Power-to-Methane technológia: műszaki összegzés és esettanulmány

Power-to-Methane technology: technical summary and case study

Groniewsky Axel1, Kustán Réka1 és Imre Attila1,2

(1) Energetikai Gépek és Rendszerek Tanszék, Gépészmérnöki Kar,
Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem;
(2) ELKH - Energiatudományi Kutatóközpont

**Absztrakt:** A paksi atomerőmű bővítésével, valamint az időjárás függő villamosenergia termelés nagyarányú növelésével középtávon a magyar energiaszektor jelentős átalakulása várható. Mivel ezek a változások megnehezítik a villamosenergia-hálózaton belüli frekvenciatartást, szükség lesz energiatárolók beépítésére a hazai rendszerbe. A Power-to-Methane technológia segítségével metán formájában válik tárolhatóvá a villamos energia. Jelen dolgozat célja a technológia műszaki lehetőségeinek ismertetése, valamint annak bemutatása, hogy hogyan növelhető a tárolási eljárás átalakítási hatásfoka a villamosenergia betáplálási oldalára illesztett szerves Rankine-ciklus segítségével.

**Abstract:** With the expansion of the Paks nuclear power plant and the significant increase in weather-dependent electricity generation, a major transformation of the Hungarian energy sector is expected in the medium term. As these changes will make it more challenging to maintain the frequency of the electricity grid, it will be essential to integrate energy storage facilities into the domestic system. Power-to-Methane technology allows electricity to be stored in the form of methane. This paper aims to describe the technical potential of the technology and show how the conversion efficiency of the storage process can be increased by using an organic Rankine cycle on the side of the electricity feed-in.

# Bevezető

A Nemzeti Energia- és Klímatervben [1] megfogalmazott, a szén-dioxid-mentes villamosenergia-termelés részarányának növelésére vonatkozó célkitűzések a magyarországi villamosenergia-szektor jelentős átalakulását vetítik előre a következő évtizedben. A szektor átalakításának központi elemét – klímavédelmi és levegőminőségi szempontok alapján – a 2030-ra tervezett paksi atomerőmű további két 1200 MWe-os blokkal történő bővítése, valamint a napelemes kapacitások ~6500 MWe-ra történő növelése jelenti. Figyelembe véve, hogy az éves bruttó rendszerterhelés napi negyedórás csúcsértéke 2018-ban 6869 MWe volt (8878 MWe bruttó beépített és 7415,9 MWe rendelkezésre álló teljesítőképesség mellett), ezek a kapacitások a 2030-ban várható terhelési értékekhez mérten (2029-re 7526 és 8007 MWe közötti éves csúcsterhelés várható) is jelentősek lesznek [2].

Mivel a hosszabbított üzemidejű, négy darab 500 MWe-os paksi blokk 2032 és 37 között kerül leállításra, terv szerinti forgatókönyv esetén 2030-ban egyszerre lesz jelen a hazai kb. 8000 MWe–os csúcsigényű rendszerben 4274 MWe nukleáris alapú, valamint a széllel együtt 6230 MWe időjárásfüggő (megújuló) nettó beépített teljesítmény [3]. Ez egyrészt kedvező, hiszen ebben az időszakban önellátóvá válhat az ország, másrészt komoly kihívásokat is jelent, mert a hazai VVER-440-es és tervezett VVER-1200-as blokkok csak korlátozott mértékben képesek menetrendtartó szerepet ellátni.

A hazai villamosenergia-rendszerben a VVER blokkok alaperőműként üzemelnek, kihasználási óraszámuk messze 5500 h/év felett van és döntően a névleges üzemállapotuk környékén üzemelnek. Fontos azonban megjegyezni, hogy az alaperőművi üzemvitel – adott műszaki szempontok teljesülése mellett – elsősorban gazdasági kérdés. Ha a déli órákban megjelenik több ezer MWe magát korábban leírt, olcsó napenergia, az az atomerőművek működését is áttolhatja a menetrendtartó tartományba. Bár hivatalos adat erre vonatkozóan nincs, a VVER-440-es blokkok fel- és leterhelési sebessége 1-2 MWe/perc körül mozog, aminek a vastagfalú tartályok (reaktortartály, gőzfejlesztő-kollektor, köpeny, térfogat-kompenzátor) 20°C/h körüli maximális hőmérsékletváltozási sebessége szab fizikai korlátot. A névleges üzemállapottól pedig ritkán térnek el jobban, mint 50-60 MWe/blokk (25-30 MWe/gőzturbina). Összehasonlításképpen elmondható, hogy egy menetrendtartó tartományban üzemelő blokk terhelési sebessége – technológiától függően – a 10-20 MWe/perc közötti tartományba esik, terhelése pedig 40-100% között szabályozható.

A VVER-1200-as blokknál a VVER-440-hez hasonló fizikai korlátokat, valamint 70-100% közötti szabályozhatóságot feltételezve, könnyen belátható, hogy a villamosenergia-rendszeren belüli frekvenciatartáshoz – amennyiben az exportált mennyiség a fogyasztáshoz képesti többletforrásnál kevesebb – energiatárolók beépítését teheti szükségessé [4]. A tárolt energia formáját tekintve – ebben a mérettartományban – megkülönböztethetünk mechanikai, elektrokémiai/elektromos, valamint a PtM technológiát is magába foglaló alternatív, alacsony szén-dioxid-kibocsátású tüzelőanyagon alapuló villamosenergia-tárolókat [5].

Az alternatív tüzelőanyag alapú energiatárolók általában nagy energiasűrűséggel és nagy teljesítménysűrűséggel, de alacsony tárolási hatásfokkal rendelkeznek, amit elsősorban az energiaátalakítási lánc során jelentkező veszteségek befolyásolnak. Ennek az energiatárolási módszernek előnye, hogy az elektroszintetizált tüzelőanyagok az előállítás helyétől eltérő helyen is felhasználhatók, azaz oxidálhatók. Amennyiben a tárolt tüzelőanyag gáz halmazállapotú, Power-to-Gas (PtG) technológiáról beszélünk [6].

A PtG gyűjtőfogalom, amely magába foglalja az energia hidrogénné (PtH), vagy metánná (PtM) történő alakítását. Az így kapott vegyületek elsősorban energiahordozóként kerülnek felhasználásra, de lehetőség van a létrejött anyagok kémiai alapanyagként történő további hasznosítására is [7]. Mivel a PtM technológia közbenső terméke H2, ami már önmagában is felhasználható energiatárolásra, kételyek merülhetnek fel a technológia hasznosságáról (azaz a hidrogén továbbalakításának szükségességéről). Mint egyéb esetekben, itt is elmondható, hogy minél hosszabb egy átalakítási lánc, az átalakítás során jelentkező veszteségek mértéke annál nagyobb, ugyanakkor a végtermék is annál értékesebb lehet.

A PtM technológia számos előnnyel rendelkezik a PtH-el szemben. A PtM technológia a kiépített földgáz hálózatok infrastruktúráit használva rugalmasan tudja kezelni a hullámzó betáplálást, így ellentétben a PtH technológiával, ahol az energetikailag, pénzügyileg és technológiailag is kedvező H2 tárolási és szállítási megoldások még váratnak magukra, a PtM alkalmas hosszú távú (szezonális) és nagyméretű energiatárolásra [8], kisebb veszteség mellett, mint villamos energia esetében [7]. CH4-nak nagyobb az energiasűrűsége, mint a H2-nek (LHVCH4=1359 kWh/m3; LHVH2=272 kWh/m3 [9]) ami további előny a tárolás és szállítás szempontjából. A H2-nek magasabb az adiabatikus lánghőmérséklete, mint a CH4-nak (TH2=2254°C, TCH4=1963°C), így közvetlen tüzelésére csak erre a célra kialakított égőkkel van lehetőség, esetleg más tüzelőanyagba való bekeverés mellett.

