, що дозволить знаходити зміну концентрації біогенних елементів по довжині фотобіореактора

$$\begin{cases} \frac{dS_{PO_4}}{dt} = -v \cdot \frac{dS_{PO_4}}{dL} \\ \frac{dS_{NH_4}}{dt} = -v \cdot \frac{dS_{NH_4}}{dL} , \\ \frac{dS_{NO_3}}{dt} = -v \cdot \frac{dS_{NO_3}}{dL} \end{cases} \quad (3.45)$$

де: L – довжина робочої зони фотобіореактора;

v – швидкість потоку СВ у робочій зоні фотобіореактора.

Щоб отримати повну модель процесу, додамо рівняння 3.44 і 3.45.

Отримаємо.

$$\begin{cases} \frac{dS_{PO_4}}{dt} = -\alpha_{PO_4} \cdot S_{PO_4 \text{ поч.}} - v \cdot \frac{dS_{PO_4}}{dL} \\ \frac{dS_{NH_4}}{dt} = -\alpha_{NH_4} \cdot S_{NH_4 \text{ поч.}} - v \cdot \frac{dS_{NH_4}}{dL} . \\ \frac{dS_{NO_3}}{dt} = -\alpha_{NO_3} \cdot S_{NO_3 \text{ поч.}} - v \cdot \frac{dS_{NO_3}}{dL} \end{cases} \quad (3.46)$$

Приймаємо, що концентрація біогенних елементів у кожній точці фотобіореактора з часом не змінюється. Тоді запишемо

$$\frac{dS_{PO_4}}{dt} = 0, \quad \frac{dS_{NH_4}}{dt} = 0, \quad \frac{dS_{NO_3}}{dt} = 0. \quad (3.47)$$

З врахуванням формули 3.47 запишемо

$$\begin{cases} \frac{dS_{PO_4}}{dt} = -\alpha_{PO_4} \cdot S_{PO_4 \text{ поч.}} - v \cdot \frac{dS_{PO_4}}{dL} = 0 \\ \frac{dS_{NH_4}}{dt} = -\alpha_{NH_4} \cdot S_{NH_4 \text{ поч.}} - v \cdot \frac{dS_{NH_4}}{dL} = 0. \\ \frac{dS_{NO_3}}{dt} = -\alpha_{NO_3} \cdot S_{NO_3 \text{ поч.}} - v \cdot \frac{dS_{NO_3}}{dL} = 0 \end{cases} \quad (3.48)$$

Після спрощення отримуємо

$$\begin{cases} v \frac{dS_{PO_4}}{dL} = -\alpha_{PO_4} \cdot S_{P_3 \text{ поч.}} \\ v \frac{dS_{NH_4}}{dL} = -\alpha_{NH_4} \cdot S_{NH_4 \text{ поч.}} \\ v \frac{dS_{NO_3}}{dL} = -\alpha_{NO_3} \cdot S_{NO_3 \text{ поч.}} \end{cases} \quad (3.49)$$

Розділимо обидві частини формул на швидкість. Отримаємо.

$$\begin{cases} \frac{dS_{PO_4}}{dL} = -\frac{\alpha_{PO_4} \cdot S_{PO_4 \text{ поч.}}}{v} \\ \frac{dS_{NH_4}}{dL} = -\frac{\alpha_{NH_4} \cdot S_{NH_4 \text{ поч.}}}{v} \\ \frac{dS_{NO_3}}{dL} = -\frac{\alpha_{NO_3} \cdot S_{NO_3 \text{ поч.}}}{v} \end{cases} \quad (3.50)$$

Щоб врахувати енергетичну складову і отримати повну гідродинамічну модель процесу, виразимо у системі рівнянь 3.50 константи поглинання фосфорних і азотних сполук та вуглекислого газу через енергію активації відповідно до формули Ареніуса.

$$\alpha_i = \alpha_{oi} \exp\left(-\frac{E_i}{RT}\right), \quad (3.51)$$

де: E_i – енергія активації поглинання відповідного елемента;

З врахуванням формули 3.51 отримаємо.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dS_{PO_4}}{dL} = -\frac{\alpha_{0 PO_4} \exp\left(-\frac{E_{PO_4}}{RT}\right) \cdot S_{PO_4 \text{ поч.}}}{v} \\ \frac{dS_{NH_4}}{dL} = -\frac{\alpha_{0 NH_4} \exp\left(-\frac{E_{NH_4}}{RT}\right) \cdot S_{NH_4 \text{ поч.}}}{v} \\ \frac{dS_{NO_3}}{dL} = -\frac{\alpha_{0 NO_3} \exp\left(-\frac{E_{NO_3}}{RT}\right) \cdot S_{NO_3 \text{ поч.}}}{v} \end{array} \right. \quad (3.52)$$

Поглинання мікродоростей обох видів сполук має відбуватися одночасно, тому для визначення часу перебування СВ у робочій зоні реактора t необхідним є визначення необхідного часу для заданого зменшення концентрацій усіх видів сполук та визначення диктуючого виду.

Розглянемо ФБР як реактор ідеального витіснення, в якому відношення довжини робочої труби до її діаметра є великим (рисунок 3.16). У робочу зону реактора безперервно подається СВ з насінням мікродоростей. Процеси фотосинтезу відбуваються протягом переміщення СВ уздовж робочої зони реактора.

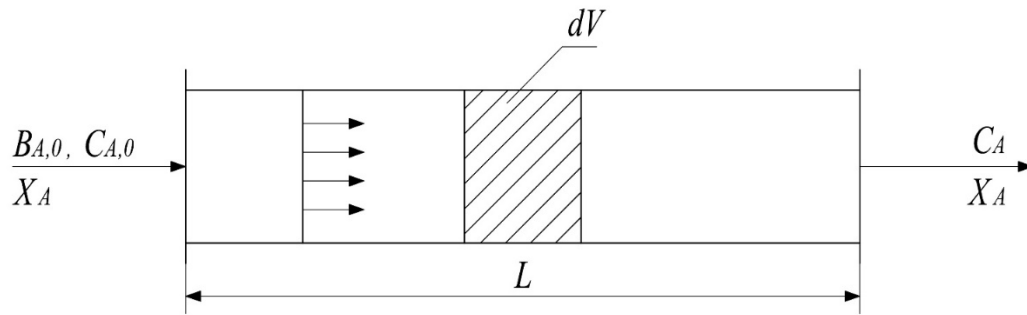


Рисунок 3.16. Схема закритого ФБР ідеального витіснення

Матеріальний баланс сполук, що видаляються у циліндричному ФБР для елементарного об'єму, запишемо у вигляді:

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = \left(-v_{xi} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial x} - v_{yi} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial y} - v_{zi} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial z} \right) + k_d \cdot \left(\frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_i}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 S_i}{\partial z^2} \right) + \mu_i, \quad (3.53)$$

де: S_i – концентрація концентрація i -го виду сполук біогенних елементів у культуральному середовищі (СВ);

x, y, z – просторові координати;

v_x, v_y, v_z – просторові складові швидкості потоку СВ;

k_d – коефіцієнт дифузії;

μ_i – питома швидкість поглинання біогенних сполук мікробами;

t – час.

Ліва частина формули 3.53 являє собою зміну концентрації біогенних сполук в часі для елементарного об'єму СВ. Перший доданок правої частини характеризує зміну концентрації за рахунок переносу біогенних сполук стіними водами у напрямку потоку. Другий доданок – характеризує зміну концентрації за рахунок дифузійного перенесення біогенних сполук. Третій доданок – зміну концентрації за рахунок поглинання мікробами.

Особливістю реакторів ідеального витіснення є те, що кожна частинка потоку рухається тільки в осьовому напрямку. Перемішування та дифузія за цих умов відсутні. Кожний елементарний об'єм рідини рухається уздовж трубки

реактора і не змішується з іншими. Концентрація біогенних сполук зменшується від початкового до кінцевого по довжині робочої зони реактора, за рахунок поглинання мікрободоростями. Завдяки цим умовам можна вважати, що час перебування кожного елементарного об'єму СВ у робочій зоні реактора є однаковим. Оскільки усі елементарні об'єми рухаються тільки у осьовому напрямку від початку робочої зони реактора до її кінця, перший доданок правої частини формули 3.53 запишемо у вигляді:

$$-v_{x_i} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial x} = -v \cdot \frac{\partial S_i}{\partial L}, \quad -v_{y_i} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial y} = 0, \quad -v_{z_i} \cdot \frac{\partial S_i}{\partial z} = 0, \quad (3.54)$$

де v – швидкість руху елементарного об'єму СВ уздовж робочої зони реактора,

L – довжина робочої зони реактора.

Оскільки за умовами у реакторі відсутня дифузія та перемішування, другий доданок формули 3.53 запишеться у вигляді:

$$k_d \cdot \left(\frac{\partial^2 S_i}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 S_i}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 S_i}{\partial z^2} \right) = 0. \quad (3.55)$$

З урахуванням формул 3.54 та 3.55 формула 3.53 набуває вигляду

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = -v \cdot \frac{\partial S_i}{\partial L} + \mu_i, \quad (3.56)$$

Під час запуску реактора, коли процес культивування тільки розпочинається, параметри середовища у робочій зоні реактора змінюються як по його довжині так і часі. Тобто процес є нестационарним. Культивування в режимі, що встановився, можна вважати стаціонарним процесом, оскільки всередині реактора, у кожному його елементарному об'ємі параметри середовища

залишаються незмінними у часі. Параметри змінюються тільки по довжині. Для цього випадку можемо записати:

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = 0. \quad (3.57)$$

З врахуванням формули 3.57, формула 3.56 спроститься і набуває вигляду:

$$-v \cdot \frac{\partial S_i}{dL} + \mu_i = 0, \quad (3.58)$$

Об'єм культурального середовища у реакторі можна вважати незмінним. Для таких умов можна записати

$$\partial S_i = S_{i \text{ поч.}} \cdot dK_i, \quad (3.59)$$

де: $S_{i \text{ поч.}}$ – початкова концентрація біогенних сполук у СВ (на вході у реактор);

K_i – ступінь видалення біогенної сполуки із СВ у реакторі.

Швидкість руху СВ у реакторі можна записати формулою

$$v = \frac{dL}{dt}. \quad (3.60)$$

З врахуванням формул 3.59 та 3.60, формулу 3.58 можна записати:

$$-\frac{dL}{dt} \cdot \frac{S_{i \text{ поч.}} \cdot dK_i}{dL} = \mu_i, \quad (3.61)$$

Звідки

$$dt = S_{i \text{ поч.}} \cdot \frac{dK_i}{-\mu}. \quad (3.62)$$

Інтегрування формули 3.62 дає:

$$t = S_{i \text{ поч.}} \cdot \int_0^{K_i} \frac{dK_i}{-\mu}. \quad (3.63)$$

Швидкість поглинання біогенних сполук, як хімічної реакції, можна записати у вигляді

$$-\mu_i = \alpha_i \cdot S_i^\beta, \quad (3.64)$$

де α_i – константа швидкості поглинання біогенної сполуки,
 β – порядок реакції.

З врахуванням формули 3.64, формула 3.63 набере вигляду

$$t = S_{i \text{ поч.}} \cdot \int_0^{K_i} \frac{dK_i}{\alpha_i \cdot S_i^\beta}. \quad (3.65)$$

З врахуванням формули 3.59, формулу 3.65 можна записати

$$t = S_{i \text{ поч.}} \cdot \int_0^{K_i} \frac{dK_i}{\alpha_i \cdot S_{i \text{ поч.}}^\beta \cdot (1 - K_i)^\beta} = \frac{S_{i \text{ поч.}}}{\alpha_i \cdot S_{i \text{ поч.}}^\beta} \cdot \int_0^{K_i} \frac{dK_i}{(1 - K_i)^\beta}. \quad (3.66)$$

Для реакції першого порядку формулу 3.66 запишемо

$$t = \frac{1}{\alpha_i} \cdot \int_0^{K_i} \frac{dK_i}{1 - K_i}. \quad (3.67)$$

Інтегруючи методом заміни перемінної отримуємо

$$t = \frac{1}{\alpha_i} \cdot \ln \frac{1}{1 - K_i}. \quad (3.68)$$

За формулою (3.68) можна визначати час перебування СВ у робочій зоні реактора для досягнення необхідного ступеня видалення біогенних сполук. Для цього потрібно визначити константи швидкості поглинання азотних та фосфорних сполук в конкретних умовах. Для їх визначення скорстаємося експериментальними даними та експоненційним законом зміни концентрації. Запишемо його у вигляді

$$S_i = S_{i \text{ поч.}} \cdot \exp(-\alpha_i t). \quad (3.70)$$

Звідси константа швидкості поглинання біогенного елементу може бути визначена за формулою

$$\alpha_i = \frac{\ln S_{i \text{ поч.}} - \ln S_i}{t}. \quad (3.71)$$

За експериментальними даними [125] при використанні *Clorella vulgaris* для видалення азотних і фосфорних сполук при початковій концентрації: амонійного азоту – 42 мг/дм³, фосфатів – 12 мг/дм³, а також тривалості перебування мікроводоростей у стічній воді 24 години, кінцева концентрація складала: амонійного азоту – 4 мг/дм³, фосфатів – 2 мг/дм³. При початковій концентрації нітратів 4,4 мг/дм³ та тривалості перебування мікроводоростей у стічній воді 32 години, кінцева концентрація складала 1,2 мг/дм³.

Відповідно формули 3.11, константи поглинання складають

$$\alpha_{NH_4} = \frac{\ln 42 - \ln 4}{24} = 0,098.$$

$$\alpha_{PO_4} = \frac{\ln 12 - \ln 2}{24} = 0,075.$$

$$\alpha_{NO_3} = \frac{\ln 4,4 - \ln 1,2}{32} = 0,041.$$

Розрахуємо цей час для видалення сполук фосфору та азоту. Комунальні СВ можуть містити 5 ... 20 г/м³ сполук фосфору, та 50 ... 60 г/м³ загального азоту (за Правилами приймання СВ абонентів у систему каналізації міста Києва допустимий вміст складає: фосфатів – 8 г/м³, амонійного азоту – 20 г/м³, нітратів – 40 г/м³). Після проходження біологічного очищення з нітрифікацією денітрифікацією концентрація амонійного азоту складає – 1,8 г/м³, нітратів – 9,5 г/м³. За нормативними вимогами ЄС [1] концентрація сполук фосфору у СВ, що скидаються у водойми, має бути 1 ... 2 г/м³, загального азоту – 10 ... 15 г/м³. Прийmemo концентрацію сполук фосфору у СВ на вході у реактор 8 г/м³, а на виході – 1 г/м³, концентрацію амонійного азоту на вході – 1,8 г/м³, а на виході – 0,5 г/м³ (як для скиду у водойми рибогосподарського призначення), концентрацію нітратів на вході – 9,5 г/м³, а на виході – 2 г/м³. Таким чином, необхідний ступінь видалення сполук фосфору складе $K_{PO_4} = 0,88$, амонійного азоту – $K_{NH_4} = 0,72$, нітратів – $K_{NO_3} = 0,79$. За таких умов, необхідний час перебування СВ у реакторі для видалення фосфору t_P та t_N відповідно складає:

$$t_{PO_4} = \frac{1}{0,075} \cdot \ln \frac{1}{1-0,88} = 28,26 \text{ год.},$$

$$t_{NH_4} = \frac{1}{0,098} \cdot \ln \frac{1}{1-0,72} = 12,98 \text{ год.},$$

$$t_{NO_3} = \frac{1}{0,041} \cdot \ln \frac{1}{1-0,79} = 38,06 \text{ год.},$$

Оскільки найбільш важливим елементом для видалення із СВ є фосфор і його сполуки (з екологічної точки зору він має найбільший питомий евтрофікаційний потенціал, з економічної точки зору – цінний елемент, запаси якого у природі обмежені) за основу прийmemo час перебування СВ у ФБР, необхідний для досягнення необхідного ступеня видалення сполук фосфору – 28,26 год. Приймаємо час перебування СВ у робочій зоні ФБР – 30 годин. Тоді концентрація сполук фосфору, амонійного азоту і нітратів може бути визначена за формулою 3.10. На виході з ФБР концентрація складе

$$S_{PO_4} = 8 \cdot \exp(-0.075 \cdot 30) = 0,84 \text{ г/м}^3.$$

$$S_{NH_4} = 1,8 \cdot \exp(-0.098 \cdot 30) = 0,10 \text{ г/м}^3.$$

$$S_{NO_3} = 9,5 \cdot \exp(-0.041 \cdot 30) = 2,78 \text{ г/м}^3.$$

Зміна концентрації сполук фосфору, нітратів та амонійного азоту у СВ при роботі ФБР, розрахована за формулою 3.70, наведена на рис. 3.15.

Як видно з рис. 3.17 за час перебування СВ у робочій зоні ФБР, що дорівнює 30 год концентрація сполук фосфору зменшується у 9,5 разів, амонійного азоту – у 18 разів, нітратів – у 3,4 рази.

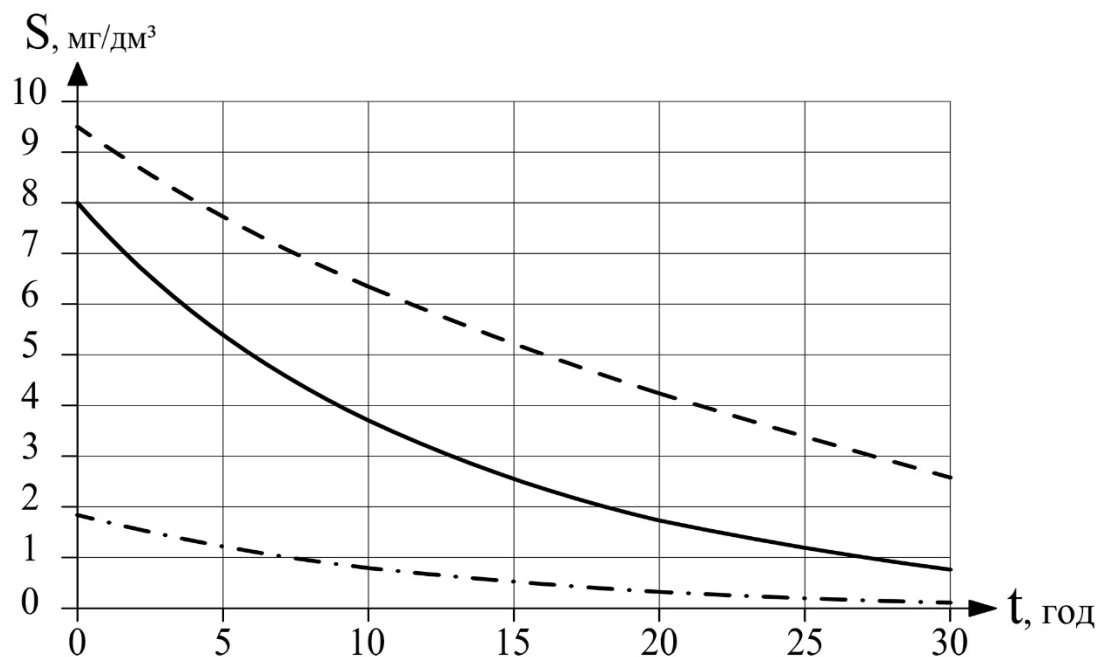


Рисунок 3.17. Зміна концентрації біогенних сполук у СВ при роботі ФБР

- зміна концентрації сполук фосфору (PO_4)
- - - зміна концентрації нітратів (NO_3)
- · - · - зміна концентрації амонійного азоту (NH_4)

Зменшення концентрації цих елементів зменшує евтрофікаційних потенціал СВ. Цей потенціал може бути розрахований за формулою

$$EП_{СВ} = \sum_1^n EП_n \times M_n. \quad (3.72)$$

де: $EП_{СВ}$ – евтрофікаційний потенціал стічної води;

$EП_n$ – показник евтрофікації n -го біогенного елемента, виражений у вигляді еквівалента фосфат-іона;

M_n – маса n -го біогенного елемента у певному об'ємі СВ;

n – кількість біогенних елементів у СВ.

Зменшення евтрофікаційного потенціалу СВ може бути розраховано за формулою

$$\Delta EП_{CB} = \frac{EП_{CB}^{поч.}}{EП_{CB}^{кінц.}} = \frac{\sum_1^n EП_n \times S_n^{поч.}}{\sum_1^n EП_n \times S_n^{кінц.}}. \quad (3.73)$$

де: $\Delta EП_{CB}$ – зменшення евтрофікаційного потенціалу СВ;

$S_n^{поч.}$, $S_n^{кінц.}$ – маса n -го біогенного елемента у певному об'ємі СВ до та після очищення відповідно.

Показники евтрофікації біогенних елементів приймаємо [236]: $EП_{PO4} = 1,0$; $EП_{NH4} = 0,33$; $EП_{NO3} = 0,1$.

Після очищення за запропонованою технологією зменшення евтрофікаційного потенціалу СВ складе

$$\Delta EП_{CB} = \frac{1,0 \times 8 + 0,33 \times 1,8 + 0,1 \times 9,5}{1,0 \times 0,84 + 0,33 \times 0,1 + 0,1 \times 2,78} = 8,27.$$

Таким чином евтрофікаційний потенціал зменшиться у 8,27 разу.

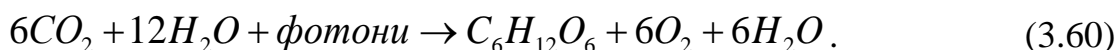
3.9. Моделювання приросту біомаси мікроводоростей у фотобіореакторі

Ефективність культивування мікроводоростей залежить від кількох фундаментальних властивостей культивуючих систем. Серед головних можна назвати такі:

- ефективність розповсюдження світла через біомасу;
- ефективність переходу CO_2 у рідку фазу (розчинення у воді);
- ефективність поглинання CO_2 біомасою мікроводоростей (тісно пов'язано інтенсивністю розповсюдження світла);
- ефективність видалення O_2 з середовища, який утворюється протягом

процесу фотосинтезу і за певних концентрацій може виступати інгібітором росту мікрободоростей.

Під час фотосинтезу відбувається поглинання сонячного світла та вуглекислого газу з хімічними перетвореннями, під час яких утворюється кисень, вуглеводні та інші сполуки, які у подальшому використовуються для отримання енергії та синтезу більш складних органічних елементів. У загальному вигляді процес виразиться формулою



Фотосинтезом є складний багатоступінчастий процес синтезу органічних сполук з використанням сонячного світла. Усі реакції фотосинтезу ділять на дві групи: світлова фаза та темнова фаза.

Світлова фаза відбувається лише у присутності світла у мембранах тилакоїдів (обмежених мембранами мішечків всередині хлоропластів та ціанобактерій) за участю хлорофілу, білків-переносників електронів і ферменту АТФ-синтетази. Під дією кванту світлового випромінювання електрони хлорофілу збуджуються, залишають молекулу і потрапляють у простір ззовні мембрани тилакоїду. Після цього мембрана набуває негативного заряду. Окиснені молекули хлорофілу відбирають електрони у води, що знаходиться у внутрішньотилакоїдному просторі, і відновлюються. За цих умов відбувається фотоліз (розпад) води.



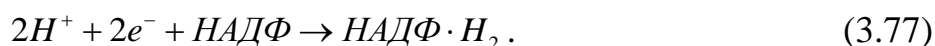
Іон гідроксилу втрачає електрон і перетворюється на активний реакційноздатний радикал



Утворені радикали об'єднуються з утворенням води та вільного кисню



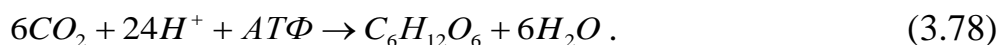
Вільний кисень виділяється у навколишнє середовище. Ядра водню H^+ накопичуються всередині тилакоїду, який перетворюється на протонний резервуар. За рахунок ядер водню внутрішня частина мембрани тилакоїду набуває позитивного заряду, а зовнішня, за рахунок накопичення електронів, негативного. Коли різниця потенціалів між внутрішньою частинами мембрани досягає величини 200 мВ, протони проштовхуються через канали АТФ-синтезати. Відбувається окиснювальне фосфорилування, аденозиндифосфату (АДФ), під час якого утворена енергія запасується у мітохондріях клітин у вигляді аденозинтрифосфату (АТФ). Атомарний водень відновлює специфічного переносника – никотинамидадениндинуклеотид-фосфат ($НАДФ^+$) до $НАДФ \cdot H_2$



Отже, під час світлової фази відбувається фотоліз води, який супроводжується трьома основними процесами, таким як синтез АТФ, утворення $НАДФ \cdot H_2$ та утворенням кисню. Кисень викидається у атмосферу як не потрібний продукт, а АТФ та $НАДФ \cdot H_2$ переносяться з тилакоїду у строму хлоропласта, де беруть участь у процесах темної фази.

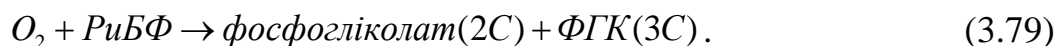
Темнова фаза відбувається саме у стромі. Енергія світла для неї не потрібна. Через це процеси цієї фази можуть відбуватися як у світлий період так і у темний. Вони являють собою послідовні реакції перетворення вуглекислого газу, який надходить з НПС, в результаті чого утворюється глюкоза та інші органічні речовини. Спочатку відбувається фіксація вуглекислого газу. Його акцептором виступає п'ятивуглецевий цукор – рибулозобіфосфат (РибФ), акаталізатором реакції – фермент рибулозобіфосфат-карбоксилаза (РибФ-

карбоксилаза). Результатом є нестійка шестивуглецева сполука, яка відразу розпадається на дві молекули фосфогліцеринової кислоти (ФГК). Після цього відбувається ряд реакцій (цикл Кальвіна), в результаті яких фосфогліцеринова кислота перетворюється у глюкозу. Для їх протікання використовується енергія АТФ та НАДФ·Н₂, утворених протягом світлової фази



Окрім глюкози під час фотосинтезу утворюються також інші складні органічні сполуки, такі як амінокислоти, гліцерин та жирні кислоти, нуклеотиди.

Фотодихання – це поглинання кисню з одночасним виділенням вуглекислого газу. Поглинання здійснюється за участю РиБФ-карбоксилази



Фермент називають РиБФ-оксигеназою. Кисень є конкурентним інгібітором фіксації вуглекислого газу. Від РиБФ-оксигенази відокремлюється фосфатна група, в результаті чого фосфогліколат стає гліколатом. Останній клітина має утилізувати. Він надходить у пероксисому клітини і окислюється там до гліцину. Гліцин надходить у мітохондрію, де окиснюється до сиринау (2-аміно-3-гідроксіпропіонова кислота, $HOCH_2CH(NH_2)COOH$ – одна з амінокислот, що утворюють білки). За цих умов втрачається фіксований вуглець у вигляді CO_2 . Дві молекули гліколевої кислоти (гліколату) ($HOCH_2COOH$), кожна з яких містить два атоми вуглецю, перетворюються в одну молекулу фосфогліцеринової кислоти ФГК $C_3H_8O_10P_2$, що містить три атоми вуглецю і одну молекулу вуглекислого газу (CO_2). Фотодихання знижує приріст біомаси під час культивування.

Певні штами мікроводоростей можуть домінувати над іншими залежно від властивостей середовища: фізичних (завислі речовини, каламутність, спектральна поглинальна здатність, температура, електрична провідність тощо); хімічних (рН, солоність, лужність, вміст азоту, фосфору, розчинених газів, металів, органічних

сполук тощо); біологічних (вміст бактерій, грибів, вірусів, найпростіших, личинок тощо). Найбільш розповсюдженими видами мікроводоростей, що періодично зустрічаються у комунальних стічних водах, які пройшли механічне та біологічне очищення за традиційними технологіями є: *Chlorella*, *Scenedesmus*, *Chlamydomonas*, *Micractinium*, *Euglena*, *Ankistrodesmus*, *Oscillatoria*, *Microcystis*, *Nitzschia*, *Navicula*, *Stigeoclonium*. З цього можна припустити, що фізичні, хімічні та біологічні властивості комунальних стоків дозволяють домінувати саме цим видам. Проте не можна виключати наявність інших, більш рідкісних видів, що також потенційно можуть домінувати в комунальних стічних водах в разі коригування деяких фізичних, хімічних та біологічних характеристик останніх.

Використання біомаси мікроводоростей для виробництва біопалива, або як біологічного добрива, на відміну від використання для харчової промисловості, або для виробництва фармацевтичних препаратів, не вимагає високого ступеня чистоти культур. Тому, їх культивування для цієї мети з використанням комунальних стічних вод може бути повністю прийнятним.

Існує взаємозв'язок між вмістом азоту та фосфору у клітинах. Співвідношення P/N не буває нижче 0,04 г/г і рідко перевищує 0,15 г/г. У білках та нуклеїнових кислотах це співвідношення складає близько 0,055 г/г. З цієї причини механізми поглинання азоту та фосфору взаємопов'язані. При недостатній кількості у культуральному середовищі азоту засвоєння фосфору погіршується. І навпаки, погіршення засвоєння азоту при нестачі фосфору пов'язано зі сповільненням синтезу органічних кислот. При нестачі азоту зниження потреби у фосфорі може бути пояснено сповільненням процесів синтезу фосфоровмісних сполук у клітинах.

Найбільш прийнятне співвідношення між концентрацією азоту та фосфору (N/P) у культуральному середовищі для мікроводоростей у середньому складає 16:1. При цьому для різних штамів оптимальне співвідношення коливається від 8:1 до 45:1 [131].

Приріст біомаси мікроводоростей можна описати за допомогою логістичної моделі Ферхюста-Перла, яке у цьому випадку можна записати так

$$\frac{dC}{dt} = \mu C - \frac{\mu}{C_{\max}} C^2, \quad (3.80)$$

де C – концентрація біомаси мікробів;

C_{\max} – максимально можлива концентрація у даному середовищі;

μ – питома швидкість приросту біомаси.

Розв'язок рівняння (3.67) відносно концентрації біомаси у фотобіореакторі матиме вигляд

$$C(t) = \frac{C_{\max} \cdot C_0 \cdot e^{\mu t}}{C_{\max} + C_0 (e^{\mu t} - 1)}, \quad (3.81)$$

де C_{\max} – максимально можлива концентрація біомаси у фотобіореакторі (ємність культурального середовища);

t – час культивування.

Крива, що відображає логістичну модель (3.68), наведено на рисунку 3.18.

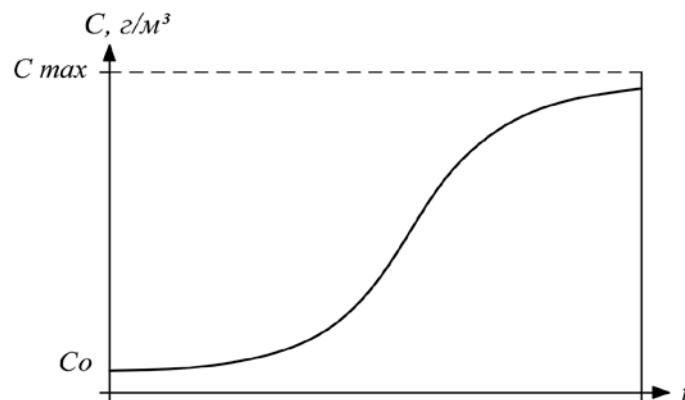


Рисунок 3.18. Загальний вид функції Ферхюста-Перла

Перший доданок правої частини рівняння (3.67) описує приріст біомаси на початковому етапі за низьких початкових концентрацій C та відсутності лімітуючих факторів, зокрема достатньої інтенсивності освітлення, відсутності інгібування фотосинтезу, наявності у культуральному середовищі достатньої

кількості поживних речовин (біогенних елементів), оптимальних значень температури тощо.

В реальних процесах лімітуючі фактори завжди присутні, тому для адекватного опису реальних процесів модель Ферхюста-Перла потребує коригування.

Вплив температури на швидкість приросту біомаси також є важливим фактором для культивування гетеротрофічних мікроводоростей. Як і багато інших організмів мікроводорості можуть рости при різних температурах середовища. При цьому існує оптимальне значення температури, при якому швидкість росту є максимальною. Коли значення температури відрізняється від оптимального, швидкість росту змінюється. При низьких температурах швидкість сповільнюється, при підвищених – також спостерігається інгібування росту.

Залежність питомої швидкості росту від температури можна виразити рівнянням Арреніуса. У випадку фотосинтезу це рівняння можна записати у вигляді поправки до питомої швидкості приросту біомаси. Скористаємося виразом запропонованим у [144]. Запишемо цю поправкову функцію у вигляді

$$f(T) = e^{\frac{E_A}{RT_{opt}} - \frac{E_A}{RT}}, \quad (3.82)$$

де E_A – енергія активації фотосинтезу;

R – універсальна газова стала;

T – температура культурального середовища;

T_{opt} – оптимальна температура для фотосинтезу

Поправковий коефіцієнт при цьому виразиться формулою

$$k_T = \frac{2 \cdot f(T)}{(1 + f^2(T))}. \quad (3.83)$$

При оптимальній температурі для фотосинтезу у $300\text{ }^{\circ}\text{K}$ та енергії активації $150 \cdot 10^3$ Дж/моль залежність поправкового коефіцієнту від температури наведено на рисунку 3.17.

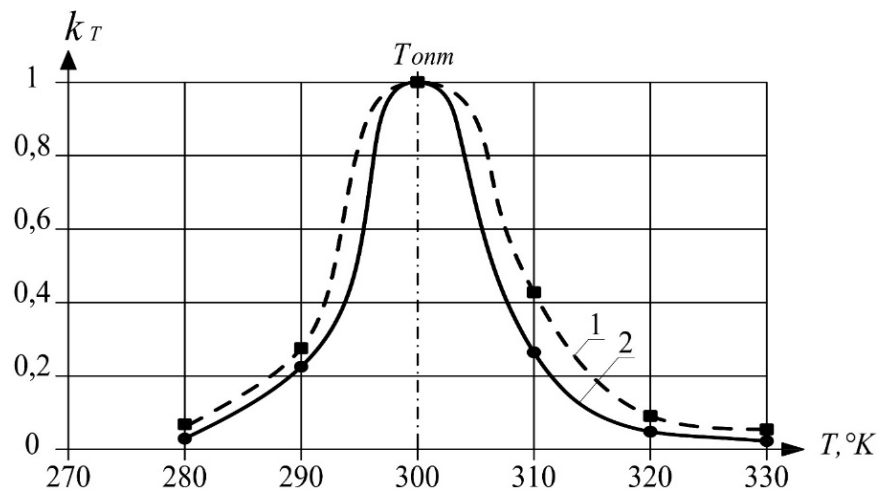


Рисунок 3.19. Залежність поправкового коефіцієнту до питомої швидкості приросту біомаси від температури

Багато штамів мікрободоростей здатні добре адаптуватися до зміни температури культивування, зміщуючи її оптимальне значення у той, чи інший бік. Проте ця властивість проявляється тільки при поступовій зміні температури і у певних межах. Більшість штамів не є толерантними до різких змін температури і сповільнюють зростання, припиняють його взагалі, чи гинуть при різких відхиленнях від її оптимального значення.

У щільних середовищах інтенсивність світла зменшується при проходженні через шар культуральної рідини відповідно до закону Бугера-Ламберта-Бера. Для фотобіореактора, у якому концентрація мікрободоростей у культуральній рідині є однаковою по всьому об'єму, його можна сформулювати так: інтенсивність світлового потоку у заданій точці ФБР залежить від шляху пройденого світловим потоком у культуральному середовищі, концентрації біомаси та інтенсивності поглинання світла мікрободоростями. Він запишеться у вигляді формули

$$I_l = I_0 \times \exp(-l \cdot k_{\text{ногл}} \cdot C), \quad (3.84)$$

де I_l – інтенсивність світлового потоку у точці l ;

I_0 – інтенсивність падаючого на ФБР світлового потоку;

$k_{\text{ногл}}$ – коефіцієнт поглинання світла мікроводоростями;

C – концентрація мікроводоростей у ФБР.

Формула (3.71) справедлива для паралельного світлового потоку у товщі рідини. Для ФБР, який виконано у вигляді циліндричної прозорої ємності, що рівномірно освітлена з усіх сторін, світловий потік не біде паралельним, а направленим до центру кругового поперечного перерізу циліндра, тобто до його осі. Для такого випадку інтенсивність світлового потоку у точці можна записати

$$I_l = \frac{I_0}{\pi} \int_0^\pi \exp\left\{-k_{\text{ногл}} \cdot C \left[(R-l) \cos \varphi + \sqrt{R^2 - (R-l)^2 \sin^2 \varphi} \right]\right\}, \quad (3.85)$$

де l – відстань від поверхні циліндричного корпусу до точки;

R – радіус циліндричного корпусу;

φ – кутове положення радіусу, на якому розташована точка.

Для знаходження середньої інтенсивності світлового потоку всередині циліндричного реактора необхідно проінтегрувати рівняння 6 уздовж радіусу циліндра

$$I = \frac{I_0}{\varphi R} \int_0^R \int_0^\pi \exp\left\{-k \cdot C \left[(R-l) \cos \varphi + \sqrt{R^2 - (R-l)^2 \sin^2 \varphi} \right]\right\} d\varphi dl, \quad (3.86)$$

Для спрощення розкриття подвійного інтегралу 3.73 замінимо його рімановською сумою.

$$I = \frac{I_0}{\varphi R} \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^m \exp\left\{-k \cdot C \left[(R-l) \cos \varphi + \sqrt{R^2 - (R-l)^2 \sin^2 \varphi} \right]\right\} \Delta \varphi \Delta l, \quad (3.87)$$

де n – кількість інтервалів, на які розбивається радіус циліндричного реактора $n = R/\Delta l$;

m – кількість кутових інтервалів, на які розбивається круговий поперечний переріз циліндричного реактора $m = \pi/\Delta \varphi$.

На рисунку 3.20 наведено криву залежності питомої швидкості росту мікрободоростей μ , доба⁻¹ від інтенсивності падаючого на культуральне середовище опромінення I , мкмоль/м²·с, яка є характерною, оскільки відображає характер зміни інтенсивності росту. Ефективність засвоєння сонячного світла мікрободоростями є найвищою у діапазоні інтенсивності опромінювання від 0 до 200 мкмоль/м²·с (діапазон I). У цьому діапазоні зростання швидкості приросту біомаси майже прямо пропорційно. Інтенсивність опромінення 200 мкмоль/м²·с є інтенсивністю насичення для фотосинтезу, після якого, зі зростанням інтенсивності, зростання швидкості приросту відбувається дуже повільно (діапазон II). При подальшому збільшенні інтенсивності опромінення чітко проявляється ефект фотоінгібування і спостерігається різке зниження питомої швидкості росту.

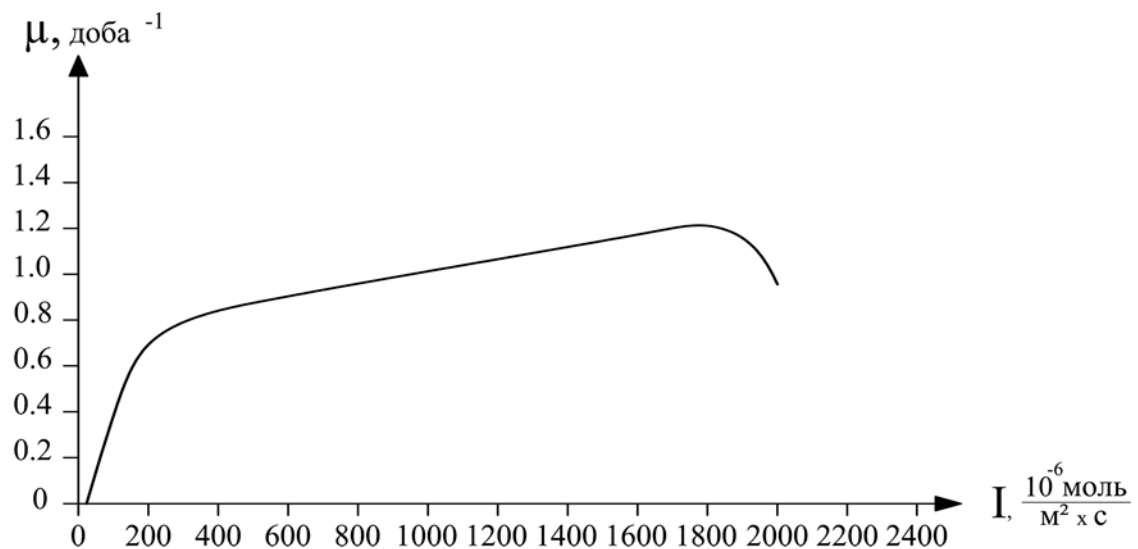


Рисунок 3.20. Залежність питомої швидкості росту мікрободоростей від інтенсивності падаючого опромінення

Висновки за розділом 3

Мікрободорості можна вважати перспективною сировиною для виробництва біопалива третього та четвертого поколінь. Враховуючи затрати на забезпечення процесу культивування, перш за усе на приготування культурального розчину, температурну стабілізацію та електричну енергію на

перемішування, економічна ефективність цього процесу може бути невисокою. Для підвищення цієї ефективності доцільним може бути поєднання процесів культивування з процесами очищення комунальних СВ від біогенних елементів. Тим самим можна знижувати ризики розвитку евтрофікаційних процесів у відкритих водоймах під час скидання до них очищених СВ.

В результаті виконаних досліджень:

1. Визначено, що під час культивування енергетичних мікроводоростей у відкритих водоймах та закритих фотобіореакторах за природних умов України можна досягати продуктивності 10,8 ... 12,4 кг/м² за рік. У цей час продуктивність за ліпідами може складати 3,8 ... 4,4 кг/м² за рік.

2. На основі енергетичних та емісійних розрахунків показано, що під час культивування МКВ для виробництва біопалива третього покоління з використанням існуючих технологій в умовах України затрати енергії перевищують отримані від спалювання виробленого біопалива до 15%, а емісія СО₂ перевищує уникнену емісію від заміни біопаливом традиційного до 12%. Обґрунтовано доцільність поєднання процесів культивування з процесами очищення СВ від біогенних елементів.

3. На основі експериментальних даних і теоретичного аналізу та прогнозування обґрунтовано параметри об'єднаного процесу культивування енергетичних МКВ з використанням СВ як культурального середовища і з одночасним їх очищенням від біогенних елементів. Показано, що на крупних очисних спорудах евтрофікаційний потенціал очищених СВ знижується у 8,27 разу по відношенню до біологічно очищених СВ.

4. Запропоновано захищені патентом України на корисну модель конструктивні рішення обладнання для культивування МКВ з одночасним очищенням СВ від біогенних елементів, що дозволяють працювати у холодну пору року. Запропоновано методику розрахунку цього обладнання.

РОЗДІЛ 4

РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО АНАЕРОБНІЙ СТАБІЛІЗАЦІЇ ОСАДІВ СТІЧНИХ ВОД

4.1. Оцінювання екологічних характеристик сучасних процесів анаеробної стабілізації осадів стічних вод

Після механічного та біологічного очищення СВ утворюються осади різного виду. Це відходи, що затримуються решітками (незначна кількість), сирий осад первинних відстійників, активний мул, чи біоплівка, що утворюється в спорудах аеробного біологічного очищення СВ та видаляється з вторинних відстійників.

Загальний об'єм осадів складає близько 1% від об'єму СВ, що очищується. Вони містять 60 ... 90 % органічних сполук та відповідно 10 ... 40 % зольної частини. Основними компонентами органічної (беззольної частини осадів є білки, вуглеводи та ліпіди (жири). Разом вони складають 80 ... 85 % беззольної частини осадів, проте їх співвідношення можуть суттєво відрізнятися. Решта 15 ... 20 % це лігнінно-гумусові з'єднання [7].

Утилізацію осадів можна проводити кількома методами (рисунок 4.1). Найпоширенішими з них є:

- спалювання;
- висушування та використання як будівельний матеріал;
- захоронення;
- використання як техногенного ґрунту в будівництві;
- використання як харчової добавки для тварин (активний мул);
- використання як добрива на сільськогосподарських полях.

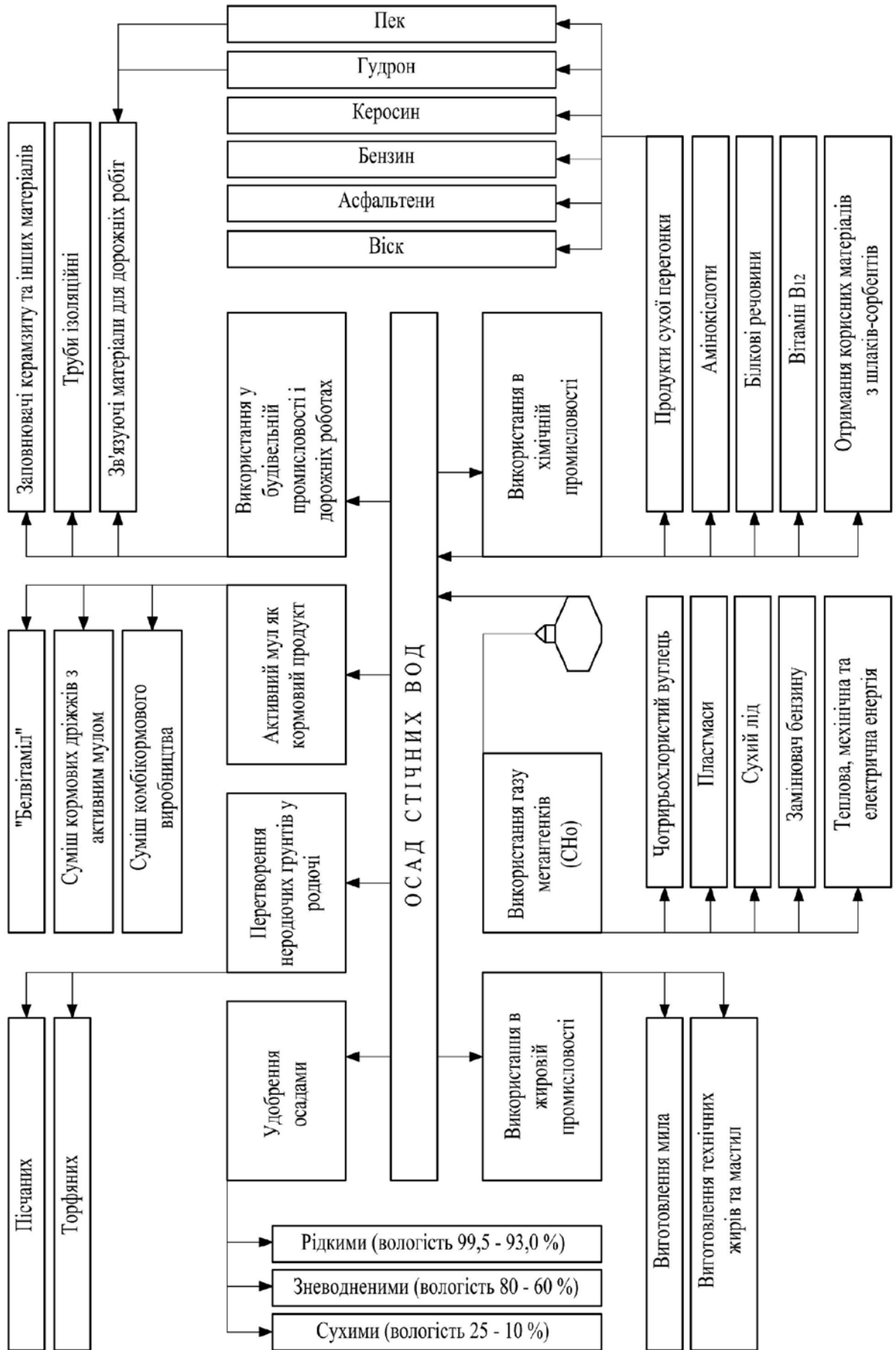


Рисунок 4.1. Основні напрями утилізації осадів СВ

Утилізація осадів методом спалювання набуває поширення. Зокрема на Бортницькій станції аерації проводиться будівництво лінії зі спалювання осаду СВ м. Києва. Спалюють переважно в багатоподових чи барабанних печах та в печах з кип'ячим шаром. Під час спалювання відбувається окислення органічних речовин в осаді і утворюється зола, яка може бути використана для різних цілей, наприклад як присадка до нових порцій осадів перед їх зневодненням. Це дозволяє знижувати витрату інших реагентів.

Спалювання має ряд недоліків, зокрема економічний фактор. Він суттєво залежить від вмісту та складу беззольної речовини та вологості осаду. Нижча теплота згоряння осадів побутових СВ коливаються в межах $16,8 \cdot 10^6 \dots 27,4 \cdot 10^6$ Дж/кг беззольної речовини. Процесу безпосереднього спалювання передуює процес висушування, тобто випаровування вологи з завантаженого у піч осаду. Питома витрата енергії на випаровування складає $4,2 \cdot 10^6$ Дж/кг води. Тобто для вологих осадів теплоти, що виділяється під час згоряння, може бути недостатньо для випаровування вологи. Досвід реалізації таких методів свідчить, що спалювати самостійно (забезпечувати стійкий процес горіння без сторонньої допомоги) можна осади, в яких співвідношення вологи та беззольної речовини не перевищує 3,5 ... 4 до 1. В інших випадках для спалювання необхідна додаткова витрата палива.

Крім того, осади можуть містити солі важких металів. Під час спалювання важкі метали потрапляють у продукти згоряння і, за відсутності очищення відхідних газів, викидаються у атмосферу. Досвід свідчить, що очищення газоподібних продуктів згоряння від важких металів є дорогим. Вартість може значно перевищувати вартість видалення важких металів з осадів.

Використання осаду як будівельного матеріалу також пов'язане зі значними затратами енергії на випаровування вологи. З цього видно, що спалювання та використання у будівництві може бути виправдано тільки у випадку неможливості, чи економічної недоцільності застосування інших методів утилізації.

Використання активного мулу як харчової добавки до раціону тварин пояснюється його високою поживною цінністю. Він містить багато білків та вітамінів, зокрема вітаміни групи В, серед яких особливо багато вітаміна В₁₂. Проте питання утилізації осаду первинних відстійників таким методом не вирішується.

Одним з найбільш економічно вигідних може бути використання осадів для удобрення сільськогосподарських полів. Для цього потрібне їх попереднє очищення від солей важких металів. Наявність в осадах таких речовин як азот, фосфор, калій, мікроелементи тощо робить його цінною сировиною для виготовлення органічних добрив. Проте наявність значних кількостей органічних речовин проковує можливості швидкого загнивання цих осадів. Інша небезпека полягає в значній бактеріальній, у тому числі патогенній забрудненості осадів. Так мікробна забрудненість сирих осадів та надлишкового активного мулу побутових СВ може складати $10^7 \dots 10^8 \text{ мл}^{-1}$, вміст сальмонел може досягати 10^3 л^{-1} , а вміст яєць гельмінтів може досягати 100 кг^{-1} . Це створює небезпеку розповсюдження інфекційних захворювань. Згідно з діючими нормативами санітарно-гігієнічної безпеки під час скидання стоків у водойми та під час використання осаду як добрива, взагалі не допускається присутність сальмонел та життєздатних яєць гельмінтів. Дослідами встановлено [145, 146], що сальмонели у ґрунті та на листках рослин здатні виживати до 11 тижнів, а яйця аскарид залишаються життєздатними у ґрунті до двох років. Потрібно також відзначити, що в Україні ступінь знезаражування осаду оцінюється тільки за вмістом яєць гельмінтів [146]. Значна мікробна забрудненість не дозволяє розглядати осади як безпечне добриво без попередньої стабілізації (знезаражування).

Наявність великої кількості органічних сполук робить ефективним стабілізацію осаду шляхом їх конверсії на базі анаеробного зброджування в метантенках з одночасним отриманням газоподібного палива (біогазу), який може бути використаний як для потреб самих КОС, так і, за наявності надлишку, для реалізації іншим споживачам. В Україні тільки 30 % КОС мають метантенки, а використовується біогаз усього на двох з них – у Києві та Харкові [146]. Хоча

після стабілізації хоча б половини осадів побутових СВ, що утворюються в Україні, можна щороку додатково отримувати біля $200 \cdot 10^6$ м³ біогазу ($140 \cdot 10^6$ кг умовного палива), спалювання якого не призводить до збільшення вмісту в атмосфері парникових газів.

Обробка осадів СВ у метантенках вважається в Україні малоефективною з тієї причини, що існуючі технології зброджування далекі від досконалості. В них використовуються застаріла інформація про перебіг процесів бродіння, не враховуються сучасні уявлення про особливості їх кінетики. Результатом є незадовільно низька швидкість бродіння, значні об'єми метантенків, невеликий вихід біогазу, високі капітальні та експлуатаційні затрати, низька якість отриманих органічних добрив.

Очевидно, що збільшення об'ємів стабілізації осадів є актуальним завданням, оскільки дозволяє не тільки отримувати більшу кількість екологічно безпечного органічного добрива, і тим самим збільшувати конкурентоздатність сільськогосподарських культур, але і додатково отримувати суттєву кількість альтернативного екологічно безпечного газоподібного палива. Цього можна досягти шляхом модернізації існуючих технологій з врахуванням результатів останніх наукових досліджень в галузі біохімії та мікробіології анаеробних процесів та розробки нових конструкцій метантенків, які б дозволяли ефективно реалізовувати модернізовані технології.

Метантенк являє собою герметичний резервуар для завантаження субстрату, у верхній частині якого влаштовано ємкість для збирання газу, що утворюється під час бродіння. Конструкції існуючих метантенків дозволяються класифікувати технологічні схеми анаеробної ферментації за такими основними ознаками: об'єм реактора метантенка; температурний режим бродіння; методи нагрівання субстрату; методи утримання мікроорганізмів, що здійснюють процес ферментації всередині реактора; неперервність процесу бродіння; розподілення процесу ферментації на ступені (зони бродіння) тощо.

Існують метантенки як досить великі та складні за конструкцією (наприклад на міських КОС), так і зовсім малі та примітивні (на сільськогосподарських фермах для переробки відходів тварин та птиці).

Залежно від об'єму реактора метантенки можна розділити на:

- малої продуктивності (об'ємом реактора 5 ...20 м³);
- середньої продуктивності (об'ємом реактора 200 ...1 000 м³);
- великої продуктивності (об'ємом реактора 1 000 ...10 000 м³);
- особливо великої продуктивності (об'ємом реактора більше 10 000 м³).

За температурним режимом розрізняють:

- психрофільний режим (зброджування проводять за температури 20 °С);
- мезофільний (за температури 30 ... 35 °С);
- термофільний (за температури 50 ... 55 °С);
- екстратермофільний (за температури 60 °С);

За термофільних режимів досягається повне знищення яєць гельмінтів, тоді як при мезофільному режимі гине лише 50 .. 80 %. За психрофільного режиму знезараження не відбувається взагалі.

За методами нагрівання субстрату в реакторі метантенки ділять на:

- реактори з прямим підігрівом паром чи змішуванням субстрату з гарячою водою;
- реактори з непрямим підігрівом субстрату через теплообмінники (теплообмінники можуть бути вбудовані всередину реактора, розташовані окремо в стороні від реактора, а також у вигляді суцільної сорочки на реакторі).

За мобільністю мікроорганізмів, що здійснюють процеси анаеробної ферментації, метантенки можна розділити на дві групи:

- реактори з нефікованими мікроорганізмами (в яких мікроорганізми вільно рухаються всередині реактора);
- реактори з фікованими мікроорганізмами (в яких мікроорганізми знаходяться на спеціальних носіях у вигляді біоплівки).

За неперервністю роботи метантенки можна розділити на:

- реактори безперервної дії (завантаження свіжого субстрату та вивантаження збродженого відбувається регулярно);
- реактори циклічної дії (вивантаження відбувається тільки після повного збродження завантаженого субстрату).

