

Nemzeti
Közszolgálati
Egyetem
Víz tudományi Kar

Szerkesztette
Karches Tamás

KIS KAPACITÁSÚ SZENNYVÍZTISZTÍTÓ LÉTESÍTMÉNYEK



SZÉCHENYI 



MAGYARORSZÁG
KORMÁNYA

Európai Unió
Európai Szociális
Alap



BEFEKTETÉS A JÖVŐBE

Kis kapacitású szennyvíztisztító létesítmények

Kis kapacitású szennyvíztisztító létesítmények

Szerkesztette
Karches Tamás



LUDOVIKA
EGYETEMI KIADÓ

Budapest, 2020

A projekt az Európai Unió támogatásával, az Európai Szociális Alap (ESZA) társfinanszírozásával valósul meg (támogatási szerződés száma: EFOP-3.6.1-16-2016-00025, projekt címe: A vízgazdálkodási felsőoktatás erősítése az intelligens szakosodás keretében).

Szerzők
Bognár Ferenc
Dalkó Ilona
Karches Tamás
Orgoványi Péter
Papp Tamás
Török László
Vadkerti Edit

Lektor
Németh Zsolt

Ludovika Egyetemi Kiadó Nonprofit Kft.
Székhely: 1089 Budapest, Orczy út 1.
Kapcsolat: kiadvanyok@ludovika.hu

A kiadásért felel: Koltányi Gergely ügyvezető igazgató
Felelős szerkesztő: Inzsöl Kata
Olvasószerkesztő: Kutas Éva
Korrektor: Bíró Csilla
Tördelőszerkesztő: Kőrösi László

Nyomdai kivitelezés: Ludovika Egyetemi Kiadó Nonprofit Kft.

ISBN 978-963-531-354-9 (nyomtatott)
978-963-531-356-3 (elektronikus PDF) | ISBN 978-963-531-355-6 (ePub)

© A szerkesztő, 2020
© A szerzők, 2020
© Ludovika Egyetemi Kiadó, 2020

Minden jog védve.

Tartalom

Előszó

A szennyvíztisztítás alapjai

(Orgoványi Péter, Dalkó Ilona, Vadkerti Edit, Bognár Ferenc)

Mechanikai előkezelés	13
<i>Rácsok és aprítók</i>	14
<i>Homokfogó</i>	18
<i>Hidrociklon</i>	21
<i>Úsztatóberendezések</i>	21
<i>Zsír- és olajfogók</i>	22
<i>Flotációs berendezések</i>	22
<i>Ülepítő</i>	22
<i>Sűrítők</i>	24
<i>Oldómedencék</i>	25
A szennyvíztisztítás biológiai folyamatai	25
<i>A prokarióták anyagcseretípusai</i>	26
<i>A lebontás biokémiai folyamatai</i>	30
<i>Az eleveniszap életközössége</i>	32
<i>Az eleveniszap biokémiai folyamatai</i>	36
<i>Az egyedi szennyvíztisztító kisberendezések biológiai folyamatai</i>	39
Kémiai szennyvíztisztítás	40
<i>Kémiai foszforeltávolítás</i>	40
<i>Alumíniumsók</i>	42
<i>Vassók</i>	42
<i>Mész</i>	43
<i>CEPT (Chemically Enhanced Primary Treatment) eljárás</i>	43
<i>Elő-, szimultán és utókicsapás</i>	43
<i>Előkicsapás</i>	44
<i>Szimultán kicsapás</i>	45
<i>Utókicsapás</i>	45
<i>Kémiai nitrogéneltávolítás</i>	46
Iszapkezelés	46
<i>Térfogatcsökkentési és -stabilizálási eljárások</i>	49
<i>Iszapok szállítása</i>	68
<i>Iszapok elhelyezése és hasznosítása</i>	70
Felhasznált irodalom	73
Szabványok, előírások, rendeletek	73
Ajánlott irodalom	73
Fejezetzáró kérdések	74

Decentralizált szennyvíztisztítás
(Orgoványi Péter, Karches Tamás, Vadkerti Edit)

Centralizáció vs. decentralizáció	75
Decentralizált szennyvízkezelés	77
A hazai szabályozás elemei	79
A decentralizált szennyvíztisztítás jelene és jövője Magyarországon	81
Decentralizált szennyvízkezelő rendszer (DEWATS) a fejlődő országokban	83
<i>CBS-programok</i>	83
<i>A DEWATS-modulok technológiai konfigurációi</i>	84
Felhasznált irodalom	86
Jogszabályok	87
Ajánlott irodalom	87
Fejezetzáró kérdések	87

Szennyvíztisztító kisberendezések, szennyvízelhelyező kislétesítmények
(Török László)

Szennyvíztisztító kisberendezések létesítésének, üzemeltetésének jogszabályi háttere	89
<i>A szennyvíztisztítás és -elhelyezés jogszabályi fejlődése</i>	89
<i>A szennyvíztisztítás és -elhelyezés aktuális jogszabályi helyzete</i>	91
<i>A kisberendezésekre vonatkozó német jogszabályok</i>	94
Kisberendezésekre vonatkozó szabványok, műszaki előírások, irányelvek	95
Kis szennyvíztisztítók működése és műszaki kialakítása	101
<i>Rácsok</i>	101
<i>Úsztató és flotáló műtárgyak</i>	102
<i>Egyszerű és bővített oldómedencék</i>	102
<i>Folyamatos átfolyású eleveniszapos kisberendezések</i>	104
<i>SBR-kisberendezések</i>	107
<i>Csepegtetőtestes kisberendezések</i>	109
<i>Merültárcsás csepegtetőtest</i>	110
<i>Bemerülőtestes és lebegőágyas tisztítási technológia</i>	111
<i>Membrán bioreaktorok (MBR)</i>	113
<i>Szennyvíztavak</i>	116
<i>Homokszűrő mezők és árkok</i>	117
<i>Növényágyas, gyökérszűrő szennyvíztisztítók</i>	119
<i>Fertőtlenítés</i>	122
A szennyvíztisztító kisberendezések méretezésének sajátos aspektusai	124
<i>A szennyvizek mennyisége, mértékadó értéke</i>	125
<i>A szennyvizek sajátos minőségi jellemzői</i>	131
<i>A szennyvíztisztító kisberendezések szennyezőanyag-terhelései</i>	131
<i>Ülepítők méretezése</i>	136
<i>Oldómedencék méretezése</i>	137
<i>Eleveniszapos kisberendezések méretezése</i>	138
<i>Csepegtetőtestes és merültárcsás biológiai tisztítóberendezések méretezése</i>	138
<i>Membránbiológiai berendezések méretezése</i>	139
<i>Tavas szennyvíztisztítók méretezése</i>	139

<i>A szűrőrendszerek szennyezéseliminációs mechanizmusai</i>	140
<i>Homokszűrő árok és mező</i>	141
<i>A növényágyas szennyvíztisztítók méretezése</i>	142
<i>UV-fertőtlenítés</i>	142
A tisztított szennyvíz elhelyezése	142
<i>A szikkasztórendszerek kialakítása</i>	143
<i>Szennyvízelhelyező létesítmények méretezése</i>	145
A szennyvíztisztítás melléktermékeinek elhelyezése	147
A kisberendezések létesítésének, telepítésének szabályai	147
Üzemeltetés, karbantartás	147
<i>Általános előírások</i>	147
<i>Az egyedi szennyvíztisztító létesítmények mintázása</i>	148
<i>Az egyedi szennyvíztisztító létesítmények üzemeltetési feladatai</i>	149
Gazdaságossági vonatkozások	151
Felhasznált irodalom	154
Jogszabályok	154
Szabványok	154
Ajánlott irodalom	155
Fejezetzáró kérdések	155

Szennyvíztisztítási folyamatok modellezése

(Karches Tamás)

Szennyvíztisztítás modellezése, szimulátorok	157
<i>Szimulációs protokollok</i>	159
Anyagforgalmi modellek felépítése	159
<i>Biológiai növekedés</i>	160
<i>Hidrolízis</i>	160
<i>Pusztulás</i>	161
<i>Eleveniszapos modellek</i>	164
<i>Biofilmes modellek</i>	168
<i>Hibrid biofilmes rendszerek</i>	172
Segédmodellek	172
<i>Szennyvíz-frakcionálás modell</i>	172
<i>Levegőztetési modell</i>	173
<i>Ülepítőmodell</i>	176
<i>Folyamatirányítási modell</i>	180
Reaktormodellek	181
<i>Ideális és reális reaktormodellek</i>	181
<i>Recirkuláció hatása a reaktormodellre</i>	186
<i>Levegőztetés hatása a reaktormodellre nézve</i>	188
<i>Izapsökkenés kaszkádolással</i>	190
Egyedi szennyvíztisztító kisberendezések anyagforgalmi modellje	191
<i>A nyers szennyvíz karakterizálása, modellbeállítások</i>	191
<i>Elvégzett szimulációk és eredmények</i>	192
Felhasznált irodalom	197

Internetes források	197
Szabvány	197
Ajánlott irodalom	197
Fejezetzáró kérdések	200

Döntéstámogató rendszerek és adaptáció
(Karches Tamás)

Döntéstámogató rendszerek	201
<i>Adattárházak (Data warehouse)</i>	203
<i>OLAP- (On Line Analytical Processing) rendszerek</i>	203
<i>Ozlopalapú adatbázis-kezelők</i>	203
<i>Adatbányász-technológiák</i>	203
<i>Riportkészítő eszközök</i>	204
Döntési folyamat	205
<i>Lineáris programozás</i>	205
<i>Szimplex módszer</i>	206
A döntéstámogató rendszer felépítése	208
Döntéstámogató rendszer alkalmazása	209
<i>Adatbázis</i>	209
<i>Döntési algoritmus</i>	210
<i>Felhasználói felület</i>	211
Ajánlott irodalom	215
Fejezetzáró kérdések	216

Melléklet. Szennyvíztisztító kisberendezések bemutatása
(Papp Tamás)

Polydox-6 és Polydox-12 típusú szennyvíztisztító kisberendezés	219
<i>A Polydox-6 és Polydox-12 típusú szennyvíztisztító kisberendezés felépítése</i>	220
<i>A Polydox-6 és Polydox-12 típusú szennyvíztisztító kisberendezés működése</i>	220
<i>A szennyvíztisztító berendezés telepítési helyének kiválasztása</i>	221
<i>A szennyvíztisztító berendezés tartályának elhelyezése</i>	222
<i>A szennyvíztisztító berendezés elektromos vezérlőszekrényének telepítése</i>	222
<i>Üzemeltetési feltételek</i>	223
<i>Karbantartási utasítás</i>	224
Polydox-30 és Polydox-50 típusú biológiai szennyvíztisztító kisberendezés	224
<i>A Polydox-30 és Polydox-50 típusú szennyvíztisztító kisberendezés felépítése</i>	225
<i>A Polydox-30 és Polydox-50 típusú szennyvíztisztító kisberendezés működése</i>	226
<i>A szennyvíztisztító berendezés telepítési helyének kiválasztása</i>	226
<i>A szennyvíztisztító berendezés tartályának elhelyezése</i>	227
<i>A szennyvíztisztító berendezés elektromos vezérlőszekrényének telepítése</i>	228
<i>Üzemeltetési feltételek</i>	228
<i>Karbantartási utasítás</i>	229
Öko Tech Home Kft.	230
<i>A.B. Clear típusú biológiai szennyvíztisztító kisberendezések</i>	231
<i>A gyártó által ajánlott felhasználási területek</i>	231

<i>Az A.B. Clear 6-os, 8-as és 10-es típusú szennyvíztisztító kisberendezés működési elve</i>	234
<i>A szennyvíztisztító berendezés ellenőrzése, karbantartása</i>	235
GRAF szennyvíztisztító kisberendezés	238
<i>A One2Clean szennyvíztisztító alkalmazási területe</i>	239
<i>A szennyvíztisztító berendezés telepítése</i>	239
<i>A szennyvíztisztító berendezés üzembe helyezése, beüzemelése</i>	240
<i>A One2Clean szennyvíztisztító kisberendezés működése</i>	240
<i>A szennyvíztisztító berendezés ellenőrzése és annak gyakorisága</i>	242
<i>Szennyvíztisztító berendezés egységeinek karbantartása</i>	243
ASIO AS-VARIOcomp szennyvíztisztító család	245
<i>Az AS-VARIOcomp K alkalmazási területei</i>	247
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztító berendezés telepítése</i>	248
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztító üzembe helyezése</i>	249
<i>A próbauzem célja, feladatai</i>	250
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztító berendezés működése</i>	251
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztítók sorba kapcsolása</i>	251
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztító berendezésben lejátszódó folyamatok</i>	252
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztító tisztítási fokozatai</i>	252
<i>Az AS-VARIOcomp szennyvíztisztító berendezés kezelése és karbantartása</i>	255
BV-I szennyvíztisztító kisberendezés	258
<i>A BV-I szennyvíztisztító technológiai leírása</i>	258
<i>A BV-I tisztítási folyamata</i>	259
<i>A BV-I szennyvíztisztító műszaki leírása</i>	260
<i>A BV-I szennyvíztisztító berendezés telepítése</i>	261
<i>Beüzemelés</i>	261
<i>Üzemeltetési és karbantartási utasítás</i>	262

Szennyvíztisztítási folyamatok modellezése

Szennyvíztisztítás modellezése, szimulátorok

A szennyvíztisztítási folyamatok szimulálására, előrejelzésére már a technológiai tervezés fázisában szükség van. Ezen modellek többnyire dinamikus szimulációt alkalmaznak, azaz a folyamatok teljes körű leírásához a változók időbeli függését is figyelembe veszik. Ennek egyik oka, hogy a beérkező szennyvízterhelés nem egyenletes; egyrészt a szennyvízhozam napi és évszakos ingadozásából, másrészt a változó ipari hányadtól függ.

Ebből kifolyólag a technológia sem tervezhető átlagértékekre, és az üzemeltetés sem hagyatkozhat csupán egyszeri pontminták alapján feltételezett statikus állapotokra. A dinamikus modelleknek a szennyvíztisztítás összetett természetét tükrözniük kell, ezért a modell felépítése is szükség-szerűen rendszerszemléletű, komplex közelítést igényel, amelyben egyszerre többfajta modellelem mintegy fogaskerékként kapcsolódik össze.

A modellelemek és céljaik a következők:

- befolyómodell: szennyvíz összetételének, frakcióinak meghatározása és állapotváltozókká alakítása;
- ülepítőmodell: a partikulált formában lévő anyag kiülepíthetőségének előrejelzése;
- biokinetikai/biokonverziós modell: a biológiai tisztítási szakaszban szükséges biomasszamenyiség és ez alapján a reaktortérfogat meghatározása;
- szivattyúmodell: a szivattyúk és átemelések üzemrendjének meghatározása, energiaigényének becslése;
- szenzormodell: az egyes komponenseknél a mérőműszer jele és a mért koncentráció közötti kapcsolat felállítása;
- folyamatirányítási modell: a mért vízminőségi adat alapján visszacsatolások megtétele az üzemirányítás számára;
- áramlási és transzportmodell: műtárgy-hidraulikai és a hozzá kapcsolható terjedési modell, ideértendő a többdimenziós áramlási modell leegyszerűsítéseként megalkotott reaktormodell;
- levegőztetési modell: a mikroorganizmusok számára elengedhetetlen oxigénmennyiség és a fúvókon bejuttatott levegőmennyiség közötti kapcsolat felállítása;
- kimeneti modell: a modell állapotváltozóiból összetett változók generálása.

Az egyes modellelemek közötti kapcsolatot a bemenet-kimenet (input-output) viszony határozza meg. Például a szennyvízfrakciók meghatározásával a befolyó modell kimeneti értékét számoljuk, de ezen értékek az anyagforgalmi modell számára bemeneti értéként jelentkeznek. A szenzormodell segítségével meghatározott reaktorvégi ammóniumion-koncentráció alapján meghatározható a szükséges levegőmennyiség (ammóniumkontroll), amely egyrészt a folyamatirányítási kérdés, másrészt a levegőztetési modellre is hatást gyakorol.

Bizonyos modellelemek nehezen választhatók el egymástól; ilyen például a biokinetikai modell és az áramlási modell. Ilyen esetben gyakran valamelyik elemet egyszerűsítjük, és a hozzá tartozó másik elem modelljében csak átlagértékeket veszünk figyelembe. Például a biokinetikai modellek teljesen elkevert vagy kaszkádreaktor-modelljeiben az áramlás többdimenziós jellege értelmezhetetlen, csupán az elkeveredésre gyakorolt hatását vesszük figyelembe.

A 4.1. ábrán láthatók a modellrendszer elemei és egymáshoz viszonyított kapcsolatuk. Ezen rendszert a Nemzetközi Vízügyi Szövetség (IWA: International Water Association) modellezési munkacsoportja hozta létre (GMP: Good Modelling Practice, TG: Task Group: munkacsoport).



4.1. ábra

Szennyvíztisztítás modellrendszerének elemei (saját szerkesztés [1] alapján)

Megjegyzés: 1: befolyómodell, 2: anyagforgalmi/biokinetikai/biokonverziós modell, 3: ülepítőmodell, 4: szivattyúmodell, 5: szenzormodell, 6: áramlási és anyagtranszportmodell, 7: folyamatirányítási modell, 8: levegőztetési modell, 9: kimeneti modell

Az összetett modellezési rendszer lehetővé teszi a szennyvíztisztítási folyamatok tervezését, az üzemirányítást, prognózisok, trendek készítését és optimalizációs eljárások lefuttatását. Az egyes modellelemek szorosan kapcsolódnak egymáshoz, de a gyakorlati feladatok megoldásához gyakran élünk az egyszerűsítés lehetőségével.

Szennyvíztisztítási folyamatok tervezésénél elsősorban a reaktortérfogatokat, a szükséges vegyszer- és levegőmennyiségeket és a képződő iszapmennyiséget határozzuk meg, amihez elengedhetetlen a befolyó-, a biokinetikai, az ülepítő- és a levegőztetési modell, illetve a kimeneti modellelemek együttes használata. Az egyszerű kezelhetőség érdekében érdemes olyan szimulációs környezetet keresni, amely lehetővé teszi a több elem együttes vizsgálatát. Ilyen szimulációs rendszerek sokasága található a piacon, amelyek közül több szempont alapján választhatunk:

- könnyű kezelhetőség, felhasználóbarát szimulációs környezet,
- szoftvertámogatás,
- bővíthetőség, flexibilitás,
- megfizethetőség, ár-érték arány.

Tehát olyan szimulációs környezetet választunk, amelynek kezeléséhez nem szükséges magas szintű programozási ismeretek használata, stabil működést tesz lehetővé, az online szakmai támogatás lehetősége biztosított. A megvásárolt termék ne csak az általános problémák kezelésére legyen alkalmas, hanem biztosítson olyan felületet, ahol az egyes modellek bővíthetők, kiterjeszthetők speciális esetek megoldásához. Nem utolsósorban pedig az ár-érték arány alapján választunk: a szoftver használatával elnyert előnyök (például optimalizáció során kapott nyereség) a szoftverkölségnél magasabb legyen. Érdemes meggondolni, hogy ingyenes és sok esetben nyílt forráskódú szoftverhez van-e megfelelő tapasztalatunk, vagy a felhasználóbarát, támogatást nyújtó, adott időszakra licencet biztosító megoldást válasszuk. Néhány szimulációs környezet a szennyvíztisztítás modellezése témakörben:

- Stoa: folyamatosan fejlesztett, csatornamodell is alkalmaz, egyszerűbb problémák megoldására alkalmas ingyenes szimulációs környezet.
- WEST: dán DHI által kifejlesztett, jól alakítható környezettel.
- GPS-X: Hydromantis által forgalmazott szoftver, széles körben elterjedt, jó támogatással. Több saját modellt is implementáltak (például Mantis-modell).
- Simba: először német nyelvterületen terjedt el, de az utóbbi időket nagy fejlesztések határozták meg, és világhírű névre tettek szert.
- BioWin: a GPS-X nagy vetélytársa a komplex szennyvíztelepi problémák megoldására képes tervezés, intenzifikálás, üzemirányítás területén. Felhasználóbarát szimulációs környezet.
- SUMO: új generációs megoldás Takács Imrétől és csapatától. Rendkívül gyorsan végrehajthatók a szimulációk, és felhasználóbarát környezettel rendelkeznek.
- Ezekon kívül még forgalomban lévő és használatos szimulációs szoftverek az AQUASIM, JASS, EFOR, ASIM.