A PtM technológia hazai terjedését két tényező hátráltathatja: a biometán előállításához szükséges tiszta CO2 alacsony mennyisége, valamint a PtH-hez képesti alacsonyabb átalakítási hatásfok. Az átalakítási hatásfokok (kibocsátott anyagáram energiatartalma (HHV) és a bevitt energia hányadosa) H2 esetében – kompresszió nélkül – 64-77% között (elektrolízis), míg CH4-re történő átalakítás esetében 51-65% között változnak [10].

Szem előtt tartva a hazai villamosenergia-hálózat középtávú fejlődési irányát, alábbi tanulmány áttekintést ad a PtM eljárás résztechnológiáiról, valamint egy esettanulmányon keresztül bemutatja, hogyan növelhető a PtM technológia átalakítási hatásfoka egy, a villamosenergia betáplálási oldalára illesztett szerves Rankine-ciklus (ORC) illesztésén keresztül.

# PtM technológiai áttekintése

Azzal, hogy a villamosenergia-átviteli hálózatban időszakosan jelentkező többlet villamos energiát a PtM technológia – habár ez a PtG technológiáról általánosan is elmondható – képes a vezetékes földgáz hálózatba táplálható gázzá alakítani, a technológia összekapcsolja a villamos és földgáz hálózatokat [11]. A folyamat két lépésben, vízbontással történő H2 előállítása, valamint az előállított H2 külső CO vagy CO2 forrás segítségével történő metanizációja révén játszódik le (lásd 1. ábra). Az így létrejött helyettesítő földgáz (Substitute Natural Gas, SNG) már alkalmas a hálózatba való betáplálásra. A termékgáz fűtőértéke azonban alacsonyabb lehet, mint a hagyományos földgázé, mivel a helyettesítő földgázban nem találhatók hosszú szénláncú szénhidrogének. (Hagyományos földgázban a 80% feletti metántartalom mellett megtalálható még a fűtőértéket növelő etán, propán és bután, kisebb mennyiségben pedig az azt csökkentő inertek, N2 és CO2 [11]).



1. ábra A Power-to-Gas technológia folyamata [11]

## Vízbontás elektrolízissel

Az elektrolízis egy olyan elektrokémiai folyamat, amely során az elektromos energia (egyenáram) kémiai energiává alakul. A redoxireakciók az elektrolizáló cellában mennek végbe, amely során az elektrolit oldatba lógatott két elektróda közül a kationok a negatív töltésű katód felületén redukálódnak, míg az anionok a pozitív töltésű anód felületén oxidálódnak. A PtM technológiához szükséges H2 előállítására a H2O disszociációja révén kerül sor, az endoterm reakció pedig az alábbi:

$$H\_{2}O\_{(l)}+energy\leftrightarrow H\_{2(g)}+\frac{1}{2}O\_{2}$$

A reakció energiaigényét az alkalmazott technológia határozza meg, és függ a hőmérséklettől valamint nyomástól, amin a reakció végbemegy [12]. A Faraday-törvény értelmében az elektrolízis során termelt H2 arányos az elektromos áram nagyságával, így az alkalmazott technológiák célja, hogy egy adott felületű elektrolizáló cellán minél magasabb áramsűrűséget érjenek el. Az elektrolízis hatásfokát a termelt H2 fűtőértékének – amit a felhasználástól függően számolhatunk HHVH2=3.54 kWh/Nm3 vagy LHVH2=3 kWh/Nm3 értéken – valamint az elektrolízis során felhasznált villamos energiának a hányadosa [13] adja. A vízbontásra használt három legjelentősebb eljárás az alkálikus, vagy lúgos elektrolízis, a protoncserélő-membrános (PEM) elektrolízis, valamint a magas hőmérsékletű (HTE), vagy szilárd-oxidos elektrolízis (SOEC).

### Alkálikus, vagy lúgos elektrolízis (AEL)

A lúgos elektrolízis tekinthető a legkiforrottabb technológiának, amelyet már MWe méretben is alkalmaznak nagyüzemi H2 termelésre. A két elektródát membrán (diafragma) választja el egymástól, az elektrolit pedig általában egy erősen korrózív, 25-30%-os vizes KOH-oldat. Az elektródák felszínén kiváló termékgázok és hő eltávolítása érdekében az elektrolitot vagy szivattyúval, vagy a magas hőmérsékletgradiens miatt kialakuló természetes áramlással cirkuláltatják. Az egyes termékgázokban (H2 és O2) dús elektrolitot külön szeparátorban tárolják, ami egyben a folyadék gáz szétválasztást is végzi. A H2 termékgáz minősége a szárítást követően 99.5-99.9% között, míg az O2 termékgáz esetén 99-99.8% között változik, ami katalitikus tisztítással (dezoxidálás) akár 99.999% fölé vihető. A nagy tisztaságú gáz fenntartása fontos a tárolás biztonsága, valamint üzemanyagcellában történő közvetlen felhasználás szempontjából. Az elektródokon lejátszó reakciók az alábbiak:

$2H\_{2}O+2e^{-}\rightarrow H\_{2}+2OH^{-}$ katód;

$2OH^{-}\rightarrow \frac{1}{2}O\_{2}+H\_{2}O+2e^{-}$ anód.

Ahogy a folyamatok is mutatják, víz az anód oldalon keletkezik és a katód oldalon kerül felhasználásra.

Viszonylag széles teljesítménytartományban mozgó technológia, a legkisebb egységeknek 55 kWe (H2 termelése 0.4 Nm3/h), a legnagyobbaknak pedig 3.5 MWe (H2 termelése 760 Nm3/h) villamosenergia fogyasztásuk van [14]. A legkisebb teljesítményű egységek hatásfoka 47% körül, a legnagyobbaké pedig 82% körül mozog. A gáz tisztaságától függően hidegindításra perces (min. 10 perc) vagy órás intervallumban van lehetőség, a készenléti idő pedig másodperces vagy perces lehet. Üzemi nyomása 1 bar és 30 bar között, üzemi hőmérséklete pedig 65°C és 100°C között változhat. Fajlagos költsége 1000 €/kW körül mozog, élettartama pedig 15 - 30 év között változhat [11], [15].

Az alkálikus elektrolízis három legjelentősebb problémája az alacsony részterhelési tartomány (40% körüli részterhelési határ), alacsony áramsűrűség és alacsony nyomású működés. A diafragma nem akadályozza meg teljesen a termékgáz keresztdiffúzióját. Az O2 katód oldalra való diffúziója csökkenti a cella hatásfokát, mivel az O2 ismét vízzé katalizálja a H2-t. Egy O2 oldalon bekövetkező részleges H2 diffúzió is rontja a hatásfokot, valamint a biztonságot. Ennek a veszélye alacsony terhelésen (4 mol% H2) nagy. Az alacsony áramsűrűség a folyékony elektrolit és diafragma miatt fellépő magas ohmos veszteségek eredménye. A folyékony elektrolit másik hátránya, hogy nem teszi lehetővé a magas nyomáson történő működést, ami egy terjedelmes kialakításhoz vezet [16].

### Protoncserélő-membrános elektrolízis (PEM)

A vízbontásra alkalmazott PEM technológiát 1966-ban fejlesztette ki a General Electric, de csak 1978-ban tette kereskedelmi forgalomba elérhetővé. Protoncserélő-membrán választja el egymástól a két félcellát (és a termékgázokat), vezeti a protonokat, valamint felelős az elektródák elektromos szigeteléséért. A korrozív, erősen savas rendszer a katalízishez nemesfémek használatát teszi szükségessé, anódnál irídiumot, katódnál platinát használnak. Részben ezzel is magyarázható, hogy a technológia fajlagos költsége kétszerese (>2000 €/kW) az alkálikus eljárásnak. Működés során az anódot vízzel látják el, és az elektródokon az alábbi reakciók játszódnak le:

$2H^{+}+2e^{-}\rightarrow H\_{2}$ katód;

$H\_{2}O\rightarrow \frac{1}{2}O\_{2}+2H^{+}+2e^{-}$ anód.

