

# SZAKMAI DOKUMENTÁCIÓ MÓDOSÍTÁSI KÉRELEMHEZ

A GINOP-2.1.7-15-2016-00321 pályázat által támogatott, K+F  
tevékenység keretében megvalósuló szárító technológia fejlesztése  
és kivitelezése veszteséghő felhasználására.

*Vajszlói Biogáz  
Kiserőmű  
Kogenerációs  
Energiatermelő  
Egység  
Veszteséghő  
Hasznosítása*

# Szakmai Dokumentáció Módosítási Kérelemhez

A GINOP-2.1.7-15-2016-00321 pályázat által támogatott K+F tevékenység keretében megvalósuló szárító technológia fejlesztése, kivitelezése, veszteség-hő felhasználására.

# Tartalomjegyzék

1. Bevezetés.....	3
1.1. Műszaki megvalósítási koncepció változtatásainak ismertetése.....	3
2. Szárítandó anyag vizsgálata .....	5
2.1. Szorpciós izoterma mérések eredményei.....	5
2.2. Elragadási sebesség mérések eredményei.....	6
3. Matematikai modellek ismertetése .....	7
3.1. Short-cut modell leírása kishőfokú szárításra .....	8
3.1.1. Anyagmérleg számítások.....	8
3.1.2. Kishőfokú szárítás fajlagos energiája .....	13
3.2. Short-cut modell leírása nagy hőfokú szárításra.....	13
3.3. Jelölések jegyzéke .....	16
4. Esettanulmány .....	18
4.1. Biogáz motor hő-kapcsolási rajz ismertetése.....	18
4.2. Short-cut számítások eredményei .....	22
4.3. Végleges technológia Blokk flow diagram ismertetése.....	23
5. Irodalomjegyzék.....	26

## 1. Bevezetés

Cégünk, az ASEMA Befektetési és Tanácsadó Zrt. a „Prototípus, termék-, technológia- és szolgáltatásfejlesztés” tárgyú felhívásban GINOP-2.1.7-15-2016-00321 azonosító számon támogatási kérelmet nyújtott be, amelyről 2018.04.05.-án támogatási Döntés született, majd 2018. május 23.-i hatálybalépéssel Támogatási szerződés kötött. A projekt fizikai megvalósítását 2018.01.01 –én elkezdjük, ezen belül a prototípusfejlesztés kutatás – tervezés első szakasza lezárult. Ebben az időszakban folytattuk a pályázat benyújtásáig elvégzett kutatási tevékenységünket, amelynek keretén belül elkészítettük a prototípus működési modelljét. Az így kapott eredményeket beépítettük a megvalósítási tervekbe, ezáltal továbbfejlesztve az eredeti koncepciókat. Az így létrejött tervek egy, az előzőeknél mind teljesítményben, mind piacra viteli szempontból sokkal hatékonyabb eszköz megvalósítását eredményezik. Mindezt az eredeti projekt indikátorok, illetve eredmények változtatása nélkül. A tervezett műszaki változtatások azonban szükségessé teszik, hogy módosítsunk a pályázatban beadott műszaki megvalósítás előzetes koncepcióján.

Az alábbi dokumentumban összegyűjtöttük a változásokat, amelyek érintik a pályázati anyag szakmai tartalmát, kiemelve a módosítás indokoltságát, a végső prototípusra gyakorolt hatását, és a pályázat megvalósítására gyakorolt egyéb hatását. Kérjük a tisztelt irányító hatóságot, hogy a jelen levelünkben közölt módosításokat fogadja el, és hagyja jóvá a projekt ily módon történő megvalósítását.

### 1.1. Műszaki megvalósítási koncepció változtatásainak ismertetése

Jelen alfejezetben a kutatási időszakban elért eredmények alapján felállított prototípus - működési modellben történt változtatások kerülnek összefoglalásra. Az alkalmazott módosítások mindegyike műszaki és gazdasági indokoltságú. Az elsődleges változtatás a szárítóegység megosztása. Az eredeti prototípusban megosztott szárítóegység szerepelt. Ennek részei a saját gyártású garat, amely a szárítandó nedves anyag fogadására alkalmas, valamint a fluidágyas szárítóegység. Időközben, a pályázat beadásától számított közel három év során az előszárító nyertes ajánlatadója saját technológiai fejlesztéseinek eredményeképp a szárítóegység műszaki kialakítását megváltoztatta. Ennek eredményeképp a nedves anyag fogadására szolgáló garat beépült a szárító egységbe, amely által egy

megnövelt műszaki integritású szárítóegység valósult meg. Az új prototípus – működési modellből tehát kikerült a különálló garat, mint rendszerem. A szárítóegység megosztása változatlan, viszont a megosztás műveleti, nem pedig szerkezeti. A rendelkezésre álló hőteljesítmény két különálló szárítóegységben kerül felhasználásra, a maximális szárítási kapacitás és termelékenység elérése érdekében. A rendszerintegráció is ennek megfelelően módosul. A korábbi esetben a gázmotor hőjét kellett elvinni egy darab szárító egységhez. A megváltozott koncepció hasonló, azonban komplexebb, mivel a gázmotor hőjét mindkét szárítóegységhez el kell juttatni. A garat rendszerintegrációja viszont az új koncepcióban nem releváns, mivel az a szárítóegység gyártójának belső fejlesztései révén adottság. Mindezek kifejtése, a műveleti méretezés leírása és a technológiai változtatások indoklása a következő fejezetekben olvasható.

A másodlagos változtatás a szárítás utáni tömörítő egység műszaki megoldásának kiválasztása. Az eredeti ajánlatadók nagyteljesítményű bálázó egységei helyett pellet gyártó egység beépítése indokolt. Ennek mind műszaki, mind gazdasági indokoltsága jól megalapozott. Pelletálás esetén a tömörítő egység teljesítményének kihasználtsága nagymértékben nő a bálázó egységhez képest, 6t/nap szárított anyagot feltételezve 15%-ról 70%-ra. Ellentétben a bálázó egységgel, ahol bizonyos túl kicsi szemcseméret tartományban levő ömlesztett anyagok esetén a tömörítés bálázással nem valósítható meg kellő biztonsággal, a pelletálás során a tömöríthető anyagok köre egészen a porszerű anyagokig kiszélesedik, szinte minden mezőgazdasági hulladék tömöríthető. A piacra viteli, gazdasági szempontokat újból körüljárva és mindezeket mérlegelve az elsődleges alapanyag, amely az üzem területén költségmentesen rendelkezésre áll a szeparált fermentációs maradék. Az ebből előállított pellet alkalmas biomassza alapú tüzelőanyagként, ill. a nemzetközi élőállat szállítmányozás során pellet alapú alomként. Utóbbi esetben az eredeti projektköltségvetésben kalkulált 12 ft/kg-os ár helyett közel 30 ft/kg-os értékesítési ár érhető el, azaz értékesebb végtermék állítható elő.

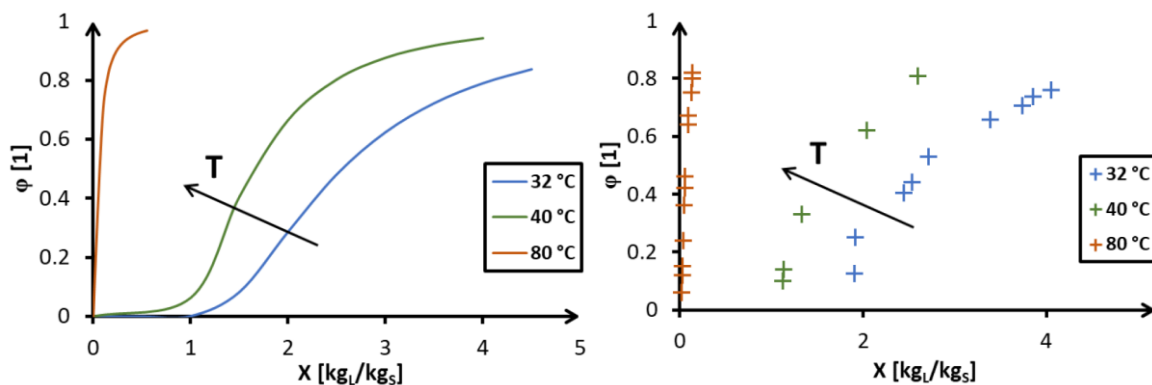
Jelen dokumentum megállapításit felhasználva az új műszaki tartalom és technológiai megoldások felhasználásával kiírásra kerül egy új tenderdokumentáció, amely során az új prototípus – működési modellhez beérkező beszállítói ajánlatok birtokában ismételten kérjük a tisztelt irányító hatóságot, hogy a jelen levelünkben közölt módosításokat fogadja el, és hagyja jóvá a projekt ily módon történő megvalósítását.

## 2. Szárítandó anyag vizsgálata

Jelen kutatás-fejlesztési projekt középpontjában egy ipari szárítási feladat áll. E feladat megoldásához számos technológia áll rendelkezésre. Az elérhető technológiák közül a legjobb kiválasztásához vagy több technológia együttes alkalmazásához a szárítandó anyag száradási tulajdonságainak ismerete szükséges.

### 2.1. Szorpciós izoterma mérések eredményei

A vizsgált anyag száradási tulajdonságairól a legtöbb információt a szorpciós izoterma adja. A szorpciós izoterma megadja, hogy egy adott hőmérsékletű és relatív nedvességtartalmú gázárammal mekkora abszolút nedvességtartalomig szárítható az adott anyag. Erre vonatkozó mérések elvégzésére a Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi egyetem Épületgépészeti és Gépészeti Eljárástechnika tanszéke lett megbízva. A mérési eredmények az alábbi (2.1) ábrán láthatók.



