

Reaktormodellek szerepe a szennyvíztisztításban



KARCHES TAMÁS

Dialog Campus

REAKTORMODELLEK SZEREPE
A SZENNYVÍZTISZTÍTÁSBAN

Vákát oldal

Karches Tamás

REAKTORMODELLEK SZEREPE
A SZENNYVÍZTISZTÍTÁSBAN

DIALÓG CAMPUS ❖ BUDAPEST, 2020

A kiadvány a KÖFOP-2.1.2-VEKOP-15-2016-00001 azonosító számú,
„A jó kormányzást megalapozó közszolgálat-fejlesztés” elnevezésű
kiemelt projekt keretében jelent meg.

Lektorálta
Vadkerti Edit

© Kiadó, 2020
© Karches Tamás, 2020

A mű szerzői jogilag védett. Minden jog, így különösen a sokszorosítás, terjesztés és fordítás joga fenntartva. A mű a kiadó írásbeli hozzájárulása nélkül részeiben sem reprodukálható, elektronikus rendszerek felhasználásával nem dolgozható fel, azokban nem tárolható, azokkal nem sokszorosítható és nem terjeszthető.

Tartalom

Szennyvíztisztítási folyamatok tervezése	7
A szennyvíztisztítás modellezése	15
Reaktormodellek áramlástanai megközelítésben	25
A recirkuláció hatása a reaktormodellre	33
A mélységi levegőztetés hatása a reaktormodellre	43
Izapcsökkentés vízvonalon kaszkádolással	55
Fix filmes rendszerek és a reaktormodellek	59
Összefoglalás	63
Summary	65
A szerzőről	67
Felhasznált irodalom	69
Ajánlott irodalom	75
Rövidítések jegyzéke	79

Vákát oldal

Szennyvíztisztítási folyamatok tervezése

A települési vízellátás fontos eleme a használt vizek összegyűjtése és kezelése, amellyel közegészségügyi problémák sorát lehet kiküszöbölni, a befogadó természeti elemet tehermentesítjük, és a vízkészleteket védjük. A szennyvíztisztítás célja a települési szennyvíz és az ipar hulladékvizének megtisztítása az adott befogadóra előírt mértékben. Rendszerint a kommunális szennyvizet összegyűjtjük, és csatornahálózaton a tisztítási technológiáig juttatjuk.

A szennyvíz változatos összetétellel rendelkezik; találunk benne szerves anyagot, növényi tápanyagot, felületaktív anyagokat, mikroszennyezőket, ásványi sókat, de az iparból származó egyéb szennyezőkomponensek is fellelhetők benne. A szennyvizek minőségi jellemzésére analitikai módszerekkel könnyen meghatározható paramétereket vezetünk be: a szerves anyagot a kémiai oxigénigény (KOI), a biológiai oxigénigény (BOI₅) és a hozzá köthető lebegő anyag (TSS), a növényi tápanyagokat a különféle nitrogén- (TN: összes nitrogén, TKN: Kjeldahl-nitrogén, NH₄-N: ammónium-nitrogén) és foszforformák (TP: összes foszfor, PO₄-P: foszfát-foszfor) írják le.

A szennyvíz nem egyenletesen érkezik a telepre, mennyiségi változása követi a vízhasználatok változását (napi ingadozás), és egyesített rendszerenél a csapadékos időjárás is hidraulikai többletterhelést jelent. Tervezési szempontból a napi ingadozás során a telepre érkező szennyezőanyag-koncentrációk azonosnak tekinthetők, a csapadékos időszak esetében azonban hígító hatással számolunk.

A szennyvíztisztítás egymást követő és jól elkülöníthető műszaki műveletek sorozatából áll, amelyeket szennyvíztisztítási fokozatoknak is nevezünk. Első lépésben a mechanikai fokozat a nagy méretű, vízben nem oldható anyagokat távolítja el. A rácsok közül a durva rács a 10–100 mm közötti, a finom rács a 3–10 mm nagyságrendbe eső anyagot tartja vissza. Ezután következik a homokfogás művelete, amely a 0,1 mm-nél nagyobb szemcséket fázisszétválasztással választja le. A homokfogóba gyakran integrálható a zsírfogás is, amely szintén fázisszeparációs művelet. Ezt követően a szennyvíz az előüleptetőbe kerül, ahonnan a partikulált anyag (vegyszer adagolásával a kicsapódott oldott anyag is) leválasztható. Ez a művelet

a lebegőanyag-tartalom közel 50-60%-os visszatartásáért felel, illetve a hozzá köthető BOI_5 eltávolítása is közel 25-30%-os, ezáltal tehermentesíti a biológiai fokozatot (Metcalf & Eddy et al. 2003).

A biológiai fokozatban mikroorganizmusok (más néven: biomassza) végzik a lebontó folyamatokat (a szerves anyag lebontását) és a növényi tápanyagok (nitrogén és foszfor) eltávolítását. A szennyvíztisztítás során alkalmazhatunk vegyszereket is például a fázisszétválasztás, vegyszeres foszforeltávolítás vagy iszapvonalon az iszap térfogati csökkentésének elősegítésére. A három, előzőekben tárgyalt fokozatot a közeljövőben várhatóan bővíthetjük a nehezen biodegradálható anyagok (például egyes gyógyszer-maradványok, tisztítószerek) eltávolításával, amelyhez oxidációs és/vagy adszorpciós (RADJENOVIC–PETROVIC–BARCELÓ 2009), esetleg extrakciós (BALAKRISHNAN–TERRY–TOITO 2006) technológiákat alkalmazhatunk.

A biodegradációhoz megfelelő tömegben jelen lévő biomasszára van szükségünk, ehhez a mikroorganizmusok életfeltételeit biztosítanunk kell. A biomassza lehet a medencetér teljes egészében egyenletesen eloszlata, lebegő formában (eleveniszap) vagy úgynevezett hordozóanyaghoz kötve (biofilm). A két rendszer az alapfolyamatokat tekintve nem különbözik, azonban rendelkeznek sajátos tulajdonságokkal. A következőkben röviden összefoglalva a biológiai alapfolyamatokat tekintjük át.

A telepen kialakuló biomassza mennyiségének meghatározásához a különféle mikrobiológiai folyamatok kinetikáját kell megvizsgálnunk. A telep akkor van közel állandósult állapotban, ha a biomassza mennyisége, ezáltal a biodegradációs kapacitás állandó. Az egyensúly akkor áll fenn, ha a biomassza-szaporulat megegyezik a biomassza fogyásával, amelyet első-sorban a fölösiszap-eltávolítással tudnak szabályozni. A reaktortérben az alábbi biológiai, biokémiai alapfolyamatok (konverziók) lépnek fel:

- hidrolízis;
- biológiai növekedés;
- pusztulás.

Hidrolízis

A nagy méretű molekulák kisebb méretű molekulákká konvertálódnak (lehet partikulált vagy oldott anyag is). A biokémiai hidrolízis során a mikroorganizmusok által termelt sejten kívül ható enzimek (úgynevezett extracelluláris enzimek) közül a hidrolázok végzik a nagy molekula méretű

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 biomasszákat. Mivel a hidrolízis sebessége általában kisebb, mint a biológiai növekedésé, így gyakran sebességlimitáló tényező a biológiai szennyvíztisztítási folyamatokban.

Biológiai növekedés

A szennyvíztisztítási folyamatban részt vevő baktériumok a növekedésük-höz végső soron a már viszonylag kicsi és egyszerű felépítésű molekulákat tudják közvetlenül felhasználni például energiaforrásként, szénforrásként vagy nitrogénforrásként. Ilyenek lehetnek az ecetsav, etanol, metanol, propionsav, glükóz, ammónium, nitrit stb. A növekedés enzimkatalizált mikrobiológiai reakcióként fogható fel. A biomassza-növekedés (szaporodási sebesség) 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 [1/s]

μ_{max} : maximális fajlagos szaporodási sebesség [1/s]

S : szubsztrát koncentrációja [g/m³]

K_S : szubsztrát féltelítési állandója [g/m³]

A reakciókinetika alapján bevezethető a hozamkonstans, amely kifejezi, hogy 1 kg szerves anyagból mint szubsztrátból hány kg biomassza (iszap) képződik:

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

ahol

X : naponta képződő biomassza mennyisége [kg]

S : naponta a telepre érkező szubsztrát mennyisége [kg]

Y : hozamkonstans [kg/kg]

A fenti egyenletek alapján felállítható a szubsztrát fogyásának egyenlete:

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

Mivel többfajta szubsztrát is rendelkezésre áll a biomassza növekedéséhez, ezeket egyenként vesszük figyelembe.

Pusztulás

A baktériumokat elhalás jellemzi, amelynek „sebessége” a biológiai tisztítótelepek anyagainak konverziója miatt igen lényeges, mivel többletmennyiségű lassan bontható anyag kerül be a rendszerbe. Ez az anyag is hidrolizál, következképpen növekedést, valamint oxigén-, illetve nitrátfogyasztást okoz.

A szennyvíztisztítás során a szervesanyag-eltávolítás mellett kiemelt jelentőségű biológiai folyamat a nitrogéneltávolítás (nitrifikáció, denitrifikáció), amely folyamatok modellezésére például bevezethetők a nitrifikációt végző autotróf mikroorganizmusok szaporodását vagy a denitrifikációt végző heterotróf biomassza hidrolízisét leíró egyenletek (SPELLMAN 2013). Ezekről a folyamatokról és az azokat leíró egyenletekről a szennyvíztisztítás modellezése fejezetben részletesebb ismertetés található.

Szennyvíztisztítási folyamatok tervezésekor elsősorban azokat a körülményeket határozzuk meg, amelyek elengedhetetlenek a lebontó folyamatok végbemeneteléhez. Ehhez az eltávolítandó szennyezőkomponens mennyiségéből indulunk ki, amely a telepre befolyó és a telepről távozó kezelt szennyvízben található komponens tömegkülönbsége. A kezelt szennyvíz minőségére előírások vannak, így az adott esetben könnyen megismerhető. A telepre érkező szennyvíz minőségét lehetőleg vízanalitikai mérésekkel meg kell határoznunk. Ha erre nincs lehetőség, akkor fajlagos mennyiségekből indulunk ki, amelyek 1 főre és 1 napra nézve a következők: KOI: 120 g, BOI₅: 60 g, TSS: 70-90 g, TN: 12-14 g, TP: 1-2 g. Ugyanígy a vízmennyiségre is alkalmazhatunk az adott terület vízfogyasztására jellemző fajlagos mennyiséget, amely mintegy 100-150 l/fő (Metcalf & Eddy et al. 2014). Mivel a telepre érkező szennyvíz nem feltétlenül csak lakossági forrásból származik, ezért a lakosegyenérték (LEÉ) bevezetésével az ipari fogyasztás is hozzáadható. Az így megbecsült (vagy jobb esetben valós méréseken alapuló) szennyezőmennyiségekből kiszámolható az adott idő alatt eltávolítandó mennyiség.

A szerves anyag és növényi tápanyag eltávolításához 12 °C-on általában 12-14 napra van szükség, amely nagy reaktortérfogatot igényelne. Az intenzív szennyvízkezelési technológiák külső energiabefektetéssel az adott szennyvízmennyiség tisztításához szükséges időt, a reaktortérfogatot és területigényt törekszenek minimalizálni. A lebontás hatékonyságának növelése érdekében a biológiai medencéből távozó biomaszra nagy részét visszatartják, és úgynevezett iszaprecirkulációval (RAS: Recirculated Activated Sludge) visszajuttatják a reaktortérbe. A vízfázis ugyanakkor mintegy 0,6-1,2 nap tartózkodási idő után jut ki a telepről, így a vízfázis és iszapfázis (biomassza) tartózkodási ideje eltérő lesz.

Ha determinisztikus úton szeretnénk leírni az előbb taglalt folyamatokat, akkor a kiválasztott komponens koncentrációját „ c ”-vel jelölve az időegység alatti eltávolítást a dc/dt tag írja le. Felhasználva az áramló közegre felírt skalártranszport-egyenletet, a következő összefüggést kapjuk:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -\nabla(\underline{u} \cdot c) + \nabla D \nabla c + R$$

ahol

c : adott szennyezőkomponens koncentrációja – például biodegradálható szervesanyag-frakció [g/m^3]

t : a rendelkezésre álló idő, biomaszra esetében az iszapkor [s]

u : sebességvektor [m/s]

D : diffúziós tényező [m^2/s]

R : reakciókinetikát / biológiai folyamatok kinetikáját leíró tag [$\text{g}/\text{m}^3\text{s}$]

A biomaszra lebontóképességén (R) túl az is fontos, hogy a medencetérbe kerülő szubsztrát eljusson a mikroorganizmusokig, amelyek eleveniszappelyheket alkothatnak, vagy lehetnek (rögzített vagy mozgó) hordozóanyaghoz kötöttek. Eleveniszapos rendszerekben az iszap-pelyhek lebegésben tartását és a medencetérben belüli egyenletes eloszlását a levegőztetés és a mechanikus keverők alkalmazása biztosítja. Az áramlásnak ekkor is szerepe van a víztér és az iszap-pelyhek közötti anyagtranszportban. A pelyhek nagyságát alapvetően a nyíróerők szabályozzák, az anyagtranszport nagyságát pedig a diffúziós tag (D) határozza meg (DAIGGER–ADAMS–STELLER 2007). Kötött biomaszát alkalmazó rendszerben a biomaszra reaktortérben belüli elhelyezkedése nem homogén, így az áramlás feladatává válik a biomaszra szubsztráttal való egyenletes terhelése és az anyagcseretermékek rendszerből való kijuttatása (SRIWIRIYARAT et al. 2008).

A transzportegyenletben az áramlást leíró tagok a konvekciós és a diffúziós tag. A konvekció jelen esetben a kialakult sebességtér általi anyagáthelyeződés, a diffúzió ezzel szemben alapvetően anyagjellemző, és a hajtóereje a koncentrációkülönbség. Azonban turbulens áramlások esetében a turbulenciát okozó sebességtér-ingadozás is diffúzív transzporthoz hasonlóan kezelendő, így az egyenlet D tagja felírható a turbulens ingadozásból származó látszólagos viszkozitás segítségével. Ebből viszont az a következtetés vonható le, hogy a diffúziós anyagtranszport az adott helyen lévő úgynevezett lokális turbulenciafok növelésével javítható. A diffúziós tényező anizotróp, azaz a bázisvektorok irányában eltérő, és ezt a tulajdonságát a turbulenciamodellnek is vissza kell adnia. A diffúzió a skalármennyiségek elkeveredését okozza, ezért befolyásolja az egy reaktortéren belüli eltérő állapotok létrejöttét például eltérő oxigénellátottsági (anoxikus, oxikus) körülmények kialakításánál. Eleveniszapos rendszerben lehetséges, hogy a lebegő iszappelyhek belsejében a rosszabb oxigénellátottság miatt anoxikus tér képződik, amely elősegíti a szimultán denitrifikációt. A kötött biomasszát alkalmazó rendszerekben ugyanez a folyamat a mélyebb rétegekben megy végbe.

A transzportegyenlet a közölt formában nehezen megoldható, mivel a térbeli és időbeli változást is az összes szennyvízösszetevőre mint skalár változóra meg kell oldani. A jelenlegi gyakorlat a térbeli inhomogenitást leegyszerűsíti, és helyette reaktormodellt alkalmaz, a kinetikai tagot pedig az alapfolyamatoknál tárgyalt összefüggésekkel közelíti. Ezen koncepció az anyagforgalmon alapuló modellezést használja, vagyis az áramlási tér egyszerűsítésével az adott reaktorba belépő, az onnan kilépő és a benne átalakuló anyagmennyiségekkel számol, felhasználva az anyagmegmaradás törvényét, amely megengedi például a fázisátmeneteket. Az anyagmegmaradás leírásához ellenőrző térfogatot kell kijelölni, amely lehet a reaktortér vagy annak része, az egyetlen kikötés, hogy a térfogat időben ne változzon. További feltételezés a tökéletes elkevertség, amely azt eredményezi, hogy a reaktor belsejében a vizsgált összes anyag koncentrációja megegyezik az onnan elfolyó anyag koncentrációjával (Metcalf & Eddy et al. 2014). Ekkor a transzportegyenlet az alábbi formát ölti:

$$\frac{dc}{dt} \cdot V = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_c \cdot V$$

ahol

V : ellenőrző térfogat [m^3]

Q : szennyvízhozam [m^3/s]

C_0 : befolyó szennyezőkomponens-koncentráció [g/m^3]

C : reaktor belsejében a szennyezőanyag koncentrációja [g/m^3]

r_c : reakciókinetikai tag [$\text{g}/(\text{m}^3\text{s})$], elsőrendű kinetika esetén $r_c = -kC$, ahol

k : reakciókinetikai állandó [$1/\text{s}$]

Az anyagforgalmi számításokon alapuló elemzés egyszerűsége az időben állandósult állapotok leírásánál mutatkozik meg, hiszen ekkor az időfüggő tag zérussá válik:

$$0 = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_c \cdot V$$

amelynek megoldása:

$$r_c = \frac{Q}{V}(C - C_0)$$

Elsőrendű kinetika esetén, és felhasználva, hogy a V/Q hányados a tartózkodási idővel egyezik meg, az alábbi átirást tehetjük meg:

$$C = \frac{C_0}{1 + kt}$$

Az anyagáram-elemzés során az elfolyó szennyezőanyag-koncentrációk kiszámolhatók, ügyelve arra, hogy a számításához használt ellenőrző térfogaton keresztüli anyagmegmaradás biztosított legyen.

