

**NEHEZEN BONTHATÓ, VAGY TOXIKUS KOMPONENSEKET TARTALMAZÓ IPARI
SZENNYVIZEK BIOLÓGIAI KEZELÉSE**

(Ph.D. disszertáció)

Készítette: Farkas Ferenc
okl. vegyészmérnök

Témavezető: Dr. Németh Károly
egyetemi tanár
az MTA doktora

Nyugat-Magyarországi Egyetem

Erdőmérnöki Kar

Kémiai Intézet

2003.

**Nehezen bontható, vagy toxikus komponenseket tartalmazó ipari szennyvizek
biológiai kezelése**

Értekezés doktori (PhD) fokozat elnyerése érdekében,
a Nyugat-Magyarországi Egyetem Kitaibel Pál Doktori Iskolája,
Környezettudományi programjához tartozóan.

Írta:
Farkas Ferenc

Témavezető: Dr. Németh Károly

Elfogadásra javaslom (igen / nem)
(aláírás)

A jelölt a doktori szigorlaton % -ot ért el,

Sopron,
a Szigorlati Bizottság elnöke

Az értekezést bírálóként elfogadásra javaslom (igen /nem)

Első bíráló (Dr.) igen /nem
(aláírás)

Második bíráló (Dr.) igen /nem
(aláírás)

(Esetleg harmadik bíráló (Dr.) igen /nem
(aláírás)

A jelölt az értekezés nyilvános vitáján.....% - ot ért el

Sopron,
a Bírálóbizottság elnöke

A doktori (PhD) oklevél minősítése.....
.....
Az EDT elnöke

KÖSZÖNET

Köszönöm a Kémiai Intézet munkatársainak segítségét, mindenek előtt Dr. Németh Károly egyetemi tanárnak a munka szakmai irányításáért, nélkülözhetetlen tanácsaiért.

Megkülönböztetett köszönettel tartozom Dr. C. P. L. Grady professzornak, hogy a kísérleti munka egy részét az általa vezetett Clemson University Environmental Engineering and Science tanszék (USA), világhírű laboratóriumában végezhettem.

Köszönöm a Nitrokémia Rt. vezetőségének, hogy helyszíni kísérleteimhez biztosították a szakmai és a tárgyi feltételeket.

Köszönöm családomnak az irányomban tanúsított türelmet és megértést, különösen Ká-nyaimnak, Gabinak, Dóranak, és Annának, valamint feleségemnek, Mariannának.

TARTALOMJEGYZÉK

1. Bevezetés, célkitűzések.....	3
2. Irodalmi áttekintés	5
1.1. A szennyvíztisztítás folyamatai	5
2.1.1. A szennyezőanyagok jellegének és koncentrációjának hatása biológiai eltávolíthatóságukra	5
2.1.2. A bioreaktor elrendezés hatása a szervesanyag lebontás sebességére	5
2.1.2.1. A tökéletesen kevert bioreaktor.....	6
2.1.2.2. Ideális csőreaktor	6
2.1.2.3. Párhuzamosan és sorosan kapcsolt tökéletesen kevert bioreaktorok tartózkodási idejének összevetése adott tisztítási hatásfok mellett	7
2.1.3. Az eleveniszap szerkezete	9
2.1.4. Toxikus anyagok hatása az eleveniszap szerkezetére	10
2.2. Biológiai tápanyag-eltávolítás	11
2.2.1. Mikrobiális nitrogén-eltávolítás	11
2.2.1.1. Nitrifikáció	12
2.2.1.2. Toxikus anyagok hatása a nitrifikációra	13
2.2.1.3. Denitrifikáció	14
2.2.2. Mikrobiális foszfor-eltávolítás	16
2.2.3. Mikrobiológiai tápanyag-eltávolítást biztosító eleveniszapos rendszerek.....	17
2.2.4. Az eleveniszapos rendszerek működésének kinetikai leírása.....	18
2.3. A kinetikai vizsgálatok fontossága és módszerei.....	18
2.3.1. Extant kinetika mérési elve	20
3. Kísérleti rész.....	23
3.1. Folytonos üzemi kísérletek.....	23
3.1.1. A kísérletek célja.....	23
3.1.2. A hatékonyságnövelésre szoruló rendszer ismertetése.....	23
3.1.3. Párhuzamosan és sorosan kapcsolt elrendezések összehasonlítása.....	24
3.1.3.1. Kísérleti berendezések és a vizsgált szennyvíz.....	24
3.1.3.2. Kísérleti módszerek.....	26
3.1.3.3. Az alapelrendezések kísérleti eredményei.....	26
3.1.3.4. Az alapelrendezések összehasonlító értékelése.....	35
3.1.4. Egy és kétiszapköros soros rendszerek összevetése.....	37
3.1.4.1. A modellrendszerek leírása.....	37
3.1.4.2. A vizsgált paraméterek és az alkalmazott analitikai módszerek.....	37
3.1.4.3. Az eredmények értékelése.....	38
3.1.5. Az új, módosított kétiszapos bioreaktor elrendezés kidolgozása.....	40
3.1.5.1. A kísérleti modellek.....	40
3.1.5.2. A kísérlet menete, a vizsgált paraméterek.....	41
3.1.5.3. Kísérleti eredmények.....	42
3.1.5.4. Az eredmények értékelése.....	42
3.1.6. Új kötöttágyas biológiai utótisztítási technológia kidolgozása.....	42
3.1.6.1. A tanulmányozott kísérleti elrendezések	43
3.1.6.2. A kísérletek kivitelezése.....	44
3.1.6.3. Kísérleti eredmények.....	44
3.1.7. Az összekapcsolt új eleveniszapos és kötöttágyas technológiák tanulmányozása.....	47
3.1.7.1. Az összekapcsolt rendszerek elrendezése.....	47
3.1.7.2. A kísérlet menete	47
3.1.7.3. Kísérleti eredmények.....	48
3.1.7.4. Kiegészítő vizsgálatok	49
3.1.7.5. Az összekapcsolt technológiák eredményeinek értékelése.....	51
3.2. Folytonos üzemi rendszerek modellezése szakaszos kísérletben	53
3.2.1. A kísérlettervezéshez használt számítások.....	53
3.2.1.1. A CMASS rendszerek jellemzői.....	53
3.2.1.2. Az SBR jellemzése, elméleti megfontolások.....	53
3.2.2. Kísérleti eszközök és anyagok	55
3.2.2.1. Kísérleti eszközök.....	55
3.2.2.2. Vizsgálati módszerek.....	57

3.2.3.	A kísérlet menete.....	58
3.2.3.1.	Kinetikai paraméterek $F/M= 4,5 \text{ nap}^{-1}$ arányánál (1. terhelési állapot).....	58
3.2.3.2.	Kinetikai paraméterek $F/M= 9,0 \text{ nap}^{-1}$ arányánál (2. terhelési állapot).....	60
3.2.3.3.	Kinetikai paraméterek $F/M= 18,0 \text{ nap}^{-1}$ terhelési arányánál (3. terhelési állapot).....	61
3.2.3.4.	Kinetikai paraméterek $F/M= 2,25 \text{ nap}^{-1}$ terhelési arányánál (4. terhelési állapot).....	62
3.2.4.	A kinetikai vizsgálatok eredményeinek összefoglalása.....	63
3.2.5.	A soros bioreaktor elrendezés előnyének kinetikai alapjai.....	68
4.	Összefoglaló értékelés.....	69
5.	Tudományos eredmények (Tézisek).....	73
6.	Irodalmi hivatkozások.....	75
	Saját publikációk jegyzéke	80

1. BEVEZETÉS, CÉLKITŰZÉSEK

Számos olyan technológia létezik világunkban, melyeket a természetben végbemenő fizikai, kémiai vagy biológiai folyamatokról mintáztunk. Jó példa erre a biológiai szennyvíztisztítás, ahol nemcsak lemásoltuk a természetes vizekben lezajló folyamatokat, hanem aktívan felhasználjuk ezek talán legfontosabb résztvevőit, a mikroorganizmusokat.

A természetes élővizek biológiai egyensúlyát már régóta vizsgálják a tudósok. A különböző elemek, szerves és szervetlen anyagok körforgását a tavakban, folyókban és tengerekben – illetve ezek kapcsolatát a bioszféra egészével – ma már elég jól ismerjük, bár számtalan nyitott kérdés van még a témával kapcsolatban.

Ha a természetes élővizek biológiai egyensúlyát akarjuk megérteni, akkor a különböző létfontosságú elemek (C, O, N, P stb.) körforgását külön-külön kell megvizsgálni, illetve fel kell fedni az élő szervezetek szerepét ebben a rendkívül bonyolult és érzékeny folyamatban.

A természetes vizekben élő egysejtűekre, mikroorganizmusokra óriási feladat hárul a körfolyamat fenntartásában. Egyrészt azért, mert a tápláléklánc legalsó szintjét alkotják, másrészt pedig ezek végzik a különböző természetes forrásokból érkező szerves és szervetlen anyagok lebontását, átalakítását. A lebontási folyamatban természetesen más szervezetek is részt vesznek, azonban a biológiai szennyvíztisztítás szempontjából a mikroorganizmusok által végzett munkára érdemes leginkább koncentrálni.

Az elsősorban biológiai eredetű szerves és kisebb részben szervetlen anyagok mikroorganizmusokkal végzett lebontásának, vizes fázisból történő eltávolításának üzemesített, intenzifikált változata az eleveniszapos szennyvíztisztítás (Activated Sludge Treatment). Az ilyen rendszer a mikroorganizmusokat szuszpendált állapotban, úgynevezett eleveniszap formában folyamatosan vagy ciklikusan visszaforgatva hasznosítja. A ciklusok végén az utótelepítés során az iszap leülepszik, és a tisztított víz távozik a rendszerből. A mikroorganizmusok a számukra táplálékot jelentő szennyező anyagokat folyamatos szaporodás közben részben széndioxiddá oxidálják, részben beépítik szervezetükbe, s az élő, illetőleg elhalt sejtek főlegesen iszap formájában távolítják el a vízből, illetőleg a szennyvíztisztítóból. Ez a napi iszaphozam, a fölösiszap folyamatosan elvételre kerül, egy elhanyagolható része pedig rendszerint az elfolyó vízzel távozik.

Az eleveniszap visszaforgatott, recirkulált része a reaktorban keveredik a nyers szennyvízzel. A szennyvíz összetétele, a keverés intenzitása, illetve az aerob zónában az oxigénellátás mértéke meghatározója a mikroorganizmusok szaporodásának, melyek együttélése kifejezetten dinamikus jellegű. A folyamatosan változó intenzitással és összetétellel érkező szennyvíz fizikai és kémiai jellemzői, valamint a mindenkori környezeti feltételek együttesen alakítják ki az adott szennyvízre jellemző mikrobiológiai populációt. A biológiai tisztítás ilyen formáját fizikai (durvarács, finom rács, előüleptítés) és szükség esetén kémiai (többletfoszfor eltávolítás) módszerekkel kombinálva használják kommunális szennyvizek tisztítására.

A környezetvédelem fokozott előtérbe kerülése, a befogadókba jutó különböző – szerves és szervetlen – anyagok által kiváltott folyamatok feltárása és ezzel összefüggésben a szennyvíztisztítás nyomán előálló tisztított szennyvízzel szemben támasztott követelmények szigorodása, világszerte új eljárások alkalmazását tette szükségessé. Így került előtérbe az ún. biológiai tápanyag-eltávolítás, amelynek feladata a szervetlen nitrogén- és foszforvegyületek eltávolítása, melyek mindenképp az állóvizek – és ezen belül is elsősorban a sekély vízmélységű tavak – természetes állapotát alapvetően veszélyeztetik, azok ún. eutrofizációjához (növényi túlburjánzáshoz) vezetnek.

A megoldás érdekében, a tisztítandó szennyvíz összetételének és az elérendő tisztítási célnak megfelelően, a különböző kutatóműhelyekben nagyszámú eljárás került kidolgozásra. A biotechnológia robbanásszerű fejlődése nyomán – fentiek mellett, ill. azokon túlmenően – bizonyítást nyert az, hogy a szennyvíztisztító bioreaktorok elrendezése, azok tagolása ill. térkiosztása, alapvetően befolyásolhatja a tisztítási folyamat hatékonyságát.

A hazai gyakorlat a tisztított szennyvízzel szemben támasztott követelmények tekintetében – többek között a Balaton védelme érdekében – a legszigorúbb külföldi szabványokhoz igazodik [1]. Ennek megfelelően szükségesnek bizonyul az, hogy ebben a térségben is a legkorszerűbb technológiákat alkalmazzák. Feltétlenül szem előtt kell tartani azonban azt, hogy – a szennyvíz minőségi eltéréseiből fakadóan – más országokban vagy azok egyes vidékein jól bevált eljárások csupán körültekintő adaptáció nyomán alkalmazhatók a kívánt sikerrel. A hatékony és gazdaságos tisztítási technológia kialakításánál fontos tényező a biológiai tisztítást végző reaktorterek – a tisztítandó szennyvíz jellegzetességeihez igazodó – optimalása.

Különösen nagy körültekintéssel kell eljárni abban az esetben, amikor a szennyvíz toxikus jellegű anyagokat tartalmaz.

A kutatás során célunk volt:

- Olyan szennyvíztisztítási technológia kidolgozása, amellyel folyamatosan tartható az elfolyó tisztított szennyvíz határérték alatti szervesanyag- és összes nitrogén tartalma, vagyis, hogy a bejövő ~3000 mg/l-

es kémiai oxigén igény, és az ~50 mg/l NH₄-N koncentráció a szennyvízbírság-rendeletben [1] megadott határérték alá csökkenjen,

- A technológiai berendezések eltérő kapcsolásával kialakított rendszerek hatékonyságának vizsgálata, a legfontosabb paraméterek összevetése, a különböző elrendezések egymással szembeni előnyeinek és hátrányainak megállapítása, ezek alapján javaslat tétel az intenzifikált technológiára,
- Olyan új tisztítórendszer kidolgozása, amely elég rugalmas ahhoz, hogy sokkal alacsonyabb vagy magasabb terhelésű időszakokban is megfelelően és gazdaságosan működjön,
- A kialakított technológia működésének analitikai vizsgálata során kapott eredmények alkalmasak legyenek – egy megfelelően megalkotott kinetikai modell segítségével – a változtatások hatásának számítógépes tervezhetőségére, továbbá a megalkotott modell segítségével az egyedi (kritikus) komponensek eltávolítása féltüzemi kísérletek nélkül számítható legyen.

2. IRODALMI ÁTTEKINTÉS

2.1. A szennyvíztisztítás folyamatai

A szennyvíztisztítás folyamata több lépésből áll, egy lehetséges felosztási rendszert tartalmaz az 1. táblázat. [2]

1. táblázat. Szennyvíztisztítási eljárások

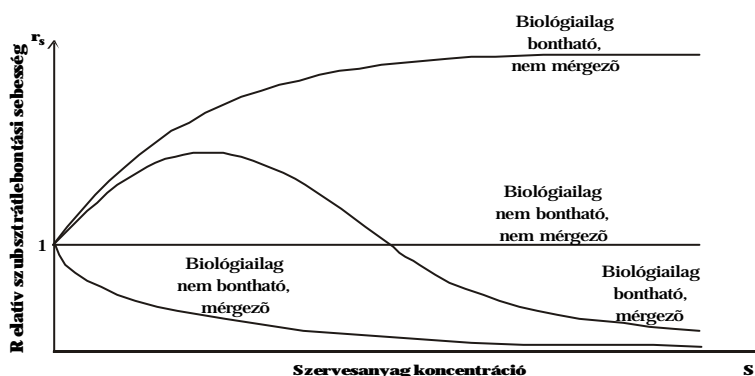
Mód	Cél	Eszköz/Folyamat
I. rendű tisztítás (mechanikai)	durva, mechanikai szennyeződések eltávolítása	horizontális-, vertikális üleptők, hidrociklonok, ívszitták, szeparátorok, előszűrők, stb. flokkuláció, majd üleptítés
II. rendű tisztítás (biológiai)	a) finom, kolloid-diszperz anyagok eltávolítása b) oldott (fő tömegben) szerves és szervetlen anyagok eltávolítása	biológiai oxidáció (helyenként anaerob lebontás)
III. rendű tisztítás (kémiai utókezelés)	a) maradék szerves és szervetlen anyagok eltávolítása	fizikai-kémiai módszerek: ioncsere, molekulaszita, adszorpció, reverz-ozmózis, elektrolitikus oxidáció stb.
	b) eutrofizáció gátlása: P, N megkötése	Foszfor: Ca-, Al-, Fe-sók Nitrogén: nitrifikáló- és denitrifikáló baktériumok
	c) csíráatlanítás	Cl ₂ , O ₃
	d) lebegőanyag mentesítés	homokszűrő, mikroszűrő

A biológiai tisztítási eljárások – mivel egyre növekszik a biológiailag nem, vagy csak nehezen bontható szennyező komponensek mennyisége – egyedül nem mindig tudják biztosítani a kívánt vízminőséget, mégis bizonyos esetekben egyedül alkalmazható módszerek tekinthetjük, különösen szerves anyagok, valamint nitrogén és foszfor részleges vagy teljes eltávolítására [3]. A biológiai szennyvíztisztítás gyakorlatában a szennyvíz tisztítására különböző műtárgyakat alkalmaznak. A legelterjedtebb módszerek: csepegtetőtestes-, tavas- eleveniszapos-, árkos szennyvíztisztítás.

2.1.1. A szennyezőanyagok jellegének és koncentrációjának hatása biológiai eltávolíthatóságokra

A szennyvíztisztításra kerülő anyagokat abból a szempontból, hogy a mikroorganizmusok tevékenységét hogyan befolyásolják, alapvetően a következőképpen csoportosíthatjuk (1. ábra):

- I: biológiailag bontható, nem mérgező
- II: biológiailag bontható, mérgező
- III: biológiailag nem bontható, nem mérgező
- IV: biológiailag nem bontható, mérgező



1. ábra. A különböző típusú szennyvízkomponensek hatása a mikroorganizmusok anyagcsere sebességére

Ahhoz, hogy a tisztítandó szennyvíz biológiailag bontható, mérgező jellegűnek minősüljön, nem szükséges, hogy a toxikus anyagok benne túlsúlyban forduljanak elő, elég, ha a szubsztrát-eltávolítási sebesség maximumos görbét ír le a szennyezőanyag koncentráció (pl. KOI) függvényében [4]. Ezt a fajta viselkedést egy igen kis koncentrációban jelenlevő, a bontást végző mikroflóra elég nagy hányadára mérgező hatást kifejtő komponens is előidézheti. A különböző vegyületek egymás toxicitását befolyásolhatják – erősíthetik, vagy

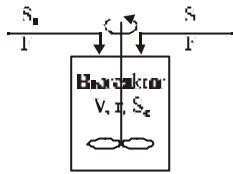
gyengíthetik – így tehát nem elegendő az egyes komponensek hatásának pontos ismerete. Az ipari eredetű szennyvizek többségének pontos összetétele azonban a legtöbb esetben nem is ismert, így bonthatóságuk meghatározásához, illetve a lehető legnagyobb fokú tisztítás eléréséhez szükséges reaktor elrendezés kiválasztásához egyedi kísérletekre van szükség.

Az eleveniszapos rendszer bioreaktorainak kialakítása (kevert- vagy csőreaktor) és az egyes egységek elrendezése (soros vagy párhuzamos kapcsolása ill. ezek variációja) jelentősen befolyásolja a bontást végző mikroflóra környezetében kialakuló szubsztrát koncentrációt (S – biodegradálható szervesanyag koncentrációt). Mivel a biodegradáció sebessége (r_s) és a kialakuló iszap szerkezete egyaránt függ az S biodegradálható szervesanyag koncentrációtól, az eleveniszapos tisztító reaktorainak optimális kapcsolása a folyamat intenzifikálásának hatékony és egyben költségkímélő lehetősége.

2.1.2. A bioreaktor elrendezés hatása a szervesanyag lebontás sebességére

2.1.2.1. A tökéletesen kevert bioreaktor

A 2. ábrán egy tökéletesen kevert bioreaktor vázlata látható, amelyben a reaktorbeli és az onnan elfolyó szubsztrát-koncentráció – S_e – definíciószerűen azonos.



ahol: S_0 – befolyó szervesanyag koncentráció
 S_e – elfolyó szervesanyag koncentráció
 F – térfogatáram
 V – reaktor térfogat
 r_s – a biodegradáció sebessége

2. ábra. Tökéletesen kevert bioreaktor vázlata

Az eleveniszapos bioreaktor differenciális anyagmérleg egyenlete:

$$V \cdot \frac{dS}{dt} = F \cdot S_0 - F \cdot S_e + r_s \cdot V \quad (1)$$

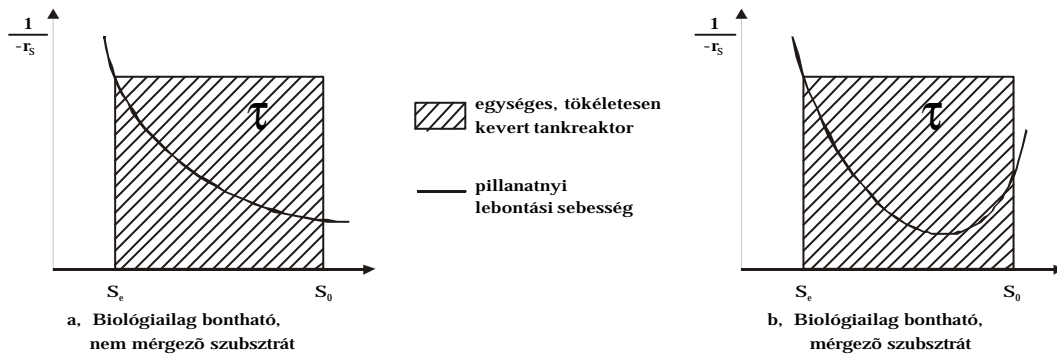
Állandósult állapotban a reaktorbeli és az onnan elfolyó szubsztrát koncentráció időben állandó, azaz:

$$\frac{dS}{dt} = 0 \text{ így: } (-r_s)_{S_e} = \frac{F}{V} (S_0 - S_e) \quad (2)$$

A biodegradáció sebessége nem független a szubsztrát koncentrációjától [5], alacsonyabb elfolyó szubsztrát koncentráció eléréséhez jelentősen megnövelt tartózkodási időre van szükség (3. ábra). Adott lebontási határfok eléréséhez szükséges tartózkodási idő (τ):

$$\tau = \frac{V}{F} = \frac{1}{(-r_s)_{S_e}} (S_0 - S_e) \quad (3)$$

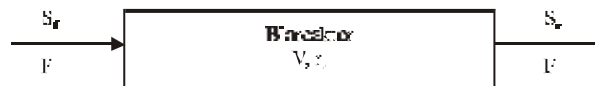
A kívánt tisztítási határfok eléréséhez szükséges tartózkodási időt a vonalkázott terület nagysága adja meg.



3. ábra. Adott tisztítási határfok eléréséhez szükséges tartózkodási idő tökéletesen kevert tartályreaktorban

2.1.2.2. Ideális csőreaktor

Egy ideális csőreaktor vázlatos rajzát a 4. ábrán tüntettük fel.

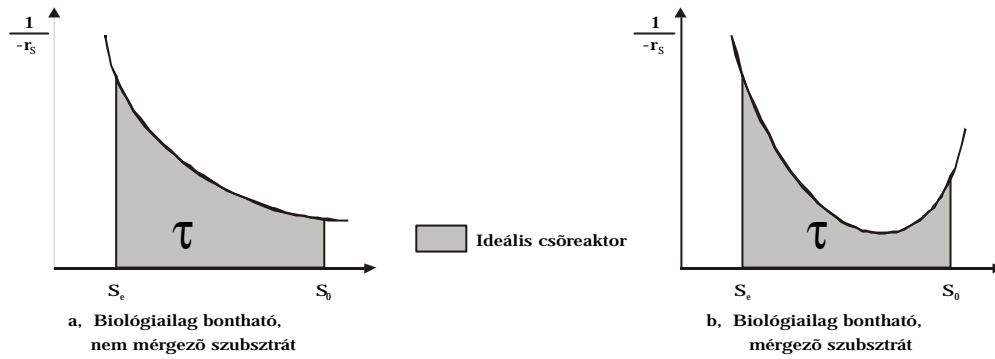


4. ábra. Ideális csőreaktor vázlatos rajza

A visszakeveredés nélküli, ideális csőreaktor minden pontján más szubsztrát-koncentráció uralkodik, ún. longitudinális gradiens alakul ki, s ennek megfelelően a biodegradáció sebessége, s így az oxigénigény is, pontról pontra változó. Állandósult állapotban a reaktor egy-egy adott pontján mért szubsztrát-koncentráció időben állandó. Adott tisztítási hatásfok eléréséhez szükséges tartózkodási idő a (4) egyenlettel fejezhető ki [6].

$$\tau = \int_0^V \frac{dV}{F} = \frac{V}{F} = \int_{S_e}^{S_0} \frac{1}{-r_s} dS \quad (4)$$

A (4) egyenlet grafikus megoldását, azaz egy ideális csőreaktorban S_0 szennyezőanyag-koncentráció S_e értékre való csökkentéséhez szükséges tartózkodási időt az 5. ábra görbe alatti területe szolgáltatja.

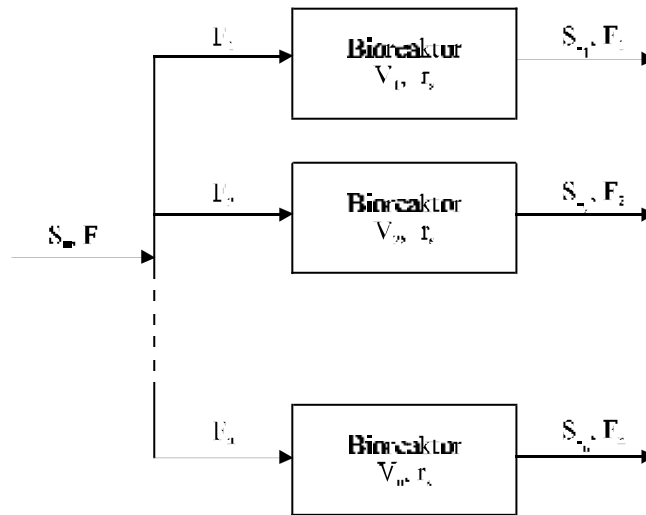


5. ábra. Adott tisztítási hatásfok eléréséhez szükséges tartózkodási idő ideális csőreaktorban

2.1.2.3. Párhuzamosan és sorosan kapcsolt tökéletesen kevert bioreaktorok tartózkodási idejének összevetése adott tisztítási hatásfok mellett

2.1.2.3.1 Tökéletesen kevert bioreaktor párhuzamos kapcsolású tagolása

A 6. ábrán egy osztatlan, tökéletesen kevert bioreaktor párhuzamosan kötött egységekre tagolását szemléltettük.



6. ábra. Párhuzamosan kötött, tökéletesen kevert bioreaktorok vázlatos rajza

A párhuzamosan kapcsolt tökéletesen kevert reaktorokban előálló tartózkodási időket a (3) egyenlet segítségével az alábbiak szerint írhatjuk fel:

$$\tau_1 = \frac{V_1}{F_1} = \frac{1}{(-r_s)_{S_{e1}}} (S_0 - S_{e1}) \quad (5)$$

$$\tau_2 = \frac{V_2}{F_2} = \frac{1}{(-r_s)_{S_{e2}}} (S_0 - S_{e2}) \quad (6)$$

$$\mathbf{t}_n = \frac{V_n}{F_n} = \frac{1}{(-r_s)_{S_{e_n}}} (S_0 - S_{e_n}) \quad (7)$$

A hipotézis szerint az elfolyó, tisztított vizek koncentrációja azonos, azaz:

$$S_{e_1} = S_{e_2} = \dots = S_{e_n} \quad (8)$$

Ezt az S_e értéket egy osztatlan, tökéletesen kevert reaktorban – S és F adott értéke mellett – V térfogatban érjük el, τ tartózkodási idővel (3 egyenlet).

Amennyiben (7) egyenlet teljesül, úgy valamennyi reaktorban egységesen S_e koncentráció uralkodik, így azokban a biodegradáció sebessége is azonos, azaz

$$(-r_s)_{S_{e_1}} = (-r_s)_{S_{e_2}} = \dots = (-r_s)_{S_{e_n}} \quad (9)$$

A (3) és (8) egyenlőségek egyidejű teljesüléséből következik, hogy az adott tisztítási hatások eléréséhez szükséges tartózkodási idő valamennyi reaktorban azonos, azaz:

$$\tau_1 = \tau_2 = \dots = \tau_n \quad (10)$$

Mivel a kiindulási feltételek szerint egy reaktort osztottunk párhuzamosan kötött medencékre:

$$F_1 + F_2 + \dots + F_n = F \quad (11)$$

A (11) egyenletet a térfogatokkal kifejezve, és a (10) egyenletet figyelembe véve kapjuk, hogy

$$\frac{V_1}{\mathbf{t}_1} + \frac{V_2}{\mathbf{t}_2} + \dots + \frac{V_n}{\mathbf{t}_n} = \frac{V}{\mathbf{t}} \quad (12)$$

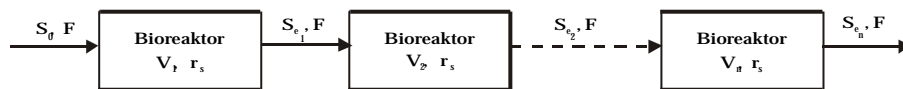
A (12) egyenletet τ értékkel egyszerűsítve jutunk a (13) összefüggéshez, ami kimondja, hogy egy osztatlan tökéletesen kevert reaktor működésében pontosan megfelel n db párhuzamosan kötött medencének.

$$V_1 + V_2 + \dots + V_n = V \quad (13)$$

Azaz F térfogatáramú szennyvíz megtisztítása S_0 koncentrációról S_e koncentrációra ugyanakkora párhuzamosan kötött, tökéletesen kevert medence térfogatot igényel, mint amekkora az egy osztatlan, tökéletesen kevert reaktor esetében lenne.

2.1.2.3.2. Tökéletesen kevert bioreaktor soros kapcsolású tagolása

Az 7. ábrán a sorba kapcsolt tökéletesen kevert bioreaktorok vázlatos rajza látható.



7. ábra. Sorosan kapcsolt tökéletesen kevert bioreaktorok vázlatos rajza

Az egyes reaktorokban a tartózkodási időket a (14) – (16) egyenletekkel fejezhetjük ki.

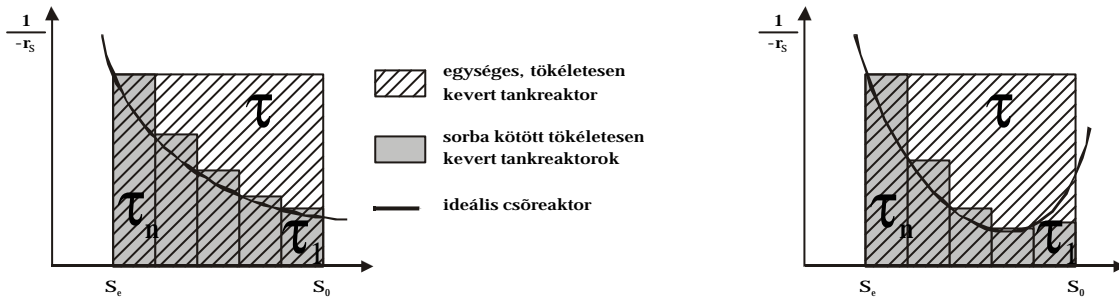
$$\mathbf{t}_1 = \frac{V_1}{F_1} = \frac{1}{(-r_s)_{S_{e_1}}} (S_0 - S_{e_1}) \quad (14)$$

$$\mathbf{t}_2 = \frac{V_2}{F_2} = \frac{1}{(-r_s)_{S_{e_2}}} (S_0 - S_{e_2}) \quad (15)$$

$$\mathbf{t}_n = \frac{V_n}{F_n} = \frac{1}{(-r_s)_{S_{e_n}}} (S_0 - S_{e_n}) \quad (16)$$

A (14) – (16) egyenletek és az osztatlan tökéletesen kevert bioreaktorra felírható (3) egyenlet grafikus megoldásával az adott tisztítási hatások eléréséhez szükséges tartózkodási időket a 8. ábrán vetettük össze. A 8. és 9. ábrák tanúsága szerint a sorba kapcsolt bioreaktorokban adott tisztítási hatások eléréséhez szükséges tartózkodási idők összege mindkét esetben – toxikus, ill. nem toxikus szennyvíz – kisebb, mint az egységes reaktoré. Végtelen sok sorosan kapcsolt egységre tagoláskor jutunk el az ideális csőreaktorhoz, ahol a tartózkodási idő a görbe alatti terület:

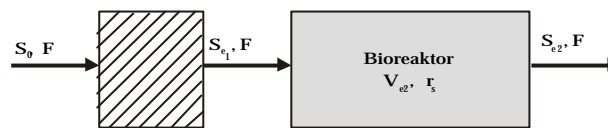
$$\mathbf{t} = \int_0^V \frac{dV}{F} = \frac{V}{F} = \int_{S_e}^{S_0} \frac{1}{(-r_s)} dS \quad (17)$$



8. ábra. Biológiailag bontható, nem mérgező szennyvíz adott hatásfokú megtisztításához szükséges tartózkodási idők

9. ábra. Biológiailag bontható, mérgező (általában ipari) szennyvíz esetén a tartózkodási idők összevetése

A 9. ábrából kitűnik, hogy toxikus szennyvíz esetén célszerű a biológiai tisztítási folyamat elejére egy nagy KOI terheléssel, nagy lebontási sebességgel működő reaktort helyezni (10. ábra), melynek feladata a beérkező szennyvíz koncentrációját az inhibíciós határ alá, vagy legalább annak közelébe vinni, a folyamat második részét pedig sorba kötött medencék segítségével véghezvinni.



10. ábra. A legkedvezőbb reaktor elrendezés

2.1.3. Az eleveniszap szerkezete

A biológiai szennyvíztisztítás mikrobiális folyamataira jellemző az abban résztvevő mikroorganizmusok sokfélesége, a szennyezőanyag lebontást végző mikroflóra nagyfokú heterogenitása.

Az eljárás során kialakuló eleveniszap fizikai és mikrobiológiai állapota alapvetően a beérkező szennyvíz összetételétől, koncentrációjától és a reaktorelrendezéstől függ. A fajok szelektálódásának vezérlő mechanizmusa az egyes mikroorganizmusok adott körülmények közötti fajlagos növekedési sebessége. Az eleveniszapos szennyvíztisztító rendszerek működésének egyik alapvető kérdése a lebegőanyag – ezen belül a bontást végző mikroflóra – és a tisztított víz elválaszthatósága. Ebből a szempontból az iszap szerkezetének három alapvető formáját különböztethetjük meg a 11. ábra szerint. Az iszap szerkezetét a flokkulens és fonalas baktériumok aránya határozza meg.

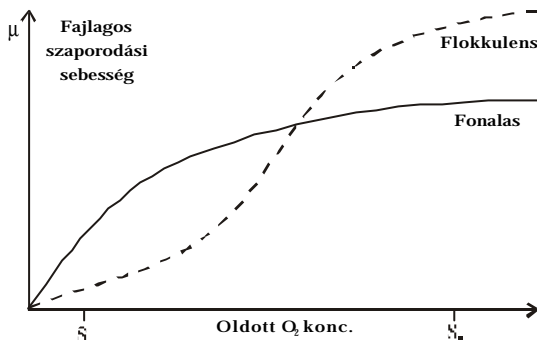


11. ábra. Az iszap pehelyszerkezetének típusai

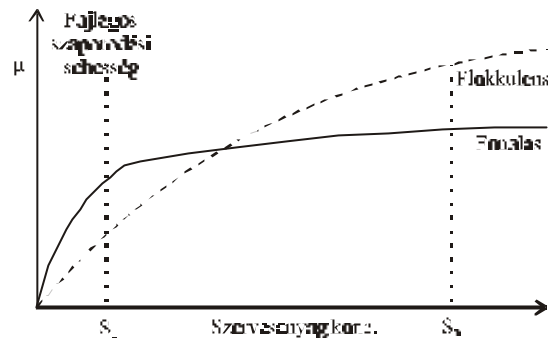
Az első esetben (I. típus) az iszap nehezen tömörödik, hosszú az ülepedési idő, igaz, a felülúszó szinte lebegőanyag mentes. Viszont a hosszú ülepedési idő alatt az iszap alacsony (~ 0) oldott oxigénszint mellett tartózkodik az ülepitőben, tovább növelve a fonalások túlsúlyba kerülésének esélyét (12. ábra). A III. típusú iszap kialakulásában a fonalások teljes, vagy viszonylagos hiánya játszik szerepet. Ilyenkor az ülepedés gyors, a leülepedett iszap igen kedvező iszapindexet (az ülepitett iszap térfogatának és tömegének hányadosa, vagyis az egységnyi tömegű iszap által elfoglalt térfogatot jellemző szám) mutat, de a felülúszó zavaros, ami az elfolyó víz KOI értékét nagymértékben növeli.

Nyilvánvaló tehát, hogy a szennyvíztisztító rendszereket úgy kell üzemeltetni, hogy a II. jelű – legkedvezőbb – iszapszerkezet alakulhasson ki, ami a gyakorlatban annyit jelent, hogy a különböző reaktor elrendezések segítségével a fonalas és a flokkulens mikroorganizmusok arányát a megfelelő értékre állítjuk be. Általánosan elfogadott, hogy alacsony oldott oxigén koncentráció érték mellett a fonalas szerkezetek gyorsabban növekednek, mint a flokkulens mikroorganizmusok. (12. ábra) [7, 8].

A fonalas mikroorganizmusok affinitása nemcsak az oldott oxigénhez, hanem a tápanyagokhoz is nagyobb, mint a flokkuláló zoogloeás szerkezeteké, a 13. ábra tanúsága szerint.



12. ábra. A fonális és flokkulens mikroorganizmusok szaporodásának oldott oxigén koncentráció függése



13. ábra. A fonális és flokkulens mikroorganizmusok szaporodásának szervesanyag koncentráció függése

A fonális mikroorganizmusok szubsztát-eltávolítását általában viszonylag alacsony maximális növekedési sebesség (μ_{\max}) és kis szubsztát telítési állandó (K_S érték) jellemzi, így alacsony szubsztát-koncentráció értékek mellett gyorsabban növekednek, (13. ábra) mint a flokkuláló, zoogloeás szervezetek.

Amennyiben a szennyvíz tisztítására egy egységes, tökéletesen kevert tartályreaktort alkalmazunk, és viszonylag nagy szubsztát-eltávolítási hatásfokot kívánunk elérni, akkor a reaktor minden pontján az elfolyó S_e koncentráció uralkodik, ami kedvez a fonális szervezetek növekedésének. Ennek megfelelően a koncentráció-gradienst alkalmazó csőreaktor típusú, ill. a sorba kapcsolt reaktorokat képviselő kaszkád rendszerek feltétlenül kedvezőbb iszapszerkezet kialakulásával kecsegtetnek, mint az egységes tökéletesen kevert reaktor [8, 9].

2.1.4. Toxikus anyagok hatása az eleveniszap szerkezetére

A biológiai szennyvíztisztítás sikere sok esetben azon múlik, hogy a tisztítást végző eleveniszap az utóülepítőben megfelelően elválasztható-e a tisztított szennyvíztől. Ezért a szennyvíztisztítás folyamán az egyik legfontosabb biotechnológiai művelet a baktériumok egymáshoz kapcsolása, és az aggregátum formálása. Az eleveniszap egy olyan összetett rendszer, amely baktériumok, protozoák, vírusok és egyéb más szervezetek összességéből épül fel [10]. A bioreaktor konfiguráció, következésképpen a tisztítandó szennyvíz betáplálási módja alapvetően befolyásolja a kialakuló eleveniszap szerkezetét, mivel különböző koncentrációprofilok kialakulását eredményezi [11, 12, 13]. Az esetek döntő többségében az elválasztási problémák a fonális szervezetek túlzott elszaporodásából fakadnak, ezért a tanulmányok túlnyomó része azok növekedésének visszaszorításával foglalkozik. Mindemellett a szakirodalomban ismertek olyan esetek is, amikor az elválasztás nehézségét az okozza, hogy a mikroorganizmusok nem képeznek elég nagy, és jól ülepedő flokkulumokat, csupán apró aggregátumok formájában fordulnak elő a szennyvízben, amelyek a kis sűrűségkülönbség miatt nehezen ülepedhetnek. A kialakult iszapszerkezet eredményeképpen az utóülepítőről elfolyó szennyvíz zavaros, sok lebegőanyagot tartalmaz [14]. Ilyen esetekben alkalmazni lehet segédanyagokat a flokkuláció javítására, ill. a kialakult flokkulumok méretének növelésére. Nagyobb iszaptelek esetén az ülepedési tulajdonságok javulnak, az elfolyó víz kevesebb lebegőanyagot tartalmaz, és kevésbé zavaros [15].

Néha az inhibíciós vegyületeknek tulajdonított viselkedést (szétesett pelyhek, rossz ülepedés, zavaros felülúszó stb.) valamely nyomelem hiánya okozza, amely tévútra vezetheti a szennyvíztisztító telepet üzemeltető szakembereket, sőt, a rendszer kifejlesztését, vagy intenzifikálását végző kutatókat is [16]

Toxikus anyagok lökészerű terhelésekor a tisztítást végző eleveniszap jelentős mennyiségű K^+ iont juttat a környezetbe [17]. Feltételezhető, hogy ezt a baktériumok toxikus, elektrofil (tiol reaktív) vegyületek sokk-szerű terhelésére adott védekező válaszában rendkívül bonyolult mechanizmusa okozza. A legtöbb esetben a toxikus vegyületek szignifikáns deflokkulációt okoznak egy olyan alacsony koncentrációnál, amely sokkal kisebb, mint amely a maximális specifikus növekedési sebesség 50%-os csökkentéséhez (IC50) szükséges, ezért a deflokkulációt megelőző inhibíció aerob respirometriásan nem detektálható. Ez szintén arra utal, hogy a toxin indukált eleveniszap deflokkulációt a baktériumok védekező mechanizmusa okozza. Sokkal fontosabb azonban, hogy a kibocsátott K^+ mennyisége jól korrelál a deflokkuláció mértékével. Más kationok transzportja (beleértve a nátrium, kalcium, magnézium, vas, és alumínium ionokat is) a flokkulumba, vagy flokkulumból, elhanyagolható a K^+ kibocsátáshoz képest. Az is érdekes, hogy a K^+ kibocsátás azonnal megindul (néhány percen belül) a toxin adagolás után, és ezt azonnal követi az elfolyó turbiditásának növekedése.

Egyes szerzők [18] az iszapkor alapján felépített modell bevezetését javasolják, a flokkulum struktúra meghatározásához. Ezek szerint alacsony iszapkornál – valószínűleg a viszonylag kicsi polimer termelés miatt – olyan iszapszerkezet képződik, amely gyenge kölcsönhatásokat eredményez az egyes flokkulumok között. Ugyanis a mikroorganizmusok poliszacharid jellegű vegyületek termelésével segítik elő egymáshoz, ill. valamely szilárd felülethez való tapadásukat. A polimerek hidakat képeznek a sejt és az adott felület, vagy a másik sejt között. Ekkor rendkívül fontos a többvegyértékű kationok jelenléte, a polimerek és sejtek össze-

kapcsolása szempontjából. Magasabb iszapkornál a sejtek körül nagyobb az exopolimerek mennyisége, ekkor a kialakuló flokkulumok markánsabbak, elsősorban az aggregátumok centrumjában erős a kötődés. Azonban előfordulnak az iszappehely külső részéhez viszonylag gyengén kapcsolódó sejtek is [18]. Az adhéziós folyamat két részre bontható, ahol az első lépés reverzibilis, amelyet az irreverzibilis kapcsolódás követhet.

A reverzibilis adhéziót a DLVO elmélet [19, 20] írja le, amely szerint a két felület közötti kölcsönhatás a Gibbs energia segítségével a felületek távolságának függvényében számítható. A nettó Gibbs energia a Van der Waals erők és az elektrosztatikus kölcsönhatások különbségeként értelmezhető, amely utóbbiak általában tasztító jellegűek, a két egymáshoz közelítő felület azonos (negatív) töltése következtében.

Az irreverzibilis adhézió termodinamikai megközelítéssel [21, 22] írható le, amely szerint a baktériumok felszíne, vagy az azokon levő extracelluláris polimerek szabályozzák a tapadást [23, 24, 25]. A polimerképződés az iszapkor növekedésével gyakran nő, és ez egyenesen arányos a flokkulációval [25]. A két-vegyértékű kationok fontos szerepet játszanak a negatív felszíni töltésű exopolimerek és a baktériumok összekapcsolódásában. A legfontosabb ilyen kation a Ca^{2+} , [26, 27] amely könnyen adszorbeálódik az iszap felületén, és kölcsönhatásba lép az iszap kötött víz tartalmával. Egyéb fém ionok is megkötődhetnek az extracelluláris polimereket termelő mikroorganizmusok felszínén, azonban azok hatása kevésbé jellemző.

Más szerzők [10] a különböző ionerősségben alkalmazott CaSO_4 , K_2SO_4 és $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ sók hatásának vizsgálatakor azt találták, hogy magasabb ionerősség alkalmazásakor az ülepedési tulajdonságok javulnak, a felülúszó zavarossága jelentősen csökken. A mérések szerint alacsony ionerősség esetén a már kialakult flokkulumok szétesésének valószínűsége megnő, míg ha a deflokkulálódott iszaphoz megfelelő ionerősségű sóoldatot adtak, az iszappehelyek újra kialakultak.

Előfordul, hogy inhibitor jellegű szubsztrát esetén az ülepítés utáni szupernatans rendkívül sok lebegő anyagot tartalmaz [28]. Ennek oka lehet a fent leírt jelenség, amikor megfelelő kationok, vagy exopolimerek hiányában a flokkulum szétesik, ill. a másik ok az, ha a fonalas szerkezetek aránya a toxikus jellegű szubsztrát következtében túl kicsi a populációban.

A szakirodalomban megjelentek olyan publikációk is, amely szerint valamely nyomelem hiánya okozott a szubsztrát inhibícióhoz rendkívül hasonló viselkedést, amelyet a hiányzó nyomelem (pl. réz!) adagolásával sikerült megszüntetni [16].

Az ülepedési problémák kezelése során vizsgálták az egyes fajok előfordulási gyakoriságát, ill. az ezek által termelt oligonukleotidok koncentrációját az elegyben. A habot okozó fonalas szerkezetek vizsgálata során fény derült arra, hogy az erős habzást néhány faj okozza (*Gordonia*, és *Actinomyces* fajok) [29].

Általánosságban elmondható, hogy az inhibitor jellegű vegyületekre a fonalas szerkezetek érzékenyebbek, mivel fajlagos felületük sokkal nagyobb a flokkulens szerkezetekénél, – így a K_s érték jóval kisebb – valamint ha egy inhibitor csúcs jelenik meg a beérkező szennyvízben, akkor az elpusztult fonalas szerkezetek lassabban szaporodnak el újból, mint a flokkulens mikroorganizmusok (mivel kisebb a μ_{\max} értékük). Ilyen esetekben a 2.1.2 és 2.1.3. fejezetekben leírt elveket alkalmazva a bioreaktor kapcsolás megváltoztatásával jó eredményeket lehet elérni. Soros reaktor elrendezés esetén célszerű megosztani a befolyó szennyvizet az első 2 reaktor között, azaz a kisebb terhelés megvalósításával, antiszelektor hatást elérni, amellyel a fonalas szerkezetek szaporodásának kedvezünk [11, 30]. Ekkor kialakulhat a flokkulensek és fonalások megfelelő aránya, amelynek eredményeképpen az ülepíthetőség és a felülúszó szempontjából az iszap struktúrája optimális lesz.

2.2. Biológiai tápanyag-eltávolítás

Biológiai tápanyag-eltávolítás (biological nutrient removal) alatt a nyers, vagy tisztított szennyvíz nitrogén és foszfor-tartalmú vegyületeinek biológiai mechanizmusok általi oldatból való kivonását, eltávolítását értjük. Ezek hatására az adott komponensek részben a biomasszába, részben a levegőbe kerülnek. A szennyvíztisztításon belül a figyelem azért fordult intenzíven a nitrogén és foszfor elimináció felé, mert az ammónia, nitrit, nitrát és foszfát káros hatásai (elsősorban az eutrofizáció révén) nyilvánvalóvá vált.

2.2.1. Mikrobiális nitrogén-eltávolítás

A nyers szennyvíz nitrogén vegyületeinek leggyakoribb formája az ammónia, amely a szennyvízre jellemző semleges körüli pH-viszonyok között NH_4^+ ionok formájában található a vízben. Vagy közvetlenül, vagy mikrobiológiai ammonifikáció során, nitrogén tartalmú szerves vegyületek bomlástermékeként kerül a vízbe.

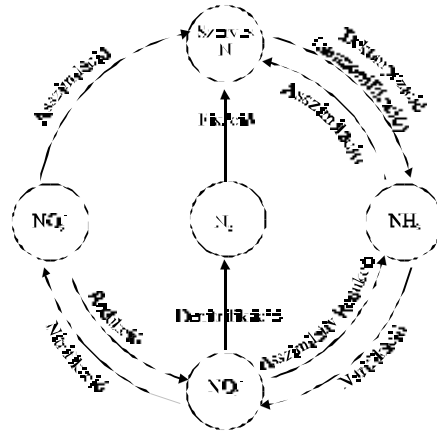
Az ammóniát a különböző mikroorganizmusok kétféleképpen tudják hasznosítani:

- mint az eleveniszap építőanyagát (sejtalkotó),
- mint energiahordozó szubsztrátot, amelyet aerob körülmények között nitrattá, ill. nitráttá oxidálnak (nitrifikáció).

A keletkező nitrátot a denitrifikáló mikroorganizmusok – elemi O₂ hiányában – a terminális oxidációban elektron-akceptorként képesek hasznosítani, végtermékként N₂-t előállítva (denitrifikáció).

A sejtanyagba beépült nitrogént a fölösisszappal távolítjuk el, a nitrogén gázzá konvertálódott része pedig az oldhatósági határ elérése után eltávozik a rendszerből.

A nitrogén természetes körforgását a 14. ábra szemlélteti.



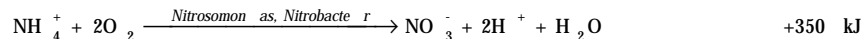
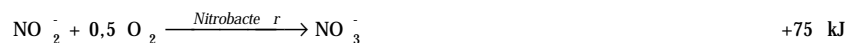
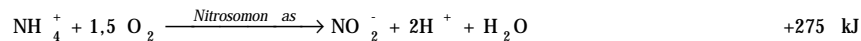
14. ábra. A nitrogén természetes körforgása

2.2.1.1. Nitrifikáció

A szennyvizek nitrogéntartalma (TKN, azaz Total Kjeldahl Nitrogen) gyakran jó néhány g/l-es értéket is elérhet. Az aerob tisztítás során – elsősorban a fehérjék, peptidek, aminosavak biodegradációjának eredményeképpen – ennek a nitrogén mennyiségnek a döntő része ammóniává ill. ammónium vegyületekké alakul (ammónifikáció). A szabad ammónia a halakra erősen toxikus, a letális érték a legtöbb esetben ~1 mg/l NH₃-N [32] (ahol NH₃-N alatt a szabad ammónia formájában jelenlevő nitrogén mennyiségét értjük). A különösen intenzív mérgező hatás oka, hogy a gerinces élőlények többségétől eltérően, a halak a fehérje anyagcsere végtermékeként döntően szabad ammóniát ürítenek ki. Ez a toxikus anyag a kopoltyú légzőhámján keresztül, passzív transzport útján kerül a környező vízbe, így a kiürítés lehetősége és sebessége az ammóniakoncentráció egyértelmű függvénye. Semleges pH mellett a teljes ammónia ammónium-ion formájában van jelen, míg pH = 9 esetén a szabad ammónia aránya meghaladhatja a 20% -ot is.

Mivel az ammónium-ion a kopoltyú hámsejtjén sokkal nehezebben jut át, mint a szabad ammónia, a toxicitás szempontjából a reakció erősen pH függő. Az algák bikarbonátokat elimináló tevékenysége miatt a felszíni vizekben elég gyakori a magas pH, így lehetőség van az erősen toxikus szabad ammónia arányának növekedésére. Az ammónia-nitrogén eltávolítása tehát rendkívül lényeges.

A nitrifikációt, ami tulajdonképpen az ammónium nitrogén konvertálása nitrát nitrogénné [6], alapvetően két autotróf mikroorganizmus csoport végzi: a *Nitrosomonas* és a *Nitrobacter* [32]. A reakció két lépésben játszódik le:



A felszabaduló energia sejtszintézisre fordítódik. Mivel azonban mennyisége a szaporodás szükségletéhez képest csekély, ezért a sejttermék hozam alacsony. Így a nitrifikáció általában elhanyagolható iszapszaporulatot eredményez [33].

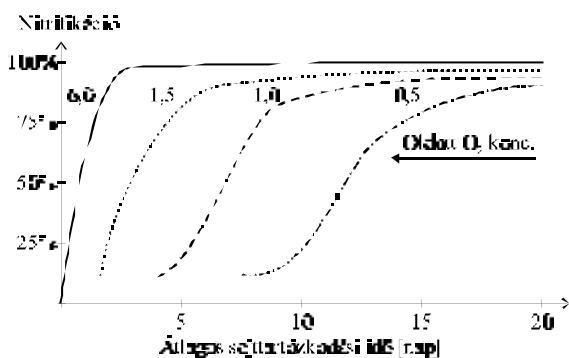
Nitrifikáció esetén a szén eliminációhoz képest hosszabb a rendszer sejtretentációs-ideje (Solid Retention Time, azaz SRT) szükséglete, mivel a Monod féle μ_{\max} – maximális fajlagos növekedési sebesség – a nitrifikáló mikroorganizmusok esetén egy nagyságrenddel kisebb, mint a kevert mikroflóra megadott érték. Így a kimosódás elkerülése érdekében a sejtretentációs időt növelni kell (15. ábra). Ezért a biológiai szennyvíztisztítóban jóval nagyobb SRT-t kell biztosítani, mint amit a szervesanyag-lebontás általában igényelne [34, 35].

A nitrifikáló mikroorganizmusok a széneliminációban résztvevő heterotróf szervezetekhez képest nagyobb $K_{S_{O_2}}$ értékűek [36]. Mivel a szaporodási sebesség és az oldott oxigén szint között egyértelmű összefüggés van [6]:

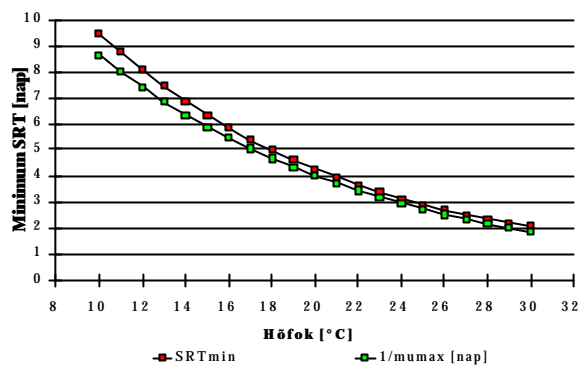
$$\hat{i} = \hat{i}_{\max} \cdot \left(\frac{S_N}{K_{S_N} + S_N} \right) \left(\frac{S_{O_2}}{K_{S_{O_2}} + S_{O_2}} \right) \left[1 - 0,833 \cdot (7,2 - \text{pH}) \right] \quad (18)$$

ezért nagy oldott oxigén koncentráció biztosításával a szaporodásgátló hatás csökkenthető (15. ábra).

A nitrifikáció, mint ahogy az a nitrátkonverzió egyenletéből (18 egyenlet) is kitűnik, pH csökkenéssel járó folyamat lehet egy nem elegendően nagy pufferkapacitású rendszerben.



15. ábra. A nitrifikáció, a sejtartózkodási idő és az oldott O_2 koncentráció összefüggése



16. ábra. A nitrifikáció hőfokfüggése

A nitrifikációt befolyásoló tényezők között igen fontos a hőmérséklet szerepe. A nitrifikálók mezofil szervezetek, a hőmérsékleti optimum $28 - 35^\circ\text{C}$ között van [37]. Hőmérsékleti egyenletük az eleve iszap mikroflóráját alkotó baktériumok között a legnagyobb. A hőmérsékletfüggést mutatja a 16. ábra, amelyet az Arrhenius egyenlet alapján, kísérleti úton meghatározott kinetikai paraméterek segítségével számítható ki [38]. Az ábrán látható, hogy a reakció hőmérsékletfüggése exponenciális jellegű bizonyos határok között, azonban bizonyos hőmérséklet fölött a sejtpusztulás olyan mértékűvé válik, hogy az SRT növelése válik szükségessé. (Az ábrán ez már nem látható.)

2.2.1.2. Toxikus anyagok hatása a nitrifikációra

A biológiai nitrogéneltávolítás egyetlen lehetséges megoldása az, ha a szennyvíz ammóniatartalmát előbb nitríté, majd nitrátá oxidáljuk (nitrifikáció) a nitrifikáló mikroorganizmusok segítségével. Az így keletkezett nitrátot aztán a denitrifikáló szervezetek oxigénmentes környezetben tudják hasznosítani terminális elektron-akceptoroként a jelenlevő szerves szubsztrát metabolizációja során. A szennyvíztisztítás mikrobiális folyamatai közül a nitrifikáció a legérzékenyebb a hőmérsékletre, az oldott oxigén és az inhibitorok koncentrációjára. A szennyvízkezelésben résztvevő populációk közül nitrifikáló szervezetek hőmérsékleti egyenletük a legnagyobb, ezért a nitrifikáció hőmérsékletfüggése is jelentős.

A folyamatot gátló tényezők közül az első helyen a szabad ammónia és salétromsav hatása említendő [39]. Ezek a hatások erősen pH függőek. Szerves anyag jelenléte általában a nitrifikációt kevésbé befolyásolja, – kivéve az inhibíciót okozó vegyületeket – ami a nitrifikáló baktériumok autotróf természetének következménye. A szén és a nitrogén asszimilációban résztvevő szervezetek azonban egyaránt fogyasztanak oxigént, így nem kielégítő levegőztetés esetén a nitrifikáció a szerves anyag növekedése következtében leállhat. Fordított eset kevésbé valószínű, mert a heterotróf mikroorganizmusok K_s értéke jóval kisebb, mint az autotrófoké.

Nem elégséges oxigénmennyiség, vagy alacsony hőmérséklet annyira lelassítja ezeket a szervezeteket a növekedési sebességét, hogy a nitrifikáció gyakorlatilag leáll. Hasonló a helyzet az inhibitor jellegű vegyületek jelenlétében is. Néhány – a szennyvízben gyakran előforduló – vegyület 75%-os inhibíciót okozó koncentrációját tünteti fel a 3. táblázat.

Azokat a szerves vegyületeket, melyek jellegzetesen gátolják a nitrogén oxidációt, – ugyanakkor azonban nem sorolhatók a bakteriális tevékenységet általában gátló vegyületek közé, – a 3. táblázatban láthatjuk [40]. Ezek a vegyületek gyakran tartalmaznak ként, így fémkelátok képzésére alkalmasak. A nitrifikáló mikroorganizmusok azért érzékenyek specifikusan ezekre a vegyületekre, mert enzimeik részének aktiválásához fémet igényelnek. A 4. táblázatban felsorolt vegyületek elsősorban a nitrifikáció első lépését, az ammónia oxidációt gátolják, s csak kevésbé befolyásolják a nitrit oxidáció sebességét [41].

3. Táblázat. Az eleveniszapos nitrifikációt gátló szerves vegyületek

Inhibeáló vegyület	75%-os inhibíciót eredményező koncentráció [mg/l]
aceton	2000
allil-alkohol	19,5
allil-klorid	180
allil-izotiocianát	1,9
benziazol-diszulfid	38
szén-diszulfid	35
kloroform	18
<i>o</i> -krezol	12.8
diallil-éter	100
diciánamid	250
diguanid	50
2,4-dinitro-fenol	460
ditio-oxamid	1,1
etanol	2400
guanidin-karbonát	16,5
hidrazin	58
8-hidroxi-kinolin	72,5
merkaptó-benziazol	3,0
metilamin-hidroklorid	150
metil-izotiocianát	0,8
metil-tiurónium-szulfát	6,5
fenol	5,6
kálium-tiocianát	300
szkatol	7
Na-dimetil-ditio-karbamát	13,6
Na-metil-ditio-karbamát	0,9
tetrametil-tiurám-diszulfid	30
tio-acetamid	0,53
tio-szemikarbazid	0,076 (!)
trimetil-amin	118

4. Táblázat. Az ammónia oxidációt a nitrifikáló baktériumok dúsított kultúrájában gátló vegyületek

Inhibeáló vegyület	50%-os inhibíciót eredményező koncentráció [mg/l]
dodecil-amin	<1
anilin	<1
<i>n</i> -metil-anilin	<1
1-naftil-amin	15
etilén-diamin	17
naftil-etilén-diamin-di-HCl	23
2,2 -bipiridin	23
<i>p</i> -nitro-anilin	31
<i>p</i> -amino-propio-fenon	43
benzidin-di-HCl	45
<i>p</i> -fenil-azo-anilin	72
hexametilén-diamin	85
<i>p</i> -nitro-benzaldehid	87
trietyl-amin	127
ninhidrin	>100
benzocián	>100
dimetil-glioxim	140
benzilamin	>100
csersav	>100
mono-etanolamin	>200

2.2.1.3. Denitrifikáció

A nitrát eltávolítása több szempontból is fontos. Egyrészt az eutrofizáció elkerülése végett, másrészt az ivóvízlet a szervezetbe kerülő nitrát – amely a hemoglobinhoz kapcsolódva akadályozza az oxigénfelvételt – csökkentése miatt.

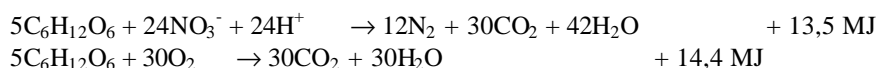
Oxigén hiányában, az eleveniszapban előforduló szervezetek többsége képes a nitrátot nitrogénné redukálni, a folyamat során a nitrát, ill. nitrit molekuláris nitrogénné redukálódik, és kijut az atmoszférába:



A nitrát fenti összefüggéssel vázolt mikrobiális redukciója a valóságban bonyolult enzimreakciók sorozatában megy végbe, alapvetően asszimilációs vagy disszimilációs úton.

Az asszimilációs denitrifikáció során a nitrát – mint hidrogén akceptor – ammóniává redukálódik, majd sejtszintézisre fordítódik.

A disszimilációs denitrifikálásban – molekuláris oxigén távollétében, – a szénforrás oxidációja során a nitrátion elektron akceptorként szolgál, s ezúton vesz részt a sejtszintézishez szükséges energia termelésében [42]. Disszimilációs denitrifikáláshoz elektrondonor szénvegyület szükséges. Molekuláris oxigén hiányában a nitrát szolgál a szénvegyületről lekerülő elektron akceptoraként. Erre a fakultatívan aerob mikroorganizmusok képesek [33]:



A két különböző folyamat során felszabaduló energia közel azonos, így amennyiben nincs oxigén a rendszerben, kedvelt elektron akceptor a nitrát, mivel a fenti egyenletek tanúsága szerint a felhasznált nitrát egyértelműen oxigént vált ki a szervesanyag elimináció által. A reakció H^+ -ion fogyasztó, vagyis pH növelő hatású egy nem eléggé nagy pufferkapacitású rendszerben.

A nitrát és nitrit elektronakceptoroként való felhasználására nagyszámú baktérium képes, melyek közül a legfontosabbak a *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Acinetobacter*, *Hyphomicrobium* és *Thiobacillus* nemzetségbe tartoznak [32]. Ezek a mikroorganizmusok fakultatív aerobok, ami annyit jelent, hogy oxigén távollétében citokróm rendszerüket nitrát hasznosításra módosítják. (Mivel szerves vegyületeket terminális elektron akceptoroként felhasználni, azaz anaerob fermentációval energiát nyerni nem képesek, fakultatívan anaeroboknak nem minősülnek.)

A denitrifikáció számára biztosítandó környezeti tényezők közül a legfontosabb az oldott oxigén minél tökéletesebb kizárása. A molekuláris oxigén nitrát disszimilációt gátló hatása abban rejlik, hogy elektron akceptoroként való felhasználása preferált, így jelenlétében nitrát redukció nem történik [43]. A nitrát és oxigén respirációban alapvetően ugyanazok az enzimek vesznek részt, egy – a nitrát reduktáz – kivételével, amely az elektronakceptoroként való felhasználáshoz szükséges, s csupán oxigén távollétében képződik [44].

A denitrifikáció számára biztosítandó környezeti feltételek:

- oldott oxigénmentes közeg,
- pH = 6 – 8 és a
- nitrátredukcióhoz szükséges szénmennyiség megléte.

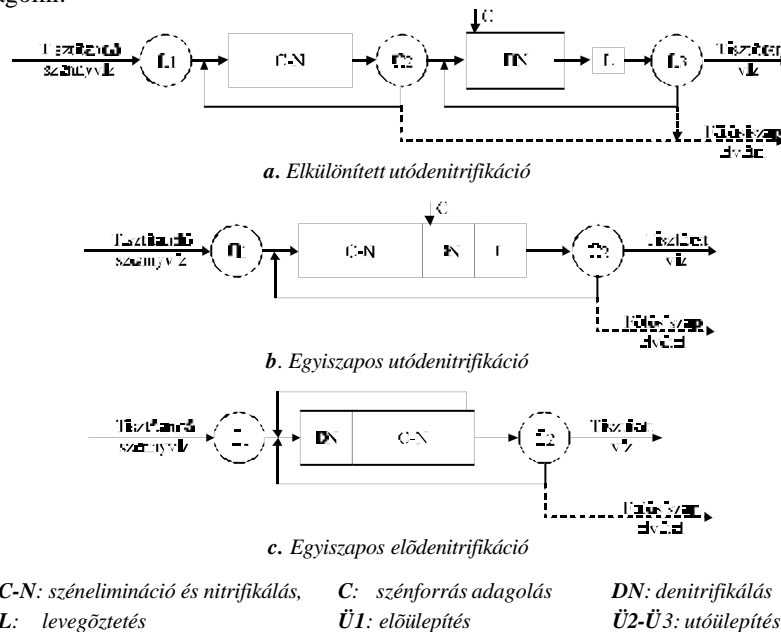
Mérhető oxigénszint mellett is előfordulhat denitrifikáció, ha a biomassza aggregátumokat képez, s a flokkulumok belsejében az O₂ koncentráció már elenyésző a metabolizmus következtében.

A denitrifikáció pH optimuma közel semleges, (pH = 6 – 8 érték [44]), amit – ha nitrifikációt is folytatunk a rendszerben – viszonylag könnyű megvalósítani.

A redukciós reakciólánc megszakadhat pH = 6 alatt, nem kívánatos nitrit akkumulációt eredményezve. Mivel a nitrát disszimiláció hidrogén-ion fogyasztással, ill. más interpretáció szerint hidroxil-ion képződéssel jár (ld. fenti reakcióegyenlet), a denitrifikáció az elegy lúgosságának növekedését eredményezi. (A sztöchiometrikus arányok alapján 1 mg NO₃⁻-N oxidációja során 3,6 mg CaCO₃-ban kifejezett alkalinitás-növekedés tapasztalható.) A pH csökkenéssel járó nitrifikációt és a pH növekedést eredményező denitrifikációt adott szennyvíztisztító rendszerben együttesen alkalmazva, függetlenül ezen folyamatok esetleges térbeli elkülönítettségétől, jó közelítéssel semleges pH-jú tisztított víz jut ki a környezetbe [45].

A denitrifikáció a gyakorlat számára elfogadható sebességgel 5 – 60°C hőfoktartományban játszódik le, optimuma 40°C [44].

A célzott denitrifikációt biztosító technológiai megoldásoknál az anoxikus (nitrátot igen, oxigént nem tartalmazó) medence a levegőztető medence előtt vagy után helyezkedik el a szennyvíz áramlási irányát tekintve (17. ábra). Az ún. elődenitrifikáció során nitráteliminációra a szennyvíz könnyen biodegradálható komponenseit alkalmazzák szénforrásként, kiegészítő, adalék szerves anyagot ez a megoldás általában nem igényel. Az utódenitrifikációban a mikroorganizmusok számára csupán kismennyiségű és nehezen hasznosítható szénforrás marad. Ilyen esetben a nitrát redukcióhoz szükséges szén szükségletet a sejtek saját anyagukból, ún. endogén metabolizmus útján fedezik, vagy ezt elkerülendő a rendszerbe külső, pótszénforrást (pl. metanolt) kell adagolni.



17. ábra. Nitrogén eltávolítására alkalmas reaktor elrendezések [28]

A körülmények (aerob és anoxikus) alterálása a mikroflórától megfelelő alkalmazkodó-, ill. túlélőképességet követel. Az eleveniszap heterotróf baktériumainak 20 – 40%-a képes denitrifikációra [46], viszonylag rövid anoxikus tartózkodási idő esetén azonban a nem-denitrifikáló szervezetek sem károsodnak.

Tapasztalatok szerint leghatékonyabban az elkülönített terű denitrifikáció hasznosítható, az egyiszapos elő- és utódenitrifikáció kb. azonos sebességgel zajlik, míg a nitrát redukció az endogén szénforrás felhasználása esetén a leglassúbb [47]. Ennek megfelelően adott nitrát elimináció eléréséhez a legkisebb szükséges anoxikus térfogatot elkülönített utódenitrifikáció esetén kell biztosítani. Ezzel szemben azonban az egyiszapos rendszerek előnye a kisebb ülepítőtérfogat, kedvezőbb iszapüledési sajátságok, a kiegyensúlyozottabb pH, a lecsökkent levegőztetési igény és – főként az elődenitrifikáció esetén – a külső szénforrás megtakarítása.

Valamely elrendezés kedvező mivolta nagymértékben függ attól, hogy a nitrát milyen mértékben képes kiváltani a levegő oxigénjét a szervesanyag biodegradációja során. Ebből a szempontból kétségkívül az elődenitrifikáció a legelőnyösebb, miáltal a telep energiaigénye csökkenthető.

Amennyiben teljes nitrifikációt tételezünk fel az utódenitrifikációban, csak kis mennyiségű szénforrás marad a biomassza számára, ezért a reakció gyorsítására pót-szénforrást kell adagolni. Ezért az esetek többségében célszerű a denitrifikációt a tisztítási folyamat elején megvalósítani.

A vizsgált nitrát és nitrit átalakulásának reakciósebességét a (19) egyenlet írja le [48]:

$$r_{S_{NO}} = - \left[\frac{1 - Y_H}{2,86 Y_H} \right] i_H \left[\frac{S_S}{K_S + S_S} \right] \left[\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right] \left[\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] C_g X_{B,H} + \left[\frac{1}{Y} \right] i_H \left[\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right] \left[\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right] X_{B,A} \quad (19)$$

ahol:

$r_{S_{NO}}$	nitrát/nitrit fogyási sebesség	K_S	heterotróf biomassza telítési együtthatója
S_{NO}	oldott nitrát nitrogén konc. a szennyvízben	Y_A	autotróf hozam
S_{NH}	oldott ammónia nitrogén konc. a szennyvízben	$K_{O,H}$	heterotróf biomassza oxigén telítési együtthatója
Y_H	heterotróf hozam	K_{NO}	denitrifikáló heterotrófok nitrogén telítési együtthatója
μ_A	max. fajlagos növekedési sebesség az autotrófokra	$K_{O,A}$	autotróf biomassza oxigén telítési együtthatója
K_{NH}	ammónia telítési együtthatója az autotrófokra	S_O	oldott oxigén koncentráció
η_g	μ_A korrekciós faktora anoxikus körülményekre	$X_{B,H}$	heterotróf biomassza koncentráció
μ_H	heterotróf biomassza maximális fajlagos növekedési sebessége	$X_{B,A}$	autotróf biomassza koncentráció

2.2.2. Mikrobiális foszfor-eltávolítás

Foszforeltávolítás tulajdonképpen minden biológiai szennyvíztisztító rendszerben folyik, mivel az élő szervezetnek ez az elem fontos építőköve. A hagyományos eleveniszapos eljárás során lejátszódó sejtmatabolizmus azonban csak viszonylag kis mennyiségű foszfor eliminációját teszi lehetővé, mivel egy átlagos biomassza tömeg szárazanyag tartalmának csak ~2 – 4%-a foszfor. Megkülönböztetésül ezért az általában tapasztalható metabolizis folyamattól, a foszfor mikrobiális eltávolítását célzó eljárást szabatosan biológiai **többlet** foszfor eltávolításnak (biological *excess* phosphorus removal) nevezik. A többlet foszfor eltávolításának az alapja bizonyos sejtek átlagoshoz képest megnövekedett, ún. többlet foszfor felvétele, miáltal a fölösizap foszfortartalma 5 – 7%-ra növelhető. A többlet foszfor felvételére képes, ún. poli-P mikroorganizmusok aerob körülmények között viszonylag lassan szaporodnak, ezért oxigéndús környezetben visszaszorulnak [49].

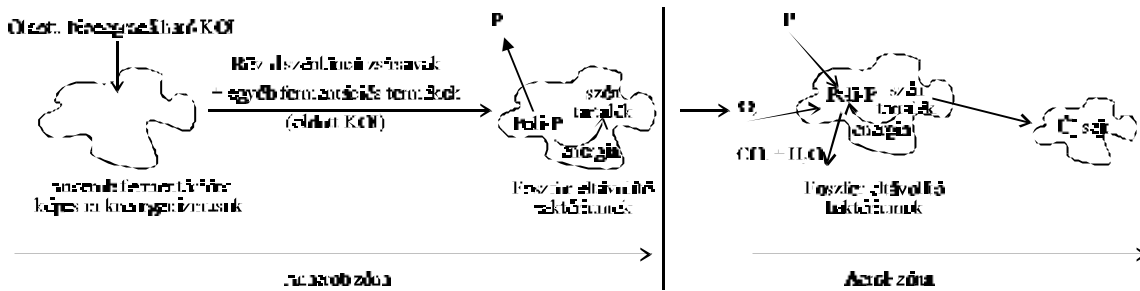
A biológiai szennyvíztisztítás során jelentős mértékű foszforeltávolítást akkor érhetünk el, ha a rendszerben az aerob egységet megelőzően egy anaerob medencét is üzemeltetünk [50]. Ebben a medencében az anaerob fermentáció végrehajtására képes mikroorganizmusok a befolyó szennyvíz oldott szubsztrát frakciójának egy részéből acetátokat és egyéb fermentációs termékeket képeznek (18. ábra). Ezek a fakultatívan anaerob szervezetek anyagcsere termékei könnyen felvehetőek és raktározhatók a poli-P mikroorganizmusok által. Az anaerob szervesanyag felvételéhez szükséges energia a sejten raktározott polifoszfátok (poli-P) hidrolíziséből származik. Ennek felhasználásával történik meg a szubsztrát aktív transzportja a sejtek belsejébe, ami végül elsősorban poli-hidroxi-butirát (PHB) formájában raktározódik.

Az aerob zónában a raktározott anyag szén- és energiaforrásként felhasználódik. Ennek során oxigén és – viszonylag nagymennyiségű – foszfát felvételével új sejtanyag, szén-dioxid és víz képződik, és energia halmozódik fel.

A biológiai foszforeltávolítás hatékonysága egyértelmű kapcsolatba hozható a fakultatívan anaerob baktériumok által előállított – s így a foszforeltávolítást végző mikroorganizmusok számára hozzáférhető – szubsztrát mennyiségével. A poli-P baktériumok azáltal, hogy képesek a fermentációs termékek anaerob zónabeli asszimilációjára, előnyre tesznek szert a felvehető szubsztrátért folyó versenyben. Ez az előny azonban csak akkor aknázható ki megfelelően, ha biztosítható a nitrát – legalábbis viszonylagos – kizárása az anaerob zónából. Nitrát jelenlétében ugyanis:

- az anaerob fermentáció gátolt, ezért csökken a poli-P baktériumok által hasznosítható acetát ill. egyéb illósavak képződésének valószínűsége,
- a befolyó szennyvízben már jelenlévő – a csatornarendszerben képződött – ill. az előülepítőben keletkező szerves savak nitrát felhasználásával a denitrifikáció során megvalósuló szubsztrát-felhasználás egyenlete szerint (2.2.1.3. pont) eliminálódnak a rendszerből.

Mindezek miatt a denitrifikáló szervezetek metabolikus előnnyel bírnak a fermentáló és a foszforeltávolító baktériumokkal szemben. Ennek megfelelően, a foszforeltávolítás hatékonysága általában jelentősen növelhető az által, ha a nitrátot az anaerob medencébe belépő folyadékokból- lehetőség szerint minél teljesebb mértékben- kizárjuk.



18. ábra. A biológiai foszforeltávolítás mechanizmusa

2.2.3. Mikrobiológiai tápanyag-eltávolítást biztosító eleveniszapos rendszerek

A mikrobiális N- és P-eliminációra jó néhány eljárást dolgoztak ki. Néhány jellegzetes technológiai megoldást röviden ismertetünk [51].

A **nitrogéneltávolításra** kialakított rendszerek jellegzetesen magukban foglalnak egy – a nitrifikációhoz szükséges – aerob térrészt, egy anoxikus zónát a denitrifikációhoz és – elődenitrifikációs megoldások esetén – az aerob térben képződő nitrátnak ill. nitritnek az anoxikus zónába való juttatására szolgáló reaktorelegy recirkulációs lehetőséget. A gyakorlati megvalósításnak számos változata lehetséges, ami a működési és teljesítmény jellemzők tág határok közötti variációját eredményezi.

A módosított Ludzak-Ettinger (MLE) eljárás tartalmaz egy első anoxikus zónát az elődenitrifikáláshoz és egy aerob zónát a nitrifikáláshoz, valamint egy belső recirkulációs áramot, ami a nitrátot szállítja az aerob zónából az anoxikus zónába, a nitrogénné konvertálás céljából. A denitrifikáció sebessége az anoxikus zónában viszonylag nagy, ami a befolyó szennyvíz bontható szervesanyag tartalmának köszönhető.

További nitrogéneltávolítás érhető el egy második anoxikus és aerob zóna hozzáadásával, a négylépcsős Bardenpho eljárással. A második anoxikus zóna az első aerob térrészből elfolyó szennyvíz maradék nitrát tartalmának eltávolítására szolgál. Mivel ebben a zónában már csak lassan biodegradálható szénforrások állnak rendelkezésre, aminek következtében a denitrifikáció alacsony sebességű, általában a maradék nitrát mennyiség is viszonylag kevés, és így ennek közel teljes eltávolítása érhető el.

A **biológiai foszforeltávolítást** célzó rendszerek egy aerob zónával összekapcsolt anaerob térrészt használnak a magas foszfortartalmú baktériumok szelektálására. Két, jellegzetesen különböző eljárást képvisel: az A/O vagy Phoredox és a Phostrip® technológia. Az A/O eljárást gyakran nevezik főáramú foszforeltávolító eljárásnak is, míg a Phostrip® technológiát mellékáramúnak.

Az A/O jelölés az anaerob/oxikus szavak rövidítése, ami a bioreaktorban kialakított, egymást követő anaerob majd aerob (az eljárás kifejlesztői által oxikusnak nevezett) környezetre utal. Az A/O eljárást azért nevezik főáramú biológiai foszforeltávolítási módszernek, mert az anaerob zóna a bioreaktor rendszer részét képezi. Ebben a technológiában általában jellegzetesen kis iszapkor értékeket alkalmaznak. A viszonylag alacsony iszapkor azért kedvező a foszforeltávolításhoz, mert visszazorítja a nitrifikációt és ez által az anaerob zónába az iszaprecirkulációval visszajuttatható nitrát mennyiségét, és egyúttal biztosítja a nagy foszfortartalmú iszap elvételét és ezen keresztül a foszforeltávolítást. Az iszapkor alacsony értéken tartása általában elengedhetetlen a nitrifikáció megakadályozására, különösen akkor, ha a hőmérséklet 20°C vagy e fölötti. Természetesen, a bioreaktorban lejátszódó, előidézni kívánt folyamatok intenzitása is függ a sejtkoncentráció nagyságától, ami az iszapkor csökkenthetőségének határt szab.

A Phostrip® eljárás egyszerűsített alapja egy hagyományos eleveniszapos rendszer, amelyben a recirkulált iszap bizonyos hányadát a különálló ún. stripper-ben (kihajtó, kiűző) kezelik. A stripper kialakítása a gravitációs sűrítőkéhez hasonló, benne a bevezetett recirkulált iszap anaerob iszapfüggőnyt képez. Valójában a stripper a szükséges anaerob zónája a biológiai foszforeltávolítási eljárásnak, míg az aerob zónát a fő bioreaktor alkotja. A Phostrip® eljárást azért nevezik mellékáramú eljárásnak, mert az anaerob zóna nem része a főáram bioreaktor rendszerének.

A **kombinált biológiai nitrogén- és foszforeltávolító rendszerek** anaerob, anoxikus és aerob zónákat, valamint reaktoregység recirkulációs lehetőséget foglalnak magukba. Ezekben a rendszerekben nitrifikáció is végbemegy, ami hátrányosan befolyásolhatja a biológiai foszforeltávolítást, amennyiben a nitrát tartalmú recirkulált iszap közvetlenül az anaerobnak szánt zónába kerül. Az anaerob zónába juttatott nitrát mennyiségének lehetőség szerinti minimalizálása döntő szempont a kombinált nitrogén- és foszforeltávolító rendszerek kialakításában.

Ilyen kombinált rendszer az ún. A^2/O eljárás. Az A^2/O formula az anaerob/anoxikus/aerob (oxikus) kifejezés rövidítése, ami – csakúgy, mint az A/O eljárás esetében – a bioreaktorban egymást követő környezetek jellegére utal. Ez a megoldás a nitrogénel távolításra alkalmas MLE eljárás és a foszforeltávolításra kidolgozott A/O eljárás kombinációjának is tekinthető.

Egy másik kombinált biológiai nitrogén- és foszforeltávolító technológia az ötlépcsős Bardenpho eljárás. Ez a bioreaktor elrendezés úgy tekinthető, mint egy – a biológiai foszforeltávolítás elérése érdekében – anaerob reaktoregységgel kiegészített négylépcsős Bardenpho rendszer. A nitrát anaerob zónába való recirkulációja viszonylag csekély, mivel az eljárással jelentős mértékű denitrifikálás érhető el.

Természetesen számos egyéb, a mikrobiológiai tápanyag-eltávolítás céljára kidolgozott elrendezés ismeretes. Az egyes reaktorok további részekre tagolása is számos előnyt jelenthet, azonban ez az építési és üzemeltetési költségeket jelentősen megnövelheti.