A szilárd polimer elektrolitmembrán csak nagyon kis keresztmetszeten áteresztő, ami alacsony gázátbocsátási sebességet eredményez, a hagyományos lúgos elektrolízishez képest pedig nagyobb tisztaságú, jellemzően 99.99%-t meghaladó H2 termelhető szárítás után. PEM-elektrolízis a szilárd elektrolitnak és a lúgos elektrolízishez képest nagyobb áramsűrűségű működésnek köszönhetően kompakt modulkialakítással rendelkezik. A nagy áramsűrűség kedvező dinamikai tulajdonságokat eredményez [16], amik hatékony működést tesznek lehetővé olyan körülmények között, ahol az áramfelvétel lökésszerű (szél- és napenergia). A szilárd elektrolit szerkezeti tulajdonságai szintén lehetővé teszik nagy nyomáskülönbség kialakítását a H2 és az O2 oldala között (jelenleg 350 bar nyomáskülönbség is elérhető). Részterhelésre a teljes üzemi tartományban (0%-100%) képes.

A lúgos elektrolizátorhoz hasonlóan viszonylag széles teljesítménytartományban mozgó technológia, a legkisebb egységeknek 12 kWe (H2 termelése 0.53 Nm3/h), a legnagyobbaknak pedig 2 MWe (H2 termelése 400 Nm3/h) villamosenergia fogyasztásuk van. A legkisebb teljesítményű egységek hatásfoka 52% körül, a legnagyobbaké pedig meghaladja a 60%-ot. A hidegindításra perces intervallumban van lehetőség, a készenléti idő pedig másodperces. Üzemi nyomása 1 bar és 30 bar között, üzemi hőmérséklete pedig 20°C és 100°C között változhat. Fajlagos költsége 2000 €/kW körül mozog, élettartama rövidebb mint a lúgos technológiáé, 5 - 20 év között változik [14], [16].

### Szilárd-oxidos elektrolízis (SOEC)

A magas hőmérsékletű elektrolízissel kapcsolatos kutatások 1968-ban indultak a General Electric, két évvel később pedig a Brookhaven National Laboratory működésével. Németországban a Dornier System GmbH végzett ilyen irányú kutatásokat 1975 és 1987 között a HOT ELLY (High Operating Temperature ELectroLYsis) projekt keretében [17].

Az eljárás az utóbbi években a szilárd-oxidos üzemanyagcellák területén elért eredmények miatt került az érdeklődés középpontjába. SOEL magas, 700-900°C közötti hőmérsékleten üzemel, amivel mind az AEL, mind pedig a PEM eljárásoknál magasabb hatásfokot tudnak elérni, azonban a technológiát anyagstabilitási kihívások jellemzik. Az elektródokon az alábbi reakciók játszódnak le:

$H\_{2}O+2e^{-}\rightarrow H\_{2}+O^{2-}$ katód;

$O^{2-}\rightarrow \frac{1}{2}O\_{2}+2e^{-}$ anód.

A SOEC egy érdekes jellemzője, hogy alkalmas a CO2 és vízgőz együttes elektrolízisére (ko-elektrolízis), amely során H2 és CO tartalmú szintézisgáz állítható elő. Tovább növeli a technológia jövőbeni alkalmazásának lehetőségét a SOEC elektrolizáló cellaként, valamint üzemanyagcellaként való rugalmas működtetésének lehetősége is [16], [18].

SOEC még mindig kísérleti állapotban van, a jelenleg futó, laboratóriumi léptékű kutatások elsősorban az elektrolízisnél alkalmazható új, alacsony költségű, de tartós anyagok irányába indult el, mivel nem megoldott a magas hőmérsékleten alkalmazott kerámiák tartós üzemvitele [11]. Ennek megfelelően a következő években még nem várható, hogy valós alternatívája legyen vízbontás tekintetében a korábban említett két technológiának, így ennek az eljárásnak a részletesebb bemutatására nem kerül sor.

## Metanizáció

A P2M technológiában megkülönböztethető biológiai és katalitikus metanizáció [19]. Míg a katalitikus folyamatokban többségében nikkel és ruténium alapú katalizátorokat használnak [20], és a folyamat magas, 250°C feletti hőmérsékleten megy végbe, addig a biológiai metanizáció során a metanogén mikroorganizmusok funkcionálnak biokatalizátorként [11], a folyamatok pedig – a termofil baktériumtörzseknek köszönhetően – jóval alacsonyabb, általában 70°C alatti hőmérsékleten játszódnak le. Ellentétben a katalitikus eljárással, ahol a metanizáció hatékonysága 70 és 85% között változik, addig a biológiai metanizációval 95% feletti hatékonyság is elérhető [21].

### Katalitikus metanizáció

Katalitikus metanizáció az az eljárás, amely során metán (CH4) kerül előállításra szén-monoxid (CO) vagy szén-dioxid (COx) hidrogénezésével. A COx metanizációs reakcióit először Sabatier és Senderens fedezte fel 1902-ben [22]. A két exoterm reakciót az alábbi egyenletek írják le 298K hőmérsékleten:

$CO+3H\_{2}\rightarrow CH\_{4}+H\_{2}O-206 kJ/mol$;

$CO\_{2}+4H\_{2}\rightarrow CH\_{4}+2H\_{2}O-164 kJ/mol$.

A reakciót a reagáló gázok jelentős térfogatcsökkenése jellemzi, amely a CO-metanizáció esetében 50%, míg CO2-metanizáció esetében 40% körüli. Mindkét reakció egyensúlyát befolyásolja a nyomás és a hőmérséklet. Termodinamikai egyensúlyban a magas nyomás kedvez, míg a magas hőmérséklet korlátozza a metánképződést.

CO2-metanizáció a CO-metanizáció és a fordított víz-gáz reakció lineáris kombinációja, amely minden esetben kíséri a CO-metanizációt, ha nikkelkatalizátorok használata mellett mennek végbe a reakciók:

$$CO\_{2}+H\_{2}\leftrightarrow CO+H\_{2}O+44 kJ/mol$$

A CO2 átalakulása azonban gátolt, ha a CO-koncentráció meghalad egy bizonyos küszöbértéket.

Mivel a metanizáció erősen exoterm folyamat – ahogy azt a reakcióegyenletek is mutatják –, a reaktorban keletkező reakcióhő elvonására számos megoldás született, így pedig a technológia csoportosítható a folyamathoz alkalmazott reaktorok típusa alapján. Ezek a reaktorok tipikusan 200°C és 550°C között üzemelnek, 1 és 100 bar közötti tartományban. A metanizáció katalizátoraként többféle fémet (Ni, Ru, Rh, és Co) alkalmaznak, azonban a magas aktivitás, jó CH4 szelekció és alacsony nyersanyagár miatt a nikkel bázisú katalizátorok a legelterjedtebbek [11], [23].

A metanizációs technológiák közötti fő különbséget a reaktoron belüli hőmérsékletprofil jelenti. Háromféle hőmérsékleti profilt különböztetünk meg: az adiabatikust, az izotermikust, és a politropikusat.

### Adiabatikus fixágyas reaktor

A külső vagy integrált hűtés nélküli fixágyas reaktorok jellemzően közel adiabatikus hőmérsékleti profilt mutatnak, az ágyban egy határozott forró ponttal és magas reaktor-kilépési hőmérséklettel. Általában 2-5, tipikusan közbenső hűtővel ellátott adiabatikus reaktorból áll [24]. Mivel a metanizációs katalizátorok nem bírják az 550-700°C feletti hőmérsékleteket, gázvisszavezetésre vagy gőz hozzáadására lehet szükség. A technológia előnye a nagy reakciósebesség és a magas hőmérsékleten történő gőztermelés lehetősége, hátránya a viszonylag összetett folyamat körülményes beállítása [22].

