

# SZITATÁNYÉROS KOLONNA SZÁRAZ TÁNYÉR ELLENÁLLÁSÁNAK MEGHATÁROZÁSA

## DETERMINATION OF DRY PRESSURE LOSS OF A SIEVE TRAYED COLUMN

Kállai Viktória\*, Szepesi L. Gábor\*\*

### ABSTRACT

*In this study dry pressure drop of a sieve tray was determined with calculation (three types of correlations) and CFD simulation. During the investigation three types of gas velocity was used: 1, 1,5 and 2 m/s. Our goal was to investigate the correlation between the results of the calculations and simulation. It could be determined that the calculations in each cases overestimated (approximately with 31%, and 19%) the dry pressure drop, than the simulation.*

### 1. BEVEZETÉS

A vegyipar igen fontos részét képezik a desztilláció és abszorpció elválasztási műveletek, amelyek berendezése a kolonna (vagy oszlop, torony). Egy kolonna tányérjának hidrodinamikájának leírására nagy szükség van az ipari gyakorlatban is [1]. Egy oszlop vizsgálatakor jelentős szerepe van a kolonna mentén kialakuló nyomásvesztésérték meghatározásának, mivel lényeges az elválasztás határfokának és a tányér működésének a becsléséhez [2]. A nyomásvesztésérték tányéronként szükséges meghatározni, és a kapott értékeket összegezni a tányérszámnak megfelelően. Ezen tanulmányban egy szitatányéros kolonna száraztányér nyomásvesztését határoztuk meg számítással és szimuláció készítésével.

Egy tányér nyomásesése tulajdonképpen a tányér felett és alatt lévő gázfázis nyomása közötti különbséget jelenti. Egy kolonnában a nyomás az alábbi paraméterekre van hatással:

- fázisok egyensúlya,
- hőmérséklet profil,
- gázterhelés (a gáz sűrűsége függ a hőmérséklettől és a nyomástól) [3, 4].

Egy tányér nyomásesésének kisebbnek kell lennie, mint a folyadékfázis statikus nyomása, ellenben a gázfázis nem engedné lefelé haladni a folyadékot [3, 4].

A gázfázis sebessége szintén nem lehet túl nagy, mert ebben az esetben képes lenne folyadékcseppeket magával ragadni (cseppelragadás jelensége). Ha pedig túl kicsi a

gázfázis sebessége, akkor az átcsepögés jelensége áll fenn. Ezen hibák a tányér működési tartományán kívül esnek és az elválasztás nem megfelelőségét (pl. nem alakul ki megfelelő anyagérintkeztetés) vagy a kolonna teljes működésképtelenségét okozzák [5].

Az utóbbi években egyre inkább elterjedt a számítási folyadékdinamika (CFD, Computational Fluid Dynamics) alkalmazása kolonnával kapcsolatos feladatok megoldására. A CFD modellezésnek számos előnye van a kísérleti módszerekkel szemben: viszonylag alacsony költségekkel rendelkezik, gyors, képes a valós és az ideális esetet is modellezni. CFD-vel lehetséges a tányérok hidrodinamikájának és a hatékonyságának a szimulálása is [6]. R. Krishna és J. M. Baten két és háromdimenziós CFD szimulációkat készítettek szitatányérok működésének vizsgálatára. Megállapították, hogy a CFD technika hatékony vizsgálati és tervezési eszköz a tányérok esetén. Vizsgálataik azt mutatták, hogy a CFD szimulációk képesek a hidrodinamikai változások leírására, valamint különböző átmérők vizsgálata esetén kiderült, hogy a folyadékfázisnak dugószerű áramlása van a nagy átmérőjű tányérokra. Az oszlop átmérője azonban kis hatással van a tiszta folyadék magasságára és a gázfázis visszatartására [2].

