MŰEGYETEM 1782
Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem
Gépészmérnöki Kar
Hidrodinamikai Rendszerek Tanszék

Sűrűzagy keverőben lezajló áramlási folyamatok kísérleti és numerikus vizsgálata

Doktori disszertáció alapján készült tézisfüzet

Készítette: Csizmadia Péter
okleveles gépészmérnök

Témavezető: Dr. Hős Csaba
egyetemi docens

2016. szeptember 1., Budapest

1. fejezet

Bevezetés

A 21. századi, felelős mérnöki gondolkodás egyértelmű alappillérei közé sorolhatóak a környezettudatosság és az adott feladatra felhasznált energia minimalizálására való törekvés. Ez a személet kiemelten fontos az energiaiparban is. Magyarországon és a világ számos országában az elektromos energiát többek között széntüzelésű erőművekben állítják elő; csak Indiában kb. 90 ilyen erőmű üzemelt 2015-ben (ld. [1]). Az itt keletkezett, nem kívánt melléktermékeket (a hamut és egyéb salakanyagokat ld. pl. [2]) szállítani és tárolni kell. A technológia igényli a száraz, porszerű, szemcsés anyagok vízzel történő összekeverését, ezzel lehetővé téve, hogy zárt csőrendszerben történjen az erőműből való kiszállítás és ezt követően a tárolás. Ha sűrűzagy formában kerülnek ülepítésre, a folyadékban lejátszódó kémiai folyamatok révén a zagytározóban, zagykazettákban a közeg megkövesedik. Így nincs kiporzás és a megszilárdult zagyból akár 20-40 méter magas tározók is építhetőek, ld. [3].

Ezt az említett keverési feladatot látja el a doktori disszertáció témájául is szolgáló (Circumix®) sűrűzagy keverő berendezés. A 2.1. ábrán látható a keverő vázlata, valamint annak az egyes fejezetekben elemzett részei külön kiemelve. Megjegyzendő, hogy a vizsgált technológia - ellentétben a keverőlapátos berendezésekkel - a keverőtér belsejében nem tartalmaz semminemű mozgó alkatrészt, amellyel növelhető az üzembiztonság. A dolgozat kitér továbbá a keletkezett folyadék fizikai tulajdonságainak elemzésére és ennek a keverőberendezés egyes elemeire gyakorolt hatására, mivel a keletkezett sűrűzagy nemnewtoni reológiai tulajdonsággal rendelkezik. A dolgozat alapvetően három nagy témakört vizsgál, amik a sűrűzagy keverő berendezések alapvető részegységeinek külön-külön történő elemzéseként is értelmezhetőek.

Dinamikusan fejlődő világunkban a pontos méréseknek és a gyors numerikus szimulációknak az ipari berendezések fejlesztésében is egyre nagyobb szerepük van. A disszertáció saját méréseket, valamint ezekkel validált numerikus modellekből származó eredményeket is közöl és ezeket elhelyezi a fellelhető irodalomban. Ennek során a dolgozat megfogalmaz olyan eredményeket, következtetéseket is, amelyek sűrűzagy keverő berendezéseknél szélesebb körben is alkalmazhatóak, ilyenek pl.: a nemnewtoni közegek áramlására vonatkozó modellezési, méretezési és tervezési irányelvek.

2. fejezet

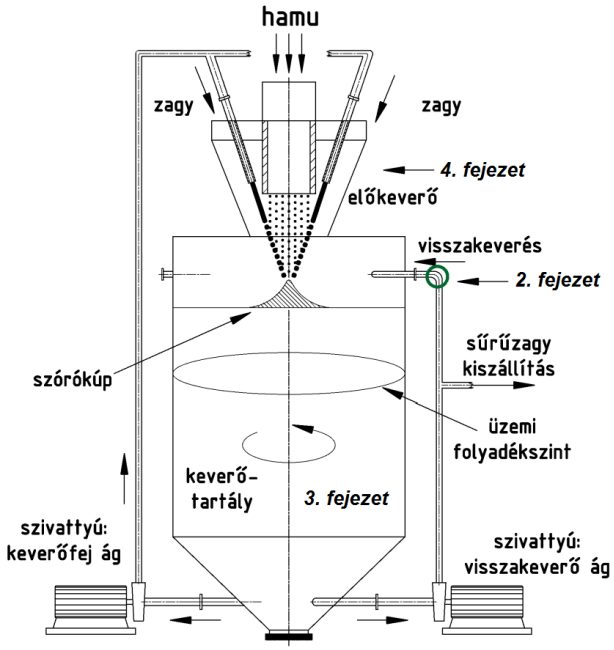
Áramlási veszteségek meghatározása egyenes csőben, csőkönyökben és diffúzorban áramló newtoni és nemnewtoni közegek esetén