### Fluidágyas reaktor

A szilárd anyag keveredése közel izoterm hőmérsékletprofilt eredményez a reaktoron belül, megkönnyítve ezzel a szabályozást. Az így létrejött hatékony hőelvonás lehetővé teszi, hogy a metanizáció egy meglehetősen egyszerű kialakítású reaktorban menjen végbe [25]. Ugyanakkor a fluidizáció során jelentkező magas mechanikai terhelés növeli a katalizátor és a reaktor falának kopását, ami a katalizátor leállásához vezethet [26]. Szintén hátránya az eljárásnak, hogy a buborékképződés miatt nem teljes a CO2 konverzió. Ezenkívül a fluidizált ágyas reaktort korlátozza a reaktoron belüli gázsebesség, ami egyrészt a minimális fluidizációs feltételek biztosítása érdekében nem lehet túl alacsony, ugyanakkor a katalizátor elutriálódásának elkerülése érdekében túl magas sem [11].

### Háromfázisú metanizációs reaktor

Az iszapreaktorban lévő folyékony fázisban (általában termoolajok) finom katalizátor részecsék szuszpendálnak a gázáramlás eredményeként. A magas hőkapacitású folyékony fázis jelenlétében megvalósítható a hatékony és pontos hőmérsékletszabályozás. Így a reakcióhő teljes egészében elvonható és a reaktor szinte teljesen izoterm módon üzemeltethető, amivel egyszerű folyamattervezés válik megvalósíthatóvá. Az iszapreaktorok működtetésében jelentkező kihívás a gáz folyadék anyagátadási ellenállás, valamint a szuszpenziós folyadék bomlása és párolgása [11], [27].

### Struktúrált reaktorok

Az olyan strukturált reaktorokat, mint a monolit reaktorok, már az adiabatikus fixágyas reaktorok hátrányainak, nevezetesen a hőmérsékleti forrópont és nagy nyomásesés kezelésére fejlesztették ki. A belső fémszerkezetük hővezetésének köszönhetően a monolit reaktorok sugárirányú hőszállítása – az alkalmazott anyagtól függően – két-három nagyságrenddel nagyobb mértékű [80]. A mikrostrukturált reaktorok nagyon kompakt egységek, nagy felület-térfogat aránnyal és hőátadással, valamint kis nyomáseséssel rendelkeznek. A strukturált reaktorok hátrányai a katalizátor-lerakódás a fémszerkezeten, valamint a deaktivált katalizátor cseréje (ha a katalizátor egyszer már deaktiválódott, az egész reaktort új katalizátorbevonattal kell ellátni) [11], [28], [29], [30].

## Biológiai metanizáció

A biológiai metanizáció alapját mindig egy CH4-ben szegény gáz képezi (pl.: biogáz, depóniagáz, szintézis gáz), amelyet első lépésben a toxikus és korrozív anyagoktól (H2S, Si, CO, NH3, sziloxánok és illékony szerves komponensek) kell megtisztítani, majd ezt követi a fűtőérték növelése. A mikrobák – H2 jelenléte mellett – képesek anyagcseréjük révén a biogázban jelen levő CO2-ot CH4-ná alakítani. Amennyiben a keletkezett gáz CH4 koncentrációja eléri a 95-98%-ot, a termékgáz biometán (bioCH4) [31].

Törzsek szempontjából megkülönböztethetők az energiáját kémiai úton, szervetlen forrásból nyerő kemoautotróf, valamint az energiát fényből nyerő fotoszintetikus baktériumtörzseket.

### Kemoautotróf módszerek

A hidrogenotróf metanogén Archea törzsek katalizációja az alábbi módon játszódik le:

$$4H\_{2}+CO\_{2}\rightarrow CH\_{4}+2H\_{2}O-130.7 kJ/mol$$

A katalizáció helye alapján megkülönböztethetünk in-situ, ex-situ és hibrid metanizációt. In-situ metanizáció esetén a biológiai metanizáció helye a biogáz termelő, szerves anyag lebontást végző reaktor. Ilyenkor a metanizáció, valamint az anaerob degradáció [32] egy reaktorban játszódik le, nincs szükség külön reakció edényre. A fermentációs paraméterek megfelelő értéken tartása mellett, valamint a H2 megfelelő ütemű adagolásával megközelítőleg 99%-os CO2 konverzió érhető el, azonban a mikrobiológiai rendszerek érzékenyek a H2 adagolásra, aminek szabályozása a nagy, gyakran 2-3000 m3-es biogáz üzemi reaktorokban nehézkes lehet, így ez a megoldás nem hatékony.

Az ex-situ technológiák lényege, hogy a PtG reakció egy külön reaktorban zajlik. Az eljárás előnye, hogy a CO2 származhat füstgázból, depónia gázból, biogázból vagy szintézis gázból is, valamint, hogy a H2 bevitelnél nem kell figyelembe venni az anaerob degradációért felelős törzseket, csak a hidrogenotróf metanogéneket. Az eljárás hátránya az újabb reaktor edény miatti beruházási költségtöbblet. A legnagyobb kihívást az oldott H2 koncentráció növelése jelenti, amit intenzív keveréssel, a gáz-folyadék felület növelésével és/vagy a H2 nyomás fokozásával lehet elérni [31]. A technológiával jellemzően 70-98% közötti CH4 koncentráció érhető el.

Hibrid technológia esetén a biológiai metanizáció az ex-situ technológiához hasonlóan külön reakció edényben játszódik le, de az in-situ technológiához hasonlóan biogáz termelő anaerob baktériumok jelenléte mellett. Előnye az in-situ eljáráshoz képest, hogy a tartály mérete kisebb, így a szabályozás jobban kézben tartható. A módszer tervezési stádiumban van, közvetlen kísérleti eredményeket még nem publikáltak.

### Fotoautotróf módszerek

A fotoszintetikus biogáz tisztítás során a biogázból kivonjuk a CO2-t, így CH4-ben gazdag gázelegyet kapunk. A módszer előnye, hogy a fotoszintetizáló szervezetek (algák, cianobaktériumok) a H2S-t is megkötik tovább tisztítva a biometánt. Alapvetően két típusa létezik a fotobioreaktor rendszereknek: a zárt (cső vagy téglatest formában) és nyitott (high rate algal ponds). A zárt rendszerek hatékonysága, kis hely igénye és vízszükséglete kedvezőbb a nyitott rendszerekkel szemben, de a felállításához és működtetéséhez szükséges befektetések mértéke és energiaszükséglete nagyban megdrágítja a technológiát. Ezzel szemben a nyitott rendszerek igen alacsony beruházási és fenntartási költséget igényelnek, azonban kevésbé hatékony CO2 felvétellel rendelkeznek. Mindkét rendszer képes a biogázban a CO2 koncentrációját az előírt 2-6%-ra csökkenteni [31], [32], [33].

# Hatásfok-növelés hulladékhő-hasznosítással

Egy villamosenergia-tároló berendezés hatásfoka a kinyert villamosenergia és a betáplált villamosenergia hányadosa. Ez sohasem 100 %, mindig vannak veszteségek. Erre egy, talán mindenki által ismert példa az akkumulátorok (pl. mobiltelefon) töltésekor tapasztat melegedés, amikor jól mérhető-érzékelhető a disszipációs hő formájában távozó veszteség. Veszteség felléphet a villamosenergia betárolásakor, a terheletlen állapotú tároláskor, illetve a kisütéskor. Gyakran eltekintenek a terheletlen állapotban fellépő, időfüggő veszteségtől, bár épp ennek alacsony volta az, ami a PtM technológiát szezonális tárolásnál versenyképessé teszi az akkumulátoros vagy hidrogénes tárolási módokkal szemben [34], [35]. Ebben a könnyen tárgyalható „fél-ideális” esetben a teljes tárolási hatásfok az alábbi formában írható fel:

$$η=\frac{E\_{ki}}{E\_{be}}=\frac{E\_{ki}}{E\_{t}}\frac{E\_{t}}{E\_{be}}=η\_{ki}η\_{be}$$

azaz a tárolási hatásfok (**) a kivehető (*E*ki) és betáplált (*E*be) villamosenergia hányadosa. Amennyiben a betáplálás és a kinyerés térben és/vagy időben kellően távol van egymástól, akkor szemléletes a tárolás két „félfolyamatra” való felbontása, amelyeknek a hatásfoka **be (betárolás) és **ki (kinyerés). Ez esetben van egy közbülső mennyiségünk, a tárolóban „elvileg” meglevő energia. Ez PtM esetben az előállított metánban levő energia, ami elvileg az égéshővel, gyakorlatilag inkább a fűtőértékkel jellemezhető; ekkor a **be mennyiség a bio-metán előállítási hatásfokaként kezelhető.