A tervezési folyamat gyakorlati eredményeként három tényezőt tudunk elkülöníteni:

- szükséges műtárgytérfogatok;
- az üzemelés során szükséges anyagmennyiségek (levegőigény, vegyszerigények);
- keletkező iszap mennyisége.

Mindhárom esetben az optimalizáció célja az adott mennyiség minimalizálása. A szükséges műtárgytérfogatok a beruházási oldalról informatívak, megmutatják a telep területigényét. Az intenzív szennyvíztisztítás számára szükséges anyagmennyiségek üzemeltetési költségelemek, amelyek közül a levegőztetési költségek számottevők. A keletkező iszap mennyisége pedig

annak ártalmatlanítási, elhelyezési költségeit szabja meg. Ezen technológiai értékeken keresztül tudjuk az eltérő technológiákat költségszempontról összehasonlítani, illetve ebből kiindulva tudunk ugyanolyan technológiai megoldást alkalmazó, de kapacitásukban eltérő telepeket vizsgálni. Ehhez normalizált értékeket célszerű bevezetni; legkézenfekvőbb a szükséges reaktortérfogatot elosztani például a szervesanyag-terheléssel, ekkor megkapjuk, hogy 1 kg szerves anyag eltávolításához mekkora medencére van szükség. A levegő- és vegyszerigénynél a normalizálást a kezelt szennyvízmennyiségre érdemes elvégezni, a keletkező iszapmennyiségnél pedig szintén valamely befolyó szervesanyag-mutatóval osztunk.

Szennyvíztisztító telepeket tervezhetünk zöldmezős beruhásként vagy a régi telep felújításával. A telepek intenzifikálásának igénye a megnövekedett kapacitásigény vagy a technológiai határértékek szigorodása miatt léphet fel. Ezt megvalósíthatjuk újabb sorok beiktatásával, vegyszerek alkalmazásával, technológiaváltással vagy ezek kombinációjával. Például eleveniszapos rendszerben biomasszát hordozó felületeket alakítunk ki, így az adott reaktortérfogatban nagyobb biomassza-mennyiségre tehetünk szert. Meg kell jegyezni, hogy az optimalizáció során a tervezési paramétercsoportok együttes csökkentése azonos telepi terhelés esetén csak technológiaváltással érhető el. Ha nincs technológiaváltás, akkor a reaktortérfogat csak annak árán csökkenthető (bizonyos keretek között), hogy magasabb oldottoxigén-koncentrációt állítunk be, vagy fordítva, kevesebb a levegőztetési igény, ha nagyobb a reaktortérfogat.

A szennyvíztisztítás modellezése

A szennyvíztisztítási folyamatok szimulálására, előrejelzésére már a tervezési fázisban szükség van. Ezen modellek többnyire dinamikus szimulációt alkalmaznak, azaz a modellben felhasznált változók időbeli viselkedését írják le. Erre azért is van szükség, mivel a telepre érkező szennyvízterhelés nem egyenletes. Ebből kifolyólag a telep 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 szükségszerűen rendszerszemléletű, komplex közelítést igényel, amelyben egyszerre többfajta modellelem kapcsolódik össze. Ezen modellelemek a következők:

- befolyó modell;
- anyagforgalmi modell;
- levegőztetési modell;
- áramlási és transzportmodell;
- ülepítőmodell;
- szenzormodell;
- szivattyúmodell;
- folyamatirányítási modell;
- kimeneti modell.

Befolyó modell: A szennyvíz minőségének mért vagy becsült változóinak olyan egyéb változókra bontása, amelyekből az anyagforgalmi modell állapotváltozókat tud létrehozni. Más szóval a szennyvízfrakciók meghatározása. Például a KOI négy további frakcióra osztható: oldott inert, könnyen bontható, nehezen felvehető és partikulált hányadra.

Anyagforgalmi modell (biokinetikai/biokonverziós modell): A biológiai alapfolyamatokból kiindulva skalártranszport-egyenletekkel írja le a biomasz-sza növekményét és az egyes szennyezőanyag-komponensek degradációját.

Levegőztetési modell: Az oxikus környezetben végbemenő mikrobiológiai folyamatokhoz szükséges oxigénmennyiség és a levegőztető rendszeren bejuttatott levegőmennyiség közötti kapcsolatot adja meg.

Áramlási és transzportmodell: A műtárgyon/medencén/reaktoron belüli hidrodinamikai viszonyokat térképezi fel, amelyek a szennyvíztisztításban többnyire 3D-s többfázisú turbulens áramlasként írhatók le. A sebesség-tér segítségével az egyes komponensek advektív és diffúzív transzportja meghatározható.

Ülepítőmodell: A partikulált anyagok fázissztérválasztási hatékonyságát adja meg. Különösen fontos az utóülepítőben található iszapnak mint nem diszkrét szemcsehalmaznak az ülepedése. Az együtt ülepedés és a falhatás figyelembevételével megkülönböztetünk szabad és gátolt ülepedési szakaszt. Általában rétegmodellt alkalmaznak, és az anyagtranszportot ezen rétegeken keresztül számítják. A rétegek bevezetésével azonban látszólagos diffúziót kapunk, amelyet a háromdimenziós áramlási modell tudna kiküszöbölni.

Szenzormodell: A szondák által szolgáltatott jel és az egyes vízminőségi jellemzők (például oldotttoxigén-koncentráció, ammónium-nitrogén) közötti kapcsolatot írja le, amelynek kihagyhatatlan része a kalibrálás. A szenzormodell segítségével meghatározott reaktorvégi ammóniumion-koncentráció alapján meghatározható a szükséges levegőmennyiség (ammóniumkontroll), amely egyrésztől folyamatirányítási kérdés, másrésztől a levegőztetési modellre is hatást gyakorol.

Szivattyúmodell: A szivattyúk és átemelések üzemrendjét határozza meg. Ha például a recirkuláltatott iszapmennyiség a befolyó szennyvízhozammal arányos, akkor a befolyó szennyvízhozam változásával a szivattyúzott iszapmennyiség is változni fog (frekvenciaváltó segítségével).

Folyamatirányítási modell: A mért vízminőségi változó alapján visszacsatolások megtétele az üzemirányítás számára. Célunk az állandóan változó körülményekhez való adaptálás, amellyel költséghatékonyságot érhetünk el. A folyamatirányításban több szintet különböztethetünk meg aszerint, hogy mennyi dinamikus változót használunk a szabályozáshoz (kézi vegyszeradagolás vs. automata, az aktuális koncentrációt figyelembe vevő adagolás).

Kimeneti modell: A modell állapotváltozóiból a kezelt szennyvízminőségi változók számítása.

Az egyes modellelemek között szoros a kapcsolat. Ez a kapcsolat lehet egyirányú, vagyis az egyik modellelem kimenete a másik modellelem bemenete (például bemeneti modell – anyagforgalmi modell), de lehet többirányú (például az áramlási és anyagforgalmi modell között).

Ez utóbbi esetben iterációs körök beépítése lehet szükséges, vagy az egyik modellelemet leegyszerűsítjük a másik modellelem szimulációs környezetében. Erre találhatunk példát az anyagforgalmi szimulációs rendszerekben, amikor az áramképet idealizáljuk. Az anyagforgalmi modellek teljesen elkevert vagy kaszkádreaktor-modelljében az áramlás többdimenziós jellege értelmezhetetlen, a modellben csak az elkeveredésre gyakorolt hatást vesszük figyelembe.

Az összetett modellezési rendszer lehetővé teszi a szennyvíztisztítási folyamatok tervezését, az üzemirányítást, prognózisok, trendek készítését és optimalizációs eljárások lefuttatását (GERNAEY et al. 2004).

Szennyvíztisztítási folyamatok tervezési eredményének (reaktortérfogatok, vegyszer- és levegőmennyiségek, képződő iszapmennyiségek) meghatározásához a befolyó modellt, az anyagforgalmi modellt, az üleptető-modellt, a levegőztetési modellt és kimeneti modellelemek együttes használata szükséges. Az egyszerű kezelhetőség érdekében érdemes olyan szimulációs környezetet választani, amely lehetővé teszi ezen modellelemek együttes kezelését. A számos lehetőség közül több szempont alapján választhatunk, amelyek például a könnyű kezelhetőség (felhasználóbarát), a használathoz kapható támogatás, bővíthetőség, rugalmasság, ár/érték arány. Gyakorlatban gyakran használt szimulációs környezetek:

- Stoat: ingyenes, csatornamodellel bővített anyagforgalmi modell-környezet;
- WEST: dán fejlesztésű, flexibilis, feladatra szabható környezettel;
- GPS-X: a Hydromantis forgalmazza, jó támogatással és saját fejlesztésű modellekkel;
- Simba: német nyelvterületről induló, először oktatásban használt, jelenleg világhírű, széles körű felhasználással;
- BioWin: felhasználóbarát szimulációs környezet, összetett folyamatok megoldására képes tervezés, intenzifikálás, üzemirányítás területén;
- SUMO: Takács Imre nevével fémjelzett új generációs megoldás, egyszerű kezelés és gyorsan végrehajtható számítások jellemzik.

A szimulátorok és a szimulációs folyamatok összehasonlításához nemzetközi protokollokat vezettek be. Ilyen protokoll a Dán Alkalmazott Vízügyi Kutatási Alap által kidolgozott STOWA, a BIOMATH (VANROLLEGHEM et al. 2003) protokoll, a WERF (MELCER 2004) vagy a HSG protokoll (LANGERGRABER et al. 2004). A különböző protokollok máshová helyezik a hangsúlyt, részletekben különböznek, eltérő ajánlásokat fogalmaznak meg még akkor is,

ha 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 (GMP: Good Modelling Practice – jó modellezési gyakorlat) a jó modellezési gyakorlat kidolgozásán keresztül próbálja elérni az egységesítést (COROMINAS et al. 2010).

A szimulátorokban alkalmazott legelterjedtebb modelleszalád az IWA munkacsoportja által fejlesztett eleveniszapos modellek (ASM: Activated Sludge Model – eleveniszapos modell), amelyek közül a legelső változat 8 alapfolyamatot tartalmazott (ASM1). Ez a 8 folyamat a következő:

- heterotróf szervezetek aerob növekedése;
- heterotróf szervezetek anoxikus növekedése (denitrifikáció);
- autotróf szervezetek aerob növekedése (nitrifikáció);
- heterotróf szervezetek sejtlízise;
- autotróf szervezetek sejtlízise;
- ammonifikáció;
- aerob hidrolízis;
- anoxikus hidrolízis.

Az ASM1-modell a pH-változással nem számol, konstans sztöchiometriai és folyamatparamétereket feltételez. Ezek kiküszöbölésére és a további fejlesztési irányokat kijelölve hozták létre 1995-ben az ASM2, majd pár évvel később, 1999-ben az ASM2d-modellt. Az ASM2 már a többletfoszfor-eltávolítással is számol, biológiai és kémiai úton is. Az ASM2-modell 19 komponenst és 19 folyamatot vesz figyelembe, az ASM2d a bio-P (biológiai többletfoszfor-eltávolítás) folyamatait tovább bővítve a 19 komponensre felírt transzportegyenletben 21 folyamattal számol. A modell figyelembe veszi a lassan bontható szubsztrátok anaerob, anoxikus és oxikus térben való bontását, a heterotróf baktériumok oxikus és anoxikus szaporodási folyamatait, a szerves anyagok fermentációját, a heterotróf baktériumok pusztulását, a fermentációs termékek betárolását, a polifoszfát betárolását anoxikus és oxikus körülmények között, a foszforakkumuláló baktériumok szaporodását, pusztulását és bomlását, az autotróf baktériumok szaporodását, pusztulását és bomlását, a vegyszeres foszforkicsapást és a foszfor visszaoldódását. Az ammónián, ammóniumon, nitriten s nitráton kívül a modellt a dinitrogént is beleveszi a komponensek közé, a szerves nitrogén más frakciókban már benne található, ezért külön nem írunk fel

rá modellegyenletet. A biológiai aktivitás tekintetében viszont a heterotróf szervezetekre, a nitrifikáló autotróf szervezetekre és a foszfátakkumuláló szervezetekre írunk fel egyenletet. Ez utóbbi kiterjed a fermentációs termékek tárolására, a közbülső polifoszfát akkumulálódására, a poli-P-baktériumok növekedésére és ezek sejtlyízisére, amelynek folyamán a tárolt termékek felszabadulhatnak. A kinetikai paraméterek hőmérsékletfüggők a modellben (HENZE et al. 1999).

Az ASM1-modell további fejlesztéséből alakult ki az ASM3-modell, amely 13 komponensre felírt egyenletrendszerből és 12 folyamatból áll, amelyek a következő területekre is kiterjednek:

- a hidrolízis folyamata az elektronodonortól független, ezáltal ugyanúgy lejátszódik anoxikus és anaerob körülmények között is;
- anoxikus körülmények esetén a hozamkonstans eltér az aerob környezetben tapasztalható hozamkonstanstól;
- a biomassza pusztulását az endogén respiráció alapján veszi figyelembe;
- a heterotrófok KOI-betározását tartalmazza;
- eltérő anoxikus és aerob nitrifikációs sejtlyízist alkalmaz;
- megjelenik a lúgosság mint folyamatszabályozó paraméter.

Alapvetően foszformodellt nem tartalmaz az ASM3, de a lehetőség adott a bővítésre.

A Mantis-modell szintén az ASM1-modellből indul ki, de a kinetikai paraméterek hőmérsékletfüggők, az aerob denitrifikációval számol, majd két növekedési folyamatot vezet be: egyet az autotrófokra és egyet a heterotróf szervezetekre kis ammóniakoncentráció és nagy nitrátkoncentráció esetén. A modellben a nitrátot a szervezetek tápanyagként hasznosíthatják. Az aerob denitrifikáció bevezetésére azért volt szükség, hogy az anoxikus és aerob féltelítési állapotokat meg tudjuk különböztetni és egyénileg beállítani (GUJER et al. 1999).

A Mantis2-modell az ASM2d és a Mantis-modell folytatásaként létrejövő korszerű, összetett modell, amely magában foglalja a mellékági technológiákat, mint például a struvitképzést és az Anammox-technológiát. Képes a szén-, nitrogén- és foszforformák anyagáramait számolni, integrálva az iszapvonalat és az ADM-modellt (Anaerobic Digestion Model – anaerob rothasztó modell). 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 szerves anyag adszorpciója a heterotróf biomasszához;
- heterotróf aerob hidrolízis: lassan bontható szerves anyagból könnyen felvehető lesz;
- anoxikus hidrolízis;
- anaerob hidrolízis;
- ammonifikáció: oldott szerves nitrogénből ammónia-nitrogén keletkezik;
- növekedés szerves szubsztráton oxigén mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés acetát szubsztráton oxigén mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés propionát szubsztráton oxigén mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés fermentálható szubsztráton nitrát mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés acetát szubsztráton nitrát mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés propionát szubsztráton nitrát mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés fermentálható szubsztráton nitrit mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés acetát szubsztráton nitrit mint elektronakceptor jelenlétében;
- növekedés propionát szubsztráton 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 (polifoszfátot akumuláló mikroorganizmusok) segítségével;
- PHA-tározás propionátot használó PAO-k segítségével;
- PAO-szervezetek növekedése oxigén mint elektronakceptorral;
- XPP (polifoszfát)-tározás oxigén mint elektronakceptor jelenlétében;
- PAO-szervezetek növekedése nitrát 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 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;
- $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ (struvit) csapadékképzés;
- $MgHPO_4 \cdot 3H_2O$ csapadékképzés;
- $Ca_3(PO_4)_2$ csapadékképzés;
- $MgCO_3$ csapadékképzés;
- $AlPO_4$ csapadékképzés;
- $FePO_4$ csapadékképzés;
- szén-dioxid abszorpció/deszorpció;
- nitrogéngáz abszorpció/deszorpció;
- metán abszorpció/deszorpció;
- hidrogéngáz abszorpció/deszorpció.

Minél több a modellváltozó, a modell számítási kapacitása annál nagyobb, ezért esetspecifikusan kell kiválasztani a matematikai közelítést. Ugyanakkor a folyamatok és paramétereik számossága miatt a modellek jobban áttekinthetők mátrixos formában az úgynevezett Petersen-mátrix segítségével, amely a szimulátorprogramok alapját képezi. A mátrix sorai bővíthetők, újabb folyamatok hozzáadhatók. Így könnyen kezelhetők a modellkomponensek

sokaságára felírt transzportegyenletek közötti összefüggések, például a szerves anyag fogyása, a biomassza növekedése és az oldott oxigén fogyása szorosan összefügg, amelyek a leíró egyenletekben forrás- és nyelőtagként szerepelnek.