2.1. ábra: Szorpciós izoterma mérés eredményeire illesztett görbék szeparátum- silótető keverékére (szárítógáz relatív nedvességtartalom az egyensúlyi anyag abszolút nedvességtartalom függvényében)

A mérési eredmények alapján megállapítható, hogy kisebb hőfok esetén az egyensúlyi anyag nedvességtartalom (vízszintes tengely) a kiindulási értéktől kezdve a végső nedvességtartalomig függ a szárítógáz relatív nedvességtartalmától (függőleges tengely). Ez azt jelenti, hogy a szárítás, mint egyidejű hő- és anyagátadási folyamat során a szárítandó anyagból távozó nedvesség típusa szerint: kapilláris nedvesség. Ezzel szemben nagy hőfok (80 °C) esetén a vizsgált tartomány jelentős részén ( $X > 0,5$ ) nem függ az egyensúlyi anyag nedvességtartalom a szárítógáz relatív nedvességtartalmától. Ez azt jelenti, hogy a szárítás jelentős részében a szárítandó anyagból távozó nedvesség típusa szerint: felületi nedvesség.

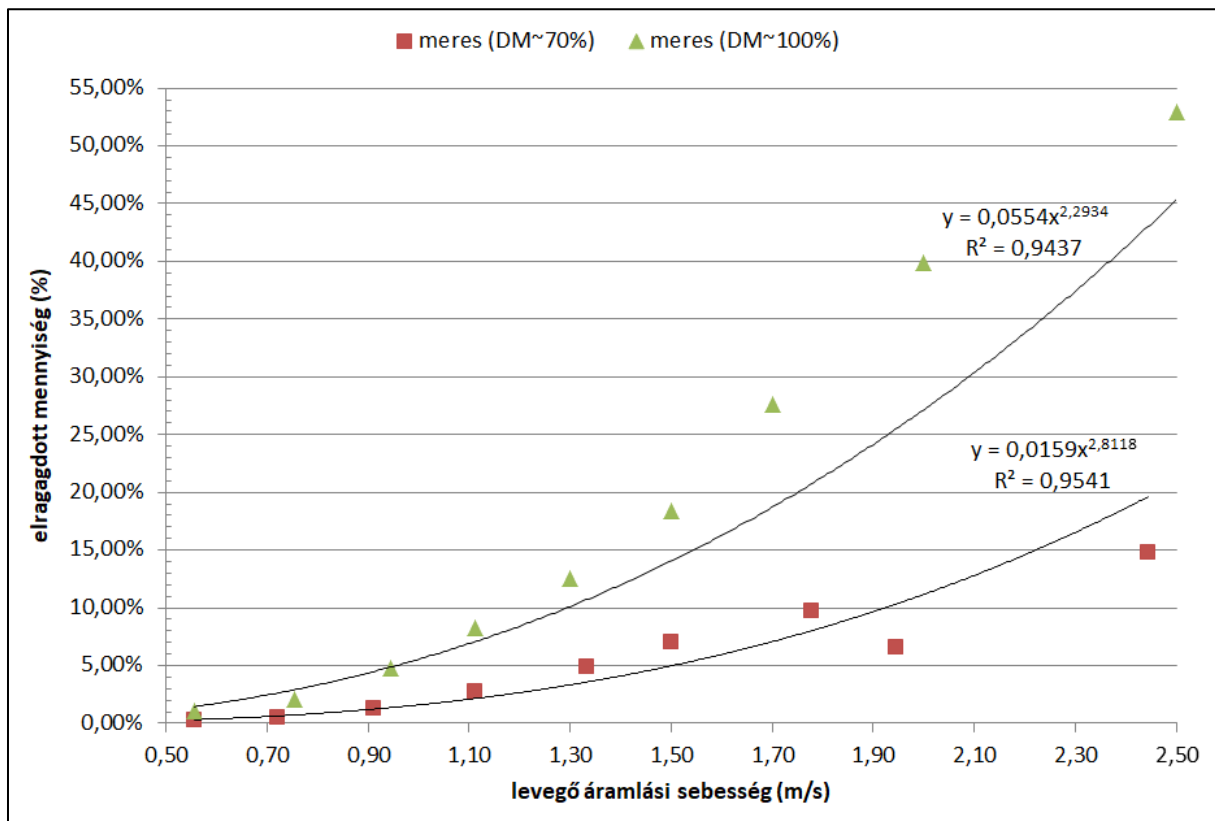
A fentiekben bevezetett csoportosítás (kis és nagy hőfokú szárítás), a szárítógáz hőmérsékletétől függ. Amennyiben ismert a szárítógáz kiindulási hőmérséklete és nedvességtartalma, meghatározható a száradó anyag által felvett ún. nedves hőmérő hőmérséklet. A nedves hőmérő hőmérséklet az az érték, amelyen a száradó anyag hőmérséklete állandósul a felületi nedvesség párolgásának szakaszában. Kapilláris nedvesség párolgása esetén a száradó anyag hőmérséklete folyamatosan tart a szárítógáz hőmérsékletéhez.

A kapilláris nedvesség párolgása során a szárításhoz használt hőenergia csak egy része fordítódik a nedvesség elpárologtatására. Másik része a száradó anyag hőmérsékletét növeli. A felületi nedvesség párolgása során viszont az anyag hőmérséklete a száradás során állandó (nedves hőmérő hőmérséklet). A szárítógázzal bevitt energia egésze a nedvesség elpárologtatására fordítódik, így a nagy hőfokon végzett szárítás fajlagos teljesítménye (egységnyi bevitt hőteljesítmény által elpárologtatott nedvesség tömege) nagyobb. Ez a megállapítás műveleti méretező (short-cut) számításokkal igazolható (3. fejezet). A fentiekből következik, hogy a kapilláris nedvesség elpárologtatásához fajlagosan hosszabb szárítási idő szükséges a felületi nedvesség elpárologtatásához képest. Az alkalmazott szárítási technológia kiválasztásának menetében szükséges a fenti következtetések figyelembe vétele.

## **2.2. Elragadási sebesség mérések eredményei**

A fluid szárítók különböző típusaik ismertek. Ezek egyik csoportosítása a fluid ágyak típusa szerint történhet. Ez alapján megkülönböztethetünk álló és mozgó ágyas fluid szárítást (Hormuzd Bodhanwalla, 2017). Az álló ágyas esetben kisebb, míg a mozgóágyas esetben nagyobb szárítógáz sebességek a jellemzők. A szárítógáz sebességének növekedésével a szárítás során elragadott részecskék mennyisége nő. A fluid szárítás megfelelő típusának kiválasztásához szükséges a szárítandó anyag elragadási tulajdonságainak ismerete. Az elragadási sebességek meghatározására történő mérések a Budapest Műszaki és Gazdaságtudomány Egyetem Épületgépészeti és Gépészeti Eljárástechnika tanszék laboratóriumában lettek elvégezve.

A mérés során meghatározásra kerültek a különböző gázsebességekhez tartozó elragadott anyagmennyiségek a vizsgált szárítandó anyagra, két különböző nedvességtartalom mellett. A mérési eredmények az alábbi ábrán (2.2) láthatók:



2.2. ábra: Elragadási sebesség mérés eredményei szeparátum- silótető keverékére

Az ipari gyakorlat alapján a megengedhető veszteség 5-10% között változhat. Jelen mérési eredmények alapján a vizsgált száraz anyagra vonatkoztatva ez 0,9-1,2 m/s közé esik. Ez az érték egy DM=70%-os anyag esetén eltolódik 1,3-1,8 m/s közé. Ezek tehát azok a szárítógáz határsebességek, amelyeket figyelembe kell venni a fluidizációs szárító kiválasztásánál. A korábban tett csoportosítás alapján a mozgóágyas fluidszáritás jellemző gázsebesség tartománya 2-12 m/s között változik (J.R. Grace, 2003). A mérési eredmények tükrében kijelenthető, hogy a szárítási technológia kiválasztása során az álló ágyas fluidizációs szárító kialakításokat kell előnyben részesíteni a mozgóágyas kivitelekhez képest.

### 3. Matematikai modellek ismertetése

A szárítás folyamatának leírásához szükséges matematikai modellalkotás során az egyszerűbb, ún. *short-cut* modell, továbbá az összetettebb *steady-state*, ill. *dinamikus* modellek alkalmazásával elvégezhetők a technológiai méretező számítások.

A *short-cut* számítások eredményeképp megbecsülhetők az anyag és szárítógáz áramok paraméterei, adott szárítási követelmények teljesítéséhez. A *steady-state* modellek segítségével elvégezhető egy adott típusú szárítóberendezés műveleti



méretezése. A dinamikus modellek már a szárítás időbeli lefutásával is számolnak, amelyek eredményképp a valós szárítási folyamathoz legközelebb eső becslés tehető egy adott típusú és méretű szárítóberendezésre.

### 3.1. Short-cut modell leírása kishőfokú szárításra

A short-cut számítási modell esetében a szárítás folyamatát leíró matematikai modell anyag- és energiamérleg számításokat tartalmaz, koncentrált paraméterű, állandósult esetre. A szárítási folyamat számításait a kiindulási és végső paraméterek felvételével oldjuk meg. Kishőfokú szárítás esetén a szárítógáz levegő, amelynek hőmérséklete esetünkben 80 °C körüli érték.