Більш раціональними з точки зору режиму бродіння є метантенки безперервної дії. В них завантаження та вивантаження осаду відбувається одночасно та безперервно (чи періодично невеликими порціями). Це забезпечує кращу температурну стабільність субстрату, що бродить (попереджує його охолодження від змішування з залповими порціями більш холодного свіжого субстрату). Тим самим забезпечується рівноцірна інтенсивність бродіння та рівномірне газовиділення.

За розподіленням процесу ферментації на ступені розрізняють:

- реактори одноступеневого збродження;
- реактори двоступеневого (чи багатоступеневого) збродження.

Перші великі метантенки, які з'явилися в 1925 році в Німеччині, Англії та Америці, а також у 1928 році у СРСР працювали за одноступеневою схемою. Метантенки, що працюють зараз в Україні, теж переважно одноступеневі.

В одноступеневому метантенку (рисунок 4.2) усі біохімічні процеси анаеробного бродіння, протікають в одній загальній ємності, послідовно змінюючи один одного. Для того, щоб субстрат в такій ємності повністю перебродив і усі органічні речовини перетворилися в на біогаз, потрібно досить великий проміжок часу навіть за умови термостабілізації [147]. За мезофільного процесу тривалість бродіння може складати 30 ... 50 діб, за термофільного процесу тривалість може бути вдвічі менша.

Щоб організувати безперервний процес періодично проводять часткове вивантаження та одночасне заповнення метантенку свіжим субстратом. Добову масу свіжого субстрату, що припадає на кубічний метр об'єму метантенка, називають «навантаженням» (одиниця вимірювання $кг/м^3 \cdot добу$). Перемішування свіжого та збродженого субстрату призводить до «проскоків» – наявності у порціях субстрату що видаляється життєздатних небезпечних мікроорганізмів.

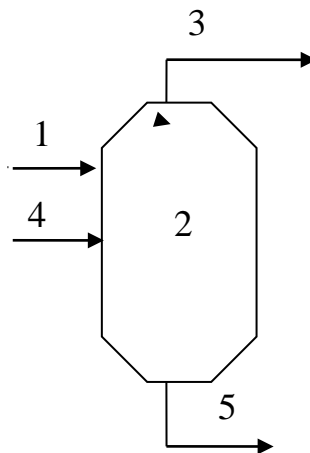


Рисунок 4.2. Принципова схема одноступеневого анаеробного зброджування
 1 – завантаження осаду; 2 – метантенк; 3 – вихід біогазу; 4 – теплоносій; 5 – вивантаження
 осаду з метантенка.

В одноступневих метантенках не спостерігається розшарування осаду та відділення мулової води, тому у сучасних системах використовуються двоступеневі схеми (іноді – трьохступеневі). Вони працюють за тим же принципом, але мають відповідно дві чи три послідовно з'єднані ємності, які додатково розділяють процес бродіння у просторі за ознакою його інтенсивності. У першій ємності (перший ступінь) відбувається інтенсивне бродіння з активним виділенням біогазу. У другій ємності (другий ступінь) – бродіння згасає, виділення біогазу поступово припиняється, а субстрат частково розшаровується з виділенням мулової води (рисунок 4.3). У треступневих – відділення мулової води відбувається у третій ємності (третій ступінь), або у відкритих резервуарах [147]. Така технологія зменшує об'єм осаду на виході за рахунок відділення мулової води та покращує санітарно-гігієнічні властивості стабілізованого осаду, проте не дозволяє повністю позбутися «проскоків». Крім того вона не скорочує істотно терміни бродіння.

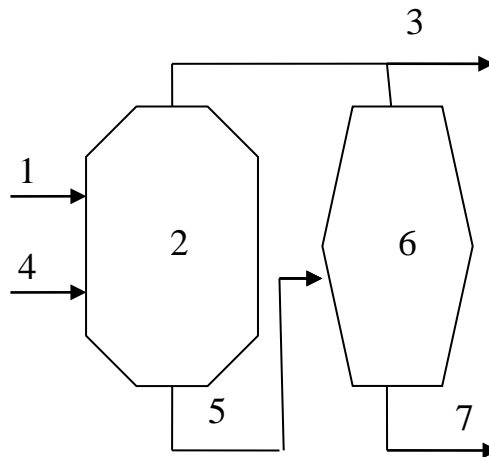


Рисунок 4.3. Принципова схема двоступеневого анаеробного зброджування

1 – завантаження осаду; 2 – метантенк 1 ступеня; 3 – вихід біогазу; 4 – теплоносій;
5 – вивантаження осаду з метантенка 1 ступеня; 6 – метантенк 2-го ступеня; 7 – вивантаження збродженого осаду.

Головним недоліком сучасних метантенків є значна тривалість процесів бродіння. Її наслідком стає необхідність будівництва споруд великих розмірів та значних енергетичних затрат на температурну стабілізацію субстрату. В багатьох випадках це призводить до економічної неопукності, чи навіть збитковості їх функціонування.

4.2. Формування технологічних вимог до організації процесу енергоефективної стабілізації осадів стічних вод

Сучасні методи інтенсифікації процесів бродіння можна розділити на дві групи: мікробіологічні та конструктивно-технологічні.

До мікробіологічних методів інтенсифікації процесів бродіння можна віднести:

- метод коферментації (спільне зброджування відходів різного походження, тут підбираються комбінації відходів, які покращують характеристики бродіння);
- застосування нових штамів мікроорганізмів, що здійснюють процес бродіння (японська фірма «Matsushita Electric Industrial Co» вивела нову

культуру метаногенних бактерій *Methanobacterium kadomensis* St.23, яка за даними [148] здатна завершувати процеси бродіння за 8 діб);

- введення добавок, що стимулюють процеси окислення (у приготуванні для бродіння субстрат додаються органічні каталізатори, які змінюють співвідношення вуглецю та азоту у субстраті, наближуючи його до оптимального – за даними [149, 150] $C/N_{\text{оптим}} = 20/1 \dots 30/1$. Якщо вміст азоту збільшується, під час бродіння посилюється утворення аміаку); 11/1...16/1.
- фіксація мікроорганізмів на спеціальних носіях (застосовується адгезійне та абсорбційне закріплення біомаси на поверхні інертних матеріалів [151-153]. Як матеріал для закріплення можна використовувати галечник, керамзит, скловолокно тощо. В таких умовах можна зброджувати субстрати меншої концентрації з більшими швидкостями [154].

До конструктивно-технологічних методів інтенсифікації процесів бродіння можна віднести:

- застосування оптимальних температурних режимів бродіння;
- перемішування субстрату під час бродіння (швидше вивільнюється продукований біогаз, попереджується утворення коринки та випадіння деяких речовин у осад, вирівнюється температура та забезпечується рівномірний розподіл популяцій бактерій по об'єму реактора, попереджується утворення пустот та скупчень, які зменшують ефективний об'єм реактора);
- попередня підготовка субстрату (використання ультразвукових та гідродинамічних кавітаційних деструкторів, які пришвидшують процеси гідролізу складних органічних речовин);
- розподіл процесу бродіння на стадії у відповідності з сучасними уявленнями про біохімію процесів бродіння (деякі автори зазначають, що це складно реалізувати технічно, оскільки для цього потрібно значне ускладнення конструкції метантека, або застосування додаткових складних апаратів [155]).

Розглянемо більш детально конструктивно-технологічні методи.

Метанове бродіння – це складний процес розкладу органічних сполук до кінцевих продуктів, в основному метану та вуглекислого газу в анаеробних умовах. У кращому випадку кількість цих газів може складати до 90 ÷ 95 % від органіки, що біологічно розклалася. В останні роки виконано багато наукових досліджень, які значною мірою змінили раніше існуючі уявлення про цей процес [155]. Це дозволяє більш обґрунтовано провести аналіз існуючих технологій анаеробного зброджування та відповідність існуючих конструкцій метантенків сучасним вимогам до них, а також намітити шляхи їх подальшого розвитку.

За сучасними уявленнями в процесі анаеробної ферментації бере участь спільнота різних мікроорганізмів. Її кількісний та якісний склад значною мірою залежить від складу субстрату та умов, що створюються у метантенку.

У цій спільноті присутні: *деструктивні мікроорганізми*, що викликають гідроліз складної органічної речовини до більш простих речовин розчинних у воді і тому доступних для бродіння; *бродильні*, що в результаті життєдіяльності утворюють органічні кислоти та нижчі спирти, аміак, водень; *синтрофні*, що перетворюють ці кислоти у оцтову кислоту, водень та окисли вуглецю; *метанові бактерії*, що безпосередньо виробляють метан.

Отже анаеробне бродіння можна розглядати як процес, що складається з чотирьох послідовних стадій (рисунок 4.4):

- *гідроліз* нерозчинених складних органічних сполук з утворенням більш простих речовин, розчинних у воді;
- *кислотогенез* – виділення кислот, спиртів, водню та вуглекислого газу;
- *ацетогенез* – перетворення продуктів кислотогенезу у ацетат;
- *метаногенез* – заключна стадія бродіння, на якій відбувається утворення метану.

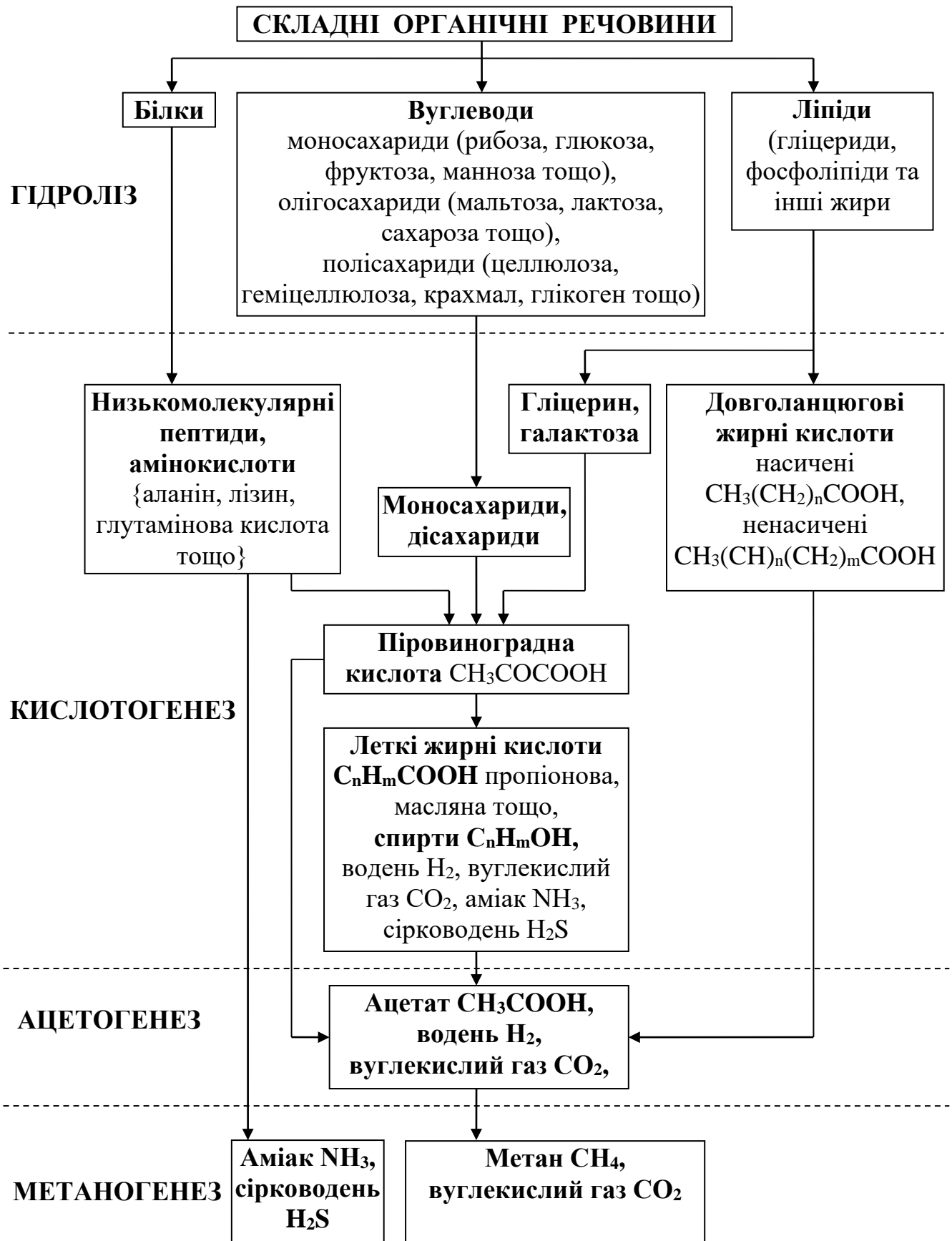


Рисунок 4.4. Постадійна схема анаеробного бродіння

Якщо у трофічних ланцюгах аеробних процесів стосунки між групами організмів відбуваються переважно за принципом «хижак-жертва», то в процесах метанового бродіння трофічні ланцюги побудовані на використанні продуктів метаболізму одних груп бактерій іншими.

Під час метанового бродіння органічні сполуки розкладаються в анаеробних умовах до кінцевих продуктів, основними з яких є метан та вуглекислий газ. За сприятливих умов у ці гази може перетворюватися до 95 % органіки, яка розклалася. Останні дослідження, що пояснюють особливості впливу різних факторів на бродіння, дозволяють застосовувати нові підходи до організації цих процесів з метою їх інтенсифікації у промислових масштабах і створювати нові технології та конструкції реакторів.

Кількісний та якісний склад анаеробної мікрофлори, а також активність та швидкість розмноження мікроорганізмів значною мірою залежить від складу осадів та умов, що створюються у метантенку. Але в цілому, метаболічні процеси, що відбуваються протягом бродіння, підпорядковуються одним правилам. На відміну від більшості аеробних процесів, де мікроорганізми співіснують за принципом хижак-жертва, в анаеробних процесах продукти життєдіяльності одних мікроорганізмів стають поживними елементами для інших [156]. В результаті бродіння можна розглядати як незалежні, практично послідовні метаболічні процеси різних груп бактерій [152]. Серед них виділяють чотири основних групи. Перша група (гідролітична) – мікроорганізми, що викликають гідроліз складних органічних речовин до більш простих, розчинних у воді і тому доступних для подальшого бродіння. Білки гідролізують у розчинні пептони, вуглеводні гідролізують спочатку до полісахаридів, потім до олігосахаридів і потім до моносахаридів. Жири гідролізуються до гліцеридів, фосфоліпідів тощо. Друга група (кислотогенна) – мікроорганізми, які, використовуючи продукти гідролізу, утворюють спочатку низькомолекулярні пептиди та амінокислоти, потім леткі жирні кислоти та спирти, а також довголанцюгові жирні кислоти. Третя група (ацетогенна) – мікроорганізми, котрі використовують кислоти та

спирти для утворення перш за все ацетату (оцтової кислоти). Четверта група (метаногенна) – мікроорганізми, що виробляють метан з продуктів життєдіяльності ацетогенних бактерій.

Активність цих груп мікроорганізмів залежать від параметрів середовища. Серед них рН середовища, його температура, концентрація кисню, наявність, чи відсутність інших речовин. Для різних груп бактерій оптимальні значення цих параметрів, як правило, різні [157, 158].

Існуючі технології передбачають переважно таку організацію процесу: одноступеневе зброджування (усі процеси відбуваються у одній ємності); двоступеневе зброджування (перша ємність призначена для інтенсивного бродіння та інтенсивного газовиділення, друга для згасання процесу і розшарування осаду на стабілізований субстрат та мулову воду); багатоступінчасте зброджування (додаються додаткові ємності, в яких переважно відбувається повніше ущільнення зброженого осаду). Дво- та багатоступеневі технології мають ту перевагу, що дозволяють зменшити об'єми зброженого осаду за рахунок кращого відведення мулової води і тим самим зменшити об'єми споруд для подальшого зневоднення осадів. Але такі технології збільшують об'єми і ускладнюють конструкції самих метантенків суттєво не покращуючи параметрів самого процесу бродіння. Основна частина процесу все одно відбувається в ємності першого ступеня, в якій намагаються створити сприятливі умови для більш вибагливих та повільно ростучих мікроорганізмів, якими є метанові бактерії. Ці умови пригнічують діяльність кислототворних бактерій, оскільки сприятливі умови для них є різними. Результатом є те, що кислотоутворення сповільнюється, кількість продуктів життєдіяльності кислотогенів зменшується. Ці продукти є джерелом живлення для ацетогенних, а далі для метаногенних бактерій тому кінцевий вихід біогазу зменшується. Якщо створюються умови, більш сприятливі для кислотоутворюючих мікроорганізмів, кількість кислот у метантенку збільшується, суттєво знижується *pH* середовища, що інгібує діяльність метаноутворюючих бактерій. Тому у метантенку, як правило, намагаються створити гібридні умови, досягнувши певної рівноваги між

активністю кислототворних та метанотворних бактерій. Очевидно, що такий підхід не має багато резервів подальшого розвитку. Разом з тим проведені дослідження свідчать, що швидкість росту кислотоутворюючих та метаноутворюючих бактерій, що беруть участь у процесах бродіння суттєво збільшується, якщо їх відділити у просторі [156]. На підставі виконаних досліджень можна також робити висновки про оптимальні параметри середовища, необхідні для активного росту та діяльності не тільки кислотоутворюючих і метаноутворюючих, але і інших груп бактерій, що здійснюють різні метаболічні процеси протягом бродіння [159–163].

На стадії гідролізу працюють переважно такі види бактерій:

- целлюлозолітичні та цукролітичні – *Clostridium Bacteroides, Butyrivibrio, Ruminococcus, Acetivibrio, Lactobacillus* тощо;
- протеолітичні – *Clostridium Peptococcus, Bifidobacterium, Staphylococcus* тощо;
- ліполітичні – *Clostridium Micrococcus, Ruminicoccus, Bulyrivibrio* тощо.

Оптимальне значення *pH* на цій стадії складає $6,5 \div 7,6$ [146]. Проте цей оптимум є актуальним під час застосування технологій без відділення цієї стадії у просторі від подільних стадій процесу. За просторового розподілення бродіння, на стадії гідролізу *pH* можна суттєво змінювати у той, чи інший бік [159].

Гідроліз можна поділити на ферментативний та бактеріальний. Швидкість ферментативного гідролізу залежить від природи органічних сполук, що гідролізують, і пропорційна площі поверхні, доступної для молекул ферментів. Швидкість бактеріального гідролізу визначається проникненням клітин. Ця швидкість суттєво знижується після запечатування волокон полісахаридів лігніном, що суттєво скорочує доступну поверхню.

Слід відзначити, що загальний час бродіння осадів СВ напряму залежить від тривалості першої стадії, оскільки до закінчення гідролізу беззольної речовини (перетворення її у прості речовини, розчинні у воді і доступні для подальшого бродіння) кислотогенез, ацетогенез та метаногенез проходять не можуть, тобто гідроліз твердої фази є лімітуючою стадією всього процесу.

Беззольна частина сирого осаду первинних відстійників містить більше розчинних органічних речовин і менше живої мікрофлори, тому гідролізується порівняно легко. На відміну від нього беззольна частина активного мулу складається переважно зі згустків органічних речовин, що важко розкладаються і заселені спільнотою мікроорганізмів, а також незначної частини розчинної органічної речовини. Тому гідроліз активного мулу проходить повільніше. Отже його можна розглядати як лімітуючий фактор.

Для пришвидшення процесу бродіння важливим є інтенсифікація гідролізу осадів, перш за все активного мулу. Для інтенсифікації можна використовувати попередню обробку осадів. Вона має бути направлена на руйнування клітин мікроорганізмів та перетворення органіки зі зв'язаного (нерозчинного) стану у розчинний.

Для попередньої обробки осадів з метою інтенсифікації гідролізу можна використовувати такі методи:

- механічне подрібнення;
- обробка кислотою (кислотний гідроліз);
- обробка лугом (лужний гідроліз);
- нагрівання до високих температур 100 ... 180 °С (термічний гідроліз);
- обробка лугом та нагрівання до високих температур (термолужний гідроліз);
- опромінювання ультразвуком (ультразвуковий гідроліз).

Для активного, під час використання для механічного подрібнення гомогенізатора, для кислотного гідролізу – розчину соляної кислоти HCl , для з лужного гідролізу – розчину $NaOH$, для термічного гідролізу – нагрівання та витримування за температури 100 °С, для ультразвукового гідролізу – використання ультразвукового диспергатора УЗД 1-0.063/22 частотою випромінювання $22 \cdot 10^3 \text{ Гц}$ з дозою опромінення до $100 \text{ Вт} \cdot \text{год}/\text{л}$ можна досягати таких збільшень величини розпаду беззольної речовини:

- механічне подрібнення – 2,2 %;
- кислотний гідроліз – 5,7 %;

- лужний гідроліз – 8,7 %;
- термічний гідроліз – 10,2 %;
- термолужний гідроліз – 13,3 %;
- ультразвуковий гідроліз – 20 %.

Для подальшого застосування найперспективнішим можна вважати інтенсифікацію гідролізу методами термічної, термолужної та ультразвукової попередньої обробки осадів.

Недоліком термічного та термолужного гідролізу є те, що на початковій стадії бродіння виникає необхідність швидкого нагрівання субстрату до високої перед гідролізом, потім швидкого охолодження до температури психрофільного, мезофільного, термофільного чи екстратермофільного режимів залежно від подальшої технології.

Принцип інтенсифікації гідролізу ультразвуком полягає у тому, що під дією ультразвукового опромінення у субстраті виникає ультразвукова кавітація. Газові бульбашки, що утворюються, захоплюючись призводять до локального багатократного збільшення тиску у субстраті, руйнуючи органічні речовини та збільшуючи їх біодоступність для проходження подальших стадій процесу. Швидкість руйнування, за рівності інших факторів, залежить від інтенсивності виникаючої кавітації, яка у свою чергу залежить від інтенсивності ультразвукового опромінення. Ця швидкість може бути оцінена за швидкістю приросту розчинного хімічного споживання кисню (ХПК). Приріст розчинного ХПК активного мулу побутових СВ прямо пропорційно залежить від дози опромінення ультразвуком [159]. Спостерігається руйнування згустків та зміна структури активного мулу.

Недоліком є те, що опромінення осадів ультразвуком вимагає значних затрат енергії. Зі збільшенням дози опромінювання збільшуються енергетичні затрати. У зв'язку з цим під час використання ультразвукової кавітації актуальним є пошук інших методів інтенсифікації кавітаційних процесів без збільшення дози опромінювання. Під час барботажу бульбашки газу, що проходять через субстрат, послаблюють міжмолекулярні зв'язки в ньому,

сприяють порушенню суцільності середовища, утворенню мікронадривів і тим самим стають центрами зародження кавітації. Ці процеси знижують необхідні енергетичні затрати ультразвукових коливань на перехідні процеси з утворенням мікробільбашок. Під час знезаражування модельних розчинів забруднених виробничими СВ молокозаводу методом ультразвукової кавітації барботування різними газами дозволяло збільшити константу швидкості руйнування органічних сполук до 2,6 разів, а біологічних складових до 4,3 разів (у порівнянні з аналогічною ультразвуковою обробкою без барботування) [160].

З огляду на те, що тут і на подальших стадіях працюють анаеробні бактерії, барботування повітрям є недоцільним, оскільки воно насичує субстрат киснем. Можна запропонувати використання для барботажу отримуваний на подальших стадіях біогаз, оскільки він не містить кисню та містить вуглекислий газ, який використовується на подальших стадіях для продукування метану.

Важливе значення протягом здійснення ультразвукової кавітації має тиск середовища, оскільки його підвищення з одного боку призводить до ускладнення появи кавітаційних бульбашок і підвищення кавітаційного порогу, а з іншого сприяє більш інтенсивному їх захлопуванню і відповідно більшому локальному тиску і кращому руйнуванню органіки. Максимуми констант швидкості руйнування досягаються за надлишкового тиску $0,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$ [160]. За решти рівних умов, константа швидкості руйнування органічних речовин збільшується у 1,2 разу, а біологічних складових у 1,5 разу (у порівнянні з веденням процесу за атмосферного тиску).

На підставі викладеного для практичного застосування можна запропонувати інтенсифікацію гідролізу шляхом комбінації лужного гідролізу з ультразвуковою кавітацією та барботуванням. Конструкція реактора має враховувати такі особливості технології:

- перед початком гідролізу у субстрат потрібно додавати луг (розчин NaOH);
- під час процесу субстрат необхідно опромінювати ультразвуком з одночасним барботуванням субстрату газом;

- для барботування доцільно використовувати отримуваний на подальших стадіях бродіння біогаз;
- процес потрібно проводити за надлишкового тиску $P_{надл} = 0,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$;
- оскільки температура субстрату не потребує стабілізації його можна поступово нагрівати до температур, необхідних на наступній стадії;
- момент закінчення гідролізу необхідно визначати експериментально під час пробного збродження для конкретного субстрату шляхом визначення величини розчинного ХСК;
- після закінчення гідролізу у субстрат необхідно додавати кислоту (розчин HCl) для доведення pH середовища до значень у межах $6,5 \div 7,6$;

Розроблено технологічну схему гідролізатора з ультразвуковим опроміненням, додаванням луку та барботуванням біогазом для здійснення гідролізу осадів перед подачею у метантенк традиційної конструкції, яку наведено на рисунку 4.5. Схема працює таким чином. У гідролізатор 2 подають свіжий осад 7 з додаванням рециркуляційного збродженого осаду з метантенка та додаванням $NaOH$ 8. Після завантаження осаду у барботер 4 подають рециркуляційний біогаз 11 з метантенка. Барботуючи через осад, біогаз збирається у верхній частині гідролізатора, де розміщено клапан, через який випускають біогаз у відповідний трубопровід 5, підтримуючи всередині надлишковий тиск $0,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$, для контролю якого встановлено манометр 3. Одночасно з барботуванням вмикають ультразвуковий диспергатор 1, опромінюючи осадок. Теплогенеруюча установка 9 поступово нагріває осад. Швидкість нагрівання розраховується так, щоб до закінчення гідролізу температура осаду досягла значення, необхідного для подальшого бродіння. По завершенні гідролізу у осад додають розчин HCl , для доведення pH середовища до значення у межах $6,5 \dots 7,6$. Після цього осад подають у метантенк.

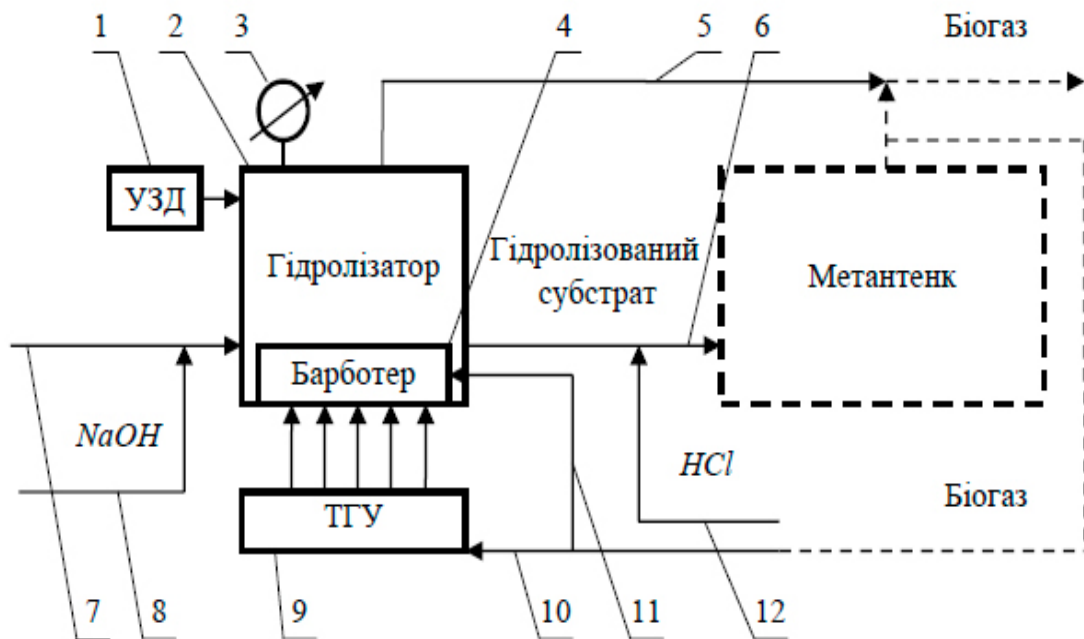


Рисунок 4.5. Технологічна схема лужного гідроліза з ультразвуковою кавітацією і біогазовим барботуванням:

1 – ультразвуковий диспергатор; 2 – гідролізатор з барботером; 3 – манометр для вимірювання тиску в гідролізаторі; 4 – барботер; 5 – відведення біогазу після барботування; 6 – подавання гідролізованого субстрату у метантенк; 7 – подавання свіжого осаду з КОС; 8 – додавання лугу; 9 – теплогенеруюча установка; 10 – подавання біогазу для спалювання; 11 – подавання біогазу для барботування; 12 – подавання кислоти.

На стадії кислотогенезу працюють переважно такі види бактерій:

- кислотогенні гідролітичні – *Clostridium*, *Bacteroides*, *Butyrivibrio*, *Micrococcus*, *Ruminococcus*, *Acetivibrio*, *Lactobacillus*, *Peptococcus*, *Bifidobacterium*, *Staphylococcus* тощо;
- сульфатредуючі – *Desulfovibrio*, *Desulfotomaculum* тощо;
- денітрифікуючі – *Lactobacillus*, *Streptococcus* тощо.

Кислотогенні бактерії є швидкоростучими і невибагливими анаеробами, тому, якщо осади глибоко гідролізовані, то стадія кислотогенезу проходить швидко [146]. Головними кінцевими продуктами цієї стадії є довголанцюгові жирні кислоти (ненасичені $CH_3(CH_n)(CH_2)_mCOOH$ та насичені $CH_3(CH_2)_nCOOH$), леткі жирні кислоти C_nH_mCOOH (пропіонова, масляна тощо), спирти C_nH_mOH .

На цій стадії органічні сполуки, що перейшли у розчини під час гідролізу, стають джерелом живлення для згаданих вище груп бактерій. Відбувається ферментація мономерів, що утворилися під час гідролізу, до жирних кислот довгого ланцюга, амінокислот, спиртів, водню, діоксиду вуглецю та пірвіноградної кислоти (пірвату $CH_3COCOON$), яка в подальшому розпадається. Після їх утворення відбувається відокремлення аміногрупи NH_2 від амінокислот (дезамінування) з утворенням вільного аміаку NH_3 . За наявності у субстраті мінеральної сірки її частково, чи повністю окислені з'єднання піддаються сульфатредукції шляхом окислення органічної речовини, чи водню. В результаті виділяється сірководень H_2S . Ці процеси призводять до наявності у вихідному біогазі залишкових концентрацій аміаку та сірководню, що погіршує його якість. Крім того присутність аміаку та сірководню на подальших стадіях пригнічує діяльність метаногенних бактерій [154]. На цій стадії як побічний продукт виділяється CO_2 та невелика кількість H_2 .

Склад кінцевих продуктів цієї стадії може бути різний. Він переважно залежить від парціального тиску водню в реакторі, а також від глибини розпаду пірвіноградної кислоти.

Якщо концентрація водню у субстраті збільшується, що може бути викликано недостатнім його споживанням синтрофними мікроорганізмами, запускаються метаболічні механізми синтезу кислотогенними бактеріями етанолу (CH_3CH_2OH), пропіонової кислоти (CH_3CH_2COON) та її солей (пропіонатів), масляної (бутанової) кислоти ($CH_3CH_2CH_2COON$) та її солей (бутіратів), а також інших летких жирних кислот (ЛЖК). В результаті їх накопичення (перш за все пропіонової кислоти) pH субстрату суттєво знижується і може досягати 5,2 ... 5,5. Якщо кислотогенну стадію здійснювати за атмосферного тиску то CO_2 легко вивільняється і переходить у газоподібну форму. За таких умов метан в ємності практично не утворюється. Його частка може бути 2 ... 4 % від частки CO_2 .

Отже виділятиметься на цій стадії переважно CO_2 , невелика кількість H_2 та CH_4 , можливі також домішки NH_2 та H_2S .

В традиційних технологіях зброджування усі ці гази опиняються у вихідному біогазі і погіршують його якість, а низьке значення рН середовища, сірководень та аміак дестабілізують подальший процес, оскільки пригнічують ріст метаногенів [154]. Крім того, в реакторах без розподілення на стадії зниження рН призводить до дестабілізації процесу бродіння, оскільки низьке значення рН середовища пригнічує ферментативну активність решти мікрофлори, зокрема діяльність метаногенів. В результаті суттєво сповільнюються подальші процеси метаногенезу.

Якщо водень ефективно споживається синтрофною мікрофлорою, його парціальний тиск в реакторі знижується, утворення кислот сповільнюється і запускаються метаболічні механізми ацетогенної стадії. Через це недоутворюються кислоти, які на подальших стадіях могли б бути конвертованими у метан. В результаті кінцевий вихід метану знижується.

Для недопущення цього на цій стадії потрібно вводити у ємкість додаткову кількість водню, щоб піднімати його парціальний тиск і активізувати кислотогенез.

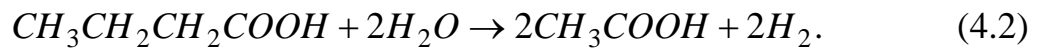
Зниження рН середовища може бути сигналом того, що процес кислотогенезу закінчується, а підвищення концентрації у субстраті пропіонової кислоти – сигналом порушення діяльності мікроорганізмів, що споживають водень, і виникненням загрози для ефективного проходження метаногенезу.

На стадії ацетогенезу працюють переважно дві групи бактерій. Перша група виробляє ацетат (оцтову кислоту) шляхом розкладання довголанцюгових жирних кислот, летких жирних кислот, спиртів, виділяючи водень. Розкладання здійснюють ацетогенні бактерії та β -окислювачі, що переважно розкладають жирні кислоти довгого ланцюга та ЛЖК – *Syntrophomonas*, *Syntrophobacter*, *Clostridium* тощо.

Пропіонова кислота розкладається за формулою



масляна кислота розкладається за формулою



У процесі розкладання виділяється значна кількість вуглекислого газу та водень.

Друга група виробляє ацетат шляхом відновлення вуглекислого газу воднем. Тут працюють сульфатредуючі бактерії, що використовують водень – *Desulfovibrio*, *Desulfotomaculum* тощо. Це відбувається за формулою



Діяльність цих груп бактерій взаємопов'язана. Надзвичайно важливим за таких умов є парціальний тиск водню. Не дивлячись на те, що водень є необхідним для діяльності другої групи [154] навіть незначне підвищення його парціального тиску вище критичних значень може припинити діяльність першої групи бактерій, які виробляють водень.

За низького парціального тиску активізується перший тип бактерій, який водень виробляє, проте недостатня кількість водню стримує діяльність другого типу бактерій. За високого парціального тиску другий тип бактерій активізується, а діяльність першого типу пригнічується. Очевидно є його оптимальне значення, за якого обидва види бактерій є активними. Таким оптимальним значенням є рівень парціального тиску 10 Па [159]. Зниження цього тиску спричиняє лише сповільнення другого виду бактерій, тоді як його підвищення, навіть незначне, призводить до повної зупинки діяльності першого [154]. Тому можна зробити висновок, що надзвичайно важливим є керування в режимі реального часу його концентрацією в реакторі, підтримуючи парціальний тиск не більше ніж 10 Па.

Для підтримки стійкості процесу в реакторі необхідно підтримувати окислювально-відновний потенціал середовища на рівні $Eh = 330 \cdot 10^{-3} \text{ В}$. Під час його зниження утворення водню активізується.

За низького значення цього потенціалу активізується також утворення сульфідів і, як результат, поява додаткової кількості сірководню в газоподібних продуктах бродіння.

Ацетогенез доцільно здійснювати за атмосферного тиску, коли CO_2 легше виділяється в газоподібну фазу.

На стадії метаногенезу працюють також переважно дві групи бактерій. Перша група утворює метан шляхом розщеплення оцтової кислоти до метану і вуглекислого газу. Тут працюють метаногенні бактерії, такі як *Methanosaeta*, *Methanosarcina* тощо. Ця група утворює близько 72 % усього метану у біогазі. Процес відбувається за формулою



Друга група відновлює вуглекислий газ до метану. Тут працюють метаногенні бактерії, що використовують водень, такі як *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanococcus*, *Methanomicrobium*, *Methanogenium*, *Methanosarcina* тощо. Ця група утворює близько 28 % усього метану. Процес відбувається за формулою



Всередині цих груп метаногенні бактерії суттєво відрізняються між собою за властивостями. Тому їх ділять на три порядки, що включають кілька родин та родів. На теперішній час виділені та описані кілька десятків родів метанових бактерій. Цей список постійно поповнюється. Серед них є як мезофільні так і термофільні, як автотрофи, так і гетеротрофи. Найбільш вивченими на теперішній час можна вважати: *Methanobacterium thermoautotrophicum*, *Methanosarcina barkerii*, *Methanobrevibacter ruminantium*, *Methanotrix*, *Methanobacterium kadowensis*.

Характерною особливістю метанових бактерій можна назвати здатність активно розмножуватися у тісному симбіозі з іншими групами мікроорганізмів, які забезпечують їх необхідними поживними речовинами. Окрім трофічних

зв'язків між групами важливими є також фізичні зв'язки. Метаногенні бактерії (як і ацетогенні) найкраще розмножуються, коли знаходяться у тісному контакті між собою. Під час сильних динамічних навантажень, наприклад занадто інтенсивному турбулентному перемішуванні, ці контакти порушуються і процес розмноження сповільнюється. Таким чином на стадії ацетогенезу та метаногенезу субстрат потребує помірного перемішування без динамічних навантажень, яке має лише забезпечувати гомогенізацію субстрату, запобігати осіданню твердих частинок та утворенню коринки. Пропелерні мішалки, які часто застосовуються, не можуть вважатися задовільними.

Загальною рисою обох груп метаногенів є те, що вони дуже чутливі до коливань параметрів середовища, зокрема до присутності кисню. Ці бактерії потребують надзвичайно жорстких анаеробних умов. Концентрація кисню в реакторі більше 0,01 мг/л призводить до їх загибелі. Отже однією з першочергових вимог має бути герметичність реактора протягом всього процесу та контроль за вмістом кисню у субстраті.

Оптимальним для метанових бактерій є нейтральне, чи слабколужне середовище з $pH = 7,0 \dots 7,5$. Підвищення як кислотності, так і лужності середовища сповільнює процеси їх розмноження. Так за $pH = 9,0 \dots 10,0$ для завершення метаногенезу необхідний час складає не менше 20 діб. Таким чином підтримання необхідного pH середовища є важливим.

Метанові бактерії також дуже чутливі до коливань температури. Допустимі відхилення від оптимальної температури для мезофільних бактерій складає ± 2 °С, для термофільних $\pm 0,2$ °С. У зв'язку з цим підігрівання субстрату шляхом подавання пари всередину реактора, що на теперішній час широко використовується, не можна вважати задовільним. Локальні підвищення температури призводять до загибелі бактерій.

Активізують метаболізм метаногенів біологічно активні добавки [164], зокрема «мелафен» (меламінова сіль біс(оксиметил)фосфінової кислоти. Показано експериментально [152], що присутність в органічних субстратах біостимуляторів

типу BIOSTIM-SBCH₄ прискорює їх зброджування у 3 ... 4 рази. За таких умов концентрація метану у біогазі збільшується.

Метаногени у цілому є повільноростучими анаеробами. Проте, якщо їх відділити у просторі від кислотогенів і тим самим усунути їх антагоністичні стосунки, метаногени ростуть у кілька разів швидше [162]. За умови забезпечення оптимальних значень факторів на кожній із згаданих стадій, процес бродіння може бути скорочено до 7 діб [146]. В лабораторних умовах комбінацією термофільних та мезофільних умов для різних стадій вдалося скоротити термін бродіння до 3 діб [165]. Таке скорочення термінів бродіння дозволить у кілька разів зменшити об'єми метантенків і скоротити капітальні затрати на їх будівництво.

Існуючі технології зброджування дозволяють отримувати біогаз з вмістом CO₂ до 40 %, тобто паливо невисокої якості. Такий високий вміст CO₂ може бути пояснений тим, що для ефективного функціонування другого типу метаногенів, які відновлюють CO₂ до метану за допомогою водню (формула 4.5), в метантенку недостатньо саме H₂ [166].

З підвищенням тиску розчинність CO₂ у воді збільшується. Якщо тиск у метантенку підняти до $0,5 \times 10^6$ Па, то CO₂, який виділяється внаслідок функціонування першого типу метаногенів (формула 4.4), швидко переходить з вільної форми у зв'язану, перестає виділятися у вигляді газу, насичує осад і прискорює метаболізм другого типу метаногенів (формула 4.5) [167]. Виділення метану не залежить від тиску, оскільки він має погану розчинність у воді і швидко переходить у вільний стан.

Очевидно, практична організація процесу бродіння та конструкції метантенків повинні відповідати умовам сучасної теорії анаеробного бродіння, але, існуючі технологічні схеми та конструкції метантенків не враховують усіх особливостей процесу. Існуючі, як одностадійні, так і двостадійні технологічні схеми мають ряд суттєвих недоліків. Серед головних можна назвати те, що через пригнічуючий взаємний вплив різних груп бактерій, що працюють на різних стадіях бродіння, неможливо досягнути максимально високої інтенсивності

процесу в цілому, а отже і скорочення термінів бродіння, якщо весь цикл бродіння проходитиме в одній загальній ємності. Доцільно розділяти у просторі групи бактерій, які виступають інгібіторами по відношенню до інших для виключення їх пригнічуючої дії.

Окрім неможливості скорочення термінів бродіння існуючі технологічні схеми не дозволяють отримувати максимально можливу кількість біогазу, оскільки робота метантенків з «навантаженням» передбачає часткове недоброджування усієї маси субстрату. З цієї ж причини якість, зброженого субстрату, з точки зору його санітарно–гігієнічної безпеки, не завжди достатня через існування «проскоків», які приводять до наявності в ньому деякої кількості життєздатних яєць гельмінтів та інших патогенних включень.

Для забезпечення оптимальних умов функціонування усіх типів бактерій технологічна схема зброджування має відповідати таким вимогам: розділяти різні стадії процесу бродіння у просторі (оскільки процес бродіння можна розглядати як чотиристадійний, то доцільно запропонувати принципову технологічну схему зброджування, яка складається з чотирьох розділених у просторі процесів); забезпечувати можливість введення у зону протікання кожної стадії достатньої кількості необхідних ферментів; давати можливість підтримувати оптимальні значення pH та температури середовища окремо в кожній зоні; організувати протікання кожної стадії з врахуванням її кінетики; уможливити швидке відбирання проб субстрату з кожної секції для оперативного корегування значень факторів; забезпечувати неперервність процесу бродіння без змішування субстрату, що знаходиться у різних стадіях.

4.3. Розроблення технологічної схеми енергоефективної анаеробної стабілізації осадів стічних вод

Схема запропонованої технологічної схеми представлена на рисунку 4.6. Виходячи з викладеного гідроліз має відбуватися таким чином. До свіжого осаду з КОС додається частина рециркульованого зброженого осаду, взятого на виході з метантенка (як «закваска»), а також $NaOH$ для лужного гідролізу.

1 – ультразвуковий диспергатор; 2 – гідролізатор з барботером; 3 – манометр для вимірювання тиску в гідролізаторі; 4 – ємкість з барботером для кислотогенезу; 5 – блок очищення вуглекислого газу від H_2 , NH_2 , CH_4 , H_2S ; 6 – блок очищення вуглекислого газу від H_2 ; 7 – ємкість з барботером для ацетогенезу; 8 – ємкість з барботером для метаногенезу; 9 – манометр для вимірювання тиску у ємності для метаногенезу; 10 – компресор для нагнітання вуглекислого газу в гідролізатор; 11 – теплогенеруюча установка для поступового нагрівання осаду в гідролізаторі; 12 – теплогенеруюча установка для температурної стабілізації осадів у ємностях для кислотогенезу, ацетогенезу та метаногенезу; 13 – діафрагмовий електрогенератор водню; 14 – компресор для нагнітання водню у ємкість для метаногенезу.

Суміш подається у герметичний гідролізатор (2). В цей час починається опромінювання осаду в гідролізаторі ультразвуком за допомогою ультразвукового диспергатора (1). Одночасно компресором (14) нагнітається всередину гідролізатора через барботер CO_2 , який надходить з блоку очистки CO_2 (5). Барботуючи через осад CO_2 накопичується у верхній порожнині гідролізатора над осадом і через вихідний клапан відводиться. Клапан має підтримувати в гідролізаторі надлишковий тиск $0,5 \cdot 10^5$ Па, для контролю якого передбачено манометр (3). Додаткового газовиділення в гідролізаторі не передбачається, тому відведений CO_2 може направлятися на змішування з CO_2 , отриманим на стадіях кислотогенезу і ацетогенезу та відводитись як товарний газ у накопичувальні ємності. Протягом гідролізу за допомогою теплогенеруючої установки (13) осад в гідролізаторі нагрівається до температури 53 °C (подальше бродіння за термофільного режиму). Після закінчення гідролізу на виході до осаду додається HCl для відновлення pH до значення $6,5 \dots 7,6$.

За умови достатньої інтенсивності обробки осаду тривалість гідролізу може не перевищувати 30 хв [159].

Гідролізований осад з pH $6,5 \dots 7,6$ подається у ємкість з барботером для кислотогенезу. В ємності встановлюється атмосферний тиск, а у барботер подається водень, який розпилюючись барботує крізь осад, перемішуючи його та збільшуючи свій парціальний тиск у ємності. Водень надходить від діафрагмового

електрогенератору водню (11). Газоподібні продукти цієї стадії разом барботажним воднем збираються у верхній порожнині ємності і відводяться з неї через відвідну трубку. Ці продукти подаються на блок очищення CO_2 (5), де відбувається очищення вуглекислого газу від домішок H_2 , NH_3 , CH_4 , H_2S . Очищений вуглекислий газ направляється в накопичувальні ємності як товарний продукт. Частина CO_2 відбирається компресором (4) і нагнітається для барботування у гідролізатор (2). Теплогенеруюча установка (12) подає теплову енергію для стабілізації температури осаду в кислотогенній ємності. Протягом кислотогенної стадії здійснюється контроль за рівнем pH середовища. Зупинка зниження рівня pH є ознакою того, що стадія завершилася.

Після цього до осаду додається луг ($NaOH$) для відновлення pH середовища до значень 7,5 ... 8,0.

Після кислотогенезу осад з рівнем $pH = 7,5 \dots 8,0$ подається у ємність з барботером для ацетогенезу (6). В ємності встановлюється атмосферний тиск та окислювально-відновний потенціал на рівні 330 мВ. У барботер подається вуглекислий газ, який барботуючи перемішує осад і сприяє діяльності першого виду ацетогенів (1). CO_2 надходить з блоку очистки (5). Подавання CO_2 має відбуватися не надто інтенсивно, щоб не руйнувати фізичні контакти між ацетогенними бактеріями, оскільки під час руйнування цих контактів їх розмноження сповільнюється.

Вуглекислий газ (барботажний та той, що виробляється на цій стадії) разом з вивільненим воднем збираються у верхній порожнині ємності, а далі відводяться через відвідну трубку. За умови постійної подачі та видалення CO_2 , з ємності видалятиметься і H_2 , що знижуватиме його парціальний тиск.

За допомогою теплогенеруючої установки (12) здійснюється температурна стабілізація осаду в ємності.

Видалений газ направляється у блок очищення CO_2 (7), де вуглекислий газ очищується від домішок H_2 . Очищений CO_2 відводиться у накопичувальні ємності як товарний продукт.

Після ацетогенезу, який суттєво не змінює рН середовища, до осаду додається біостимулятор типу BIOSTIM-SBCH₄, після чого осад подається у ємкість з барботером для метаногенезу (8). Компресором (14) у ємкість починає нагнітатися водень, який надходить від діафрагмового електрогенератора водню (13). Метан та невелика кількість вуглекислого газу, що утворюються в ємності, разом з введеним для барботажу воднем збираються у верхній її частині і відводяться через відвідний клапан у трубопровід транспортування біогазу. Цей клапан має бути налаштований на підтримання всередині ємності тиску $0,5 \cdot 10^6 \text{ Па}$. Для контролю цього тиску ємкість обладнана манометром (9). За допомогою теплогенеруючої установки (12) здійснюється температурна стабілізація осаду в ємності протягом метаногенезу.

Частина готового біогазу відбирається з відповідного трубопроводу і направляється для спалювання в теплогенеруючі установки (11) і (12).

Після закінчення метаногенезу зброджений осад видаляється з ємності. Його невелика частина по рециркуляційному трубопроводу направляється на змішування з новою порцією свіжого осаду, який направляється у гідролізатор, в якості «закваски». Решта збродженого осаду відводиться на зневоднення та подальше використання як органічного добрива.

4.4. Розроблення конструктивних рішень з енергоефективної анаеробної стабілізації осадів стічних вод

На підставі вищевикладеного можна сформулювати такі вимоги до конструкції метантенків:

- забезпечення можливості відокремлення різних стадій процесу бродіння один від одного в просторі;
- врахування кінетики кожної стадії;
- забезпечення неперервності процесу завантаження, зброджування та вивантаження готового субстрату без наявності «навантаження» та відповідно без «проскоків»;

- забезпечення технічної можливості введення достатньої кількості ферментів, забезпечення їх контакту з органікою, дотримання оптимальних значень температури та pH окремо на кожній стадії; конструкція метантенка повинна забезпечувати можливість взяття проб субстрату в будь-який час на кожній стадії процесу та введення у субстрат необхідних речовин, які можуть поліпшити процес бродіння; матеріальні витрати на спорудження та експлуатацію метантенку повинні бути економічно прийнятними, а сам метантенк надійним у роботі.

Таким вимогам може задовольняти конструктивна схема прохідного багатосекційного метантенка, принципова структурна схема якого наведена на рисунку 4.7.

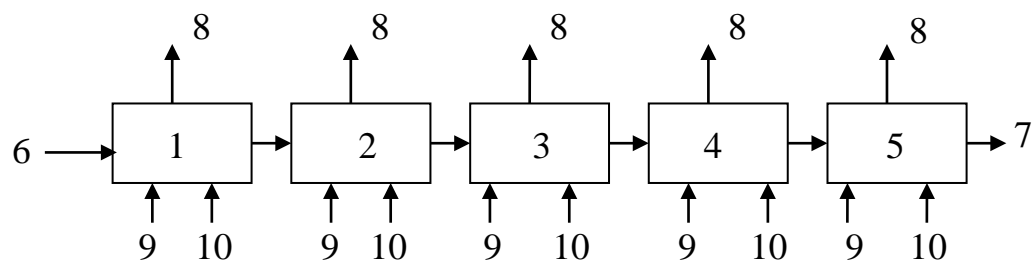


Рисунок 4.7. Принципова структурна схема прохідного багатосекційного метантенка:

- 1 – секція ферментативного гідролізу; 2 – секція кислотогенезу; 3 – секція ацетогенезу;
 4 – головна секція метаногенезу; 5 – додаткова секція метаногенезу (доброджування);
 6 – завантаження свіжого субстрату; 7 – вивантаження зброженого осаду; 8 – відведення біогазу; 9 – теплоносій; 10 – додаткові реагенти.

Конструктивно метантенк може являти собою горизонтальну, вертикальну, чи похилу витягнуту ємкість, усередині якої є перегородки, що поділяють її на окремі ізольовані секції. Ємкість повинна мати механізм перемішування осаду для запобігання створенню кірки. Завантажений з однієї сторони ємності осад має повільно переміщуватися до іншого кінця, послідовно рухаючись через усі секції,

в яких здійснюються процеси зброджування. Швидкість проходження субстрату регулюється таким чином, щоб час проходження через секцію відповідав необхідному часу для його повного зброджування.

Перша та друга секції – для стадій ферментативного гідролізу та кислотогенезу. Швидкість гідролізу залежить як від природи органічних сполук, так і умов його проходження (необхідно забезпечити достатню кількість ферментів, забезпечити їх контакт з органікою, дотримуватися оптимальних значень температури та pH середовища). Вуглець, що переходить у розчини, є джерелом живлення кислотогенних бактерій. За оптимальних умов, загальна тривалість двох перших стадій може тривати до 7 годин. Проте за такої інтенсивності відбувається накопичення летких жирних кислот та знижується pH середовища. В традиційній конструкції метантенка це загальмувало б метаногенез. Відокремлення третьої та четвертої секції апарату (для ацетогенезу та метаногенезу) дає можливість після кислотогенезу вводити у субстрат додаткові ферменти, зокрема діоксид вуглецю, підвищена концентрація якого підвищує активність ацетатрозкладаючих метаногенів, а також вводити лужні реагенти для зниження pH середовища, призводить до суттєвого збільшення швидкості росту метаногенів.

Доцільним є ведення у конструкцію ще однієї додаткової секції метаногенезу для доброджування та часткового відділення мулової води, що призведе до зменшення об'єму збродженого осаду та покращення його органолептичних характеристик. У кожну секцію доцільно підводити також теплоносії, для створення оптимальних для кожної стадії температурних умов.

Пропонується конструктивне рішення метантенка, що задовольняє згаданим вимогам. Запропонована конструкція метантенка захищена патентом України на корисну модель [168].

Конструкція являє собою чотирисекційний метантенк, утворений горизонтальним шнеком, розміщеним в жорсткому циліндричному корпусі (рисунок 4.8). Шнек та корпус виконують подвійну функцію. По-перше служать обмежувачами стінками для різних секцій пристрою. По-друге виконують роль

шнекового насоса й обертаючись навколо горизонтальної осі поступово переміщують субстрат, що зброджується, послідовно від попередньої секції до наступної.

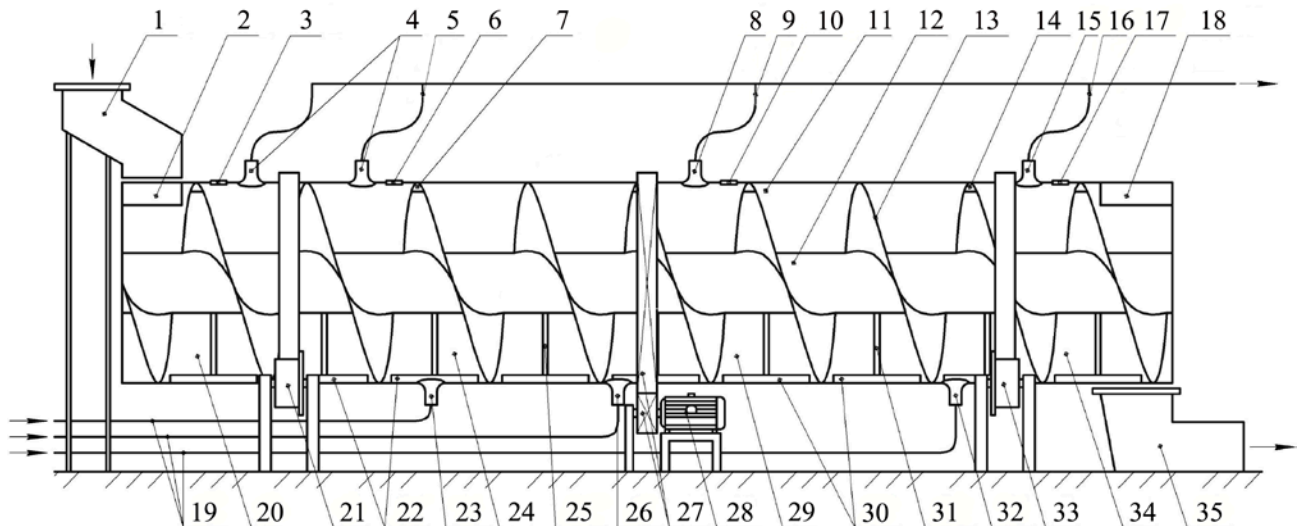


Рисунок 4.8. Конструктивна схема шнекового метантенка безперервної дії:

- 1 – завантажувальний пристрій; 2 – завантажувальний люк; 3 – аварійний запобіжно-скидний клапан; 4 – ніпель; 5 – гнучкий шланг; 6 – аварійний запобіжно-скидний клапан; 7 – проріз;
 8 – ніпель; 9 – гнучкий шланг; 10 – аварійний запобіжно-скидний клапан; 11 – циліндричний корпус; 12 – порожнистий вал; 13 – неперервна шнекова лопатка; 14 – проріз; 15 – ніпель;
 16 – гнучкий шланг; 17 – аварійний запобіжно-скидний клапан; 18 – вивантажувальний отвір;
 19 – гнучкі шланги; 20 – перша газова порожнина; 21 – опорні катки; 22 – теплообмінник;
 23 – форсунка; 24 – друга газова порожнина; 25 – нерухома лопатка; 26 – форсунка;
 27 – механічна передача; 28 – привід; 29 – третя газова порожнина; 30 – теплообмінник;
 31 – нерухома лопатка; 32 – форсунка; 33 – опорні катки; 34 – четверта газова порожнина;
 35 – приймальний пристрій.