A tárolási hatásfok kétféleképp növelhető; a gyakoribb fajtája az, amikor a betárolt villamosenergia kinyerését igyekeznek minél jobban megoldani, azaz adott mennyiségű tárolt energiából (*E*t) minél többet próbálnak kinyerni (*E*ki). Ez a PtM technológiánál a metán→villamosenergia visszaalakítás minél jobbá tételét jelenti. Ennek egyik oka az átalakításkor veszteségként távozó energiarész egy részének visszanyerése. A talán leggyakoribb metán→villamosenergia (vagy földgáz→villamosenergia) átalakítási technológiában gázmotorokat alkalmaznak; ekkor a veszteség (akár 60-70%) magas hőmérsékletű, azaz „jó minőségű” hulladékhő formájában távozik. Magas hőmérsékletű hulladékhőből viszonylag könnyű villamosenergiát visszanyerni; rengeteg kutatás foglalkozik az ilyen visszanyerő technológiák gázmotorokra telepítésével és már kaphatók is ilyen berendezések. Ilyenek például a később ismertetendő szerves Rankine-ciklusú (ORC) berendezések is [36].

A hatásfok-növelés másik útja, hogy valamiképp csökkentjük az adott mennyiségű tárolt energiához (*E*t) minél kevesebb villamosenergiát kelljen betáplálni (*E*be). A betápláláskor keletkező hulladékhő hasznosítása – főképp biometanizációnál, amikor ez a hő viszonylag alacsony hőmérsékletű – eddig nem volt vizsgálat tárgya. Viszont az utóbbi években az alacsony hőmérsékletű hőforrásokra alkalmazható energiatermelő berendezések sokat fejlődtek, így korábban nem hasznosíthatónak gondolt hőforrások is hasznosíthatóvá váltak, bár viszonylag kis hatásfokkal. Az alacsony hőmérsékletű elektrolízisre és az azt követő biológia metanizációra épülő PtM technológiánál az elektrolíziskor és a metanizációnál is keletkezik hulladékhő; ezekből villamosenergiát előállítva és ezt visszatáplálva az elektrolizátorra, csökkenthető a bemenő villamosenergia mennyisége, így – azonos tárolt energia (*E*t) mellett – a betáplálási hatásfok (**be) és ezen keresztül a teljes tárolási hatásfok is növelhető.

A következőkben a szerves Rankine ciklus bemutatása után egy konkrét esetet vizsgálunk és megmutatjuk, mekkora növekmény érhető el ezzel a technológiával.

# Szerves Rankine-ciklus

A Rankine-ciklus egy olyan termodinamikai körfolyamat, amely a hőt mechanikai munkává, generátor alkalmazása mellett pedig villamos energiává alakítja. A körfolyamat egykomponensű, kétfázisú munkaközege a víz. Mivel a víz termofizikai tulajdonságai alacsony hőmérsékletszinteken csak nagyon kedvezőtlen hatásfok mellett teszik lehetővé az energiaátalakítást, 350°C alatti hőmérséklettartományban elterjedtek a hasonló felépítésű, de szerves munkaközeget használó körfolyamatok, a szervesz Rankine-ciklusok (ORC).

Az alkalmazott munkaközeg telített gőzös fázisgörbéjének *T-s* diagramon vett meredeksége alapján megkülönböztethető nedvesítő, izentróp és szárító munkaközeg. A munkaközegek ilyen típusú osztályozására azért van szükség, mert ez jelentősen befolyásolja az ORC felépítését és működését. Ha a körfolyamat a vízhez hasonlóan nedvesítő lenne (2. ábra a, b), akkor a szivattyú (1,2) után az előmelegítőbe belépő közeget (2,3) nem csak el kellene gőzölögtetni (3,4), de túl is kellene hevíteni (4,5), mivel egy telített gőz halmazállapotból indított expanzió esetén (4,6\*) a nedvességtartalom olyan mértékben megnőne az expanderben kilépő csonkján, amely – csepperóziót okozva – már jelentős élettartamcsökkenéshez vezethetne.

Ezzel ellentétben, egy szárító munkaközeg esetén (2. ábra. e és f) az elgőzölögtetőből kilépő telített gőz (4, 5) egyből expandálható, és nincs szükség túlhevítőre, mivel a munkaközeg tulajdonságai miatt túlhevített gőzként fogja elhagyni az expandert (5, 6). Ennek a megoldásnak azonban hátránya, hogy ha a túlhevített gőz egyből a kondenzátorra jutna, az jelentősen növelné annak hőterhelését és rontaná a hatásfokát. Ezért gyakran alkalmaznak rekuperatív hőcserélőt (6,7), amellyel előmelegíthető a szivattyúból kilépő munkaközeg (2, 3), mielőtt az előmelegítőbe jutna.

Az ideális megoldás azonban az, ha a munkaközeg izentróp (2. ábra c és d), mivel ebben az esetben az expanzió telített gőz halmazállapotból indul és telített gőz halmazállapotba ér véget. Ilyen esetben a körfolyamat üzembiztos megvalósításához nem kellene se túlhevítő, se pedig rekuperatív hőcserélő.

Sajnos a valóságban tökéletesen izentróp munkaközeg nem létezik, ahogy ideális expanzió sem. Azonban ha figyelembe vesszük az expander hatásfokát, és olyan munkaközeget választunk, amellyel megvalósíthatóvá válik, hogy az expanzió telített gőz halmazállapotból induljon és közel telített gőz halmazállapotban érjen véget, feleslegessé válik mind a túlhevítő, mind pedig a rekuperatív hőcserélő, és egy termodinamikailag ideális megoldást kapunk, maximális tengelyteljesítményt leadni képes konstrukcióval. A valós expanziót figyelembe vevő, termodinamikailag ideális munkaközegválasztással kapcsolatos kutatásokról bővebben a [37] közöl eredményeket.

A továbbiakban az kerül bemutatásra, hogy hogyan növelhető egy biológiai metanizáción alapuló, alkálikus elektrolízisű PtM technológia átalakítási hatásfoka szerves Rankine-ciklus illesztésén keresztül.

|  |  |
| --- | --- |
|  |  |
|  |  |
|  |  |

2. ábra T-s diagramok és a hozzájuk tartozó ORC kapcsolások nedves (a, b), izentróp(c, d)
és száraz (e, f) munkaközegek esetén. [38]

# Esettanulmány

## Referencia bio-metanizáló rendszer bemutatása

A bio-metanizáció folyamán keletkező hulladékhő ORC-ben való hasznosításának vizsgálata során referenciaként alkalmazott biometán előállító (BioCat) üzemet 2015 novembere és 2016 márciusa között állították fel Avedøre-ben (Dánia, Koppenhága vonzáskörzet), a BIOFOS szennyvíztisztító telephelyén. A rendszer, melynek kapcsolása a 3. ábran látható, magába foglalja a 9 m magas BioCat reaktort egy 12 m magas vázban, egy 600 kW teljesítményű elektrolizálót, továbbá több konténert a közművek számára (vízlágyítás, magas tisztaságú sűrített levegő, vezérlőterem és gázelemző).