A következőkben a heterotróf biomassza és a szervesanyag-eltávolítás folyamatán keresztül mutatjuk be az ASM-modell működését. Az oldott szerves anyag aerob bontása oxigén jelenlétében játszódik le, szükség van hozzá oldott oxigénre és heterotróf biomasszára, vagyis a modell komponensei az oldott oxigén (DO), oldott biodegradálható szerves anyag (SS), oldott inert szerves anyag (SI), a lassan bontható szerves szubsztrát (XS), a partikulált inert szerves anyag (XI) és a heterotróf biomassza (XH). A figyelembe veendő folyamatok a heterotróf növekedés, a sejtlízis és a hidrolízis. A komponensek és folyamatok táblázatba rendezésével az együtthatókat az alábbi módon tudjuk jelölni:

1. táblázat

Szerves anyag bontásának anyagforgalmi modellje

Komponens	DO	SI	SS	XH	XS	XI
1. heterotróf növekedés	$1-1/Y_H$		$-1/Y_H$	+1		
2. sejtlízis				-1	$1-f$	f
3. hidrolízis			+1		-1	

Forrás: a szerző szerkesztése

Az 1. táblázatot a folyamatsebességekkel szükséges kiegészíteni. A táblázatban szereplő Y_H a heterotróf mikroorganizmusok hozamkonstansa, értéke 0,67 g/g.

A heterotróf növekedés folyamatsebessége a Monod-kinetika alapján írható fel:

$$\mu_H \cdot \frac{DO}{K_{H,O_2} + DO} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot XH$$

ahol

μ_H : heterotrófkok maximális szaporodási sebessége, értéke 0,4 1/d

DO : oldott oxigén-koncentráció, eleveniszapos tisztításban tipikusan 2-3 g/m³

K_{H,O_2} : oxigén féltelítési állandója, értéke 200 g O₂/m³

$K_{H,SS}$: szubsztrát féltelítési állandója, értéke 5000 g SS/m³

XH : heterotróf biomassza tömege grammban kifejezve

A heterotróf szervezetek fogyasztásával arányosan nő a biodegradálható szerves anyag mennyisége. A folyamat sebessége a heterotrófokkal arányos ($= b_H \cdot X_H$), ahol az arányossági tényező $b_H = 0,4$ l/d. A sejtlízis során visszakapott anyag nem teljes egészében biodegradálható, keletkeznek partikulált inert anyagok (XI) is. A biomassa mintegy 8%-a válik inertté ($f = 0,08$). Az elhalt sejtek először nagyobb molekulákat alkotnak, amelyek hidrolizálnak, és kisebb molekulává fejlődnek, ami elvezet minket a hidrolízis folyamatához.

A hidrolízis folyamatsebessége:

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

ahol

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

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

K_{hidr,O_2} : oxigéntelítési állandó hidrolízisnél: 100 g O_2 /m³

Az 1. táblázat és a folyamatsebesség segítségével az alábbi módon határozható meg az egyes komponensek transzportegyenletei:

oldott oxigénkoncentráció (DO):

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

oldott biodegradálható szerves anyag (SS):

$$\frac{dSS}{dt} = \left(-\frac{1}{Y_H}\right) \cdot \mu_H \cdot \frac{DO}{K_{H,O_2} + DO} \cdot \frac{SS}{K_{H,SS}} \cdot X_H + k_H \cdot \frac{XS/XH}{K_X + XS/XH} \cdot \frac{DO}{K_{hidr,O_2} + DO} \cdot XH$$

heterotróf biomassa növekedése (XH):

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

lassan bontható szerves szubsztrát (XS):

$$\frac{dXS}{dt} = (1 - f) \cdot b_H \cdot X_H - k_H \cdot \frac{XS/XH}{K_X + XS/XH} \cdot \frac{DO}{K_{hidr,O_2} + DO} \cdot XH$$

partikulált inert szerves anyag (XI):

$$\frac{dXI}{dt} = f \cdot b_H \cdot X_H$$

A fenti gyakorlatból jól látszik, hogy a Petersen-mátrix kompakt formában kezeli a modellváltozókat, folyamatokat és azok kinetikai összefüggéseit. Jelen esetben eltekintünk a növényi tápanyag-eltávolítás és az összetettebb folyamatok elemzésétől, a fenti logikát követve azonban azon összefüggések is könnyen meghatározhatók, illetve az irodalomban fellelhetők. A modellekben szereplő paramétereket és értékeiket számos alapkutatás eredményeképpen kalibrálták, attól való eltérés a modellező számára csak akkor ajánlott, ha rendelkezik kellő mérési adattal és szakértelemmel.

Reaktormodellek áramlástanai megközelítésben

A biológiai szennyvíztisztítás történhet épített medencékben, extenzív technológia esetén akár földárkokban vagy természetes tómederben, de bármi is legyen a tisztítási folyamat színtere, 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 rövidítés az angolszász 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 (CSÉFALVAY–MIKA 2008).

Habár a csőreaktorok jobb teljesítménnyel (kémiai értelemben konverzióval, szennyvíztisztításban lebontó kapacitással) rendelkeznek, a szennyvíztisztításban az üstreaktorok alkalmazása terjedt el, mivel azokban az elkeveredés a belépő magas koncentrációt hirtelen lecsökkenti, ezáltal a biomaszára kevésbé van inhibíciós hatással (például nehézfémek a nitrifikációra, pH, illékony szerves zsírsavak). Az előbb bemutatott reaktortípusok idealizált értelemben kezelik a koncentráció eloszlását. Valójában ezt a két végpontot csak megközelíteni tudjuk, nem létezik tökéletesen elkevert reaktor vagy olyan csőreaktor, ahol ne lépne fel diffúzió. Ebből következik, hogy adott esetben a két ideális reaktormodell, a CSTR és a PFR

között vagyunk valahol. Ahhoz, hogy becsülni tudjuk a szennyvíztisztítási teljesítményt, elengedhetetlen meghatározni a valós reaktormodellt. Valós reaktormodellt lehet alkotni egy paraméter bevezetésével (kaszkádmodell és diszperziós modell), két paraméter felhasználásával (a két ideális reaktormodell különböző kapcsolásával) vagy paraméter nélkül (szegregációs modell vagy teljes elkeveredéses modell). Az egyparaméteres modellek esetében két lehetőség van az ideális reaktormodellből valós reaktormodellt alkotni (FOGLER 2010):

- A PFR-modellbe diszperziós tényezőt vezetünk be. Ha a diszperziós tényező zérus, akkor tökéletes csőreaktorról beszélünk, ha a diszperziós tényező nő, közeledünk a CSTR-hez.
- Többelemű CSTR-reaktorkaszkádot alkotunk. Ha $n = 1$ elemű a rendszer, akkor CSTR-ről beszélünk, ha az elemek száma tart a végtelelenség felé, akkor elérjük a PFR-rendszert.

Láthatjuk, hogy két skálát érdemes meghatározni, amelyek 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 érdemes olyan dimenziómentes számot keresni, amelyből a diszperziós és a CSTR-kaszkaelemek is eredeztethetők. Ennek érdekében vezessük be a konvektív és diffúzív transzport arányát, a Peclet-számot:

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

ahol

Pe: Peclet-szám [-]

u : karakterisztikus sebesség [m/s]

L : karakterisztikus hosszdimenzió [m]

D_x : hosszirányú diszperzió [m²/s]

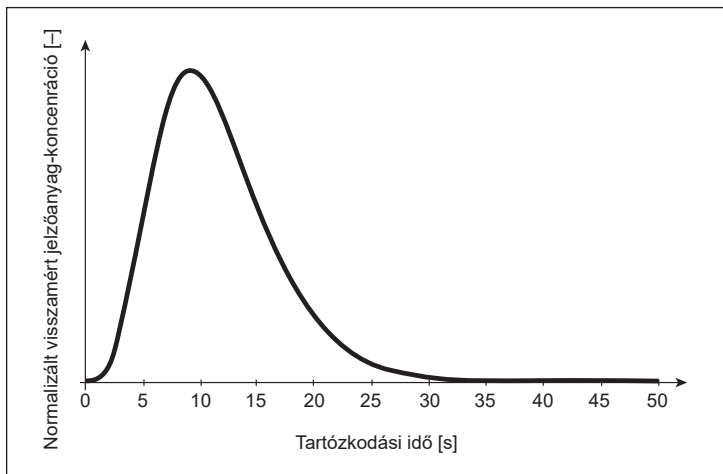
Az irodalomból látható, hogy a szennyvíztisztításban alkalmazott reaktoroknál a Pe-szám 1 és 50 között található (KE-TAO-TIAN 1999), azonban tökéletesen elkevertnek akkor tekinthető a reaktor, ha a $Pe < 0,5$ (MURPHY-TIMPANY 1967). 0,5-4,0-nél nagyobb diszperziós tényező esetén CSTR-rel, 0,05-0,02 alatt PFR-rel közelíthetjük a reaktormodellt (KHUĐENKO-SPIRT

1986). Ding és munkatársai több reaktorkialakítást vizsgáltak, és megállapították, hogy a legjobb szervesanyag- és növényi tápanyageltávolítást 1,38-as Pe-szám esetén érte el adott szennyvíz- és működési paramétereknél, de általánosságban megállapították, hogy az optimális tisztítási hatékonysághoz hozzárendelhető egy Peclet-szám (DING–LIU–XU 2013).

Csőreaktorhoz közeli állapot biofilmes rendszerekben könnyen létrejöhethet, amely esetben célszerű diszperziós modellt 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 (SKONECZNY–CIOCH 2018).

A Pe-számot alapvetően az áramlás határozza meg, ezért meghatározásához szükséges az adott reaktor hidrodinamikai viszonyainak megismerése, és abból a konvekció/diffúzió arány meghatározása. Ezt az aránymeghatározást 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 visszamerülhet. Az 1. ábra példát mutat az átfolyási hullámra.



1. ábra

Átfolyási hullám, $E(t)$ -görbe

Forrás: a szerző szerkesztése

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 a Peclet-szám meghatározható. 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 (FOGLER 2010).

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

Ha adott egy működő rendszerünk, és azon átfolyásvizsgálatot végzünk, meghatározzuk a CSTR kaszkádelemeinek számát, akkor nem feltétlen egyezik meg az eredmény a valós reaktorszámmal, ezért az így nyert reaktorelemszámot a továbbiakban virtuális reaktorszámnak nevezzük. A szennyvíztisztítási anyagforgalmi modellekbe is e virtuális reaktorszám írandó, amellyel 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 következik, hogy a tervezési folyamat részét kell hogy képezze a virtuális reaktorelemek (amelyeket fel lehet fogni elkeveredési zónáknak is) meghatározása. A kísérleten alapuló nyomjelzős vizsgálatok kivitelezése azonban számos nehézségbe ütközik, főleg a tervezési fázisban, a még meg nem épült technológiák esetében. Erre az esetre, illetve meglévő rendszereknél is a költség- és időtakarékoságot szem előtt tartva a nyomjelzős kísérletek numerikus módszerrel való végzése javasolt.

Numerikus áramlástani szimulációk (CFD: Computational Fluid Dynamics) segítségével a reaktorokban kialakuló áramkép a kezdeti és peremértékek ismeretében meghatározható, a kapott sebességtérbe a nyomjelzőanyag bejuttatható, és az RTD-elemzés kivitelezhető. Numerikus áramlástani szimulációk a folyadékmozgást leíró parciális differenciálegyenlet-rendszert oldják meg, amely magában foglalja az anyagmegmaradási és impulzus-egyenleteket. 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 - ϵ modell

(SPALDING 1991) vagy a látszólagos feszültségeket tenzorba rendező RSM (Reynolds Stress Modell) (AUBIN–FLETCHER–XUEREB 2004).

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 egyenletet a perem- és kezdeti értékekből kiindulva. A cellák közötti kommunikáció az azok között található felületen lehetséges. A változók értékei a cellák középpontjában vannak tárolva, amelyeket 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, amelyet addig kell folytatni, amíg a megoldás nem konvergál. A konvergenciát a valós körülményekkel való egyezés jelenti, azonban ezen körülmények nem mindig ismertek. Ilyen esetben a számítás konvergenciáját az iterálási maradékok és egyéb változók (például sebességtér) változtatlan-ságára alapozva fogadhatjuk el.

A szennyvíztisztításban alkalmazott reaktorok áramlásának leírásakor a folyadékfázis mozgását más fázis, a levegőztetés során vízbe juttatott gázbuborékok mozgása is befolyásolja. Ennek a folyamatnak a leírásához többfázisú modellt alkalmazunk, amire számos lehetőségünk adódik. Elterjedt az úgynevezett keverékmodell, amely az elsődleges fázisra megoldja a dinamikai egyenleteket, a másodlagos fázisra pedig olyan skalártranszport-egyenletet alkalmaz, amely megadja az egyes cellákra az elsődleges fázis és a másodlagos fázis térfogatarányát. Az elsődleges fázisnak azt a fázist nevezzük, amely számottevően nagyobb tömeggel van jelen a rendszerben. A keverékmodell akkor alkalmazható, ha a másodlagos fázis tömegaránya kisebb, mint 10%-a az elsődleges fázisnak (MANNINEN–TAIVASSALO–KALLIO 1996). Ha ez nem teljesül, akkor az Euler–Euler-moddellel 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 (water1) és a jelzőanyag (water2) 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:

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

A módszer több szennyvíztelepi műtárgyra mérésekkel igazolva lett (KARCHES–MELICZ 2010), és számos publikáció megerősíti, hogy az ily módon elvégzett numerikus RTD-elemzéssel a valós átfolyási hullám nyerhető (KARCHES–BUZÁS 2011). A szerzők elsősorban holtterek és hidraulikai rövidzáratok detektálására használták (KARCHES–BUZÁS 2013), de ebben a fejezetben részletesen kifejtett módon a Pe-szám és az ezzel összefüggő virtuális reaktorszám meghatározása is lehetőséggé válik (KARCHES 2012).

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 reaktormodellt fejleszthetjük. 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 recirkuláció, a levegőztetés és a kaszkádolás szerepét.

Vákát oldal

A recirkuláció hatása a reaktormodellre

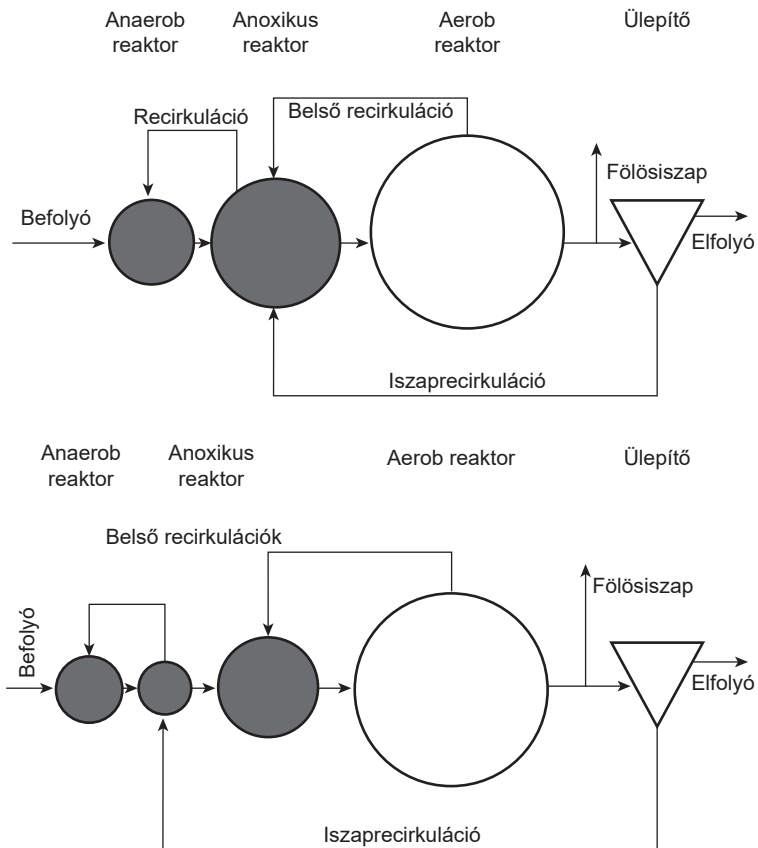
A szennyvíztisztítási technológiákban többfajta recirkulációt alkalmazhatunk, amelyek nagyságukban és szerepükben is különböznek. Az eleveniszapos technológiák kötelező része a biológiai medencét követő fázisszétválasztás, amely során a leülepített biomassza egy részét visszavezetjük, ezáltal növelve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

Elődenitrifikációs reaktorelrendezést alkalmaz az MLE- (Modified Ludzack–Ettinger) eljárás, amelyben az anoxikus reaktorteret aerob (oxikus) követi. 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-szerese, de elérheti akár a 4-5-szörösöt 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 a $\text{NO}_3\text{-N}$ koncentráció nagyobb mint 2 mg/l. Ezzel szemben, ha a $\text{NO}_3\text{-N}$ 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 nitrogéneltválítást 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 (GRADY et al. 2011). Ekkor a reaktorsorrend tehát anaerob, anoxikus, aerob. Az alkalmazott recirkulációk és szerepük:

- iszaprecirkuláció az utóülepitőből az anoxikus térfogatba – biomassza visszajuttatása;

- nitrátrecirkuláció az aerob térből az anoxikusba – nitrát visszajuttatása a denitrifikáló mikroorganizmusokhoz;
- recirkuláció az anoxikusból az anaerob térbe – oxigénhiányos biomassa visszajuttatása.