Принцип дії запропонованої конструкції наступний. Жорсткий горизонтальний циліндричний корпус (11) запропонованої конструкції встановлюється на кількох парах опорних катків (21). Конструкція, зображена на рис. 1, має дві пари. Оскільки показано вигляд з боку, можна спостерігати по одному катку кожної пари. Такий вигляд опор дає змогу корпусу обертатися. Для стійкості під час обертання корпус потрібно обладнати напрямними, приводить

його в обертання механізм, що містить привід (28) (наприклад електродвигун) та механічну передачу (27) (наприклад зубчасту). Усередині циліндричного корпусу міститься співвісний з ним порожнистий вал (12), який з'єднано із самим корпусом неперервною шнековою лопаткою (13). Така конструкція нагадує шнек в середині труби. На одному з кінців корпусу розміщено завантажувальний люк (2), через який за допомогою завантажувального пристрою (1) у метантенк подається субстрат, призначений для бродіння.

Перша порція субстрату подається в кількості, яка заповнює порожнину між неперервною шнековою лопаткою та циліндричним корпусом до верхнього рівня внутрішнього вала. До порції субстрату додається «закваска» – речовина, збагачена ферментами, що ініціюють початок процесу бродіння, зокрема початок ферментативного гідролізу, та активують його. Роль «закваски» можуть виконувати заздалегідь підготовлені ферменти, або частина субстрату взята із секцій активного бродіння уже збагачена такими ферментами. Перед завантаженням наступної порції субстрату вмикається привід, який за допомогою механічної передачі обертає корпус метантенка на опорних катках на 360°. У процесі обертання порція субстрату, як між лопатками шнекового насоса, зміщується в осьовому напрямку і опиняється у порожнині сусідньої секції, звільняючи попередню. Обертання корпусу пристрою та додавання нових порцій свіжого субстрату повторюються періодично. Після кожного повного оберту ізольовані одна від одної окремі порції субстрату зміщуються на одну секцію уздовж осі пристрою до протилежного кінця корпусу. Стадії бродіння послідовно змінюють одна одну.

На протилежному кінці корпус має вивантажувальний отвір (18) з люком. Під час обертання, коли отвір опиняється в нижньому положенні, відчиняється люк і відбувається вивантаження готового, зброженого (стабілізованого) субстрату у приймальний пристрій (35). Після цього субстрат відводиться на утилізацію. Процес таким чином стає неперервним.

Оскільки субстрат заповнює корпус до верху внутрішнього вала, над субстратом залишаються порожнини. Ці порожнини призначені для

нагромадження біогазу під час бродіння. Їх кількість, як і кількість секцій субстрату, дорівнює кількості витків шнекової лопатки. Інтенсивність виділення біогазу та його склад на різних стадіях бродіння різні. Проте в межах однієї стадії цей процес може підтримуватися відносно рівномірним. Для спрощення процесу відведення готового біогазу в конструкції запропоновано з'єднати сусідні порожнини над субстратом однакової стадії бродіння за допомогою наскрізних прорізів (14) у шнековій лопатці. Вони мають бути виконані у верхніх частинах лопатки за робочого положення корпусу. Це дає змогу утворити над субстратом чотири газові секції. Процес має бути організовано таким чином, щоб у субстратних секціях першої газової порожнини (20) відбувався ферментативний гідроліз, у секціях другої газової порожнини (24) – кислотогенез, третьої (29) – ацетогенез і, нарешті, четвертої (34) – метаногенез. Через це конструкцію можна розглядати як чотирисекційну.

Для відведення біогазу з газових секцій запропоновано обладнати корпус ніпелями (4), (8), (15), не менше одного на кожну секцію. До них запропоновано приєднати гнучкі шланги (5), (9), (16). У міру нагромадження біогазу його тиск у газових секціях зростатиме, ніпелі відкриватимуться й біогаз буде відводитися на утилізацію.

Для скорочення загального часу бродіння кожна субстратна секція потребує своїх оптимальних умов. Для їх забезпечення запропоновано конструкцію метантенка, обладнану такими елементами. Для підтримання в секціях оптимальних температур у нижній частині корпусу у його робочому положенні розміщено теплообмінники (22), (30). Вони можуть працювати незалежно і, нагріваючи або охолоджуючи субстрат, підтримувати необхідний для кожної стадії бродіння температурний режим. У нижній частині у корпус запропоновано вмонтувати форсунки (23), (26), (32) до яких приєднати гнучкі шланги (19).

Форсунки мають розміщуватися в першій за ходом процесу субстратній секції кожної стадії бродіння. Вони призначені для введення у субстратні порожнини метантенка ферментів, необхідних для інтенсифікації кожної стадії.

Гнучкі шланги повинні мати з ніпелями та форсунками легкокорозійні з'єднання. У разі періодичного обертання циліндричного корпусу їх необхідно від'єднувати від метантенка.

На випадок непередбачуваної ситуації у верхній частині корпусу запропоновано розташувати аварійні запобіжно-скидні клапани (3), (6), (10), (17). Їх призначення – аварійне скидання біогазу в атмосферу у випадку підняття тиску всередині метантенка вище за допустимий. Їх кількість має бути не менше одного на кожен газову секцію.

Важливим для інтенсивності процесу та повноти зброджування є перемішування субстрату. Це можна забезпечувати різними методами. У конструкції на рис. 1 у нижній частині кожної субстратної секції запропоновано розмістити нерухомі широкі лопатки (25), (31). Їх можна кріпити до зовнішнього корпусу та внутрішнього вала, чи до сусідніх ділянок шнекової лопатки. Під час періодичного обертання корпусу ці лопатки перемішуватимуть субстрат.

Метантенк запропонованої конструкції може бути розділений на іншу кількість секцій. Він може бути трисекційним. Перша секція може використовуватися для стадій ферментативного гідролізу та кислотогенезу. Ці стадії можна за певних умов об'єднати [146].

Пристрій може бути п'ятисекційним. У цьому випадку стадія метаногенезу може проходити у двох останніх секціях. Головна секція метаногенезу для підтримання інтенсивного бродіння з виділенням та відведенням значної кількості біогазу. Додаткова секція метаногенезу для доброджування субстрату і часткового відділення мулової води [169].

Для демонстрації можливого зовнішнього вигляду запропонованої конструкції метантенка зібрано його лабораторну модель. Вона представлена на рисунку 4.9.

Запропонована конструкція метантенка має переваги у порівнянні з традиційними конструкціями. А саме розподілення різних стадій процесу бродіння один від одного у просторі, тим самим враховується кінетика кожної стадії, а також дотримується оптимальне значень температури, *pH* та інших

показників на кожній стадії. Конструкція забезпечує можливість взяття проб субстрату в будь-який час на кожній стадії процесу та введення у субстрат необхідних речовин, які поліпшують процес бродіння. Застосовуючи запропоновану конструкцію можна суттєво скоротити термін бродіння з одночасним забезпеченням високих санітарно-гігієнічних характеристик отриманих стабілізованих субстратів, використовуючи їх як органічні добрива.

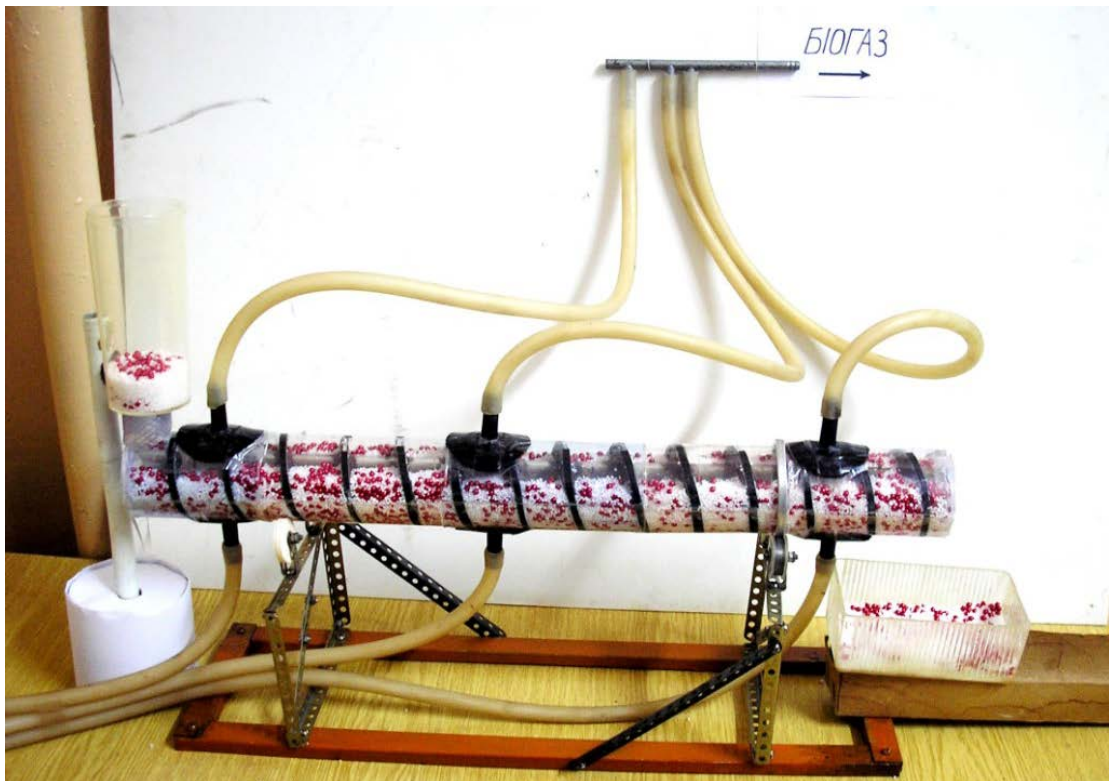


Рисунок 4.9. Лабораторна модель шнекового метантенка безперервної дії

Висновки за розділом 4

Одним з найбільш перспективним методом утилізації осадів СВ, який відповідає як економічним та екологічним вимогам, можна вважати анаеробне зброджування в метантенках з отриманням екологічно безпечного органічного добрива та енергетично цінного біогазу.

В результаті виконаних досліджень:

1. На основі енергетичних розрахунків показано недоцільність використання технологій спалювання осадів СВ через значні затрати енергії на їх зневоднення та висушування, обґрунтовано доцільність використання осадів як органічного добрива після попередньої анаеробної стабілізації.

2. Встановлено, що різні стадії анаеробного бродіння для інтенсивного протікання вимагають різних умов їх проведення. На основі аналізу перебігу процесів анаеробного бродіння обґрунтовано доцільність застосування кількастадійних технологічних процесів зброджування. Показано, що застосування чотиристадійного технологічного процесу дозволяє товарний CO_2 , а також збільшити вміст метану у біогазі з 60% до 90%.

3. Запропоновано захищені патентами України на корисну модель: технологічну схему гідролізатора і обґрунтовано параметри його роботи для попереднього оброблення осадів СВ разом з залишковою біомасою МКВ перед подаванням їх у метантенки традиційної конструкції з метою інтенсифікації бродіння і збільшення виходу біогазу; технологічну схему чотиристадійної анаеробної стабілізації і обґрунтовано параметри її роботи.

4. Розроблено та захищено патентом України на корисну модель конструктивні рішення метантенка для реалізації чотиристадійної технологічної схеми зброджування з можливістю отримання товарного CO_2 і біогазу з підвищеним вмістом метану, а також виготовлено лабораторну модель шнекового метантенка безперервної дії.

РОЗДІЛ 5

РОЗРОБЛЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО ОРГАНІЗАЦІЇ СИСТЕМ ОБЛІКУ СТІЧНИХ ВОД

5.1. Оцінювання технічних та екологічних характеристик сучасних засобів обліку стічних вод

Відповідно до вимог пункту 10.1.11 ДБН В.2.5-75:2013 необхідним є в обов'язковому порядку передбачення вимірювання витрат СВ на вході та/або на виході з КОС за допомогою вимірювального обладнання.

Методи обліку СВ можна об'єднати у дві групи: розрахункові та інструментальні. Їх загальну класифікацію наведено на рисунку 5.1.



Рисунок 5.1. Класифікація методів обліку СВ

Розрахункові методи є традиційними і найбільш простими методами обліку СВ. Вони ґрунтуються на визначенні об'ємів скидання стоків за об'ємами водоспоживання [170]. Під час їх застосування можливі два варіанти:

- перший – припускається, що вся споживана з водопроводу вода надходить у систему каналізації, тобто об'єми водовідведення дорівнюють об'ємам водоспоживання;
- другий – виходячи з досвіду чи технологічних розрахунків, вводиться певний коефіцієнт скидання води в каналізацію, тоді об'єми водовідведення визначаються шляхом множення об'ємів водоспоживання на цей коефіцієнт.

Не дивлячись на очевидні переваги таких методів (не потрібно застосування дорогих інструментальних засобів вимірювання), їх не можна назвати прийнятними у всіх випадках через очевидну низьку точність. Під час їх застосування менше похибок виникає в господарчо-побутовій сфері водоспоживання (відомчі житлові будинки, гуртожитки, офісні будівлі тощо), за умови, що приладами обліку охоплено споживання як холодної, так і гарячої води. Під час визначення об'ємів СВ об'єктів з виробничим водоспоживання та водовідведенням, похибок виникає значно більше. Не можна стверджувати, що введені коефіцієнти, які можуть бути як менше, так і більше одиниці, об'єктивно відображають реальний стан. Занадто багато факторів, що впливають на співвідношення між об'ємами водопостачання та водовідведення. Збільшувати об'єми СВ можуть такі фактори, як дощова вода чи вода від миття удосконалених покриттів, що через нещільні, або відкриті люки може потрапляти у господарсько-побутову, чи виробничу каналізацію, привозна вода, що теж зливається в каналізацію, аварійні витіки на мережах питного та технічного водопроводу через пори ґрунту та нещільності каналізаційної мережі потрапляють у неї тощо. Зменшувати об'єми стоків може незворотне використання води на технологічні потреби, відпуск води стороннім споживачам, випаровування, аварійні витіки, що не потрапляють у каналізацію та інші.

Враховуючи це на сьогодні актуальною стає необхідність обліку СВ шляхом саме інструментальних вимірювань.

Серед інструментальних засобів розрізняють прилади для вимірювання витрат рідин (кількостей, що протікають за одиницю часу) – їх називають витратомірами, та прилади, що визначають об'єм, або масу пройденної рідини – їх називають лічильниками. Витратомірів та лічильників існує значне різноманіття, з різним принципом роботи та різними технічними характеристиками [171]. З інструментальним забезпеченням надійних та точних вимірювань витрат та кількостей води в системах водопостачання виникає досить багато проблем [172]. Проте набагато більше проблем виникає під час вимірювання СВ в системах водовідведення [173-184].

До витратомірів та лічильників СВ висувається багато, у тому числі специфічних вимог:

- точність вимірювання;
- надійність роботи;
- незалежність результатів вимірювання від зміни фізичних параметрів СВ;
- не створення умов для випадіння завислих речовин у осад;
- динамічні характеристики, тощо.

Усі ці вимоги надзвичайно актуальні оскільки забрудненість СВ спричиняє специфічний (різний) вплив на роботу витратомірів та лічильників, що реалізують різні принципові схеми вимірювання. Особливі впливи на результати вимірювання та надійність роботи здійснюють такі властивості СВ, як агресивність, абразивність, токсичність, вибухонебезпечність тощо. Через нерівномірність скидання СВ, динамічні характеристики (стабільність з заданою точністю у широкому діапазоні витрат) є також важливими.

Інструментальні прилади для вимірювання витрат та кількостей СВ можна розділити на дві групи:

- прилади для безнапірних потоків СВ (для відкритих каналів та безнапірних трубопроводів);

- прилади для напірних потоків СВ (для напірних трубопроводів).

Прилади для відкритих каналів можна також розділити на дві групи, які реалізують два основних метода вимірювання:

- метод «рівень-витрата»;
- метод площа-швидкість.

В Росії такі методи регламентуються нормативними документами: МИ 2220-96 «Расход сточной жидкости в безнапорных трубопроводах. Методика выполнения измерений», а також МИ 2406-97 «Расход жидкости в безнапорных каналах систем водоснабжения и канализации. Методика выполнения измерений при помощи стандартных водосливов и лотков».

Метод «рівень-витрата» ґрунтується на пропусканні СВ через канал, чи трубопровід певного перерізу та нахилу і одночасно вимірюється рівень СВ у каналі чи трубопроводі, або перепад рівнів у різних поперечних перерізах.

Як відкриті канали тут можуть застосовуватися:

- лоток Паршалья;
- лоток Вентурі;
- трикутний водозлив тощо.

Для кожного лотка чи трубопровода попередньо потрібно будувати рівнево-витратну характеристику (залежність витрати від виміряного рівня, чи перепаду рівнів СВ), користуючись експериментальними даними. Точність побудови цієї характеристики є надзвичайно важливою тому, що забезпечує подальшу точність роботи приладу. Для побудови цієї характеристики можна скористатися двома методами.

Перший – визначати швидкість руху СВ для різних рівнів заповнення лотка чи труби експериментально (вимірюванням). Постає знову питання виміряти швидкість у безнапірному потоці. За відсутності надійних та точних приладів зробити це без значної похибки досить важко. На практиці цю швидкість вимірюють за допомогою плаваючого предмету (наприклад дерев'яної тріски, чи папірця, а також годинника, чи секундоміра). Точність таких замірів надзвичайно

низька через людський фактор та те, що швидкість руху тріски чи папірця по поверхні потоку не враховує неоднорідність швидкостей по його перерізу.

Другий – визначати цю швидкість теоретично (розрахунком) користуючись формулою Шезі, за якою швидкість руху СВ визначається з використанням таких величин, як гідравлічний радіус лотка (труби), будівельний (монтажний) нахил та коефіцієнт Шезі, який у свою чергу визначається через шорсткість стінок каналу, чи труби. Цей метод теж має досить серйозні проблеми з точністю, оскільки реальний нахил каналу, чи труби після монтажу може відрізнятись від проектного, а шорсткість стінок може змінюватись під час експлуатації.

Обидва методи на етапі тарування приладу вносять суттєву систематичну похибку у результати вимірювань, яку важко оцінити, чи спрогнозувати. Додаткову похибку у результати вимірювань вносить також похибка роботи рівнеміра.

Метод «площа-швидкість» ґрунтується на вимірюванні поперечного перерізу потоку та вимірюванні його швидкості в реальному часі. Метод є більш точним, проте вимагає складнішого обладнання. Перед початком роботи у пам'ять вимірюючого пристрою заносяться геометричні параметри лотка, чи труби. Під час роботи проводиться одночасне інструментальне вимірювання глибини потоку та його швидкості. Вимірюючий пристрій, користуючись геометричними даними лотка, чи труби перераховує глибину потоку у площу його поперечного перерізу, після чого визначає витрату. Геометричні параметри потоку можуть бути попередньо визначені досить точно, і суттєво не змінюватись протягом експлуатації. Тому систематична похибка під час застосування такого методу вимірювання може бути незначною. Проте для вимірювань глибини потоку часто використовують датчики тиску, а для вимірювання швидкості – як правило ультразвукові методи, які мають певні недоліки, описані нижче.

Для вимірювання витрат та кількостей СВ в напірних трубопроводах також використовують прилади, що реалізують різні методи вимірювання. Через особливі властивості СВ далеко не всі витратоміри та лічильники, що успішно

застосовуються в системах водопостачання, можуть задовільно працювати в системах водовідведення.

Один з найбільш розповсюджених типів приладів в системах водопостачання – *тахометричні* витратоміри та лічильники, принцип дії яких ґрунтується на використанні залежності швидкості обертання потоком води зануреної у неї крильчатки чи турбінки від швидкості цього потоку, в системах каналізації практично не використовуються. Причиною є наявність рухомих турбінок (крильчаток) та їх опор, які знижують надійність цих приладів навіть під час вимірювання відносно чистих рідин, таких як водопровідна вода.

Найбільшого розповсюдження в системах каналізації набули вимірювальні прилади електромагнітні, ультразвукові, змінного перепаду тиску.

Електромагнітні пристрої використовуються як у якості витратомірів, так і у якості лічильників кількості. Їх принцип роботи ґрунтується на вимірюванні величини електрорушійної сили (ЕРС), індукованої зарядженими частинками, що присутні у СВ, яка рухається через корпус приладу, в середині якого постійним магнітом створюється магнітне поле. Головними недоліками таких приладів є те, що електричні та магнітні поля викликають появу вихрових струмів у металевих частинах корпусу, що впливає на величину індукованої ЕРС. Крім того, ці поля спричиняють виникнення електрохімічних процесів у СВ, що призводить до відкладень заряджених частинок на вимірюючих ЕРС електродах, які через це поступово вкриваються шаром відкладень у вигляді слизу. Все це сприяє виникненню додаткових похибок вимірювання, знижує надійність та довговічність таких приладів.

Робота *ультразвукових* витратомірів та лічильників ґрунтується на таких принципах як вимірюванні різниці швидкостей проходження ультразвукових хвиль за потоком СВ та проти потоку; вимірюванні величини зміщення ультразвукової хвилі направленої поперек потоку СВ.

Головним недоліком таких приладів є те, що ультразвукові хвилі розсіюються та змінюють свою швидкість стикаючись з механічними включеннями в потоці СВ, що може вносити значну неконтрольовану похибку у

результати вимірювання. За яким би принципом не функціонував ультразвуковий витратомір чи лічильник, головним вимірюваним параметром в режимі реального часу є швидкість звуку у СВ. Точність вимірювання цього параметра визначає точність роботи приладу в цілому.

Звукові коливання є пружними коливаннями, тобто пов'язані з фізичними коливаннями частинок середовища, які спричиняють зміну локального тиску по фронту розповсюдження звукової хвилі, тобто спричиняють локальні деформації стискання та розтягування середовища. Ці коливання є поздовжніми [185], тобто напрямок коливань співпадає з напрямком розповсюдження звукової хвилі. Оскільки СВ, якою розповсюджуються ультразвукові хвилі є пружним середовищем, для невеликих деформацій під час проходження ультразвукової хвилі, справедливим є закон Гука. Тиск, що виникає у точці проходження хвилі складається з абсолютного (початкового) та надлишкового акустичного, який може бути як зі знаком «+», так і зі знаком «-»

$$P = P_{\text{поч}} + P_{\text{акуст}} \cdot \quad (5.1)$$

Оскільки надлишковий акустичний тиск є функцією від густини середовища, то справедлива формула

$$P_{\text{акуст}} = \frac{\partial P}{\partial \rho} d\rho. \quad (5.2)$$

Оскільки акустичний тиск є приростом абсолютного тиску можна записати

$$dP = \frac{\partial P}{\partial \rho} d\rho, \quad (5.3)$$

або

$$d\rho = \frac{\partial \rho}{\partial P} dP. \quad (5.4)$$

З врахуванням залежності густини середовища від температури запишемо

$$d\rho = \left(\frac{\partial\rho}{\partial P}\right)dP + \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT, \quad (5.5)$$

де: T – температура СВ; P – її тиск.

СВ є прісною, але не є чистою, оскільки включає різні забруднення у тому числі механічні. Забруднюючі домішки змінюють густину СВ, а отже змінюють і швидкість поширення ультразвуку. Забруднення більшої густини ніж вода збільшують цю швидкість, забруднення меншої густини зменшують швидкість. Величина цих змін залежить від концентрації забруднень. Крім того є експериментальні свідчення того, що швидкість ультразвуку змінюється зі зміною числа Рейнольдса, тобто зі зміною швидкості руху СВ у трубопроводі.

Враховуючи це формулу 5.5 можна переписати у вигляді

$$d\rho = \left(\frac{\partial\rho}{\partial P}\right)dP + \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT + \left(\frac{\partial\rho}{\partial D}\right)dD + \left(\frac{\partial\rho}{\partial V}\right)dV, \quad (5.6)$$

де: D – концентрація певного виду додаткового забруднення (домішки) у СВ;

V – швидкість СВ у трубопроводі.

Оскільки $\frac{\partial P}{\partial \rho} = c^2$ можна записати $dP = c^2 \cdot d\rho$ або

$$d\rho = \left(\frac{1}{c^2}\right)dP + \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT + \left(\frac{\partial\rho}{\partial D}\right)dD + \left(\frac{\partial\rho}{\partial V}\right)dV, \quad (5.7)$$

$$\left(\frac{1}{c^2}\right)dP = d\rho - \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT - \left(\frac{\partial\rho}{\partial D}\right)dD - \left(\frac{\partial\rho}{\partial V}\right)dV, \quad (5.8)$$

$$\frac{1}{c^2} = \frac{d\rho - \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT - \left(\frac{\partial\rho}{\partial D}\right)dD - \left(\frac{\partial\rho}{\partial V}\right)dV}{dP}, \quad (5.9)$$

$$c^2 = \frac{dP}{d\rho - \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT - \left(\frac{\partial\rho}{\partial D}\right)dD - \left(\frac{\partial\rho}{\partial V}\right)dV}. \quad (5.10)$$

$$c = \sqrt{\frac{dP}{d\rho - \left(\frac{\partial\rho}{\partial T}\right)dT - \left(\frac{\partial\rho}{\partial D}\right)dD - \left(\frac{\partial\rho}{\partial V}\right)dV}}. \quad (5.11)$$

Неоднорідність водного середовища доповнюється наявністю газоподібних бульбашок. Найменш стійкими до них є ультразвукові прилади, оскільки концентрація цих бульбашок теж впливає на швидкість проходження ультразвуку.

Коливання тиску та температури визначають швидкість ультразвуку. В ультразвукових приладах витрата визначається за формулою [186-188]

$$\Delta t = \frac{2S}{c^2} \cdot \frac{v}{1 - \left(\frac{v}{c}\right)^2}, \quad (5.12)$$

де S – довжина ділянки проходження ультразвуку; c – швидкість ультразвуку; v – швидкість потоку рідини.

Якщо змінюється температура середовища, абсолютна похибка визначиться за формулою

$$\Delta(\Delta t) = \frac{2Sv}{(c_1^2 - v^2)} - \frac{2Sv}{(c_2^2 - v^2)}. \quad (5.13)$$

де $\Delta(\Delta t)$ – абсолютна похибка вимірювання часу проходження хвилі; c_1, c_2 – швидкість ультразвуку за різних температур.

Відносна похибка у цьому випадку складе

$$\sigma(\Delta t) = \frac{c_2^2 - c_1^2}{c_2^2 - v^2} \cdot 100\% \quad , \quad (5.14)$$

підставляючи числові значення швидкості ультразвуку в середовищі

$$\sigma_1(\Delta t) = \frac{1426^2 - 1529^2}{1426^2} \cdot 100\% = 14,96\% \quad . \quad (5.15)$$

Зміна тиску впливає на розчинність газоподібних домішок. Вплив описується формулою

$$\frac{V_{дом}}{V_{сер}} = \alpha \frac{P_{кінц}}{P_{поч}} \quad , \quad (5.16)$$

де $V_{газ}, V_{сер}$ – об'єм газоподібних домішок і середовища, що вимірюється; α – коефіцієнт розчинності газоподібної домішки у середовищі; $P_{поч}, P_{кінц}$ – значення тиску до та після зміни.

В таблиці 5.1 наведено дані, щодо кількості розчиненого у СВ повітря, розраховані за формулою 5.16.

Швидкість ультразвуку у СВ з бульбашками повітря можна визначити формулою

$$c_{уз} = \frac{c}{\sqrt{1 + 7,05 \cdot 10^{-7} \cdot \beta \cdot c}} \quad , \quad (5.17)$$

де, c – швидкість ультразвуку в СВ без домішок; β – об'ємна концентрація газоподібних домішок.

Таблиця 5.1

Кількість розчиненого у СВ повітря

№ з/п	Тиск у середовищі P , Па	Характеристика газоподібних домішок $V_{дом}/V_{сер}$, %
1	$1 \cdot 10^5$	1,6
2	$2 \cdot 10^5$	3,2
3	$3 \cdot 10^5$	4,8
4	$4 \cdot 10^5$	6,4
5	$5 \cdot 10^5$	8,0
6	$6 \cdot 10^5$	9,6
7	$7 \cdot 10^5$	11,2
8	$8 \cdot 10^5$	12,8
9	$9 \cdot 10^5$	14,4
10	$10 \cdot 10^5$	16,0

Коливання цих характеристик можна компенсувати зворотнім зв'язком, повністю компенсувати їх неможливо.

5.2. Розроблення принципової схеми лічильника стічних вод змінного перепаду тиску

Робота приладів змінного перепаду тиску ґрунтується на вимірюванні перепаду тисків, який виникає на встановленому на трубопроводі звужуючому пристрої (ЗП). Такі прилади позбавлені практично усіх вище перерахованих недоліків і надзвичайно добре підходять для вимірювання витрат СВ. Вони дозволяють проводити вимірювання витрати будь-яких однофазних та навіть двофазних середовищ у трубах будь-якого діаметри, за будь-яких тисків та температур і застосовувати уніфіковані вторинні прилади з індивідуальним виготовленням лише звужуючого пристрою тощо.

Вимірювання витрат рідин та газів за перепадом тисків на звуженні струмини відомо давно. Проблемою є те, що такі прилади використовуються сьогодні переважно як витратоміри. Застосування стандартних вторинних приладів (показуючі та реєструючі дифманометри) призводить до того, що кількість пройденого через прилад середовища за певний проміжок часу потрібно здійснювати у ручному режимі користуючись записаними дифманометром діаграмами витрати. Разом з тим сьогодні існує багато інтеграторів, які можуть бути використані як вторинні перетворювачі у комбінації зі ЗП як первинним давачем. Такий пристрій може виконувати роль не тільки витратоміра, але і лічильника, інтегруючи показники дифманометра за певний проміжок часу, тим самим розраховуючи об'єм пройденної СВ в автоматичному режимі.

Автором пропонується нова принципова схема вимірювання витрати та кількості СВ, а також принципова конструкція лічильника [192]. Структурна схема запропонованої конструкції показана на рисунку 5.2.

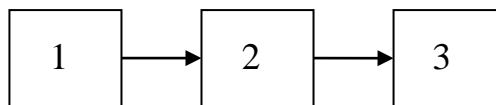


Рисунок 5.2. Структурна схема лічильника СВ змінного перепаду тиску:

1 – стандартний ЗП (стандартна діафрагма, стандартне сопло, сопло Вентурі, труба Вентурі), виготовлений у відповідності з вимогами нормативного документа [193]; 2 – мембранний диференційний манометр; 3 – інтегруючий перетворювач.

Обрахунок та індикація кількості СВ, що пройшла через лічильник, проводиться інтегруючим перетворювачем за величиною витрати, яка визначається первинним перетворювачем за величиною імпульсу перепаду тиску. Сам первинний перетворювач складається зі ЗП, корпуса дифкамери, імпульсних трубок, підвідної та відвідної ділянки трубопроводу, дифманометра.

Структурна схема обчислювального перетворювача представлена на рисунку 5.3. Величина сумарної відносної похибки перетворення такого перетворювача визначається середньоквадратичним відхиленням результатів операцій, що виконуються його окремими елементами.

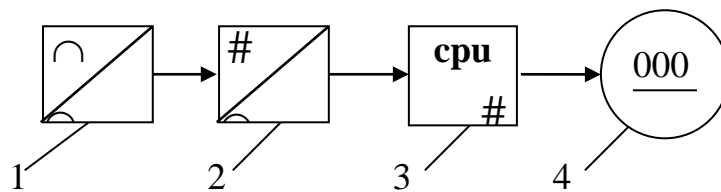


Рисунок 5.3. Структурна схема обчислювача:

1 – Масштабний перетворювач; 2 – Функціональний перетворювач; 3 – Суматор; 4 – Індикатор.

5.3. Моделювання та розрахунок похибки вимірювання кількості стічних вод лічильником змінного перепаду тиску зі стандартною діафрагмою

Перетворювання виконуються з нормованою відповідно [193, 194] величиною похибки вимірювання параметрів потоку і самого пристрою. Для кількісних розрахунків похибки вимірювання приймаються такі параметри ЗП: діаметр умовного проходу $D = 50$ мм, діаметр отвору ЗП $d = 40$ мм.

Підвідна та відвідна ділянки трубопроводу до первинного перетворювача та від нього виконані із сталевих цільнозварних труб, внутрішня поверхня яких знаходиться в хорошому стані (абсолютна еквівалентна шорсткість стінок знаходиться в інтервалі $k = 0,04 \div 0,1$ мм). Для розрахунків прийнято більше значення ($k = 0,1$ мм).

Модуль ЗП (відносна площа) m визначається як відношення площі отвору ЗП до площі поперечного перерізу умовного проходу трубопроводу

$$m = \frac{\pi \cdot d^2}{4} : \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \quad (5.20)$$

$$m = \frac{3,14 \cdot 40^2}{4} : \frac{3,14 \cdot 50^2}{4} = 0,64. \quad (5.21)$$

У випадку використання стандартної діафрагми приймається діафрагма з гострою крайкою, встановлена в стандартній дифкамері з кутовим (камерним) відбиранням імпульсу тиску. В цьому випадку об'ємна витрата СВ визначається за формулою [193]

$$Q = \alpha_y \cdot \varepsilon \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P}{\rho}} \quad [m^3/c], \quad (5.22)$$

де α_y – коефіцієнт витрати, для діафрагм з кутовим відбором перепаду тиску;

ε – коефіцієнт розширення середовища (якщо рідину розглядати як нестискувану, то $\varepsilon = 1$);

d – діаметр отвору звужуючого пристрою (діафрагми), м;

ρ – густина вимірюваного середовища (рідини), kg/m^3 ;

ΔP – перепад тиску на діафрагмі, виміряний дифманометром, Па.

Під час використання для вимірювання перепаду тисків до та після діафрагми мембранного дифманометра витрата рідини може визначатися за формулою

$$Q_p = 0,01252 \cdot \alpha_y \cdot K_t^2 \cdot d_{20}^2 \sqrt{\frac{\Delta P'}{\rho}}, \quad [m^3/c], \quad (5.23)$$

де K_t – поправковий коефіцієнт, що враховує теплову деформацію матеріалу діафрагми;

d_{20} – діаметр отвору діафрагми за температури $20^\circ C$, мм;

$\Delta P'$ – номінальний виміряний дифманометром перепад тиску, kg/m^2 .

Середньодобова витрата рідини в цьому випадку визначається за формулою

$$Q_C = 0,24 \cdot C_Q \cdot N_{II} \cdot K_t^2 \cdot k_{Re} \cdot K_\rho, \quad [m^3/добу], \quad (5.24)$$

де C_Q – стала витратоміра, яка визначається за формулою $C_Q = 0,01252 \cdot \alpha_y \cdot d_{20}^2 \sqrt{\Delta P_{PP}}$, в якій α_y – коефіцієнт витрати, що визначається для числа Рейнольдса $Re = 10^6$; ΔP – найбільший перепад тиску на звужуючому пристрої, що відповідає максимальній витраті рідини.

N_{II} – планіметричне число, отримане за відрахуваннями пропорційного планіметра;

k_{Re} – коефіцієнт корекції витрати на число Рейнольдса;

K_ρ – коефіцієнт корекції витрати, що залежить від зміни густини рідини.

Для подальших розрахунків похибок вимірювання витрати необхідним є визначення коефіцієнту витрати α_y . Щоб вибрати формулу для визначення цього коефіцієнта для ненової діафрагми з кутовим відбором перепаду тиску та з негострою (притупленою) вхідною крайкою необхідно перевірити виконання умови ($m \geq 0,13$)

$$\frac{k}{D} \times 10^4 \leq 3,9 + 10^3 \times \exp(-14,2\sqrt{m}). \quad (5.25)$$

У нашому випадку ліва частина нерівності складає $0,1/50 \times 10^4 = 20$, тоді як права дорівнює $3,9 + 10^3 \times \exp(-14,2\sqrt{0,64}) = 3,912$. Оскільки умова не виконується, необхідним є врахування шорсткості стінок трубопроводу k введенням додаткового коефіцієнта. Оскільки діаметр отвору діафрагми не перевищує 125 мм враховуємо поправковий множник на притуплення гострої вхідної крайки діафрагми. З врахуванням цього коефіцієнт витрати можна розраховувати за формулою

$$\alpha_y = \frac{1}{\sqrt{1-m^2}} \times,$$

$$\times \left[0,5959 + 0,0312m^{1,05} - 0,184m^4 + 0,0029m^{1,25} \left(\frac{10^6}{Re} \right)^{0,75} \right] \times K_u \times K_n, [\%], \quad (5.26)$$

де K_u , K_n – поправкові коефіцієнти, що враховують шорсткість стінок труби та притуплення вхідної крайки діафрагми.

За даними [193, додаток 2] добуток коефіцієнтів шорсткості та притуплення вхідної крайки для діафрагм зовнішнім діаметром $D = 50$ мм та $m = 0,64$ складає $K_u \times K_n = 1,0313$ %.

Як видно з формули 5.26, α_y залежить від числа Рейнольдса, тобто від витрати рідини. За рекомендаціями [171] мінімальне значення числа Рейнольдса для діапазону модулів діафрагми $0,59 < m \leq 0,64$ потрібно приймати $Re_{min} = 2 \cdot 10^4$. Максимальне значення в усіх випадках слід приймати $Re_{max} = 10^8$.

Результати розрахунку коефіцієнта витрати для різних чисел Рейнольдса Re і, відповідно, різних швидкостей руху СВ V та її витрат Q наведено в таблиці 1. Швидкість та витрата розраховані з умови протікання води температурою 20 °C кінематичною в'язкістю $1,01 \cdot 10^{-6}$ м/с².

Швидкість розраховано за формулою

$$V = \frac{Re \cdot \nu}{D}, [м/с], \quad (5.27)$$

де ν – кінематична в'язкість СВ, м/с².

Витрату розраховано за формулою

$$Q = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \times V, [м^3/с]. \quad (5.28)$$

За умови, що температура СВ, що транспортується, може змінюватися у межах від 5 °C до 40 °C, а зміна робочого тиску у трубопроводі не перевищує 1 МПа, то густина води змінюється від $1000,4$ кг/м³ до $992,25$ кг/м³, і коефіцієнт

динамічної в'язкості відповідно змінюється від $151,6 \cdot 10^{-6} \text{ кгс/см}^2$ до $66 \cdot 10^{-6} \text{ кгс/см}^2$.

Таблиця 5.2

Результати розрахунку коефіцієнта витрати діафрагми
для різних чисел Рейнольдса

№ п/п	Re	$V, \text{ м/с}$	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	α_y
1	$2 \cdot 10^4$	0,404	0,79325	0,8265
2	$3 \cdot 10^4$	0,606	1,18988	0,8155
3	$5 \cdot 10^4$	1,010	1,98313	0,8057
4	10^5	2,020	3,96626	0,7971

Для розрахунку похибки вимірювання вважаємо, що складові похибки не мають кореляційного зв'язку і є незалежними одна від одної, а закон розподілу складових похибок є нормальним. Максимальну похибку вимірювання приймаємо рівною максимальній похибці однократного вимірювання за довірчої ймовірності 0,95, за таких умов $\delta = 2\sigma$.

Середньоквадратичну похибку вимірювання витрати для діафрагми визначаємо за формулою

$$\sigma_Q = \left[\sigma_{\alpha_y}^2 + \sigma_{k_{Re}}^2 + 0,25\sigma_{\Delta P}^2 + 0,25\sigma_{\rho}^2 \right]^{1/2}, [\%], \quad (5.29)$$

де σ_{α_y} , $\sigma_{k_{Re}}$, $\sigma_{\Delta P}$, σ_{ρ} – середньоквадратичні відносні похибки відповідних величин: коефіцієнта витрати, коефіцієнта корекції витрати на число Рейнольдса, вимірювання перепаду тиску дифманометром та визначення густини СВ.

У формулі 5.29 замість $\sigma_{\sqrt{\Delta P}}^2$ прийнято $0,25\sigma_{\Delta P}^2$ через те, що похибка вимірювання визначається не від максимальної витрати, а від максимального перепаду тиску.

Оскільки модуль діафрагми знаходиться в діапазоні $0,36 < m \leq 0,64$ то середньоквадратичну відносну похибку коефіцієнта витрати визначаємо як для діафрагми з кутовим способом відбору перепаду тиску (без врахування впливу шорсткості стінок труби та притуплення вхідної крайки діафрагми) за формулою

$$\sigma_{\alpha_y} = \left[(0,5\sqrt{m})^2 + \sigma_{\alpha_d}^2 + \sigma_{\alpha_D}^2 \right]^{1/2}, [\%], \quad (5.30)$$

де σ_{α_d} та σ_{α_D} – похибки, що виникають через допустимі відхилення діаметрів отвору діафрагми d та трубопроводу D .

Похибку через відхилення діаметра діафрагми визначаємо за формулою

$$\sigma_{\alpha_d} = 2\sigma_d \left(1 + \frac{m^2}{\alpha_y} \right), [\%], \quad (5.31)$$

де σ_d – допустима похибка виготовлення діаметра отвору (для діафрагм $\sigma_d = 0,035 \%$).

Похибку через відхилення діаметра трубопроводу визначаємо за формулою

$$\sigma_{\alpha_D} = 2\sigma_D \frac{m^2}{\alpha_y}, [\%], \quad (5.32)$$

де σ_D – допустима похибка виготовлення діаметра трубопроводу (приймаємо $\sigma_D = 0,15 \%$).

Для врахування впливу шорсткості стінок труби та притуплення вхідної крайки діафрагми вводимо у формулу 5.30 похибки визначення коефіцієнтів шорсткості стінок $\sigma_{K_{ш}}$ та притуплення крайки діафрагми σ_{K_n} . З врахуванням цього замінюємо похибку коефіцієнта витрати σ_{α_y} на σ'_{α_y}

$$\sigma'_{\alpha_y} = \left[\sigma_{\alpha_y}^2 + \sigma_{K_{uu}}^2 + \sigma_{K_n}^2 \right]^{1/2}, [\%]. \quad (5.33)$$

Для розрахунку $\sigma_{K_{uu}}$, а також для вибору формули для розрахунку σ_{K_n} розраховуємо значення параметра t

$$t = \frac{D}{10^3} = \frac{50}{10^3} = 0,05. \quad (5.34)$$

Похибку коефіцієнта шорсткості стінок розраховуємо за формулою

$$\sigma_{K_{uu}} = 1,67m + (0,081 - t) \times (66,3t^2 - 33,7t + 6,9), [\%]. \quad (5.35)$$

$$\sigma_{K_{uu}} = 1,67 \cdot 0,64 + (0,081 - 0,05) \times (66,3 \cdot 0,05^2 - 33,7 \cdot 0,05 + 6,9) = 1,23560 (\%).$$

Оскільки параметр $t \leq 0,2$ розраховуємо коефіцієнт притуплення крайки за формулою

$$\sigma_{K_n} = -0,833m + 1,67t^2 - 7,5t + 1,77, [\%]. \quad (5.36)$$

$$\sigma_{K_n} = -0,833 \cdot 0,64 + 16,7 \cdot 0,05^2 - 7,5 \cdot 0,05 + 1,77 = 0,90363 (\%).$$

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки коефіцієнта витрати для різних чисел Рейнольдса Re наведено в таблиці 5.3.

Коефіцієнт корекції витрати на число Рейнольдса може бути визначений за формулою

$$k_{Re} = \frac{C + B \left(\frac{10^6}{Re} \right)^{0,75}}{C + B}, \quad (5.37)$$

Таблиця 5.3

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки коефіцієнта витрати діафрагми для різних чисел Рейнольдса Re

Re	α_y	$\sigma_{\alpha_d}, \%$	$\sigma_{\alpha_D}, \%$	$\sigma_{\alpha_y}, \%$	$\sigma'_{\alpha_y}, \%$
$2 \cdot 10^4$	0,8265	0,10469	0,14868	0,43939	1,59258
$3 \cdot 10^4$	0,8155	0,10516	0,15068	0,44018	1,59280
$5 \cdot 10^4$	0,8057	0,10559	0,15251	0,44092	1,59301
10^5	0,7971	0,10597	0,15416	0,44158	1,59319

де C та B – коефіцієнти, що визначаються за формулами

$$C = \left(0,5959 + 0,0312 \cdot m^{1,05} - 0,184 \cdot m^4 \right) \frac{1}{\sqrt{1 - m^2}}, \quad (5.38)$$

$$B = \frac{0,0029 \cdot m^{1,25}}{\sqrt{1 - m^2}}. \quad (5.39)$$

Числова підстановка дає

$$C = \left(0,5959 + 0,0312 \cdot 0,64^{1,05} - 0,184 \cdot 0,64^4 \right) \frac{1}{\sqrt{1 - 0,64^2}} = 0,76077,$$

$$B = \frac{0,0029 \cdot 0,64^{1,25}}{\sqrt{1 - 0,64^2}} = 1,54591 \cdot 10^{-3}.$$

Середньоквадратичну відносну похибку коефіцієнта коригування витрати для діафрагми залежно від числа Рейнольдса визначаємо за формулою

$$\sigma_{K_{Re}} = (1 - k_{Re}) \cdot \sigma_{\mu}, [\%], \quad (5.40)$$

де σ_μ – похибка визначення в'язкості середовища.

Враховуючи можливу зміну динамічної в'язкості СВ за зміни її температури та тиску у прийнятих межах, відносна похибка визначення її в'язкості, нормована до мінімального значення складе

$$\sigma_\mu = \frac{151,6 \cdot 10^{-6} - 66 \cdot 10^{-6}}{66 \cdot 10^{-6}} = 1,29697 \text{ (\%)}. \quad (5.41)$$

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки коефіцієнта коригування витрати для діафрагми на число Рейнольдса Re наведено в таблиці 5.4.

Таблиця 5.4

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки коефіцієнта коригування витрати для діафрагми на число Рейнольдса

Re	k_{Re}	$\sigma_{k_{Re}}, \%$
$2 \cdot 10^4$	1,03610	– 0,04682
$3 \cdot 10^4$	1,02610	– 0,03385
$5 \cdot 10^4$	1,01715	– 0,02224
10^5	1,00938	– 0,01217

Середньоквадратичну відносну похибку показуючого дифманометра з класом точності встановленим по перепаду тиску визначаємо за формулою

$$\sigma_{\Delta P} = 0,5 \cdot \frac{\Delta P_{PP}}{\Delta P} \cdot S_{\Delta P}, \quad (5.42)$$

де $S_{\Delta P}$ – клас точності приладу;

ΔP_{PP} – максимальний перепад тиску на діафрагмі.

Перепади тиску визначаємо з формули об'ємної витрати рідини 5.22 в загальному випадку

$$\Delta P = \frac{Q^2 \cdot 4^2 \cdot \rho}{\alpha_v^2 \cdot \pi^2 \cdot d^4 \cdot 2}, [\text{Па}]. \quad (5.43)$$

У випадку використання дифманометрів «Сапфір 22 ДД» касами точності $S_{\Delta P} = 0,4, 0,25$ та $0,15$ і максимальним перепадом тиску, що може ними вимірюватися 10 кПа . Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки дифманометра наведено в таблиці 5.5.

Таблиця 5.5

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки дифманометра

Re	$\Delta P, \text{Па}$	$\sigma_{\Delta P}, \%$		
		$S_{\Delta P} = 0,4$	$S_{\Delta P} = 0,25$	$S_{\Delta P} = 0,15$
$2 \cdot 10^4$	291,15	6,869311	4,29332	2,575992
$3 \cdot 10^4$	672,88	2,972298	1,857686	1,114612
$5 \cdot 10^4$	1 914,07	1,044894	0,653059	0,391835
10^5	7 825,59	0,255572	0,15973	0,095839

Середньоквадратичну відносну похибку визначення густини СВ визначаємо за табличними значеннями за формулою

$$\sigma_{\rho} = 50 \cdot \frac{\Delta \rho_{ном}}{\rho_{ном}}, [\%], \quad (5.44)$$

де: $\Delta \rho_{ном}$ – максимальна абсолютна похибка значення густини рідини, визначеної за таблицями (дорівнює половині одиниці останнього розряду в табличному значенні, $\Delta \rho_{ном} = 0,05 \text{ кг/м}^3$);

$\rho_{ном}$ – номінальне значення густини СВ (приймаємо як для води за 20 °С , тоді $\rho_{ном} = 998,2 \text{ кг/м}^3$).

Числова підстановка дає

$$\sigma_{\rho} = 50 \cdot \frac{0,05}{998,2} = 0,0025 (\%). \quad (5.45)$$

Розрахунок середньоквадратичної похибки вимірювання витрати СВ для діафрагми під час використання дифманометрів з різним класом точності зводимо до таблиці 5.6.

Таблиця 5.6

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки вимірювання витрати для діафрагми

Re	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	$\sigma'_{\alpha_y}, \%$	$\sigma_{k_{Re}}, \%$	$\sigma_{\Delta P}, \%$			$\sigma_{\rho}, \%$
				$S_{\Delta P} = 0,4$	$S_{\Delta P} = 0,25$	$S_{\Delta P} = 0,15$	
$2 \cdot 10^4$	0,79325	1,59258	-0,04682	6,86931	4,29332	2,57599	0,0025
$3 \cdot 10^4$	1,18988	1,59280	-0,03385	2,97230	1,85769	1,11461	0,0025
$5 \cdot 10^4$	1,98313	1,59301	-0,02224	1,04489	0,65306	0,39184	0,0025
10^5	3,96626	1,59319	-0,01217	0,25557	0,15973	0,09584	0,0025

Продовження таблиці 5.6

Re	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	$\sigma_Q, \%$		
		$S_{\Delta P} = 0,4$	$S_{\Delta P} = 0,25$	$S_{\Delta P} = 0,15$
$2 \cdot 10^4$	0,79325	3,78621	2,67332	2,04876
$3 \cdot 10^4$	1,18988	2,17872	1,84416	1,68782
$5 \cdot 10^4$	1,98313	1,67664	1,62628	1,60517
10^5	3,96626	1,59835	1,59524	1,59396

Відносна похибка вимірювання кількості СВ запропонованим лічильником визначиться як середнє геометричне похибки вимірювання витрати первинним перетворювачем та похибки обчислення вторинним перетворювачем за формулою

$$\sigma_W = \sqrt{\sigma_Q^2 + \sigma_{ОБЧ}^2}, [\%], \quad (5.46)$$

де $\sigma_{ОБЧ}$ – похибка обчислення вторинним перетворювачем.

Вид обчислювального перетворення визначається необхідною точністю вимірювання. Процес вимірювання витрати СВ здійснюється з порівняно невисокими вимогами до точності. За таких умов це перетворення може реалізовуватися за формулою

$$Q = \sum_{i=1}^n K \sqrt{\Delta P_i / \rho}, [m^3/c], \quad (5.47)$$

де K – постійний коефіцієнт, який визначається за формулою

$$K = 0,01252 \cdot \alpha'_y \cdot K_t^2 \cdot d_{20}^2. \quad (5.48)$$

Структурну схему обчислювального перетворювача дивись на рисунку 5.3. Сумарна відносна похибка перетворення такого перетворювача визначається середньоквадратичним відхиленням результатів операцій, що виконуються його окремими елементами.

Відносну похибку обчислення вторинним перетворювачем (інтегратором) визначаємо за формулою

$$\sigma_{ОБЧ} = \sqrt{\sigma_{МП}^2 + \sigma_{АЦП}^2 + \sigma_{ОП}^2 + \sigma_{ІНД}^2}, [\%], \quad (5.49)$$

де $\sigma_{МП}$ – середньоквадратична відносна похибка масштабного перетворювача. Як масштабний перетворювач може використовуватися недорогий прецизійний попередній підсилювач постійного струму з диференційними виходами, побудований на інтегральній мікросхемі, наприклад К140УД13, у якого відповідно до технічних умов (ТУ 11-БКО.348.095-07ТУ85) середньоквадратичне відхилення вихідного сигналу не перевищує $\sigma_{МП} = 0,0025\%$;

$\sigma_{АЦП}$ – середньоквадратична відносна похибка аналого-цифрового перетворювача (сучасні перетворювачі, що випускаються серійно мають похибку у межах 0,1 – 0,5%);

$\sigma_{ОП}$ – середньоквадратична відносна похибка обчислювального перетворювача, яка визначається похибкою квантування та числом операцій (під час використання десятирозрядної шини даних після виконання ста обчислювальних операцій, що є абсолютно достатнім для обчислення миттєвої об'ємної витрати, величина похибки не перевищує 0,001 %);

$\sigma_{ИИД}$ – середньоквадратична відносна похибка індикації витрати (якщо використовувати цифрові індикатори, похибка відсутня, тобто $\sigma_{ИИД} = 0$).

За таких умов відносна похибка обчислення складе

$$\sigma_{ОБЧ} = \sqrt{0,0025^2 + 0,5^2 + 0,001^2 + 0^2} = 0,5, (\%). \quad (5.50)$$

Розрахунок результуючої похибки вимірювання $\sigma_{ВИМ}$ кількості рідини за різних витрат та з використанням дифманометрів різного класу точності наведено в таблиці 5.7.

Графічно залежність похибки вимірювання від витрати лічильника СВ змінного перепаду тиску зі стандартною діафрагмою наведено на рисунку 5.4.