3. ábra Referencia bio-metanizáló üzem bemutatása [39]

Az üzemet 50 Nm3 CO2/h kezelésére tervezték. Szénforrásként vagy a városi szennyvíziszap anaerob lebontása során keletkező biogázt, vagy a befecskendezés előtt a nyers biogáz tisztítása során keletkező mellékgázt alkalmazzák. A biológiai metanizációhoz szükséges hidrogént a helyszínen egy elektrolizáló berendezés állítja elő, melynek maximális termelési kapacitása 110 Nm3 H2/h. A biológiai rektort elhagyó gázt utókezelésnek vetik alá a víz, a por és a szennyeződések, valamint a felesleges H2 és/vagy a nem reagált CO2 eltávolítása érdekében. Az utókezelési fázisok során keletkező maradékgázt visszavezetik a reaktorba, míg a főáram a földgázhálózatba kerül betáplálásra. A bemutatott referenciaüzemben a reaktor által termelt metabolikus hő egy vízhurkon került visszavezetésre a Biofos-hoz, hogy a biogáz előállítás hőigényét támogassák [39].

Az általunk vizsgált modellben a biológia-metán előállítás során keletkező hulladékhő teljes mennyisége szerves Rankine-ciklusban kerül felhasználásra. A rendszerben két ponton keletkezik elegendően magas hőmérsékletű hulladékhő, az egyik a már említett reaktorban képződő metabolikus hő, a másik pedig az elektrolízis során keletkező, levegővel elvezetett hő. A referencia bio-metanizáló rendszer energia mérlege a 4. ábran látható.



4. ábra. A referencia bio-metanizáló rendszer energia mérlege [39]

A vizsgált modellben alkálikus elektrolizáló és ex-situ biológiai metanizáció van, melynek alapján szakirodalomban található adatok segítségével becsülhető, hogy az egyes pontokon milyen hőmérsékleten áll rendelkezésre a hulladékhő. Az ORC-ben hasznosítható hulladékhő paraméterei az 1. táblázatban láthatóak.

1. táblázat Bio-metanizálóban keletkező hulladékhő

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Keletkezési pont | Közeg  | Hőáram[kW] | Hőmérséklet [°C] | Nyomás [bar] | Tömegáram [kg/s] |
| Elektrolizáló | levegő | 200 | 70 | 30 | 39,498 |
| Bio-rektor | víz | 120 | 65 | 1 | 5,736 |

## ORC

Az ORC-vel kialakított hulladékhő hasznosítás modellezése során négy különböző lehetőség került elemzésre. Vizsgáltuk, azt az esetet, melyben egy darab ORC hasznosítja az összes hulladékhőt sorosan kapcsolt hőcserélőkön keresztül. Ezen belül modelleztünk egy iparilag rendelkezésre álló rekuperatív hőcserélővel kialakított eljárást, továbbá egy, a turbina belső veszteségeit figyelembe vevő, maximális tengelyteljesítményt leadni képes konstrukciót (az expanzió telített gőz állapotból indul és telített gőz állapotig tart). A másik vizsgált lehetőség pedig az, ahol a hulladékhő keletkezési helyén közvetlenül telepítünk ORC-ket. Ebben az esetben kétszer két gép működését modelleztük, az előző esetben bemutatott konstrukciós lehetőségekhez hasonlóan – ipari rekuperatív hőcserélős és telített gőz állapotból telített gőz állapotba tartó expanziós megvalósítás. Az összes esetben az ORC munkaközeg kondenzációjához szükséges hűtőközeget 20°C-os levegőnek tekintettük. A modellezést követően a kapott eredmények összehasonlításra kerültek.

### Eset I

Az összes keletkező hulladékhő hasznosítása egy darab ORC-ben valósult meg két sorba kapcsolt hőcserélőn keresztül. A modellekben az első hőcserélőben hasznosult az elektrolizálóban keletkező hő, míg a második hőcserélőben a bio-rektorból származó hő felhasználása történt.

* I/a eset: Az ORC modellezése ipari konstrukció alapján valósult meg, melynek alapjául az Electratherm által forgalmazott, az adott hőmérsékleti határok között működő berendezés szolgált. A rendszerről található információk alapján az alkalmazott munkaközeg ebben az esetben R245fa (ElectraTherm Inc.), az expander pedig iker-csavar expander, melynek irodalmi adatok alapján [40] felvett belső hatásfok 72%. A vizsgált modell kapcsolása az 5. ábra bal, a folyamat *T-s* diagramja pedig a jobb oldalán található.



5. ábra Balra: hulladékhő hasznosítás modellezése egy ORC-ben ipari konstrukció mellett;
Jobbra: R245fa T-s diagramjában felvett folyamat

A hőcserélőkben hasznosult hőmennyiség, a hulladékhőhasznosítás mértéke, a körfolyamat hatásfoka, valamint a leadott teljesítmény a 2. táblázatban található.

2. táblázat Ipari konstrukció mellett kialakított ORC energetikai mutatói

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
|  | Q, kW |  | P, kW |
| HTX1 | 199,15 | T11 | 17,31 |
| HTX2 | 38,63 | P10 | -0,33 |
| Q | 237,78 | Q/Qhossz | 74,30% |
| Qhossz | 320,00 | ORC | 7,14% |

A rendszer leadott teljesítménye 7,14%-os körfolyamati hatásfok mellett 16,98 kW, mellyel a bio-metán előállítási folyamat hatásfoka 1,65 százalékponttal növelhető.

* I/b eset: A rendszer modellezése során ebben az esetben is 72%-nak tekintettük az expander belső hatásfokát. Ezt figyelembe véve került kiválasztásra a munkaközeg, melynek alkalmazásával maximális tengelyteljesítmény adódik az adott hőmérsékletpáron – adott hőforrás (70°C) és hőnyelő (20°C) hőmérséklet mellett – és nincs szükség se túlhevítő, se rekuperatív hőcserélő alkalmazására. A munkaközeg, melyet a modellezés során alkalmaztunk és teljesíti a kívánt feltételeket az R134a. Az optimális munkaközeg választási módszerrel kapcsolatos részletes eredmények megtalálhatóak a [37] forrásban. A 6. ábra bal oldalán a vizsgált kapcsolás, jobb oldalán pedig a folyamat látható *T-s* diagramban.



6. ábra Balra: hulladékhő hasznosítás modellezése egy ORC-ben optimális munkaközeg alkalmazásával;
Jobbra: R134a T-s diagramjában felvett folyamat

Az optimális munkaközeggel kialakított rendszer körfolyamati hatásfoka 6,53%, leadott teljesítménye pedig 17,49 kW, mellyel a bio-metán előállítás hatásfoka (azaz az **be) 1,7 százalékponttal növelhető. A 3. táblázatban a modellhez kapcsolódó szimulációs eredmények találhatóak.

3. táblázat Az R134a munkaközegű ORC szimulációs eredményei

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
|  | Q, kW |  | P, kW |
| HTX1 | 199,15 | T11 | 19,00 |
| HTX2 | 76,18 | P10 | -1,51 |
| Q | 275,33 | Q/Qhossz | 86,04% |
| QHossz | 320,00 | eta | 6,35% |

### Eset II

A hulladékhő a keletkezés helyén került hasznosításra, így ebben az esetben egy elektrolizálóhoz és egy bio-rektorhoz telepített ORC-t elemeztünk. A II/a. esetben az előzőekben bemutatott ipari konstrukció, a II/b esetben pedig a maximális tengelyteljesítményt adó kialakítás került vizsgálatra a különböző hőforrások esetén.

* A II/a kapcsolások esetén az I/a esethez hasonlóan a munkaközeg R245fa, az expanderek belső hatásfoka 72% és a rendszerek rekuperatív hőcserélőt is tartalmaznak. A modellezett kialakítás, mely mind a két forráshelyhez azonos felépítésű, a 7. ábrán látható.



7. ábra Hulladékhő hasznosító ipari ORC a forrás helyén

Az elektrolizálóhoz kapcsolt ORC hatásfoka 200 kW hulladékhő felhasználása mellett 7,11%, leadott teljesítménye pedig 14,22 kW. A bio-reaktornál keletkező 120 kW hulladékhőt hasznosító ORC hatásfoka 6,38% és leadott teljesítménye 7,66 kW.