2. ábra

UCT- és módosított UCT-eljárás

Forrás: KÁRPÁTI-RÓKUS 1995

A biomassza-recirkulációk elkülönítése azért fontos, mivel 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 átalakító képességét, 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 (VAIOPOULOU–AIVASIDIS 2008). Ebből az ötletből – amely valójában reaktormodell-fejlesztésnek is tekinthető – alakult ki a módosított UCT-eljárás (2. ábra).

Ha a sorba kapcsolt kaszkádkreaktorban kialakuló koncentrációk alakulását szeretnénk leírni, akkor az alábbi képlettel számolhatjuk ki a reaktorban, 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 meg-növekedett vízhozammal:

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

ahol

R: recirkulációs hányad [-]

A recirkulációs hányad fejezi ki, hogy a nitrát- és iszaprecirkulációs folyadék-áram 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.

A telep kapacitása 1000 m³/d, a biológiai medence két részből állt, anoxikus és oxikus térfogatból, amelyeknek a nagysága rendre 150 m³ és 350 m³. Így a hidraulikai tartózkodási idő (HRT) 12 h-ra adódott. A lebegő biomassza koncentrációja (MLSS: Mixed Liquor Suspended Solid) 3,5-4,0 mg/l. Az oldott oxigén koncentrációja az aerob reaktorban 2,5-3,0 mg/l. A fölösiszap mennyisége 20 m³/d. A rendszerben 7,2 napos iszapkor (SRT) alakul ki, amely még a 15 °C-os minimum-szennyvízhőmérsékleten is elegendő a nitrifikációhoz. Az iszaprecirkuláció 1000 m³/d, a nitrárecirkuláció 2000 m³/d.

A befolyó és elfolyó értékek megállapításához 24 órás kompozitmintákat használtunk. 7 napon keresztül történtek mérések. A mérési eredmények alapján megállapítható, hogy a rendszer egyensúlyi állapotát elérte, azaz a biomassza mennyisége nem változott a mérési periódus alatt. A mért értékek feldolgozását két lépésben végeztük: először a kiugró, oda nem illő értékek kihagyása történt meg, ezután pedig a mért paraméterekből arányokat képeztünk, és vizsgáltuk, hogy azok a lakossági szennyvízre tipikusnak tekinthető értéktartományban vannak-e.

A befolyó szennyvízminőségi paraméterek átlagértékeiből kiindulva KOI-alapú szennyvíz-frakcionálást végeztünk, amellyel elkülönítettük az oldott és partikulált, a biológiailag bontható és inert anyagot. Az előző fejezetekben használt jelöléseket alkalmazva a német ATV-szabvány módszertani javaslatát követjük (ATV-DVWK 2000), azaz első lépésben az oldott inert frakciót (SI) határozzuk meg. Ez a frakció biológiai szennyvíztisztítással szemben inaktív, mégis más részecskékhez kötődve kis részük az iszapvonalra kerülhet. Gyakorlatilag az elfolyó kezelt szennyvízből szűrt KOI-t kell mérni, és az SI annak mintegy 90%-a. Az oldott biológiailag bontható frakció (SS) a nyers szennyvízből mért szűrt KOI és az előbb meghatározott SI különbsége. A lassan bontható szerves anyag (XS) meghatározásához a BOI₅-ből indulunk ki, és az alábbi képlettel számolunk:

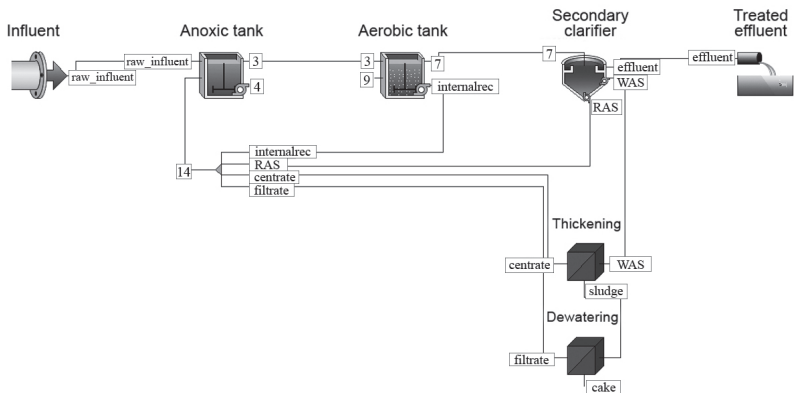
$$XS = (BOI_5/k_1) - SS$$

ahol a k_1 a biodegradáció kinetikai állandója. Értéke 0,07–0,8 1/nap között lehet, azonban a tartomány lakossági szennyvíznél szűkíthető 0,12–0,46 1/nap közé, amely még szintén tág tartomány, és ezáltal a frakció meghatározásának bizonytalanságát jelentősen növeli (MAKOWSKA–SPYCHAŁA 2014). A bizonytalanság csökkenthető respirációs mérésekkel (ORHON–ÇOKGÖR 1997). A partikulált inert (XI) frakció a biológiai folyamatokban kevésbé vesz részt, viszont az iszapvonalon megjelenik. Ha nagy részarányban képviselteti magát, akkor a rendszerben felhalmozódhat a biológiailag inaktív rész, az iszapkor nehezen lesz tartható, és a nitrifikáció sem lesz teljes (MYSZOGRAJ–PLUCIENNIK–KOROPCZUK–JAKUBASZEK 2017). Ezen frakció meghatározása általában a tömegmegmaradásból számítható, vagyis az összes KOI-ból vonjuk le a másik három frakciót. A frakciók aránya magyarországi lakossági szennyvízben: SI: 5%, SS: 22%, XS: 50%, XI: 23% (PÁSZTOR–THURY–PULAI 2009).

A befolyó 610 mg/l-es KOI négy frakciója a következőképp alakult: oldott KOI: 162 mg/l, amelyből az inert oldható 32 mg/l, a könnyen felvehető KOI 130 mg/l. A partikulált KOI összesen 448 mg/l, amelyből az inert frakció 80 mg/l, a biológiailag felvehető (hidrolízis után) 368 mg/l. A TSS-koncentráció 345 g/l, ezen lebegő anyag szerves része (VSS – Volatile Suspended Solid) 293 mg/l. Így a VSS/TSS arány 0,85. A partikulált KOI és VSS aránya 1,53, amely érték a lakossági szennyvizekben átlagosnak mondható (HUO et al. 2006). A nyers szennyvíz anaerobitására utal, hogy a befolyó szennyvízben a TN és TKN koncentrációja gyakorlatilag megegyezett (92 mg/l), valamint nitrit és nitrát sem volt kimutatható mennyiségben jelen. Az $\text{NH}_4\text{-N}$ 69 mg/l-nek adódott, az összes foszfor 14 mg/l volt. Az elfolyó szennyvízre előírt határérték betartása érdekében (KOI: 125 mg/l, BOI_5 : 25 mg/l, TSS: 35 mg/l, télen TN: 25 mg/l, nyáron 15 mg/l, TP: 2 mg/l) teljes nitrifikáció megvalósítása szükséges.

Az elvégzett vizsgálatok alapján azokat a technológiákat építettük be a modellbe, amelyeknél érdemi változás történt a fent említett vízminőségi változók tekintetében. Ebből kifolyólag az előkezelési egységeket, ahol maximum 1-3%-os KOI- és BOI_5 -redukció történhet, a modellalkotásból kihagytuk. A telepi technológia előülepítőt (ahol lehetett volna jelentősebb szervesanyag-eltávolítás) nem tartalmazott. A 3. ábra mutatja a modellezett egységeket és a közöttük lévő kapcsolatot, ami gyakorlatilag az őket összekötő anyagáramokat jelenti. A frakcionált szennyvíz először az anoxikus reaktorba jut, majd onnan a levegőztetett, aerob reaktorba. Az aerob reaktorból belső recirkuláció viszi vissza az anoxikus reaktorba a nitrátot.

A biomassza ezután eljut az utóülepítőbe, ahol megtörténik a fázisszétválasztás. Az ülepített iszap két úton halad tovább, a recirkuláltatott iszap (RAS) és a fölősiszap (WAS) vonalon, amely utóbbi az iszapvonalra kerül, ahol a sűrítés és a víztelenítési folyamatok során térfogata jelentősen csökken. A vizsgálat fókusza ugyan a vízvonal, de mégis az iszapvonalról visszatérő anyagáramok becslése miatt van szükség erre az egyszerűsített iszapkezelési anyagárammodellre. A sűrítés és víztelenítés (kialakítástól, üzemeltetéstől függően) 90-95%-os szárazanyag-visszatartással rendelkezik (solid capture), vagyis az iszapvízben a szárazanyag 5-10%-a megjelenik, és ez visszajut a biológiára, ugyanúgy, mint az oldott N és P formák, ami a befolyó terhelés 10-15%-át is jelentheti. Összegezve megállapítható, hogy az iszapvonalon csurgalékvizeket a modellnek figyelembe kell vennie, a többletterhelés itt elsősorban nem hidraulikai, hanem az anyagmennyiséget érinti.



3. ábra

Modell layout GPS-X 6.5-ben (Influent: befolyó szennyvíz, Anoxic tank: anoxikus medence, Aerobic tank: levegőztetett medence, Secondary clarifier: utóülepítő, Treated effluent: kezelt szennyvíz, Thickening: sűrítés, Dewatering: víztelenítés)

Forrás: a szerző szerkesztése

Az anyagforgalmi modell kalibrálását permanens állapotra végeztük el úgy, hogy a változtatott paraméterek hatására előálló elfolyó vízminőséget hasonlítottuk össze a mért eredményekkel (2. táblázat). Ahol elfogadható egyezés volt a mért és számított elfolyó vízminőségben, az ahhoz tartozó paramétereket tekintettük kalibráltak. A mérések során a napi szennyvíz-terhelés-ingadozást nem vizsgáltuk, de a permanens kalibrációnál a finom-felbontástól eltekinthettünk.

2. táblázat

Vizsgált telepre befolyó és elfolyó szennyvízminőség

	Nyers szennyvíz [mg/l]	Elfolyó szennyvíz – mért [mg/l]	Elfolyó szennyvíz – számított [mg/l]
KOI	610	85	94
BOI ₅	285	22	25
TSS	345	20	24
TN	92	18	16
NH ₄ -N	69	1,5	1,2

Forrás: a szerző szerkesztése

Mérések hiányában az anyagforgalmi modellként alkalmazott ASM2d-modell paramétereit három kivétellel a GPS-X alapértékén hagytuk. A változtatott paraméterek az aerob heterotróf mikroorganizmus-hozam, az aerob heterotróf mikroorganizmus-pusztulás, az ammóniaoxidálók hozama. A biomasszahozamokat kismértékben növeltük, a heterotróf pusztulási rátát csökkentettük. Valójában a hozam és pusztulás összefüggenek, elég lett volna csak a hozamot növelni. A paraméterválasztás indoka, hogy az eleveniszap-diffúzió limitációja nem lép fel a jó keveredés miatt, a DO mindenhol nagyobb, mint 2 mg/l, ezért a rendszer nem oxigénlimitált, vagyis az eltávolítási hatékonyságot elsősorban a biomassza-produkció és -elhalás szabályozza (RIEGER et al. 2013).

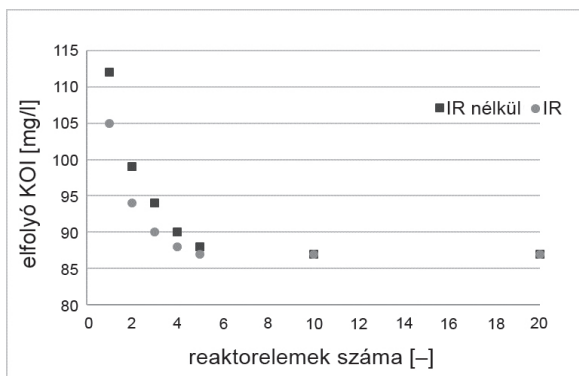
Ugyanígy az autotróf szervezeteknél megállapítható, hogy a nitrifikációt számos tényező befolyásolhatja, de a lúgosságnak, pH-nak, az oldott oxigén értékének megfelelősége arra utal, hogy elsősorban az autotróf biomassza növekedése lehet az érzékeny paraméter (RIEGER et al. 2013). A kalibrált értékeket a 3. táblázat tartalmazza.

3. táblázat
Modellkalibrációs eredmények

Paraméter	Alapérték	Kalibrált érték	Mértékegység
Aerob heterotróf hozam (Y_h)	0,66	0,72	gKOI/gKOI
Aerob heterotróf pusztulási ráta ($k_{dec,h}$)	0,62	0,57	1/d
Ammóniumoxidáló hozam (Y)	0,18	0,21	gKOI/gN

Forrás: a szerző szerkesztése

A kalibráció után az aerob térfogatot felosztottuk 1, 2, 3, 4, 5, 10 és 20 részre, amelyek egyben a sorba kapcsolt CSTR-modell elemei. A reaktor-szám növelésével az áramlás csőreaktorszerű, kevés reaktorelemnél pedig a tökéletesen elkeverthettséghez közelít jobban. Megállapítható, hogy ha nem lenne hatása a reaktormodellnek az elfolyó vízminőségre, akkor ezen számításoknak ugyanazon eredményeket kellene produkálnia. A különböző felosztásoknál a befolyó szennyvíz mennyisége és minősége, a modellparaméterek, az üzemeltetési paraméterek azonosak maradtak (a reaktor térfogata sem változott, a felosztás után létrejött kisebb térfogatok összege mindig azonos maradt). A számítás során az elfolyó víz jellemzésére a KOI-t és az $\text{NH}_4\text{-N}$ -t választottuk. A számításokat belső recirkulációval és anélkül is elvégeztük. Az eredményeket a 4. ábra és az 5. ábra foglalja össze.

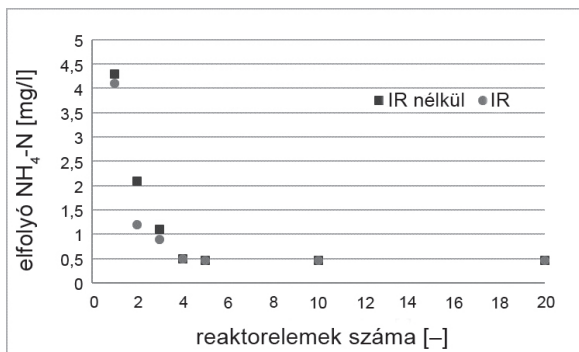


4. ábra

Kezelt szennyvíz KOI-koncentrációja különböző reaktorfelosztásnál belső recirkulációval és anélkül

Forrás: a szerző szerkesztése

Megfigyelhető, hogy kis elemszámú reaktorkaszád esetén az elfolyó koncentrációk mindkét esetben nagyobbak. Az elemszám növelésével az elfolyó szennyvíz minősége javulhat, de egyre kisebb mértékben. A 10 és 20 elemű kaszkád között gyakorlatilag nincs különbség. A vizsgálatok alapján az optimális elemszám a körülbelül 3-4 elemű kaszkád.



5. ábra

Kezelt szennyvíz $\text{NH}_4\text{-N}$ -koncentrációja különböző reaktorfelosztásnál belső recirkulációval és anélkül

Forrás: a szerző szerkesztése

Ha a belső recirkuláció hatását nézzük, akkor látható, hogy különbséget akkor fedezhetünk fel, ha az áramlás tökéletesen elkevert, csőreaktor esetében nincs értelmezhető különbség az IR és anélküli változat között. Ez azzal magyarázható, hogy az 1 elemű CSTR esetén a jóval nagyobb víztömegben való elkeveredés (hígulás) tapasztalható, azonban a PFR-reaktorban a többletvízhozam ugyan nagyobb áramlási sebességet jelent, de a reaktormodellt nem befolyásolja. Valójában az IR okozta többletimpulzus, nagyobb sebességek a turbulens diffúzió által növelik az axiális diszperziót, ez látszik is a 2-5 kaszkádelemes változatban, de a tökéletes PFR-ben ez a hatás elenyészővé válik.

Az adott telepen mérhető elfolyó $\text{NH}_4\text{-N}$ -koncentráció (a recirkulációk alkalmazásával) 1,1 mg/l volt, ami arra utal, hogy a rendszerben a nitrifikáció közel teljesnek tekinthető. Ugyan a valóságban 1 aerob medencét alkalmaznak, de a benne kialakuló hidrodinamikai viszonyok miatt az anyagforgalmi modell mégis akkor ad elfogadható eredményt, ha a 2-3

elemű kaszkáddal közelítünk, amely virtuális reaktorszám, hiszen a valóságban nincs a medencében semmilyen reaktortér-elválasztás.