#### 3.1.1. Anyagmérleg számítások

A modellhez az alábbi táblázatokban (3.1-3.2 táblázat) szereplő kiindulási paraméterek felvétele szükséges:

Anyag paraméterek		
megnevezés	jelölés	mértékegység
nedves anyag tömegáram	$\dot{m}_{na}$	kg/s
kiindulási relatív nedvességtartalom	$x_0$	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>na</sub>
végző relatív nedvességtartalom	$x_v$	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>na</sub>
száraz anyag fajhő	$c_{sza}$	J/kg/K

3.1. táblázat: Short-cut számításhoz szükséges anyag paraméterek

A szárítandó anyag kiindulási relatív nedvességtartalma ( $m_{v\acute{z}}/m_{na}$ ) adott. A végző relatív nedvességtartalmat a szárított anyag további felhasználása alapján lehet felvenni. Amennyiben a szárazanyag égetéssel hasznosul vagy tömörítésre (pelletálás) kerül, úgy a végző relatív nedvességtartalom maximum értéke  $x_v=0,1-0,2$  lehet. A nedves anyag fajhője megbecsülhető annak összetételéből. Szeparált lebontási maradék esetén a szeparátum szárazanyagtartalmának jelentős részét a nem lebomló növényi eredetű részek képezik (cellulóz, lignin), amelyek fajhője 1909 J/kg/K értékkel közelíthető. A nedves anyag fajhő így:

$$c_{na} = x_0 \cdot c_{v\acute{z}} + (1 - x_0) \cdot c_{sza} \quad (3.1)$$

A szárazanyag tömegáram ( $\dot{m}_{sza}$ ) a nedves anyag tömegáram előzetes felvételével:

$$\dot{m}_{sza} = \dot{m}_{na} \cdot (1 - x_0) \quad (3.2)$$

A fenti anyag paraméterek mellett a szárítógázra jellemző paramétereket az alábbi táblázat (3.2) tartalmazza:

Szárítógáz paraméterek		
megnevezés	jelölés	mértékegység
belépő térfogatáram	$\dot{V}_{g,be}$	Nm <sup>3</sup> /s
belépő hőmérséklet	$T_{g,be}$	°C
kilépő hőmérséklet	$T_{g,ki}$	°C
izobár fajhő	$c_g$	J/kg/K
sűrűség	$\rho_g$	kg/m <sup>3</sup>
Egyéb paraméterek		
környezeti levegő hőmérséklet	$T_{g,a}$	°C
környezeti levegő relatív nedvesség	$\varphi_{g,a}$	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>ng</sub>

3.2. táblázat: Short-cut számításhoz szükséges szárítógáz paraméterek

A szárítógáz mennyiségi jellemzőit normálállapotra vonatkoztatva célszerű megadni. Normálállapotból a szárítás hőmérsékletén, a következő képlet szerint határozható meg az aktuális szárítógáz térfogatáram ( $P_a = 101325$  [Pa]):

$$\dot{V}_g^{T_{g,be}} = \dot{V}_g \cdot \frac{T_{g,be} + 273,15}{273,15} \quad (3.3)$$

A környezeti levegő abszolút nedvességtartalmának ( $m_{v\acute{e}z}/m_{szg}$ ) számításához szükséges a telítési gőznyomás meghatározása ( $p_{v,tel}$  [Pa]):

$$p_{v,tel}^{T_{g,a}} = \exp\left(\frac{a+b \cdot t+c \cdot t^2+d \cdot t^3}{1+e \cdot t+f \cdot t^2+g \cdot t^3}\right) \cdot 10^5 \quad (3.4)$$

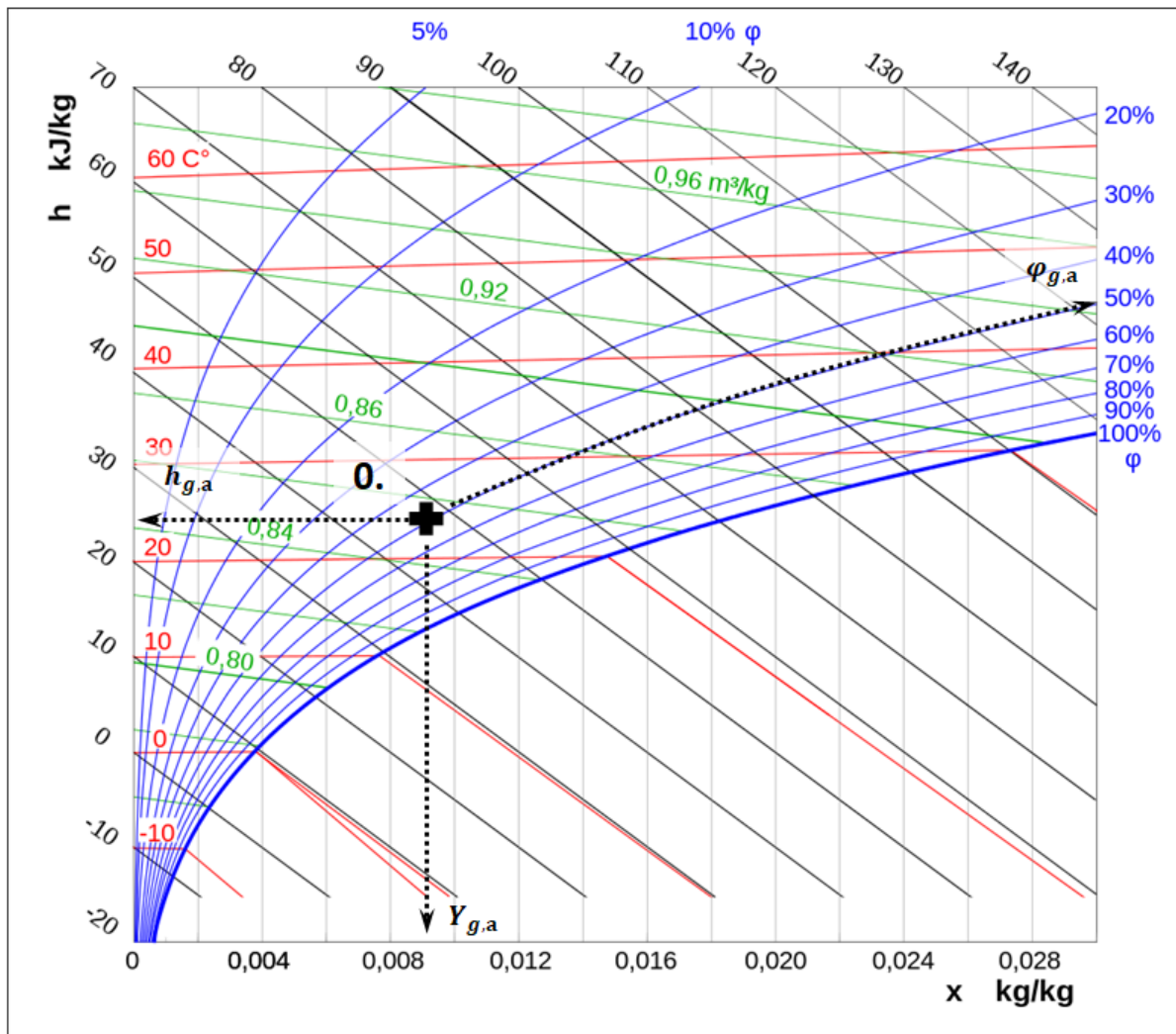
ahol a,b,c,d,e,f,g konstansok, amelyek értékei a következők: a = -5,1663007, b = -9,0035053e-3, c = 4,386158e-5, d = 5, 6980777e-6, e = 1,6715628e-2, f = 1,670544e-4, g = 4,6505309e-7. A Környezeti levegő abszolút nedvességtartalom számítása ( $Y_{g,a}$ ):

$$Y_{g,a} = \frac{M_{v\acute{e}z}}{M_{lev}} \cdot \frac{\varphi_{g,a} \cdot p_{v,tel}^{T_{g,a}}}{P_a - \varphi_{g,a} \cdot p_{v,tel}^{T_{g,a}}} \quad (3.5)$$

ahol,  $M$  [ $\frac{g}{mol}$ ] a víz és a levegő moláris tömege,  $P_a$  [Pa] környezeti abszolút légnyomás (101300 Pa). Környezeti levegő fajlagos entalpia ( $h_{g,a}$ ), nedves levegő fajhő ( $c_{ng} = 1$ ) egyszerűsítéssel (Örvös M. , 2015):

$$h_{g,a} = c_{ng} \cdot T_{g,a} + Y_{g,a} \cdot r_0 \quad (3.6)$$

A nedves gázok (jelen esetben levegő) állapotváltozásait leggyakrabban  $h$ - $X$  (entalpia-nedvesség), azaz Mollier diagramon ábrázolják (3.3 ábra). A környezeti levegőállapot felvételével ( $T_{g,a}, \varphi_{g,a}$ ), a fent számított paraméterek ( $h_{g,a}, Y_{g,a}$ ) leolvashatók.



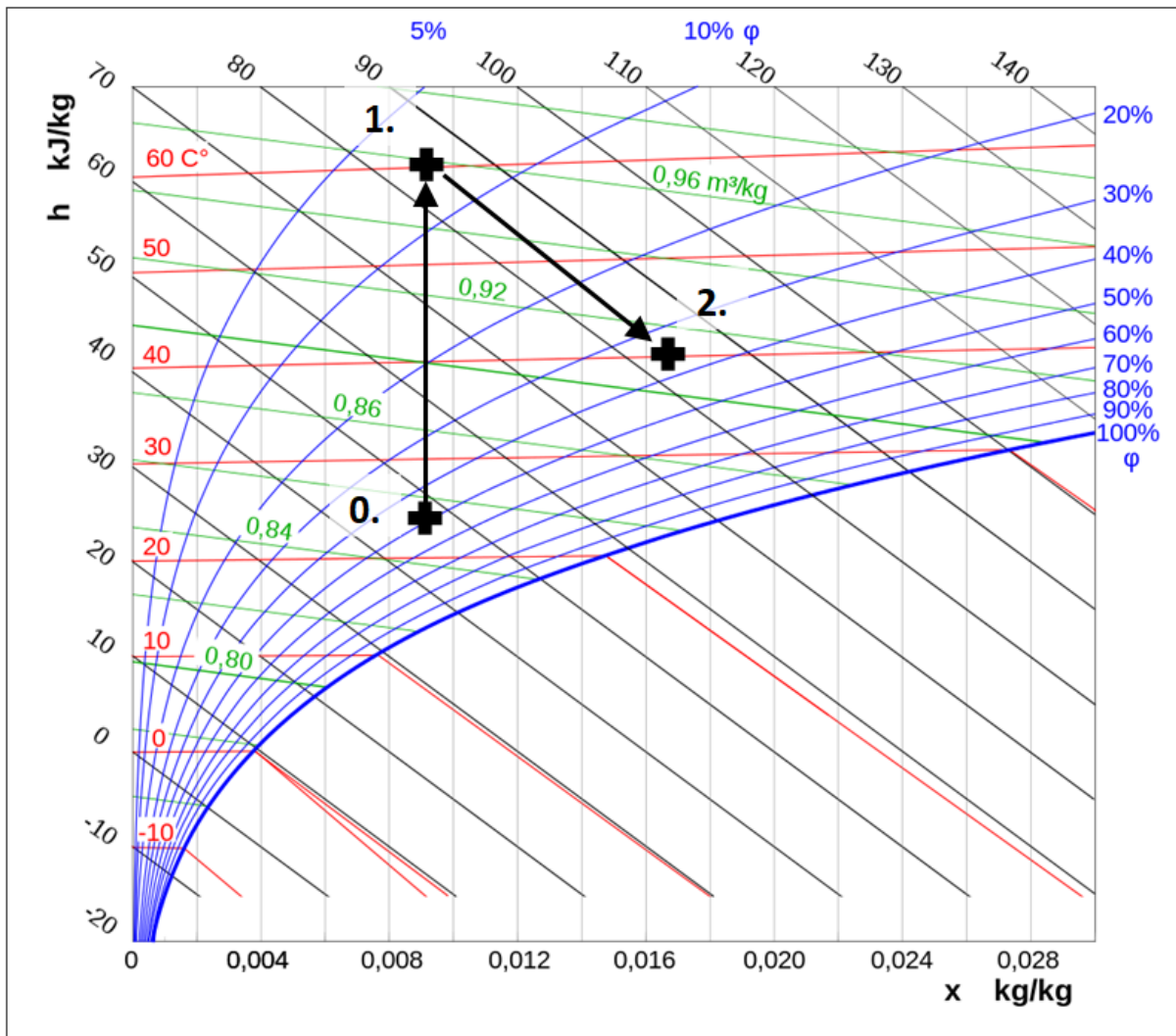
3.3. ábra: Mollier diagram-környezeti levegő állapot