2.1. Bevezetés

Az ipari gyakorlatban számos helyen találkozunk olyan szivattyúzási feladatokkal, ahol nemnewtoni közeget kell eljuttatni a rendszer adott pontjaira. A megfelelő áramlástani méretezéshez ismerni kell az adott elemek hidraulikai ellenállását. Newtoni közegekre (víz, levegő) a nyomásesés becslésére hatalmas irodalom áll rendelkezésre, pl. [4, 5, 6, 7].

Kevésbé széleskörű irodalmi háttér létezik viszont a nemnewtoni közegek vizsgálatára, áramlásuk okozta veszteségek becslésére. Alapvetően laboratóriumi méréseket bemutató kutatások találhatók a fellehető források között, [8] például veszteségtényezőket közöl visszacsapó,- és pillangószelep, gömbcsap, csőívek és T-idomok beépítése esetén, élelmiszeripari környezetben. Jégkása reológiai tulajdonságaival és áramlási veszteségeivel foglalkozik [9], ami a Bingham plasztikus, a Casson, a hatványfüggvény szerint viselkedő és a Herschel-Bulkley reológiai modelleket hasonlítja össze. [10] és [11] hirtelen keresztmetszet növekedés (Borda-Carnot átmenet) okozta instabilitási határok numerikus feltérképezésével foglakozik nemnewtoni anyagok esetén. [12] T-idomban létrejövő 2D lamináris áramlás numerikus kutatását végzi $5-200$ Reynolds-szám tartományban és vizsgálja a leválási zóna méretét. Analitikus megközelítéssel vizsgálja Carbopol oldatok áramlását [13] és közli reológiai tulajdonságukat is. [9] megad egy módosított Reynolds-számot, amivel a lamináris tartományban meghatározható a hatványfüggvény szerint viselkedő közegek csősúrlódási tényezője. [14] pedig Bingham plasztikus közegekre közli ugyanezt a tényezőt explicit összefüggéssel.

Az irodalom (itt nem részletezett,) mélyebb áttekintése alapján elmondható, hogy léteznek kísérleti és analitikus vizsgálatok a csőidomokban kialakuló veszteségtényező meghatá-



2.1. ábra. Az ipari berendezés vázlata és a fejezetekben bemutatásra kerülő egységei.

rozására newtoni és nemnewtoni közegek esetére is, de a CFD számításokkal alátámasztott kutatási eredmények a témában még nem kiforrottak. Ebben a fejezetben azt is taglalom, hogy a szokásos beállítások (newtoni közegre kifejlesztett turbulenciamodellek, hálófelbontás) megtartásával milyen pontosan modellezhető a nemnewtoni közegek áramlása általános célú, kereskedelmi CFD kóddal.

Veszteségtényező definiálása

A (ζ) veszteségtényező a vizsgált csőidom vagy csőszakasz eleje és vége között kialakuló, dimenziótlan formában felírt össznyomásesés (ld. [7]): $\zeta = \frac{\Delta p}{\frac{\rho}{2}\overline{v}_{be}^2}$, ahol Δp az össznyomásesés a csőidomon, ρ az áramló közeg sűrűsége $\overline{v}_{be}$ pedig a belépésnél lévő átlagsebesség. A laboratóriumi mérések és a CFD számítások során az idom okozta nyomásesés meghatározása viszont nem közvetlenül az elem be és kilépésénél történik, hanem egyenes csőszakaszok segítségével figyelembe vesszük az idom okozta vissza,- és előrehatást is.