Összességében az eredmények alapján elmondható, hogy az anyagforgalmi modellben fontos a valós reaktormodell megadása, hiszen az az elfolyó szennyvízminőséget befolyásolja. A belső recirkuláció befolyásolhatja a reaktormodell kis Peclet-szám esetén.

A mélységi levegőztetés hatása a reaktormodellre

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 folyamatssebességnél sokkal gyorsabban fogyasztja az oxigént. Továbbá az eleveniszap-pelyhekbe (illetve a biofilmes tisztítás esetén a filmréteg belsejébe) az oxigén bejutásához hajtóerő kell, vagyis az oldott oxigén-koncentrációt legalább 1,8-2,0 mg/l-en kell tartani. Ennek érdekében külső energiabevittel 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 szükséges levegőztetési igényt tárgyaljuk tervezési szempontból, majd a levegő által keltett áramlást nézzük, végül pedig ennek a megváltozott áramképnek a reaktormodellre gyakorolt hatását elemezzük.

Tervezési szempontból először az ATV szerint meghatározzuk azt az oxigénmennyiséget, amelyet a biológiai folyamatok igényelnek. A folyamatokat elkülönítjük szervesanyag-eltávolításra, nitrifikációra és denitrifikációra. Az elméleti oxigénigényt ezután korrigáljuk a környezeti fizikai paraméterekkel, aminek segítségével megkapjuk, hogy mennyi oxigént kell bejuttatni a rendszerbe, hogy onnan az eleveniszap-pelyheket elérve biztosítani tudjuk a számukra szükséges elméleti igényt. Ezután meghatározzuk, mekkora levegőmennyiségben található az adott oxigénmennyiség, majd a levegőbuborékok tartózkodási ideje alapján a beoldódást számszerűsítjük. Ehhez a levegőigényhez pedig utolsó lépésként levegőztető 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], a fajlagos oxigénigény és az eltávolítandó BOI_5 szorzata

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

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

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

Ezután a rendszerbe bejuttatni kívánt oxigénmennyiséget számoljuk:

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

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 : oldottoxigén-koncentráció, 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 transzportegyenlettel számszerűsíthetünk:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = K_{La} \cdot (C_s - C) - r_m$$

ahol

K_{La} : oxigénbeoldódási (anyagátadási) tényező [1/s]

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

Az egyenletben szerepel a külső energiabevittel bejuttatott oxigén és a mikroorganizmusok fogyasztása. Annak érdekében, hogy könnyen meg tudjuk határozni a $K_L a$ -t, érdemes ez utóbbi tagot kiküszöbölni, vagyis a kísérletet

szennyvíz helyett tiszta vízzel elvégezni, például a telep beüzemelésékor a vízzárósági és hidraulikai próba idején. Első lépésben a vízzel feltöltött medencéből el kell fogyasztani pillanatszerűen az oxigént – ezt vegyszeresen nátrium-szulfittal megtehetjük –, majd nézzük a beoldódás sebességét. Az elsődendő kinetikát követő folyamatnál a mérési eredményeket logaritmusskálára téve egyszerű meredekségleolvasásból következtethetünk a $K_L a$ értékére (HEIJNEN–RIET–WOLTHUIS 1980).

Könnyen belátható, hogy az oxigéndiffúziós arány függ a lebegőanyag-tartalomtól, hiszen a buborék-folyadék közti határfelületet csökkentheti a partikulált anyag jelenléte, ezért a különböző biomasszaformát alkalmazó technológiákban értéke különbözik. Eleveniszapos technológiákban 0,4-0,6 között, tisztán kötött biomasszát alkalmazó rendszerekben 0,7-0,8 lehet. Az oxigénbeoldódást továbbá befolyásolja a felületaktív anyagok jelenléte, ezért kiemelten fontos, hogy az előmechanika képes legyen az olajok és zsírok megfogására is. Ugyan látható, hogy a biofilmes rendszerekben jobb az oxigénbeoldódás, de nem szabad megfeledkezni arról, hogy a biofilm felületén lévő határréteg legyőzésére az oldott fázisban lévő oxigénkoncentrációnak nagyobb értéket, 4-6 g/m³-t kell biztosítanunk.

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 diffúziószélességgel. A SOTE a levegőztető rendszertől függ, körülbelül 5-6% méterenként (Metcalf & Eddy et al. 2014), azonban új kísérletek már a levegőztető rendszerek fejlesztéseinek eredményeképp magasabb, 8-9%-ot is mutatnak, persze a diffúziósűrűség függvényében ez az érték változhat (BEHNISCH–GANZAUGE–WAGNER 2018).

Utolsó lépésként pedig a levegő oxigéntartalmát figyelembe véve határozhatjuk meg az aerob folyamatok átlagos levegőztetési igényét. Fontos, hogy elvégezzük a számításainkat a teljes szennyvízhőmérsékleti tartományra, mert a különböző hőmérsékleteken eltérő a biológiai aktivitás és az oxigén oldhatósága. Az energiafogyasztás szempontjából átlagértékekkel számolunk, azonban a levegőztető elem kiválasztásakor a szélsőségeket is figyelembe kell venni, mert az ilyen helyzetekben is teljesítenie kell a gépészetnek. A tervezés folyamán előfordulhat, hogy a biológiai oxigénigényből származó levegőmennyiség olyan kevés (általában a tisztítási folyamat végén), hogy a levegőztetésből származó elkeveredési hatás gyengébb lesz, ezért a hagyományos tervezést hidrodinamikai számításokkal is ki kell egészíteni.

A szennyvíztisztításban alkalmazott levegőztető rendszereket alapvetően két csoportra oszthatjuk, a felszínközeli (vertikális és horizontális tengelyű) és a mélységi levegőztetőkre. A levegőztető rendszerekkel szemben elvárás a minél hatékonyabb oxigénbejuttatás, amely az egységnyi közölt energia és a kg-ban mért oxigénmennyiség arányától függ. 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, amely az elkeveredést segíti. 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 diffúzorelhelyezéstől függ. Ebből viszont az következik, hogy a tervezés alapjaiban meghatározza, mire lesz később képes a telep; 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 olyan szinten összetett a rendszer, hogy 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 diffúzorelhelyezési mintázatok (GRESCH et al. 2011). 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 (MOULLEC et al. 2008). 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 segíthetünk a fix hordozón megtelepedő biofilmes rendszereknek. Mivel a biofilm a hordozóhoz kötődik, ezért az áramlásnak szerepe van a szubsztrát biofilm felületéig való eljuttatásában és a végtermékek 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 fixhordozós rendszerekben mechanikus keverők elhelyezése nehézkes, ezért az elkeveredésért elsősorban a levegőztetés felel. Olykor az anoxikus reaktorban is szükséges alkalmazni, lehetőleg durva buborékkal, szakaszos vagy úgynevezett 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 (breakup) és a folyadéknak átadott impulzus kinematikáját. Az összetett probléma megoldására többfázisú áramlások anizotróp turbulenciamodelljét, nagyörvény-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 (ALIYU et al. 2018). Ahogy a buborék felfelé tart, vele ellentétesen fellép a közegellenállási erő, amely a buborék alakjától, sebességétől függ. A buborék mögött holtter 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 „buborékcsova” 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, úgynevezett 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 (AL-MASHHADANI–WILKINSON–ZIMMERMANN 2015), amely eredményeképpen a cirkulációs zóna a reaktormélység többszöröse is lehet (WEN–TORREST 1987).

A kutatási részfeladat céljaként a levegőztetés áramlást befolyásoló hatása jellegének meghatározását jelöltük ki, vagyis annak a számszerűsítését, hogy a reaktormodell milyen mértékben és hogyan alakítja át. Ennek

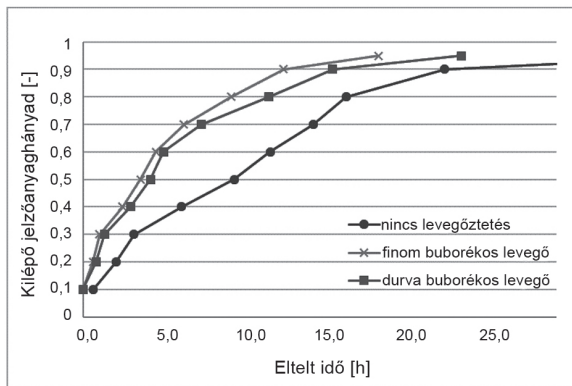
érdekében egyszerűsített téglatest alakú, 12 m hosszú, 6 m széles és 6 m mély medencét vizsgáltunk, amelyben a 30 diffúzor 0,2 méterre található a medence fenekétől. A diffúzorsűrűség 0,15, amely azt fejezi ki, hogy a légbeáramlási felület a medencefelülethez képest 15%-os. A medencébe 720 m³/d szennyvíz és recirkuláció érkezik együttesen, így az elméleti tartózkodási idő 14,4 h. Az elemzéshez numerikus áramlástani szimulációt végeztünk, a térbeli diszkretizációhoz közel 58 000 cellát használtunk. A befolyó és elfolyó anyagáramra vonatkozó peremfeltételek mellett a vízfelszín szabad, és a gázfázist kiengedi.

A levegőztetés áramlásra és reaktormodellre gyakorolt hatásának érdekében a következő esetekre végeztünk számításokat:

- szennyvízbevezetéssel levegőztetés nélkül;
- szennyvízbevezetéssel, diffúzoronként 4 m³/h finom buborékos levegőztetéssel;
- szennyvízbevezetéssel, diffúzoronként 4 m³/h durva buborékos levegőztetéssel;
- szennyvízbevezetéssel, diffúzoronként 1 m³/h finom buborékos levegőztetéssel.

Mint látható, minden esetben horizontális áramlást (szennyvíz és recirkuláció) feltételeztünk, és az egyes esetek a levegőztetés intenzitásában és a buborékméretben különböztek.

Az áramlás leírásához a dinamikai egyenleteket mindkét fázisra (szennyvíz és levegő) megoldottuk permanens szimulációt alkalmazva. Ezután az áramképbe juttattunk 100 részecskét a medence belépési szelvényében, és az erőegyensúly alapján a részecskék pályáját megjelenítettük, illetve vizsgáltuk, mennyi idő alatt jutnak ki a rendszerből. A részecskék a víz anyagi tulajdonságával (sűrűség és viszkozitás) rendelkeztek, így valójában a vízrészecskék átlagos korát, vagyis az átlagos tartózkodási időt tudtuk meghatározni ezzel az egyes esetekben. Ez a módszer az euleri áramképet mint háttéráramlást figyelembe vevő lagrange-i módszer. Az egyes részecskék a konvektív és diffúzív sebességtérre felbontható áramlás alapján mozognak, a turbulens hatásokat a „véletlen bolyongás” (random walk) módszerrel vettük figyelembe (DEHBI 2008). A részecskék tartózkodási idejének az eloszlásfüggvényét hasonlítottuk össze különböző buborékméret (6. ábra) és levegőztetési intenzitás (7. ábra) esetén. Az ábrákon a levegőztetés nélküli állapotot is szerepeltettük összehasonlításképpen.



6. ábra

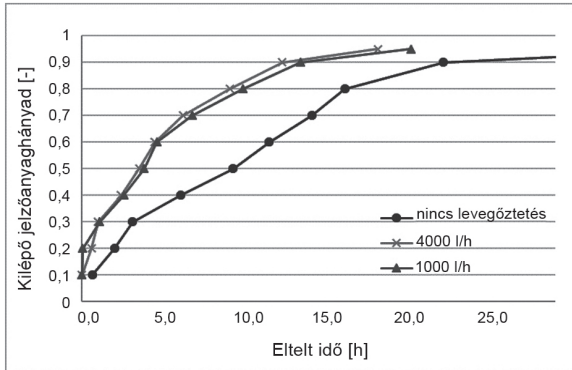
Tartózkodási idő eloszlása a buborékméret függvényében

Forrás: a szerző szerkesztése

A 6. ábra jól mutatja, hogy viszonylag gyorsan megjelent pár részecske a kifolyási keresztmetszelyben, ami a hidraulikai rövidzárlat jelenlétére utal. Azonban vannak olyan térrészek is, ahol a részecskék 5-10%-a becsapdázódhat, és több mint 15-20 h múltán távoznak. Levegőztetés nélkül a számított átlagos tartózkodási idő 9,2 h, ami kevesebb, mint a V/Q képlettel számított elméleti tartózkodási idő (14,4 h). A két érték közötti eltérés egyrészt az előbb említett hidraulikai rövidzár miatt lehetséges, másrészt az elméleti tartózkodási idő meghatározásánál az áramlás finomstruktúrájának, turbulens viselkedésének körülményeit nem vesszük figyelembe. Megfigyelhető, hogy az első pár órában intenzívebb a jelzőanyag kiürülése a rendszerből, mint a későbbiekben, hiszen a meredekség csökken. A levegőztetés okozta turbulens diffúzió az elkeveredésben segít, az átlagos tartózkodási időt lecsökkenti. Ezen túlmenően a diffúzió a konvekcióhoz képest nő, azaz a levegőztetés a Peclet-számot csökkenti, a reaktormodellt a CSTR irányába tolja.

A finom buborékos levegőztetés 1 mm-es kezdeti buborékátmérőt, a durva buborékos levegőztetés 5 mm-es buborékátmérőt jelent, és finom buborékos levegőztetés esetében az átlagos tartózkodási idő 3,5 h, durva buborékos esetben 4,1 h, amely értékeket összehasonlítva az elméleti (és a tervezésben ezen értéket alapul vevő) 14,4 h-val, jelentős csökkenést tapasztalunk. A jelenség oka a külső energiabevitel levegőztetés miatt keletkező többlete. A 7. ábra a szennyvíztisztításban használt diffúzoronkénti tipikus

levegőztetési térfogatáramot vette alapul. Érdekes megállapítás, hogy ezen levegőztetési intenzitástartományon belül az átlagos tartózkodási idő tekintetében nincs jelentős változás, a két görbe szinte fedi egymást.



7. ábra

Tartózkodási idő eloszlása különböző levegőztetési intenzitásnál

Forrás: a szerző szerkesztése

Az elkeveredésre fordított energiát alapvetően három tényező határozza meg; a be- és elvezetés szintkülönbsége, a mechanikus keverők által bevitt energia és a levegőztetéssel bejuttatott energia. Jelen esetben a mechanikus keverésre fordított energiát nem vesszük figyelembe, így:

$$P_{\text{szintkülönbség}} = \rho \cdot g \cdot H \cdot Q = 475 \text{ W}$$

ahol

H : belépés és kilépés szintkülönbsége [m]

Q : szennyvízhozam (recirkulációkkal) [m³/s]

A levegőztetéssel bejutott teljesítmény pedig a következő:

$$P_{\text{levegő}} = p_a \cdot Q_{\text{levegő}} \cdot \ln \frac{p_{\text{diff}}}{p_a}$$

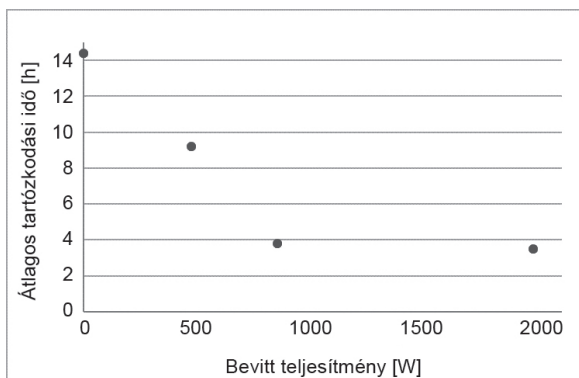
ahol

p_a : atmoszférikus nyomás [Pa]

$Q_{\text{levegő}}$: a medencébe bejuttatott összes levegőmennyiség [m³/s]

p_{diff} : a diffúzorok mélységében mérhető nyomás [Pa]

A 4000 l/h-s diffúzoronkénti levegőztetéssel a bevitt teljesítmény 1500 W, 1000 l/h esetén ez 375 W. A bevitt teljesítmény átlagos tartózkodási időre gyakorolt hatását a 8. ábra mutatja. A kapcsolat közel sem lineáris, adott ponttól kezdve hiába növeljük a levegőztetési intenzitást, az elkeveredési viszonyok nem fognak változni. Ennek oka, hogy ez az összefüggés a gázoldalról közelít, és nem tekinti a folyadékoldali energiafelvételt. Vagyis a rendszerbe ekkora mennyiségű munkavégző képesség érkezik, de ezt egy bizonyos ponton túl nem képes a folyadékfázis felvenni (KARCHES 2018). Ez a jelenség abban is megmutatkozik, hogy a finom és durva buborékos rendszerekben ugyanakkora volt a bevitt teljesítmény, az RTD-elemzés viszont eltérő eredményt adott: a nagyobb buborékméretű kevesebb gázfolyadék határfelületet adott, és így kevesebb energiát közölt a gázfázis a folyadékkal.