A továbbiakban a szárítógáz állapotváltozásai az alábbi általános lépések szerint alakulnak (3.4 ábra és 3.3 táblázat). A szárítás egyszerűsített folyamatában az első lépés a szárítógáz, amely jelen esetben a környezeti levegő (0-s index), felhevítése a szárítás hőmérsékletére (1-es index) egy hőcserélőn keresztül.

Ssz.	megnevezés	paraméterek
0	kiindulási állapot: környezeti levegő belépése	$T_{g,0}; \varphi_{g,0}; h_{g,0}; Y_{g,0}$
1	hőcsere: levegő felhevítése a szárítási hőmérsékletre	$T_{g,1}; \varphi_{g,1}; h_{g,1}; Y_{g,1} = Y_{g,0}$
2	szárítás: szárítólevegő nedvesedése és lehűlése	$T_{g,2} = T_{g,v}; \varphi_{g,2}; h_{g,2} = h_{g,1}; Y_{g,2} = Y_{g,v}$

3.3. táblázat: Szárítólevegő állapotváltozásainak összefoglalása

A második lépés maga szárítási folyamat, amely egyidejű anyag és hőátadással jár. Ennek során a szárítógázból hő adódik át a nedves anyagba.



3.4. ábra: Mollier diagram - Szárítólevegő állapotváltozásai a szárítás során

Ezzel párhuzamosan megtörténik a víz elpárolgása a nedves anyagból a szárítógázba. Szárítógáz állapotváltozása grafikusán jól közelíthető az entalpia állandó vonal menti hőmérsékletcsökkenéssel. A teljes folyamat grafikus ábrázolása az alábbi (3.4) ábrán látható. Az 1. pontbeli állapot ismeretlen paramétereinek meghatározásához használjuk a 3.4 kifejezést  $T_{g,0} \rightarrow T_{g,1}$  helyettesítéssel, ahol  $T_{g,1}$  a szárítólevegő belépő hőmérséklete a szárítás kezdetén, továbbá  $Y_{g,0} = Y_{g,1}$  alkalmazásával fejezzük ki  $\varphi_{g,1}$  értékét a 3.5 kifejezésből az alábbiak szerint:

$$\varphi_{g,1} = \frac{p_a \cdot Y_{g,1} \cdot \frac{M_{lev}}{M_{víz}}}{p_{v,tel} \cdot (1 + Y_{g,1} \cdot \frac{M_{lev}}{M_{víz}})} \quad (3.7)$$

Az 1. pontban az entalpia a 3.6 pont alapján, szintén  $T_{g,0} \rightarrow T_{g,1}$  helyettesítéssel ( $c_{ng} = 1$ ) egyszerűsítéssel a következő:

$$h_{g,1} = c_{ng} \cdot T_{g,1} + Y_{g,1} \cdot r_0 \quad (3.8)$$

A 2. pontban az entalpia felírható a száraz levegő és a nedvesség izobár fajhőit felhasználva a következők szerint (Örvös M. , 2015):

$$h_{g,2} = c_g \cdot T_{g,2} + Y_{g,2} \cdot (r_0 + c_v \cdot T_{g,2}) \quad (3.9)$$

Feltételezzük, hogy  $h_{g,1} = h_{g,2}$ , így a 3.8 és 3.9 egyenlet egyenlősége esetén kifejezhető  $Y_{g,2}$  a következő alakban:

$$Y_{g,2} = \frac{h_{g,1} - c_g \cdot T_{g,2}}{r_0 + c_v \cdot T_{g,2}} \quad (3.10)$$

Az izobár fajhők kiszámítása száraz levegőre, ill. vízgőzre az alábbi összefüggések felhasználásával lehetséges:

$$c_g = \frac{1,0061619 + 0,0021280363 \cdot T_g - 0,0000029307819 \cdot T_g^2}{1 + 0,0021044952 \cdot T_g - 0,0000030985582 \cdot T_g^2} \quad (3.11)$$

$$c_v = 1,8369125 + 0,00022327897 \cdot T_g + 0,000000083684466 \cdot T_g^2 \quad (3.12)$$

A 2. pontban adódó relatív nedvességtartalom 3.7 szerint számítható  $T_{g,1} \rightarrow T_{g,2}$  helyettesítéssel, ahol  $T_{g,2}$  a szárítólevegő kilépő hőmérséklete a szárítás végén. A szárítógáz kilépő hőmérséklete ( $T_{g,2}$ ) felvett érték.

Ez úgy becsülhető meg, ha rendelkezésre áll a szárítandó anyagra kimért szorpciós izoterma (2. fejezet). Technológiai méretezés szempontjából, kishőfokú szárítás esetén a szárítógáz végső hőmérsékletének felvétele nem egyértelmű a szorpciós izoterma alapján.

A kapilláris nedvesség párolgásának szakaszában a szárítás során az anyaghőmérséklet nem állandósul a nedves hőmérő hőmérsékleten, hanem folyamatosan nő (közelít a szárítógáz hőmérsékletéhez), amely hatására a szorpciós izoterma is folyamatosan balra tolódik. Ez azt jelenti, hogy egy adott anyag végső nedvességtartalmának eléréséhez a szárítás folyamán egyre nagyobb a szárítólevegő megengedhető relatív páratartalma.

Ilyen esetekben az ipari gyakorlat alapján lehet felvenni a szárítógáz végső hőmérsékletére közelítő értékeket. Ipari alkalmazások adatai alapján hasonló

paraméterekkel rendelkező állóágú fluid szárítás során a szárítógáz hőmérsékletváltozása ( $\Delta T_g$ ) ~30-40°C, amely esetén (Davide Gardoni, 2016):

$$T_{g,2} = T_{g,1} - \Delta T_g \quad (3.13)$$

### 3.1.2. Kishőfokú szárítás fajlagos energiája

A szárítás teljesítményigényének számítását a szárítógáz állapotváltozásából számíthatjuk az alábbi módon:

$$P_{sz} = V_g \cdot \rho_g \cdot c_g \cdot (T_{g,1} - T_{g,0}) \quad (3.14)$$

Esetünkben a rendelkezésre álló veszteség hő teljesítmény adott ( $P_{vh} = P_{sz}$ ), így abból visszszámolható a szárítógáz térfogatáram:

$$V_g = \frac{P_{sz}}{\rho_g \cdot c_g \cdot (T_{g,1} - T_{g,0})} \quad (3.15)$$

A szárítás fajlagos energiaigényének meghatározásakor a szárítás során elpárologtatott víz mennyiségét fajlagosítjuk az elpárologtatásra fordított energiával. A szárításra fordított energia elsősorban a bevitt hőenergiából ( $P_{sz}$ ) áll. Értelmezéstől függően ide tartozhat a ventilátor teljesítmény is vagy tágabb értelemben a szárítási technológia teljes villamos önfogyasztása. A fajlagos energiaigény számításához első lépésben ki kell számolni az 1 óra alatt elpárologtatott víz mennyiségét:

$$m_{v\acute{e}z} = \frac{x_0}{(1-x_0)} - \frac{x_v}{(1-x_v)} \cdot (m_{sza})_{max} \quad (3.16)$$

ahol a szárítható szárazanyag tömeg maximális értéke  $(m_{sza})_{max}$  a következő összefüggés szerint határozható meg (tömegáramra felírva):

$$(\dot{m}_{sza})_{max} = \dot{V}_g \cdot \rho_g \cdot c_{p,g} \cdot \frac{(Y_{g,2} - Y_{g,0})}{\frac{x_0}{(1-x_0)} - \frac{x_v}{(1-x_v)}} \quad (3.17)$$

A szárításra fordított kizárólagos termikus teljesítményt figyelembe véve a fajlagos energiaigény:

$$e_{sc} = \frac{m_{v\acute{e}z}}{P_{th}} \quad (3.18)$$

## 3.2. Short-cut modell leírása nagyhőfokú szárításra

Nagyhőfokú szárítás esetén a szárítógáz füstgáz, amelynek hőmérséklete a biogáz metántartalmától függően 450-520 °C között változhat. A nagyhőfokú szárítás esetén



az előző esethez (3.1.1 fejezet) hasonlóan lehet elvégezni az anyagmérleg számításokat. Jelen alfejezetben a füstgázzal történő szárítás számításához szükséges eltérő összefüggések kerülnek ismertetésre.

A füstgáz mennyisége, így a rendelkezésre álló veszteség hő teljesítmény a gázmotor aktuális teljesítményének és az általa felhasznált biogáz összetételétől függ. Az itt ismertetett számítás menetében a kiinduláskor felvett paraméterek a 3.2 táblázatban leírtak szerint alakulnak. A szárítógáz (füstgáz) további paramétereinek felvétele a BM007657 számú (Akusztika mérnöki iroda Kft.) légszennyező források vizsgálati jegyzőkönyvében rögzített mérési adatok alapján (3.5 táblázat) történhet.