A felsorolt példák közül megállapítható, hogy míg a nitrogén eltávolítása biológiai úton viszonylag könnyen kivitelezhető, a foszfor eliminálása sokkal nagyobb ráfordítást igényel, a többletköltség azonban nem biztosítéka annak, hogy a hazai – rendkívül szigorú – előírásoknak megfelelően alacsony foszfortartalmú elfolyó tisztított szennyvizet produkál. Ennek megfelelően számos esetben alkalmaznak fizikai – kémiai foszforeltávolítást, a biológiai szennyvíztisztító telepeken a biológiai többlet-foszfor eltávolítás helyett. Tervezési gyakorlatunk során mi is ez utóbbi megoldás mellett döntöttünk.

A nitrifikációval kapcsolatban megállapíthatjuk, hogy nem szükséges különleges reaktorelrendezés, de nagy oldott oxigén szintet és hosszú sejtartózkodási időt kell biztosítani. A denitrifikáció anoxikus körülményeket igényel. A nitrifikáció – denitrifikáció komplex folyamata üzemi körülmények között általában szeparált térben történik. Ezeknek a folyamatoknak a finomhangolása rendkívül idő és költségigényes. A probléma megoldásához nyújtanak segítséget számítógépen futtatható szimulációs programok [52].

2.2.4. Az eleveniszapos rendszerek működésének kinetikai leírása

Az eleveniszapos szennyvíztisztító telepen lejátszódó biológiai folyamatok működésének ismerete feltétlenül szükséges a tervezés és üzemeltetés során.

Az eleveniszapos szennyvíztisztító telepek tervezésében és üzemeltetésében segédeszközként felhasználható matematikai modellt 1985-ben az IAWPRC (**I**nternational **A**ssociation on **W**ater **P**ollution **R**esearch and **C**ontrol) e célra létrehozott nemzetközi szakértői munkacsoportja állította össze [55] (**S**imulation of **S**ingle-**S**ludge **P**rocess for carbon oxidation, nitrification, and denitrification rövidítve SSSP).

A modell – amint a program neve is utal rá – a biológiai szennyvíztisztítás három alapfolyamatának:

- a szervesanyag-lebontás,
- a nitrifikáció és
- a denitrifikáció leírását tartalmazza.

Ma már a modellt kezelő software is rendelkezésre áll, melyet szintén az IAWPRC Task Group fejlesztett ki a Clemson egyetemen 1985-ben [48, 54 – 57]. A szennyvízkezelő rendszer kutatócsoport által fontosnak tartott összetevőire a számítógép megoldja az anyagmérleg egyenleteket [48, 54, 55]. A program részletesebb ismertetését a függelék tartalmazza.

2.3. A kinetikai vizsgálatok fontossága és módszerei

Egy szennyvízkezelő rendszerben a szerves komponensek sorsának előrejelzéséhez szükséges a bontást végző mikroflóra kinetikájának ismerete. A mikrobiális növekedés és szubsztrát lebontás sebessége függ a mikroflóra fiziológiai állapotától, amelyet azonban az előzmények és a környezet határoz meg. Szubsztrátfeleslegben növekvő mikroorganizmusok teljesen kifejlődött fehérjeszintézis rendszerrel rendelkeznek, amely lehetővé teszi az asszimilált szubsztrát gyors lebontását. Másrészt azonban a szubsztrát-szegény környezetben növekvő mikroflórában olyan enzimek termelődnek, amelyek sokkal hatékonyabban transzportálják a szubsztrátot a sejtbe (nagy affinitású enzimek) a fehérjeszintézis rendszer esetleges hiányosságai ellenére is [11].

A szennyvízkezelő rendszer konstrukciója meghatározza az eleveniszapos kultúra növekedési kondícióit. Ennél fogva, a kinetikai paraméterek rendszerfüggők, azonban a megépített rendszer az előzetes számítások szerint fog üzemelni, mivel a rendszert a mikrobiális kinetikai paraméterek alapján méretezték.

A rendszerben kifejlődő biomassza konstrukciótól való függésére jó példa a térbeli szubsztrát gradiens hatása [8]. Ezt úgy lehet létre hozni, hogy az eleveniszapos reaktor elé egy különálló egységet kötünk, amely szelektálja a mikroorganizmusokat oly módon, hogy a nagy sebességű, alacsony affinitású enzimszubsztrátal rendelkező kompetitív előnyt élveznek magas szubsztrát koncentrációnál a kis sebességű, de nagy szubsztrát-affinitású szervezetekkel szemben. Másfelől a tökéletesen kevert tankreaktorban a kis növekedési sebességű, nagy szubsztrát-affinitású mikroorganizmusoknak van kompetitív előnyük az alacsony szubsztrát-koncentráció miatt. Ezért minden reaktorelrendezés egyedi szubsztráteltávolítási kinetikai paraméter készletet eredményez, tehát az adott reaktorkonfigurációban kifejlődő mikroflóra kinetikájának előzetes ismerete szükséges a vonatkozó rendszer viselkedésének tervezéséhez, vagy modellezéséhez. Röviden: **a rendszerkonfiguráció mikrobiális kinetikára gyakorolt hatásának ismerete elengedhetetlenül szükséges a szennyvíztisztító telep tervezéséhez.**

Az előzőekben leírtak miatt a szennyvíztisztító rendszer hatékonyságának előrejelzése, és annak megbízhatósága, jelentősen függ az alkalmazott kinetikai modell pontosságától, és a módszer megbízhatóságától, amellyel a modell paramétereit meghatároztuk. Jelenleg az eleveniszapos szennyvíztisztító rendszerekről elfolyó tisztított víz minőségének meghatározására kidolgozott modellek sikeresen előrejelzik a vonatkozó rendszer hatékonyságát a szén oxidáció, a nitrifikáció, a denitrifikáció, és a foszfor eltávolítás tekintetében, valamint a sztöchiometriai és kinetikai paraméterek meghatározására szolgáló modelleket is sikerült megfelelően kidolgozni [53]. Azonban egyedi szerves szintetikus vegyületek sorsát még nem áll módunkban megfelelő megbízhatósággal előre jelezni. Az érvényben levő környezetvédelmi szabályok kategóriáinként előírják az elfolyó tisztított víz minőségét az egyedi szerves vegyületek koncentrációit illetően, továbbá általában megkövetelik az iparágatól, hogy meghatározza a biodegradáció sebességi állandóit. Ez azonban fáradságos és kényelmetlen eljárás, amelyhez olyan laboratóriumi méretű bioreaktorok szükségesek, amelyekkel modellezni lehet az ipari méretű telep működését. [60]. A környezetvédelmi rendeletek arra ösztönzik a kutatókat, hogy egy olyan új és egyszerű módszert fejlesszenek ki, amely segítségével a mérnökök előre meg tudják mondani az alkalmazott szennyvízkezelő rendszerben a biodegradáció sebességét és kiterjedését az egyedi szerves vegyületekre is.

Hagyományos módszerekkel többkomponensű rendszerekben az egyes szubsztrátok biodegradálhatóságának megállapítása időigényes és drága, ugyanis részletes laboratóriumi és félüzemi kísérletek szükségesek a biodegradáció kinetikai paramétereinek minősítésére. Mindezek ellenére az ilyen módszerekkel meghatározott kinetikai paraméterek gyakran alkalmatlanok egy üzemi méretű rendszerről elfolyó víz minőségének előrejelzéséhez [61, 62]. Ezért volt szükséges kidolgozni egy pontosabb módszert a biodegradáció kinetikájának meghatározására, amely segítségével minimálisra csökkenthető az időszükséglet – és a kezelhetőségi tanulmányok komplexitás miatti költségvonzata –, ugyanakkor azonban növeli a siker valószínűségét. A kinetika vizsgálatánál azonban nem szabad figyelmen kívül hagyni, hogy a mérés során bevitt szubsztrát megváltoztathatja a biomassza kinetikai paramétereit [66].

Alacsony szubsztrát koncentrációt alkalmazva a viszonylag magas biomassza koncentrációhoz képest, a biomassza fiziológiai állapotának változása minimális a mérés során. Következésképpen a mért kinetika pontos tükröke a biomassza pillanatnyi kinetikai képességeinek abban a fiziológiai állapotban, amely megegyezik azzal a folyamatos rendszerével, ahonnan a biomasszát nyertük. Az ily módon kapott eredményeket nevezzük extant kinetikai paramétereknek, mivel fennálló, pillanatnyi állapotot tükröznek [63]. Rendkívül fontos az alacsony szubsztrát-koncentráció, mivel sok biodegradációs kinetikával foglalkozó tanulmány nem veszi figyelembe a vizsgálat körülményeinek a mért eredményre gyakorolt hatását. Azok a tanulmányok, amelyek ezt figyelembe veszik, azt mutatják, hogy a magasabb maximális specifikus növekedési sebesség (μ_{max}) és a telítési állandó (K_s) értékek olyan reaktorból származnak, amelyben magasabb volt a kezdeti szubsztrát koncentráció. Egyesek szerint, a jelenség a mikrobiológiai közösség többszörös enzim rendszereinek tudható be, [64, 65], illetve tiszta sejt-kultúra esetén többfázisú enzimrendszerekre utal [66]. Sokok közül a *Pseudomonas* törzsszel [67 – 70] azonban arra enged következtetni, hogy a szervezet növekedésének előzményei meghatározó szerepet játszanak a kapott kinetikai paraméterekre (pl. azok a szervezetek, amelyek magasabb fajlagos növekedési sebességgel növekedtek a vizsgálat előtt, magasabb maximális specifikus növekedési sebességet mutatnak a vizsgálat során is).

A legvalószínűbb kinetikai paraméterek értékeinek olyan értelmű folyamatossága, amelyek mindegyike tükrözi a tesztet megelőző (vagy teszt közbeni) növekedési kondíciókat. A skála az egyik végén van az extant kinetika, amely a szubsztrát:biomassza arányt tekintve $X_0:S_0 = 0,02:1$ értéknél definiálható (ahol az X_0 koncentráció a biomasszában az a rész, amelyről feltételezzük, hogy a szóban forgó szubsztrátot bontani képes). A spektrum másik végén pedig azok a kinetikák vannak, amelyeket $X_0:S_0 = 20:1$ értékkel jellemezhetünk. Ezeket hívjuk intrinsic kinetikáknak, [71] mivel a biomasszában lehetősége van arra, hogy eléggé gyorsan növekedjen, megközelítve saját maximális képességeit. Mások az $X_0:S_0 = 2:1$ arányt használták, kettéosztva a magas és alacsony szubsztrát arány közötti sávot [72, 73].

Úgy tűnt, hogy az extant technikával mért adatok sokkal jobban illeszkednek az üzemi méretekben tapasztalható viselkedéshez [74], mint az intrinsic módszer, ezért az extant módszerek kerültek munkám kö-

zépöntjába. Az extant kinetikai paraméterek meghatározására használt respirometrikus technika leírását a 3.2.2.3. fejezet tartalmazza.

Mivel az extant kinetika a folyamatos rendszerben a mintavétel időpontjában jelenlévő kultúra tulajdonságait méri, fontos kérdés az értékek szórása és a mérés megbízhatósága, ha ezt a technikát használjuk a tervezéshez használt modell paramétereinek meghatározásához. Mackey and Grady [75] szignifikáns természetes variabilitást figyeltek meg egy folyamatos, állandó körülmények között tartott kevert kultúrában a hosszú távú működés során. Vajon a kimenő szubsztrát koncentráció időbeni változása a sejt kultúra kinetika változásának, vagy a populáció változásának tulajdonítható-e? Okaygun és Akgerman [76] megfigyelték a domináns mikroba fajok eltolódását, amikor tökéletesen kevert eleveniszapos reaktorba (Completely Mixed Activated Sludge CMAS) befolyó szubsztrát (fenol) koncentrációja változott. A populáció változásával együtt járt a mért kinetikai paraméterek eltolódása is.

Fontos kérdés, a szimultán többszörös szubsztrát biodegradáció hatása a mérhető extant kinetikai paraméterekre. Az egyedi szubsztrátoknak lehetnek szinergista (egymás hatását erősítő), antagonist (egymás hatását gyengítő) hatásuk, esetleg nincsenek egymással kölcsönhatásban, eredményezve ezzel magasabb, alacsonyabb, vagy változatlan növekedési sebességet ahhoz képest, amikor a vonatkozó szubsztrát egyedül lenne a rendszerben.

A specifikus szubsztrát kölcsönhatások elvéről több tanulmány is olvasható a szakirodalomban [77, 78, 79, 80], amelyekben a szerzők részletesen kifejtették eredményeiket. Mindemellett csak néhány tanulmány vállalkozik arra, hogy minősítse a szimultán szubsztrát biodegradáció hatását alacsony növekedési sebességeknel, amelyek jellemzőek a szennyvíztisztító rendszerekre, és még kevesebb állítja, hogy a kinetikai mérésekre hatással lehet. Az általános irányvonal szerint van némi előnyös hatása a szimultán többszörös szubsztrát biodegradációnak, minden egyéb specifikus szubsztrát kölcsönhatás hiányában is. Egyik tanulmány szerint, ahogy a betáplált tisztítandó szennyvíz az alacsony növekedési sebességű folytonos kultúrában egyre komplexebbé vált, az elfolyóban a glükóz aránya csökkent [81]. A legalacsonyabb elfolyó koncentrációt akkor kapták, amikor a betáplált tisztítandó szennyvíz a legösszetettebb volt (aminosavak és glükóz keveréke).

Egy másik tanulmányban glükóz és galaktóz keveréke akkor eredményezett minden esetben alacsonyabb elfolyó koncentrációkat, amikor a szubsztrátokat, mint egyedüli szénforrásokat táplálták a folytonos kultúrába [82]. Ez utóbbi tanulmányok azért jelentősek, mert folytonos kultúrákban, olyan alacsony növekedési sebességek mellett mértek, amelyek az eleveniszapos szennyvíztisztító rendszerekre jellemzőek. A tanulmányokban olvasható magas szubsztrát koncentráció mellett kölcsönhatások a szennyvíztisztításban valószínűleg nem annyira jellegzetesek, mivel előfordulhat, hogy a metabolikus szabályozás érvényesül [83].

Mások szinergikus hatást figyeltek meg különleges vegyületek biodegradációs sebességén, alternatív, vagy kevert szubsztrátok jelenlétének köszönhetően [84, 85, 86, 87]. Időközben kutatók olyan eredményeket közöltek kevert szubsztrátok szimultán biodegradációjakor, amelyek nem magyarázhatók szisztematikus módon [88, 89, 90].

2.3.1. Extant kinetika mérési elve

Az irodalomban ismertett számos respirometrikus eljárás közül a legegyszerűbbet Lamb *et al.* fejlesztette ki 1964-ben [91], amit Vernimmen *et al.* [92] tovább tökéletesített 1967-ben. Az általunk is használt respirométert Cech fejlesztette ki 1984-ben. [93]. Chudoba *et al.* 1985-ben [94] részletesen leírta az általunk is használt extant kinetika mérési elvi alapjait. Kísérletében a CMAS rendszerben (amely erőteljesen fonalasodott) jelentősen alacsonyabb μ_{\max} és K_S értékeket mért, mint az ugyanolyan összes térfogatú és terhelésű szelektoros rendszerben. Az eredmények kísérletileg igazolták a „kinetikai szelekció” elméletét, amelyet korábban publikált [95]. Ezek a publikációk képezték kinetikai méréseink elméleti alapját. A respirometrikus mérés technika más kutatók által is bizonyítottan alkalmas és hatékony módszer inhibíciós szubsztrátok eltávolításának nyomon követésére [112].

A Monod egyenlet [96] a következőképpen írható le:

$$\frac{1}{X} \cdot \frac{dX}{dt} = \hat{\mu} = \hat{\mu}_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (20)$$

ahol X a biomassa koncentrációja, [g/l], S a limitáló szubsztrát koncentrációja [g/l], μ és μ_{\max} az aktuális és a maximális fajlagos növekedési sebesség, [1/óra], K_S a szubsztrátra vonatkozó telítési állandó [g/l].

Amennyiben ezt az egyenletet kevert kultúrában alkalmazzuk, szem előtt kell tartanunk, hogy a maximális fajlagos növekedési sebesség (μ_{\max}) és átlagos telítési koefficiens (K_S) a kultúrára vonatkozó átlagos értéket képviseli, amely a kultúrában jelenlévő törzsek előfordulási gyakoriságának függvényeként változik. A populáció változása miatt a mérhető kinetikai paraméterek értékei is változnak [34, 97].

Az előzőekben leírt elmélet szerint az alacsony szubsztrát koncentráció során kifejlődött kultúra alacsony μ_{\max} és K_S értékekkel jellemezhető, valamint fordítva. Ez azt jelenti, hogy a nagy tisztítási hatásokkal mű-

ködtetett tökéletesen kevert eleveniszapos rendszerekben kifejlődő kultúrákban, – amelyekben az elfolyó (azaz reaktorbeli) szubsztrát koncentráció kicsi – alacsonyabb μ_{\max} és K_S értékek mérhetőek, mint az ideális csőreaktor megközelítő módon működtetett rendszerekben [98], vagy általában azokban, ahol a kezdeti szubsztrát koncentráció magas. Az elmélet közvetlen kísérleti igazolása azonban nehézségekbe ütközött, mivel az ismert mérési módszerek a μ_{\max} és K_S értékek meghatározására nem voltak eléggé érzékenyek, különösen a 20 mg KOI/l tartományban [99].

Mindazonáltal a biomasza növekedése mindig a szubsztrát eltávolításhoz kapcsolódik, a következő egyenletnek megfelelően:

$$\frac{dX}{dt} = -Y_{\text{obs}} \frac{dS}{dt} \quad (21)$$

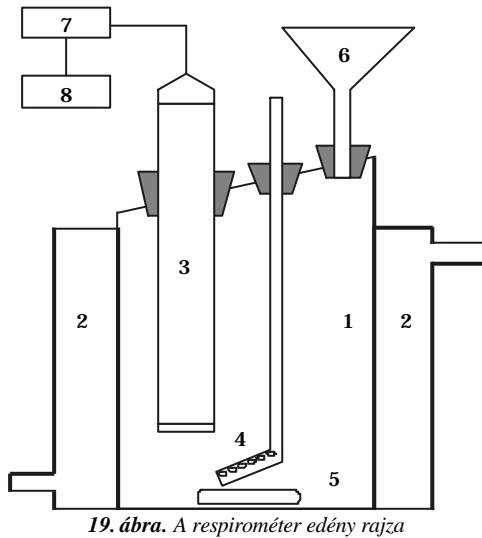
ahol Y_{obs} a mérhető hozamkonstans. Ha az előző két (20 és 21) egyenletet összevonjuk, akkor a 22 összefüggéshez jutunk:

$$-\frac{dS}{dt} \cdot \frac{1}{X} = \frac{\dot{i}_{\max}}{Y_{\text{obs}}} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (22)$$

Ha a fenti 22 egyenletben a $-(dS/dt)/X$ kifejezést r_S , ill. a $\mu_{\max}/Y_{\text{obs}}$ kifejezést $r_{S\max}$ jelöléssel helyettesítjük, a következő egyenlethez jutunk:

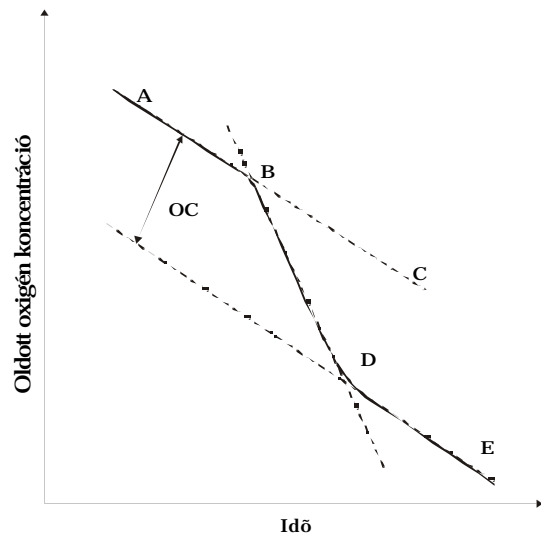
$$r_S = r_{S\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (23)$$

ahol r_S és $r_{S\max}$ az aktuális, ill. maximális specifikus szubsztráteltávolítási sebesség. A biomasza növekedési egyenlete (20) így átalakítható a szubsztrát eltávolítás egyenletévé (23). 1975-ben kifejlesztettek egy gyors módszert a K_S és $r_{S\max}$ mérésére [99]. Az eljárás egyetlen hátránya, hogy a „végtelen hígítás” –nak nevezett technika egy egyedi, eléggé specifikus és pontos vizsgálati módszert igényel a szubsztrát meghatározására. Az előbbi kiváltó egyszerű respirometrikus metódust 1984-ben dolgozták ki [93].



19. ábra. A respirométer edény rajza

1. respirométer cella, 2. vízköpeny, 3. oxigén elektród, 4. levegőztető cső, 5. mágneskeverő, 6. töltőcsonk, 7. oxigénmérő, 8. adatrögzítő



20. ábra. Egy jellemző respirometrikus görbe rajza

A megfelelően előkészített mintában a 19. ábrán vázolt respirométerben mérhető az oldott oxigén koncentráció. Az endogén metabolizmus során felhasznált oxigén fogyasztási sebességét a 20. ábrán az „A – B – C” egyenes demonstrálja. A „B” pontban a pontosan ismert mennyiségű szubsztrátot injektáltuk. A mennyiség ismeretében a reaktorban kialakult kezdeti szubsztrát koncentráció könnyen számítható. A szubsztrát hozzáadása a respiráció sebességének megváltozását okozza, mint ahogy az ábra „B – D” szakaszán látszik. A „B – E” görbe maximális sebességű érintője adja a konstans totális respirációs sebességet az adott S szubsztrát koncentrációnál. Ahogy a szubsztrát koncentráció az idővel csökken, a respiráció sebessége is kisebb lesz, mivel az anyagcsere sebessége alacsony szubsztrát koncentrációk esetén koncentrációfüggő. Amikor a szubsztrát teljes mennyisége átalakult (D pont) a légzési sebesség visszaesik az eredeti, endogén légzésnek megfelelő értékre (D – E szakasz).

Az adott koncentrációjú szubsztrát eltávolítása után újabb adag injektálható a cellába, és új respirogram regisztrálható. Az eljárás néhány alkalommal megismételhető, amíg az oldat oldott oxigén koncentrációja ezt lehetővé teszi. 2 mg/ml oldott oxigén koncentráció elérésekor a rendszert újból telíteni kell oxigénnel, hogy az ne váljon limitáló tényezővé.

A respirogram értékelésekor először meghatározzák az endogén légzés oxigén-felhasználási sebességét (r_{Send}), majd a szubsztráteltávolítás során mért teljes oxigén-felhasználási sebességet (r_{St}), végül az összes oxigénfogyást (OC). Az adatok ismeretében a következő együtthatók számíthatók:

A fajlagos szubsztrát oxidáció sebessége az adott S koncentrációnál:

$$r_{Sox} = r_{St} - r_{Send} \quad (24)$$

A fajlagos szubsztráteltávolítási sebesség:

$$r_s = \frac{r_{Sox}}{OC/S} \quad (25)$$

A szubsztrát oxidációs együtthatója

$$1 - Y = \frac{OC}{S} \quad (26)$$

A fajlagos hozam:

$$Y = 1 - \frac{OC}{S} \quad (27)$$

Az egyenletekben minden mennyiséget KOI mg/l egységben fejezünk ki.

Az inhibitor jellegű szubsztrátokra adott respirometrikus válasz leírására a Monod egyenlettel analóg módon az Andrews [100] által felállított kinetikai modell használható (28. egyenlet), amely a Monod egyenlet-hez hasonló, azonban tartalmazza a K_I inhibíciós állandót.

$$r_s = -\frac{\dot{r}}{Y} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S + \frac{S^2}{K_I}} \right) \cdot X \quad (28)$$

A Monod és Andrews egyenletek a szakirodalomban gyakran használatosak [109, 110, 111], amikor a vizsgált vegyület az egyedüli szén és energiaforrás a rendszerben. Hasonlóképpen azokban az esetekben is adekvát eredményt kaphatunk ezeknek az egyenleteknek a használatával, amikor egyedi szennyezők sorsát akarjuk leírni egy olyan többkomponensű rendszerben, amelyben a többi komponens kinetikai paraméterei, és a bontásukat végző biotömeg hányada ismertek [101, 112].

3. KÍSÉRLETI RÉSZ

3.1. Folytonos üzemű kísérletek

3.1.1. A kísérletek célja

Feladatunk mérgező anyagokat tartalmazó szennyvíz biológiai szennyvíztisztítási rendszerének optimális kialakítása volt.

A kommunális szennyvizek tisztítása során jó eredményeket szolgáltató technológiák a vegyipari szennyvizek kezelésére közvetlenül – a megfelelő modellkísérletek elvégzése nélkül – általában nem javasolhatók, sőt az is előfordulhat, hogy egy, a kommunális szennyvíztisztításban sikeres eljárás a vegyipari szennyvizek tisztítása során kifejezetten kerülendő. Ennek oka elsősorban a szennyvíz komponenseinek eltérő jellege. A vegyipari szennyvizek a kommunális szennyvizektől alapvetően az alábbiak szerint különböznek:

- szennyezettségük általában jelentősen nagyobb (pl. KOI értékben kifejezve nagyságrendileg ~10-szeres),
- az egyes szennyvízkomponensek biológiai bonthatósága között igen jelentős különbségek lehetnek,
- az üzemekben alkalmazott technológiák döntő többségükben szakaszosak, sőt időszakosak, így a szennyvíz-összetétel hirtelen – és jelentős – változásaival kell számolni,
- az előforduló szennyező anyagok többsége az ún. biológiailag bontható, mérgező vegyületek kategóriájába tartozik, melyek lebontási sebessége jellegzetesen függ az adott komponens(ek) lokális koncentrációjától. A kommunális szennyvizekben általában előforduló – biomassza növekedését többnyire egyértelműen serkentő – szennyező anyagokkal szemben, ebben az esetben a lebontási sebesség a szennyezőanyag-koncentráció függvényében maximumos görbét ír le. Ennek következtében a reaktorbeli szennyezőanyag-koncentráció növekedés egy bizonyos határig növeli az eltávolítási sebességet, ezt meghaladva azonban csökkenő értékek, sőt, különböző mértékű mérgező hatások is észlelhetők.

Az alkalmazott bioreaktorok elrendezése (pl. soros vagy párhuzamos kapcsolása) jelentősen befolyásolja a lebontást végző mikroorganizmusok környezetében kialakuló szennyezőanyag-koncentrációt. Ez a hatás – a komponensek jellege következtében – vegyipari szennyvizek esetében különösen erőteljes lehet. Kísérleteink alapját a biológiai szennyvíztisztítás korszerű, folyamatcentrikus szemléletének eredményei képezik. Ezek felhasználásával célul tűztük ki, hogy kísérletsorozatokat végzésével olyan reaktortagolási módot dolgozzunk ki, amely a legkedvezőbb eredményt adó, az előírt paramétereket biztosító intenzifikált üzemmódot vezet.

A laboratóriumi modellberendezéseink kialakításához egy hazai vegyipari nagyvállalat meglévő szennyvíztisztító rendszerének műtárgyállományát vettük alapul, azok térfogatarányos modelljét építettük fel, hogy laboratóriumi eredményeink helyességét később üzemi méretekben is igazolni tudjuk.

3.1.2. A hatékonyságnövelésre szoruló rendszer ismertetése

Az üzemi szennyvizeket az I. és II. jelű gerinc-csatorna vezette a biológiai tisztítóba (21. ábra).

Az I. csatornán érkező napi 8 – 10 ezer m³ ún. savas szennyvíz mésztejes szuszpenziós semlegesítés és üleptetés után, a kommunális felszíni csatorna és az utótározó vizével keveredve került a befogadóba.

A II. csatornán érkező mintegy napi 6 – 8 ezer m³ szennyvíz a fogadóakna rácsán túljutva először 2 db. hosszanti átfolyású, Lipcsei típusú előüleptető medencébe került. Itt az idáig eljutott iszapszerű anyagok kiülepednek, a felúszó anyagok pedig a víz felszínére jutnak. A két medence felváltva üzemelt, az üzemen kívüli – tisztítás alatt álló – medence felúszott anyagát, illetve üledékét az égető berendezésben égették el. Az előüleptetőből elfolyó savas szennyvíz gravitációs úton az ún. véstározóba jutott, ahol az eltérő szennyezettségű vizek homogenizálódtak, és az illékony szennyeződések jelentős része elpárolgott.

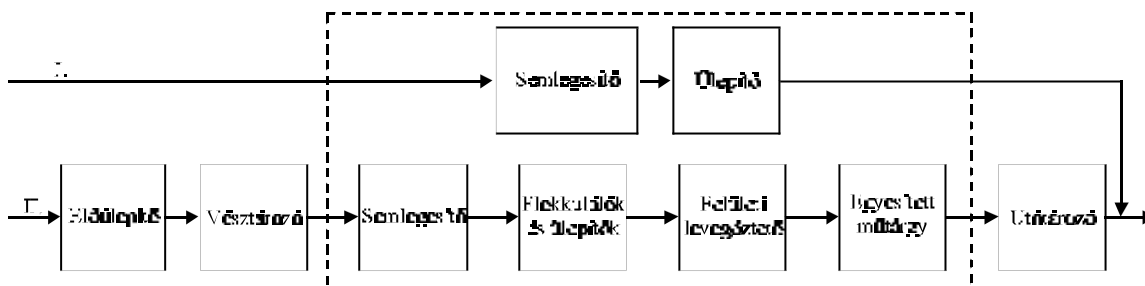
A tározóból szivattyúkkal nyomták vissza az egalizált szennyvizet a telep elején lévő osztóaknába, ahonnan a semlegesítő medencébe folyt. A semlegesítést mészhidrát szuszpenzióval végezték 7,5 – 8 pH értékig. A semlegesített szennyvíz a flokkuláló medencébe jutott (az ábrán nincs jelezve), ahol poli(akrilamid) vagy más flokkulálószer hozzáadására került sor. A szennyvízben lévő lebegő anyagok (a semlegesítőben kivált gipsz-iszap kristályok) a flokkulálószer hatására jól ülepedő pelyheket alkottak. A flokkuláló medencéből elfolyó szennyvíz gravitációsan jutott a négy darab 200 m³-es gipsziszap üleptetőbe. A kiülepedett iszapot szivattyúkkal továbbították a véstározók üleptető kazettáiba; a kezelt víz bukóélen keresztül jutott tovább a kizárólag puffer-tartályként működtetett felületi levegőztetőbe. A semlegesített szennyvíz a felületi levegőztetőből a keverőaknán keresztül lépett be a tisztítás biológiai lépcsőjét megvalósító kombinált levegőztetőbe. A keverőaknában a szükségesnek vélt nátrium-foszfátot keverték be.

A biológiai tisztítást a kombinált levegőztető-üleptető berendezésekben, ún. egyesített műtárgyakban végezték. A négy darab műtárgy összesen 7600 m³-es levegőztető terében a mikroorganizmusok a szennyvíz szennyezőanyagait sejtanyagká és anyagcsere termékekkel alakították. A tisztított víz és a bontást végző

mikroflóra elválasztására az egyesített műtárgyak egyenként 800 m³-es ülepítő tere szolgált. Innen folyt el a négy bioreaktor tisztított szennyvize a III. csatornán keresztül az utótározó tóba (utótisztító), ahol további természetes tisztulási folyamatok zajlottak le. A levegőztetőkben – az iszap fizikai tulajdonságait javítandó – alumínium-szulfátot, a tisztítás hatásfokának javítására időnként aktívszenet adagoltak a rendszerbe.

Az utótározó térfogata (~ 200 000 m³) mintegy három hetes tartózkodási időt biztosított, (ez alatt további tisztulási folyamatok zajlottak le). Az utókezelt, tisztított víz – egyesülve az I. csatornán érkező semlegesített vízzel, s áthaladva a vállalatnál elfolyó víz mérő-ellenőrző pontján a befogadó medrébe folyt.

A tisztítási technológia blokkismáját a 21. ábra szemlélteti, szaggatott vonallal körülhatárolva a kísérleteink tárgyát érintő részt. A vésztározóban lejátszódó öntisztulási folyamatok érzékeltetésére az 1990 – 91-ben oda érkező és onnan visszajött szennyvíz minőségét az 5. táblázat mutatja be.



21. ábra. Az hatékonyságnövelésre szoruló szennyvíztisztítási technológia blokkismája

5. Táblázat. A vésztározóba érkező és az onnan visszavett szennyvíz paramétereinek összetevése.

	VÉSZTÁROZÓBA ÉRKEZŐ SAVAS SZENNYVÍZ		VÉSZTÁROZÓBÓL VISSZANYOMOTT SAVAS SZENNYVÍZ	
	1990	1991	1990	1991
KOI [mg/l]	3950	2418	2402	1936
TOD [mg/l]	4620	3224	3067	2551

3.1.3. Párhuzamosan és sorosan kapcsolt elrendezések összehasonlítása

3.1.3.1. Kísérleti berendezések és a vizsgált szennyvíz

Modellberendezések

Kísérleteinkhez háromféle, a meglévő műtárgyak eltérő kapcsolásával kialakítható szennyvíztisztító rendszer térfogatarányos modelljét építettük fel (Függelék F-1 – F-3. ábrái). Valamennyi rendszer közös jellemzője, hogy első elemként egy denitrifikáló reaktort tartalmazott. Ezt követték a levegőztetett reaktorok és az ülepítők, eltérő kapcsolási sorrendben. A tisztítandó szennyvíz teljes mennyiségének betáplálása, valamint a recirkuláltatott iszap visszatáplálása (a kétiszapos rendszer második lépcsőjének kivételével) a denitrifikáló reaktorba történt. Az alapvető eltérés a meglévő négy darab egyesített műtárgy levegőztető medencéinek, illetve ülepítőinek különböző lehetséges kapcsolásaiban nyilvánult meg. A modellberendezések műtárgyainak térfogatait a 6. táblázat adatai szerint alakítottuk ki.

Az egyes modellrendszerek elvi felépítését a 22. – 24. ábrákon szemléltettük, ahol a reaktor- és ülepítő térfogatókat, a térfogatarányokat, valamint a mintavételnél használt azonosító jelöléseket is feltüntettük. Az I. jelű elrendezéssel a denitrifikáló reaktort kiegészített jelenlegi tisztító rendszert modelleztük (22. ábra). A 2.1.2.3.1. fejezetben tárgyaltak értelmében a négy párhuzamosan működő levegőztetett reaktort és ülepítőt egy-egy egységesített (négyeszeres térfogatú) levegőztetett reaktorttal és ülepítővel helyettesítettük (v.ö. 22. és 6. ábrákat). A kísérletek első felében a recirkuláltatott iszap egyik felét az I/D denitrifikáló reaktorba, másik részét pedig az I/L levegőztetett reaktorba vezettük vissza. A későbbiekben üzemeltetési okok miatt a recirkuláltatott iszap teljes mennyiségét a denitrifikáló reaktorba tápláltuk be. Ezzel bizonyos értelemben sorossá alakítottuk a rendszert, hiszen egy sorba kötött denitrifikálóból és aerob tisztítóból álló elrendezés jött létre, bár ez utóbbi egység reaktorai változatlanul párhuzamos kapcsolásban maradtak.

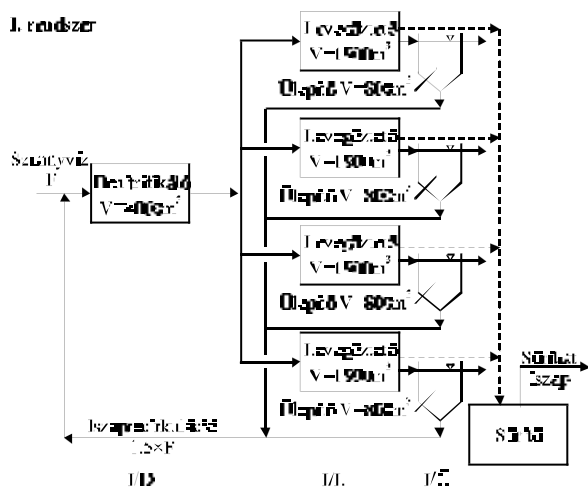
A 23. ábrán bemutatott II. jelű rendszerrel olyan elrendezést modelleztünk, melyben a II/D denitrifikáló reaktorból kilépő elegyet – az I. rendszer négy párhuzamos ágával szemben – kétfelé osztottuk, két-két sorbakapcsolt medencében levegőztettük, és egy-egy ülepítőben választottuk szét a biomasszát és a tisztított vizet. Ennek megfelelően az *első két műtárgy ülepítőjét nem használtuk fel*, azok legcélszerűbb hasznosításának feltárása a további intenzifikálás lehetőségét biztosította. A 23. ábrán szemléltetett elvi elrendezés gyakorlati modelljét az F-2. ábrán adtuk meg. A kísérleti rendszerben – az I. elrendezés során is felhasznált megfontolásoknak megfelelően – két-két párhuzamosan kötött műtárgyat egy-egy kétszeres térfogatú egységgel helyettesítettünk. Az eredmények megfelelő értékelése érdekében fel kell hívnunk a figyelmet arra, hogy a II. rendszerben az ülepítő csupán feleakkora térfogatú volt, mint az I. és III. elrendezésekben (22 – 23. ábrák).

6. Táblázat. A meglévő műtárgyak térfogatainak modellezése

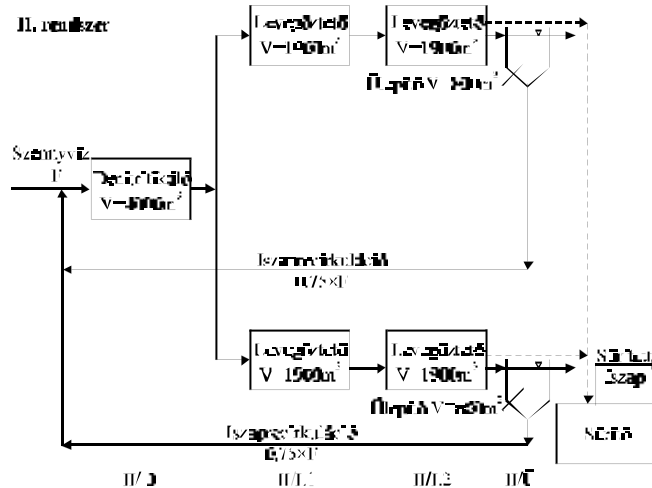
	Műtárgyakban (meglévő)	Modellberendezésben
Tervezett denitrifikáló (előlevegőztető)	4000 m ³	9 dm ³
Mélylevegőztetők (összesen)	7600 m ³	17.2 dm ³
Ülepítők (összesen)	3200 m ³	7.2 dm ³

A tanulmányozott III. rendszer az első két egyesített műtárgy – II. elrendezésben fel nem használt – ülepítőinek egy lehetséges alkalmazását modellezi (v.ö.: 23. és 24. ábrákat).

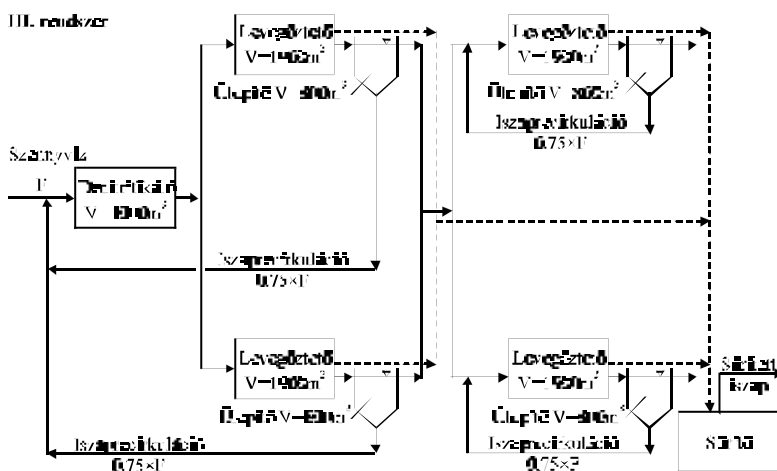
A közbenső ülepítők beépítése következtében azonban ez az elrendezés nem csupán a II., hanem az I. rendszertől is alapvetően eltért, mivel ez esetben a tisztítást két, egymástól elválasztott, eltérő minőségű szennyvízzel találkozó – ennek megfelelően eltérő növekedési kinetikájú – eleveniszap mikroflórája végzi.



22. ábra. Az I. jelű rendszer üzemi kialakíthatóságának bloksémája



23. ábra. A II. jelű rendszer üzemi kialakíthatóságának bloksémája



24. ábra. A III. jelű kétszapos rendszer üzemi kialakíthatóságának bloksémája

A biológiai iszap útját is feltüntetve 24. ábra alapján nyilvánvaló, hogy a III. elrendezés valójában két, egymást követő tisztító rendszert képvisel, ahol a második rendszer az első lépcső tisztított vizét kapja további tisztításra. Az ábrából az is jól látszik, hogy ebben az elrendezésben a recirkulált iszap mennyisége kétszerese az előző két rendszerben megfigyeltnek.

A denitrifikáló reaktorokban a bontást végző eleveniszap kiülepedését keveréssel akadályoztuk meg. A keverés intenzitását – összhangban a 2.2.1.3. fejezetben leírtakkal – úgy választottuk meg, hogy a levegőből az oxigén beoldódása minimális legyen. Az aerob reaktorokban a levegőt a reaktorok alján elhelyezett zsugorított üvegszűrőkön keresztül vezettük be.

A szűrőből kilépő apró gázbuborékok felfelé áramlása egyszerre biztosította a megfelelő keveredést és az oldott oxigén koncentráció megfelelő szinten tartását. A szennyvíz a reaktorok alsó harmadában, hajlított üvegszűrőn keresztül lépett be és túlfolyón keresztül távozott. A szennyvíz, valamint a recirkulált iszap mozgására perisztaltikus pumpákat használtunk fel.

A felhasznált modellszennyvíz eredete és összetétele

Az együttműködő vegyipari nagyüzem szennyvizével dolgoztunk. Reális eredmények reményében az egyes üzemekben keletkező szennyvizeket a kibocsátott mennyiségek arányában kellett összekevernünk. A szennyvizeket nem közvetlenül az üzemekből kaptuk, hanem előzetesen hordókba gyűjtött mintákat bocsátottak rendelkezésünkre. A modellszennyvíz összetételét a 7. táblázat foglalja össze.

7. táblázat. A tisztításra kerülő szennyvizek

Szennyvíz kibocsátó technológia	Szennyvíz mennyiség [m ³ /nap]	KOI [mg/l] (vállalati adat)	mintából mért	Szennyvíz kibocsátó technológia	Szennyvíz mennyiség [m ³ /nap]	KOI [mg/l] (vállalati adat)	mintából mért
p-Nitro-acetofenon (PNAF)	97	1979	7086	VASFUMARÁT	15	1866	
GLICIN	117	19077	92612	SZULFANILSAV	14	82857	834
GEH	81	22358		FTALIMID	1	137000	10982
AMIKOL	360	5286		MCA	210	3724	71255
OLAJADALÉK	72	2375	2015	KAK	342	14105	
REONIT	100	4360		"L" ÜZEM	100		3700
NIKRIPOLO	100	~0		"C" ÜZEM	1500		250
I. GYAREGYSÉG	3166	579	5239	IV. GY.E. SZOC.	200	600 ¹	
FUMÁRSÁV	46	2891	61072	Lakótelepi ülepített	2300	200 ¹	100

ELEGYÍTVE összesen 8821 m³/nap, 2213 mg KOI/l, mintából mérve átlagosan ~3800 mg KOI/l

¹: Becsült érték

3.1.3.2. Kísérleti módszerek

A tisztítandó szennyvíz előkezelése, a pH beállítás optimalálása

Az üzemekből kikerülő szennyvizek zömükben savas jellegűek voltak, biológiai tisztításuk előtt savasságot csökkenteni kellett, pH-jukat úgy kellett beállítani, hogy az a lejátszódó biológiai folyamatok számára lehetőleg optimális legyen, azaz 5 és 7 közé essen.

A vizsgált paraméterek és az alkalmazott analitikai módszerek

Kísérleteinkben a szennyvíz minőségének változását, illetve az egyes rendszerekben kialakult eleveviszap üledési és szűrhetőségi tulajdonságait vizsgáltuk. A szennyvíz paramétereinek közül a pH, a kémiai oxigénigény, a nitrogénformák, valamint az ortofoszfát ionok koncentrációi mellett az összes só tartalom változását követtük nyomon. A reaktorokban kialakult hőmérsékletet és oldott oxigén koncentrációt WTW OXI-96 típusú mikroprocesszoros oxigénmérő készülékkel mértük. A minták szárazanyag tartalmát szűrés után szárítással és visszaméréssel határoztuk meg. Az iszapüledés méréséhez a mintákat 1 literes mérőhengerben ülepítettük, majd leolvastuk a kiülepedett iszap térfogatát. Az üledés és a szárazanyag tartalom hányadosaként számoltuk ki az iszapok Mohlmann indexét.

A szerves komponensek részletes mennyiségi és minőségi meghatározását a Veszprém Megyei Állategészségügyi és Élelmiszer Ellenőrző Állomás Élelmiszer Ellenőrző Laboratóriuma végezte gázkromatográffal kapcsolt tömegspektrometriás vizsgálattal (GC-MS).

A kísérlet menete

A kísérletsorozatot kilenc héten keresztül, a naponta vett átlag szennyvíz mintával végeztük.

Az első héten hígítás nélkül adagolt nyers szennyvíz mérgező hatásának bizonyult, ezért másfél hét elteltével a rendszereket újraoltottuk. Az ezt követő intenzív szakaszban a modellberendezéseket minimális iszapelvétele mellett működtettük. Ennek a periódusnak a végén jelentkezett – az egyes rendszerekben eltérő mértékben – az üzemből egyébként is mindennapos jelenség, az erős habzás. A habképző mikroorganizmusoknak a habbal való eltávolítása után azonban a jelenség többször nem ismétlődött.

A kísérlet utolsó szakaszában az átlagos sejtartózkodási időt 10 napos értéken tartva (naponkénti iszapelvétele) vizsgáltuk a három különböző elrendezés működését.

3.1.3.3. Az alapelrendezések kísérleti eredményei

A kísérletek 9 hete alatt folyamatosan nyomon követt paraméterek szélsőértékeit és átlagait a 16. táblázat, mutatja be. Az értékek lefutását szemléltető görbéket a függelék F-4. – F-38. ábráin tüntettük fel. A kísérleti rendszerek hatásfokát GC-MS vizsgálatok segítségével is ellenőriztük.

A hőmérséklet és az oldott oxigén koncentráció alakulása

A kísérleti körülményeket jellemző fizikai paraméterek közül a hőmérséklet és az oldott oxigén koncentráció változását követtük nyomon.

Az oldott oxigén koncentrációk alakulását bemutató F-4. – F-6. ábrák tanúsága szerint a levegőztetett reaktorokban gyakorlatilag szinte mindvégig fenntartható volt a kritikusnak tartott 2 mg/l feletti oldott oxigén koncentráció. Az ábrákon megfigyelhető az oldott oxigén tartalom lassan csökkenő változása. Ennek oka a levegőztető elemekre lerakódó kalcium karbonát és iszap, amely ezáltal rontja a levegőztetés határfokát.

Az 55. kísérleti napon bekövetkezett hirtelen lehűlés hatására a reaktorokban az oldott oxigén koncentráció nőtt, részben a hőmérséklet csökkenésével növekvő oldhatóság, részben pedig a mikrobiális folyamatok (sejtlégzés, lebontás) sebességének a hőmérsékletcsökkenés hatására bekövetkező lassulása miatt.

Az F-4. – F-6. ábrák alapján megállapítható, hogy a II. rendszerben a II/L1-es reaktorban zajlottak az intenzívebb, több oxigént igénylő folyamatok, míg a III. rendszer esetén a III/L2 reaktorban. Erre az azonos mértékű levegőztetés mellett kialakuló alacsonyabb oldott oxigén koncentrációk utalnak.

A reaktorhőmérsékletek alakulását reprezentáló F-7. ábrán látható, hogy a tartós nyári kánikula hatására a reaktorokban a hőmérséklet elérte, nemegyszer meghaladta a 30°C-ot, majd a kísérlet utolsó szakaszában rövid idő alatt mintegy 15 – 20°C-os csökkenés következett be. Ez a hirtelen bekövetkező és nagymértékű hőmérsékletváltozás (a szennyvíz minőségének változásaival és a naponta történő iszapelvételek által okozott hatásokkal együtt) a rendszerek működését jelentős mértékben befolyásolta.

A szennyvíz pH értékének beállítása és a tisztítási folyamatban bekövetkező változásai

A modellek szerinti tisztítási technológia értékelését és az egyes rendszerek összehasonlítását a technológiai lépések sorrendjében végezhetjük el, így módon rögtön lehetőség nyílik az üzemelő technológiával való összevetésre is.

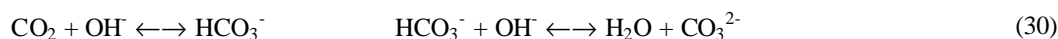
A szennyvíz előkészítését és annak a vízminőségre gyakorolt hatását a korábbiakban már ismertettük. Az egyik legjelentősebb eltérés az üzemi technológia és az általunk kidolgozott módon biológiai tisztításra előkészített víz paraméterei között a pH-ban mutatkozik. (Az üzemi technológiában a biológiai kezelésre kerülő víz pH-ja ~ 7.)

Az előkészített szennyvíz pH-jának alakulása a tisztítási folyamat során az F-8. és F-9. ábrákon követhető nyomon. A táblázati adatok és az ábrák alapján megállapítható, hogy az előkezelt víz pH-jának ~5,5-re csökkentése a reaktorokban kialakuló és az elfolyó, tisztított vízben mért pH értékét nem befolyásolta számottevően.

Korábban, a denitrifikáció leírásakor már rámutattunk a folyamat a pH-t növelő hatására. 1 mól nitrát eltávolítása 1 mol H⁺ ion eliminálásával – (15. oldal) – vagy másképpen fogalmazva, 1 mol OH⁻ ion képződésével jár a (29) összefüggés szerint.



(22) egyenlet szerint a kísérleteinkben eliminált ~ 300 mg/l nitrát mennyiség, mintegy 5 mmol/l OH⁻ ion képződését eredményezi. Ennek hatására puffermentes közegben a kialakuló pH 11-12 közötti tartományba esne.



Az, hogy ekkora mértékű pH változás nem következik be, és a denitrifikálás jó határfokkal zajlik, a kialakuló puffer rendszernek köszönhető (30. egyenlet), amely stabilizálja a pH-t. A reaktorban kialakuló pH tényleges értékét ezen kívül a szennyvízben található egyéb anyagok jelenléte is befolyásolja, bonyolult rendszert képezve. Ez a magyarázata annak, hogy a tisztítandó szennyvíz pH-jának nagymértékű ingadozása ellenére, a reaktorokban és a tisztított vízben viszonylag állandó pH értékeket mérünk.

A folyamatok előrehaladtával a víz CO₃²⁻ és Ca²⁺ (Mg²⁺) ionjaiból a telítési koncentráció felett szilárd CaCO₃ képződik. Ez a karbonát kiválás megfigyelhető volt a kísérletek során is, a reaktorok falára rakódott karbonátos réteget csak a leürítés után, sósavas oldással tudtuk eltávolítani. Ezzel a folyamattal minden esetben számolni kell, és a tervezés során is figyelembe kell venni.

Az a tény azonban, hogy a denitrifikáció folyamatában automatikusan kialakul egy puffer rendszer, felveti az előkezelt szennyvíz pH-jának még alacsonyabb értékre való beállításának kérdését. Üzemeltetési szempontból ez annyit jelent, hogy a tisztítandó szennyvíz előkészítése során felhasznált mézshidrát mennyisége esetleg tovább csökkenthető, ugyanakkor az általunk kidolgozott semlegesítési technológia alkalmazása mellett a leválasztott anyagmennyiség gyakorlatilag változatlan maradna.

A nitrát-ion koncentráció alakulása

Kísérleteink során a denitrifikáció – ill. a denitrifikáló reaktorok működése – bizonyult a legstabilabb részfolyamatnak. A nitrát koncentrációk változása az F-10. – F-11. ábrákon, az egyes denitrifikáló reaktorokban elért nitrát-eltávolítási hatások az F-12. ábrán, a KOI elimináció az F-13. ábrán vehetők össze.

Az ábrák alapján megállapítható, hogy a nitrát eltávolítása a különböző rendszerekben mindvégig viszonylag magas (70 – 90%) hatásokkal történt, függetlenül a rendszereken végrehajtott változtatásoktól, ill. a rendszereket ért zavarásoktól. Kivételként az 55. kísérleti nap utáni periódus emelhető ki, amikor a hirtelen bekövetkezett jelentős lehűlés hatására a nitrát eltávolítás hatása drasztikusan csökkent. Ez volt az a változás, amely az egész kísérlet során (a mérgezéstől eltekintve) a legnagyobb hatást gyakorolta a denitrifikáló reaktorok működésére.

Az egyes denitrifikáló reaktorokból vett mintákban mért nitrát koncentrációk alapján a II/D reaktor látszott a legeredményesebbnek, míg a III. rendszer hatékonysága több ízben jelentősen elmaradt a másik két rendszerben elért nitrát eltávolítási hatásoktól (F-11. ábra).

Megfigyelhető, hogy az I rendszerben a recirkuláltatott iszap teljes mennyiségének az I/D reaktorba juttatása (37. kísérleti naptól), nem volt hatással a nitrát eltávolításra. A 37. kísérleti nap előtti és utáni időszakban az I/D reaktorban gyakorlatilag azonos hatásokkal zajlott a denitrifikálás. Ugyanakkor az F-13. ábra szerint (amelyen a denitrifikáló reaktoroknál a KOI eltávolításra gyakorolt hatása látható), a 37. kísérleti nap utáni időszakban az I. és II. rendszerek viselkedését leíró görbék közel azonos módon futnak, ami jelzi, hogy a két rendszer működése az átalakítás után hasonlóvá vált. Az I. rendszer a denitrifikáló – levegőztető reaktorok kapcsolódását illetően bizonyos fokig szintén sorba kötötté vált, bár még mindig kisebb mértékben, mint a II. rendszer.

Fenti két megfigyelés alapján feltehető, hogy a denitrifikáció folyamata az alkalmazott műtárgyakra jellemző tartózkodási idő mellett olyan reaktorbeli nitrátkoncentrációt eredményez, amelyek lehetővé teszik a lokális – pl. eleveniszap flokkulumok belsejében való – anaerobitáció kialakulását, a szerves anyagok anaerob átalakítását. Az 37. kísérleti nap előtti időszakban az I/D reaktorban jelenlévő – a későbbinél, illetve a II/D reaktorban mérhetőnél kevesebb – eleveniszap esetében a lokális anaerobitáció létrejötté kevésbé valószínű, az alkalmazott tartózkodási idő azonban még mindig elegendő a jó hatásfokú nitrát eltávolításhoz. A reaktorbeli eleveniszap mennyiségének növekedésével párhuzamosan növekvő lokális anaerobitáció, és az ennek tulajdonítható transzformáció, adhat magyarázatot a változatlan nitrát eltávolítási hatások mellett módosuló szervesanyag-lebontásra. Ezt a feltevést látszik alátámasztani az I/D és II/D reaktorokban mért foszfát-ion koncentrációk értelmezése is.

Az elmélyültebb anaerob viszonyokat jelző magasabb foszfát-ion koncentráció értékek a 37. kísérleti nap előtti időszakban jellemzően a II/D reaktorban alakultak ki, míg ezt követően a reaktorokban kimutatott foszfát-ion koncentrációk közel azonosak voltak. A hipotézis helytállóságának eldöntése, egyben a szükséges minimális eleveniszap koncentráció meghatározása egy e céllal megtervezett és elvégzett kísérlettel lenne lehetséges.

A kémiai oxigénigény alakulása

A tanulmányozott három különböző elrendezés működésének – elsősorban a szerves anyagok eltávolítása szempontjából történő – összehasonlításához a kísérleti periódust öt, jól elkülönülő részre oszthatjuk:

1. Az kísérlet kezdeti (1. – 13. kísérleti napok), felfutási szakasza, amely időszakban a rendszerek beüzemeléséhez használt mikrobátömeg adaptálódott az új összetételű szennyvízhez,
2. A kísérlet intenzív szakasza (14. – 29. kísérleti napok), amikor az egyes rendszereket az elérhető legmagasabb eleveniszap koncentráció mellett működtettük, viszonylag állandó összetételű szennyvízzel,
3. Az üzemzavarok időszakában (30. – 43. kísérleti napok), a rendszerek folyamatos működése csak igen nehezen volt fenntartható. A szokatlanul magas hőmérséklet hatására az iszap az ülepítőtkben csomós szerkezetűvé és rendkívül nehezen szivattyúzhatóvá vált, állandó dugulásokat és kiöntéseket eredményezve. A problémák csak a szivattyúk megkettőzésével voltak leküzdhetők, csak így tudtuk biztosítani a folyamatos recirkulációt,
4. Az állandó iszapelvéttel (44. – 55. kísérleti napok) fenntartott 10 napos átlagos iszaptartózkodási idővel jellemezhető szakasz. Ebben a szakaszban az addig használt szennyvizek egy része elfogyott, a frissen kapottak összetétele eltért a korábitól, ami jelentősen megváltoztatta a tisztítandó víz minőségét,
5. A kísérlet befejező szakaszában (56. – 64. kísérleti napok) a korábbi időszakhoz képest a környezeti hőmérséklet kb. 20°C-kal csökkent, ami azonnal éreztette negatív hatását a rendszerek működésében.

Ez az öt időszak jól megkülönböztethető a F-14. – F-18. ábrákon, melyeken a vizsgált elrendezésekben mért kémiai oxigénigény alakulását tüntettük fel.

A kísérlet kezdeti szakaszában a rendszereket ért nagy KOI terhelés, az eltávolítandó szerves anyagok magas koncentrációja (biológiaiilag bomtható, mérgező jellegűkből adódóan) az iszap tevékenységét csaknem

teljesen megbénította. Ezt a mérgező hatást szemléletesen mutatják a kémiai oxigénigény alapján számolt tisztítási hatásfokokat bemutató F-18. ábrán látható görbék kezdeti szakaszai.

Az ezt követő időszakban közel állandó viszonyok mellett működött a három rendszer. Ennek az időszaknak az eredményei alkalmasak az egyes rendszerek működésének értékelésére és az egymással, illetve a jelenlegi technológiával való összevetésre.

Az F-13. – F-16. ábrák alapján megállapítható, hogy a szerves szennyezők egy része már a denitrifikáló reaktorban lebomlott. A lebontási folyamatok a levegőztetett reaktorokban tovább folytatódtak. Az egyes rendszerekből elfolyó tisztított vizek kémiai oxigénigény értékeit az F-17., a teljes rendszerekre értelmezett KOI eltávolítási hatásfokokat az F-18. ábrán vetettük össze.

A kísérlet második a szakaszában (14. – 29. kísérleti napok között) összehasonlítva az I. és II. rendszert látható, hogy a II. rendszer denitrifikáló reaktorában a szerves anyagok eltávolítása meghaladja az I/D reaktorban elért mértéket. A jelenség két, egymáshoz szorosan kapcsolódó hatással magyarázható:

- Működésének ebben a szakaszában az I. rendszerben a recirkuláltatott iszapnak csak a felét vezettük az I/D denitrifikáló reaktorba, míg a II. rendszer esetében a teljes recirkuláltatott iszapmennyiség a II/D reaktorba jutott. A reaktorokban mért iszapkoncentrációkat bemutató F-26. – F-31. ábrák összehasonlításából kitűnik, hogy az I. rendszer recirkuláltatott iszapjának megosztása az I/D reaktorban alacsonyabb iszapkoncentráció kialakulásához vezetett, mint ami a II. rendszer II/D denitrifikáló reaktorában alakult ki, vagyis a bontásra képes mikroorganizmusok mennyisége az I/D reaktorban kevesebb volt, mint a II/D reaktorban.
- Amint azt a 2. fejezetben ismertettük, biológiailag bontható, mérgező anyagok lebontásának sebességét a szennyezőanyagok (szubsztrát) koncentrációja nagymértékben befolyásolja. Minél nagyobb mértékben halad meg a reaktorban kialakuló szennyezőanyag koncentráció a mikroorganizmusok számára optimális szaporodást eredményező küszöbértéket (1. ábra), annál inkább előtérbe kerül a szennyező anyagok toxikus jellege, a lebontásra gyakorolt gátló hatásuk. A recirkuláltatott iszap kisebb mennyisége az I/D reaktorba jutó szennyvizet kisebb mértékben hígította, azaz a betáplált tisztítatlan szennyvíz és a recirkuláltatott iszap keveredésével kialakuló $S_{\text{tényleges}}$ szubsztrát koncentráció az I/D reaktorban nagyobb volt, mint a II/D reaktorban. A nagyobb belépő szubsztrát koncentráció és a bontásban résztvevő mikroorganizmusok alacsonyabb száma következtében az I/D reaktorban az inhibíciós tartományba eső szubsztrát koncentráció értékek alakulhattak ki, kisebb lebontási sebességet eredményezve.
- A denitrifikáló reaktorban kialakuló magasabb (inhibíciós tartományba eső) szubsztrát koncentráció alapján magyarázható a III rendszer kisebb hatékonyságú működése is. Összevetve a vizsgált időszakban az I/D, III/D, III/L1 reaktorokban mért KOI értékeket a II/D reaktor eredményeivel, valószínűnek látszik, hogy a szennyvíz szerves anyagainak toxikus hatása ~2000 mg/l reaktorbeli KOI érték felett válik jelentőssé. Ez lehet az a („mérgezési”) határ, amely fölé kerülve az eleveniszapos rendszer működése instabillá válik. A F-14., F-15. és F-18. ábrákon is megfigyelhető, hogy a denitrifikáló reaktorban ezen koncentráció fölé kerülve a rendszerek működése és a tisztítási hatásfoka jelentősen romlott. Ugyanakkor azt is láthatjuk, hogy a 30. és 43. kísérleti napok között jelentkező üzemzavarok ellenére, mindaddig, amíg ezt a határt nem léptük át, a tisztítás még elfogadható hatásfokkal zajlott.

Az F-17. ábrán összevetve az intenzív szakaszban elért elfolyó KOI értékeket, illetve az F-18. ábrán feltüntetett kémiai oxigénigény eltávolítási hatásfokokat, azt mondhatjuk, hogy az I. és II. rendszer a szerves anyagok eltávolítását illetően közel azonos eredményességgel működött, tisztítási hatásfokuk jelentősen meghaladta a III. rendszer hatékonyságát. Az itt elért, közel 90%-os tisztítási hatásfok nagyon közel van az eleveniszapos eljárással elméletileg elérhető maximális 95%-os határértékhez. Figyelembe véve a tisztított, ülepített víz átlagosan 0,4 g/l-es lebegőanyag tartalmát (ami az elfolyó vízben mért KOI egy részét képviseli), a kapott eredmények rendkívül ígéretesnek tűnnek. Az I. és II. rendszer értékelésénél és összehasonlításánál azonban nem szabad megfeledkezni arról, hogy a II. elrendezés kialakításánál a rendelkezésre álló ülepítőtér egy részét nem használtuk ki (3.1.3.1. fejezet), ami további intenzifikálásra nyújt lehetőséget.

A 10 napos átlagos iszaptartózkodási időre való átállás sajnálatos módon egybeesett a tisztítandó szennyvizek minőségének igen kedvezőtlen alakulásával. A tisztítás körülményeinek ilyen módon bekövetkezett változása olyan mértékűnek bizonyult, amelyet a rendszerek nem tudtak tolerálni. Az ekkor kapott eredmények mégis értékesek, mert az egyes elrendezések zavarásokkal szembeni viselkedéséről informálnak. Ebben az időszakban és az ezt követő hirtelen hőfokcsökkenéssel járó időszakban is a II. rendszer nyújtotta a legjobb eredményt, az elméleti megfontolásoknak megfelelően ez a rendszer bizonyult a zavaró hatásokkal szemben a legellenállóbbnak.

Összehasonlítva az elért eredményeket az összehasonlítás alapjául szolgáló üzemi szennyvíztisztítási technológia eredményeivel, a következőket mondhatjuk:

Az üzemi technológiában a biológiai tisztításra kerülő (a levegőztető medencékre táplált) szennyvíz kémiai oxigénigénye az átlag adatok szerint ~1800 mg/l, az onnan elfolyó vize pedig ~300 mg/l. A kísérlet alapján az üzemekből kikerülő szennyvizek 2 napos puffertolás és kiegyenlítés után közvetlenül a tisztítási

folyamatba kerülhetnének. A tisztítandó víz szempontjából ez azt jelenti, hogy megszűnne a vésztározó KOI csökkentő hatása, a biológiai tisztításra kerülő víz a jelenleginél magasabb, 2200 – 4000 mg KOI /l szerves szennyezést tartalmazna. A kibocsátási feltételek változatlansága mellett, ez fokozott szervesanyag-eltávolítást igényel a technológiától. A kísérleteink intenzív szakaszában alkalmazott, átlagosan 3300 mg/l kémiai oxigénigényű szennyvízzel elért 380 mg/l-es átlagos elfolyó KOI érték azt jelzi, hogy a meglévő műtárgyakból kialakítható olyan technológia, amely képes eleget tenni, a megnövekedett tisztítási igényeknek.

Ez egyben azt is jelenti, hogy a kísérleti célok között megfogalmazott, meghatározott összetételű szennyvíz közvetlen tisztíthatóságát érintő kérdésre pozitív válasz adható. Fontos azonban megjegyezni, hogy 3500-4000 mg/l befolyó KOI érték felett – a különböző elrendezésekben különbözőképpen, de – minden esetben hatásfokcsökkenés és mérgezési tünetek jelentkeztek.

A nitrit-ion koncentráció alakulása

Az oldott nitrogénformák közül a NO_3^- ion koncentráció alakulását az F-10. – F-11. ábrákon már bemutattuk. A nitrit-ion koncentráció változását az F-19. és F-20. ábrákon tüntettük fel.

Az ábrákból kitűnik, hogy az ingadozó – és időnként extrém magas – nitrit mennyisége csaknem teljesen eltűnt a denitrifikáló reaktorban. Ugyanakkor azt sem szabad figyelmen kívül hagyni, hogy a nitrit a denitrifikációs folyamatban nemcsak mint közbenső elektronakceptor, hanem mint toxikus hatású anyag is szerepel. Toxikus hatásának megnyilvánulásaként nemkívánatos nitrit-akkumuláció léphet fel. Ezt az állapotot valószínűsítik az ötödik szakaszban a mérési eredmények (F-19. ábra). Mint toxikus anyag, a nitrit az energiatermelés és a növekedés kapcsolatát függeszti fel. Ennek következtében a mikroba-sejt a légzés során nyert energiát nem tudja sejtalkotóinak szintéziséhez felhasználni, csökken a felvett szerves anyagok mennyisége, ami a tisztítási hatásfok romlását eredményezi. Bár több folyamat együttes eredményeképpen, de hasonló jelenség mutatkozott a 53. – 60. kísérleti napok közötti időszakban, amikor a szervesanyag-terhelés csökkenése ellenére romlott a KOI eltávolítási hatásfok a denitrifikáló reaktorokban és a teljes rendszerekre nézve is.

Az ammónia koncentráció változása

Az ammónia koncentráció alakulását a kísérlet során az egyes rendszerekről elfolyó tisztított vízben az F-21. ábrán láthatjuk.

Amint az ábrából is kitűnik, a tisztítatlan és tisztított szennyvíz ammónia tartalma között nem mutatható ki szignifikáns különbség. Ez természetesen nem azt jelenti, hogy a tisztítási folyamatban a sejtek szaporodása során ammónia felhasználás nem történt, hanem azt, hogy az ammónia fogyasztással járó sejtszintézis és a szerves kötésben található nitrogén ammonifikációjának sebessége jó közelítéssel megegyezett, ugyanakkor számottevő nitrifikáció – valószínűleg az inhibeáló vegyületek jelenléte miatt – nem történt.

Nitrifikációra, az ammónia nitríté, illetve nitráttá alakulására utaló jelek, (nitráttartalom növekedés a levegőztetett reaktorban, jelentős mértékű oxigén felhasználás, ammóniatartalom csökkenés) együttes megjelenése egyedül a II. rendszerben fedezhető fel a 49. – 57. kísérleti napok közötti időszakban. Az ekkor bekövetkezett hőmérsékletcsökkenés, és az előzőekben tárgyalt magas nitrit koncentrációk azonban kérdésessé teszik, hogy a megfigyelt változások valóban a – környezeti körülményekre rendkívül érzékeny – nitrifikáló mikroorganizmusok tevékenységének következtében jöttek-e létre. Megfelelő mértékű nitrifikáció elérése esetén, a tisztított víz ammónia tartalmának csökkenésén túl lehetőség nyílhat pl. a II. rendszer kiépítésében fel nem használt ülepítő térfogatok utódenitrifikálóként való hasznosítására, azaz a tisztított víz összes nitrogén tartalmának további csökkentésére. Az F-22. ábrán látható összes nitrogén koncentráció görbék tanúsága szerint a rendszerek ilyen kialakításukban szinte kizárólag csak a denitrifikáló reaktorokban eltávolított nitrogén mennyiségével csökkentik a szennyvíz összes nitrogén tartalmát.

Az összes-só tartalom alakulása

Az összes-só tartalom változását a tisztításra kerülő, és az egyes rendszerekből elfolyó szennyvizekben az F-23. ábrán láthatjuk. A görbék jól láthatóan három szakaszra oszthatók, a kísérletben használt háromféle minőségű szennyvíznek megfelelően.

Az első típus a kísérletek kezdeti szakaszában használt víz, melyből alkotórészeinek megfelelő arányú keverésével és hígításával jutottunk a kísérletek intenzív szakaszában használt, viszonylag egyenletes minőségű szennyvízhez. A kísérletek utolsó harmadára a szennyvíz egyes alkotói elfogytak, a frissen kapottak minősége eltért a korábbitól, így az addig használttól ismét eltérő szennyvíz eleggyel dolgoztunk.

A várakozással ellentétben a legcsekélyebb változást a szennyvíz összes-só tartalmában sikerült elérni. A nitrát → nitrogén átalakítással ugyan valóban távozott a vízből az egyik sóképző anion, de amint azt a korábbiakban (a pH változások értékelésénél) már láttuk, a reakcióban keletkező szén-dioxidból hidrokarbonát és karbonát ionok képződnek. Végeredményben tehát a nitrát ionokat hidrokarbonát, illetve karbonát ionokra cseréljük, amelyek a sótartalom bepárlásos-izzításos módszerrel való mérésénél ugyanúgy sóként maradnak

vissza, mint a nitrát. A tisztítás során bekövetkező kis mértékű sótartalom csökkenés a reaktorokban kivált karbonátoknak köszönhető. Ez egyben azt is jelzi, hogy a sótartalom csökkentése érdekében végzett fejlesztéseknek elsősorban arra kell irányulniuk, hogy a sóképző anyagoknak a szennyvízbe kerülését megakadályozzák. Ebben a körbe tartozik annak vizsgálata is, hogy lehetséges-e a biológiai tisztításra kerülő szennyvíz pH-jának csökkentése (a pH beállításához használt méshidráttal mennyiség csökkentése). Kísérleteink ez irányban igen értékes eredményeket szolgáltattak.

A foszfát-ionok mennyiségének változása

A szennyvíz foszfát-ion tartalmának alakulása az F-24 – F-25. ábrákon látható. A tisztítandó szennyvíz és a tisztított elfolyó vizek foszfát-ion koncentrációja között a I. és II. rendszer esetében tartósan jelentős különbség nem volt. A III. rendszerben 15. – 29. kísérleti napok között tartó időszakban illetve 53. – 57. kísérleti napok között az elfolyó, tisztított víz foszfát-ion tartalma szignifikánsan meghaladta a betáplált, tisztítatlan szennyvízben mérhető értéket. A III. rendszer elfolyó vizében mért F-16. és F-25. ábrán látható kémiai oxigén igény és foszfát-ion koncentráció értékeket e két időszakban összevetve szembetűnő, hogy mindkét paraméter hasonló módon változik, és értékében nagyobb az I. és II. rendszer elfolyójában mért adatoknál. Ez arra enged következtetni, hogy a kísérletek ezen periódusaiban a III. rendszer reaktoraiban a tisztítást végző mikroflóra egy része (feltehetően mérgezés miatt) elpusztult, vagy hasznosítható szénforrás hiányában az endogén metabolizmusra saját sejtanyagát használta fel.

A kialakult eleveniszapok jellemzése

Iszapkoncentrációk és ülepedési vizsgálatok

A tisztítás során képződő iszap mennyisége és kezelhetősége az egyes technológiák összehasonlításánál igen fontos szempont. Különösen komplett technológiák esetén, ahol az iszapkezelés szerves része az eljárásnak.

Az iszap kezelhetőségének, pontosabban ülepezhetőségének jellemzésére használt mutató az ún. Mohlmann index, amely megmutatja, hogy az ülepezített iszap 1 g-nyi szárazanyagot tartalmazó mennyisége mekkora térfogatot foglal el fél óra ülepezés után.

A kísérlet során az I. rendszerben kialakult iszapkoncentráció értékek és Mohlmann indexek alakulását az F-26. és F-27. ábrákon láthatjuk. Az F-26. ábrán megfigyelhető, hogy a recirkulált iszap teljes mennyiségének a denitrifikáló reaktorba történő vezetése után az I/D és I/L reaktorokban mért iszapkoncentráció görbék egymásba simulnak, a két reaktorban az iszapkoncentrációk közel azonosak. A 47. kísérleti napon kezdődő folyamatos iszapelvitel hatása is látható; a 10 napos átlagos sejtartózkodási idő beállításával megkezdődik a rendszerből a lassan szaporodó mikroorganizmusok kimosódása (az iszapkoncentráció csökkenése), az iszap átalakulása. Az iszap átalakulási folyamatát jelzi a Mohlmann index változása is, amit az F-27. ábrán figyelhetünk meg. A kísérleti periódus végén megfigyelhető némi iszapszaporodás, ami a rendszer stabilizálódás irányába történő elmozdulását jelzi.

Az F-28. és F-29. ábrák mutatják a II. rendszer iszapkoncentráció és Mohlmann index értékeit. Az F-28. ábrán jól megfigyelhető, hogy az esetek nagy többségében a mért értékek a $II/D < II/L2 < II/L1$ sorrendben változnak. Ennek oka lehet a II/L1 reaktorban bekövetkező intenzív szaporodás, majd az ezt követő II/L2 reaktorban kialakuló – hasznosítható szénforrás hiányában fellépő – endogén metabolizmus, amikor a mikroorganizmusok saját sejtanyagukat használják energiaforrásként. Ezt a feltételezést támasztják alá a GC-MS vizsgálatok eredményei is, amelyek szerint a II/L1 és II/L2 reaktorokból vett minták egyedi szerves komponenseinek mennyisége és minősége között számottevő különbség nincsen. Ez a gyakorlatban azt jelenti, hogy a tisztítandó szennyvíz eredeti szerves szennyező anyagainak lebontása a II/L1 reaktorban befejeződik és a II/L2 reaktorban a mikroorganizmusok számára szénforrásként csak a szennyvíz lebegőanyagainak viszonylag lassú hidrolíziséből, vagy exoenzimikus lebontásából származó molekulák és saját sejtanyaguk áll rendelkezésre.

A II/D reaktorból származó iszap Mohlmann indexét ábrázoló görbén (F-29. ábra) látható két kiugró érték. Ennek magyarázata az, hogy a denitrifikáció folyamata a mintavételt követően is intenzíven folytatódott, melynek következtében a nitrogén apró buborékok formájában szabadult fel. Ezek a buborékok az iszapot felflotálták, így a tényleges ülepedési térfogatnál nagyobb értéket határoztunk meg.

A III rendszer iszapkoncentráció és Mohlmann index értékeinek változásait az F-30. és F-31. ábrákon láthatjuk. A két ábra összehasonlításakor azonnal szembetűnik, hogy a felfutási, adaptációs szakasz után a rendszer – közbenső ülepezővel elválasztott – két részében kialakuló (közel azonos koncentrációjú) iszap mennyire eltérő ülepedési sajátságokat mutat (F-31. ábra). Ez a jelenség – a 2.1.3. fejezetnek megfelelően – annak a következménye, hogy alacsony szubsztrát koncentrációnál a fonális mikroorganizmusok kerülnek kedvezőbb helyzetbe a flokkulens baktériumokkal szemben, laza szerkezetű, nehezen ülepező iszapot képezve.

Az F-32. ábrán hasonlítottuk össze a Mohlmann index értékeket azokra a reaktorokra, amelyeket ülepezítő követ a technológiai sorban. Az ábra alapján megállapítható, hogy a kísérletek kezdeti, felfutási szakasza után

a II/L2 reaktorból származó iszap rendelkezett a legállandóbb ülepedési sajátságokkal és az esetek nagy részében ez bizonyult a legkedvezőbbnek is. A II/L2 reaktor iszapjának ez a tulajdonsága egyrészt a sorba kötött reaktoroknak az iszap szerkezetére gyakorolt kedvező hatásának, másrészt a már említett, a reaktorban zajló és az iszapot stabilizáló endogén metabolizmusnak tulajdonítható (2.1.3. fejezet).

Szűrhetőségi vizsgálatok

Szennyvíziszapok vízleadását meghatározó paraméterként a Coackley által bevezetett, iszap fajlagos szűrési ellenállást használhatjuk. Az iszap fajlagos ellenállásának nevezzük az egységnyi szűrőfelületen lerakódó szilárd fázis tömegegységének ellenállását, ha a szuszpenziót állandó nyomáson szűrjük, és a folyadék viszkozitása az egységgel egyenlő. Az iszapok szűrési ellenállására és szűrhetőségére (vízleadására) jellemző r' -t, az iszap fajlagos ellenállását a következő összefüggéssel határozzuk meg:

$$r' = \frac{2 p A^2}{n \cdot m} \cdot b \quad (31)$$

p: a nyomás, amelyen a szűrés végbemegy;

A: a szűrőfelület;

n: a szűrlet viszkozitása;

m: a szűrőn lerakódó lepény szilárd fázisának tömege egy térfogat egység szűrlet felfogása esetén;

b = τ/V^2 kísérleti úton nyert jellemző (τ a szűrési idő; V az elválasztott szűrlet térfogata).

Szennyvíziszapok esetében m értékét a (31) összefüggésben a c (szárazanyag tartalom vagy iszapkoncentráció) értékével egyenlőnek fogadhatjuk el. A helyettesítést elvégezve az összefüggés a következő alakú lesz:

$$r' = \frac{2 p A^2}{n \cdot c} \cdot b \quad (32)$$

Azonos kísérleti körülményeket biztosítva, a $2pA^2/n$ tagot K -val jelölhetjük, és ekkor a (32) képlet a következő alakot veszi fel:

$$r' = K \frac{b}{c} \quad (33)$$

A (33) összefüggés alapján azonos körülmények között végzett szűrési kísérletekben az iszapokat szűrhetőségük szerint az $r/K = b/c$ fajlagos szűrési ellenállási tényező alapján tudjuk összehasonlítani. A b paraméter meghatározását rendszerint grafikusán végezzük a $V - \tau/V$ koordinátákkal, így ugyanis figyelmen kívül hagyhatjuk a lineáristól való eltérést a szűrés kezdeti és végső szakaszában.

Szűrési kísérleteinkben a fentiekben leírt módon, azonos körülmények között szűrtük az egyes reaktorokból származó minták 100 – 100 ml-ét, mérve a 10, 20, 30 ... ml szűrlet felfogásához szükséges időt. A kapott szűrési idő adatokat, a szűrőlepény kiszáritásával és lemérésével meghatározott szárazanyag tartalmakat, valamint a kiszámolt b/c fajlagos szűrési ellenállási tényező értékeket tartalmazza a 8. – 13. táblázatok. Az összetartozó τ -V párokból felrajzolható szűrési görbék az F-33. – F-38. ábrákon láthatók.

A b/c értékek összehasonlítása alapján a legkedvezőbb szűrhetőségűnek a II/L2 reaktorból elvehető iszap adódik, míg legkedvezőtlenebbnek a III/L2 reaktor iszapja látszik. Az ülepedési tulajdonságok ismeretében ez nem meglepő, különösen, ha meggondoljuk, hogy a szűrés tulajdonképpen egy olyan ülepedés, ahol nem a szilárd szemcse mozdul el az álló folyadékhoz képest, hanem fordítva. Az adatokból az is látható, hogy miután az I. rendszer recirkuláltatott iszapjának teljes mennyiségét a denitrifikáló reaktorba vezettük vissza (37. kísérleti naptól), az I/L reaktor iszapjának szűrhetősége javult.

8. táblázat. A 19. napon végzett szűrési kísérlet eredményei

SZÜRLET TÉRFOGATA [ml]	SZÜRÉSI IDŐ [sec]				
	I/L	II/L1	II/L2	III/L1	III/L2
10	14	—	8	9	20
20	33	—	19	17	60
30	55	—	35	28	135
40	81	—	50	44	322
50	122	—	68	59	690
60	190	—	98	85	1380
70	335	—	155	127	—
80	810	—	350	218	—
Szárazanyag tartalom [g/l]	9,53	—	12,14	6,66	6,26
Fajlagos szűrési ellenállási tényező	2,06	—	1,36	1,81	21,39

9. táblázat. A 29. napon végzett szűrési kísérlet eredményei

SZÜRLET TÉRFOGATA [ml]	SZÜRÉSI IDŐ [sec]				
	I/L	II/L1	II/L2	III/L1	III/L2
10	9	—	9	7	11
20	18	—	17	15	28
30	32	—	29	27	50
40	47	—	41	40	82
50	69	—	60	54	129
60	110	—	90	74	212
70	191	—	149	110	394
80	407	—	306	192	926
Szárazanyag tartalom [g/l]	7,99	—	11,53	6,87	7,45
Fajlagos szűrési ellenállási tényező	2,02	—	0,98	1,46	4,27

10. táblázat. A 34. napon végzett szűrési kísérlet eredményei

SZŰRLET TÉRFOGATA [ml]	SZŰRÉSI IDŐ[sec]				
	I/L	II/L1	II/L2	III/L1	III/L2
10	10	5	7	8	10
20	23	11	15	15	24
30	50	22	31	25	39
40	76	33	46	37	58
50	113	43	59	47	93
60	180	59	79	63	126
70	325	87	114	90	210
80	675	150	200	150	445
Szárazanyag tartalom [g/l]	8,55	9,17	11,35	7,32	7,26
Fajlagos szűrési ellenállási tényező	3,84	1,11	1,18	1,03	1,87

11. táblázat. A 37. napon végzett szűrési kísérlet eredményei

SZŰRLET TÉRFOGATA [ml]	SZŰRÉSI IDŐ[sec]				
	I/L	II/L1	II/L2	III/L1	III/L2
10	7	8	10	10	8
20	16	17	24	23	19
30	33	33	47	47	41
40	46	52	69	69	64
50	57	76	93	97	96
60	77	112	127	139	145
70	114	187	186	211	227
80	235	389	312	323	418
Szárazanyag tartalom [g/l]	11,49	12,90	15,75	11,01	9,80
Fajlagos szűrési ellenállási tényező	1,45	1,68	1,49	2,36	2,76

A képződő fölösiszap várható mennyisége

Az iszapképződésre jellemző adatok meghatározásánál a kísérlet első, felfutó (adaptív) szakaszát figyelmen kívül hagytuk, és külön-külön kell tekintenünk a 14. – 29. kísérleti napok között tartó intenzív szakaszt, valamint a 44. – 55. kísérleti napok közötti induló szakaszt, amikor 10 napos átlagos iszaptartózkodási időt fenntartva üzemeltettük a tisztítórendszert.