8. ábra

Levegőztetéssel bevitt teljesítmény hatása a tartózkodási időre

Forrás: a szerző szerkesztése

Itt kell megemlítenünk a mechanikus keverők szerepét is a bevitt energia tekintetében. A keverőtelsítmény kiválasztását a sebességgradiens (G) keresztül tehetjük meg. Szennyvíztisztításban alkalmazott biológiai medencénél mintegy $G = 50$ 1/s-os sebességgradiensre tervez a gyakorlat (koagulációnál 500-800 1/s, flokkulációnál 20-80 1/s ez az érték). A következő képlettel a G értéke átszámolható a mechanikus keverők számára szükséges hatásos teljesítményre – amelyet később a hatásfokkal korrigálni kell:

$$G = \sqrt{\frac{P_{mech}}{\mu \cdot V}}$$

ahol

G : sebességgradiens [1/s]

P_{mech} : mechanikai keverő által bevitt teljesítmény [W]

μ : dinamikai viszkozitás [kg/(ms)]

V : reaktortérfogat [m³]

A 4. táblázatban az egyes modellváltozatok áramlási jellemzőit foglaltuk össze. Mindegyik esetben térfogati átlagintegrált használtunk, és így egy jellemző értéket kaptunk a folyadékoldali horizontális és vertikális sebességekre, a levegőbuborékok sebességére és a folyadékoldali turbulens lát-szólágos (effektív) viszkozításra, amely a turbulens diffúziót jellemzi.

4. táblázat

Áramlási jellemzők az egyes modellváltozatokban

	Levegő-térfogatáram diffúzoronként [m ³ /h]	Buborék típus	Folyadék horizontá- lis sebessége [m/s]	Folyadék vertikális sebessége [m/s]	Folyadék effektív viszkozitása [kg/(ms)]	Levegősebesség [m/s]
1	0	nincs levegő	0,013	0,02	6,14	0
2	4	finom	0,116	0,11	30,1	0,2
3	4	durva	0,066	0,082	23,8	0,31
4	1	finom	0,07	0,08	25,2	0,18

Forrás: a szerző szerkesztése

A táblázat alapján megállapítható, hogy ugyan a levegőztetés vertikális áramlást gerjeszt, azonban a horizontális sebesség is összemérhető vele. A légbuborékok átlagos sebessége természetesen nagyobb, mint a folyadék-fázisé. Az effektív viszkozitás viszont akkor növekszik meg jelentősen, amikor a levegőztetés jelen van. A táblázat alapján az is kijelenthető, hogy a levegőbuborékok sebessége nagyban függ azok méretétől, de a levegőz-tetési intenzitástól kevésbé.

Ebben a fejezetben esettanulmányt alapul véve a levegőztetés áramlásra és reaktormodellre gyakorolt hatását vizsgáltuk, és megállapítottuk, hogy:

- a szennyvíztisztításban alkalmazott levegőztetés (típus, intenzitás) tartományában a külső energiabevitel miatt az elkeveredés jobb hatásfokú, nő a turbulens viszkozitás;
- a levegőztetés az átlagos tartózkodási időt jelentősen csökkenti, ezért a tervezéskor számolni kell a megváltozott áramképpel, különben helytelen lesz az anyagforgalmi modell eredménye;
- a levegőztetés a konvektív/diffuzív anyagtranszport arányát csökkenti.

Vákát oldal

Izaphozam csökkentés vízvonalon kaszkádolással

Az eddigiekben a három tervezési kimeneti paraméterből a reaktortérfogatok (reaktorgeometria) és a levegőztetés hatását vizsgáltuk az áramképre nézve. A harmadik tervezési paraméter, a keletkező izapmennyiség azonban a reaktorkialakítások következménye, vagyis a szimulációk kimenete, eredménye. Ebben a fejezetben a különböző reaktormodellek hatását vizsgáljuk az izaphozamra nézve.

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

Bevezethető a fajlagos izaphozam definíciója, amely a keletkező izapmennyiséget viszonyítja valamely befolyó mennyiséghez, például a BOI_5 -höz vagy a KOI-hez. Nincs egyezés 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 izapkortól (SRT) jelentősen függ; minél nagyobb az SRT, annál kisebb lesz az izaphozam. Azonban az izap teljes oxidációjához nemcsak több idő (reaktorméret), hanem oxigénből is több kell (ATV-DVWK-A 131 2000).

Az izaphozam 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

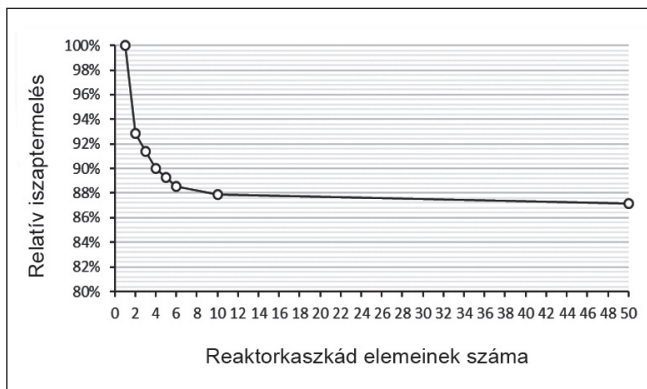
településeknél azonban elemi érdek az iszaphozam-csökkentés. Az egyik technológiai csoport a sejtek elhalása után a sejtanyag ismételt felhasználásának gyorsításán alapul, azaz a sejtízist külső beavatkozással segítik elő (HAMER 1985). A felszabadult anyagokból újabb sejtek képződhetnek, amelyek részt vesznek a biológiai folyamatokban. Ezt a fajta szaporulatot önmésztő szaporodásnak is nevezik (FAZEKAS–KÁRPÁTI–KOVÁCS 2014). A sejtízis történhet vegyszerekkel (klórozás, ózon) vagy hőkezeléssel.

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 (FAZEKAS–KÁRPÁTI–KOVÁCS 2014), másik része pedig új sejtanyag létrehozását teszi lehetővé. A cél, hogy ez utóbbi ne legyen számottevő, vagyis ne legyen magas mikroorganizmus-szaporulat és nagy iszaptömeg. A fenntartási energia maximalizálását kommunális szennyvíztisztításban elérhetjük kis tápanyagellátással, vegyszerek alkalmazásával vagy az oxikus/anoxikus környezet változtatásával (JØRGENSEN 1977). Az egyik ilyen eljárás az OSA-eljárás, amely az oxikus-szedimentációs-anaerob szakaszok változtatására utal. 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 recirkuláltatott iszap egy részét leválasztani és azt külön reaktorba vezetni, ahol szabályozott a levegőztetés, nagyon alacsony oldott oxigénkoncentrációt fenntartva. A „sokkolás” után vezetik csak vissza az iszapot a levegőztetőmedencébe (FAZEKAS–KÁRPÁTI–KOVÁCS 2014).

Elsősorban biofilmes rendszereknél a nagy iszapkor és a biomassza helyhezköttöttsége miatt előfordulhat, hogy a magasabb rendű élőlények predációval az alacsonyabb rendű élőlényekkel táplálkoznak, ami szintén az iszapcsökkenést eredményezi (TAMIS et al. 2011). Az is látszik azonban, hogy a csőreaktor vagy a több részre osztott kaszkáreaktor kedvez a vízvonali iszaphozam-csökkentésnek, amiért a protozoák és a flagelláns szervezetek mint magasabb rendű élőlények tehetők felelőssé (RATSAK–VERKUIJLEN 2006). 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, mivel a felsőbbrendű szervezetek tápanyag-konverziója 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 kétlépcsős tisztítást javasolnak eleveniszapos rendszerben (FAZEKAS–KÁRPÁTI–KOVÁCS 2014).

A vizsgálathoz GPS-X 6.5 anyagforgalmi modelleket alkalmazó szimulációs környezetet használtuk, amelyben egy 10 000 m³/d-os telepre befolyó szennyvizet vettünk alapul, ami egy átlagos közép-európai kommunális szennyvíz-mennyiségnek tekinthető. A befolyó KOI-frakciók meghatározása után MLE-technológiát építettünk fel a megfelelő anyagáram-kapcsolatokkal. 1-szeres RAS- és 2-szeres IR-recirkulációk lettek beállítva. A lebegő biomassza koncentrációja 3,5 g/l, az oldott oxigén az aerob tér részben 2,5 mg/l. Az aerob iszapkort 10 naposra állítottuk be 12 °C-os szennyvízhőmérséklet mellett. Az ASM2d modellparamétereit az alapértékeken hagytuk. Időben állandósult állapotokat vizsgáltunk különböző aerob térfogatfelosztásnál. A reaktortérfogat minden esetben azonos volt, csak a felosztás száma változott (1, 2, 3, 4, 5, 6, 10 és 50 résztérfogat). Az egyes esetek összehasonlításához bevezettük a relatív iszaptermelés fogalmát, amely az adott felosztás során keletkező iszapot viszonyítja ahhoz az esethez, amelyben 1 teljesen elkevert térfogattal van dolgunk. A számítások eredményeit a 9. ábra foglalja össze.



9. ábra

Relatív iszaptermelés a reaktorkaszád elemeinek függvényében

Forrás: a szerző szerkesztése

A 9. ábra jól mutatja, hogy nagy előrelépés az egy helyett két reaktortérfogat alkalmazása, és a kaszkádolásnak még van értelme mintegy 4-5 reaktorelemig, azonban ezután nem tapasztalható lényegi változás. Ekkor 10-12%-os, érdemi iszaphozam-csökkenést tapasztalunk. Viszont mint már említettük, az adott reaktor nem feltétlen működik úgy, mint egy egyelemű CSTR, azaz lehet, már 2-3 elemű kaszkáddal leírható benne az áramlás akkor is, ha nem választottuk el a térfogatokat, ez viszont azt jelenti, hogy már egy optimumhoz közeli helyzetből indulunk, és a nyereség 3-5%-os lesz csak. Ez esetben viszont a beavatkozás már megfontolandó. Mindenesetre látható, hogy az iszaphozam csökkentésére lehetőség alapvetően csak akkor van, ha a kiindulási reaktorunkban az áramkép közel van a teljesen elkeverthez, csőreaktor esetében ezen kérdéssel nem érdemes foglalkozni.

Fix filmes rendszerek és a reaktormodellek

A kötött biomasszát alkalmazó rendszerek egyik típusában a biofilm a fix helyzetű hordozón tapad meg, és nincs kombinálva lebegő biomasszával. Ugyan a klasszikus IFAS-hoz (Integrated Fixedfilm Activated Sludge – rögzített fix filmes hibrid rendszer) képest kevesebb biomassza van a reaktorban, mégis számos előnnyel rendelkezik. Mivel lebegésben csak a leváló biofilm van, ezért a levegőztetés szempontjából a beoldódás jobb. A koncentrált biomassza miatt az eleveniszapos eljáráshoz képest 10-20%-kal kisebb térfogatok alkalmazása lehetséges (IFAS-nál 30%). A nagyobb SRT miatt a totál oxidáció könnyebben végbemehet, és a predátorok megjelenése miatt kb. 10-15%-os iszaphozam-csökkenés is elérhető. Nem szükséges utőüleptető, helyette szűrés is szóba jöhet, mivel a reaktorból elfolyó lebegőanyag-koncentráció a befolyó TSS-nek mintegy 80%-a lesz. A hordozó a szárazanyagot köti, így nem szükséges az iszap visszaforgatása. A tervezéssel foglalkozó szennyvíztechnológusoknak ezért csábító ezen technológia előtérbe helyezése, azonban a fent említett előnyök csak megfelelő áramlási viszonyok esetén érvényesek, amelyek biztosítása nagy szakértelmet kíván.

A biofilm-kinetika alapját a hordozón megtelepedés, az odatapadás és az onnan leválás határozza meg. Dinamikus egyensúlyról beszélünk, ha a hozzátapadás mértéke megegyezik a leválás mértékével, így jól beállított, egyensúlyi rendszerben a független változóként kijelölhető a leválás mértéke. A leválás egyszerre biológiai, fizikai és kémiai eredetű. Függsz a belső és külső erőktől is. Például a denitrifikáló biofilmréteg gázképződéssel lazíthatja a rendszert. Külső erőként az áramlási sebességet vesszük számításba általában. Az áramlási tér hatását érdemes vizsgálni a biofilm-növekedésre, mert általa az üzemeltetési paraméterek finomhangolhatók (HORN–REIFF–MORGENROTH 2003). Kismértékű leválás történhet részecskeütközéssel (abrázió), folyadékáram nyírásával (erózióval). Nagymértékű leválás, azaz a biofilmvastagsággal összemérhető leválás kimosódással vagy predátorok által történhet. A leválás azonban szükségszerű, a biofilm-megújulást segíti, viszont az üzemeltetés során meg kell határozni a kívánt mértékét.

Az áramlásnak nemcsak a biofilm leválásában van szerepe, hanem a tápanyagtranszport elősegítésében is, amely ahhoz szükséges, hogy a biofilm felületén létrejövő lamináris határréteget legyőzze. A határréteg-vastagság csökkentése a lokális turbulencia növelésével érhető el.

Az elhelyezett hordozók növelik a hidraulikai ellenállást, amely jelentős energiavesztést okozhat. Ahogy említettük, az anyagforgalmi modellek elsősorban abból indulnak ki, mekkora a hordozófelület. Azonban ahhoz a téves logikához vezethetnek ezen számítások, hogy minél több hordozót helyezünk el, vagyis a modellben növeljük a biotömeg mennyiségét, annál jobb lesz a tisztítási hatásfok. Gyakorlati tapasztalat azonban, hogy hidraulikai szempontból nem célszerű a sűrű hordozóelrendezés, ugyanúgy, ahogy a levegőztetőelemek elhelyezésénél is volt egy optimális borítottság. Minél nagyobb a hidraulikai veszteség miatti energiavonal-különbség (vízszint) a befolyási és elfolyási szelvény között, annál nagyobb eséllyel alakulhat ki olyan hidraulikai rövidzárlat, amely a technológiára akár végzetes lehet, mivel az átfolyó szennyvíz nem „találkozik” a biotömegével. Ennek egy gyakorlatban előforduló tipikus példája, amikor beüzemelünk ilyen rendszereket, és beindítjuk a recirkulációs áramokat. Ahelyett, hogy megindulna a denitrifikáció, illetve az előzőekben tárgyalt hígítási hatás miatti jobb szervesanyag-lebontás és nitrifikáció, a rendszerünk nem hozza az elvárt eredményeket. Ennek oka a megnövekedett sebességek miatti rövidzárlat kialakulása. Vagyis következtetésként levonható, hogy az ilyen rendszerek tervezésekor nem maradhat el a részletes műtárgy-hidraulikai elemzés.

Szintén a beüzemelésnél körültekintően kell eljárunk, hiszen a biotömeg megtelepedése, agglomerátumképződése és a szükséges mértékű elszaporodása időigényes folyamat, olykor több hónapba is telik, míg dinamikus egyensúlyt ér el a rendszer. Ezt a folyamatot támogathatjuk például más telepről hozott iszappal vagy részlegesen iszaprecirkuláció működtetésével. MLE-technológia esetében ajánlatos az anoxikus reaktortérfogatba is diffúzort telepíteni, és a beüzemeléskor az egész reaktort aerobként üzemeltetni, hogy időben történjen meg a szervesanyag-eltávolítás, és induljon be a reaktortér végében a nitrifikáció. Majd a visszajuttatott nitrát denitrifikációval átalakul nitrogéngázzá, és távozik a rendszerből. Ez a folyamat a szerves anyagot már elhasználja a heterotróf mikroorganizmusai által, ezért a levegőztetés leállítható. Viszont ha az első pillanattól kezdve anoxikusként üzemeltetnénk a reaktort, akkor kezdetben nem lenne ott a nitrát, a szerves anyag bontásához nem lenne oxigén, így az a reaktor további részében történne meg, kiszorítva a nitrifikációt. Ha nem indul be a nitrifikáció, akkor nitrát sem

lesz, vagyis ördögi körbe kerülhetünk. Időszakos levegőztetés az anoxikus reaktorban nemcsak beüzemeléskor, hanem üzemszerű működés közben is szükséges lehet, például hirtelen nagyobb terhelések érkezésekor.

Számos biofilmes anyagforgalmi modell a hordozóanyag-felületből és a biofilmvastagságból számolja a biotermék mennyiségét, amelyet aztán egyenletesen eloszlat a térfogaton vagy térfogatokon belül. Ebből következik, hogy ebben az esetben még nagyobb hibával terhelt lehet a szimulációs eredmény, mint eleveniszapos rendszereknél, és további kutatás szükséges.

A fix hordozót alkalmazó szennyvíztisztítási technológiák számos specialitással rendelkeznek, amelyek további kutatási témát jelentenek, mivel alapvetően a rendszer önmagát kaszkádolja azáltal, hogy a biotermék helyhez kötött. Ezáltal a csőreaktor irányába tolódik el a rendszer, aminek az előnyei is megjelennek, de üzemeltetési szempontból kihívás a szubsztrát biofilmhez juttatása és onnan az anyagcseretermékek elvitele, az egyenletes terhelés.