Результати розрахунку результуючої відносної похибки вимірювання кількості СВ для діафрагми

Q , $m^3/c \cdot 10^{-3}$	σ_Q , %			σ_{OB} , %	$\sigma_{ВИМ}$, %		
	$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,25$	$S_{\Delta P}=0,15$		$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,25$	$S_{\Delta P}=0,15$
0,793	3,78621	2,67332	2,04876	0,5	3,819	2,719	2,109
1,181	2,17872	1,84416	1,68782	0,5	2,235	1,911	1,760
1,983	1,67664	1,62628	1,60517	0,5	1,749	1,701	1,681
3,966	1,59835	1,59524	1,59396	0,5	1,675	1,672	1,671

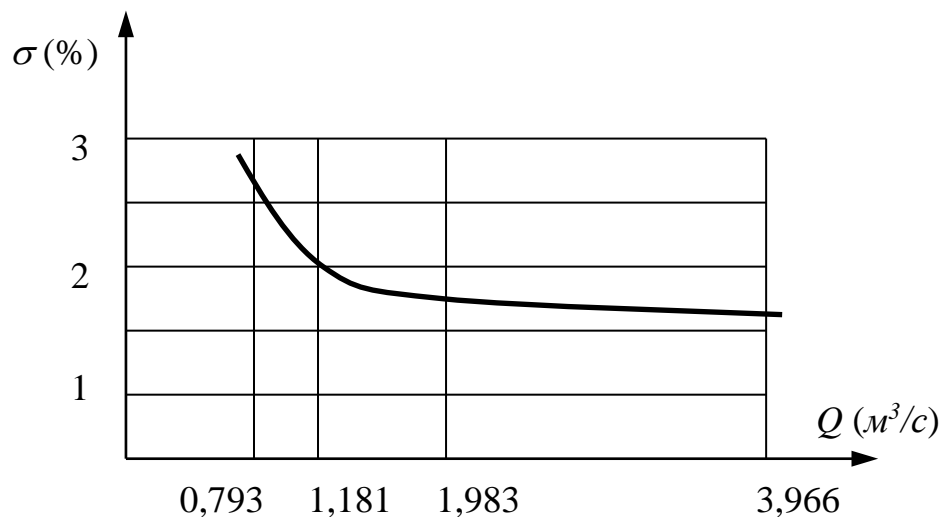


Рисунок 5.4. Залежність похибки вимірювання від витрати лічильника СВ змінного перепаду тиску зі стандартною діафрагмою

5.4. Розрахунок похибки вимірювання кількості стічних вод лічильником змінного перепаду тиску зі стандартним соплом і соплом Вентурі

Стандартна діафрагма є одним з найпростіших і найдешевших звужуючих пристроїв. Проте вона має один суттєвий недолік під час застосування в системах водовідведення. Отвір діафрагми з вхідної сторони повинен мати гостру крайку. Її гострота визначається радіусом скруглення. Від цього залежать показники

приладу. По мірі експлуатації крайка притуплюється, тобто радіус скруглення збільшується і коефіцієнт витрати α_y змінюється. Тому формула 5.26 для визначення коефіцієнта витрати діафрагм містить коефіцієнт притуплення K_n , що враховує це притуплення. Разом з тим, не дивлячись на те, що діафрагму потрібно виготовляти з твердого, зносостійкого матеріалу, величину притуплення, особливо під час вимірювання СВ, що володіють агресивними та абразивними властивостями, важко спрогнозувати. Цей коефіцієнт відповідає лише одному ступеню притуплення, а з часом цей ступінь змінюється (рисунок 5.5). Це вносить додаткову, не враховану розрахунками, похибку у результати вимірювання.

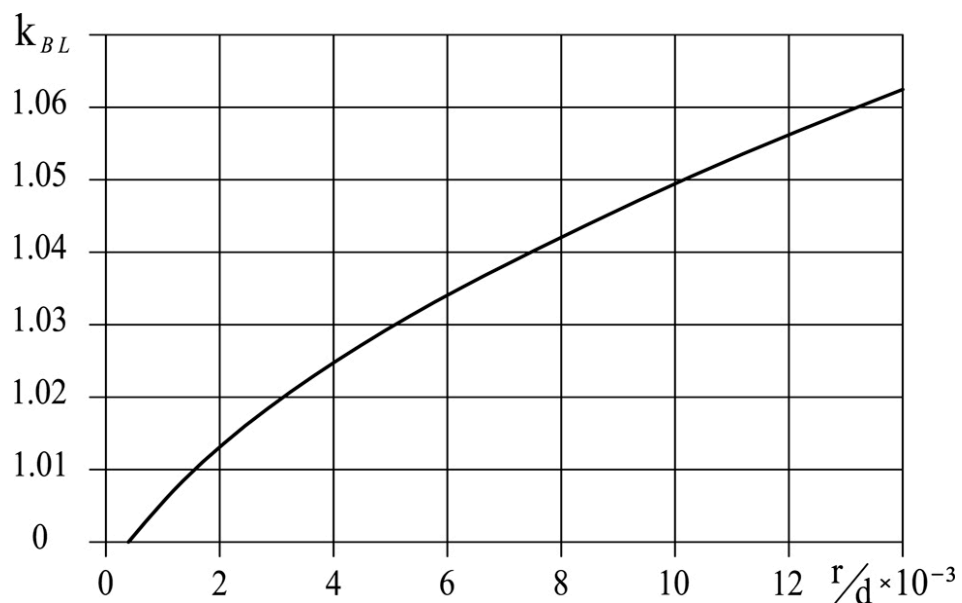


Рисунок 5.5. Коефіцієнт, що враховує притуплення вхідної крайки діафрагми від відносного радіуса її скруглення

Вказаний недолік не є притаманним стандартним соплам та соплам Вентурі. Сопло має плавно скруглений вхідний отвір, не має гострої крайки і, відповідно, не потребує корекції витрати, що враховує притуплення. Сопло складніше у виготовленні, але має дещо кращі метрологічні характеристики. Розрахуємо похибку вимірювання лічильником змінного перепаду тиску, якщо в структурній

схемі (дивись рисунок 5.2) замість стандартної діафрагми використовувати стандартне сопло (чи сопло Вентурі).

Об'ємна витрата СВ визначиться за формулою 5.22. Коефіцієнт витрати для стандартного сопла (і сопла Вентурі) позначимо α .

Середньодобова витрата (кількість) СВ для стандартного сопла (і сопла Вентурі) визначається за формулою

$$Q_C = 0,24 \cdot C_Q \cdot N_{II} \cdot K_t^2 \cdot k_{Re} \cdot K_\rho, [m^3/добу], \quad (5.51)$$

де C_Q – постійна стандартного сопла.

Постійну стандартного сопла визначають за формулою

$$C_Q = 0,2109 \cdot \alpha \cdot d_{20}^2 \sqrt{\Delta P_{III}}. \quad (5.52)$$

Для вибору формули визначення коефіцієнта витрати для сопел необхідно проводити перевірку умови 5.25. Оскільки ця умова не виконується визначаємо коефіцієнт витрати з врахування поправки на шорсткість за формулою

$$\alpha = \frac{1}{\sqrt{1-m^2}} \times \left[0,99 - 0,2262m^{0,05} + \right. \\ \left. + (0,000215 - 0,001125m^{0,5} + 0,00249m^{2,35}) \times \left(\frac{10^6}{Re} \right)^{1,15} \right] \times K_u, \quad (5.53)$$

де K_u – поправковий коефіцієнт, що враховує шорсткість стінок підвідної труби.

Коефіцієнт шорсткості для стандартного сопла для діаметра трубопроводу $D < 300$ мм та $m \geq 0,27$ визначаємо за формулою

$$K_{uz} = \left(1,0020 - 0,0318m + 0,0907m^2\right) - \left(0,0062 - 0,1017m + 0,2972m^2\right) \frac{D}{10^3}. \quad (5.54)$$

Чисельна підстановка дає

$$K_{uz} = \left(1,0020 - 0,0318 \cdot 0,64 + 0,0907 \cdot 0,64^2\right) - \left(0,0062 - 0,1017 \cdot 0,64 + 0,2972 \cdot 0,64^2\right) \frac{50}{10^3} = 1,0157 \quad (5.55)$$

Результати розрахунку коефіцієнта витрати для сопла за формулою 5.53 наведено в таблиці 5.8.

Таблиця 5.8

Результати розрахунку коефіцієнта витрати стандартного сопла і сопла Вентурі для різних чисел Рейнольдса

№ п/п	Re	$V, \text{ м/с}$	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	α
1	$2 \cdot 10^4$	0,404	0,79325	1,21111
2	$3 \cdot 10^4$	0,606	1,18988	1,20281
3	$5 \cdot 10^4$	1,010	1,98313	1,19660
4	10^5	2,020	3,96626	1,19234

Значення середньоквадратичної похибки вимірювання витрати СВ первинним перетворювачем зі стандартним соплом визначаємо за формулою 5.29.

Для модуля сопла в межах $0,25 < m \leq 0,64$ середньоквадратичну відносну похибку коефіцієнта витрати визначаємо за формулою

$$\sigma_{\alpha} = \left[\left(m^{0,5} - 0,2 \right)^2 + \sigma_{\alpha_d}^2 + \sigma_{\alpha_D}^2 \right]^{0,5}, \quad [\%], \quad (5.56)$$

Похибки, що виникають через допустиме відхилення діаметра отвору сопла σ_{α_d} та діаметра підвідного трубопроводу σ_{α_D} визначаємо за формулами 5.30 та 5.31.

Похибку визначення коефіцієнта витрати з врахуванням похибки визначення поправкового коефіцієнта шорсткості визначаємо за формулою

$$\sigma'_\alpha = \left[\sigma_\alpha^2 + \sigma_{K_{ш}}^2 \right]^{0,5}, [\%], \quad (5.57)$$

де $\sigma_{K_{ш}}$ – відносна похибка визначення поправкового коефіцієнта шорсткості стінок для стандартного сопла і сопла Вентурі. Для розрахунку цієї похибки використовуємо формулу

$$\sigma_{K_{ш}} = \left(0,109 - 1,47m + 4,64m^2 \right) - \left(0,338 - 4,55m + 14,9m^2 \right) \frac{D}{10^3}, [\%]. \quad (5.58)$$

Числовий розрахунок дає таке значення

$$\begin{aligned} \sigma_{K_{ш}} &= \left(0,109 - 1,47 \cdot 0,64 + 4,64 \cdot 0,64^2 \right) - \\ &- \left(0,338 - 4,55 \cdot 0,64 + 14,9 \cdot 0,64^2 \right) \frac{50}{10^3} = 0,8923 (\%) \end{aligned} \quad (5.59)$$

Результати розрахунку відносної похибки визначення коефіцієнта витрати стандартного сопла та сопла Вентурі для різних значень числа Рейнольдса наведено в таблиці 5.9.

Коефіцієнт корекції витрати, що враховує зміну числа Рейнольдса розраховуємо за формулою 5.37. Коефіцієнти С та В для стандартного сопла та сопла Вентурі визначаємо за формулами

$$C = \left(0,99 - 0,2262 \cdot m^{2,05} \right) \frac{1}{\sqrt{1 - m^2}}, \quad (5.60)$$

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки визначення коефіцієнта витрати стандартного сопла та сопла Вентурі для різних чисел Рейнольдса

Re	α	$\sigma_{\alpha_d}, \%$	$\sigma_{\alpha_D}, \%$	$\sigma_{\alpha}, \%$	$\sigma'_{\alpha}, \%$
$2 \cdot 10^4$	1,21111	0,09367	0,10146	0,61569	1,08409
$3 \cdot 10^4$	1,20281	0,09384	0,10216	0,61583	1,08417
$5 \cdot 10^4$	1,19660	0,09396	0,10269	0,61593	1,08423
10^5	1,19234	0,09405	0,10306	0,61601	1,08428

$$B = \frac{0,000215 - 0,001125 \cdot m^{0,5} + 0,00249 \cdot m^{2,35}}{\sqrt{1 - m^2}}. \quad (5.61)$$

Після підстановки у формули 5.60 і 5.61 модуля сопла отримаємо

$$C = \left(0,99 - 0,2262 \cdot 0,64^{2,05}\right) \frac{1}{\sqrt{1 - 0,64^2}} = 1,167852399, \quad (5.62)$$

$$B = \frac{0,000215 - 0,001125 \cdot 0,64^{0,5} + 0,00249 \cdot 0,64^{2,35}}{\sqrt{1 - 0,64^2}} = 0,0002439. \quad (5.63)$$

Відносну похибку коефіцієнта корекції на число Рейнольдса визначаємо за формулою 5.40.

Результати розрахунку відносної похибки коефіцієнта коригування витрати, що враховує зміну числа Рейнольдса, за формулою 5.40 наведено в таблиці 5.10.

Відносну похибку дифманометра розраховуємо за формулою 5.42, а перепад тиску, що створюється стандартним соплом та соплом Вентурі, визначаємо за формулою 5.43.

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки дифманометрів касами точності $S_{\Delta P} = 0,4, 0,25$ та $0,15$ і максимальним перепадом тиску 4 кПа наведено в таблиці 5.11.

Таблиця 5.10

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки визначення коефіцієнта витрати стандартного сопла та сопла Вентурі для різних чисел Рейнольдса

Re	k_{Re}	$\sigma_{k_{Re}}, \%$
$2 \cdot 10^4$	1,03610	- 0,04682
$3 \cdot 10^4$	1,02610	- 0,03385
$5 \cdot 10^4$	1,01715	- 0,02224
10^5	1,00938	- 0,01217

Таблиця 5.11

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки дифманометра

Re	$\Delta P, \text{Па}$	$\sigma_{\Delta P}, \%$		
		$S_{\Delta P} = 0,4$	$S_{\Delta P} = 0,25$	$S_{\Delta P} = 0,15$
$2 \cdot 10^4$	135,59	5,90014	3,68759	2,21255
$3 \cdot 10^4$	309,31	2,58640	1,61650	0,96990
$5 \cdot 10^4$	868,14	0,92151	0,57594	0,34557
10^5	3 497,41	0,22874	0,14296	0,08578

Відносну похибку визначення густини СВ визначаємо за формулою 5.44.

Значення середньоквадратичної похибки вимірювання витрати СВ первинним перетворювачем зі стандартним соплом та соплом Вентурі, розраховані за формулою 5.29, наведено в таблиці 5.12.

Відносну похибку обчислення вторинним перетворювачем (інтегратором) визначаємо за формулою 5.49. Значення середньоквадратичної похибки вимірювання кількості СВ лічильником змінного перепаду тиску зі стандартним

соплом чи соплом Вентурі, розраховані за формулою 5.46, наведено в таблиці 5.13.

Таблиця 5.12

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки вимірювання витрати для стандартного сопла та сопла Вентурі

Re	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	$\sigma_Q, \%$		
		$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,25$	$S_{\Delta P}=0,15$
$2 \cdot 10^4$	0,79325	3,14305	2,13902	1,54909
$3 \cdot 10^4$	1,18988	1,68761	1,35238	1,18778
$5 \cdot 10^4$	1,98313	1,17810	1,12185	1,09794
10^5	3,96626	1,09030	1,08664	1,08513

Таблиця 5.13

Результати розрахунку результуючої відносної похибки вимірювання кількості СВ для стандартного сопла і сопла Вентурі

Re	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	$\sigma_Q, \%$		
		$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,25$	$S_{\Delta P}=0,15$
$2 \cdot 10^4$	0,79325	3,18257	2,19668	1,62778
$3 \cdot 10^4$	1,18988	1,76012	1,44185	1,28873
$5 \cdot 10^4$	1,98313	1,27981	1,22823	1,20643
10^5	3,96626	1,19948	1,19615	1,19478

Графічно залежність похибки вимірювання від витрати лічильника СВ змінного перепаду тиску зі стандартним соплом та соплом Вентурі наведено на рисунку 5.6.

$$\alpha = C \frac{1}{\sqrt{1-m^2}}, \quad (5.64)$$

де C – коефіцієнт витікання.

Для труби Вентурі типу В (лита з обробленим вхідним патрубком, конусом і горловиною на $D_y = 50 - 250$ мм та $P_y = 40$ кгс/см² отримані значення коефіцієнта C та його середньоквадратична похибка σ_c наведено в таблиці 5.14.

Таблиця 5.14

Значення коефіцієнта C для труб Вентурі типу В для різних чисел Рейнольдса

№ n/n	Re	$V, \text{ м/с}$	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	C	$\sigma_c, \%$
1	$1 \cdot 10^5$	2,02	3,96626	0,977	2,5
2	$1,5 \cdot 10^5$	3,03	5,94939	0,992	1,5
3	$2 \cdot 10^5$	4,04	7,93252	0,995	1,0
4	$3 \cdot 10^5$	6,06	11,8988	0,995	1,0

Результати розрахунку коефіцієнта витрати для різних чисел Рейнольдса Re за умови протікання води температурою 20 °С кінематичною в'язкістю $1,01 \cdot 10^{-6}$ м/с² наведено в таблиці 5.15.

Таблиця 5.15

Результати розрахунку коефіцієнта витрати для труби Вентурі для різних чисел Рейнольдса

№ n/n	Re	$V, \text{ м/с}$	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	α
1	$1 \cdot 10^5$	2,02	3,96626	1,21325
2	$1,5 \cdot 10^5$	3,03	5,94939	1,23188
3	$2 \cdot 10^5$	4,04	7,93252	1,23560
4	$3 \cdot 10^5$	6,06	11,8988	1,23560

Середньоквадратичну похибку вимірювання витрати визначаємо за формулою

$$\sigma_Q = \left[\sigma_\alpha^2 + 0,25\sigma_{\Delta P}^2 + 0,25\sigma_\rho^2 \right]^{1/2}, [\%], \quad (5.65)$$

Середньоквадратичну відносну похибку коефіцієнта витрати для труб Вентурі за формулою

$$\sigma_\alpha = \left[\sigma_c^2 + \sigma_{\alpha_d}^2 + \sigma_{\alpha_D}^2 \right]^{1/2}, [\%], \quad (5.66)$$

де σ_c – похибка коефіцієнта витoku, %.

Похибки через допустимі відхилення діаметрів отвору труби Вентурі σ_{α_d} та трубопроводу σ_{α_D} розраховуємо за формулами 5.31 та 5.32. Допустима похибка виготовлення діаметра отвору для труб Вентурі $\sigma_d = 0,05$.

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки коефіцієнта витрати для різних чисел Рейнольдса Re наведено в таблиці 5.16.

Таблиця 5.16

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки коефіцієнта витрати для труб Вентурі для різних чисел Рейнольдса Re

Re	α	σ_c	σ_{α_d}	σ_{α_D}	σ_α
$1 \cdot 10^5$	1,21325	2,5	0,12897	0,08692	2,50483
$1,5 \cdot 10^5$	1,23188	1,5	0,12854	0,08561	1,50793
$2 \cdot 10^5$	1,23560	1,0	0,12845	0,08535	1,01182
$3 \cdot 10^5$	1,23560	1,0	0,12845	0,08535	1,01182

Середньоквадратичну відносну похибку дифманометра з максимальним перепадом тиску 40 kPa . визначаємо за формулою 5.42, перепад тиску розраховуємо за формулою 5.43. Результати розрахунку наведено в таблиці 5.17.

Таблиця 5.17

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки дифманометра для труби Вентурі

Re	ΔP	$\sigma_{\Delta P}$		
		$S_{\Delta P} = 0,4$	$S_{\Delta P} = 0,25$	$S_{\Delta P} = 0,15$
$1 \cdot 10^5$	3 935,77	2,032639	1,270399	0,762240
$1,5 \cdot 10^5$	8 589,66	0,931352	0,582095	0,349257
$2 \cdot 10^5$	15 178,7	0,527054	0,329409	0,197645
$3 \cdot 10^5$	34 152,2	0,234246	0,146403	0,087842

Середньоквадратичну відносну похибку визначення густини СВ визначаємо за табличними значеннями за формулою 5.44.

Результати розрахунку середньоквадратичної похибки вимірювання витрати СВ трубою Вентурі за формулою 5.65 зводимо до таблиці 5.18.

Таблиця 5.18

Результати розрахунку середньоквадратичної відносної похибки вимірювання витрати трубою Вентурі

Re	$Q, \text{ м}^3/\text{с} \cdot 10^{-3}$	σ_Q		
		$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,25$	$S_{\Delta P}=0,15$
$1 \cdot 10^5$	3,96626	2,703161	2,584116	2,533659
$1,5 \cdot 10^5$	5,94939	1,578198	1,535761	1,518008
$2 \cdot 10^5$	7,93252	1,045575	1,025139	1,016635
$3 \cdot 10^5$	11,8988	1,018577	1,014465	1,012774

Величину відносної похибки інтегратора розраховуємо за формулою 5.49, а похибку вимірювання кількості СВ лічильником з трубою Вентурі – за формулою 5.46. Результати розрахунку зводимо до таблиці 5.19.

Графічно залежність похибки вимірювання від витрати лічильника СВ змінного перепаду тиску з трубою Вентурі наведено на рисунку 5.7.

Результати розрахунку результуючої відносної похибки вимірювання кількості рідини лічильником з трубою Вентурі

Q, $m^3/c \cdot 10^{-3}$	σ_Q			σ_{OB}	$\sigma_{ВИМ}$		
	$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,2$	$S_{\Delta P}=0,1$		$S_{\Delta P}=0,4$	$S_{\Delta P}=0,2$	$S_{\Delta P}=0,1$
		5	5			5	5
3,96626	2,703161	2,584116	2,533659	0,5	2,749014	2,632044	2,582524
5,94939	1,578198	1,535761	1,518008	0,5	1,655509	1,615104	1,598233
7,93252	1,045575	1,025139	1,016635	0,5	1,158978	1,140574	1,132937
11,8988	1,018577	1,014465	1,012774	0,5	1,134680	1,130990	1,129474

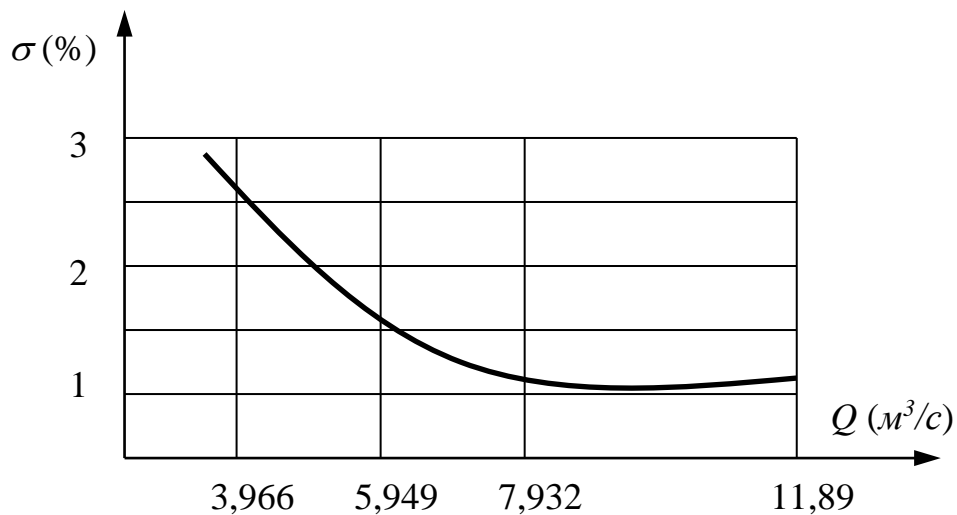


Рисунок 5.7. Залежність похибки вимірювання від витрати лічильника СВ змінного перепаду тиску з трубою Вентурі

5.6. Розроблення конструктивних рішень засобів обліку стічних вод

Виготовлено та випробувано дослідні зразки лічильників СВ змінного перепаду тиску діаметром умовного проходу 50 та 80 мм. Їх зовнішній вигляд наведено на рис. 21 та 22



Рисунок 5.8. Зовнішній вигляд дослідної моделі лічильника СВ змінного перепаду тиску з трубою Вентурі $D_y = 50$ мм



Рисунок 5.9. Зовнішній вигляд дослідної моделі лічильника СВ змінного перепаду тиску з трубою Вентурі $D_y = 50$ мм

Геометрія звужуючого елемента, що створює перепад тисків, визначає конструктивні різновиди витратомірів та лічильників змінного перепаду тиску. На сьогодні використовують три основні види звужуючих елементів у витратомірах цього типу. Це діафрагма, сопло і труба. Вони у свою чергу підрозділяються на підвиди. Одним з головних переваг стандартної діафрагми є відносна простота її виготовлення і відповідно невисока вартість. Однак такий звужуючий елемент має і суттєві недоліки, що ускладнюють його застосування для вимірювання стічних вод. Це: висока ймовірність утворення застійних зон і накопичення в них осадів; суттєві втрати тиску у трубопроводі, жорсткі вимоги до дотримання прямих ділянок перед та після місця встановлення діафрагми; збільшення похибки вимірювання після притуплення гострої крайки діафрагми; складність монтажу на великих діаметрах трубопроводів.

Стандартне сопло і сопло Вентурі дозволяють запобігти значним втратам напору у трубопроводах і відповідно запобігати значним перевитратам енергії. Залишкові втрати тиску у трубопроводі у випадку застосування сопла Вентурі можуть бути до 80 % меншими, ніж під час використання стандартної діафрагми. Іншою перевагою сопла Вентурі є його висока експлуатаційна надійність, низька ймовірність утворення застійних зон, висока зносостійкість

Для лічильника стічних вод вибрано трубу Вентурі як звужуючий пристрій. Складовими елементами її є: вхідний патрубок з кільцевою камерою для вирівнювання тиску і отворами для відбирання (вимірювання) тиску; вхідний конус (конфузор), що переходить у горловину з такою самою камерою і отворами для відбирання тиску; вихідний конус (диффузор). Кількість отворів у кожній камері виконано по чотири. До отворів підключено трубки, що з'єднані з диференціальним манометром.

Перевагою такого звужуючого пристрою є те, що він не спричиняє значних втрат напору на трубопроводі. Залишкові втрати напору складають від 5 до 15% від створюваного трубою перепаду тиску на звуженні. Крім того, застосування труби Вентурі не вимагає дотримання значних прямих ділянок перед та після

звуження, оскільки конфузори і дифузори є елементами, які самі зменшують турбулентність потоку, а кільцеві камери виконують функцію усереднювачів тиску. Труба Вентурі, по аналогії з соплами, також не створює застійних зон, тому ймовірність відкладання осадів під час вимірювання забруднених стічних вод є низькою.

У конструкціях використано «Сапфір 22 ДД» класом точності 0,25 і максимальним вимірюваним перепадом тиску на звуженні 40 кПа. Використано також попередній підсилювач постійного струму з диференціальним виходом з коефіцієнтом підсилення вихідного сигналу 10.

Для кріплення на трубопроводах використано стандартні фланці умовним діаметром 50 і 80 мм, що дозволяє монтувати лічильники без застосування додаткових специфічних елементів кріплення, а також відносно легко демонтувати лічильники для заміни, перевірки, чи поточного обслуговування.

5.7. Забезпечення достовірності зчитування показників лічильників

Похибка фіксації результату вимірювання залежить не тільки від безпосередньої похибки вимірювання лічильника. Одним з важливих факторів є достовірність отриманого результату під час зчитування показників. Сьогодні багато лічильників рідини працюють дистанційно. Дистанційно можуть працювати і лічильники СВ. Вони можуть бути частинами телеметричних систем, передаючи інформацію на диспетчерські пункти, де вона перетворюється у зручну для оброблення та зберігання форму. Проте все ще залишається значною частина приладів вимірювання витрат та кількостей рідин, знімання показників яких проводиться людиною, шляхом їх зчитування з циферблату чи дисплею.

Достовірність отриманого результату забезпечується точністю (похибкою) фіксації витрати чи кількості. Під час застосування приладів без дистанційного передавання даних точність (похибка) може визначатися двома складовими: безпосередньо похибкою вимірювання приладом та похибкою або достовірністю зчитування показників приладу. Досвід показує, що у багатьох випадках

забезпечення достовірності є актуальним завданням. Недостовірний результат може призводити до непорозумінь, а інколи і конфліктних ситуацій.

Похибки під час зчитування показників можуть виникати з кількох причин. Наприклад, причини пов'язані з людським фактором: неуважність, незручна шкала, випадкова груба помилка через відволікання уваги тощо; а також не пов'язані з людським фактором. Однією з таких є похибка округлення. Будь-який прилад має обмежену кількість розрядів на шкалі, через це під час зчитування показників людина повинна округлювати результат, свідомо вносячи похибку. Ця похибка є несуттєвою за умови контролювання показників лічильника кількості протягом тривалого часу. Наприклад, показники лічильника СВ, що встановлений на каналізаційній мережі і використовується для комерційних розрахунків з комунальним підприємством за очищення і утилізацію стоків, знімаються, як правило, один раз на розрахунковий період (наприклад місяць), питання забезпечення високої точності зчитування показників не є критичним. Споживач знає орієнтовну середню величину скидання СВ протягом середнього місяця, тому ймовірність грубої помилки зчитування досить низька. За умови допущення незначної помилки, у тому числі похибки округлення, з завищенням чи заниженням об'ємів скидання СВ, ця похибка може бути легко виправлена під час наступного зняття показників через розрахунковий період.

Проблеми виникають за необхідності фіксації витрати чи кількості СВ протягом короткого проміжку часу. За цієї умови забезпечення достовірності результату стає актуальним завданням. Необхідність контролю кількості протягом короткого проміжку часу виникає у багатьох випадках, наприклад, під час контролювання потоків СВ безпосередньо на КОС, під час проведення перевірки роботи приладів, коли відбувається передача об'єктів, СВ від яких вимірюються, з балансу на баланс тощо.

Перевірка роботи лічильника СВ працівниками споживача, чи комунальних служб може проводитись двома основними шляхами: у спеціальній лабораторії на проливній установці та безпосередньо на місці установки лічильника за допомогою портативної мірної ємкості.

Кожен вузол з лічильником повинен мати запірну арматуру безпосередньо перед лічильником та після нього. На трубопроводі між лічильником та запірною арматурою (після лічильника) встановлюється штуцер (коротке відгалуження трубопроводу) з вентилям, закритим у нормальному стані. Штуцер з вентилям може виконувати кілька функцій. Він може використовуватися для спорожнення трубопроводу, встановлення манометра для контролю тиску у трубопроводі, промивання трубопроводу тощо. Окрім того, штуцер може бути використаний для перевірки роботи лічильника без демонтажу останнього з трубопроводу. Певна кількість СВ пропускається на місці через лічильник і зливається у портативну мірну ємкість. Потім об'єм СВ у ємкості порівнюється з показниками лічильника, на підставі чого розраховується похибка вирівнювання і робиться висновок про можливість подальшого використання приладу. Похибка округлення зчитування показників у даному випадку є надзвичайно важливою.

Покажемо проблему на прикладі лічильника теплової енергії. Одним з методів перевірки роботи таких лічильників без демонтажу їх з трубопроводу є порівняння кількості спожитої теплової енергії, підрахованої за показниками датчиків об'єму теплоносія та датчиків температури цього теплоносія, а також кількості спожитої енергії за показниками інтегратора теплотлічильника. В цьому випадку похибка округлень зчитування показників датчиків об'єму теплоносія та інтегратора також є важливою.

Представниками теплопостачальної організації одного з міст України було проведено перевірку роботи двох лічильників теплової енергії УСТ – 95/1-50-03 без їх демонтажу. Перевірка проводилась описаним вище методом. Для фіксації показників обрано інтервал часу 1 година.

В результаті ручного підрахунку ентальпії (кількості теплової енергії) за показниками датчиків об'єму теплоносія та датчиків температури виявлено значну розбіжність з показниками інтегратора теплової енергії. Показники першого лічильника на початку експерименту склали:

- інтегратора $Q_{In} = 7215,1 \cdot 10^9$ Дж,
- датчика об'єму теплоносія $V_{In} = 98602,8$ м³,

- різниці температури теплоносія у подавальному та зворотному трубопроводах $\Delta t_n = 35 \text{ }^\circ\text{C}$.

В кінці експерименту показники виявилися такими:

- інтегратора $Q_{1к} = 7215,2 \cdot 10^9 \text{ Дж}$,
- датчика об'єму теплоносія $V_{1к} = 98603,9 \text{ м}^3$,
- різниці температури теплоносія $\Delta t_{1к} = 34 \text{ }^\circ\text{C}$.

Показники другого лічильника відповідно склали на початку експерименту:

- інтегратора $Q_{2н} = 0622,7 \cdot 10^9 \text{ Дж}$,
- датчика об'єму теплоносія $V_{2н} = 92093,3 \text{ м}^3$,
- різниці температури теплоносія $\Delta t_{2н} = 38 \text{ }^\circ\text{C}$.

В кінці експерименту:

- інтегратора $Q_{2к} = 0623,0 \cdot 10^9 \text{ Дж}$,
- датчика об'єму теплоносія $V_{2к} = 92095,1 \text{ м}^3$,
- різниці температури теплоносія $\Delta t_{2к} = 37 \text{ }^\circ\text{C}$.

Спожита теплова енергія за показниками інтегратора визначиться за формулою

$$\Delta Q = Q_{к} - Q_{н}, \text{ (Дж)}. \quad (5.67)$$

Об'єм пропущеного теплоносія визначиться за формулою

$$\Delta V = V_{к} - V_{н}, \text{ (м}^3\text{)}. \quad (5.68)$$

Спожита теплова енергія за показниками датчика об'єму теплоносія та датчика різниці температур визначиться за формулою

$$G = \frac{\Delta V}{1000} \times \frac{\Delta t_{к} - \Delta t_{н}}{2} \times 4,1868 \cdot 10^9, \text{ (Дж)}, \quad (5.69)$$

де: 4,1868 – коефіцієнт переводу з калорій у джоулі.

Відносна розбіжність показників визначиться за формулою

$$\delta = \frac{G - Q}{G} \times 100, (\%). \quad (5.70)$$

Спожита теплова енергія за показниками інтегратора, розрахована за формулою 5.67, складає: у першому випадку $\Delta Q_1 = 0,1 \cdot 10^9$ Дж, у другому випадку $\Delta Q_2 = 0,3 \cdot 10^9$ Дж.

Об'єм пропущеного теплоносія, розрахований за формулою 5.68, складає: у першому випадку $\Delta V_1 = 1,1$ м³, у другому випадку $\Delta V_2 = 1,8$ м³.

Тобто спожита теплова енергія за показниками датчика об'єму теплоносія, розрахований за формулою 5.69, складе: у першому випадку $G_1 = 0,159 \cdot 10^9$ Дж, у другому випадку $G_2 = 0,283 \cdot 10^9$ Дж.

Відносна розбіжність показників, розрахована за формулою 5.70, складає: у першому випадку $\delta_1 = 37$ %, у другому випадку $\delta_2 = 6$ %.

На підставі результатів цього експерименту зроблено висновок про непридатність обох лічильників теплової енергії для комерційного обліку через похибку, що перевищує допустиму. В даному випадку допустимою похибкою є максимальна паспортна похибка лічильника, яка складає 3 %.

Покажемо, що в цьому випадку перевірку було проведено некоректно, через незабезпечення достовірності зчитування показників (велику похибку округлення).

Відповідно до паспорту теплолічильника УСТ – 95/1-50-03, ціна одиниці молодшого розряду інтеграторів теплової енергії для діапазону витрат теплоносія від 0,36 до 72 м³/год. складає 0,1 · 10⁹ Дж. Ціна одиниці молодшого розряду датчиків об'єму теплоносія, у тому ж діапазоні витрати, складає 0,1 м³.

Максимальна абсолютна похибка зчитування показників вимірювальних приладів складає половину одиниці молодшого розряду [195]. Тобто, для цих теплолічильників по тепловій енергії вона складає $\Delta q = \pm 0,05 \cdot 10^9$ Дж, по об'єму теплоносія – $\Delta v = \pm 0,05$ м³.

Як уже зазначалось, під час проведення перевірки встановлено інтервал часу для зчитування показників 1 година. За цей час споживання теплової енергії за показниками інтеграторів склало $\Delta Q_1 = 0,1 \cdot 10^9$ Дж, $\Delta Q_2 = 0,3 \cdot 10^9$ Дж. Кількість пропущеного теплоносія за показниками відповідних датчиків склала $V_1 = 1,1$ м³ $V_2 = 1,8$ м³.

Максимальну відносну похибку зняття показників лічильників за кількістю спожитої теплової енергії можна визначити за формулою

$$\delta_Q = \frac{\Delta q}{\Delta Q} \cdot 100 \quad , (\%). \quad (5.71)$$

Максимальну відносну похибку зняття показників лічильників за об'ємом пропущеного теплоносія можна визначити за формулою

$$\delta_V = \frac{\Delta v}{\Delta V} \cdot 100 \quad , (\%). \quad (5.72)$$

Таким чином, максимальна відносна похибка зняття показників за кількістю спожитої теплової енергії, розрахована за формулою 5.71, складає: у першому випадку $\delta_{Q1} = 50$ %, у другому випадку $\delta_{Q2} = 16,7$ %. Максимальна відносна похибка зняття показників за об'ємом пропущеного теплоносія, розрахована за формулою 5.72, складає: у першому випадку $\delta_{V1} = 4,5$ %, у другому випадку $\delta_{V2} = 2,8$ %.

Оскільки похибки зчитування показників по об'єму теплоносія та кількості теплової енергії кореляційно не зв'язані, то достовірність зчитування показників можна оцінити сумарними відносними похибками як середньоквадратичним значенням їх складових за формулою

$$\delta_{\Sigma} = \sqrt{\delta_Q^2 + \delta_V^2}, (\%). \quad (5.73)$$

Сумарна відносна похибка складе: у першому випадку $\delta_{1\Sigma} = 50,2 \%$, у другому випадку $\delta_{2\Sigma} = 16,9 \%$.

За таких відносних похибок не можна говорити про забезпечення достовірності зчитування показників і, відповідно, не можна робити висновків про придатність чи непридатність лічильників до комерційного використання.

Можна зробити висновок, що існує мінімальна різниця початкових та кінцевих показників під час їх зчитування, яка має витримуватися для забезпечення достовірності зчитування з відносною похибкою у межах трьох відсотків. Ця різниця за кількістю теплової енергії та об'ємом теплоносія визначиться за формулами

$$\Delta Q_{\min} = \frac{\Delta q}{\delta_{Q_{\text{max}}}} \cdot 100 \% , \quad (5.74)$$

$$\Delta V_{\min} = \frac{\Delta v}{\delta_{V_{\text{max}}}} \cdot 100 \% , \quad (5.75)$$

де: $\delta_{Q_{\text{max}}}$, $\delta_{V_{\text{max}}}$ - відносні похибки вимірювання лічильником за кількістю теплової енергії і об'ємом теплоносія, відповідно до паспорту лічильника, %.

Для теплотічильників УСТ – 95/1-50-03 мінімальні різниці показників за кількістю теплової енергії і об'ємом теплоносія, розраховані за формулами 5.74 і 5.75, складуть: $\Delta Q_{\min} = 1,67 \cdot 10^9$ Дж, $\Delta V_{\min} = 1,67$ м³.

З цього можна зробити висновок, що для забезпечення достовірності зчитування показників будь-яких лічильників кількості, у тому числі лічильників СВ, необхідно встановлювати інтервали часу між зчитуваннями, які забезпечать мінімальну різницю у показниках ΔP . Для знаходження цієї мінімальної різниці можна запропонувати загальну формулу

$$\Delta P = \frac{r}{2 \times \delta_p} \cdot 100, (\%) \quad (5.76)$$

де: r – ціна одиниці молодшого розряду приладу, δ_p – достовірність зчитування показників (максимальна відносна похибка, що має бути задана наперед).

Використовуючи формулу 5.76 розрахунку мінімальної необхідної різниці показників лічильників СВ ΔP і на підставі цього вибору мінімального інтервалу часу між зчитуваннями цих показників можна забезпечити будь-яку наперед задану достовірність зчитування (максимальну відносну похибку).

Висновки за розділом 5

Лічильники СВ змінного перепаду тиску не мають багатьох недоліків, властивих лічильникам, що реалізують інші способи вимірювання. Їх застосування для вимірювання кількостей СВ дозволить суттєво покращити моніторинг їх впливу на НПС і тим самим підняти рівень екологічної безпеки їх систем водовідведення. Використанні стандартного сопла як первинного перетворювача лічильника СВ має ряд переваг над використанням стандартної діафрагми. Лічильник з соплом, під час використання дифманометра з класом точності 0,25, забезпечує похибку вимірювання в перехідному діапазоні у межах 2,2%, що на 20% менше ніж лічильник зі стандартною діафрагмою. В робочому діапазоні ця похибка не виходить за межі 1,5%, що на 25% менше. Крім того лічильник з соплом забезпечує кращу стійкість метрологічних характеристик ніж лічильник з діафрагмою в умовах агресивної дії на нього СВ.

В результаті виконаних досліджень:

1. Обґрунтовано доцільність використання методу змінного перепаду тиску, як методу, що забезпечує меншу похибку вимірювання і стійкість робочих характеристик під час роботи з забрудненими рідинами, для вимірювання кількостей та витрат СВ для забезпечення управління потоками на КОС.

2. Запропоновано структурну схему лічильника кількості СВ на основі звуваючих пристроїв (первинних перетворювачів) і інтегруючих

мперетворювачів. Запропоновано структурну схему таких перетворювачів на основі.

3. На основі прогнозних розрахунків показано, можливість вимірювання кількостей СВ з похибкою у робочому діапазоні не вище 1,5% за умови використання стандартних діафрагм і стандартних сопел і у межах 2% за умови використання труб Вентурі.

4. Виготовлено дослідні зразки лічильників кількості СВ діаметром умовного проходу 50 і 80 мм. Випробуваннями підтверджено можливість вимірювання кількості СВ у межах прогнозованої похибки.

РОЗДІЛ 6

РОЗРОБЛЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ЗАСАД І КОНСТРУКТИВНИХ РІШЕНЬ ПО ОРГАНІЗАЦІ ПЕРЕКАЧУВАННЯ СТІЧНИХ ВОД ТА АКТИВНОГО МУЛУ

6.1. Дослідження технічних і екологічних характеристик процесів перекачування стічних вод та активного мулу

В системах водовідведення часто виникає необхідність піднімати забруднені СВ на невелику висоту. Наприклад перекачування стоків з одного самоплинного колектора в інший, чи підйом СВ на кілька метрів з метою зменшення заглиблення самоплинного каналізаційного колектора і, як результат зменшення капітальних затрат на його будівництво. У таких місцях економічно доцільнішим може бути зменшення такого заглиблення двома відомими шляхами. Перший шлях це влаштуванням насосної станції (НС) великого напору з подальшим прокладанням напірного каналізаційного колектора до КОС, чи до головної КНС, яка у свою чергу подає СВ до КОС. Другий – влаштування проміжної КНС невеликого напору для підйому СВ у подальший самоплинний колектор з меншим заглибленням. Очевидно другий варіант виглядає більш привабливим, оскільки вимагає менших затрат енергії. Інший приклад – подавання фільтратів та інших технологічних СВ у голову КОС споруд з подальшим їх самоплинним рухом тощо.

Широке впровадження проміжних КНС невеликого напору на мережах водовідведення стримується відсутністю достатньої номенклатури надійних та економічних насосів невеликого напору для забруднених рідин.

В Україні для перекачування стоків використовуються переважно спеціальні відцентрові насоси спеціальної конструкції (фекальні насоси). Вони характеризуються тим, що вимагають попереднього очищення СВ. Часто є необхідність встановлення решіток-дробарок перед всмоктуючим трубопроводом для захисту робочих коліс від великих включень, які можуть призводити до заклинювання робочого колеса та виходу з ладу насоса. Це збільшує як

капітальні, так і експлуатаційні затрати на влаштування таких КНС. Крім того, через складнощі регулювання, відцентрові насоси працюють більшу частину часу з надлишковими напорами, що призводить до нераціональних затрат енергії. Крім того абразивної дії дрібних механічних забруднень, що присутні у СВ спричиняє абразивне зношування робочих поверхонь і знижує довговічність роботи насосів.

Відповідно до ГОСТ 11379, промисловість випускає фекальні відцентрові насоси серії Ф на подачу $16 \div 9000 \text{ м}^3/\text{год}$ напором від 8 до 95 метрів водяного стовпа. З метою зменшення вірогідності їх засмічення відцентрові колеса виготовляють з меншою кількістю лопаток ніж насоси для чистої води (найчастіше $1 \div 3$ лопатки). Менша кількість лопаток призводить до зниження коефіцієнта корисної дії. Наприклад, занурюваний відцентровий каналізаційний насос ЦМК-6,3-14 розвиваючи подачу $6,3 \text{ м}^3/\text{год}$ та напір 11 м в оптимальному режимі працює з повним ККД лише 0,33 [196]. Відхилення від оптимального режиму (зміна подачі) додатково знижують ККД.

Далеко не на усяку величину подачі можна знайти сьогодні відцентровий насос напором до 10 метрів водяного стовпа. А напором до 5 метрів таких насосів майже нема [197, 198], а необхідність піднімати воду на таку висоту часто виникає під час експлуатації каналізаційних систем. Тому для виконання таких задач доводиться використовувати насоси, які працюють з надлишковими напорами. Ці надлишкові напори потім доводиться гасити дроселюванням чи будівництвом спеціальних камер гасіння (додаткові капітальні затрати). Інколи використовують насоси з обточеними робочими колесами. Це зменшує надлишкові напори, але також зменшує і без того не високий коефіцієнт корисної дії низьконапірного відцентрового насоса.

Для піднімання СВ на невелику висоту (до $8 \div 10$ метрів) можна використовувати шнекові насоси. У багатьох випадках такі насоси мають дуже багато переваг у порівнянні з відцентровими. Серед таких переваг можна відзначити:

- робота без створення надлишкових напорів ;
- властивість саморегулювання (величина подачі насоса відповідає

надходженню рідини у приймальний резервуар);

- стійка робота (через досить значний прохідний переріз вони не засмічуються) під час перекачування рідин, що містять великі механічні домішки (забруднення), тому на каналізаційних насосних станціях не вимагають встановлення решіток-дробарок для попереднього очищення СВ;
- збереження майже постійного ККД в широкому діапазоні витрат;
- відсутність напірних трубопроводів, що створює ймовірність поривів та витоків;
- невеликі швидкості руху рідини через робочий простір насоса, що дає можливість йому працювати без виникнення кавітаційних явищ та без суттєвого абразивного зносу робочих частин під час перекачування рідин з дрібними твердими включеннями.

Завдяки цим перевагам, за даними [199, 200], питоме споживання енергії під час використання шнекових насосів замість традиційних відцентрових може бути знижено у 1,5 – 2 рази.

На КОС виникає необхідність також перекачувати осад з первинних відстійників, а також активний мул з вторинних відстійників. Наприклад на підприємстві «Вінницяводоканал» з цією метою використовують насос для рідкого гною НЖН 200, основним робочим органом якого є відцентрове робоче колесо обладнане подрібнювачем та живильником у вигляді короткого однозаходного шнека. Цей насос має напір 20 метрів і також переважно працює з надлишковими напорами. Крім того робота самого відцентрового колеса під час застосування для перекачування активного мулу, що повертається на початок споруд біологічного очищення, має певні недоліки. На периферії робочого колеса мул розвиває значну швидкість. Після виходу він зазнає удару об стінку равликopodobного каналу корпуса насоса. Такі динамічні навантаження призводять до погіршення якості активного мулу.

Відсутність динамічних навантажень під час роботи шнекових насосів робить їх перспективними для використання в системах транспортування активного мулу.

Відсутність великих швидкостей всередині шнекових насосів робить їх перспективними також для використання як багерних насосів, що відводять шлам від котельних установок, що працюють на твердому паливі і обладнані системами рідкого золошлаковидалення.

Проте в каналізаційному господарстві України ці насоси не знайшли широкого застосування. Це пов'язано з тим, що традиційні конструкції шнекових насосів мають ряд недоліків, які стримують їх широке впровадження. Аналіз недоліків у роботі таких насосів дозволить сформулювати задачі, вирішення яких підвищить ефективність їх роботи та розширить сферу застосування.

До недоліків традиційних конструкцій шнекових насосів можна віднести:

- низький об'ємний ККД через наявність перетікань рідини, що перекачується, між секціями через зазори між лопатками шнека та лотком корпусу (це обумовлює необхідність дуже ретельного монтажу шнека у корпусі з жорстким дотриманням величини зазору та постійного контролю за збереженням цього зазору під час експлуатації);
- низький механічний ККД (його зниження обумовлено появою тертя між лопатками шнека та лотком корпусу коли порушується монтажний зазор між ними, а також після появи деформацій шнека в процесі експлуатації);
- складнощі під час монтажу та експлуатації нижньої опори шнека, яка працює постійно зануреною у приймальний резервуар (опора, як правило, виконується ц вигляді підшипника ковзання з примусовим змащуванням прес-маслянкою, що вимагає встановлення додаткового масляного насоса та затрат енергії на його роботу);
- обмеження по довжині шнека через його недостатню жорсткість (якщо шнек має значну довжину, його провисання призводять, залежно від монтажу, або до посиленого тертя між лопатками шнека та лотком в

середній частині, що знижує механічний ККД, або до збільшених зазорів між ними на краях, що знижує об'ємний ККД. Для підвищення жорсткості конструктори збільшують число заходів шнека (виготовляються шнеки з числом заходів від 3 до 5), що призводить до надлишкової витрати металу, та свідомо завищують діаметр маточини шнека, що призводить до зменшення ємності кожної його секції і, як результат, теж до зниження загального ККД.

Для перекачування активного мулу на КОС міста Вінниці підприємством «Вінницяводоканал» деякий час назад було закуплено малогабаритний шнековий шламований насос марки «УВА 280-720» виробництва чеської фірми «Sigma Hranice». Але саме через згадані недоліки використати його не вдалося. До цього часу перекачування мулу здійснюють за допомогою відцентрових насосів.

6.2. Математична модель роботи шнекового насоса

Однією з головних характеристик будь-якого насоса є його подача – об'єм рідини, який насос підіймає за одиницю часу. Для шнекових насосів важливим є поняття теоретичної, тобто подачі, яка відповідає його геометричним характеристикам. Головною формулою для визначення теоретичної подачі є формула

$$Q_{теор.} = W \cdot a \cdot n, \text{ м}^3/\text{год}, \quad (6.1)$$

де W – об'єм води у міжлопатковому просторі насоса;

a – кількість заходів шнека;

n – частота обертання шнека.

Складним завданням є визначення об'єму води у міжлопатковому просторі шнека. Цей об'єм має складну форму, оскільки обмежений поверхнями різної форми. Він залежить не тільки від конструкції шнека, але і від робочих характеристик насоса, таких як частота обертання шнека, кут його нахилу тощо. Найскладнішим можна назвати врахування частоти обертання шнека. Тут і далі

цю залежність будемо враховувати на аналізі експериментальних досліджень роботи існуючих насосів традиційної конструкції. Це буде вносити певну похибку у розрахунки для насосів нової конструкції, що проектуються. Проте у подальшому їй можна буде врахувати також на підставі аналізу експериментальних досліджень їх роботи.

Розглянемо спрощену схему шнекового насоса, що складається із маточини, на циліндричну поверхню якої по гвинтовій лінії навито трубку нескінченно малого поперечного перерізу.

Виберемо дві системи координат зі спільним початком у точці O , яка знаходиться на вісі маточини шнека. Перша система з традиційними координатними осями x, y, z прив'язана до горизонту, друга – α, β, γ прив'язана до вісі маточини шнека. Проведемо горизонтальну лінію $A-A$ так, щоб вона була лінією горизонтальної поверхні рідини у просторі між витками. Запишемо параметричне рівняння гвинтової лінії в координатах α, β, γ .

$$\alpha = r_{\text{цил.}} \cdot \cos \varphi, \quad \beta = r_{\text{цил.}} \cdot \sin \varphi, \quad \gamma = \frac{h}{2\pi} \cdot \varphi, \quad (6.2)$$

де h – крок гвинтової лінії.

Виконуючи перехід від однієї системи координат до іншої визначимо перевищення будь-якої точки, що лежить на цій лінії, над горизонтальною поверхнею, що проходить через початок координат системи x, y, z . Це перевищення визначаємо за формулою

$$x = r_{\text{цил.}} \cdot \cos \lambda \cdot (\varphi \cdot \operatorname{tg} \lambda \cdot \operatorname{tg} \epsilon_{\text{цил.}} + \cos \varphi), \quad (6.3)$$

де $r_{\text{цил.}}$ – радіус циліндричної поверхні маточини;

φ – кут повороту гвинтової лінії;

λ – кут нахилу шнека над горизонтом;

$tg \varepsilon_{цвл.}$ – тангенс кута підйому гвинтової лінії.

На трубці нескінченно малого діаметра, що утворює гвинтову лінію, є дві точки B_1 і B_2 , які мають однакові ординати x_1 та x_2 перетину з лінією горизонту рідини А-А. Точка B_1 визначається кутом повороту гвинтової лінії φ_1 , точка B_2 – кутом повороту φ_2 . Нехай між цими точками міститься певний об'єм рідини. Точка B_1 є точкою верхнього перегину трубки. У випадку, коли лінія горизонту рідини А-А підніметься вище точки B_1 , рідина почне перетікати у нижній міжвитковий простір. Тому ця точка є визначальною для рівня рідини, коли спостерігається максимальне заповнення міжвиткового простору.

Оскільки точка B_1 є точкою перегину, то її координата x_1 має максимальне значення на деякому проміжку. Враховуючи це, з формули 6.3 можна визначити кут повороту гвинтової лінії φ_1 прирівнявши похідну 6.3 до нуля

$$dx = r_{цвл.} \cdot \cos \lambda \cdot (\varphi \cdot tg \lambda \cdot tg \varepsilon_{цвл.} + \cos \varphi) = 0. \quad (6.4)$$

Звідки

$$\begin{aligned} tg \lambda \cdot tg \varepsilon_{цвл.} - \sin \varphi_1 &= 0, \\ \sin \varphi_1 &= tg \lambda \cdot tg \varepsilon_{цвл.}. \end{aligned} \quad (6.5)$$

Для того, щоб кут φ_1 приймав позитивні значення, необхідно, щоб виконувалась умова

$$tg \lambda \cdot tg \varepsilon_{цвл.} \leq 1, \quad (6.6)$$

або

$$\lambda + \varepsilon_{цвл.} \leq 90^\circ. \quad (6.7)$$

Формула 6.7 визначає максимальний кут нахилу шнекового насоса, за якого він може працювати. Коли кут перевищується рідина буде повністю перетікати з верхнього міжвиткового простору у нижній. Разом з тим, залежність показує, що чим більшим буде кут підйому гвинтової лінії $\varepsilon_{цвл.}$, тим меншим має бути кут встановлення шнека до горизонту λ .

Знайдемо кут φ_2 . Координати точок B_1 та B_2 по осі x виражаються формулами

$$x_1 = r_{цвл.} \cdot \cos \lambda \cdot (\varphi_1 \cdot \operatorname{tg} \lambda \cdot \operatorname{tg} \varepsilon_{цвл.} + \cos \varphi_1), \quad (6.8)$$

$$x_2 = r_{цвл.} \cdot \cos \lambda \cdot (\varphi_2 \cdot \operatorname{tg} \lambda \cdot \operatorname{tg} \varepsilon_{цвл.} + \cos \varphi_2). \quad (6.9)$$

Враховуючи їх рівність, запишемо

$$r_{цвл.} \cdot \cos \lambda \cdot (\varphi_1 \cdot \operatorname{tg} \lambda \cdot \operatorname{tg} \varepsilon_{цвл.} + \cos \varphi_1) = r_{цвл.} \cdot \cos \lambda \cdot (\varphi_2 \cdot \operatorname{tg} \lambda \cdot \operatorname{tg} \varepsilon_{цвл.} + \cos \varphi_2), \quad (6.10)$$

Звідки

$$\frac{\cos \varphi_1 - \cos \varphi_2}{\varphi_1 - \varphi_2} = \operatorname{tg} \lambda \cdot \operatorname{tg} \varepsilon_{цвл.}. \quad (6.11)$$

Довжину дуги, що утримує воду у міжвитковому просторі, можна виразити формулою

$$S = \frac{r_{цвл.} (\varphi_1 - \varphi_2)}{\cos \lambda}. \quad (6.12)$$

Для того, щоб знайти об'єм рідини, який уміщується у витку гвинтової трубки, необхідно довжину дуги помножити на площу поперечного перерізу трубки.