Az intenzív szakaszban a reaktorból csak minimális mennyiségű iszapot vettünk el, annyit, amennyi ahhoz volt szükséges, hogy a rendszer elemeinek (kiülepítők, szivattyúk) működőképességét folyamatosan fenntarthassuk. Az elvett mennyiségek ismeretében kiszámolható az adott időszakra a fölösiszap elvétel átlagos mértéke. Figyelembe véve az ülepítőkből elfolyó tisztított víz átlagosan 0,4 g/l lebegőanyag tartalmát is, kiszámolható a képződött iszap teljes mennyisége, és átlagos napi mennyisége is meghatározható (14. táblázat). Az egyes reaktorokban kialakult (átlagos) iszapkoncentrációk, illetve a rendszerben található iszap teljes mennyisége alapján pedig meghatározható az iszapok jellemzésére alkalmas fajlagos szaporodási sebesség értéke, amely alapján összevethetők az egyes rendszerek. (A fajlagos szaporodási sebesség megmutatja, hogy egységnyi tömegű iszaptól, egységnyi idő alatt mennyi új iszap képződik.)

14. Táblázat. Iszapképződési jellemzők az egyes rendszerekben (A tisztított szennyvíz mennyisége 20.25 l/nap)

	I. rendszer	II. rendszer	III. rendszer
Elvett fölösiszap [g] (14. – 29. napok között)	129,03	99,92	70,98
Átlagos fölösiszap elvétel [g/nap]	8,6	6,66	4,73
Képződött iszap teljes mennyisége [g] (14. – 29. napok között)	250,53	221,42	192,48
Átlagos napi iszapszaporulat [g/nap]	16,70	14,76	12,83
A rendszerben levő iszap mennyisége [g]	193	222,3	167,4
Fajlagos szaporodási sebesség [1/nap]	0,0865	0,0664	0,0766

A fajlagos szaporodási sebesség értékek alapján legkedvezőbbnek a II. rendszer látszik, itt várható a legkisebb iszapszaporulat. Az átlagos iszapszaporulat értékével számolva, 9000 m³ napi szennyvíz esetén 6,56 tonna fölösiszap várható naponta, ami igen óvatos becsléssel számolva ~ 6,6 m³. Ez az érték a kísérleti berendezésben kapott adatok lineáris extrapolációjából adódott. Nem hagyható azonban figyelmen kívül az a tény, hogy működésüknek ebben a szakaszában a reaktorokban az általában megszokottnál magasabb iszapkoncentrációk voltak, amelyek fenntartása valós körülmények között nem mindig megoldható.

12. táblázat. Az 50. napon végzett szűrési kísérlet eredményei

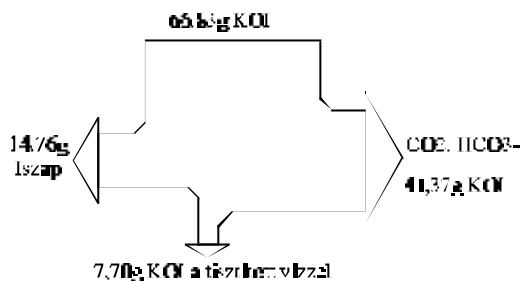
SZŰRLET TÉRFOGATA [ml]	SZŰRÉSI IDŐ[sec]				
	I/L	II/L1	II/L2	III/L1	III/L2
10	6	7	4	6	7
20	12	12	8	12	12
30	21	20	12	24	23
40	—	28	17	33	33
50	39	32	23	39	43
60	52	40	29	48	57
70	72	51	35	60	83
80	110	73	52	84	148
Szárazanyag tartalom [g/l]	5,56	8,11	7,91	6,85	8,34
Fajlagos szűrési ellenállási tényező	0,93	0,73	0,45	0,82	0,67

13. táblázat. Az 55. napon végzett szűrési kísérlet eredményei

SZŰRLET TÉRFOGATA [ml]	SZŰRÉSI IDŐ[sec]				
	I/L	II/L1	II/L2	III/L1	III/L2
10	5	5	6	6	6
20	10	10	11	10	13
30	19	19	18	20	27
40	28	26	26	29	42
50	38	33	32	36	59
60	52	42	41	49	86
70	78	58	57	70	142
80	138	93	92	112	376
Szárazanyag tartalom [g/l]	3,02	8,05	7,81	7,66	9,47
Fajlagos szűrési ellenállási tényező	2,19	0,70	0,53	0,95	1,81

A vizsgált időszakban a tisztítandó szennyvízben mért, átlagosan 3300 mg/l-es, és a tisztított szennyvízben mért, átlag 380 mg/l-es kémiai oxigénigény értékeit alapul véve, elkészíthető a II. rendszer 27. ábrán látható anyagforgalmi diagramja, a naponta tisztított 20,25 l szennyvíz szervesanyagaira.

A reaktorban kialakuló iszapkoncentrációk értékelésénél már megállapítottuk, hogy a II/L2 reaktorban (véltetően az I/L és a III/L2 reaktorokban is) endogén metabolízis folyik, amely a hozzáférhető szerves anyagok hiánya következtében lép fel. Ez alapján feltételezhető, hogy a vizsgált elrendezésű rendszerekben alacsonyabb iszapkoncentráció mellett is eltávolíthatók a szennyvíz szerves anyagai.



27. ábra. A II. rendszer anyagforgalmi diagramja

Kontroll paraméterként az átlagos iszaptartózkodási időt (SRT) állandó értéken tartva a keletkező, illetve eltávolítandó fölösiszap mennyiségének meghatározására legkönnyebb az SRT definíciójából kiindulni:

$$SRT = \frac{\sum V_i x_i}{\sum w_e x_e} \quad (34)$$

- V_i : az i -ik reaktor térfogata
- x_i : az i -ik reaktorban mérhető iszapkoncentráció
- w_e : a rendszerből kilépő anyag térfogatárama
- x_e : az elvett anyagban az iszap koncentrációja

Az SRT értéke tehát megadja, hogy a rendszerben található összes iszapnak hányad része távozik naponta, más szóval megadja egy iszapszemcse átlagos tartózkodási idejét a rendszerben.

A (34) összefüggés alapján állandó SRT értéket legegyszerűbben úgy tudunk fenntartani, ha a reaktor térfogatok $1/SRT$ -ed részének megfelelő reaktorelegyeket veszünk el naponta. Amennyiben nem ezt a módszert választjuk, úgy a mért iszapkoncentrációk alapján a (34) összefüggésnek megfelelően számolható az elveendő mennyiség.

Kísérletünk utolsó szakaszában az SRT értékét 10 napnak választva üzemeltettük a rendszereket. Az ennek megfelelő iszapszerkezet és koncentráció lassú kialakulása, majd a hirtelen hőmérséklet csökkenés zavaró hatása miatt a 10 napos átlagos iszaptartózkodási időnek megfelelő állandósult állapot kialakulásáról – amint azt a kapott eredmények mutatják – nem beszélhetünk. A keletkező fölösiszap mennyiségének meghatározásához tehát csak közvetett úton juthatunk el. A 10 napos átlagos iszaptartózkodási idő fenntartható a reaktorok térfogatának $1/10$ -ét kitevő reaktorelegyek elvételével is. Ennek megfelelően a 4000 m^3 -es denitrifikáló és a 7600 m^3 -es levegőztető reaktorból elveendő napi mennyiség 1160 m^3 (az ülepítők lebegőanyag eltávolítását 100%-os hatásfokkal figyelembe véve). 3 g/l -es iszapkoncentrációt feltételezve a reaktorban, naponta 3480 kg szárazanyag kezelésére van szükség.

GC-MS vizsgálatok és eredményeik

A szennyvízben levő szerves komponensek azonosításához olyan módszert kellett választanunk, amely lehetővé teszi többkomponensű rendszerek komponensenkénti szerkezetazonosítását. Erre alkalmas eljárás-ként a gázkromatográfhoz kapcsolt tömegspektrometriás vizsgálatot választottuk. A vizsgálatokat és a komponensek azonosítását a Veszprém Megyei Állategészségügyi és Élelmiszer Ellenőrző Állomás Élelmiszer Ellenőrző Laboratóriuma végezte.

A tömegspektrumok $20 - 500$ tömegszám tartományban kerültek rögzítésre. A minták komponenseinek szerkezetazonosítása tömegspektrumaik alapján történt, az összes ionkromatogramok integrálásával kapott csúcsterületek normalizációja adta a relatív mennyiségeket. A három modellrendszer részletes GC-MS vizsgálatát három alkalommal (29. 50. és 59. kísérleti napokon) végeztettük el. Minden esetben mintát vettünk a tisztítatlan szennyvízből, valamennyi reaktorból és ülepítőből, valamint az elfolyó, tisztított vizekből. A kapott 3×13 kromatogram lehetőséget nyújtott az összehasonlításra. Az elválasztott szerves anyagok azonosításához, illetve szerkezet-meghatározásához szükséges tömegspektrumokat és az ezekhez rendelhető vegyületek képletét nem részletezzük, hiszen azok csupán háttérinformációt szolgáltattak technológiai jellegű kutatásunk céljának eléréséhez.

A vizsgálatok alapján megállapítható volt, hogy a szerves komponensek mennyisége már a denitrifikáló reaktorban észrevehető mértékben csökkent. A jól működő rendszerekben (I. és II.) a lebontás jelentős része a denitrifikáló reaktort követő levegőztetett reaktorban játszódott le, a legnagyobb különbségek a denitrifikáló- és azt követő levegőztetett reaktorokból származó minták között voltak láthatók.

A II/L1 és II/L2 reaktorokból származó minták szervesanyag tartalmát összevetve megállapítottuk, hogy a komponensek minősége és mennyisége között nem volt jelentős eltérés. Ez alátámasztani látszik azt hipotézisünket, miszerint a tisztítandó szennyvíz eredeti szerves szennyezőanyagainak lebontása a II/L1 reaktorban befejeződik.

A tisztítási folyamat végén is megmaradó szerves komponensek mennyisége és minősége alapján az I. és II. rendszer tűnt a leghatékonyabbnak, a szennyvíz oldott szerves szennyezőinek eltávolításában. Közöttük jelentős különbség nem volt kimutatható. Azonban az I. és II. rendszerben is voltak komponensek, melyek a tisztítás során nem, vagy csak csekély mértékben eliminálódtak. A biodegradációnak leginkább ellenálló vegyületek láthatók a 15. táblázatban.

Az a tény, hogy nem minden esetben ugyanazok a vegyületek kerültek el a lebontást, igazolja azt a korábbi megállapítást, hogy a szennyvíz jellegét a jelenlévő szennyezőanyagok együttesen határozzák meg, illetve egy vegyület bonthatóságát az öt körülvevő mátrixban található anyagok is képesek jelentősen módosítani.

15. táblázat. A biodegradációnak leginkább ellenálló vegyületek

VEGYÜLET	RETENCIÓSÍDŐ [min]	VEGYÜLET	RETENCIÓSÍDŐ [min]
Kaprolaktám	5,21	p-amino-acetofenon	7,00
2,6-dietil--anilin	5,36	Hidroxi-fenilecetsav	7,33
Ftálid	5,98	Dietil-ftalát	7,77
p-nitro-acetofenon	6,71	Dioktil-ftalát	12,62

3.1.3.4. Az alapelrendezések összehasonlító értékelése

A célkitűzésben leírt feladatok megoldásához kísérleteinkben háromféle – az üzemi műtárgyak eltérő kapcsolásával kialakítható – szennyvíztisztító rendszer térfogatarányos modelljét építettük fel, első lépésként minden esetben egy anoxikus denitrifikáló reaktort alkalmaztunk.

A vizsgálatok során a szennyvíz minőségének változását, valamint az egyes rendszerekben kialakult eleveniszap ülepedési és szűrhetőségi tulajdonságait tanulmányoztuk. A szennyvíz paramétereinek közül a pH-t, a kémiai oxigénigényt, a nitrogénformák – nitrát, nitrit, ammónia – valamint az ortofoszfát ionok koncentrációját és az összes-só tartalom változását követtük nyomon. Mértük a reaktorokban kialakult hőmérsékletet és az oldott oxigén koncentrációt. A szennyvíz egyedi szerves komponenseinek vizsgálata gázkromatográfiás-tömegspektrometriás módszerrel vizsgáltuk. Különös figyelmet fordítottunk az iszapok mennyiségének és kezelhetőségének (ülephetőség és szűrhetőség) összehasonlító tanulmányozására. Kísérleteinket 9. héten át végeztük folyamatosan. Az elért eredményeket az alábbiakban foglalhatjuk össze:

A biológiai tisztításra kerülő víz előkészítésére kidolgoztunk egy, a jelenleg alkalmazottól eltérő módszert. Ennek lényege, hogy a többi szennyvíztől különválasztott „C” üzemi szennyvíz pH-ját mészhidrát hozzáadásával 12-es értékre állítottuk, melynek eredményeként nagy pelyhekből álló, jól ülepedő csapadékot kaptunk. Az ülepedés után kapott tiszta oldatot a többi szennyvíz nem semlegesített keverékéhez adva, a kapott elegy pH-ját további mészhidrát adagolással, csapadék kiválása nélkül tudtuk beállítani. A kevesebb mészhidrát felhasználását igénylő, kisebb térfogatban képződő és jobban ülepedő csapadék által nyújtott előnyökön túl, az így előkészített szennyvíz összes-só tartalma és szulfát-ion koncentrációja is kisebb volt, mint a szennyvíz együttes semlegesítésével nyert víz esetében.

A kísérletek alátámasztották az üzemi szennyvíz közvetlen tisztíthatóságát, a vésztározó kiiktathatóságát.

Rendkívül jó eredményeket kaptunk a nagy nitrát-tartalmú szennyvíz denitrifikációval való tisztíthatóságára nézve.

A különböző reaktorelrendezésű rendszerek működésében – a korábbi tapasztalatoknak megfelelően – jelentős eltéréseket mutattunk ki. A mért paraméterek szélsőértékeit és átlagát a 16. táblázat mutatja be. Minden vizsgált szempontból legkedvezőbbnek a levegőztetett reaktorok soros kapcsolásával kialakítható elrendezés bizonyult. Ez eredményezte a legstabilabb üzemmenetet, a zavarások legnagyobb mértékű tolerálását, a legjobb elfolyó vízminőséget és a legkedvezőbben kezelhető iszapszerkezetet. Mivel ebben a modellrendszerben a meglévő négy műtárgy közül kettő ülepítőjét nem használtuk fel, ezek legcélszerűbb technológiai sorba állítása a további intenzifikálás fontos lehetőségeit rejti magában. A vizsgálatok arra utalnak, hogy a levegőztető medencék optimális sorba kapcsolása által esetleg teljes műtárgyak is kiiktathatók lennének a rendszerből, ezek azután további hasznosításra nyújtanának lehetőséget.

Az elvégzett kísérletekben elért legjobb eredmények szerint a biológiai tisztításra közvetlenül vezetett szennyvíz ~3000 mg/l KOI értéke ~330 mg/l-re csökkenthető. A rendszer hatékonyságának további növelésé-

re a sorba kapcsolt elrendezés lehetőségeinek feltárása, illetve kiegészítő hordozófelületek alkalmazása (diszperz-biofilm rendszerek létrehozása) ígéretes útnak tűnik az előtárolóban lejátszódó folyamatok célzott intenzifikálása. Ezért kísérleteinket ennek vizsgálatára is kiterjesztettük.

16. táblázat. A tanulmányozott modellrendszerek tisztítási paramétereinek összetevése

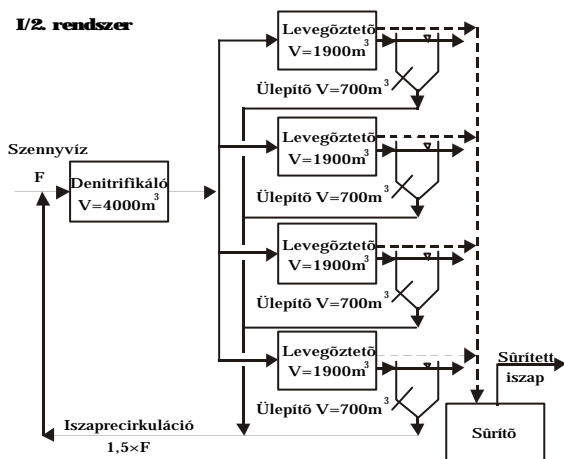
Kémiai oxigénigény alakulása az egyes reaktorokban a kísérlet során [mg/l]													
	Befolyó	I/D	I/L	I. elf	II/D	II/L1	II/L2	I.elf	III/D	III/L1	III/U1	III/L2	III.elf
MIN.	2 192	1 270		327	1 172	586	431	341	1 612	1 270	1 265	1 750	340
MAX:	7 426	5 941		4 880	5 677	5 677	5 378	5 080	5 677	4 936	1 265	3 039	4 980
ÁTL.	3 743	2 710		1 566	2 554	2 152	2 022	1 539	3 085	2 634	1 265	2 395	1 893
KOI eltávolítási hatások az egyes rendszerekben [%]													
MIN.				7,15				10,74					15,21
MAX:				89,69				89,30					90,29
ÁTL.				60,46				61,85					49,10
Nitrát koncentráció alakulása a kísérlet során [NO ₃ mg/l]													
MIN.	197	0	33	0	0	0	25	0	21	9	198	21	0
MAX:	732	316	33	228	611	425	66	213	355	258	198	233	324
ÁTL.	358	70	33	63	85	77	36	51	116	100	198	127	62
A denitrifikáció és nitrát eltávolítási hatások [%]													
MIN.		5,07		13,9	2,17			20,6	0,03				6,8
MAX:		53,58		99,9	57,55			99,6	41,08				91,8
ÁTL.		27,55		79,5	33,56			78,3	18,38				66,1
Nitrát koncentráció alakulása a kísérlet során [NO ₂ mg/l]													
MIN.	0,10	0,00	15,90	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,10	0,47	0,00
MAX:	228,00	167,00	15,90	74,00	220,00	201,00	211,00	202,00	36,60	7,70	0,10	0,60	3,90
ÁTL.	39,63	17,59	15,90	5,05	20,08	16,24	51,25	9,92	4,36	1,47	0,10	0,54	0,39
Ammónia koncentráció alakulása a kísérlet során [NH ₄ mg/l]													
MIN.	202,00	200,00	392,00	194,00	201,00	199,00	194,00	182,00	177,00	216,00	246,00	218,00	202,50
MAX:	560,00	496,00	392,00	445,00	546,00	515,00	493,00	493,00	545,00	526,00	246,00	502,00	467,00
ÁTL.	305,65	293,40	392,00	287,98	298,26	303,67	312,67	279,99	300,26	301,19	246,00	360,00	290,10
Össz-nitrogén koncentráció alakulása a kísérlet során [N mg/l]													
MIN.	228,86	0,00	0,00	0,00	159,92	0,00	0,00	146,76	171,35	0,00	0,00	0,00	160,12
MAX:	524,87	457,27	317,09	378,79	453,18	453,42	437,14	444,92	466,98	459,85	236,07	443,24	436,57
ÁTL.	330,66	239,53	12,68	230,05	257,17	217,11	64,07	232,36	261,04	205,83	9,44	24,71	239,77
Össz-nitrogén eltávolítási hatások alakulása a kísérlet során [%]													
MIN.				-15,85				-37,83					-24,59
MAX:				100,00				57,48					45,22
ÁTL.				27,76				29,36					26,71
Ortofoszfát-ion koncentráció alakulása a kísérlet során [PO ₄ -P mg/l]													
MIN.	0,00	0,00	3,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,40	0,00
MAX:	7,30	5,50	3,60	4,40	7,90	6,80	6,40	6,70	9,50	5,90	0,00	6,70	6,50
ÁTL.	1,44	1,65	3,60	1,33	2,11	1,72	2,40	1,66	2,22	1,84	0,00	5,55	1,99
Az összes só tartalom változása a kísérlet során [ml/g]													
	Befolyó	I/D	I/L	I.elf	II/D	II/L1	II/L2	I.elf	III/D	III/L1	III/U1	III/L2	III.elf
MIN.	1 484,0			1 128,0				1 216,0					1 600,0
MAX:	5 016,0			4 460,0				4 304,0					4 033,0
ÁTL.	2 824,3			2 701,6				2 505,1					2 713,0
A pH értékek változása a kísérlet során													
MIN.	4,4900	6,5400		7,6200	6,3700	6,5600	7,1400	7,3400	6,1700	6,0800	7,7700	7,8400	7,0600
MAX:	7,7200	7,8600		8,1300	7,8800	8,0600	8,0700	8,1500	7,8700	8,1000	7,8500	8,2100	8,1700
ÁTL.	6,2417	7,3670		7,9035	7,3525	7,7570	7,7660	7,9379	7,2392	7,5942	7,8100	8,0250	7,9433
Mohlmann indexek alakulása a kísérlet során [ml/g]													
MIN.		35,37	16,49		33,96	31,39	25,80		32,26		37,09		9,72
MAX:		180,27	117,39		95,07	90,16	74,07		77,59		84,48		175,05
ÁTL.		73,83	57,31		50,37	48,84	46,13		51,32		50,04		80,07
Iszap koncentráció alakulása a kísérlet során [g/l]													
MIN.		1,75	2,62		1,37	1,94	1,68		1,51		1,11		2,06
MAX:		12,05	20,58		10,28	14,39	14,18		7,17		9,99		14,40
ÁTL.		5,17	8,52		6,16	8,79	8,08		5,28		6,21		7,45
Az oldott oxigén alakulása a kísérlet során [%]													
MIN.			19,00			10,00	40,00			14,00			8,00
MAX:			95,00			100,00	95,00			100,00			94,00
ÁTL.			72,00			60,76	77,24			73,35			58,85
A hőfok alakulása a kísérlet során [°C]													
MIN.			13,80			13,70	13,60			13,00			13,30
MAX:			36,20			36,20	35,80			37,00			36,30
ÁTL.			25,82			25,88	25,59			26,00			25,80

3.1.4. Egy és kétiszapkörös soros rendszerek összevetése

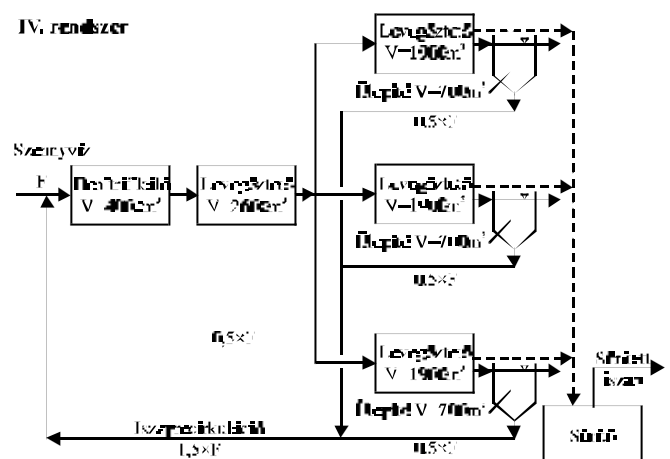
A második kísérletsorozatban, az előzőekben legkedvezőbbnek bizonyult soros elrendezésű rendszer leg-hatékonyabb kialakítási formáját pontosítottuk, valamint vizsgáltuk annak a lehetőségét, hogy az intenzifikált tisztítás eredményeképpen a négy műtárgy közül egy felszabadítható-e. A semlegesített és előülepített szennyvizet közvetlenül felhasználva, modellrendszerekben tanulmányoztuk azt a hatást, amit egy-egy komplett egyesített műtárgy tisztítási láncból való kiesése okozhat, ill. a bioreaktorok különböző kapcsolása a mikroflóra összetételére gyakorolhat.

3.1.4.1. A modellrendszerek leírása

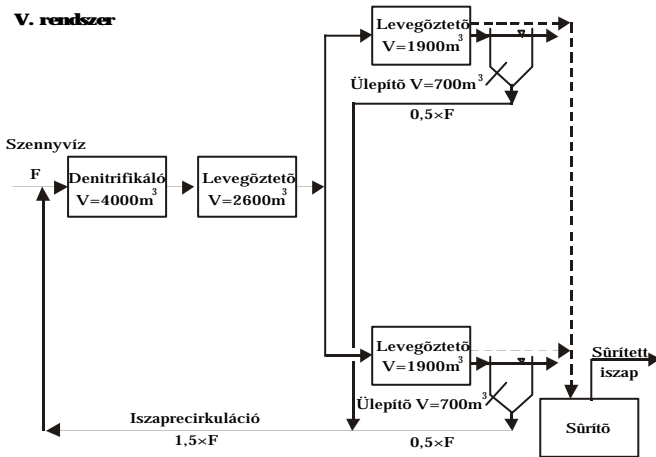
A kísérleti rendszerek elvi elrendezését az 28. – 31. ábrákon vázoltuk. Négy modellberendezést üzemeltettünk egyidejűleg, a szennyvíztisztító telepen működő négy egyesített műtárgy különböző kapcsolásaival, ill. módosításával kialakítható szennyvíztisztító rendszereknek megfelelően.



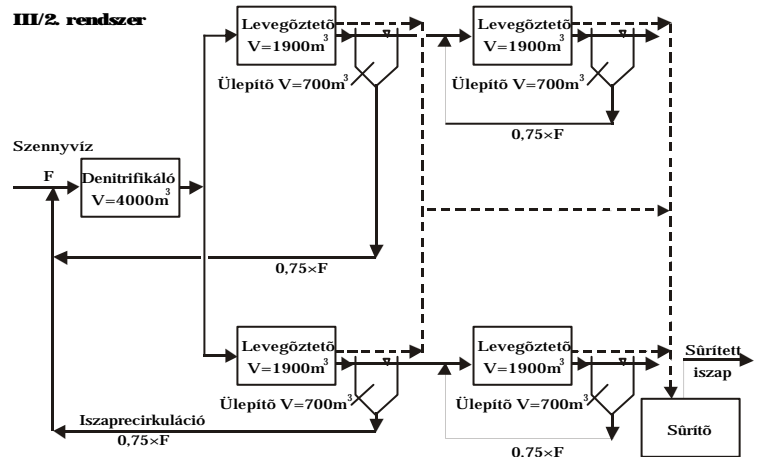
28. ábra. Az I/2. jelű modellrendszer



29. ábra. A IV jelű modellrendszer



30. ábra. Az V. jelű modellrendszer



31. ábra. A III/2 jelű modellrendszer

Az I/2. rendszer modellezte az üzemelő biológiai szennyvíztisztító telepet (első kísérlet I. elrendezés). Elvi kapcsolási rajzát a 28. ábra szemlélteti. A IV. rendszer egy soros elrendezésű telep modelljét képviseli, elvi kapcsolási rajzát a 29. ábrán vázoltuk. Az V. rendszer a IV-nek olyan változata, amelyben a tisztítási láncban utolsóként résztvevő párhuzamosan kapcsolt műtárgyak egyike nem üzemel. (30. ábra). A III/2. rendszer (első kísérlet III. elrendezés) alapvetően különbözött a másik háromtól, mivel két iszapkörös, ún. „A–B” kapcsolású rendszer volt (31. ábra). Az I/2., IV. és V. elrendezések egy bioreaktor üzembe, ill. üzemem kívül helyezésével egymásba átalakíthatók. A IV. jelű rendszerből az első, teljes térfogatában levegőztetett egyesített műtárgyat kihagyva, jutunk az I/2. rendszer 75%-os összesített bioreaktor térfogatát képviselő elrendezéshez. Az utolsó levegőztető műtárgyak egyikének meghibásodása, ill. egyéb célokra való felhasználása esetén a változtatás eredménye az V. jelű elrendezés.

Rendszereinket ~11 héten keresztül üzemeltettük, heti háromszori mintavételezéssel. Az elfolyó, tisztított vizek minőségét gyűjtött minták felhasználásával tanulmányoztuk. A vízmintát előző nap 22 óra és aznap

reggel 6 óra között gyűjtöttük. A hőfok és oldott oxigén koncentráció értékeit, valamint a különböző iszapok ülepedési értékeit a helyszínen mértük, a többi paraméter analízisét laboratóriumban végeztük el.

3.1.4.2. A vizsgált paraméterek és az alkalmazott analitikai módszerek

A vizsgálat során a szárazanyag-tartalmat, az iszapindexet, az oldott oxigén szintet, és a hőfokot a helyszínen mértük. A pH és a KOI értékét, valamint a nitrit-, nitrát-, ammónia-, foszfát- és összes só koncentrációkat laboratóriumban határoztuk meg az érvényes szabványok szerint.

Az eredmények feldolgozását a 3.1.3. pontban ismertetett módon végeztük. A levonható következtetéseket a 3.1.4.3. pont ismerteti.

3.1.4.3. Az eredmények értékelése

Mérési eredményeink birtokában – melyek szélsőértékeit és átlagait a 17. táblázatban foglaltunk össze, a trendeket a függelék F-39 – F-49 ábrái szemléltetik – megállapítható, hogy a különböző reaktorelrendezésű rendszerek működésében – a korábbi tapasztalatoknak megfelelően – jelentős eltérések mutatkoztak. A legtöbb – vizsgált – szempontból a legkedvezőbbnek a IV. jelű, – a bioreaktorok 1+1+3 kapcsolásával kialakítható – soros elrendezés bizonyult. Ez a rendszer eredményezte a legstabilabb üzemmenetet, a zavarások legnagyobb mértékű tolerálását, és viszonylag jól keze lhető iszapot.

17. táblázat. A tanulmányozott modellrendszerek tisztítási paramétereinek összesítése

Kémiai oxigénigény alakulása az egyes reaktorokban a kísérlet során [mg/l]																	
	mix KOI	befolyó	I/2-D	I/2-L	IV-D	IV-L1	IV-L2	IV.elf	V-D	V-L1	V-L2	V.elf	III/2-D	III/2-L1	III/2-Ü1	III/2-L2	III/2.elf
MIN.	1418	1042	430	98	430	98	78	59	313	84	39	39	234	78	126	49	49
MAX.	3831	4877	2309	2008	2209	1928	1747	1752	2661	2048	2048	2032	2309	2510	3810	2610	1912
ATL.	8821	2072	1053	375	1015	525	341	341	955	389	338	332	1013	553	706	312	341
Ammónia koncentráció alakulása a kísérlet során [NH ₄ mg/l]																	
	befolyó	I/2-D	I/2-L	I/2.elf	IV-D	IV-L1	IV-L2	IV.elf	V-D	V-L1	V-L2	V.elf	III/2-D	III/2-L1	III/2-Ü1	III/2-L2	III/2.elf
MIN.	12,80	36,50	13,10	15,30	44,50	37,20	29,20	31,40	36,50	32,90	23,40	20,40	48,50	27,80	26,30	6,60	8,80
MAX.	471,00	319,00	181,00	222,40	297,00	247,00	209,90	250,40	320,00	263,00	198,00	245,20	333,00	253,00	223,00	248,00	274,30
ATL.	117,26	113,66	100,04	98,87	119,76	116,50	112,34	109,79	117,05	110,14	105,59	102,94	119,56	109,58	110,28	93,12	94,84
Nitrát koncentráció alakulása a kísérlet során [NO ₃ mg/l]																	
MIN.	0,00	0,00	0,00	2,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MAX.	161,00	70,10	76,80	63,60	76,60	30,70	97,10	89,50	50,40	50,30	76,50	89,40	136,00	71,20	135,00	244,00	234,00
ATL.	12,50	6,58	11,53	13,18	6,36	3,75	10,44	12,69	5,69	4,69	9,54	12,09	10,56	7,55	10,96	65,16	59,06
Nitrit koncentráció alakulása a kísérlet során [NO ₂ mg/l]																	
MIN.	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MAX.	18,20	1,30	75,50	79,60	0,60	3,60	59,90	74,50	0,60	3,54	45,50	57,50	0,60	6,70	7,70	98,00	100,80
ATL.	3,31	0,21	14,96	16,90	0,09	0,40	11,48	15,81	0,09	0,52	8,39	13,84	0,12	1,45	1,93	22,73	26,63
Össz-nitrogén koncentráció alakulása a kísérlet során [N mg/l]																	
MIN.	13,30	29,50	22,00	23,60	35,10	31,10	39,40	46,00	28,70	27,10	26,40	25,50	38,10	25,30	24,00	33,50	42,10
MAX.	368,00	250,00	148,00	174,00	232,00	193,00	164,00	197,00	251,00	206,00	154,00	192,00	261,00	198,00	175,00	195,00	215,00
ATL.	94,94	90,34	84,52	84,82	94,98	92,31	93,12	92,27	94,55	87,08	86,90	88,32	95,65	87,67	89,29	94,19	92,72
Ortofoszfát-ion koncentráció alakulása a kísérlet során [PO ₄ -P mg/l]																	
MIN.	0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,40	0,00
MAX.	17,10	41,10	57,90	51,50	34,10	28,60	38,70	32,30	41,40	42,60	53,00	71,86	50,50	46,90	47,80	36,20	57,90
ATL.	2,23	8,79	9,46	9,05	10,06	8,02	8,75	8,16	11,78	9,11	9,04	9,74	10,89	6,29	6,96	9,75	11,09
Az összes só tartalom változása a kísérlet során [ml/g]																	
MIN.	1070,00			990,00				860,00				1100,00					1150,00
MAX.	3740,00			3430,00				3740,00				3480,00					3540,00
ATL.	1944,21			2032,63				2069,47				2051,05					2061,05
A pH értékek változása a kísérlet során																	
MIN.	4,02	2,87	2,79	2,41	3,06	3,13	2,89	2,59	3,17	3,23	3,08	2,83	2,88	2,74	2,57	2,68	2,53
MAX.	7,65	7,64	7,79	8,00	7,55	7,72	7,91	8,06	7,37	7,80	7,92	8,08	7,44	7,84	7,87	7,99	8,04
ATL.	6,12	6,63	6,94	7,08	6,64	7,11	7,20	7,28	6,75	7,15	7,23	7,34	6,61	7,06	6,98	6,79	6,84
Mohmann indexek alakulása a kísérlet során [ml/g]																	
MIN.		32,93	22,08		28,18	26,60	35,66		35,43	39,46	32,43		43,80	31,06			19,18
MAX.		135,62	107,98		149,97	142,76	138,14		100,25	113,38	111,46		98,29	90,70			143,68
ATL.		56,66	52,14		55,73	55,94	58,14		58,21	58,17	53,89		62,96	57,83			64,51
Iszap koncentráció alakulása a kísérlet során [g/l]																	
MIN.	0,00	1,27	0,45	0,00	1,45	1,54	1,30	0,02	2,34	1,90	2,58	0,01	1,22	0,32	0,01	0,35	0,02
MAX.	0,53	7,10	7,14	0,60	8,70	9,70	8,90	0,89	8,72	8,75	9,60	0,92	7,02	6,85	0,76	8,65	0,88
ATL.	0,18	3,16	3,57	0,17	2,98	3,43	3,03	0,18	4,02	4,92	4,12	0,16	4,27	4,23	0,19	3,80	0,21
Összes elvett iszap mennyisége [g]																	
	befolyó	I/2-D	I/2-L	I/2.elf	IV-D	IV-L1	IV-L2	IV.elf	V-D	V-L1	V-L2	V.elf	III/2-D	III/2-L1	III/2-Ü1	III/2-L2	III.össz.
			321,8				302,8				375,4			233,3		112,0	345,3

A III/2. rendszerről elfolyó tisztított víz kémiai oxigénigénye esetenként alatta maradt az egyiszapos rendszerek által szolgáltatott értékeknek, amikor azonban az „A” reaktor az ún. inhibíciós ágba került, azokat je-

lentősen meghaladta. Az „A-B” kapcsolás ezen sajátossága következtében elsősorban tisztán kommunális eredetű szennyvizek tisztításában előnyös, ahol a befolyó szennyvíz minősége viszonylag egyenletes, a vegyiparra jellemző, ún. biológiailag bontható, mérgező komponensek bekerülése kevésbé valószínű.

Kísérletünk során a KOI eltávolítás szempontjából legkiegyensúlyozottabb üzemet a IV. jelű modell esetében tapasztalhattunk. Ezen rendszer mutatott viszonylag nagymértékű toleranciát a bekövetkezett zavarásokkal szemben. Az előző kísérletsorozattal összhangban, most is az „A-B” kapcsolású modell volt a legérzékenyebb a befolyó tisztítandó szennyvíz minőségi változásaira.

A különböző nitrogénformák átalakításában és eltávolításában is jelentős eltérések adódtak az egyes elrendezések között. Bizonyos fokú nitrifikáció mind a négy modellrendszerben folyt, a legintenzívebben azonban III/2-L2 reaktorban jelentkezett. Ennek megfelelően a rendszerről elfolyó víz ammónium-ion koncentrációja volt a legalacsonyabb, a nitrátion- (a kísérlet első felében nitrit-ion) koncentrációja a legmagasabb. Ennek nyilvánvaló oka az elkülönített terű nitrifikáció és denitrifikáció, ami magas elfolyó nitrát-ion koncentrációk esetében az elegy jelentős savanyodásában, rendkívül alacsony elfolyó pH értékekben is megmutatkozott. A III/2. rendszer – sajátosságai folytán az egyiszapos rendszerekkel szemben – a termelt nitrát lebontására nem biztosít lehetőséget. ***Ebből a szempontból javított volna az elfolyó tisztított víz minőségén, ha a tisztítási lánc végéről az elegy egy részét – és/vagy a tisztított víz bizonyos hányadát – recirkuláltattuk volna a denitrifikáló reaktorba. Az elképzelés részletes kidolgozása az „A-B” elrendezés ipari szennyvizek tisztításában megmutakozó egyéb problémáinak orvoslásában is újszerű technológiai megoldást jelent, amelyet a következő kísérletsorozatban vizsgáltunk.*** Másik **alternatívaként** egy **utódenitrifikáló** egység létesítése kínálkozik, ekkor azonban minden bizonnyal ún. **pótszénforrás** adagolása válik szükségessé.

Az elfolyó, tisztított víz nitrit-ion koncentrációja a kísérletsorozat első felében a III/2. – „A-B” kapcsolású – rendszerben jelentősen meghaladta az egyiszapos rendszerekben kapott értékeket, időnként extrém magas, ~100 mg/l körüli értékeket szolgáltatva. Ennek valószínűsíthető oka a nitrifikáció második $\text{NO}_2^- \rightarrow \text{NO}_3^-$ lépésének gátolt mivolta lehetett. A kísérlet második felében egy jóval alacsonyabb értékkel az I/2. – párhuzamos kapcsolású – rendszerben volt a legmagasabb a nitrit-ion koncentráció.

A kétiszapokörös III/2. rendszer némileg kedvezőbb ammónia eltávolítása az össz. nitrogén koncentrációban nem mutatkozott meg. Ennek oka az, hogy a keletkezett nitrát redukciójára ez az elrendezés nem biztosít lehetőséget.

Rendszereink foszfor eltávolítását tanulmányozva, feltűnő hasonlóságot tapasztaltunk a PO_4^{3-} és a NO_2^- koncentrációk változását bemutató görbék lefutása között. Ez a tény valószínűsítheti, hogy a nem teljes nitrifikáció során akkumulálódott nitrit gátolja az aerob foszfát felvételt. A nitrit-ion koncentráció lecsökkenésével az elfolyó vizek foszfátion koncentrációja is igen alacsony értéken állapodott meg. Természetesen nem zárható ki annak a lehetősége sem, hogy a kísérlet első időszakában tapasztalt ortofoszfát-ion koncentráció növekedés a szennyvíz valamely szerves foszforvegyületének biodegradációja nyomán áll elő.

A kísérlet során modelljeinkben a biológiai tisztítás folyamatai nyomán keletkező eleveniszap mennyisége nem különbözött szignifikánsan, a fajlagos iszaptermelés 0.330 kg iszapszárazanyag/m³ tisztított szennyvíz ± 10%-nak adódott. A legkevesebb iszap a IV. jelű modellben képződött. A négy biomassza ülepedési tulajdonságai. között az egy-, ill. kétiszapos rendszereket illetően jelentős eltérések mutatkoztak. Mindhárom egyiszapos elrendezés viszonylag egyenletes minőségű, kedvező ülepedési tulajdonságokkal jellemezhető iszapot eredményezett. A III/2. rendszer „A” lépcsőjében képződött iszap mindaddig viszonylag jól ülepedett, amíg a reaktor nem került a szubsztráteltávolítás inhibíciós tartományába. A „B” lépcső biomasszájának Mohlmann indexei az „A” lépcső normális üzeme esetén jellemzően nagy ingadozást mutattak, kiemelkedően magas értékekkel. A 64. kísérleti napon történt szennyvíz váltást követő mérgezés nyomán a folyamatok ellentétes irányúra fordultak, a „B” lépcsőben nagyon gyorsan ülepedő, azonban zavaros felülúszót hátrahagyó iszapot eredményezve, ami az elfolyó tisztított víz lebegőanyag tartalmának jelentős növekedésével járt együtt. Az elrendezés érzékenysége a zavarásokkal szemben a keletkezett eleveniszap morfológiai tulajdonságaiban is megnyilvánult, a befolyó szennyvíz összetételének megváltozása nyomán az „A” és „B” lépcső iszapja merőben ellentétesen viselkedett. Általánosságban elmondható, hogy a „B” lépcső iszapjának ülepedési indexe alternált az extrém magas és a kedvezőtlenül alacsony értékek között.

Kísérletünk során – a biológiai szennyvíztisztítás legújabb gyakorlatának megfelelően – az iszapkort kívántuk ellenőrzött paraméterként beállítani, – szándékunk szerint 15 napra – mely értékkel a kialakuló mikroflóra összetételét lehet – több szempontból is – kedvezően befolyásolni. A III/2-L2 reaktor esetében ezen értéket még minimálisra csökkentett iszap elvétel esetén sem tudtuk elérni, az elfolyó tisztított vízzel lebegőanyagként távozó iszap nagy mennyisége következtében.

Az I/2 – IV. – V. elrendezések összehasonlítása révén információt kaphattunk arra vonatkozóan, hogy egy-egy műtárgy tisztítási láncból való kiiktatása milyen következményekkel jár a tisztított víz minőségét tekintve. Az eredmények ismeretében megállapítható, hogy a IV. és V. rendszerek közötti reaktortér fogat különbség – normális üzemen mellett – nem okozott jelentős eltérést. Üzemi igazoló kísérlet után valószínű, hogy a tisztítási láncból egy műtárgy hosszú távon is kihagyható, vagy pl. az intenzifikált utótisztítás céljaira felhasználható.

A kapott adatok arra utalnak, hogy a III/2. rendszer egy műtárgy kiesését jóval kevésbé tolerálná. Egy első reaktor kiesése esetén a mérgezés veszélye növekedne, a második lépcső egy egységének kiiktatása nyomán pedig valószínűleg elsősorban az ülepítésben jelentkezne problémák.

Az elvégzett kísérletek és korábbi kísérleti tapasztalatok alapján fentieknek megfelelően a IV. jelű – a bioreaktorok 1+1+3 kapcsolásával létrehozott – elrendezés kialakítása adta a legkedvezőbb eredményeket. Feltételeztük, hogy egy, **a két iszapkörös III/2. elrendezés továbbfejlesztéseként kidolgozott rendszerben** – a kutatási eredmények gyakorlati alkalmazásának kidolgozása útján – **a nyilvánvaló problémák az előnyök megtartása mellett jelentősen csökkenthetők**. A kapott eredmények alapján egyértelműnek tűnt, hogy a vízminőség további javítása érdekében hatékony utókezelést kell alkalmazni.

3.1.5. Az új, módosított kétiszapos bioreaktor elrendezés kidolgozása

A harmadik kísérletsorozatban elvégzett vizsgálatok a korábbi kísérleti tapasztalatokra épülve, az azok összegzéséből származó **új felismerésekben** rejlő lehetőségek optimális kiaknázását célozták. A korábban tanulmányozott eleveniszapos bioreaktor elrendezések előnyeinek ötvözését – hátrányaiknak lehető legteljesebb kiküszöbölését – szolgálja a korábbi kísérletek tapasztalatai során kifejlesztett, ún. **módosított kétiszapos eljárás**. Megőrzi a vegyipari szennyvizek kétlépcsős biológiai tisztításának azon előnyét, hogy a második lépcső mikroflórája a többé-kevésbé mérgező jellegű anyagok jóval kisebb lokális koncentrációja mellett növekedhet. Ennek megfelelően lehetőséget nyújt az inhibícióra érzékenyebb, pl. nitrifikáló szervezetek stabil rendszerben tartására. Ugyanakkor csökkenti az első lépcsőben a haváriás mérgezés veszélyét, és lehetővé teszi a második lépcsőben keletkezett nitrát denitrifikálását.

Az eleveniszapos biológiai szennyvíztisztító egységről elfolyó víz minőségének további javítását célozta az új felismerés, hogy különböző hordozóanyagokon megtelepített mikroflóra alkalmazásával, a biológiai szennyvíztisztító egység elfolyó vizét befolyóként felhasználva **utótisztító lépcső** alakítható ki. Előkísérletek alapján mind a szervesanyag-tartalom további csökkentésében, mind az ammónia tartalom nitrifikációjában leghatékonyabbnak egy poliészter paplanra felvitt aktív szén tartalmú textília bizonyult.

Az optimált eleveniszapos biológiai tisztító rendszer, mint alaprendszer és az utótisztító egység együttes kapacitását tanulmányoztuk a 6. kísérletsorozatban, amikor ezeket az egységeket egymással összekapcsolva üzemeltettük.

A különböző elrendezésű – egyiszapos, kétiszapos és módosított kétiszapos – alaprendszereket a vízminőség várható alakulását modellező szennyvízzel tápláltuk.

3.1.5.1. A kísérleti modellek

Három különböző elrendezésű modellberendezést üzemeltettünk egyidejűleg, négy kombinált műtárgy különböző kapcsolásaival, ill. módosításával kialakítható eleveniszapos szennyvíztisztító rendszereknek megfelelően. Kísérleti elrendezéseink elvi kapcsolási rajzait a 32. – 34. ábrákon szemléltettük. Modellberendezéseink térfogatarányait a meglévő műtárgyak térfogatainak megfelelően alakítottuk ki.

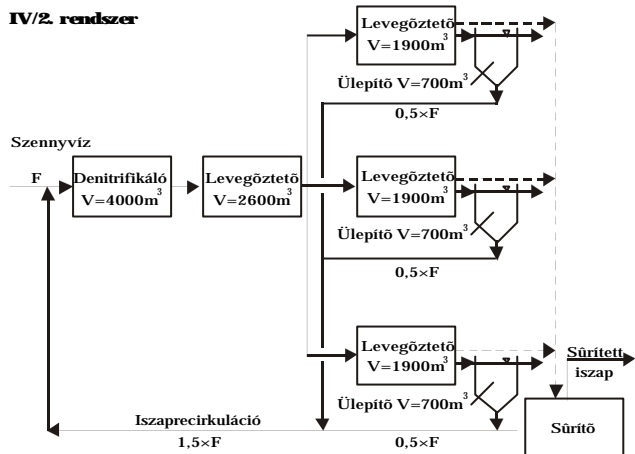
Az egyiszapos alaprendszerrel (IV/2. alaprendszerrel) egy olyan – soros elrendezésű – szennyvíztisztító telepet modelleztünk, amelyben a beérkező semlegesített, ülepített szennyvíz először az anoxikus medencébe folyik. A biológiai tisztítás következő elemeként egy teljes térfogatában levegőztetett – ülepítőtér nélküli – az üzemi kombinált műtárgynak megfelelő térfogatú aerob bioreaktort működtettünk. A rendelkezésre álló három másik műtárgy párhuzamos kapcsolásával kialakítható aerob medence képezte az eleveniszapos tisztítás utolsó fokozatát. Az elegy ezután került az utóülepítőbe, amelynek térfogata az adott három műtárgy ülepítő térfogatának összegét modellezte.

A kétiszapos alaprendszer (III/3. alaprendszer) egy hagyományos kétiszap körös elrendezésű telepet képviselt. Az első anoxikus medencéből az elegy egy aerob reaktorba került – melynek térfogata két párhuzamos kapcsolású műtárgy levegőztető térfogata összegének felelt meg – majd innen jutott a köztes ülepítőbe, amely a két párhuzamosan kötött műtárgy ülepítő tere térfogatának összegét képviselte. A közbenső ülepítőből az iszapot az első, anoxikus medencébe vezettük vissza. A felülúszó – előtisztított – víz került az eleveniszapos tisztítás második lépcsőjébe, egy aerob medencébe, majd az utóülepítőbe, amely egységek a további két műtárgy párhuzamos kapcsolásával nyerhető térfogatot modellezték.

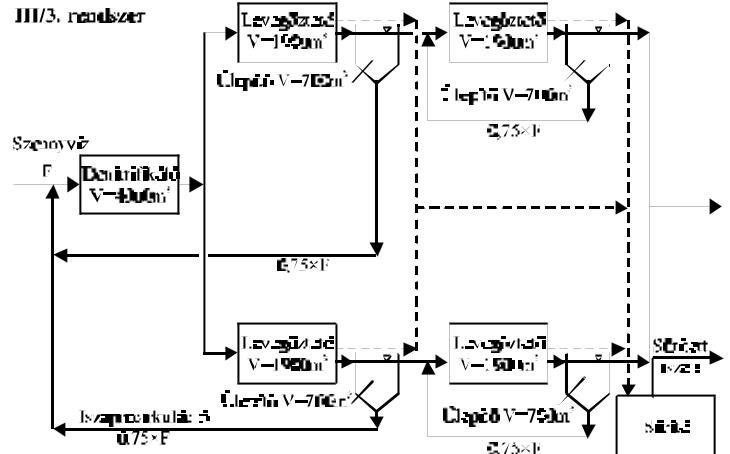
A korábbi kísérleti tapasztalataink alapján fejlesztettük ki a 34. ábrán vázolt ún. módosított kétiszapos eljárást (VI. alaprendszer) amely az egyiszapos és a kétiszapos kapcsolási lehetőségek előnyeinek ötvözését, hátrányainak kiküszöbölését szolgálja. A VI. alaprendszer elrendezésében és térfogataiban alapvetően meg egyezett a III/3. jelűvel, azzal a **lényeges** eltéréssel, hogy – kiküszöbölendő a kétiszap körös rendszer előző kísérletsorozatban tapasztalt hátrányait – az utóülepítőből származó tisztított víz egy részét visszavezettük a VI-D jelű denitrifikáló egységbe. Képzeltük továbbá annak a lehetőségét, hogy a tisztítandó szennyvíz 3 – 5%-át közvetlenül a második lépcső levegőztető medencéjébe juttathassuk.

A betáplálást és a recirkulációt minden esetben perisztaltikus pumpákkal valósítottuk meg. Az objektív összehasonlíthatóság érdekében mindhárom modellrendszerre azonos minőségű és mennyiségű, semlegesített

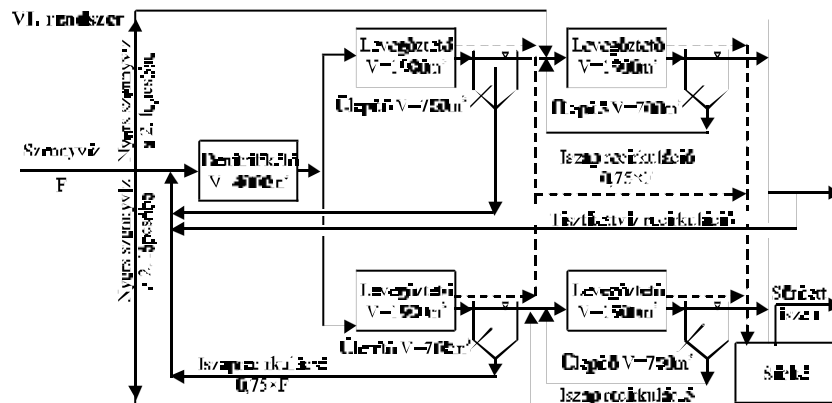
és előülepített modellszennyvizet szivattyúztunk. Az elfolyó tisztított vizet rendszerenként külön fogtuk fel, műanyag kannákban. Mindhárom modellrendszer első reaktoraként egy nem levegőztetett – anoxikus – medence szolgált, amelybe a tisztítandó szennyvíz és az iszaprecirkulációt valamint a III. modell esetében a tisztított víz recirkulációt alulról vezettük be. Rendszereinkben az elegyek az egyes bioreaktorok felszínéről gravitációs úton jutottak a következő reaktor aljába. A kiüledés megakadályozására lassan forgó keverőket alkalmaztunk. A biológiai tisztítás során képződött fölösiszapot szakaszosan, naponta egyszer vettük el az ülepítők előtti utolsó reaktorokból.



32. ábra. Az egyiszapos alaprendszer (IV/2. modell) elvi kapcsolási rajza



33. ábra. A kétszapos alaprendszer (III/3. modell) elvi kapcsolási rajza



34. ábra. A módosított kétszapos alaprendszer (VI. modell) elvi kapcsolási rajza

3.1.5.2. A kísérlet menete, a vizsgált paraméterek

A harmadik kísérletsorozatot 102 napon át, folyamatosan végeztük. Induláskor reaktorainkat feltöltöttük egy szennyvíztelep levegőztetőiből származó eleggyel. A modellszennyvízhez való adaptáció céljából üzemeltettük rendszereinket – 15 napos iszapkort beállítva – 8 napon át, amikor elvégeztük az első teljes analízist. A tisztítandó szennyvíz előkezelése a 3.1.3. pontban leírtaknak megfelelően történt.

Az egyes időszakokban használt modellszennyvíz komponensek jelentősen különböztek egymástól, így gyakori, rendszeres ellenőrzésre, olykor módosításra volt szükség, hogy a 3000 mg/l érték közelében tartssuk a keverék kémiai oxigénigényét. Mivel kísérleteinkhez a tisztítandó modellszennyvizet nagy körültekintéssel, de szakaszosan, pontmintaszerűen gyűjtött üzemi elfolyó szennyvizek keverésével állítottuk elő, előfordultak kiugróan magas befolyó koncentráció értékek. Ismert, hogy a szennyvízminőség ugrásszerű, drasztikus változásai a biológiai tisztítás hatásfokát nagymértékben leronthatják, ezért ilyen esetekben a megfelelő tárolókapacitás kiépítése a biológiai szennyvíztisztítás alkalmazásának alapfeltétele.

Az elfolyó, tisztított víz pH-ját és kémiai oxigén igényét heti öt alkalommal vizsgáltuk. A hőmérséklet értékét, az oldott oxigén szintet, az iszapkoncentrációt és –üledést, továbbá a pH és a KOI értékét, valamint a nitrit-, nitrát-, ammónia-, összes-nitrogén-, ortofoszfát-, összes foszfor és össz-só koncentrációkat naponta vizsgáltuk.

3.1.5.3. Kísérleti eredmények

A felsorolt paraméterek nagyszámú vizsgálatai eredményeinek részletes ismertetését területi korlátok miatt a függelék F-50 – F-60 ábrái mutatják be, az eredmények szélsőértékeit és átlagát a 18. táblázatban foglaljuk össze. A levonható következtetéseket a 3.1.5.4. pont ismerteti.

3.1.5.4. Az eredmények értékelése

Vizsgálatainkban a meglévő műtárgyak intenzifikált üzemmenethez vezető felhasználásának kidolgozása volt a cél, azzal a feltétellel, hogy a jelenleg jelentős szennyvíz-minőség kiegyenlítő hatást biztosító puffer-tavat, az ún. vésztározót az üzemmenetből kiiktatják.

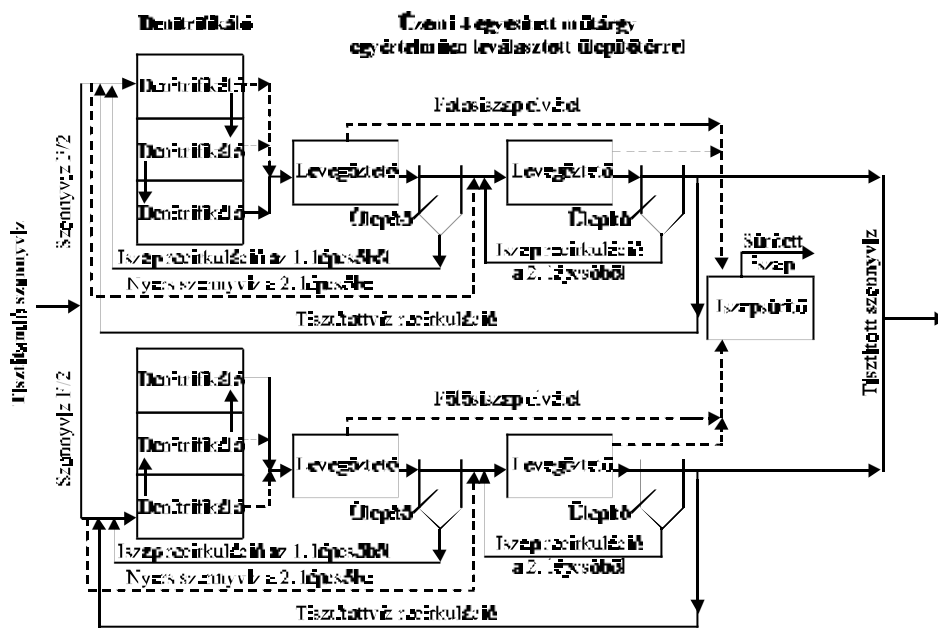
18. táblázat. A tanulmányozott modellrendszerek tisztítási paramétereinek összevetése

A kémiai oxigén igény értékei az alaprendszerekben [mg/l]														
	befolyó	IV/2-D	IV/2-L1	IV/2-L2	Eltáv.%	III/3-D	III/3-L1	III/3-L2	Eltáv.%	VI-D	VI-L1	VI-L2	Eltáv.%	
MIN.	1250	472	133	143	79	369	154	102	81	301	113	108	82	
MAX.	3086	1752	461	323	92	1716	572	313	94	1270	337	297	93	
ÁTLAG:	2024	828	279	235	88	761	272	202	89	558	221	203	90	
Az ammónium koncentráció értékei az alaprendszerekben [NH ₄ -N mg/l]														
MIN.	50,40	22,10	8,80	7,40	1,91	14,70	7,40	4,40	4,46	13,20	5,90	4,40	7,01	
MAX.	163,00	160,00	148,00	154,00	91,62	183,00	141,00	150,00	94,55	175,00	207,00	146,00	92,70	
ÁTLAG:	113,46	79,38	62,82	49,80	63,70	91,81	68,75	52,81	61,65	66,35	55,07	44,76	67,18	
A nitrát koncentráció értékei az alaprendszerekben [NO ₃ -N mg/l]														
MIN.	9,03	0,00	0,00	6,00	-282,58	0,00	2,80	9,80	-530,12	2,90	4,50	5,50	-434,88	
MAX.	229,00	62,50	72,60	74,30	80,37	66,00	61,60	100,00	78,21	72,60	81,70	82,40	75,13	
ÁTLAG:	72,08	22,32	14,60	35,91	0,08	14,82	23,06	48,17	-78,25	23,59	27,52	33,85	-17,13	
A nitrit koncentráció értékei az alaprendszerekben [NO ₂ -N mg/l]														
MIN.	0,06	0,01	0,01	0,07	-22733	0,02	0,05	0,05	-5400	0,01	0,07	0,09	-10067	
MAX.	33,70	24,20	26,10	27,50	100	6,00	5,60	5,10	100	4,20	3,10	6,10	99	
ÁTLAG:	10,23	2,27	8,24	9,77	-2093	0,79	1,52	1,52	-397	0,62	1,18	1,84	-765	
Az össz. nitrogén konc. értékei az alaprendszerekben [mg-N/l]														
MIN.	122,0	41,2	23,5	45,6	0,0	30,9	27,9	44,1	1,3	23,5	23,5	36,7	-0,6	
MAX.	357,0	210,0	163,0	166,0	75,9	249,0	166,0	162,0	76,7	214,0	243,0	167,0	79,8	
ÁTLAG:	194,9	104,1	85,6	95,5	48,6	107,4	93,3	102,5	43,8	90,4	83,6	81,6	55,7	
Az összes foszfor [mg-P/l] és az ortofoszfát konc.[mg-PO ₄ /l] értékei az alaprendszerekben														
	össz P	PO ₄	PO ₄	össz P	Eltáv.%	PO ₄	PO ₄	össz P	Eltáv.%	PO ₄	PO ₄	össz P	Eltáv.%	
MIN.	4,20	5,00	1,00	1,00	25,97	2,10	0,90	0,75	-58,33	0,85	0,12	0,88	-185,42	
MAX.	23,10	28,90	31,40	29,10	85,85	50,20	74,30	36,20	90,34	49,90	63,00	28,10	89,31	
ÁTLAG:	11,66	10,27	6,82	5,53	66,95	13,77	11,92	6,45	50,12	13,65	11,76	5,74	45,76	
Az alaprendszerek befolyó és elfolyó vizének össz. só koncentrációi [mg/l]														
MIN.	2 500			2 140	-33			2 080	-79			2 030	-44	
MAX.	5 750			4 820	27			5 000	23			5 070	21	
ÁTLAG:	3 742			3 556	4			3 523	3			3 576	3	
A pH értékei az alaprendszerekben														
MIN.	4,59	6,65	7,27	6,49		6,85	5,78	6,30		6,93	6,42	5,88		
MAX.	7,46	7,82	8,23	8,60		7,96	8,01	8,36		7,91	8,11	8,31		
ÁTLAG:	5,60	7,38	7,74	7,69		7,40	7,51	7,67		7,40	7,59	7,67		
Az alaprendszerek reaktorainak szárazanyag tartalma [g/l]														
	IV/2-D	IV/2-L1	IV/2-L2	IV.elf.	III/3-D	III/3-L1	III/3-U1	III/3-L2	III/3-elf	VI-D	VI-L1	VI-U1	VI-L2	VI-elf.
MIN.	1,144	1,380	1,010	0,000	1,650	2,627	0,003	0,696	0,0003	2,112	0,965	0,001	0,448	0,004
MAX.	5,963	8,465	7,241	0,329	9,772	8,606	0,130	4,885	0,0907	5,909	8,520	0,093	5,480	0,138
ÁTLAG:	2,712	3,783	2,905	0,038	4,472	4,765	0,040	2,222	0,0294	3,511	5,365	0,032	2,117	0,032
Összesen elvett iszap [g]:		214,78				175,76		70,76			182,19		64,652	
Az egyes alaprendszerek reaktorai iszapjának Mohlmann értékei [ml/g]														
	IV/2-D	IV/2-L1	IV/2-L2	össz. iszap	III/3-D	III/3-L1	III/3-L2	Σ iszap A	Σ iszap B	VI-D	VI-L1	VI-L2	Σ iszap A	Σ iszap B
MIN.	19,7	27,2	22,1	42,6	32,5	37,2	31,3	45,7	7,0	37,4	46,8	23,3	35,7	4,0
MAX.	91,8	74,3	115,9	185,1	116,2	129,3	145,9	161,7	48,9	98,7	152,5	111,6	129,4	49,3
ÁTLAG:	52,5	46,1	45,9	94,6	61,2	62,7	62,4	87,9	22,2	59,2	68,1	54,7	85,3	19,1

A kísérleti cél elérése érdekében helyszíni modellkísérletekben különböző elrendezésű rendszerek hatékonyságát vetettük össze tisztítási paramétereik alapján. A kísérlet sor eredményeként fejlesztettük ki – a 212 001 lajstromszámú szabadalmi oltalmat élvező – ún. **módosított kétiszapos eljárást**, amely a korábban tanulmányozott kapcsolási lehetőségek előnyeinek ötvözését – hátrányainak lehető legteljesebb kiküszöbölését – szolgálja. Megőrzi a vegyipari szennyvizek kétféle biológiai tisztításának azt az előnyét, hogy a második lépcső mikroflórája a többé-kevésbé mérgező jellegű anyagok jóval kisebb lokális koncentrációja mellett növekedhet. Ennek megfelelően lehetőség nyílik az inhibícióra érzékenyebb, pl. nitrifikáló szervezetek stabil rendszerben tartására. Ugyanakkor csökkenti az első lépcsőben a mérgezés veszélyét és lehetővé teszi a

második lépcsőben keletkezett nitrát denitrifikálását. A rendszer elején elhelyezett denitrifikáló reaktor a bejátszódo mikrobiális folyamatok jellegének következtében pH növelő, stabilizáló hatású. Ezért a tisztítandó szennyvíz semlegesítésének során elegendő a pH értékét a 4,5 – 5,5 tartományba beállítani. A helyszínen 102 napon át végzett összehasonlító modellkísérletek eredményei igazolták a kidolgozott eleveniszapos rendszer előnyeit mind a viszonylag alacsony terhelésű, mind a nagyterhelésű kísérleti időszakban.

Az – általunk megvalósításra javasolt – elrendezés levegőztető és ülepitő egységei az üzemi négy levegőztető műtárgy felhasználásával, azok megfelelő átépítésével, az ülepitőtér egyértelmű leválasztásával kialakíthatók lennének (35. ábra). Célszerű két, párhuzamosan működtethető rendszert létrehozni, mely lehetőséget nyújtana a vízmennyiség, ill. minőség változásainak követésére. A denitrifikáló reaktor mérete modellkísérleteinkben az üzemen kívül helyezett felületi levegőztető medence méretének felelt meg. Szándékunk szerint ez az egység a technológia intenzifikálása során a meglévő műtárgyak felhasználásával adott helyen kialakítható lehetne. Előnyös ennek több, elkülöníthető reaktorból való kiépítése, (2.1.2.3 fejezet) célszerűen a soros és párhuzamos kapcsolás alternatív lehetőségével.



35. ábra. A kidolgozott új technológia vázlata

3.1.6. Új kötöttágyas biológiai utótisztítási technológia kidolgozása

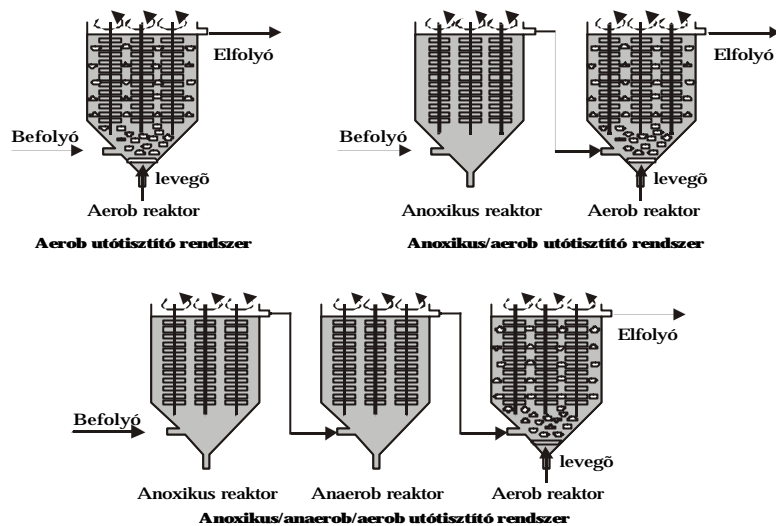
Az eddig lefolytatott, jó eredményeket hozó kísérletek alapján folytattuk a kötöttágyas biológiai utótisztítás vizsgálatát. Célunk a korábban legjobbnak talált hordozón megtelepíthető mikroflóra alkalmazhatóságának vizsgálata, a különböző elrendezésekben rejlő lehetőségek feltárása, illetve a folyamatos működés tanulmányozása volt.

3.1.6.1. A tanulmányozott kísérleti elrendezések

A vizsgálatokhoz három féle utótisztító rendszert alakítottunk ki (36. ábra), melyek szándékaink szerint aerob, anoxikus és anaerob reaktorok kombinációi voltak. A reaktorokban a hordozóanyag elhelyezését és a keverést az előzőekben kialakított módon végeztük.

Rendszereinket úgy építettük fel, hogy szükség esetén bármely reaktorkombinációból kialakítható legyen a helyszíni modellkísérletben vizsgált három féle alaprendszerhez kapcsolható – azonos nagyságú és előéletű – utótisztító egység. Ebből a célból reaktoronként három-három, azonos módon kialakított hordozófelületet helyeztünk el.

A legegyszerűbb tanulmányozott rendszer egy önálló aerob reaktorból állt. Az anoxikus/aerob rendszert egy anoxikus és egy aerob reaktor sorba kapcsolásával kaptuk, míg az anoxikus/anaerob/aerob rendszert sorba kötött anoxikus, anaerob és aerob reaktorok alkották. A vizsgálatok során a reaktorok recirkuláció nélküli, egyszerű átfolyásos egységként működtek. Az utótisztító rendszerek elrendezésének rajza a 36. ábrán látható.



36. ábra. A különböző típusú utótisztító rendszerek elrendezése

3.1.6.2. A kísérletek kivitelezése

A biomassza megtelepítése

Kísérleteink első fázisát – az előző vizsgálatokhoz hasonlóan – a mikroorganizmusok hordozón való megtelepítése, szaporítása, általában a rendszerek laboratóriumi körülmények között történő beüzemelése képezte. A reaktorok oltását és a mikrobák szaporítását a szokásos módon végeztük. Ennek megfelelően oltóanyagként egy 0,2 g/l szárazanyag tartalmú szuszpenziót használtunk, amely az egyesített műtárgyak eleveniszapjának és a tisztított víz elfolyó vályúból, illetve az utótisztító tóból gyűjtött üledéknek a keveréke volt. A mikroorganizmusok hordozóanyagon való megtelepítését és szaporítását szakaszos üzemben végeztük 27 napon keresztül. Az oltást és szaporítást követően valamennyi rendszert folytonosítottuk oly módon, hogy az egyes reaktorokban a tartózkodási idő 8 óra legyen. Modellanyagként ezúttal is a HSz üzemben biológiailag tisztított szennyvizet használtuk. A laborkísérletek befejező szakaszában az anoxikus/anaerob/aerob rendszerre kerülő vízhez biológiailag tisztítatlan szennyvizet kevertünk a teljes elegy 1/8 arányában, annak érdekében, hogy a sejtszaporodáshoz és a denitrifikációhoz szükséges szerves anyagok mennyiségét megnöveljük.

Méréseinkkel a pH, a KOI, valamint a nitrát-, nitrit- és ammónium-ionok koncentrációjának alakulását követtük nyomon.

A tartózkodási idő hatásának vizsgálata

Az utótisztító rendszerek folyamatos működésének tanulmányozása során arra a kérdésre is választ kerestünk, hogy a reaktorbeli tartózkodási idő milyen módon befolyásolja a rendszerek hatékonyságát, ill. hogy mi az a minimális tartózkodási idő, amely mellett a rendszerek még képesek eredményesen működni. A kérdések megválaszolásához szükséges volt az, hogy az utótisztító rendszereket a laboratóriumi beüzemelés követően az üzem területére szállítsuk. Csak így tudtuk biztosítani, hogy a tartózkodási idő csökkenésével arányosan növekvő mennyiségű modellanyag (biológiai tisztítóról elfolyó szennyvíz) mindig rendelkezésre álljon, valamint így minimalizálható volt a vízben a tárolás során spontán KOI csökkenés zavaró hatása.

A laboratóriumi eredmények alapján úgy döntöttünk, hogy az alaprendszerekkel aerobic utótisztító egységet kapcsolunk össze. Ennek érdekében az önálló aerobic utótisztító reaktort felszámoltuk. Az anox/aerob és az anox/anaerob/aerob utótisztító rendszereket azonban a telep biológiai tisztító fokozat elfolyó vízzel táplálva továbbra is működtettük. Az anox/anaerob/aerob rendszerre kerülő modellszennyvíz 12,5%-át ezen időszakban is a telepi biológiai tisztító fokozatra kerülő szennyvíz alkotta.

3.1.6.3. Kísérleti eredmények

Laboratóriumi kísérletek

A laboratóriumi beüzemelési időszakban kapott eredmények szélsőértékeit és átlagát a 19. táblázatban foglaltuk össze és a függelék F-61. – F-68. ábráin szemléltettük.

Az adatok alapján a rendszerek KOI eltávolítási képessége egyértelműen nem ítéhető meg. A 28. napon bekövetkezett folytonosítás után szervesanyag csökkenés mindenképpen volt megfigyelhető. A rendszerek stabilizálódása ellen hatott a befolyó szennyvíz KOI értékének igen jelentős ingadozása. Ennek oka elsősorban a tárolás során bekövetkező szervesanyag tartalom csökkenés volt. Az egyes

rendszerekről elfolyó tisztított víz KOI értékeit az F-61. diagramon, a KOI eltávolítás hatásfokát az F-67. ábrán vetettük össze. Megállapítható, hogy a kapott értékek zöme a 200 – 300 mg/l-es tartományba esik valamennyi rendszer esetében és nincsen szignifikáns különbség az elrendezések között. Megfigyelhető az is, hogy kb. a 60. naptól kezdődően határozott csökkenés következett be az elfolyó vizek szervesanyag-tartalmában. Az előző évi tapasztalatokat is figyelembe véve úgy tűnik, hogy a folytonosítást követően még mintegy 30 nap szükséges a maradék szerves szennyezőket hatékonyan bontó mikrobátömeg kialakulásához.

19. táblázat. A különböző utótisztító rendszerek paramétereinek összevetése a laboratóriumi kísérlet során

	Befolyó	Aerob rendszer	Anox/aerob rendszer		Anox/anaerob/aerob rendszer		
	elfolyó		anoxikus reaktor	aerob reaktor	anoxikus reaktor	anaerob reaktor	aerob reaktor
A kémiai oxigénigény értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során [mg KOI/l]							
Min.:	121	111	115	110	110	110	133
Max.:	440	330	370	360	370	342	290
Átlag	273	243	238	244	260	252	226
Az ammónium-ion koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során [mg NH₄-N /l]							
Min.:	62,9	21,7	64,1	26,6	44,4	46,6	15,1
Max.:	180,0	91,4	180	99,4	159	169	102
Átlag	122,0	64,6	120,9	69,6	111	115	71,2
A nitrit-ion koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során [mg NO₂-N/l]							
Min.:	0,300	3,4	1,05	15,4	2,0	6,7	26,1
Max.:	9,900	163,0	24,3	158,0	36,0	60,1	156
Átlag	2,151	88,8	7,44	109,7	13,0	19,9	104
Az nitrát-ion koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során [mg NO₃-N/l]							
Min.:	0,39	30,1	0,39	34,5	1,47	3,1	32,6
Max.:	490,00	505,1	426,1	464,7	461,8	457	457
Átlag	90,07	139,2	125,8	172,4	142	142	166
Az össz. nitrogén koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során [mg N/l]							
Min.:	78,9	87,7	18,9	18,4	21,4	4,10	12,5
Max.:	168,4	150,9	156,0	149,7	155	160,4	127,8
Átlag	129,9	115,3	96,2	103,2	96,7	100,6	69,4
A pH értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során							
Min.:	6,29	5,18	6,45	5,21	6,59	6,61	5,29
Max.:	7,36	6,15	7,16	6,26	7,26	7,26	6,5
Átlag	6,85	5,65	6,93	5,72	6,97	6,98	5,84

Az F-62. – F-65. diagramokon a különböző szerves nitrogénformák koncentrációjának alakulását követhetjük nyomon rendszerenként és reaktorokként, a nitrogén eltávolítás hatásfokát az F-68. ábra szemlélteti. Ezek tanúsága szerint az ammónium- ionok koncentrációjának jelentős mértékű csökkenése következett be az aerob reaktorokban. Az ammónia oxidációjának nyomán ezen egységekben a nitrit- és nitrát-ionok mennyisége látványosan megnőtt. A nitrit-nitrát koncentrációk alakulása a nitrifikáció kétféle lépésével magyarázható. Az ammónia közvetlen oxidációját végző mikroorganizmusok tevékenysége következtében először nitrit-ionok képződnek, melyek további oxidációja eredményezi a nitrát-ionokat. A folytonosítást követően a nitrit koncentráció időben csökkenő trendet mutat, ezzel párhuzamosan emelkedik a nitrát-ionok mennyisége, ami a nitrit-nitrát oxidációt végző mikroorganizmusok fokozódó tevékenységének következménye, és a nitrifikáció folyamatának stabilizálódására utal.

Az anoxikus, ill. anaerob reaktorokban a nitrát- és nitrit-ionok koncentrációjának csökkenése a vártnál kisebb mértékű volt. Feltételeztük azt, hogy ennek oka elsősorban a denitrifikálást elősegítő biológiailag könnyen bontható szénforrások jelenlétének hiánya és ehhez kapcsolódóan a denitrifikáló szervezetek alacsony száma. A feltevés igazolására elvégzett szakaszos kísérlet eredményei egyértelműen alátámasztották, hogy könnyen biodegradálható komponensek – biológiailag tisztítatlan szennyvíz – biológiailag tisztított vízhez való adagolása jelentős mértékben elősegíti a denitrifikálás folyamatát. Ennek lehetővé tételét elsősorban az anoxikus/anaerob/aerob kombinációban tartottuk fontosnak, mivel ezáltal az anaerob reaktor szándék szerinti – nitrátmentes – üzeme is biztosítható. A kísérlet utolsó időszakában – a 60. napot követően – ezért biológiailag tisztítatlan szennyvizet is adagoltunk az anoxikus/anaerob/aerob utótisztító rendszerre betáplált szennyvízbe. Ennek hatását a kísérlet ezen szakaszában a viszonylag rövid idő – 8 nap – alatt, elsősorban a vízminőség – befolyó nitrát-tartalom – igen nagy ingadozásai következtében még nem értékelhettük.

Megállapíthatjuk, hogy a különböző nitrogénformák tekintetében az esetek többségében a legkedvezőbb értéket az aerob utótisztító egység mutatta.

Mivel az anoxikus/aerob, ill. az anoxikus/anaerob/aerob rendszerek a megfelelően szükséges nagyobb ráfordítást – kétszeres, ill. háromszoros reaktortérfogatok, stb. – szignifikánsan nagyobb hatékonysággal nem támasztották alá, utánkötésre csupán aerob lépcsőt javasoltunk. Ilyenformán nitrát kerül az utótározóba, ami ott lebomlik, a bűzös anaerob folyamatokat gátolva, tehát még előnyös is a vállalat szempontjából.

Helyszíni kísérletek

A helyszíni szállítás után az aerob utótisztító egységek működését a kísérleti alaprendszerekkel összekapcsolva vizsgáltuk, míg az anoxikus/aerob és anoxikus/anaerob/aerob utótisztítók üzemének tanulmányozását a korábbihoz hasonló módon folytattuk. Ennek során lényeges előnyt jelentett, hogy a rendszerekre táplált szennyvizek minőségét – a tárolási idő jelentős lerövidülése következtében – a korábbinál jóval egyenletesebben tudtuk biztosítani. A rendszereket ért többirányú hatásra adott válaszuk a dinamikus viselkedésre adtak információt.

A rendszerek üzemmenetét az F-69. – F-76. ábrákon szemléltettük. Az ábrákon feltüntetett adatok alapján megfigyelhető, hogy zavarásmentes állapotban a KOI értékek az üzem biológiailag tisztított vizét kezelő anoxikus/aerob rendszer elfolyó vizében egyértelműen csökkenő tendenciát mutattak és 110 – 120 mg/l körüli értéken stabilizálódtak 99 mg/l-es minimummal. A rendszert ért zavarásokra minden esetben a szervesanyag eltávolítás csökkenése volt a válasz, majd megkezdődött a javulás. Ez a fajta periodicitás megfigyelhető a többi vizsgált paraméter esetében is, jelezvén a rendszer tolerancia képességét.

A különböző technológiai változások viszonylag kis hatást fejtettek ki a betáplált elegy 12,5 %-ában biológiailag tisztítatlan szennyvizet kapó anoxikus/anaerob/aerob rendszerben – a biológiailag viszonylag könnyen bontható komponensek mikrobánövekedést segítő hatásának tulajdoníthatóan. Fontos azonban felhívni a figyelmet arra, hogy ezen elrendezésben az elfolyó KOI értékei többnyire meghaladták az anoxikus/aerob rendszerben mért adatokat (F-69. ábra).

20. táblázat. A helyszíni telepített utótisztító rendszerek eredményeinek összefoglalása

	Anox/aerob rendszer			Anox/anaerob/aerob rendszer			
	Befolyó	anoxikus reaktor	aerob reaktor	Kevert befolyó	anoxikus reaktor	anaerob reaktor	aerob reaktor
A kémiai oxigénigény értékei az utótisztító rendszerekben a helyszíni kísérlet során [mg KOI/l]							
Min.:	125	110	99,2	115	147	134	108
Max.:	275	186	191	479	319	303	176
Átlag	165	137	134	261	205	190	142
Az ammónium-ion koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a helyszíni kísérlet során [mg NH₄-N/l]							
Min.:	49,0	45,0	29,7	52,1	43,6	42,2	11,3
Max.:	89,6	98,5	87,3	99,7	101,0	101,0	78,6
Átlag	67,5	59,1	50,6	76,4	76,2	77,2	49,6
A nitrit-ion koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a helyszíni kísérlet során [mg NO₂-N/l]							
Min.:	0,01	0,30	0,30	0,00	0,00	0,00	1,30
Max.:	2,20	6,90	14,70	39,30	12,40	10,30	13,70
Átlag	0,95	2,46	4,00	9,34	3,18	3,58	5,81
Az nitrát-ion koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a helyszíni kísérlet során [mg NO₃-N/l]							
Min.:	16,9	31,7	32,8	0,0	2,2	0,0	10,0
Max.:	72,9	123,0	131,0	57,1	33,7	40,4	109,0
Átlag	45,3	57,8	60,3	19,7	12,0	10,7	36,2
Az össz. nitrogén koncentráció értékei az utótisztító rendszerekben a laboratóriumi kísérlet során [mg N/l]							
Min.:	85	86	85	80	51	70	69
Max.:	149	177	197	136	122	134	173
Átlag	108	120	115	105	91	92	101
A pH értékei az utótisztító rendszerekben a helyszíni kísérlet során							
Min.:	6,48	6,53	6,4	6,92	7,33	6,22	7,17
Max.:	7,56	7,46	7,74	7,71	7,7	7,73	7,82
Átlag	7,23	7,20	7,11	7,40	7,55	7,48	7,55

Az elfolyó ammónia, nitrit, nitrát és összes nitrogén (F-70. – F-73. ábrák) tekintetében az anox/aerob elrendezésnél kedvezőbbek az anoxikus/anaerob/aerob rendszer eredményei, ami a denitrifikációhoz rendelkezésre álló nagyobb szerves anyag kínálattal és a hosszabb rendszerbeli tartózkodási idővel magyarázható. Az anaerob reaktorban lejátszódó, ammónia felszabadulással járó degradációs folyamatok okozhatják az anoxikus/anaerob/aerob rendszer elfolyó vizében mért némileg magasabb ammónia koncentrációkat. További lehetséges magyarázat, hogy ebben a rendszerben valamilyen oknál fogva kevesebb egyedszámú vagy nem kellően stabil nitrifikáló közösség alakult ki, ami egyben indokolhatná a nitrit görbék alakját is.