Vákát oldal

Összefoglalás

A korszerű szennyvíztisztítási folyamattervezés magában foglalja az anyagforgalmi és a hidrodinamikai szimulációk végrehajtását. A jelenlegi gyakorlat az áramlás szerepét úgy veszi figyelembe, hogy az anyagforgalmi modelleket kiegészíti reaktormodellekkel, amelyek azonban gyakran idealizált viszonyokat vesznek alapul. A reaktormodellek fejlesztésével lehetőség nyílik a valóságot jobban leíró anyagforgalmi modellek alkalmazására jelentős többletszámítás-igény nélkül.

Az anyagforgalmi modellek számára elsősorban a sebességtéren alapuló anyagtranszport és adott komponens elkeveredése a fontos, így kézenfekvő választás a nyomjelzős kísérletek végrehajtása, amelyeket el lehet végezni terepen kísérletesen vagy számítógéppel numerikusan. A numerikus kísérlet eredményeként egy olyan átfolyási hullámot kaptunk, amely megmutatja, hogy az adott műtárgyban hidraulikai rövidzárlat vagy pangó zónák vannak jelen, sőt megmutatja, hogy a teljesen elkevert reaktor és csőreaktor mint két véglet között hol helyezkedik el. Ennek segítségével meghatározhatjuk, hogy hány sorba kapcsolt teljesen elkevert fiktív reaktossal tudjuk matematikailag leírni az áramlási és elkeveredési viszonyokat. A reaktormodellel számos tényező befolyásolja, amelyek közül ezen vizsgálatok kettőt emeltek ki, a recirkulációk alkalmazását és a levegőztetést.

A recirkulációk többletvízhozamot jelentenek, ezáltal gyorsabb áramlást és kisebb tartózkodási időt. Ugyan hidraulikai értelemben kisebb a tartózkodási idő, de összességében valamelyest javul az eltávolítási hatásfok, ami elsősorban a hígulásnak köszönhető. Ha a reaktorban csőáramlás-közel állapot alakul ki, akkor nincs számottevő hatása a recirkulációnak.

A levegőztetés a reaktorba történő olyan külső energiabevitel, amely az elkeveredést segíti. A vizsgálatok alapján megállapítható, hogy a szennyvíztisztításban alkalmazott levegőztetőknél és a tipikus levegőztetési intenzitás tartományában nő a turbulens viszkozitás, ezáltal javul az elkeveredés. A levegőztetés az átlagos tartózkodási időt jelentősen csökkenti, ezért a tervezéskor számolni kell a megváltozott áramképpel, különben helytelen

lesz az anyagforgalmi modell eredménye. A levegőztetés a Peclet-számot csökkenti.

A reaktormodell hatással van az iszaphozamra, vagyis kaszkádozással az iszaphozam csökkenése érhető el. A vizsgálatok alapján megállapítható, hogy iszaphozam csökkentésére lehetőség alapvetően csak akkor van, ha a kiindulási reaktorunkban az áramkép közel van a teljesen elkeverthez, csőreaktor esetében ezen kérdéssel nem érdemes foglalkozni.

A fix hordozót alkalmazó szennyvíztisztítási technológiák számos specialitással rendelkeznek, amelyek további kutatási témát jelentenek, mivel alapvetően a rendszer önmagát kaszkádolja azáltal, hogy a biomassza helyhez kötött. Ezáltal a csőreaktor irányába tolódik el a rendszer, aminek az előnyei is megjelennek, de üzemeltetési szempontból kihívás a szubsztrát biofilmhez juttatása és onnan az anyagcseretermékek elvitele, az egyenletes hatásfok.

A reaktormodellek szempontjából lényeges a többfajta reaktorgeometrián elvégzett vizsgálat is, amelyre a további kutatások fognak kitérni.

Summary

The state-of-the-art process sizing in wastewater treatment applies both the biokinetic and hydrodynamic simulation tools. In practice, the effect of fluid flow on scalar transport of wastewater constituents is handled by introducing reactor models in biokinetic simulators. These approaches are generally idealised. Improvement of reactor models also enhance the reliability of biokinetic modelling without the increment of computational cost.

Mass balance models requires well resolved convective and diffusive terms determined by the fluid flow. The emphasis is on the mixing behaviour, thus tracer studies are a good choice to apply, which could be done by field measurements or numerical calculations. The result of such analysis is an RTD curve, which provides information on possible hydraulic short-cutting or the presence of dead-zones. Moreover, it reveals where we are exactly in the scale starting with CSTR and ending with PFR. With the help of RTD analysis the element number of the tank-in-series model can be determined, which is a virtual number, but it reflects on the actual fluid flow situation in a reactor mathematically. The reactor model is affected by several factors, from which the recirculation flows and aeration were analysed in this study.

Recirculation (RAS or IR) provides a surplus discharge, resulting higher velocity profiles in the entire reactor, thus the HRT decreases. On the other side the dilution effect may induce the removal efficiencies. In case of PFR the effect of the recirculation is negligible. Aeration enhances mixing efficiency via the introduction of external energy to the system. Based on numerical calculations it can be stated that due to the high effective turbulent viscosity the diffusion is also enhanced resulting the decrease of Peclet number. Aeration decreases also the average residence time.

Sludge production depends on the reactor hydrodynamics; a cascaded system may provide lower sludge amount. The effect of a cascaded system is only significant in CSTR-like reactors, there is no room for advancement in PFRs. Fixed carrier biofilm systems could be handled as a self-cascaded

system since the biomass is attached to a stationary carrier. It means that it creates a PFR-like system with all of the advantages, but operation could be challenging due to the uneven loading of biomass.

As a next step, more reactor geometries (with various L/W ratio) will be examined and their effect on reactor model will be summarised.

A szerzőről

Karches Tamás a Nemzeti Közszolgálati Egyetem Víz tudományi Kara Vízépítési Tanszékének egyetemi docense. Kutatási területe a víz- és szennyvíztisztításban használatos műtárgy-hidraulikai és anyagforgalmi modellek, illetve azok összekapcsolása. PhD-dolgozatát 2012-ben védte meg, *Numerikus áramlástan a szennyvíztisztításban: reaktorok tervezése és intenzifikálása* címmel építőmérnöki tudományterületen, habilitációját 2019-ben szerezte meg a Nemzeti Közszolgálati Egyetemen. A Magyar Mérnöki Kamara tagja, vizes területen tervező és szakértő, az MTA köztestületi tagja. Jelenleg a Víz tudományi Karon a környezetmérnöki alapképzés víztisztítás-szennyvíztisztítás, az építőmérnöki alapképzés vízellátás-csatornázás specializáció felelőse, a vízellátás-csatornázás szakirányú továbbképzési szak szakfelelőse. A szerző okleveles környezetmérnök, mérnöktanár (MA), angol–magyar szakfordító és vízépítő: vízellátás, csatornázás és környezet-egészségügyi szakmérnök. Angol, német nyelven felsőfokon, olasz nyelven középfokon beszél, és e nyelveken publikál. Oktatási és kutatási tevékenységein kívül szennyvíztisztító telepek technológiai tervezésével és K+F-jével foglalkozik.

Vákát oldal

Felhasznált irodalom

- ALIYU, Aliyu M. – SEO, Hyunduk – XU, Yang – WANG, Jin-Jun – KIM, Kyung Chun (2018): A model for rising bubbles interacting with crossflowing liquid. *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 108. 44–104. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2018.07.002> [Get rights and content](#)
- AL-MASHHADANI, Mahmood K. H. – WILKINSON, Stephen J. – ZIMMERMAN, William B. (2015): Airlift bioreactor for biological applications with microbubble mediated transport processes. *Chemical Engineering Science*, Vol. 137. 243–253. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2015.06.032>
- AUBIN, Joelle – FLETCHER, David F. – XUEREB, Catherine (2004): Modeling turbulent flow in stirred tanks with CFD: the influence of the modeling approach, turbulence model and numerical scheme. *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 28. No. 5. 431–445. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2003.04.001>
- ATV-DVWK-A 131 (2000): *Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen*. S. 1., Seidel-Przywecki Press.
- BALAKRISHNAN, Vimal K. – TERRY, Ken A. – TOITO, John (2006): Determination of Sulfonamide Antibiotics in Wastewater: A Comparison of Solid Phase Microextraction and Solid Phase Extraction Methods. *Journal of Chromatography A*, Vol. 1131. No. 1–2. 1–10. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.chroma.2006.07.011>
- BEHNISCH, J. – GANZAUGE, A. – WAGNER, M. (2018): Development of Fine Bubble Aeration Diffusers: Results of Clean Water Tests of the Last 27 Years. In FEIERABEND, Maryna – NOVYTSKA, Olha – VOUK, Dražen – ŠABIĆ, Monika eds.: *14th Young Water Professionals Conference Book of Abstracts*. Zagreb, University of Zagreb. 197–198.
- COROMINAS, L. – RIEGER, L. – TAKÁCS, I. – EKAMA, G. – HAUDUC, H. – VANROLLEGHEM, P. A. – COMEAU, Y. (2010): New framework for standardized notation in wastewater treatment modelling. *Water Science and Technology*, Vol. 61. No. 4. 841–857. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.2010.912>
- CSÉFALVAY Edit – MIKA László Tamás (2008): *Vegyipari művelettan*. Budapest, ELTE Kémiai Intézet.

- DAIGGER, Glen T. – ADAMS, Craig D. – STELLER, Holley Kaempfer (2007): Diffusion of Oxygen Through Activated Sludge Flocs: Experimental Measurement, Modeling, and Implications for Simultaneous Nitrification and Denitrification. *Water Environment Research*, Vol. 79. No. 4. 375–387. DOI: <https://doi.org/10.2175/106143006X111835>
- DEHBI, Abdel (2008): A CFD model for particle dispersion in turbulent boundary layer flows. *Nuclear Engineering and Design*, Vol. 238. No. 3. 707–715. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2007.02.055>
- DING, Shiqiang – LIU, Lei – XU, Jirun (2013): A study of the Determination of Dimensionless Number and its Influence on the Performance of a Combination Wastewater Reactor. *Procedia Environmental Sciences*, Vol. 18. 579–584. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.proenv.2013.04.078>
- FAZEKAS Bence – KÁRPÁTI Árpád – KOVÁCS Zsófia (2014): *Szennyvíztisztítás korszerű módszerei*. Veszprém, Pannon Egyetem Környezetmérnöki Intézet. (Környezetmérnöki Tudástár, 32.)
- FOGLER, H. Scott (2010): *Essentials of Chemical Reaction Engineering*. S. I., Pearson Education.
- GERNAEY, Krist V. – VAN LOOSDRECHT, Mark C. M. – HENZE, Mogens – LIND, Morten – JØRGENSEN, Sten B. (2004): Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. *Environmental Modelling and Software*, Vol. 19. No. 9. 763–783. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.envsoft.2003.03.005>
- GRADY, Jr, C. P. Leslie – DAIGGER, Glen T. – LOVE, Nancy G. – FILIPE, Carlos D. M. (2011): *Biological wastewater treatment*. S. I., CRC Press.
- GRESCH, Markus – ARMBRUSTER, Martin – BRAUN, Daniel – GUJER, Willi (2011): Effects of aeration patterns on the flow field in wastewater aeration tanks. *Water Research*, Vol. 45. No. 2. 810–818. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2010.09.009>
- GUJER, Willi – HENZE, Mogens – MINO, Takahashi – VAN LOOSDRECHT, Mark (1999): Activated sludge model No. 3. *Water Science and Technology*, Vol. 39. No. 1. 183–193. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00785-9](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00785-9)
- HAMER, G. (1985): Lysis and “cryptic” growth in wastewater and sludge treatment processes. *Acta biotechnologica*, Vol. 5. No. 2. 117–127. DOI: <https://doi.org/10.1002/abio.370050202>
- HEIJNEN, J. J. – RIET, K. Van’t – WOLTHUIS, A. J. (1980): Influence of very small bubbles on the dynamic K_L a measurement in viscous gas–liquid systems. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 22. No. 9. 1945–1956. DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.260220912>

- HENZE, M. – GUJER, W. – MINO, T. – MATSUO, T. – WENTZEL, M. C. – MARAIS, G. V. R. – VAN LOOSDRECHT, M. C. (1999): Activated sludge model No.2D, ASM2D. *Water Science and Technology*, Vol. 39. No. 1. 165–182. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00829-4](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00829-4)
- HORN, Harald – REIFF, Helmut – MORGENROTH, Eberhard (2003): Simulation of growth and detachment in biofilm systems under defined hydrodynamic conditions. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 81. No. 5. 607–617. DOI: <https://doi.org/10.1002/bit.10503>
- HUO, Jinsheng – JIANG, Yan – SEAVER, William L. – ROBINSON, R. Bruce – COX, Chris D. (2006): Statistically Based Design of Wastewater Treatment Plants (WWTPs) Using Monte Carlo Simulation of Activated Sludge Model No. 1 (ASM1). In GRAHAM, Randall ed.: *World Environmental and Water Resource Congress 2006: Examining the Confluence of Environmental and Water Concerns*. S. I., ASCE. DOI: [https://doi.org/10.1061/40856\(200\)21](https://doi.org/10.1061/40856(200)21)
- JØRGENSEN, Mogens H. (1977): Determination of yield for growth and endogenous metabolism in the activated sludge process. *European Journal of Applied Microbiology and Biotechnology*, Vol. 3. No. 4. 313–324. DOI: <https://doi.org/10.1007/BF01263331>
- KARCHES Tamás (2012): Numerikus hidraulikai modellezés a szennyvíztisztítás szolgálatában. *MaSZeSZ Hírcsatorna*, 2012/január–február. 3–7.
- KARCHES, Tamás (2018): Effect of aeration on residence time in biological wastewater treatment. *Pollack Periodica*, Vol. 13. No. 2. 97–106. DOI: <https://doi.org/10.1556/606.2018.13.2.10>
- KARCHES, Tamás – BUZÁS, Kálmán (2011): Methodology to determine residence time distribution and small scale phenomena in settling tanks. *WIT Transactions on Engineering Sciences*, Vol. 70. 117–126.
- KARCHES, Tamás – BUZÁS, Kálmán (2013): 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*, Vol. 1. No. 2. 132–141. DOI: <https://doi.org/10.2495/CMEM-V1-N2-132-141>
- KARCHES, Tamás – MELICZ, Zoltán (2010): Problem Detection in a Small Wastewater Treatment Plant with the Tool of Computational Fluid Dynamics, In *Book of Abstracts 9th International Congress on Advances in Civil Engineering. ACE-COM-009*.
- KÁRPÁTI Árpád – RÓKUS Tibor (1995): Az eleveniszapos szennyvíztisztítás fejlesztésének irányzatai II. A foszforeltávolítás és a szerves széntartalom kihasználásának optimalizálása. KÁRPÁTI Árpád – UTASI Anett szerk.: 2. *Veszprémi Környezetvédelmi Konferencia kiadványkötete*. Veszprém, MOKE. 146–158.