Szimulációs protokollok

Láthattuk, hogy milyen bőséges választék áll rendelkezésre a szoftverek területén, azonban fontos, hogy az egyes szimulációs környezetbe ágyazott modellek eredményei ne különbözzenek egymástól, és lehetőleg a valósághoz is közeli értékeket kapjunk. Ennek érdekében a szimulátorok és a szimulációs folyamatok összehasonlításához nemzetközi protokollokat vezettek be, amelyek segítik a különböző vizsgálatok eredményeinek összehasonlítását. Néhány szimulációs protokoll:

- STOWA protokoll: a Dán Alkalmazott Vízügyi Kutatási Alap dolgozta ki, elsősorban az ASMI-re épül.
- Biomath protokoll: az ASM modelles család teljes egészére meghatároz kalibrációs eljárásokat.
- WERF (Water Environment Research Foundation) protokoll: elsősorban a szennyvíz összetételének vizsgálatát szabályozza, több kalibrációs szintet határoz meg.
- HSG protokoll: általános, modellfüggetlen adatokkal dolgozik.

A különböző protokollok máshová helyezik a hangsúlyt, részletekben különböznek, eltérő ajánlásokat fogalmaznak meg még akkor is, ha az alapelvekben meg tudtak egyezni. Ebből viszont az következik, hogy az eltérő szimulációs környezetet és eltérő modellezési protokollt követő szimulációk összehasonlíthatatlanok. A Nemzetközi Vízügyi Szövetség (IWA) GMP Munkacsoportja (Good Modelling Practice) a jó modellezési gyakorlat kidolgozásán keresztül próbálja elvégezni az egységesítést.

Anyagforgalmi modellek felépítése

A modellek működésének megértéséhez az alapvető fizikai, kémiai és biológiai folyamatok leírása szükséges. Ezen folyamatok időbeli változása adja a telepen kialakuló biomassza mennyiségét és a szubsztrátum fogyásának kinetikai egyenletét.

A konverziók a biológiai szennyvíztisztító telepeken a következők:

- biológiai növekedés,
- hidrolízis,
- pusztulás.

Biológiai növekedés

A szennyvíztisztítási folyamatban előforduló mikroorganizmusok a növekedésükhöz kicsi és egyszerű felépítésű molekulák lebontását/átalakítását végzik el. Ilyenek lehetnek például az ecetsav, etanol, metanol, propionsav, glükóz, ammónium, nitrit stb. A növekedés enzimkatalizált mikrobiológiai reakcióként fogható fel. A növekedés (a szaporodási sebességen keresztül) a szubsztrát függvényében a Monod-kinetikát követi, és a következő egyenlet írja le:

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S}$$

ahol:

μ : fajlagos szaporodási sebesség [t⁻¹]

μ_{max} : maximális fajlagos szaporodási sebesség [t⁻¹]

S : szubsztrátum koncentráció [mg/l]

K_S : szubsztrátum féltelítési állandó, vagyis a maximális fajlagos szaporodási sebesség feléhez tartozó szubsztrátum [mg/l]

A kinetika alapján bevezethető a hozamkonstans, amely kifejezi, hogy 1 kg szerves anyagból mint szubsztrátumból hány kg biomassa (iszap) képződik.

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt}$$

ahol

X : naponta képződő biomassa mennyisége [kg/d]

S : naponta a telepre érkező szubsztrátummennyiség [kg/d]

Y : hozamkonstans [kg/kg]

A fenti egyenletek alapján felállítható a szubsztrátum fogyásának egyenlete:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{-1}{Y} \mu_{max} \frac{S}{K_S + S} X$$

Természetesen többfajta szubsztrát is szükséges a biomassa növekedéséhez, amelyeket egyenként figyelembe kell venni.

Hidrolízis

A nagy méretű molekulák kisebb méretű molekulákká konvertálódnak (partikulált vagy oldott forma). A biokémiai hidrolízis során a mikroorganizmusok által termelt sejten kívül ható enzimek (ún. extracelluláris enzimek) közül a hidrolázok végzik a nagy molekulaméretű szerves anyagok (biopolimerek) hasítását, darabolását. A keletkezett kisebb molekulákat már fel tudják venni a sejtek, és átalakítás után saját szervezetük növekedéséhez és szaporodásukhoz használják fel, ezáltal növelve a biomassa mennyiségét. Mivel a hidrolízis sebessége általában kisebb, mint a biológiai növekedésé, így gyakran sebességlimitáló tényező a biológiai szennyvíztisztítási folyamatokban.

Pusztulás

A mikroorganizmusokat elhalás jellemzi, amelynek „sebessége” a biológiai tisztítótelepek anyagának konverziója miatt lényeges. Bizonyos mennyiségű lassan bontható anyag kerül be a rendszerbe. Ez az anyag hidrolizál, és következésképpen növekedést vagy oxigén-, illetve nitrátfogyasztást okoz.

Ezek voltak a főbb átalakító folyamatok a biológiai szennyvíztisztításban. Az eltávolító folyamatokat a következő lépésben feloszthatjuk még szervesanyag-eltávolításra, nitrifikálásra és denitrifikációs folyamatokra. A modell építkezését lépésről lépésre példán keresztül mutatjuk be. Az átláthatóság érdekében mátrixos jelölést alkalmazunk, amelynek soraiban az egyes folyamatok állnak, oszlopaiban a vizsgált komponensek és a reakciósebesség áll.

1. lépés: Heterotróf mikroorganizmusok szaporulata. Az oldott szerves anyag aerob bontása: a folyamat oxigén jelenlétében játszódik le, szükség van hozzá oldott oxigénre és heterotróf biomasszára. A modell komponensei a következők:

- oldott oxigén-koncentráció (SO_2),
- oldott biodegradálható szervesanyag-koncentráció (SS),
- oldott inert szervesanyag-koncentráció (SI),
- heterotróf biomassza-koncentráció (XH).

A komponensek és folyamatok táblázatba rendezésével az együtthatókat a 4.1. táblázatban bemutatott módon tudjuk jelölni.

4.1. táblázat

Heterotróf biomassza növekedése (saját szerkesztés)

Komponens	SO_2	SI	SS	XH
1. heterotróf növekedés	$1-1/Y_H$		$-1/Y_H$	$+1$

Az első folyamat sebessége így írható fel:

$$\mu_H \cdot \frac{SO_2}{K_{H,O_2} + SO_2} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot X_H$$

A Monod-kinetika alapján a heterotrófokra felírt szaporodási sebességgel számol, figyelembe véve az oldott oxigén-koncentrációt és a biodegradálható szerves anyagot. A heterotróf mikroorganizmusok hozamkonstansa mintegy $Y_H = 0,67$ g/g, a maximális fajlagos szaporodási sebesség $\mu_H = 4$ 1/d. Az oxigén féltelítési állandója $K_{H,O_2} = 0,2$ g/l, a szubsztrátum féltelítési állandója $K_{H,SS} = 5,0$ g/l.

A 4.1. táblázat és a folyamatsebesség segítségével az alábbi módon határozhatók meg az egyes komponensek transzportegyenletei:

- oldott oxigén-koncentráció

$$\frac{dSO_2}{dt} = \left(1 - \frac{1}{Y_H}\right) \cdot \mu_H \cdot \frac{SO_2}{K_{H,O_2} + SO_2} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot X_H$$

- oldott biodegradálható szerves anyag

$$\frac{dSS}{dt} = \left(\frac{-1}{Y_H}\right) \cdot \mu_H \cdot \frac{SO_2}{K_{H,O_2} + SO_2} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot X_H$$

- heterotróf biomassza növekedése

$$\frac{dXH}{dt} = (+1) \cdot \mu_H \cdot \frac{SO_2}{K_{H,O_2} + SO_2} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot X_H$$

2. lépés: Az egyenletekből látható, hogy az adott komponens időbeli megváltozása megegyezik a táblázatból kinyert együttható és a folyamatsebesség szorzatával. A következő szakaszban a modellt bővítjük a sejtízis folyamatával, azaz a mikroorganizmusok elhalásával és átalakulásával biodegradálható anyaggá. Ebben az esetben a komponensek száma nem, csak a folyamatok száma bővül (4.2. táblázat).

4.2. táblázat

Heterotróf biomassza növekedése (saját szerkesztés)

Komponens	SO_2	SI	SS	XH
1. heterotróf növekedés	$1-1/Y_H$		$-1/Y_H$	+1
2. sejtízis			+1	-1

A táblázatból látszik, hogy a heterotróf szervezetek fogyasztásával arányosan nő a biodegradálható szerves anyag mennyisége. A folyamat sebessége a heterotrófokkal arányos ($=b_H \times XH$), ahol az arányossági tényező $b_H = 0,4$ 1/d.

Így a transzportegyenletet a szerves szénre felírva a következőt kapjuk:

$$\frac{dSS}{dt} = \left(\frac{-1}{Y_H}\right) \cdot \mu_H \cdot \frac{SO_2}{K_{H,O_2} + SO_2} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot X_H + 1 \cdot b_H \cdot XH$$

Azonban a szimulációs eredmények igazolták, hogy a fenti egyenlet túl gyors átmenetet képez a biomassza és a szabadon felhasználható szerves anyag között. Az elhalt sejtek először nagyobb molekulákat alkotnak, amelyek hidrolizálnak, és kisebb molekulává alakulnak át. A 3. lépésben a hidrolízis folyamatával bővítjük a mátrixot. Ehhez újabb komponens bevezetésére van szükség, amely a lassan bontható szerves szubsztrátum (XS). Ennek eredményeképp a 4.2. táblázatban változtatni kellett a 2. számú sejtízis folyamatához tartozó együtthatókon: így a +1 tag nem az SS -hez, hanem az XS -hez tartozik.

4.3. táblázat

Szerves anyag bontása (saját szerkesztés)

Komponens	SO_2	SI	SS	XH	XS
1. heterotróf növekedés	$1-1/Y_H$		$-1/Y_H$	1	
2. sejtízis			-	-1	+1
3. hidrolízis			+1		-1

A hidrolízis folyamatsebessége:

$$k_H \cdot \frac{XS/XH}{K_X + XS/XH} \cdot \frac{SO_2}{K_{hidr,O_2} + SO_2} \cdot XH$$

ahol

k_H : a hidrolízis folyamatát leíró konstans: 1,6 g/g

K_X : féltelítési állandó a heterotróf hidrolízishez: 0,04 g/g

K_{H,O_2} : oxigéntelítési állandó: 0,1 g O₂/l

A felállított modell jól közelíti a valós oxigénfogyást, azonban nem adja vissza teljeskörűen a képződött iszapszámnyiséget. Ennek oka, hogy a sejtízis során visszkapott anyag nem teljes egészében biodegradálható, keletkeznek partikulált inert anyagok is. Ennek figyelembevételéhez a partikulált inert frakciót (XI) vezetjük be. A biomassza mintegy 8%-a válik inertté ($f = 0,08$).

4.4. táblázat

Szerves anyag bontása az inert frakció figyelembevételével (saját szerkesztés)

Komponens	SO ₂	SI	SS	XH	XS	XI
1. heterotróf növekedés	1-1/Y _H		-1/Y _H	1		
2. sejtízis				-1	1-f	f
3. hidrolízis			1		-1	

A modell bővítése a biológiai N-eltávolítás bevonásával lehetséges, amelynek legáltalánosabb útja a nitrifikáció-denitrifikációs út bejárása. Első lépésben a nitrifikációt vegyük számításba, amely három új komponensre felírandó transzportegyenletet jelent. A nitrifikációt autotróf szervezetek végzik, így az előzőekben tárgyalt heterotróf mikroorganizmusoktól el kell különíteni őket. Az autotróf biomasszán (X_A) túl az ammóniumionokat (SNH) és a nitrát- és nitritkoncentrációt (SNO) is figyelembe kell venni. Új folyamatként az autotróf szervezetek aerob növekedése és ezek sejtízise jelenik meg. A 4.4. táblázathoz három komponens és két folyamatot hozzácsatolva kapjuk a 4.5. táblázatot.

4.5. táblázat

Szervesanyag-lebontás és nitrifikáció (saját szerkesztés)

Komponens	SO ₂	SI	SS	XH	XS	XI	SNH	SNO	X _A
1. heterotróf növekedés	1-1/Y _H		-1/Y _H	+1			(1 - Y _H)/Y _H × i _N		
2. heterotróf sejtízis				-1	1-f	f			
3. hidrolízis			+1		-1				
4. autotróf növekedés	(Y _A - 4,57) / Y _A						-i _N - 1 / Y _A	1 / Y _A	+1
5. autotróf sejtízis					1-f	f			-1

Az autotróf szervezetek növekedésének folyamatsebessége:

$$\mu_A \cdot \frac{SO_2}{K_{A,O_2} + SO_2} \cdot \frac{SNH}{K_{A,SNH}} \cdot X_A$$

Az autotróf sejtlízis sebessége:

$$b_A \cdot XA$$

A denitrifikációs folyamatok esetében a heterotróf biomassza növekedését vesszük figyelembe. Az anoxikus körülmények között végbemenő hidrolízis is némileg különbözik.

A foszforeltávolítás lehet kémiai és biológiai többletfoszfor-eltávolítás. Kémiai módszereket alkalmazva három új folyamatot kell bevezetni: (i) oxidáció, (ii) csapadékképzés és (iii) az újraoldódás. Az ezekhez tartozó paraméterek meghatározása elsősorban sztöchiometria segítségével történik. A biológiai többletfoszfor-eltávolítás ennél bonyolultabb, több új komponens és folyamat bevezetésével történhet meg.

Eleveniszapos modellek

Láthattuk, hogy az anyagforgalmi modellezés építkezése során egyre több folyamat és komponens jelenik meg a rendszerben. Nem szükséges minden esetben az összes részfolyamat figyelembevétele; az adott feladathoz kell kiválasztani, milyen „folyamatcsomagot” akarunk felhasználni. Legelterjedtebbek az IWA által kidolgozott eleveniszapos modellek, amelyeket a következőkben mutatunk be.

ASMI – Activated Sludge Model

A modell 13 komponenst és 8 folyamatot használ, amelyek kiterjednek az oxigénfogyasztásra, iszaptermelésre, szén és nitrogén tömegáramaira. A kutatócsoport igyekezett egyensúlyt találni a megoldandó egyenletek száma és a folyamatok teljes körű leírása között. Vagyis a lehető legkisebb számítási kapacitással is megoldhatók legyenek az alapproblémák.

A modellkomponensek:

1. *SI*: oldott inert szerves anyag
2. *SS*: oldott biodegradálható szerves anyag
3. *XS*: lassan bontható, partikulált szerves anyag
4. *XI*: nem bontható partikulált szerves anyag
5. *XBH*: heterotróf biomassza
6. *XBA*: autotróf biomassza
7. *XP*: bomlás során keletkező partikulált anyag
8. *SO*: oldott oxigén
9. *SNO*: oldott nitrit- és nitrát-nitrogén
10. *SNH*: oldott ammónium-nitrogén
11. *SND*: oldott szerves nitrogén
12. *XND*: partikulált szerves nitrogén
13. *SALK*: lúgosság

A modellezett folyamatok:

1. heterotróf szervezetek aerob növekedése,
2. heterotróf szervezetek anoxikus növekedése (denitrifikáció),

3. autotróf szervezetek aerob növekedése (nitrifikáció),
4. heterotróf szervezetek sejtlyzise,
5. autotróf szervezetek sejtlyzise,
6. ammonifikáció,
7. aerob hidrolízis,
8. anoxikus hidrolízis.

Az ASM1 modell a pH-változással nem számol, konstans sztöchiometriai és egyéb folyamatparaméterrel számol. Ezek kiküszöbölésére és a további fejlesztési irányokat kijelölve hozták létre 1995-ben az ASM2-t, majd pár évvel később, 1999-ben az ASM2d modellt. Az ASM2 már a többlétszoros eltávolítással is számol, biológiai és kémiai úton is. Az ASM2 modell 19 komponens és 19 folyamatot vesz figyelembe, az ASM2d a bio-P folyamatokat tovább bővítve a 19 komponensre felírt transzportegyenletben 21 folyamattal számol.

Az ammónia, ammónium, nitrit és nitráton kívül a modell a dinitrogént is beleveszi a modellkomponensek közé. A szerves nitrogén más frakciókban már benne található, ezért arra külön nem ír fel modellegyenletet. A biológiai aktivitás tekintetében a heterotróf szervezeteket, a nitrifikáló autotróf szervezeteket és a foszfátot akkumuláló szervezeteket viszont magában foglalja. Ez utóbbi kiterjed a fermentációs termékek tárolására, a közbülső polifoszfát akkumulálódására, a poly-P baktériumok növekedésére és ezek sejtlyzisére, amelynek folyamán a tárolt termékek felszabadulhatnak. A kinetikai paraméterek hőmérsékletfüggők a modellben.

ASM3

Az ASM1 modell továbbfejlesztéséből alakult ki (13 komponens egyenlet és 12 folyamat), a következő területekre terjednek ki:

- a hidrolízis folyamata az elektronodonortól független, ezáltal ugyanúgy lejátszódik anoxikus és anaerob körülmények között is,
- anoxikus körülmények esetén a hozamkonstans eltérő, mint aerob környezetben,
- a biotermék pusztulása az endogén respiráció alapján lett figyelembe véve,
- a heterotrófok KOI- (=szerves anyag) betárolását tartalmazza,
- eltérő anoxikus és aerob nitrifikációs sejtlyzist alkalmaz,
- megjelenik a lúgosság mint folyamatszabályozó paraméter.

Alapvetően P-modellt nem tartalmaz az ASM3, de a lehetőség adott a bővítésre.

Mantis modell

A Mantis modell szintén az ASM1 modellből indul ki, de a kinetikai paraméterek hőmérsékletfüggők, a modell számol az aerob denitrifikációval, és két növekedési folyamatot vezet be; egyet az autotrófokra és egyet a heterotróf szervezetekre kis ammóniakoncentráció és nagy nitrát koncentráció esetén, mert ekkor megtörténhet, hogy a nitrátot a szervezetek tápanyagként hasznosíthatják. Az aerob denitrifikáció bevezetésére azért volt szükség, hogy az anoxikus és aerob feltelítési állapotokat meg tudjuk különböztetni és egyénileg beállítani.

Mantis 2 modell

Az ASM2d és a Mantis modell folytatásaként korszerű, összetett modell, amely magában foglalja a mellékági technológiákat, mint például struvit képzést és Anammox technológiát. Képes a szén-, nitrogén- és foszforformák anyagáramait számolni, integrálva az iszapvonalat és az ADM (Anaerobic Digestion Model) modellt. 48 változóra ír fel egyenletet, 56 folyamatot vesz figyelembe. A változók között ionok is szerepelnek, például kálium, kalcium, magnézium és a csapadékképzés folyamatai is nyomon követhetők.