Az aerob tartózkodási idő 2 órára való csökkentése mindkét rendszer működését megzavarta. Jellemző azonban, hogy az anoxikus/aerob rendszerben a változást követően viszonylag gyorsan alacsony nitrit – magas nitrát koncentrációjú elfolyó alakult ki, míg az anoxikus/anaerob/aerob rendszer esetében a magas nitrit koncentráció a kísérlet végéig fennmaradt. A kapott eredmények azt mutatják, hogy az adott szennyvíz tisztításában az anoxikus/anaerob/aerob reaktorkombináció csupán az elfolyó nitrát és – ezáltal – az összes nitrogén alakulása tekintetében hoz jobb eredményeket, mint az anoxikus/aerob rendszer. Ezen komponensek eltávolítása azonban az utótisztító tő jelenléte miatt nem elsődleges feladat.

Az a tény, hogy az anoxikus/aerob rendszer fentiekben tárgyalt viselkedését a denitrifikáló és a levegőztető reaktorok sorrendjének felcserélése nem befolyásolta, alátámasztja azon döntésünket, hogy a kísérleti körülmények között utótisztításra az önálló aerob egység is elegendő.

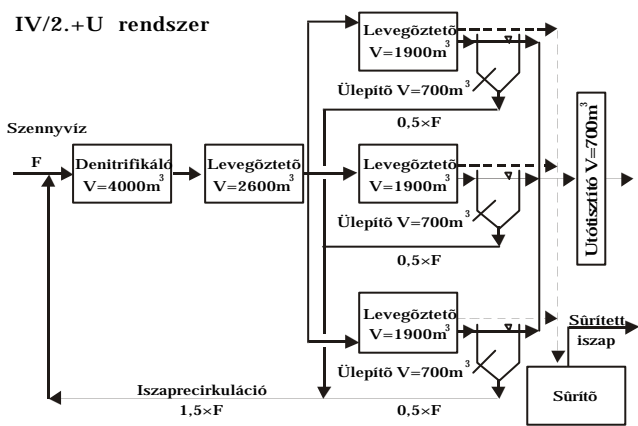
A felsorolt paraméterek nagyszámú vizsgálatai eredményeinek részletes ismertetését területi korlátok miatt a függelék F-70. – F-76. ábrái szemléltetik. Az eredmények szélsőértékeit és átlagait a 20. táblázatban foglaljuk össze.

3.1.7. Az összekapcsolt új eleveniszapos és kötöttágyas technológiák tanulmányozása

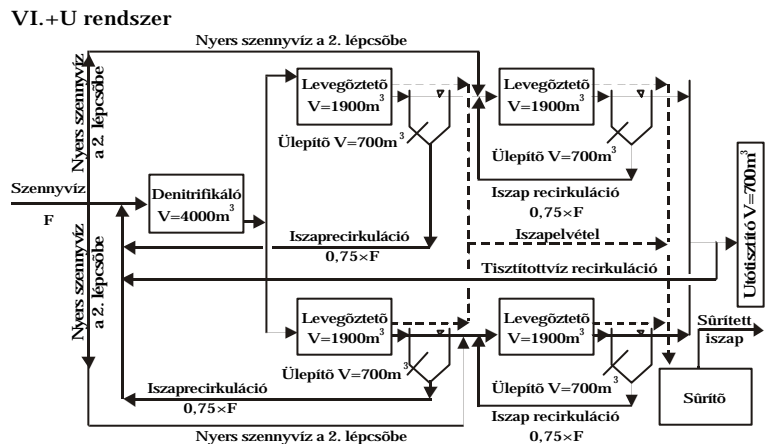
Ebben a kísérletsorozatban az utótisztítókkal egybekötött alaprendszerek különböző kombinációit tanulmányoztuk.

3.1.7.1. Az összekapcsolt rendszerek elrendezése

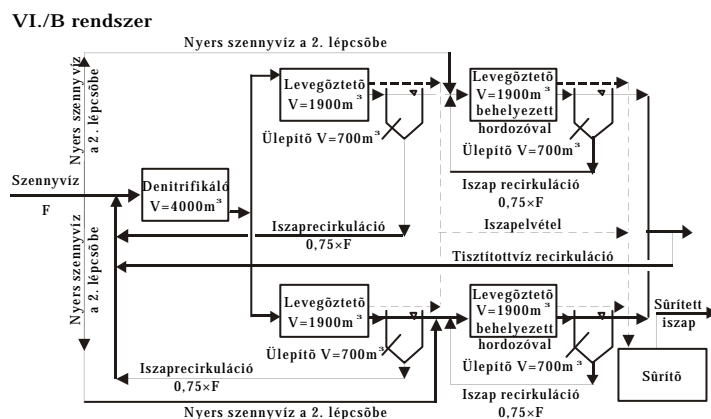
Az 50 napig folyamatosan működő alaprendszereket összekapcsoltuk az előkészített utótisztító egységekkel. Az egyértelműen kedvezőnek bizonyult hagyományos kétiszapos reaktor-elrendezést a továbbiakban nem vizsgáltuk, hanem azt is módosított kétiszapos rendszerrel alakítottuk át. Ezen – a korábbiakban legkedvezőbbnek bizonyult – alaprendszer és az utótisztító egység két különböző kombinációjának hatékonyságát vetettük össze. Az egyik elrendezésben az utótisztító reaktort egyértelműen az alaprendszer után kapcsoltuk, a másik megoldásban a hordozóanyagot – természetesen a rajta megtelepített mikroflórával együtt – a rendszer második lépcsőjének bioreaktorába merítettük. Harmadik kombinált rendszerként az egyiszapos alaprendszert működtettük, utótisztító reaktorral kiegészítve. Kombinált rendszereink elrendezéseit a 37 – 39. ábrákon szemléltetjük.



37. ábra. Az utótisztítóval összekapcsolt egyiszapos alaprendszer kapcsolási rajza (IV/2+U modell)



38. ábra. Az utótisztítóval összekapcsolt módosított kétiszapos alaprendszer kapcsolási rajza (VI+U modell)



39. ábra. A módosított alaprendszer a második lépcső levegőztető terébe merített hordozófelülettel (VI/B modell)

Annak érdekében, hogy a fejezetben tárgyalt eredményeket a korábban elemzett adatokkal jól áttekinthető összhangban tárgyalhassuk, az alaprendszerek 3.1.6. fejezetbeli jelölését alapvetően megtartottuk. Ennek megfelelően az egyiszapos alaprendszert a továbbiakban is IV/2. modellként (IV/2+U), a módosított kétiszapos alaprendszert pedig VI. modellként (VI+U, ill. VI/B) kezeltük.

Az utótisztító egységeket aerob körülmények között üzemeltettük. A kombinált rendszerekben felhasznált három utótisztító egység előéletét tekintve teljesen azonos volt (3.1.6. fejezet). Egy – egy utótisztító egység összesen 13 g (0,1 m²) hordozófelületet tartalmazott – a felhasznált anyag mindkét oldalát figyelembe véve. Az IV/2. és VI. alaprendszerek után kötött, tengelyre felfűzött hordozókat bioreaktorokban helyeztük el. A VI/B rendszerben egy fentiekkel minden tekintetben azonos egységet a második lépcső levegőztetett bioreaktorába merítettünk.

3.1.7.2. A kísérlet menete

Az 50 napig folyamatosan működő alaprendszerekkel összekapcsoltuk – a 3.1.7.1. fejezetben leírtak szerint – az előkészített utótisztító egységeket. Ezek a 3.1.6. és 3.1.7.1. fejezetekben leírtak szerint a laboratóriumban kizárólag aerob körülmények mellett működtetett utótisztító reaktorból származtak és a beüzemelés során a telepi 2. levegőztetőről elfolyó vizet kapták befolyóként. Az összekapcsolás után az utótisztító bioreaktorokba a vonatkozó modell alaprendszerekről elfolyó vizet vezettük. Fontos megjegyezni, hogy a kísérleti modellrendszerekre táplált szennyvíz összetétele több komponens tekintetében is különbözött a jelenlegi biológiai tisztító befolyó szennyvíz összetételétől.

Az összekapcsolást követően az alaprendszerek után kötött utótisztítóban a hidraulikai tartózkodási időt 3 órára állítottuk be. A biológiai tisztítás folyamatában az utótisztító egységeket megelőző eleveniszapos rendszerekre ebben az időszakban napi 7500 m³ hidraulikai terhelésnek megfelelő mennyiségű semlegesített és ülepített nyers szennyvizet (19,44 dm³/nap) tápláltunk.

Az 52. kísérleti naptól a modellrendszerek a korábbiakhoz képest megváltozott minőségű befolyó szennyvizet kaptak.

Az 53. kísérleti napon a modellrendszerekre befolyó szennyvíz ammónia koncentrációja a korábbi 150 – 160 mg/l-ről 288 mg/l értékre ugrott fel. Ezzel egyidőben az üzemekből gyűjtött egyik minta helytelen tárolása következtében folyamatosan nagy mennyiségű vas-só került az eleveniszapos modellekre. Ezen kedvezőtlen hatások egyidejű jelentkezése következtében rendszereinkben a mikroorganizmusok zöme elpusztult. Mivel a kapott eredmények javulásra nem utaltak, a 63. kísérleti napon a telepi 2. és 3. levegőztető egységek 50 – 50%-ban kevert iszapjával újraoltottuk a IV/2+U. modellt teljes egészében, a VI+U. és VI/B. jelű modelleknek pedig az első iszapkörét.

A 79. kísérleti napon a modellek utótisztító egységeiben a tartózkodási időt 2 órára mérsékeljük, a reaktortér fogat 2/3-ra csökkentésével.

Az egyes üzemek leállása, ill. újraindítása miatt az alaprendszerekre folyó víz összetétele folyamatosan módosult annak érdekében, hogy a kísérlet során beállítandó 3000 mg/l kémiai oxigén igényt tartani tudjuk

3.1.7.3. Kísérleti eredmények

A kombinált rendszerekkel végzett kísérletsorozatban folyamatosan vizsgáltuk az oldott oxigén koncentráció, a kémiai oxigénigény, a különböző nitrogénformák, a pH, az összes foszfor, az ortofoszfát-ion, só- és az iszap koncentráció, valamint az ülepedési index alakulását.

A felsorolt paraméterek nagyszámú vizsgálatai eredményeinek részletes ismertetése terjedelmi korlátok miatt lehetetlen, ezért az eredményeket a 21. táblázatban foglaljuk össze, ill. az F-77 – F-87 ábrákon szemléltetjük.. A levonható következtetéseket a 3.1.7.5. pont ismerteti.

21. táblázat. A kombinált modellrendszerek tisztítási paramétereinek összefoglalása

Az utótisztítóval összekötött rendszerek aerob medencéinek oldott oxigén koncentráció értékei [%]												
	Befolyó	egyszapos				módosított kétiszapos				módosított kétiszapos behelyezett hordozóval		
		(IV+U)/L2	(IV+U)/utó	Eltáv.%	S ₀ tényl	(VI+U)/L2	(VI+U)/utó	Eltáv.%	S ₀ tényl	(VI/B)/L2	Eltáv.%	S ₀ tényl
MIN.	1461	13	15			12	15			12	35	
MAX.	3670	87	95			77	96			88	92	
ÁTLAG:	2624	47	80			41	77			47	75	
Az utótisztítóval összekötött modellrendszerek KOI értékeinek összevetése [mg/l]												
MIN.	1461	162	154	80	829	161	132	80	1058	159	81	839
MAX.	3670	479	438	96	1578	484	428	96	1807	402	94	1309
ÁTLAG:	2624	239	211	91	1217	233	206	91	1346	237	90	1005
Az utótisztítóval összekötött modellrendszerek ammónium-ion eltávolításának összevetése [NH ₄ -N mg/l]												
MIN.	94,70	8,60	6,70	-32,71	41,90	8,50	6,50	-20,17	50,24	8,50	-18,08	46,31
MAX.	288,00	156,00	127,00	94,44	190,20	145,00	115,00	94,80	224,40	146,00	93,68	201,14
ÁTLAG:	130,63	41,73	39,13	68,74	75,73	38,29	34,06	72,41	90,39	47,39	62,27	77,09

21. táblázat. folytatása

Az utótisztítóval összekötött modellrendszerek nitrát-ion eltávolításának összevetése [NO ₃ -N mg/l]																
MIN.	2,30	0,00	0,00	—	7,64	0,00	1,40	—	9,32	0,00	—	4,46				
MAX.	117,00	42,70	57,60	—	72,42	62,30	104,00	—	49,26	49,00	—	54,16				
ÁTLAG:	92,01	21,70	35,42	—	49,82	25,01	42,46	—	40,49	24,00	—	35,64				
Az utótisztítóval összekötött modellrendszerek nitrit-ion eltávolításának összevetése [NO ₂ -N mg/l]																
MIN.	0,01	0,03	0,03	—	0,13	0,04	0,02	—	0,07	0,02	—	0,06				
MAX.	4,20	19,50	12,50	—	11,74	14,90	19,40	—	12,42	20,90	—	10,10				
ÁTLAG:	0,62	2,64	1,89	—	1,83	3,69	3,98	—	4,52	6,48	—	3,52				
Az utótisztítóval összekötött modellrendszerek össz. nitrogén koncentrációinak összevetése [mg-N/l]																
MIN.	155,0	33,4	43,5	-18,7	101,3	28,2	31,2	-41,3	98,2	32,7	17,4	87,1				
MAX.	293,0	167,0	184,0	80,4	198,2	145,0	219,0	86,8	226,4	153,0	86,1	206,3				
ÁTLAG:	224,6	66,1	76,4	63,8	135,7	69,2	77,6	62,0	133,1	73,2	66,2	114,9				
Az utótisztítóval összekötött rendszerek pH értékeinek összevetése																
MIN.	3,90	—	6,15	—	—	—	5,32	—	—	6,22	—	—				
MAX.	6,47	—	8,83	—	—	—	8,77	—	—	8,45	—	—				
ÁTLAG:	4,88	—	8,08	—	—	—	8,07	—	—	7,98	—	—				
A be- és elfolyó víz össz. só értékei [mg/l] az utótisztítókkal való összekötés után																
MIN.	3 760	—	2 380	—	2 774	—	2 530	—	2 881	2 470	—	2 839				
MAX.	10 040	—	9 230	—	8 854	—	8 630	—	8 556	8 920	—	8 826				
ÁTLAG:	6 741	—	6 231	—	6 376	—	6 118	—	6 296	6 338	—	6 456				
Az utótisztítóval összekötött modellrendszerek ortofoszfát-ion [mg-PO ₄ /l] és összes foszfor [mg-P/l] koncentrációinak összevetése																
	(IV+U)/L2		(IV+U)/utó		Eltáv. %	S ₀ tényl	(VI+U)/L2	(VI+U)/utó		Eltáv. %	S ₀ tényl	(VI/B)/L2	Eltáv.%	S ₀ tényl		
	PO ₄	össz P	PO ₄	PO ₄	össz P	össz P	össz P	PO ₄	PO ₄	össz P	össz P	össz P	PO ₄	össz P	össz P	össz P
MIN.	0,70	1,90	0,58	1,10	1,60	-305,2	4,40	0,91	1,10	1,50	-152,6	3,64	0,91	1,20	-294,74	4,11
MAX.	4,60	22,50	32,90	32,60	12,70	84,68	15,66	30,50	23,80	8,80	86,49	13,62	30,80	10,70	89,19	26,20
ÁTLAG:	2,56	14,52	20,23	17,91	6,71	28,06	9,83	15,62	12,96	5,23	48,71	8,94	16,02	6,41	30,81	15,42

3.1.7.4. Kiegészítő vizsgálatok

Egyedi komponensek vizsgálata

A helyszíni modellkísérlet során három ízben vizsgáltattuk a modellszennyvíz és a különböző rendszerekben megtisztított vizek benzol-, toluol-, xilol-, különböző klórfenol vegyületek, valamint AD-67 és acetoklór tartalmát. A méréseket a Veszprém Megyei Állategészségügyi és Élelmiszer Ellenőrző Állomás laboratóriuma végezte.

A mintavétel követően a vizsgálandó vizeket hűtve tároltuk és szállítottuk. A minták feldolgozása rendszerint még a mintavétel napján megtörtént. A kapott eredményeket a 22. – 24. táblázatokban foglaltuk össze.

A táblázatok tanúsága szerint, a keresett komponensek befolyó koncentrációja a legtöbb esetben nem, vagy csak alig haladta meg az alsó mérés határ értékét. Ezen adatok az elfolyó vizekben döntően a kimutathatósági határ alatt voltak. Kivételt csupán a 65. napon vett mintákban mért acetoklór koncentrációk jelentenek. Ezen kiugró értékek, ill. a befolyót meghaladó elfolyó koncentrációk magyarázata lehet a rendszerek 63. napi újraoltása, amelyhez a – feltehetően jelentős mennyiségű acetoklórt tartalmazó – telepi iszapot használtuk. A deszorpció nyomán a tartózkodási idő eloszlások különbözősége okozhatta, hogy az egyes rendszerekben az acetoklór kimosódása – ill. esetleges lebomlása – különbözőképpen következett be.

Toxikológiai vizsgálatok

A kezeletlen modellszennyvíz és az egyes – utótisztító egységekkel ellátott – rendszerek tisztított vizeinek toxikológiai vizsgálatát az ÁNTSZ Fővárosi Intézetének laboratóriuma végezte. Vizsgálatokra a 71. kísérleti napon, a rendszerek stabilizálódását követően vett minták kerültek.

A hígítatlan szennyvíz mindhárom tesztszervezet esetén teljes pusztulást okozott. Ehhez képest a biológiai tisztítás nyomán a helyzet minden esetben javult. Az összegzett „vélemény” alapján azonban a bemelegített hordozós IIIB rendszerről elfolyó víz toxikussága még mindig határérték feletti volt. Mind az egyiszapos, mind a módosított kétiszapos – utánkött utótisztítót tartalmazó – rendszerek tisztított vizének minősége kielégítette az előírt követelményeket. Ennek alapján megállapítható, hogy a sorbakötött utótisztító egység a mérgező anyagok eltávolításában jelentős eredményt hozott.

22. Táblázat. Az egyiszapos rendszerben (IV+U) mért egyedi komponensek koncentrációi

Minta megnevezése	Benzol	Toluol	Xilolok	2,4-diklór-fenol	2,6-diklór-fenol	2,4,6- triklór- fenol	AD-67	Acetoklór
	mg/l	mg/l	mg/l	µg/l	µg/l	µg/l	µg/l	µg/l
A 36. kísérleti napon								
Modellszennyvíz	0,19	<0,1	<0,1	<100	<100	<100	<100	<100
Alaprendszer elfolyó	<0,1	<0,1	<0,1	<100	<100	<100	<100	<100
A 66. kísérleti napon *								
Modellszennyvíz	2,4	0,3	0,1	20	<10	<10	<10	39
Alaprendszer elfolyó	0,5	0,2	<0,1	<10	<10	<10	<10	273
Alaprendszer + utótisztító elfolyó	<0,1	<0,1	<0,1	<10	<10	<10	<10	273
A 81. kísérleti napon								
Modellszennyvíz	5,7	0,8	0,3	<10	48	<10	<10	14
Alaprendszer elfolyó	<0,1	3,4	20,1	<10	<10	<10	<10	<10
Alaprendszer + utótisztító elfolyó	0,5	<0,1	<0,1	<10	<10	<10	<10	<10

* A 64. kísérleti napon a modellrendszerek telepi iszappal újraoltva

23. Táblázat. A módosított kétiszapos rendszerben (VI+U) mért egyedi komponensek koncentrációi

Minta megnevezése	Benzol	Toluol	Xilolok	2,4-diklór-fenol	2,6-diklór-fenol	2,4,6- triklór- fenol	AD-67	Acetoklór
	mg/l	mg/l	mg/l	µg/l	µg/l	µg/l	µg/l	µg/l
A 36. kísérleti napon								
Modellszennyvíz	0,19	<0,1	<0,1	<100	<100	<100	<100	<100
Alaprendszer elfolyó	<0,1	<0,1	<0,1	<100	<100	<100	<100	<100
A 66. kísérleti napon *								
Modellszennyvíz	2,4	0,3	0,1	20	<10	<10	<10	39
Alaprendszer I. lépcsőről elfolyó	1,0	0,2	<0,1	<10	<10	<10	<10	643
Alaprendszer elfolyó	<0,1	0,4	<0,1	<10	<10	<10	<10	597
Alaprendszer + utótisztító elfolyó	<0,1	0,2	<0,1	<10	<10	<10	14	346
A 81. kísérleti napon								
Modellszennyvíz	5,7	0,8	0,3	<10	48	<10	<10	14
Alaprendszer elfolyó	0,8	0,2	3,3	<10	<10	<10	<10	36
Alaprendszer + utótisztító elfolyó	<0,1	<0,1	0,2	<10	<10	<10	<10	24

* A 64. kísérleti napon a modellrendszerek telepi iszappal újraoltva

24. Táblázat. A beépített hordozós rendszerben (VI/B) mért egyedi komponensek koncentrációi

Minta megnevezése	Benzol	Toluol	Xilolok	2,4-diklór-fenol	2,6-diklór-fenol	2,4,6- triklór- fenol	AD-67	Acetoklór
	mg/l	mg/l	mg/l	µg/l	µg/l	µg/l	µg/l	µg/l
A 66. kísérleti napon *								
Modellszennyvíz	2,4	0,3	0,1	20	<10	<10	<10	39
Alaprendszer I lépcsőjéről elfolyó	<0,1	0,4	<0,1	<10	<10	<10	<10	401
A teljes rendszerről elfolyó	0,2	0,1	<0,1	<10	<10	<10	<10	76
A 81. kísérleti napon								
Modellszennyvíz	5,7	0,8	0,3	<10	48	<10	<10	14
A teljes rendszerről elfolyó	0,6	<0,1	<0,1	<10	<10	<10	<10	19

* A 64. kísérleti napon a modellrendszerek telepi iszappal újraoltva

3.1.8. Az összekapcsolt technológiák eredményeinek értékelése

Az utótisztító reaktorok feltűnően hatékonyan járultak hozzá a szín eliminálásához, az elfolyó tisztított víz tükrösségének biztosításához. Ennek szemléltetése érdekében készítettünk a VI+U módosított kétiszapos utánkötött utótisztítót tartalmazó rendszer elfolyó vizeiről (70. és 90. kísérleti napokon) fényképeket. Szembetűnő volt, hogy az utótisztítóról elfolyó víz mindkét esetben világosabb árnyalatú és tükrösebb. Vizsgálataink szerint azt a vizuális hatást, amit az utótisztítóról elfolyó víz keltett, csak az utőüleptetőről elfolyó víz 4 – 6 –szoros, tiszta vízzel történő hígításával érhetjük volna el. Mivel vegyipari szennyvizek tisztítása során a szín eltávolítása az egyik legnehezebb feladat, az utótisztító rendszer ehhez való hatékony hozzájárulását rendkívül fontos eredménynek tartjuk.

Vizsgálatainkban a **meglévő műtárgyak intenzifikált üzemmenethez vezető felhasználásának kidolgozása volt a cél**, azzal a feltétellel, hogy a jelentős szennyvíz-minőség kiegyenlítő hatást biztosító puffertavat, az ún. **vésztározót az üzemmenetből kiiktatják**.

A cél elérése érdekében helyszíni modellkísérletekben különböző elrendezésű rendszerek hatékonyságát vetettük össze tisztítási paramétereik alapján. A kísérlet sor eredményeként fejlesztettük ki – a 212 001 lajstromszámon szabadalmi oltalmat élvező – ún. **módosított kétiszapos eljárást**, amely a korábban tanulmányozott kapcsolási lehetőségek előnyeinek ötvözését – hátrányainak lehető legteljesebb kiküszöbölését – szolgálja. Megőrzi a vegyipari szennyvizek kétlépcsős biológiai tisztításának azt az előnyét, hogy a második lépcső mikroflórája a többé-kevésbé mérgező jellegű anyagok jóval kisebb lokális koncentrációja mellett növekedhet. Ennek megfelelően lehetőség nyílik az inhibícióra érzékenyebb, pl. nitrifikáló szervezetek stabil rendszerben tartására. Ugyanakkor csökkenti az első lépcsőben a haváriás mérgezés veszélyét és lehetővé teszi a második lépcsőben keletkezett nitrát denitrifikálását. A rendszer elején elhelyezett denitrifikáló reaktor a lejátszódó mikrobiális folyamatok jellegének következtében pH növelő, stabilizáló hatású. Ezért a tisztítandó szennyvíz semlegesítésének során elegendő a pH értékét a 4,5 – 5,5 tartományba beállítani. A helyszínen 102 napon át végzett **összehasonlító modellkísérletek eredményei egyértelműen igazolták a kidolgozott eleveniszapos rendszer előnyeit mind a viszonylag alacsony terhelésű, mind a nagyterhelésű kísérleti időszakban**.

Az – általunk megvalósításra javasolt – elrendezés levegőztető és üleptető egységei az üzemi négy levegőztető műtárgy felhasználásával, azok megfelelő átépítésével, az üleptetőtér egyértelmű leválasztásával kialakíthatók lennének (elvi vázlat). A denitrifikáló reaktor mérete modellkísérleteinkben az üzemi felületi levegőztető medence méretének felelt meg. Ez az egység a technológia javasolt intenzifikálása során a meglévő műtárgyak felhasználásával kialakítható. A denitrifikáló egységet célszerű több, elkülöníthető reaktorból kiépíteni, a soros és párhuzamos kapcsolás alternatív lehetőségével.

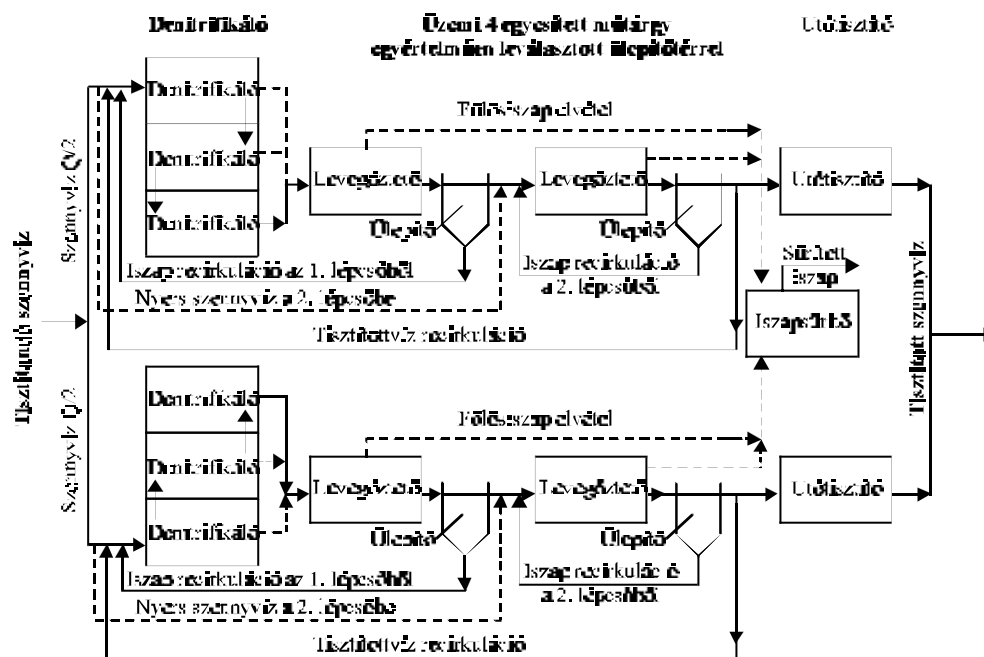
Az elfolyó vízminőség további javítása érdekében szükségesnek bizonyult az eleveniszapos rendszert elhagyó tisztított víz utókezelése. A vegyipari eredetű szennyvizek esetében egy jól működő eleveniszapos rendszerről kilépő tisztított víz szervesanyag-tartalmának további csökkentése igen bonyolult probléma. Tudomásunk szerint erre a feladatra egyértelműen sikerrel alkalmazott eljárás a nemzetközi gyakorlatban nincsen, a különböző megoldások kísérleti stádiumban vannak.

Kísérleteink során az **utótisztítás** céljára speciális – aktív szén tartalmú – szálanyagot, mint hordozón megtelepített mikroflórát tartalmazó reaktorokat használtunk fel. Ez az eljárás a 216 576 lajstromszámon bejelentett szabadalom. Az utótisztító rendszer hatékonyságát részben az üzemi biológiai tisztítóról, részben a kísérleti eleveniszapos modellrendszereinkről elfolyó szennyvizek felhasználásával tanulmányoztuk. Megállapítottuk, hogy a kidolgozott eljárás mind a **KOI érték további csökkentésében**, mind **viszonylag stabil voltának biztosításában** hatékonyak bizonyultak. Különösen jó eredményeket értünk el a jelenlegi tisztítóról elfolyó víz **ammónia tartalmának csökkentésében**, és az eleveniszapos rendszerek utőüleptetőjét elhagyó elegyek **színének eliminálásában**, átlátszóságának, tükrösségének egyértelmű javításában, ami egyébként világszerte igen nagy problémát jelent. **Mindezen előnyök alapján javasoltuk az eljárás utótisztításként való alkalmazását**.

Az utótisztítóval kombinált alaprendszerek tanulmányozása a megadott maximális hidraulikai és szervesanyag terhelés mellett folyt (~8000 m³/nap, KOI ~3000 mg/l). Fontos megjegyezni, hogy kísérleteinket nagy körültekintéssel, de szakaszosan, pontmintaszerűen gyűjtött üzemi elfolyó szennyvizek keverésével előállított modellszennyvíz felhasználásával végeztük. Ebből fakadóan előfordultak kiugróan magas befolyó koncentráció értékek (pl. az 54. kísérleti napon mért 288 mg/l NH₄-N koncentráció), mérgezési jelenségek. Kiemelendő, hogy a tisztítandó szennyvíz sókoncentrációja rendszeresen igen magas volt, ami gátolja a mikrobiális tevékenységet. Mindennek ellenére **olyan tisztítási eredményeket értünk el, melyek az adott, szakaszos gyártásokból származó vegyipari szennyvíz figyelembevételével nemzetközi viszonylatban is igen jónak mondhatók**. Külön kiemelendő a stabil és erőteljes nitrifikáció (elfolyó ammónia átlag 8 mg/l), az igen jó hatásfokú össznitrogén eltávolítás (átlagosan 75%) és az igen magas KOI eltávolítási hatásfok (átlagosan 95%). **A tisztított víz minősége a toxikológiai vizsgálatok valamennyi követelményét kielégítette**.

Az üzem biológiai tisztító egységéről elfolyó vízzel táplált utótisztító reaktorainkban a minimálisan elért KOI értéke 99 mg/l -nek adódott, ugyanezen érték a KOI ~3000 mg/l-es modellszennyvíz kezelése során 132 mg/l volt. Feltehető, hogy az utótisztító egység maximális kapacitását az előállott számos zavaró körülmény következtében nem tudtuk elérni. Valószínűsíthető ebben az előfordult mérgezés és a magas befolyó sókoncentráció szerepe, melynek tanulmányozása jelen kísérleteink kereteit meghaladta. **Az utótisztítás hatékony kiépítésében** továbbá igen fontos tényező a kis laboratóriumi egységnél kedvezőbb feltételeket kínáló üzemi reaktor kialakítása. Mivel a nehezen biodegradálható szennyvízkomponensek eltávolításáért felelős lassan szaporodó mikroorganizmusok rendszerben tartásának a **sorba kapcsolt, ill. csőreaktor jellegű medencékben elhelyezett hordozófelületek kedveznek, javasoljuk az üzemi berendezés ennek megfelelő kialakítását.**

Végezetül feltétlenül meg kell jegyeznünk, hogy mivel a szennyvíz minőség ugrásszerű, drasztikus változásai a vegyipari üzemek sajátosságaihoz tartoznak, **a megfelelő tárolókapacitás kiépítése és az ellenőrzött minőségű szennyvíz befogadás megvalósítása, a szükség szerinti letiltás beépítése, a biológiai szennyvíz-tisztítás alkalmazásának alapfeltétele** (40. ábra).



40. ábra. A kidolgozott új technológia vázlatja

3.2. Folytonos üzemű rendszerek modellezése szakaszos kísérletben

A kutatásnak ebben a fázisában egy tökéletesen kevert eleveniszapos tank reaktor (Completely Mixed Activated Sludge System, azaz **CMAS**) és egy szekvenciális batch reaktor (Sequencing Batch Reactor azaz **SBR**) extant kinetikai paramétereit hasonlítottuk össze, különböző szervesanyag-terheléseknél, azaz F/M arányoknál.

A fejezet két – kb. 16, ill. 20 hónapig működtetett – laboratóriumi méretű CMAS bioreaktor és egy kb. 5 hónapig működtetett SBR reaktor összehasonlító kinetikai eredményeit tartalmazza. A CMAS reaktorokat állandó körülmények között működtettük, (pl.: állandó iszap- és hidraulikai tartózkodási idő, szerves terhelés stb.). A kinetika időbeli változását megfigyelendő az extant kinetikai paramétereket periodikusan mértük két tesztvegyületre. Az eredményeket a változó terheléssel működtetett SBR reaktor eredményeivel hasonlítottuk össze. A CMAS rendszer választásakor feltételeztük, hogy a biodegradáció kinetikája azonos a két rendszerben (azaz az inhibíció foka azonos).

A szelektoros, vagy csőreaktorhoz hasonló módon az SBR-ben koncentráció gradienst valósítottunk meg, igaz nem térbeli, hanem időbeli formában. A terhelés jellemzésére az F/M arányt használtuk, amely egy kényelmes módszer a rendszeren belüli koncentráció gradiens minősítésére. (A szelektoros rendszerben a szelektorban alkalmazott F/M arány a szelektor térfogatától függ, amely meghatározza a benne kialakuló szubsztrát koncentrációt. Az ideális csőreaktorban a kezdeti F/M arányt a primer keveredési zóna hossza határozza meg. Az SBR-ben a kezdeti F/M arány a betáplálási periódus hosszán alapul, amely meghatározza a kialakuló pillanatnyi maximális szubsztrát koncentrációt a reaktorban. [65])

Munkám során respirometrikus módszerrel két szerves komponens biodegradációs kinetikájának meghatározását végeztem el. Az eljárás egyik sajátossága az, hogy alacsony szubsztrát koncentrációt alkalmaztam a viszonylag magas biomassza koncentrációhoz képest, tehát a biomassza fiziológiai állapotának változása minimális volt a mérés során. A teszt szubsztrát biodegradációjának köszönhető respirometrikus választ használtuk a kinetikai paraméterek meghatározására.

A SBR reaktor betáplálását úgy végeztük, hogy a biomassza ezeket a vegyületeket alacsony szintre bontsa le közel állandósult állapotban (pseudo-steady-state), miközben a tesztvegyület lebontási kinetikáját vizsgáltuk. Ez a megközelítés jelentősen különbözik azoktól az irodalomban megtalálható batch reaktor kísérletektől, amelyekben a biomassza magasabb szubsztrát koncentrációknál működött, és ahol a megfigyelt kölcsönhatások nem voltak megkülönböztethetők a tranziens szubsztrát koncentráció által kiváltott hatásoktól. Az eredmény egy olyan kísérlet lett, amely rendelkezik a folytonos sejtkultúrák által nyújtott előnyökkel (mint pl. folytonos metabolizmus alacsony növekedési sebesség mellett) egy szakaszos kísérlet nyújtotta könnyebbégekkel.

Két szubsztrátot választottunk ki – az izofront és a fenolt – arra a feltevésre alapozva, hogy a strukturálisan különböző vegyületek valószínűleg nincsenek hatással egymás mérhető biodegradációs kinetikájára, ugyanakkor a hasonló szerkezetű vegyületek az enzim specificitásától függően közös úton metabolizálhatók [103, 104, 105].

3.2.1. A kísérlettervezéshez használt számítások

Szándékunk szerint az SBR reaktort a már két éve működő CMAS-1 és CMAS –2 reaktorokkal azonos HRT (**H**draulic **R**etention **T**ime, azaz hidraulikus tartózkodási idő) és SRT (**S**ludge **R**etention **T**ime, azaz iszaptartózkodási idő) értékekkel működtettük.

3.2.1.1. A CMAS rendszerek jellemzői

Reaktor térfogata = 8,5 l reaktor + 0,5 l szelektor, azaz összesen 9,0 l

Betáplálás térfogatára:

1,6 l/nap biológiailag könnyen bontható tápanyag

0,35 l/nap biológiailag nehezen bontható tápanyag

15,7 l/nap hígító víz

Összesen: 17,65 l/nap

A recirkuláció térfogatára: 36 l/nap; $\alpha = 2:1$. HRT = 12 óra = 0,5 nap. SRT = 6 nap.

3.2.1.2. Az SBR jellemzése, elméleti megfontolások

Mivel $\alpha=2$, minden ciklus alatt a reaktorban visszamaradó térfogat a betáplálandó térfogat kétszerese. Mivel a reaktor térfogata 9,0 liter, a ciklusonkénti betáplálás mennyiségének 3,0 l-nek kell lennie, a visszamaradó térfogat így 6,0 l-nek adódik. Vagyis $\alpha=2$. Azaz a betáplálás térfogata ciklusonként 3,0 l.

Az SBR számítása:

V = Reaktor térfogat,

F_c = Ciklusonkénti betáplált tisztítandó szennyvíz térfogata

F_w = Ciklusonkénti elvett reakcióelegy (főlőiszap) térfogata

α = Recirkuláció aránya

N = Ciklusok száma naponta

γ = Ciklusonként visszararadó rész aránya

F_D = Napi betáplálás mennyisége

T_S = Ülepítési és dekantálási idő

$V = F_c + \alpha F_c \Rightarrow F_c = V/(1+\alpha)$

$F_D = N \times F_c$

$$\text{Névleges HRT} = \frac{V}{F_D} = \frac{V}{N \cdot F_c} = \frac{V \cdot (1 + \alpha)}{N \cdot V} = \frac{(1 + \alpha)}{N}; \quad \text{Effektív HRT} = \tilde{\alpha} \cdot (\text{névleges HRT}) = \frac{\tilde{\alpha} \cdot (1 + \alpha)}{N}$$

$$\text{Vagy másképp: } N = \frac{\tilde{\alpha} \cdot (1 + \alpha)}{\text{Effektív HRT}}, \quad \text{illetve: } \tilde{\alpha} = \frac{N \cdot (\text{Effektív HRT})}{1 + \alpha}; \quad \text{Ciklusidő} = 24/N$$

$$\text{Töltés és reakció idő együtt} = \tilde{\alpha} \cdot \frac{24}{N} = \frac{24 \cdot (\text{Effektív HRT})}{1 + \alpha}$$

$$\text{Ülepedés és dekantálás együtt} = (1 - \tilde{\alpha}) \cdot \frac{24}{N} = \left[\frac{(1 + \alpha) - N \cdot (\text{Effektív HRT})}{N \cdot (1 + \alpha)} \right] \cdot 24$$

Effektív SRT = $\gamma \times$ (Névleges SRT)

$$\text{Névleges SRT} = \frac{V}{F_w}, \quad \text{ahol } F_w = \text{a napi MLSS elvétel mennyisége} \left(F_w = \frac{\tilde{\alpha} \cdot V}{\text{Effektív SRT}} \right)$$

Az SBR tervezett jellemzői:

Effektív HRT = 0,5 nap; Effektív SRT = 6 nap; $V = 9,0$ L; $\alpha = 2$

A működő CMAS rendszerek ülepedési tulajdonságainak ismeretében az ülepítési és dekantálási idő kb. 2 óra, így a fenti egyenletek megoldhatók N-re:

$$T_S = (1 - \tilde{\alpha}) \cdot \frac{24}{N} = \left[\frac{(1 + \alpha) - N \cdot (\text{Effective HRT})}{N \cdot (1 + \alpha)} \right] \cdot 24 \quad \text{azaz} \quad 2,0 = \left[\frac{(1 + 2) - N \cdot (0,5)}{N \cdot (1 + 2)} \right] \cdot 24$$

$$6N = 72 - 12N$$

$$18N = 72$$

$$N = 4 \text{ ciklus naponta}$$

$$\text{Töltés és reakció idő együtt} = \tilde{\alpha} \cdot \frac{24}{N} = \frac{24 \cdot (\text{Effective HRT})}{1 + \alpha} \quad \text{azaz} \quad \frac{24 \cdot (0,5)}{1 + 2} = 4 \text{ óra}$$

Tehát naponta 4 ciklus szükséges, azaz a ciklusidő 6 óra, amiből 2 óra ülepítés és dekantálás, 4 óra pedig töltés és reakcióidő.

$$\gamma = 4/6 = 0,667$$

$$F_c = V/(1+\alpha) = 9/(1+2) = 3 \text{ liter/ciklus}$$

$$F_D = N \times F_c = 4 \times 3 = 12 \text{ liter/nap}$$

$$\text{Névleges HRT} = V/F_D = 9/12 = 0,75 \text{ nap}$$

$$\text{Effektív HRT} = (\gamma) \times (\text{Névleges HRT}) = (0,66) \times (0,75) = 0,50 \text{ nap}$$

$$\text{Névleges SRT} = (\text{Effektív SRT})/\gamma = (6 \text{ nap})/0,667 = 9 \text{ nap}$$

$$F_w = V/(\text{Névleges SRT}) = (9 \text{ liter})/(9 \text{ nap}) = 1 \text{ liter/nap, azaz } 0,25 \text{ liter/ciklus}$$

Betáplálási stratégia

A CMAS rendszerekben alkalmazott szelektor F/M aránya 4,5 kg KOI/(nap×kg biomassza), az MLSS kb. 3000 mg/l, a betáplált tisztítandó szennyvíz kb. 773 mg KOI/l ezért a kezdeti F/M arányt az SBR-ben is ennyire állítottuk. Mivel az effektív HRT és az effektív SRT ugyanaz, mint a CMAS rendszerekben, az SBR-ben az MLSS-t szintén kb. 3000 mg/l értékre állítottuk.

$$\frac{F}{M} = \frac{(3 \text{ liter/ciklus}) \times (773 \text{ mg/l}) \times (24 \text{ óra/nap})}{(P \text{ óra/betáplálási ciklus}) \times (9 \text{ liter}) \times (3000 \text{ mg/l})} \quad F/M = 2,06/P; \Rightarrow P = 2,06/(F/M)$$

Mivel legalább 4 F/M aránynál kellett mérni ahhoz, hogy lássuk, van-e hatása a terhelésnek a kialakuló mikroflóra kinetikájára, és a kísérletet 13 hétre terveztük, 21 napig dolgoztunk egy terheléssel. Az effektív SRT = 6 nap volt, azaz terhelési állapotonként 3,5 SRT jutott. A tervezett betáplálási stratégiát (térfogatáramokat és a hozzájuk tartozó F/M arányokat) a 25. táblázat foglalja össze.

A stratégia szerint beállított F/M aránynál működtettük a reaktort 3 hétig, ekkor megmértük az extant kinetikai paramétereket, 2 tesztvegyületre, a periódus vége előtt három nappal. Ugyanekkor a Sapromat, vagy

az N-COM berendezéssel intrinsic kinetikát is mértünk. Az eredmények kiértékelését befejeztük, mielőtt a rendszert új F/M terhelésre állítottuk át.

25. táblázat. A tervezett betáplálási startégia

F/M [kg KOI/(nap×kg MLSS)]	P (betáp ciklus) [óra]	P (betáp ciklus) [min]	Össz. térfogatáram [ml/min]	Szerves komponensek (0,333 l/ciklus)	Hígítóvíz (2,666 l/ciklus)
2,25 [*]	0,920	55,2	54,5	6,05 ml/min	48,3 ml/min
4,5	0,460	27,6	109	12,1 ml/min	96,6 ml/min
9	0,230	13,8	218	24,2 ml/min	193,2 ml/min
18	0,115	6,9	436	48,3 ml/min	386,5 ml/min
36	0,0575	3,45	872	96,5 ml/min	773,0 ml/min

*Az F/M=2,25 terhelési arányt csak utólag, az F/M=36 helyett mértük ki.

3.2.2. Kísérleti eszközök és anyagok

3.2.2.1. Kísérleti eszközök

- Pumpa a szerves tisztítandó szennyvíz továbbításához, teljesítménye: 10 ml/min – 100 ml/min
- Pumpa a hígító víz továbbításához, teljesítménye: 80 ml/min – 800 ml/min
- Pumpa az elfolyó dekantálásához, teljesítménye: 100 ml/min
- Pumpa a pH beállításához, amelyet pH mérő vezérel,
- Szolenoid szelep a levegő áram beállításához és vezérléséhez,

Az iszapelvételel célszerűen a reakcióidő végén végeztük, mennyisége összesen napi 1 liter volt. A reaktor időbeosztása a dekantálás végén kezdődött. A tervezett kezdeti időbeosztást a 26. táblázatban részletezzük.

26. táblázat. A reaktor kezdeti időbeosztása

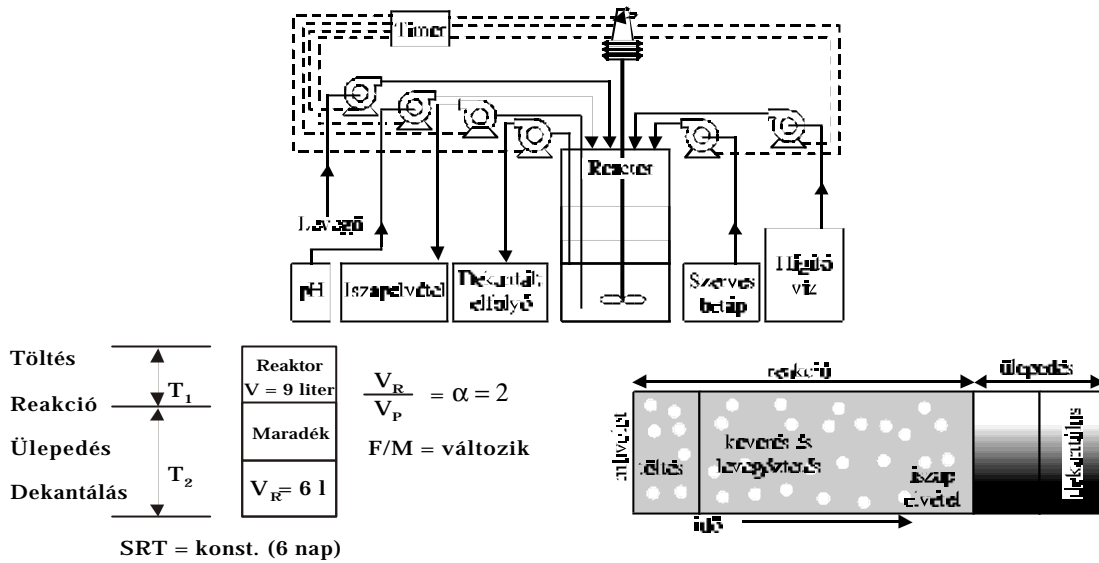
Időpont	Lépés	Művelet
0:00	1.	Dekantálópumpa kikapcsolása
	2.	Keverő bekapcsolása
	3.	Levegő bekapcsolása
0:01	4.	pH kontrollor bekapcsolása
0:02	5.	Szerves tisztítandó szennyvíz és hígítóvíz adagoló pumpa bekapcsolása
0:29,6	6.	Szerves tisztítandó szennyvíz és hígítóvíz adagoló pumpa kikapcsolása
3:49	7.	Izapelvételel 250 ml automatikusan napi 4 alkalommal
3:59	8.	Izapelvételel pumpa kikapcsolása
4:00	9.	pH kontrollor kikapcsolása
4:01	10.	Levegő kikapcsolása
4:02	11.	Keverő kikapcsolása
5:30	12.	Dekantálópumpa bekapcsolása
6:00	1.	Dekantálópumpa kikapcsolása (kezdőpont)

A reaktor vezérléséhez Chronrol XT-4 Table Top timer (Chronrol Corp. San Diego, CA 92131) típusú berendezést használtunk. A kontrollornek 4 bemenete volt, amelyek egyenként 20 programlépést kezeltek. A műszer beállításait a 27. táblázat mutatja be. Az elrendezés elvi vázlata és működtetése a 41. ábrán látható.

A betáplálás megkezdése előtt két perccel indult a kevertetés és a levegőztetés, hogy a biomassza aktiválódjon. Az iszapelvételel automatikusan is megoldható volt, ezért a reakcióidő végén pumpa szivattyúzta ki a reaktorból a számított mennyiségű elegyet.

27. táblázat. A timer kezdeti beállításai:

OUTLET 1 keverő, levegő, pH			OUTLET 2 (szerves + xenobiotikus tisztítandó szennyvíz) + hígítóvíz			OUTLET 3 iszapelvételel			OUTLET 4 Dekantálás		
00:00	be	E1	00:02:00	be	E5	03:49:00	be	E9	05:29:00	be	E13
04:00	ki		00:29:36	ki		03:50:40	ki		05:59:00	ki	
06:00	be	E2	06:02:00	be	E6	09:49:00	be	E10	11:29:00	be	E14
10:00	ki		06:29:36	ki		09:50:40	ki		11:59:00	ki	
12:00	be	E3	12:02:00	be	E7	15:49:00	be	E11	17:29:00	be	E15
16:00	ki		12:29:36	ki		15:50:40	ki		17:59:00	ki	
18:00	be	E4	18:02:00	be	E8	21:49:00	be	E12	23:29:00	be	E16
22:00	ki		18:29:36	ki		21:50:40	ki		23:59:00	ki	



41. ábra. A kísérleti elrendezés és a működtetés elvi vázlatja

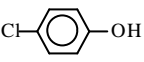
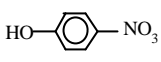
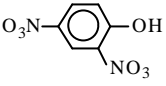

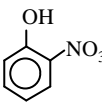
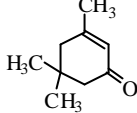
A felhasznált szerves- és biológiailag könnyen bontható (biotikus) anyagok és oldatok felsorolását a 28. táblázat, az 500-szoros töménységű xenobiotikus (biológiailag nehezen bontható) tápoldat összetevőit a 29. táblázat tartalmazza.

28. táblázat. A felhasznált anyagok és oldatok

<p>10× töménységű szerves tisztítandó szennyvíz:</p> <p>10 L desztillált víz 250 ml 500×-os foszfát puffer 250 ml 500×-os komplex donor törzsoldat 137 µL di-butil-ftalát 989 mg <i>m</i>-toluate</p> <p>40 perc autoklávozás után: (pH=5,3) 250 ml 500×-os alkohol donor törzsoldat 250 ml 500×-os xenobiotikus törzsoldat, desztillált vízzel feltöltve 12,5 L-re</p>	<p>500× töménységű foszfát puffer</p> <p>12,3580 g akrilamid, 21,910 ml etanol, 14,830 ml fenol, 8,584 metil-etil-ke-ton, 34,856 etilén glikol sterilre szűrve, 2 literre feltöltve sterilizett desztillált vízzel</p>
<p>Hígítóvíz</p> <p>45 L desztillált víz 100 ml szulfát törzsoldat 100 ml klorid törzsoldat 100 ml FeEDTA törzsoldat 5 L sterilizett csapvíz 3 ml cc. HCl</p>	<p>500× töménységű komplex donor törzsoldat</p> <p>144,0 g azonnal oldódó száraz tejpor 198,12 g Peptone, 152,58 g élesztő extraktum (Yeast extract) 30,0 g marhahús extraktum (Beef extract) sterilre szűrve, 2 literre feltöltve sterilizett desztillált vízzel</p>
<p>500× töménységű Ca- és Co-klorid törzsoldat</p> <p>28,000 g CaCl₂ × 2H₂O 0,3400 g CoCl₂ × 6H₂O sterilre szűrve, 2 literre feltöltve steril desztillált vízzel</p>	<p>500× töménységű alkohol donor törzsoldat</p> <p>28,600 g Na₂HPO₄ 29,600 g KH₂PO₄ sterilre szűrve, 2 literre feltöltve sterilizett desztillált vízzel</p>
<p>500× töménységű szulfát törzsoldat</p> <p>0,5100 g CuSO₄ × 5H₂O 26,000 g MgSO₄ 0,7200 g MnSO₄ × H₂O 1,3600 g ZnSO₄ × 7H₂O pH beállítása cc. HCl-el 4,0-ra sterilre szűrve, 2 literre feltöltve sterilizett desztillált vízzel</p>	<p>500× töménységű ammóniumklorid törzsoldat</p> <p>42,750 g NH₄Cl sterilre szűrve, 2 literre feltöltve sterilizett desztillált vízzel</p>

29. táblázat. 500× töménységű xenobiotikus törzsoldat

8 liter sterilizett desztillált vízhez: 150 ml 1N NaOH, plusz:

10,3080 g 4-klórfehol		11,6760 g 4-nitrofehol	
18,8920 g 2,4-dinitrofehol		11,446 ml Akrlnitril	
2,4680 g 2-nitrofehol		6,710 ml Izoforon	

A fenti összetételben 10 literre feltöltöttük sterilizett desztillált vízzel. A pH = ~9,5 volt. Az elegyet pH állítás nélkül kevertetve egy éjszakán át nem oldódott fel, ezért a pH értékét ~11,5-re kellett állítani, hogy az oldódás megtörténjen. A 14. kísérleti nap után a xenobiotikus törzsoldatból kihagytuk a 2-nitrofeholt és a 2,4-dinitrofeholt. Az új összetétel: 10,3080 g 4-klórfehol; 11,6760 g 4-nitrofehol; 11,446 ml akrlnitril; 6,710 ml izoforon lett.

3.2.2.2. Vizsgálati módszerek

KOI meghatározás

A KOI mérés ebben a kísérletsorozatban az előző – bikromátos módszertől eltérően – kolorimetriás módszerrel történt. Minden méréshez felvettünk kalibrációs egyenest. A kalibrációhoz használt standardok ismert koncentrációjú ftálsav törzsoldatok voltak, amelyeket a Hach Co.-tól vásároltunk. A standard görbe felvételéhez 0,0, 12, 30, 90 és 120 mg KOI/l koncentrációjú oldatokat használtunk.

A betáplált tisztítandó szennyvíz KOI méréséhez a mintát 500×-ra hígítottuk, az elfolyó mintáit hígítás nélkül mértük.

Ammónia nitrogén meghatározás

Az ammónia koncentráció mérése kolorimetriás módszerrel történt, Hach Nitra Ver 6 nitrát reagens kitt, Nitri-Ver 3 nitrit reagens kitt segítségével. A standard görbe felvételéhez 0,1, 0,2, 0,3 és 0,5 mg/l koncentrációjú hígítási sort készítettünk.

Nitrát nitrogén meghatározás

Az ammónia koncentráció mérése kolorimetriás módszerrel történt, Hach Ammonia Salicylate reagens kitt, Hach Ammonia Cyanourate reagens kitt segítségével. A standard görbe felvételéhez 0,1, 0,2, 0,3 és 0,5 mg/l koncentrációjú hígítási sort készítettünk.

Az extant kinetika mérésének gyakorlati megvalósítása

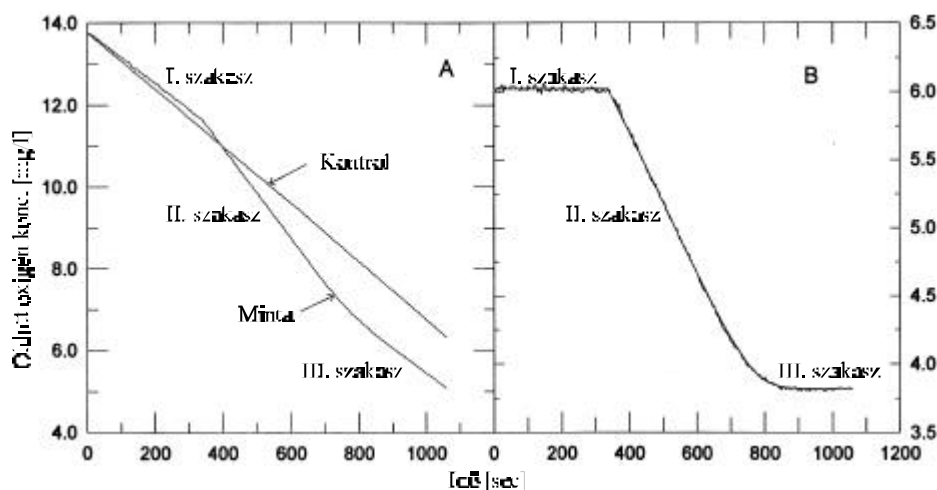
Annak érdekében, hogy a mérés során kapott eredmények pontosak, következetesek, és reprodukálhatóak legyenek, minden alkalommal a részletes mérési utasítás szerint jártunk el. Referencia vegyületként a fenolt választottuk, mert az kis koncentrációban injektálva könnyen bontható volt mindkét CMAS reaktor eleveniszapja számára, és Monod típusú szubsztráteltávolítási görbét adott. 5 g KOI/l fenol koncentrációjú törzsoldatot használtunk, mert ez tette lehetővé, hogy a 250 ml térfogatú respirométer edénybe 50 µl-t fecskendezve 1 mg KOI/l injektált koncentrációt kapjunk. A méréshez az edényeket 25°C-ra állított termosztáttal tartottuk állandó hőmérsékleten. Minden méréshez kicseréltük az oxigénelektrodok membránjait, majd kalibráltuk a műszert. A respirometrikus mérésekhez a vonatkozó eleveniszapos reaktorból származó biomassza mintát 8 ml 1,8 M foszfát puffer hozzáadása után – amely megakadályozta, hogy az elegy pH-ja jelentősen megváltozzon a mérés során – fél órán át levegőztettük, hogy az elegyben levő szubsztrát és az esetlegesen előforduló nitrifikáció oxigénfogyást meghamisító hatását kiküszöböljük. Ezután töltöttük az eleveniszap szuszpenziót a respirométer edényekbe – ügyelve arra, hogy az elegy homogén legyen –, majd az elegyeket oxigénpalack segítségével telítettük oxigénnel 10 másodpercnyi buborékolatással, intenzív keverés közben, amíg az oxigén konc. elérte a ~180%-ot. Ezután buborékmentesen színültig töltöttük az edényeket, majd gumidugóval lezártuk a csöcsönköket. Pár másodperc intenzív kevertetés után meggyőződünk róla, hogy a respirométer buborékmentes. Kb. 150%-os oldott oxigén szintnél kezdtük az adatgyűjtést. A számítógép másodpercenként 10-szer olvasta be a mért oxigén koncentrációt.

Kb. két perc eltelte után injektáluk az egyik edénybe a célszubsztrátot. Nyolc injektálás után (2×4) a létrehozott fájlakat 2 vagy 4 másodperces intervallumokban átlagoltattuk, attól függően, hogy a létrehozott

adatbázis mérete mit tett szükségessé. Az így létrehozott csökkentett méretű ASCII formátumú fájlt táblázatkezelő programba importáltuk, ahol feldolgoztuk.

A mért respirációs görbe feldolgozása

Az ASCII formátumú fájlból az importálás után táblázatot generáltunk, amelyből az oxigén koncentráció változását szemléltető görbét rajzoltattunk (42. ábra). A görbe kezdeti (I) egyenes szakaszának meredekségét lineáris regresszió segítségével meghatároztuk, amellyel az egész görbét normalizáltuk. Így a görbe kezdeti (I.) és végső (III.) szakasza vízszintessé vált. A használt jelölések: DO_0 : a kezdeti egyenes szakasz átlaga, DO_F : a végső állapot átlaga, TR: az injektálás ideje a grafikon kezdetéhez képest (ahol letörik a görbe), S_0 : az edényben uralkodó szubsztrátkoncentráció, X_0 : az edényben uralkodó bio massa koncentráció.



42. ábra. Egy jellemző respirogram (bal oldal) és a belőle nyert normalizált, valamint illesztett görbe rajza

Az értékeléskor μ_{max} és K_S értékét megkerestem (Excel Solver) azt a paraméter készletet, amely a legkisebb négyzetek módszere szerint a legjobb illeszkedést adta. Ehhez a teoretikus paraméter-készletből számítható görbe és a mért oxigénkoncentrációkból normalizált görbe közötti eltérések négyzeteinek összegét minimalizáltam. Az összehasonlítást a változás 10%-ánál kezdtem, és az adatsor végéig folytattam.

3.2.3. A kísérlet menete

A kísérlet indításakor a reaktort vezérlő timert beprogramoztam, majd a reaktort feltöltöttem csapvízzel, és működtettem egy éjszakán keresztül. A rendszer problémamentesen dolgozott, a szivattyúk a kívánt térfogatáramot teljesítették (a betáplálás ideje 27'36" volt), ezért a reaktort másnap feltöltöttem eleveniszappal (~7 l), amelyet a CMAS-1 reaktorból nyertem. A kísérlet során a betáplált tisztítandó szennyvíz és az elfolyó elegyek kémiai oxigénigényét a függelék F-88. ábrája szemlélteti. A tervezett és a kísérlet során kialakult valódi (adatokból számított) F/M arányt mutatja be az F-89. ábra. Az F-90. ábrán a kísérlet során tapasztalt SVI (iszap ülepedési index) értékeket ábrázoltam. A reaktorban kialakult iszapkoncentrációt és az elfolyó lebegőanyag tartalmát az F-91. ábra reprezentálja. Az F-92. ábra mutatja be az adatokból számított valódi iszaptartózkodási időt.

A kezdeti térfogatáramok: hígítóvíz 96,6ml/min; szerves tápanyag: 12,1 ml/min; ciklusidő 27'36" volt.

3.2.3.1. Kinetikai paraméterek $F/M=4,5 \text{ nap}^{-1}$ aránynál (1. terhelési állapot)

- A 15. kísérleti napon a reaktor elkezdett habzani, a fonalásodás jeleit mutatta, jelentősen megnövekedett az ülepedési index, ezért csökkentettem az iszapelvételek, hogy az SRT változatlan maradjon. Ennek ellenére a reaktorban az iszap koncentráció folyamatosan csökkenni kezdett, az iszapelúszás miatt.
- A 19. kísérleti napon további 10 mg/l $\text{NH}_4\text{-N}$ hozzáadásával (38 mg/l NH_4Cl , azaz 2137 mg/50 liter víz) egészítettem ki a hígítóvizet
- A 22. kísérleti napon manuálisan (F-93. ábra) és online (F-94. ábra) is mértem a reaktorban az oldott oxigén koncentrációt a betáplálási ciklus során. Az online mérés a levegőztetés előtt 3 perccel indult, a manuális azzal egyszerre. Ugyanezen a napon a két CMAS reaktorból 1,25 – 1,25 liter (összesen 6965 mg) eleveniszapot töltöttem az SBR reaktorba.
- A 23. kísérleti napon a dekantált elfolyót lecentrifugáltam, és az eleveniszapot visszatöltöttem az SBR reaktorba. Az iszapelvételek ezután történt. Ettől az időponttól kezdve minden alkalommal így jártam el, egészen a 38. kísérleti napig.

- A 24. kísérleti napon a szivattyú hibája miatt 3 cikluson keresztül (este 16 és reggel 8 között) nem ment a reaktorba a szerves tisztítandó szennyvíz. A következmény: csökkent reaktortérfogat, 0 szubsztrát koncentráció, további elfonalasodás. Ezért a másik két reaktorból összesen 1400 ml elegyet (összesen 4088 mg biomasszát) töltöttem az SBR reaktorba, valamint az automatikus iszapelvétele teljes mennyiségét is visszatöltöttem.
- A 25. kísérleti napon megmértem a reaktorban a betáplálási ciklus során a KOI, ammónia és nitrát koncentrációkat (F-95. – F-97. ábrák), valamint a standard oldatok abszorbancia változását az időben (F-98. – F-99. ábrák) Ugyanezen a napon további eleveniszapot töltöttem a reaktorba, a CMAS-1 reaktorból 770 ml-t (2212 mg) és a CMAS-2 –ből 500 ml-t, (1280 mg).

A standard oldatok diagramjai alapján megállapíthatjuk, hogy az előírt 5 és 15 perc közötti időintervallumban az oldatok abszorbancia változása elhanyagolható, a tapasztalt eltérés betudható mérési hibának.

- A 26. kísérleti napon további 1505 mg eleveniszapot töltöttem a reaktorba, 300 ml-t a CMAS-1 reaktorból, (2925 mg/l, azaz 877,5 mg), 225 ml-t a CMAS-2 reaktorból, (2790 mg/l, azaz 627,8 mg).

A ciklus során mért oldott oxigén koncentrációkat a függelék F-93 – F-94 ábráin mutatjuk be. A ciklus során mért KOI, $\text{NH}_4\text{-N}$ és $\text{NO}_3\text{-N}$ értékek az F-95 – F-97 ábrákon láthatók. A különböző nitrogénformák meghatározásához használt standard oldatok ($\text{NO}_3\text{-N}$ és $\text{NH}_4\text{-N}$ standard) időbeli abszorbancia változását is megmértem azért, hogy a ciklus során mért értékeket mennyire befolyásolja a standard „öregedése”. Az abszorbanciák időfüggését az F-98 – F-99 ábrákon szemléltettem. A diagramok alapján megállapítható, hogy a mérési utasításban foglaltakat betartva a standard oldatok a ciklus egész időtartama alatt megfelelő pontoságú referencia értéket szolgáltattak.

- A 29. naptól a ~ 12 l elfolyóból az iszapot dekantáltam – kb. 2 liter térfogatra – majd centrifugálás után visszaraktam a reaktorba, majd a 6 napos SRT-hez szükséges mennyiséget vettem el.
- A 33. kísérleti napon a reaktort leürítettem. A következő napokon az összes vezetéket és edényt kitisztítottam, sterilizáltam, új oldatokat készítettem, megmértem a közben vett minták KOI értékeit, értékeltem az eddigi eredményeket, majd a reaktort aszeptikus módon újra összeszereltem. Az eddigi kísérleti időszak alatt az átlagos F/M arány a tervezett 4,5 helyett 4,76 volt. Az eltérés annak tudható be, hogy a tervezés során 3000 mg/l MLSS értékkel számoltunk, amely az elfonalasodás miatti iszapelúszás következményeként folyamatosan csökkent, az utolsó 15 kísérleti napon az 1500 mg/l értékhez volt közelebb. Ezért a számításokhoz képest az átlagos SRT is jelentősen kisebbnek adódott (F-89 – F-92. ábrák).
- A 34. kísérleti napon a Sigmamotor pumpát átalakítottam, így 100%-os fordulatszámon 10 ml/óra, 10%-on 2/3 ml/óra lett a szállítóteljesítménye. Így alkalmassá vált arra, hogy a nem autoklávozható alkohol donor törzsoldatot, és a xenobiotikus törzsoldatot külön adagoljuk a reaktorba. Ugyanezen a napon mértem KOI-t is.
- A 38. kísérleti napon délután 16 órakor feltöltöttem a reaktort az előző napokban a CMAS-1 és CMAS-2 reaktorokból gyűjtött 9 liternyi fölösiszappal. Az iszap térfogata 30' ülepítés után ~7 liter, az SVI 240 ml/g volt. Ezzel indítottam újra a kísérletet, 4,5 F/M aránynak megfelelő térfogatáramokkal.
- A 40. kísérleti napon összehasonlítottam betáplált tisztítandó szennyvíz, és az elfolyó abszorpciós spektrumát a 2-nitrofenol spektrumával (F-100. ábra).

2-nitrofenol meghatározás

A 2-nitrofenol koncentrációja a xenobiotikus törzsoldatban 0,617 g/l volt. A betáplált tisztítandó szennyvíz készítése során ezt 500×-ra hígítottam, így abban a koncentráció 1,234 mg/l lett. 2 mM/l koncentrációjú törzsoldat készítéséhez 0,1234 g 2-nitrofenolt oldottam 0,2 l desztvízben, majd ezt 500×-ra hígítottam (a 0,2 literből 2 ml-t 1000 ml-re hígítottam).

Az oldat abszorbanciáját LAN spektrofotométeren mértem. Mivel az oldat kémhatása eredetileg pH=11,20 volt, a betáplált tisztítandó szennyvíz és az elfolyó viszont csak pH=6,35, ill. 6,98, ezért a betáp és az elfolyó értékét is pH~11-re (10,66, ill. 10,98) állítottam. Az így nyert oldatok abszorbanciáját mértem a spektrofotométeren 700 és 310 nm között (F-100. ábra).

A görbe alapján megállapítható, hogy a betáplált tisztítandó szennyvízben az egyéb szerves vegyületek rendkívüli mértékben megnövelték az abszorbanciát, ám az elfolyó koncentrációi sokkal kisebbek voltak a betáplált tisztítandó szennyvíznél. Azt is megállapíthatjuk, hogy az elfolyóban ugyanolyan lefutású a spektrum, mint a 2-nitrofenol esetében. A mért görbék szerint az összehasonlításképpen készített 2-nitrofenol törzsoldat hígabb, mint az elfolyó.

- A 44. kísérleti napon megmértem a CMAS-I reaktorból származó biomassza kinetikai paramétereit fenol és izoforon szubsztrátokkal

Kinetikai paraméterek a CMAS-1-ben ($F/M=4,5 \text{ nap}^{-1}$ terhelési arány)

A kinetikai paraméterkészlet meghatározásához használt fenol standard minden esetben $50 \text{ g/l} = 50\,000 \text{ mg/l}$ volt, az injektálás $10 \mu\text{l}$, azaz $0,5 \text{ mg KOI}$, ami a respirométer edényben 2 mg/l értéknek felelt meg. Az izoforon standard $5 \text{ g/l} = 5\,000 \text{ mg/l}$ volt, az injektálás $50 \mu\text{l}$, ($0,25 \text{ mg KOI}$) azaz 1 mg/l KOI .

A méréshez használt mintában az $MLSS=2323 \text{ mg/l}$ volt. A mért értékeket 43. – 44. ábrák szemléltetik.

A táblázatokban az „m átlag” (mérés) és az illesztett között az a különbség, hogy az előbbit egyszerű átlagolással számítottam ki, míg a második értéket úgy kaptam, hogy a görbesereg egy-egy szubsztrát koncentrációhoz tartozó értékeit átlagoltam, és erre az eredő görbére illesztettem a megfelelő μ és K_S K_I értékeket.

- Az 56. kísérleti napon a nyári időszámításra való áttérés miatt a timert újra kellett programoznom.
- Az 57. kísérleti napon megmértem az SBR reaktorból származó biomassza kinetikai paramétereit fenol és izoforon szubsztrátokkal (30 –31. táblázatok és 43. – 44. ábrák)

30. táblázat. Fenol, CMAS-1, 44. kísérleti nap inj. = 2 mg/l KOI , $MLSS = 2323$

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10	m átlag	CMAS-1(1^s)	szórás
μ_{\max}	0,8220	0,5240	0,6020	0,4280	0,6040	0,5900	0,6200	0,6400	0,6300	0,7060	0,6166	0,6132	0,1034
K_S	0,9900	0,2900	0,3600	0,3500	0,3500	0,4200	0,7000	0,4900	0,4000	0,3900	0,4740	0,4589	0,2136
Y	0,6330	0,6630	0,6570	0,6120	0,6460	0,6480	0,6240	0,6190	0,6320	0,6570	0,6391	0,6433	0,0176

31. táblázat. Izoforon, CMAS-1, 44. kísérleti nap inj. = 1 mg/l KOI , $MLSS = 2503 \text{ mg/l}$

	m1	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m átlag	CMAS-1(1^s)	szórás
μ_{\max}	0,2468	0,1241	0,1263	0,0488	0,1102	0,0209	0,0596	0,1052	0,1045	0,0689
K_S	0,3788	0,0540	0,0945	0,0805	0,1261	0,2611	0,0824	0,1539	0,0994	0,1130
K_I	0,2554	0,5324	0,3922	0,6271	0,7778	1,6179	0,7445	0,7068	0,4691	0,4184
Y	0,7370	0,7560	0,6910	0,7080	0,5998	0,2470	0,7000	0,6341	0,6341	0,1645

Kinetikai paraméterek az SBR-ben $F/M=4,5 \text{ nap}^{-1}$ arányánál (1. terhelési állapot)

Az $MLSS=3500 \text{ mg/l}$ volt. Az oldott oxigén koncentráció csökkenéséből számított paraméterkészletet részletes eredményeit a 32 – 33. táblázat tartalmazza és az F-104. és F-105. ábrák szemléltetik.

32. táblázat. Fenol, SBR, 57. kísérleti nap, inj. = 2 mg/l KOI , $MLSS = 3500 \text{ mg/l}$

	m2	m4	m5	m6	m8	m10	m12	m átlag	SBR ($F/M=4,5$)	szórás
μ_{\max}	0,5850	0,9450	1,0200	0,7400	0,7250	0,9380	0,9100	0,8376	0,8349	0,1561
K_S	0,5800	1,1200	0,8900	0,7600	0,7900	0,5700	1,1000	0,8300	0,8195	0,2226
Y	0,6320	0,6370	0,6980	0,6270	0,6310	0,6370	0,6670	0,6470	0,6468	0,0261

33. táblázat. Izoforon, SBR, 57. kísérleti nap, inj. = 1 mg/l KOI , $MLSS = 3500 \text{ mg/l}$

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m átlag	SBR ($F/M=4,5$)	szórás
μ_{\max}	0,3530	0,3152	0,0405	0,0676	0,0466	0,0388	0,0352	0,0396	0,1171	0,0399	0,1347
K_S	1,6193	1,3851	0,3244	0,4075	0,2850	0,1198	0,0239	0,0683	0,5292	0,1140	0,6179
K_I	0,0590	0,0480	0,5459	0,4649	0,9885	1,7407	5,7321	2,8567	1,5545	1,2549	1,9352
Y	0,7070	0,6110	0,3800	0,4780	0,4690	0,4800	0,5890	0,5540	0,5335	0,5490	0,1023

- Az 58. kísérleti napon átállítottam a reaktort vezérlő timert és a pumpák térfogatárait az $F/M=9,0$ arányának megfelelően.

3.2.3.2. Kinetikai paraméterek $F/M=9,0 \text{ nap}^{-1}$ arányánál (2. terhelési állapot)

Az 58. kísérleti napon a terhelés átállítása miatt a szivattyúkat újraprogramoztam: a hígítóvíz pumpa teljesítményét $6,4$ -ről $12,8\%$ -re, a szerves betáplált tisztítandó szennyvíz pumpáét $0,94$ -ről $1,88\%$ -ra, átállítottam.

A beállítani kívánt térfogatáramok: hígítóvíz: $193,2 \text{ ml/min}$, szerves tisztítandó szennyvíz: $24,1 \text{ ml/min}$. A mért értékek: hígítóvíz térfogatárama: $187,5 \text{ ml/min}$ ($600 \text{ ml } 3'12''$), a szerves tisztítandó szennyvíz térfogatárama $30,46 \text{ ml/min}$ ($333 \text{ ml } 10'50''$). A pumpák újraállítása után a hígítóvíz pumpa $12,9\%$, a szerves tisztítandó szennyvíz pumpa $1,56\%$. teljesítményen működött.

- Az 59. kísérleti napon a pumpák térfogatárait ismét korrigáltam: hígítóvíz pumpa: $189,5 \text{ ml/min}$ ($13,1\%$), szerves tisztítandó szennyvíz pumpa: $22,8 \text{ ml/min}$ ($1,65\%$).
- A 60. kísérleti napon a pumpák megfelelő szállítóteljesítménnyel működtek
- A 64. kísérleti napra a szerves tisztítandó szennyvíz nagyon opálos lett, és sok csapadékot tartalmazott. A mért pH $4,37$. 60 ml mintához $0,8 \text{ ml } 0,1 \text{ N NaOH}$ -t adtam, amely a minta pH-ját $5,31$ -re emelte, ezért $120 \text{ ml } 0,1 \text{ N NaOH}$ -t adtam a tisztítandó szennyvíz csapadékmentesítéséhez. Valószínűsíthető, hogy a savanyodást és az opalitást befertőződés okozta.

- A 74. kísérleti napra intenzív denitrifikáció alakult ki a reaktorban, ami negatív iszapülepedéshez vezetett, vagyis az iszap az ülepítési periódus végére felflotálódott a reakcióelegy felszínére. A dekantáló-pumpa programozását átállítottam a denitrifikáció miatt, ezután 10:45 – 11:15, 16:45 – 17:15, 22:45 – 23:15, 04:45 – 05:15 közötti időintervallumokban működött az elvétel
- A 77. kísérleti napon mértem az extant kinetika paramétereit fenol és izoforon szubsztrátokra az SBR iszapjával (2. terhelési állapot).

Az oldott oxigén koncentráció csökkenéséből számított paraméterkészletek részletes eredményeit a 34 – 35 táblázatok ismertetik, és az F-106 – F-107. ábrák szemléltetik.

34. táblázat. Fenol, SBR, 77. kísérleti nap, inj. = 2 mg/l KOI, MLSS = 3060 mg/l

	m1	m2	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10	m11	m12	m13	m14	m15	m16	m átlag	SBR (F/M=9)	szórás
μ_{max}	0,9860	1,1200	1,1620	1,1900	1,1240	1,0220	1,0060	1,1460	1,1720	1,2600	1,0420	0,9840	0,9640	1,0790	0,9900	1,0831	1,0819	0,0915
K_S	1,0200	1,0550	1,1050	1,2300	0,9800	0,8900	0,8150	1,1150	1,0900	1,2550	0,8700	0,8600	0,9700	0,9940	0,7610	1,0007	0,9985	0,1452
Y	0,6430	0,6700	0,6600	0,6480	0,6730	0,6400	0,6650	0,6700	0,6500	0,6600	0,6500	0,6580	0,6560	0,6620	0,6550	0,6573	0,6571	0,0099

35. táblázat. Izoforon, SBR, 77. kísérleti nap inj. 1 mg/l KOI, MLSS = 2867,5

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m8	m9	m10	m11	m12	m13	m14	m átlag	SBR (F/M=9)	szórás
μ_{max}	0,1897	0,0548	0,0620	0,0378	0,0833	0,0650	0,0565	0,0801	0,1091	0,0551	0,0550	0,1030	0,1704	0,0863	0,0702	0,0464
K_S	0,7228	0,1919	0,3686	0,2047	0,3088	0,3250	0,2853	0,2815	0,3114	0,1454	0,1399	0,2573	0,6000	0,3187	0,2430	0,1689
K_I	0,1999	0,7465	0,4745	0,9259	0,6069	0,7292	1,0676	0,4914	0,4059	1,3414	3,0376	0,6033	0,3204	0,8423	0,7529	0,7300
Y	0,6980	0,6000	0,4650	0,4340	0,5920	0,4910	0,4820	0,5170	0,6040	0,4990	0,5320	0,5990	0,5990	0,5471	0,5441	0,0745

3.2.3.3. Kinetikai paraméterek $F/M=18,0 \text{ nap}^{-1}$ terhelési aránynál (3. terhelési állapot)

- A 80. kísérleti napon az F/M arányt megváltoztattam 9-ről 18-ra. A beállítani kívánt térfogatáramok: hígítóvíz: 386,55 ml/min, szerves tisztítandó szennyvíz: 48,3 ml/min volt. A hígítóvíz mért térfogatára: 386,6 ml/min. (600 ml 1'33"). A szerves tisztítandó szennyvíz mért térfogatára 48,3,06 ml/min. (332 ml 6'33") volt.
- A 81. kísérleti napon 800 ml eleveniszapot lefagyasztottam -70°C -ra későbbi felhasználásra.
- A 88. kísérleti napon megmértem az oldott oxigén koncentrációt a betáplálás során, és alacsonynak bizonyult. ezért emeltem a levegőztetés térfogatáramán.(10 l/perc-ről 15 l/perc-re)
- A 89. kísérleti napon a szerves tisztítandó szennyvíz opálösszé vált, 30 ml mintát vettem belőle, amelynek a pH-ja 4,89 volt. Adtam hozzá 1N NaOH-t amelytől túkrös lett, de ezzel együtt új tisztítandó szennyvizet készítettem Valószínűleg gombás fertőzés okozta a jelenséget. A betáplálás alatt a minimális oldott oxigénszint 35% volt, a megemelt térfogatáramnak köszönhetően.
- A 90. napon megint nagyon csekély mértékű ülepedést tapasztaltam, valószínűleg elfonalsodás okozta. Az elfolyóban sok volt a biomassza. A dekantált elfolyót lecentrifugáltam, az iszapot visszatöltöttem a reaktorba, és onnét vettem el a számított mennyiségű fölösiszapot.
- A 91. naptól minden esetben lecentrifugáltam a dekantált elfolyót, az iszapot visszatöltöttem a reaktorba, és onnét vettem el a számított mennyiségű fölösiszapot.
- A 93. napon elkezdtem aktív klór tartalmú háztartási hypót adagolni a rendszerhez, 5 mg Cl_2/g MLSS/nap mennyiségben. A dekantált elfolyót lecentrifugáltam, az iszapot visszatöltöttem a reaktorba, és onnét vettem el a számított mennyiségű fölösiszapot. Az MLSS mérés a centrifugátum visszatöltése előtt történt, a valódi biomassza koncentráció $\sim 3000 \text{ mg/l}$, az összes biomassza 9 liter $\times 3 \text{ g/l} = 27 \text{ g}$.
- A 94. napon a reaktor eleveniszapja még mindig fonalas volt. A hígítóvíz pumpa nem működött az északa, ezért a reaktor térfogata csak 6 liter volt. Ellenőriztem az elektromos csatlakozásokat és a kapcsolók helyzetét. A rendellenességet érintkezési hiba okozta.
- A 97. kísérleti napon megmértem az utóbbi napok alatt felgyülemlett minták KOI-ját. Az újonnan készített hígítóvíz HCl nélkül készült, mert: $\text{NaOCl} + 2\text{HCl} = \text{Cl}_2 + \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$
- A 98. kísérleti napon 0 ülepedést mértem. Az eleveniszap mikroszkópos vizsgálata alapján megállapítottam, hogy a klórozással sikerült megölnünk a flokkulum képző mikroorganizmusokat, de a fonalas szervezetek túléltek az eljárást. Ugyanezen a napon mértem a CMAS-2 reaktor eleveniszapjával extant kinetikai paramétereket izoforon szubsztrátra.

Extant kinetika mérése izoforon szubsztrátokra a CMAS-1 iszapjával

Az oldott oxigén koncentráció csökkenéséből számított paraméterkészletek részletes eredményeit a 36. táblázat ismerteti, és az F-108. ábra szemlélteti.