Krishna et al. [1] háromdimenziós tranziens CFD modellt dolgoztak ki egy téglalap alakú tányér hidrodinamikájának vizsgálatára. A szimulációk elvégzésekor változó gázsebességeket, folyadékterheléseket és gátmagasságot alkalmaztak. Az eredményeiket összehasonlították egy levegő-víz rendszer kísérleti eredményeivel. A munkájuk célja az volt, hogy kiderítsék a CFD-modellek mennyire alkalmazhatók tervezési eszközként az ipari gyakorlatban. A szimulációk során a gáz- és folyadékfázisokat folyamatos fázisokként kezelik, az Euleri módszert alkalmazzák. Megfigyelték, hogy egy bizonyos esetben a CFD szimulációk túlértékelik a tiszta folyadékmagasságot a mérési eredményeikhez képest. Ennek oka az ún. Bennett-korreláció lehet, amelyet a szennyeződés nélküli rendszerekre célszerű alkalmazni. Azonban rávilágítottak arra is, hogy a CFD módszer hatékony tervezési és szimulációs eszköz, fontos előnye,

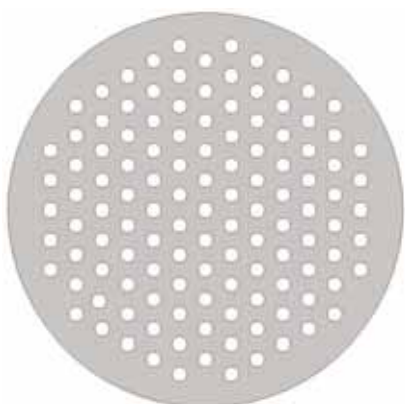
\* doktorandusz, Miskolci Egyetem Energetikai és Vegyipari Gépészeti Intézet

\*\* egyetemi docens, Miskolci Egyetem Energetikai és Vegyipari Gépészeti Intézet

hogy a tálca geometriájának kialakítását automatikusan figyelembe veszi.

## 2. A VIZSGÁLT SZITATÁNYÉR

Ezen tanulmányban egy 8 m magas, 0,5 m átmérőjű kolonna vizsgálatát végeztük. A tányérok távolsága szintén 0,5 m volt, a tányér vastagsága 10 mm, összesen 15 db tányér található a kolonnában. A lyukak átmérője 20 mm, elrendezésük háromszög kiosztással történt, így összesen 121 db perforációt tartalmazott a tányér (1. ábra). A lyukak felülete 19,36%-a a tányér felületének, amely a szakirodalmi 5-20%-os ajánlásnak megfelel [6]. A gázfázis levegő, a folyadékfázis pedig víz volt. A folyadékfázis azért lényeges, mert a számítás során szükséges a két érintkező fázis sűrűségének aránya.



1. ábra A vizsgált szitatányér rajza

## 3. SZÁRAZ TÁNYÉR ELLENÁLLÁS

A kolonna hossza mentén kialakuló nyomásvesztés egyik része a száraz tányér ellenállás, amely egy rendkívül fontos paraméter egy tányér hidraulikai vizsgálatakor. A száraz tányér ellenállás az a nyomásvesztés, amely a gőz- vagy gázfázis perforációkon történő áthaladásakor keletkezik, ebben az esetben folyadékfázis nem található a rendszerben [8].

Sokan kísérleteket végeztek a száraz tányér ellenállás meghatározására. Azonban ezen eredmények és a szakirodalomban fellelhető összefüggésekkel kapott eredmények között lényeges különbségek vannak [9].

### 3.1. A száraz tányér ellenállás meghatározása [9, 10] alapján

A száraz tányér ellenállás számítására három összefüggés került alkalmazásra.

Az első összefüggés [9] a Bernoulli-egyenlet alapján az (1) egyenlet formájában írható fel.

$$h_d = \frac{12 \cdot \rho_v \cdot \left(\frac{v_H}{C_v}\right)^2}{2 \cdot g_c \cdot \rho_w} \quad (1)$$

Hughmark és O'Connell [10] a száraz tányér ellenállás becslésére az alábbi összefüggést alkalmazták:

$$h_d = \frac{0,186}{(C_o)^2} \left(\frac{V}{A_h}\right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right) \left[1 - \left(\frac{A_h}{A_a}\right)^2\right] \quad (2)$$

Bemutattak egy diagramot, amely az átfolyási tényező ( $C_o$ ) meghatározását szolgálja, amely értékét az alábbi egyenlettel is meg lehet határozni:

$$C_o = \frac{880,6 - 67,7 \frac{d_h}{t_d} + 7,32 \left(\frac{d_h}{t_d}\right)^2 - 0,338 \left(\frac{d_h}{t_d}\right)^3}{1000} \quad (3)$$

Leibson et al. [10] az alábbi összefüggést alkalmazta:

$$h_d = \frac{0,186}{(C_2)^2} \left(\frac{V}{A_h}\right)^2 \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right) \quad (4)$$

Amelyből a  $C_2$  átfolyási tényező meghatározható az alábbi összefüggéssel:

$$C_2 = \left(0,836 + 0,273 \cdot \frac{t_d}{d_h}\right) \cdot \left(0,674 + 0,717 \cdot \frac{A_h}{A_a}\right) \quad (5)$$

A képletekben alkalmazott jelölések megnevezését és a behelyettesítéshez szükséges mértékegységeit az 1. táblázat foglalja össze.