* A II/b-ben vizsgált konstrukciók esetében, már nem volt lehetséges az I/b-ben látott munkaközeg alkalmazása, mivel a bio-rektornál keletkező 65°C-os hulladékhő esetén az R134a felhasználásával nem érhető el a kívánt maximális tengelyteljesítmény. A választott munkaközeg így a propán, mellyel mind 70°C mind 65°C-os hulladékhő esetén elérhető egy 72% belső hatásfokú expanderben a telített gőz állapotból közel telített gőz állapotba érkező expanzió. A vizsgált kapcsolást a 8. ábra mutatja.



8. ábra Hulladékhő hasznosítás ORC-ben optimális munkaközeg alkalmazásával a forrás helyén

Az elektrolizáló 200 kW hulladékhőjének felhasználására kialakított ORC hatásfoka 6,23%, leadott teljesítménye pedig 12,45 kW. A 65°C-os 120 kW hulladékhőt hasznosító ORC hatásfoka 5,67%-ra, teljesítménye pedig 6,8 kW-ra adódott a szimulációk során.

# Eredmények kiértékelése

A bemutatott esetek szimulációja során kapott eredmények a 4. táblázatban láthatóak.

4. táblázat Szimulációs eredmények a PtM üzemben keletkező hulladékhő ORC-ben történő hasznosítása esetén

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  | ORC teljesítmény [kW] | PtM eredeti hatásfok | PtM hatásfok ORC-vel | Hatásfok növekedés [százalékpont] |
| Eset I/a. | 16,98 | 51,46% | 53,10% | 1,65 |
| Eset I/b. | 17,49 | 51,46% | 53,15% | 1,70 |
| Eset II/a. | 21,88 | 51,46% | 53,58% | 2,12 |
| Eset II/b. | 19,25 | 51,46% | 53,33% | 1,87 |

Kizárólag műszaki szempontokat figyelembe véve kedvezőbb megoldás, ha a hulladékhő átalakítása a keletkezési helyén valósul meg, mivel két ORC egység alkalmazásával a megtermelt villamosenergia 40%-al növelhető. Ezen szempontok alapján a legkedvezőbb eset a II/a, melynél 21,88 kW villamosenergia termelhető, ami alkalmas a PtM technológia hatásfokának 2,12%-pontos növelésére.

Gazdasági szempontokat is figyelembe véve csak olyan megoldás képzelhető el, ahol egy darab ORC kerül beüzemelésre sorba kapcsolt hőforrásokkal. Így a legjobb esetnek az I/b adódik. Az itt alkalmazott, általunk preferált maximális tengelyteljesítményre optimált munkaközeg választás nem csak műszaki szempontból kedvezőbb, mint a gyárilag rendelkezésre álló társai, hanem a konstrukció is olcsóbb, hiszen kevesebb berendezésre van szükség benne.

Arra is lehetőség van, hogy az ORC-vel a keverő villamosenergia-felvételét váltsuk ki. Tengelykapcsolón keresztül közvetlenül is meghajtható a bio-rektor keverője. Ebben az esetben nem villamosenergia átalakítás történik, hanem az ORC tengelyteljesítményének közvetlen hasznosítása. Ez a megoldás olcsóbb is (nincs szükség generátorra) és a hatásfoka is jobb (a generátor alkalmazása ugyan csak kis mértékben, de csökkentené a hatásfokot). A 4. táblázat és a 4. ábra adatait összehasonlítva látjuk, hogy a keveréshez szükséges 30 kW jelentős része (kb. 17-22 kW) fedezhető lenne ebből a forrásból.

# Összefoglalás

A cikk elején röviden bemutattuk, hogy miért van a közeljövőben egyre nagyobb szükség nagy tárolási kapacitású energiatárolási megoldásokra. Ezután részletesen ismertettünk egy ilyen megoldást, az úgynevezett Power-to-Methane (PtM vagy P2M) technológiát, amelyben a tárolandó villamosenergia segítségével vízbontással hidrogént állítanak elő, majd ezt biokémiai úton, szén-dioxid hozzáadásával metanizálják. A technológia fő előnye, hogy a keletkező metán együtt tárolható és használható a földgázzal, hátránya viszont az alacsony tárolási hatásfok.

A cikk második felében egy konkrét tároló adatait felhasználva megmutattuk, hogy hogyan növelhető a betáplálási (és így a teljes tárolási) hatásfok is a vízbontó és metanizáló berendezések alacsony hőmérsékletű hulladékhőjének villamosenergiává való visszaalakításával, amihez négy különböző ORC-alapú konfigurációt használtunk. A villamosenergia bio-metánná való átalakításának (azaz a tárolás első részének) a hatásfoka a konfigurációktól függően 1,65-2,12 százalékpontot növekedett. Ez – amennyiben a villamosenergiává való visszaalakítás változatlan marad – a teljes hatásfok ugyanekkora arányú növekedését eredményezheti.

# Köszönetnyilvánítás

- A munka a 2020-3.1.1-ZFR-KVG-2020-00006 számú projekt keretén belül a Nemzeti Kutatási Fejlesztési és Innovációs Alapból biztosított támogatással, a 2020-3.1.2- ZFR-KVG pályázati program finanszírozásában valósult meg.

- Az Innovációs és Technológiai Minisztérium ÚNKP-21-3 kódszámú Új Nemzeti Kiválóság Programjának a Nemzeti Kutatási, Fejlesztési és Innovációs Alapból finanszírozott szakmai támogatásával készült.

- Az Innovációs és Technológiai Minisztérium ÚNKP-21-5 kódszámú Új Nemzeti Kiválóság Programjának a Nemzeti Kutatási, Fejlesztési és Innovációs Alapból finanszírozott szakmai támogatásával készült.

- Ez a publikáció a Bolyai János Kutatási Ösztöndíj támogatásával készült.

# Irodalom

[1] Innovációs és Technológiai Minisztérium, “Nemzeti Energia- és Klímaterv,” 2020.

[2] Magyar Villamosenergia-ipari Átviteli Rendszerirányító ZRt., “A Magyar Villamosenergia -rendszer fogyasztói igényeinek előrejelzése 2019.,” 2019.

[3] Magyar Villamosenergia-ipari Átviteli Rendszerirányító ZRt., “A Magyar Villamosenergia- rendszer közép- és hosszú távú forrásoldali kapacitás fejlesztése 2019.,” 2019.

[4] G. Pintér, “The potential role of power-to-gas technology connected to photovoltaic power plants in the visegrad countries-a case study,” *Energies*, vol. 13, no. 23, pp. 1–14, 2020, doi: 10.3390/en13236408.

[5] C. K. Das *et al.*, “Optimal sizing of a utility-scale energy storage system in transmission networks to improve frequency response,” *J. Energy Storage*, vol. 29, no. February, p. 101315, 2020, doi: 10.1016/j.est.2020.101315.

[6] W. He, M. King, X. Luo, M. Dooner, D. Li, and J. Wang, “Technologies and economics of electric energy storages in power systems: Review and perspective,” *Adv. Appl. Energy*, vol. 4, no. July, p. 100060, 2021, doi: 10.1016/j.adapen.2021.100060.

[7] H. Blanco, W. Nijs, J. Ruf, and A. Faaij, “Potential of Power-to-Methane in the EU energy transition to a low carbon system using cost optimization,” *Appl. Energy*, vol. 232, no. April, pp. 323–340, 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2018.08.027.

[8] Z. Csedo, B. Sinóros-Szabó, and M. Zavarkó, “Seasonal energy storage potential assessment of WWTPs with power-to-methane technology,” *Energies*, vol. 13, no. 18, 2020, doi: 10.3390/en13184973.

[9] F. Crotogino, H. Landinger, U. Bünger, T. Raksha, J. Simon, and L. Correas, “Update of Benchmarking of large scale hydrogen underground storage with competing options,” 2014. [Online]. Available: http://hyunder.eu/wp-content/uploads/2016/01/D2.1\_Benchmarking-of-large-scale-seasonal-hydrogen-underground-storage-with-competing-options.pdf.