Шнекові насоси, які існують на теперішній час, відрізняються від того, що розглядається, тим, що замість трубки на маточину навита гвинтова лопатка. Через це поперечний переріз рідини уздовж водоутримуючої дуги в реальному насосі змінюється. Крім того, шнекові насоси традиційної конструкції, являють собою шнеки у відкритому корпусі. Тобто поперечний переріз рідини є відкритим. Це впливає на характер роботи насоса і, відповідно, на об'єм рідини у міжвитковому просторі. В реальному насосі кути підйому гвинтової лінії на внутрішньому та зовнішньому радіусі гвинтової лопатки є різними. Залежність між ними можна виразити формулою

$$\frac{\lambda_r}{\varepsilon_R} = \operatorname{arctg} \frac{r}{R}, \quad (6.13)$$

де r – внутрішній радіус гвинтової лопатки;

R – зовнішній радіус гвинтової лопатки.

З цього видно, що кут підйому лопатки за внутрішнім радіусом є більшим ніж за зовнішнім. Тому умову витримання мінімального куту нахилу шнека до горизонту для реального насоса потрібно уточнити

$$\lambda + \varepsilon_R < 90^\circ. \quad (6.14)$$

Однак, для більшої надійності, будемо приймати цю умову за внутрішнім радіусом

$$\lambda + \varepsilon_r < 90^\circ. \quad (6.15)$$

Оскільки поперечний переріз рідини уздовж водоутримуючої дуги в реальному насосі змінюється, то, перемножуючи ці величини, отримати об'єм рідини у міжвитковому просторі неможливо. Для його знаходження розіб'ємо міжвитковий простір на нескінченно тонкі призми, ребра яких є паралельними осі

маточини насоса, тобто направлені уздовж осі γ . Довжина їх ребер дорівнює різниці абсцис лінії горизонту рідини і гвинтової поверхні лопаті шнека

$$\Delta\gamma = \frac{x_1}{\sin \lambda} - \operatorname{ctg} \lambda \cdot r_{\text{цвл.}} \cdot \cos \varphi - \operatorname{tg} \varphi. \quad (6.16)$$

Площа поперечного перерізу призми Δf виразиться ормулою

$$\Delta f = r_{\text{цвл.}} \cdot dr_{\text{цвл.}} \cdot d\varphi. \quad (6.17)$$

Елементарний об'єм такої призми dV визначимо як добуток довжини її ребра на площу поперечного перерізу

$$dV = \Delta\gamma \cdot r_{\text{цвл.}} \cdot dr_{\text{цвл.}} \cdot d\varphi. \quad (6.18)$$

Для знаходження об'єму рідини у міжвитковому просторі проінтегруємо формулу 6.18 по кутам повороту і радіальній координаті. В загальному вигляді для багатозаходного шнека, розрахункова схема якого наведена на рисунку 6.1, цей інтеграл можна записати так

$$V = \int_{\varphi_1}^{\psi_1} \int_r^{r_{\text{цвл.}}} \Delta\gamma \cdot r_{\text{цвл.}} \cdot dr_{\text{цвл.}} \cdot d\varphi + \int_{\varphi_1}^{\varphi_2} \int_r^R \Delta\gamma \cdot r_{\text{цвл.}} \cdot dr_{\text{цвл.}} \cdot d\varphi + \int_{\varphi_2}^{\psi_2} \int_r^{r_{\text{цвл.}}} \Delta\gamma \cdot r_{\text{цвл.}} \cdot dr_{\text{цвл.}} \cdot d\varphi. \quad (6.19)$$

де ψ_1, ψ_2 – кути повороту гвинтової лінії зовнішнього контуру шнекової лопатки до точок перетину з лінією горизонту рідини А-А;

$r_{\text{цвл.}}$ – функція, яку можна знайти з формули (6.13), прийнявши $\Delta\gamma = 0$

$$r_{\text{цвл.}} = \frac{\operatorname{tg} \lambda}{\cos \varphi} \left(\frac{x_1}{\sin \lambda} - \operatorname{tg} \varphi \right). \quad (6.20)$$

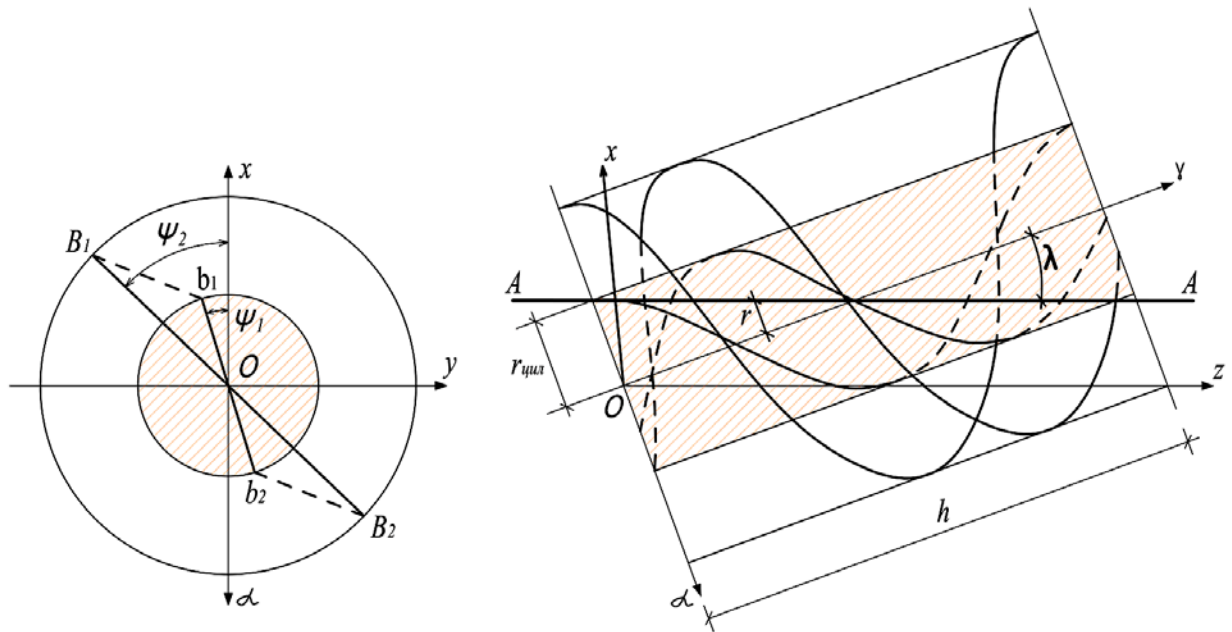


Рисунок 6.1. Розрахункова схема багатозаходного шнекового насоса

Розв'язок рівняння 6.20 має вигляд

$$\begin{aligned}
 V = D \left\{ \frac{1}{192} \operatorname{ctg} \lambda \left[8\gamma_B^3 (\sin \psi_1 - \sin \varphi_1) - \frac{\pi \operatorname{ctg} \lambda}{\gamma_{III}} (\cos^2 \psi_1 - \gamma_B^2 \cos^2 \varphi_1) \times \right. \right. \\
 \left. \left. \times \left(\frac{\operatorname{tg} \psi_1 - \operatorname{tg} \varphi_1}{\psi_1 - \varphi_1} (\cos^2 \psi_1 + \gamma_B^2 \cos^2 \varphi_1) - 6\gamma_B^2 \right) \right] + \right. \\
 \left. + \frac{1}{96} \operatorname{ctg} \lambda \left[\frac{3\pi (1 - \gamma_B^2)}{\gamma_{III}} \operatorname{ctg} \lambda (\cos^2 \psi_1 - \gamma_B^2 \cos^2 \varphi_2) + 4 (1 - \gamma_B^3) (\sin \psi_1 - \sin \varphi_2) \right] + \right. \\
 \left. + \frac{1}{192} \operatorname{ctg} \lambda \left[8\gamma_B^3 (\sin \psi_2 - \sin \varphi_2) - \frac{\pi \operatorname{ctg} \lambda}{\gamma_{III}} (\cos^2 \psi_2 - \gamma_B^2 \cos^2 \varphi_2) \times \right. \right. \\
 \left. \left. \times \left(\frac{\operatorname{tg} \psi_2 - \operatorname{tg} \varphi_2}{\psi_2 - \varphi_2} (\cos^2 \psi_2 + \gamma_B^2 \cos^2 \varphi_2) - 6\gamma_B^2 \right) \right] \right\}. \quad (21)
 \end{aligned}$$

де D – діаметр шнека.

6.3. Дослідження ефективності роботи шнекового насоса традиційної конструкції

Шнекові насоси традиційної конструкції являють собою одно-, чи кілька-заходний гвинт, який обертається з невеликою частотою у відкритому лотку спеціальної конструкції, або у закритій трубі. За рахунок витиснення порцій рідини, яка знаходиться між двома сусідніми лопатками шнека здійснюється її піднімання на деяку висоту.

Шнековий насос має такі робочі характеристики:

Q – подача;

H – висота підйому рідини (напір);

N – потужність, що споживається;

η – коефіцієнт корисної дії.

Конструктивними та робочими параметрами насоса є:

D – діаметр шнека (зовнішній діаметр шнекових лопаток);

d – діаметр вала шнека (маточини шнека);

S – крок спіралі шнека;

L – довжина шнека;

a – кількість заходів шнека;

α – кут нахилу до горизонту;

δ – зазор між шнеком і лотком;

c – відстань вздовж осі шнека між двома сусідніми лопатками.

Роботу шнека характеризують також частотою обертання – n .

Проаналізуємо роботу шнекового насоса з точки зору використання енергії, яку він споживає. Ця енергія використовується на [199]:

- 1) піднімання рідини витратою Q на висоту H (корисна енергія);
- 2) механічні втрати у передачах, підшипниках тощо;
- 3) втрати на перетікання рідини через зазор між шнеком і лотком;
- 4) втрати на тертя рідини об стінки лотка;
- 5) втрати на тертя рідини об поверхню маточини шнека та його лопатки;

б) втрати на перемішування рідини у просторі між лопатками.

Втрати, зазначені у пункті 2 характеризуються механічним ККД, у пункті 3 – об'ємним, а у пунктах 4-6 – гідравлічним ККД.

З метою експериментального дослідження робочих характеристик шнекових насосів за кресленнями інституту Гіпрокомунводоканал було виготовлено та змонтовано експериментальну установку шнекового насоса [199, 200]. Для досліджень було виготовлено два шнека зовнішніми діаметрами $D = 0,39 \text{ м}$ і $0,5 \text{ м}$ довжиною $L = 4,6 \text{ м}$, та співвідношенням діаметрів $d/D = 0,5$ кожний. Установка дозволяла змінювати кут нахилу шнека α , частоту його обертання n , рівень води в каналі перед шнеком, а також зазор між самим шнеком та коробом δ , в якому він обертається. Дослідження проведені на цій установці дозволили отримати дуже цінні експериментальні характеристики роботи цього насоса. Проте деякі висновки, які зроблено з аналізу цих експериментальних даних можна вважати сумнівними. Проаналізуємо результати експерименту та розрахуємо складові ККД обох насосів.

Як відомо повний ККД насоса $\eta_{повн.}$ складається з добутку його механічного $\eta_{мех.}$, гідравлічного $\eta_{гідр.}$, та об'ємного ККД $\eta_{об'ємн.}$ і визначається за формулою

$$\eta_{повн.} = \eta_{мех.} \cdot \eta_{гідр.} \cdot \eta_{об'ємн.} \quad (6.22)$$

Механічний ККД залежить від конструктивних особливостей насоса. В експериментальній установці прийнято електропривід з одноступеневим редуктором. Для такої конструкції механічний ККД визначено на рівні $\eta_{мех.} = 0,85$ [199].

Визначати окремо об'ємний та гідравлічний ККД дослідники не рекомендують, вважаючи це складним завданням. Вони запропонували знайти

експериментальним шляхом добуток об'ємного та гідравлічного ККД, назвавши його загальним гідравлічним ККД.

$$\eta_{заг.гидр.} = \eta_{гидр.} \cdot \eta_{об'ємн.} \quad (6.23)$$

Тоді повний ККД можна визначити за формулою

$$\eta_{повн.} = \eta_{мех.} \cdot \eta_{заг.гидр.} \quad (6.24)$$

Величину $\eta_{заг.гидр.}$ експериментатори знаходять шляхом визначення потужності, що розвивається насосом та потужності, що ним споживається за мінусом механічних втрат (тих, що визначаються механічним ККД). Такий підхід дозволив отримати експериментальні залежності прийнятого загального гідравлічного ККД від частоти обертання для шнеків обох діаметрів з різними зазорами δ та кутами нахилу α (що може вважатися дуже цінним).

Цілком очевидно, що значний вплив на величину $\eta_{заг.гидр.}$ шнекового насоса мають перетікання рідини через зазори між лопатями шнека та лотком, в якому він обертається. За великих частот обертання значними стають також втрати через розбризування рідини. Запропоновано теоретично визначати величину перетікань через ці зазори за відомими формулами частково як витрату під час витікання через малий отвір у тонкій стінці за постійного напору, а частково як витрату під час витікання через великий прямокутний отвір. Такий підхід дозволяє отримувати результати, але призводить до того, що теоретично розраховані витоки через зазори не перевищують 5% від подачі насоса Q [199, 200]. За таких умов об'ємний ККД насоса $\eta_{об'ємн.}$ мав би складати більше 0,9, а $\eta_{гидр.}$ – близько 0,7. Очевидно такий висновок викликає сумніви. Покажемо це [202].

Для цього пропонується інший метод визначення перетікань через зазори, а також інший метод визначення $\eta_{гидр.}$ та $\eta_{об'ємн.}$ досліджуваних потім порівняти її з дослідною $Q_{досл}$ за тих самих умов, яку визначено експериментальним шляхом. Визначимо теоретичну подачу насоса як подачу за повної відсутності перетікань через зазори та відсутності розбризкувань рідини. Насос піднімає рідину порціями, об'єм яких дорівнює об'єму секції між сусідніми лопатками шнека. Секцію можна розглядати як циліндр з твірною c та косими, проте паралельними між собою основами (рисунок 6.2).

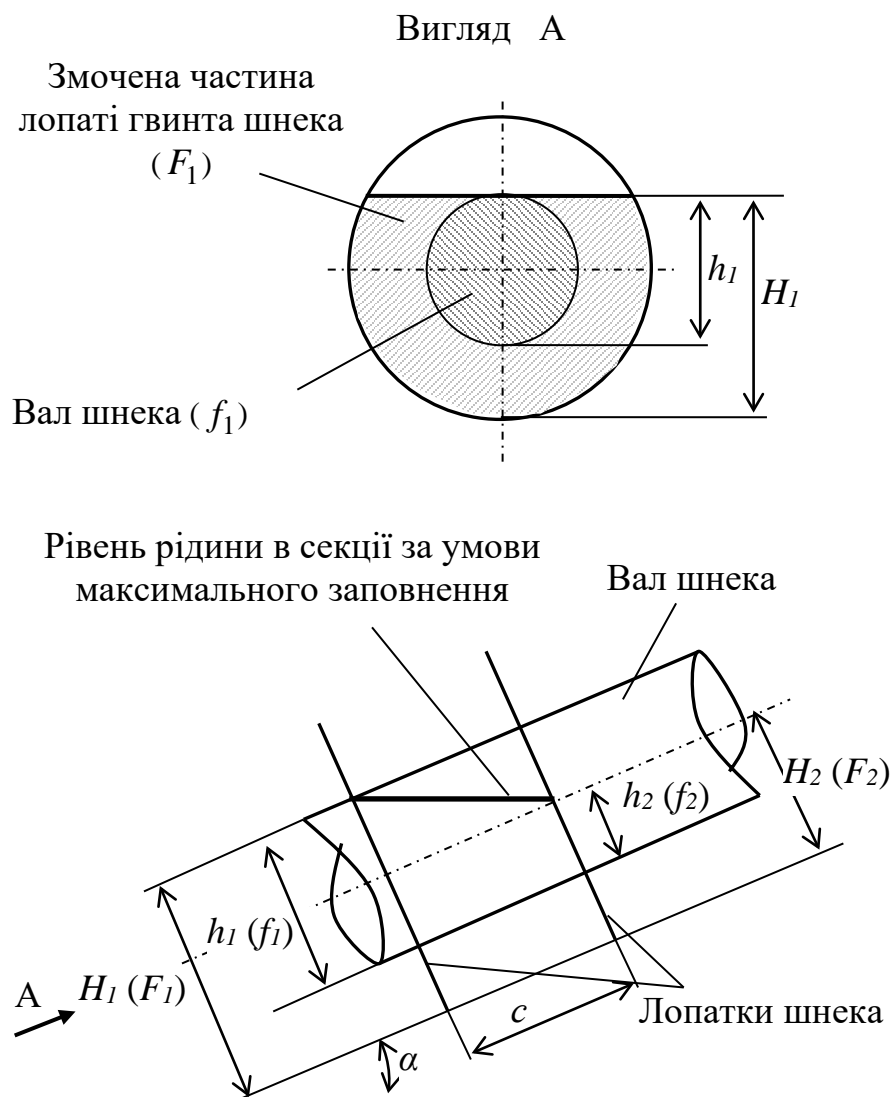


Рисунок 6.2. Вигляд на лопатку шнека в осьовому напрямку та на шнек з боку

Заміна гвинтових поверхонь на плоскі не вносить суттєвої похибки. Тоді об'єм рідини в одній секції насоса за умови її максимального заповнення можна визначити за формулою

$$W = W_1 - W_2, \quad (6.25)$$

де W_1 – об'єм, що утворює циліндричний лоток в якому обертається шнек та сусідні лопатки шнека;

W_2 – об'єм, що утворює занурена у рідину частина внутрішнього вала (маточини) шнека.

Ці об'єми можна знайти за формулами насосів

$$W_1 = \frac{F_1 + F_2}{2} \cdot c, \quad (6.26)$$

$$W_2 = \frac{f_1 + f_2}{2} \cdot c, \quad (6.27)$$

де F_1 , F_2 – площа змоченої поверхні відповідно нижньої та верхньої лопатки, що обмежують секцію, разом з площею умовно змоченої кругової поверхні перерізу маточини шнека,

f_1 , f_2 – площа умовно змочених поверхонь перерізів маточини шнека у нижній та верхній частині секції (умовно змочені площі циліндричної частини маточини, обмеженої верхньою та нижньою лопатками у межах секції).

Виразимо площу F_1 та f_1 через наповнення секції шнека у нижній її частині H_1 та h_1 .

З врахуванням того, що за максимального заповнення секції насоса матимемо співвідношення.

$$H_{\max} = \frac{D+d}{2}, \quad (6.28)$$

$$h_{\max} = d, \quad (6.29)$$

де H_{\max} , h_{\max} – максимальне заповнення секції по діаметру шнека та по діаметру маточини відповідно;

D , d – діаметри шнека та маточини.

Записавши вираз з врахуванням формули 6.29 матимемо

$$\frac{2H_{\max}}{D} - 1 = \frac{2(D+d)}{2D} = \frac{d}{D}, \quad (6.30)$$

$$\frac{2h_{\max}}{d} - 1 = 1, \quad (6.31)$$

а також

$$\frac{2(H_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha)}{D} - 1 = \frac{d - 2c \cdot \operatorname{tg} \alpha}{D}, \quad (6.32)$$

$$\frac{2(h_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha)}{d} - 1 = 1 - \frac{2c \cdot \operatorname{tg} \alpha}{d}, \quad (6.33)$$

Виразимо площі, що входять у формули (6.26) і (6.27) через діаметри шнека та маточини, у результаті матимемо

$$F_1 = \frac{D^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \left(\frac{2H_1}{D} - 1 \right) \right] + \frac{D^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2H_1}{D} - 1 \right) \right], \quad (6.34)$$

$$f_1 = \frac{d^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \left(\frac{2h_1}{d} - 1 \right) \right] + \frac{d^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2h_1}{d} - 1 \right) \right]. \quad (6.35)$$

Враховуючи, що залежності між наповненнями у верхній та нижній частині секції шнека мають вигляд

$$H_2 = H_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha, \quad (6.36)$$

$$h_2 = h_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha, \quad (6.37)$$

площі F_2 та f_2 виразимо формулами

$$F_2 = \frac{D^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \left(\frac{2(H_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha)}{D} - 1 \right) \right] + \frac{D^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2(H_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha)}{D} - 1 \right) \right], \quad (6.38)$$

$$f_2 = \frac{d^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \left(\frac{2(h_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha)}{d} - 1 \right) \right] + \frac{d^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2(h_1 - c \cdot \operatorname{tg} \alpha)}{d} - 1 \right) \right]. \quad (6.39)$$

Теоретичну подачу насоса $Q_{\text{теор.}}$, визначимо як добуток об'єму однієї секції за максимального її заповнення W_{max} на кількість секцій N , що підіймають воду за одиницю часу

$$Q_{\text{теор.}} = W_{\text{max}} \cdot N, \quad (6.40)$$

$$N = a \cdot n', \quad (6.41)$$

де a – число заходів шнека,

n' – частота його обертання (c^{-1}).

Тоді втрати рідини, що перекачується, на перетікання через зазори між лопатками шнека і циліндричним лотком, а також на переливання через край шнека визначимо за формулою

$$Q_{\text{перетік.}} = Q_{\text{теор.}} - Q_{\text{досл.}} \quad (6.42)$$

Об'ємний ККД визначимо за формулою

$$\eta_{\text{об'ємн.}} = \frac{Q_{\text{досл.}}}{Q_{\text{теор.}}} \quad (6.43)$$

Експериментально визначалась величина подачі шнекового насоса $Q_{\text{досл.}}^1$ з такими параметрами: діаметр шнека $D^1 = 0,39$ м, діаметр маточини шнека $d^1 = 0,195$ м, наповнення шнека $h^1/D^1 = 0,75$, кут нахилу до горизонту $\alpha^1 = 30^\circ$, зазор між шнеком і лотком $\delta^1 = 5,2$ мм. Частота обертання шнека змінювалась в інтервалі $n = 75 \div 120$ обертів на хвилину (хв^{-1}).

Розрахуємо об'ємний $\eta_{\text{об'ємн.}}$ та гідравлічний $\eta_{\text{гідр.}}$ ККД цього насоса за різних частот обертання, користуючись формулами 6.25 – 6.43 та дослідними значеннями його подачі. Будемо розраховувати усі витрати у літрах за секунду для частот обертання від 75 до 120 хв^{-1} з кроком 5 хв^{-1} , результати занесемо до таблиці 6.1.

Спочатку виразимо частоту обертання шнека у обертах за секунду n' (с^{-1}). Кількість секцій, що спорожнюється під час роботи шнека за одну секунду за частоти обертання 75 хв^{-1} складе $N_{(390)75} = 3 \cdot 1,25 = 3,75$ шт. Для решти частот обертання дивись величину $N_{(390)}$ у таблиці 6.1.

Для визначення об'єму однієї секції насоса розрахуємо необхідні площі змочених стінок секції за формулами 6.34 – 6.39, маємо

$$F_{1(390)} = \frac{0.39^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3.14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0.2925}{0.39} - 1 \right) \right] + \\ + \frac{0.39^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0.2925}{0.39} - 1 \right) \right] = 0.096 (m^2),$$

Таблиця 6.1

Складові коефіцієнта корисної дії шнекового насоса діаметром шнека 390 мм

n (xv^{-1})	n' (c^{-1})	N (секц./с)	$Q_{теор.}$ (л/с)	$Q_{досл.}$ (л/с)	$Q_{перетік.}$ (л/с)	$\eta_{об'ємн.}$	$\eta_{гідр.}$	$\eta_{заг.гідр.}$	$\eta_{повн.}$
75	1,25	3,75	28,12	15,0	13,12	0,53	0,96	0,51	0,43
80	1,33	3,99	29,93	17,0	12,93	0,57	0,93	0,53	0,45
85	1,42	4,26	31,95	19,0	12,95	0,59	0,92	0,54	0,46
90	1,5	4,5	33,75	20,0	13,75	0,59	0,93	0,55	0,47
95	1,58	4,74	35,55	21,5	14,05	0,60	0,88	0,53	0,45
100	1,67	5,01	37,58	22,5	15,08	0,60	0,85	0,51	0,43
105	1,75	5,25	39,38	24,0	15,38	0,61	0,82	0,50	0,42
110	1,83	5,49	41,18	25,5	15,68	0,62	0,76	0,47	0,40
115	1,92	5,76	43,2	27,0	16,2	0,63	0,68	0,43	0,37
120	2,0	6,0	45,0	28,0	17,0	0,62	0,61	0,38	0,32

$$F_{2(390)} = \frac{0.39^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3.14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0.2925 - 0.13 \cdot \operatorname{tg} 30^0)}{0.39} - 1 \right) \right] + \\ + \frac{0.39^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0.2925 - 0.13 \cdot \operatorname{tg} 30^0)}{D} - 1 \right) \right] = 0,0684 (m^2),$$

$$f_{1(390)} = \frac{0.195^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3.14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0.195}{0.195} - 1 \right) \right] +$$

$$+ \frac{0.195^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0.195}{0.195} - 1 \right) \right] = 0,0298 \text{ (м}^2\text{)},$$

$$f_{2(390)} = \frac{0.195^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3.14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0.195 - 0.13 \cdot \operatorname{tg} 30^\circ)}{0.195} - 1 \right) \right] +$$

$$+ \frac{0.195^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0.195 - 0.13 \cdot \operatorname{tg} 30^\circ)}{0.195} - 1 \right) \right] = 0,0192 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Визначимо об'єм однієї секції за умови максимального заповнення за формулами 6.26 і 6.27.

$$W_{1(390)} = \frac{0,096 + 0,0684}{2} \cdot 0,13 = 0,0107 \text{ (м}^3\text{)},$$

$$W_{2(390)} = \frac{0,0298 + 0,0192}{2} \cdot 0,13 = 0,0032 \text{ (м}^3\text{)},$$

$$W_{\max(390)} = 0,0107 - 0,0032 = 0,0075 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Визначимо теоретичну подачу насоса для частоти обертання 75 хв^{-1} за формулою 6.40 (тут і в подальшому решту результатів заносимо у таблицю 6.1)

$$Q_{\text{теор.}(390)75} = 7,5 \cdot 3,75 = 28,12 \text{ (л/с)}.$$

Запишемо дослідні значення подач в таблицю 6.1 з результатів досліджень. У цьому випадку величина перетікань через зазори для частоти обертання шнека 75 хв^{-1} , визначена за формулою 6.42, складе

$$Q_{\text{перетік.}(390)75} = 28,12 - 15 = 13,12 \text{ (л/с)}.$$

Об'ємний ККД, визначений за формулою 6.43, складе

$$\eta_{об'емн.(390)75} = \frac{15}{28,12} = 0,53.$$

Записуємо отримані дані про загальний гідравлічний ККД у таблицю 6.1, тобто $\eta_{об'емн.} \times \eta_{гидр.}$, звідки визначимо гідравлічний ККД з формули 6.23

$$\eta_{гидр.(390)75} = \frac{\eta_{заг.гидр.(390)75}}{\eta_{об'емн.(390)75}} = \frac{0,51}{0,53} = 0,96.$$

Повний ККД насоса, розрахований за формулою 6.22, складе

$$\eta_{повн.(390)75} = \eta_{об'емн.(390)75} \cdot \eta_{гидр.(390)75} \cdot \eta_{мех.} = 0,53 \cdot 0,96 \cdot 0,85 = 0,43.$$

Графічно залежності об'ємного, гідравлічного та повного ККД шнекового насоса діаметром шнека 390 мм від частоти обертання за результатами розрахунків наведено на рисунках 6.3, 6.4, 6.5.

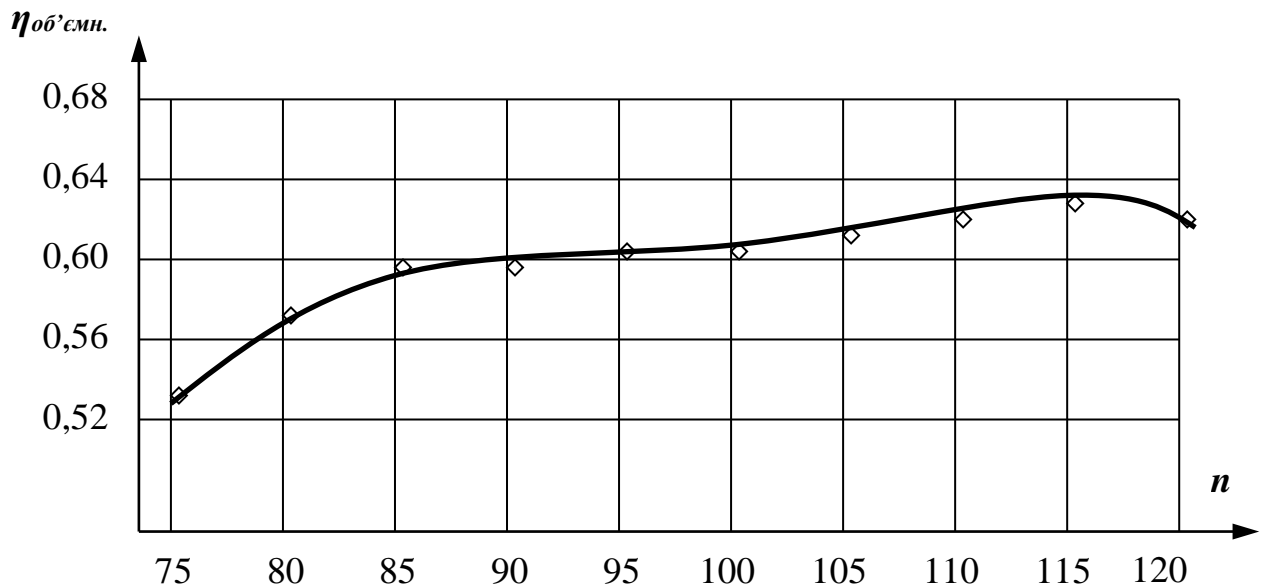


Рисунок 6.3. Залежність об'ємного ККД шнекового насоса діаметром 390 мм від частоти обертання шнека

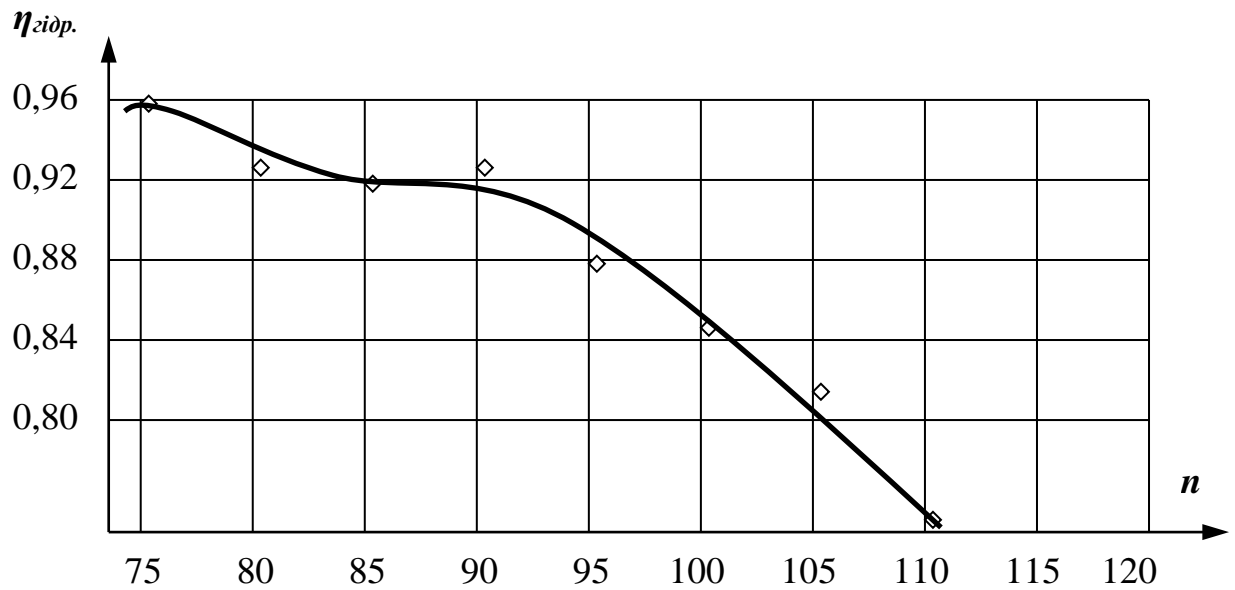


Рисунок 6.4. Залежність гідравлічного ККД шнекового насоса діаметром 390 мм від частоти обертання шнека

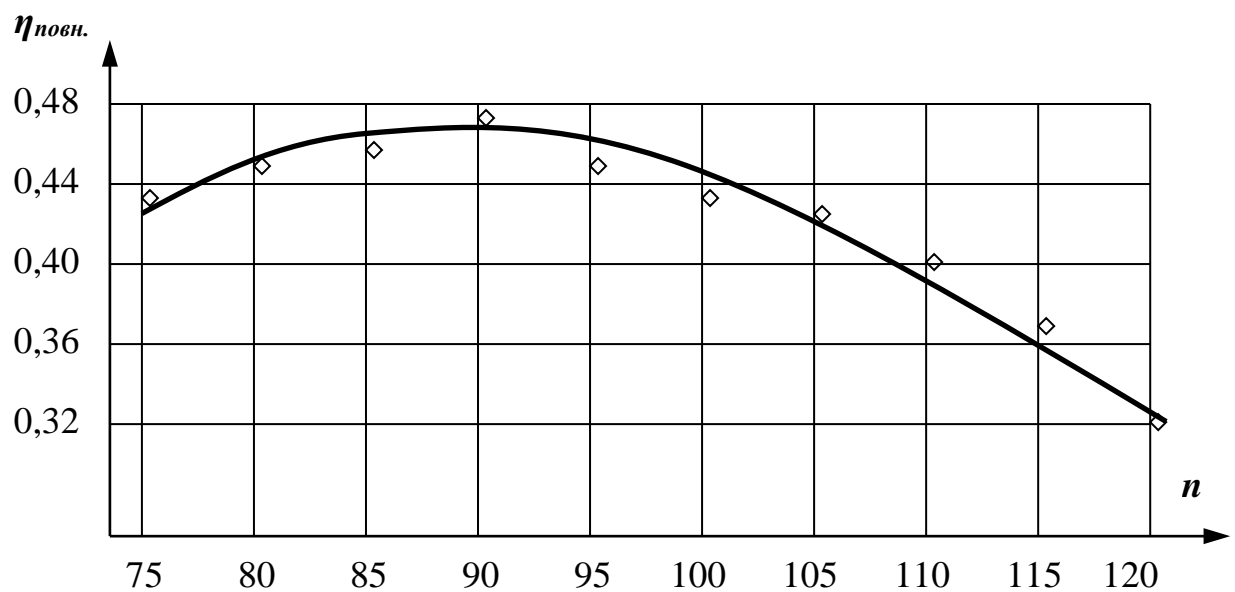


Рисунок 6.5. Залежність повного ККД шнекового насоса діаметром 390 мм від частоти обертання шнека

Як видно з експериментальних та розрахункових результатів, об'ємний ККД є низьким. Зі збільшенням частоти обертання шнека він поступово трохи зростає

аж до частоти 115 хв^{-1} . Потім починає знижуватися. Це можна пояснити тим, зі збільшенням частоти збільшується швидкість транспортування рідини секціями насос, отже зменшується час перебування порцій рідини у секціях. За відносно постійної величини перетікання рідини між секціями зі зменшенням часу загальний об'єм перетікань зменшується, отже об'ємний ККД збільшується. За великих частот обертання (більше 115 хв^{-1}) зростає кількість рідини, що розбризкується та зменшується наповнення секцій насоса через динамічне викривлення вільної поверхні рідини і об'ємний ККД падає.

Гідравлічний ККД є досить високим за малих частот обертання. Його зниження зі збільшенням частоти обертання може бути пояснено суттєвим зростанням швидкостей руху рідини у корпусі і, як результат, значне збільшення втрат енергії на подолання тертя рідини об обмежуючі поверхні насоса та на подолання внутрішнього тертя, що виникає в результаті перемішування рідини.

Оптимальними частотами обертання шнека для насоса діаметром 390 мм можна вважати $80 \div 100 \text{ хв}^{-1}$, оскільки за таких частот спостерігається максимальний загальний ККД.

Експериментально визначалась також подача шнекового насоса з такими параметрами: діаметр шнека $D^2 = 0,5 \text{ м}$, діаметр маточини шнека $d^2 = 0,25 \text{ м}$, наповнення шнека $h^2/D^2 = 0,75$, кут нахилу до горизонту $\alpha^2 = 25^\circ$, зазор між шнеком і лотком $\delta^2 = 4,25 \text{ мм}$. Частота обертання шнека змінювалась в інтервалі $n = 75 \div 115$ обертів на хвилину (хв^{-1}).

Зробимо аналогічний розрахунок для частоти 75 хв^{-1} , Площі змочених стінок секції, розраховані за формулами 6.34 – 6.39, складуть

$$F_{1(500)} = \frac{0.5^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3.14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0.375}{0.5} - 1 \right) \right] + \frac{0.5^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0.375}{0.5} - 1 \right) \right] = 0.158 \text{ (м}^2\text{)},$$

$$F_{2(500)} = \frac{0,5^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3,14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0,375 - 0,167 \cdot \operatorname{tg} 25^0)}{0,5} - 1 \right) \right] + \\ + \frac{0,5^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0,375 - 0,167 \cdot \operatorname{tg} 25^0)}{0,5} - 1 \right) \right] = 0,1215 \text{ (м}^2\text{)},$$

$$f_{1(500)} = \frac{0,25^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3,14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0,25}{0,25} - 1 \right) \right] + \\ + \frac{0,25^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot 0,25}{0,25} - 1 \right) \right] = 0,0491 \text{ (м}^2\text{)},$$

$$f_{2(500)} = \frac{0,25^2}{8} \cdot \left[2 \cdot 3,14 - 2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0,25 - 0,167 \cdot \operatorname{tg} 25^0)}{0,25} - 1 \right) \right] + \\ + \frac{0,25^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2 \cdot (0,25 - 0,167 \cdot \operatorname{tg} 25^0)}{0,25} - 1 \right) \right] = 0,0361 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Визначаємо об'єм однієї секції за умови максимального заповнення за формулами 6.26, 6.27.

$$W_{1(500)} = \frac{0,158 + 0,1215}{2} \cdot 0,167 = 0,0233 \text{ (м}^3\text{)},$$

$$W_{2(500)} = \frac{0,0491 + 0,0361}{2} \cdot 0,167 = 0,0071 \text{ (м}^3\text{)},$$

$$W_{\max(500)} = 0,0233 - 0,0071 = 0,0162 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Визначимо теоретичну подачу насоса для частоти обертання 75 хв^{-1} за формулою 6.40

$$Q_{\text{теор.}(500)75} = 16,2 \cdot 3,75 = 60,75 \text{ (л/с)}.$$

Визначимо величину перетікань для частоти обертання 75 хв^{-1} за формулою 6.42

$$Q_{\text{перетік.}(500)75} = 60,75 - 43 = 17,75 \text{ (л/с)}.$$

Об'ємний, гідравлічний та повний ККД насоса, визначені за формулами 6.43, 6.23, 6.22 складуть

$$\eta_{\text{об'ємн.}(500)75} = \frac{43}{60,75} = 0,71,$$

$$\eta_{\text{гідр.}(500)75} = \frac{\eta_{\text{заг.гідр.}(500)75}}{\eta_{\text{об'ємн.}(500)75}} = \frac{0,65}{0,71} = 0,92,$$

$$\eta_{\text{повн.}(500)75} = \eta_{\text{об'ємн.}(500)75} \cdot \eta_{\text{гідр.}(500)75} \cdot \eta_{\text{мех.}} = 0,71 \cdot 0,92 \cdot 0,85 = 0,55.$$

Решту результатів розрахунку зводимо до таблиці 6.2.

Графічно залежності об'ємного, гідравлічного та повного ККД шнекового насоса діаметром шнека 500 мм від частоти обертання за результатами розрахунків наведено на рисунках 6.6, 6.7, 6.8.

Як видно з результатів, об'ємний ККД насоса діаметром 500 мм є вищим за малих частот обертання, ніж насоса діаметром 390 мм. Зі зростанням частоти цей ККД знижується, зрівнюючись з об'ємним ККД насоса діаметром 390 мм за частот $105 \div 110 \text{ хв}^{-1}$, і далі знижується. Подальше падіння об'ємного ККД можна пояснити тими ж причинами, що і для насоса попереднього типорозміру, тобто розбризуванням рідини та динамічним викривленням вільної поверхні. Трохи вищий об'ємний ККД на менших частотах обертання пояснюється тим, що у шнека більшого діаметра ємкість кожної секції є більшою і перетікання між секціями, що є основною причиною зменшення об'ємного ККД, складають менший відсоток від ємкостей секцій.

Таблиця 6.2

Складові коефіцієнта корисної дії шнекового насоса діаметром шнека 500 мм

n (хв^{-1})	n' (с^{-1})	N (секц./с)	$Q_{\text{теор.}}$ (л/с)	$Q_{\text{досл.}}$ (л/с)	$Q_{\text{перетік.}}$ (л/с)	$\eta_{\text{об'ємн.}}$	$\eta_{\text{гідр.}}$	$\eta_{\text{заг.гідр.}}$	$\eta_{\text{повн.}}$
75	1,25	3,75	60,75	43,0	17,75	0,71	0,92	0,65	0,55
80	1,33	3,99	64,60	46,0	18,60	0,71	0,92	0,65	0,55
85	1,42	4,26	69,00	48,0	21,00	0,70	0,93	0,65	0,55
90	1,5	4,5	72,90	50,0	22,90	0,69	0,93	0,64	0,54
95	1,58	4,74	76,80	53,0	23,80	0,69	0,91	0,63	0,54
100	1,67	5,01	81,20	54,0	27,20	0,67	0,90	0,60	0,51
105	1,75	5,25	85,10	55,0	30,10	0,65	0,88	0,57	0,48
110	1,83	5,49	88,90	54,0	34,90	0,61	0,84	0,51	0,43
115	1,92	5,76	93,30	50,0	43,30	0,54	0,81	0,44	0,37

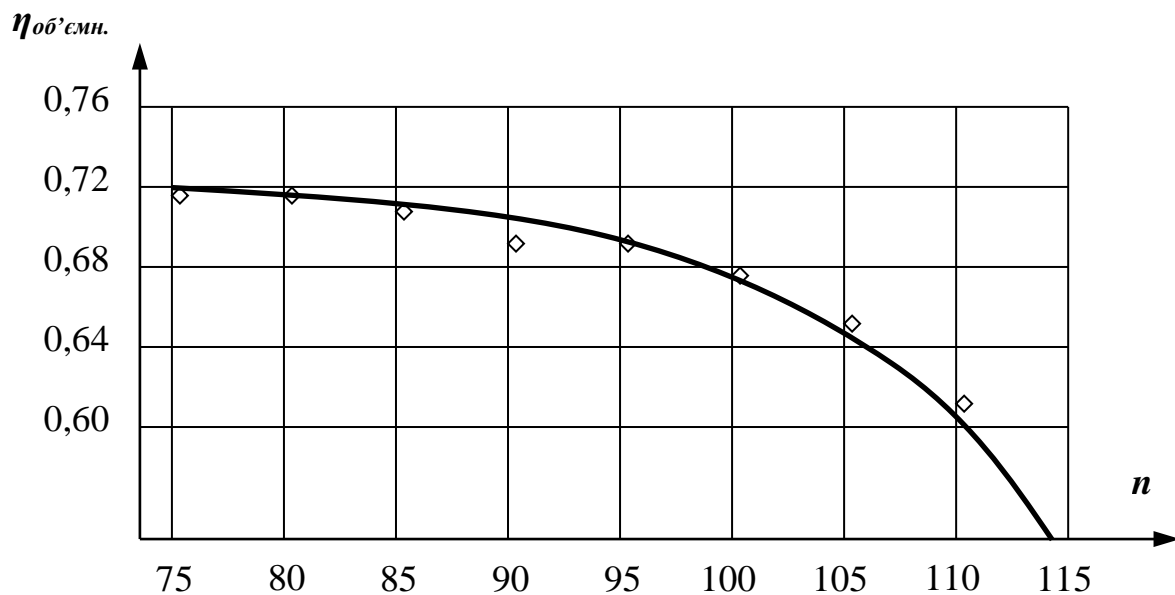


Рисунок 6.6. Залежність об'ємного ККД шнекового насоса діаметром 500 мм від частоти обертання шнека

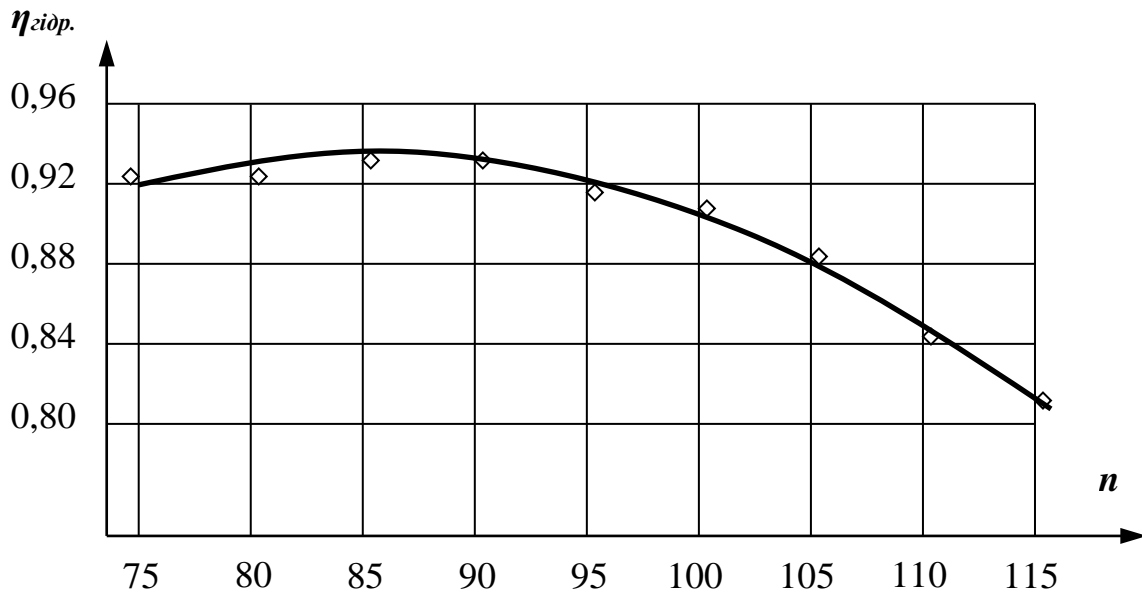


Рисунок 6.7. Залежність гідравлічного ККД шнекового насоса діаметром 500 мм від частоти обертання шнека

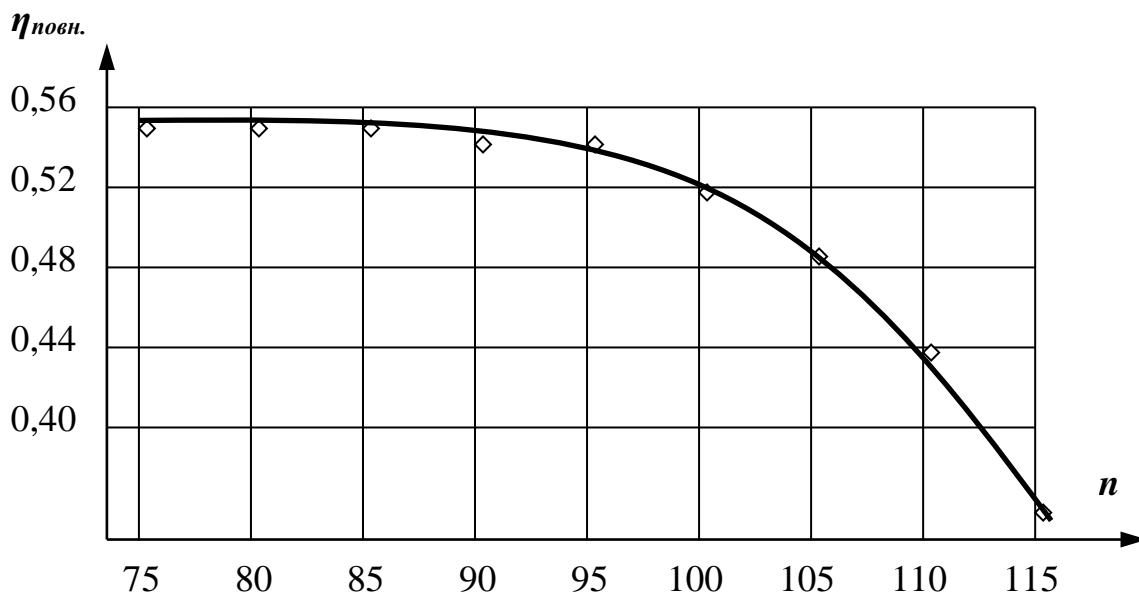


Рисунок 6.8. Залежність повного ККД шнекового насоса діаметром 500 мм від частоти обертання шнека

Гідравлічний ККД, як і у насоса діаметром 390 мм, є досить високим за малих частот обертання і суттєво знижується під час їх збільшення. Швидкість зниження у цей час є більшою. Це пояснюється тим, що за одних і тих самих

частот обертання в шнекових насосах більших діаметрів досягаються більші швидкості, особливо на периферійних ділянках. Тому зі збільшенням частот обертання втрати енергії на подолання сил тертя рідини об обмежуючі поверхні насоса та сил внутрішнього тертя від перемішування рідини зростають швидше.

Оптимальними частотами обертання шнека для насоса діаметром 500 мм можна вважати $75 \div 100 \text{ хв}^{-1}$, де загальний ККД зберігається майже постійним і починає суттєво знижуватися під час зростання частот обертання.

Експериментальний та теоретичний аналіз роботи двох типорозмірів шнекових насосів дозволяє зробити такі висновки:

- під час перекачування рідин шнековими насосами традиційної конструкції з різними діаметрами шнеків мають місце схожі гідравлічні процеси, що призводять до характерних змін ККД під час зміни частот обертання шнеків;
- шнекові насоси традиційної конструкції діаметром шнека до 500 мм можуть задовільно працювати за частот обертання шнека до 100 хв^{-1} ;
- повний ККД за частот обертання до 100 хв^{-1} є вищим для насосів більших діаметрів і, забезпечуючи механічний ККД $\eta_{\text{мех.}} = 0,85$, знаходиться у межах: для діаметра шнека 390 мм – $\eta_{\text{повн.}} = 0,43 \dots 0,47$, для діаметра 500 мм – $\eta_{\text{повн.}} = 0,51 \dots 0,55$;
- гідравлічний ККД за частот обертання до 100 хв^{-1} є досить високим: для діаметра шнека 390 мм – $\eta_{\text{гідр.}} = 0,85 \dots 0,96$, для діаметра 500 мм – $\eta_{\text{гідр.}} = 0,90 \dots 0,92$;
- найнижчим серед складових повного ККД насосів за частот обертання до 100 хв^{-1} є об'ємний: для діаметра шнека 390 мм – $\eta_{\text{об'ємн.}} = 0,53 \dots 0,63$, для діаметра 500 мм – $\eta_{\text{об'ємн.}} = 0,67 \dots 0,71$. Він і є причиною того, що навіть в лабораторних умовах, за оптимальних частот обертання, повний ККД шнекового насоса традиційної конструкції не досягає декларованого значення (0,7 ... 0,8).

Для покращення робочих характеристик таких насосів можна окреслити два шляхи. Перший – збільшувати механічний ККД. Це шлях пов'язаний використання більш досконалих приводів насоса, трансмісій та опор шнека, з меншими втратами енергії. Він має багато обмежень, що не залежать від конструкції насоса. Другий – збільшувати об'ємний ККД. Оскільки за частот обертання до 100 хв^{-1} головною причиною зниження об'ємного ККД є перетікання між секціями через зазори між лопатками шнека та лотком корпусу, то одним із завдань дослідників може бути вдосконалення конструкції з метою зменшення таких перетікань [202].

Для того, щоб перетікання рідини були мінімальними дуже важливим є забезпечення під час роботи насоса необхідного зазору між лопатками шнека та корпусом. В реальних умовах це є важким завданням, оскільки вимагає дуже ретельного монтажу шнека та постійного контролю під час експлуатації. Збільшення цього зазору призводить до збільшення витоків і, як наслідок, до зменшення об'ємного ККД, а зменшення зазору може призвести до тертя між шнеком та корпусом і в результаті до значного зниження механічного ККД. Існують також технологічні обмеження на довжину самого шнека, а отже і на висоту піднімання рідини. Сам шнек, який являє собою порівняно тонку маточину з лопатками, має невелику жорсткість. Тому зі збільшенням його довжини він провисає, що також викликає тертя об корпус. Для збільшення довжини шнека без його провисання і тертя дослідниками було запропоновано окрім двох крайніх (нижньої та верхньої) опор додатково підтримувати шнек в кількох проміжних точках підшипниками, які з'єднати кронштейнами зі спеціально спорудженою над ним несучою рамою. Але для монтажу підшипників на маточині шнека необхідно розривати суцільність його гвинтових лопатей. Це призводить до додаткових перетікань рідини в місцях розриву, а отже до зниження об'ємного ККД.

6.4. Розроблення нових конструктивних рішень шнекового насоса

Для використання в проміжних насосних станціях систем водовідведення, для подавання фільтратів та інших технологічних СВ у голову КОС, для

перкачування зворотного активного мулу тощо пропонується нова конструкція шнекового насоса, яка, зберігаючи переваги традиційних конструкцій, позбавлена багатьох їх недоліків. Насос виключає можливість перетікання рідини між шнеком та корпусом, тим самим суттєво збільшує об'ємний ККД (розрахункове значення об'ємного ККД прийнято 0,98). Насос не вимагає ретельного монтажу та постійного контролю під час експлуатації. Крім того нова конструкція має більшу жорсткість, не провисає та завдяки новій системі опор немає теоретичних обмежень щодо довжини шнека та висоти піднімання рідини [5].

Замість відкритого шнека на двох опорах пропонується інша конструкція, виконана у вигляді єдиного ротора-корпуса 1, що складається з центрального вала (маточини) 2, неперервної шнекової лопатки та зовнішній циліндричний лоток. Всі вони жорстко з'єднані між собою без зазорів і утворюють одну чи декілька (по числу заходів шнека) безперервних спіральних наскрізних отвори (рисунок 6.9).

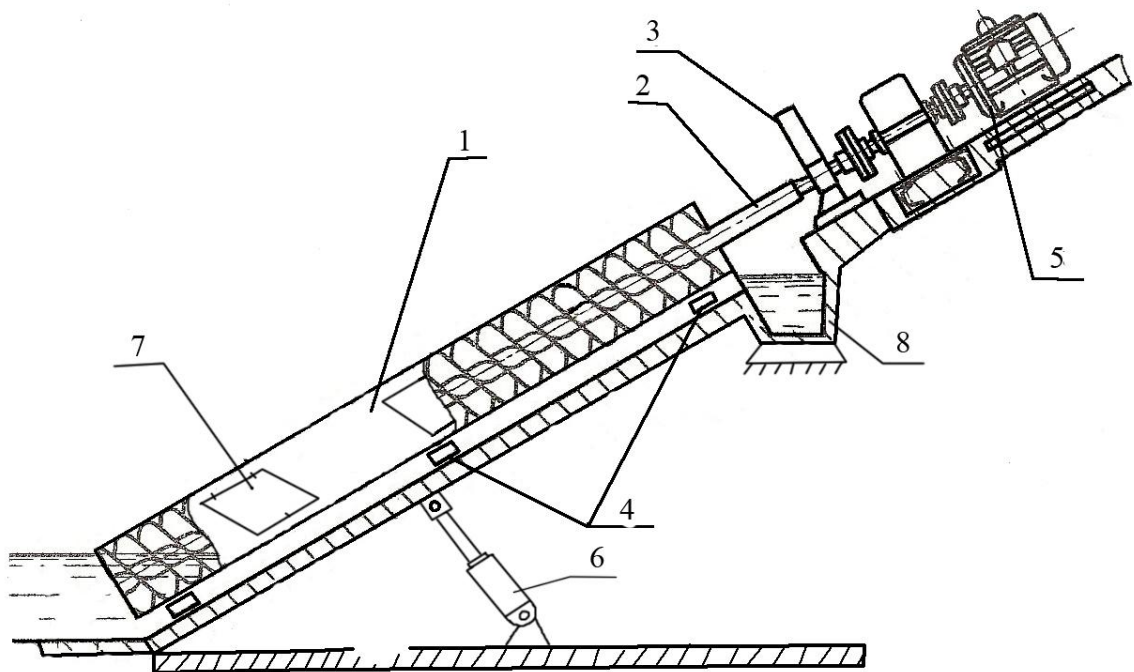


Рисунок 6.9. Нова конструкція шнекового насоса з високим об'ємним ККД

1 – ротор-корпус; 2 – центральний вал (маточина); 3 – опора з радіальноупорним підшипником;
4 – роликові опрні катки; 5 – електропривід з редуктором; 6 – пристрій для зміни кута нахилу насоса; 7 – люк для прочистки насоса; 8 – приймальний резервуар.