Szakirodalmi ajánlás alapján [11] az átfolyási tényező értéke 0,65 és 0,85 között van. Ez az azonosság az 1. ábrán bemutatott tányérra és a fent bemutatott összefüggésekkel is fennáll. Ezek az összefüggések nem veszik figyelembe a tányérok közötti távolságot. Az (1) egyenlet továbbá nem veszi figyelembe a tányér felületét és lyukkiosztását, az átfolyási tényezőt ( $C_v$ ) pedig megadott diagramról kell leolvasni, amely nagy Re-számok esetén, a tányér vastagság és lyukátmérő arányának figyelembevételével készült el Kolodzie és Van Winkle szerint [9]. A (2) egyenletben a száraz tányér ellenállás közvetlenül függ a lyukak és az aktív tányér felületének arányától, az átfolyási tényező ( $C_o$ ) pedig csak a lyukátmérő és a tányérvastagság arányától függ. A (4) összefüggés hasonló felépítésű az előzőhöz, azonban ennél az átfolyási tényező ( $C_2$ ) nemcsak a lyukátmérő és tányérvastagság arányától, hanem egy tányéron lévő perforációk és a tányér aktív felületének arányától is függ.

A képletekbe angolszász mértékegységrendszer alapján szükséges behelyettesíteni a paraméterek értékét.

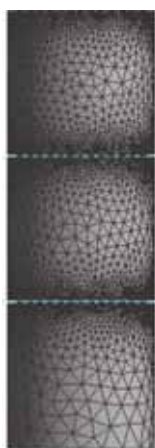
Így a számítás angolszász mértékegységrendszer alkalmazásával történt, majd a végeredmény SI-mértékegységrendszer szerint lett átszámolva.

1. táblázat Jelölésjegyzék [9,10]

Jel	Megnevezés	Mértékegység
$h_d$	Száraz tányér ellenállás	in wc
$v_H$	Gázsebesség a lyukaknál	ft/s
$g_c$	Nehézségi gyorsulás	ft/s <sup>2</sup>
$C_v$	Átfolyási tényező	-
$C_o$	Átfolyási tényező	-
$V$	Gőz térfogatárama	ft <sup>3</sup> /s
$A_h$	Perforációk felülete	ft <sup>2</sup>
$A_a$	Tányér aktív felülete	ft <sup>2</sup>
$\rho_v$	Gáz sűrűsége	lb/ft <sup>3</sup>
$\rho_w$	Víz sűrűsége	lb/ft <sup>3</sup>
$\rho_l$	Folyadék sűrűsége	lb/ft <sup>3</sup>
$d_h$	Perforáció átmérője	in
$t_d$	Tányér vastagsága	in
$C_2$	Átfolyási tényező	-

### 3.2. A száraz tányér ellenállás meghatározása szimulációval

A szimuláció elkészítése Ansys Fluent szoftver alkalmazásával történt. A kolonna összeállítási rajzának elkészítése után a Mesher alkalmazásával a 2. ábrán látható hálózás készült el. Az ábra az összeállított kolonna egy részletét mutatja be, pontosabban a kolonna alját (azaz a gázbevezetést), két tányért és az ezek feletti és ezek alatti kolonnaszakaszokat. Az alkalmazott hálóméret  $8 \cdot 10^{-2}$  m nagyságú.



2. ábra A vizsgált kolonna egy részletének hálózása

A modellről készített ábrákon a fluidum áramlási terét szemléltettük. A szimulációk során gázfázis (jelen esetben levegő) áramlik letről felfelé a kolonnában. A

szimulációk elkészítéséhez k-epsilon turbulencia modellt alkalmaztunk.