Térfogatáram meghatározása:		átlag
Nedvesség tartalom	[mg/m <sup>3</sup> ]*	65300
Füstgáz átlagos O <sub>2</sub> tartalma	[tf %]	6,72
Füstgáz átlagos CO <sub>2</sub> tartalma	[tf %]	12,60
Nedves sűrűség fizikai normál állapotban	[kg/m <sup>3</sup> ]	1,359
Száraz sűrűség fizikai normál állapotban	[kg/m <sup>3</sup> ]	1,317
Aktuális sűrűség	[kg/m <sup>3</sup> ]	0,461
Barometrikus nyomás	[mbar]	1022
Gáz hőmérséklete	[C°]	513
Száraz normál állapotra vonatkoztatott térfogatáram	[m <sup>3</sup> /h]*	1713

\*273,15 K hőmérsékletű, 101,25 kPa nyomású száraz véggázra vonatkozik

2.5. táblázat: füstgáz paraméterek mérési jegyzőkönyv alapján

A fenti táblázat adatai alapján a későbbi számolásokhoz a nedvességtartalom és az átlagos CO<sub>2</sub> tartalom átváltása szükséges, száraz füstgázra vonatkoztatott tömegarányra.

A füstgáz, mint szárítógáz állapotváltozásainak jellege az előző alfejezetben (3.1) leírtak szerint alakulnak a 3.2 ábrának megfelelően, azzal a különbséggel, hogy most a 0. és 1. pontok közötti állapotváltozás (szárítógáz felmelegítése) kimarad.

Itt ugyanis a füstgáz, mint a veszteség hőt hordozó közeg közvetlenül vesz részt a szárítási folyamatban, így a kiindulási pont a szárítás műveleti számításaiban az 1. állapotnak felel meg. Ezzel ellentétben a kis hőfokú szárításnál a veszteség hőt hordozó közeg (gázmotor hűtővíz) közvetett módon vett részt a szárításban.

Ebben az esetben szükség volt a 3.2 ábra szerinti 0-1 pontok közti állapotváltozásra, ugyanis itt történik a hőcsere a fűtőközeg (gázmotor hűtővíz) és a szárítógáz között. Az 1. pontban a szárítógáz paraméterei (hőmérséklet ( $T_{g,1}$ ), abszolút nedvesség ( $Y_{g,1}$ )) adottak (3.5 táblázat). Az entalpia a korábban felírt (3.9) szerint számítható.

A 2. pontba a szárítógáz nedvesedésével és lehűlésével jutunk el egy entalpia állandó vonalon (közelítés). Ebben a pontban az entalpia és az abszolút nedvességtartalom a 3.9 és 3.10 összefüggések szerint írható fel.

Nagyhőfokú szárítás esetén az izobár fajhők kiszámítása füstgázra, ill. vízgőzre az alábbi összefüggések felhasználásával lehetséges (Gerber, 2009):

$$c_g = c_v + P_1 \cdot X_{H_2O} + P_2 \cdot X_{CO_2} \quad (3.19)$$

$$P_1 = a + b \cdot T_g + c \cdot T_g^2 + d \cdot T_g^3 + e \cdot T_g^4 \quad (3.20)$$

ahol a,b,c,d,e konstansok, amelyek értékei a következők: a = 0,8554535; b = 0,2036005e-3, c = 0,4583082e-6, d = -0,279808e-9, e = 0,5634413e-13.

$$P_2 = a + b \cdot T_g + c \cdot T_g^2 + d \cdot T_g^3 + e \cdot T_g^4 \quad (3.21)$$

ahol a,b,c,d,e konstansok, amelyek értékei a következők: a = -0,1002311; b = 0,7661864e-3, c = -0,9259622e-6, d = 0,5293496e-9, e = -0,1093573e-12.

$$c_v = a + b \cdot T_g + c \cdot T_g^2 + d \cdot T_g^3 + e \cdot T_g^4 + f \cdot T_g^5 \quad (3.22)$$

ahol a,b,c,d,e,f konstansok, amelyek értékei a következők: a = 1,004173; b = 0,191921e-4, c = 0,5883483e-6, d = -0,7011184e-9, e = 0,3309525e-12, f = -0,5673876e-16.

A füstgáz kilépő hőmérséklete szintén felvett érték. Ennek meghatározásához a füstgázból levehető veszteséghő teljesítmény ismerete szükséges:

$$T_{g,2} = T_{g,1} - \frac{P_{vh}}{V_g \cdot \rho_g \cdot c_g} \quad (3.23)$$

A gázmotor füstgázból levehető veszteséghő teljesítménye ( $P_{vh}$ ) a gázmotor hőkapcsolási rajzából ismert érték (4. fejezet). A nagyhőfokú szárítás fajlagos energiaigénye az előző fejezetben leírtak szerint (3.1) számítható.



### 3.3. Jelölések jegyzéke

A táblázatban a többször előforduló jelölések magyar nyelvű elnevezése, valamint a fizikai mennyiségek esetén annak mértékegysége található. Az egyes mennyiségek jelölése – ahol lehetséges – megegyezik hazai és a nemzetközi szakirodalomban elfogadott jelölésekkel. A ritkán alkalmazott jelölések magyarázata első előfordulási helyüknél található. Jelen jelölésjegyzék a 3. fejezetben használt jelöléseket tartalmazza.

Latin betűk

Jelölés	Megnevezés, megjegyzés, érték	Mértékegység
c	izobár fajhő	J/kg/K
h	fajlagos entalpia	J/kg
m, ( $\dot{m}$ )	tömeg, (tömegáram)	kg, (kg/s)
M	moláris tömeg	kg/kmol
p	össznyomás (abszolút)	Pa
p	parciális nyomás	Pa
$P_{sz}$	szárítás hőenergája	kW
$r_0$	víz párolgáshő	kJ/kg
T	hőmérséklet	°C
$\dot{V}$	szárítógáz térfogatáram	Nm <sup>3</sup> /s
X	sza. abszolút nedvességtartalom	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>száa</sub>
x	relatív nedvességtartalom	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>na</sub>
Y	gáz abszolút nedvességtartalom	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>szg</sub>

## Görög betűk

Jelölés	Megnevezés, megjegyzés, érték	Mértékegység
$\varphi$	relatív páratartalom	$\text{kg}_{\text{v}}/\text{kg}_{\text{ng}}$
$\rho$	sűrűség	$\text{kg}/\text{m}^3$

## Indexek, kitévők

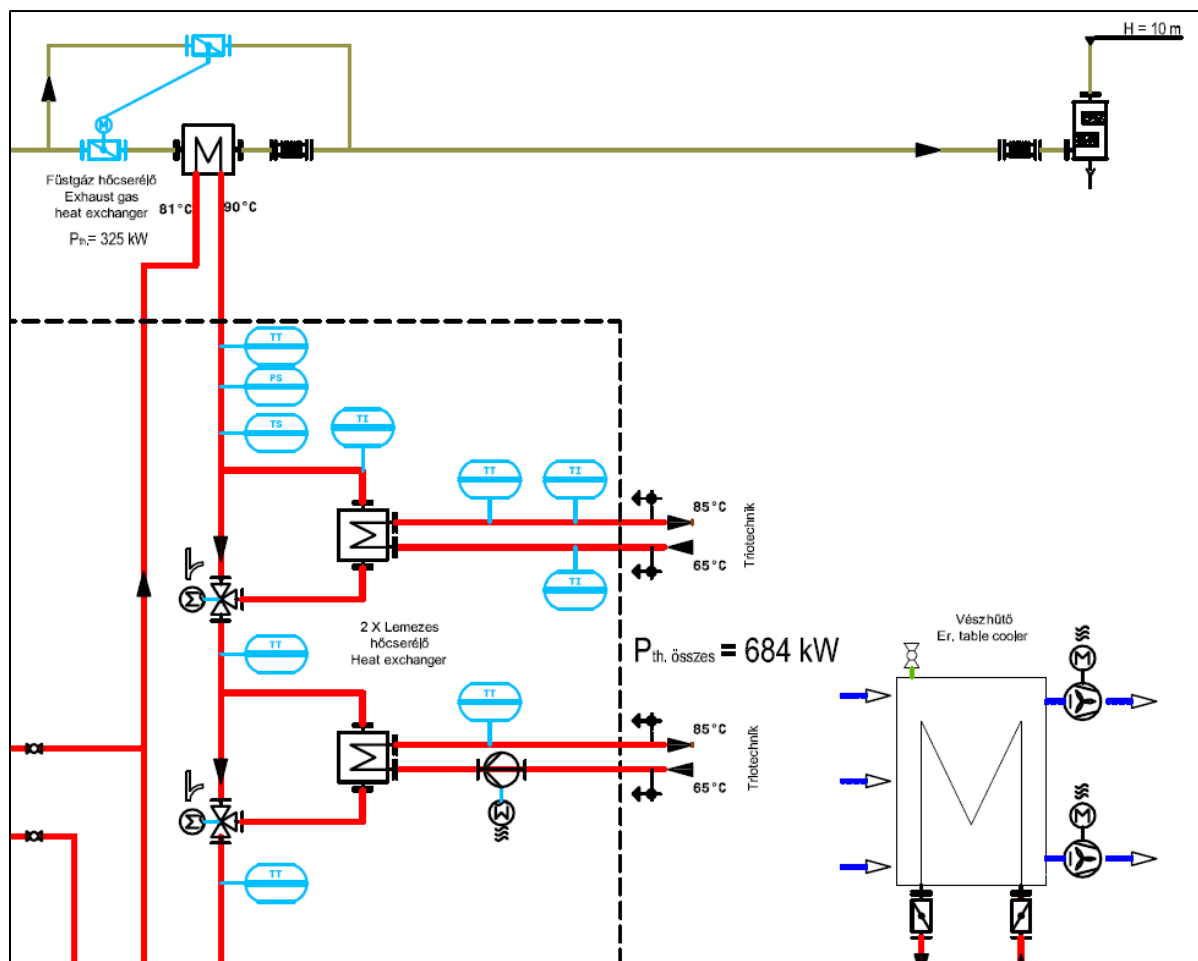
Jelölés	Megnevezés, értelmezés
0	kiindulási érték
a	környezeti érték
be	belépő
ki	kilépő
lev	levegő
na	nedves anyag
ng	nedves gáz
sza	száraz anyag
szg	száraz gáz
tel	telítési
v	végző érték
v	vízgőz
vh	vesztéséghő

## 4. Esettanulmány

Jelen fejezet célja, hogy az előző fejezetben bemutatott, elméleti úton bevezetett megállapításokat gyakorlati szempontból felhasználva a projektmegvalósítás szempontjából a konkrét helyi adottságok és a számszerűsített paraméterek alapján megvizsgálja a veszteség-hő hasznosítás különböző eseteit. Az esettanulmányok eredményei alapján, hatékonyság szempontjából kijelölhető a további tervezés alapjául szolgáló optimális technológiai kialakítás.