36. táblázat. Izoforon, CMAS-1, 98. kísérleti nap inj. = 1 mg/l KOI, MLSS = 2773 mg/l

	m1	m2	m3	m5	m6	m7	m9	m10	m11	m átlag	CMAS-1(2 nd)	szórás
μ_{\max}	0,1430	0,0523	0,2010	0,1517	0,0287	0,0270	0,0106	0,0235	0,0347	0,0747	0,0646	0,0705
K_S	0,5545	0,1561	0,1524	0,2222	0,0187	0,0365	0,0960	0,0996	0,1574	0,1659	0,1399	0,1590
K_I	2,0842	1,8243	1,0922	1,1899	9,3956	1,8857	2,7868	6,7551	1,6024	3,1796	2,0999	2,8959
Y	0,8260	0,6760	0,9410	0,9320	0,5800	0,4740	0,1830	0,4030	0,4320	0,6052	0,5130	0,2599

- A 99. kísérleti napon még mindig fonalas volt az eleveniszap, ezért az elkülönített NaOCl adagolást a fölősiszap elvételt végző pumpa segítségével, azzal egy időben végeztem. Ezért a hígítóvíz ettől a naptól kezdve NaOCl mentes volt, és HCl-t tartalmazott.
- A 102. kísérleti napon a reaktor még mindig fonalas volt, azonban az iszapszerkezet változott, némi üledék is tapasztalható volt, a mikroszkópos vizsgálatok szerint a fonalas szerkezetek egy része töredézzé vált. Ennek ellenére mértem az extant kinetikai paramétereket az SBR eleveniszapjával, (3. terhelési állapot) fenol és izoforon szubsztrátokra, majd leállítottam a reaktort.

Extant kinetika mérése SBR (3. terhelési állapot), fenol és izoforon szubsztrátokkal, a reaktor újraindítása

Az oldott oxigén koncentráció csökkenéséből számított paraméterkészletek részletes eredményeit a 37. – 38. táblázatok ismertetik, és az F-109. és F-110. ábrák szemléltetik. A hipotetikus értékeket úgy kaptam, hogy a mért paramétereket megszoroztam 1,5-el, amely a szokásos (0,6) és a pillanatnyi hozam hányadosa.

37. táblázat. SBR, 101. kísérleti nap fenol inj. = 2 mg/l KOI, MLSS = 2317.5 mg/l

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10	m11	m12	m13	m14	m15	m16	m átlag	SBR (F/M=18)	szórás
μ_{\max}	1,5190	1,9400	1,7540	1,6900	1,6050	1,7900	2,2360	2,9600	2,8500	2,0500	2,4220	2,0250	2,0450	1,9080	1,7740	2,0380	2,0379	2,0218	0,4093
K_S	0,6190	0,9700	0,8400	0,6350	0,5220	0,9200	1,2150	1,6400	1,8750	1,0200	1,1950	0,9700	0,8600	0,5960	0,7000	0,7140	0,9557	0,9402	0,3763
Y	0,6880	0,6880	0,6390	0,6590	0,7020	0,6360	0,6790	0,7090	0,6590	0,6540	0,7070	0,6410	0,6960	0,6710	0,6950	0,6730	0,6748	0,6708	0,0246

38. táblázat. SBR, 101. kísérleti nap. Izoforon inj. = 1 mg/l KOI, MLSS = 2317.5

	m1	m4	m6	m7	m8	m9	m10	m11	m12	m13	m16	m átlag	SBR (F/M=18 klórozott)	szórás	SBR (F/M=18 hypothetic)
μ_{\max}	0,0792	0,0464	0,0095	0,0208	0,0161	0,0446	0,0259	0,0655	0,0436	0,0407	0,1194	0,0465	0,0376	0,0319	0,0563
K_S	0,0915	0,2075	0,1252	0,0959	0,0596	0,1315	0,1131	0,2019	0,0545	0,0575	0,3084	0,1315	0,0898	0,0786	0,1346
K_I	2,4276	2,6281	3,0100	2,0557	4,4077	1,3964	2,4687	0,9887	4,6874	1,5179	0,1861	2,3431	2,0670	1,3585	3,1005
Y	0,7850	0,4890	0,1250	0,2570	0,2270	0,4030	0,2700	0,5090	0,4880	0,4950	0,4310	0,4072	0,3923	0,1811	0,5884

3.2.3.4. Kinetikai paraméterek F/M= 2,25 nap⁻¹ terhelési arányánál (4. terhelési állapot)

- A 104. kísérleti napon a reaktor újraindítottam 2,25 F/M értéken. A beállítani kívánt térfogatáramok: hígítóvíz: 48,31 ml/min, (55'12'') szerves tisztítandó szennyvíz: 6,03 ml/min, (12'25'') voltak. A hígítóvíz mért térfogatárama: 46,15 ml/min (600 ml 13'0''), a szerves tisztítandó szennyvíz mért térfogatárama 4,1 ml/min (333 ml 27'48'')
- A 107. kísérleti napon a reaktor fonalasdni kezdett. Az elfolyót centrifugálni kellett.
- A 111. kísérleti napon feltűnt, hogy az elfolyó sokkal kevésbé sárga, mint korábban. Valószínűleg a kisebb terhelés hatására kialakuló kometabolizmus lehetett az oka.
- A 114. kísérleti napon megmértem a reaktorban a KOI értékét a betáplálás során (F-101. ábra). A reaktor továbbra is fonalas volt, az elfolyót dekantálás után centrifugálni kellett.
- A 117. kísérleti naptól a hígítóvizet teljes mennyiségében sterilizett csapvízből készítettem.
- A 119. napon már nem volt iszap az elfolyóban.
- A 121. kísérleti napon mértem az SBR reaktor biomassza kinetikáját fenol szubsztrátra (4. terhelési állapot)

Extant kinetika mérése az SBR iszapjára fenol és izoforon szubsztráttal (4. terhelési állapot)

Az oldott oxigén koncentráció csökkenéséből számított paraméterkészletek részletes eredményeit a 39. – 40. táblázatok ismertetik, és az F-111. – F-112. ábrák szemléltetik.

39. táblázat. Fenol, SBR, 121. kísérleti nap. inj. = 2 mg/l KOI, MLSS = 3217.5 mg/l, F/M = 2,25

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10	m11	m12	m13	m14	m15	m16	m17	m átlag	SBR	szórás
μ_{\max}	0,1150	0,1200	0,1220	0,1270	0,1100	0,1100	0,1240	0,1220	0,1120	0,1100	0,1120	0,1270	0,1180	0,1130	0,1320	0,1230	0,1250	0,1189	0,1188	0,0070
K_S	0,2220	0,2020	0,2110	0,2070	0,2460	0,1960	0,1940	0,2600	0,1820	0,1860	0,1620	0,1980	0,2300	0,2540	0,3960	0,2520	0,1620	0,2212	0,2177	0,0543
Y	0,6050	0,5950	0,6170	0,6030	0,6460	0,6540	0,6590	0,6140	0,6290	0,6160	0,6380	0,6440	0,5870	0,6050	0,5800	0,6250	0,6300	0,6204	0,6200	0,0231

40. táblázat. Izoforon, SBR, 125. kísérleti nap. Inj. = 1 mg/l KOI, MLSS = 2910, F/M = 2,25

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10	m11	m12	m13	m14	M átlag	SBR Monod	Monod szórás	SBR Andrews	Andrews sorátlag	Andrews szórás
μ_{max}	0,0250	0,0163	0,0163	0,0225	0,0102	0,0063	0,0211	0,0080	0,0147	0,0180	0,0198	0,0219	0,0143	0,0169	0,0152	0,0152	0,0052	0,0204	0,0213	0,0045
K_S	0,0510	0,0045	0,0317	0,0545	0,0620	0,0288	0,0143	0,0360	0,0088	0,0204	0,0288	0,0956	0,0171	0,0792	0,0360	0,0303	0,0300	0,0412	0,0457	0,0123
K_I	1,6781	1E+12	2,7147	6,5688	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	1E+12	0,0000	3,3214	3,6539	2,5771
Y	0,5130	0,4600	0,4540	0,4290	0,4060	0,2020	0,4960	0,2480	0,4710	0,5180	0,4980	0,5080	0,4260	0,4190	0,4229	0,4688	0,1052	0,4653	0,4653	0,0431

Az F-112. ábra tanúsága szerint a mikroflóra ambivalens módon viselkedett a szubsztráttal szemben. Az ábrán jól elkülöníthetően megjelenik a Monod (F-113 ábra), és az inhibíciós Andrews (F-114 ábra) kinetika szerinti viselkedés. Ezen túlmenően a Monod viselkedésen belül is két paraméterkészlet izolálható.

Extant kinetika mérése a 132. kísérleti napon CMAS-1 eleveniszapjával, izoforon szubsztráttal

Az oldott oxigén koncentráció csökkenéséből számított paraméterkészletek részletes eredményeit a 41. táblázat ismerteti, és az F-115. – F-117. ábrák szemléltetik.

41. táblázat. Izoforon, CMAS-1, 132. kísérleti nap. Inj. = 1 mg/L COD, MLSS = 3147,5

	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10	m11	par. átlag M	szórás M	CMAS-1 (3rd)M	par. átlag A	szórás A	CMAS-1 (3rd)A
μ_{max}	0,0199	0,0171	0,0422	0,0296	0,0303	0,0284	0,0527	0,0417	0,0477	0,0511	0,0463	0,0251	0,0061	0,0247	0,0469	0,0045	0,0469
K_S	0,0760	0,4402	0,0590	0,0494	0,0425	0,0419	0,0305	0,0037	0,0667	0,0296	0,0647	0,1300	0,1740	0,0675	0,0424	0,0252	0,0424
K_I	1E+12	1E+12	1,4657	1E+12	1E+12	1E+12	1,8741	7,5753	1,6562	1,8179	1,6066	1E+12	0,0000	1E+12	2,6660	2,4096	2,6660
Y	0,4110	0,1881	0,5685	0,4942	0,5189	0,4994	0,6763	0,6706	0,6424	0,6560	0,6231	0,4223	0,1373	0,4223	0,6395	0,0398	0,6395

Az F-115. ábra tanúsága szerint a CMAS reaktor mikroflórája az SBR-éhez hasonlóan ambivalens módon viselkedett a szubsztráttal szemben. Az ábrán jól elkülöníthetően megjelenik a Monod (F-116 ábra), és az inhibíciós Andrews (F-117 ábra) kinetika szerinti viselkedés. Ezen túlmenően a Monod viselkedésen belül is két paraméterkészlet különíthető el.

3.2.4. A kinetikai vizsgálatok eredményeinek összefoglalása

SBR és CMAS rendszerek extant kinetikai paramétereit hasonlítottam össze, amelyek közül az SBR 134 napon át, a CMAS rendszerek 584 napon át működtek. A tanulmány céljából azért az SBR-t választottam, mert úgy gondoltam, hogy kevesebb működtetési probléma lesz vele, mint egy ideális csőreaktorral. Tény, hogy voltak fonalásodási periódusok, amelyek során az iszap ülepedése nem volt elégséges ahhoz, hogy a dekantálás során ne vesszünk szárazanyagot. Megkíséreltük az elfonalásodást megakadályozni, klór adagolásával (5 mg Cl/g MLSS a 93. és 102. kísérleti napok között, azonban az iszap ülepedési tulajdonságai nem változtak. Mivel nem ismertük a klórozás hatását a vizsgált szubsztráteltávolítási kinetikára, ezért a reaktort leállítottuk, tartalmát eldobtuk, majd újraindítottuk friss, a CMAS reaktorokból származó iszappal, 2,25 F/M terhelés mellett a 103. kísérleti napon.

A tökéletesen kevert eleveniszapos tankreaktor (CMAS) egy 0,5 liter térfogatú szelektorból, egy 8,5 l térfogatú reaktorból és a 2 l térfogatú üleptőből állt. A betáplált tisztítandó szennyvíz összetételét a 42. táblázat mutatja be. A biológiailag könnyen bontható komponenseket a szelektorbba tápláltuk be F/M=4,5 nap⁻¹ aránnyal, a xenobiotikus és szerves komponensek valamint a hígítóvíz közvetlenül a reaktorba kerültek. Így, annak ellenére, hogy a CMAS reaktor előtt egy szelektort is alkalmaztunk, a xenobiotikus komponensekre nézve nem volt szubsztrátgradiens a rendszerben. A hidraulikus tartózkodási idő (HRT) 0,5 nap volt 5 l/min térfogatárammal levegőztetett a szelektort és a reaktort is. A bioreaktor kevertetését egy négylapátos propellerkeverő biztosította, 250/min értékkel. A pH értékét 6,7 – 7,0 között tartottuk, egy automata pH controller (Horizon Ecology Co., Chicago, IL) segítségével. Az utüleptőből a szelektorbba visszatérő recirkulációs arányát 2,0 értéken tartottuk. A fölösiszap elvétel automatikusan történt (Chronrol, Lindburg Industries, San Diego, CA), naponta többször, az iszap tartózkodási időt (SRT) 6,0 nap értékre állítottuk be.

A CMAS rendszerekből származó eleveniszap szolgált kiindulás elegetként az SBR indításakor. A reaktor hasznos térfogata 9,0 liter volt, és a CMAS rendszerekhez hasonló tisztítandó szennyvizet kapott. A CMAS rendszerekkel azonosan az effektív hidraulikus tartózkodási idő 0,5 nap, az SRT 6,0 nap, a pH és a levegőztetés térfogatárama szintén a CMAS rendszerrel azonos tartományban volt. Az SBR napi négy ciklusban dolgozott, a következőképpen: a betáplálási periódus elején bekapcsolt a levegőztetés és a keverés, majd 2 perc elteltével megindult a rátáplálás a megfelelő térfogatárammal, a tervezett ideig. A reakcióidő összesen 4 óra volt, a bekapcsolástól kezdve, amelyet 1,5 óra ülepítés, majd 0,5 óra dekantálás követett. A fölösiszap elvétel automatikusan, a reakcióidő végén történt közvetlenül az ülepítés megkezdése előtt, napi ~1 liter térfogatban, amelyet folyamatosan korrigáltunk, hogy a tervezett 6 napos SRT-t tartani tudjuk.

42. táblázat A CMAS és SBR reaktorokba táplált szerves és szervetlen tápanyagok

	CMAS		SBR	
	mg/l	mg KOI/l	mg/l	mg KOI/l
Biotikus vegyületek				
Peptone	200	200	248	248
Elesztő extrakt	150	150	191	191
Marhahús Extract	25	25	38	38
Zsírszegény tejpor	147	125	180	153
Xenobiotikus vegyületek				
Etilén-glikol	38.8	50	48.6	62.6
Akril-amid	12.3	16.7	15.4	21
Metil etil keton	6.8	16.7	6.9	17
Etanol	16	33.4	21.9	45.8
Fenol	14	33.4	19.5	46.6
Akril-nitril	9.2	16.7	11.5	20.9
4-Klórfenol	10.3	16.7	12.9	20.9
2-Nitrofenol	2.4	3.5	3	4.4
4-Nitrofenol	11.7	16.7	14.6	20.9
2,4-Dinitrofenol	16.1	16.7	23.6	24.5
Izoforon	6	16.7	7.7	21.6
<i>n</i> -dibutil-ftalát	1.1	2.5	1.4	3.2
<i>m</i> -Toluénsav	7.9	16.7	9.9	20.9
Szervetlen vegyületek				
CuSO ₄ ×5H ₂ O	0,17			
MgSO ₄	26			
MnSO ₄ ×H ₂ O	0,24			
ZnSO ₄ ×7H ₂ O	0,68			
CaCl ₂ ×2H ₂ O	28			
CoCl ₂ ×6H ₂ O	0,17			
H ₃ BO ₃	0,17			
NaMoO ₄ ×2H ₂ O	0,17			
Na ₂ HPO ₄	28,6			
KH ₂ PO ₄	29,6			
C ₁₀ H ₁₂ FeN ₂ O ₈ Na	11			

A reaktor terhelését (F/M) a betáplálási sebesség módosításával változtattuk, a 43. táblázatban ismertetett módon. Terhelésváltoztatás után 3 hétig (~3 SRT) működtettük a reaktort, hogy a steady-state állapot kialakulhasson, majd mértük az extant kinetikai paramétereiket.

43. táblázat. Az F/M arány tervezett változása, valamint a beállított betáplálási periódus és a térfogatáramok az SBR reaktorban

Az egyes F/M arányok kísérleti ideje	F/M arány [kg KOI/kg×MLSS×nap]	Töltési periódus hossza [h]	Térfogatáram [ml/min]
105 – 130	2.25	0.920	54.5
1 – 38; 39 - 58	4.5	0.460	109
59 – 79	9.0	0.230	218
80 - 104	18.0	0.115	436

Az extant kinetikát respirometrikus módszerrel határoztuk meg [106]. Az eleveniszap kinetikai paramétereit minden terhelési állapotban teszteltük mind a CMAS, mind az SBR reaktorban két szubsztrátra, fenolra (2,0 mg KOI/l) és izoforonra (1,0 mg KOI/l). A kapott biokinetikai paramétereiket átlagoltuk úgy, hogy a μ_{max} és K_S adatokból a növekedési sebességet ábrázoltuk a szubsztrátkoncentráció függvényében, így egy görbesereget generáltunk, majd nemlineáris, negyedrendű Runge-Kutta módszerrel görbét illesztettünk a mesterségesen kapott görbeseregre, hogy reprezentatív átlagértéket kapjunk [107]. Az átlagolási eljárás annak a felismerésén alapul, hogy a paraméter meghatározással inkább paraméter-készletet, mint egyedi paramétereiket kapunk. Az eredményül kapott eljárást PRAMUS (Parameters Representing Average μ (MU)-S) névvel kereszteltük el.

A kísérlet során fenol és izoforon biodegradációjának respirometriás módszerrel mért extant kinetikai paramétereit hasonlítottuk össze egy tökéletesen kevert tank reaktor (CMAS) és egy szekvenciális batch reaktor (SBR) eleveniszapjával, különböző F/M arányok mellett. A CMAS rendszerbe a biológiailag könnyen bontható tisztítandó szennyvizet F/M=4,5 terheléssel a szelektoron keresztül tápláltuk be, a xenobiotikus komponensek közvetlenül a reaktorba jutottak. Az SBR a xenobiotikus és biogén szubsztrátot egyszerre kapta, az F/M arányt változtattuk 2,25 és 18 között. Arra számítottunk, hogy a nagyobb szubsztrát koncentrációkra a biomassa válaszaként magasabb bontási kapacitás és kisebb szubsztrát affinitás alakul ki, amely magasabb fajlagos növekedési sebességet (μ_{max}) és nagyobb telítési állandót (K_S) eredményez. Azaz, a célvegyület szubsztrát gradiense létrehozta a szelektor-hatást.

Az SBR különböző F/M arányoknál mért kinetikai paraméterei összhangban voltak a várakozással, azaz magasabb bontási sebességet mértünk a nagyobb terheléseknél (magasabb F/M arányoknál), vagyis magasabb koncentráció gradienseknél. A CMAS és SBR rendszerek összehasonlításakor tapasztaltak azonban – különösen az alacsony (2,25) F/M aránynál – nem magyarázható kizárólag a szubsztrátgradiens hatásával. Az eredmények azt sugallják, hogy a biológiailag könnyen bontható betáplált tisztítandó szennyvíz betáplálási módja is befolyásolja a sebességet, amivel a célszubsztrátot bontotta a mikroflóra.

Az SBR-t napi 4, hat órás ciklusban üzemeltettük, amelyben 4 óra volt a reakcióidő, 1,5 óra az ülepités, 0,5 óra a dekantálás. A fölősiszap elvétel a reakcióidő végén, közvetlenül az ülepitési periódus előtt, automatikusan történt, ~1 liter/nap értékben, a 6 napos SRT tartásának megfelelően korrigálva.

A fonalasodás okait vizsgálva figyelemmel kísértük a pH, az oldott oxigén, és KOI értékek alakulását a töltési periódus alatt, és a szerves komponensek arányát is ismételt felülvizsgáltuk. A fonalasodás okait egyértelműen nem tudtuk megállapítani, azonban feltűnt, hogy a problémák kezdete egybeesik a kutatópark vízrendszerének meghibásodásával, amikortól a kísérlethez szükséges vizet egy másik intézettől kaptuk. Minden esetre az F/M=18 terhelési állapot értékeit annak megfelelően kell kezelni, hogy a klórozás hatását figyelembe kell venni, valamint hogy a 2,25 terhelési arány eredményei a reaktor újraindítása után 3 héttel képződtek.

A CMAS és SBR rendszerekben fenol lebontására megállapított kinetikai paramétereket a 44. táblázat foglalja össze. Az Y értékek összehasonlításából kiderül, hogy a hozam a reaktor elrendezéstől alapvetően független. A μ_{max} és K_S értékek összehasonlítását megkönnyítendő, minden paraméter készletet ábrázoltunk a 43. ábrán, a növekedési sebességet a szubsztrátkoncentráció függvényében.

A CMAS és SBR rendszerekben 4,5 terhelési értéknél kapott adatokat összehasonlítva megállapíthatjuk, hogy a CMAS rendszer gyorsabb növekedést mutat, ezért kompetitív előnye van az SBR-el szemben, ha a szubsztrát koncentráció kisebb ~0,75 mg KOI/l értéknél, azonban magasabb szubsztrát koncentrációknál az SBR növekedési sebessége nagyobb.

Hasonló viselkedés volt megfigyelhető F/M=9 terhelésnél is. A jelenség összhangban van azzal, amit a rendszerben levő a koncentráció gradiens alapján vártunk: a szelektor hatás miatt a nagy sebességű, alacsony szubsztrát affinitású mikroorganizmusok, vagy enzim rendszerek kompetitív előnyt élveznek nagy szubsztrát koncentrációknál (ez a hatás megfigyelhető SBR, ideális csőreaktor, ill. több reaktoros, soros elrendezéseknél), de alacsony koncentrációknál hátrányba szorulnak (tipikusan tökéletesen kevert eleveniszapos reaktorokban).

44. táblázat. A fenol lebontás mért kinetikai paraméterei

Reaktor	Kísérleti nap	n	X ₀	μ_{max}	K _S	Y
CMAS	44. kísérleti nap	10	117	0,6132 (0,1034)	0,4589 (0,2136)	0,6433 (0,0176)
SBR						
F/M = 2,25	121. kísérleti nap	17	163	0,1188 (0,0070)	0,2177 (0,0543)	0,6200 (0,0231)
F/M = 4,5	57. kísérleti nap	8	177	0,8349 (0,1561)	0,8195 (0,2226)	0,6468 (0,0261)
F/M = 9,0	77. kísérleti nap	15	155	1,0819 (0,0915)	0,9985 (0,1452)	0,6571 (0,0099)
F/M = 18	101. kísérleti nap	16	117	2,0218 (0,4093)	0,9402 (0,3763)	0,6708 (0,0246)

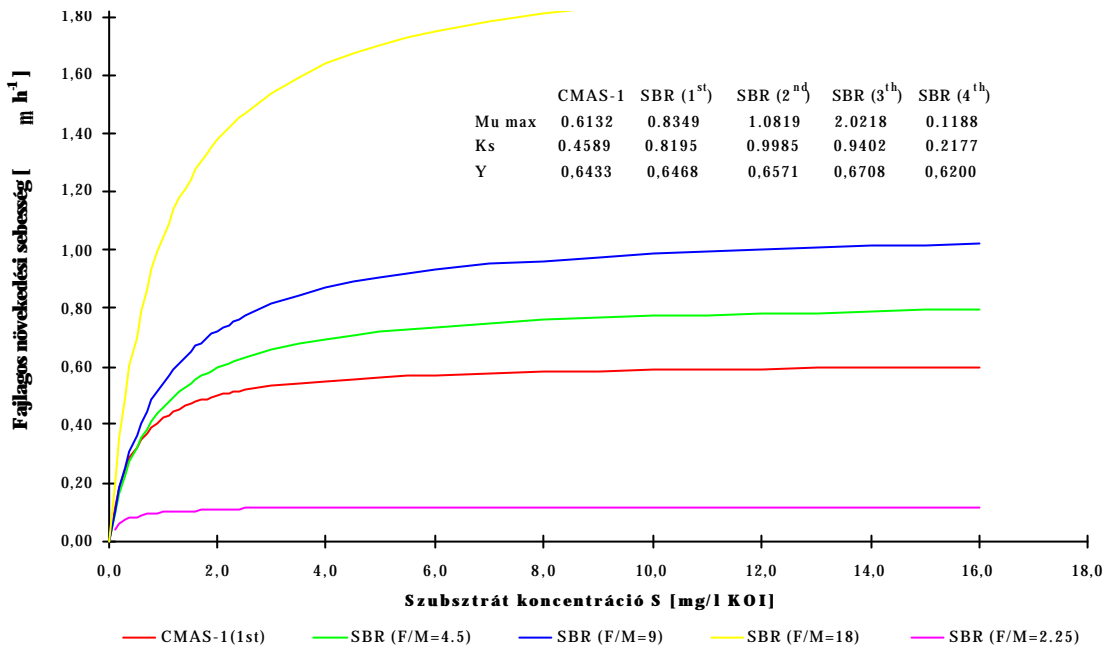
A paraméterek dimenziói a következők: μ_{max} : [óra⁻¹], K_S: [mg/l], X₀: [mg/l], Y [mg/l biomassza KOI]. A μ_{max} , és K_S értékeket PRAMUS módszerrel határoztuk meg, és a meghatározás standard hibáját zárójelben tüntettük fel. Az ismertetett hozam (Y) a mérésekből számítható matematikai átlag, n jelöli a replikált injektálások számát.

A magasabb terhelés (F/M=9 és 18) magasabb μ_{max} , és K_S érték készletet eredményezett. A másik két paraméter készlet nem teljesen áll összhangban a várakozásokkal, de ez magyarázható azzal, hogy az elfonalsodás alatt, klórozás közben, vagy a reaktor újraindítása után mértük őket, mint azt korábban leírtuk. Az SBR reaktor sokkal magasabb növekedési sebességet mutatott az F/M=18 terhelésnél, mint az alacsonyabb F/M értékeknél, és úgy tűnik, az összes szubsztrát koncentrációnál kompetitív előnyt élvezett a CMAS rendszerhez képest.

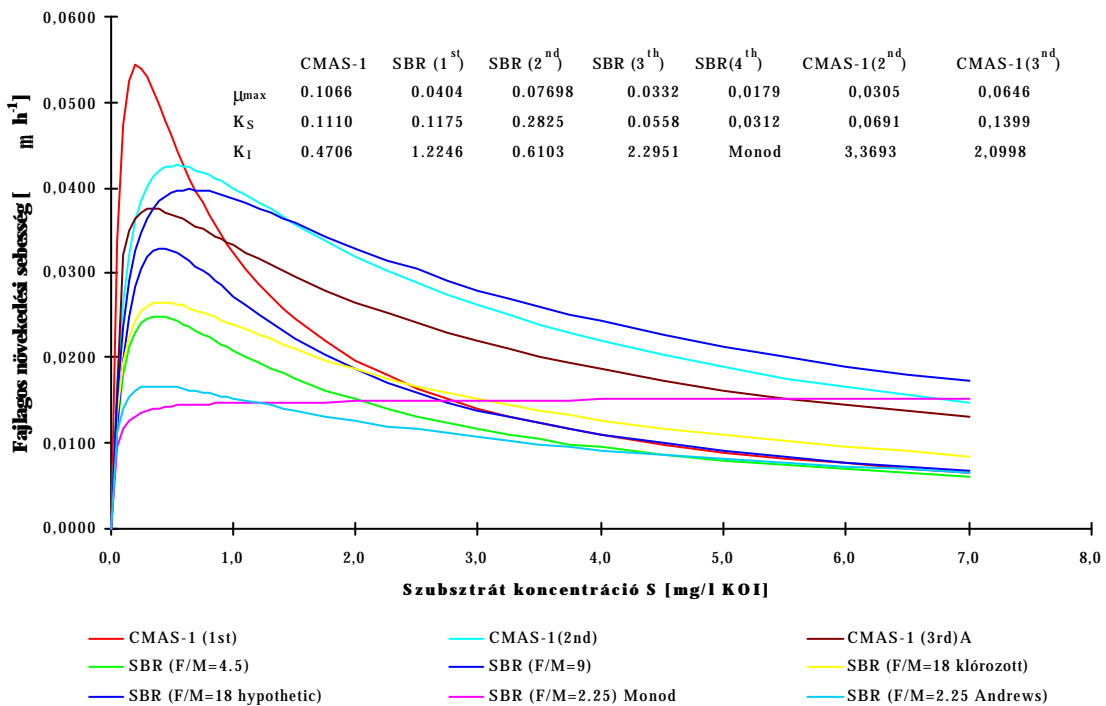
A 2,25 terhelésnél az SBR eleveniszapja sokkal lassabban növekedett, mint a magasabb terheléseknél, és minden szubsztrát koncentrációnál kisebb a növekedési sebessége, mint a CMAS rendszerből származó iszapnak. Az utóbbi eredmények ellentmondanak annak a várakozásnak, hogy a koncentráció gradiens magasabb szubsztrátlebontási sebességet eredményezne.

Az izoforonra vonatkozó extant kinetikai paramétereket a 45. táblázat foglalja össze, és az eredmények alapján számított $\mu - S$ görbéket a 44. ábra szemlélteti. A mért hozamok (Y) itt is ugyanabban a tartományban vannak, mint az előzőekben, az F/M=18 terhelési ponttól eltekintve, ahol azonban a reaktort klóroztuk.

Az ábra tanulmányozása során megállapítható, hogy mind Andrews (biológiailag bontható, mérgező szubsztrát), mind Monod (biol. bontható, nem mérgező szubsztrát) kinetikát megfigyelhettünk az izoforon bontása során (F-113. – F-114. és F-116. – F-117. ábrák).



43. ábra. A CMAS-1 és SBR reaktorokból származó biomassza fenollal mért kinetikai paramétereit



44. ábra. A CMAS-1 és SBR reaktorokból származó biomassza izoforonnal mért kinetikai paramétereit

Az összes CMAS reaktorból a 45. kísérleti nap előtt kivett iszap, és az ebből az iszaptól az SBR reaktorban kifejlődött mikroflóra Andrews kinetika szerint bontotta az izoforont, a 101. kísérleti nap utáni újraindításhoz a CMAS reaktorból kivett iszap, és az ebből az SBR-ben kifejlődött mikroflóra azonban Monod kinetika alapján viselkedett.

Úgy tűnik, hogy az izoforon bontó populáció megváltozott a CMAS reaktorban a 45. és 101. kísérleti napok közötti időszakban, annak ellenére, hogy a reaktor változatlan körülmények között üzemelt az említett időszakban. A megfigyelés egyezik Ellis et al (1996) megállapításaival, aki szintén megállapította, a hosszú távú kinetikai mérései során a változást ugyanebben a rendszerben. Az izoforon bontó populáció látszólagos változása miatt az összehasonlítást csak az azonos kinetikát mutató minták között végeztük el.

45. táblázat. Az izoforon lebontás extant kinetikai paramétereit

Reaktor	Kísérleti nap	n	X_0	μ_{max}	K_S	K_I	Y
CMAS	45. kísérleti nap	7	63	0.1045 (0.0689)	0.0994 (0.1130)	0.4691 (0.4184)	0.6341 (0.1645)
	98. kísérleti nap	9	75	0.0646 (0.0705)	0.1399 (0.1590)	2.0999 (2.8959)	0.5130 (0.2599)
	132. kísérleti nap	6	85	0.0469 (0.0045)	0.0424 (0.0252)	2,6660 (2.4096)	0.6395 (0.0398)
	132. kísérleti nap	5	85	0.0646 (0.0061)	0.1399 (0.1740)	MONOD	0.4223 (0.1373)
SBR							
F/M = 2.25	125. kísérleti nap	11	74	0.0152 (0.0052)	0.0303 (0.0300)	MONOD	0.4688 (0.1052)
F/M = 2.25	125. kísérleti nap	3	74	0.0204 (0.0045)	0.0412 (0.0123)	3.3214 (2,5771)	0.4653 (0.0431)
F/M = 4.5	57. kísérleti nap	5	88	0.0509 (0.1560)	0.1913 (0.6872)	0.6715 (0.7158)	0.5490 (0.1061)
F/M = 9.0	78. kísérleti nap	12	72	0.0755 (0.0475)	0.2737 (0.1673)	0.6272 (0.3267)	0.5441 (0.0777)
F/M = 18	98. kísérleti nap	8	59	0.0345 (0.0171)	0.0906 (0.0533)	2.3968 (1.4770)	0.3923 (0.1243)
F/M = 18 hipotetikus	98. kísérleti nap	8	59	0.0563	0.1346	3.1005	0.5884

A paraméterek dimenziói a következők: μ_{max} : [óra⁻¹], K_S : [mg/l], X_0 : [mg/l], Y [mg/l biomassa KOI]. A μ_{max} , és K_S értékeket PRAMUS módszerrel határoztuk meg, és a meghatározás standard hibáját zárójelben tüntettük fel. Az ismertett hozam (Y) a mérésekből számítható matematikai átlag, n jelöli a replikált injektálások számát.

Az inhibitoros kinetikát mutató iszapminták a CMAS reaktorból a 92. kísérleti nap előtről származnak, ill. az SBR reaktorból a 4,5, 9,0 és 18 terhelési arányoknál. A CMAS eleveniszapja magasabb növekedési sebességet mutat minden szubsztrát koncentrációra a 4,5 és 9 terheléseknél mint az SBR iszapja, azonban a 18-as terhelési ponthoz magasabb paraméter készletet kaptunk az SBR-ben. A növekedési sebesség is magasabb, ha a szubsztrát koncentráció meghaladja a 2,6 mg KOI/l értéket. Meg kell azonban jegyeznünk, hogy a mérési időszakban az SBR reaktort klóroztuk.

A kultúra a CMAS-hoz képest csak az F/M=18 terhelésnél mutatott magasabb növekedési sebességet a nagyobb szubsztrát koncentrációknál, de az alacsonyabb F/M értékeknél ez nem figyelhető meg. A 28. táblázat adatai szerint a koncentráció gradiense növekedése (vagyis magasabb maximális izoforon koncentráció) a K_I érték emelkedését eredményezte, jelezvén, hogy a populáció szubsztrát inhibícióval szembeni rezisztanciája megnövekedett a magasabb F/M értékeknél.

A CMAS reaktorból 132. kísérleti napon vett minták és az SBR 2,25 terhelési arányhoz tartozó mintái is Monod kinetika szerint bontották az izoforont. Az SBR biomasszája kompetitív előnyt élvezett alacsony (<0,005 mg KOI/l) szubsztrát koncentráció értékeknél, míg a CMAS iszapja magasabb növekedési sebességet mutatott a nagyobb koncentrációknál. Ez a viselkedés nincs összhangban azzal, amit az előzetes elvi megfontolások alapján várni lehetett.

Általánosságban azonban elmondhatjuk, hogy az F/M=2,25 arány kivételével az eredmények alátámasztják azt a feltételezést, hogy a célszubsztrát koncentráció gradiense szelektálja a mikroflórát úgy, hogy a magasabb bontási sebességű és/vagy magasabb inhibíciós toleranciájú populáció élvez előnyöket. Az F/M terhelésnél kapott értékek azonban azt sugallják, hogy az extant paramétereket más faktorok is determinálják, különösen, ha figyelembe vesszük a biológiailag könnyen bontható szubsztrát koncentráció gradiense a rendszerben.

Az SBR reaktorba egyszerre vezettük be a biológiailag könnyen bontható és xenobiotikus tápanyagot, és ésszerű, szisztematikus változást mérhettünk a kinetikai paramétereket illetően, az F/M arány változásának függvényében.

A CMAS rendszerben azonban a xenobiotikus tápanyag közvetlenül a reaktorba folyt, tehát nem alakult ki koncentráció gradiense a xenobiotikus komponensekre, míg a biológiailag könnyen bontható tápanyagot a szelektorbba vezettük, F/M=4,5 aránynak megfelelő térfogatárammal, ami térbeli koncentráció gradiense eredményezett a biológiailag könnyen bontható vegyületekre nézve.

Ésszerű lenne feltételezni, hogy a biomassza jelentős hányada, – ha nem mind –, amely bontja a célvegyületet, képes bontani sok, vagy az összes biológiailag könnyen bontható komponenst, amely a reaktorba táplált szerves anyagok többsége.

Mivel ezeknek a mikroorganizmusoknak a fiziológiai állapotát, és ezáltal a célszubsztrát bontási sebességét a CMAS rendszerben létrehozott biológiailag könnyen bontható szubsztrát koncentráció gradiense határozza meg, tény, hogy csak a magas szubsztrát koncentráció tartományokban van az ábra és a hipotézis összhangban egymással.

3.2.5. A soros bioreaktor elrendezés előnyének kinetikai alapjai

Fenol és izoforon biodegradációjának extant kinetikáját mértem respirometriás módszerrel egy szelektoros, tökéletesen kevert eleveniszapos tankreaktor (CMAS Completely Mixed Activated Sludge) és egy szakaszos batch reaktor (SBR Sequencing Batch Reactor) rendszerben különböző F/M (Food/Microorganisms) arányoknál. A CMAS rendszerben a biológiailag könnyen bontható szubsztrátot a szelektorba – F/M= 4,5 arányának megfelelő térfogatárammal –, a xenobiotikus komponenseket (a célszubsztrátokat, vagyis a fenolt és az izoforont is) pedig közvetlenül a reaktorba tápláltuk be. Így ez utóbbiakra nem alakult ki koncentráció gradiens a rendszerben.

Az SBR ezzel szemben a biológiailag könnyen bontható és a xenobiotikus szubsztrátot egyszerre kapta, így az F/M növelésekor a koncentráció gradiens a terheléssel arányosan növekedett a reaktorban. Az SBR reaktorban a terhelést 2,25 és 18 között változtattuk. Arra számítottunk, hogy a célszubsztrát koncentráció gradiensének változására a biomassza úgy reagál, hogy kialakul a szelektorhatás, vagyis olyan mikroflóra alakul ki, amely magasabb biodegradációs sebességgel rendelkezik, vagy olyan enzimrendszerek fejlődnek ki a meglévő populációban, amelyek nagyobb degradációs képességűek, és alacsonyabb szubsztrátaffinitásúak. Ez magasabb növekedési sebességet eredményezett volna a nagyobb szubsztrát koncentrációknál, hasonlóan ahhoz az elmülethez, amit Chudoba és társai állítottak fel 1973-ban [11].

Az SBR fenolra vonatkozó eredményei szerint a biodegradációs képesség megnőtt az F/M arány növekedésével, azaz a koncentráció gradiens növekedésével. A CMAS és az SBR eredményeit összehasonlítva azonban nincs teljes összhang a fenol koncentráció gradienssel, ugyanis az F/M=2,25 terhelési állapotnál az SBR-ben alacsonyabb degradációs sebességet mértünk, mint a CMAS rendszerben.

Az izoforonra kapott kinetikai eredmények rávilágítottak arra, hogy a CMAS rendszerben a bontást végző populáció látszólag megváltozott, vagyis az összehasonlítást nem lehet elvégezni, mivel ugyanebben az időszakban az SBR-t újra kellett indítani, és a CMAS rendszerek iszapjával beoltani. A biomassza megváltozása előtti eredmények szerint az izoforon az Andrews kinetikának megfelelően bomlott le. Ha összehasonlítjuk az SBR eredményeit az F/M= 4,5, 9 és 18 arányoknál, azt tapasztaljuk, hogy a növekvő terhelés növekvő biodegradációs képességet eredményezett, de csak az F/M=18 aránynál volt nagyobb az SBR degradációs kapacitása, mint a CMAS rendszeré, akkor is csak a magasabb szubsztrát koncentrációknál. Mind a három SBR paraméter készletben a K_1 értékei magasabbak voltak, mint a CMAS rendszeré, jelezvén a szubsztrát inhibícióval szembeni a tolerancia növekedését. Az izoforon bontó populáció megváltozását követően hajtottuk végre a CMAS és SBR rendszerekben a F/M=2,25 aránynál a kinetika mérést. Ezekben a mérésekben a rendszerek Monod kinetika szerint viselkedtek. A CMAS rendszer bizonyította kompetitív előnyét az SBR rendszerrel szemben, a 0,005 g/l –nél magasabb szubsztrát koncentrációk esetében, amely éppen az ellenkezője annak, mint amit a kísérlettől vártunk.

A CMAS és SBR rendszerekben elvégzett kinetikai paraméter meghatározások eredményei azt sugallják, – különösen az F/M=2,25 terhelésnél, – hogy a célszubsztrát bontási sebességét befolyásolta a biológiailag könnyen bontható szubsztrát koncentráció gradiense az adott rendszerben. Mivel a rendszerben levő biomassza zöme képes volt bontani a betáplált tisztítandó szennyvíz összes – vagy majdnem az összes – szerves komponensét, (amely a reaktorba táplált KOI jelentős hányadát képviselte), a biológiailag könnyen bontható komponensek koncentráció gradiense meghatározó szerepet játszott a fenol és izoforon bontó mikroorganizmusok fiziológiai állapotának kialakulásában, amely állapot meghatározza a szóban forgó vegyületek bontási sebességét.

4. ÖSSZEFOGLALÓ ÉRTÉKELÉS

A környezetvédelem fokozott előtérbe kerülése, a befogadókba jutó különböző – szerves és szervetlen – anyagok által kiváltott folyamatok feltárása és ezzel összefüggésben a szennyvíztisztítás nyomán előálló tisztított szennyvízzel szemben támasztott követelmények szigorodása világszerte új eljárások alkalmazását tette szükségessé. A biotechnológia robbanásszerű fejlődése nyomán – fentiek mellett, ill. azokon túlmenően – bizonyítást nyert az, hogy a szennyvíztisztító bioreaktorok elrendezése, azok tagolása ill. térkiosztása, alapvetően befolyásolhatja a tisztítási folyamat hatékonyságát. Különösen nagy körültekintéssel kell eljárni abban az esetben, amikor a szennyvíz toxikus jellegű anyagokat tartalmaz.

Ennek megfelelően a **doktori dolgozatom tárgyát képező kísérletek célja a toxikus jellegű szennyvízek tisztítására alkalmazott bioreaktor elrendezés költségkímélő átalakítással megvalósítható optimalása volt**, egymást követő kísérletsorozatok eredményeinek felhasználásával. Ezekben a toxikus jellegű szennyvízek eleveniszapos tisztítására folytonos fázisú kísérletekben új eljárást dolgoztunk ki, és ugyancsak új lehetőséget tártunk fel a hatékony kötöttanyag utótisztításra. A folytonos kísérletek hátrányainak – nagy munka- és berendezés igény, hosszadalmas kísérletek stb. – kiküszöbölésére alkalmas szakaszos kísérletben is bizonyítottuk a bioreaktor konfiguráció lebontásra gyakorolt hatását.

A laboratóriumi modellberendezéseink kialakításához egy együttműködő hazai vegyipari nagyvállalat – a Nitrokémia Rt. – meglévő eleveniszapos szennyvíztisztító rendszerének műtárgyállományát vettük alapul, azok térfogatarányos modelljeit építettük fel abból a megfontolásból, hogy kísérleti eredményeinket később a gyakorlatban is megvalósíthassuk. A felhasznált modellszennyvizet az egyes üzemegységekben keletkező szennyvizekből, keletkezésük arányában kevertük össze.

A kísérletek során a szennyvíz tisztításának hatékonyságát, valamint az egyes rendszerekben kialakult eleveniszap ülepedési és szűrhetőségi tulajdonságait tanulmányoztuk. A szennyvíz paraméterei közül a pH, a kémiai oxigénigény, a nitrogénformák – nitrát, nitrit, ammónia – valamint az ortofoszfát ionok koncentrációi és az összes-só tartalom változását követtük nyomon. Mértük a reaktorokban kialakult hőmérsékletet és az oldott oxigén koncentrációt. A szennyvíz egyedi szerves komponenseinek vizsgálatát gázkromatográfiás-tömegspektrometriás módszerrel végeztük. Különös figyelmet fordítottunk az iszapok mennyiségének és kezelhetőségének (ülepíthetőség és szűrhetőség) összehasonlító tanulmányozására.

Az első kísérletsorozatban három különböző: egy **párhuzamos kapcsolású referencia, egy egyiszapkörös és egy kétiszapkörös soros eleveniszapos szennyvíztisztító rendszer** modelljét építettük fel. Valamennyi rendszer közös jellemzője volt, hogy első elemként egy denitrifikáló reaktort tartalmazott. Ezt követték a levegőztetett reaktorok és az üleptők, eltérő kapcsolási sorrendben. A tisztítandó szennyvíz teljes mennyiségét a denitrifikáló reaktorba tápláltuk. A kísérletet 9 héten keresztül végeztük folyamatosan.

A biológiai tisztításra kerülő víz előkészítésére egy új, a korábban alkalmazottól eltérő módszert dolgoztunk ki, amelyben egy részáram túllúgosítását alkalmaztuk kezdő lépésként. Ennek eredményeként nagy pelyhekből álló, jól ülepedő csapadékot kaptunk. A kevesebb méshidráttal felhasználását igénylő, kisebb térfogatban képződő és jobban ülepedő csapadék által nyújtott előnyökön túl, az így előkészített szennyvíz összes-só tartalma és szulfát-ion koncentrációja is kisebb volt, mint a szennyvizek együttes semlegesítésével nyert víz esetében.

A kísérletek alátámasztották az üzemi szennyvíz közvetlen biológiai tisztíthatóságát. Rendkívül jó eredményeket kaptunk a nagy nitrát-tartalmú szennyvizek denitrifikációval való tisztíthatóságára nézve. A különböző reaktorelrendezésű rendszerek működésében jelentős eltéréseket mutattunk ki. **A legkedvezőbbnek – az eredeti kialakításban párhuzamosan kötött – levegőztetett reaktorok soros kapcsolásával kialakított egyiszapos elrendezés bizonyult.** Ez eredményezte a legstabilabb üzemmenetet, a zavarások legnagyobb mértékű tolerálását, a legjobb elfolyó vízminőséget és a legkedvezőbben kezelhető iszapszerkezetet.

A **kétiszapos rendszer előnyei** (az első lépcső teherviselő szerepe miatti jobb nitrogén eltávolítás, ami a második lépcső viszonylagos védettségéből és ezáltal hatékonyabb nitrifikációjából fakad) **ellenére**, a labilis működés és az iszap ülepedettségének szélsőértékei miatt **a vegyipari szennyvíz üzemi tisztítására leggyakorlatos formájában alkalmatlannak bizonyult.**

Az elért eredmények szerint a biológiai tisztításra közvetlenül vezetett szennyvíz ~3000 mg/l KOI értéke ~330 mg/l-re volt csökkenthető. A rendszer hatékonyságának növelésére a sorba kapcsolt elrendezés további optimalálása, illetve kiegészítő hordozófelületek alkalmazása (diszperz-biofilm rendszerek létrehozása) tűnt ígéretes útnak.

A második kísérletsorozatban négy modellberendezést üzemeltettünk egyidejűleg, az előzőekben kedvezőbbnek bizonyult **soros alaprendszer leghatékonyabb kialakítási formájának feltárása érdekében**. A referenciaként működő párhuzamos rendszert két különböző variációjú egyszapos és egy kétiszapos rendszerrel vetettük össze. Rendszereinket ~11 héten keresztül üzemeltettük.

A különböző reaktorelrendezésű rendszerek működésében – a korábbi tapasztalatoknak megfelelően – jelentős eltérések mutatkoztak. **A legtöbb vizsgált szempontból a legkedvezőbbnek a bioreaktorok 1+1+3 kapcsolásával kialakított egyszapos elrendezés bizonyult.** Ez a rendszer eredményezte a legstabilabb üzemmenetet, a zavarások legnagyobb mértékű tolerálását, és viszonylag jól kezelhető iszapot. A kísérleti eredmények azt mutatták, hogy ebben az elrendezésben egy műtárgy tisztítási láncból való kiiktatása – normális üzemmenet mellett – nem okozott jelentős eltérést. Az előző kísérletsorozattal összehangban, most is a kétiszapos modell volt a legérzékenyebb a befolyó tisztítandó szennyvíz minőségi változásaira, azonban stabil üzemmenet esetén változatlanul a legjobb nitrifikációt adta.

A harmadik kísérletsorozatban elvégzett vizsgálatok a korábbi kísérleti tapasztalatokra épülve, az azok összességéből származó **új felismerésekben rejlő lehetőségek kiaknázását** célozták. Három különböző elrendezésű modellberendezést üzemeltettünk egyidejűleg, a modellkísérlet helyszínénél szolgáló szennyvíztisztító telep meglévő műtárgyai által nyújtott költségkímélő átalakítási lehetőségek figyelembe vételével. Az egyszapos rendszerrel (I. alaprendszer) egy soros elrendezésű szennyvíztisztító telepet modelleztünk. A kétiszapos rendszer (II. alaprendszer) egy hagyományos, két elkülönített iszapkörös elrendezésű telepet képviselt.

A korábbi kísérleti tapasztalataink alapján fejlesztettük ki – a 212 001 lajstromszámon szabadalmi oltalmat kapott – ún. **módosított kétiszapos eljárást** (III. rendszer), amely az egyszapos és a kétiszapos kapcsolási lehetőségek előnyeinek ötvözését, hátrányainak kiküszöbölését szolgálja. Megőrzi a vegyipari szennyvizek kétlépcsős biológiai tisztításának azt az előnyét, hogy a második lépcső mikroflórája a többé-kevésbé mérgező jellegű anyagok jóval kisebb lokális koncentrációja mellett növekedhet. Ennek megfelelően lehetőség nyílik az inhibícióra érzékenyebb, pl. nitrifikáló szervezetek stabil rendszerben tartására. Ugyanakkor csökkenti az első lépcsőben a haváriás mérgezés veszélyét és lehetővé teszi a második lépcsőben keletkezett nitrát denitrifikálását. A rendszer elején elhelyezett denitrifikáló reaktor a lejátszódó mikrobiális folyamatok jellegének következtében pH növelő, stabilizáló hatású. Ezért a tisztítandó szennyvíz semlegesítésének során elegendő a pH értékét a 4,5 – 5,5 tartományba beállítani. A III. rendszer elrendezésében és térfogataiban alapvetően megegyezett a II. jelűvel, azzal a lényeges eltéréssel, hogy – kiküszöbölendő a kétiszap körös rendszer előző kísérletsorozatokban tapasztalt hátrányait – az utóülepítőből származó tisztított víz egy részét visszavezettük a denitrifikáló egységbe. Kiepítettük továbbá annak a lehetőségét, hogy a tisztítandó szennyvíz 3 – 5%-át közvetlenül a második lépcső levegőztető medencéjébe juttathassuk.

A 102 napon át végzett összehasonlító modellkísérlet eredményei igazolták a kidolgozott eleveniszapos rendszer előnyeit mind a viszonylag alacsony terhelésű, mind a nagyterhelésű kísérleti időszakban.

Az eleveniszapos biológiai szennyvíztisztító egységre elfolyó víz minőségének további javítását célozta az a felismerés, hogy hordozóanyagokon megtelepített mikroflóra alkalmazásával, a biológiai szennyvíztisztító egység elfolyó vizét befolyóként felhasználva utótisztító lépcső alakítható ki. A negyedik kísérletsorozatban ennek megfelelően a **kötöttágyas biológiai utótisztítás** vizsgálatát végeztük el, ami a 216 576 lajstromszámon szabadalmi oltalmat kapott **eljárás és berendezés** kidolgozásához vezetett el.

A vizsgálatokhoz három féle utótisztító rendszert alakítottunk ki, melyek aerob, anoxikus és anaerob reaktorok kombinációi voltak. A biomassza megtelepítését célzó laboratóriumi kísérleti rendszereinket úgy építettük fel, hogy szükség esetén bármely reaktorkombinációból kialakítható legyen a helyszíni modellkísérletben vizsgált három féle alaprendszerhez kapcsolható – azonos nagyságú és előéletű – utótisztító egység. Ebből a célból minden utótisztító reaktorba három, azonos módon kialakított hordozófelületet helyeztünk el.

A legegyszerűbb tanulmányozott rendszer egy önálló aerob reaktorból állt. Az anoxikus/aerob rendszert egy anoxikus és egy aerob reaktor sorba kapcsolásával kaptuk, míg az anoxikus/anaerob/aerob rendszert sorba kötött anoxikus, anaerob és aerob reaktorok alkották. A vizsgálatok során a reaktorok recirkuláció nélküli, egyszerű átfolyásos egységként működtek.

A mikroorganizmusok hordozóanyagon való megtelepítését és szaporítását szakaszos üzemen végeltük 27 napon keresztül. Az oltást és szaporítást követően valamennyi rendszert folytonosítottuk úgy, hogy az egyes reaktorokban a tartózkodási idő 8 óra legyen. Modellanyagként az üzemen biológiailag tisztított szennyvizet használtuk. Méréseinkkel a pH, a KOI, valamint a nitrát-, nitrit- és ammónium-ionok koncentrációjának alakulását követtük nyomon.

A különböző kombinációjú utótisztító rendszerekről elfolyó tisztított vízben mért ammónia, nitrit-ion és nitrát-ion koncentráció tekintetében az esetek többségében a legkedvezőbb értéket az aerob utótisztító egység mutatta. Ennek megfelelően úgy döntöttünk, hogy az alaprendszerekkel az aerob utótisztító egységet kapcsoljuk össze.

Az optimált eleveniszapos biológiai tisztító rendszer, és az utótisztító egység együttes hatékonyságának tanulmányozását végeztük el az ötödik kísérletsorozatban. Ezeket az egységeket egymással összekap-

csolva üzemeltettük. A már 50 napja folyamatosan működő alaprendszereket kapcsoltuk össze az előkészített utótisztító egységekkel. Az egyértelműen kedvezőnek bizonyult hagyományos kétiszapos reaktor-elrendezést a továbbiakban nem vizsgáltuk, hanem azt is módosított kétiszapos rendszerre alakítottuk át. A módosított kétiszapos alaprendszer és az utótisztító egység két különböző kombinációjának hatékonyságát vetettük össze. Az egyik elrendezésben az utótisztító reaktort az alaprendszer után kapcsoltuk, a másik megoldásban a hordozóanyagot – természetesen a rajta megtelepített mikroflórával együtt – a rendszer második lépcsőjének bioreaktorába merítettük. Harmadik kombinált rendszerként az egyiszapos alaprendszert működtettük, utótisztító reaktorral kiegészítve. Az összekapcsolást követően az alaprendszerek után kötött utótisztítóban a hidraulikai tartózkodási időt 3 órára állítottuk be.

A kombinált rendszerekkel végzett kísérletsorozatban folyamatosan vizsgáltuk az oldott oxigén koncentráció, a kémiai oxigénigény, a különböző nitrogénformák, a pH, az összes foszfor, az ortofoszfát-ion, só- és az iszap koncentráció, valamint az ülepedési index alakulását. A modellkísérlet során három ízben vizsgáltuk a modellszennyvíz és a különböző rendszerekben megtisztított vizek benzol-, toluol-, xilol-, különböző klórfehol vegyületek, valamint AD-67 és acetoklór tartalmát.

A kezeletlen modellszennyvíz és az egyes – utótisztító egységekkel ellátott – rendszerek tisztított vizeinek toxikológiai vizsgálatát is elvégeztettük. A hígítatlan szennyvíz mindhárom tesztszervezet esetén teljes pusztulást okozott. Ehhez képest a biológiai tisztítás nyomán a helyzet minden esetben javult. Az összegzett vélemény alapján azonban a bemerített hordozós rendszerrel elfolyó víz toxikussága még mindig határérték feletti volt.

Mind az egyiszapos, mind a módosított kétiszapos – utáncsötött utótisztítót tartalmazó – rendszerek tisztított vizének minősége kielégítette a szennyvízbírság-rendeletben (OVH 3/1984 I. 1.) előírt követelményeket. Ennek alapján megállapítható volt, hogy **a sorbakötött utótisztító egység a mérgező anyagok eltávolításában jelentős eredményt hozott.**

Az utótisztító reaktorok feltűnően hatékonyan járultak hozzá a szín eliminálásához is, valamint az elfolyó tisztított víz tükrösségének biztosításához, lebegőanyag tartalmának csökkentéséhez. Vizsgálataink szerint azt a vizuális hatást, amit az utótisztítóról elfolyó víz keltett, csak az utóülepítőről elfolyó víz 4 – 6 -szoros, tiszta vízzel történő hígításával érhetjük volna el. Mivel vegyipari szennyvizek tisztítása során a szín eltávolítása az egyik legnehezebb feladat, az utótisztító rendszer ehhez való hatékony hozzájárulását rendkívül fontos eredménynek tartjuk.

Az utótisztítóval kombinált alaprendszerek tanulmányozása során olyan tisztítási eredményeket értünk el, melyek az adott, szakaszos gyártásokból származó vegyipari szennyvíz figyelembevételével nemzetközi viszonylatban is igen jónak mondhatók. Külön kiemelendő a stabil és erőteljes nitrifikáció (elfolyó ammónia átlag 8 mg/l), az igen jó hatásfokú összes nitrogén eltávolítás (átlagosan 75%) és az igen magas KOI eltávolítási hatásfok (átlagosan 95%). **A tisztított víz minősége a toxikológiai vizsgálatok valamennyi követelményét kielégítette.**

A folytonos üzemi kísérleti rendszerek működtetése igen költséges és hosszadalmas. Ezért fontos a szakaszos eljárások fejlesztése, amelyek alkalmazásával a folytonos üzemi rendszerek viselkedése jó közelítéssel modellezhető. **A folytonos üzemi rendszerek modellezésére használt szakaszos kísérletben** laboratóriumi méretű tökéletesen kevert eleveniszapos tank reaktor (CMAS azaz *C*ompletely *M*ixed *A*ctivated *S*ludge) és egy szakaszos reaktor (SBR azaz *S*equencing *B*atch *R*eactor) extant kinetikai paramétereit hasonlítottuk össze, különböző terheléseknél. A kísérleteket a Clemson University SC. USA Dep. of Environmental Engineering and Science tanszékén végeztük. A vizsgálatokhoz kapcsolódóan az SBR reaktort 5 hónapra keresztül üzemeltettük.

A **párhuzamos kapcsolást képviselő CMAS reaktorokat** állandó körülmények között, (állandó iszap- és hidraulikai tartózkodási idő és szervesanyag terhelés mellett) működtettük. A biodegradációs kinetika időbeni alakulásának nyomon követése érdekében az extant kinetikai paramétereiket periodikusan mértük két tesztvegyületre. Az eredményeket a változó terheléssel működtetett SBR reaktor eredményeivel hasonlítottuk össze. **A sorba kapcsolt reaktorokat modellező SBR-ben** a koncentráció gradienst időben valószínűsítettünk meg. A terhelés jellemzésére az F/M arányt (*F*ood/*M*icroorganism, azaz egységnyi idő alatt betáplált KOI terhelés/biomassza tömeg) használtuk fel.

Munkám során respirometrikus módszerrel szerves komponensek biodegradációs kinetikájának meghatározását végeztem el. Két strukturálisan különböző szubsztrátot, az izoforont és a fenolt választottunk ki, arra a feltevésre alapozva, hogy ezek a vegyületek valószínűleg nincsenek hatással egymás mérhető biodegradációs kinetikájára, vagyis, hogy az eleveniszapos rendszerben levő biomassza elsősorban specifikus törzsekből áll (vagyis a populáció csak kis frakciója képes bontani az egyes vegyületeket, és ez a frakció képtelen az összes többi alkotó bontására).

A tökéletesen kevert eleveniszapos tankreaktor (CMAS) esetében a biológiailag könnyen bontható tápanyagokat a megelőző szelektorbba, a xenobiotikus komponenseket (a célszubsztrátokat is, vagyis a fenolt és az izoforont) pedig közvetlenül a reaktorba tápláltuk be F/M= 4,5 nap⁻¹ aránynak megfelelő térfogatárammal.

Így, annak ellenére, hogy a CMAS reaktor előtt egy szelektort is alkalmaztunk, a xenobiotikus komponensekre nézve nem volt szubsztrátgradiens a rendszerben.

Az SBR ezzel szemben a biológiailag könnyen bontható és a xenobiotikus szubsztrátot egyszerre kapta, így az F/M növelésekor a koncentráció gradiens a terheléssel arányosan növekedett a reaktorban. Az SBR reaktorban a terhelést 2,25 és 18 nap⁻¹ között változtattuk. Arra számítottunk, hogy a célszubsztrát koncentráció gradiensének változására kialakul a szelektorhatás, vagyis olyan mikroflóra, amely magasabb biodegradációs sebességgel rendelkezik.

A hidraulikus tartózkodási időt (HRT), az iszaptartózkodási időt (SRT), a hasznos reaktortérfogatot, a levegőztetés térfogatáramát, pH értékét és az iszap recirkulációs arányát mindegyik rendszerben azonos értékre állítottuk be. A CMAS rendszerekből származó eleveniszap szolgált kiindulási biomasszaként az SBR indításakor. A reaktor napi négy ciklusban dolgozott, automatikus vezérléssel. A reaktor terhelését (F/M) a betáplálási sebesség módosításával változtattuk. Terhelésváltoztatás után 3 hétig (~3 SRT) működtettük a reaktort azonos üzemben, hogy az állandósult (steady-state) állapot kialakulhasson.

Az eleveniszap kinetikai paramétereit minden terhelési állapotban mértük mind az SBR, mind a CMAS reaktorokban, mindkét célszubsztrátra. A kapott μ_{\max} és K_S adatokból a fajlagos növekedési sebességet ábrázoltuk a szubsztrát koncentráció függvényében, így egy görbesereget generáltunk, majd nemlineáris, negyedrendű Runge-Kutta módszerrel görbét illesztettünk a mesterségesen kapott görbeseregre, hogy reprezentatív átlagértéket kapjunk. Az átlagolási eljárás annak a felismerésén alapul, hogy a paraméter meghatározással inkább paraméter-készletet, mint egyedi paramétereket kapunk.

Összefoglalásképpen megállapítható, hogy **az SBR reaktor felhasználásával elvégzett szakaszos kísérletek és kinetikai mérések alátámasztották azt a hipotézist, hogy a célszubsztrát koncentráció gradiense úgy szelektálja a mikroflórát, hogy a magasabb bontási sebességű és/vagy magasabb inhibíciós toleranciájú populáció élvez előnyöket. Ez megfelelő magyarázatot szolgáltat arra, hogy toxikus jellegű szerves anyagok tisztítására miért előnyösebbek a szubsztrát gradienst biztosító soros elrendezésű rendszerek.** Az ettől való esetenkénti eltérések ugyanakkor azt sugallják, hogy az extant kinetikai paramétereket más faktorok is befolyásolják.

5. TUDOMÁNYOS EREDMÉNYEK (TÉZISEK)

- [1.] A biológiai tisztításra kerülő szennyvíz **előkészítésére** kidolgoztunk egy, a jelenleg alkalmazottól eltérő új módszert. Ennek lényege, hogy a többi szennyvíztől különválasztott, speciális szennyezéseket tartalmazó üzemi szennyvíz pH-ját mészhidráttal hozzáadásával 12-es értékre állítottuk, melynek eredményeként nagy pelyhekből álló, jól ülepedő csapadékot kaptunk. Az ülepítés után kapott tisztát a többi szennyvíz nem semlegesített keverékéhez adva, a kapott elegy pH-ját további mészhidráttal adagolással, csapadék kiválása nélkül tudtuk beállítani.
Megállapítottuk, hogy amennyiben a speciális szennyezéseket tartalmazó üzemi szennyvizét előkezeljük, az összes szennyvízmennyiség kevesebb mészhidráttal felhasználását igényli, kisebb térfogatban képződő és jobban ülepedő csapadékot ad és ezeken az előnyökön túl, az így előkészített szennyvíz összes-só tartalma és szulfát-ion koncentrációja is kisebb, mint a szennyvíz együttes semlegesítésével nyert víz esetében.
- [2.] A különböző reaktorelrendezésű rendszerek működésében jelentős eltéréseket mutattunk ki. Minden vizsgált szempontból legkedvezőbbnek a levegőztetett reaktorok **soros kapcsolásával** kialakítható elrendezés bizonyult. Ez eredményezte a legstabilabb üzemmenetet, a zavarások legnagyobb mértékű tolerálását, a legjobb elfolyó vízminőséget és a legkedvezőbbben kezelhető iszapszerkezetet. Mivel a szóban forgó üzemi modellrendszerben a meglévő négy műtárgy közül kettő ülepítőjét nem használtuk fel, ezek legcélszerűbb technológiai sorba állítása a további intenzifikálás fontos lehetőségét kínálja. A vizsgálatok arra utaltak, hogy a levegőztető medencék optimális sorba kapcsolása által esetleg teljes műtárgyak is kiiktathatók lennének a rendszerből, ezek azután további hasznosításra nyújthatnak lehetőséget.
- [3.] Mérési eredményeink birtokában megállapítható, hogy a soros kapcsoláson belül a különböző reaktorelrendezésű rendszerek működésében jelentős eltérések mutatkoztak. A legtöbb vizsgált szempontból **a legkedvezőbbnek a bioreaktorok 1+1+3 kapcsolásával** kialakítható elrendezés bizonyult. Ez a rendszer eredményezte a legstabilabb üzemmenetet, a zavarások legnagyobb mértékű tolerálását és viszonylag jól kezelhető iszapot.
- [4.] Három különböző elrendezés összehasonlítása révén információt kaptunk arra vonatkozóan, hogy egy-egy műtárgy tisztítási láncból való kiiktatása milyen következményekkel jár a tisztított víz minőségét illetően. Az eredmények ismeretében megállapítható, hogy a 1+1+3 és 1+1+2 rendszerek közötti reaktortérfogat különbség – normális üzemmenet mellett – nem okoz jelentős eltérést. Üzemi igazoló kísérlet után valószínű, hogy a tisztítási láncból **egy műtárgy** hosszú távon is **kihagyható**, ill. utótisztítás céljaira felhasználható.
A kapott adatok azt mutatják, hogy a két iszapkörös 1+2+2 elrendezésű rendszer egy műtárgy kiesését jóval kevésbé tolerálja. Egy első reaktor kiesése esetén a mérgezés veszélye növekszik, a második lépcső egy egységének kiiktatása nyomán pedig elsősorban az ülepítésben jelentkeznek problémák.
- [5.] Az egy és két iszapkörös elrendezésű rendszerek előnyeinek egyesítése, és a két iszapkörös rendszer hátrányainak kiküszöbölése érdekében helyszíni modellkísérletekben különböző elrendezésű rendszerek hatékonyságát vetettük össze tisztítási paramétereik alapján. A kísérletsor eredményeként fejlesztettük ki **– a szabadalmi oltalmat élvező – ún. módosított kétiszapos eljárást**. Az elrendezés megőrzi a vegyipari szennyvíz kétlépcsős biológiai tisztításának azt az előnyét, hogy a második lépcső mikroflórája a többé-kevésbé mérgező jellegű anyagok jóval kisebb lokális koncentrációja mellett növekedhet. Ennek megfelelően lehetőség nyílik az inhibícióra érzékenyebb, pl. nitrifikáló szervezetek stabil rendszerben tartására. Ugyanakkor csökkenti az első lépcsőben a haváriás mérgezés veszélyét és lehetővé teszi a második lépcsőben keletkezett nitrát denitrifikálását. A rendszer elején elhelyezett denitrifikáló reaktor a lejátszódó mikrobiális folyamatok jellegének következtében pH növelő, stabilizáló hatású. Ezért a tisztítandó szennyvíz semlegesítésének során elegendő a pH értékét a 4,5 – 5,5 tartományba beállítani. A helyszínen 102 napon át végzett **összehasonlító modellkísérletek eredményei egyértelműen igazolták a kidolgozott eleveniszapos rendszer előnyeit, mind a viszonylag alacsony terhelésű, mind a nagyterhelésű kísérleti időszakban**.
- [6.] Kísérleteink során kidolgoztunk az **utótisztítás** céljára egy speciális – aktívszén tartalmú – szálanyagot, mint hordozón megtelepített mikroflórát tartalmazó reaktorokból álló rendszert. Megállapítottuk, hogy a kidolgozott eljárás mind a **szerves anyag eltávolítási, mind stabilitási szempontból** hatékonyan bizonyult. Különösen jó eredményeket értünk el a jelenlegi tisztítóról elfolyó

víz ammónia tartalmának csökkentésében, és az eleveniszapos rendszerek utóülepítőjét elhagyó elegyek színének eliminálásában, átlátszóságának, tükrösségének egyértelmű javításában, ami egyébként világszerte igen nagy problémát jelent. **A felsorolt előnyök alapján az eljárás szabadalmi oltalmat kapott.**

- [7.] Az anoxikus/aerob, ill. az anoxikus/anaerob/aerob kötöttágyas rendszerek a megfelelően szükséges nagyobb ráfordítást – kétszeres, ill. háromszoros reaktortérfogatok stb. – szignifikánsan nagyobb hatékonysággal nem támasztották alá, ezért utánkötésre **az aerob lépcsőt elégségesnek találtuk**. Ennek előnye, hogy nitrát kerül az utótározóba, ami ott lebomlik, és a bűzös anaerob folyamatokat gátolja.
- [8.] A helyszíni modellkísérlet során a modellszennyvíz többek között benzol-, toluol-, xilol- és különböző klórfenol vegyületeket, valamint AD-67-et és acetoklórt is tartalmazott. A hígítatlan szennyvíz három tesztszervezet – *Daphnia Magna* (kisrák), *Scenedesmus obtusiusculus* (alga), *Zebra Dánió* (hal) – esetén teljes pusztulást okozott. A biológiai tisztítás után a helyzet minden esetben javult. Az összegzett vélemény alapján azonban az eleveniszapos reaktorban bemelegített hordozót tartalmazó rendszerről elfolyó víz toxicitása még mindig határérték feletti volt. **Mind az egyiszapos, mind a módosított kétiszapos – utótisztítót tartalmazó – rendszerek tisztított vizének minősége kielégítette az előírt követelményeket.** Ennek alapján az analitikai vizsgálatok eredményeit alátámasztva megállapítható, hogy a sorbakötött utótisztító egység a mérgező anyagok eltávolításában megoldást hozott.
- [9.] A **kinetikai vizsgálatok** során megállapítottuk, hogy **fenol** biodegradációjakor az extant módszerrel mérhető kinetikai paraméter készlet az **F/M arány növelésével** arányosan változik, azaz olyan mikroflóra alakul ki, amely **magasabb biodegradációs sebességgel** rendelkezik, ami magasabb növekedési sebességet eredményez a nagyobb szubsztrát koncentrációknál. Ugyanakkor azt is megállapítottuk, hogy egészen kis terhelésnél (az $F/M=2,25$ terhelési állapotnál) az SBR-ben alacsonyabb degradációs sebesség adódott, mint a CMAS rendszerben, amelynek szelektórában az F/M arány 4,5 volt.
- [10.] Az **izoforonra** kapott **kinetikai eredmények** alapján megállapítottuk, hogy a CMAS rendszerben a bontást végző populáció a hosszú vizsgálati időszak során megváltozott. A biomassza megváltozása előtti eredmények szerint az izoforon az Andrews kinetikának megfelelően bomlott le mindkét reaktor típusban. Az SBR és CMAS rendszerek eredményeinek az $F/M=4,5, 9$ és 18 arányoknál végzett összehasonlításakor azt tapasztaltuk, hogy a **növekvő terhelés növekvő biodegradációs képességet** eredményezett, de csak az $F/M=18$ aránynál volt nagyobb az SBR degradációs kapacitása, mint a CMAS rendszeré, akkor is csak a magasabb szubsztrát koncentrációknál. Mind a három SBR paraméter készletben a K_I értékei magasabbak voltak, mint a CMAS rendszeré, jelezvén a **szubsztrát inhibícióval szembeni tolerancia növekedését**.
- [11.] Az izoforon bontó populáció megváltozását követően hajtottuk végre a CMAS és SBR rendszerekben a $F/M=2,25$ aránynál a kinetika mérést. Ezekben a mérésekben mindkét rendszer a Monod kinetika szerint viselkedett. A **CMAS rendszer bizonyította kompetitív előnyét** az SBR rendszerrel szemben, (a $0,005$ mg/l –nél magasabb szubsztrát koncentrációk esetében) amely éppen az ellenkezője annak, mint amit a szakirodalom alapján a kísérletről vártunk.
- [12.] A CMAS és SBR rendszerekben elvégzett kinetikai paraméter meghatározások eredményei szerint megállapítható – különösen az $F/M=2,25$ terhelésnél –, hogy a célszubsztrát **bontási sebességét befolyásolta** a biológiailag könnyen bontható komponensek **koncentráció gradiense** az adott rendszerben, ami azzal magyarázható, hogy a jelen levő biomassza zöme képes lehet bontani a betáplált szennyvíz összes –vagy majdnem az összes – biogén komponensét, (amelyek a reaktorba táplált szerves anyag jelentős hányadát képviselik). A biológiailag könnyen bontható komponensek koncentráció gradiense meghatározó szerepet játszott a fenol és izoforon bontó mikroorganizmusok fiziológiai állapotának kialakulásában, ami egyúttal a szóban forgó vegyületek bontási sebességét is meghatározza.

6. IRODALOMI HIVATKOZÁSOK

- [1.] OVH 3/1984 I. 1. rendelet.
- [2.] Nyeste L.: Biomérnöki műveletek és alapfolyamatok. BME jegyzet Budapest (1993).
- [3.] Grady, C. P. L. Jr.: Biological detoxification of hazardous wastes: What do we know? What should we know? *International conference on physicochemical and biological detoxification of hazardous wastes, Atlantic City*. New Jersey. USA. May 3 – 5. (1988).
- [4.] Rozich, A. F., et al.: Selection of growth rate model for activated sludges treating phenol. *Water Research*. **19**. p. 481 – 490. (1985).
- [5.] Donáth-Jobbágy, A., Holló, J.: Kinetic aspects of planning and operating activated sludge systems, *Water Science and Technology*. **18**. p. 175 – 188. (1986).
- [6.] Grady, C.P.L.Jr., Lim, H.C.: Biological wastewater treatment, Theory and applications. Marcel Dekker Inc. New York, Basel. (1980).
- [7.] Sezgin, M., et al.: A unified theory of filamentous activated sludge bulking. *Journal of Water Pollution Control Federation*. **50**. p. 362 – 381 (1978).
- [8.] Chudoba, J. et al.: Control of activated sludge filamentous bulking. II. Selection of microorganisms by means of a selector. *Water Research*. **7**. p. 1389 – 1406. (1973).
- [9.] Rensink, J. H.: De invloed von het voedingspatroon op het ontstaan van licht slib bij verschillende libbetastingen. *H₂O*. **7**. p. 22 – 39. (1974).
- [10.] Zita, A., Hermansson, M.: Effects of ionic strength on bacterial adhesion and stability of flocs in a wastewater activated sludge system. *Applied and Environmental Microbiology*. **60**. (9). Sept. (1994).
- [11.] Chudoba J., Ottova V. Madera, V.: Control of activated sludge filamentous bulking. I. Effect of hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank. *Water Research*. **7**. p. 1163 – 1182. (1973).
- [12.] Tomlinson E. J.: Bulking – A survey of activated sludge plants. Technical Report TR35. *Water Research Centre*. Stevenage. England. (1976).
- [13.] Tomlinson, E. J., Chambers. B.: The effect of longitudinal mixing on the settleability of activated sludge. Technical Report TR 122. *Water Research Centre*. Stevenage. England. (1978).
- [14.] Jenkins D., Richard M.G., Daigger G.T.: Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming. 2nd ed. Lewis. Ann Arbor. MI. (1993).
- [15.] Young, J.C., Edwards, F.G.: Fundamentals of ballasted flocculation reactions. *Weftec paper*. **25**. October, (2000).
- [16.] Stover, E.L., Getz, T.J., Cleeton, R.B.: Correcting sludge inhibition by addition of a trace amounts of copper. *Weftec paper*. **20**. October, (2000).
- [17.] Bott, C.B., Abrajano, J., Love, N.G.: A physiological mechanism for activated sludge deflocculation caused by shock loads of toxic chemicals. *Weftec paper*. **20**. October, (2000.)
- [18.] Eriksson, L., Steen, I., Tendaj, M.: Evaluation of sludge properties at an activated sludge plant. *Water Sci. Technol*. **25**. p. 251 – 265. (1992).
- [19.] Derjaguin, B.W., Landau, L.: Theory of the stability of strongly charged lyophobic sols and of the adhesion of strongly charged particles in solutions of electrolytes. *Acta Physiochim*. URSS. **14**. p. 633 – 662. (1941).
- [20.] Verwey, E.J.W., Overbeek, J.G.: Theory of the stability of lyophobic colloids. Elsevier Pub. Amsterdam. (1948).
- [21.] Absolom, D.R., Lamberti, F.V., Policova, Z., Zingg, W., van Oss, C.J., Neumann, A.W.: Surface thermodynamics of bacterial adhesion. *Appl. Environ. Microbiol*. **46**. p. 90 – 97. (1983).
- [22.] Marshall, K. C.: Biofilms: an overview of bacterial adhesion, activity, and control at surfaces. *ASM News* **58**. p. 202 – 207. (1992).
- [23.] Kato, A., Izaki, K., Takahashi, H.: Floc-forming bacteria isolated from activated sludge. *J. Gen. Appl. Microbiol*. **17**. p. 439 – 456. (1971).
- [24.] Morgan, J.W., Forster, C.F., Evison, L.: A comparative study of the nature of biopolymers extracted from anaerobic and activated sludges. *Water Res*. **24**. p. 743 – 750. (1990).
- [25.] Pavoni, L.J., Tenney, M.W., Echelberger, W.F.Jr.: Bacterial exocellular polymers and biological flocculation. *J. Water Pollut. Control Fed*. **44**. p. 414 – 431. (1972).
- [26.] Forster, C.F., Lewin, D.C.: Polymer interactions at activated sludge surfaces. *Effluent Water Treat. J*. **12**. p. 520 – 525. (1972).
- [27.] Kakii, K., Kitamura, S., Shirakashi, T. Kuriyama, M.: Effect of calcium ion on sludge characteristics. *J. Ferment. Technol*. **63**. p. 263 – 270. (1985).
- [28.] Jobbágy, A., Németh, N., Altermatt, R.H., Samhaber, W.M.: Encouraging filament growth in an activated sludge treatment plant of the chemical industry. *Water Research*. **34**. (2). p. 699 – 703. (2000).

- [29.] de los Reyes III, F.L., Raskin, L.: The relationship of filament levels to foaming in activated sludge determined by oligonucleotide probe hybridizations. *Weftec paper*. (9) October, (2000).
- [30.] Grady C.P.L. Jr.: A theoretical study of activated sludge transient response. *26th Purdue Industrial Waste Conference*. (Proc. p. 318 – 335.) (1971).
- [31.] Öllös G.: Szennyvíztisztító telepek üzemeltetése I.-II. Budapest. 1994 – 1995.
- [32.] Focht, D.D., Verstraete, W.: Biochemical ecology of nitrification and denitrification. *Advanced Microbiological Ecology*. **1**. p. 135 – 214 (1977).
- [33.] Verstraete, W., van Vaerenbergh, E.: Aerobic activated sludge in: Rehm, H.-S., Reed, G.: *Biotechnology*. **8**. Microbial Degradations. Weinheim. New York. VCH. (1986).
- [34.] Peil, K.M., Gaudy, A.F. Jr.: Kinetic constants for aerobic growth of microbial populations selected with various single compounds and with municipal wastes as substrates. *Applied Microbiology*. **21**. p. 253 – 256 (1971).
- [35.] Benedek, P., Horváth, I.: A practical approach to activated sludge kinetics. *Water Research*. **1**. p. 663 – 682. (1967).
- [36.] Lawrence, A.W., McCarty. P.L.: Unified basis for biological treatment design and operation. *J. Sanitary Eng. Div. ASCE*. **96**. p. 757 – 778 (1970).
- [37.] Barnes, D., Bliss, P.J.: Biological control of nitrogen in wastewater treatment. E.F.N. Spon Publishers, New York. (1983).
- [38.] Kéthelyi Szennyvíztisztító Telep rekonstrukciójának modellezése. (Nem publikált tanszéki jelentés). Budapesti Műszaki Egyetem Mezőgazdasági Kémiai Technológia Tanszék. (1996).
- [39.] Anthonisen, A.C., Loehr, R.C., Prakasam, T.B.S., Srinath, E.G.: Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *J. Water Poll. Contr. Fed.* **48**. p. 835 – 852, (1976).
- [40.] Tomlinson, T.G., et al. : Inhibition of nitrification in the activated sludge process of sewage disposal. *J. Applied Bacteriology*. **29**. p. 266 – 291 (1966).
- [41.] Hockenbury, M.R., Grady, C.P.L.Jr.: Inhibition of nitrification – Effects of selected organic compounds. *J. Water Poll. Contr. Fed.* **49**. p. 768 – 777, (1997).
- [42.] Bryan, B.A.: Physiology and biochemistry of denitrification, in: Denitrification, nitrification and atmospheric nitrous oxide. Ed. C.C. Delwiche. chap. 4. 67 – 84. Wiley. Toronto. (1981).
- [43.] Chang, J.P., Morris, J.G.: Studies on the utilization of nitrate by micrococcus denitrificans. *J. Gen. Microbiol.* **29**. p. 301 – 310, (1962).
- [44.] Christensen, M.H., Harremoes, P.: Biological denitrification of sewage: A literature review. *Prog. Water Technol.* **8**. p. 509 – 555, (1977).
- [45.] Barnard, J.L.: Cut P and N without chemicals. *Water Wastes Eng.* **11**. p. 33 – 36, (1974).
- [46.] Klapwijk, A.: Eliminatie van ststof nit afvalwater door denitrificatie. Doct. Dissert. Pudoc. Wageningen. Netherlands. (1978).
- [47.] Jank, B.E.: Denitrification in activated sludge processes, in: Moo-Young, M.: *Comprehensive biotechnology*. **4**. p. 899 – 911. Pergamon Press. Oxford, New York, Toronto, Sydney, Frankfurt. (1985).
- [48.] Grady, C.P.L.Jr., Gujer, W., Henze, M., Marais, G.V.R. Matsuo, T.: A model of single sludge wastewater treatment systems. *Water Science and Technology*. **18**. (6). p. 47 – 61 (1986).
- [49.] Marais, G.V.R., Loeventhal, R.E., Siebritz, I.: Review: Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake. *11th IAWPRC Post Conference Seminar on Phosphate Removal*. Pretoria. South Africa. April (1982).
- [50.] Smolders, G.J.F., van der Meij, J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J.: Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus removal process. *Biotechnology and Bioengineering*. **44**. p. 837 – 848, (1994).
- [51.] Jobbágy, A., Bagyinszki, Gy., Farkas, F., Morsányi, G.: Az intenzív biológiai nitrogén és foszforeltávolítást célzó reaktorelrendezések. *Csatornamű információ*. (1). p. 4 – 13 (1996)
- [52.] Bidstrup, S.M., Gardy, C.P.L. Jr.: SSSP – Simulation of single-sludge processes. Part 1. *Journal Water Pollution Control Federation*. **60**. (3). p. 351 – 361. (1988).
- [53.] Grady, C.P.L. Jr., Daigger, G.: Biological wastewater treatment theory and applications. 2nd edition. Pub. M. Dekker Inc. Corp. New York. (1995).
- [54.] Henze, M., Grady, C. P. L., Gujer, W., Marais, G.V.R. Matsuo, T.: Final report: Activated sludge model No. 1. *IAWPRC Scientific and Technical Reports*. (1985).
- [55.] IAWPRC Task Group on mathematical modeling for design and operation of biological wastewater treatment. A general model for single sludge wastewater treatment systems, an abbreviated report. *Water Research*. (1986).
- [56.] Dold, P.L., Marais G.V.R.: Evaluation of the general activated sludge model prepared by the IAWPRC Task Group. *Water Science and Technology*. **18**. (6). p. 63 – 89. (1986).
- [57.] Metcalf & Eddy, Inc. Wastewater Engineering. 2nd edition. Revised by G. Tchobanoglous. McGraw-Hill Inc. New York. (1979).