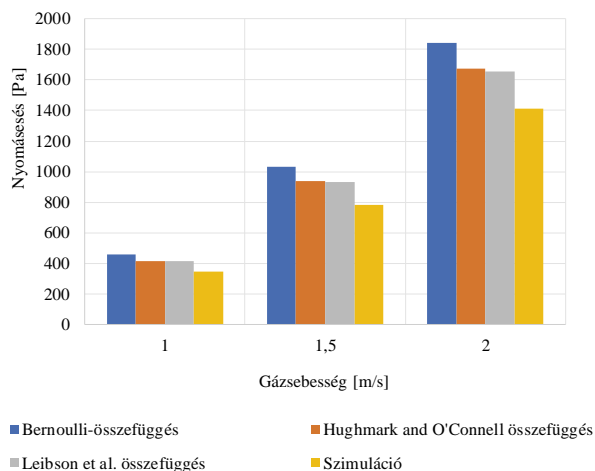
Elsőként azt vizsgáltuk meg, hogy 1 m/s sebességű gázfázis bevezetésével milyen száraz tányér nyomásvesztésig keletkezik a rendszerben. Az 1 m/s sebesség kb. 700 m<sup>3</sup>/h anyagáramnak felel meg. Ezután 1,5 m/s és 2 m/s (4. ábra) sebességértékkel is készítettünk szimulációkat. A 4. ábrán látható a tányéronként, valamint a teljes kolonnára jellemző kialakuló száraz tányérvesztés. Látszik, hogy körülbelül azonos mennyiséggel növekszik a nyomásvesztés mértéke egy-egy tányér esetén, ez az azonos tányérgeometriából adódhat.

### 3.3. A számítás és szimuláció eredményei

Elsőként a számítások készültek el. Összehasonlítva a korábban bemutatott összefüggések eredményeit megállapítható, hogy a vizsgált esetekben a [9] szakirodalomban szereplő összefüggéssel ((1) egyenlet) kb. 10%-kal nagyobb értékeket kaptunk. A másik két összefüggésből ((2) és (4) egyenlet) hasonló eredmények adódtak minimális eltérésekkel. Az egyenletek nem veszik figyelembe a tányérok közötti távolságot és egy darab tányérra adják meg a száraz tányér ellenállás értékét, ezért a teljes kolonnára vonatkozó nyomásvesztés meghatározása úgy történt, hogy a kapott eredményeket meg kellett szorozni a tányérszámmal.

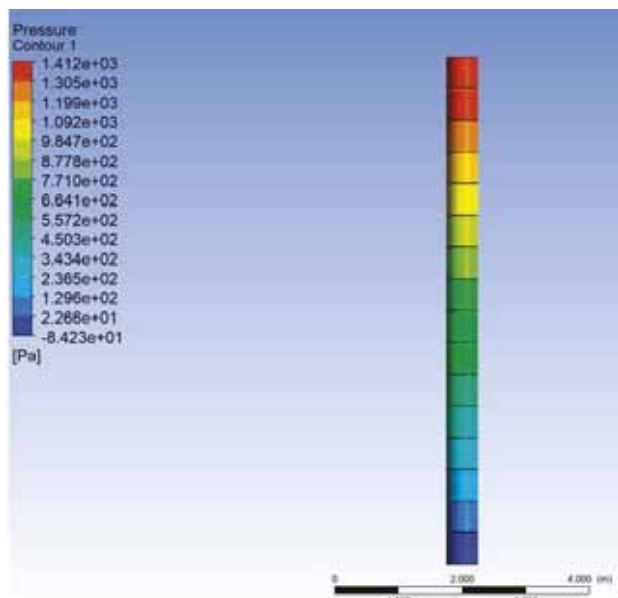
Összehasonlítva a számítás és szimuláció eredményeit (3. ábra) a különböző sebességek esetén a szimulációhoz képest a számítások túlbecsülik a száraz nyomásvesztés értékét egy tányérra, valamint összegezve a teljes oszlopra vonatkozóan. Míg az (1) egyenlet és a szimuláció eredményei között 31,4% az eltérés, addig a (2) egyenlet és a szimuláció eredményei között 19,5%, végül a (4) egyenlet és a szimuláció eredményei között 18,3% a különbség.

A 3. ábra mutatja be az eredményeket sebességként.