### 4.1. Biogáz motor hő-kapcsolási rajz ismertetése

A gyakorlati megállapítások megtételéhez első lépésben a veszteség-hő forrása, a biogáz motor hő-kapcsolási rajzának egy részlete kerül ismertetésre.



4.1. ábra: Vajszlói biogáz motor hő-kapcsolási rajz részlet

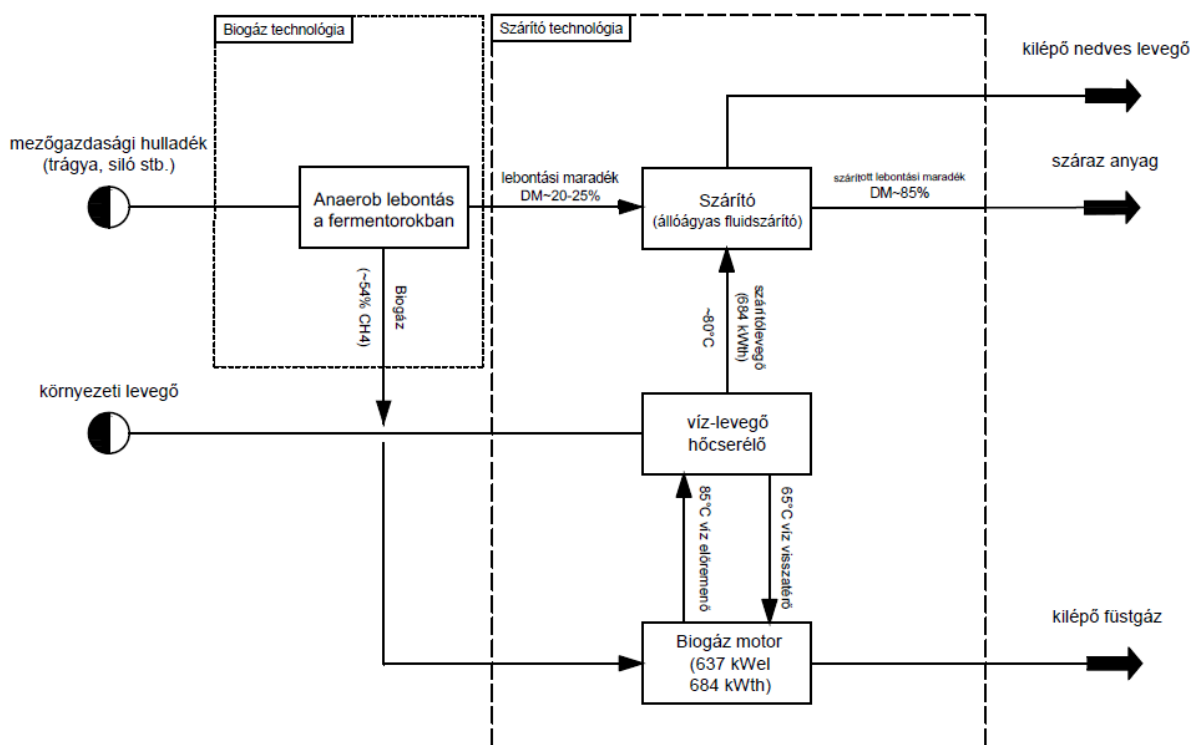
A fenti (4.1) ábra a vajszlói Jenbacher JMS 312 típusú kogenerációs villamos és hőtermelő egység (biogáz motor) hő-kapcsolási rajzából mutat be egy részletet. A kapcsolási rajzból az alábbi információk olvashatók le:

- Az összes levehető hőteljesítmény 684 kW.
- Ebből a füstgáz hőcserélőn átadott rész 325 kW.
- Közvetlenül a motorblokkból származó hőteljesítmény így 359 kW-ra adódik.

A kapcsolási rajz alapján az alábbi hő felhasználási esetek lehetségesek:

- A teljes hőteljesítmény (684 kW) hasznosítása lemezes hőcserélőkön keresztül a szekunder köri (85/65) fűtővízzel.
- A motorblokkból származó hőteljesítmény (359 kW) hasznosítása a lemezes hőcserélőkön keresztül a szekunder köri (85/65) fűtővízzel.
- A füstgázban hordozott hőteljesítmény (325 kW) felhasználása közvetlen füstgázhasznosítással.

A fenti felhasználási lehetőségek alapján a szárító technológia kialakítására két megoldás lehetséges. Az első megoldás szerint (4.2 ábra) a biogáz motorban keletkező hőteljesítmény teljes része közvetett módon hasznosul a fűtővíz áramon keresztül.

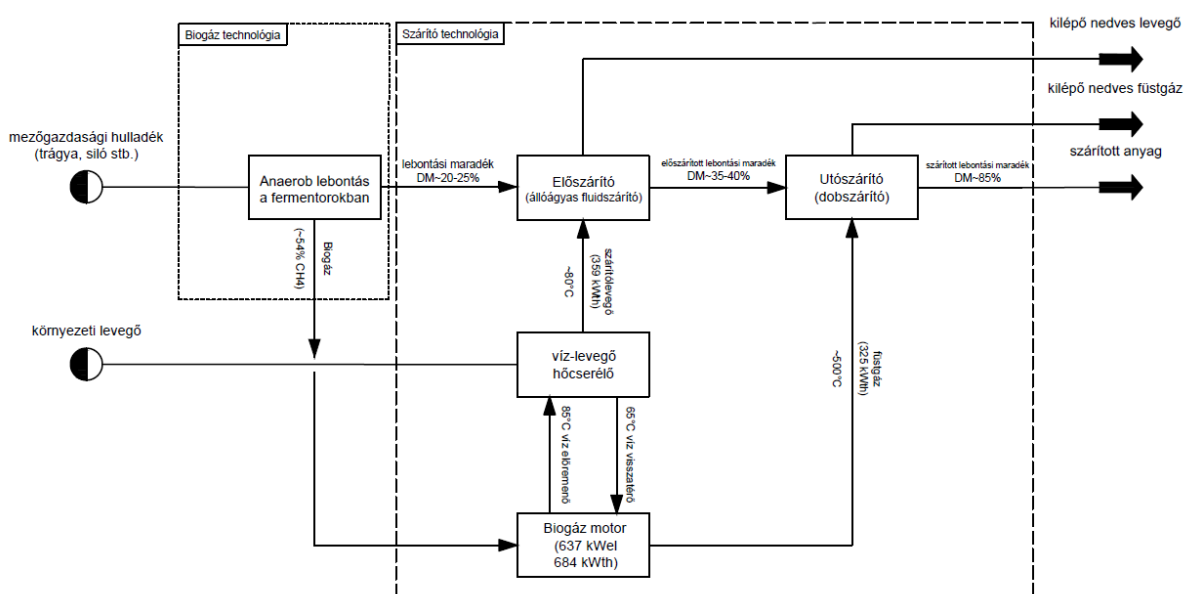


4.2. ábra: Szárító technológia Hő-kapcsolás („a” verzió) blokk flow diagram

A 4.2 ábrán bemutatott blokkdiagram alapján a hőfelhasználás szerinti első kialakítás a következőképp írható le:

A szárítotechnológián kívüli, biogáz technológiába belépő mezőgazdasági hulladékból anaerob lebomlás során biogáz képződik. A fermentorokban keletkezett gáz a biogáz motorban hasznosul. A biogáz égése során felszabadult hőteljesítmény teljes mennyisége a 3.1 ábrán látható hő-kapcsolási rajz szerint átadódik a 85/65 hőfoklépcsőjű szekunder körű fűtővíznek. A szárítotechnológiába belépő környezeti levegő egy víz-levegő hőcserélőn keresztül felveszi a szekunder körű hőteljesítményt és felmelegszik a szárítás hőmérsékletére. Ezen a hőmérsékleten lép be a szárítóberendezésbe. Ezt követően szárítóban elpárologtatott nedvességgel együtt távozik a technológiából. A fermentorokból kikerülő lebontási maradék szilárd része, fizikai szétválasztás után lép be a szárítóba. A szárítás során nedvességének egy része a szárítólevegőbe párolog. A kívánt nedvesség elérése után a száraz lebontási maradék kilép a technológiából. A biogáz motorban a biogáz égése során keletkezett, füstgázban található hőteljesítmény a primer körű fűtővíznek adódik át. Ezt követően a lehűlt füstgáz szintén távozik a technológiából.

Az második megoldás szerint (4.3 ábra) a biogáz motorban keletkező hőteljesítmény egy része közvetett módon hasznosul a fűtővíz áramon keresztül, a másik része pedig közvetlenül a füstgáz felhasználásával.



4.3. ábra: Szárító technológia Hő-kapcsolás („b” verzió) blokk flow diagram

A 4.3 ábrán bemutatott blokkdiagram alapján a hőfelhasználás szerinti második kialakítás a következőképp írható le:

A szárítótechnológián kívüli, biogáz technológiába belépő mezőgazdasági hulladékból anaerob lebomlás során biogáz képződik. A fermentorokban keletkezett gáz a biogáz motorban hasznosul. A biogáz égése során felszabadult hőteljesítmény egy része a 4.1 ábrán látható hő-kapcsolási rajz szerint átadódik a 85/65 hőfoklépcsőjű szekunder köri fűtővíznek a füstgáz hőcserélő kiszakaszolása mellett.