[10] M. Lehner, R. Tichler, H. Steinmüller, and M. Koppe, “The Power-to-Gas Concept,” in *Power-to-Gas: Technology and Business Models.*, SpringerBr., Springer, 2014, pp. 7–17.

[11] M. Götz *et al.*, “Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review,” *Renew. Energy*, vol. 85, pp. 1371–1390, 2016, doi: 10.1016/j.renene.2015.07.066.

[12] A. Ursúa, L. M. Gandía, and P. Sanchis, “Hydrogen production from water electrolysis: Current status and future trends,” *Proc. IEEE*, vol. 100, no. 2, pp. 410–426, 2012, doi: 10.1109/JPROC.2011.2156750.

[13] J. Mergel, M. Carmo, and D. Fritz, “Status on Technologies for Hydrogen Production by Water Electrolysis,” *Transit. to Renew. Energy Syst.*, pp. 425–450, 2013, doi: 10.1002/9783527673872.ch22.

[14] A. Mazza, E. Bompard, and G. Chicco, “Applications of power to gas technologies in emerging electrical systems,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 92, no. April, pp. 794–806, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2018.04.072.

[15] A. Buttler and H. Spliethoff, “Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 82, no. September 2017, pp. 2440–2454, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2017.09.003.

[16] M. Carmo, D. L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, “A comprehensive review on PEM water electrolysis,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 38, no. 12, pp. 4901–4934, 2013, doi: 10.1016/j.ijhydene.2013.01.151.

[17] W. Dönitz and E. Erdle, “High-temperature electrolysis of water vapor-status of development and perspectives for application,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 10, no. 5, pp. 291–295, 1985, doi: 10.1016/0360-3199(85)90181-8.

[18] M. A. Laguna-Bercero, “Recent advances in high temperature electrolysis using solid oxide fuel cells: A review,” *J. Power Sources*, vol. 203, pp. 4–16, 2012, doi: 10.1016/j.jpowsour.2011.12.019.

[19] Zavarkó Máté (Corvinus University of Budapest), “Energetikai diszruptív technológiafejlesztés által indukált változásvezetési modellek,” Corvinus University of Budapest, 2021.

[20] S. Schiebahn, T. Grube, M. Robinius, V. Tietze, B. Kumar, and D. Stolten, “Power to gas: Technological overview, systems analysis and economic assessment for a case study in Germany,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 40, no. 12, pp. 4285–4294, 2015, doi: 10.1016/j.ijhydene.2015.01.123.

[21] H. Blanco and A. Faaij, “A review at the role of storage in energy systems with a focus on Power to Gas and long-term storage,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 81, no. August 2017, pp. 1049–1086, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2017.07.062.

[22] S. Rönsch *et al.*, “Review on methanation - From fundamentals to current projects,” *Fuel*, vol. 166, pp. 276–296, 2016, doi: 10.1016/j.fuel.2015.10.111.

[23] M. A. Vannice, “The Catalytic Synthesis of Hydrocarbons from Carbon Monoxide and Hydrogen,” *Catal. Rev.*, vol. 14, no. 1, pp. 153–191, 1976, doi: 10.1080/03602457608073410.

[24] I. Kiendl, M. Klemm, A. Clemens, and A. Herrman, “Dilute gas methanation of synthesis gas from biomass gasification,” *Fuel*, vol. 123, pp. 211–217, 2014, doi: 10.1016/j.fuel.2014.01.036.

[25] J. Kopyscinski, T. J. Schildhauer, and S. M. A. Biollaz, “Methanation in a fluidized bed reactor with high initial CO partial pressure: Part I-Experimental investigation of hydrodynamics, mass transfer effects, and carbon deposition,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 66, no. 5, pp. 924–934, 2011, doi: 10.1016/j.ces.2010.11.042.

[26] C. H. Bartholomew, “Mechanisms of catalyst deactivation,” *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 212, no. 1–2, pp. 17–60, 2001, doi: 10.1016/S0926-860X(00)00843-7.

[27] J. Lefebvre, M. Götz, S. Bajohr, R. Reimert, and T. Kolb, “Improvement of three-phase methanation reactor performance for steady-state and transient operation,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 132, pp. 83–90, 2015, doi: 10.1016/j.fuproc.2014.10.040.

[28] C. Janke, M. S. Duyar, M. Hoskins, and R. Farrauto, “Catalytic and adsorption studies for the hydrogenation of CO2 to methane,” *Appl. Catal. B Environ.*, vol. 152–153, no. 1, pp. 184–191, 2014, doi: 10.1016/j.apcatb.2014.01.016.

[29] Z. Liu, B. Chu, X. Zhai, Y. Jin, and Y. Cheng, “Total methanation of syngas to synthetic natural gas over Ni catalyst in a micro-channel reactor,” *Fuel*, vol. 95, pp. 599–605, 2012, doi: 10.1016/j.fuel.2011.12.045.

[30] K. P. Brooks, J. Hu, H. Zhu, and R. J. Kee, “Methanation of carbon dioxide by hydrogen reduction using the Sabatier process in microchannel reactors,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 62, no. 4, pp. 1161–1170, 2007, doi: 10.1016/j.ces.2006.11.020.

[31] M. Szuhaj, Z. Bagi, and K. Kovács L., “A „Power-to-Gas” és kapcsolódó biogáz tisztítási biotechnológiai eljárások,” *ENERGIAGAZDÁLKODÁS*, vol. 60, no. special issue, pp. 13–16, 2019.

[32] I. Angelidaki *et al.*, “Biogas upgrading and utilization: Current status and perspectives,” *Biotechnol. Adv.*, vol. 36, no. 2, pp. 452–466, 2018, doi: 10.1016/j.biotechadv.2018.01.011.

[33] R. Muñoz, L. Meier, I. Diaz, and D. Jeison, “A review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for biogas upgrading,” *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.*, vol. 14, no. 4, pp. 727–759, 2015, doi: 10.1007/s11157-015-9379-1.

[34] K. Kummer and A. R. Imre, “Seasonal and multi-seasonal energy storage by power-to-methane technology,” *Energies*, vol. 14, no. 11, 2021, doi: 10.3390/en14113265.

[35] A. R. Imre and K. Kummer, “Szezonális és hosszútávú energiatárolási lehetőségek,” *ENERGIAGAZDÁLKODÁS*, vol. 62, no. 6, pp. 2–9, 2021.

[36] S. Marami Milani, R. Khoshbakhti Saray, and M. Najafi, “Exergo-economic analysis of different power-cycle configurations driven by heat recovery of a gas engine,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 186, no. September 2018, pp. 103–119, 2019, doi: 10.1016/j.enconman.2019.02.030.

[37] R. Kustán, A. R. Imre, and A. Groniewsky, “The effect of internal efficiency of expander on the working fluid selection,” in *IIR International Rankine 2020 Conference -Heating, Cooling and Power Generation - Refrigeration Science and Technology*, 2020, vol. 2020-July, no. July, pp. 351–357, doi: 10.18462/iir.rankine.2020.1170.

[38] A. R. Imre and A. Groniewsky, “Various Ways of Adiabatic Expansion in Organic Rankine Cycle (ORC) and in Trilateral Flash Cycle (TFC),” *Zeitschrift fur Phys. Chemie*, vol. 233, no. 4, pp. 577–594, 2019, doi: 10.1515/zpch-2018-1292.

[39] M. Kluge and D. Bach, “WP3 – Biogas valorization and efficient energy management (Technical and economic analysis of biological methanation),” 2018.

[40] Y. Zhao, G. Liu, L. Li, Q. Yang, B. Tang, and Y. Liu, “Expansion devices for organic Rankine cycle (ORC) using in low temperature heat recovery: A review,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 199, no. August, p. 111944, 2019, doi: 10.1016/j.enconman.2019.111944.