Замість нижньої опори ротор-корпус підтримується однією, чи кількома парами опорних катків 4 (залежно від довжини). Він приводиться у обертовий рух електродвигуном 5 через редуктор, що дозволяє регулювати частоту обертання. Разом з приводом його встановлено на рухомій частині рами, яка підтримується у вибраному положенні за допомогою пристрою для зміни кута нахилу 6.

Насос працює таким чином. Нижня частина ротора-корпуса занурюється у резервуар з рідиною так, щоб рідина вільно входила у спіральний отвір і максимально заповнила першу секцію міжлопатевого простору. Після запуску привода ротор-корпус починає обертатися, а рідина, що заповнила першу секцію міжлопатевого простору, починає переміщуватися (рухаючись «як білка у колесі») спіральним каналом, одночасно зміщуючись вздовж вісі ротора-корпуса у бік піднімання, доки не опиниться у верхньому резервуарі 8. Зазорів між лопатями шнека та циліндричним корпусом немає, тому перетікань так само немає, а об'ємний ККД зростає. За малих частот обертання (до 100 хв^{-1}), коли практично відсутні розбризкування Об'ємний ККД буде близький до одиниці.

Оскільки ротор-корпус є закритим, для можливості проčiщення необхідно забезпечити доступ до міжлопатевого простору. Для цього у циліндричному корпусі влаштовано герметичний люк 7, який під час роботи насоса знаходиться в закритому стані.

Під час піднімання рідини таким насосом усе осьове навантаження і невелику частину радіального сприймає підшипникова опора з радіальноупорним підшипником 3, а основну частину радіального навантаження – опорні роликові катки з радіальними підшипниками 4. Через наявність зовнішнього циліндричного корпусу шнек є набагато жорсткішим і прогинається значно менше, тому пар опорних катків може бути небагато. Їх кількість потрібно визначати додатковим розрахунком. До того ж тут відпадає необхідність у влаштуванні нижньої опори як у традиційної конструкції шнекового насоса. Це дає насосу значну перевагу, оскільки нижня опора має працювати, будучи постійно зануреною у рідину, через що її виконують у вигляді підшипника

ковзання з примусовим змащенням прес-маслянкою. Це у свою чергу вимагає встановлення додаткового масляного насоса. Заміна сил тертя ковзання на сили тертя кочення суттєво збільшує механічний ККД. Відсутність нижньої опори дає можливість зробити шнековий насос не стаціонарним, як традиційні конструкції, а пересувним. Для цього раму можна розміщувати на шасі і переміщувати за допомогою тягача, чи відразу монтувати насос на шасі автомобіля.

Будо виготовлено демонстраційну модель шнекового насоса нової конструкції, яка наочно підтверджує його стійку та стабільну роботу (рисунок 6.10).

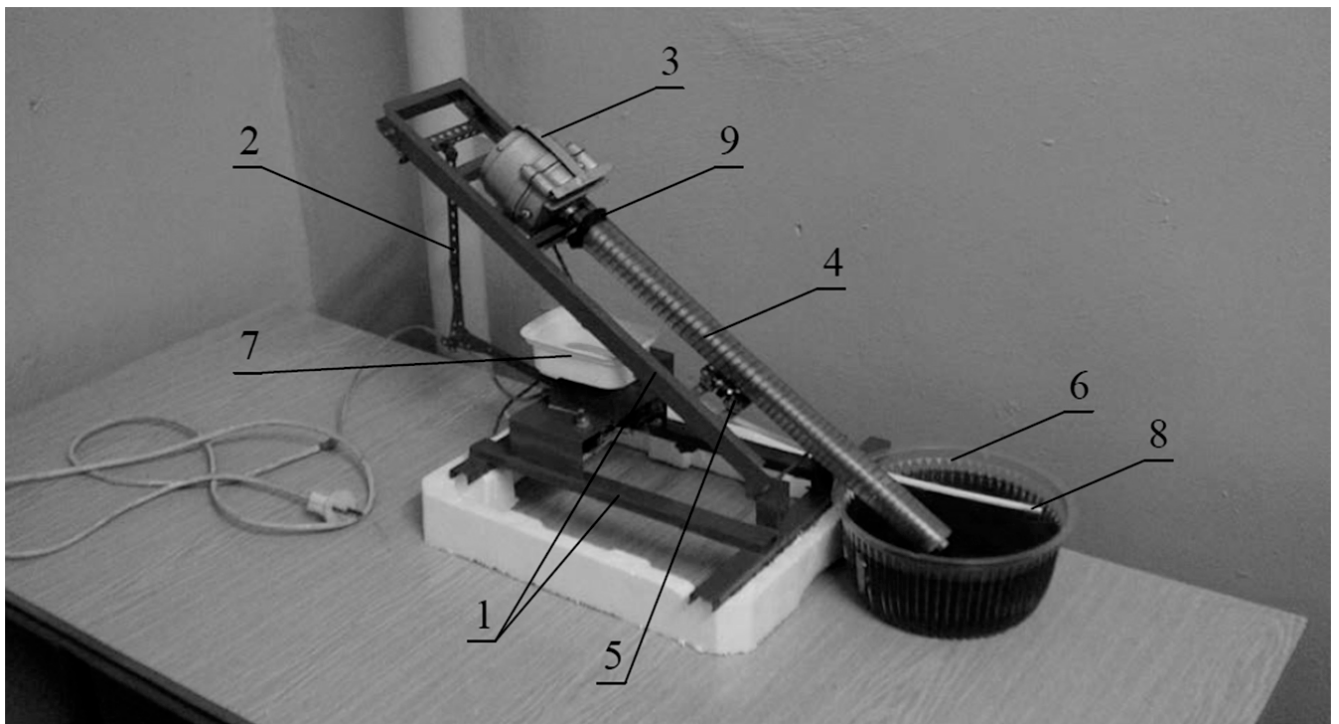


Рисунок 6.10. Діюча лабораторна модель шнекового насоса нової конструкції

1 – нерухома сатина рами; 2 – пристрій для зміни кута нахилу; 3 – електродвигун з понижуючим редуктором; 4 – ротор-корпус; 5 – опорні катки; 6 – нижній резервуар; 7 – верхній резервуар; 8 – зливна трубка; 9 – відбійний козирок.

Модель складається з рухомої та нерухомої частини рами (1), яка обладнана пристроєм зміни кута нахилу (2), електродвигуна з понижуючим редуктором (3) частотою обертання вала 96 хв^{-1} (живиться від джерела змінного струму напругою

220 В), ротора корпусу (4) (виконано з металевого однозаходного шнека та прозорої поліетиленової трубки, надітої на шнек з невеликим натягом) пари опорних катків (5) для підтримки ротора корпусу, а також нижнього (6) та верхнього (7) резервуарів, які з'єднано між собою зливною трубкою (8). Для стабілізації роботи та запобігання розбризкування вроди на виході з насоса на роторі корпусі розміщено конічний відбійний козирок (9), вирізаний з тонкої гуми. Робота моделі демонструвалась для наочності за допомогою підфарбованої водопровідної води. Демонстрація показала стійку та безперебійну роботу моделі. Протягом демонстрації вода забиралась з нижнього резервуара (6), подавалась у верхній резервуар (7) та самоплином стікала назад у нижній резервуар трубкою (8). Розбризкувань та переривів у подачі води не спостерігалось.

6.5. Дослідження ефективності роботи шнекового насоса нової конструкції

Покажемо як співвідноситься ККД традиційної та нової конструкції шнекового насоса, скориставшись методом запропонованим вище. Об'єм однієї секції насоса за умови максимального її заповнення розрахуємо за формулою 6.25. Теоретичну подачу насоса визначимо за формулою 6.40. Об'ємний ККД визначимо за формулою 6.43. Повний ККД – за формулою 6.22.

Як уже зазначалося зниження об'ємного ККД традиційної конструкції відбувається переважно через перетікання рідини через зазор між лопатками та корпусом. Якби це було єдиною причиною, то для нової конструкції насосу з повною відсутністю зазорів (а тому і переткань) можна було б прийняти $\eta_{об'ємн} = 1$. Поняття теоретичної подачі для шнекового насоса передбачає піднімання рідини секцією з максимальним наповненням, тобто з максимально високим горизонтальним рівнем рідини в ній – зі статичним рівнем. Під час руху води секцією динамічний рівень відхиляється від статичного. Поверхня рідини набуває складної увігнутої форми, піднімаючись з одного боку секції і опускаючись з іншого. В результаті такої зміни форми ємність секції трохи знижується. Очевидно слід очікувати, що це зниження буде тим більшим, чим більша частота

обертання шнека. За малих частот вплив зниження динамічного рівня буде незначним.

Для розрахунку повного ККД нової конструкції шнекового насоса приймемо значення механічного та гідравлічного ККД на рівні значень для традиційної конструкції [201]. Об'ємний ККД для частот обертання, які розглянуті в цій роботі можна прийняти $\eta_{об'ємн.} = 0,98$.

Розрахуємо повний ККД нової конструкції насоса діаметром шнека 390 і 500 мм використовуючи формули 6.25, 6.40, 6.43, 6.22 та порівняємо з повним ККД традиційної конструкції насосів ти самих типорозмірів.

Результати розрахунків наведено в таблицях 6.3 та 6.4. Графічно залежності повного ККД шнекових насосів нової конструкції діаметром 390 мм і 500 мм наведено на рисунках 6.11 та 6.12.

Таблиця 6.3

Складові коефіцієнта корисної дії шнекового насоса нової конструкції діаметром шнека 390 мм

n ($xв^{-1}$)	n' ($с^{-1}$)	N ($секц./с$)	$Q_{теор.}$ ($л/с$)	$\eta_{об'ємн.}$	$\eta_{гідр.}$	$\eta_{заг.гідр.}$	$\eta_{повн.}$
75	1,25	3,75	28,12	0,98	0,96	0,94	0,80
80	1,33	3,99	29,93	0,98	0,93	0,91	0,77
85	1,42	4,26	31,95	0,98	0,92	0,90	0,77
90	1,5	4,5	33,75	0,98	0,93	0,91	0,77
95	1,58	4,74	35,55	0,98	0,88	0,86	0,73
100	1,67	5,01	37,58	0,98	0,85	0,83	0,71
105	1,75	5,25	39,38	0,98	0,82	0,80	0,68
110	1,83	5,49	41,18	0,98	0,76	0,74	0,63
115	1,92	5,76	43,2	0,98	0,68	0,66	0,57
120	2,0	6,0	45,0	0,98	0,61	0,59	0,51

Складові коефіцієнта корисної дії шнекового насоса діаметром шнека 500 мм

n (хв^{-1})	n' (с^{-1})	N (секц./с)	$Q_{\text{теор.}}$ (л/с)	$\eta_{\text{об'ємн.}}$	$\eta_{\text{гідр.}}$	$\eta_{\text{заг.гідр.}}$	$\eta_{\text{повн.}}$
75	1,25	3,75	60,75	0,98	0,92	0,90	0,77
80	1,33	3,99	64,60	0,98	0,92	0,90	0,77
85	1,42	4,26	69,00	0,98	0,93	0,91	0,77
90	1,5	4,5	72,90	0,98	0,93	0,91	0,77
95	1,58	4,74	76,80	0,98	0,91	0,89	0,76
100	1,67	5,01	81,20	0,98	0,90	0,88	0,75
105	1,75	5,25	85,10	0,98	0,88	0,86	0,73
110	1,83	5,49	88,90	0,98	0,84	0,82	0,70
115	1,92	5,76	93,30	0,98	0,81	0,79	0,67

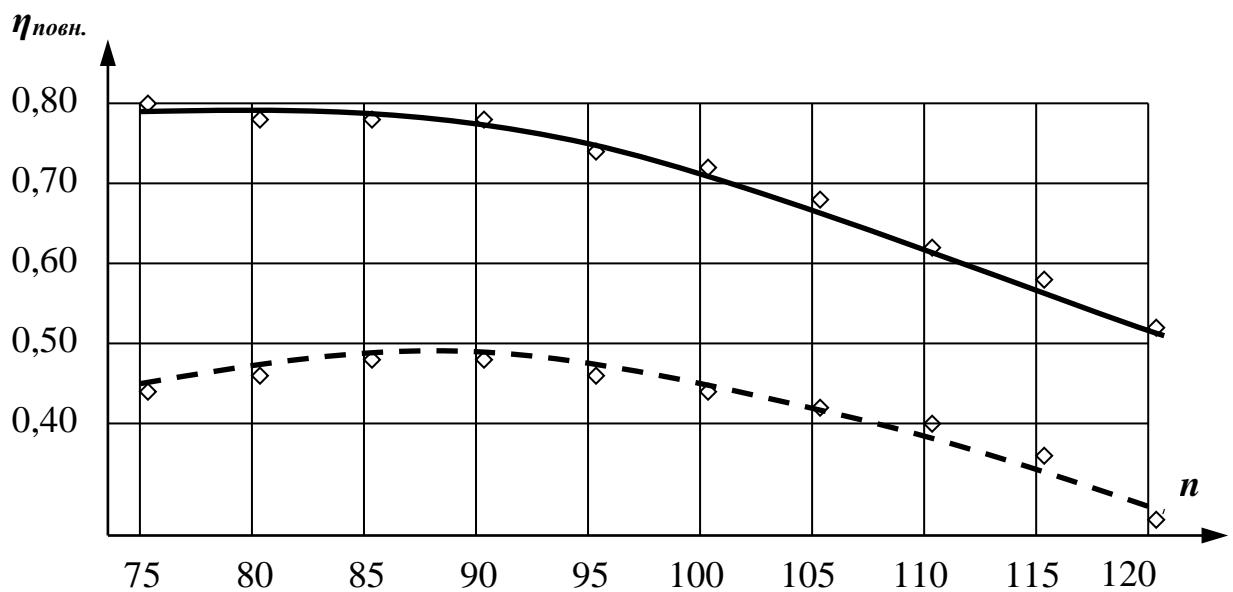


Рисунок 6.11. Залежність повного ККД шнекового насоса нової конструкції діаметром 390 мм від частоти обертання шнека

- ККД нової конструкції шнекового насоса
- - - - - ККД традиційної конструкції шнекового насоса

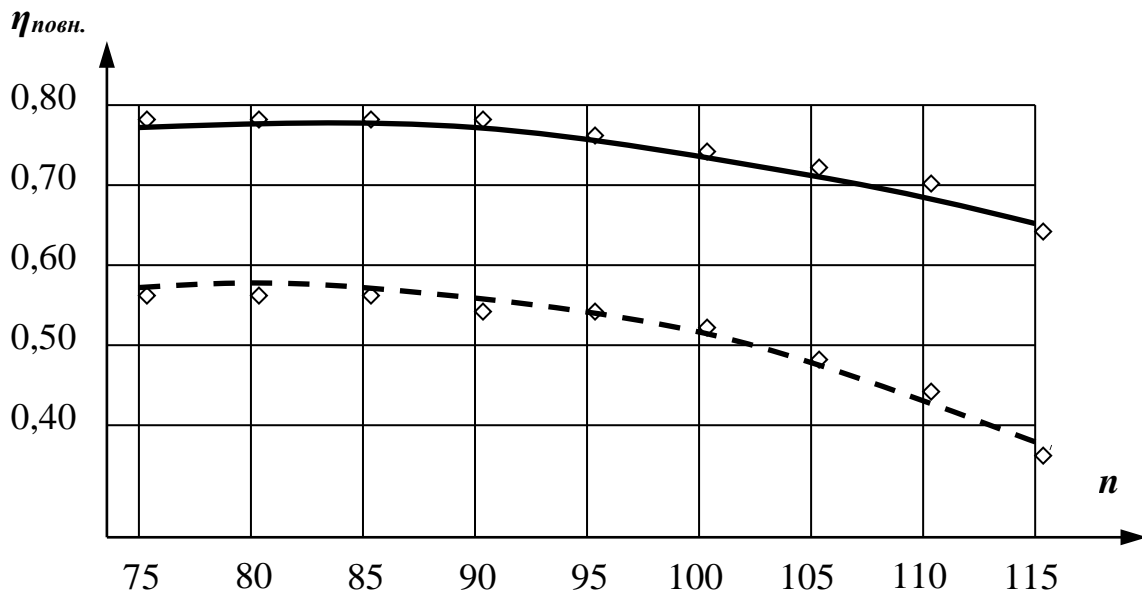


Рисунок 6.12. Залежність повного ККД шнекового насоса нової конструкції діаметром 500 мм від частоти обертання шнека

- ККД нової конструкції шнекового насоса
- - - ККД традиційної конструкції шнекового насоса

Аналізуючи ці залежності можна зробити такі висновки. Для шнека діаметром 390 мм зі зростанням частоти обертання від 75 до 120 хв^{-1} відношення $\frac{\eta_{\text{повн.1}}}{\eta_{\text{повн.2}}}$ зменшується з 1,86 до 1,59, тобто перевага нової конструкції над традиційною зменшується. Це може бути пояснено тим, що зі збільшенням частоти обертання шнека традиційної конструкції збільшується подача насоса і відносна величина перетікань зменшується, тобто його об'ємний ККД зростає. Для шнека діаметром 500 мм під час експериментальних досліджень спостерігалось зниження об'ємного ККД зі зростанням частоти обертання. Це можна пояснити тим, що у шнеків великих діаметрів розвиваються значні швидкості на периферії, що призводить до збільшення впливу на об'ємний ККД зниження динамічного рівня рідини в секціях. З рисунка 5.11 видно, що зі збільшенням частоти обертання з 75 до 115 хв^{-1} відношення $\frac{\eta_{\text{повн.1}}}{\eta_{\text{повн.2}}}$ збільшується з 1,4 до 1,81. Це очевидно видається сумнівним з огляду на те, що у

розрахунках не враховано додаткове зниження динамічного рівня в секціях викликане збільшенням швидкостей на периферії. Можна очікувати, що значення повного ККД нової конструкції насоса діаметром 500 мм, особливо за частот обертання більше 100 хв^{-1} будуть трохи меншими. Можна припустити, що визначення впливу динамічного рівня на ККД насосів великих діаметрів за значних частот обертання потребує додаткових експериментальних та теоретичних досліджень.

Загалом оптимальними частотами обертання роторів-корпусів шнекових насосів нової конструкції можна вважати $75 \div 100 \text{ хв}^{-1}$. За таких умов досягається максимальне значення повного ККД (для діаметра 390 мм $\eta_{\text{повн. max}} = 0,8$; для діаметра 500 мм – $\eta_{\text{повн. max}} = 0,77$), а перевага нової конструкції насоса над традиційною складає $1,4 \div 1,8$ разів.

6.6. Оптимізація параметрів шнекового насоса нової конструкції

В роботі [200] зазначається, що з точки зору подачі, оптимальне співвідношення між діаметром шнека та діаметром маточини лежить у межах $0,3 \div 0,35$. Проте з міркувань підвищення жорсткості та міцності конструкції сьогодні шнеки виготовляють зі співвідношенням діаметрів 0,5.

Нова конструкція насоса завдяки наявності у шнека зовнішнього циліндричного корпусу має набагато більшу жорсткість. Це дозволяє не враховувати міцнісні показники і виготовляти ротор-корпус лише з врахуванням досягнення насосом максимальних робочих характеристик (максимальної подачі). Якщо немає жорстких вимог до рівномірності подачі рідини, то немає потреби виконувати шнек багатозаходним. Для економії металу його можна виконати однозаходним.

Розглянемо ротор-корпус у горизонтальному положенні (рисунки 6.13).

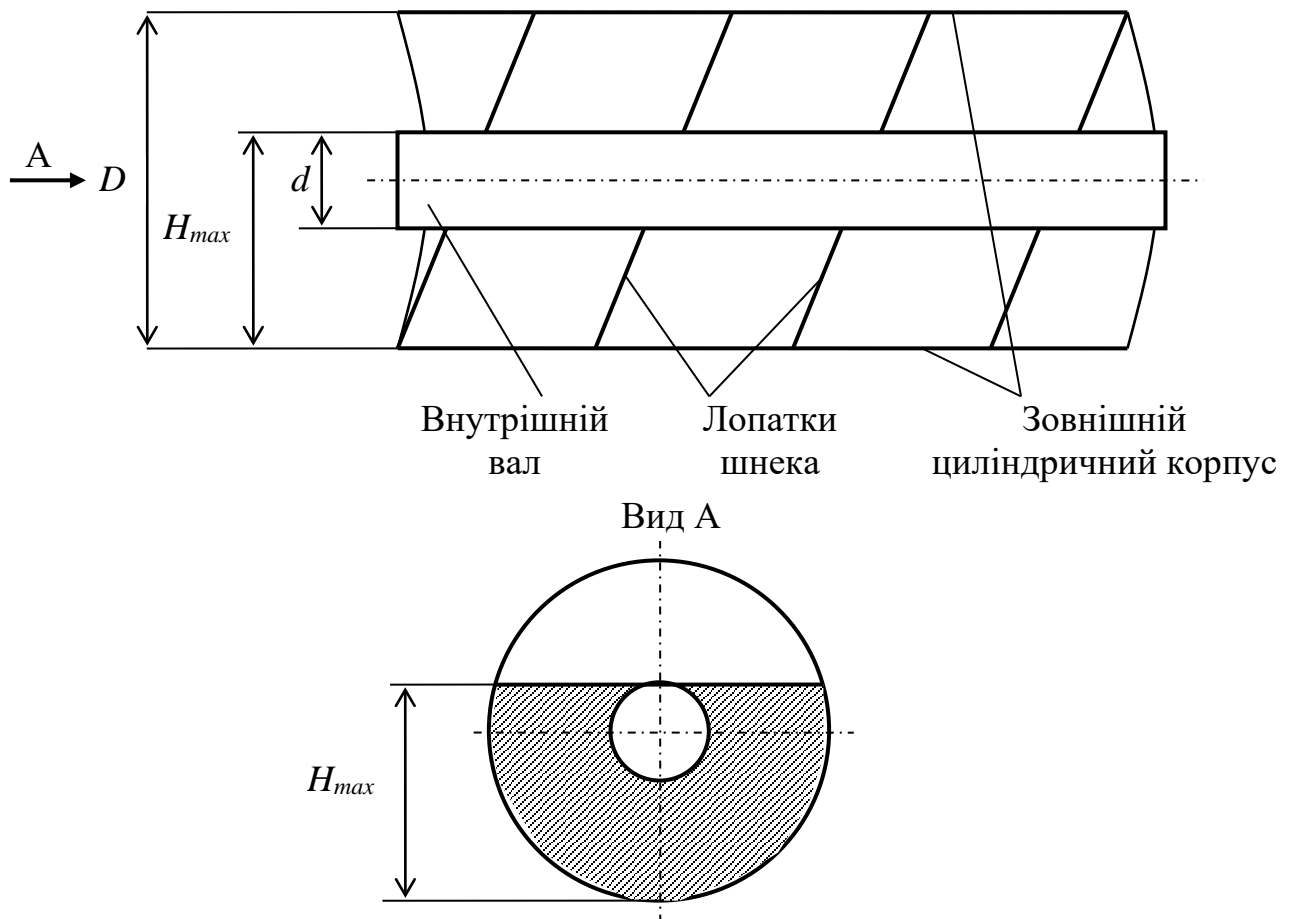


Рисунок 6.13. Розрахункова схема ротора-корпуса

Ротор-корпус, що складається з внутрішнього вала діаметром d , гелікоїдальних лопаток шнека та зовнішнього циліндричного корпусу діаметром D , захоплює рідину у простір секції між лопатками і переміщує її в осьовому напрямку.

Теоретична подача такого насоса, що визначається за формулою 6.40, за постійної частоти обертання, пропорційно залежить від ємності однієї секції. У свою чергу максимальна ємність секції досягається коли рівень рідини у ній доходить до верхнього краю внутрішнього вала H_{max} . З підняттям рівня вище відбувається перетікання рідини між секціями. Максимальну ємність секції у горизонтально розташованого ротора-корпуса можна знайти за формулою

$$W_{max} = F_{max} \cdot C, \quad (6.44)$$

де F_{\max} – площа змоченої поверхні лопатки секції за умови її максимального наповнення,

C – відстань між лопатками.

Для однозаходного шнека відстань між лопатками дорівнює кроку гвинта гелікоїди. Потрібно відзначити, що зі збільшенням діаметра внутрішнього вала d за незмінного діаметра корпусу D (тобто зі збільшенням співвідношення d/D) рівень рідини, за умови максимального заповнення H_{\max} буде зростати, завдяки чому зростатиме ємкість секції. Проте, за занадто великих значень цього співвідношення поперечний переріз внутрішнього вала витіснить занадто велику частину змоченої площі лопатки. Очевидно існує співвідношення d/D за якого площа змоченої поверхні лопатки F_{\max} є максимальною, а отже максимальною є і ємкість секції W_{\max} . Знайдемо це співвідношення.

Максимальну площу змоченої частини лопатки по аналогії з формулою (6.34) можна знайти за формулою

$$F_{\max} = \frac{D^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \left(\frac{2H_{\max}}{D} - 1 \right) \right] + \frac{D^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{2H_{\max}}{D} - 1 \right) \right] - \frac{\pi \cdot d^2}{4}. \quad (6.45)$$

З врахуванням формули 6.29, формула 6.45) набуває вигляду

$$F_{\max} = \frac{D^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \left(\frac{D+d}{D} - 1 \right) \right] + \frac{D^2}{8} \sin \left[2 \arccos \left(\frac{D+d}{D} - 1 \right) \right] - \frac{\pi \cdot d^2}{4}. \quad (6.46)$$

Після деяких спрощень отримаємо

$$F_{\max} = \frac{D^2}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \frac{d}{D} \right] + \frac{D^2}{8} \sin \left[2 \arccos \frac{d}{D} \right] - \frac{\pi \cdot d^2}{4}. \quad (6.47)$$

Очевидно, що задача оптимізації співвідношення d/D полягає у знаходженні максимуму функції 6.50. Рівняння 6.50 є функцією як співвідношення d/D , так і окремо діаметрів внутрішнього вала (маточини) та зовнішнього корпусу. Для перетворення цього рівняння у функцію тільки від співвідношення d/D розділимо його праву та ліву частини на D^2 . Маємо

$$\frac{F_{\max}}{D^2} = \frac{D^2}{8 \cdot D^2} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos \frac{d}{D} + \sin 2 \arccos \frac{d}{D} \right] - \frac{\pi \cdot d^2}{4 \cdot D^2}. \quad (6.48)$$

Для подальшого розгляду введемо такі позначення

$$\Psi = \frac{F_{\max}}{D^2}, \quad (6.49)$$

$$x = \frac{d}{D}. \quad (6.50)$$

Тоді рівняння 6.51 можна записати у вигляді

$$\Psi = \frac{1}{8} \cdot \left[2\pi - 2 \arccos x + \sin 2 \arccos x \right] - \frac{\pi}{4} x^2. \quad (6.51)$$

Очевидно сформульована раніше задача оптимізації рівносильна знаходженню максимуму функції 6.54. Скористаємося теоремою Ферма. Для цього знайдемо продиференціюємо функцію 6.54

$$d\Psi = \left(\frac{1 - \cos 2 \arccos x}{4\sqrt{1-x^2}} - \frac{\pi}{2} x \right) dx. \quad (6.52)$$

Звідси

$$\frac{d\Psi}{dx} = \frac{1 - \cos 2 \arccos x}{4\sqrt{1-x^2}} - \frac{\pi}{2}x. \quad (6.53)$$

Прирівнюємо отриману похідну до нуля

$$\frac{d\Psi}{dx} = 0, \quad (6.54)$$

або

$$\frac{1 - \cos 2 \arccos x}{4\sqrt{1-x^2}} - \frac{\pi}{2}x = 0. \quad (6.55)$$

Для розв'язання рівняння 6.58 скористаємося методом простої ітерації [203]. Для цього запишемо рівняння у вигляді

$$x = \frac{2 \cdot (1 - \cos 2 \arccos x)}{4\pi \cdot \sqrt{1-x^2}}. \quad (6.56)$$

За початкове (нульове) наближення приймемо $x_0 = 0,5$. Перша ітерація дає

$$x_1 = \frac{2 \cdot (1 - \cos 2 \arccos 0,5)}{4\pi \cdot \sqrt{1-0,5^2}} = 0,2756.$$

Після четвертої ітерації маємо $x_4 = 0,3034$ з точністю до третього знака після коми. Третім та подальшими знаками після коми можна у даному випадку знехтувати. Таким чином можна стверджувати, що оптимальним співвідношенням діаметра внутрішнього вала (маточини) та зовнішнього корпусу у шнекового насоса з ротором-корпусом, яке забезпечує максимальну ємкість однієї секції, а отже і максимальну подачу [204], є $d/D = 0,3$.

Висновки за розділом 6

Шнекові насоси мають добрі перспективи використання у комунальному господарстві нашої країни. Проте повний ККД традиційної конструкції насосів є досить низьким і для насосів з середніми діаметрами шнеків його можна оцінити у $0,43 \div 0,55$. Нова конструкція шнекового насоса має багато переваг у порівнянні з традиційною. Новий насос може стабільно працювати за частот обертання ротора-корпуса $75 \div 95 \text{ хв}^{-1}$. Завдяки повній відсутності зазорів між шнеком та корпусом досягається високе значення об'ємного ККД (прийнято 0,98). За таких умов повний ККД зростає у $1,4 \div 1,8$ разів і досягає 0,8. Це покращує перспективи використання цих насосів для потреб піднімання рідин на невелику висоту.

В результаті виконаних досліджень:

1. Обґрунтовано доцільність використання шнекових насосів для перекачування СВ та рециркуляційного активного мулу на КОС, що забезпечує роботу без значних надлишкових напорів, а також без значних динамічних навантажень

2. Розроблено математичну модель роботи насоса і запропоновано удосконалений метод розрахунку складових ККД шнекових, на основі якого з використанням експериментальних даних показано структуру енергетичних страті перспективи конструктивних удосконалень для підвищення загального коефіцієнта корисної дії насоса.

3. На основі прогнозних розрахунків показано можливість перекачування стічних вод та активного мулу з коефіцієнтом корисної дії, що перевищує існуючі аналоги на 30 % без зниження експлуатаційних властивостей активного мулу.

4. Запропоновано захищену патентом України на корисну модель конструкцію шнекового насоса з ККД, що перевищує існуючі аналоги. Виготовлено діючу лабораторну модель розробленої конструкції насоса.

РОЗДІЛ 7

ЕКОЛОГО-ЕКОНОМІЧНЕ ОЦІНЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ВОДОВІДВЕДЕННЯ В РАМКАХ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНЦЕПЦІЇ

7.1. Управління параметрами екологічних ризиків для підвищення екологічної безпеки процесів водовідведення

Поняття екологічної безпеки нерозривно пов'язано з поняттям екологічних ризиків. Осанні у свою чергу можуть бути кількісно оцінені за певними параметрами. Задача управління екологічною безпекою може бути сформульована як задача управління параметрами екологічних ризиків. Схематично управління екологічними ризиками наведено на рисунку 7.1.



Рисунок 7.1. Схема управління екологічними ризиками

Управління ризиками включає такі етапи:

- аналіз ризиків та визначення їх параметрів;
- визначення факторів впливу на параметри екологічних ризиків;
- розробка та реалізація заходів зі зниження ризиків (оптимізації їх параметрів).

Найбільш поширеними факторами збільшення екологічного ризику можна вважати надходження у довкілля відходів антропогенної діяльності, що призводить до забруднення водойм, повітря та ґрунтів.

Для інтегральної оцінки екологічного ризику процесів водовідведення використано метод додавання рівнів факторів ризику. Самі рівні визначаються відношенням їх кількісних характеристик до певних базових величин. Узагальнений рівень екологічного ризику за таких умов визначиться за формулою

$$R_{\text{екол.}} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \alpha F_i \times 100\% , \quad (7.1)$$

де $R_{\text{екол.}}$ – рівень екологічного ризику, %;

F_i – безрозмірний рівень i -го фактору впливу;

n – кількість факторів впливу, шт.

α – коефіцієнт кореляції.

Рівень фактору впливу визначиться за формулою

$$F_i = \frac{f_i}{f_0} , \quad (7.2)$$

де f_i – кількісне значення фактору впливу (забруднення);

f_0 – константа, питома величина фактору впливу;

У випадку, якщо фактором впливу є скидання певної кількості забруднюючих речовин у довкілля, то рівень факторів впливу має визначатися відношенням кількостей забруднень, що надходять у довкілля, до певної базової кількості таких забруднень. Базова величина має визначатися у кожному випадку окремо. Для скидання забруднюючих речовин коефіцієнти кореляції мають складати: для забруднень першого класу шкідливості $\alpha = 2$; для другого класу шкідливості – $\alpha = 1,5$; для третього класу шкідливості – $\alpha = 1,0$; для четвертого класу шкідливості – $\alpha = 0,5$.

7.2. Оцінювання екологічної безпеки процесів водовідведення у рамках нової концепції

Розглянемо фактори впливу процесів водовідведення на атмосферу, гідросферу та літосферу.

Розглянемо фактори впливу на атмосферне повітря викидів метану та вуглекислого газу при утилізації осадів комунальних СВ. При застосування на КОС традиційних методів механічного та біологічного очищення може утворюватися осадів первинних і вторинних відстійників близько 0,5% від об'ємів СВ, що очищуються. При цьому осад первинних відстійників складає 35%, осад вторинних відстійників (активний мул) – 65%. Відсотковий хімічний склад осадів комунальних СВ може бути прийнятий таким, який наведено у таблиці 7.1.

Таблиця 7.1

Відсотковий хімічний склад осадів комунальних СВ

№ з/п	Вид осадів	Беззольна (органічна) частина, %			Зольна частина, %
		Білки	Жири	Вуглеводи	
1	Осад первинних відстійників	32	30	18	20
2	Активний мул	44	23	7	26
	Суміш обох осадів	39,8	25,5	11,0	23,7

Дослідженнями встановлено [146], що межа розкладання беззольної частини осадів комунальних СВ при анаеробному бродінні складає: білків – 48%, жирів – 70%, вуглеводів – 62,5%. Таким чином загальну межу зброджування осадів комунальних СВ можна визначати за формулою

$$k_{розп} = (0,71 \times 0,48б) + (1,31 \times 0,7ж) + (0,985 \times 0,625в), \% \quad (7.3)$$

де б, ж, в – відсотковий вміст білків, жирів і вуглеводів відповідно у складів осадів, що підлягають зброджуванню, %.

$M_{\bar{o}}$, $M_{\text{ж}}$, $M_{\text{в}}$ – маса біогазу, що отримується при розпаді одного грама білків, жирів і вуглеводів відповідно, г (за даними [146] $M_{\bar{o}} = 0,71$ г, $M_{\text{ж}} = 1,31$ г, $M_{\text{в}} = 0,985$ г).

Формула 7.3 визначає також теоретичний максимально можливий відсотковий вихід біогазу відсотковий вихід біогазу по відношенню до маси субстрату, що завантажується у метантенк. У відповідності з цією формулою і з відсотковим хімічним складом осадів комунальних СВ їх межа зброджування складе

$$k_{\text{розн}} = (0,71 \times 0,48 \times 39,8) + (1,31 \times 0,70 \times 25,5) + (0,985 \times 0,625 \times 11,0) = 43,8\%.$$

Біогаз, що отримується при розпаді різних компонентів беззольної частини осадів, має різний хімічний склад, зокрема різний вміст метану та вуглекислого газу. Їх відсотковий вміст при розпаді наведено у таблиці 7.2.

Таблиця 7.2

Відсотковий хімічний склад осадів комунальних СВ

№ з/п	Компонент беззольної частини осадів	Відсотковий склад біогазу, %	
		CH ₄	CO ₂
1	Білки	71	28
2	Жири	68	31
3	Вуглеводи	50	49

У відповідності з цим, теоретичний максимально можливий відсотковий вихід біогазу відсотковий вихід окремо метану і окремо вуглекислого газу по відношенню до маси субстрату, що завантажується у метантенк може бути визначений за формулами

$$k_{\text{розн}}^{\text{CH}_4} = (0,71 \times 0,48 \times 0,71 \times \bar{o}) + (1,31 \times 0,7 \times 0,68 \times \text{ж}) + (0,985 \times 0,625 \times 0,5 \times \text{в}), \%, \quad (7.4)$$

$$k_{\text{розн}}^{\text{CO}_2} = (0,71 \times 0,48 \times 0,28 \times \bar{o}) + (1,31 \times 0,7 \times 0,31 \times \text{ж}) + (0,985 \times 0,625 \times 0,49 \times \text{в}), \%, \quad (7.5)$$

Після числової підстановки отримуємо $k_{розп}^{CH_4} = 28,9\%$, $k_{розп}^{CO_2} = 14,9\%$.

В реальних технологічних процесах досягати теоретичної межі розкладання не вдається. При зброджуванні осадів за традиційною технологією у метантенках традиційної конструкції уточнена межа зброджування може бути визначена за формулою

$$k_{розп}^{традиц} = k_{розп} - n \times D, \% \quad (7.6)$$

де n – експериментальний коефіцієнт, що залежить від вологості субстрату і температури зброджування (для вологості 96% і термофільних умов бродіння $n = 0,382$) [7].

D – добова доза завантаження метантенка, % (для вологості 96% і термофільних умов бродіння рекомендована доза завантаження $D = 20\%$) [7].

Після числової підстановки отримуємо $k_{розп}^{CH_4} = 28,9\%$, $k_{розп}^{CO_2} = 14,9\%$.

$$k_{розп}^{традиц} = 43,8 - 0,385 \times 20 = 36,1, \%$$

При використанні чотиристадійної технології і при цьому при досягненні межі зброджування $k_{розп}^{чотиристад} = 41,0 \%$, відсотковий вихід окремо метану і окремо вуглекислого газу, визначений за формулами 7.4, 7.5, складе

$$k_{розп}^{чотиристад}^{CH_4} = (0,71 \times 0,48 \times 0,71 \times 39,8) + (1,31 \times 0,7 \times 0,68 \times 25,5) + (0,985 \times 0,625 \times 0,5 \times 11,0) = 27,1 \%$$

$$k_{розп}^{чотиристад}^{CO_2} = (0,71 \times 0,48 \times 0,28 \times 39,8) + (1,31 \times 0,7 \times 0,31 \times 25,5) + (0,985 \times 0,625 \times 0,49 \times 11,0) = 13,9 \%$$

Визначаємо кількісні значення факторів впливу на довкілля (атмосферу), а саме викидів метану і вуглекислого газу, під час утилізації осадів СВ за формулою 7.2. За питому величину факторів впливу приймаємо теоретичний максимально можливий вихід окремо метану і окремо вуглекислого газу по

відношенню до маси субстрату, що завантажується у метантенк, визначений за формулами 7.4, 7.5, але виражений у долях одиниці: $f_{0\text{CH}_4} = 0,289$; $f_{0\text{CO}_2} = 0,149$.

Таким чином, значення факторів впливу викидів метану складуть:

- без зброджування осадів у метантенках $F_{\text{CH}_4}^{\text{без зброджув}} = \frac{0,289}{0,289} = 1$;

- зброджування осадів за традиційною технологією

$$F_{\text{CH}_4}^{\text{традиц технол}} = \frac{0,289 - 0,238}{0,289} = 0,176;$$

- зброджування осадів за новою чотиристадійною технологією

$$F_{\text{CH}_4}^{\text{чотиристад технол}} = \frac{0,289 - 0,271}{0,289} = 0,062.$$

Значення факторів впливу викидів вуглекислого газу складуть:

- без зброджування осадів у метантенках $F_{\text{CO}_2}^{\text{без зброджув}} = \frac{0,149}{0,149} = 1$;

- зброджування осадів за традиційною технологією

$$F_{\text{CO}_2}^{\text{традиц технол}} = \frac{0,149 - 0}{0,149} = 1;$$

- зброджування осадів за новою чотиристадійною технологією

$$F_{\text{CO}_2}^{\text{чотиристад технол}} = \frac{0,149 - 0,139}{0,149} = 0,067.$$

Таким чином, результатом впровадження чотиристадійної технології зброджування замість традиційної є зменшення фактору впливу викидів метану

на довкілля на $\left[\frac{(0,176 - 0,062)}{0,176} \right] \times 100 = 64,77\%$, і зменшення фактору впливу

викидів вуглекислого газу на $\left[\frac{(1,0 - 0,067)}{1,0} \right] \times 100 = 93,3\%$.

Розглянемо фактори впливу на атмосферне повітря викидів вуглекислого газу під час культивування МКВ у ФБР з використанням СВ як культурального середовища з подальшим виробництвом біопалива з біомаси МКВ. При очищення СВ від біогенних елементів відбувається культивування біомаси, що у подальшому використовується для виробництва біопалива. Це

дозволяє замінити біопаливом частину традиційного викопного палива, зменшити викиди вуглекислого газу і, тим самим, зменшити значення факторів впливу на атмосферне повітря.

У процесі виробництва біопалива з МКВ необхідними є затрати електроенергії на: безпосередньо на культивування МКВ, на видалення МКВ з культурального середовища, на відокремлення олій, на виробництво з них біодизеля, виробництво біогазу. Затрати на культивування на один квадратний метр площі робочої зони ФБР складають: для закритих ФБР – $157,68 \cdot 10^6$ Дж/м²; для відкритих ФБР – $31,54 \cdot 10^6$ Дж/м². Використання СВ як культурального середовища дозволяє знизити затрати електроенергії на безпосереднє культивування: для закритих ФБР на 20%, для відкритих ФБР – на 25% [337]. Таким чином, за умови використання ФБР для очищення СВ від біогенних елементів, затрати на культивування складуть: для закритих ФБР – $e_{\text{ел. кулбт. СВ}}^{\text{закр. ФБР}} = 126,14 \cdot 10^6$ Дж/м²; для відкритих ФБР – $e_{\text{ел. кулбт. СВ}}^{\text{відкр. ФБР}} = 23,65 \cdot 10^6$ Дж/м².

Таким чином загальна кількість потенційно затраченої електричної енергії на виробництво біопалива, розрахована за формулою 3.22, складе:

- для закритих ФБР

$$e_{\text{ел. затр. біоп. СВ}}^{\text{закр. ФБР}} = (126,14 + 10,15 + 1,6 + 0,18 + 2,77) \cdot 10^6 = 140,84 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2;$$

- для відкритих ФБР

$$e_{\text{ел. затр. біоп. СВ}}^{\text{відкр. ФБР}} = (23,65 + 11,59 + 0,46 + 0,05 + 0,79) \cdot 10^6 = 36,54 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2.$$

Відсоток отриманої енергії з виробленим біопаливом у процентному відношенні до енергії, що має бути затрачена на перебіг процесу виробництва, розрахований за формулою 3.33, складе:

- для закритого ФБР $\delta_{\text{СВ}}^{\text{закр.ФБР}} = \frac{(151,80 + 115,30) \cdot 10^6}{(140,84 + 19,72) \cdot 10^6} \cdot 100 = 166,36 \%$;

- для відкритого ФБР $\delta_{\text{СВ}}^{\text{відкр.ФБР}} = \frac{(43,29 + 33,12) \cdot 10^6}{(36,54 + 5,65) \cdot 10^6} \cdot 100 = 181,11 \%$.

Для порівняння, за умови культивування МКВ без використання СВ як культурального середовища, відсоток отриманої енергії, розрахований у розділі 3,

складе 139,04% (збільшення на 27,32%) і 152,58% (збільшення на 28,53%) відповідно.

Реальні затрати електроенергії на цей процес, розраховані за формулою 3.34, складуть:

- для закритого ФБР $e_{\text{реал.ел.затр.бион.СВ}}^{\text{закр.ФБР}} = 140,84 \cdot 10^6 \times \frac{100}{60} = 234,72 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$;
- для відкритого ФБР $e_{\text{реал.ел.затр.бион.СВ}}^{\text{відкр.ФБР}} = 36,54 \cdot 10^6 \times \frac{100}{60} = 60,90 \cdot 10^6 \text{ Дж/м}^2$.

Відсоток реальної електроенергії, отриманої з виробленим біопаливом у процентному відношенні до енергії, що має бути затрачена на перебіг процесу виробництва, визначений за формулою (3.33), складе:

- для закритого ФБР $\delta_{\text{СВ}}^{\text{закр.ФБР}} = \frac{(151,80 + 115,30) \cdot 10^6}{(234,73 + 19,72) \cdot 10^6} \cdot 100 = 104,97 \%$;
- для відкритого ФБР $\delta_{\text{СВ}}^{\text{відкр.ФБР}} = \frac{(43,29 + 33,12) \cdot 10^6}{(60,90 + 5,65) \cdot 10^6} \cdot 100 = 114,82 \%$.

Для порівняння, за умови культивування МКВ без використання СВ як культурального середовища, відсоток реальної отриманої енергії, розрахований у розділі 3, складе 87,0% (збільшення на 17,97%) і 95,87% (збільшення на 18,95%) відповідно.

Питомі викиди CO_2 під час виробництва електричної енергії, розраховані за формулою 3.40, у цьому випадку складуть:

- для закритого ФБР $n_{\text{ел.}\text{CO}_2.\text{СВ}}^{\text{закр.ФБР}} = 0,107 \cdot 10^{-6} \times 140,84 \cdot 10^6 = 15,07 \text{ кг/м}^2$;
- для відкритого ФБР $n_{\text{ел.}\text{CO}_2.\text{СВ}}^{\text{відкр.ФБР}} = 0,107 \cdot 10^{-6} \times 36,54 \cdot 10^6 = 3,91 \text{ кг/м}^2$.

Сумарна кількість викидів CO_2 , розрахована за формулою 3.42, у цьому випадку складає:

- для закритого ФБР $n_{\text{CO}_2.\text{СВ}}^{\text{закр.ФБР}} = 15,07 + 1,42 = 16,49 \text{ кг/м}^2$;
- для відкритого ФБР $n_{\text{CO}_2.\text{СВ}}^{\text{відкр.ФБР}} = 3,91 + 0,40 = 4,31 \text{ кг/м}^2$.

Викиди CO₂ процесах підготовки сировини і виробництва біопалива, у відношенні до уникнутих викидів за рахунок заміщення традиційних видів палива, розраховані за формулою 3.43, у цьому випадку складуть

- для закритого ФБР $\delta_{CO_2.CB}^{закр.ФБР} = \frac{15,07 + 1,42}{11,02 + 6,41} \cdot 100 = 94,60 \%$;
- для відкритого ФБР $\delta_{CO_2.CB}^{відкр.ФБР} = \frac{3,91 + 0,40}{3,16 + 1,85} \cdot 100 = 86,03 \%$.

Баланс CO₂ під час культивування в реакторах обох видів у цьому випадку є позитивним. Викиди CO₂ знижуються для закритих ФБР на 19,34%, для відкритих ФБР на 16,76%.

Розрахуємо кількісні значення факторів впливу на довкілля (атмосферу), а саме викидів вуглекислого газу, при спалюванні традиційних видів палива, а також біопалива третього покоління з сировини, культивованої за традиційними технологіями і при використанні СВ як культурального середовища для МКВ за формулою 7.2. Питомі річні викиди CO₂ на одиниць площі робочої зони культиватора при спалюванні різних видів палива наведено у таблиці 7.3.

Таблиця 7.3

Питомі річні викиди CO₂ при спалюванні різних видів палива

№ з/п	Вид палива, що спалюється	Питомі викиди CO ₂ , кг/м ²	
		Закриті ФБР	Відкриті ФБР
1	Традиційне паливо, що замінюється біопаливом	17,43	5,01
2	Біопаливо з МКВ, культивованих за традиційними технологіями	19,86	5,15
3	Біопаливо з МКВ, культивованих у СВ як у культуральному середовищі	16,49	4,31

За базові величини викидів приймаємо питомі викиди CO₂ під час спалювання біопалива третього покоління з МКВ, культивованих за

традиційними технологіями, оскільки вони є найбільшими: $f_{CO_2}^{закр\ ФБР} = 19,86 \text{ кг/м}^3$;
 $f_{CO_2}^{відкр\ ФБР} = 5,01 \text{ кг/м}^3$.

Таким чином, значення факторів впливу при спалюванні традиційного палива, що замінюється біопаливом складуть:

- для закритого ФБР $F_{CO_2\ MKB}^{закр\ ФБР} = \frac{17,43}{19,86} = 0,877$;
- для відкритого ФБР $F_{CO_2\ MKB}^{відкр\ ФБР} = \frac{5,01}{5,15} = 0,973$.

Значення факторів впливу при спалюванні біопалива з МКВ, культивованих за традиційними технологіями складуть:

- для закритого ФБР $F_{CO_2\ MKB}^{закр\ ФБР} = \frac{19,86}{19,86} = 1,0$;
- для відкритого ФБР $F_{CO_2\ MKB}^{відкр\ ФБР} = \frac{5,15}{5,15} = 1,0$.

Значення факторів впливу при спалюванні біопалива з МКВ, культивованих у СВ як у культуральному середовищі складуть:

- для закритого ФБР $F_{CO_2\ MKB}^{закр\ ФБР} = \frac{16,49}{19,86} = 0,830$;
- для відкритого ФБР $F_{CO_2\ MKB}^{відкр\ ФБР} = \frac{4,31}{5,15} = 0,836$.

Таким чином, результатом впровадження технології культивування МКВ у закритих ФБР з використанням СВ як культурального середовища з подальшим виробництвом біопалива з біомаси МКВ, є зменшення фактору впливу викидів вуглекислого газу на довкілля на $\left[\frac{(0,877 - 0,830)}{0,877} \right] \times 100 = 5,36 \%$.

Розрахуємо кількісні значення факторів впливу на довкілля (гідросферу), а саме надходження біогенних елементів у поверхневі водойми без додаткового очищення СВ і після додаткового очищення з використанням запропонованої технології за формулою 7.2.

У процесі очищення СВ за запропонованою технологією відбувається видалення фосфатів, амонійного азоту і нітратів. Це дозволяє зменшити об'єми їх

скидання у водойми з очищеними СВ і, тим самим, зменшити значення факторів впливу на поверхневі водойми.

За базові величини приймаємо концентрації біогенних елементів у СВ перед додатковим очищенням: $f_{0\text{PO}_4} = 8,0 \text{ г/м}^3$; $f_{0\text{NH}_4} = 1,8 \text{ г/м}^3$; $f_{0\text{NO}_3} = 9,5 \text{ г/м}^3$.

За таких умов, значення факторів впливу скидання фосфатів у водойми складуть:

- без додаткового очищення $F_{\text{PO}_4}^{\text{без очищ}} = \frac{8,0}{8,0} = 1,0$;
- з додатковим очищенням $F_{\text{PO}_4}^{\text{додатк очищ}} = \frac{0,84}{8,0} = 0,105$.

Значення факторів впливу скидання амонійного азоту у водойми складуть:

- без додаткового очищення $F_{\text{NH}_4}^{\text{без очищ}} = \frac{1,8}{1,8} = 1,0$;
- з додатковим очищенням $F_{\text{NH}_4}^{\text{додатк очищ}} = \frac{0,10}{1,8} = 0,056$.

Значення факторів впливу скидання нітратів у водойми складуть:

- без додаткового очищення $F_{\text{NO}_3}^{\text{без очищ}} = \frac{9,5}{9,5} = 1,0$;
- з додатковим очищенням $F_{\text{NO}_3}^{\text{додатк очищ}} = \frac{2,78}{9,5} = 0,293$.

Таким чином, результатом впровадження технології очищення СВ від біогенних елементів у закритих ФБР є зменшення факторів впливу на довкілля викидів: фосфатів на $\left[\frac{(1,0 - 0,105)}{1,0} \right] \times 100 = 89,5 \%$, амонійного азоту на $\left[\frac{(1,0 - 0,056)}{1,0} \right] \times 100 = 94,4 \%$, нітратів на $\left[\frac{(1,0 - 0,293)}{1,0} \right] \times 100 = 70,7 \%$.

Розглянемо фактори впливу на атмосферне повітря викидів вуглекислого газу при впровадженні шнекових насосів для перекачування СВ. Затрати електроенергії на перекачування СВ є значними. При її виробництві на теплових електростанціях викидається значна кількість вуглекислого газу. При впровадженні шнекових насосів з більш високим ККД зменшується питоме

споживання електроенергії і, відповідно, зменшуються викиди CO_2 . Як фактор впливу на довкілля розглянемо питомі викиди CO_2 на одиницю виконаної роботи при використанні різних каналізаційних насосів. Ці викиди визначимо за формулою

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{1}{\eta_{\text{НС}}} \times n_{\text{нум.}\text{CO}_2}, \quad (7.7)$$

де $\eta_{\text{НС}}$ – ККД насоса, що використовується,

$n_{\text{нум.}\text{CO}_2}$ – питомі викиди CO_2 на одиницю виробленої електричної енергії, кг/Дж.

Коефіцієнт корисної дії відцентрових каналізаційних насосів на робочих режимах можна прийняти $\eta_{\text{НС}}^{\text{відц}} = 0,3$. Відповідно до попередніх розрахунків, коефіцієнти корисної дії шнекових насосів традиційної конструкції складають:

- насос діаметром шнека $D_{\text{шн}} = 0,39$ м і за частоти обертання $n = 90$ хв⁻¹
 $\eta_{\text{шн. традиц.}}^{0,39} = 0,47$;
- насос діаметром шнека $D_{\text{шн}} = 0,5$ м і за частоти обертання $n = 85$ хв⁻¹
 $\eta_{\text{шн. традиц.}}^{0,5} = 0,55$.

Коефіцієнти корисної дії шнекових насосів нової конструкції складають:

- насос діаметром шнека $D_{\text{шн}} = 0,39$ м і за частоти обертання $n = 90$ хв⁻¹
 $\eta_{\text{шн. нов.}}^{0,39} = 0,77$;
- насос діаметром шнека $D_{\text{шн}} = 0,5$ м і за частоти обертання $n = 85$ хв⁻¹
 $\eta_{\text{шн. нов.}}^{0,5} = 0,77$.