A modellezett folyamatok a következők:

- kolloid állapotú KOI adszorpciója a heterotróf biomasszához,
- heterotróf aerob hidrolízis: lassan bonthatóból könnyen felvehető KOI lesz,
- anoxikus hidrolízis,
- anaerob hidrolízis,
- ammonifikáció: oldott szerves nitrogénből ammónia-nitrogén keletkezik,
- növekedés fermentálható szubsztrátumon oxigén mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés acetát szubsztrátumon oxigén mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés propionát szubsztrátumon oxigén mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés fermentálható szubsztrátumon nitrát mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés acetát szubsztrátumon nitrát mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés propionát szubsztrátumon nitrát mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés fermentálható szubsztrátumon nitrit mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés acetát szubsztrátumon nitrit mint elektronakceptor jelenlétében,
- növekedés propionát szubsztrátumon nitrit mint elektronakceptor jelenlétében,
- heterotróf szervezetek pusztulása,
- ammóniát oxidálók növekedése,
- nitritet oxidálók növekedése,
- ammóniát oxidálók pusztulása,
- nitritet oxidálók pusztulása,
- PHA (poli-hidroxi alkanoát) tározás acetátot használó PAO-k segítségével,
- PHA tározás propionátot használó PAO-k segítségével,
- PAO szervezetek növekedése oxigénnel mint elektronakceptorral,
- XPP tározás oxigén mint elektronakceptor jelenlétében,
- PAO szervezetek növekedése nitráttal mint elektronakceptorral,
- XPP tározás nitrát mint elektronakceptor jelenlétében,
- PAO szervezetek növekedése nitrit mint elektronakceptorral,
- XPP tározás nitrit mint elektronakceptor jelenlétében,
- PAO szervezetek pusztulása,
- XPP lízise,
- PHA lízise,
- metilotrófok növekedése oxigén mint elektronakceptor jelenlétében,
- metilotrófok növekedése nitrát mint elektronakceptor jelenlétében,
- metilotrófok növekedése oxigén mint elektronakceptor jelenlétében,
- metilotrófok pusztulása,
- fermentáló baktériumok növekedése kis H_2 parciális nyomás mellett,
- fermentáló baktériumok növekedése nagy H_2 parciális nyomás mellett,

- fermentáló biomassza pusztulása,
- acetogenezist megvalósító szervezetek növekedése,
- acetogenezist megvalósító szervezetek pusztulása,
- hidrogenotróf metanogén szervezetek növekedése,
- hidrogenotróf metanogén szervezetek pusztulása,
- acetotróf (acetiklasztikus) metanogén szervezetek növekedése,
- acetotróf (acetiklasztikus) metanogén szervezetek pusztulása,
- anammox szervezetek növekedése,
- anammox szervezetek pusztulása,
- CaCO_3 (kalcit) csapadékképzés,
- $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \times 6\text{H}_2\text{O}$ (struvit) csapadékképzés,
- $\text{MgHPO}_4 \times 3\text{H}_2\text{O}$ csapadékképzés,
- $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ csapadékképzés,
- MgCO_3 csapadékképzés,
- AlPO_4 csapadékképzés,
- FePO_4 csapadékképzés,
- szén-dioxid-abszorpció/deszorpció,
- nitrogéngáz-abszorpció/deszorpció,
- metán-abszorpció/deszorpció,
- hidrogéngáz-abszorpció/deszorpció.

Az eleveniszapos modelleket alkalmazhatjuk hagyományos CAS- (Conventional Activated Sludge) rendszerekben, de szakaszos technológiákban is, mint például az SBR (Sequenced Batch Reactor). Az SBR szintén eleveniszapot használ, azonban a reaktor térbeli osztása helyett időbeli ciklizálással különíti el az egyes folyamatokat. Ilyen időbeli elkülönítés a feladás, keverés levegőztetés nélkül, keverés levegőztetéssel, ülepedés és dekantálás. A tervező feladata elsősorban ezen ciklus-idők egymáshoz való viszonyának meghatározása. Modellezés szempontjából pedig elsősorban tranziens szimulációk igénybevételét jelenti.

Az SBR-modell ugyanúgy ellátható levegőztetési kontrollal, MLSS-kontrollal. Ez utóbbi lehetővé teszi a medencében kialakuló biomassza-koncentráció állandóságát. CAS-rendszerekben ennek értéke 3,5–4,5 mg/l, SBR-rendszerben – mivel jobban tömörödő iszap alakul ki – ennek értéke 5,5–6,0 mg/l is lehet. A felhasználónak bemeneti adatként kell megadni az egyes ciklusok idejét. Az egyes folyamatok egymással átfedésben is lehetnek; például a feladás közben is beindulnak a biológiai folyamatok, az ülepítéssel párhuzamosan dekantálhatunk is. Ezért a modellezés szempontjából a következő lépések különíthetők el:

- feladás keveréssel: szennyvízhozam rávezetése homogenizálással,
- feladás levegőztetéssel: a feladást követően rögtön aerob viszonyok kialakítása,
- kizárólag keverés: anoxikus viszonyok létrehozása,
- levegőztetés: aerob viszonyok létrehozása, utólevegőztetés,
- ülepítés: biológiai reakció feltételezésével vagy anélkül,
- dekantálás: a kezelt víz elvezetése,
- ülepített iszap elvétele.

Az előbb tárgyalt rendszereken kívül van lehetőség még további eleveniszapot alkalmazó technológiák modellezésére is (például oxidációs árok), de ezek többnyire az egyedi szennyvíztisztítás esetében kevésbé alkalmazhatók.

Biofilmes modellek

Az előzőekben ismertetett modelleket az eleveniszapot alkalmazó szennyvíztisztítási rendszerek leírására dolgozták ki, azonban némi kiegészítéssel kötött biomasszára (biofilmre) is adaptálhatók. A biofilmes rendszerekben lejátszódó alapfolyamatok megegyeznek az eleveniszap-pehelyben lejátszódó folyamatokkal, a különbség a két rendszer között a biomassza reaktortéren belüli elhelyezkedése. Az eleveniszapos rendszerekben a lebegőanyag a teljes reaktorteret egyenletesen kitölti, a kötött biomasszát alkalmazó rendszerekben azonban a biofilm hordozóhoz kötve van. Ez a hordozó lehet mozgásban, de lehet helyhez kötött is. Ha a hordozó fix helyzetű a reaktortérben, akkor az áramlás feladata nemcsak a megfelelő keverési intenzitás biztosítása, hanem a tápanyag (szubsztrátum) eljuttatása a biofilm felületéhez, majd onnan az anyagcseretermékek elszállítása. Ebből következik, hogy biofilmes rendszerek esetében az anyagforgalmon alapuló modellezési rendszert ki kell egészíteni hidrodinamikai tervezéssel.

A biofilmet alkalmazó rendszerekben az anyagforgalmi modell számára meg kell adni a hordozófelületet és a rajta kialakuló maximális biofilmvastagságot. Feltételezzük, hogy a hordozó egyenletesen van a reaktoron belül elhelyezve. A dinamikus szimuláció a tényleges biomasszátömeget a felület és az aktuális vastagság alapján számolja. A modellezés során szükséges az egyes biofilmrétegek elkülönítése, hiszen különbséget találunk mind szubsztrátumellátottságban, mind biológiai aktivitásban a külső és belső rétegek között. A külső biofilmrétegekben, azaz a főáramláshoz közel, viszonylagosan jobb oxigénellátottságú, aerob folyamatok mennek végbe. Ezzel szemben a belső rétegek oxigénellátása (megfelelő biofilmvastagság esetén) rosszabb, ezért ott anoxikus és anaerob folyamatok mennek végbe. Így válik lehetővé a szimultán denitrifikáció, illetve esetlegesen a biológiai többletfoszfor-eltávolítás.

Az anyagtranszportot a rétegeken keresztül a diffúzió biztosítja, ezért megfelelő nyírás és lokális turbulencia szükséges ezen folyamatok végbemeneteléhez és intenzifikálásához. Kiemelt szerep jut a külső biofilmrétegnek, mivel közvetlen kapcsolatban van a főáramlással, annak felületén lamináris határréteg alakul ki. Ezen hidrodinamikai réteg ellenállást jelent az anyagtranszport szempontjából, és sebességmeghatározó lépés a folyamatok végbemenetele szempontjából. Feladatunk ezen határréteg-vastagság csökkentése, amelyet szintén az előbb említett lokális turbulencia és a megfelelően nagy sebességgradiens szabályoz. Minél nagyobb a főtömeg áramlási sebessége, illetve a biofilm- (hordozó-) felület érdessége, annál kisebb lesz a lamináris határréteg vastagsága. A nyírást két párhuzamos folyadék réteg közötti sebességkülönbség okozza, a nagyobb sebességű rétegből a kisebb felé való elmozdulás örvényességet (rotációt) okoz, és növeli a biofilm-főtömeg közötti anyagtranszport hatékonyságát.

A hordozókitöltöttség szintén fontos, megmutatja, hogy a hordozó mennyi vizet szorít ki a rendszerből, vagyis a hordozóanyag térfogatát mutatja meg. Ha ezt a kitöltöttséget a hordozó fajlagos felületével és a reaktor térfogatával szorozzuk, akkor megkapjuk a hordozók teljes felületét. A hordozó fajlagos felülete megmutatja, hogy 1 m^3 térfogatú hordozóhoz mekkora felület rendelhető.

Az egyszerűsített, állandó biofilmvastagságot feltételező matematikai modellt táblázatosan foglaljuk össze, oldott és partikulált komponensre nézve.

A matematikai modellt összefoglaló táblázatokból látszik, hogy az oldott és partikulált formák tekintetében a különbség a biofilm kötődés-leválási kinetikájában van. Ezt a dinamikát alapvetően az eróziósebesség szabályozza. A \pm jel az egyenletekben arra utal, hogy ha az eróziósebesség meghaladja a megkötődési határsebességet, akkor leválásról beszélünk, ha annál kisebb, akkor megkötődésről. A modell még tovább bővíthető az egyes biofilmrétegek közötti anyagtranszporttal, amelynek közlésétől most eltekintünk.

4.6. táblázat

Állandó biofilmvastagság – oldott komponens (saját szerkesztés)

Főtömegben	A k-adik rétegben	Folyamat neve
$\frac{dS_{b,i}(t)}{dt} =$ $+(S_{i,t} - S_{b,i}) \frac{Q}{V_b}$ $\sum_{j=1}^{n_p} R_{i,j}$ $- \sum_{k=1}^{n_l} +D_i(S_{b,i} - S_{k,i}) \cdot \frac{A_{b,k}}{R_d} \frac{1}{V_b}$	$\frac{dS_{k,i}(t)}{dt} =$ $\sum_{j=1}^{n_p} R_{i,j}$ $+D_i(S_{k-1,i} - S_{k,i}) \cdot \frac{A}{R_{bfk}} \frac{1}{V_{bfk}}$ $-D_i(S_{k,i} - S_{k+1,i}) \cdot \frac{A}{R_{bfk}} \frac{1}{V_{bfk}}$ $+D_i(S_{b,i} - S_{k,i}) \cdot \frac{A_{b,k}}{R_d} \frac{1}{V_{bfk}}$	<p>konvenció</p> <p>biológiai folyamat/reakciókinetika</p> <p>diffúzió</p>

4.7. táblázat

Állandó biofilmvastagság – partikulált komponens (saját szerkesztés)

Főtömegben	A k-adik rétegben	Folyamat neve
$\frac{dS_{b,i}(t)}{dt} =$ $+(S_{i,t} - S_{b,i}) \frac{Q}{V_b}$ $\sum_{j=1}^{n_p} R_{i,j}$ $- \sum_{k=1}^{n_l} +D_i(S_{b,i} - S_{k,i}) \cdot \frac{A_{b,k}}{R_d} \frac{1}{V_b}$ $- \sum_{k=1}^{n_l} S_{b,i} A_{b,k} v_a \frac{1}{V_b}$ $\pm \sum_{k=1}^{n_l} S_{k,i} A_{b,k} v_e \frac{1}{V_{bfk}}$	$\frac{dS_{k,i}(t)}{dt} =$ $\sum_{j=1}^{n_p} R_{i,j}$ $+D_i(S_{k-1,i} - S_{k,i}) \cdot \frac{A}{R_{bfk}} \frac{1}{V_{bfk}}$ $-D_i(S_{k,i} - S_{k+1,i}) \cdot \frac{A}{R_{bfk}} \frac{1}{V_{bfk}}$ $+D_i(S_{b,i} - S_{k,i}) \cdot \frac{A_{b,k}}{R_d} \frac{1}{V_{bfk}}$ $+S_{b,i} A_{b,k} v_a \frac{1}{V_{bfk}}$ $\pm S_{k,i} A_{b,k} v_e \frac{1}{V_{bfk}}$	<p>konvenció</p> <p>biológiai folyamat/reakciókinetika</p> <p>diffúzió</p> <p>biofilm megkötődése</p> <p>biofilm leválása</p>

Jelölések: S : adott komponens koncentrációja (mg/l). Q : vízhozam (m³/s). R : reakción, átalakuláson (biológiai és kémiai folyamaton) átment anyagáram fluxus (mg/l.s). D : diffúziós tényező (m²/s). A : felület (m²). V : térfogat (m³). v : sebesség (m/s)
Indexek: b: bulk, főtömeg; k: biofilmnek a k-adik rétege; i: komponens, amire a transzportegyenlet vonatkozik; j: folyamatváltozó (például növekedés, pusztulás, hidrolízis stb.); p: összes figyelembe veendő folyamat; bf: biofilm; bfk: adott biofilmréteg; l: összes biofilmréteg száma; a: biofilm-megkötődés (attachment); e: biofilm leválása (erosion, detachment); p: összes

A modell fejlesztése úgy is megvalósulhat, hogy dinamikussá tesszük a biofilmvastagságot a modellben. Ekkor az előzőekben tárgyalt folyamatok továbbra is érvényesek azzal a kikötéssel, hogy az összes biotömeg időben változó lesz [$V_{b,r} = V_{b,r}(t)$], és ennek a változását újabb transzportegyenleten keresztül tudjuk vizsgálni. A biofilmtömeg változása az oldott és partikulált komponensek szempontjából is változást jelent, ezért az azokra felírt transzportegyenletet is bővíteni kell ennek megfelelően.

A biofilmes rendszereknek többfajta kivitelezése lehetséges az alapján, hogy a teljes rendszer vízborítás alatt van-e, illetve a hordozó fix vagy mozgó. Ezek alapján megkülönböztetünk csepegtetőtesteket, forgó merülőtárcsás kontaktort, bioszűrőket és a hibrid rendszerek közül az MBBR-t (Moving Bed Biofilm Reactor) és az IFAS (Integrated Fixedfilm Activated Sludge) technológiát, amelyek modellezési lehetőségeit a következőkben részletesen tárgyaljuk.

Csepegtetőtestek

A modellezhetőség szempontjából csepegtetőtestek esetén a következő feltételezésekkel kell élni: a szennyvízáram folyamatos, és a reaktort egyenletesen terheli. A modell nem számol eltömődéssel, és nem tudja meghatározni a hidraulikai veszteséget sem. A szennyvíz osztásához szolgáló mozgó elemek a modellben nem szerepelnek. Az anyagtranszport sebessége a főáramlás és a biofilm között eltérő oldott és partikulált anyagok esetében, ezért a numerikus modellben meghatározott időlépések is eltérnek.



4.2. ábra

Csepegtetőtest (www.indiamart.com/proddetail/trickling-filter-4993433933.html)

Mivel a biofilmes rendszerben a változók térbeli inhomogenitása figyelhető meg, szükséges ezen változók dimenziók szerinti eloszlásának kezelése. Azonban a két- vagy háromdimenziós közelítés szükségtelenül megnövelné a számítási kapacitást, ezért kompromisszumként az 1D közelítést alkalmazza a modell. A modell számára bemeneti adatként a műtárgymélységet, a hordozófelületet és a fajlagos felületet kell megadni. A számítás során az egyes biofilmrétegek aktív biotömegét és az azok által eltávolított szennyező komponenseket számítják ki.

Forgó merülőtárcsás kontaktor

A modell a következő elhanyagolásokkal él: a szennyvízáram folyamatos, és a reaktort egyenletesen terheli. A modell nem számol eltömődéssel, és az áramlási viszonyokat ideálisnak tekinti. A forgási sebesség és az esetlegesen abból származó biofilm-leszakadást a modell nem veszi figyelembe. A modell a részegységeit a tárcsák száma alapján határozza meg. Az egységeken belül rétegeket definiálunk, amelyek egyenként teljesen elkevertnek tekinthetők, bennük az anyagtranszport elsődlegesen diffúzió alapul.



4.3. ábra

Forgó merülőtárcsás kontaktor (<http://napier-reid.com/products/bio-rotortm-rotating-biological-contactor-rbc/>)

Három fizikai bemeneti adatot kell megadni; a hasznos víztérfogatot, a hordozótérfogatot és a hordozó fajlagos felületet. Ezekből az adatokból számítható a hasznos biofilmfelület, amelyet a szimuláció során meghatározott biofilmvastagsággal szorozva az összes aktív biomasza adódik.

Levegőztetett bioszűrő

Az egyszerűsített levegőztetett bioszűrőmodell egyesíti az 1D biofilmmodellt a levegőztető rendszer permanens modelljével. A modell vízszintesen elhelyezkedő rétegeket különít el, ezzel csőreaktor típusú áramlást feltételez. A szennyvíz alulról felfelé mozog a rétegeken keresztül, az oxigénbeoldódást az egyes rétegekre külön-külön kell kiszámolni.



4.4. ábra

Levegőztetett bioszűrő (www.wholewatersystems.com/H2OTREATMENT/RFB.htm)

Valójában az öblítési fázis a folyadékáramot szakaszolná, azonban a modell szempontjából az anyagáramokat a működés során folyamatosan osztja szét, így a kimosott szemcséket elegendő pontszerű nyelőként figyelembe venni. A szárazanyag-visszatartásból számolja a modell a megkötött részecskehányadot. Lehetőség van a modellt bővíteni a tényleges időbeli szakaszok meghatározásával, azonban először célszerű tájékozódó futtatást végezni az egyszerűsített modellel.

Hibrid biofilmes rendszerek

A hibrid rendszerekben eleveniszap és kötött biomassza egyaránt megtalálható, vagyis az előzőekben tárgyalt eleveniszapos modellt és az 1D-s biofilmmodellt együttesen oldjuk meg a két-típusú biomassza közötti átmenet biztosításával. Ez esetben is a reaktortérfogatot, a kitöltöttséget és a fajlagos hordozófelületet kell bemenetként megadni.



4.5. ábra

MBBR-hordozók (www.biowater.no/teknologi/biomedial/)

Segédmodellek

Szennyvíz-frakcionálás modell

A telepre érkező szennyvíz minősége nem minden esetben ismert oly módon, hogy az összes input paramétert mérési eredményre alapozva lehessen megadni. Ennek érdekében a mért mennyiségekből, elsősorban kompozit paramétereiből kiindulva határozzuk meg az egyes frakciókat. Attól függően, hogy milyen adattal rendelkezünk, az alábbi frakcionálási modelleket lehet megkülönböztetni:

- BOI-alapú,
- KOI-alapú,
- KOI-TSS-alapú.

A BOI-alapú frakcionálás esetében kiindulásként ismerni kell a BOI_5 -t, a TKN-t és a TSS-t. Majd ezekből határozzuk meg a közvetlenül felvehető szubsztrátot, a partikulált szubsztrátot, a partikulált inert szubsztrátot, a szabad ammónia- és ammónium-nitrogént, az oldható és a partikulált szerves N-t. A BOI_5/BOI_∞ arány 0,66-os értéket vesz fel, amely sztöchiometriai levezetés eredménye. A modell feltételezi, hogy a BOI_∞ megfelel a teljes biodegradálható KOI-frakciónak. A BOI_∞ oldható frakcióját szűrt mintából mérhetjük, és ez alapján a partikulált részarány is számolható.