Az első kialakításhoz képest, itt két lépésben történik a nedves anyag szárítása, amely a hőhasznosítás két különböző módja miatt, két szárítóberendezéssel (elő- és utószárító) valósítható meg.

Nagyhőfokú szárítás esetén ( $T_g > 260^\circ\text{C}$ ) a biogáz motorból kilépő füstgáz hőmérséklet szintjéhez ( $\sim 500^\circ\text{C}$ ), biomassza típusú alapanyagokhoz a leggyakrabban használt technológia a dobszárítás (Carolyn J. Roos, 2013). Az elő- és utószárító egymáshoz viszonyított sorrendiségében a száradó anyag nedvességtartalma fontos szerepet játszik.

A dobszárítóba belépő anyag relatív nedvességtartalmára 50% vagy az alatti érték javasolt (Arrash Shirani Dr., 2012). A szárítandó anyag kezdeti nedvességtartalma, valamint az előző megállapítás alapján az előszárítót a kis hőfokú, míg az utószárítót a nagy hőfokú szárítás technológiai igényei és kapcsolása szerint kell kialakítani.

A szárítótechnológiába belépő környezeti levegő egy víz-levegő hőcserélőn keresztül felveszi a szekunder köri hőteljesítményt és felmelegszik a szárítás hőmérsékletére. Ezen a hőmérsékleten lép be az első szárítóberendezésbe, ahol megtörténik a lebontási maradék előszárítása. Ezt követően az előszárítóban elpárologtatott nedvességgel együtt távozik a technológiából. A fermentorokból kikerülő lebontási maradék szilárd része, fizikai szétválasztás után lép be az előszárítóba. Az előszárítás során nedvességének egy része a szárítólevegőbe párolog. Ezt követően az előszárított lebontási maradék az utószárítóba kerül. Itt a kívánt végső nedvesség elérése után a száraz lebontási maradék kilép a technológiából.

A biogáz motorban a biogáz égése során keletkezett, füstgázban található hőteljesítmény közvetlen hőcsere által hasznosul az utószárítóban. Ezt követően a lehűlt nedves füstgáz szintén távozik a technológiából.

## 4.2. Short-cut számítások eredményei

A fenti két esetre elvégezhetők az anyagmérleg számítások a 3. fejezetben ismertetett összefüggések alapján. A számítások során felvett kiindulási paraméterek az „a” verziójú hő-kapcsolási blokkdiagram alapján következnek (4.1 táblázat):

összes veszteség-hő teljesítmény	kW	684
belépő szárítólevegő hőmérséklet	°C	80
szárazanyag fajhő	kJ/kg/K	1,9
belépő - kilépő anyag relatív nedvesség	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>na</sub>	0,75 - 0,15
környezeti levegő hőmérséklet	°C	20
környezeti levegő páratartalom	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>nl</sub>	0,7

4.1. táblázat: Schort-cut számítás kiindulási paraméterek („a” verzió)

A számítások során felvett kiindulási paraméterek a „b” verziójú hő-kapcsolási blokkdiagram alapján következnek (4.2 táblázat):

veszteség-hő teljesítmény - motorblokk	kW	359
veszteség-hő teljesítmény - füstgáz	kW	325
belépő szárítólevegő hőmérséklet	°C	80
belépő füstgáz hőmérséklet	°C	500
szárazanyag fajhő	kJ/kg/K	1,9
belépő – kilépő anyag relatív nedvesség	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>na</sub>	0,75 – 0,15
környezeti levegő hőmérséklet	°C	20
környezeti levegő páratartalom	kg <sub>víz</sub> /kg <sub>nl</sub>	0,7

4.2. táblázat: Schort-cut számítás kiindulási paraméterek („b” verzió)

A kiindulási adatok felvétele teljes terhelés esetére vonatkozik, amely esetünkben nyári üzemvitelt jelent. Ekkor ugyanis a biogáz technológia hőigénye lecsökken 0 közelébe, amely azt jelenti, hogy a szárítási technológiában a teljes veszteség-hő mennyiség felhasználható. Mindkét verzióra elvégezve a számításokat a fenti

táblázatokban felvett paraméterek szerint a következő eredmények adódnak (4.3 táblázat):

Verzió	Veszteség hő teljesítmény	Belépő Gáz hőmérséklet	Kilépő Gáz hőmérséklet	Szárítógáz térfogatáram	Belépő na.	Elpárolgott víz	Kilépő sza.(wb.)	Fajlagos szárítókapacitás
-	kW	°C	°C	Nm <sup>3</sup> /h	kg/h	kg/h	kg/h	kg <sub>víz</sub> /kW
a	684	80	40	32154	924	652	272	0,95
b/1	359	80	40	16876	485	342	143	0,95
b/2	325	510	103	2041	720	508	212	1,60
b	684	-	-	-	1205	851	354	1,24

4.3. táblázat: Schort-cut számítás eredményei

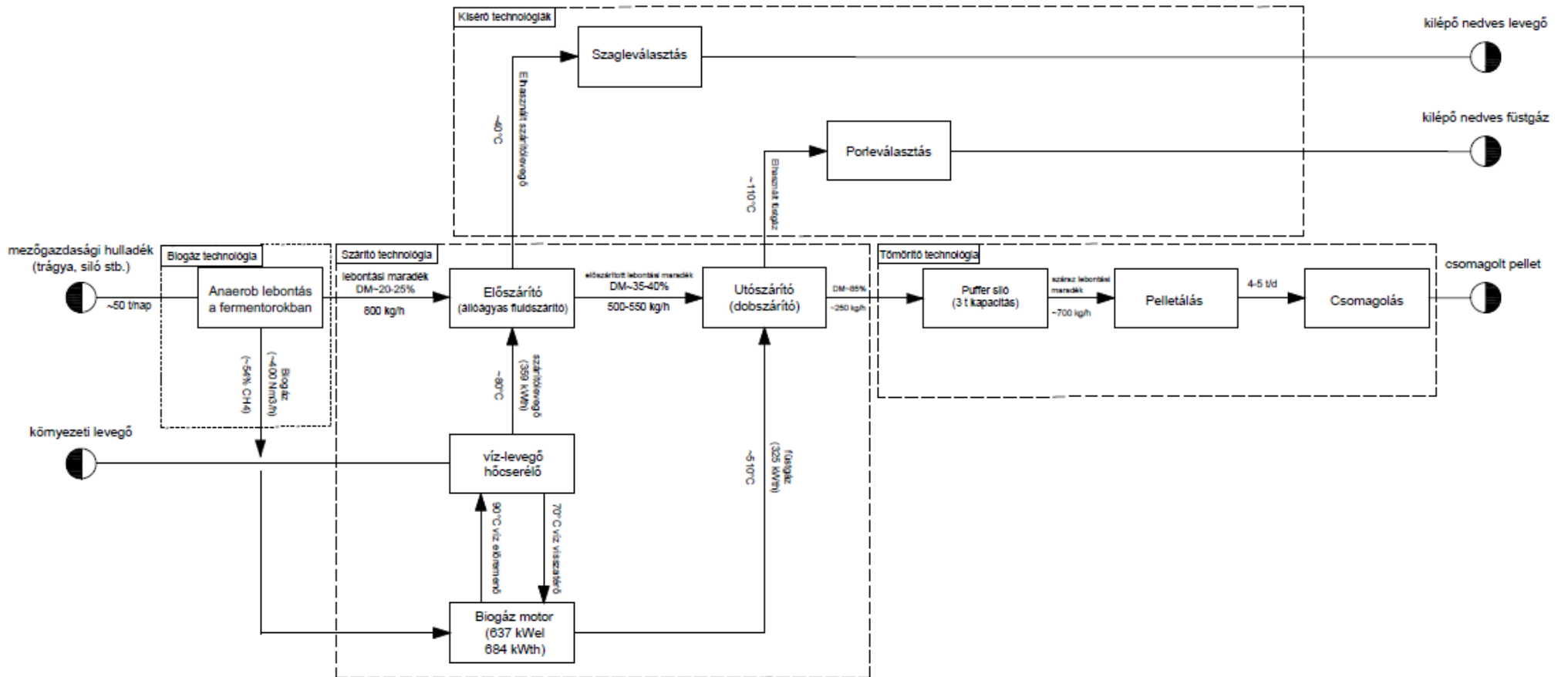
A 4.3 táblázat eredményei alapján, ha a teljes veszteség hő teljesítményt (684 kW) kishőfokú szárítás során hasznosítjuk, akkor a szárítható belépő nedves alapanyag maximum mennyisége 924 kg/h-ra adódik, 0,95 kg<sub>víz</sub>/kW fajlagos szárítási kapacitás mellett. Ezzel szemben, ha megosztjuk a veszteség hő teljesítményeket és a füstgáz veszteség hőjét közvetlenül hasznosítjuk nagy hőfokú szárítás során, akkor ugyancsak a teljes veszteség hő teljesítményre vonatkoztatva a szárítható belépő nedves alapanyag maximum mennyisége 1205 kg/h-ra adódik, 1,24 kg<sub>víz</sub>/kW eredő fajlagos szárítási kapacitás mellett. Látható, hogy a „b” verzió esetében az elméleti maximum 30%-al nagyobbra adódik, mint az „a” verzió esetén.

A fenti eredmények alapján kijelenthető, hogy a levegővel történő kis hőfokú szárításhoz képes, nagy hőfokon jelentősen nagyobb fajlagos szárítási kapacitás adódik, azaz a szárítás fajlagos energiaigénye nagy hőfokú esetben jelentősen kisebb. Mindezzel igazolást nyertek a 2. fejezetben tett megállapítások. Mivel esetünkben a veszteség hő mennyisége adott, így annak kihasználása nagy hőfokú szárítás során jobb. Ugyan annyi veszteség hő teljesítménnyel több víz párologtatható el, azaz több szárított termék állítható elő. Mindezek alapján kijelenthető, hogy a szárítási technológia kialakítása a „b” verziós hő-kapcsolás blokk diagram szerint az optimális. Ebben az esetben érhető el a rendelkezésre álló veszteség hő teljesítménnyel a legnagyobb feldolgozó kapacitás.