Питомі викиди вуглекислого газу складають $0,107 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж. У відповідності з цим, викиди CO_2 на одиницю роботи, розраховані за формулою 7.7 складуть

- відцентровий насос $n_{CO_2}^{відц} = \frac{1}{0,3} \times 0,107 \cdot 10^{-6} = 0,356 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж;
- шнековий насос традиційної конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,39$ м
 $n_{CO_2}^{шн.традиц.0,39} = \frac{1}{0,47} \times 0,107 \cdot 10^{-6} = 0,228 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж;
- шнековий насос традиційної конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,5$ м
 $n_{CO_2}^{шн.традиц.0,5} = \frac{1}{0,55} \times 0,107 \cdot 10^{-6} = 0,195 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж;
- шнековий насос нової конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,39$ м
 $n_{CO_2}^{шн.нов.0,39} = \frac{1}{0,77} \times 0,107 \cdot 10^{-6} = 0,138 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж;
- шнековий насос традиційної конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,5$ м
 $n_{CO_2}^{шн.нов.0,5} = \frac{1}{0,77} \times 0,107 \cdot 10^{-6} = 0,138 \cdot 10^{-6}$ кг/Дж.

За питому величину факторів впливу приймаємо викиди CO_2 на одиницю роботи для відцентрового насоса $f_{CO_2}^{HC} = 0,356$. Таким чином, значення факторів впливу викидів вуглекислого газу на довкілля складуть:

- для відцентрових насосів $F_{CO_2}^{відц} = \frac{0,356}{0,356} = 1$;
- для шнекових насосів традиційної конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,39$ м $F_{CO_2}^{шн.традиц.0,39} = \frac{0,228}{0,356} = 0,640$;
- для шнекових насосів традиційної конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,5$ м $F_{CO_2}^{шн.традиц.0,5} = \frac{0,195}{0,356} = 0,547$;
- для шнекових насосів нової конструкції діаметром шнека $D_{шн} = 0,39$ м
 $F_{CO_2}^{шн.нов.0,39} = \frac{0,138}{0,356} = 0,387$;

- для шнекових насосів нової конструкції діаметром шнека $D_{\text{шн}} = 0,5$ м

$$F_{CO_2}^{\text{шн.нов.0,5}} = \frac{0,138}{0,356} = 0,387.$$

Таким чином, результатом впровадження технології перекачування СВ за допомогою шнекових насосів нової конструкції діаметром шнека 0,5 м замість використання відцентрових каналізаційних насосів є зменшення факторів впливу на довкілля викидів вуглекислого газу на $\left[\frac{(1,0 - 0,387)}{1,0} \right] \times 100 = 61,3 \%$.

Розглянемо фактори впливу на ґрунти надходження патогенних елементів при утилізації осадів СВ. Осад первинних відстійників і активний мул містять патогенну мікрофлору. Як фактор впливу на довкілля розглянемо питомі викиди патогенної мікрофлори у ґрунти.

При утилізації осадів як органічних добрив без попередньої стабілізації ця мікрофлора у повному обсязі потрапляє у ґрунти. При анаеробній стабілізації осадів за термофільних умов патогенна мікрофлора гине. При використанні традиційних технологій зброджування через наявність «проскоків» частина патогенної мікрофлори опиняється у збродженому осаді. Її кількість складає 3% від початкової кількості у незбродженому осаді. При використанні запропонованої чотиристадійної технології зброджування «проскоки» відсутні, відповідно у збродженому осаді патогенна мікрофлора відсутня.

Колі-індекс незброджених осадів комунальних СВ складає

- осад первинних відстійників $I_{\text{coli}}^{\text{непр.відст}} = 5 \cdot 10^{10} \text{ кг}^{-1}$;
- активного мулу $I_{\text{coli}}^{\text{акт.мул}} = 1,7 \cdot 10^{10} \text{ кг}^{-1}$.

Колі-індекс осадів комунальних СВ, зброджених за традиційною технологією, визначимо за формулою

$$I_{\text{coli.традиц}} = 0,03 \times I_{\text{coli}}, \text{ кг}^{-1}. \quad (7.8)$$

Таким чином колі-індекс зброджених за традиційною технологією осадів складе:

- осад первинних відстійників $I_{coli.традиц}^{перв.відст} = 0,03 \times 5 \cdot 10^{10} = 0,15 \cdot 10^{10} \text{ кг}^{-1}$;
- активного мулу $I_{coli.традиц}^{акт.мул} = 0,03 \times 1,7 \cdot 10^{10} = 0,051 \cdot 10^{10} \text{ кг}^{-1}$.

Колі-індекс зброджених за чотирістадійною технологією осадів складе:

$$I_{coli.чотирістад}^{перв.відст} = 0 \text{ кг}^{-1}; I_{coli.чотирістад}^{акт.мул} = 0 \text{ кг}^{-1}.$$

Як фактор впливу на довкілля розглянемо відносні значення колі-індексів осадів, що утилізуються як біодобриво. За базові величини приймаємо колі-індекси незброджених осадів комунальних СВ: $f_{0\text{ первин.відст.}} = 5 \cdot 10^{10} \text{ кг}^{-1}$; $f_{0\text{ акт.мул.}} = 1,7 \cdot 10^{10} \text{ кг}^{-1}$.

Таким чином, значення факторів впливу надходження патогенних елементів у ґрунти разом з незбродженими осадами, розраховані за формулою 7.2, складуть:

- осад первинних відстійників $F_{перв.відст}^{незбродж} = \frac{5 \cdot 10^{10}}{5 \cdot 10^{10}} = 1$;
- активний мул $F_{акт.мул}^{незбродж} = \frac{1,7 \cdot 10^{10}}{1,7 \cdot 10^{10}} = 1$.

Значення факторів впливу надходження патогенних елементів у ґрунти з осадами, збродженими за традиційною технологією, складуть:

- осад первинних відстійників $F_{перв.відст}^{традиц} = \frac{0,15 \cdot 10^{10}}{5 \cdot 10^{10}} = 0,030$;
- активний мул $F_{акт.мул}^{традиц} = \frac{0,051 \cdot 10^{10}}{1,7 \cdot 10^{10}} = 0,010$.

Значення факторів впливу надходження патогенних елементів у ґрунти з осадами, збродженими за новою чотирістадійною технологією, складуть: осад первинних відстійників $F_{перв.відст}^{чотирістад} = 0$; активний мул $F_{акт.мул}^{чотирістад} = 0$.

Розрахуємо значення інтегрального екологічного ризику. У відповідності з формулою 7.1, інтегральний екологічний ризик функціонування систем водовідведення можна записати таким чином

$$R_{\text{екол.}} = \frac{1}{9} \times (0,5 \times F_{\text{CH}_4}^{\text{біог}} + 0,5 \times F_{\text{CO}_2}^{\text{біог}} + 0,5 \times F_{\text{CO}_2}^{\text{МКВ}} + 0,5 \times F_{\text{CO}_2}^{\text{НС}} + 0,5 \times F_{\text{PO}_4} + 1,0 \times F_{\text{NH}_4} + 1,0 \times F_{\text{NO}_3} + 1,0 \times F_{\text{colі}}^{\text{нерв.осад}} + 0,5 \times F_{\text{colі}}^{\text{акт.мул}}) \times 100 (\%). \quad (7.9)$$

Використовуючи розраховані числові значення факторів впливу, визначимо екологічний ризик функціонування системи водовідведення, що використовує традиційні технологічні процеси

$$R_{\text{екол.}}^{\text{традиц.}} = \frac{1}{9} \times (0,5 \times 0,176 + 0,5 \times 1,0 + 0,5 \times 0,877 + 0,5 \times 0,640 + 0,5 \times 1,0 + 1,0 \times 1,0 + 1,0 \times 1,0 + 1,0 \times 0,030 + 0,5 \times 0,010) \times 100 = 43,12 \% .$$

Екологічний ризик функціонування системи водовідведення, що організована за новою концепцією і використовує запропоновані технологічні процеси

$$R_{\text{екол.}}^{\text{нова.конц}} = \frac{1}{9} \times (0,5 \times 0,062 + 0,5 \times 0,067 + 0,5 \times 0,830 + 0,5 \times 0,387 + 0,5 \times 0,115 + 1,0 \times 0,056 + 1,0 \times 0,293 + 1,0 \times 0 + 0,5 \times 0) \times 100 = 11,94 \% .$$

Таким чином можна зробити висновок, що впровадження нової концепції знижує екологічні ризики процесів водовідведення з 43,18% до 11,94%, тобто на 31,18%.

7.3. Оцінювання економічної ефективності впровадження нової концепції водовідведення

Проведемо кількісну оцінку економічного ефекту та терміну окупності капітальних витрат при впровадженні запропонованих технологічних процесів у рамках реалізації нової концепції водовідведення для типового міста з населенням 250 000 осіб. Добова кількість стічних вод, що скидається містом, складає $50 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{добу}$ ($18,25 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{рік}$).

Оцінимо економічний ефект реалізації чотирисекційного зброджування осадів стічних вод у чотирисекційних метантенках.

Стічна вода надходить на КОС повного біологічного очищення, що складаються з блоку механічного очищення (решітки, пісковловлювачі, первинні відстійники), а також блоку біологічного очищення, що включає в себе аеротенки і вторинні відстійники. Кількість осадів, що потенційно утворюється на таких КОС приймаємо 0,5% від кількості стічних вод, що надходять на очищення. Ця кількість складає

$$W_{осад} = 18,25 \cdot 10^6 \times 0,005 = 91 \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{рік}.$$

Вміст беззольної речовини у осадах складає 76%. Таким чином сумарний об'єм беззольної (органічної) речовини, що міститься у осадах складає

$$W_{орг} = 91 \cdot 10^3 \times 0,76 = 69,35 \cdot 10^3, \text{ м}^3/\text{рік}.$$

Враховуючи, що густина осадів може бути прийнятою 1 001 кг/м³, сумарна маса осадів, що утворюються складає

$$M_{осад} = 91 \cdot 10^3 \times \frac{1001}{1000} = 91,34 \cdot 10^6, \text{ кг/рік},$$

а сумарна маса беззольної (органічної) речовини, що містяться у осадах, складає

$$M_{орг} = 69,35 \cdot 10^3 \times \frac{1001}{1000} = 69,42 \cdot 10^6, \text{ кг/рік}.$$

Масу біогазу та його складових, що можуть бути отримані при анаеробному зброджуванні визначимо за формулою

$$M_i = M_{орг} \times \frac{k_{розн}^i}{100}, \text{ кг/рік}, \quad (7.10)$$

де $k_{розн}^i$ – відсотковий вихід відповідного компонента у відношенні до беззольної речовини, що розпалася.

Таким чином, масовий вихід біогазу при зброджуванні за традиційною технологією, складе

$$M_{біогаз}^{традиц\ техн} = 69,42 \cdot 10^6 \times \frac{36,1}{100} = 25,06 \cdot 10^6 \text{ кг/рік}.$$

При зброджуванні за новою чотиристадійною технологією масовий вихід компонентів біогазу складе

- метану $M_{CH_4}^{\text{чотиристад техн}} = 69,42 \cdot 10^6 \times \frac{27,1}{100} = 18,81 \cdot 10^6$ кг/рік,
- вуглекислого газу $M_{CO_2}^{\text{чотиристад техн}} = 69,42 \cdot 10^6 \times \frac{13,9}{100} = 9,65 \cdot 10^6$ кг/рік.

Об'єм біогазу та його складових, що можуть бути отримані при анаеробному зброджуванні визначимо за формулою

$$W_i = M_i \times \frac{1}{\rho_i}, \text{ м}^3/\text{рік}, \quad (7.11)$$

де ρ_i – густина відповідного компонента.

Об'ємний вихід біогазу при зброджуванні за традиційною технологією, складе

$$W_{\text{біогаз}}^{\text{традиц техн}} = 25,06 \cdot 10^6 \times \frac{1}{1,13} = 22,18 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{рік}.$$

При зброджуванні за новою чотиристадійною технологією об'ємний вихід компонентів біогазу складе

- метану $W_{CH_4}^{\text{чотиристад техн}} = 18,81 \cdot 10^6 \times \frac{1}{0,656} = 28,68 \cdot 10^6$ м³/рік,
- вуглекислого газу $W_{CO_2}^{\text{чотиристад техн}} = 9,65 \cdot 10^6 \times \frac{1}{1,913} = 5,04 \cdot 10^6$ м³/рік.

Вартість природного газу у цінах 2018 року складає 9,8 грн/м³. Вартість товарного вуглекислого газу складає 1500 грн/т (15 грн/кг). Враховуючи, що теплотворна здатність біогазу і окремо метану відрізняється від теплотворної здатності природного газу, розрахуємо їх вартість, беручи до уваги ринкову вартість природного газу і поправку на різницю теплотворних здатностей за формулою

$$C_i = W_i \times 9,8 \times \frac{T_i}{T_{ng}} \times k_{реаліз}, \text{ грн/рік}, \quad (7.12)$$

де T_i – теплотворна здатність компонента, Дж/м³;

T_{ng} – теплотворна здатність природного газу, Дж/м³;

$k_{реаліз}$ – коефіцієнт реалізації, що враховує втрати (приймаємо 0,95).

Відповідно до формули 7.12, вартість біогазу, отриманого при зброджуванні за традиційною технологією, складе

$$C_{\text{біогаз}}^{\text{традиц техн}} = 22,18 \cdot 10^6 \times 9,8 \times \frac{20}{34} \times 0,95 = 121,45 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Вартість компонентів біогазу, отриманого при зброджуванні за новою чотиристадійною технологією складе

- метану $C_{\text{CH}_4}^{\text{чотиристад техн}} = 28,68 \cdot 10^6 \times 9,8 \times \frac{32,8}{34} \times 0,95 = 257,57 \cdot 10^6 \text{ грн/рік,}$

- вуглекислого газу $W_{\text{CO}_2}^{\text{чотиристад техн}} = 9,65 \cdot 10^6 \times 15 \times 0,95 = 137,50 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$

Сумарна економічна ефективність впровадження нової чотиристадійної технології анаеробного зброджування складе

$$C_{\text{впров чотриск}} = 271,12 \cdot 10^6 + 144,74 \cdot 10^6 \times 0,95 = 395,07 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Економічна ефективність нової чотиристадійної технології по відношенню до традиційної складе

$$C_{\text{впров чотриск}}^{\text{відносно традиц техн}} = 395,06 \cdot 10^6 - 121,45 \cdot 10^6 = 273,61 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Розрахуємо економічну ефективність розміщення на території КОС когенераційної установки для вироблення електричної і теплової спалюванням отриманого біогазу. Приймаємо когенераційну електростанцію електричною потужністю $2,126 \cdot 10^6$ Вт. На електростанції передбачаємо встановлення двох когенераторів GE JENBACHER (JMS-320) електричною потужністю $1,063 \cdot 10^6$ Вт і тепловою потужністю $1,063 \cdot 10^6$ Вт кожний. Когенератори працюють з коефіцієнтами корисної дії (паспортні дані): ККД електричний – 40,78%; ККД тепловий – 55,64%; ККД загальний – 86,42%.

Річну кількість виробленої електроенергії розрахуємо за формулою

$$E_{el} = P_{el} \times 3600 \times 24 \times 365 \text{ Дж/рік}, \quad (7.13)$$

де P_{el} – електрична потужність електростанції, Вт.

Необхідну кількість вхідної енергії з паливом (метаном) розрахуємо за формулою

$$E_{exid} = E_{el} \times \frac{100}{\eta_{el}} \text{ Дж/рік}, \quad (7.14)$$

де η_{el} – електричний ККД когенератора.

Необхідний об'єм палива (метану) для роботи когенераторів розрахуємо за формулою

$$W_{exid}^{CH_4} = \frac{E_{exid}}{T_{CH_4}} \text{ Дж/рік}, \quad (7.15)$$

де T_{CH_4} – теплотворна здатність метану, Дж/м³.

Кількість виробленої теплової енергії при когенерації розрахуємо за формулою

$$E_{менл} = E_{exid} \times \frac{\eta_{менл}}{100} \text{ Дж/рік}, \quad (7.16)$$

де $\eta_{менл}$ – тепловий ККД когенератора.

Кількість виробленої електроенергії, розрахована за формулою (7.33) складе

$$E_{el} = 2,126 \cdot 10^6 \times 3600 \times 24 \times 365 = 67,05 \cdot 10^{12} \text{ Дж/рік}.$$

Необхідна кількість вхідної енергії, розрахована за формулою (7.34) складе

$$E_{exid} = 67,05 \cdot 10^{12} \times \frac{100}{40,78} = 164,41 \cdot 10^{12} \text{ Дж/рік}.$$

Необхідний об'єм метану, розрахований за формулою (7.35), складає

$$W_{\text{вх\ddot{и}д}}^{CH_4} = \frac{164 \cdot 10^{12}}{32,8 \cdot 10^6} = 5,01 \cdot 10^6 \text{ Дж/р\ddot{и}к.}$$

К\ddot{и}льк\ddot{и}сть виробленої теплової енерг\ddot{и}ї, розрахована за формулою (7.16) складе

$$E_{\text{тепл}} = 164,41 \cdot 10^{12} \times \frac{55,64}{100} = 91,48 \cdot 10^{12} \text{ Дж/р\ddot{и}к.}$$

Корисний комерційний в\ddot{и}дпуск електричної енерг\ddot{и}ї приймаємо на р\ddot{и}вн\ddot{и} 95% в\ddot{и}д виробленої, теплової енерг\ddot{и}ї – на р\ddot{и}вн\ddot{и} 70% в\ddot{и}д виробленої.

Корисний в\ddot{и}дпуск складе

- електричної енерг\ddot{и}ї $E_{\text{ел}}^{\text{корисн}} = 67,05 \cdot 10^{12} \times 0,95 = 63,69 \cdot 10^{12} \text{ Дж/р\ddot{и}к.}$
- теплової енерг\ddot{и}ї $E_{\text{тепл}} = 91,48 \cdot 10^{12} \times 0,7 = 64,03 \cdot 10^{12} \text{ Дж/р\ddot{и}к.}$

За ц\ddot{и}нами 2018 року варт\ddot{и}сть електричної енерг\ddot{и}ї за зеленим тарифом складає $1,32 \cdot 10^{-6}$ грн/Дж (4,75 грн/кВт\ddot{.}год), варт\ddot{и}сть теплової енерг\ddot{и}ї $0,366 \cdot 10^{-6}$ грн/Дж (1521,2 грн/Гкал). У в\ddot{и}дпов\ddot{и}дност\ddot{и} з цими ц\ddot{и}нами, варт\ddot{и}сть в\ddot{и}дпущеної енерг\ddot{и}ї складе

- електричної енерг\ddot{и}ї $C_{\text{ел}}^{\text{корисн}} = 63,69 \cdot 10^{12} \times 1,32 \cdot 10^{-6} = 84,08 \cdot 10^6 \text{ грн/р\ddot{и}к.}$
- теплової енерг\ddot{и}ї $C_{\text{тепл}}^{\text{корисн}} = 64,03 \cdot 10^{12} \times 0,366 \cdot 10^{-6} = 23,44 \cdot 10^6 \text{ грн/р\ddot{и}к.}$

Економ\ddot{и}чний ефект в\ddot{и}д продажу виробленої електричної \ddot{и} теплової енерг\ddot{и}ї розрахуємо за формулою

$$E\Phi_{\text{коген}} = C_{\text{ел}}^{\text{корисн}} + C_{\text{тепл}}^{\text{корисн}} - C_{\text{вх\ddot{и}д}}^{CH_4} \text{ грн/р\ddot{и}к,} \quad (7.17)$$

де $C_{\text{вх\ddot{и}д}}^{CH_4}$ – варт\ddot{и}сть вх\ddot{и}дного палива (метану) для когенерац\ddot{и}ї.

Варт\ddot{и}сть метану для когенерац\ddot{и}ї, визначена за формулою 7.12, складе

$$C_{\text{вх\ddot{и}д}}^{CH_4} = 5,01 \cdot 10^6 \times 9,8 \times \frac{32,8}{34} \times 0,95 = 45,02 \cdot 10^6 \text{ грн/р\ddot{и}к.}$$

Економ\ddot{и}чний ефект в\ddot{и}д когенерац\ddot{и}ї, розрахований за формулою 7.17, складе

$$E\Phi_{\text{коген}} = 84,08 \cdot 10^6 + 23,44 \cdot 10^6 - 45,02 \cdot 10^6 = 62,49 \cdot 10^6 \text{ грн/р\ddot{и}к.}$$

Результати розрахунку капітальних витрат метантенки

№ з/п	Найменування витрат	Сума, грн.
1	2	3
1	Проектні роботи (виготовлення проекту, комплектація технологічного обладнання, авторський нагляд)	6 475 000
2	Підготовчі роботи та благоустрій території (підготовка площадки, тимчасові будівлі та дороги, благоустрій площадки)	3 730 400
3	Гідролізатор (фундаментна плита, усереднювальна ємність, резервуар сталевий з утепленням $V = 20 \text{ м}^3$, ультразвуковий диспергатор (1 000 000 умовно), барботажна система в комплекті з компресором (130 000 грн) і клапаном під тиском, документація)	2 048 800
4	Кислототенк (фундаментна плита, резервуар сталевий з утепленням $V = 2000 \text{ м}^3$, барботажна система в комплекті з генератором водню (100 000 грн), десульфуризація, деамонізація, оглядова площадка у комплекті зі сходами, документація)	15 518 900
5	Ацетотенк (фундаментна плита, резервуар сталевий з утепленням $V = 2000 \text{ м}^3$, барботажна система, оглядова площадка у комплекті зі сходами, документація)	15 220 000
6	Метанотенк (фундаментна плита, резервуар сталевий з утепленням $V = 2000 \text{ м}^3$, барботажна система в комплекті з компресором (130 000 грн) і клапаном під тиском, оглядова площадка у комплекті зі сходами, документація)	15 350 000

Продовження таблиці 7.1

1	2	3
7	Резервуари для зброженого субстрату (залізобетонний резервуар $V = 6000 \text{ м}^3$ – 3 шт, заглиблені мішалки, оглядовий майданчик з сходами)	14 608 500
8	Обладнання метанової системи (компресор, конденсаційний колодязь, збір конденсату, скидний факел, газовий охолоджувач, газгольдер)	3 040 000
9	Обладнання вуглекислотної системи (компресор, конденсаційний колодязь, збір конденсату, газовий охолоджувач, газгольдер, компресор-зріджувач (600 000 грн))	2 232 000
10	Когенераційне обладнання (когенератори – 2 шт, потужністю 1,063 МВт кожний) системи розподілу тепла, шафи управління, фундаменти під когенератори, монтажні та пусконаладжувальні роботи)	38 900 000
11	Технічні та адміністративні будівлі (насосні між ємностями, будівлі для електроустаткування, платформа для сепаратора, побутові та адміністративні приміщення)	7 399 100
12	Обладнання технічних приміщень (насоси, теплообмінники, пристрій для завантаження субстрату з живильним насосом, сепаратор для технічної води, труби)	26 400 000
13	Електромережі та устаткування (електрообладнання, система автоматизації БГУ, вимірювальні прилади, блискавкозахист, внутрішнє опалення)	12 300 000

Закінчення таблиці 7.1

1	2	3
14	Витрати на отримання дозволів, погоджень, приєднання до мереж (розробка детального плану території, зміна цільового призначення земельної ділянки, введення у експлуатацію, оформлення ліцензії та зеленого тарифу, договір на продаж електроенергії)	2 500 000
	Разом	165 722 700
	Інші витрати	16 572 270
	Всього	182 294 970

Оцінимо економічний ефект реалізації технології додаткового очищення СВ від біогенних елементів за допомогою МКВ у закритих ФБР.

Розрахуємо економічну ефективність виробництва біодизеля з МКВ.

Річна питома продуктивність за біомасою та ліпідами при культивуванні МКВ, розрахована раніше, складає $P_{біомас}^{питом} = 11,5 \text{ кг/м}^2$ ($57,5 \text{ кг/м}^3$), $P_{ліпід}^{питом} = 4,1 \text{ кг/м}^2$ ($20,5 \text{ кг/м}^3$).

При впровадженні технології на КОС міста, що розглядається, річну продуктивність за біомасою розрахуємо за формулою

$$P_{біомас}^{отрим} = 50 \cdot 10^3 \times P_{біомас}^{питом} \times t_{ФБР}, \text{ кг/рік}, \quad (7.18)$$

де $t_{ФБР}$ – час перебування СВ у робочій зоні ФБР, $t_{ФБР} = 1,25$ доби (30 год).

Річну продуктивність за ліпідами розрахуємо за формулою

$$P_{ліпід}^{отрим} = 50 \cdot 10^3 \times P_{ліпід}^{питом} \times t_{ФБР}, \text{ кг/рік}. \quad (7.19)$$

Таким чином продуктивність за біомасою складе

$$P_{\text{біомас}}^{\text{отрим}} = 50 \cdot 10^3 \times 57,5 \times 1,25 = 3,59 \cdot 10^6 \text{ кг/рік,}$$

річна продуктивність за ліпідами складе

$$P_{\text{ліпід}}^{\text{отрим}} = 50 \cdot 10^3 \times 20,5 \times 1,25 = 1,28 \cdot 10^6 \text{ кг/рік.}$$

За умови використання центрифугування річну кількість зібраної біомаси, а також отриманих ліпідів визначимо за формулою 3.12. Ця кількість складе

$$P_{\text{центрифуг}}^{\text{біом}} = 0,9 \times 3,59 \cdot 10^6 = 3,23 \cdot 10^6 \text{ кг/рік,}$$

$$P_{\text{центрифуг}}^{\text{ліпід}} = 0,9 \times 1,28 \cdot 10^6 = 1,15 \cdot 10^6 \text{ кг/рік.}$$

Річну кількість отриманих олій після відбирання їх з біомаси МКВ визначимо за формулою 3.14. Вона складе

$$P_{\text{сировин}}^{\text{олій}} = 0,9 \times 1,15 \cdot 10^6 = 1,04 \cdot 10^6 \text{ кг/рік.}$$

Річну кількість залишкової біомаси, що може використовуватися як сировина для виробництва біогазу, визначимо за формулою 3.17. Вона складе

$$P_{\text{біом. залишк.}} = 3,23 \cdot 10^6 - 1,04 \cdot 10^6 = 2,20 \cdot 10^6 \text{ кг/рік.}$$

Річну кількість біодизелю, що може бути вироблена з отриманих олій, визначимо за формулою 3.15. Вона складе

$$P_{\text{біодиз}} = 0,9 \times 1,04 \cdot 10^6 = 0,93 \cdot 10^6 \text{ кг/м}^2.$$

Об'єм отриманого біодизеля визначимо за формулою

$$W_{\text{біодиз}} = P_{\text{біодиз}} \times \frac{1}{\rho_{\text{біодиз}}}, \text{ м}^3/\text{рік,} \quad (7.20)$$

де $\rho_{\text{біодиз}}$ – густина біодизеля.

Об'єм отриманого біодизеля складе

$$W_{\text{біодиз}} = 0,93 \cdot 10^6 \times \frac{1}{0,86 \cdot 10^3} = 1,09 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{рік.}$$

За цінами 2018 року ціна біодизеля складає $28 \cdot 10^3$ грн/м³ (28 грн/л). За таких умов вартість отриманого біодизеля складе

$$C_{\text{біодиз}} = 1,09 \cdot 10^3 \times 28 \cdot 10^3 = 30,41 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Питомі затрати на виробництво біодизеля у цінах 2018 року складають $15 \cdot 10^3$ грн/м³ (15 грн/л). За таких умов річні затрати на переробку олій у біодизель складуть

$$Z_{\text{біодиз}} = 1,09 \cdot 10^3 \times 15 \cdot 10^3 = 16,29 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Отже річний економічний ефект від виробництва біодизелю з МКВ складе

$$E\Phi_{\text{біодиз}} = 1,09 \cdot 10^6 - 16,29 \cdot 10^6 = 14,12 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Економічна ефективність отримання біогазу з залишкової біомаси МКВ.

Сировиною для виробництва біогазу є залишкова біомаса МКВ, річна кількість якої на КОС складає $\Pi_{\text{біом. залишк.}} = 2,20 \cdot 10^6$ кг/рік. При збродженні біомаси за запропонованою чотиристадійною технологією можна отримувати мета і вуглекислий газ. Їх кількість визначимо за формулою 7.10.

Отже масовий вихід складе

$$\text{- метану } M_{\text{CH}_4}^{\text{МКВ}} = 2,20 \cdot 10^6 \times \frac{27,1}{100} = 0,60 \cdot 10^6 \text{ кг/рік,}$$

$$\text{- вуглекислого газу } M_{\text{CO}_2}^{\text{МКВ}} = 2,20 \cdot 10^6 \times \frac{13,9}{100} = 0,31 \cdot 10^6 \text{ кг/рік.}$$

Об'єм складових біогазу визначимо за формулою 7.11. Він складе

$$\text{- метану } W_{\text{CH}_4}^{\text{МКВ}} = 0,60 \cdot 10^6 \times \frac{1}{0,656} = 0,91 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{рік,}$$

$$\text{- вуглекислого газу } W_{\text{CO}_2}^{\text{МКВ}} = 0,31 \cdot 10^6 \times \frac{1}{1,913} = 0,16 \cdot 10^6 \text{ м}^3/\text{рік.}$$

Вартість компонентів біогазу, отриманого при збродженні за новою чотиристадійною технологією, розрахована за формулою 7.12, складе

$$\text{- метану } C_{\text{CH}_4}^{\text{МКВ}} = 0,91 \cdot 10^6 \times 9,8 \times \frac{32,8}{34} \times 0,95 = 8,17 \cdot 10^6 \text{ грн/рік,}$$

$$\text{- вуглекислого газу } W_{\text{CO}_2}^{\text{чотиристад техн}} = 0,16 \times 10^6 \times 15 \times 0,95 = 2,28 \times 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Сумарна економічна ефективність виробництва біогазу з залишкової біомаси МКВ складе

$$C_{\text{біогаз}}^{\text{МКВ}} = 8,17 \cdot 10^6 + 2,28 \cdot 10^6 = 10,45 \cdot 10^6 \text{ грн/рік.}$$

Економічна ефективність виробництва фосфатних добрив з залишкової біомаси МКВ.

Річна кількість фосфатів, що накопичується у біомасі МКВ під час додаткового очищення СВ міста, може бути розрахована за формулою

$$M_{PO_4}^{МКВ} = W_{СВ} \times (K_{PO_4}^{вх\ddot{и}д} - K_{PO_4}^{вих\ddot{и}д}) \times 365, \text{ кг/р\ddot{и}к}, \quad (7.21)$$

де: $W_{СВ}$ – добовий об'єм СВ, що надходять на очищення, м³/добу;

$K_{PO_4}^{вх\ddot{и}д}$, $K_{PO_4}^{вих\ddot{и}д}$ – концентрація фосфатів на вході в очисну споруду і на виході відповідно, кг/м³.

Економічний ефект від реалізації збродженої біомаси як фосфатного добрива визначимо за формулою

$$C_{PO_4}^{МКВ} = M_{PO_4}^{МКВ} \times k_{екв} \times c_{PO_4}, \text{ грн/р\ddot{и}к}, \quad (7.22)$$

де: $k_{екв}$ – коефіцієнт перерахунку фосфатів у фосфатні добрива (еквівалент фосфатних добрив, $k_{екв} = 2$);

c_{PO_4} – ціна фосфатних добрив, грн.

Річна кількість накопичених біомасою МКВ фосфатівскладе

$$M_{PO_4}^{МКВ} = 50 \cdot 10^3 \times (8 \cdot 10^{-3} - 0,84 \cdot 10^{-3}) \times 365 = 0,13 \cdot 10^6, \text{ кг/р\ddot{и}к}.$$

За цінами 2018 року, вартість фосфатних добрив можна прийняти $c_{PO_4} = 25$ грн/кг. За цих умов, економічний ефекти від реалізації збродженої біомаси складе

$$C_{PO_4}^{МКВ} = 0,13 \cdot 10^6 \times 2 \times 25 = 6,53 \cdot 10^6 \text{ грн/р\ddot{и}к}.$$

Результати розрахунку капітальних витрат фотобіореактор

№ з/п	Найменування витрат	Сума, грн.
1	Проектні роботи (виготовлення проекту, комплектація технологічного обладнання, авторський нагляд)	4 500 000
2	Підготовчі роботи та благоустрій території (підготовка площадок, тимчасові будівлі та дороги, благоустрій площадок)	5 500 000
3	Фотобіореактори (фундаментні плити, ємності для культивування, барботажні системи в комплекті з компресорами і клапанами під тиском, документація)	51 800 000
4	Центрифуга ОГШ 321 К5 – 2 шт (433 500 грн/шт)	867 000
5	Установка для віджиму олій до 14 т/добу	450 000
6	Установка для виробництва біодизеля 3 000 л/добу	447 600
7	Технічні та адміністративні будівлі (насосні, будівлі для електроустаткування, будівля для центрифуг і установки для віджиму олій, будівля для виробництва біодизеля)	1 200 000 2 100 000
8	Обладнання технічних приміщень (насоси, пристрої для змішування МКВ з СВ, труби, арматура вимірювальні прилади, блискавкозахист, внутрішнє опалення)	1 000 000
9	Витрати на отримання дозволів, погоджень (розробка детального плану території, зміна цільового призначення земельної ділянки, введення у експлуатацію)	3 200 000
	Разом	71 064 600
	Інші витрати	7 106 400
	Всього	78 171 000

Оцінимо економічний ефект впровадження на КОС шнекових насосів нової конструкції для перекачування СВ.

Річну кількість електроенергії, що витрачається на перекачування СВ насосами, визначимо за формулою

$$E_{\text{перекач}} = \frac{W_{\text{СВ}} \times P_{\text{НС}}}{\eta_{\text{НС}}}, \text{ Дж/рік}, \quad (7.23)$$

де $W_{\text{СВ}}$ – об'єм СВ, що перекачуються, м³;

$P_{\text{НС}}$ – тиск, що розвивається насосом, Па;

$\eta_{\text{НС}}$ – ККД насоса.

Розрахуємо витрати електроенергії для міста за умови використання відцентрового насоса марки 2СМ 250-200-400/БА з характеристиками: подача $Q = 0,139$ м³/сек (500 м³/год); тиск $P = 176\,580$ Па (напір $H = 18$ м). Ці витрати складуть

$$E_{\text{перекач}}^{\text{відцентр}} = \frac{18,25 \cdot 10^6 \times 176580}{0,3} = 10,74 \cdot 10^{12}, \text{ Дж/рік}.$$

Витрати електроенергії за умови використання шнекового насоса традиційної конструкції діаметром шнека $D_{\text{ШН}} = 0,5$ м з характеристиками: подача $Q = 48 \cdot 10^{-3}$ м³/сек (172,8 м³/год); тиск $P = 78\,480$ Па (напір $H = 8$ м) складуть

$$E_{\text{перекач}}^{\text{ШН.традиц}} = \frac{18,25 \cdot 10^6 \times 78480}{0,55} = 2,60 \cdot 10^{12}, \text{ Дж/рік}.$$

Витрати електроенергії за умови використання шнекового насоса нової конструкції конструкції діаметром шнека $D_{\text{ШН}} = 0,5$ м з характеристиками: подача $Q = 67,6 \cdot 10^{-3}$ м³/сек (243,4 м³/год); тиск $P = 78\,480$ Па (напір $H = 8$ м) складуть

$$E_{\text{перекач}}^{\text{ШН.нов.}} = \frac{18,25 \cdot 10^6 \times 78480}{0,77} = 1,86 \cdot 10^{12}, \text{ Дж/рік}.$$

Ціна електроенергії за II класом напруги для Київської області (за цінами IV кварталу 2018 року) складає $0,58928 \cdot 10^{-6}$ грн/Дж ($212,139$ коп/кВт·год). За такої ціни річні затрати на перекачування СВ міста складуть:

- для відцентрових насосів

$$C_{\text{перекач}}^{\text{вдцентр}} = 10,74 \cdot 10^{12} \times 0,58928 \cdot 10^{-6} = 6,33 \cdot 10^6 \text{ грн/рік};$$

- для шнекових насосів традиційної конструкції

$$C_{\text{перекач}}^{\text{ШН.традиц}} = 2,60 \cdot 10^{12} \times 0,58928 \cdot 10^{-6} = 1,53 \cdot 10^6 \text{ грн/рік};$$

- для шнекових насосів нової конструкції

$$C_{\text{перекач}}^{\text{ШН.нов}} = 1,86 \cdot 10^{12} \times 0,58928 \cdot 10^{-6} = 1,10 \cdot 10^6 \text{ грн/рік}.$$

Зменшення витрат на електроенергію після заміни насосів:

- відцентрових на шнекові традиційної конструкції

$$\Delta C_{\text{перекач}}^{\text{вдцентр на ШН.традиц}} = 6,33 \cdot 10^6 - 1,53 \cdot 10^6 = 4,80 \cdot 10^6 \text{ грн/рік};$$

- відцентрових на шнекові нової конструкції

$$\Delta C_{\text{перекач}}^{\text{вдцентр на ШН.нов.}} = 6,33 \cdot 10^6 - 1,10 \cdot 10^6 = 5,23 \cdot 10^6 \text{ грн/рік};$$

- шнекових традиційної конструкції на шнекові нової конструкції

$$\Delta C_{\text{перекач}}^{\text{ШН.традиц. на ШН.нов.}} = 1,53 \cdot 10^6 - 1,10 \cdot 10^6 = 0,43 \cdot 10^6 \text{ грн/рік}.$$

Розрахуємо капітальні витрати на заміну насосів.

Кількість шнекових насосів традиційної конструкції для перекачування СВ міста при подачі насосів $Q_{\text{ШН.традиц}} = 172,8$ м³/год складає

$$N_{\text{ШН}}^{\text{традиц}} = \frac{50 \cdot 10^3}{172,8 \times 24} = 12,06 \approx 13 \text{ шт.}$$

Кількість шнекових насосів нової конструкції для перекачування СВ міста при подачі насосів $Q_{\text{ШН.нов}} = 243,4$ м³/год складає

$$N_{\text{ШН}}^{\text{нов}} = \frac{50 \cdot 10^3}{243,4 \times 24} = 8,66 \approx 9 \text{ шт.}$$

Капітальні витрати на шнекові насоси традиційної конструкції наведено у таблиці 7.3.

Таблиця 7.3

Результати розрахунку капітальних витрат на впровадження шнекових насосів

№ з/п	Вид капітальних витрат	Капітальні за трати на шнекові насоси, грн	
		Традиційної конструкції	Нової конструкції
1	Закупівля насосів	6,27×10 ⁶	4,68×10 ⁶
2	Встановлення і обслуговування насосів	0,63×10 ⁶	0,37×10 ⁶
	Разом	6,90×10 ⁶	5,05×10 ⁶

Розрахунок загального терміну окупності капітальних витрат на реалізацію нової концепції водовідведення наведено у таблиці 7.4.

Таблиця 7.4

Результати розрахунку загального терміну окупності капітальних витрат на реалізацію нової концепції водовідведення

№ з/п	Технологія	Капітальні витрати, грн	Економічний ефект, грн/рік	Термін окупності, років
1	Перекачування СВ шнековим насосом нової конструкції	5 059 260	5 233 910	0,97
2	Очищення СВ від біогенних елементів мікробіодоростями	78 171 000	30 435 582	2,57
3	Чотиристадійне анаеробне зброджування осадів стічних	182 294 970	415 862 741	0,44
	Разом	265 525 230	451 532 233	0,59

Висновки за розділом 7

Розроблена енергоефективна та екологічно безпечна концепція водовідведення має перспективи для широкого впровадження на комунальних

КОС України. Організація процесів водовідведення у відповідності з нею дозволяє суттєво зменшити екологічні ризики, а отже підвищити екологічну безпеку систем водовідведення. Вона також дозволяє отримати значний економічний ефект від скорочення енергоспоживання та реалізації додаткових товарних продуктів, що можуть бути отримані у ході запропонованих технологічних процесів.

В результаті виконаних еколого-економічних розрахунків отримано такі результати:

1. За рахунок більш ефективної організації процесів анаеробного бродіння, а саме впровадження чотиристадійної технології замість традиційної, досягається зменшення факторів впливу на довкілля: викидів метану на 64,77%, викидів вуглекислого газу на 93,3%.
2. За рахунок впровадження технології культивування МКВ у закритих ФБР з використанням СВ як культурального середовища з подальшим виробництвом біопалива з біомаси МКВ досягається зменшення фактору впливу викидів вуглекислого газу на довкілля на 5,36%.
3. За рахунок впровадження технології очищення СВ від біогенних елементів у закритих ФБР досягається зменшення факторів впливу на довкілля викидів: фосфатів на 89,5%, амонійного азоту на 94,4%, нітратів на 70,7%.
4. За рахунок впровадження технології перекачування СВ за допомогою шнекових насосів нової конструкції діаметром шнека 0,5 м замість використання відцентрових каналізаційних насосів досягається зменшення факторів впливу на довкілля викидів вуглекислого газу на 61,3%.
5. Впровадження нової екологічно безпечної концепції водовідведення знижує екологічні ризики процесів водовідведення з 43,18% до 11,94%, тобто на 31,18%.
6. Річний економічний ефект від впровадження нової чотиристадійної технології зброджування замість традиційної складе $273,61 \cdot 10^6$ грн/рік.

Додатковий річний економічний ефект від впровадження когенерації з використанням виробленого біогазу складає $62,49 \cdot 10^6$ грн/рік.

7. Річний економічний ефект від виробництва біодизелю з МКВ складає $14,12 \cdot 10^6$ грн/рік. Економічна ефективність виробництва біогазу з залишкової біомаси МКВ складає $10,45 \cdot 10^6$ грн/рік. Економічний ефект від реалізації зброженої біомаси складає $6,53 \cdot 10^6$ грн/рік.
8. Річний економічний ефект від впровадження шнекових насосів нової конструкції для перекачування СВ складає $5,23 \cdot 10^6$ грн/рік.
9. Термін окупності переходу на нову екологічно безпечну і енергоефективну концепцію водовідведення складає 0,59 років.

ОСНОВНІ ВИСНОВКИ

У дисертаційній роботі вирішено актуальну науково-прикладну проблему зменшення шкідливого впливу на довкілля та життєдіяльність людини негативних чинників у процесі функціонування систем водовідведення удосконаленням екологічно безпечних технологічних процесів і створення устаткування, що забезпечить раціональне використання наявних відновлюваних ресурсів.

Основні наукові теоретичні та практичні результати досліджень можна узагальнити таким чином:

1. На основі аналізу технічних і екологічних характеристик основних процесів у водовідведенні науково обґрунтовано необхідність розроблення нової концепції водовідведення з використанням наявних потенційних можливостей отримання відновлюваних джерел енергії.

2. Розроблено та захищено патентом України на корисну модель нову екологічно безпечну та енергоефективну концепцію водовідведення, що дозволяє знизити екологічну небезпеку та підвищити економічну ефективність водовідвідних систем. Концепція також дозволяє забезпечувати перехід господарсько-побутових очисних споруд від функціонування як техноекосистеми першого виду до функціонування як техноекосистеми другого виду, зменшувати скиди біогенних елементів у водні об'єкти, зменшувати викиди вуглекислого газу в атмосферу, отримувати альтер-нативні енергоносії і тим самим підвищувати їх енергетичну незалежність.

3. На основі енергетичних і емісійних розрахунків показано, що під час культивування мікробіодоростей для виробництва біопалива третього покоління з використанням існуючих технологій в умовах України затрати енергії перевищують отримані від спалювання виробленого біопалива до 15 %, а емісія CO₂ перевищує уникнену емісію від заміни біопаливом традиційного до 12 %. Обґрунтовано доцільність поєднання процесів культивування з процесами очищення стічних вод від біогенних елементів.

4. На основі експериментальних даних і теоретичного аналізу та

прогнозування обґрунтовано параметри об'єднаного процесу культивування енергетичних мікробіодоростей з використанням стічних вод як культурального середовища та з одночасним їх очищенням від біогенних елементів. Показано, що на великих очисних спорудах евтрофікаційний потенціал очищених стічних вод знижується у 8,27 разу відносно біологічно очищених стічних вод.

5. Запропоновано захищені патентом України на корисну модель конструктивні рішення обладнання для культивування мікробіодоростей з одночасним очищенням стічних вод від біогенних елементів, що дає змогу працювати у холодну пору року. Запропоновано методику розрахунку цього обладнання.

6. На основі енергетичних розрахунків показано недоцільність використання технологій спалювання осадів стічних вод через значні затрати енергії на їх зневоднення та висушування, обґрунтовано доцільність використання осадів як органічного добрива після попередньої анаеробної стабілізації. На основі аналізу процесів анаеробного бродіння обґрунтовано доцільність застосування кілька стадійних технологічних процесів зброджування. Показано, що застосування чотиристадійного технологічного процесу дозволяє товарний CO₂, а також збільшити вміст метану у біогазі з 60 % до 90 %.

7. Запропоновано захищені патентами України на корисну модель: технологічну схему гідролізатора та обґрунтовано параметри його роботи для попереднього оброблення осадів стічних вод разом із залишковою біомасою мікробіодоростей перед подаванням їх у метантенки традиційної конструкції з метою інтенсифікації бродіння та збільшення виходу біогазу; технологічну схему чотири стадійної анаеробної стабілізації і обґрунтовано параметри її роботи. Розроблено та захищено патентом України на корисну модель конструктивні рішення метантенка для реалізації чотири стадійної технологічної схеми зброджування з можливістю отримання товарного CO₂ і біогазу з підвищеним умістом метану, а також виготовлено фізичну модель метантенка.

8. Обґрунтовано доцільність використання методу змінного перепаду тиску як методу, що забезпечує меншу похибку вимірювання і стійкість робочих

характеристик під час роботи із забрудненими рідинами, для вимірювання кількостей та витрат стічних вод для забезпечення керування потоками на очисних спорудах. Запропоновано структурну схему лічильника кількості стічних вод на основі звужувальних пристроїв (первинних перетворювачів) і інтегровальних перетворювачів. Запропоновано структурну схему таких перетворювачів. На підставі розрахунків показано та експериментально підтверджено можливість вимірювання кількостей стічних вод з похибкою у робочому діапазоні не вищою ніж 1,5 % за умови використання стандартних діафрагм і стандартних сопел і в межах 2 % за умови використання труб Вентурі.

9. Виготовлено дослідні зразки лічильників кількості стічних вод діаметром умовного проходу 50 і 80 мм. Випробуваннями підтверджено можливість вимірювання кількості стічних вод у межах прогнозованої похибки.

10. Запропоновано удосконалений метод розрахунку складових ККД шнекових, на основі якого з використанням експериментальних даних обґрунтовано доцільність їх використання для перекачування стічних вод і рециркуляційного активного мулу. Показано можливі конструктивні зміни для підвищення загального ККД.

11. Запропоновано та захищено патентом України на корисну модель конструкцію шнекового насоса з ККД, що перевищує існуючі аналоги на 30 %. Виготовлено фізичну модель розробленої конструкції насоса.

12. Оцінено підвищення рівня екологічної безпеки під час переходу до оновленої концепції водовідведення. Показано, що інтегральний екологічний ризик процесів водовідведення зменшується з 43,18 % до 11,94 %. Термін окупності оновленої концепції 7,08 місяця.

13. Результати дисертаційної роботи використано під час розроблення нормативних документів державного рівня, зокрема трьох ДСТУ і трьох ДБН.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Міністерство з питань комунального господарства України. Національна доповідь про якість питної води та стан питного водопостачання в Україні у 2012 році. Київ, 2013. 450 с.
2. Про основні засади (стратегію) державної екологічної політики України на період до 2020 року: Закон України; Стратегія від 21.12.2010 № 2818-VI. Київ: Парламентське видавництво, 2011. 31 с.
3. Національна академія аграрних наук України. Наукові основи. Водна стратегія України на період до 2025 року. Київ: Інститут водних проблем і меліорації НААН, 2015. 46 с.
4. Про Загальнодержавну програму «Питна вода України» на 2011 – 2020 роки: Закон України від 03.03.2005 № 2455-IV. Київ: Парламентське видавництво, 2005. 31 с.
5. Водний кодекс України. Відомості Верховної Ради (ВВР) від 06.06.95 № 213/95-ВР. Київ: Парламентське видавництво, 1995, с. 41
6. Український науково-дослідний інститут цивільного захисту (УкрНДЦЗ). Національна доповідь про стан техногенної та природної безпеки в Україні у 2014 році. Київ, 2015. 365 с.
7. Яковлев С.В., Карелин Я.А., Жуков А.И., Колобанов С.К. Канализация. Учебник для вузов. Москва: Стройиздат, 1975. 632 с.
8. ДБН Б.2.2-12:2018. Видання. Планування і забудова територій. Київ, 2018. 187 с.
9. ДБН В.2.5-74:2013. Видання. Водопостачання. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування. Київ, 2013. 180 с.
10. ДБН В.2.5-75:2013. Видання. Каналізація. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування. Київ, 2013. 134 с.
11. Данилович Д. А. Блок удаления биогенных элементов Люберецких очистных сооружений г. Москвы - этапы внедрения современных технологий. *Журнал "НДТ"*. Москва, 2014. № 2. С. 20-37.

12. Данилович Д. А., Климова Л. А. Инженерные решения при разработке проектов модернизации очистных сооружений системы водоотведения. *Водоснабжение и канализация*. Москва, 2014. № 3-4. С. 52-57.
13. Очистка сточных вод с использованием централизованных систем водоотведения поселений, городских округов. *Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям*. Москва, 2015. № 10. С. 395.
14. Салиев Э. И., И. Н. Каленик. Современное состояние системы водоснабжения и канализации, качество питьевой воды в Украине, проблемы и пути их решения. *Інтегровані технології та енергозбереження*. 2012. №4. С. 147-151.
15. May A. Massoud, Akram Tarhini, Joumana A. Nasr. Decentralized approaches to wastewater treatment and management: Applicability in developing countries. *Journal of Environmental management*. 2008. №90. С. 652-659.
16. Копилевич А. В., Галімова В. М., Лаврик Р. В. Спецпрактикум. Стічні води, очищення та утилізація і знешкодження осадів. Київ: НУБПК, 2015. С.136.
17. Лобачева Г. К., Желтлбрюхов В. Ф., Прокопов И. И., Фоменко А. П. Состояние вопроса об отходах и современных способах их переработки. Учебное пособие. Волгоград, 2005. 176 с.
18. Корчмит Ю. В., Подгорная Т. В., Федюнин С. Ф. Оценка эффективности функционирования канализационных очистных сооружений №2 ГКП «Севгорводоканал». *Збірник наукових праць*. Севастополь, 2011. №1. С. 117-123.
19. Протасов А. А. О водных техноэкосистемах и их месте в биосфере. *Journal of Siberian Federal University. Biology*. Киев, 2013. №6. С. 405-423.
20. Гандурина Л. В. Практический опыт применения флокулянтов в водоочистке. *Вода и экология*. 2001. №3. С. 101-122.

21. Gunther F. Wastewater treatment by greywater separation: Outline for a biologically based greywater purification plant in Sweden. Folke Gunther. *Ecological Engineering*, 2000. №15. С. 139-146.
22. Бойченко С.В., Радомська М. М., Черняк Л.М., Рябчевський О.В., Павлюк Л.І. Авіаційна екологія. Навчальний посібник. Київ, 2014– 152 с.
23. ДСТУ 2569-94. Видання. Водопостачання і каналізація. Терміни та визначення. Київ, 1995. 5 с.
24. Радовенчик В. М. Комплексні маловідходні технології захисту гідросфери від забруднення промисловими скидами: автореф. дис. д-ра техн. наук. Київ, 2011. 39 с.
25. Правила технічної експлуатації систем водопостачання та каналізації населених пунктів України. Затверджені наказом Держжитлокомунгоспу України 05.07.95 р. Чинний від 21.07.1995. Київ, 1995. 30 с.
26. Попкович Г. С., Кузьмин А. А. Автоматизация систем водоснабжения и канализации. Учебник для техникумов. Москва, 1983. – 151 с.
27. Евилевич А. З. Ошибки эксплуатации водопроводов и канализаций. Ленинград, 1972. 119 с.
28. Попкович Г. С., Гордеев М. А. Автоматизация систем водоснабжения и водоотведения. Москва, 1986. 391 с.
29. Azaragic, A. Life cycle assessment and its application to process selection, design and optimisation. *Chemical Engineering Journal*, 1999. №73 P.1-21.
30. Покровский В.Н., Карелин Е.П. Очистка сточных вод тепловых электростанций. Москва, 1980. 257 с.
31. Романенко Н. А., Хижняк Н. И., Бобун И. И. Санитарно-эпидемиологические основы почвенной очистки сточных вод. Кишинев, 1993. 216 с.
32. Салиев Э. И., Каленик И. Н. Современное состояние системы водоснабжения и канализации, качество питьевой воды в Украине, проблемы и пути их решения. *Інтегровані технології та енергозбереження*, 2012. №4. С. 147-151.

33. Данилович Д. А. Наилучшие доступные технологии для коммунального водоотведения. *Водоснабжение и санитарная техника*, 2012. № 3. С. 6-13.
34. Похил Ю. Н., Пупырев Е. И., Багаев Ю. Г., Бивалькевич А. И. Особенности реализации принципа наилучших доступных технологий при очистке коммунальных сточных вод. *Водоснабжение и санитарная техника*, 2012. № 8. С. 38-42.
35. Воронов Ю. В., Саломеев В. П., Ивчатов А. Л., Побегайло Ю. П. Реконструкция и интенсификация работы канализационных очистных сооружений. Москва, 1990. – 323 с.
36. Мальований М. С., Петрушка І. М. Очищення стічних вод природними дисперсними сорбентами. Монографія. Львів, 2012. 180 с.
37. Кигель Е. М. Эксплуатация канализационных очистных сооружений. Киев, 1978. 144 с.
38. Таварткиладзе И. М., Тарасюк Т. П., Доценко М. И. Очистные сооружения водоотведения. Киев, 1988. 256 с.
39. Копілевич В. А., Галімова В. М., Лаврик Р. В. Спецпрактикум. Стічні води, очищення та утилізація і знешкодження осадів. Київ, 2015. 136 с.
40. Яковлев С. В., Воронов Ю.В. Водоотведение и очистка сточных вод. Учебник для вузов. Москва, 2006. 704 с.
41. Дичко А. О. Науково-методологічні основи підвищення рівня екологічної безпеки моніторингу та біотрансформації поллютантів стічних вод: автореф. дис. д-ра техн. наук. Київ, 2017. 38 с.
42. М. Хенце М., П. Ариоес, Й. Ля-Кур-Янсен, Є. Арван. Очистка сточных вод. Москва, 2006. 471 с.
43. Очистка сточных вод с использованием централизованных систем водоотведения поселений, городских округов. *Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям*. Москва. 2015. № 11. С. 377.