A különböző frakciók összegéből a KOI számítható. Azonban meg kell jegyezni, hogy a BOI-mérés bizonytalansága és specialitása miatt lehetőleg el kell kerülni, hogy a többi, ismeretlen szennyvízparamétert ezek alapján határozzuk meg.

A KOI-alapú számításnál bemenetként a KOI-t, a TKN-t, TP-t és az egyes KOI-frakció-arányokat kell megadni. Az arányszámok és az összes KOI segítségével közvetlenül számolhatók a KOI-frakció koncentrációértékei. Ezen frakciók segítségével a biotömeg mennyisége, a szerves-szervetlen anyag hányadosa, továbbá a partikulált-oldott formában lévő anyagmennyiség meghatározható, amelyből a TSS mint output paraméter kinyerhető. A modell elterjedését segítette, hogy a KOI-mérés a BOI-val szemben kisebb hibával terhelt, azonban az egyes frakciók meghatározásához további kiegészítő mérések szükségesek (például külön mérés homogén és szűrt mintából, fellevegőtétési teszt a könnyen bontható arány meghatározásához stb.).

A KOI–TSS-alapú közelítés előnye annak egyszerűségében rejlik, hogy két kompozit paraméter mint bemeneti adatból az egyes frakciók könnyen elkülöníthetők. Segédparaméternek a VSS/TSS, a partikulált KOI/VSS arányt célszerű használni.

Levegőtétési modell

Az aerob körülmények között végbemenő biológiai folyamatok számára az oldott oxigén jelenléte alapvető. Az intenzív technológiák számára a nyitott medencében a légköri diffúzió nem elégséges, ezért levegőtető rendszerek alkalmazása szükséges. Kétfajta levegőtétési rendszert különböztethetünk meg; a felületi és a mélységi levegőtétést. Előbbinek az oxigénbeviteli hatékonysága elmarad a mélységi levegőtetőberendezések hatékonyságától, ezért kezdenek a gyakorlatból kiszorulni. A mélységi levegőtétés megvalósulhat diffúzorok, levegőtetőinjektorok/jetek által.

A levegőtetőberendezések méretezéséhez elengedhetetlen a kétfázisú levegő-víz rendszer dinamikájának leírása, amelyben központi szerepet kap a biotömeg oxigénigénye, amelyet a rész-folyamatok alapján elkülöníthetünk szervesanyag-eltávolításra, nitrifikációra és denitrifikációra. Az első két részfolyamat az oxigént fogyasztja, utóbbi pedig oxigént ad (negatív előjellel való oxigénfogyasztásként értelmezhető). Az így meghatározott elméleti oxigénigényt korrigálni kell a környezeti paraméterekkel, figyelembe véve az oxigén beoldódását a vízbe, annak a folyadék-on belüli transzportját és a mikroorganizmus általi felvételt. Ezután meghatározzuk, mekkora levegőmennyiségben található az adott oxigénmennyiség, majd a levegőbuborékok tartózkodási ideje alapján a beoldódást számoljuk. Ehhez a levegőigényhez pedig az utolsó lépésben levegőtető rendszert választunk.

Az elméleti oxigénigényt a következő összefüggéssel számolhatjuk:

$$OC = (f_c \cdot (OU_c - OU_d) + f_n \cdot OU_n)$$

ahol:

OC : összes elméleti oxigénigény [kg/d]

OU_c : szerves anyag bontásához szükséges oxigénigény [kg/d] fajlagos oxigén igény és az eltávolítandó BOI_5 szorzata.

OU_d : denitrifikációval nyerhető oxigén [kg/d] = $2,9 \times$ eltávolított nitrát-nitrogén

OU_n : nitrifikációhoz szükséges oxigén [kg/d] = $4,3 \times$ nitrifikált ammónium-nitrogén

f_c, f_n : biztonsági tényező, amely az SRT és lakosegyenérték, vagyis a terhelés függvénye

Ezután a rendszerbe bejuttatni kívánt oxigénmennyiséget számoljuk:

$$AOTR = SOTR * \beta * (C_s - C) / C_s * 1,024^{T-20} * \alpha * F$$

ahol:

AOTR: tényleges oxigénmennyiség, amely eljut a mikroorganizmusig [kg/d]

SOTR: a levegőztető rendszeren keresztül bejuttatott oxigénmennyiség [kg/d]

β : a telítési oxigénkoncentráció-ráta (szennyvízben és vízben mérhető értékek hányadosa) = 0,95 [-]

C_s : telítési oxigénkoncentráció adott nyomáson és hőmérsékleten [g/m³]

C : oldott oxigénkoncentráció, amely megegyezik a korábban tárgyalt DO-val [g/m³]

T : szennyvíz hőmérséklete [°C]

F : diffúzoron keresztül kiszabaduló szabad keresztmetszet (függ: diffúzor anyaga és eltömődés), eltömődés nélkül: 0,9 [-]

α : oxigéndiffúziós arány [-]

Az oxigéndiffúziós arány kifejezi, hogy mekkora a szennyvízben az oxigén gázfázisból szennyvízbe jutási hajlandósága a tiszta vízre jellemző oxigénbeoldódáshoz viszonyítva. Amint látjuk, itt az oxigén részéről fázishatár-átlépésről van szó, amelyet az oxigénkoncentrációt leíró transzport-egyenlettel számszerűsíthetünk:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = KLa * (C_s - C) - r_m$$

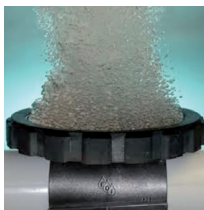
ahol:

KLa: oxigénbeoldódási (anyagátadási) tényező [1/s]

r_m : mikroorganizmusok által elfogyasztott oxigén [g/(m³s)]

Az egyenletben szerepel a külső energiabevitelrel bejuttatott oxigén és a mikroorganizmusok oxigénfogyasztása. Annak érdekében, hogy könnyen meg tudjuk határozni a *KLa*-t, érdemes ez utóbbi tagot kiküszöbölni, vagyis a kísérletet szennyvíz helyett tiszta vízzel elvégezni, például a telep beüzemlésekor a vízzárósági és hidraulikai próba idején. Első lépésben a vízzel feltöltött medencéből el kell fogyasztani pillanatszerűen az oxigént – ezt egyszerűen nátrium-szulfittal megtehetjük –, majd nézzük a beoldódás sebességét. Az elsőrendű kinetikát követő folyamatnál a mérési eredményeket logaritmusskálára téve egyszerű meredekségleolvasásból következtethetünk a *KLa* értékére.

Az előzőekben kiszámolt oxigénmennyiséget korrigáljuk az adott tartózkodási idő alatt bejuttatható oxigénmennyiséggel, vagyis a *SOTR*-t le kell osztanunk az 1 m-en bejutó oxigénmennyiséggel (*SOTE*) és a diffúzormélységgel. A *SOTE* a levegőztető rendszertől függ, körülbelül 5–6% méterenként, azonban új kísérletek már a levegőztető rendszerek fejlesztéseinek eredményeképp magasabb, 8–9%-ot is mutatnak, persze a diffúzorsűrűség függvényében ez az érték változhat.



4.6. ábra

Tányérdiffúzoros mélyégi levegőztetés (www.wastewater.com/parts/fine-bubble-parts)

Átfolyásos rendszerben az előző összefüggés az alábbi módon bővíthető, ahol az egyes tagokat a reaktortérfogattal már beszoroztuk:

$$V \frac{dC}{dt} = QC_{in} - QC + KLa(C_s - C)V + r_m V$$

ahol:

V : reaktor térfogata (m³)

Q : befolyó szennyvízhozam (m³/d)

C_{bc} : a reaktorba befolyó szennyvízben az oxigénkoncentráció (mg/l)

A telítettségi oxigénkoncentráció függ a szennyvíz hőmérsékletétől, a szennyvízben található partikulált anyagok, felületaktív anyagok és ionok koncentrációjától, illetve a légköri nyomástól. Ennek érdekében korrekciós tényezőket vezetünk be.

$$C_s = \tau \cdot \beta \cdot \omega \cdot C_{s,20^\circ C}$$

ahol:

τ : hőmérsékletkorrekciós tényező [-]

β : partikulált anyagok, felületaktív anyagok és ionok miatti korrekciós tényező [-] értéke közelítőleg 0,95-tel egyezik meg

ω : nyomáskorrekciós tényező, amelynek kiszámítása az alábbiak szerint történik:

$$\omega = \frac{P_b + p_a - p_v}{P_s + p_a - p_v}$$

ahol:

P_b : barometrikus nyomás [Pa]

p_a : effektív nyomás a diffúzor mélységében, amelynek kiszámítása alább látható [Pa]

p_v : gőznyomás a szennyvíz hőmérsékletén [Pa]

P_s : standard barometrikus nyomás – 101 325 Pa

A barometrikus nyomás kiszámolásához az alábbi összefüggés használható:

$$P_b = \exp \left[\frac{-gMz}{RT} \right] P_s$$

ahol:

g : gravitációs gyorsulás, 9,81 m/s²

M : a levegő moláris tömege, 29 g/mol

R : univerzális gázállandó, 8,314 Nm/mol.K

T : levegő hőmérséklete [K]

z : tengerszint feletti magasság [m]

Az effektív nyomás a diffúzor mélységében az alábbiak segítségével határozható meg:

$$p_a = (\delta - 1) \cdot (P_s - p_v)$$

ahol:

δ : a nyomás számításához felhasznált mélységi korrekciós tényező, amely

finombuborékos levegőztetés esetén:

$$\delta = 1 + 0.03858 \cdot d$$

durvabuborékos rendszereknél:

$$\delta = 0.99 + 0.0291 \cdot d$$

ahol d a diffúzor pozíciója és a vízfelszín közötti távolság.

Az előzőek alapján és a Kla -t felhasználva megadható az oxigénátadási sebesség (OTR) és a standard oxigénátadási sebesség ($SOTR$):

$$OTR = Kla_T(C_s - C)V$$

$$SOTR = Kla_{20}(C_{20})V$$

A szimuláció számára bemeneti adatként megadható a levegőztetés térfogatárama vagy az elérendő oldottoxigén-koncentráció (DO).

Ülepítőmodell

Az ülepítőmodell az anyagtranszportmodell egyik fajtája, amely a fázissztválasztás műveletén alapul, és amely leírja a szilárd fázis kiválását a folyadékfázisból gravitációs erőterben. Az ülepedő anyag lehet diszkrét szemcse vagy összefüggő szemcsehalmaz. A diszkrét szemcse ülepedését a Stokes-törvény írja le, amennyiben az ülepedés lamináris. Az ülepedés sebessége függ az ülepedő szemcse méretétől, a közeg viszkozitásától és a szemcse és a közeg sűrűségének különbségétől. Amennyiben a szemcsék együtt ülepednek, egymás mozgását gátolják, az egész agglomerátumra vonatkoztatható egy ülepedési sebesség, amely a koncentráció függvénye lesz.



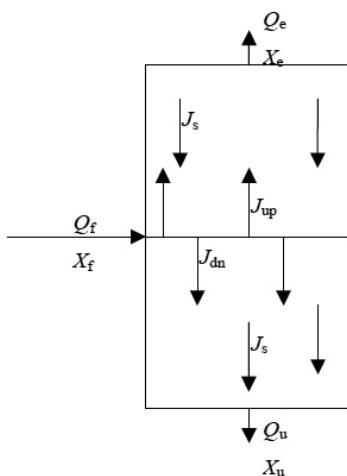
4.7. ábra

Radiális átfolyású ülepítő (www.tpomag.com/online_exclusives/2017/04/optimize_your_clarifier_for_biological_phosphorus_removal_002y7)

Látható, hogy a kezdeti homogén minta ülepedésével sűrűsödés figyelhető meg, amely lassítja a folyamatot. A helyzetet bonyolítja, hogy az ülepitő műtárgyakban nemcsak az ülepedési folyamat dinamikáját kell ismerni, hanem az áramló közeg sebességét is. A folyamat összetettsége miatt modellezési szempontból több szintet különítünk el. A zérus dimenziójú modellekben, pontmodellekben a műtárgyba belépő és onnan kilépő anyagáramokat vesszük figyelembe, azaz meghatározzuk, hogy mennyi a leülepedett, vagyis az iszapvonalra jutó anyagmennyiség.

Amennyiben az ülepitőteret vertikálisan több rétegre bontjuk, 1D-s modellt kapunk, ahol a rétegekben belül teljesen elkevert, homogén állapotokat feltételezünk. A rétegeken keresztül anyagáramlás valósul meg. Mivel az egyes rétegek között koncentrációkülönbség lép fel, közöttük diffúziós jelenség is tapasztalható. Amennyiben kevés az alkalmazott réteg a modellben, ez az előbb tárgyalt diffúzió a valóságban megfigyelhető diffúzió jóval meghaladja, és hibát okoz (numerikus diffúzió). Ezért célszerű a modell jóságához lehetőleg minél több réteget felvenni. Ez a minimális rétegszám körülbelül 7–11 körül határozható meg.

A 4.8. ábrán a vertikális anyagáramok láthatók. A befolyó szennyvízhozam (Q_f) kétfelé válik: iszaphozamra (Q_u) és elfolyó tisztított folyadékfázisra (Q_e). Ezen folyadékáramokban az ülepithető anyag koncentrációja rendre X_f , X_u és X_e . A rétegek közötti anyagáramfluxusokat J -vel jelöljük.



4.8. ábra

Az 1D rétegmodell vertikális anyagáramai (saját szerkesztés)

A rendszerre felírható a folytonosság (kontinuitás) összefüggése:

$$Q_f = Q_e + Q_u$$

Majd ezután a komponensmérleget a hozamok koncentrációval való súlyozása adja.

$$Q_f X_f = Q_e X_e + Q_u X_u$$

A rétegek között az anyagáramok teremtik meg a kapcsolatot, az összfluxus (J) felírható:

$$J = J_{\text{konv}} + J_s = vX + v_s X$$

Ezen összefüggésben az összfluxust az áramlásból eredő konvektív anyagáram (J_{konv}) és az ülepedési anyagáram (J) adja. (Elkülönítjük a konvektív anyagáram felfelé és lefelé tartó tagjait.) A v sebesség a folyadék sebességére, a v_s sebesség az ülepedési sebességre utal. Általánosan a fenti összefüggés felírható parciális differenciálegyenlettel is az alábbi módon:

$$-\frac{\partial X}{\partial t} = v \frac{\partial X}{\partial y} + \frac{\partial v_s X}{\partial y}$$

Az ülepedési sebességre exponenciális

$$v_s = k \exp(-nx)$$

vagy hatványközelítés

$$v_s = kX^n$$

adható, ahol k és n az ülepedési paraméterek.

A Takács Imre által kidolgozott és széles körben alkalmazott modellben viszont az egytagú exponenciális összefüggés helyett – amelyet Vesilind dolgozott ki – már kétszeres exponenciális tag szerepel, amelyben a szabad és gátolt ülepedés is elkülönül. Az ülepedési sebesség az alábbi képlettel számítható:

$$v_s = v_0 [\exp(-r_h(x - x_0)) - \exp(-r_p(x - x_0))]$$

ahol

v_0 : maximális ülepedési sebesség (ha a koncentráció zérus lenne, és nem gátolnák egymást az ülepedő szemcsék)

r_h : gátolt ülepedés paramétere

r_p : alacsony koncentráció esetén ülepedési paraméter

x_0 : az ülepedő fázis minimumkoncentrációja

A modellparamétereket mérés útján lehet meghatározni. Hamilton továbblépve az előbb vázolt, csupán konvekciót tartalmazó skalártranszport-egyenleten bevezetett egy pszeudodiffúziós tagot korrekció céljából, ahol a diffúziós tényezőre $D = 0,54 \text{ m}^2/\text{h}$ jó közelítést ad.

$$-\frac{\partial X}{\partial t} = v \frac{\partial X}{\partial y} + \frac{\partial v_s X}{\partial y} - D \frac{\partial^2 X}{\partial y^2}$$

Továbbfejlesztve az 1D ülepedési modellt és kiegészítve áramlási modellel, többdimenziós (2D, 3D) ülepedési modell is alkalmazható. Azonban meg kell jegyezni, hogy az alkalmazhatóságot a nagy számításigény korlátozza.

Az eddigiekben v vertikális sebességet felváltjuk egy 2D-s közelítéssel nyert kétkomponensű sebességgel, amely az ülepedítő minden egyes pontjában más és más értéket vesz fel. A turbulens áramlások modellezését felelevenítve és kiegészítve az alábbi egyenletrendszerrel kell megoldanunk:

Anyagmegmaradás:

$$\rho \frac{\partial V_x}{\partial x} + \rho \frac{\partial V_y}{\partial y} + \frac{\rho V_y}{y} = 0$$

Navier–Stokes-egyenlet x, y koordinátája:

$$\rho \frac{\partial V_y}{\partial t} + \rho \frac{\partial V_y^2}{\partial x} + \frac{\partial(V_x V_y)}{\partial x} = -\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{1}{y} \frac{\partial}{\partial y} \left(2y\mu_t \frac{\partial V_x}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu_t \left(\frac{\partial V_x}{\partial y} + \frac{\partial V_y}{\partial x} \right) \right] - 2\mu_t \frac{V_y}{y^2}$$

Turbulens kinetikus energia:

$$\rho \frac{\partial k}{\partial t} + \rho \frac{\partial V_x k}{\partial x} + \frac{\partial(V_y k)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x} \right] + \frac{1}{y} \frac{\partial}{\partial y} \left[y \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial y} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon$$

Turbulens disszipáció:

$$\begin{aligned} \rho \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \rho \frac{\partial V_x \varepsilon}{\partial x} + \frac{\partial(V_y \varepsilon)}{\partial y} \\ = \frac{\partial}{\partial x} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x} \right] + \frac{1}{y} \frac{\partial}{\partial y} \left[y \left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial y} \right] + C_1 \varepsilon \frac{\varepsilon}{k} (G_k - C_3 \varepsilon G_b) - \rho C_2 \varepsilon \frac{\varepsilon^2}{k} \end{aligned}$$

Iszap anyagtranszportja:

$$\rho \frac{\partial C}{\partial t} + \rho \frac{\partial(V_x + V_s)C}{\partial x} + \rho \frac{\partial(V_y C)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_c} \frac{\partial C}{\partial x} \right) + \frac{1}{y} \frac{\partial}{\partial y} \left(y \frac{\mu_t}{\sigma_c} \frac{\partial C}{\partial y} \right)$$

Az ülepedési folyamatot a következők befolyásolják:

- bevezetési sebesség nagysága,
- bevezetési sebesség fluktuációja,
- bevezetés kialakítása (geometria),
- energiatörés hatékonysága,
- ülepedésre rendelkezésre álló idő,
- elvezetés módja.

Az anyagforgalmon alapuló szimulációk a műtárgy-kialakítást nem, vagy csak nagyon egyszerűsítve veszik figyelembe. Ha 1D Takács-modellt alkalmazunk, akkor az ülepedési paraméterek, mint például az iszapindex (SVI: Sludge Volume Index) adható meg. Az iszapindex, más néven Mohlmann-index az iszapkoncentráció és iszapülepedés hányadosa (SVI = SV30/MLSS). Az eleveniszap tömegkoncentrációja a hagyományos utóülepitőbe érkező iszapos víz lebegőanyag-tartalma (MLSS, Mixed Liquor Suspended Solids = kevert iszapos víz lebegőanyag-tartalma), az SV30 (iszapülepedés) pedig a fél óra ülepités után mérhető térfogati koncentrációja az eleveniszapnak. Az iszaptérfogat-index egy általánosan jellemző paraméter az iszapok ülepedésének, sűrűsödésének megítélésére. Az optimális iszapindex értéke 80 és 140 ml/g között van.