- [58.] Farkas F.: A kommunális szennyvizek eleveniszapos tisztítására kidolgozott SSSP modell leírása és alkalmazhatóságának vizsgálata. Szakdolgozat. Budapesti Műszaki Egyetem. Mezőgazdasági Kémiai Technológia Tanszék. (1991).
- [59.] Bidstrup, S.M., Gardy, C.P.L. Jr.: A user's manual for SSSP, Simulation of single-sludge processes for carbon oxidation, nitrification and denitrification. Clemson University. (1987)
- [60.] Rajagopalan, S., Meyer, C.L., Rhodes, I.A., Sun, P.T., van Compernelle, R., Walker, S.L., Scott, R.R., Claybon, R.W.: Comparison of methods for determining biodegradation kinetics of volatile organic compounds. Volume II. Physicochemical Processes, Pollution Prevention, Hazardous and Toxic Wastes, Groundwater, 67th Annual Water Environment Federation Conference., Chicago. (Proc. p. 641–651). (1994)
- [61.] O'Brien, G.: Design for the removal of organic priority pollutants in an industrial wastewater treatment plant. 46th Purdue Industrial Waste Conference. Lewis Publishers. Chelsea, MI, (Proc. p. 188 – 198). (1992).
- [62.] O'Brien, G.: Untitled Paper. Presentation at the 64th Annual WPCF Conference., Toronto. Canada (1991).
- [63.] Grady, C.P.L. Jr., Smets, B.F., Barbeau, D.S.: Variability in kinetic parameter estimates: Possible causes and a proposed terminology. Submitted to *Water Research*. (1995)
- [64.] Hwang, H.M., Hodson, R.E., and Lewis, D.L.: Microbial degradation kinetics of toxic organic chemicals over a wide range of concentrations in natural aquatic systems. *Environmental Toxicology and Chemistry*. **8**. p. 65 – 74. (1989)
- [65.] Schmidt, S.K., Gier, M.J.: Coexisting bacterial populations responsible for multiphasic mineralization kinetics in soil. *Applied and Environmental Microbiology*. **56**. p. 2692 – 2697. (1990)
- [66.] Volskay, V.T. Jr.: Respiration inhibition kinetic assay: A microbial toxicity assay. Thesis. Clemson University. Clemson SC. (1988)
- [67.] Sokol, W.: Oxidation of an inhibitory substrate by washed cells. *Biotechnology and Bioengineering*. **30**. p. 921 – 927. (1987)
- [68.] Sokol, W.: Dynamics of continuous stirred-tank biochemical reactor utilizing inhibitory substrate. *Biotechnology and Bioengineering*. **31**. p. 198 – 202. (1988).
- [69.] Sokol, W.: Uptake rate of phenol by *Pseudomonas putida* grown in unsteady state. *Biotechnology and Bioengineering*. **32**. p. 1097 – 1103. (1988).
- [70.] Sokol, W., Migiro, C.L.C.: Metabolic responses of microorganisms growing on inhibitory substrates in nonsteady state culture. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* **54**. p. 223 – 229. (1992).
- [71.] Brown, S.C., Grady, C.P.L. Jr., Tabak, H.H.: Biodegradation kinetics of substituted phenolics: Demonstration of a protocol based on electrolytic respirometry. *Water Research*. **24**. p. 853 – 86. (1990)
- [72.] Chudoba, J.: Discussion of: Effect of culture history on the determination of biodegradation kinetics by batch and fed-batch techniques. by Templeton, L.L., Grady, C.P.L. Jr., *Journal Water Pollution Control Federation*. **61**. p. 367 – 369. (1989).
- [73.] Chudoba, P., Capdeville, B., Chudoba, J.: Explanation of biological meaning of the S_0/X_0 ratio in batch cultivation. *Water Science and Technology*. **26** (3/4), p. 743 – 751. (1992).
- [74.] Brau, S.: Determination of intrinsic and extant biodegradation kinetics for four organic chemicals of industrial importance. MENGR Report. Department of Environmental Systems Engineering. Clemson University. Clemson, SC. (1995).
- [75.] Henze, M., Grady, C.P.L. Jr., Gujer, W., Marais, G.V.R., Matsuo, T.: A general model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water Research*. **21**. p. 505 – 515. (1987).
- [76.] Okaygun, M.S., Akgerman, A.: Microbial dynamics in a continuously stirred tank reactor with 100% cell recycle. *Water Environment Research*. **64**. p. 811 – 816. (1992).
- [77.] Tilman, D.: Resources: A graphical-mechanistic approach to competition and predation. *The American Naturalist*. **116**. p. 362 – 393. (1980).
- [78.] Baltzis, B.C., Fredrickson, A.G.: Limitation of growth rate by two complementary nutrients: some elementary but neglected considerations. *Biotechnology and Bioengineering*. **31**. p. 75 – 86. (1988).
- [79.] Leon, J.A., Tumpson, D.B.: Competition between two species for two complementary or substitutable resources. *Journal of Theoretical Biology*. **50**. p. 185 – 201. (1975).
- [80.] Sambanais, A., Pavlou, S., Fredrickson, A.G.: Analysis of the dynamics of ciliate-bacterial interactions in a CSTR. *Chemical Engineering Science*. **41**. p. 1455 – 1469. (1986).
- [81.] Law, A.T., Button, D.K.: Multiple-carbon-source-limited growth kinetics of a marine coryneform bacterium. *Journal of Bacteriology*. **129**. p. 115 – 123. (1977).
- [82.] Egli, T., Lendenmann, U., Snozzi, M.: Kinetics of microbial growth with mixtures of carbon sources. *Antonie van Leeuwenhoek*. **63**. p. 289 – 298. (1993).

- [83.] Grady, C.P.L. Jr, Gaudy, A.F. Jr., Gaudy, E.T.: Control mechanisms operative in a natural microbial population selected for its ability to degrade L-lysine I. Effect of glucose in batch systems. *Applied Microbiology*. **18**. p. 776 – 784. (1969)
- [84.] Hess, T.F., Schmidt, S.K., Silverstein, J., Howe, B.: Supplemental substrate enhancement of 2,4-dinitrophenol mineralization by a bacterial consortium. *Applied and Environmental Microbiology*. **56**. p. 1551 – 1558. (1990).
- [85.] Hess, T.F., Silverstein, J., Schmidt, S.K.: Effect of glucose on 2,4-dinitrophenol degradation kinetics in sequencing batch reactors. *Water Environment Research*. **65**. p. 73 – 81. (1993)
- [86.] Papanastasiou, A.C. Maier, W.J.: Kinetics of biodegradation of 2,4-dichlorophenoxyacetate in the presence of glucose. *Biotechnology and Bioengineering*. **24**. p. 2001 – 2011. (1982)
- [87.] Schmidt, S.K., Scow, K.M., Alexander, M.: Kinetics of p-nitrophenol mineralization by a *Pseudomonas* sp.: effects of second substrates. *Applied and Environmental Microbiology*. **53**. p. 2617 – 2623. (1987).
- [88.] Bae, B., Autenrieth, R.L., Bonner, J.S.: Kinetics of multiple phenolic compounds degradation with a mixed culture in a continuous-flow reactor. *Water Environment Research*. **67**. p. 215 – 223. (1995).
- [89.] Sutton, P.M., Bridle, T.R., Bedford, W.K., Arnold, J.: Nitrification and denitrification of an industrial wastewater. *Journal Water Pollution Control Federation*. **53**. p. 176 – 184 (1981).
- [90.] Machado, R.J., Grady, C.P.L. Jr.: Dual substrate removal by an axenic culture. *Biotechnology and Bioengineering*. **33**. p. 327 – 337. (1989).
- [91.] Lamb, J.C., Westgarth, W.C., Rogers, J.L., Vernimmen, A.P.: A technique for evaluating the biological treatability of industrial wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*. **36**. p. 1263 – 1284. (1964).
- [92.] Vernimmen, A.P., Henken, E.R., Lamb, J.C.: A short-term biochemical oxygen demand test. *Journal Water Pollution Control Federation*. **39**. p. 1006 – 1020. (1967).
- [93.] Cech, J.S., Chudoba, J. Grau, P.: Determination of kinetic constants of activated sludge microorganisms. Proceedings of the 12th International Conference on Water Pollution Research and Control. Amsterdam. Netherlands. (1984)
- [94.] Chudoba, J., Cech, J.S., Farkac, J., Grau, P.: Control of activated sludge filamentous bulking. *Water Res. (G.B.)*. **19**. 191. (1985).
- [95.] Chudoba, J., Grau, P. Ottová, V.: Control of activated sludge filamentous bulking II. Selection of microorganisms by means of a selector. *Water Res.* **7**. p. 1389 – 1406. (1973).
- [96.] Monod, J.: The growth of bacterial cultures. *Annual Review of Microbiology*. **3**. 371 – 394. (1949).
- [97.] Ghosh, S. Pohland, F.G.: Kinetics of assimilation multiple substrates in dispersed growth systems. *Wat. Res.* **6**. p. 99 – 115. (1972).
- [98.] Jobbágy, A., Nyeste, L.: Bioreaktor elrendezések a szennyvíztisztításban. *Folia Biotechnologica*. **34** (1989).
- [99.] Williamson, K.J., McCarty, P.L.: Rapid measurement of Monod half velocity coefficient for bacterial kinetics. *Biotechnology and Bioengineering*. **14**. p. 915 – 924. (1975).
- [100.] Andrews, J. F.: A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrates. *Biotechnology and Bioengineering*. **10**. p. 707 – 723. (1968).
- [101.] Grady, C.P.L. Jr.: Biodegradation of toxic organics: Status and potential. *Journal of Environmental Engineering*. **116**. p. 805 – 828. (1990).
- [102.] Hutchinson, D.H., Robinson, C.W.: Kinetics of the simultaneous batch degradation of *p*-cresol and phenol by *Pseudomonas putida*. *Applied and Environmental Biotechnology*. **29**. p. 599 – 604. (1988).
- [103.] Muller, R.: Bacterial degradation of xenobiotics. In: *Microbial Control of Pollution*. Fry, J.C., Gadd, G.M., Herbert, R.A., Jones, C.W., Watson-Clark I.A. (Eds.). Cambridge University Press. Cambridge, 35 – 57. (1992).
- [104.] Cruden, D.L., Wolfram, J.H., Rogers; R.D., Gibson, D.T.: Physiological properties of a *Pseudomonas* strain, which grows with *p*-xylene in a two-phase (organic-aqueous) medium. *Applied and Environmental Microbiology*. **58**. p. 2723 – 2729. (1992).
- [105.] Ellis, T.G., Barbeau, D.S., Smets, B.F., Grady, C.P.L. Jr.: Determination of toxic organic chemical biodegradation kinetics using novel respirometric technique. Volume II: Physicochemical Processes, Pollution Prevention, Hazardous and Toxic Wastes. Groundwater. *Water Env. Fed. 67th Annual Conference, Chicago*. IL. (1994).
- [106.] Magbanua, B.S. Jr., Lu, Y.T., Grady, C.P.L. Jr.: A proposed method for averaging biokinetic parameters. Manuscript in preparation. (1995).
- [107.] Jobbágy, A., Baracska, J., Réti, T., Tóth, J.-né, Farkas, F., Simon, J., Diószeginé, E. E., Bagyinszki, Gy.: Eljárás szennyvíz biológiai tisztítására két iszapkörös rendszerben. Magyar szabadalom. Lajstromszám: 212 001 Ügyszám: P9400633. (1994).

- [108.] Jobbágy, A., Baracska, J., Réti, T., Tóth, J.-né, Simon, J., Bagyinszki, Gy., Farkas, F., Morvai, Gy.: Eljárás és berendezés szennyvizek biológiai tisztítására. Magyar szabadalom. Lajstromszám: 216 576. Ügyszám: P9400484. (1994).
- [109.] Goudar, Chetan, Ganji, Shobha, Pujar, Basayya: Substrate Inhibition Kinetics of Phenol Biodegradation. *Water Environment Research*. **1/2**. p. 50 – 55 (2000).
- [110.] Huang, Xiaohong, Ellis, T.G., Kaiser, S.K.: Extant biodegradation testing with linear alkylbenzene sulfonate in laboratory and field activated sludge systems. *WEFTEC Paper*. (24), October (2000).
- [111.] Eliosov, B., Evans, E., Ellis, T.G.: Evaluation of biodegradation kinetics of specific organic constituents at full-scale facilities. (17) *WEFTEC Paper*. October (2000).
- [112.] Young, E.T., Lant, P.A., Greenfield, P.F.: In situ respirometry in an SBR treating wastewater with high phenol concentrations. *Water Research*. **34**. (1). p. 239 – 245, (2000).
- [113.] Cenens, C., Smets, I.Y., Ryckaert, V.G., van Impe, J.F.: Modeling competition between floc-forming and filamentous bacteria in activated sludge waste water treatment systems I. Evaluation of mathematical models based on kinetic selection theory. *Water Research*. **34**. (9). p. 2525 – 2534, (2000).
- [114.] Cenens, C., Smets, I.Y., van Impe, J.F.: Modeling the competition between floc-forming and filamentous bacteria in activated sludge wastewater treatment systems II. A prototype mathematical model based on kinetic selection and filamentous backbone theory. *Water Research*. **34**. (9). p. 2535 – 2541 (2000).

SAJÁT PUBLIKÁCIÓK JEGYZÉKE

Könyv, könyvrészlet:

1. Dr. Farkas F., Farkas F.: A ragasztás kézikönyve. Műszaki Könyvkiadó. Budapest. (1997).
2. Dr. Farkas F., Farkas F.(5. Fej.): A műanyagok és a környezet. Akadémiai Kiadó Rt. Budapest. (2000).

Disszertáció

1. Farkas F.: A kommunális szennyvizek eleveniszapos tisztítására kidolgozott SSSP modell leírása és alkalmazhatóságának vizsgálata. Szakdolgozat. Budapesti Műszaki Egyetem. Mezőgazdasági Kémiai Technológia Tanszék (1991).
2. Farkas F.: A reaktoreltrendezés hatása a biológiai szennyvíztisztító telep működésére kísérletileg és számítógépes modellben. Diplomamunka. Budapesti Műszaki Egyetem. Mezőgazdasági Kémiai Technológia Tanszék (1993).

Lektorált folyóirat cikkek

Külföldi, idegen nyelvű folyóiratban

1. Jobbágy, A., Literáthy, B., Farkas, F., Garai, Gy., Kovács, Gy.: Evolution of the Southpest Wastewater Treatment Plant. *Water Science and Technology*. **41** (9), p. 7 – 14. (2000).
2. Magbanua, B. S. Jr., Stanfill, J. C., Fehniger, S. M., Smets, B. F., Farkas, F., and Grady C. P. L. Jr.: Relative Efficacy of Intrinsic and Extant Parameters for Modeling Biodegradation of Synthetic Organic Compounds in Activated Sludge: Dynamic Systems. *Water Environment Research*. (közlésre elfogadva).

Magyarországon megjelent, idegen nyelvű folyóiratban

1. Jobbágy, A., Farkas, F., Garai, Gy., Sevelle, B., Oszoly, T.: Trial operation of a selector at the Northpest Wastewater Treatment Plant. *Periodica Polytechnica* (közlésre elfogadva).

Magyar nyelvű folyóiratban

1. Jobbágy A., Bagyinszki Gy., Farkas F., Morsányi G.: Az intenzív biológiai nitrogén- és foszforeltávolítást célzó reaktor elrendezések. *Csatornamű Információ*. (1) p. 4 – 13. (1996).
2. Jobbágy A., Simon J., Bagyinszki Gy., Farkas F., Oszoly T., Morsányi G.: A Délpesti Szennyvíztisztító Telep bioreaktorainak, foszforeltávolításának intenzifikálása. *Csatornamű Információ*. (2) p. 16 – 25. (1996).

Nemzetközi konferencia kiadványban idegen nyelvű előadás

1. Jobbágy, A., Németh, N., Farkas, F., Nyeste, L., Altermatt, R.A.: Controlling the activated sludge floc-structure through an optimized bioreactor arrangement. *8th European Congress on Biotechnology*. Budapest. Hungary. August 17 – 21. proc.: p. 323 – 324 (1997).
2. Jobbágy, A., Garai Gy., Farkas F., Sevelle B., Oszoly T.: Enhanced nitrogen removal at the Northpest Wastewater Treatment Plant. *8th IAWQ Conference on Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants*. Budapest. Hungary. September 6 – 9. (Proc. p. 255 – 262). (1999).

3. Jobbágy, A., Literáthy, B., Farkas, F., Garai, Gy., Kovács, Gy.: Evolution of the Southpest Wastewater Treatment Plant. *8th IAWQ Conference on Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants. Budapest. Hungary. September 6 – 9. (Proc. p. 247 – 254). (1999).*
4. Ónody, K., Farkas, F., Bakay, M., Bálint, E., Béládi, I.: Antibodies neutralize the antiproliferative effect of interferons in the sera of interferon treated patients. *European Cytokine Network*, **9** (3) p. 434. (1998).

Nemzetközi konferencián idegen nyelvű előadás

1. Ónody, K., Farkas, F., Bakay, M., Bálint, E., Béládi, I.: Antibodies neutralize the antiproliferative effect of interferons in the sera of interferon treated patients. *Second Joint Meeting of the ICS and the ISICR Jerusalem. Israel. October 25 – 30, (1998).*
2. Ónody, K., Farkas, F., Béládi, I.: The effect of serum from interferon antibody positive patients on the interferon induced proliferation inhibition activity in vitro. *Regional Symposium on Medical Biotechnology. Szeged. March 29 – 31 (1998).*
3. Ónody K., Farkas F.: A Report about the characterization of human Leukocyte Interferon (Egiferon[®]) and experiences of clinical use. *Central European Symposium on Applied Biotechnologies. Szeged. Hungary. March 10 – 11, (1997).*

Magyar nyelvű konferencia kiadványban előadás

1. Jobbágy A., Simon J., Németh N., Farkas F., Morsányi G., Oszoly T.: Az eleveniszap szerkezet optimalítása a bioreaktor elrendezés költségkímélő átalakításával. *Veszprémi Környezetvédelmi Konferencia. Veszprém. május 27 – 28. (1997).*

Magyar szabadalom

1. Jobbágy A., Baracska J., Réti T., Tóth J.-né, Farkas F., Simon J., Diószeginé E. E., Bagyinszki Gy.: Eljárás szennyvíz biológiai tisztítására két iszapkörös rendszerben. Lajstromszám: 212 001.
2. Jobbágy A., Baracska J., Réti T., Tóth J.-né, Simon J., Bagyinszki Gy., Farkas F., Morvai Gy.: Eljárás és berendezés szennyvizek biológiai tisztítására. Lajstromszám: 216 576.

Budapest, 2003. december 15.

FÜGGELÉK

TARTALOM

1. Az SSSP modell rövid ismertetése.....	II
2. Kiegészítő ábrák a párhuzamos és soros elrendezések összehasonlításához (3.1.3. fejezet).....	V
3. Kiegészítő ábrák az egy és kétiszapköros soros rendszerek összevetéséhez (3.1.4. fejezet).....	XVI
4. Kiegészítő ábrák az új, módosított kétiszapköros bioreaktor elrendezés kidolgozásához (3.1.5. fejezet).....	XIX
5. Kiegészítő ábrák a kötöttágyas utótisztítási technológiák laboratóriumi tanulmányozásához (3.1.6. fejezet).....	XXII
6. Kiegészítő ábrák a kötöttágyas utótisztítási technológiák helyszíni tanulmányozásához (3.1.6.3.2. fejezet).....	XXIV
7. Kiegészítő ábrák az összekapcsolt eleveniszapos és kötöttágyas technológiák tanulmányozásához (3.1.7. fejezet).....	XXVI
8. Kiegészítő ábrák az extant kinetikai paraméterek meghatározásához (3.2. fejezet).....	XXIX

1. AZ SSSP MODELL RÖVID ISMERTETÉSE

Az eleveniszapos szennyvíztisztító telepen lejátszódó biológiai folyamatok működésének ismerete feltétlenül szükséges a tervezés és üzemeltetés során.

A tervezéskor segédeszközként felhasználható matematikai modellt 1985-ben az IAWPRC (International Association on Water Pollution Research and Control) az e célra létrehozott nemzetközi szakértői munkacsoportja állította össze [55]. Kidolgoztak egy egységes modellt az eleveniszapos rendszerek leírására, mely segítséget nyújt a szennyvíztisztító telepek tervezésében és üzemeltetésében. Ma már a modellt kezelő számítógépes program (Simulation of Single-Sludge Process for carbon oxidation, nitrification, and denitrification rövidítve SSSP) is rendelkezésre áll, melyet szintén az IAWPRC Task Group fejlesztett ki a Clemson egyetemen 1985-ben [48, 54 – 57].

A modell – amint a program neve is utal rá – a biológiai szennyvíztisztítás három alapfolyamatának:

- a szervesanyag-lebontásnak,
- a nitrifikációnak és
- a denitrifikációnak a leírását tartalmazza.

A modellt széles körben használják fel, anélkül, hogy alkalmasságát az adott körülmények között vizsgálják. Annak ellenére, hogy ez a modell az alkotók által definiált kinetikai paraméterek természete miatt tisztán kommunális szennyvizekre vonatkozik, használják más jellegű vizek tisztítására alkalmazott telepek tervezésekor is.

A program alkalmazása során az első lépésként a szimulálandó szennyvíztisztító rendszer reaktor-konfigurációját kell „lefordítani” úgy, hogy azt a számítógép értelmezni tudja. Ha a reaktor-konfigurációt és a rendszer szükséges paramétereit bevittük a gépbe, az felállítja az összes lényeges komponensre az anyagmérleg egyenleteket, majd numerikus alprogramok segítségével megoldja azokat [58].

A modell alkotói néhány egyszerűsítő feltételt alkalmaztak az anyagmérlegek megfogalmazása során.

- Először is: az iszap eltávolítás az egyes reaktorokból arányos a reaktor térfogatával. Így csak a kívánt iszap-tartózkodási idő (SRT) értékét kell megadni, amelyből a gép a szükséges iszapelvétel értékét kiszámítja. Ez lehetővé teszi az iszap-recirkulációs arány és a tartózkodási idő külön ellenőrzését, a szennyvíztisztító telepek többségétől eltérően, ahol az iszapelvétel az utóülepítő aljáról történik. Az egyszerűsítés hatása a medencék oldott komponenseinek koncentrációira elhanyagolható.
- Másodsor: feltételezték, hogy az utóülepítő tökéletesen működő szeparációs egységként üzemel, vagyis az összes belépő szilárd anyag visszakerül az iszap-recirkulációval a reaktorokba, azaz nem halmozódik fel az ülepítőben, és nem távozik el az elfolyóval. Következésképpen a SSSP nem valódi dinamikus megoldást számít ki. Ahhoz, hogy a szuszpendált anyagok ülepítőbeli dinamikus viselkedését is figyelembe vegye, módosítani kellene a programot. Mindezek ellenére az oxigén-felvételi sebesség és a levegőztető medencék oldott komponens koncentrációinak változásaira kiszámított értékek jól fedik a valóságot egy olyan rendszerben, amelyben az utóülepítő nincs túlterhelve, és a tisztítandó szennyvíz kommunális eredetű.
- Harmadsor: feltételezték, hogy az ülepítőben nem játszódik le semmiféle reakció, következésképpen az oldott komponensek koncentrációja – definíciószerűen – az ülepítőben, az elfolyóban és az alul elvett folyadék áramokban megegyeznek az utolsó levegőztető medencéével. Ez alól csak az oldott oxigén a kivétel, amelynek a koncentrációja az ülepítőben nulla, és ezért ez az iszap-visszavezető csatornában is nulla.

Egyszóval, a modell jobban illeszkedik a valósághoz, ha a tervezett rendszer vizsgálatakor szimultán szén oxidációt, nitrifikációt és denitrifikációt tételezünk fel az iszapban.

Az általános eljárás a program szerint a következő:

Iszap-recirkuláció (recycle) viszi az ülepített iszapot (MLSS – mixed liquor suspended solids) az utóülepítő alsó részéből az első, anoxikus reaktorba azért, hogy feldúsítsa a biomasszát a rendszerben, amely így hatásos biológiai feldolgozást tesz lehetővé, elfogadható tartózkodási idő mellett. Az **elegy-recirkuláció**val (recirculation) jut vissza az ülepítetlen iszap-szárazanyag (MLSS) a második reaktorból, – amely az első levegőztető medence – az első reaktorba, amely anoxikus, azzal a céllal, hogy a nitrátot az aerob reaktorból az első, anoxikus reaktorba juttassa, ahol a denitrifikáció lejátszódhat. Fontos, hogy felismerjük a különbséget az iszap-recirkuláció és az elegy-recirkuláció között, mert ezek ilyen módon szerepelnek mindenütt az adatbevitelben és a programban.

A telepeken általában a reaktorok két típusa fordul elő: anoxikus és aerob medencék.

Anoxikus medencék azok, amelyek nem levegőztetettek, de tartalmaznak nitrát nitrogént, aerob reaktorok azok, amelyek levegőztetettek. Az anoxikus zónában a heterotróf biomassza oxidálja a szerves anyagot úgy, hogy közben redukálja a nitrát nitrogént N_2 gázzá, energiát és a sejtszintézishez alkalmas szénforrást állítva elő. Az aerob zónában az autotróf mikroorganizmusok oxidálják az ammónia nitrogént nitrát nitrogénné, energiát nyerve közben, és CO_2 -t használva szénforrásként, miközben a heterotróf mikroorganizmusok oxidálják a szerves anyagot energianyelés és sejtszintézis céljából.

Az IAWPRC Task group által fontosnak tartott összetevőkre a számítógép megoldja az anyagmérleg egyenleteket a szennyvízkezelő rendszerre [48, 54, 55]

A fontos komponensek leírása

1. Biológiaiilag könnyen bontható KOI. (S_S) Oldott szerves szubsztrát amely az életfolyamatok fenntartásához és a sejtszintézishez közvetlenül felhasználható a heterotróf biomassza számára. A modellben ez az oldott szerves anyag.
2. Biológiaiilag nehezen bontható KOI. (X_S) Lebegő és nagy molekulatömegű anyagok, melyek extracellulárisan hidrolizálhatók könnyen biodegradálhatóvá. A hidrolízis sebessége lassúbb a felvétel sebességénél, ezek a lebegő (szuszpendált) szerves anyagok a modellben.
3. Heterotróf biomassza. Olyan mikroorganizmusok tömege, amelyek biológiaiilag könnyen bontható szubsztrátot használnak szénforrásként a szintézisükhöz, ill. energiaforrásként az életfunkcióik fenntartásához. Aerob és anoxikus körülmények között is növekednek, de nem növekednek anaerob körülmények között, amikor sem levegő, sem nitrát nincs jelen. Biológiaiilag nehezen bontható szubsztrátok, vagy olyan szuszpendált termékek, amelyek nem biodegradálhatóak, a biomassza konverziójában hanyatlást eredményeznek. A heterotrófok aerob vagy anoxikus körülmények között vesznek fel ammóniát a sejtszintézishez és anoxikus körülmények között a nitrát nitrogént N_2 gázzá alakítják.
4. Autotróf biomassza. Mikroorganizmusok, amelyek CO_2 -t használnak szénforrásként, és ammóniát alakítanak nitráttá energia nyerése céljából. Csak anaerob körülmények között növekednek. Biológiaiilag nehezen bontható szubsztrátok, vagy olyan szuszpendált termékek, amelyek nem biodegradálhatóak, a biomassza konverziójában hanyatlást eredményeznek. Az autotrófok szintén vesznek fel ammóniát a sejtszintézishez az aerob növekedés során. Ez a biomassza tartalmazza a *Nitrobacter* és a *Nitrosomonas* baktériumokat is, amelyek a szimulációban nincsenek különválasztva.
5. Szuszpendált termékek (X_I). A rendszerben lévő autotróf ill. heterotróf mikroorganizmusok pusztulásából származó lebegő szerves anyagok, amelyeknek a lebomlási sebessége olyan alacsony, hogy gyakorlatilag inerteeknek tekinthetők.
6. Oldott nitrát nitrogén (S_{NO}). Terminális elektron akceptorként szerepel a heterotróf mikroorganizmusok számára, ha oxigén nincs jelen. Az autotrófok aerob növekedése során képződik ammóniából, és N_2 gázzá alakul át a heterotrófok anoxikus növekedése közben.
7. Oldott ammónia nitrogén (S_{NH}). Az oldott, biológiaiilag bontható szerves nitrogén biodegradációja (ammonifikáció) során keletkezik. Az autotrófok és a heterotrófok egyaránt felhasználják sejtszintézisükhöz. Az autotrófok aerob növekedése során energiaforrásként szerepel, mialatt nitráttá alakul át.
8. Oldott szerves nitrogén (S_{ND}). A szuszpendált szerves nitrogén hidrolízise során keletkezik és ammónia nitrogénné alakul át ammonifikációval.
9. Szuszpendált biológiaiilag bontható szerves nitrogén. Az autotróf és heterotróf biomassza pusztulása során keletkezik. Egy része az inert lebegőanyagok (S_{Ni}) csoportjába tartozik, és mint ilyen, nem elérhető a biomassza számára. A zöme azonban lassan konvertálódik oldott szerves nitrogénné (X_{ND}) a hidrolízis folyamán.
10. Oldott oxigén (DO). A biomassza növekedése során primer elektron akceptorként szolgál. Diffúzióval kerül a folyadék fázisba. Az oldott oxigént a heterotróf biomassza az oldott szubsztrát oxidációja során és az autotrófok az ammónia nitrogén nitráttá alakításakor használják fel.
11. Bikarbonát lúgosság. Az alkalitás szignifikáns változásai a pH változását eredményezik. Habár a modell nem tartalmazza a pH változás hatásait a kezelés hatékonyságára, ajánlatos azt belevenni oly módon, hogy a pH változás-, és az alacsony alkalitású befolyó káros hatása megjósolható legyen a befogadó vízre. Ez a lúgosság a heterotróf és autotróf biomassza szintézise során fogy az ammónia nitrogén aminosavvá alakulása miatt és képződik a reverz ammonolízis folyamatában. Mindazonáltal a legszembetűnőbb változása a szennyvízkezelés során a csökkenés, mivel a nitrifikáció során az ammónia nitráttá is oxidálódik. A denitrifikációs folyamat egyik előnye, hogy visszaállítja a nitrifikációs folyamat során lecsökkent alkalitást egy részét.
12. Inert szuszpendált szerves anyagok (X_I). A befolyó vízben levő lebegő szerves anyagok, amelyek, ugyanúgy, mint az összes többi szuszpendált anyag, az iszap-recirkuláció és a hidraulika kapcsolatának következtében felidúsulnak a reaktorban. Ez csak iszapelvéttel távolítható el a rendszerből.

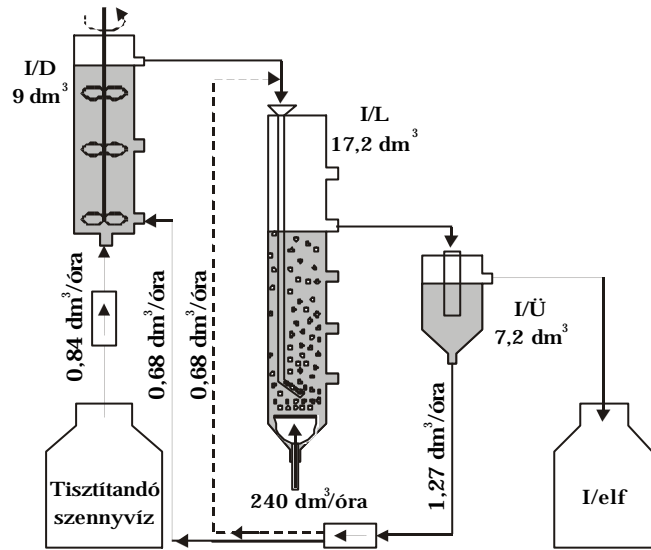
A számítógép által használt összefüggésekről ad áttekintést a függelék F-1. táblázata [59]. A modell nem tartalmaz kifejezést az inert szerves lebegő anyagokra. Ha ezek koncentrációjának ismerete az egyes reaktorokban kívánatos, akkor egyszerűen össze kell szorozni a betáplált tisztandó szennyvíz térfogatáramában levő koncentrációjukat az inert szerves lebegő anyagok reaktorokban levő és a térfogatárambeli koncentráció arányával. Ámbar az 5. táblázatban látható, de az SSSP nem számítja ki az oldott inert szerves anyagok koncentrációit. (Biológiaiilag nem bontható oldott KOI.) Ezek az anyagok változás nélkül haladnak át a rendszeren, következésképpen koncentrációjuk mindegyik reaktorban azonos és egyenlő a befolyóbelivel.

A modellben a szerves komponensek $gKOI/m^3$ a nitrogén tartalmú komponensek $gNitrogén/m^3$ dimenziójúak ($1g/m^3 = 1mg/dm^3$). Az a tény, hogy KOI egységet használunk minden szerves anyagra, egyszerűsíti a KOI mérleg kiszámítását, és valamennyi paraméter meghatározását. Szükséges azonban, hogy a megfelelő tényezővel megszorozva számítsuk át a szilárd anyagok koncentrációit tömeg alapú koncentrációra. Például a biomassza általában $1,41 g KOI/g$ illő szilárd anyag tartalmú. (MLVSS – mixed liquor volatile suspended solids – iszap szervesanyag)

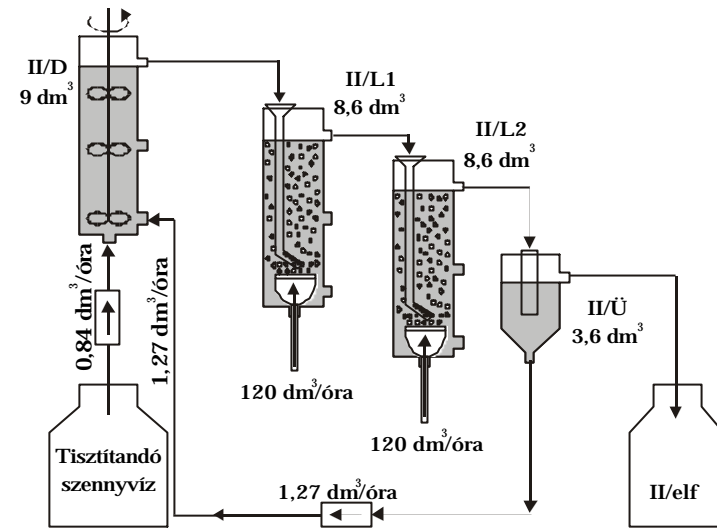
Eleveniszapos modell a szén oxidáció, nitrifikáció és denitrifikáció számításához (Az LAWQ modelje a biológiai szennyvíztisztításhoz)														
Component →	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Folyamat sebessége $\rho_j, \text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$
Művelet ↓	S_1	S_2	X_1	X_2	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	X_p	S_0	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{NH}	S_{ALK}	
1 Heterotróf mikroorganizmusok aerob növekedése		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$				$\rho_H \left(\frac{S_1}{K_S + S_1} \right) \left(\frac{S_0}{K_{O,H} + S_0} \right) X_{B,H}$
2 Heterotróf mikroorganizmusok anoxikus növekedése		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$		$-i_{XB}$				$\rho_H \left(\frac{S_2}{K_S + S_2} \right) \left(\frac{S_{O,H}}{K_{O,H} + S_0} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_A X_{B,H}$
3 Autotróf mikroorganizmusok aerob növekedése						1		$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$-\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$				$\rho_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_0}{K_{O,A} + S_0} \right) X_{B,A}$
4 Heterotróf mikroorganizmusok pusztulása				$1 - f_p$	-1		f_p					$-i_{XB} - f_p i_{XB}$		$b_H X_{B,H}$
5 Autotróf mikroorganizmusok pusztulása				$1 - f_p$		-1	f_p					$-i_{XB} - f_p i_{XB}$		$b_A X_{B,A}$
6 Az oldott szerves nitrogén ammónifikációja										1	-1		$\frac{1}{14}$	$k_1 S_{ND} X_{B,H}$
7 A "bekebelezett" szerves vegyületek hidrolízise		1												$k_h \frac{X_p X_{B,H}}{K_X + (X_p X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_0}{K_{O,H} + S_0} \right) + \eta_A \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_0} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$
8 A "bekebelezett" szerves nitrogén hidrolízise											-1	1		$f_7 \cdot (X_{ND} / X_S)$
Megfigyelhető konverzió sebesség $\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$ $r_j = \sum_i v_{L,i} \rho_i$														
Stoichiometriai paraméterek: Heterotróf hozam, Autotróf hozam, Levegőtartalom termelő biomassza hányada: f_p , Nitrogén mennyisége a biomasszában N/KOL - izb, Nitrogén mennyisége a biomassza termékében N/KOL - izp	Oldott szerves tápanyag $M(KOL)^{-3}$	Kötőanyag biodegradálható szubsztát $M(KOL)^{-3}$	Levegőtartalom szerves anyag $M(KOL)^{-3}$	Biológiai oxidációban használható szubsztát $M(KOL)^{-3}$	Autotróf heterotróf biomassza $M(KOL)^{-3}$	Autotróf szubsztát biomassza $M(KOL)^{-3}$	A biomassza pusztulásából származó lebegtényiszeg $M(KOL)^{-3}$	Oxigén (összes KOL) $M(KOL)^{-3}$	Nitrit és Nitrit-nitrogén $M(KOL)^{-3}$	NH_4^+ - NH_3 nitrogén $M(N)^{-3}$	Oldott biodegradálható szerves nitrogén $M(N)^{-3}$	Levegőt biodegradálható szerves nitrogén $M(N)^{-3}$	Alkalinitás - molális mennyiség	Kinetikai paraméterek: Heterotróf növekedés és pusztulás, Autotróf növekedés és pusztulás, Korrelációs faktor a heterotróf mikroorganizmusok anoxikus növekedéséhez, Ammonifikáció, Hidrolízis, Korrelációs faktor az anoxikus hidrolízishez

F-1. táblázat. A SSSP modell által használt állandók és összefüggések

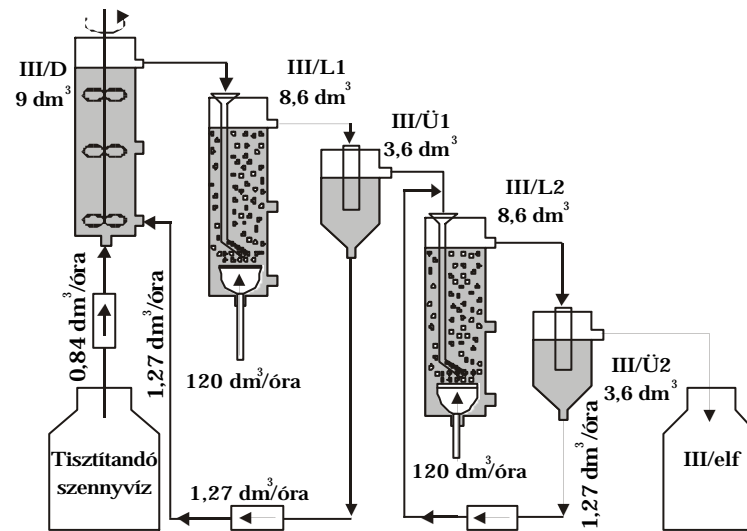
2. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK A PÁRHUZAMOS ÉS SOROS ELRENDEZÉSEK ÖSSZEHOSONLÍTÁSÁHOZ (3.1.3. FEJEZET)



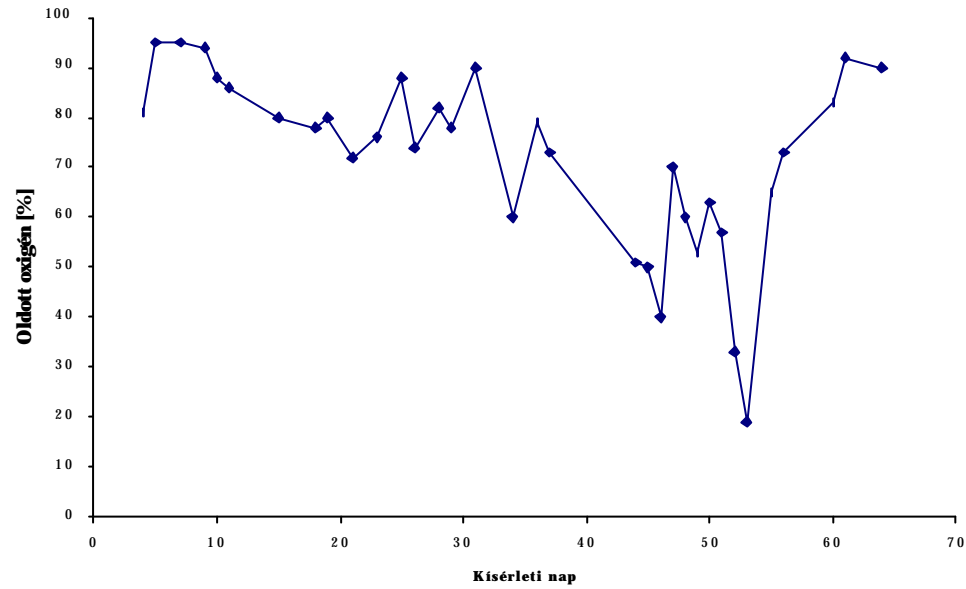
F-1. ábra. Az I. jelű egyiszapos modellrendszer vázlatos rajza



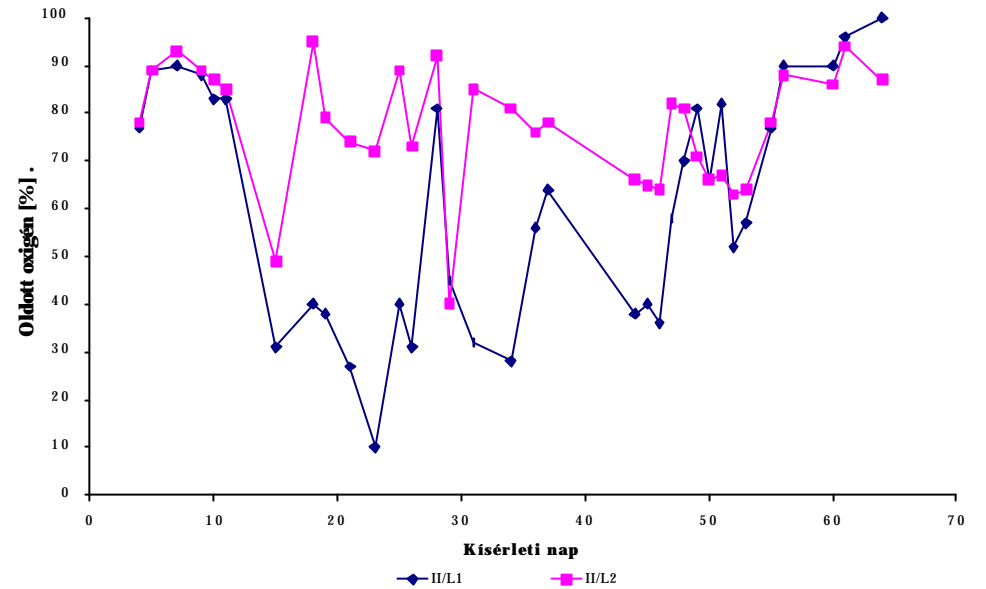
F-2. ábra. A II. jelű egyiszapos modellrendszer vázlatos rajza



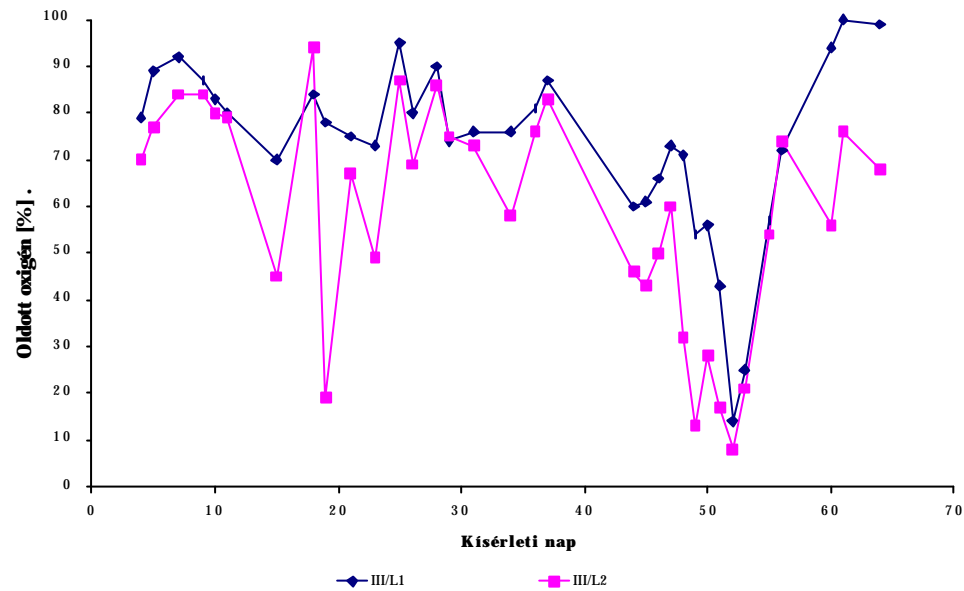
F-3. ábra. A III. jelű kétiszapos modellrendszer vázlatos rajza



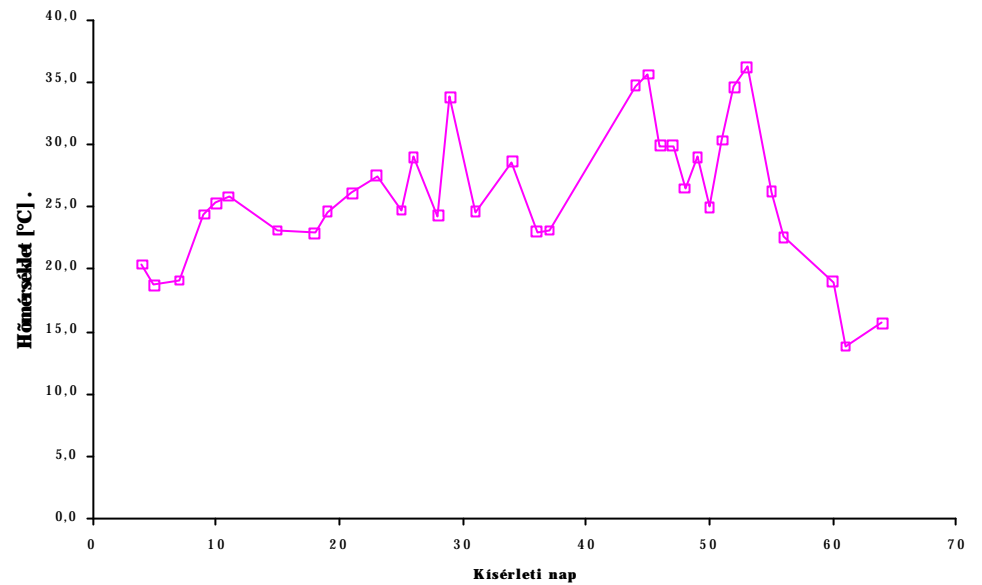
F-4. ábra. Az oldott oxigén szint alakulása a kísérlet során az I/L levegőztető medencében



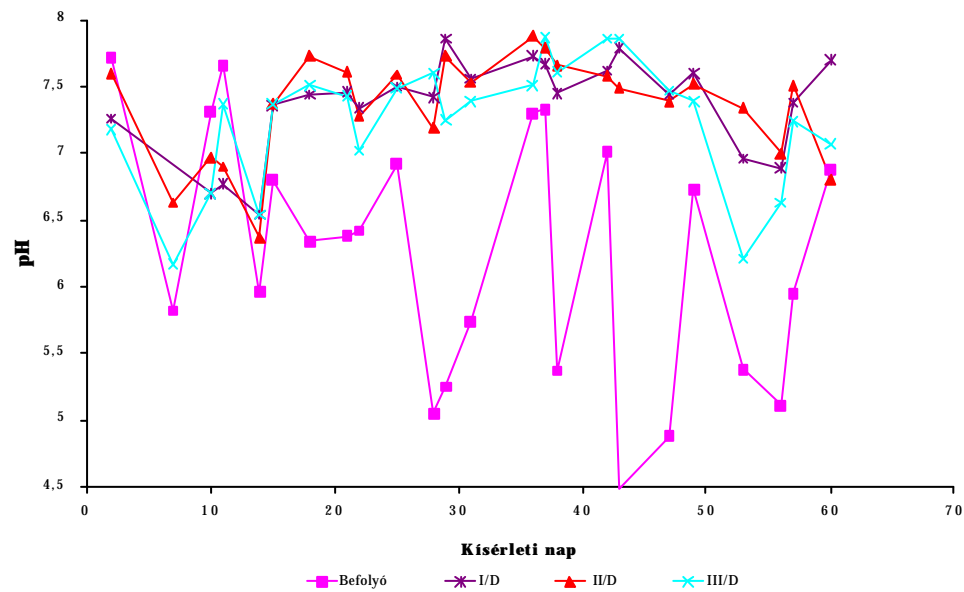
F-5. ábra. Az oldott oxigén szint alakulása a kísérlet során a II. rendszer levegőztető medencéiben



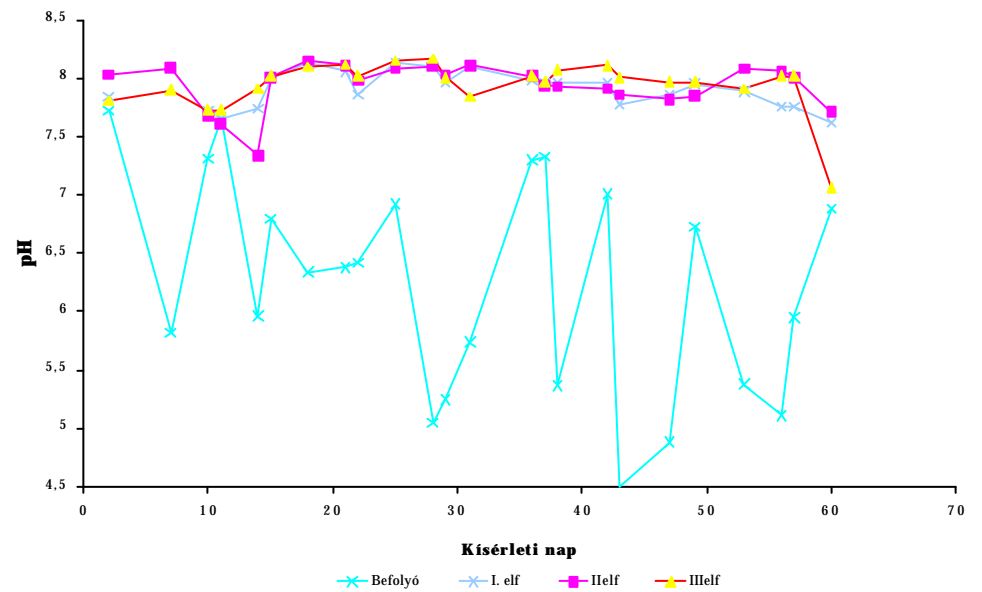
F-6. ábra. Az oldott oxigén szint alakulása a kísérlet során a III rendszer levegőtető medencéiben



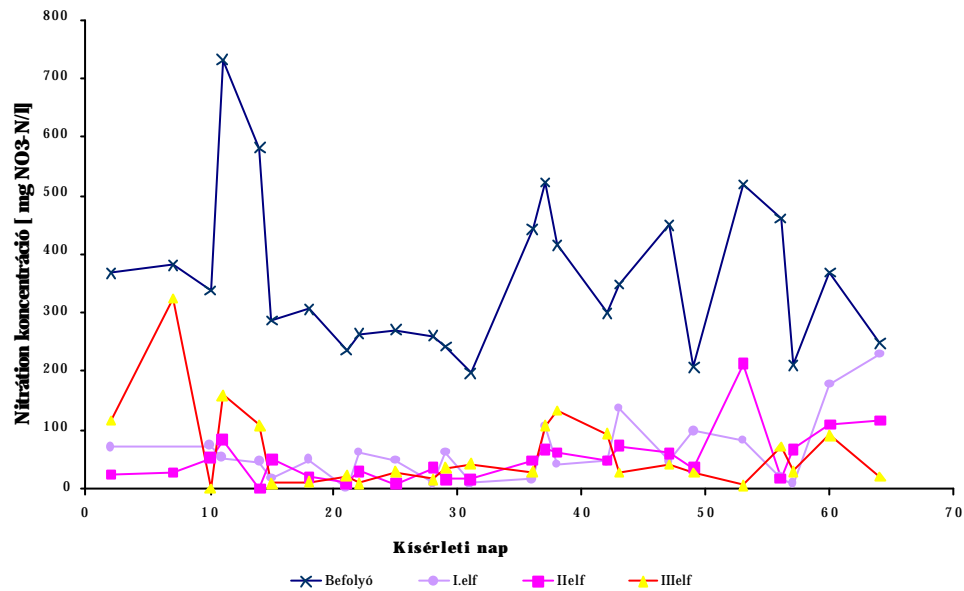
F-7. ábra. A hőmérséklet alakulása a kísérlet során az I/L levegőtető medencében



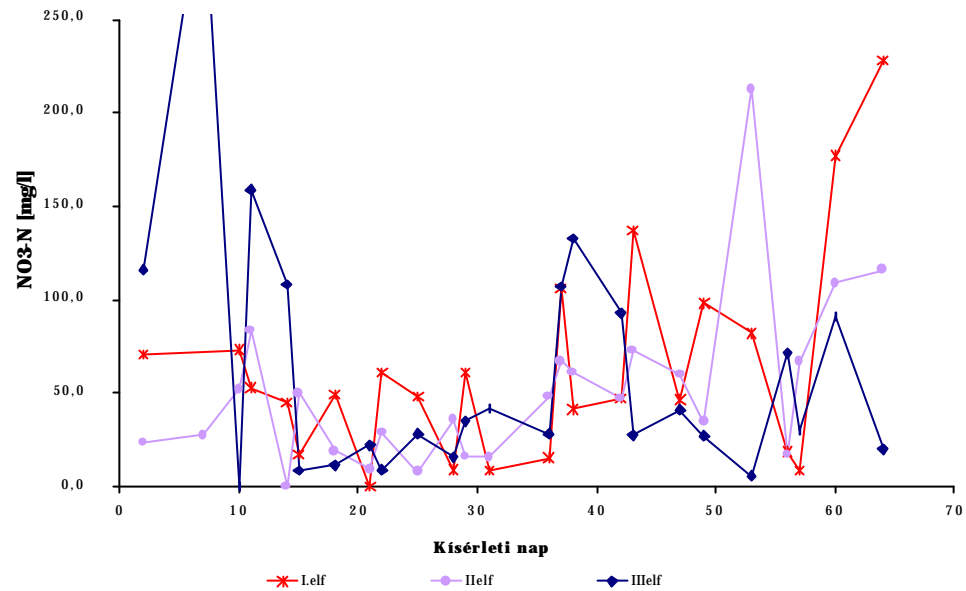
F-8. ábra. A pH alakulása a kísérlet során a denitrifikálóaektorokban



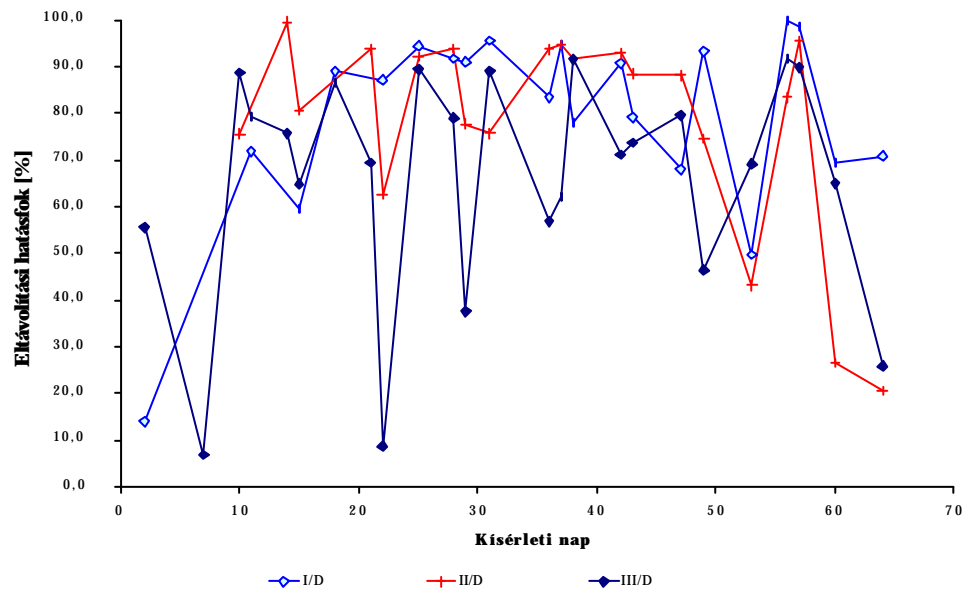
F-9. ábra. A pH alakulása a kísérlet során az elfolyó tisztított vízben



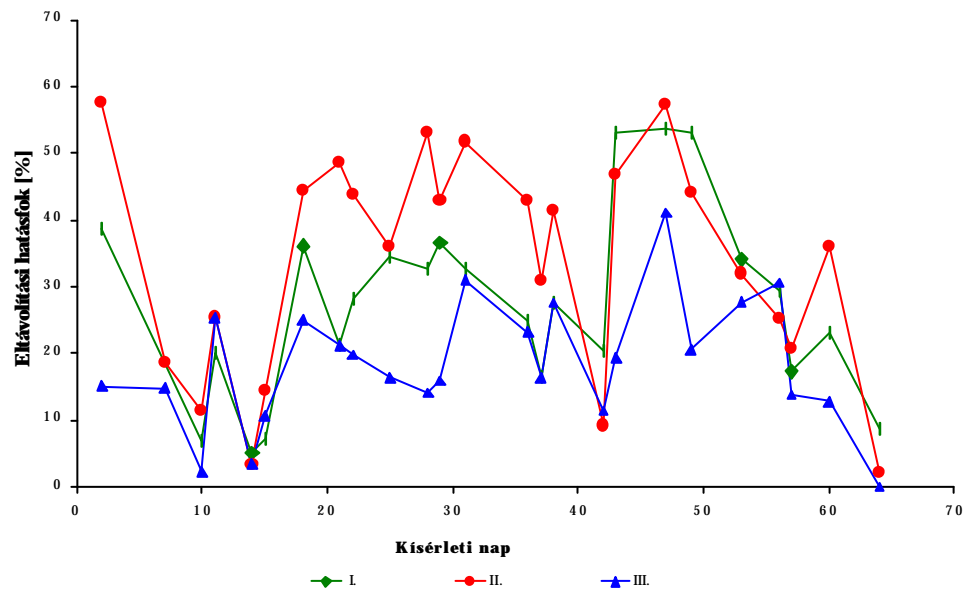
F-10. ábra. A nitrát koncentráció összehasonlítása a betáplált tisztítandó szennyvízben és az egyes elfolyókban



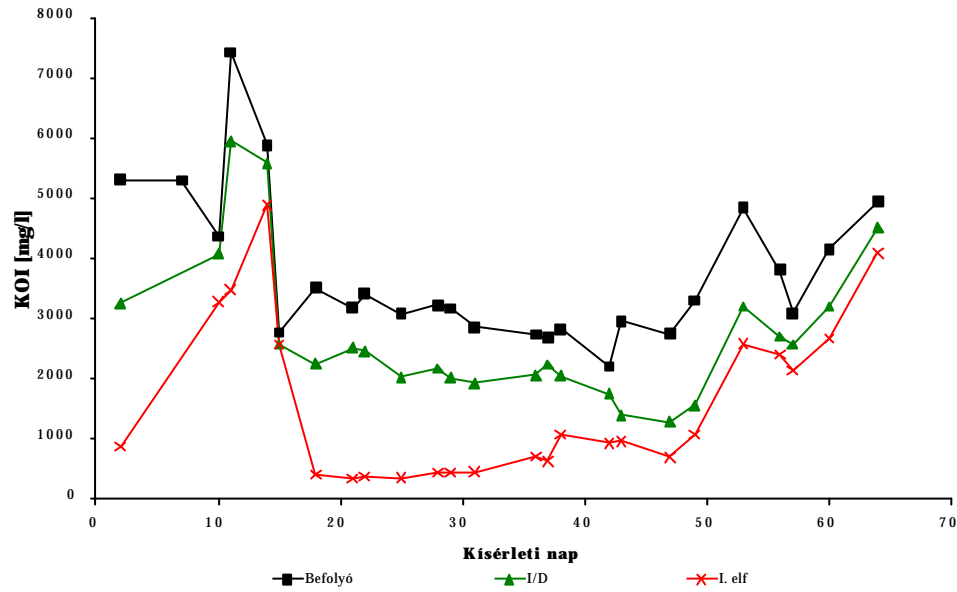
F-11. ábra. A nitrát koncentráció összehasonlítása az egyes elfolyókban



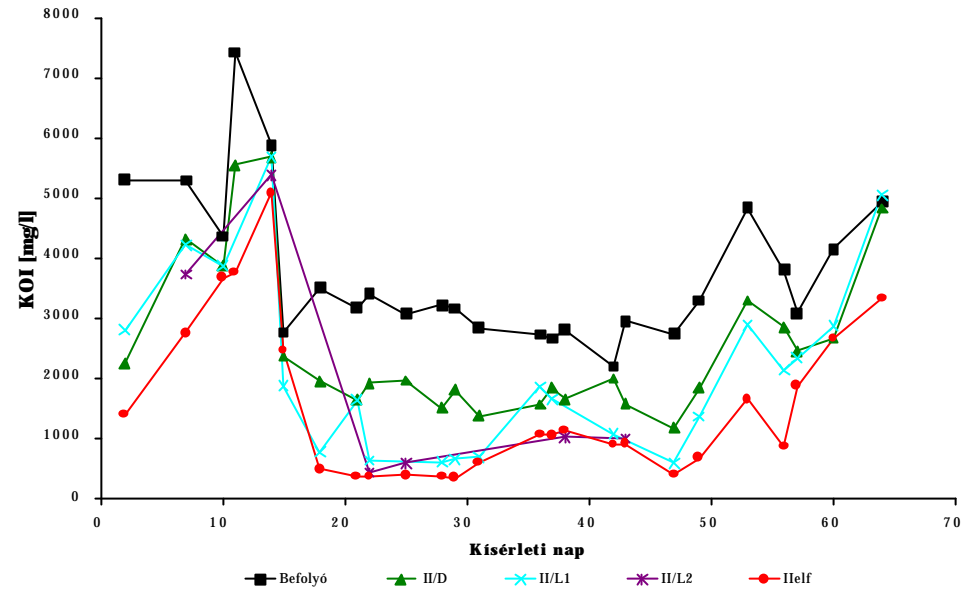
F-12. ábra. A nitrát eltávolítási hatások összehasonlítása a denitrifikálókban



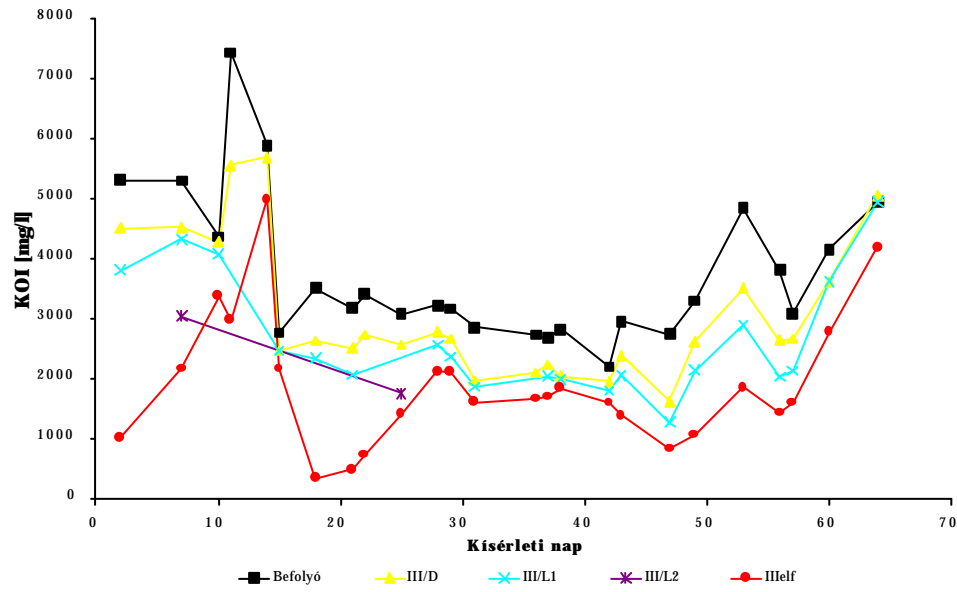
F-13. ábra. A KOI eltávolítási hatások összehasonlítása a denitrifikálókban



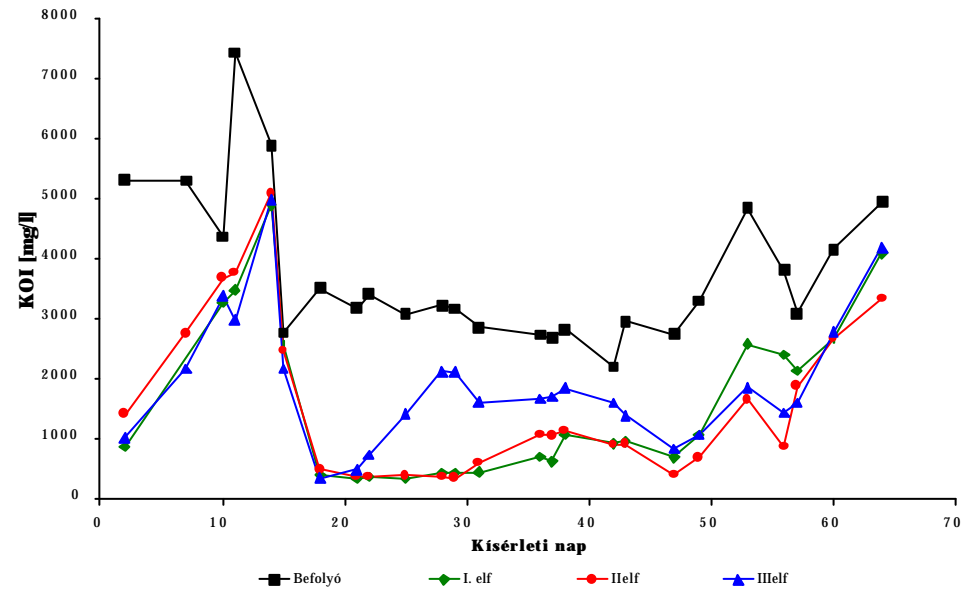
F-14. ábra. A be- és elfolyó KOI értékek az I. rendszerben



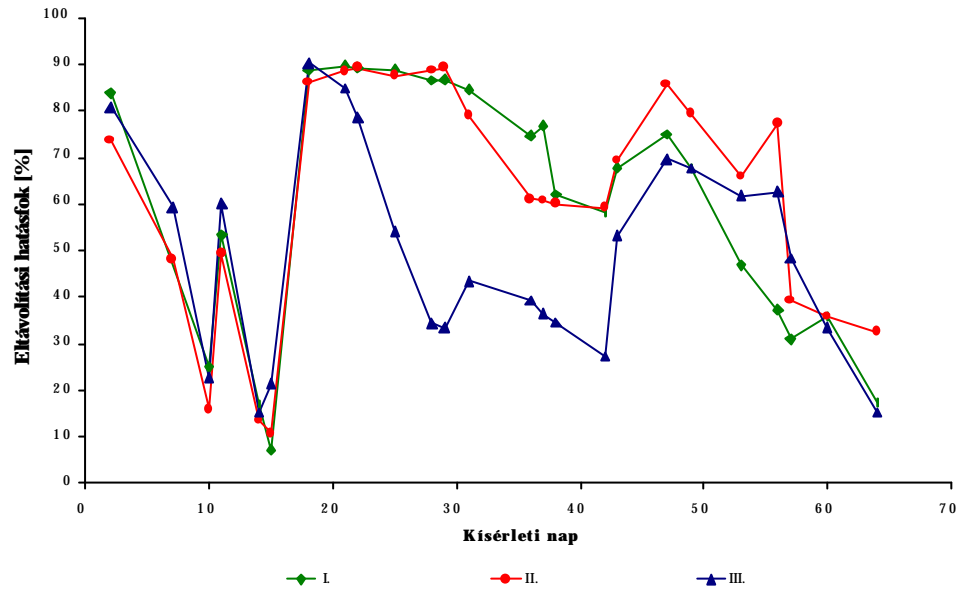
F-15. ábra. A be- és elfolyó KOI értékek a II. rendszerben



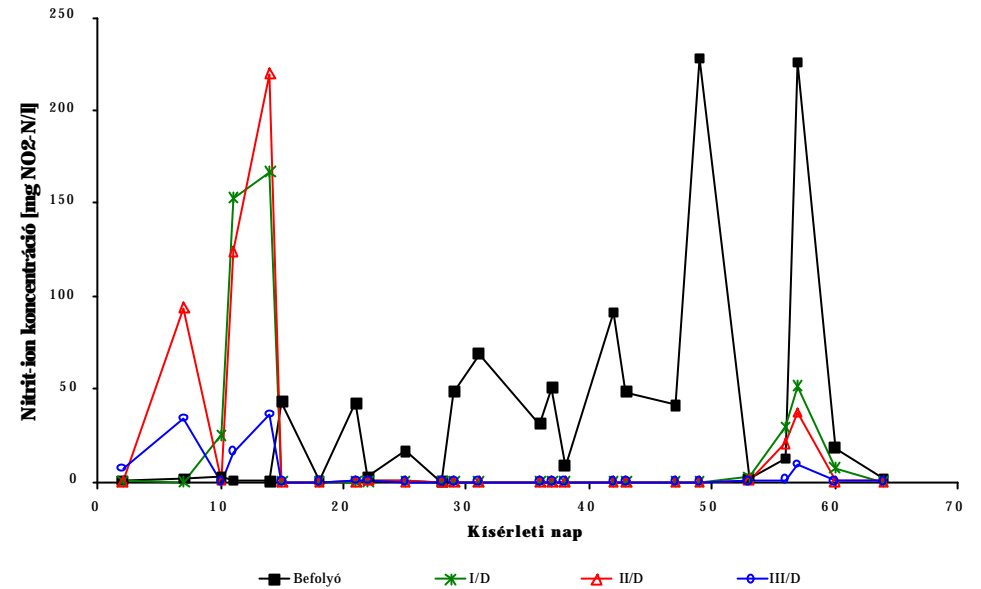
F-16. ábra. A be- és elfolyó KOI értékek a III. rendszerben



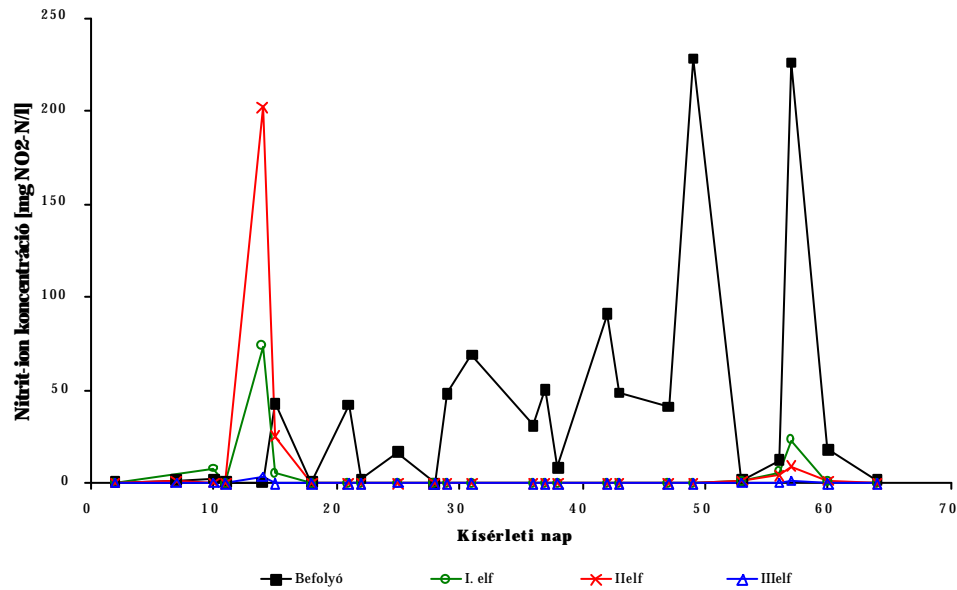
F-17. ábra. A be- és elfolyó KOI értékek az egyes rendszerekből



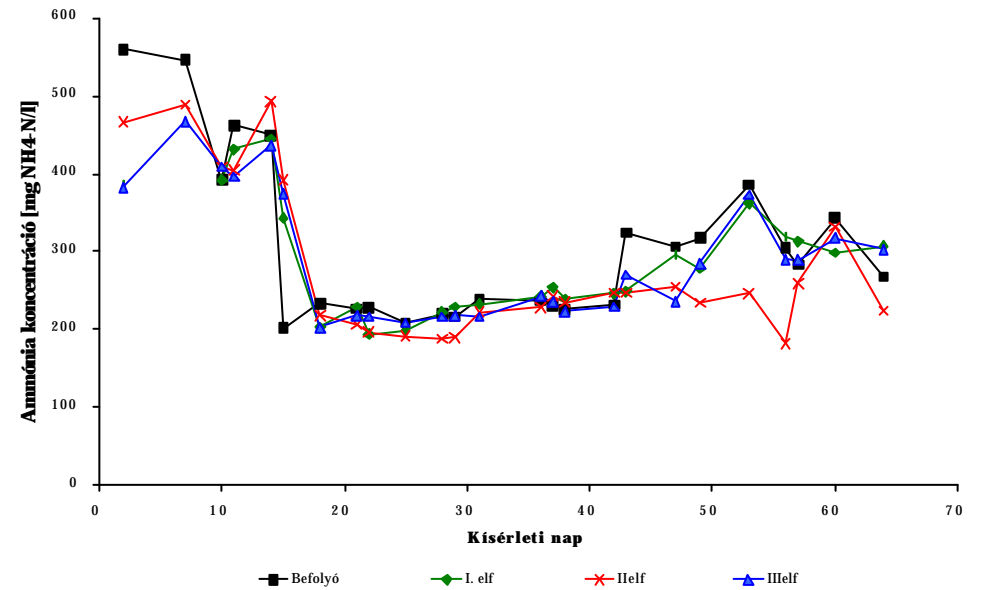
F-18. ábra. A KOI eltávolítási hatások az egyes rendszerben



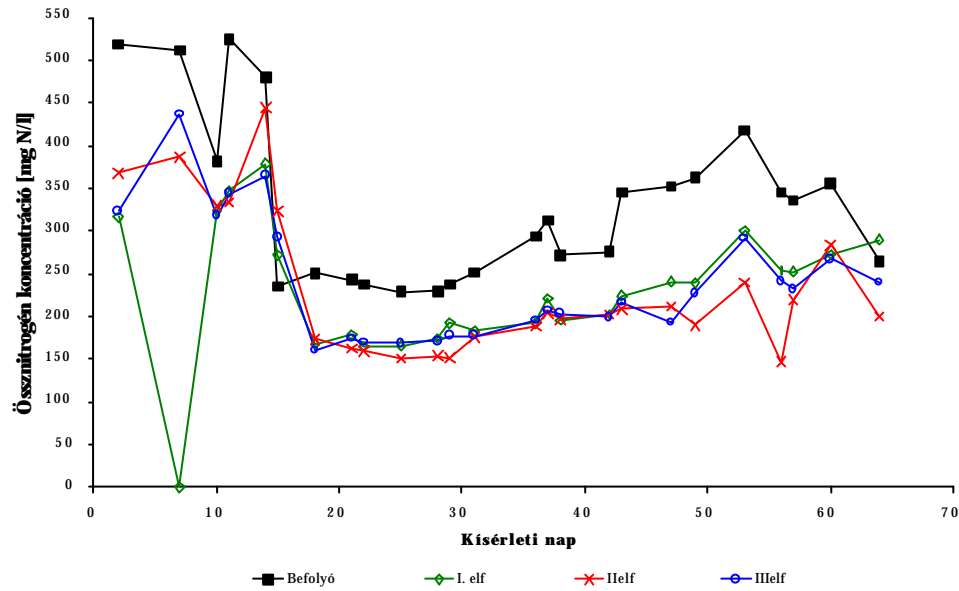
F-19. ábra. A nitrít koncentráció összehasonlítása az egyes denitrifikálóknban



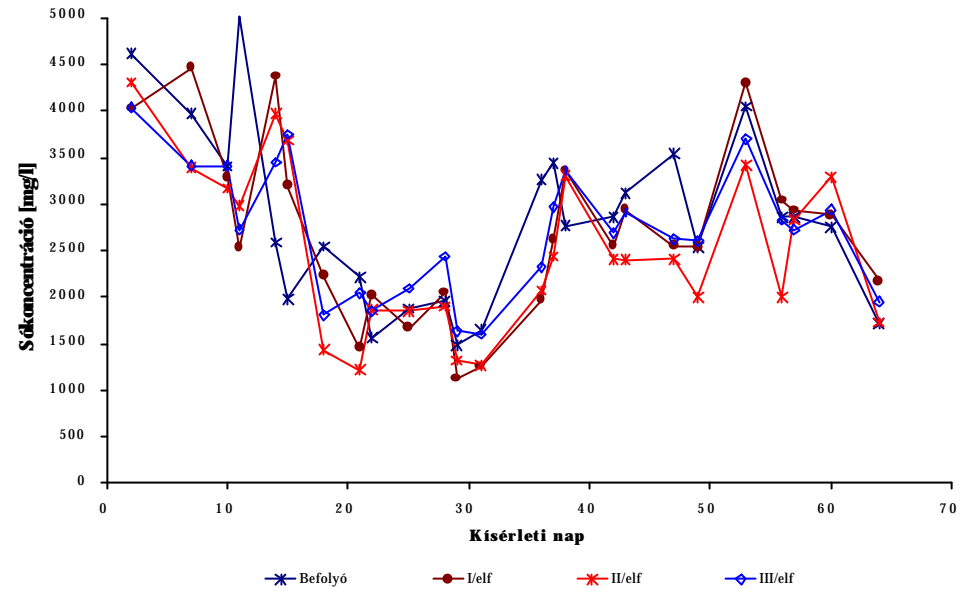
F-20. ábra. A nitrít koncentráció összehasonlítása az egyes elfolyó tisztított vizekben



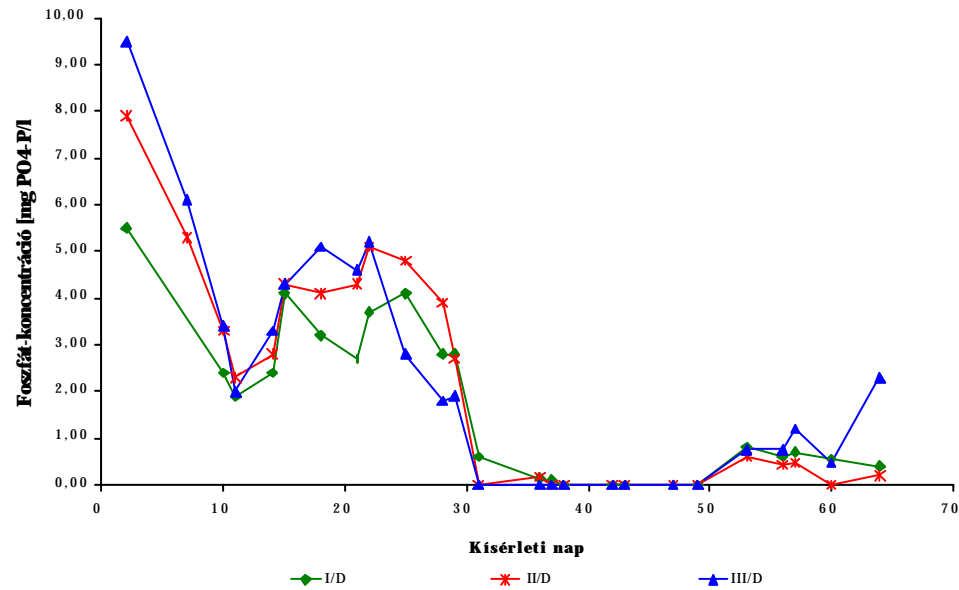
F-21. ábra. Az ammónia koncentráció alakulása az egyes folyókban



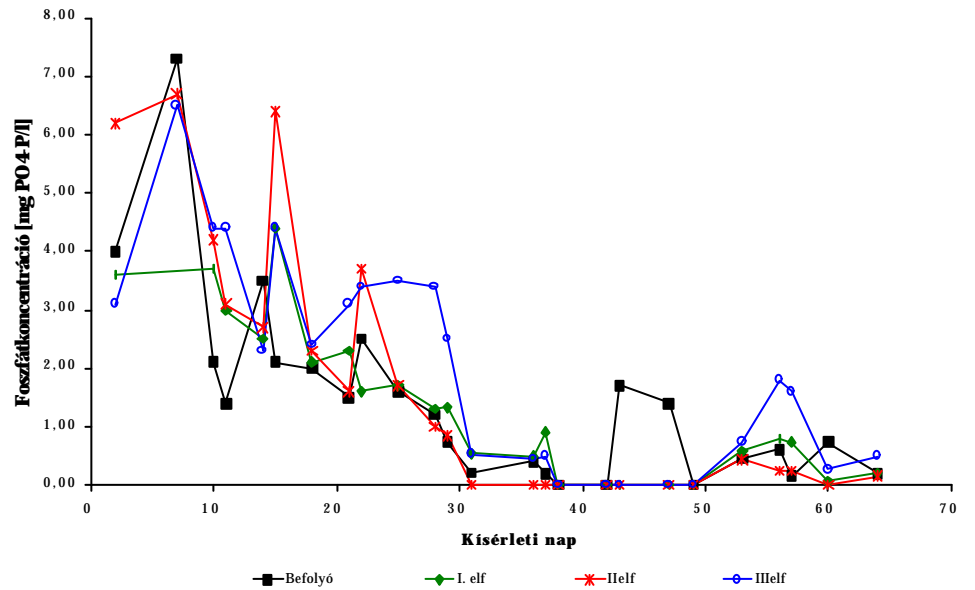
F-22. ábra. Az össznitrogén koncentráció alakulása az egyes elfolyókban