44. Данилович Д. А. Энергоресурсный подход к очистке сточных вод и обработке осадков. Сборник. *Наилучшие доступные технологии водоснабжения и водоотведения*. Москва, 2014. №3. С. 19-26.
45. Березин С. Е., Баженов В. И., Черненко А. В. Обоснование выбора технологического оборудования по очистке сточных вод. *Наилучшие доступные технологии водоснабжения и водоотведения*. 2014. №2. С. 48-58.
46. Ванюшина А. Я., Ветт Б., Хелл М. Лучшие примеры эксплуатации очистных сооружений: г. Штрасс (Австрия). *Наилучшие доступные технологии водоснабжения и водоотведения*. 2014. №4. С. 39-50.
47. Данилович Д. А. Технологическое нормирование коммунального водоотведения на основе наилучших доступных технологий. *Вода и экология: проблемы и решения*. Санкт-Петербург. 2012. №4. С. 3-25.
48. Козлов М. Н., Харькина О. В., Пахомов А. Н., Стрельцов С. А., Хамидов М. Г., Ершов Б. А., Белов Н. А. Опыт эксплуатации сооружений биологической очистки сточных вод от соединений азота и фосфора. *Водоснабжение и санитарная техника*. Москва. 2010. № 10-1. С. 35-41.
49. Пробирский М. Д., Рублевская О. Н., Лысова Т. И., Малышева В. В. Опыт развития и модернизации Северной станции аэрации. *Водоснабжение и санитарная техника*. Москва. 2012. №3. С. 24-29.
50. Харькин С. В., Харькина О. В. Реализация технологий удаления азота и фосфора из сточных вод: роль проектирования и эксплуатации. *Наилучшие доступные технологии водоснабжения и водоотведения*. Москва. 2014. №1. С. 4-15.
51. Храменков С.В., Данилов И.Д., М.В. Козлов М.В., Стрельцов С.А., Белов В.И. Повышение качества очищенных сточных вод на Курьяновских и Люберецких очистных сооружениях. *Водоснабжение и санитарная техника*. 2006. - №11. С. 24.
52. Wastewater production, treatment and use in India R Kaur¹, SP Wani², AK Singh³ and K Lal¹ Water Technology Centre, Indian Agricultural Research

- Institute, New Delhi, India ,International Crops Research Institute for the Semi-Arid Tropics, Hyderabad Indian Council of Agricultural Research, New Delhi, India Email: rk132.iari@gmail.com; pd_wtc@iari.res.in
53. Snyman Heidi G. Management of Wastewater and Faecal Sludge in Southern Africa. Heidi G. Snyman. *Water Practice and Technology*. 2007. №2(4), pp. 81-88.
 54. Петрук В. Г., Северин Л. І., Безвозюк І. І., Васильківський І. В. Природоохоронні технології. Навчальний посібник. Ч. 2: Методи очищення стічних вод. Вінниця: ВНТУ, 2014. 254 с.
 55. Душкин С.С., Коваленко А.Н., Дегтярь М.В., Шевченко Т.А. Ресурсосберегающие технологии очистки сточных вод. Монография. Харьков. 2011. 146 с.
 56. Waste Water Treatment in the United Kingdom – 2012. Implementation of the European Union Urban Waste Water Treatment Directive – 91/271/EEC. – Department of Environment, Food and Rural Affairs. 2012. 46 p.
 57. Петрук В. Г., Петрук Р.В., Іщенко С.М. The concept of environmental safety of Vinnytsia region in the waste management sphere. Науковий журнал. *Екологічні проблеми (Environmental Problems)* – НУ Львівська політехніка. 2016. №1 (1). С. 39-45.
 58. Шмандій В. М. Управління екологічною безпекою на регіональному рівні (теоретичні та практичні аспекти): автореф. дис. д-ра техн. наук. Харків, 2003. 36с.
 59. Челядин Л. І. Наукові засади ресурсозберігаючих технологій і устаткування підвищення екологічної безпеки промислових об'єктів Прикарпаття: автореф. дис. д-ра техн. наук. Івано-Франківськ. 2011. 36 с.
 60. Адаменко Я. О. Оцінка впливів техногенно небезпечних об'єктів на навколишнє середовище: науково-теоретичні основи, практична реалізація: автореф. дис. д-ра техн. наук. Івано-Франківськ. 2006. 39 с.

61. Концепція Державної програми розвитку міжнародного аеропорту “Бориспіль” на період до 2020 року. Схвалено кабінетом міністрів України від 11.01.2007 р. № 5
62. Калицун В.И., Кедров В.С., Ласков Ю.М., Сафонов П.В. Гидравлика, водоснабжение и канализация. Учебник. 3-е издание, переработанное и дополненное. Москва. 1980. 359 с.
63. Апостолюк С.О., Джигирей В.С., Соколовський І.А., Сомар Г.В., Лук’янчук Н. Г. Промислова екологія: Навчальний посібник. 2–ге видання, виправлене і доповнене. Київ. 2012. 430 с.
64. Диренко А. А., Коцарь Е.М. Использование высших водных растений в практике очистки сточных вод и поверхностного стока. *СОК (сантехніка, опалення, кондиціонування)*. Київ. 2006. № 4 (28). С. 12–15.
65. Булавенко Р. В., Степова О. В., Рома В. В. Доочищення стічних вод підприємств харчової промисловості за допомогою споруд біоплато. *Вісник Полтавської державної аграрної академії*. 2012. №4. С. 145–148.
66. Сорокина К.Н., Яковлев В.А., Пилигаев А.В., Кукушкин Р.Г., Пельтек С.Е., Колчанов Н.А., Пармон В.Н. Потенциал применения микроводорослей в качестве сырья для биоэнергетики *Катализ в промышленности*. 2012. №2. С 63 – 72.
67. K. Sasikanth, T. Jyotsna, P. Anjali and M. C. Sharma. Studies on cultivation of lipid accumulating *Botryococcus Braunii* from North Gujarat inland waters for generation of 3rd generation biofuels. *Indian journal of applied research*. 2014. Vol. 4. Issue 9. PP. 31– 35.
68. Y. Chen, J. Wang, W. Zhang, L. Chen, L. Gao, T. Liu. Forced Light/Dark Circulation Operation of Open Pond for Microalgae Cultivation. *Biomass and Bioenergy*. 2013. Vol. 56. PP. 464–470.
69. T. Sato, S. Usui, Y Tsuchiya Y. Kondo. Invention of Outdoor Closed Type Photobioreactor for Microalgae. *Energy Convers. Manag.*, 2006. Vol. 47. No. 6. PP. 791–799.

70. Бабаев В. Н., Горох Н. П., Коринько И. В. Энергетический потенциал метанообразования при мезофильном анаэробном разложении органической составляющей отходов. *Восточно–Европейский журнал передовых технологий*. 2011. Том 4. № 6 (52). С. 59–65.
71. Фесюк В. О. Оцінка перспектив добування біогазу з осадів стічних вод Луцьких міських комунальних очисних споруд. *Природа Західного Полісся та прилеглих територій*. 2010. № 7. С. 84–90.
72. J. Pruvost, G. Van Vooren, B. Le Gouic, A. Couzinet–Mossion, J. Legrand. Systematic Investigation of Biomass and Lipid Productivity by Microalgae in Photobioreactors for Biodiesel Application. *Bioresource Technology*. 2011. Vol. 102. No. 1. PP. 150–158.
73. Кулик Н. С., Аксенов А. Ф., Бойченко С. В., Запорожец А. И. Авиационная химмотология: топлива для авиационных двигателей. Теоретические и инженерные основы применения. Учебник. Киев. 2015. 560 с.
74. S. Shamanskyi, S Boichenko. Construction Arrangement for Cultivating Microalgae for Motor Fuel Production. *Systemy i Środki Transportu Samochodnego. Wybrane Zagadnienia. Monografia nr. 7. Seria: Transport. – Rzeszów: Politechnika Rzeszowska*. 2016. PP. 181–188.
75. Шаманський С. Й., Бойченко С.В. Енергоефективна та екологічно безпечна технологія стабілізації осадів стічних вод авіапідприємств. *Восточно–европейский журнал передовых технологий*. Харьков. 2015. № 5/8 (77). С. 39–45.
76. OECD. Emerging Risksto Water Supplies: Best Practice for Improved Management and Preparedness to Protect Public Helth. 2005. URL: <http://www.oecd.org/sti/biotechnology>.
77. Funari E., Testai E. Human health risk assessment related to cyanotoxins exposure. *Critical Reviews in Toxicology*. 2008. vol. 38. pp. 97-125.

78. Council Directive 91/271/EEC of May 1991 Concerning Urban Waste Water Treatment, 1991. URL: http://ec.europa.eu/environment/water/waterurbanwaste/index_en.html.
79. Про законодавчу справу: Закон України від 10.01.2002 року №2918-III. Про питну воду, питне водопостачання та водовідведення. Київ: Парламентське видавництво, 2002. 33 с.
80. ДСанПіН 2.2.4-171-10 Видання. Гігієнічні вимоги до води питної, призначеної для споживання людиною. Затверджено від 12.05.2010 № 452/17747. Київ. 2010. 25 с.
81. Про законодавчу справу: Закон України від 18.05.2017 №2047-VIII. Про внесення змін до Закону України «Про питну воду, питне водопостачання та водовідведення». Київ: Парламентське видавництво, 2017. 48 с.
82. Правила охорони поверхневих вод від забруднення зворотними водами. Затверджені постановою КМУ від 25.03.1999 №465. Чинний від 5.07.1999. Київ: Парламентське видавництво, 1999. 42 с.
83. СанПиН 4630-88. Издание. Санитарные правила и нормы охраны поверхностных вод от загрязнения. Москва, 1988. 59 с.
84. Минрыбхоз СССР. Издание. Перечень предельно допустимых концентраций (ПДК) и ориентировочно безопасных уровней воздействия (ОБУВ) вредных веществ для воды водных объектов, имеющих рыбохозяйственное значение Москва, 1999. 352 с.
85. Розпорядження Кабінету Міністрів України від 20.01.2016 № 94-р «Про визнання такими, що втратили чинність, та такими, що не застосовуються на території України, актів санітарного законодавства». Київ. 2017.
86. Правила приймання стічних вод підприємств у комунальні та відомчі системи каналізації населених пунктів України. Затверджені наказом Державного комітету будівництва, архітектури та житлової політики України 19.02.2002 №37. Чинний від 26.04.2002 р. за N 403/6691.

87. Інструкція про порядок розробки та затвердження гранично допустимих скидів (ГДС) речовин у водні об'єкти із зворотними водами. Затверджена наказом Міністерства охорони навколишнього природного середовища України 15.12.1994, № 116. Чинний від 22.12.1994. Київ. 1995. 26 с.
88. Постанова Кабінету Міністрів України від 11.10.1996, №1100. Про Порядок розроблення і затвердження нормативів гранично допустимого скидання забруднюючих речовин та перелік забруднюючих речовин, скидання яких нормується. Київ. 1996. 26 с.
89. ДСП 173-96. Державні санітарні правила планування та забудови населених пунктів. Затвержені Наказом Міністерства охорони здоров'я України від 19.06.1996, № 173. Чинні від 24.07.1996, № 379/1404. Київ. 1996. 60 с.
90. Про законодавчу справу. Закон України від 25.06.1991, №1264-ХІІ. Про охорону навколишнього природного середовища. Київ: Парламентське видавництво, 1991. 44 с.
91. Правила приймання стічних вод абонентів у систему каналізації міста Києва. Затвержені Розпорядженням Київської міської державної адміністрації від 12.10.2011, № 1879. Чинний від 17.10.2011, N 44/903. Київ. 60с.
92. Lenntech. Phosphorous removal from wastewater. 2017. URL: <https://www.lenntech.com/phosphorous-removal.htm>
93. G. Tchobanoglous, F. L. Burton, H. D. Stensel. Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. 4th edition. Metcalf&Eddy Inc., 2003. 1819 p.
94. Kroiss H. Betrieb von Klaeranlagen. Wien: Technische Universitat Wien, 2007. Band 202. 626 p.
95. Київводоканал б'є на сполох: протягом травня вміст фосфатів у стічних водах, які надходять на очистку, втричі перевищує граничнодопустиму концентрацію. 2017. URL: <http://old.menr.gov.ua/press-center/news/150-news28/2631-kyivvodokanal-b->

- ie-na-spolokh-protiahom-travnia-vmist-fosfativ-u-stichnykh-vodakh-iaki-nadkhodiat-na-ochystku-vtrychi-perevyshchuie-hranychnodopustymu-kontsentratsiiu.
96. Ягов Г. В. Контроль содержания азота при очистке сточных вод. *Водоснабжение и санитарная техника*. 2008. №7. С. 45-52.
 97. Степова Н. Г., Кукушка О.М. Аналіз вітчизняних нормативних актів щодо вмісту сполук фосфору у стічних і природних водах та їх вплив на довкілля. *Меліорація і водне господарство*. 2014. №101. С 105-112.
 98. Shamanskii S. I., Nestorjak D. M. Bioconversion of Solar Energy as a Perspective Direction in Alternative Energy. *Green Energy*. Міжнародна науково-практична конференція: 17–19 липня 2012. Київ 2012. С. 371–372.
 99. Becker E. W. Micro-algae as a source of protein. *Biotechnol. Adv.* 2007. V. 25. I. 2. p. 207–210.
 100. Guedes A. C., Amaro H. M., Malcata F. X. Microalgae as Sources of Caroteoids. *Mar. Drugs*. 2011. V. 9. I. 4. p. 625–644.
 101. Skjånes K., Rebours C., Lindblad P. Potential for green microalgae to produce hydrogen, pharmaceuticals and other high value products in a combined process. *Biotechnol.* 2013. V. 33. I. 2: p. 172–215.
 102. Halim R., Danquah M. K., Webley P. A. Extraction of oil from microalgae for biodiesel production. *Biotechnol.* 2012. V. 30. I. 3. p. 709–732.
 103. Загірняк М. В., Никифоров В. В., Мальований М. С., Самешова Д., Козловська Т. Ф. Екологічна біотехнологія переробки синьо-зелених водоростей. Монографія. Кременчук. 2017. 104 с.
 104. Цоглин Л. Н., Пронина Н. А. Биотехнология микроводорослей. *Научный мир*. Москва. 2012. 182 с.
 105. Chen C. Y., Yeh K. L., Aisyah R., Lee D. J., Chang J. S. Cultivation, photobioreactor design and harvesting of microalgae for biodiesel production. *Bioresource Technol.* 2011. Vol. 102. № 1. p. 71–81.

106. Liang Y., Sarkany N., Cui Y. Biomass and lipid productivities of *Chlorella vulgaris* under autotrophic, heterotrophic and mixotrophic growth conditions. *Biotechnol. Lett.* 2009. V. 31. p.1043 – 1049.
107. Теплица Эксперт. 2017. URL: <http://teplica-exp.ru/tag/osveshhenie/>.
108. Sudhakar K., Premalatha M. Theoretical Assessment of Algal Biomass Potential for Carbon Mitigation and Biofuel Production. *Iranical Journal of Energy and Environment*. 2012. №3. P. 232–240.
109. Abraham M. Asmare, Berhanu A. Demessie, Ganti S. Murthy. Theoretical Estimation the Potential of Algal Biomass for Biofuel Production and Carbon Sequestration in Ethiopia . *International Journal of Renewable Energy Research*. 2013. Vol. 3. №3. P. 560–570.
110. Sudhakar K., Rajesh M., Premalatha M. A Mathematical Model to Assess the Potential of Algal Bio-Fuels in India. *Energy Sources*. 2012. Part A, 34. P. 1114–1120.
111. Giuseppe Torzillo, Benjamin Pushparaj, Jiri Masojidek, Avigad Vonshak. Biological Constraints in Algal Biotechnology. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*. 2003. №8. P. 338–348.
112. Карта солнечной активности в Украине. 2017. URL: <http://www.solar-battery.com.ua/karta-solnechnoy-aktivnosti-v-ukraine/>.
113. Jacovides C. P., Timvios F. S., Papaioannou G., Asimakopoulos D. N., Theofilou C. M. Ratio of PAR to Broadband Solar Radiation Measured in Cyprus. *Agricultural and Forest Meteorology*. 2004. №121. P. 135–140.
114. Pooja K. Himabindu V. Mixotrophic Cultivation of *Botryococcus Braunii* for Biomass and Lipid Yields with Simultaneous CO₂ Sequestration. *Journal of Engineering Research and Applications*. 2014. Vol. 4, Issue 10 (Part 6). P. 151–156.
115. Chan-Hee Lee, Hyun-Sik Chae, Seung-Hoon Lee, Han Soon Kim. Growth Characteristics and Lipid Content of three Korean Isolates of *Botryococcus Braunii* (Trebouxiophyceae). *Ecology and Environment*. 2015. №38 (1). P. 67–74.

116. Asma J. Yusoff F. M., Srikanth R. M. Growth Rate Assessment of High Lipid Producing Microalga *Botryococcus braunii* in Different Culture Media. *Iranian Journal of Fisheries Sciences*. 2015. №14 (2). P. 436–445.
117. Khalid A. Al-Hothaly, Aidyn Mouradov, Abdulatif A. Mansur, Brian H. May, Andrew S. Ball, Eric M. Adetutu. The Effect of Media on Biomass and Oil Production in *Botryococcus braunii* Strains Kossou-4 and Overjuyo-3. *International Journal of Clean Coal and Energy*. 2015. №4. P. 11–22.
118. Xu H., Miao X. L., Wu Q. Y. High Quality Biodiesel Production from a Microalga *Chlorella Protothecoides* by Heterotrophic Growth in Ferments. *Journal of Biotechnology*. 2006. №126. P. 499–507.
119. Evodos Dynamic Settlers. Scalable Algae Harvesting. 2017. URL: <http://www.evodos.eu/>.
120. Posten C. Principles of Mechanical Bioseparation. Shaker Verlag, Kaiserstraße. Germany. 2007.
121. Cross Flow Filtration Method Handbook. 2014. URL: <https://www.bioprocessonline.com/doc/cross-flow-filtration-method-handbook-0001>
122. Algaeventure systems, Marysville. Ohio, USA. 2017. URL: <https://us.kompass.com/c/algaeventure-systems-inc/us046459/>.
123. Uduman N., Danquah Qi. M. K., Forde G. M., Hoadley A. Dewatering of Macroalgal Cultures. A Major Bottleneck to Algae-based fuels. *Journal of Renewable and Sustainable Energy*. 2010. Vol. 2. no. 1. pp 91–99.
124. González-Fernández C., Ballesteros M. Microalgae autoflocculation: an alternative to high-energy consuming harvesting methods. *Journal of Applied Phycology*. 2013. Vol. 25. Is. 4. pp 991–999.
125. Abdel Hameed M. S. Effect of algal density in bead, bead size and bead concentration on wastewater nutrient removal. *African Journal of Botany*. 2013. Vol. 1(3). pp. 029–034.

126. Soh I., Zimmerman J. Biodiesel production: the Potential of Algal Lipids Extracted with Supercritical carbon Dioxide. *Green Chemistry*. 2011. Vol. 13, no. 6. pp. 1422–1429.
127. Pruvost J., Van Vooren G., Le Gouic B., Couzinet-Mossion A., Legrand G. Systematic Investigation of Biomass and Lipid Productivity by Microalgae in Photobioreactors for Biodiesel Application. *Bioresource Technology*. 2011. Vol. 102. no. 1. pp. 150–158.
128. P. Schlagermann, G. Göttlicher, R. Dillschneider, R. Rosello-Sastre, C. Posten Composition of Algal Oil and Its Potential as Biofuelc. *Journal of Combustion*. Hindawi Publishing Corporation. Volume 2012. Article ID 285185. 14 pages.
129. Manea R. G., Ardelean I. I. Nitrogen and Phosphorus Removal from Municipal Wastewater Using Cinsortia of Photosynthetic Microorganisms. *Scientific Bulletin. Series F. Biotechnologies*. 2016. Vol. XX. P. 286–292.
130. Singh R., Birru R., Sibi G. Nitrogen Removal Efficiencies of Chlorella Vulgaris from Urban Wastewater for Reduced Eutrophication. *Journal of Environmental Protection*. 2017. №8. P. 1–11.
131. Whitton R., Amandine L. M., Pidou M., Ometto F., Villa R. and Jefferson B. Influence of microalgal N and P composition on wastewater nutrient remediation. *Water Research*. 2016. V. 91. p. 371 – 378.
132. Craggs R., Lundquist T. and Benemann J. Wastewater treatment and algal biofuel production. Borowitzka M. A. Moheimani N. R. *Algae for Biofuels and Energy*. Springer, Dordrecht. 2013. pp. 153 – 163.
133. Choi H. J. and Lee S. M. Effect of the N/P ratio on biomass productivity and nutrient removal from municipal wastewater. *Bioprocess and Biosystems Engineering*. 2015. V. 38 (4). pp. 761-766.
134. Ruiz-Martinez A., Serralta J., Romero I., Secco A., and Ferrer J. Effect of intracellular P content on phosphate removal in Scenedesmus sp. Experimental study and kinetic expression. *Bioresource Technology*. 2015. V. 175. pp. 325-332.

135. Reynolds C. Ecology of Phytoplankton. Cambridge. Cambridge University Press. 2006. p. 550.
136. Pittman J. K., Dean A. P., Osundeko O. The potential of sustainable algal biofuel production using wastewater resources. *Bioresource Technol.* 2011. V. 102. I. 1. p. 17–25.
137. Yang J., Xu M., Zhang X., Hu Q., Sommerfeld M., Chen Y. Life-cycle analysis on biodiesel production from microalgae: Water footprint and nutrients balance. *Bioresource Technol.* 2011. V. 102. I. 1. p. 159–165.
138. Shamanskyi S., Boichenko S. Development of Environmentally Safe Technological Water Disposal Scheme of Aviation Enterprise. С. Й. Шаманський, С. В. Бойченко. *Восточно-европейский журнал передовых технологий.* 2016. №6/10(84). С. 49–57.
139. Wu Y. H., Hu H. Y., Yu Y., Zhang T. Y., Zhu S. F., Zhang X., Lu Y. Microalgal species for sustainable biomass. Lipid production using wastewater as resource. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 2014. V. 33. p. 675–688.
140. Алексеев В. В., Чекарев К. В. Солнечная энергетика (перспективы развития). Москва. 1991. 64 с.
141. Патент Российской Федерации RU2203938, М кл. C12M/302. №2001130851/13 Богданов Н. И., Сидорин А. Г. Установка для выращивания одноклеточных водорослей. Заявл. 14.11.2001. Оpubл. 10.05.2003.
142. Кравченко І. П. До питання доцільності вирощування і використання мікрроводоростей для виробництва моторних біопалив. *Green Energy. Міжнародна науково-практична конференція: 17–19 липня 2012.* Київ. 2012. С. 55–63.
143. Лісіцин Є. Ф., Шаманський С. Й., Шульгін С. І., Почтовенко В. В. Багатосекційний біоконвертор сонячної енергії. Патент КМ №44202 Україна, МПК C12M 1/04. №200903271. Заявл. 06.04.2009. Оpubл. 25.09.2009. Бюл. №18 – 4 с.

144. Jason C. Quinn, Kimberly Catton, Nicholas Wagner, Thomas H. Bradley
Current Large-Scale US Biofuel Potential from Microalgae Cultivated in
Photobioreactors. *BioEnergy Research*. 2012. Vol. 5. Iss. 1. pp. 49-60.
145. Strauch D. Mikrobiologische Untersuchungen zur Hygiene, Sierung von
Rlarschlamm. GWF, Wasser, Abwasser. 1980. №3. S. 115-120.
146. Гюнтер Л. И., Гольдфарб Л. Л. Метантенки. Москва. 1999. 128 с.
147. Ткаченко С. Й., Степанов Д. В., Резидент Н. В. Залежності для оцінки
значень коефіцієнта тепловіддачі в системах термостабілізації біогазового
реактора. *Вісник ВПІ*. 2004. №1. С. 54-62.
148. Волова, Т. Г. Биотехнология. Новосибирск. 1999. 252 с.
149. F. A. Sanders, D. J. Bloodgood. The effect of nitrogen to carbon ratio on
anaerobic decomposition. *Water Pollut. Control Fed.* 1975. № 37. P.1741.
150. M. P. Bryant, S. F. Tzeng, I. M. Robinson, A. E. Joiner. Nutrient
requirements of methanogenic bacteria. *American Chemical Society*. 1971. P.
23-40.
151. M. Henze, P. Harremoës. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film
reactors. *Water Science and Technology*. 1983. №15. P.1-101.
152. B.Q. Liao, J.T. Kraemer, D.M. Bagley. Anaerobic membrane bioreactors.
Application and research directions. *Sci. Technol.* 2006. № 36. P.489-530.
153. Ungureanu, D. Biological wastewater treatment using fixed film
“Inovations in the field of water supply, sanitation and water. Psper of
Conference of the young scientists and researches. Bucharest. 2005. P. 97–
102.
154. Корзникова, М. В. Стратегические аспекты устойчивого управления
отходами животноводства и птицеводства в целях минимизации
негативного воздействия на окружающую среду. Автореф. дис. ...канд.
биолог. наук. Москва, 2006. 38 с.
155. Трахунова, И. А. Повышение эффективности анаэробной переработки
органических отходов в метантенке с гидравлическим перемешиванием

- на основе численного эксперимента. Автореф. дис. ...канд. техн. наук. Казань. 2014. 19 с.
156. Лаврухина О.С. Стимуляторы выработки биогаза. Современные научные исследования и инновации. *Электронный научно-практический журнал «Современные научные исследования и инновации»*. 2012. №5. URL: <http://web.snauka.ru/issues/2012/05/13035>.
157. Кудряшова А.Г. Обоснование и разработка средств повышения энергоэффективности работы трехстадийного метантенка: Автореф. дисс. ...канд. тех. наук. Ижевск, 2011. С.20.
158. Contois D.E. Kinetics of bacterial growth: Relationship between population density and specific growth rate of continuous cultures. *Journal of General Microbiology*. 1959. №21. P.40-50.
159. Данилович Д. А., Козлов М. Н., Кевбрина М. В., Гусев Д. В. Влияние предварительной обработки осадков сточных вод на полноту протекания процесса метанового сбраживания. *Вода: технологии, материалы, оборудование, экология*. 2009. № 2. С. 24–26.
160. Предзимірська Л. М. Кавітаційне очищення природних і стічних вод від органічних та біологічних забруднень. Автореф. дис. ...канд. техн. наук. Івано-Франківськ. 2015. 21 с.
161. M. A. Pereira, D. Z. Sousa, M. Mota, M. M. Alves. Mineralization of LCFA associated with anaerobic sludge: kinetics, enhancement of methanogenic activity, and effect of VFA. *Biotechnology and Bioengineering*. 2004. Vol. 88. P. 502–511. doi: 10.1002/bit.20278.
162. Welsh, F. Untersuchungen zur Optimierung der zweistufigen anaeroben Klärschlamm. *GFW-Wasser-Abwasser*. 1986. Vol. 3. P.109–117.
163. M. A. Pereira, A. J. Cavaleiro, M. Mota, M. M. Alves. Accumulation of long chain fatty acids onto anaerobic sludge under steady state and shock loading conditions: effect on acetogenic and methanogenic activity. *Water Sci. Technol.* 2003. Vol. 48. P. 33–40.

164. Барский Е. Л., Шандиева И. О., Саванина Я. В. Эффект мелафена на развитие культур цианобактерий и зеленых микроводорослей в стрессовых условиях. *Вестник Московского государственного университета*. 2011. № 1. С.15–20.
165. Chosh S. Improved Sludge Gasification By Two-Phase Anaerobic Digestion. *Environ. Eng.*. 1987. № 6. p. 1265-1284.
166. Ковалев В. В., Унгурияну Д. В., Ковалева О. В. Теоретические и практические аспекты совершенствования процессов биогазовой технологии. *Проблемы региональной энергетики*. 2012. № 1. С. 102–114.
167. Patent US4 722741 A, USA. Production of high methane content product by two phase anaerobic digestion. Thomas D. Hayes, H. Ronald Isaacson, James R. Frank; Assignee: Gas Research Institute, 8600 West Bryn Mawr Avenue, Chicago, IL, USA. Appl. No.: US 06/710,328; Filed: March 11, 1985. Published: February 2, 1988.
168. Патент КМ №38724 Україна, Лісцин Є. Ф., Шаманський С. Й., Почтовенко В. В. Багатосекційний метантенк. МПК С12М 1/00. №200807065. Заявл. 21.05.2008. Опубл. 12.01.2009. Бюл. №1 – 4 с.
169. Лісцин Є. Ф., Шаманський С. Й., Почтовенко В. В. Знезаражування осаду каналізаційних стоків з отриманням біогазу у багатосекційних метантенках. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. №4. С. 107–110.
170. Анисимов Д. Л. Учет сточных вод: общие сведения о методах и приборах. Материалы 26 конференции Коммерческий учет энергоносителей. 2007. С. 236.
171. Кремлевский П. П. Расходомеры и счетчики количества. Львов. 1975. 776 с.
172. Ратушняк Г. С., Шаманський С. Й. Критеріальний метод оцінювання засобів обліку в системах водопостачання. Вінниця: УНІВЕРСУМ–Вінниця. 2003. 180 с

173. Шафрановский М. Н., Озеров А. В. Средства учета в системах канализации. Три метода измерения расхода сточных вод. *Водоснабжение и санитарная техника*. Москва. 1999. № 4. С. 28-29.
174. Зайцев А. П., Романова Н. Л., Симахин В. М., Филиповская Н. В. Определение объемов фактического водопотребления и водоотведения средствами измерения. *Водоснабжение и санитарная техника*. 2006. №1. С. 33-38.
175. Лісіцин Є.Ф., Ткаченко В.В., Шаманський С.Й. Методика розрахунку корисності лічильників води. *Вимірювальна та обчислювальна техніка в технологічних процесах*. 1999. №4. С. 141-146.
176. Анисимов Д. Л. Учет сточных вод: общие сведения о методах и приборах. Материалы 26 конференции Коммерческий учет энергоносителей. 2007. СПб.: Политехника. С. 236.
177. Шаманський С. Й. Облік стічних вод витратомірами змінного перепаду тиску. Екологічна безпека як основа сталого розвитку суспільства. Міжнародна науково-практична конференція: 29-30 листопада 2012: тези доп.. Львів. 2012. С. 280–281.
178. Лобачев П. В., Шевелев Ф. А. Расходомеры для систем водоснабжения и канализации. Москва: Стройиздат. 1976. 304 с.
179. Пистун Е. П., Крук И. С., Лесовой Л. В. Расчет параметров сужающих устройств расходомеров жидкости, оптимальных по точности измерения. Измерительная техника. Львов. 1987. №6. С. 26–27.
180. Селиванов Л. В. О применении труб Вентури. *Измерительная техника*. 1972. №1. с. 103–104.
181. Краус М., Вошни Э. Измерительные информационные системы характеристические функции, критерии качества, оптимизации. Москва: Мир. 1975. 350 с.
182. ДСТУ 2681–94. Видання. Метрологія. Терміни та визначення. Київ: Держстандарт України. Київ. 1994. 37 с.

183. ДСТУ 2682–94. Видання. Метрологія. Метрологічне забезпечення. Основні положення. Київ: Держстандарт України. 1994. 41 с.
184. ГОСТ 8.009-84. Издание. Нормируемые метрологические характеристики средств измерений. Межгосударственный стандарт. Утвержден 13.07.1984. №1503. Введен 01.01.1986. Москва. 27 с.
185. Ожиганова М. И., Гончаренко Д. Г. Гидроакустический контроль экологического состояния сточных вод. Збірник наукових праць СНУЯЕтаП. Київ. 2013. №3. с. 216-221.
186. Биргер Г. И., Бражников Н. И. Ультразвуковые расходомеры. Москва: Металлургия. 1964. 382 с.
187. Шафрановская З. М., Журавлев Л. И., Крысанова Е. С. Ультразвуковые частотно-импульсные расходомеры. *Приборы и системы управления.* – 1972. №11. с. 15–16.
188. Ратушняк Г. С., Лісцін Є. Ф., Шаманський С. Й. Ультразвукові витратоміри в САК водопостачанням та їх метрологічні характеристики. Автоматизація виробничих процесів. 2002. № 2 с. 22–26.
189. Вельт И. Д., Ламочкина Т. И., Петрушайтис В. И. Вопросы проектирования электромагнитных расходомеров с неоднородным магнитным полем. *Приборы и системы управления.* 1972. №9. с. 33–35.
190. Кавиев А. К., Газимов Р. Г., Аксенов В. И., Павлов А.В. Усовершенствованный образцовый электромагнитный расходомер ЭРО–1. *Измерительная техника.* 1981. №2. с. 46.
191. Перфильева Л. Д. Имитационный метод исследования электромагнитных преобразователей скорости. *Измерительная техника.* 1988. №2. с. 34-37.
192. Шаманський С. Й., Бойченко С.В. Розрахунок метрологічних характеристик лічильника стічних вод змінного перепаду. *Вимірювальна та обчислювальна техніка в технологічних процесах.* 2015. №1. С. 72–78.
193. РД 50-213-80. Правила измерения расхода газов и жидкостей стандартными сужающими устройствами. Утверждены и введены

- постановление государственного комитета по стандартам 14.08.1980. №4255. Издательство стандартов. Москва. 1985. 333 с.
194. РД–50–411–83. Методические указания. Расход жидкостей и газов. Методика выполнения измерений с помощью специальных сужающих устройств. Издательство стандартов. Москва. 1984. 53 с.
195. Турчак Л. И. Основы численных методов. Москва: Наука. 1987. 319 с.
196. Усаковский В. М. Водоснабжение в сельском хозяйстве. 2-е изд. перераб. и доп. Москва: Агропромиздат. 1989. 280 с.
197. Срібнюк С. М. Гідравлічні та аеродинамічні машини. Основи теорії і застосування. Навчальний посібник. Київ: Центр навчальної літератури. 2004. 328с.
198. Арутюнян К. Г., Смирнов В.П. Применение шнековых насосов для перекачки сточных вод и их осадков. Москва: Стройиздат. 1977. 124 с.
199. Научный отчет № 6171623. Применение шнековых насосов для канализационных сооружений. Основные параметры шнековых насосов на основании испытаний экспериментального образца (стенда). Москва: Научно-исследовательский институт коммунального водоснабжения и очистки воды. Академия коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова Министерства коммунального хозяйства РСФСР. 1970. 35 с.
200. Научный отчет № 6171623. Применение шнековых насосов для канализационных сооружений. Техническое задание на проектирование промышленностью опытных образцов шнековых насосов в соответствии с выбранными типоразмерами и параметрами: его согласование с промышленностью. Москва: Научно-исследовательский институт коммунального водоснабжения и очистки воды. Академия коммунального хозяйства им. К. Д. Памфилова Министерства коммунального хозяйства РСФСР. 1970. 16 с.
201. Лісіцин Є. Ф., Шаманський С. Й., Іванов А. О. Розрахунок складових ККД шнекових насосів. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. № 3. С. 50-56.

202. Лісцін Є. Ф., Шаманський С. Й., Іванов А. О. Шнековий насос з високим об'ємним ККД. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. № 4. С. 110-115.
203. Лященко М. Я., Головань М. С. Чисельні методи. Підручник. Київ: Либідь. 1996. 228 с.
204. Лісцін Є. Ф., Шаманський С. Й., Шульгін С. І. Оптимізація діаметра вала шнекового насоса. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2008. №6. С. 77–80.
205. Сакалова Г. В. Науково-технічні основи комбінованих процесів очищення водних середовищ із використанням природних сорбентів: автореф. дис. ...д-ра техн. наук. Івано-Франківськ. 2017. 32 с.
206. Яковлев Б. Н. Взрывная, пожарная и экологическая опасность канализационных очистных сооружений. Саратов. 2001. 103 с.
207. A. Martínez, J. Uche, C. Rubio, B. Carrasquer. Exergy cost of water supply and water treatment technologies. *Desalination and Water Treatment*. 2010. №6902.
208. Фаткуліна Г. В. Підвищення екологічної безпеки техногенних регіонів за рахунок застосування технологій очищення води в установках з фазовим та безх фазового переходу: автореф. дис. ...канд. техн. наук. Донецьк. 2012. 22 с.
209. Музалевский А.А., Воробьев О.Г., Потапов А.И. Экологический риск. СПб. Сев. зап. гос. заоч. технич. ун-т. 2001. 110 с.
210. Николайкин Н.И., Воробьев О.Г., Феоктистова О.Г. Методология оценки рациональности природопользования при переходе с к устойчивому развитию. *Экология промышленного производства*. 1997. № 3-4. С. 3-7.
211. Николайкин Н.И., Матягина А.М. Обеспечение экологической безопасности аэропортов, расположенных вблизи и в черте городов и мегаполисов. Сб. тез. докл. межд. конф. "Человек и город". Москва: РАН. 2001.

212. Ризниченко Г.Ю. Математические модели в биофизике и экологии. Москва-Ижевск. 2003. 184 с.
213. Muller-Langer F. Analyse und Evaluierung von Anlagen und Techniken zur Produktion von Biokraftstoffen, Institute für Energy und Environment. Dresden, Germany. 2017. 150 p.
214. Ahmed M. D., Al Ketife, Simon Judd, Husein Znad. A mathematical model for carbon fixation and nutrient removal by an algal photobioreactor. *Chemical Engineering Science*. Vol. 153. 2016. Pp. 354-362.
215. Alexandrov G. A., Yamagata Y. A peaked function for modeling temperature dependence of plant productivity. *Ecological Modelling*. 2007. No. 200(1-2). pp. 189-192.
216. Adriano E. Marchello, Anna T. Lombardi, Maria Jose Dellamano-Oliviera, Clovis W. O. de Souza. Microalgae population dynamics in photobioreactor with secondary sewage effluent as culture medium. *Brazilian Journal of Microbiology*. 2015. No. 46(1). pp. 75-84.
217. Анаэробное сбраживание осадков городских сточных вод и утилизация образующегося биогаза. Тезисы докл. Всесоюз. науч.-технического семинара. Москва. 14-16 октября 1986 . Москва: ЦП НТО КХиБО. 1986. 130 с.
218. Möller, U. Entseuchung von Klarschlamm. Eine Standartbestimmung / U. Möller. *Korrespondenz Fbwasser*. 1988. N1. S. 24 – 30.
219. ТУ 204 України 76-93. Видання. Показники якості добрив зі стічних вод. Київ. 1993.
220. Караева Ю.В., Трахунова И.А. Обзор биогазовых технологий и методов интенсификации процессов анаэробного сбраживания. *Труды Академэнерго*. Казань. 2010. №3. С. 109-127.
221. Гелетуха Г. Г., Кобзарь С. Г. Современные технологии анаэробного сбраживания биомассы. Обзор. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2002. №4. С. 3 – 9.

222. Миндубаев А.З., Минзанова С.Т., Скворцов. Оптимизация параметров выработки биогаза в лабораторном масштабе. *Вестник Казанского технологического университета*. Казань. 2009. №4. С. 233 – 239.
223. Y. R. Chen, A. G. Hashimoto. Kinetics of Methane Fermentation. *Biotechnology and Bioengineering Symposium*. 1978. №8. P. 269 – 282.
224. Землянка А.А., Землянка А.А. Математическая модель гидродинамики и теплообмена в цилиндрическом ферментаторе биогазовой установки с погруженным в него цилиндрическим теплообменником. *Альтернативная энергетика и экология*. 2009. №10. С. 79-84.
225. Бердыев О.К. Экспериментальное исследование теплообмена в установках по выработке биогаза. Автореф. для дис. ...канд. техн. наук. Ашхабад НПО «Солнце». 1989. 24с.
226. Вачагина Е.К., Халитова Г.Р., Караева Ю.В., Трахунова И.А. Математическая модель теплообмена в системе поддержания температурного режима в реакторе метанового брожения. *Вестник Казанского технологического университета*. Казань. 2012. №19. С. 33 – 36.
227. ГОСТ Р53790-2010. Издание. Нетрадиционные технологии. Энергетика биоотходов. Общие технические требования к биогазовым установкам. Москва: Стандартинформ. 2011. 10 с.
228. Караева Ю.В., Трахунова И.А., Халитова Г.Р. Влияние геометрических параметров метантенка на эффективность процесса метанового брожения. *Вестник Казанского технологического университета*. Казань. 2013. №19. С. 211-214.
229. B. Wu, E.L. Vibeau. Development of 3-D anaerobic digester heat transfer model for cold weather application. *Transactions of the ASABE*. 2006. №49. P.749-757.
230. Голуб Н. Б., Козловець О.А. Математичне моделювання продукування метану в процесі ферментації. *Наукові вісті НТУУ «КПІ»*. 2014. №3. С. 21-25.

231. L. Plyatsuk, E. Chernish, L. Filatov. The Analyze of Pretreatment Methods to Improve Sewage Sludge Anaerobic Degradability. *Екологічна безпека*. 2012. №1. С. 90-94.
232. Чениш Є. Ю., Пляцук Л.Д. Теоретичне обґрунтування технології комплексної переробки осадів міських стічних вод. *Екологічна безпека*. 2012. №2. С. 98-101.
233. Святенко А. І., Дяденко А.І. Особливості застосування мікроорганізмів-деструкторів для очищення осадів нафтомістких виробничих стічних вод. *Екологічна безпека*. 2010. №1. С. 39-42.
234. Лісцін Є. Ф., Шаманський С. Й., Почтовенко В. В., Шульгін С. І. Оптимізація роботи систем водовідведення з використанням шнекових насосів з ротором-корпусом. Контроль і управління в складних системах (КУСС 2008). IX Міжнародна конференція: 21-24 жовтня 2008. Тези доп. Вінниця. 2008. С. 99–100.
235. Патент КМ №33050 Україна. Лісцін Є. Ф., Шаманський С. Й., Іванов А. О. Шнековий насос., МПК F04D 3/00. №200801306. Заявл. 01.02.2008. Опубл. 10.06.2008. Бюл. №11. 2 с.
236. J. D. Guinee, M. Gorree, R. Heijungs, G. Huppes, R. Klejn, A. Koning, I. van Oers, A. Wegener Sleeswijk, S. Suh, Udo de Haes HA, H. de Brujin, R. van Duin, J. Huijbrects MA. Life cycle assessment. An operational guide to the ISO standards. Dordrecht: Kluwer Academic Publishers. 2001. 30 с.

ДОДАТКИ



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Проректор з наукової роботи НАУ

В.П. Харченко

2016 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Директор ТОВ «УКРГРУПППРОЕКТ»

Я.В. Іванченко

«23» 2016 р.

АКТ ВПРОВАДЖЕННЯ

Ми, що нижче підписалися

представники Національного авіаційного університету (НАУ) *науковий керівник УкрНДНЦ хіммотології і сертифікації ПММ і ТР, завідувач кафедри екології, д.т.н., професор Бойченко С. В., к.т.н., доцент кафедри екології Черняк Л.М., к. т. н., доцент кафедри екології Шаманський С.Й. та*

представники ТОВ «УКРГРУПППРОЕКТ»,

03028, м. Київ, проспект Науки, будинок 41, корпус 5, кімната 306

(повна назва підприємства, організації, адреса)

у особі:

архітектора Калюжної Т. Ю., архітектора Вільчинської С. Б., економіста Тикви Л. М.

(посада, прізвище та ініціали)

склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського С.Й. та науково-дослідної роботи за темою №0116U008720 «Вдосконалення технології очищення господарчо-побутових стічних вод та обробки осадів господарчо-побутових стічних вод авіапідприємства», прийняті до упровадження у робочий процес для використання у проектних роботах.

Назва упровадженого результату	Досягнутий фактичний результат	
	Соціальний, технічний, організаційний та інш.	Економічний (грн. за рік)
«Спосіб організації водовідведення»	Даний спосіб дозволить підвищити екологічну безпеку та економічну ефективність функціонування систем водовідведення.	Не розраховувався

Від НАУ

Від ТОВ «УКРГРУПППРОЕКТ»:

Голова комісії: _____ С. В. Бойченко

Голова комісії: _____ Т.Ю. Калюжна

Члени комісії: _____ Л. М. Черняк

Члени комісії: _____ С.Б. Вільчинська

_____ С.Й.Шаманський

_____ Л.М. Тиква



В.о. ректора НАУ

В.П. Харченко

« 17 »

2016 р.

«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Директор ДП «УКРНДПІЦИВІЛЬБУД»

П.П. Чижевський

« 16 »

2016 р.



АКТ ВПРОВАДЖЕННЯ

Ми, що нижче підписалися

представники Національного авіаційного університету (НАУ) науковий керівник УкрНДНЦ хіммотології і сертифікації ПММ і ТР, завідувач кафедри екології, д.т.н., професор Бойченко С. В., д.т.н., професор кафедри екології Вовк О.О., доцент кафедри екології Шаманський С.Й. та

представники Державного підприємства «Український науково-дослідний і проектний інститут цивільного будівництва «УКРНДПІЦИВІЛЬБУД», м. Київ, просп. Голосіївський, буд. 50,

(повна назва підприємства, організації, адреса)

в особі заступника директора з питань містобудування, к. арх., лауреата державної премії в галузі архітектури Буравченка С. Г., заступника директора з наукових питань, к. т. н. Криштоп Т. В., начальника інженерного відділу Денисенко З. Д.

(посада, прізвище та ініціали)

склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського С.Й., а також та науково-дослідної роботи за темою №4/10.02.03 «Підвищення екологічної безпеки систем водовідведення авіапідприємства шляхом розробки нових технологій та обладнання» та науково-дослідної роботи за темою №994-ДБ15 „Підвищення екологічної безпеки авіаційної техніки впровадженням альтернативних моторних палив” а саме «Програма ранжування та вибору оптимальних варіантів лічильників стічних вод при проектуванні в системах водовідведення авіапідприємств», прийняті до впровадження у робочий процес для використання у проектних роботах.

Назва упровадженого результату	Досягнутий фактичний результат	
	Соціальний, технічний, організаційний та інш.	Економічний (грн. за рік)
«Програма ранжування та вибору оптимальних варіантів лічильників стічних вод при проектуванні в системах водовідведення авіапідприємств»	Дана програма дозволить формалізувати та автоматизувати процеси прийняття рішення при виборі оптимальних варіантів лічильників стічних вод під час проектування систем водовідведення і тим самим зменшити трудозатрати.	Не розраховувався

Від НАУ

Від ДП «УКРНДПІЦИВІЛЬБУД»:

Голова комісії:

С. В. Бойченко

Голова комісії:

Т. В. Криштоп

Члени комісії:

О. О. Вовк

Члени комісії:

С. Г. Буравченко

С. Й. Шаманський

З. Д. Денисенко



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Проректор з наукової роботи НАУ

В.П. Харченко

201 7 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Директор ТОВ «Адванс Інвест»

А.І. Мартинюк

201 7 р.

АКТ ВПРОВАДЖЕННЯ

Ми, що нижче підписалися

представники Національного авіаційного університету (НАУ) директор Навчально-наукового інституту екологічної безпеки, д.т.н., професор Бойченко С. В., завідувач кафедри екології, д.т.н., професор Фролов В. Ф., доцент кафедри екології, к.т.н. Шаманський С.Й. та

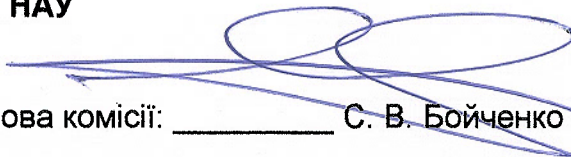
представники Товариства з обмеженою відповідальністю «Адванс Інвест»

Україна 08300 м. Бориспіль, вул. Київський Шлях, 79-В, тел.: +38 (098) 535-29-01

e-mail: advans_invest@ukr.net у особі: комісія з 3-х осіб в особі Директора Мартинюка Адама Івановича, інженера-землевпорядника Фінько Дар'ї Вікторівни, економіста Івана Володимировича Лисака склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського С.Й., а саме теоретичні і практичні рекомендації щодо зниження рівня екологічної небезпеки і підвищення рівня економічної ефективності процесів анаеробної стабілізації органічних субстратів, прийнято до впровадження при проектуванні біогазового комплексу у складі споруд з альтернативними джерелами енергії та відповідної інфраструктури в межах Сеньківської сільської ради Бориспільського району Київської області.

Назва упровадженого результату	Досягнутий фактичний результат	
	Соціальний, технічний, організаційний та інш.	Економічний (грн. за рік)
«Спосіб двостадійного анаеробного зброджування органічних субстратів»	Даний спосіб дозволить зменшити шкідливий вплив на навколишнє природне середовище шляхом зменшення емісії CO ₂ і підвищення якості органічних добрив для сільського господарства	Не розраховувався


Від НАУ



Голова комісії: _____ С. В. Бойченко

Члени комісії:

 В. Ф. Фролов


 С.Й.Шаманський

Від

ТОВ «Адванс Інвест»:

Голова комісії:  А.І. Мартинюк

Члени комісії:

 Д.В. Фінько

 І.В. Лисак



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Проректор з наукової роботи НАУ

 В.П. Харченко

2018 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Директор ТОВ «ЗАЦ «КАРАТ»

 М.В. Михальчук

2018 р.

АКТ ВПРОВАДЖЕННЯ

Комісія у складі

- представників Національного авіаційного університету (НАУ) у особі директора Навчально-наукового інституту екологічної безпеки, д. т. н., професора Бойченка Сергія Валерійовича, завідувача кафедри екології, д. т. н., професора Фролова Валерія Федоровича, доцента кафедри екології, к. т. н. Шаманського Сергія Йосиповича;
- представників Товариства з обмеженою відповідальністю «Земельно-аграрний центр «КАРАТ», юридична адреса: 29000, Україна, м. Хмельницький, вул. Пушкіна, 9 у особі директора Михальчука Максима Володимировича, головного архітектора проекту Радзіховської Катерини Олексіївни, техника-проектувальника Губаревої Оксани Павлівни,

склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського С. Й. та науково-дослідної роботи за темою №0116U008720 «Вдосконалення технології очищення господарчо-побутових стічних вод та обробки осадів господарсько-побутових стічних вод авіапідприємства», прийняті до упровадження у робочий процес для використання у проектних роботах.

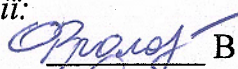
Назва упровадженого результату	Досягнутий фактичний результат	
	Соціальний, технічний, організаційний та інш.	Економічний (грн. за рік)
«Спосіб організації водовідведення»	Даний спосіб дозволить підвищити екологічну безпеку та економічну ефективність функціонування систем водовідведення.	Не розраховувався

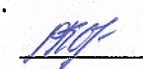
Від НАУ

Від ТОВ «ЗАЦ «КАРАТ»:

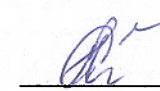
Голова комісії:  С. В. Бойченко

Голова комісії:  М. В. Михальчук

Члени комісії:  В. Ф. Фролов

Члени комісії:  К. О. Радзіховська

 С. Й. Шаманський

 О. П. Губарева



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Проректор з наукової роботи НАУ
В.П. Харченко

2018 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Міський голова Баранівської міської
ради

А.О. Душко

«12» _____ 2018 р.

АКТ ВПРОВАДЖЕННЯ

Ми, що нижче підписалися

представники Національного авіаційного університету (НАУ) директор Навчально-наукового інституту екологічної безпеки, д.т.н., професор Бойченко С. В., завідувач кафедри екології, д.т.н., професор Фролов В. Ф., доцент кафедри екології, к.т.н. Шаманський С.Й. та представники Баранівської міської ради, 12701, вул. Соборна, 20, м. Баранівка Баранівського району Житомирської області., у особі: міського голови Баранівської міської ради Душко А.О., начальника відділу містобудування та архітектури, земельних відносин та комунальної власності Шевчук О.Г., провідного спеціаліста містобудування та архітектури відділу містобудування та архітектури, земельних відносин та комунальної власності Дерев'янчука Г.О., склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського С.Й. та науково-дослідної роботи за темою №0116U008720 «Вдосконалення технології очищення господарсько-побутових стічних вод та обробки осадів господарсько-побутових стічних вод авіапідприємства», прийняті до упровадження у розробку системи каналізування Баранівської міської об'єднаної територіальної громади Житомирської області.

Назва упровадженого результату	Досягнутий фактичний результат	
	Соціальний, технічний, організаційний та інш.	Економічний (грн. за рік)
«Спосіб організації водовідведення»	Даний спосіб дозволить підвищити екологічну безпеку та економічну ефективність функціонування систем водовідведення.	Не розраховувався

Від НАУ

Від Баранівської міської ради:

Голова комісії: _____ С. В. Бойченко

Голова комісії: _____ А.О. Душко

Члени комісії: _____ В. Ф. Фролов


Члени комісії: _____ О.Г. Шевчук

_____ С.Й.Шаманський

_____ Г.О. Дерев'янчук

«УЗГОДЖЕНО»

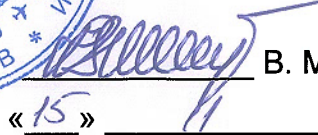
Проректор з навчальної
роботи


_____ А. Г. Гудманян
« 14 » _____ 2018 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Ректор НАУ


_____ В. М. Ісаєнко
« 15 » _____ 2018 р.

А К Т

упровадження результатів дисертаційної роботи у навчальний процес Національного авіаційного університету

Ми, що нижче підписалися, проректор з міжнародного співробітництва і освіти директор доктор техн. наук, професор Запорожець О. І., директор Навчально-наукового інституту Екологічної безпеки, науковий керівник УкрНДНЦ хімотології та сертифікації ПММ і ТР, доктор техн. наук, професор Бойченко С. В., завідувач кафедри екології, доктор техн. наук, професор Фролов В. Ф., доцент кафедри екології, канд. техн. наук Шаманський С. Й. склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського Сергія Йосиповича «Технологічні засади удосконалення екологічно безпечних процесів водовідведення» у вигляді частини навчального посібника «Транспортна екологія» авторів О. І. Запропожця, С. В. Бойченка, О. Л. Матвєєвої, С. Й. Шаманського, Т. І. Дмитрухи, С. М. Маджд використовується у навчальному процесі Національного авіаційного університету на кафедрі екології.

Назва результату НДР, що запроваджується	Форма запровадження (монографія, підручник, навчальний посібник, конспект лекцій, методична розробка, лабораторний практикум, програма курсу, постановка лабораторного роботи, програма, продовження розробки у курсовій, дипломній роботі та ін.)	Ефект від запровадження
Навчальний посібник «Транспортна екологія»	Навчальний посібник використовується під час викладання навчальних дисциплін «Транспортна екологія», «Урбоекологія» та «Техноекологія», що викладаються для студентів напряму підготовки 101 «Екологія»	Покращення якості викладання матеріалів, рівня підготовки фахівців та підвищення рівня забезпеченості сучасною літературою з 70% до 95%.

Проректор з міжнародного співробітництва і освіти


О. І. Запорожець

Директор ННІЕБ


С. В. Бойченко

Завідувач кафедри екології ННІЕБ



В. Ф. Фролов

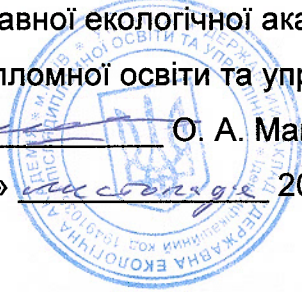
Доцент кафедри екології ННІЕБ


С. Й. Шаманський

«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Проректор з наукової роботи
Державної екологічної академії
післядипломної освіти та управління


О. А. Машков
«28» листопада 2018 р.



А К Т

**упровадження результатів дисертаційної роботи у навчальний процес
Державної екологічної академії післядипломної освіти та управління**

Ми, що нижче підписалися, доктор технічних наук, старший науковий співробітник Антонов А. В., доктор технічних наук, професор Пашков Д. П., кандидат технічних наук, доцент Іващенко Т. Г. склали цей акт про те, що результати дисертаційної роботи Шаманського Сергія Йосиповича «Технологічні засади удосконалення екологічно безпечних процесів водовідведення» у вигляді частини навчального посібника «Транспортна екологія» авторів О. І. Запропожця, С. В. Бойченка, О. Л. Матвєєвої, С. Й. Шаманського, Т. І. Дмитрухи, С. М. Маджд використовується у навчальному процесі Державної екологічної академії післядипломної освіти та управління.

Назва результату НДР, що упроваджується	Форма упровадження (монографія, підручник, навчальний посібник, конспект лекцій, методична розробка, лабораторний практикум, програма курсу, постановка лабораторного роботи, програма, продовження розробки у курсовій, дипломній роботі та ін.)	Ефект від упровадження
Навчальний посібник «Транспортна екологія»	Навчальний посібник використовується у навчальному процесі Державної екологічної академії післядипломної освіти та управління	Покращення якості викладання матеріалів, рівня підготовки фахівців та підвищення рівня забезпеченості сучасною літературою з 70% до 95%.

Доктор технічних наук, с. н. с.



А. В. Антонов

Доктор технічних наук, професор



Д. П. Пашков

Кандидат технічних наук, доцент

Т. Г. Іващенко