Folyamatirányítási modell

A folyamatirányítási modell a szabályozni kívánt jellemzők és azokhoz rendelhető értékek eléréséhez (továbbiakban setpoint) – mint például az aerob reaktorban elérendő $DO = 2 \text{ mg/l}$ – szükséges lépéseket határozza meg. A szabályozás alapja az alapjel (setpoint) és a valós, mért jellemző (ellenőrző jel) különbségén alapul, amelyet hibának tekintünk. A kívánatos érték elérésében gátol a zavarás, amelyet ki kell küszöbölnünk, a vezérléssel az alapjelet a zavarások ellenére is el kell érniük.

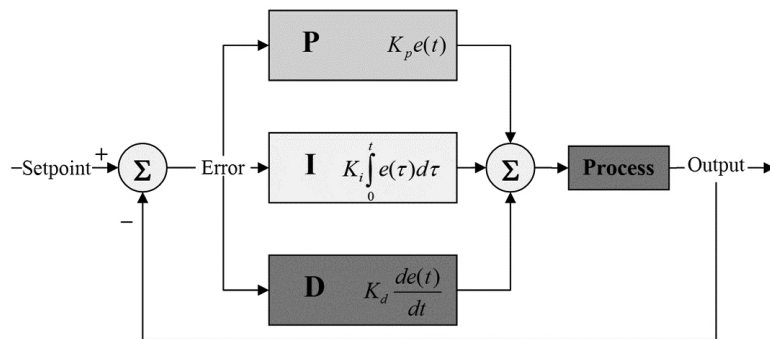
Ha az alapjel és ellenőrző jel értéke azonos, a szabályozónak nem kell semmit sem változtatni. Ha az alapjel és ellenőrző jel értékei eltérnek, akkor a hibajel nem lesz zérus, a szabályozónak rendelkező jelet kell generálni és azt továbbítani a beavatkozó szerv felé. A hibafüggvény $[e(t)]$ időben változó, célunk annak minimalizálása. A szabályozás eredményeképp a rendszert stabil állapotba kell hozni, vagyis a zavarások általi kitérítések ellenére is az egyensúlyi állapotba kell visszatérni. A szabályozónak a rendszer egyszerre több tulajdonságát figyelnie kell, amelyeket a P: arányos (proporcionális), I: integráló, D: differenciáló taggal tudunk figyelembe venni. Az egyes tagok egymáshoz való viszonyát az erősítő tényezőkkel tudjuk figyelembe venni. Az egyes szabályozó tagokat mindig párhuzamosan kötjük (lásd 4.9. ábra).

A tagok a következők:

P: hibajellel arányos tag, kimenőjelük minden időpillanatban arányos a bemenőjelükkel

I: hibajel integrálja, vagyis időről időre fellépő hibatag összegződik, a jelenben túllendülést adhat

D: hibajel változási sebessége, differenciáló tag, stabilitást növel, a zajt viszont erősíti



4.9. ábra

PID szabályozási logika (<https://drstienecker.com/tech-332/7-pid-control/>)

Összességében tehát a kimenő jel az alábbi módon áll elő:

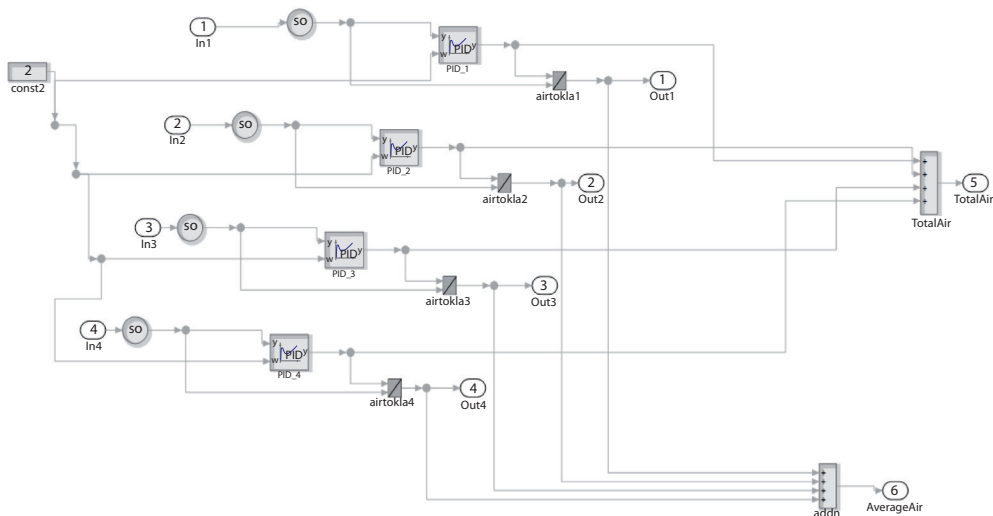
$$K_p e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_d \frac{de(t)}{dt}$$

A vezérlési stratégiák közül a szennyvíztisztítási folyamatok irányításában az alábbiakat alkalmazzák leggyakrabban:

- közvetlen vezérlés: a jel közvetlenül a műszerhez jut,
- on/off vezérlés: bekapcsolási/kikapcsolási jel, amely a közvetlen vezérlést nyitja-zárja,
- kaszkádvezérlés.

A kaszkádszabályozást akkor alkalmazhatjuk, ha a szabályozott jellemző mellett létezik másik mérhető paraméter, amelyen bekövetkező zavarás hatása sokkal gyorsabban észlelhető, mint a szabályozott jellemzőn. Ezzel a mért értékkel szabályozott, ún. szekunder körön kiszűrjük a módosított jellemzőben bekövetkezett zavarást, amihez rövid idő szükséges (legalábbis a primer körhöz viszonyítva).

A biológiai szennyvíztisztítás során a légbevitel optimalizációjához szabályozás szükséges, amely gyakran az oldott oxigén koncentrációját használja fel. Az oldott oxigén jele egy szelephez jut, amely a levegőbevitelt szabályozza. Emellett egy nyomástávadó a fűvórendszert szabályozza (4.10. ábra). Azonban vannak magasabb rendű szabályozók is, például az ammóniumszabályozás a mért $\text{NH}_4\text{-N}$ jele alapján számolja az aktuálisan szükséges levegőbevitelt. A P, I, D paraméterek kalibrálására mérések alapján kerül általában sor, de ezen folyamatot numerikus modellel is támogathatjuk.



4.10. ábra

Levegőbeviteli szabályozókör (saját szerkesztés)

Reaktormodellek

Ideális és reális reaktormodellek

A biológiai szennyvíztisztítás történhet épített medencékben, extenzív technológia esetén akár földárkokban vagy természetes tómederben, de bármilyen legyen is a tisztítási folyamat szintere, a kémiai reaktorok elméletét alapul véve reaktormodellekkel dolgozunk. A reaktorok csoportosítása elsődlegesen nem a reaktor mérete vagy alakja szerint történik, hanem a reaktoron belüli komponens eloszlása alapján. Ha a reaktoron belül nincs koncentrációkülönbség, vagyis a koncentráció csak az idő függvényében változhat, akkor üstreaktorról beszélünk, amely lehet szakaszos vagy folyamatos üzemvitelű. Ennek a reaktornak fontos ismérve, hogy a reaktorból kilépő anyag koncentrációja megegyezik a reaktoron belül bármely ponton mért koncentrációval.

Üzem mód alapján az üstreaktorok lehetnek stacionáriusak vagy instacionáriusak. Stacionárius esetben a kilépő koncentráció a belépő anyag koncentrációjától függ, instacionárius esetben a belépő anyag koncentrációjától és a reaktoron belüli kezdeti koncentrációtól. Gyakran használt angol szó rövidítés a CSTR, amely a Continuous Stirred Tank Reactorból származik, és olyan

üstreaktor, amelynek folyamatos a betáplálása. A csőreaktorokban (PFR: Plug Flow Reactor) a koncentrációeloszlás az áramlás irányában változó, lehet stacionárius vagy instacionárius módon üzemeltetni, de üzemvitel szerint szakaszos csőreaktor nem létezik.

Annak ellenére, hogy a csőreaktorok jobb teljesítménnyel (kémiai értelemben konverzióval, szennyvíztisztításban lebontókapacitással) rendelkeznek, szennyvíztisztításban az üstreaktorok alkalmazása terjedt el, mivel azokban az elkeveredés a belépő magas koncentrációt hirtelen lecsökkenti, ezáltal a biomasszára kevésbé van inhibíciós hatással (például nehézfémek a nitrifikációra, pH, illékony szerves zsírsavak). Az előbb bemutatott reaktortípusok idealizált értelemben kezelik a koncentráció eloszlását.

Valójában a két elméleti reaktort csak megközelíteni tudjuk, nem létezik tökéletesen elkevert reaktor vagy olyan csőreaktor, ahol ne lépne fel diffúzió. Ebből következik, hogy a két ideális reaktormodell, a CSTR és a PFR között helyezkedünk el valahol. Ahhoz, hogy becsülni tudjuk a szennyvíztisztítás hatásfokát, elengedhetetlen meghatározni a valós reaktormodellt. Valós reaktormodellt lehet alkotni egy paraméter bevezetésével (kaszkádmódel és diszperziós módel), két paraméter felhasználásával (a két ideális reaktormodell különböző kapcsolásával) vagy paraméter nélkül (szegregációs módel vagy teljes elkeveredéses módel). Az egyparáméteres modellek esetében két lehetőség van az ideális reaktormodellből valós reaktormodellt alkotni:

- A PFR-módelbe diszperziós tényezőt vezetünk be. Ha a diszperziós tényező zérus, akkor tökéletes csőreaktorról beszélünk; ha a diszperziós tényező nő, közeledünk a CSTR-hez.
- Többszemű CSTR-reaktorkaszkádot is alkothatunk. Ha $n = 1$ elemű a rendszer, akkor CSTR-ről beszélünk, ha az elemek száma tart a végtelenhez, akkor elérjük a PFR-rendszert.

Láthatjuk, hogy két skálát érdemes meghatározni, amelynek két végében az ideális reaktorok vannak: az egyik lehetőség a diszperziós tényezőtől, a másik a sorba kapcsolt elemek számától függ. A két skála összefügg, ugyanazt a célt szolgálja, csak ellentétes oldalról közelít, emiatt olyan dimenziómentes számot kell keresni, amelyből a diszperziós és a CSTR-kaszkádelemek is eredeztethetők. Ennek érdekében vezessük be a konvektív és diffúzív transzport arányát, a Peclet- (Pe -) számot:

$$Pe = \frac{uL}{D_x} = \text{diffúziós idő/tartózkodási idő} = \text{konvektív sebesség/konduktív sebesség}$$

ahol:

Pe : Peclet-szám [-]

u : karakterisztikus sebesség [m/s]

L : karakterisztikus hosszdimenzió [m]

D_x : hosszirányú diszperzió [m^2/s]

A szennyvíztisztításban alkalmazott reaktoroknál a Pe -szám 1 és 50 között található, azonban tökéletesen elkevertnek akkor tekinthető a reaktor, ha a $Pe < 0,5$.

Csőreaktorhoz közeli állapot biofilmes rendszerekben könnyen létrejöhet, amely esetben célszerű diszperziós módel alkalmazni. Az üzemeltetési paraméterek függvényében eldönthető az optimális Peclet-szám, amelynél a legnagyobb anyagtranszport, ezáltal biodegradáció várható. Az optimális Peclet-szám a biofilm leválási rátájának függvényében változik.

Érdemes megvizsgálni az általános anyagtranszport-egyenletet és a felírni annak a dimenziómentes alakját. Az általános transzportegyenlet:

$$\frac{\partial c}{\partial t} + \underline{u}\nabla c = D\nabla^2 c + \lambda c$$

ahol az első tag a koncentráció időbeli változása, a második a konvekció (sebességtér hatására anyagáthelyeződés). Az egyenlet jobb oldalán a diffúzió és az elsőrendű bomlási kinetika található.

Az egyenlet dimenziómentes alakját akkor kapjuk, ha bevezetjük a dimenziómentes koncentrációt, időt, sebességet. A nablaoperátornál vegyük figyelembe, hogy térkoordináta szerinti változás miatt szükséges itt is a hosszúság dimenzió kiküszöbölése. *-gal jelöltük a dimenziómentes változókat.

$$c^* = \frac{c}{S_c}, \quad t^* = \frac{t}{S_t}, \quad \underline{u}^* = \frac{\underline{u}}{S_u}, \quad \nabla(\cdot) = \frac{1}{S_L} \nabla^*$$

Ezután a transzportegyenletbe helyettesítsük be a dimenziómentes alakokat:

$$\frac{\partial(c^* \cdot S_c)}{\partial(t^* \cdot S_t)} + (\underline{u}^* \cdot S_u \cdot \frac{1}{S_L} \nabla^*) c^* \cdot S_c = D \cdot \frac{1}{S_L^2} \nabla^{*2}(c^* \cdot S_c) + \lambda \cdot c^* \cdot S_c$$

Kiemeléssel és átrendezéssel:

$$\frac{S_c}{S_t} \cdot \frac{\partial c^*}{\partial t^*} + \frac{S_u S_c}{S_L} \cdot (\underline{u}^* \cdot \nabla^*) c^* = D \cdot \frac{S_c}{S_L^2} \nabla^{*2} c^* + \lambda \cdot c^* \cdot S_c$$

Jellemző méretek bevezetésével (például átlagos tartózkodási idő, jellemző sebesség, jellemző hossz):

$$S_t = \bar{t}, \quad S_u = \underline{v}, \quad S_L = L$$

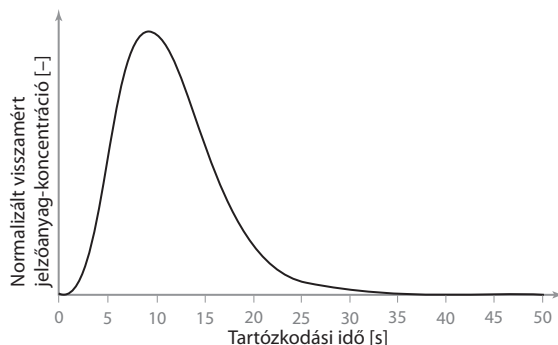
kapjuk a dimenziómentes alakot, amelynél látjuk, hogy a diffúziós tagban szerepel a Peclet-szám reciproka. Mivel a konvekció előtagja 1, ezért az is látható, hogy a Peclet-szám a konvekció és a diffúzió hányadosa.

$$1 \cdot \frac{\partial c^*}{\partial t^*} + 1 \cdot (\underline{u}^* \cdot \nabla^*) c^* = \frac{D}{\underline{v} \cdot L} \nabla^{*2} c^* + \lambda \cdot \bar{t} \cdot c^*$$

A Pe-számot alapvetően az áramlás befolyásolja, ezért meghatározásához szükséges az adott reaktor hidrodinamikai viszonyainak megismerése, és abból a konvekció-diffúzió arány kiszámítása. Ennek az aránynak a meghatározását a legegyszerűbben nyomjelzős kísérlettel hajthatjuk végre: jelzőanyagot juttatunk a reaktorba belépő folyadékáramhoz, majd a jelzőanyag-koncentrációt a kilépési szelvényben (vagy bármely más reaktorbeli pontban) mérjük. A jelzőanyaggal szemben követelmény, hogy a szennyvíz áramlását kövesse, ne legyen ülepedésre, felúszásra hajlamos, lehetőleg konzervatív legyen, vagyis kémiai reakcióra ne legyen hajlamos, a szennyvízben található koncentrációja ne legyen összemérhető az adagolt koncentrációval (vagy rendelkezünk valós adatokkal a háttérkoncentráció eloszlásáról), könnyen beszerezhető legyen, a környezetre ne legyen ártalmas. A rendszerbe bejuttatása lehet pillanatszerű vagy folyamatos.

Ha a nyomjelzős kísérletek mérési eredményeit az idő függvényében ábrázoljuk, átfolyási hullámot kapunk. Érdekes a mért jelzőanyag-koncentrációt normalizálni a rendszerbe juttatott összes jelzőanyag mennyiségével, ekkor kapjuk az E(t) függvényt, amely a jelzőanyag, illetve

a folyadékfázis tartózkodásiidő-eloszlását (RTD: Residence Time Distribution) adja. A görbéből könnyen leolvasható, hogy a rendszerben van-e hidraulikai rövidzárlat és/vagy holttér. A hidraulikai rövidzárlatra a jelzőanyag korai megjelenése utal, a holttérre pedig jellemző, hogy mintegy becsapdázza a jelzőanyagot, és onnan csak turbulens diffúziós transzport által lassan ürül ki, vagyis a jelzőanyag még az átlagos tartózkodási idő többszörösénél nagyobb idő után is visszameríthető. A 4.11. ábra példát mutat az átfolyási hullámra.



4.11. ábra

Átfolyási hullám, $E(t)$ -görbe (saját szerkesztés)

Az átfolyási vizsgálat eredményeképpen visszamért nyomjelző anyag eloszlásfüggvénye – $F(t)$ – felírható az alábbi módon, ha bevezetjük a dimenziómentes időt (Θ), amely az eltelt idő és az átlagos tartózkodási idő hányadosaként (t/t_m) határozható meg.

$$F(\theta) = \frac{1}{2} \left[1 - \operatorname{erf} \left(\frac{1}{2} \sqrt{Pe} \frac{1 - \theta}{\sqrt{\theta}} \right) \right]$$

ebből nyerhető a sűrűségfüggvény, amely a következő formát ölti:

$$E(\theta) = \frac{1}{4\sqrt{\pi} \theta^3 / Pe} \exp \left[-\frac{(1 - \theta)^2}{4\theta / Pe} \right]$$

amelyből a másodrendű centrális momentum adja a dimenziómentes tartózkodási idő varianciáját:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{t_m^2} = \frac{2}{Pe} - 2 \left(\frac{1}{Pe} \right)^2 (1 - e^{-Pe})$$

Azaz elvégezve a nyomjelzős kísérletet, megkapjuk az átfolyási hullámot, amelyből statisztikai jellemzőkkel meghatározható a Peclet-szám. Ha a soros kapcsolású CSTR-modellt használjuk, akkor az n elemszám a következőképp adódik:

$$n = \frac{1}{\sigma_\theta^2} = \frac{t_m^2}{\sigma^2}$$

amelyből következik, hogy közelítésként a kaszkádelemszám egyenlő $Pe/2$ -vel.

Amint láthattuk, a tartózkodási idő eloszlása nem determinálja a biológiai konverziót, és ezáltal az el-folyó koncentrációt, hanem a segítségével a reális reaktormodellek egy paramétere határozható meg.

Ha adott egy működő rendszerünk, és azon átfolyásvizsgálatot végzünk, meghatározzuk a CSTR-kaszád elemeinek számát, akkor nem feltétlen egyezik meg az eredmény a valós reaktorszámmal, ezért az így nyert reaktorelemszámot a továbbiakban virtuális reaktorszámnak nevez-zük. A szennyvíztisztítási anyagforgalmi modellekbe is e virtuális reaktorszám irándó, amivel biztosíthatjuk a tényleges kinetikai folyamatleírást. Vagyis megfordítva: az a tervezőmérnök, aki a valós reaktorszámot használja fel az anyagforgalmi modellezésben, nem veszi tudomásul a valós hidrodinamikai viszonyokat, az áramképet idealizálni fogja, és nem a valóban szükséges reaktorméretet, levegő- és vegyszerigényt, illetve iszaphozamot határozza meg. Ebből az követ-kezik, hogy a tervezési folyamat részét kell, hogy képezze a virtuális reaktorelemek (amelyeket fel lehet fogni elkeveredési zónáknak is) meghatározása. A kísérleten alapuló nyomjelzős vizsgá-latok kivitelezése azonban számos nehézségbe ütközik. Tervezési fázisban, a még meg nem épült technológiák esetében pedig lehetetlen elvégezni. Erre az esetre, illetve meglévő rendszereknél is költség- és időtakarékosságot szem előtt tartva a nyomjelzős kísérletek numerikus módszerrel való végzése javasolt, amelyek esetében körültekintően kell eljárunk, mivel ezen módszer csak a kezdeti paraméterek bizonyos határok között megválasztott értékei esetén megbízható.