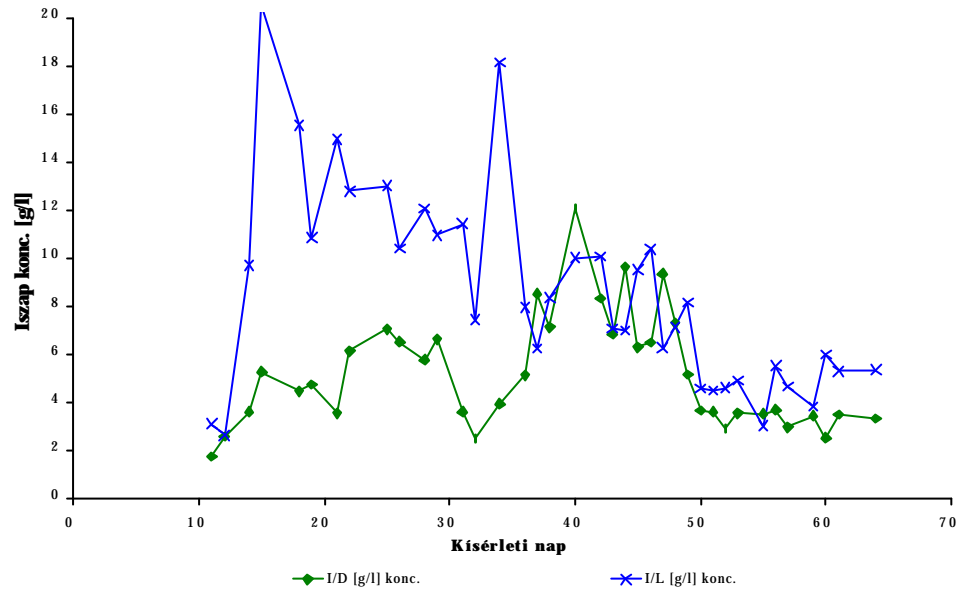
F-23. ábra. Az összes sótartalom alakulása az egyes elfolyókban



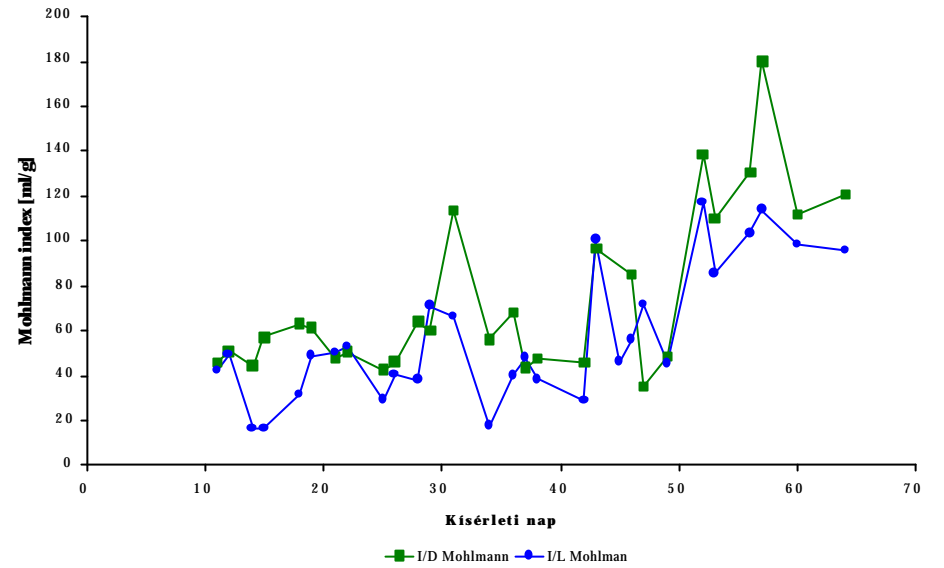
F-24. ábra. A foszfát ion koncentráció összehasonlítása a denitrifikálóokban



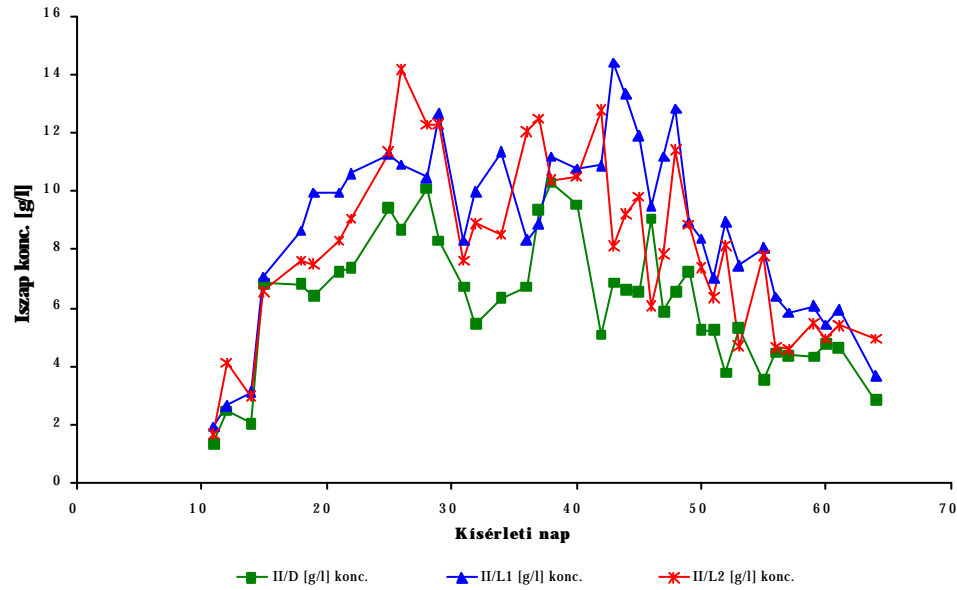
F-25. ábra. A foszfát-ion koncentráció alakulása az egyes elfolyókban



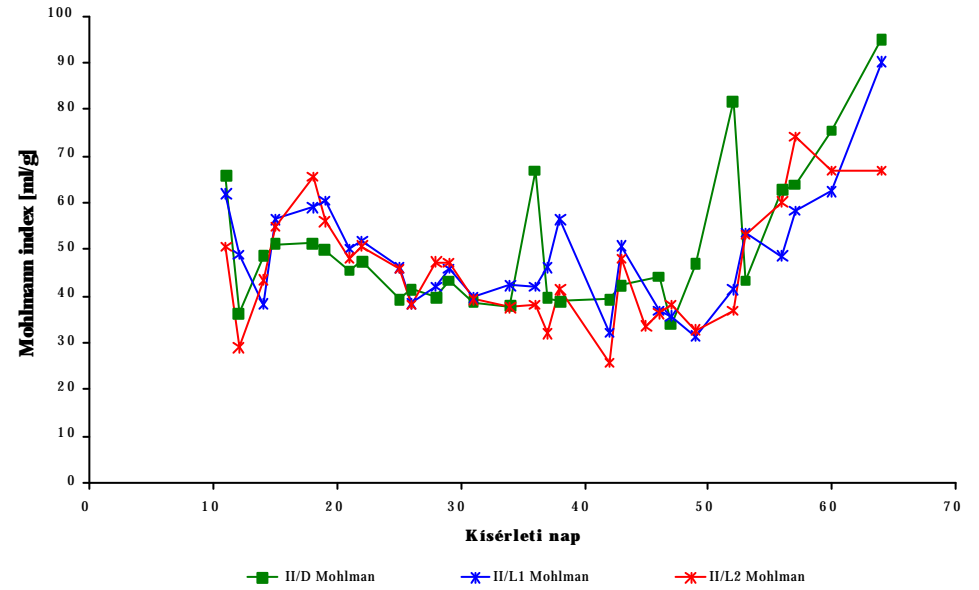
F-26. ábra. Az iszap koncentrációk összehasonlítása az I. rendszerben



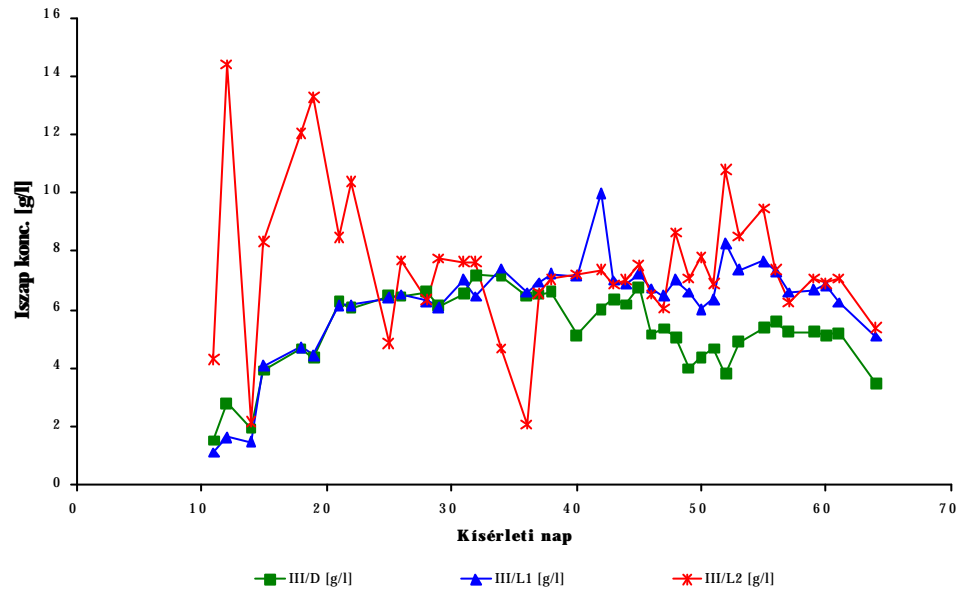
F-27. ábra. A Mohlmann indexek összehasonlítása az I. rendszerben



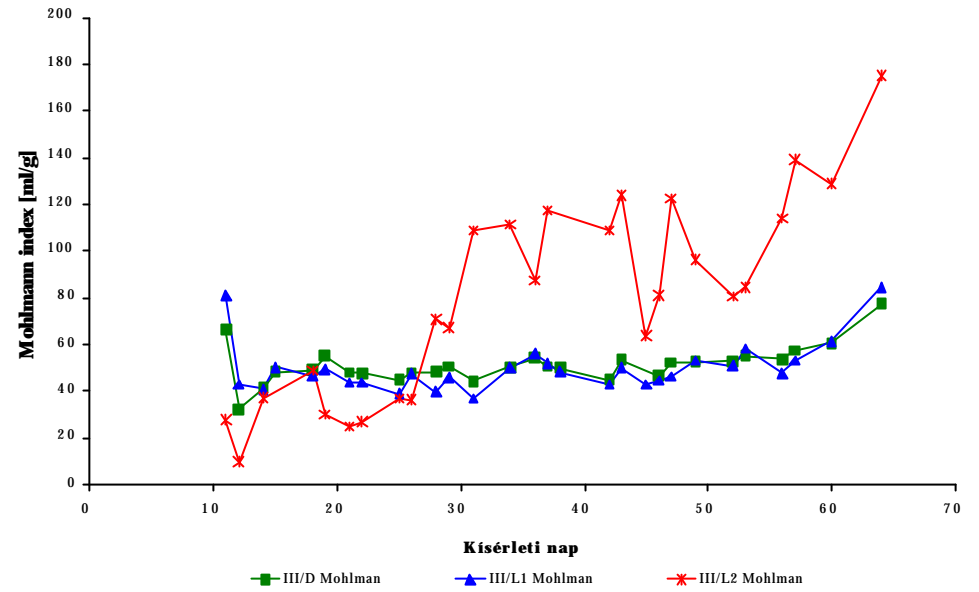
F-28. ábra. Az iszap koncentrációk összehasonlítása a II. rendszerben



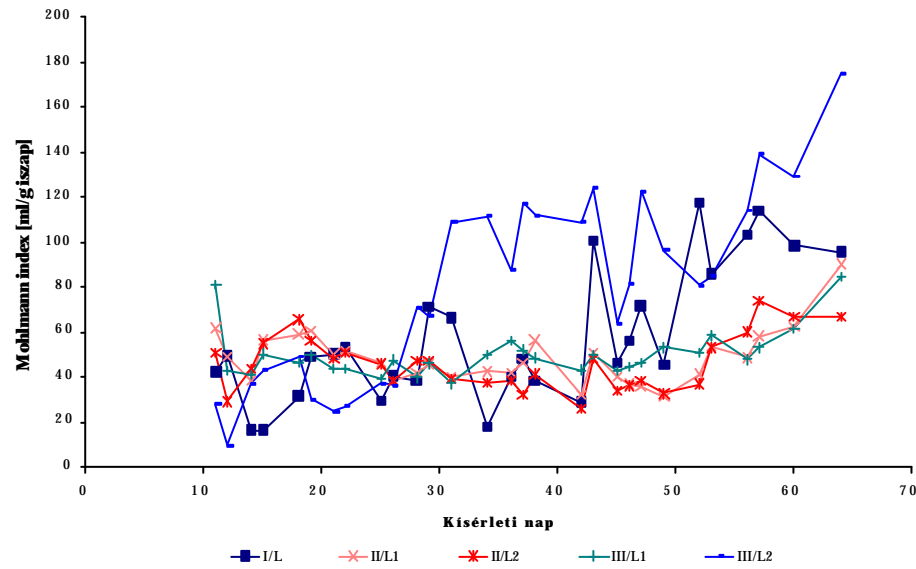
F-29. ábra. A Mohlmann indexek összehasonlítása a II. rendszerben



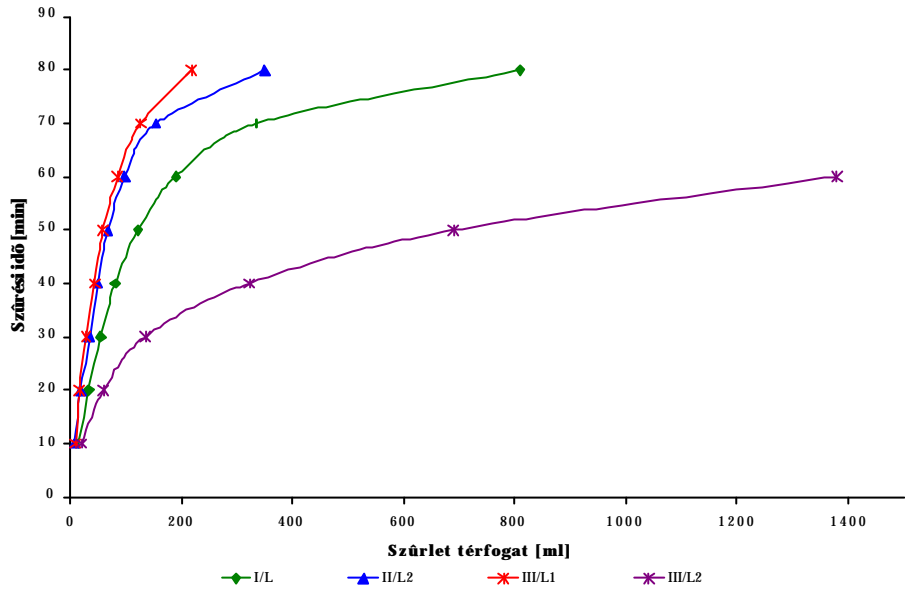
F-30. ábra. Az izrap koncentrációk összehasonlítása a III. rendszerben



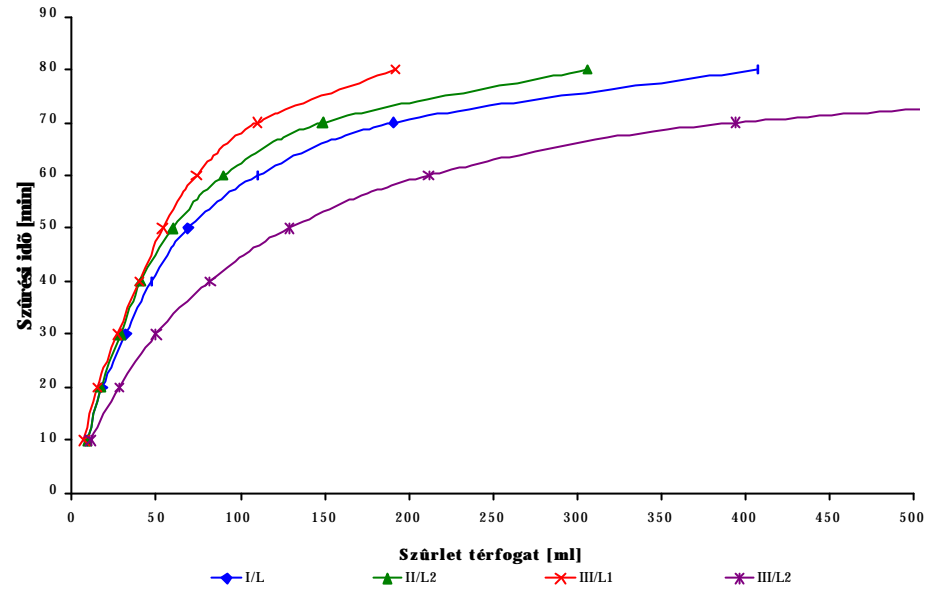
F-31. ábra. A Mohlmann indexek összehasonlítása a III. rendszerben



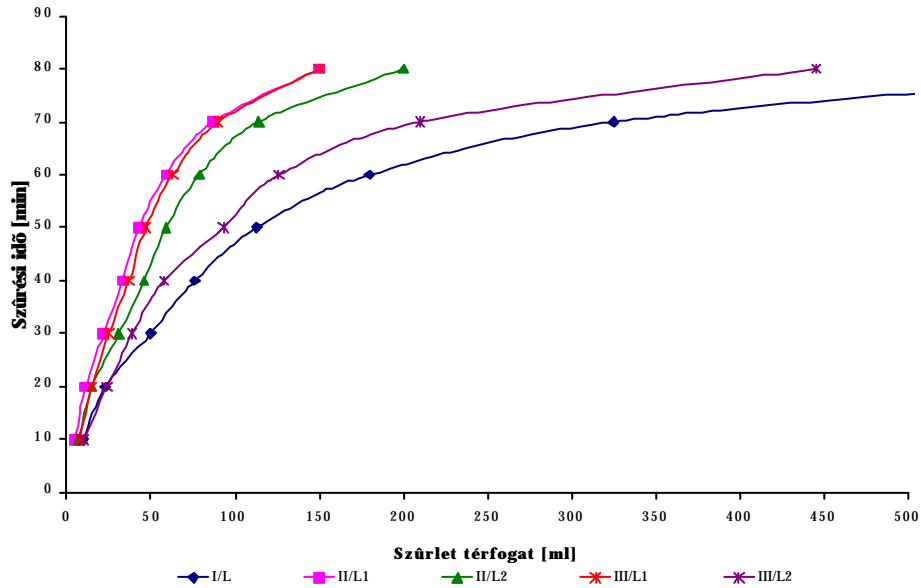
F-32. ábra. A Mohlmann indexek összehasonlítása az egyes rendszerekben



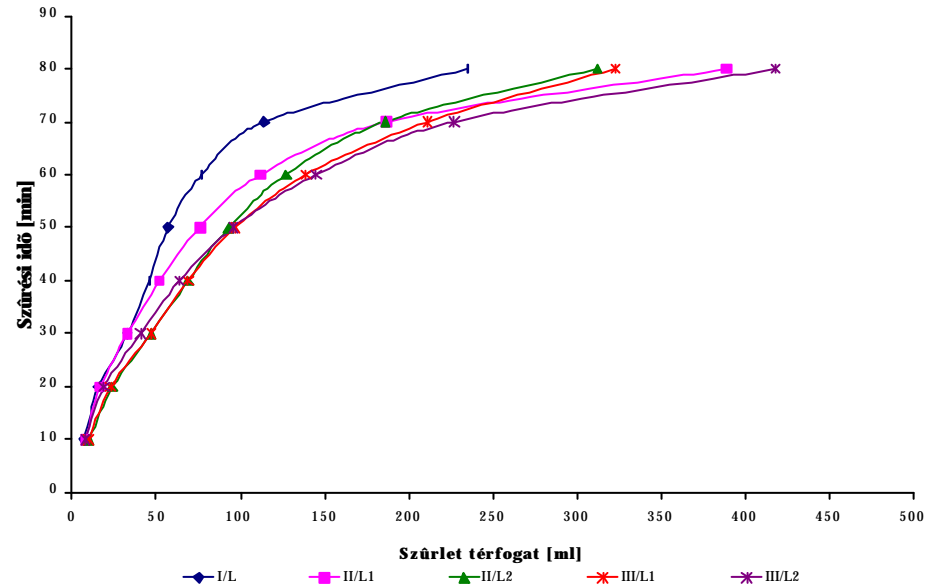
F-33. ábra. Szűrési görbék a 19. kísérleti napon



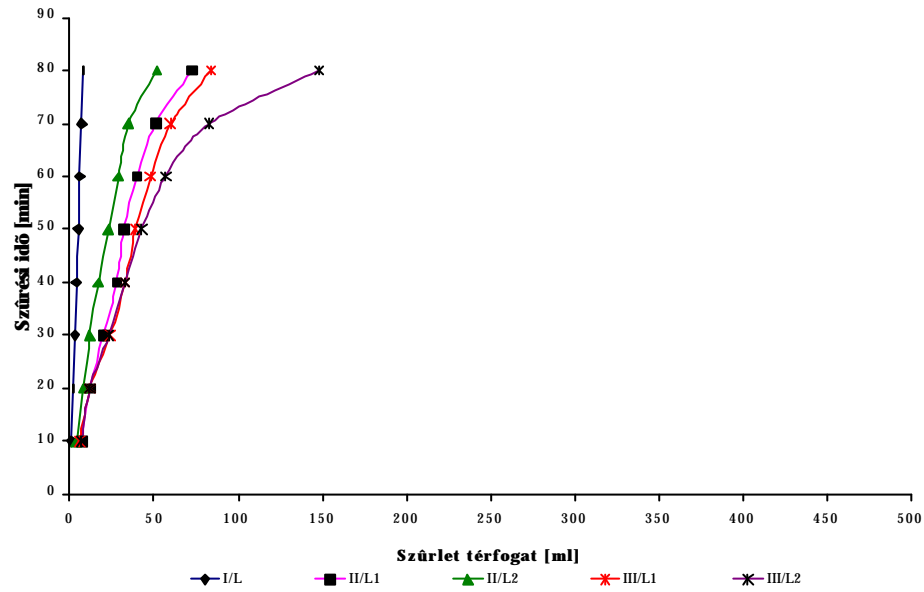
F-34. ábra. Szűrési görbék a 29. kísérleti napon



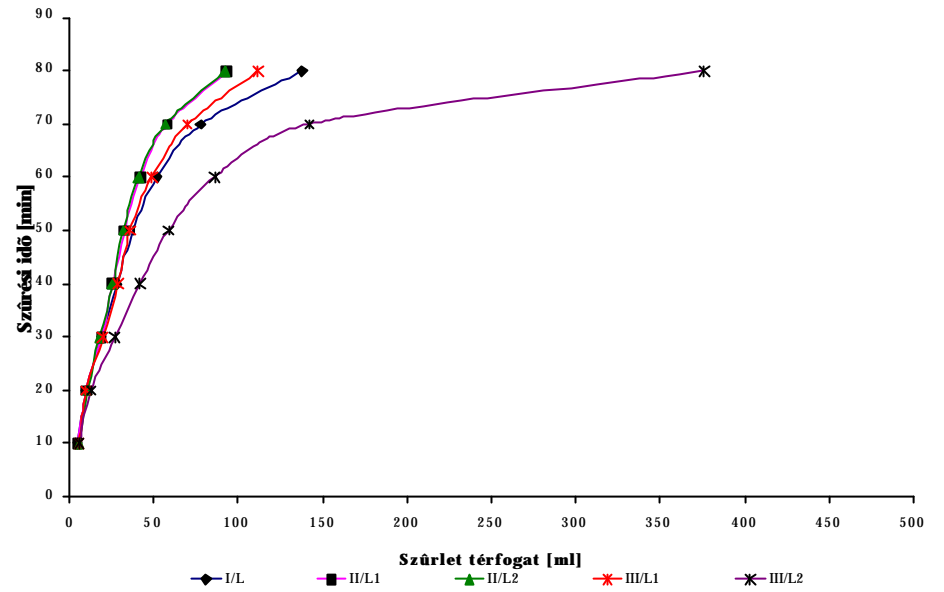
F-35. ábra. Szűrési görbék a 34. kísérleti napon



F-36. ábra. Szűrési görbék a 37. kísérleti napon

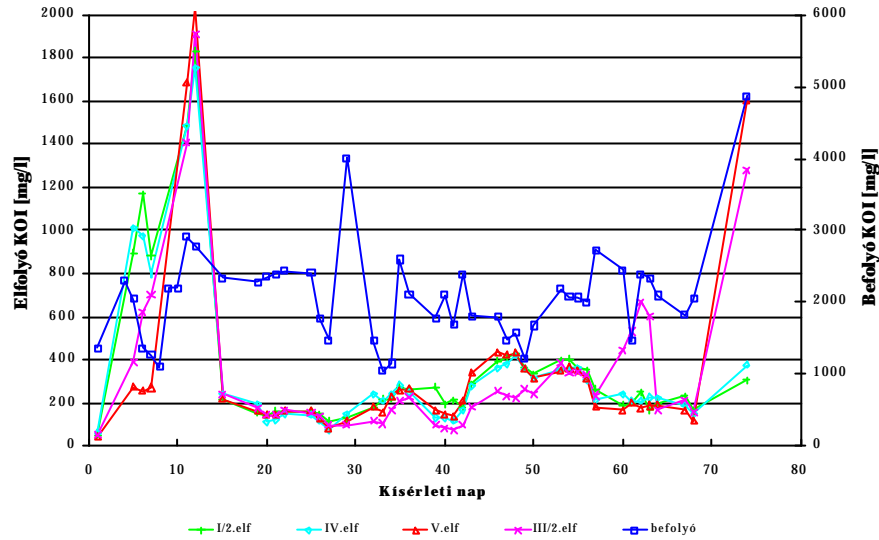


F-37. ábra. Szűrési görbék az 50. kísérleti napon

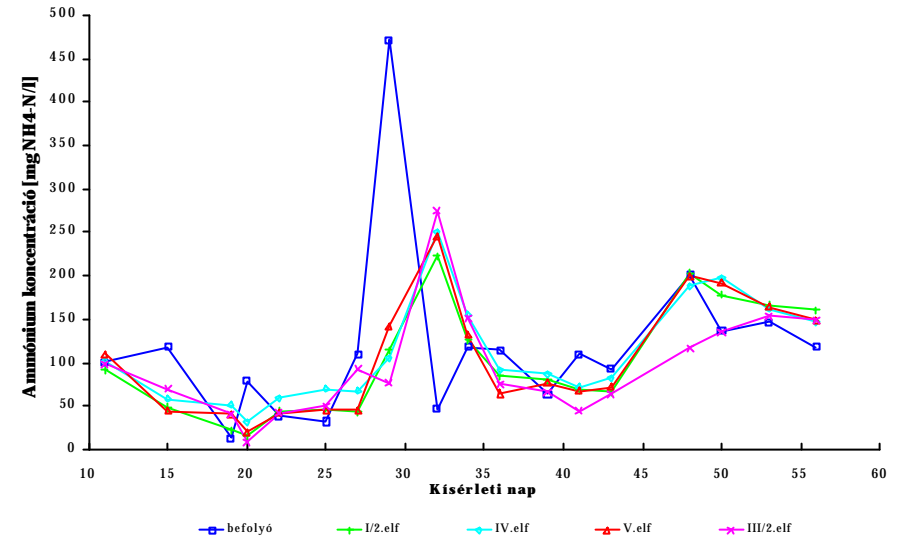


F-38. ábra. Szűrési görbék az 55. kísérleti napon

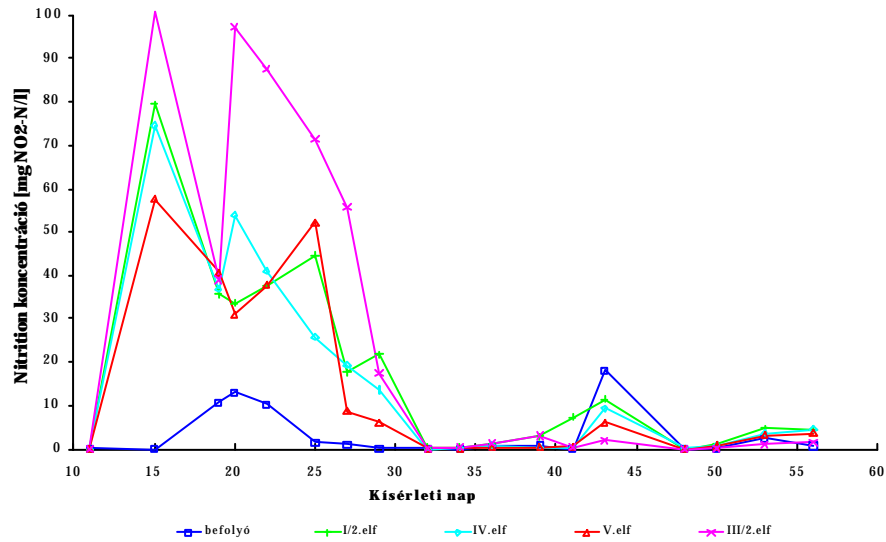
3. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK AZ EGY ÉS KÉTISZAPKÖRÖS SOROS RENDSZEREK ÖSSZEVE ETÉSÉHEZ (3.1.4. FEJEZET)



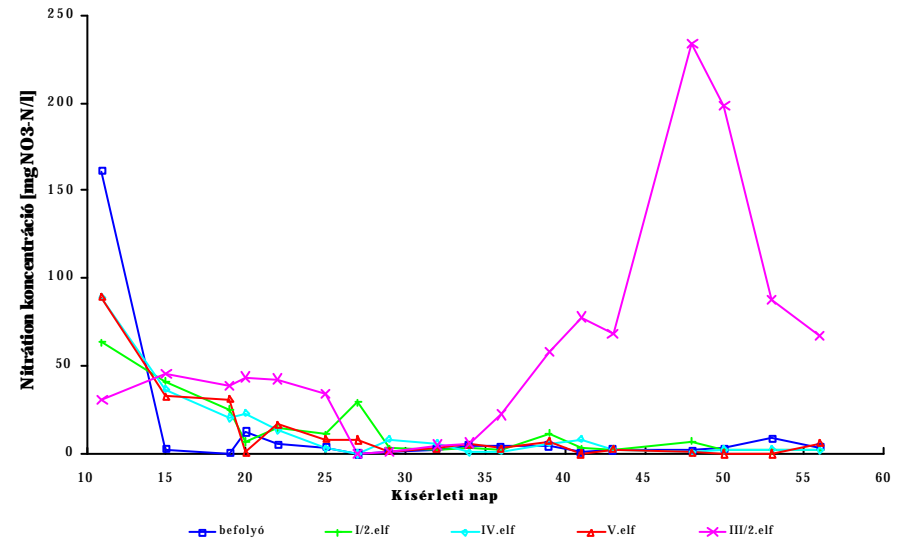
F-39. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz KOI értékei



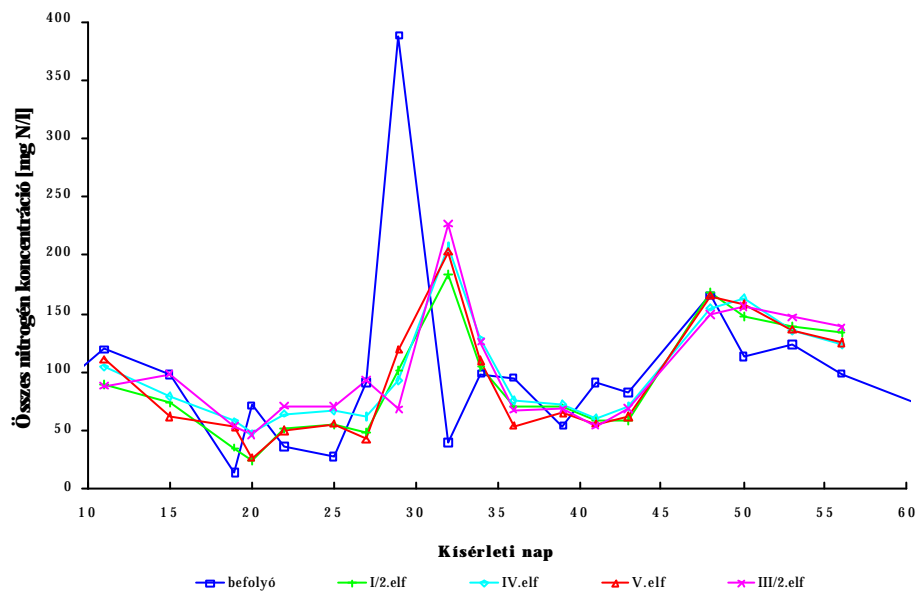
F-40. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NH₄-N értékei



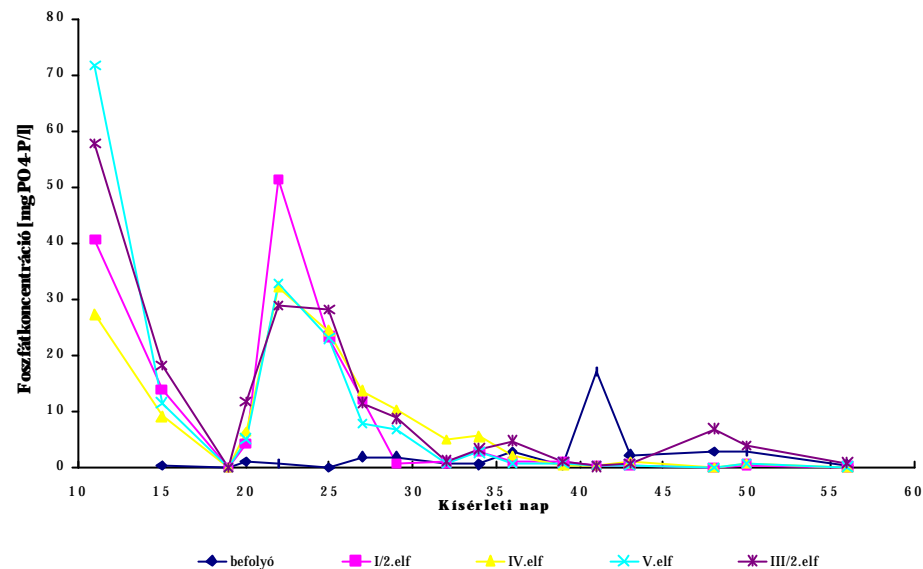
F-41. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₂-N értékei



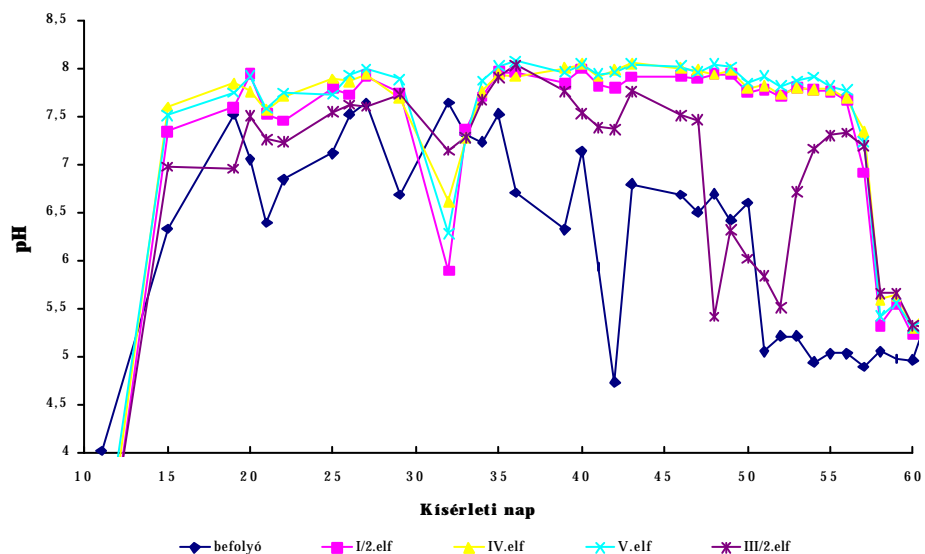
F-42. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₃-N értékei



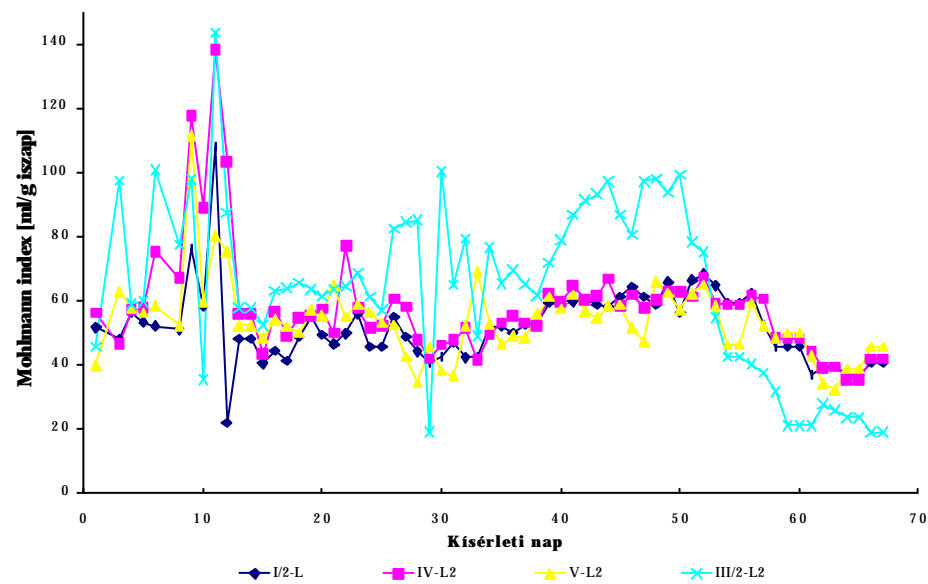
F-43. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-nitrogén értékei



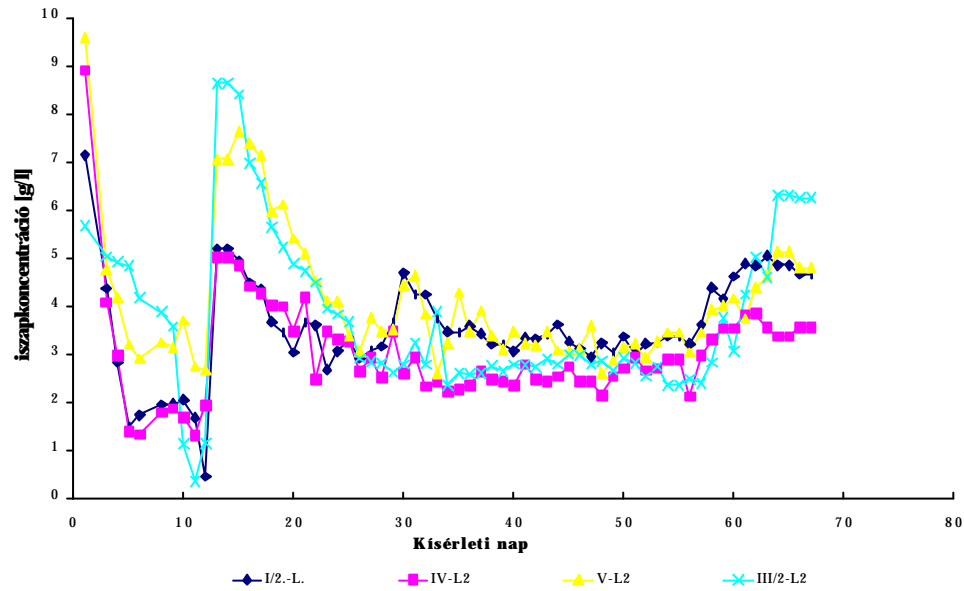
F-44. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz foszfát-ion értékei



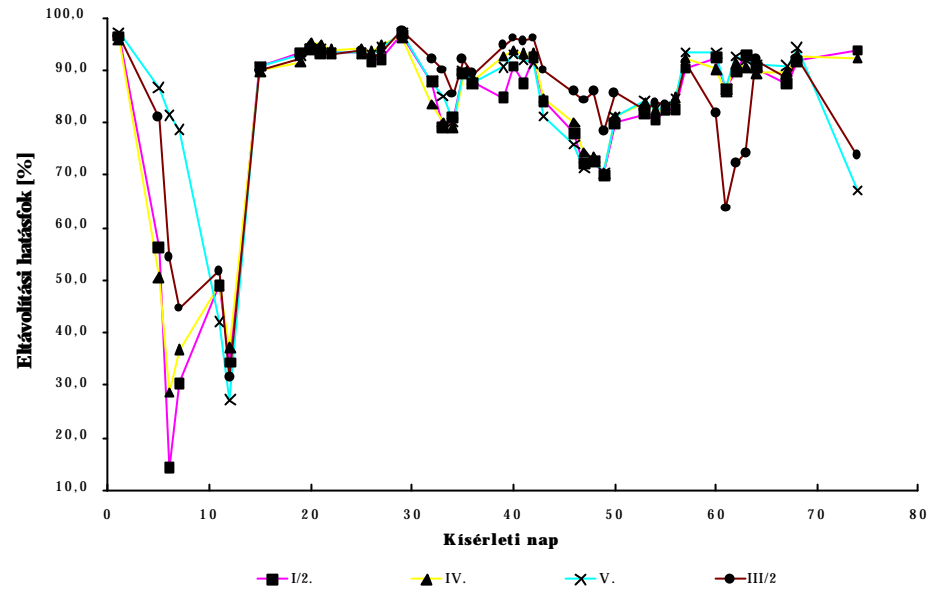
F-45. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz pH értékei



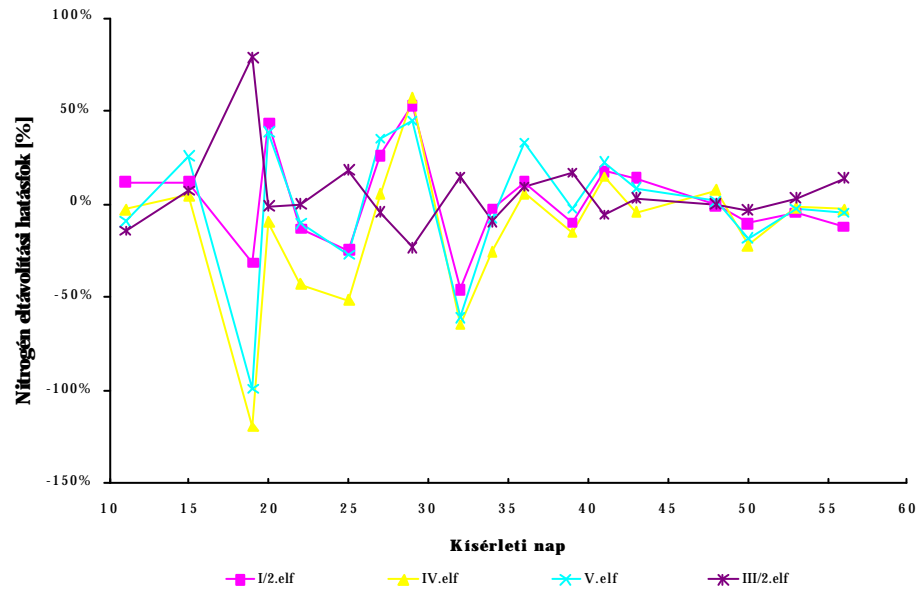
F-46. ábra. Az egyes rendszerek ülepítendő iszapjának Mohlmann értékei



F-47. ábra. Az egyes rendszerek reaktoraiban az ülepítendő szárazanyag-tartalom

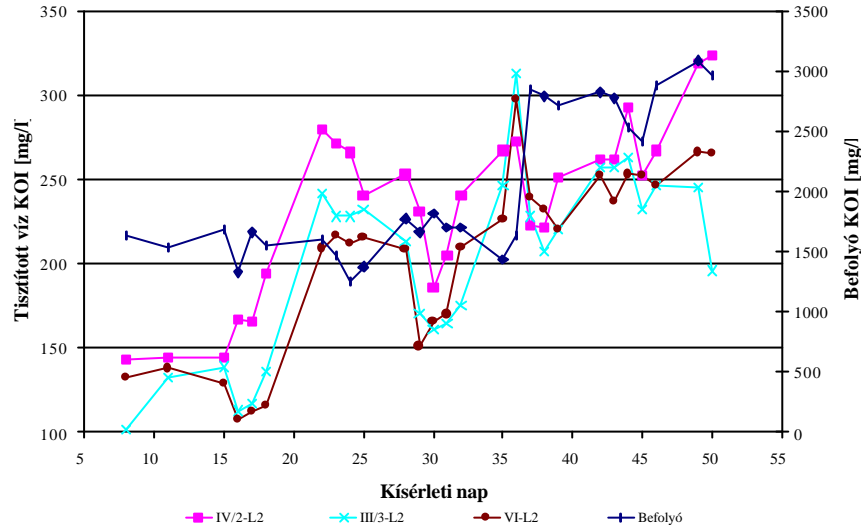


F-48. ábra. Az egyes rendszerek KOI eltávolítási hatásfoka

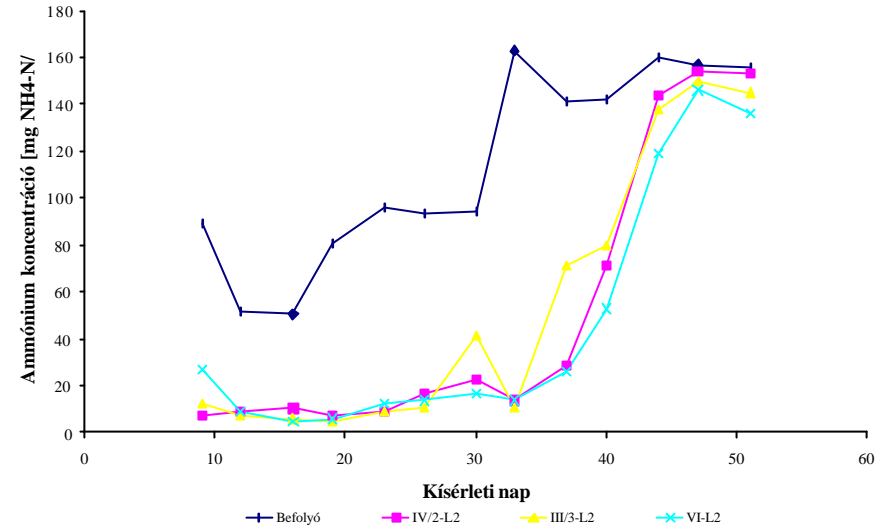


F-49. ábra. Az egyes rendszerek nitrogén eltávolítási hatásfoka

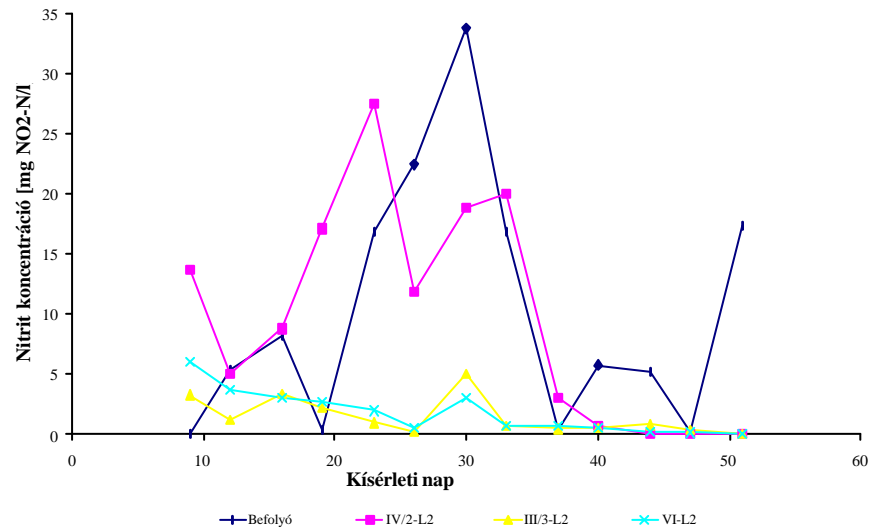
4. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK AZ ÚJ, MÓDOSÍTOTT KÉTISZAPKÖRÖS BIOREAKTOR ELRENDEZÉS KIDOLGOZÁSÁHOZ (3.1.5. FEJEZET)



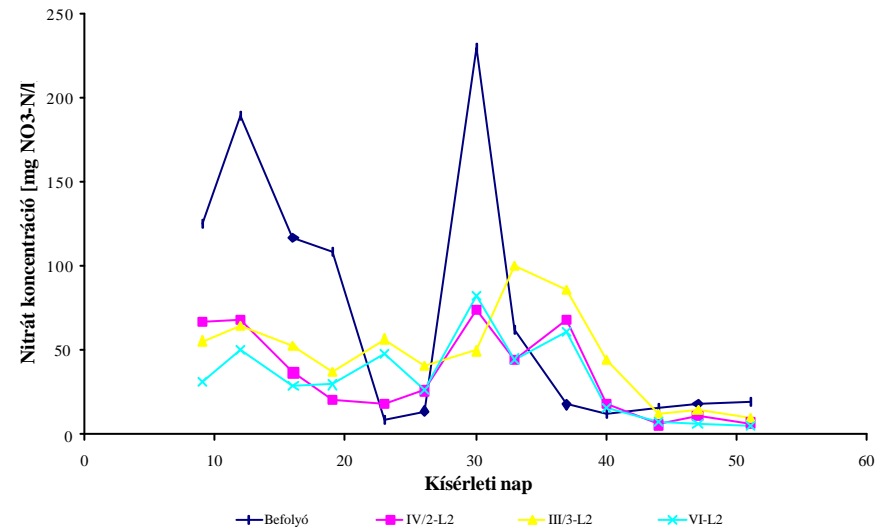
F-50. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz KOI értékei



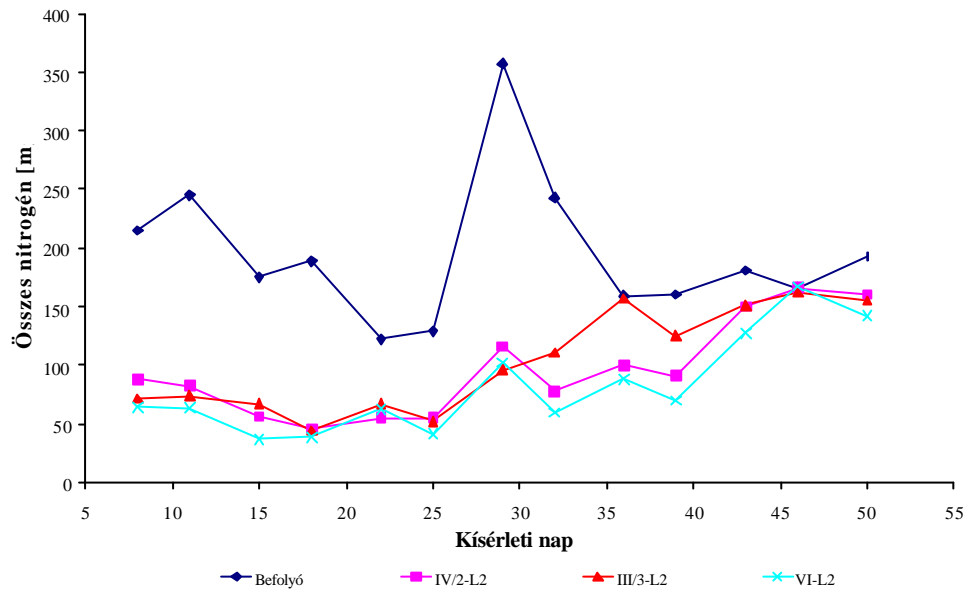
F-51. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NH₄-N értékei



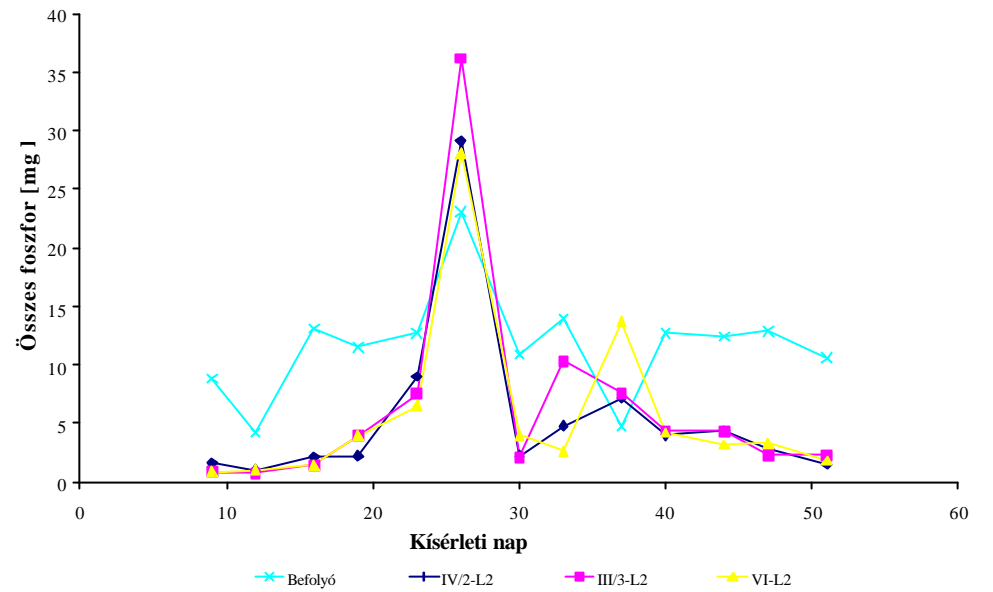
F-52. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₂-N értékei



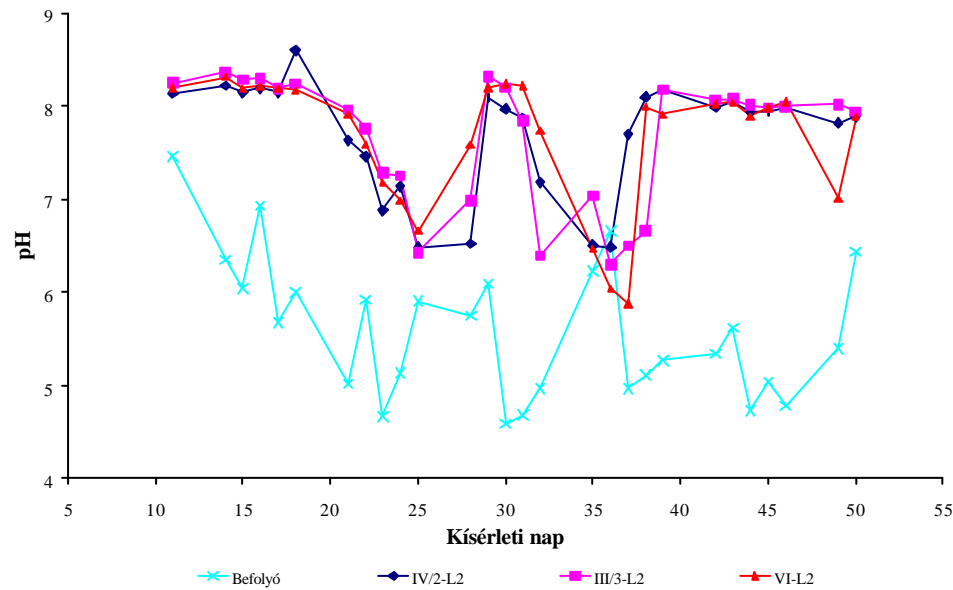
F-53. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₃-N értékei



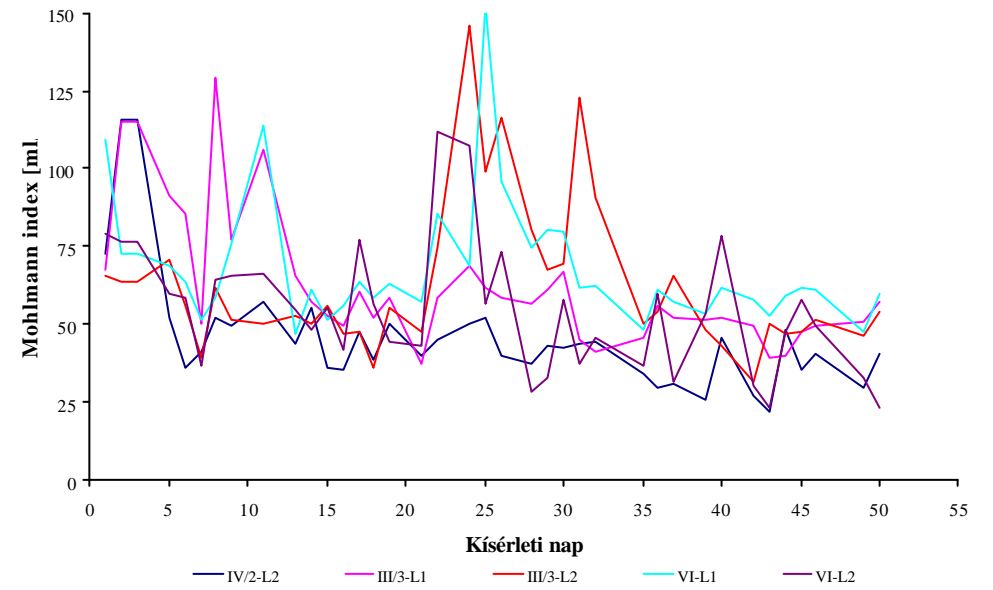
F-54. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-nitrogén értékei



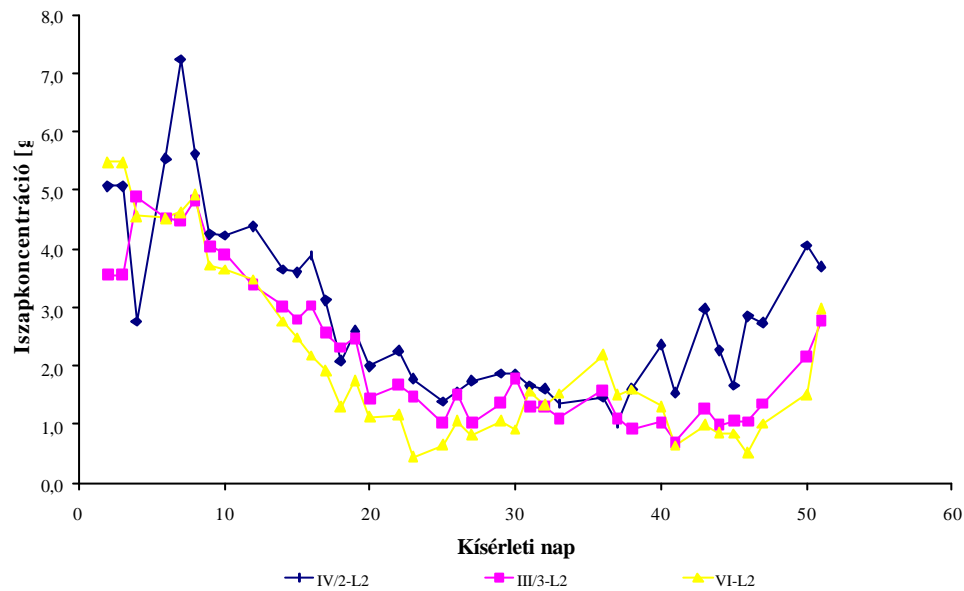
F-55. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-foszfor értékei



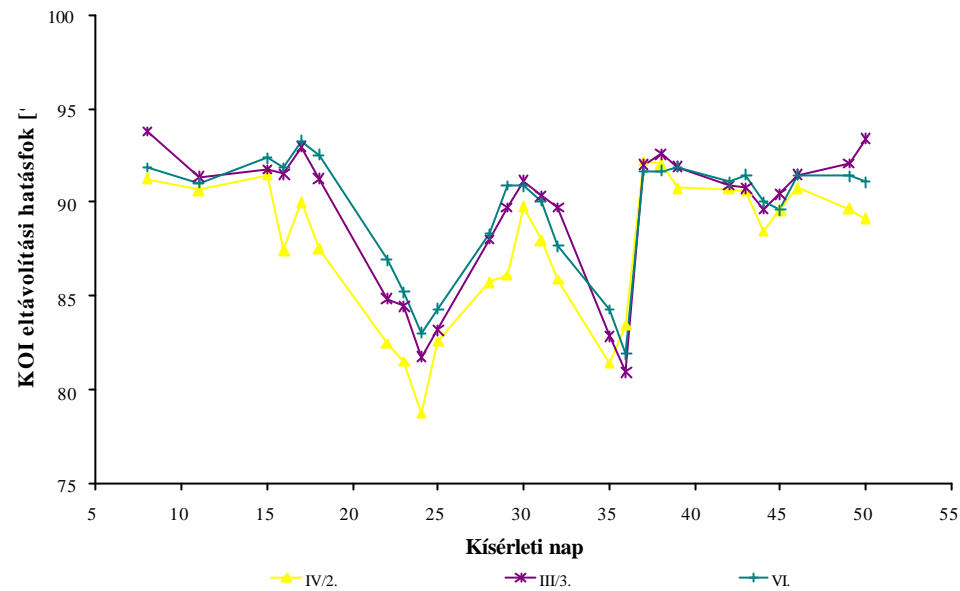
F-56. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz pH értékei



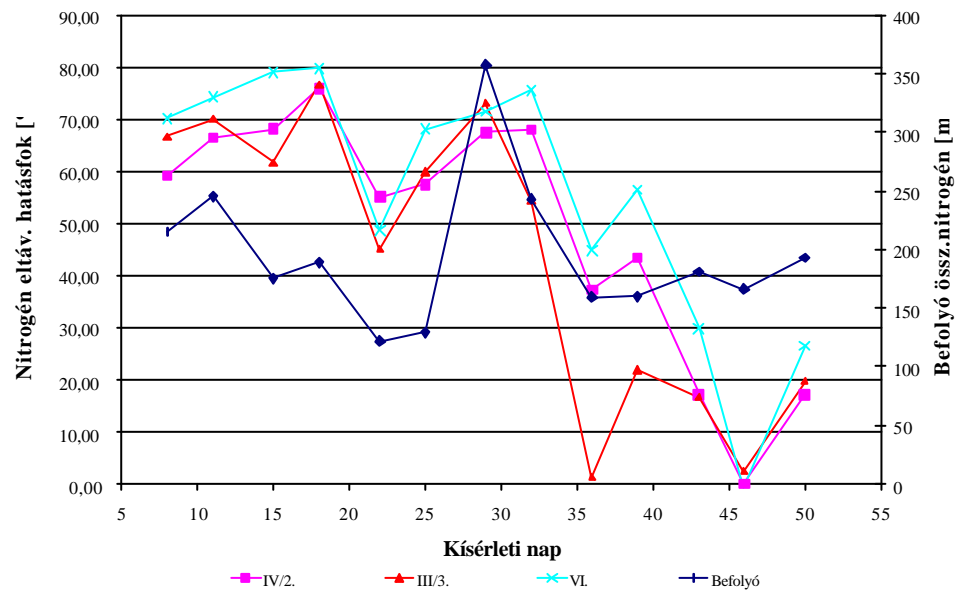
F-57. ábra. Az egyes rendszerek ülepítendő iszapjának Mohlmann értékei



F-58. ábra. Az egyes rendszerek reaktoraiban az ülepítendő szárazanyag-tartalom

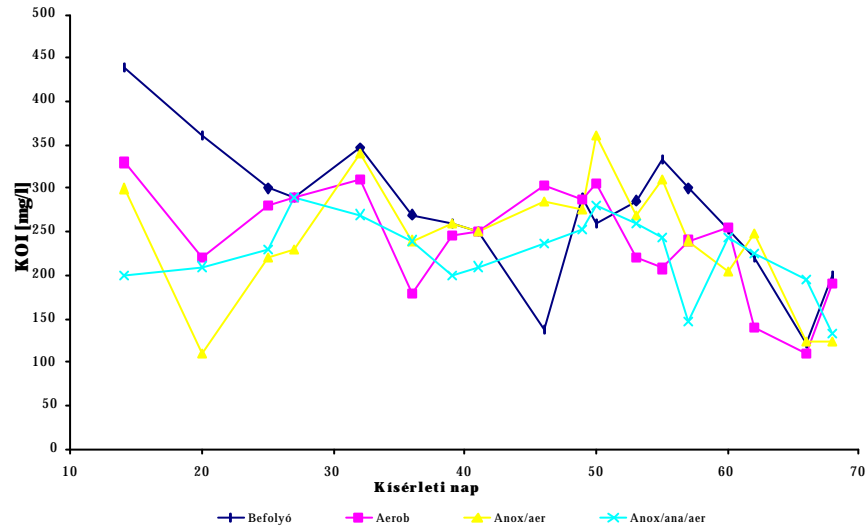


F-59. ábra. Az egyes rendszerek KOI eltávolítási hatásfoka

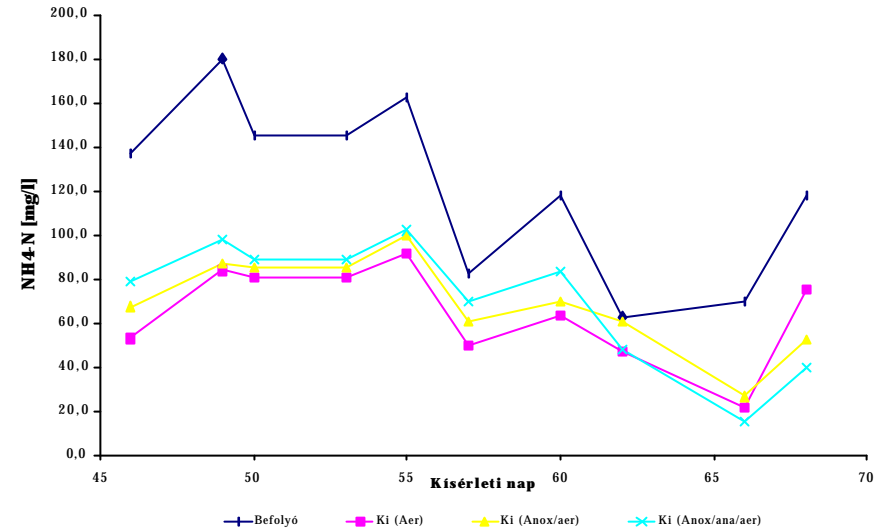


F-60. ábra. Az egyes rendszerek nitrogén eltávolítási hatásfoka

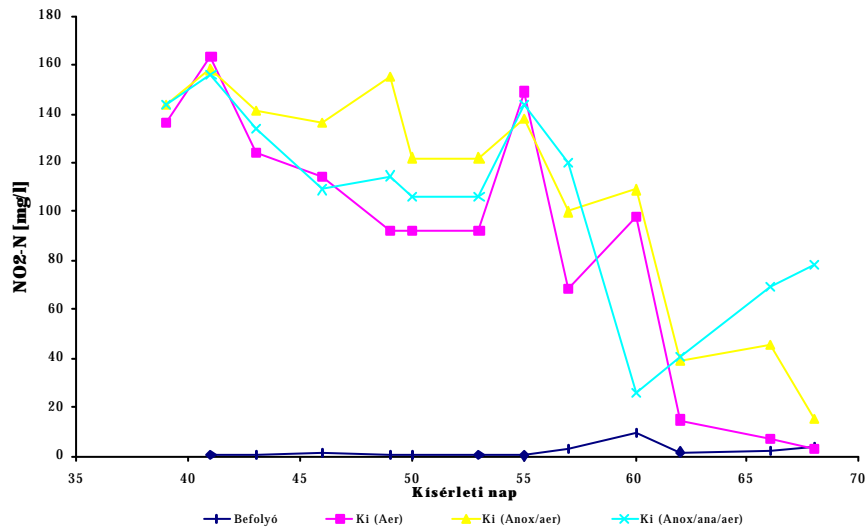
5. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK A KÖTÖTTÁGYAS UTÓTISZTÍTÁSI TECHNOLÓGIÁK LABORATÓRIUMI TANULMÁNYOZÁSÁHOZ (3.1.6. FEJEZET)



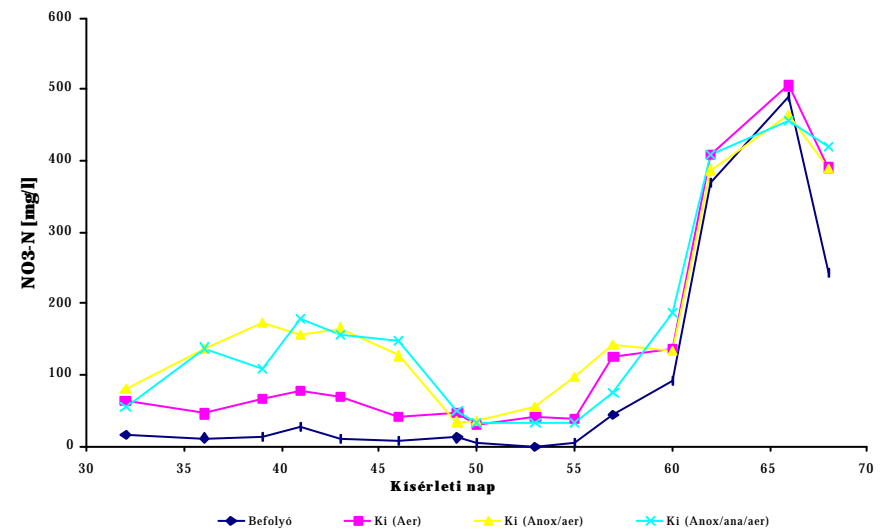
F-61. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz KOI értékei



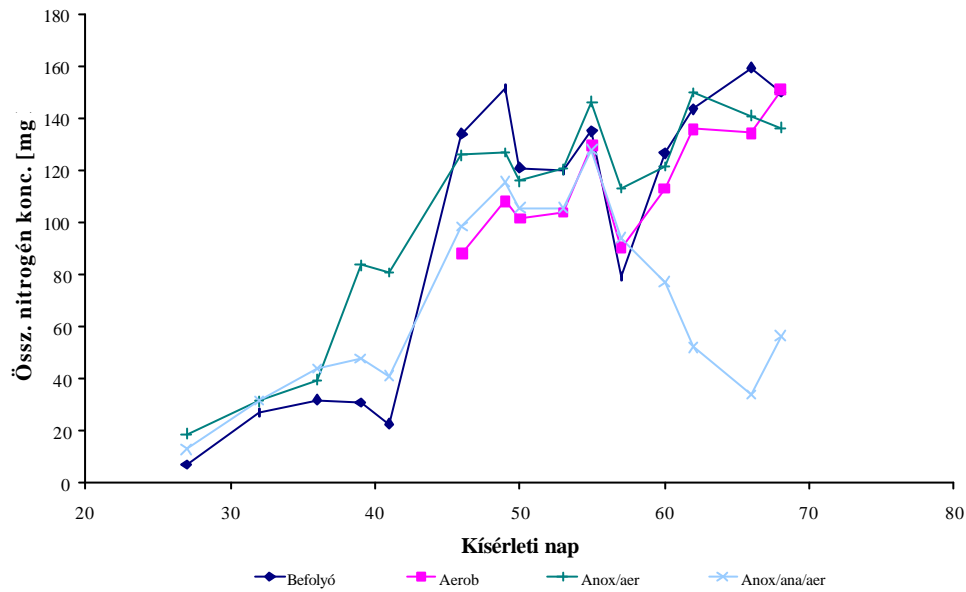
F-62. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NH₄-N értékei



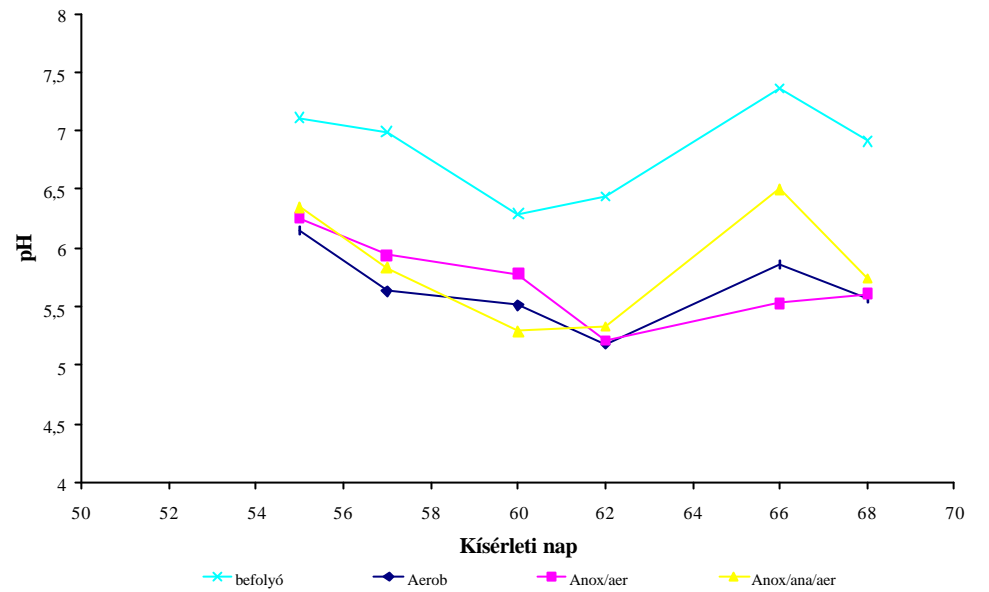
F-63. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₂-N értékei



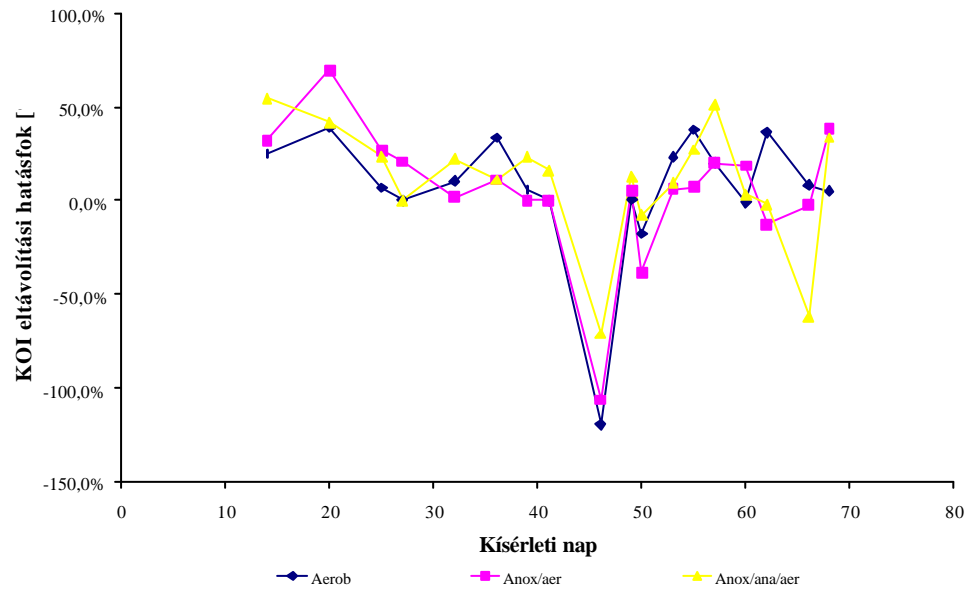
F-64. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₃-N értékei



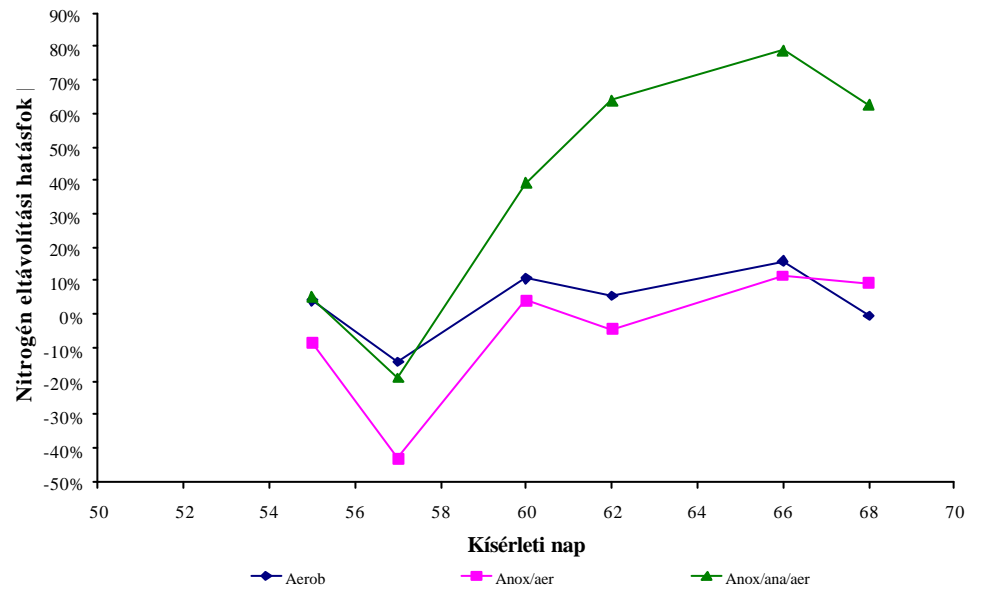
F-65. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-nitrogén értékei



F-66. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz pH értékei

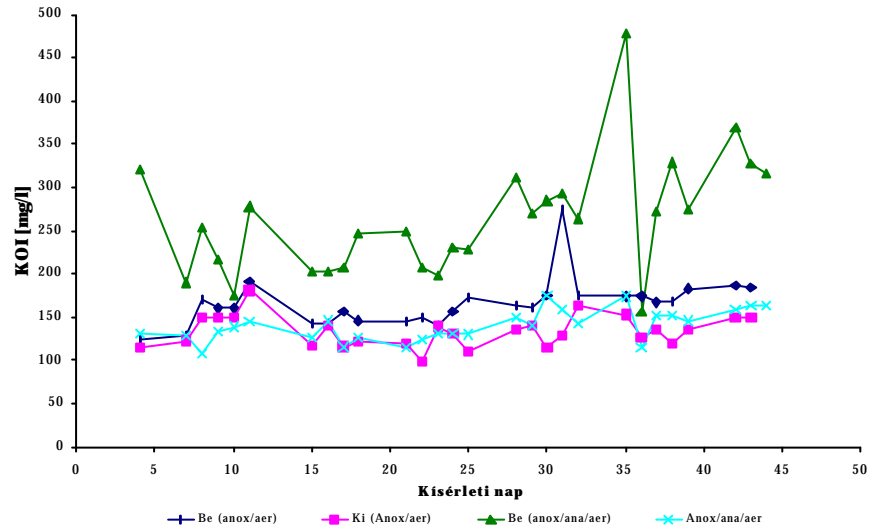


F-67. ábra. Az egyes rendszerek KOI eltávolítási hatásfoka

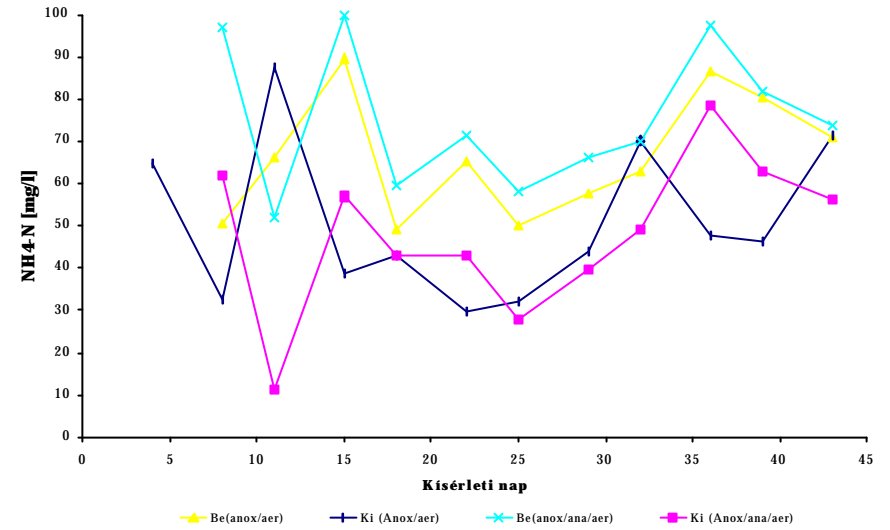


F-68. ábra. Az egyes rendszerek nitrogén eltávolítási hatásfoka

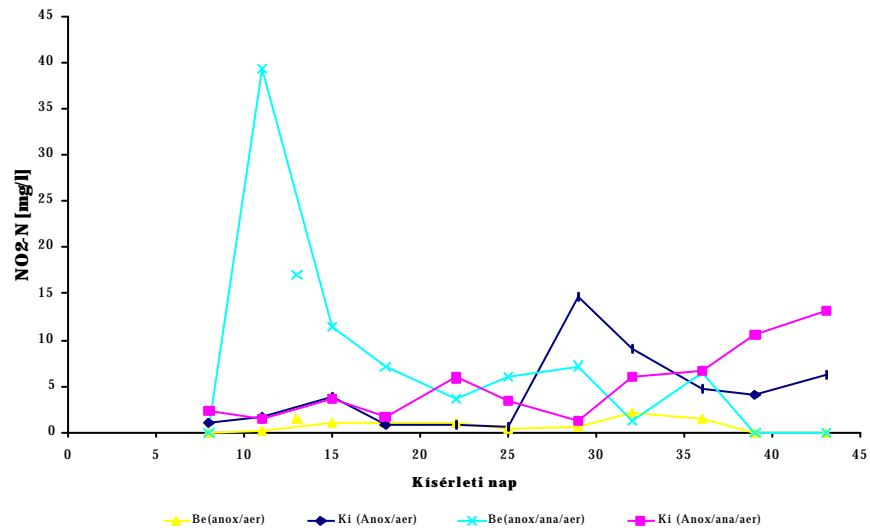
6. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK A KÖTÖTTÁGYAS UTÓTISZTÍTÁSI TECHNOLÓGIÁK HELYSZÍNI TANULMÁNYOZÁSÁHOZ (3.1.6.3.2. FEJEZET)