3. ábra Az eredmények ábrázolása

Ahogy az összefüggésekből is látszik a sebesség (a (2) és (4) egyenletekben a tömegáramban van a sebesség paraméter) és a száraz tányér ellenállás között négyzetes kapcsolat van, ez mind a számítások, mind a szimulációk eredményeiből is látható. Ebből kifolyólag a túl nagy sebesség alkalmazása nemcsak műveleti (pl.: cseppelragadás) problémát okoz anyagátadás közben, hanem hidraulikai okokból sem célszerű.



4. ábra A vizsgált kolonna modellje és CFD szimulációjából adódó száraz tányér veszteség profilja 2 m/s gázsebesség esetén

#### 4. ÖSSZEGZÉS

A tanulmányban egy adott geometriájú szitatányéros kolonna száraz tányér ellenállásának meghatározása történt számítással és CFD szimulációval különböző gázsebességek esetén. A számítások minden esetben túlbecsülik a nyomásesés értékét a szimulációhoz képest. Azon elméleti összefüggések, amelyek a tányér aktív felületét, illetve a lyukak felületét is figyelembe veszik a szimuláció eredményeihez közelebb eső értékeket adtak eredményül, de még így is kb. 20%-ra tehető a különbség a mért és szimulált értékek között. A Bernoulli-féle összefüggés és a CFD szimulációk eredménye között azért lehet jóval nagyobb az eltérés, mert a szoftver is figyelembe veszi a tányér geometriáját.

A továbbiakban szükséges folytatni a kutatást az elméleti összefüggések és szimulációk eredményeinek összehasonlításáról száraz tányér veszteség megállapítására különböző, illetve változó lyukkiosztású tányérok esetén. Továbbá a szimulációk eredményeit mérési eredményekkel fogjuk a jövőben alátámasztani, illetve ellenőrizni, amely méréshez szükséges berendezés összeállítása már folyamatban van.

#### 5. KÖSZÖNETNYILVÁNÍTÁS

A cikkben ismertetett kutató munka az EFOP-3.6.1-16-2016-00011 jelű „Fiatalodó és Megújuló Egyetem – Innovatív Tudásváros – a Miskolci Egyetem intelligens szakosodást szolgáló intézményi fejlesztése” projekt részeként – a Széchenyi 2020 keretében – az Európai Unió támogatásával, az Európai Szociális Alap társfinanszírozásával valósul meg.

#### 6. IRODALOM

- [1] R. KRISHNA, J. M. VAN BATEN, J. ELLENBERGER, A. P. HIGLER, R. TAYLOR: *CFD Simulations of sieve tray hydrodynamics*, *Trans IChemE*, vol. 77, Part A, 1999.
- [2] R. KRISHNA, J. M. VAN BATEN: *Modelling sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics*, *Trans IChemE*, vol. 81, pp. 27-38, 2003.
- [3] V. V. KAFAROV: *Az anyagátadás alapjai*, Műszaki könyvkiadó, Budapest, 1967.
- [4] FÁBRY GY.: *Vegyipari gépek és műveletek VII.*, Tankönyvkiadó, Budapest, 1980.
- [5] FONYÓ ZS., FÁBRY GY.: *Vegyipari művelettani alapismertetek*, Nemzeti Tankönyvkiadó Rt., Budapest, 2004.
- [6] F. K. SHENASTAGHI, S. ROSHDI, N. KASIRI, M. H. KHANOF: *CFD simulation and experimental validation of bubble cap tray hydrodynamics*, *Separation and Purification Technology*, vol. 192, pp. 110-122, 2018.
- [7] DULLIEN F., MÁTHÉ L., PAÁL T., VINCZE L.: *Diffúziós műveletek*, Vegyterv Műszaki Főosztálya, Budapest, 1970.
- [8] C. WANG, K. MCCARLEY, T. CAI, A. VENNAVELLI: *Study of Clear Liquid Height and Dry Pressure Drop Models for Valve Trays*, vol. 69, pp. 409-414, 2018.
- [9] DANIEL R. SUMMERS: *Dry tray pressure drop of sieve trays*, *Separation Processes*, Sulzer Chemtech USA, 2009.
- [10] A. P. ECONOMOPOULOS: *Computer design of sieve trays and tray columns*, *Chemical Engineering*, pp. 109-120, 1978.
- [11] “<http://facstaff.cbu.edu/rprice/lectures/distill7.html>.”