Numerikus áramlástan szimulációk (CFD: Computational Fluid Dynamics) segítségével a reak-torokban kialakuló áramkép a kezdeti és peremértékek ismeretében meghatározható, a kapott sebességtérbe a nyomjelző anyag bejuttatható, és az RTD-elemzés kivitelezhető. Numerikus áramlástan szimulációk a folyadékmozgást leíró parciális differenciálegyenlet-rendszert oldják meg, amely magában foglalja az anyagmegmaradás- és impulzusegyenleteket. Turbulens áramlás esetében a keletkező látszólagos feszültségek számítása szükséges, amelyhez turbulenciamodellt használhatunk. A számos turbulenciamodell közül elterjedt az izotróp turbulenciát feltételező, a turbulens kinetikus energiára és ennek disszipációjára felírt $k-\epsilon$ modell vagy a látszólagos feszült-ségeket tenzorba rendező RSM (Reynolds Stress Modell).

A parciális differenciálegyenlet-rendszer analitikus megoldása bonyolult geometriák esetében nem lehetséges, ezért numerikus módszerhez, a véges térfogatok módszeréhez fordulhatunk, amely az adott reaktortérfogatot véges számú térfogatelemre osztja, és minden elem esetében megoldja az egyenleteket a perem- és kezdeti értékekből kiindulva. A cellák közötti kommunikáció az azok között található felületen történik ezen módszer esetében.

A változók értékei a cellák középpontjában vannak tárolva, amelyet a cellát határoló felületre kell vetíteni, azaz interpolálni. A számítás eredménye nagyban függ az alkalmazott numerikus sémától és a felbontástól, amelytől függetlennek kell lennie a számításnak. A hálóelemek száma és a numerikus kapacitásigény nagysága miatt többnyire iteratív, azaz lépésről lépésre közelítő algoritmust használunk, amit addig kell folytatni, amíg a megoldás nem konvergál. A konvergen-ciát a valós körülményekhez való egyezés jelenti, azonban ezen körülmények nem mindig ismer-tek. Ilyen esetben a számítás konvergenciáját az iterálási maradékok és egyéb változók (például sebességtér) változatlanóságára alapozva fogadhatjuk el.

A szennyvíztisztításban alkalmazott reaktorok áramlásának leírásakor a folyadékfázis moz-gását más fázis, a levegőztetés során vízbe juttatott gázbuborékok mozgása is befolyásolja. Ennek a folyamatnak a leírásához többfázisú modellt alkalmazunk, amelyre számos lehetőségünk adódik. Elterjedt az ún. keverék modell, amely az elsődleges fázisra megoldja a dinamikai egyenleteket, a másodlagos fázisra olyan skalártranszport-egyenletet, amely megadja az egyes cellákra az elsőd-leges fázis és másodlagos fázis térfogatarányát. Az elsődleges fázisnak azt a fázist nevezzük, amely számottevően nagyobb tömeggel van jelen a rendszerben. A keverék modell akkor alkalmazható,

ha a másodlagos fázis tömegaránya kisebb, mint 10%-a az elsődleges fázisnak. Ha ez nem teljesül, akkor az Euler–Euler-moddal a másodlagos fázisra is meg kell oldani a dinamikai egyenleteket.

Többfázisú közelítést alkalmazhatunk akkor is, ha valójában csak egy komponensünk és fázisunk van, de szeretnénk annak az anyagnak egy részét külön kezelni, megcímkézni. Erre a nyomjelzős kísérleteknél szükség is lehet, hiszen a jelzőanyagnak követnie kell a főáramlást, annak minden tulajdonságával meg kell egyeznie, vagyis lefordítva a szimulációs környezetben szükséges beállításra, ez annyit jelent, hogy a vízfázis és a jelzőanyag ugyanazon anyagi tulajdonsággal rendelkezik. Először érdemes kizárólag a vízfázisra lefuttatni a számítást, majd egy adott időpontban a jelzőanyagot bejuttatjuk a rendszerbe (adott időponttól kezdve a peremfeltételben megjelenik a jelzőanyag addig az időpontig, amíg a bejuttatni kívánt jelzőanyag-tömeget a befolyó vízhez adtuk). Ezután ugyanúgy, mint a fizikai kísérleteknél, az elfolyási (vagy bármely más belső) pontban felvesszük az átfolyási hullámot.

Ezzel a modellközelítéssel azonban a számítások során nehézségekbe ütközhetünk, mivel a jelzőanyag felhígulva elég kis koncentrációban fog megjelenni, ami kerekítési hibákhoz vezethet. Ennek kiküszöbölésére a modellben érdemes a jelzőanyagot egy bizonyos időponttól kezdve folyamatosan a befolyó vízhozamnak megfelelő mennyiséggel adagolni úgy, hogy az eredeti vízfázis már nem léphet be. Vagyis a belépési peremfeltétel beállítása az idő függvényében így alakul:

$$0 < t < t_0 \text{ esetén } Q(\text{vízfázis}) = \text{szennyvízhozam}, Q(\text{jelzőanyag}) = 0$$

$$t_0 < t \text{ esetén } Q(\text{vízfázis}) = 0, Q(\text{jelzőanyag}) = \text{szennyvízhozam}$$

Ebben az esetben a kilépési ponton az idő függvényében a jelzőanyag fázisarányát nézhetjük 0-tól 1-ig növekedni. Azaz megkapjuk az RTD-elemzés eloszlásfüggvényét, amelyet deriválva $E(t)$ -t nyerjük.

Az anyagforgalmi-hidrodinamikai kapcsolt modell – a már korábban tárgyaltak alapján – két módon jöhet létre. Egyrészt a hidrodinamikai szimulációs környezetben bővíthetjük a megoldandó egyenletek körét anyagforgalmat leíró transzportmodellekkel, másrészt az anyagforgalmi szimulációs környezetben az áramláson alapuló reaktormodellre fejleszhetjük. Az ebben a fejezetben vázolt módszer ez utóbbival foglalkozik, azonban a fejlesztéshez hozzátartozik azon körülmények vizsgálata, amelyek befolyással lehetnek a reaktormodellre. Alapvetően a medence geometriája, az átfolyó vízhozam, a külső forrásból származó, keverésre fordított energia befolyásolhatja az áramképet, amelyek közül a következő fejezetekben részletesen vizsgáljuk a recirkulációt, a levegőztetést és a kaszkádolás szerepét.

Recirkuláció hatása a reaktormodellre

A szennyvíztisztítási technológiákban többfajta recirkulációt alkalmazhatunk, amelyek nagyságukban és szerepükben is különböznek. Az eleveniszapos technológiák kötelező része a biológiai medencét követő fázisszétválasztás, amely során a leülepített biomaszra egy részét visszavezetjük, ezáltal növelve az iszapkört. Ebből következik, hogy az iszaprecirkuláció elsődleges szerepe a 3–6 g/l-es biomasz-koncentráció fenntartása a levegőztetett medencében.

Elődenitrifikációs reaktorelrendezést alkalmaz az MLE- (Modified Ludzack–Ettinger) eljárás, amelyben az anoxikus reaktorteret aerob (oxikus) követ. Az aerob reaktorban megy végbe a nitrifikáció, amelynek végtermékét, a nitrátot visszajuttatjuk az anoxikus térrészbe recirkuláció

segítségével. Így a nitrát mint elektronakceptor olyan térrészbe kerül, ahol rendelkezésre áll a heterotrófok számára nélkülözhetetlen könnyen felvehető szerves anyag.

A nitrátrecirkuláció vagy más néven belső recirkuláció nagyságrendileg a befolyó szennyvíz hozamának általában 1,5–2,5-szöröse, de elérheti akár a 4–5-szöröst is bizonyos esetekben. A tényleges recirkuláltatott vízhozamot empirikus úton határozzák meg. Tapasztalati tervezési megfontolások alapján nem érdemes tovább növelni a belső recirkuláció mértékét, ha az anoxikus térrész végében az $\text{NO}_3\text{-N}$ koncentráció nagyobb, mint 2 mg/l. Ezzel szemben, ha az $\text{NO}_3\text{-N}$ elfogy, akkor az adott anoxikus tér még képes lenne többletdenitrifikációra, ezért a belső recirkulációt érdemes növelni.

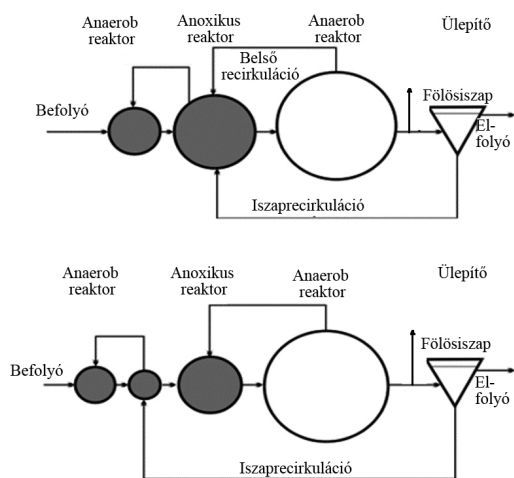
Összetettebb reaktorelrendezéseket is alkothatunk, ha kombinálni szeretnénk a biológiai nitrogéneltávolítást a biológiai többletfoszfor-eltávolítással. Ilyen eljárás például a UCT (University of Capetown), ahol az előbb bemutatott MLE-rendszert anaerob térfogattal bővítjük, amelyet első reaktorként használunk. Ekkor a reaktorsorrend tehát anaerob, anoxikus, aerob.

Az alkalmazott recirkulációk és szerepük:

- iszaprecirkuláció az utóülepítőből az anoxikus térfogatba – biomassza visszajuttatása,
- nitrátrecirkuláció az aerob térből az anoxikusba – nitrát visszajuttatása a denitrifikáló mikroorganizmusokhoz,
- recirkuláció az anoxikusból az anaerob térbe – oxigénhiányos biomassza visszajuttatása.

A biomassza-recirkulációk elkülönítése azért fontos, mert az iszaprecirkuláció közvetlenül nem juttathat nitrátot az anaerob térrészbe, azt előbb redukálni kell. A UCT-eljárásban tökéletesen elkevert reaktorokról beszélünk, ebből kifolyólag az anoxikus térbe belépő nitrátkoncentráció hirtelen lecsökken, és figyelembe véve a denitrifikálók átalakítóképességét, kialakul az elfolyó koncentráció, amelynek gyakorlatilag zérusnak vagy ahhoz közelinek kell lennie, különben gátolja a biológiai többletfoszfor-eltávolítást.

Említettük, hogy a jobb konverzió/lebontás érdekében a csőreaktor típusú áramlást kellene közelíteni, ezért ha az adott anoxikus térfogatot két részre bontjuk, lépcsőzetes nitrátkoncentráció-profil mellett a második reaktorból induló recirkuláció jó eséllyel kisebb nitrát-nitrogént fog tartalmazni. Ebből az ötletből – amely valójában reaktormodell-fejlesztésnek is tekinthető – alakult ki a módosított UCT-eljárás (4.12. ábra).



4.12. ábra

UCT- és módosított UCT-eljárás (saját szerkesztés)

Ha a sorba kapcsolt kaszkádkreaktorban kialakuló koncentrációk alakulását szeretnénk leírni, akkor az alábbi képlettel számolhatjuk ki a reaktorban lévő, illetve az onnan elfolyó koncentrációt:

$$C_n = \frac{C_0}{[1 + (k/n \cdot \tau)]^n}$$

ahol:

C_n : n-edik reaktor koncentrációja [g/m³]

C_0 : reaktorba belépő koncentráció [g/m³]

k : kinetikai állandó [1/s]

n : reaktorok száma [-]

τ : tartózkodási idő (V/Q) [s]

A tartózkodási időt a recirkuláció(k) bevezetésével korrigálni kell a megnövekedett vízhozammal:

$$\tau = \frac{\tau_0}{1 + R}$$

ahol

R : recirkulációs hányad [-]

A recirkulációs hányad fejezi ki, hogy a nitrát- és iszaprecirkulációs folyadékáram hányszorosa a befolyó vízhozamnak. A recirkulációk bevezetésével a reaktorba juttatott folyadék gyorsabban távozik a medencéből, hiszen a sebességtér jelentősen megnő. A koncentrációprofil szintén változik, a fenti képletek értelmében a rövidebb tartózkodási idő magasabb elfolyó koncentrációt eredményez. Azonban a vázolt összefüggések a lejátszódó folyamatok kinetikáját jelentősen leegyszerűsítik.

A Hydromantis által fejlesztett GPS-X 6.5 anyagforgalmon alapuló szimulációs környezetet használtunk annak a kérdésnek a megválaszolásához, hogy a reaktormodellt hogyan befolyásolja a recirkuláció. A tesztfeladat elvégzéséhez egy Magyarországon üzemelő, MLE-eljárást használó eleveniszapos rendszert vizsgáltunk.

Levegőztetés hatása a reaktormodellre nézve

A biológiai szennyvíztisztítást többnyire aerob mikroorganizmusok végzik, amelyek életfeltételei megkövetelik az oldott oxigén jelenlétét. A vízbe természetes módon a Henry-törvény alapján is beoldódhat oxigén, azonban az intenzív technológiákban alkalmazott biomasszatömeg a beoldódási folyamatsebességnél sokkal gyorsabban fogyasztja az oxigént. Továbbá az eleveniszap-pelyhekbe (illetve a biofilmes tisztítás esetén a filmréteg belsejébe) az oxigén bejutásához hajtóerő kell, vagyis az oldottoxigén-koncentrációt legalább 1,8–2,0 mg/l-en kell tartani. Ennek érdekében külső energiabevitellel oxigént juttatunk a vízfázisba, amely energia végső soron a bevitt buborékok általi jobb elkeveredést is eredményez. Mivel a reaktormodellek alapját a hidrodinamikai viszonyok jelentik, és a levegőztetés a fluidum energetikai viszonyait átrendezi, ezért hatása számottevő lehet. A következőkben a levegőztetési igényt tárgyaljuk tervezési szempontból, majd a levegő által keltett áramlást nézzük, végül pedig ennek a megváltozott áramképnek a reaktormodellre gyakorolt hatását elemezzük.

A szennyvíztisztításban alkalmazott levegőztető rendszereket alapvetően két csoportra oszthatjuk, a felszínközeli (vertikális és horizontális tengelyű) és mélységi levegőztetőkre. A levegőztető rendszerekkel szemben elvárás a minél hatékonyabb oxigénbejuttatás, amely az egységnyi közölt energiát vetíti a kg-ban mért bejuttatott oxigénhez. Ez alapján a felületi levegőztetők a mindennapi gyakorlatból kezdenek kiszorulni, és helyette mélységi levegőztetőket, elsősorban diffúzorokat alkalmaznak. A diffúzorok a medence aljához közel helyezkednek el, alakjukat tekintve lehetnek csődiffúzorok, lapdiffúzorok és tányérdiffúzorok. Általánosságban megállapítható, hogy az oxigénbeoldódás annál jobb, minél mélyebb a medence, azonban építési, kivitelezési és üzemeltethetőségi szempontok miatt a közös pont a körülbelül 5 méteres medencemélység.

A levegőztetés által átalakul a reaktorban az áramkép, a horizontális átfolyású medencében vertikális áramlást gerjeszt, ami segíti az elkeveredést. A megfelelő áramkép kialakításához általában nem egyenletes a diffúzorok medencefenék közelében való elhelyezése, elválasztják az elsősorban felfelé áramló és lefelé áramló zónákat. Adott reaktor teljesítménye nagyban függ a benne kialakuló áramképtől, amely a diffúzor elhelyezésétől függ.

Ebből viszont az következik, hogy a tervezés alapjaiban meghatározza, mire lesz később a telep alkalmas, az üzemeltetés során ugyan a folyamatparamétereken tudunk változtatni, de a hidrodinamikai adottságokon kevésbé. Ilyen szempontból kulcsfontosságú, hogy a tervezés során részletesen ismerjük az áramképet, amely gyakran elnagyolt. Azonban a rendszer összetettsége miatt minden egyedi medencére külön kellene műtárgy-hidraulikai vizsgálatokat elvégezni.

Erre kísérletesen nincs lehetőség új műtárgy esetében, ilyenkor CFD-modellezést kell végrehajtani, még akkor is, ha vannak tipikus diffúzor elhelyezés mintázatok. A vizsgálatot RTD-elemzéssel érdemes összekötni, mivel akkor a levegőztetésnek az átfolyási hullámra gyakorolt hatása is kimutatható. A levegőztetés elsősorban a turbulens diffúziót növeli, de a konvektív transzportot sem hanyagolhatjuk el. A reaktormodellek szempontjából mindezen megállapítások azt jelentik, hogy ha például csőreaktor típusú a reaktor (nagy Pe-szám), akkor a diffúzió növelésével a Peclet-szám csökken.

Az előzőekben vázolt folyamat elsősorban a levegőztetés makrohatását elemezte, amellyel különösen a fix hordozón megtelepedő biofilmes rendszereknek kedvezünk. Mivel a biofilm a hordozóhoz kötődik, ezért az áramlásnak szerepe van a szubsztrát biofilmfelületig való eljuttatásában és a végtermékeknek a biofilm felületéről való elvételében. A hordozókon lévő biofilm szervesanyag-terhelése a reaktortér különböző pontjain eltérő, ezért más mikrobiális összetételű bevonatot figyelhetünk meg a reaktor elején és végén: először heterotróf szervezetekkel találkozunk, a medence végéből vett minták viszont a nitrifikációért felelős autotróf dominanciát mutatnak. A fix hordozós rendszerekben mechanikus keverők elhelyezése nehézkes, ezért az elkeveredésért elsősorban a levegőztetés felel. Olykor az anoxikus reaktorban is szükséges alkalmazni, lehetőleg durva buborékkal, szakaszos vagy ún. intermittens levegőztetéssel. Ez utóbbi esetben a hatékony keverést célozzuk meg minél kisebb mértékű oxigénbeoldódás mellett.

A reaktormodellek szempontjából a makroleírás elegendő, azonban érdemes megvizsgálni a folyadék-levegő többfázisú áramlás mikroszintű elemzését. A modellnek le kell írnia a kezdeti buborékátmérő alakulását (összetapadását más buborékokkal), a buborék szétválását (break-up) és a folyadéknak átadott impulzus kinematikáját. Az összetett probléma megoldására többfázisú áramlások anizotróp turbulencia modelljét, nagy örvény szimulációt, esetleg direkt numerikus szimulációt alkalmaznak.

A buborékdinamikát elsősorban az emelkedési sebesség (rising velocity) határozza meg, de erre hatással van a horizontálisan jövő szennyvízáram is. Ahogy a buborék felfelé tart, vele ellentétesen

fellép a közegellenállási erő, amely a buborék alakjától, sebességétől függ. A buborék mögött holt-tér alakulhat ki (Reynolds-szám függvénye) és a buborékfelületről leváló örvények a vertikális mozgást eltéríthetik. Ezért a permanens háttéráramlás és konstans belépési levegő térfogatáram mellett is tranziens jelenségeket figyelhetünk meg; a „buborékcsóva” kileng. A csóva a vízfelszín felé haladva bővül. A diffúzorok elhelyezésénél figyelni kell a kvázi szabad áramlás kifejlődésére, azaz a levegő hajtotta áramlás kifejlődését biztosítjuk megfelelő helyet adva a leáramlási zónának. Ha nem szabad az áramlás, ún. airlift reaktorokat is létrehozhatunk alternatívaként, amelyek pneumatikus hurokreaktorok. Különböző sűrűségű zónával alakítják ki a fel- és leáramló zónákat. A mikrobuborékokat 10–100-as Reynolds-számmal engedik be a reaktorba, a folyadékoszcilláció segíti, hogy ne álljanak össze a buborékok nagyobb méretűvé, így hosszabb tartózkodási idő és nagyobb érintkezési felület biztosítható, aminek eredményeképpen a cirkulációs zóna a reaktormélység többszöröse is lehet.