### 4.3. Végleges technológia Blokk flow diagram ismertetése

Az előző részfejezetben (3.4.3) számított eredmények ismeretében kialakítható a teljes K+F projektre vonatkozó technológia. Ennek első lépéseként ismertetésre kerül a teljes technológia blokk flow diagram alapján (3.4 ábra).





3.4. ábra: Teljes szárító technológia blokk flow diagram

A szárítótechnológián kívüli, biogáz technológiába belépő mezőgazdasági hulladékból anaerob lebomlás során biogáz képződik. A fermentorokban keletkezett gáz a biogáz motorban hasznosul. A biogáz égése során felszabadult hőteljesítmény egy része a 3.1 ábrán látható hő-kapcsolási rajz szerint átadódik a 85/65 hőfoklépcsőjű szekunder köri fűtővíznek a füstgáz hőcserélő kiszakaszolása mellett. A szárítótechnológiába belépő környezeti levegő egy víz-levegő hőcserélőn keresztül felveszi a szekunder köri hőteljesítményt és felmelegszik a szárítás hőmérsékletére. Ezen a hőmérsékleten lép be az előszárítóba, ahol megtörténik a lebontási maradék előszárítása. Az előszárítás típusát tekintve egy állóágyas direkt hőközléses fluidszerű szárítás.

Az elhasznált szárítólevegő ezt követően az előszárítóban elpárologtatott nedvességgel együtt gázkezelés után távozik a technológiából. A gázkezelésnek több funkciója van. Egyrészt leválasztja a szárítólevegő által elragadott szaganyagokat és kis fajsúlyú, aprószemcsés szárazanyagot, amely kezelés nélkül porszennyezésként jelentkezne a kilépő gázban. Másik fontos feladata a gázkezelésnek az ammónia visszanyerés, ugyanis az előszárítás során a szabad ammóniatartalom közel egésze távozna az elhasznált szárítólevegővel (Davide Gardoni, 2016).

A fermentorokból kikerülő lebontási maradék szilárd része, fizikai szétválasztás után lép be az előszárítóba. Az előszárítás során nedvességének egy része a szárítólevegőbe párolog. Ezt követően az előszárított lebontási maradék az utószárítóba kerül. Az utószárítás típusát tekintve szintén direkt hőközléses, konvektív szárítás. Itt a kívánt végső anyagnedvesség elérése után a száraz lebontási maradék az átmeneti tárolóba kerül. Ez az átmeneti tároló (puffer siló) biztosítja a tömörítő technológiai sor zavartalan működéséhez a folyamatos alapanyag ellátást. A száraz lebomlási maradék a puffer silóból a tömörítőbe kerül, amely esetünkben egy pelletáló sor. A kész pelletet ezután a csomagolják, majd kilép a technológiából.

A biogáz motorban a biogáz égése során keletkezett, füstgázban található hőteljesítmény közvetlen hőcsere által hasznosul az utószárítóban. Ezt követően a lehűlt nedves füstgáz szintén egy gázkezelőbe jut. A gázkezelésnek ebben a lépésben már kevesebb funkciója van. Itt kizárólag a füstgáz által elragadott kis fajsúlyú, aprószemcsés szárazanyag kerül leválasztásra, amely kezelés nélkül porszennyezésként jelentkezne a kilépő nedves füstgázban. A porleválasztás után a nedves füstgáz távozik a technológiából.

## 5. Irodalomjegyzék

- Alvarez, J. M. (2003). *Biomethanization of Organic fraction of Municipal Solid Waste*. Cornwall, UK: IWA Publishing.
- Arrash Shirani Dr., M. E. (2012). *Driving Innovation in AD Optimisation – Uses for Digestate*. U.K.
- Arthur Wellinger, J. M. (2013). *The Biogas Handbook*. Woodhead Publishing.
- Belay, N. (1986). *Relationship to Formate to Growth and Methanogenesis by Methanococcus thermolithorophicus*. Iowa.
- Biancamaria Pietrangeli, R. L. (2013). *Safe Operation of Biogas Plants in Italy*. Rome, Italy.
- Biederman, F. (2003). *Operating experiences with a small scale CHP pilot plant based on a 35 KWel hermetic four cylinder stirling engine for biomass fuels*.
- Carolyn J. Roos, P. (2013). *Biomass Drying and Dewatering for Clean Heat & Power*. USA: U.S. Department of Energy CHP Technical Assistance Partnership.
- Davide Gardoni, M. G. (2016). *Drying and combustion of an anaerobic digestate: Results and economical evaluation of a demonstrative-scale plant*. Milan, Italy: Department of Health, Animal Science and Food Safety (VESPA), University of Milan.
- Dieter Deublein, A. S. (2008). *Biogas from Waste and Renewable Resources*. Wiley-VHC Verlag GmbH.
- Fernando Morgan-Sagastume, B. E. (2001). *Effects of Biomass Growth on Gas Pressure Drop in Biofilters*.
- G.N. Demirer, S. C. (2005). *Two-phase digestion of unscreened dairy manure*. Pulman, USA.
- Gerber, M. (2009). *Ganzzeitliche stoffliche und energetische Modellierung des Biogasbildungsprozesses*. Bochum.
- Grubecki, I. (2015). *Airflow versus pressure drop for a mixture of bulk wood chips and bark at different moisture contents*.
- Halmos., B. (2012). *Biogázüzem fűtési rendszerének megtervezése*. Budaapest.
- Haugen, F. A. (2014). *Optimal Design, Operation and Control of an Anaerobic Digestion Reactor, Doctoral Dissertation*. Telmark University College, Norway.

- Heindl, A. (2016). *Praxisbuch Bandtrocknung*. Berlin: Springer.
- Hormuzd Bodhanwalla, M. R. (2017). *Parameters affecting the Fluidized bed performance: A review*. Dhule, Maharashtra, India.
- István, S. D. (2014). *Biogáz üzem energetikai értelmezése és életciklus elemzése*. Gödöllő.
- J.M. Morgan-Sagastume, A. N. (2005). Hydrogen sulfide removal by compost biofiltration: Effect of mixing the filter media on operational factors.
- J.R. Grace, H. B. (2003). *Handbook of Fluidization and Fluid Particle System*.
- Jay D. Harmon, S. J.-H. (2014). Animal Housing – Biofilters Overview .
- Kafle, G. K. (2012). *Anaerobic Digestion Treatment for the Mixtrure of Chinese Cabbage Waste Juice and Swine Manure*. Chuncheon, Korea.
- Kevin A. Janni, R. K. (2011). Biofilters for Odor and Air Pollution Mitigation.
- Landry, H. (2002). *Physical and flow properties of solid and semi-solid manure as related to the design of handling and land application equipment*. Saskatoon, SK.
- Lorenzo Bertin, S. G. (2012). *Innovative two-stage anaerobic process for effective codigestion of cheese whey and cattle manure*. Bologna.
- Lovley, D. R. (1983). *Methanogenesis from methanol and methylamine and acetogenesis from hydrogen and carbon-dioxide in the sediments of eutrophic lake*. Michigan.
- Maria Lisboa, S. L. (2012). *On farm Co-Digestion of Food Waste with Dairy Manure*. University of Maryland.
- Maria Sol Lisboa, S. L. (2013). *Characterizing food waste substrates for co-digestion through biochemical methane potential (BMP) experiments*. Buenos Aires.
- Montgomery L.F., G. B. (2014). *Pretreatment of feedstock for enhanced biogas production*. IEA Bioenergy.
- Muhammad Ahsan, A. H. (2012). *Comparing Numerical Methods for Multicomponent Gas Separation by Single Permeation Unit*. Pakistan.
- Nayono, S. E. (2010). *Anaerobic digestion of organic solid waste for energy production*. KIT Scientific Publishing.
- Nayono, S. E. (2010). *Anaerobic Digestion of organic solid waste for energy production*. KIT Scientific Publishing.
- Örvös, D. M. (2001). *Termikus eljárások és Berendezések kézirat*. Budapest.

- Örvös, M. (2015). *Szárítás oktatási segédlet*. Budapest.
- Popov, J. (2010). *Model Based Optimization of Biogas Production at SNJ Plant*. University of Stavanger.
- Rodrigo A. Labatut, L. T. (2010). *Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates*. Ithaca, USA.
- S.Chen, W. e. (2003). *Value-Added Chemicals from Animal Manure*. Washington, USA.
- Scholz, M. (2013). *Membrane Based Biogas Upgrading Processes, Doctoral Dissertation*. Aachen.
- Schön, M. (2009). *Numerical modelling of anaerobic digestion process in agricultural biogas plants*. Innsbruck.
- T.Z.D. de Mes, A. S. (2004). *Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes*.
- Tasneem Abbasi, S. T. (2012). *Biogas Eneegy*. Springer.
- Ugwu, G. (2012). *Assessment of Effect of Co-Digestion of Chicken Dropping and Cow Dung on Biogas Generation*. Abakaliki, Nigeria.
- Wolf C. (2013). *Simulation, optimization and instrumentation of agricultural biogas plants, Doctoral Dissertation*. Maynooth, Ireland.
- Wolfsberger, A. (2008). *Modelling and Control of the Anaerobic Digestion od Energy Cops Doctoral Dissertation*. Gerersdorf.
- Wu, W. (2008). *Anaerobic Co-digestion of Biomass for Methane Production: Recent Research Achievements*.
- Yao, Y. (2014). *Water ferr anaerobic co-digestion of vegetable processing waste with cattle slurry for methane production at high total solid content*. Lanzhou, China.
- Yonghua Yang, E. R. (2013). *Biofiltration Control of Hydrogen Sulfide 1. Design and Operational Parameters*.
- Yonghua Yang, E. R. (2014). *Biofiltration Control of Hydrogen Sulfide 2. Kinetics, Biofilter Performance*.
- Zaher, U. (2007). *Production Energy and Fertilizer from Organic Municipal Solid Wastes*. Washington, USA.