- KE, Tang – WENTAO, Tang – YU, Zhang – TAO, Jin – XIAOGANG, Lin – TIAN, Lei (2011): Impact of Peclet number on heat transfer of oscillatory flow in circular channel. *Cryogenics*, Vol. 3. No. 2.
- KHUDENKO, B. M. – SHPIRT, E. (1986): Hydrodynamic parameters of diffused air systems. *Water Research*, Vol. 20. No. 7. 905–915. DOI: [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. (2004): A guideline for simulation studies of wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, Vol. 50. No. 7. 131–138. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.2004.0436>
- MAKOWSKA, Małgorzata – SPYCHAŁA, Marcin (2014): Organic Compounds Fractionation for Domestic Wastewater Treatment Modeling. *Polish Journal of Environmental Studies*, Vol. 23. No. 1. 131–137.
- MANNINEN, Mikko – TAIVASSALO, Veikko – KALLIO, Sirpa (1996): *On the mixture model for multiphase flow*. Espoo, Technical Research Centre of Finland. (VTT Publications, 288.)
- MELCER, Henryk (2004): *Methods for Wastewater Characterization in Activated Sludge Modelling*. S. I., IWA Publishing.
- Metcalf & Eddy, Inc. – TCHOBANOGLIOUS, George – STENSEL, H. – TSUCHIHASHI, Ryujiro – BURTON, Franklin (2014): *Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery*. New York, McGraw-Hill Education.
- MOULLEC, Yann Le – POTIER, Olivier – GENTRIC, Caroline – LECLERC, Jean Pierre (2008): Flow field and residence time distribution simulation of a cross-flow gas–liquid wastewater treatment reactor using CFD. *Chemical Engineering Science*, Vol. 63. No. 9. 2436–2449. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.01.029>
- MURPHY, Keith L. – TIMPANY, Peter L. (1967): Design and analysis of mixing for an aeration tank. *Proceedings of the American Society of Civil Engineers*, Vol. 93. No. 5. 1–16.
- MYSZOGRAJ, Sylwia – PLUCIENNIK-KOROPCZUK, Ewelina – JAKUBASZEK, Anita (2017): COD Fractions – Methods of Measurement and Use in Wastewater Treatment Technology. *Civil and Environmental Engineering Reports*, Vol. 24. No. 1. 195–206. DOI: <https://doi.org/10.1515/ceer-2017-0014>
- ORHON, Derin – ÇOKGÖR, Emine Ubay (1997): COD Fractionation in Wastewater Characterization – The State of the Art. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology International Research in Process, Environmental and Clean Technology*, Vol. 68. No. 3. 283–293. DOI: [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, István – THURY, Péter – PULAI, Judit (2009): Chemical oxygen demand fractions of municipal wastewater for modeling of wastewater treatment. *International Journal of Environmental Science and Technology*, Vol. 6. No. 1. 51–56.
- RADJENOVIĆ, Jelena – PETROVIĆ, Mira – BARCELÓ, Damià (2009): Fate and distribution of pharmaceuticals in wastewater and sewage sludge of the conventional activated sludge (CAS) and advanced membrane bioreactor (MBR) treatment. *Water Research*, Vol. 43. No. 3. 831–841. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.11.043>
- RATSAK, Christa – VERKUIJLEN, Jaap (2006): Sludge Reduction by Predatory Activity of Aquatic Oligochaetes in Wastewater Treatment Plants: Science or Fiction? A Review. *Hydrobiologia*, Vol. 564. No. 1. 197–211. DOI: <https://doi.org/10.1007/s10750-005-1719-7>
- RIEGER, Leiv – GILLOT, Sylvie – LANGERGRABER, Günter – OHTSUKI, Takayuki – SHAW, Andrew – TAKÁCS, Imre – WINKLER, Stefan (2013): *Guidelines for Using Activated Sludge Models*. London, IWA Publishing. (Scientific And Technical Report, No. 22.)
- SKONECZNY, Szymon – CIOCH, Monika (2018): Determination of steady-states in a tubular biofilm bioreactor with axial dispersion. *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 136. 468–476. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.06.011>
- SPALDING, Dudley Brian (1991): Kolmogorov's two-equation model of turbulence. *Proceedings of the Royal Society, London Series A*, Vol. 434. No. 214. 211–216. DOI: <https://doi.org/10.1098/rspa.1991.0089>
- SPELLMAN, Frank R. (2013): *Handbook of Water and Wastewater Treatment Plant Operations*. Boca Raton, CRC Press.
- SRIWIRIYARAT, Tongchai – UNGKURARATE, Wiyaporn – FONGSATITKUL, Prayoon – CHINWETKITVANICH, Sopa (2008): Effects of dissolved oxygen on biological nitrogen removal in integrated fixed film activated sludge (IFAS) wastewater treatment process. *Journal of Environmental Science and Health Part A*, Vol. 43. No. 5. 518–527. DOI: <https://doi.org/10.1080/10934520701796481>
- TAMIS, J. – VAN SCHOUWENBURG, G. – KLEEREBEZEM, R. – VAN LOOSDRECHT, M. C. M. (2011): A full scale worm reactor for efficient sludge reduction by predation in a wastewater treatment plant. *Water Research*, Vol. 45. No. 18. 5916–5924. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.08.046>
- TCHOBANOGLOUS, George – BURTON, Franklin – STENSEL, H. David (2003): Wastewater engineering: treatment and reuse. *American Water Works Association Journal*, Vol. 95. No. 5. 1–201.

- VAIPOULOU, Eleni – AIVASIDIS, Alexander (2008): A modified UCT method for biological nutrient removal: Configuration and performance. *Chemosphere*, Vol. 72. No. 7. 1062–1068. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2008.04.044>
- VANROLLEGHEM, Peter A. – INSEL, Güclü – PETERSEN, Britta – SIN, Gürkan – DE PAUW, Damien – NOPENS, Ingmar – WEIJERS, Stefan – GERNAEY, Krist (2003): A comprehensive model calibration procedure for activated sludge models. *Proceedings of the Water Environment Federation*, Vol. 2003. No. 9. 210–237. DOI: <https://doi.org/10.2175/193864703784639615>
- WEN, John – TORREST, Robert S. (1987): Aeration-induced Circulation from Line Sources. I: Channel Flows. *Journal of Environmental Engineering*, Vol. 113. No. 1. 82–98. DOI: [https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(1987\)113:1\(82\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(1987)113:1(82))

Ajánlott irodalom

- BUWA, Vivek V. – RANADE, Vivek V. (2002): Dynamics of gas–liquid flow in a rectangular bubble column: experiments and single/multi-group CFD simulations. *Chemical Engineering Science*, Vol. 57. No. 22–23. 4715–4736. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(02\)00274-9](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(02)00274-9)
- CARBALLA, Marta – OMIL, Francisco – LEMA, Juan M. (2005): Removal of cosmetic ingredients and pharmaceuticals in sewage primary treatment. *Water Research*, Vol. 39. No. 19. 4790–4796. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.09.018>
- CHOI, E. H. – K LAPWIJK, B. – MELS, A. – BROUWER, H. (2005): Evaluation of wastewater characterization methods. *Water Science and Technology*, Vol. 52. No. 10–11. 61–68. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.2005.0679>
- DOCHAIN, Denis – VANROLLEGHEM, Peter A. (2001): *Dynamical Modelling & Estimation in Wastewater Treatment Processes*. S. I., IWA Publishing. DOI: <https://doi.org/10.2166/9781780403045>
- FAYOLLE, Yannick – COCKX, Arnaud – GILLOT, Sylvie – ROUSTAN, Michel – HÉDUIT, Alain (2007): Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD. *Chemical Engineering Science*, Vol. 62. No. 24. 7163–7171. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2007.08.082>
- GLOVER, G. C. – PRINTEMPS, C. – ESSEMIANI, K. – MEINHOLD, J. (2006): Modelling of wastewater treatment plants: how far shall we go with sophisticated modelling tools? *Water Science and Technology*, Vol. 53. No. 3. 79–89. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.2006.078>
- KAPPELER, J. – GUJER, W. (1992): Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling. *Water Science and Technology*, Vol. 25. No. 6. 125–139. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.1992.0118>
- KARCHES, Tamás (2012): Evaluation of Mixing Efficiency in Coagulation-Flocculation Process in Wastewater Treatment. *Journal of Environmental Science and Engineering A 1*, No. 7. 898–903. DOI: <https://doi.org/10.17265/2162-5298/2012.07.005>
- KARCHES Tamás (2018): Kaszkádolás szerepe a rögzített biofilm hordozót alkalmazó szennyvíztisztítási technológiákban, *Hidrológiai Közlemény*, 98. évf. 2. sz. 57–63.

- KERDOUSS, F. – BANNARI, A. – PROULX, P. (2006): CFD modeling of gas dispersion and bubble size in a double turbine stirred tank. *Chemical Engineering Science*, Vol. 61. No. 10. 3313–3322. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.11.061>
- KOCH, G. – KÜHNI, M. – GUJER, W. – SIEGRIST, H. (2000): Calibration and validation of activated sludge model no. 3 for Swiss municipal wastewater. *Water Research*, Vol. 34. No. 14. 3580–3590. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(00\)00105-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(00)00105-6)
- LAZAROVA, V. – MANEM, J. (1995): Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Water Research*, Vol. 29. No. 10. 2227–2245.
- LEE, H. – HAN, J. – YUN, Z. (2009): Biological nitrogen and phosphorus removal in UCT-type MBR process. *Water Science and Technology*, Vol. 59. No. 11. 2093–2099. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.2009.242>
- LIU, Yu – TAY, Joo-Hwa (2002): The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. *Water Research*, Vol. 36. No. 7. 1653–1665. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(01\)00379-7](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(01)00379-7)
- MÁTRAI Ildikó – GUTI Gábor – FEHÉR Gizella – BOGNÁR Ferenc – VADKERTI Edit (2015): *Vízbiológia*. Baja, Eötvös József Főiskola.
- MÁTRAI Ildikó – KARCHES Tamás – VADKERTI Edit – ORGOVÁNYI Péter (2017): Csapadékesemény hatása a mozgó ágyas biofilm reaktorokat alkalmazó szennyvízkezelési technológiára. BÍRÓ Tibor szerk.: *Országos Települési Csapadékvíz-gazdálkodási Konferencia tanulmányai*. Budapest, Dialóg Campus. 90–97.
- MCQUARRIE, J. – RUTT, K. – SEDA, J. – HAEGH, M. (2004): 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*, Vol. 7. 274–285.
- MONCLÚS, Hector – SIPMA, Jan – FERRERO, Giuliana – RODRIGUEZ-RODA, Ignasi – COMAS, Joaquim (2010): Biological nutrient removal in an MBR treating municipal wastewater with special focus on biological phosphorus removal. *Bioresource Technology*, Vol. 101. No. 11. 3984–3991. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.01.038>
- OH, Jeill – SILVERSTEIN, JoAnn (1999): Oxygen inhibition of activated sludge denitrification. *Water Research*, Vol. 33. No. 8. 1925–1937. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(98\)00365-0](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(98)00365-0)
- PLATTES, M. – HENRY, E. – SCHOSSELER, P. M. – WEIDENHAUPT, A. (2006): Modelling and dynamic simulation of a moving bed bioreactor for the treatment of municipal wastewater. *Biochemical Engineering Journal*, Vol. 32. No. 2. 61–68. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.bej.2006.07.009>

- POCHANA, Klangduen – KELLER, Jürg – LANT, Paul (1999): Model development for simultaneous nitrification and denitrification. *Water Science and Technology*, Vol. 39. No. 1. 235–243. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(98\)00789-6](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(98)00789-6)
- REN, Ting-Ting – MU, Yang – NI, Bing-Jie – YU, Han-Qing (2009): Hydrodynamics of upflow anaerobic sludge blanket reactors. *AIChE Journal*, Vol. 55. No. 2. 516–528. DOI: <https://doi.org/10.1002/aic.11667>
- RIEGER, L. – KOCH, G. – KÜHNI, M. – GUJER, W. – SIEGRIST, H. (2001): The EAWAG Bio-P module for activated sludge model No. 3. *Water Research*, Vol. 35. No. 16. 3887–3903. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(01\)00110-5](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(01)00110-5)
- ROELEVELD, P. J. – VAN LOOSDRECHT, M. C. M. (2002): Experience with guidelines for wastewater characterisation in The Netherlands. *Water Science and Technology*, Vol. 45. No. 6. 77–87. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.2002.0095>
- SRIWIRIYARAT, Tongchai – RANDALL, Clifford W. (2005): Performance of IFAS wastewater treatment processes for biological phosphorus removal. *Water Research*, Vol. 39. No. 16. 3873–3884. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2005.07.025>
- SRIWIRIYARAT, Tongchai – RANDALL, Clifford W. (2005): Evaluation of integrated fixed film activated sludge wastewater treatment processes at high mean cells residence time and low temperatures. *Journal of Environmental Engineering*, Vol. 131. No. 11. 1550–1556. DOI: [https://doi.org/10.1061/\(ASCE\)0733-9372\(2005\)131:11\(1550\)](https://doi.org/10.1061/(ASCE)0733-9372(2005)131:11(1550))
- TERNES, Thomas A. – JOSS, Adriano – SIEGRIST, Hansruedi (2004): Peer reviewed: scrutinizing pharmaceuticals and personal care products in wastewater treatment. *Environmental Science and Technology*, Vol. 38. No. 20. 392A–399A. DOI: <https://doi.org/10.1021/es040639t>
- TIZGHADAM, Mostafa – DAGOT, Christophe – BAUDU, Michel (2008): Wastewater treatment in a hybrid activated sludge baffled reactor. *Journal of Hazardous Materials*, Vol. 154. No. 1–3. 550–557. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.10.092>
- VANHOOREN, Henk (2002): *Modelling for optimisation of biofilm wastewater treatment processes: a complexity compromise*. PhD Dissertation. Universiteit Gent.
- VAN LIER, J. B. – BOERSMA, F. – DEBETS, M. M. W. H. – LETTINGA, G. (1994): High rate thermophilic anaerobic wastewater treatment in compartmentalized upflow reactors. *Water Science and Technology*, Vol. 30. No. 12. 251–261. DOI: <https://doi.org/10.2166/wst.1994.0621>

- VANROLLEGHEM, Peter A. – SCHILLING, Wolfgang – RAUCH, Wolfgang – KREBS, Peter – AALDERINK, Hans (1999): Setting up measuring campaigns for integrated wastewater modelling. *Water Science and Technology*, Vol. 39. No. 4. 257–268. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(99\)00072-4](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(99)00072-4)
- WUERTZ, Stefan – BISHOP, Paul L. – WILDERER, Peter A. eds. (2003): *Biofilms in Wastewater Treatment: An Interdisciplinary Approach*. S. l., IWA Publishing. DOI: <https://doi.org/10.2166/9781780402741>

Rövidítések jegyzéke

ADM Anaerobic Digestion Model	anaerob rothasztó modell
AOTR Actual Oxygen Transfer Rate	elméleti oxigénigény
ASM Activated Sludge Modell	eleveniszapos modell
BOI5	biológiai oxigénigény
CFD Computational Fluid Dynamics	numerikus áramlástani szimuláció
CSTR Continuous Stirred Tank Reactor	folyamatos betáplálású kevert reaktor
DNS Direct Numerical Simulation	direkt numerikus szimuláció
DO Dissolved Oxygen	oldott oxigénkoncentráció
GMP Good Modelling Practice	jó modellezési gyakorlat
HRT Hydraulic Residence Time	hidraulikai tartózkodási idő
HSG Hochschulgruppe	Langergraber (2003) által kidolgozott szennyvíztisztítási protokoll
IFAS Integrated Fixedfilm Activated Sludge	rögzített fix filmes hibrid szennyvízkezelési technológia
IWA International Water Association	Nemzetközi Vízügyi Szövetség
KOI	kémiai oxigénigény
LEÉ	lakosegyenérték
LES Large Eddy Simulation	nagy örvény szimuláció
MLE	módosított Ludzack–Ettinger-technológia előrekapcsolt denitrifikációval
MLSS Mixed Liquor Suspended Solid	lebegő biomassza koncentrációja
NH ₄ -N	ammónium-nitrogén
PAO Poly Accumulating Organisms	polifoszfátot akumuláló szervezetek
PFR Plug Flow Reactor	csőreaktor
PHA	poli-hidroxi-alkanoát
PO ₄ -P	foszfát-foszfór
RAS Recirculated Activated Sludge	iszaprecirkuláció, nagykörös recirkuláció
RSM Reynolds Stress Model	Reynolds-féle feszültségtenzor-modell
RTD Residence Time Distribution	tartózkodásiidő-eloszlás
SI	oldott inert szerves anyag

SOTE Standard Oxygen Transfer Efficiency	oxigénbeoldódási hatékonyság
SOTR Standard Oxygen Transfer Rate	levegőztető rendszeren keresztül bejuttatott oxigén
SRT Sludge Residence Time	iszapkor
SS	könnyen felvehető szerves anyag
TG	Task Goup – munkacsoport
TKN Total Kjeldahl Nitrogen	összes Kjeldhal-nitrogén, szerves nitrogén és ammónium-nitrogén
TN	összes nitrogén
TP	összes foszfor
TS	összes szárazanyag
TSS	összes lebegő anyag
UCT	University of Cape Town eljárás: anaerob, anoxikus, aerob terek elválasztásával
XH	heterotróf biomassa
XI	partikulált inert szerves anyag
XPP	polifoszfát
XS	lassan bontható szerves anyag
VSS Volatile Suspended Solid	lebegő anyag szerves része
WERF Water Environment Research Foundation	Vízi Környezet Kutatási Alapítvány (ford. szerző)

Vákát oldal

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

A kiadásért felel: Koltányi Gergely ügyvezető igazgató
Felelős szerkesztő: Pordány Katalin
Olvasószerkesztő: Szabó Ilse
Tördelőszerkesztő: Fehér Angéla
Nyomdai kivitelezés: Pátria Nyomda Zrt.
Felelős vezető: Orgován Katalin vezérigazgató

ISBN 978-963-531-134-7 (nyomtatott)
ISBN 978-963-531-135-4 (PDF)
ISBN 978-963-531-136-1 (ePUB)

A szennyvíztisztítási folyamattervezés és -modellezés célja lehet az adott szennyvízkezelési technológia teljesítményének előrejelzése, ezáltal új telepek tervezése, meglévő telepek intenzifikálási lehetőségeinek feltárása vagy az üzemoptimalizáció. Az anyagforgalmon alapuló méretezési technikák a biológiai folyamatok leírását helyezik a középpontba, a szennyvízkezelési műtárgyakban kialakuló áramlás finomstruktúráját nem tárják fel.

Jelen kötet bemutatja a reaktormodellek fejlesztésének szükségességét és annak lehetőségét. A kutatás vizsgálja a szennyvízkezelési technológiákban alkalmazott recirkulációs anyagáramok és a mélységi levegőztetés reaktormodellekre gyakorolt hatását, majd néhány alkalmazási példát mutat be remélve, hogy segítséget nyújt vagy ötleteket ad a szennyvíztisztítás modellezésével foglalkozó szakembereknek.

A kiadvány a KÖFOP-2.1.2-VEKOP-15-2016-00001 „A jó kormányzást megalapozó közszolgálat-fejlesztés” című projekt keretében jelent meg.

SZÉCHENYI 



MAGYARORSZÁG
KORMÁNYA

Európai Unió
Európai Szociális
Alap



BEFEKTETÉS A JÖVŐBE