Iszapcsökkentés kaszkádolással

Az eddigiekben a három tervezési kimeneti paraméterből a reaktortérfogatok (reaktorgeometria) és a levegőztetés hatását néztük az áramképre nézve. A harmadik tervezési paraméter, a keletkező iszapmennyiség azonban a reaktorkialakítások következménye, vagyis az nem a reaktormodellt alakítja ki, hanem adott reaktormodellhez adott iszapfhozam tartozik. Ebben a fejezetben a különböző reaktormodellek hatását vizsgáljuk az iszapfhozamra nézve.

Az iszapfhozam megmutatja, hogy a szennyvíztelepen egy nap alatt mennyi szárazanyag keletkezik. Ezt a mennyiséget mindennap el kell venni annak érdekében, hogy a biomassza egyensúlyban maradjon a biológiai tisztítás során. Ebből viszont az következik, hogy x kg/d szárazanyag (TS: Total Solid) megjelenik az iszapvonalon, amit kezelni kell. Az összes szárazanyag mellett az iszap jelentős mértékben tartalmaz iszapvizet, amelynek jó része mechanikusan vagy mechanikusan vegyszeradagolással eltávolítható a sűrítés és víztelenítés során. Azonban ezek az eljárások az iszap térfogati csökkentésére koncentrálnak és nem a szárazanyag-tartalom redukciójára. Iszapok keletkezhetnek előülepítés során, a biológiai medencében az eleveniszapból vagy a levált kötött biomasszából, vagy pedig a kémiai P kicsapatásból.

Bevezethető a fajlagos iszapfhozam definíciója, amely a keletkező iszapmennyiséget viszonyítja valamely befolyó mennyiséghez, például a BOI_5 -höz vagy a KOI -hez. Nincs egység a tekintetben, hogy milyen arányt célszerű alkalmazni, ezért lehetséges a TSS/KOI , TSS/BOI_5 , VSS/BOI_5 arány használata is, természetesen mindegyik más-más értéket jelent. Ez a fajlagos mennyiség az iszapkortól (SRT) jelentősen függ; minél nagyobb az SRT, annál kisebb lesz az iszapfhozam. Azonban az iszap teljes oxidációjához nemcsak több idő (reaktorméret), hanem oxigénből is több kell.

Az iszapfhozam csökkentését aerob és anaerob módon is megtehetjük, azonban ahol lehetőség van rá, érdemes az anaerob utat választani, mivel energia-visszanyerést érhetünk el. Az anaerob kezelésre – amely gyakran előkezeléssel egészül ki – nagyobb telepeken van csak lehetőség. A kisebb településeknél azonban elemi érdek az iszapfhozam-csökkentés. Az egyik technológiai csoport a sejtek elhalása után a sejtanyag ismételt felhasználásának gyorsításán alapul, azaz a sejt-lízist külső beavatkozással segítik elő. A felszabadult anyagokból újabb sejtek képződhetnek, amelyek részt vesznek a biológiai folyamatokban. Ezt a fajta szaporulatot önmésztő szaporodásnak is nevezik. A sejt-lízis történhet a mechanikai módszereken kívül (ultrahangos, kavitációs, illetve egyéb roncsoló kezelés) vegyszerekkel (klórozás, ózon) vagy hőkezeléssel.

A másik iszaphozam-csökkentési lehetőség a fenntartási folyamatokhoz szükséges energia maximalizálása. A mikroorganizmusok energiájának egy része a fenntartásra összpontosul, amely magában foglalja a sejtanyag megújítását, fenntartását, a tápanyag sejtmembránon keresztüli transzportját, másik része pedig új sejtanyag létrehozását teszi lehetővé. A cél, hogy ez utóbbi ne legyen számottevő, vagyis ne legyen magas mikroorganizmus-szaporulat és nagy iszap tömeg. A fenntartási energia maximalizálását kommunális szennyvíztisztításban elérhetjük kis tápanyag-ellátással, vegyszerek alkalmazásával vagy az oxikus/anoxikus környezet változtatásával.

Az egyik ilyen eljárás az OSA-eljárás, amely az oxikus-szedimentációs-anaerob szakaszok változtatásából áll. A leülepített iszapot mellékágon, az iszaprecirkulációval anaerob medencében „éhezettjük”, és amikor visszakerül oxikus körülmények közé, akkor a kapott szubsztrátot elsősorban a saját maga újbóli felépítésére és nem szaporodásra használja. Azonban, ha az anaerob medencét a teljes recirkulációs iszapáramra tervezzük, akkor szükségtelenül nagy térfogatot kapunk. Kísérletek bizonyították, hogy elegendő a recirkulált iszap egy részét leválasztani és azt külön reaktorba vezetni, ahol szabályozott a levegőztetés, nagyon alacsony oldottoxigén-koncentrációt fenntartva. A „sokkolás” után vezetik csak vissza az iszapot a levegőztetőmedencébe.

Elsősorban biofilmes rendszereknél a nagy iszapkor és a biomassa helyhez kötöttsége miatt előfordulhat, hogy a magasabb rendű élőlények predációval az alacsonyabb rendű élőlényekkel táplálkoznak, ami szintén az iszapcsökkenést eredményezi. Az is látszik azonban, hogy a csőreaktor vagy a több részre osztott kaszkáreaktor kedvez a vízvonali iszaphozam-csökkentésnek, amelynek okaként a protozoák és a flagelláns szervezetek mint magasabb rendű élőlények tehetők felelőssé. A kifejlődésükhöz $DO = 1-3 \text{ mg/l}$, $TKN < 30 \text{ mg/l}$, $BOI_5 < 30 \text{ mg/l}$ szükséges, vagyis a biológiai medence végében képzelhető el akkor, ha az nem tökéletesen elkevert, hanem a fenti alacsony koncentrációk létrejöhetnek. A tápláléklánc kifejlesztése azért is előnyös számunkra, mert a felsőbbrendű szervezetek tápanyagkonverziója gyengébb, és nagyobb az energiavesztés. Ezenfelül a metazoák a szabadon úszó baktériumok fogyasztásával a víz zavarosságát csökkentik. Az irodalom szerint akár 20–40%-kal is sikerül az iszaptermelést csökkenteni, azonban kétféle tisztítást javasolnak eleveniszapos rendszerben.

Egyedi szennyvíztisztító kisberendezések anyagforgalmi modellje

A nyers szennyvíz karakterizálása, modellbeállítások

Egy konkrét egyedi kisberendezés vizsgálatához a GPS-X 6.5 szimulációs rendszert használtuk. A modellezés célja a tényleges kapacitás meghatározása volt. Beállítva az adott szennyvízminőséget és a kisberendezés paramétereit, az anyagforgalmi modell segítségével a kezelt szennyvíz minőségi változói számíthatók.

A vizsgált rendszer a Polydox-50 típusú kisberendezés volt, amelynek kapacitását a gyártó 50 lakosegyenértékben, illetve $6,0 \text{ m}^3/\text{d}$ szennyvízhozamban adta meg. Az egység térfogata $8,4 \text{ m}^3$, amelynek mintegy 70%-a levegőztetett térrész, a többi pedig az ülepedésnek, iszapsűrűsödésnek van fenntartva.

A befolyó tekintetében két típusú szennyvízre végeztük el a vizsgálatokat annak megfelelően, hogy mekkora a vízfogyasztás, és az ehhez tartozó napi szennyvízkibocsátás. Ez alapján megkülönböztetünk Közép-Európára jellemző, ún. átlagos szennyvizet és koncentrált szennyvizet. A szervesanyag-mutatók tekintetében a KOI $750-1200 \text{ mg/l}$ között, a BOI_5 $300-650$ között változik, a TKN és TP is viszonylag magas más országok szennyvízmutatóihoz képest.

4.8. táblázat

Befolyó szennyvízminőség (saját szerkesztés)

mg/l	átlagos szv.	koncentrált befolyó szv.
KOI	750	1200
BOI ₅	310	650
TSS	400	800
TKN	80	100
TP	12	18

Az átlagos befolyó szennyvíz KOI-tartalmának KOI–TSS-alapú frakcionálásakor – mérések hiányában – a következő frakciókat határoztuk meg:

- oldott inert KOI: 16 mg/l,
- könnyen hozzáférhető KOI: 62 mg/l,
- partikulált inert KOI: 270 mg/l,
- lassan bontható KOI: 402 mg/l.

A partikulált KOI-nak a szubsztrátként felhasználható része: 0,6.

Az összes lebegőanyag szerves része: 0,8.

A koncentrált szennyvíz esetében pedig így alakultak a KOI-frakciók:

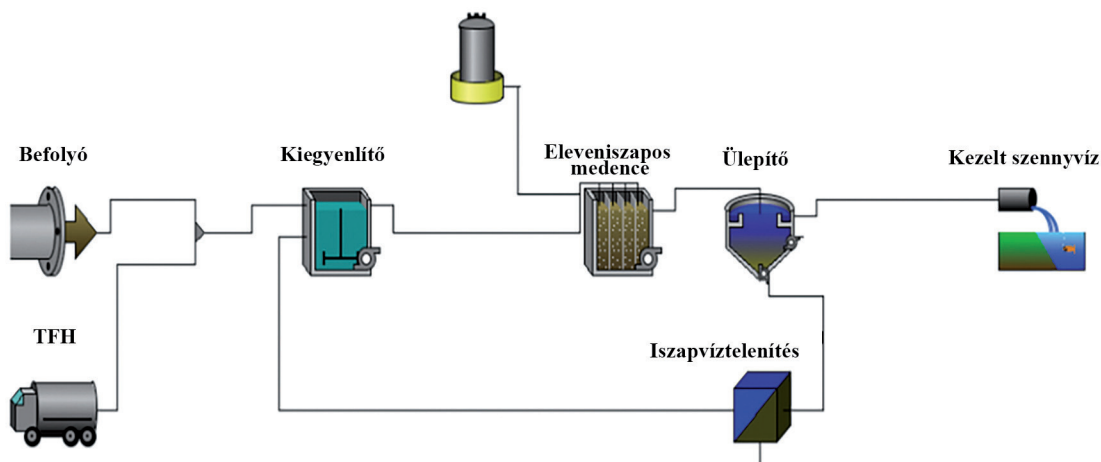
- oldott inert KOI: 24 mg/l,
- könnyen hozzáférhető KOI: 96 mg/l,
- partikulált inert KOI: 194 mg/l,
- lassan bontható KOI: 886 mg/l,

A partikulált KOI-nak a szubsztrátként felhasználható része: 0,82.

Az összes lebegőanyag szerves része: 0,75.

Elvégzett szimulációk és eredmények

A modell layoutot a 4.13. ábra mutatja, amelyen látható, hogy a befolyó nyers szennyvízen kívül egyéb szennyvízforrás is megadható (TFH: települési folyékony hulladék). A szennyvíz egy pufertartályba kerül, amelynek a feladata a kiegyenlítés. Ezután a biológiai folyamatok lejátszódása következik, amely térrészt levegőztetjük. A modellben lehetőség van külső szénforrás és/vagy vegyszer adagolására is. A levegőztetett medencét ülepítő követi, ahol a biomassza nagy részét visszatartjuk, és sűrítés után visszajuttatjuk a rendszerbe. A sűrítő-víztelenítő egységnek mintegy 5%-os szárazanyag-visszatartás lett beállítva. A tisztított kezelt víz egy tartályba jut a folyamat végén. Ennek további felhasználását a modell nem veszi figyelembe.



4.13. ábra

Hagyományos eleveniszapos rendszer GPS-X 6.5-ös modell layoutja (saját szerkesztés)

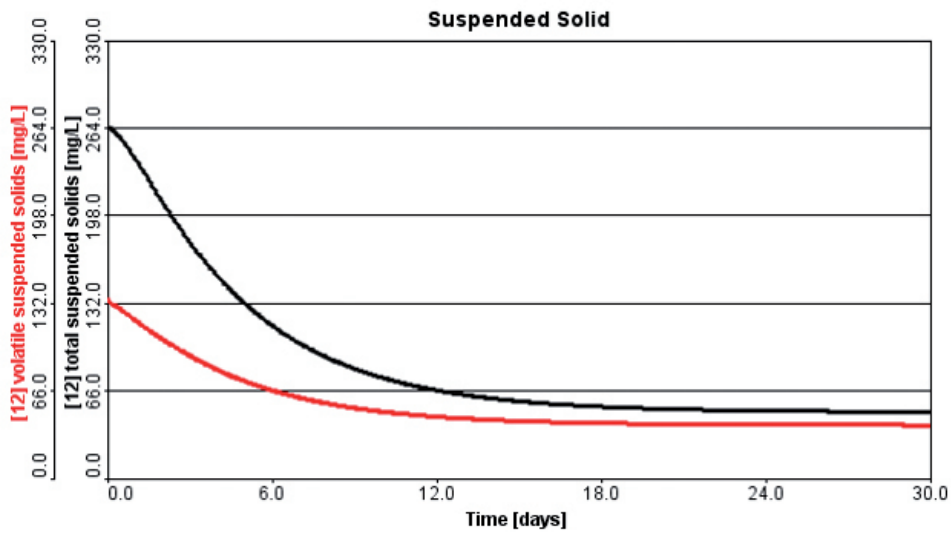
Időben állandósult (steady-state) modellfuttatásokat hajtottunk végre. Első lépésben a $6,0 \text{ m}^3/\text{d}$ -os névleges terhelést vettük figyelembe. Az oldott oxigén koncentrációja $2,0 \text{ mg/l}$ volt a levegőztetett medencében. Az iszapprodukciónak $1,35 \text{ kgTS/d}$ és a szárazanyag-tartalom $0,78\%$ -os. A sűrített és víztelenített iszap mennyisége $6,4 \text{ l/d}$. Az elfolyó szennyvíz minősége:

- KOI: 50 mg/l ,
- TSS: 24 mg/l ,
- $\text{NH}_4\text{-N}$: 25 mg/l ,
- TN: 27 mg/l .

Ebből jól látszik, hogy a nitrifikáció csak részleges, növényi tápanyag-eltávolítás nem történik, ha a névleges kapacitásnak megfelelő szennyvízmennyiség érkezik. A következő lépésben azt kellett megvizsgálni, hogy mekkora szennyvízhozam esetében kielégítő a nitrifikáció. Ezt több lépésben, iteratív módon, a próba-szerencse (trial and error) módszerével lehetett megtenni. A futtatások eredményeképpen adódott, hogy az átlagos közép-európai szennyvízminőség esetében a tényleges kapacitás mintegy 50% -át lehet alapul venni. Abban az esetben, ha a koncentrált szennyvízminőséggel dolgozunk, további 20% -os kapacitáscsökkenést tapasztalhatnánk. Ez utóbbi esetben javasolt az üzemeltetési paraméterek növelése, azaz a $\text{DO} = 2,0 \text{ mg/l}$ -t érdemes $\text{DO} = 3,0 \text{ mg/l}$ -re növelni a kapacitáskiesés kompenzálására.

A szimulációk esetében a bemeneti paraméterek permanens mivolta miatt gondolhatnánk, hogy az elfolyó vízminőség is permanens lesz. Azonban az eredmények tanúsága szerint ez a permanencia csak néhány nap elteltével volt jellemző.

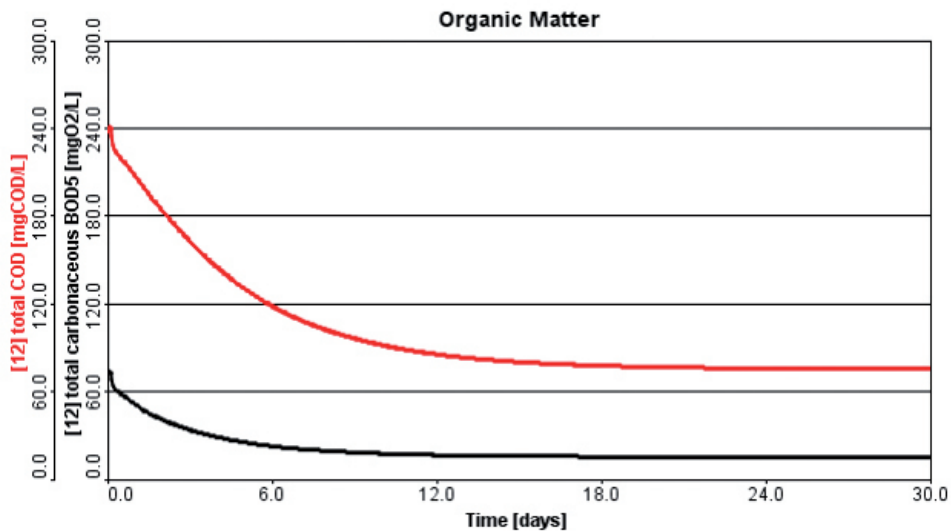
Ennek oka, hogy kezdetben a rendszerben nem volt jelen biomassza, annak fel kellett épülnie. Amíg a biomassza felépült, addig a biodegradáció is korlátozott volt. Ehhez, mint ahogyan a következő ábrarészletből is látszik, mintegy $10\text{--}12$ napra volt szükség. A 4.14. ábrán a TSS és ennek a szerves része, a VSS látható. A biológiailag tisztított szennyvízben mintegy 60 mg/l lebegőanyag maradt (ülepítés nélkül). Az ülepedés után ez tovább csökken $5\text{--}10 \text{ mg/l}$ -re.



4.14. ábra

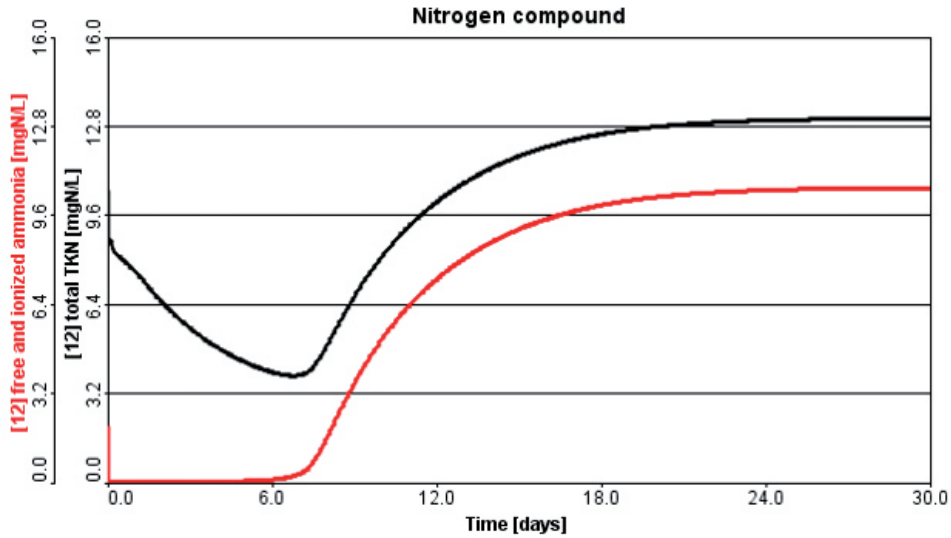
Tisztított szennyvíz lebegőanyag-koncentrációja (TSS és VSS) (saját szerkesztés)

A szervesanyag-mutatók tekintetében az elfolyó szennyvíz KOI-koncentrációja 68 mg/l-re adódott, amely több mint 90%-os tisztítás. A BOI_5 pedig 20 mg/l-re csökkent.