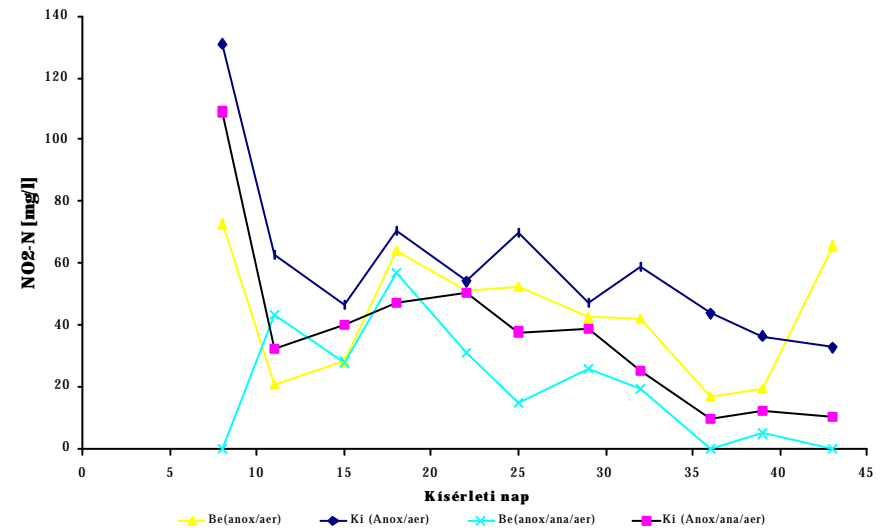
F-69. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz KOI értékei



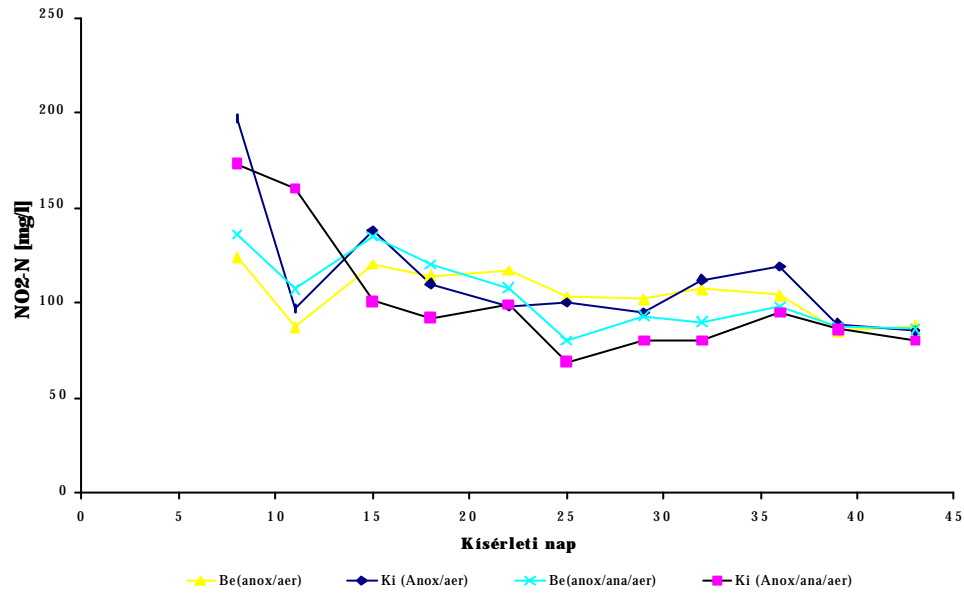
F-70. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NH₄-N értékei



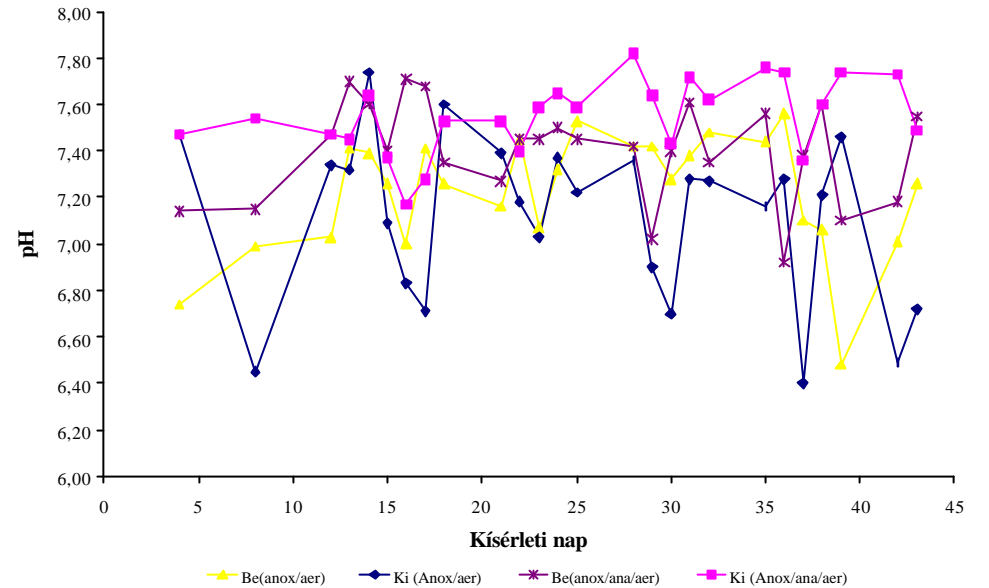
F-71. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₂-N értékei



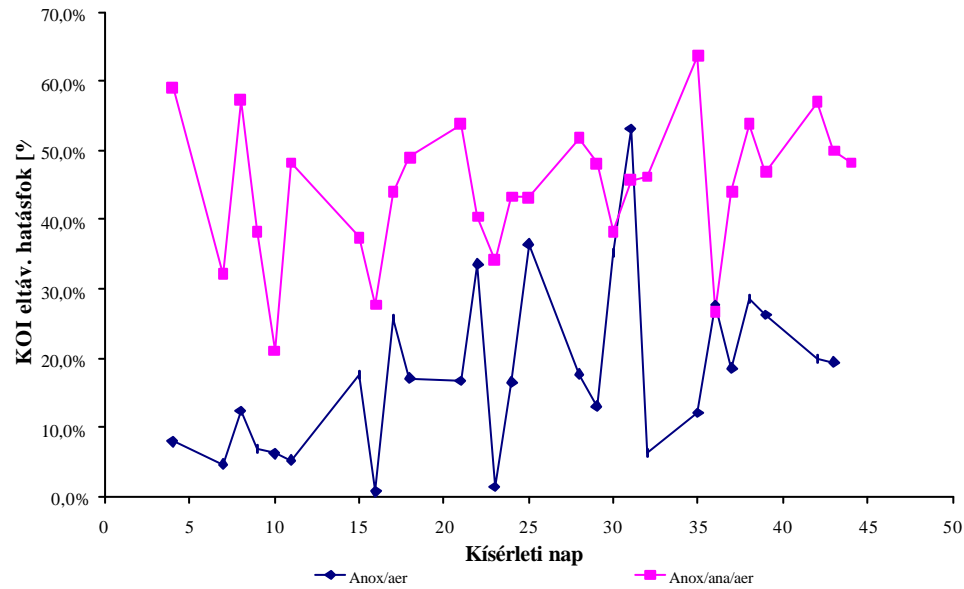
F-72. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₃-N értékei



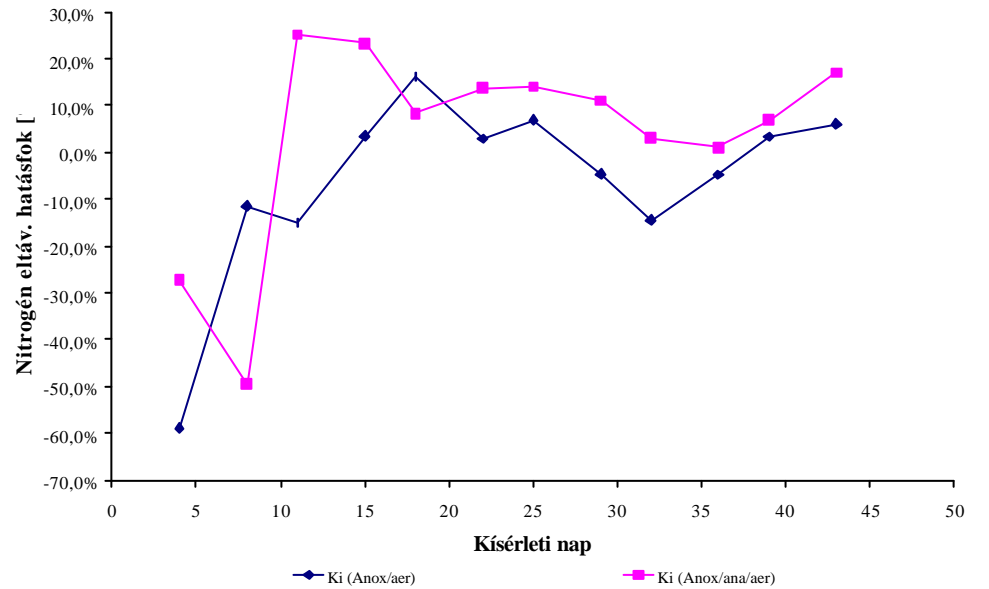
F-73. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-nitrogén értékei



F-74. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz pH értékei

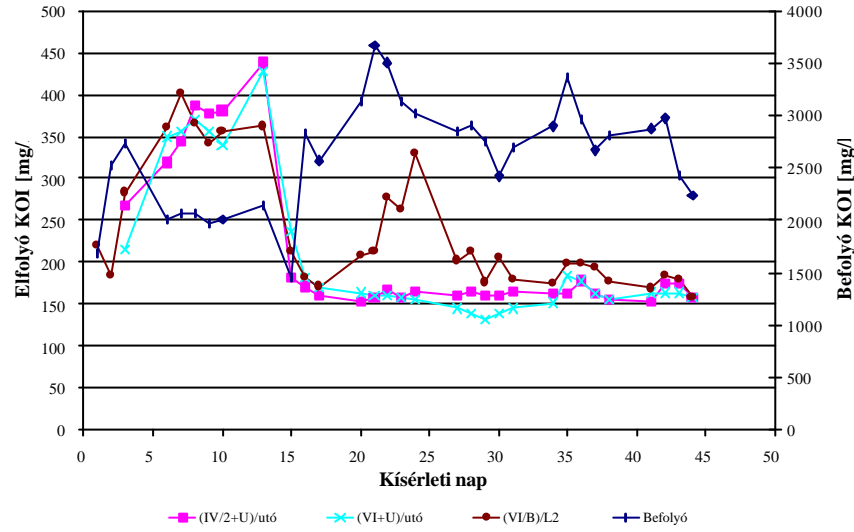


F-75. ábra. Az egyes rendszerek KOI eltávolítási hatásfoka

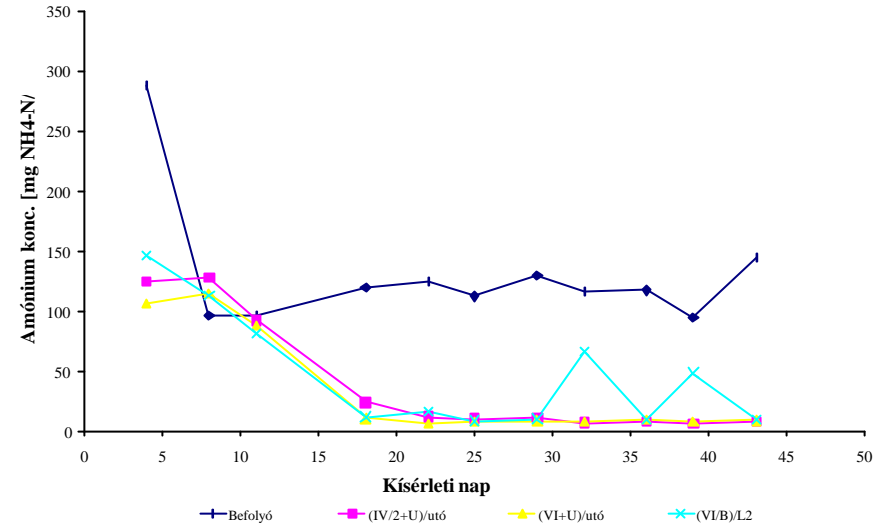


F-76. ábra. Az egyes rendszerek nitrogén eltávolítási hatásfokai

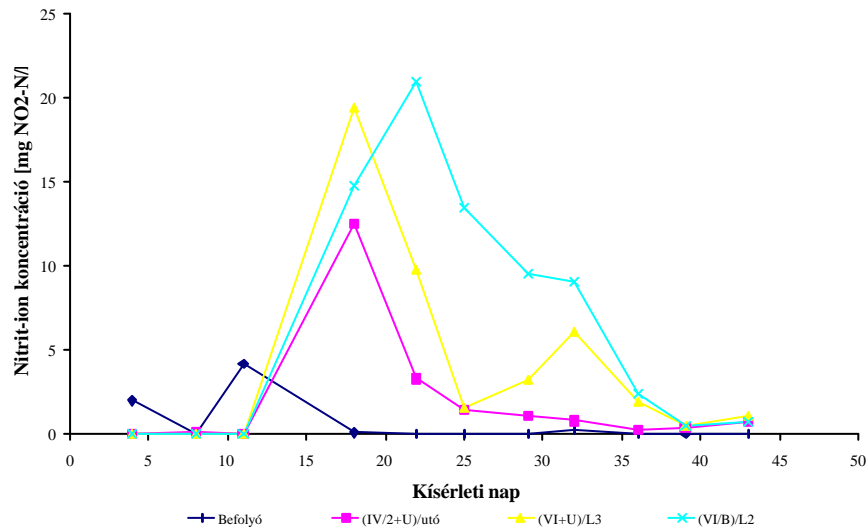
7. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK AZ ÖSSZEKAPCSOLT ELEVENISZAPOS ÉS KÖTÖTTÁGYAS TECHNOLOGIÁK TANULMÁNYOZÁSÁHOZ (3.1.7. FEJEZET)



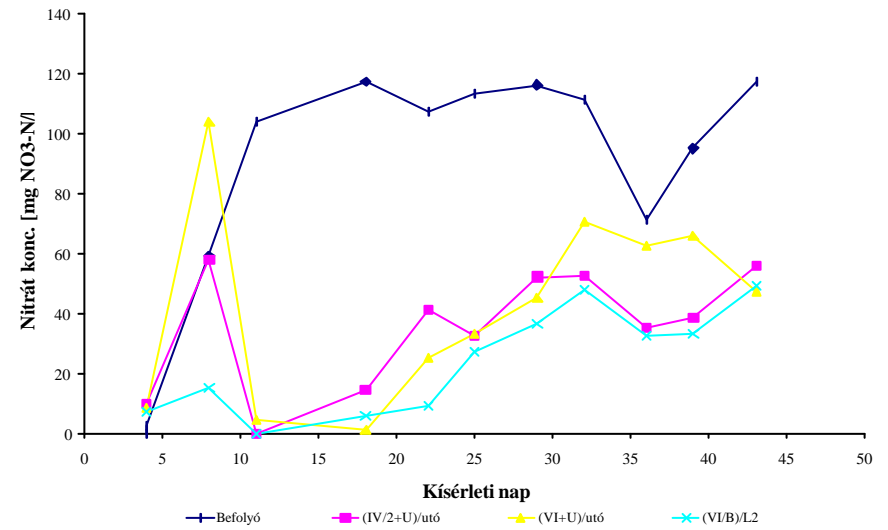
F-77. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz KOI értékei



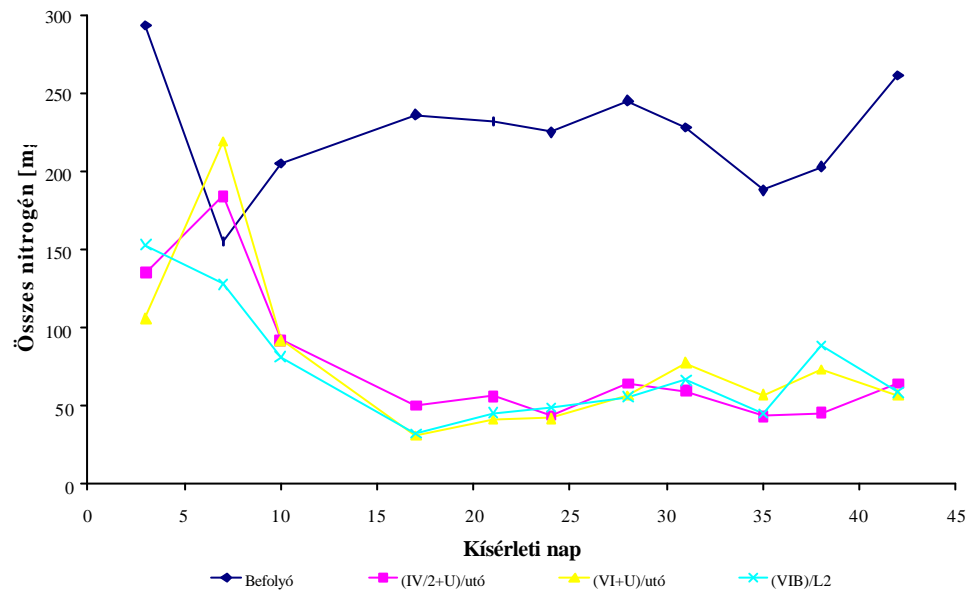
F-78. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NH₄-N értékei



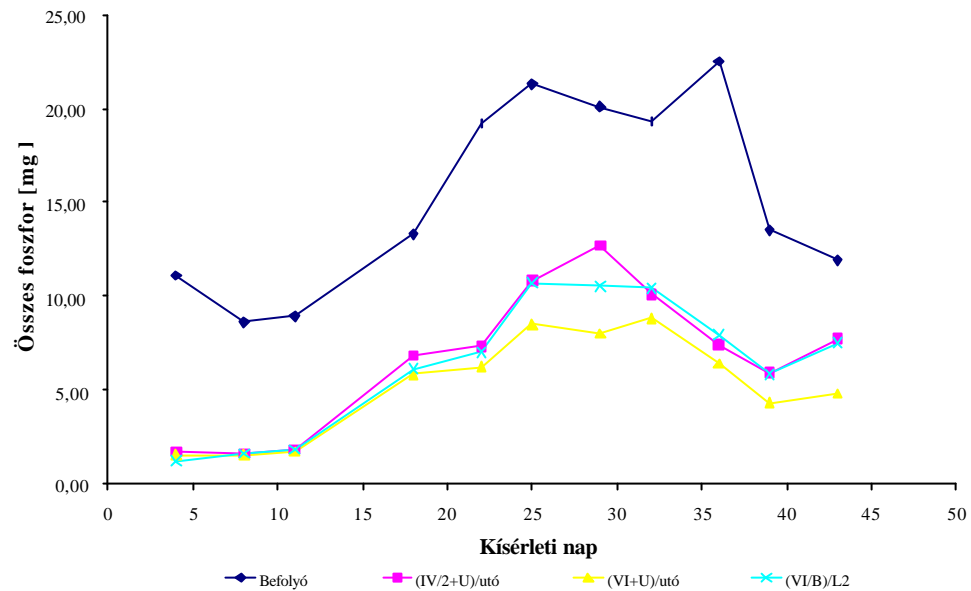
F-79. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₂-N értékei



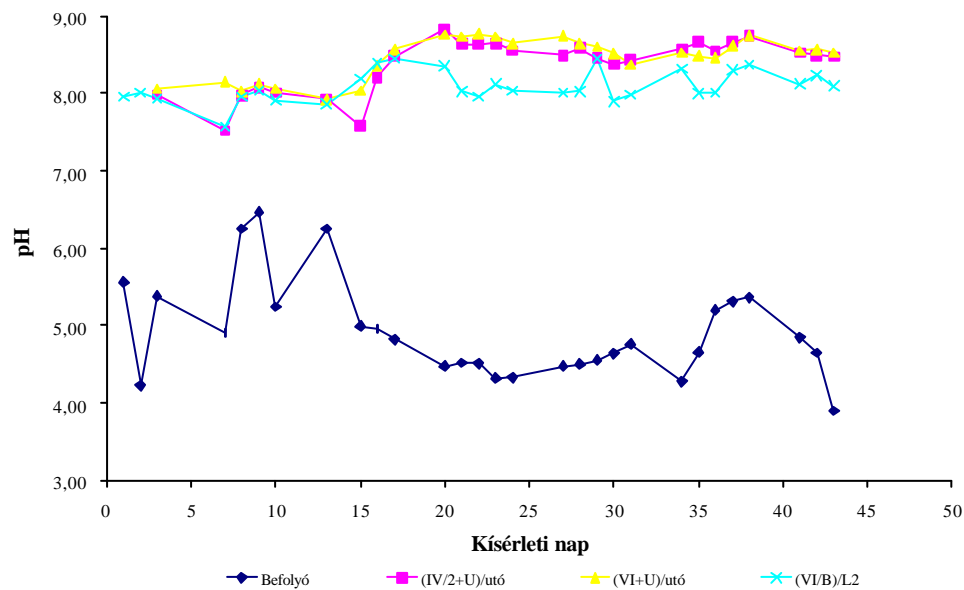
F-80. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz NO₃-N értékei



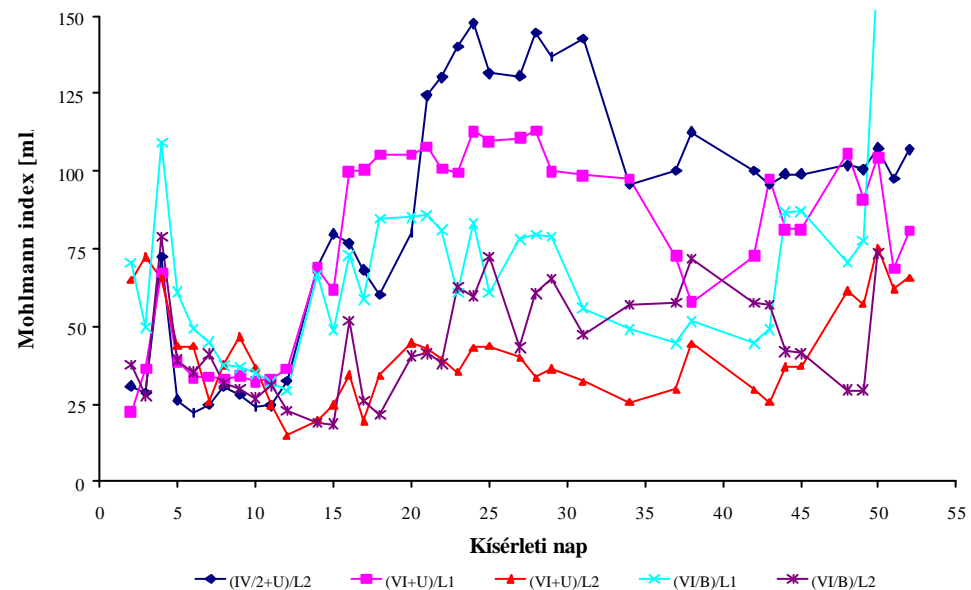
F-81. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-nitrogén értékei



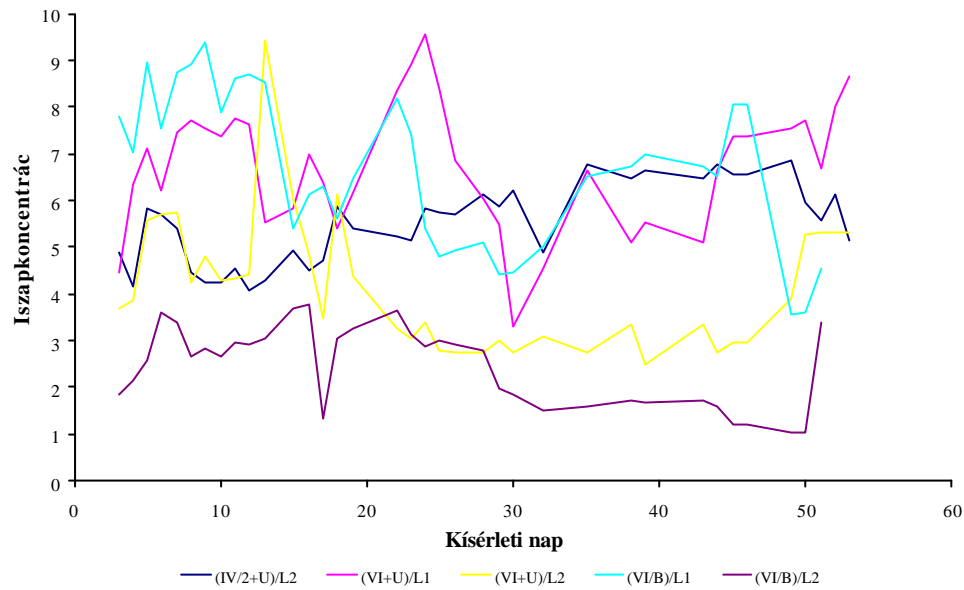
F-82. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz össz-foszfor értékei



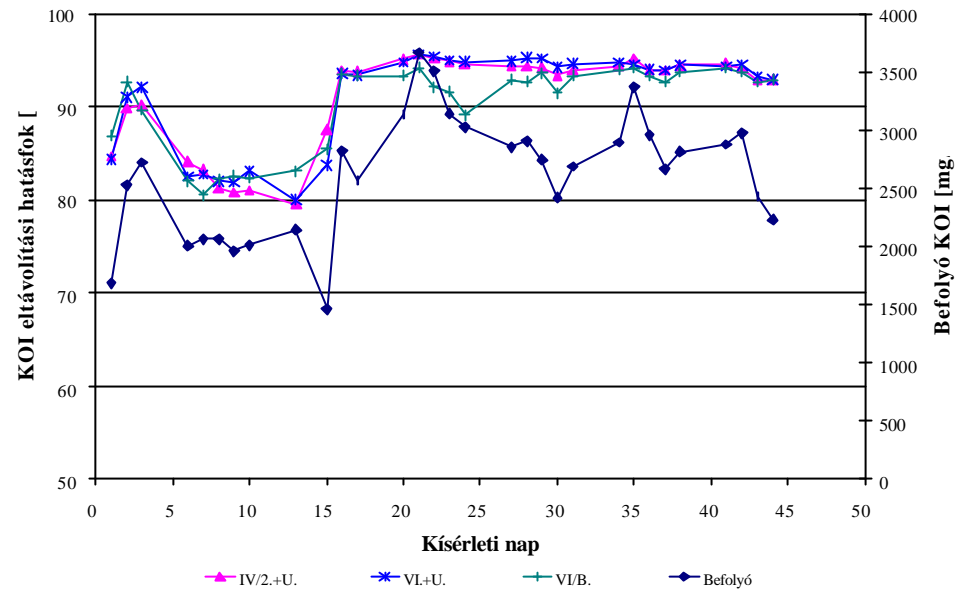
F-83. ábra. A befolyó és az egyes rendszerekről elfolyó tisztított víz pH értékei



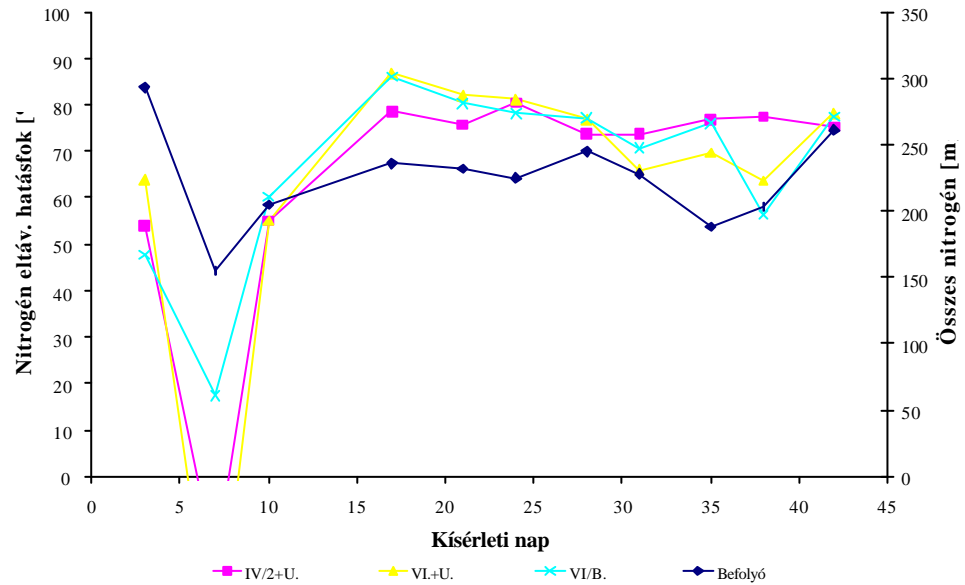
F-84. ábra. Az egyes rendszerek ülepítendő iszapjának Mohlmann értékei



F-85. ábra. Az egyes rendszerek reaktoraibanaz ülepítendő szárazanyag-tartalom

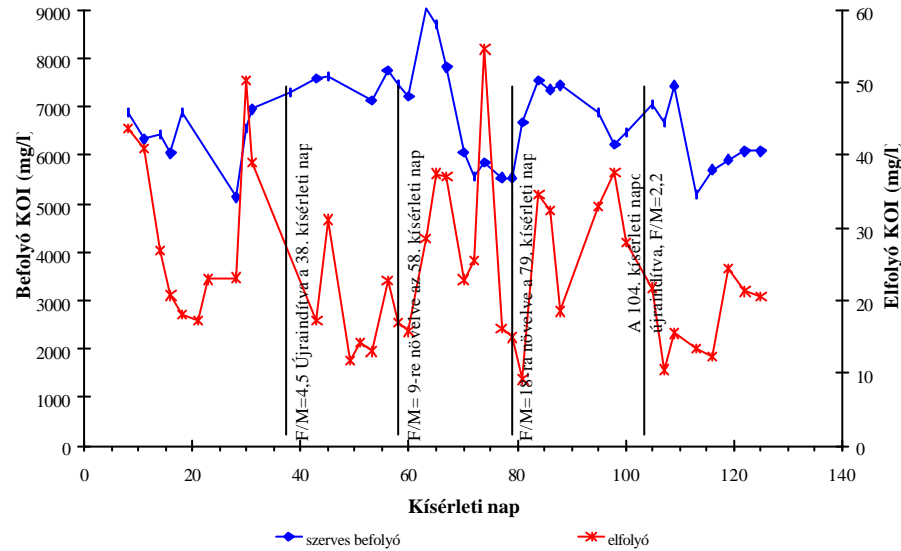


F-86. ábra. Az egyes rendszerek KOI eltávolítási hatásfoka

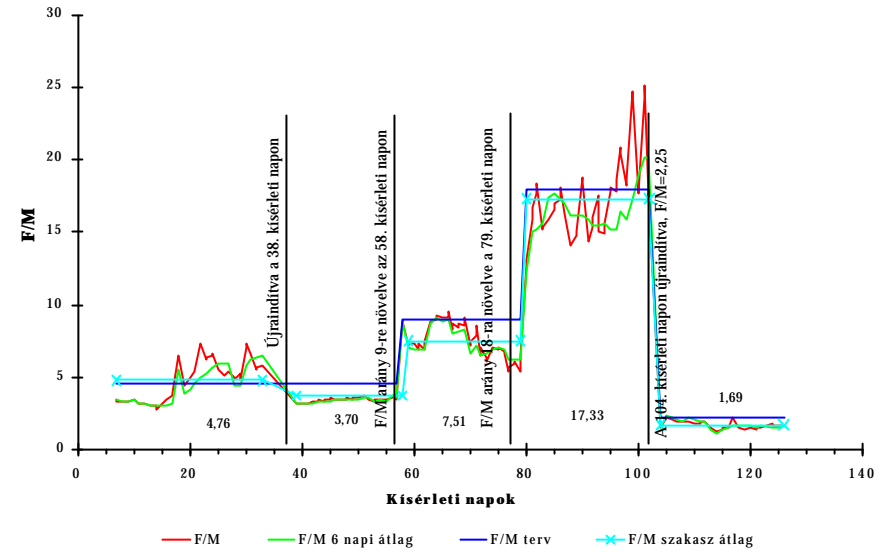


F-87. ábra. Az egyes rendszerek nitrogén eltávolítási hatásfoka

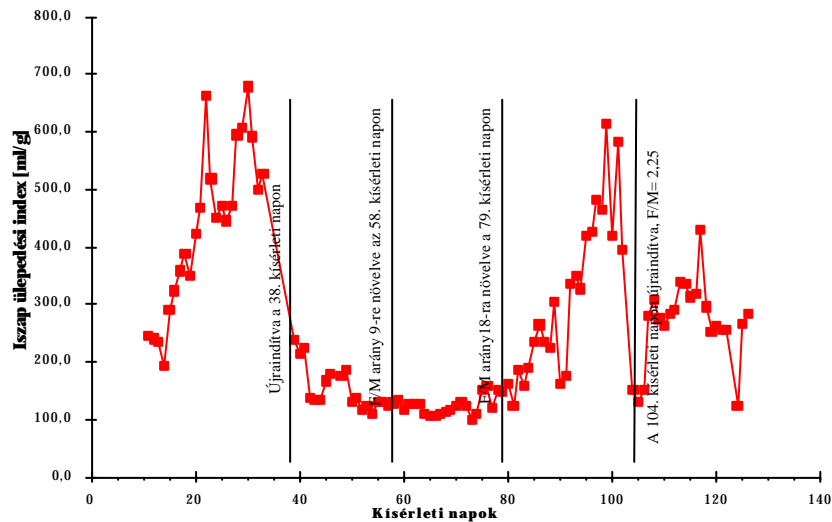
8. KIEGÉSZÍTŐ ÁBRÁK AZ EXTANT KINETIKAI PARAMÉTEREK MEGHATÁROZÁSÁHOZ (3.2. FEJEZET)



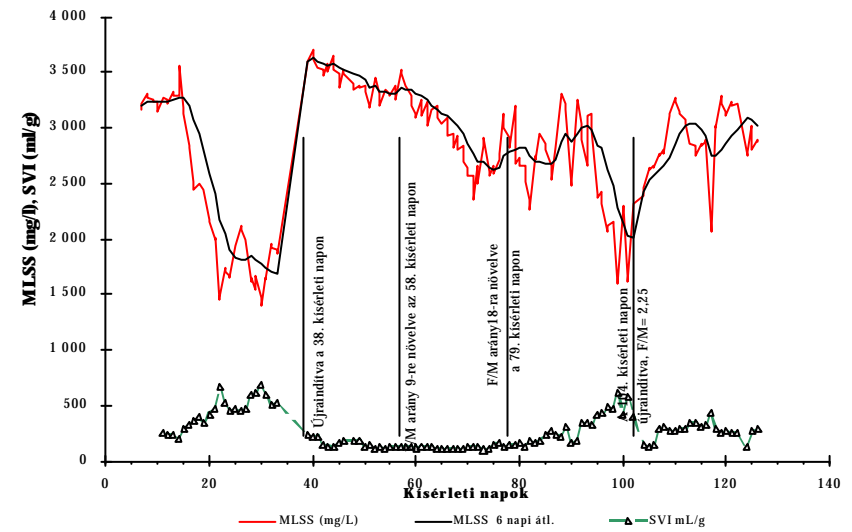
F-88. ábra. A be és elfolyó víz kémiai oxigén igénye a kísérlet során



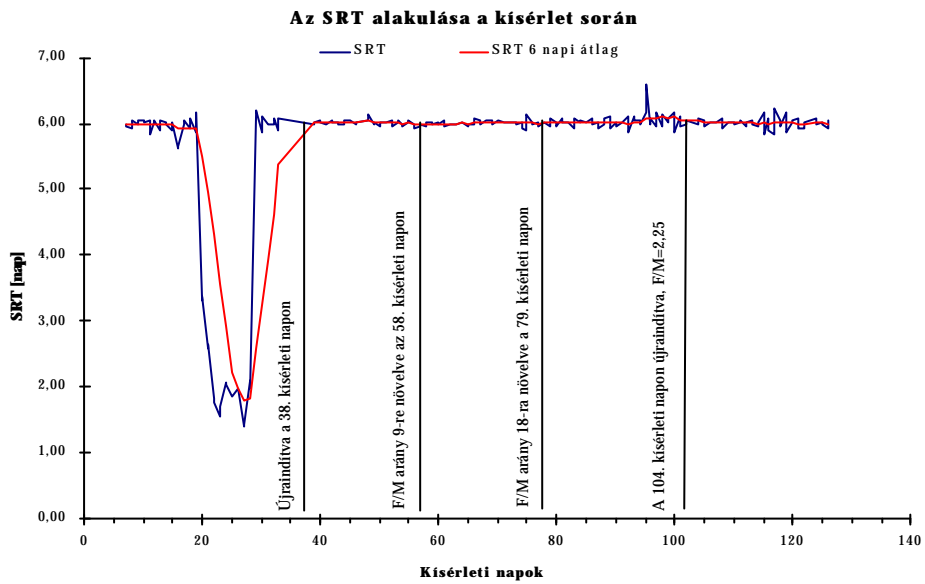
F-89. ábra. A mért F/M arány kísérlet során



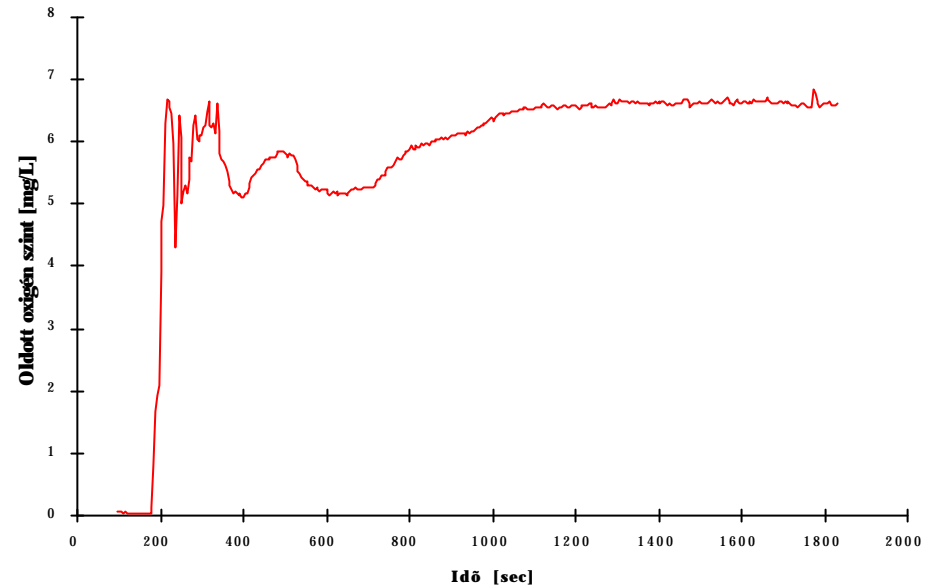
F-90. ábra. Az SVI (iszap ülepedési index) alakulása a kísérlet során



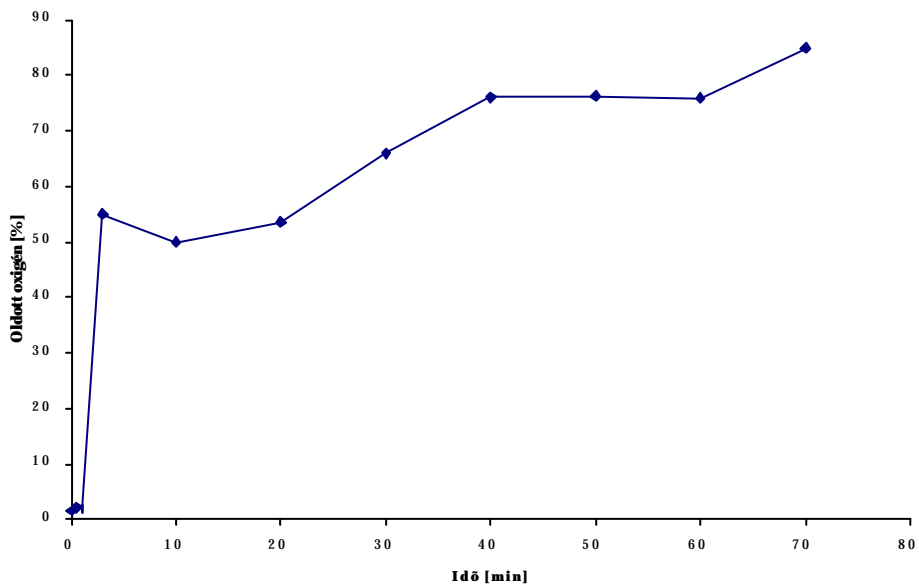
F-91. ábra. Az MLSS (iszap koncentráció) és TSS (elfolyó lebegőanyag) alakulása a kísérlet során



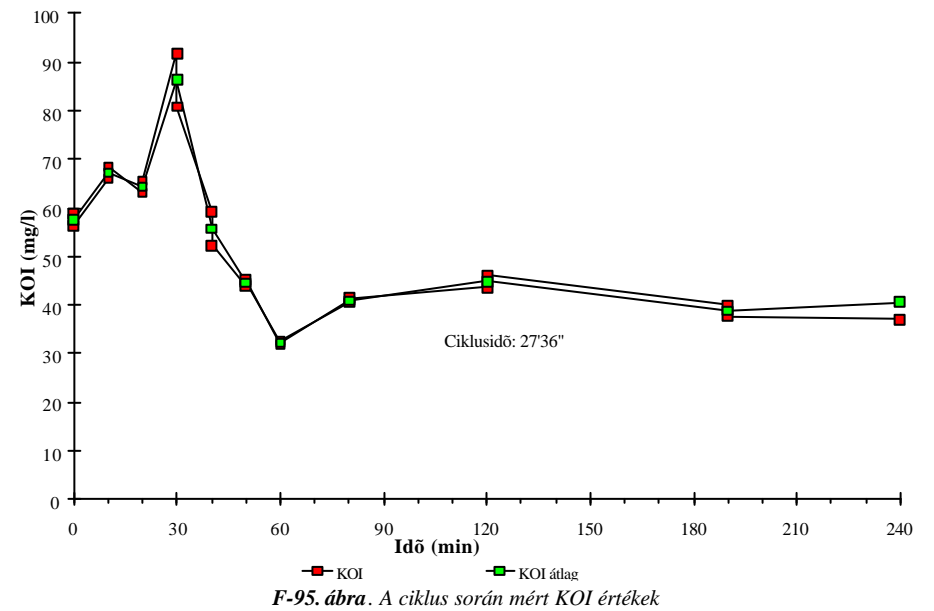
F-92. ábra. Az SRT (iszap tartózkodási idő) alakulása a kísérlet során



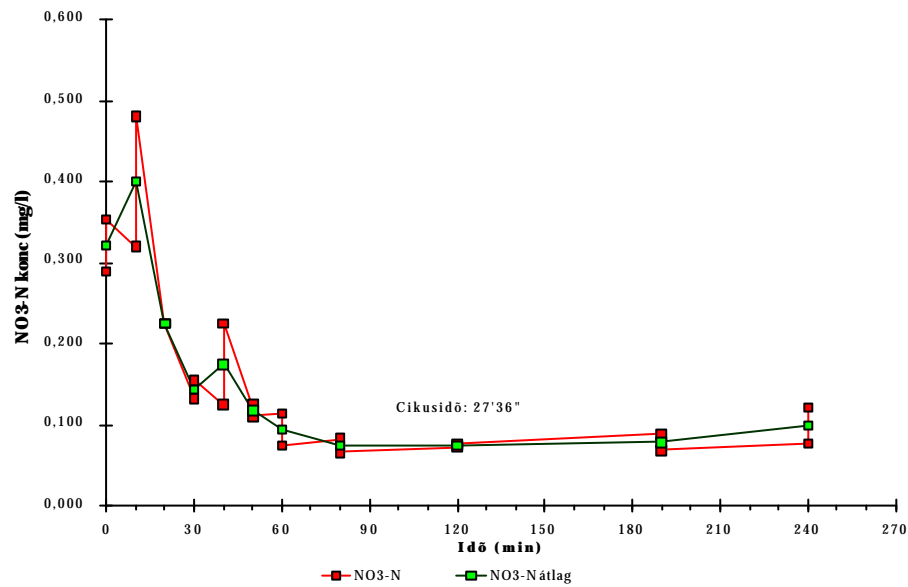
F-93. ábra. Az online mért oldott O₂ konc. a betáplálás során



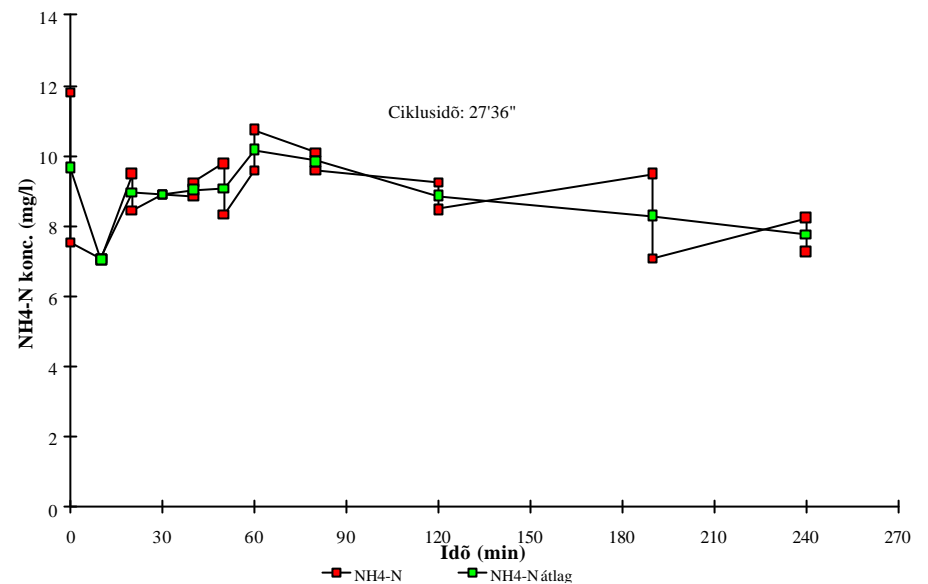
F-94. ábra. A manuálisan mért oldott O₂ konc. a betáplálás során



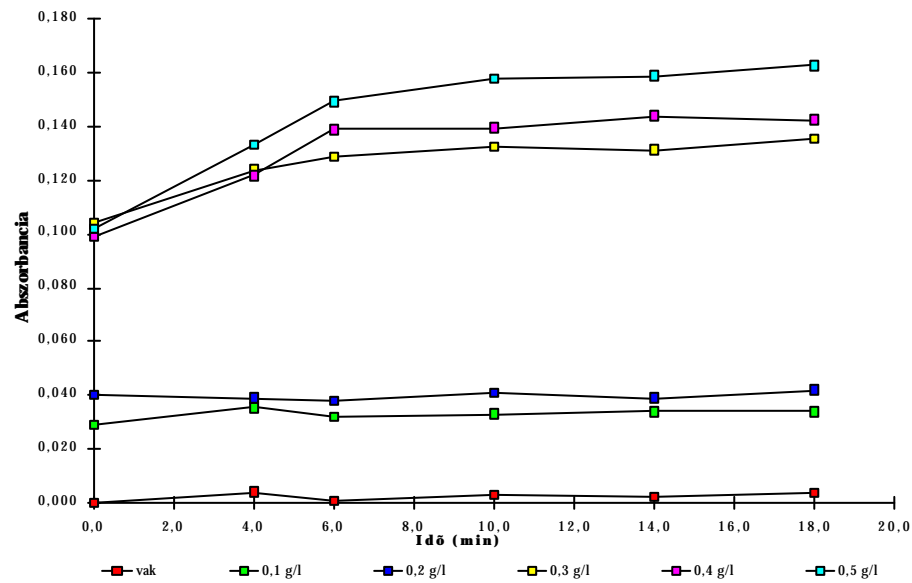
F-95. ábra. A ciklus során mért KOI értékek



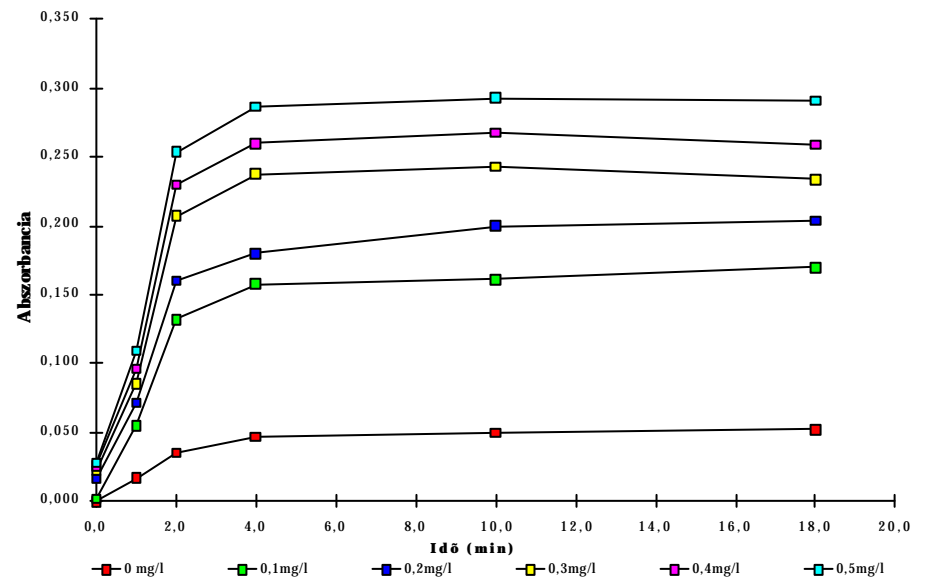
F-96. ábra. A ciklus során mért $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentráció értékek



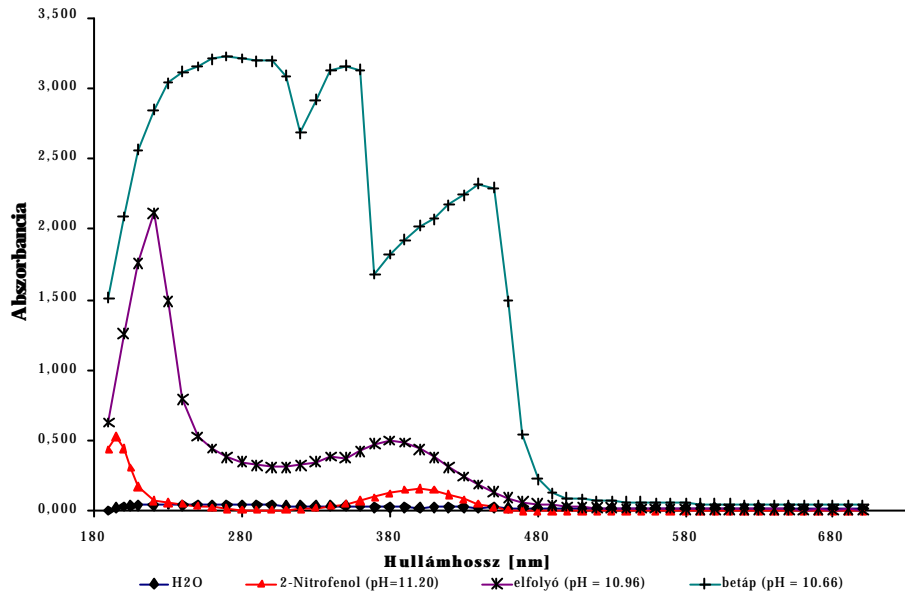
F-97. ábra. A ciklus során mért $\text{NO}_3\text{-N}$ koncentráció értékek



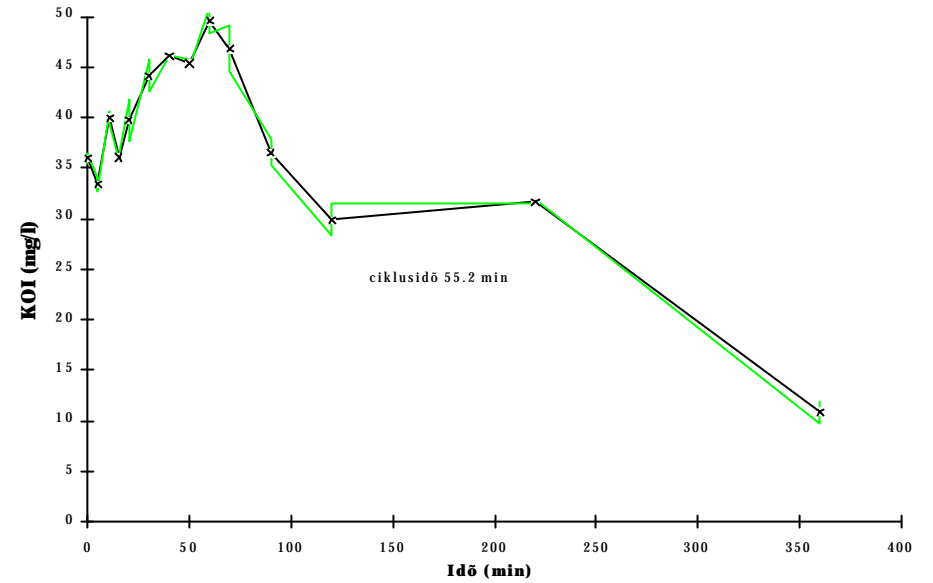
F-98. ábra. Az $\text{NO}_3\text{-N}$ standard oldat abszorbanciájának időfüggése



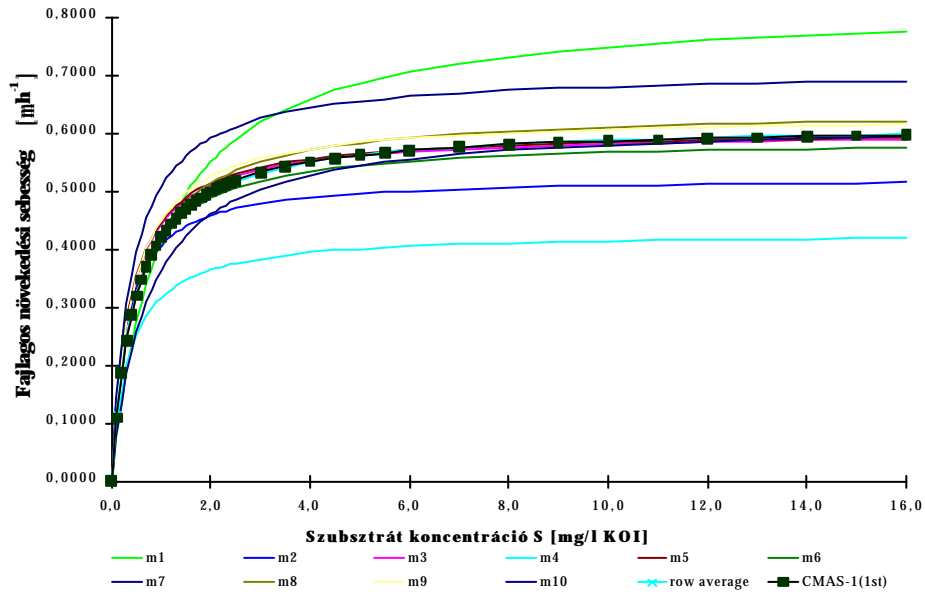
F-99. ábra. Az $\text{NH}_4\text{-N}$ standard oldat abszorbanciájának időfüggése



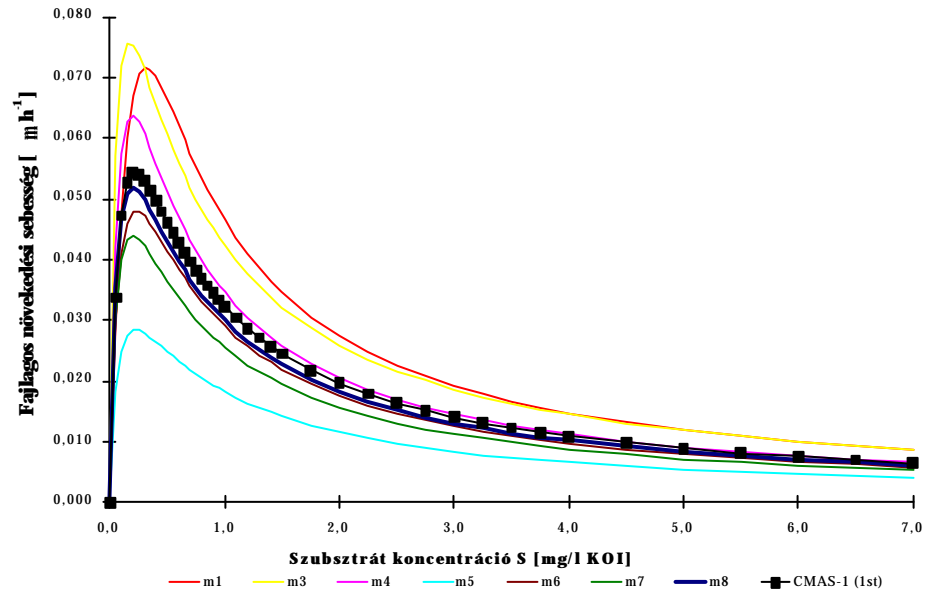
F-100. ábra. A betáplált tisztítandó szennyvíz, az elfolyó és a 2-nitrofenol spektruma



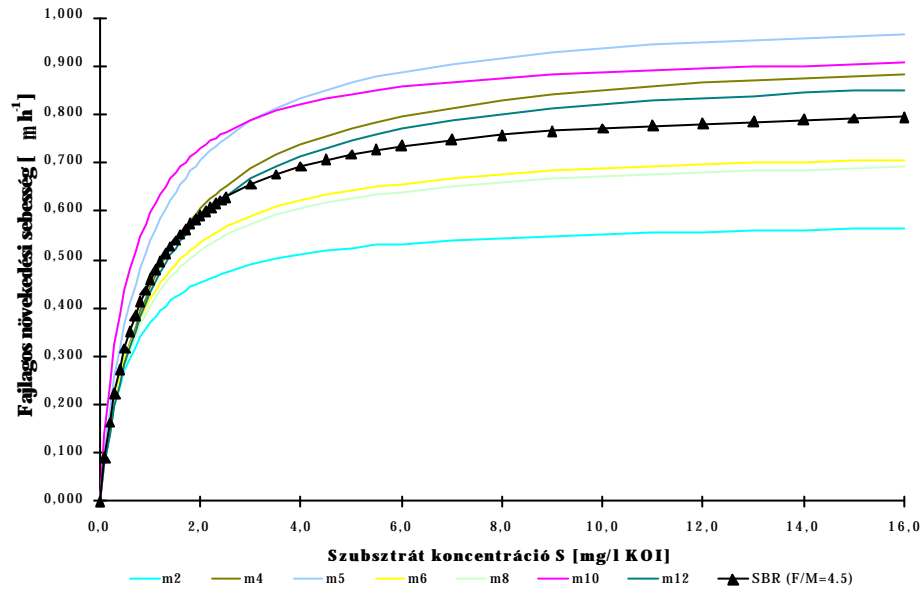
F-101. ábra. A KOI változása az SBR reaktorban a betáplálás során a 114. kísérleti napon



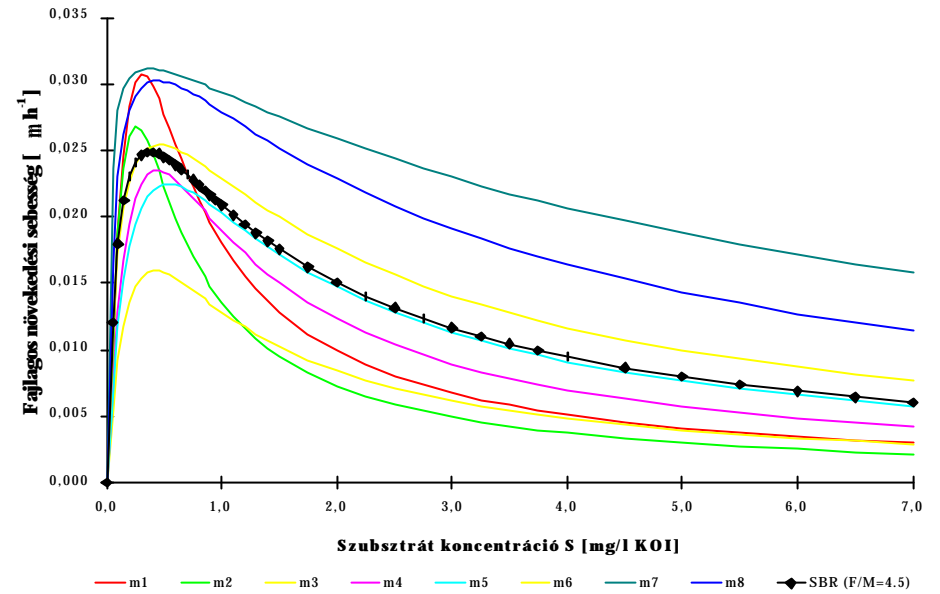
F-102. ábra. A CMAS-1 reaktorból származó biomassza 44. napon μ nollal mért kinetikai paraméterei



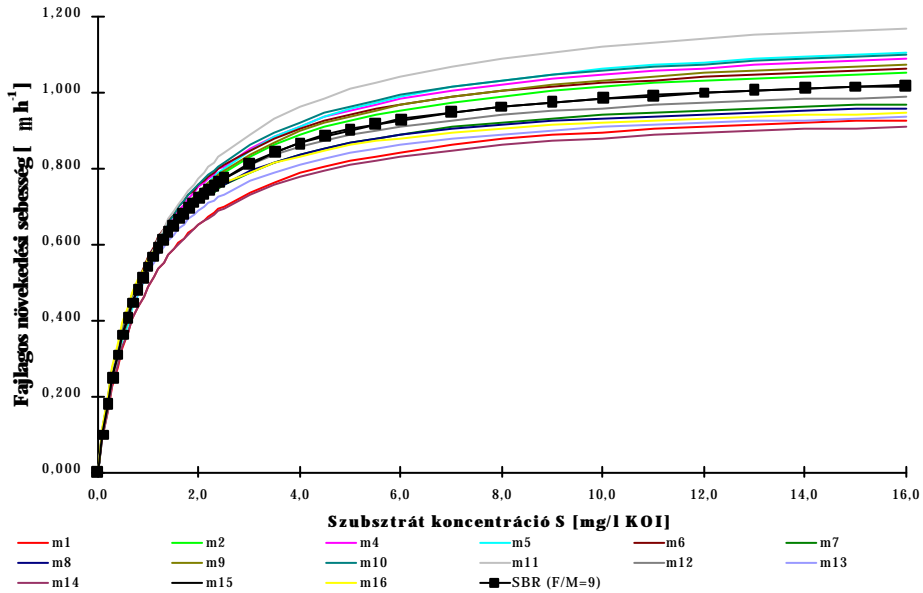
F-103. ábra. A CMAS-1 reaktorból származó biomassza 44. napon izoforonnal mért kinetikai paraméterei



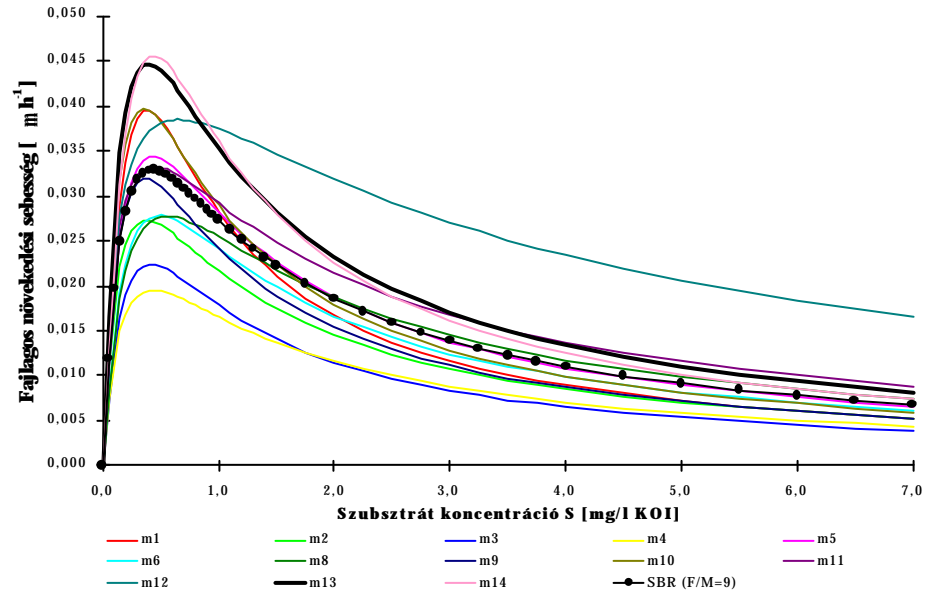
F-104. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 57. kísérleti napon fenollal mért kinetikai paramétereit



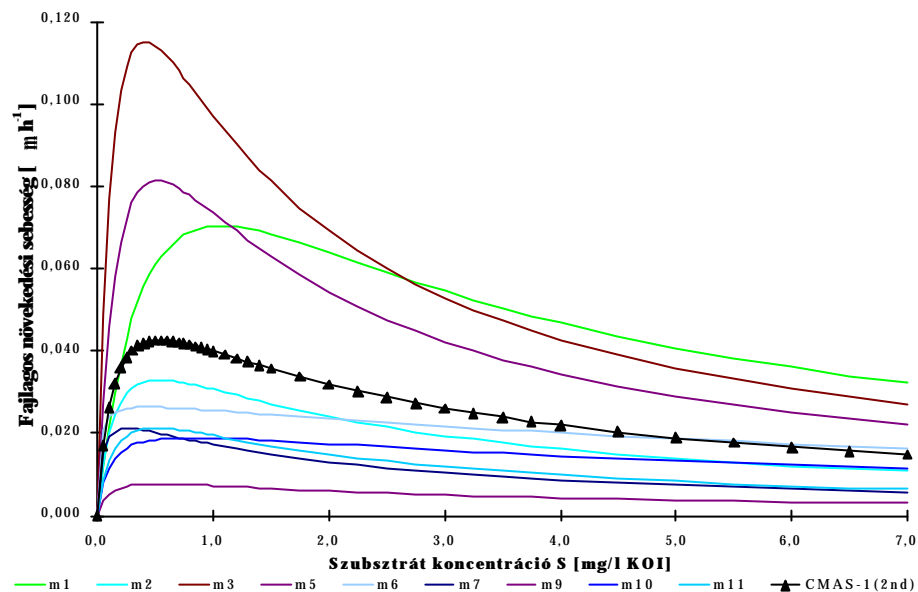
F-105. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 57. kísérleti napon izoforonnal mért kinetikai paramétereit



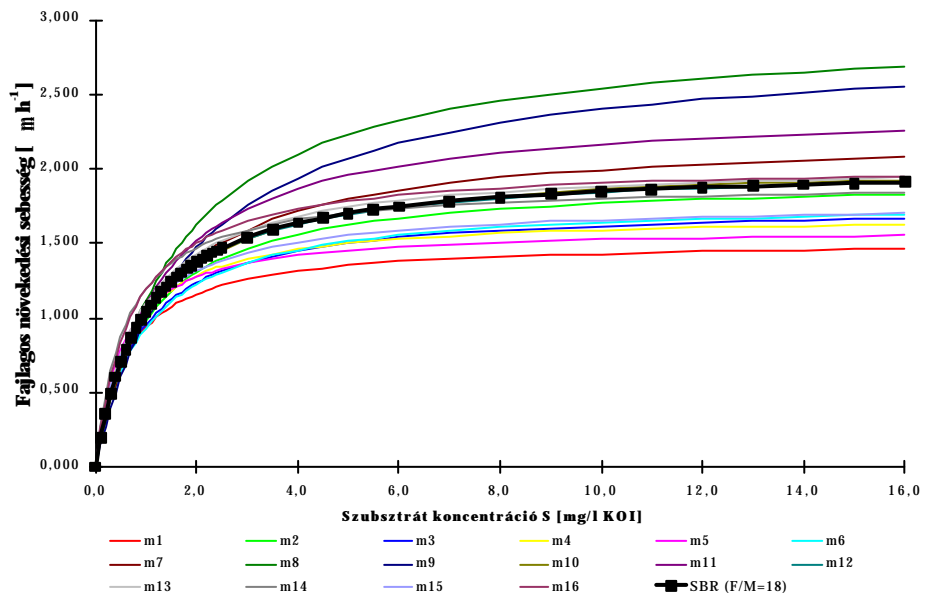
F-106. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 77. kísérleti napon fenollal mért kinetikai paramétereit



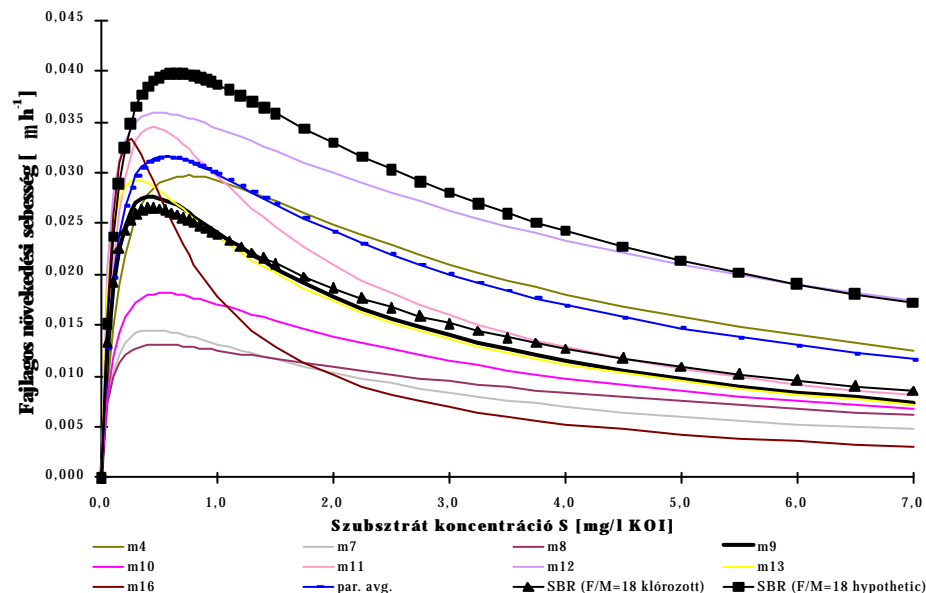
F-107. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 77. kísérleti napon izoforonnal mért kinetikai paramétereit



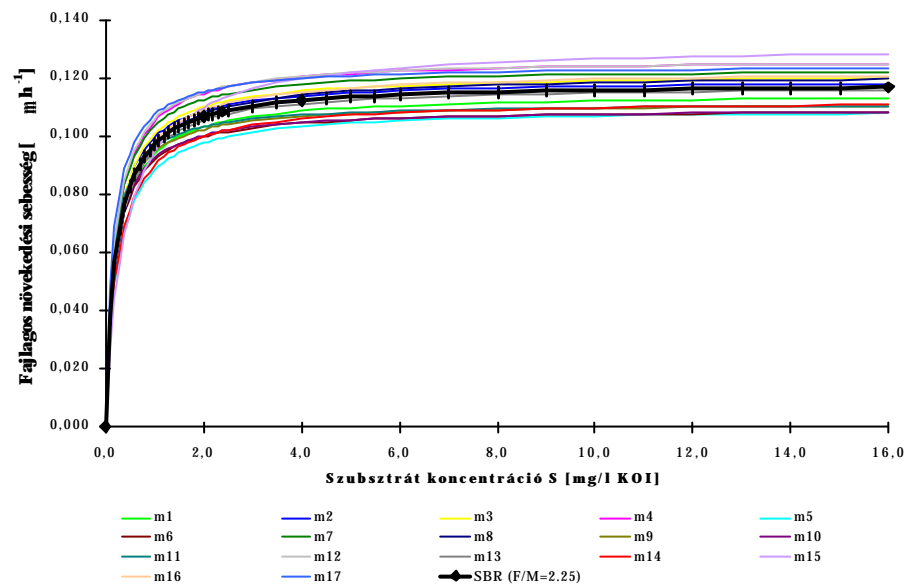
F-108. ábra. A CMAS-1 reaktor iszapjának 98. kísérleti napon izoformonnal mért kinetikai paramétereit



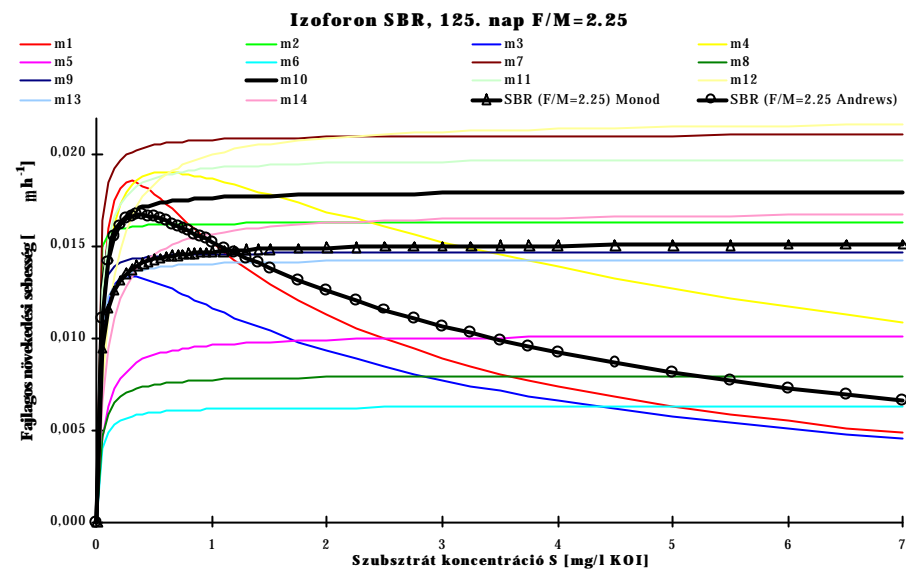
F-109. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 101. kísérleti napon fenollal mért kinetikai paramétereit



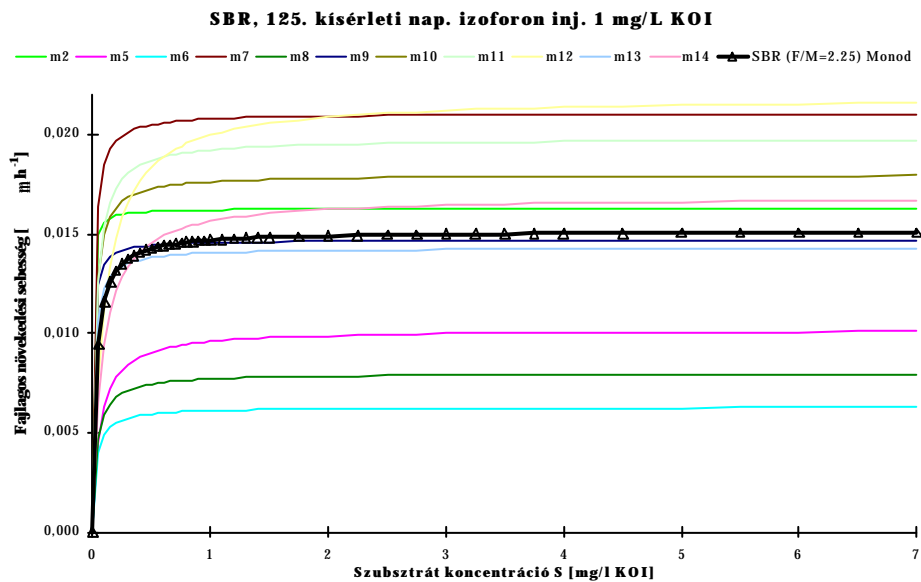
F-110. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 101. kísérleti napon izoformonnal mért kinetikai paramétereit



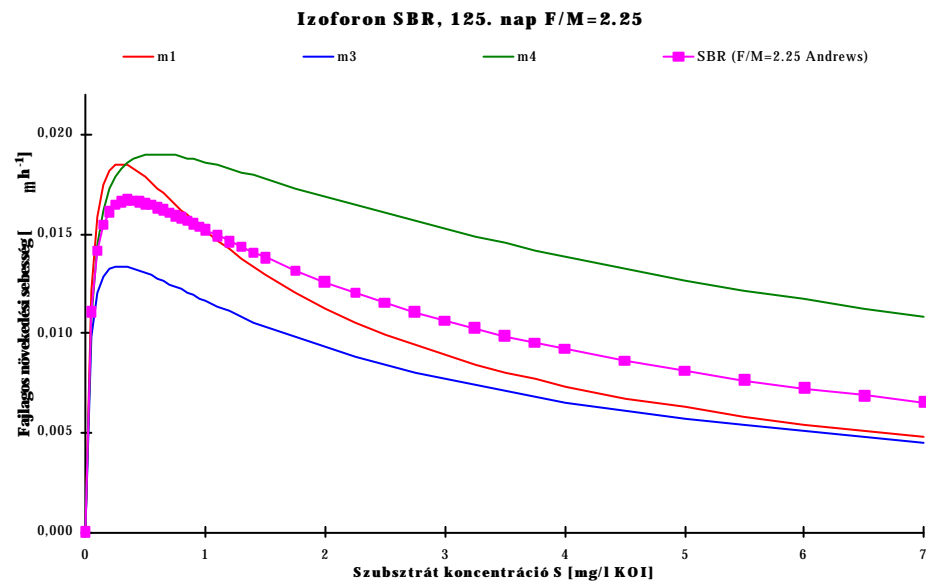
F-111. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 121. kísérleti napon fenollal mért kinetikai paramétereit



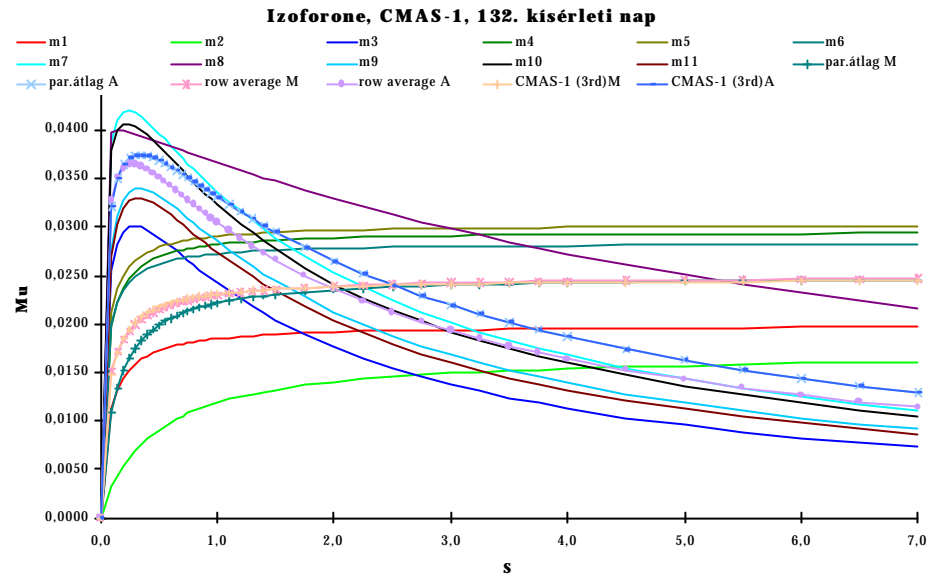
F-112. ábra. Az SBR reaktorból származó biomassza 125. kísérleti napon izoforonnal mért kinetikai paramétereit



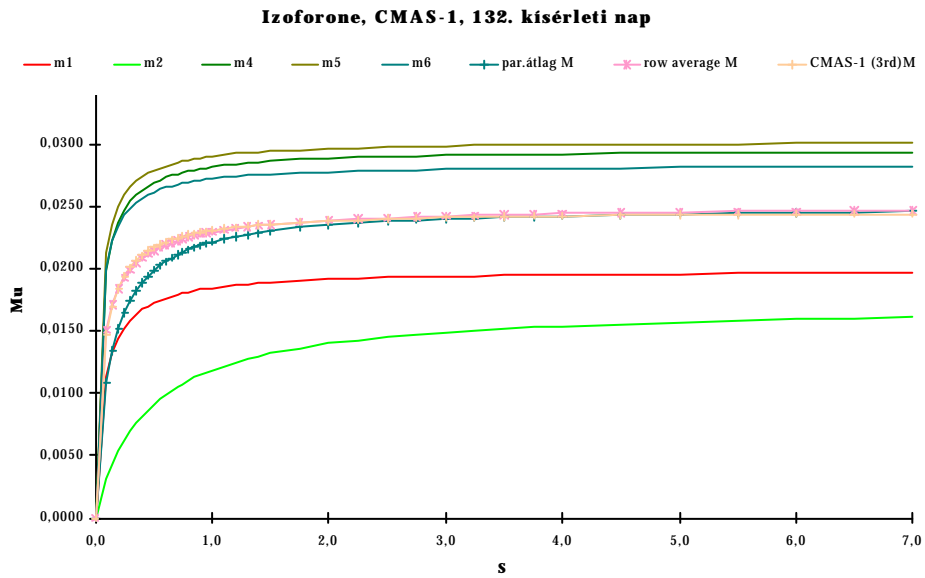
F-113. ábra. Az SBR reaktoriszapjának 121. napon izoforonnal mért kinetikai paramétereit (Monod)



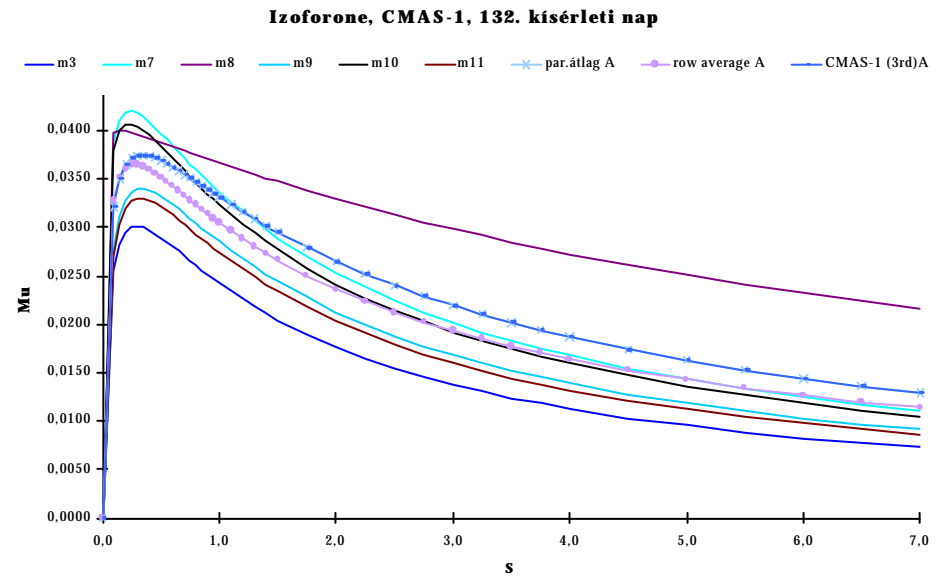
F-114. ábra. Az SBR reaktoriszapjának 121. napon izoforonnal mért kinetikai paramétereit (Andrews)



F-115. ábra. A CMAS-1 reaktor iszapjának 132. kísérleti napon izoforonnal mért kinetikai paraméterei



F-116. ábra. A CMAS-1 reaktor iszapjának 132. napon izoforonnal mért kinetikai μ paraméterek (Monod)



F-117. ábra. A CMAS-1 reaktor iszapjának 132. napon izoforonnal mért kinetikai μ paraméterek (Andrews)