4.15. ábra

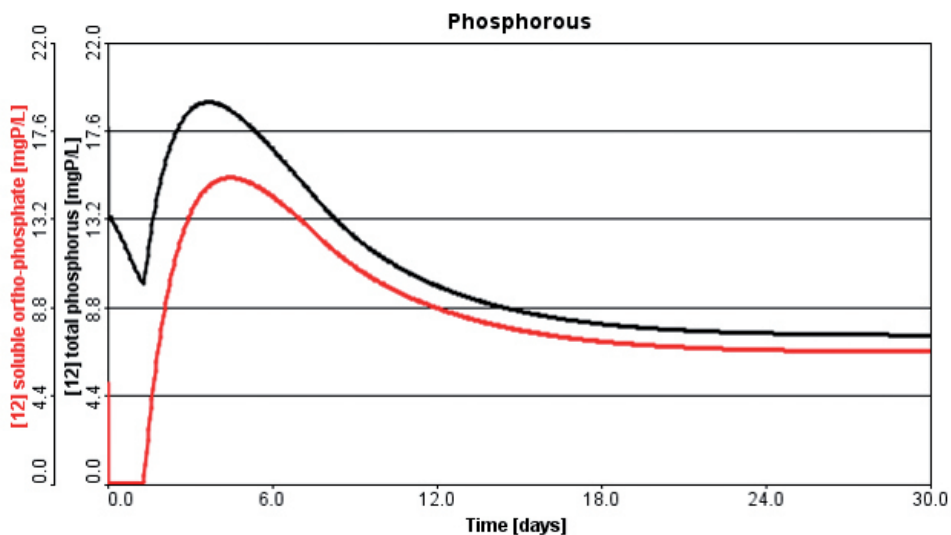
Tisztított szennyvíz szervesanyag-mutatói (COD = KOI, BOD5 = BOI_5) (saját szerkesztés)



4.16. ábra

A tisztított szennyvíz nitrogénformái (saját szerkesztés)

A nitrogénformák a 15–18 nap között kezdtek a szimulációban beállni. A szerves nitrogén mintegy 3 mg/l, az ammónium-N pedig 9 mg/l körüli. A levegőztetés szabályozásával itt további finomhangolás lehetséges.



4.17. ábra

A tisztított szennyvíz foszforformáinak koncentrációja (saját szerkesztés)

A foszforformák esetében a kezelt szennyvízben az ortofoszfát/összes foszfor arány magas. Annyi foszfort tudunk eltávolítani, amennyit a biomassza felvesz. Ebből következik, hogy ha magasabb fokú tápanyag-eltávolítás elvárt, akkor a vegyszeres kicsapatás elengedhetetlen.

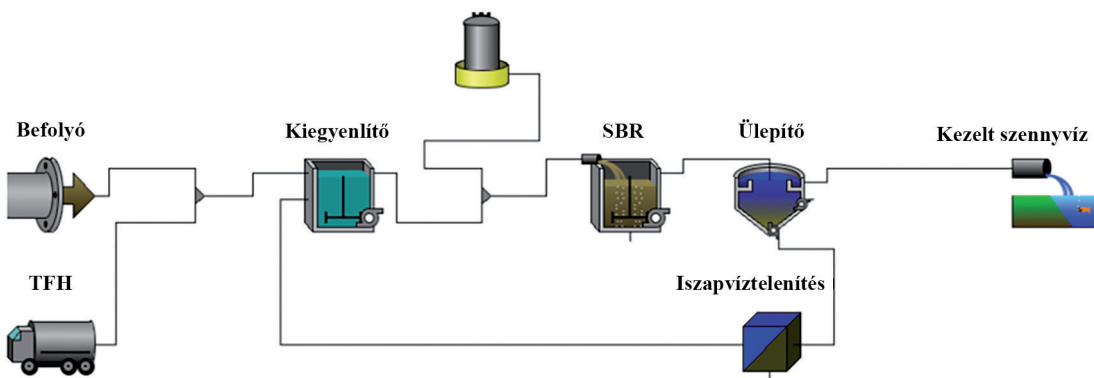
SBR-rendszerek

A szakaszolt betáplálású reaktorokkal kisberendezések esetében is jó hatásfokot lehet elérni. A technológia lényege, hogy a reaktorterek térbeli elválasztása helyett itt időbeni ciklusokat alakítunk ki, és a teljes tisztítási folyamat egy térben játszódik le. Ez azt jelenti, hogy a ciklusokat, amelyek általában 6–8 h hosszúak, a következő folyamatokra oszthatjuk:

- feltöltés,
- biológiai folyamatok (keveréssel és levegőztetéssel vagy keveréssel, de levegőztetés nélkül),
- ülepedés,
- tisztított víz elvétele (dekantálás).

Az egyes lépéseket és a ciklusidőket úgy célszerű kialakítani, hogy egy nap során egész számú ciklus menjen végbe. Általános ökölszabály, hogy a feltöltés kb. fél óra, az ülepedés 1,2–1,5 h, a dekantálás legalább fél óra. A többi idő a biológiai folyamatok végbemenetelésére lett kialakítva. A keverés és levegőztetés idő aerob viszonyokat hoz létre, a keverés, de levegőztetés nélküli rész anoxikus. Az egyes folyamatok elkülönítése nem szükségszerű. Az ülepedéssel folyamatosan történhet a dekantálás is, feltéve, hogy pontosan tudjuk az iszapszintünk süllyedését.

Az SBR-telepek tervezése általában az analógia módszerével történik, azaz a hagyományos eleveniszapos technológiát méretezzük, és ezen reaktortérfogatokat és arányokat váltjuk át idővé (a hidraulikai tartózkodási idő segítségével $t = V / Q$).



4.18. ábra

SBR-rendszer GPS-X 6.5-ös modell layoutja (saját szerkesztés)

A méretezésben ugyanúgy használhatók anyagforgalmi modellek, amelyekben többnyire beépítve találjuk a SBR-elemet. Itt bemeneti paraméternek a ciklusidőket kell megadni a szokásos műtárgytérfogat, DO, MLSS, esetleges recirkulációs áramokon kívül. SBR használatakor szükség lehet kiegyenlítő medencék alkalmazására. Az SBR előnye a hagyományos eleveniszapos rendszerrel szemben:

- könnyű üzemeltethetőség (automatizálás),
- flexibilitás (a folyamatokhoz rendelhető időt könnyebben módosíthatjuk, ellenben az adott műtárgytérfogatokkal),
- jobb iszapülepedési tulajdonság,
- magasabb megengedhető MLSS-koncentráció,
- kisebb helyigény.

Felhasznált irodalom

[1] Rieger R, Gillot S, Langergraber G, Ohtsuki T, Shaw A, Takács I, Winkler S. Guidelines for Using Activated Sludge Models. Scientific and Technical Report No. 22. London: IWA Publishing; 2013.

Internetes források

www.indiamart.com/proddetail/trickling-filter-4993433933.html Letöltve: 2018. 12. 01.
<http://napier-reid.com/products/bio-rotortm-rotating-biological-contactor-rbc/> Letöltve: 2018. 12. 01.
www.wholewatersystems.com/H2OTREATMENT/RFB.htm Letöltve: 2018. 12. 01.
www.biowater.no/teknologi/biomedial/ Letöltve: 2018. 12. 01.
www.wastewater.com/parts/fine-bubble-parts Letöltve: 2018. 12. 10.
www.tpomag.com/online_exclusives/2017/04/optimize_your_clarifier_for_biological_phosphorus_removal_002y7
Letöltve: 2018. 12. 10.
<https://drstienecker.com/tech-332/7-pid-control> Letöltve: 2018. 12. 10.
www.biowatertechnology.com/en/technology/biomedial/) Letöltve: 2018. 12. 10.

Szabvány

ATV-DVWK-A 131. Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. s.l. Seidel-Przywecki Press; 2000

Ajánlott irodalom

Aliyu AM, Seo H, Xu Y, Wang JJ, Kim KC. A model for rising bubbles interacting with crossflowing liquid. *International Journal of Multiphase Flow*. 2018;108:94–104. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2018.07.002>

Aubin J, Fletcher DF, Xuereb C. Modeling turbulent flow in stirred tanks with CFD: the influence of the modeling approach, turbulence model and numerical scheme. *Experimental Thermal and Fluid Science*. 2004;28(5):431–445. <https://doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2003.04.001>

Behnisch J, Ganzauge A, Wagner M. Development of Fine Bubble Aeration Diffusers: Results of Clean Water Tests of the Last 27 Years. In: 14th Young Water Professionals Conference Book of Abstracts. 2018. 195–196.

Choi EH, Klapwijk B, Mels A, Brouwer H. Evaluation of wastewater characterization methods. *Water Science and Technology*. 2005;52(10–11):61–68. <https://doi.org/10.2166/wst.2005.0679>

Corominas L, Rieger L, Takács I, Ekama G, Hauduc H, Vanrolleghem PA, Comeau Y. New framework for standardized notation in wastewater treatment modelling. *Water Science and Technology*. 2010;61(4): 841–857. <https://doi.org/10.2166/wst.2010.912>

Cséfalvay E, Mika LT. Vegyipari művelettan. Budapest: ELTE Kémiai Intézet; 2008.

Daigger GT, Adams CD, Steller HK (2007): Diffusion of oxygen through activated sludge flocs: Experimental measurement, modeling, and implications for simultaneous nitrification and denitrification. *Water Environment Research*. 2007;79(4):375–387. <https://doi.org/10.2175/106143006x111835>

Dehbi A. A CFD model for particle dispersion in turbulent boundary layer flows. *Nuclear Engineering and Design*. 2008;238(3):707–715. <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2007.02.055>

Ding S, Liu L, Xu J. A study of the determination of dimensionless number and its influence on the performance of a combination wastewater reactor. *Procedia Environmental Sciences*. 2013;18:579–584. <https://doi.org/10.1016/j.proenv.2013.04.078>

Dochain D, Vanrolleghem PA. *Dynamical Modelling & Estimation in Wastewater Treatment Processes*. s.l. IWA Publishing; 2001.

Grady CL, Daigger GT, Love NG, Filipe CD. *Biological wastewater treatment*. s. l. CRC press; 2011.

- Gujer W, Henze M, Mino T, Van Loosdrecht M. Activated sludge model no. 3. *Water Science and Technology*, 1999;39(1):183–193. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00785-9](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00785-9)
- Fayolle Y, Cockx A, Gillot S, Roustan M, Héduit A. Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD. *Chemical Engineering Science*, 2007;62(24):7163–7171. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2007.08.082>
- Fazekas B, Kárpáti Á, Kovács Zs. Szennyvíztisztítás korszerű módszerei. Veszprém: Pannon Egyetem Környezetmérnöki Intézet; 2014. 280.
- Fogler HS. *Essentials of chemical reaction engineering*. s. l. Pearson Education; 2010.
- Gernaey KV, Van Loosdrecht MC, Henze M, Lind M, Jørgensen SB. Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. *Environmental Modelling and Software*. 2004;19(9):763–783. <https://doi.org/10.1016/j.envsoft.2003.03.005>
- Grady CL, Daigger GT, Love NG, Filipe CD. *Biological wastewater treatment*. s. l. CRC Press; 2011.
- Gresch M, Armbruster M, Braun D, Gujer W. Effects of aeration patterns on the flow field in wastewater aeration tanks. *Water Research*. 2011;45(2):810–818. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2010.09.009>
- Gujer W, Henze M, Mino T, Van Loosdrecht M. Activated sludge model no. 3. *Water Science and Technology*, 1999;39(1):183–193. <https://doi.org/10.2166/wst.1999.0039>
- Hamer G. Lysis and “cryptic” growth in wastewater and sludge treatment processes. *Acta Biotechnologica*. 1985;5(2):117–127. <https://doi.org/10.1002/abio.370050202>
- Heijnen JJ, Van't Riet K, Wolthuis AJ. Influence of very small bubbles on the dynamic K_La measurement in viscous gas–liquid systems. *Biotechnology and Bioengineering*. 1980;22(9):1945–1956. <https://doi.org/10.1002/bit.260220912>
- Henze M, Gujer W, Mino T, Matsuo T, Wentze MC, Marais GVR, Van Loosdrecht MC. Activated sludge model no. 2d, ASM2d. *Water Science and Technology*. 1999;39(1):165–182. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00829-4](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00829-4)
- Horn H, Reiff H, Morgenroth E. (2003): Simulation of growth and detachment in biofilm systems under defined hydrodynamic conditions. *Biotechnology and Bioengineering*. 2003;81(5):607–617. <https://doi.org/10.1002/bit.10503>
- Huo J, Jiang Y, Seaver WL, Robinson RB, Cox CD. Statistically based design of wastewater treatment plants (WWTPs) using Monte Carlo simulation of Activated Sludge Model No. 1 (ASM1). In *World Environmental and Water Resource Congress*. 2006.
- Jørgensen MH. Determination of yield for growth and endogenous metabolism in the activated sludge process. *European Journal of Applied Microbiology and Biotechnology*. 1977;3(4):313–324. <https://doi.org/10.1007/BF01263331>
- Kappeler J, Gujer W. Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modeling. *Water, Science & Technology*. 1992;25(6):125–139. <https://doi.org/10.2166/wst.1992.0118>
- Karches T. Effect of aeration on residence time in biological wastewater treatment. *Pollack Periodica*. 2018;13(2):97–106. <https://doi.org/10.1556/606.2018.13.2.10>
- Karches T. Numerikus hidraulikai modellezés a szennyvíztisztítás szolgálatában. *MASZESZ Hírcsatorna*. 2012. január–február: 3–7.
- Karches T, Buzás K. Methodology to determine residence time distribution and small scale phenomena in settling tanks. *WIT Transactions on Engineering Sciences*, 2011;70:117–126. <https://doi.org/10.2495/MPF110101>
- Karches T, Buzás K. Investigation of residence time distribution and local mean age of fluid to determine dead-zones in flow field. *International Journal of Computational Methods and Experimental Measurements*. 2013;1(2),132–141. <https://doi.org/10.2495/CMEM-V1-N2-132-141>
- Karches T, Melicz Z. Problem Detection in A Small Wastewater Treatment Plant With The Tool of Computational Fluid Dynamics. In: *9th International Congress on Advances in Civil Engineering*. 2010.
- Kárpáti Á, Rókus T. Az eleveniszapos szennyvíztisztítás fejlesztésének irányzatai II. A foszfor-eltávolítás és a szerves széntartalom kihasználásának optimalizálása. *Veszprémi Környezetvédelmi Konferencia kiadványkötete*. 1995. 146–158.
- Ke T, Wentao T, Yu Z, Tao J, Xiaogang L, Tian L. Impact of Peclet number on heat transfer of oscillatory flow in circular channel. *Cryogenics*. 2011;3(2):1–5.
- Khudenko BM, Shpirt E. Hydrodynamic parameters of diffused air systems. *Water Research*. 1986;20(7):905–915. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(86\)90180-6](https://doi.org/10.1016/0043-1354(86)90180-6)

- Langergraber G, Rieger L, Winkler S, Alex J, Wiese J, Owerdieck C, Maurer M. A guideline for simulation studies of wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*. 2004;50(7):131–138. <https://doi.org/10.2166/wst.2004.0436>
- Lauder BE. Kolmogorov's two-equation model of turbulence. *Proceedings of the Royal Society. London Series A*. 1991;434(214).
- Lazarova V, Manem J. Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Water Research*. 1995;29(10):2227–2245. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(95\)00054-O](https://doi.org/10.1016/0043-1354(95)00054-O)
- Lee H, Han J, Yun Z. Biological nitrogen and phosphorus removal in UCT-type MBR process. *Water Science and Technology*. 2009;59(11):2093–2099. <https://doi.org/10.2166/wst.2009.242>
- Mahmood KA, Wilkinson SJ, Zimmerman WB. Airlift bioreactor for biological applications with microbubble mediated transport processes. *Chemical Engineering Science*. 2015;137:243–253. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2015.06.032>
- Makowska M, Sychała M. Organic Compounds Fractionation for Domestic Wastewater Treatment Modeling. *Polish Journal of Environmental Studie*. 2014;23(1):131–137.
- Manninen M, Taivassalo V, Kallio S. On the mixture model for multiphase flow. VTT Publications 288, Technical Research Centre of Finland; 1996.
- Mátraai I, Guti G, Fehér G, Bognár F, Vadkerti E. *Vízbiológia*. Eötvös József Főiskola; 2015.
- Mátraai I, Karches T, Vadkerti E, Orgoványi P. Csapadékesemény hatása a mozgó ágyas biofilm reaktorokat alkalmazó szennyvízkezelési technológiára. Baja: Országos Települési Csapadékvíz-gazdálkodási Konferencia; 2017. november 14–15.
- McQuarrie J, Rutt K, Seda J, Haegh M. Observations from the first year of full-scale operation-the IFAS/BNR process at the Broomfield wastewater reclamation facility. Broomfield, CO. *Proceedings of the Water Environment Federation*. 2004;7:274–285.
- Melcer H. *Methods for wastewater characterization in activated sludge modelling*. s. l. IWA Publishing; 2004.
- Metcalf E, Eddy M. *Wastewater engineering: treatment and resource recovery*. NYC: Mic Graw-Hill; 2014.
- Monclús H, Sipma J, Ferrero G, Rodriguez-Roda I, Comas J. Biological nutrient removal in an MBR treating municipal wastewater with special focus on biological phosphorus removal. *Bioresource Technology*. 2010;101(11):3984–3991. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.01.038>
- Moullec YL, Potier O, Gentric C, Leclerc JP. Flow field and residence time distribution simulation of a cross-flow gas–liquid wastewater treatment reactor using CFD. *Chemical Engineering Science*. 2008;63(9):2436–2449. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.01.029>
- Murphy KL, Timpany PL. Design and analysis of mixing for an aeration tank. *Journal of the Sanitary Engineering Division*. 1967;93(5):1–16.
- Myszograj S, Pluciennik-Koropczuk E, Jakubaszek A. COD fractions-methods of measurement and use in wastewater treatment technology. *Civil and Environmental Engineering Reports*. 2017;24(1):195–206. <https://doi.org/10.1515/ceer-2017-0014>
- Oh J, Silverstein JA. Oxygen inhibition of activated sludge denitrification. *Water Research*. 1999;33(8):1925–1937. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(98\)00365-0](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(98)00365-0)
- Orhon D, Çokgör EU. COD fractionation in wastewater characterization – the state of the art. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology International Research in Process, Environmental and Clean Technology*. 1997;68(3):283–293. [https://doi.org/10.1002/\(SICI\)1097-4660\(199703\)68:3<283::AID-JCTB633>3.0.CO;2-X](https://doi.org/10.1002/(SICI)1097-4660(199703)68:3<283::AID-JCTB633>3.0.CO;2-X)
- Pásztor I, Thury P, Pulai J. Chemical oxygen demand fractions of municipal wastewater for modeling of wastewater treatment. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 2009;6(1):51–56. <https://doi.org/10.1007/BF03326059>
- Pochana K, Keller J, Lant P. Model development for simultaneous nitrification and denitrification. *Water Science and Technology*. 1999;39(1):235–243. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00789-6](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00789-6)
- Radjenović J, Petrović M, Barceló D. Fate and distribution of pharmaceuticals in wastewater and sewage sludge of the conventional activated sludge (CAS) and advanced membrane bioreactor (MBR) treatment. *Water Research*. 2009;43(3):831–841. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.11.043>
- Ratsak CH, Verkuijlen J. Sludge reduction by predatory activity of aquatic oligochaetes in wastewater treatment plants: science or fiction? A review. *J. Hydrobiologia*. 2006;564(1):197–211.