Reológiai és dimenziótlan paraméterek

A folyadékokban keletkező csúsztatófeszültség (τ) és a deformációsebesség ($\dot{\gamma}$) között kapcsolat írható fel, amely a newtoni közegek esetén a jól ismert $\tau = \mu\dot{\gamma}$ alakú (ld. [6]), ahol μ a dinamikai viszkozitás. A dolgozatban a nemnewtoni közegek családjából az alábbi két anyagtörvénnyel leírható közeget vizsgáltam.

Hatványfüggvény szerint viselkedő közeg: Carbopol oldat

Hatványfüggvény szerint viselkedő közegek esetén az anyagtörvény a $\tau = \mu_{PL}\dot{\gamma}^{n_{PL}}$ alakú (ld. [6, 9]). A vizsgált folyadék (Carbopol oldat) $0,13m/m\%$ (tömegszázalék) Carbopol 971 port, $0,05m/m\%$ NaOH-ot és $99,82m/m\%$ vizet tartalmaz. A szobahőmérsékleten végzett reológiai mérések egy Rheotest 2 RV2 rotációs viszkoziméter segítségével készültek, amelyek alapján a közeget leíró anyagtörvényben szereplő konstansok konkrét értékei: $\mu_{PL} = 0,1334Pas^{n_{PL}}$ és $n_{PL} = 0,7266$. Ezen közeggel mind laboratóriumi, mind numerikus vizsgálatot is készítettem, amelyeket validációs célokra használtam fel.

Bingham plasztikus közeg

Azon közegeket, amelyek egy $\tau < \tau_0$ határfeszültség alatt merev testként, $\tau > \tau_0$ esetén pedig newtoni folyadékként viselkednek, Bingham plasztikus közegeknek nevezik, és reológiai görbéjük írható a $\tau = \tau_0 + \mu_B\dot{\gamma}$ formában.

Hedström és Bobok (ld. [15]) arra a következtetésre jutott, hogy ezen közegek csővezetékben történő áramlásakor kialakuló veszteségek leírására két dimenziótlan számcsoport szükséges. Ezek a szokásos módon definiált Reynolds-szám: $Re_B = \frac{D\rho\overline{v}}{\mu_B}$, illetve a Hedström-szám $He = \frac{D^2\rho\tau_0}{\mu_B^2}$. Ez utóbbi csak anyag- és geometriai jellemzőket tartalmaz

A Bingham plasztikus anyagok vizsgálata csak numerikus úton történt. A csőátmérő (D), a sűrűség (ρ) és a dinamikai viszkozitás állandó értékű, ezért a dimenziótlan számok (Hedström-szám) változtatása a határfeszültség módosításával történt. A téziseimet erre a közegre fogalmazom meg.

2.2. CFD modellezés

A számítások és a numerikus hálózás ANSYS CFX®, illetve ICEM CFD környezetben készültek. A fejezetben két, örvényviszkozitáson alapuló (k-ϵ, SST) és egy Reynolds feszültség turbulenciamodellt (BSL Reynolds stress) vizsgáltam. A kilépésnél statikus nyomás, a csőfal felületén súrlódó fal a modell peremfeltétele, míg a belépésnél a newtoni közegre érvényes, kialakult turbulens sebességprofil. A stacionárius számítások során (hasonlóan, mint [16]) az összes egyenlet megoldásakor a térbeli felbontás másodrendben történt ("High-resolution"), beleértve a turbulenciamodellt is.

A CFD-s kutatások során, a nagy számítási igényű, 3 dimenziós modellezés előtt a 2 dimenziós előszámítások legtöbbször indokoltak. Ezen vizsgálatok elvégzése után levontam azt a következtetést, hogy csővezetékben áramló nemnewtoni (hatványfüggvény szerint viselkedő, illetve Bingham plasztikus) közegek vizsgálatára a rendelkezésre álló CFD módszerek alkalmasak az általánosan elfogadott beállításokkal (pl. SST turbulenciamodell, amely "kikapcsol" a lamináris tartományban), mind az elvégzett mérések, mind az irodalmi összevetések (pl. [9, 14]) alapján.

3 dimenziós, teljesen strukturált háló készült a csőidomok numerikus szimulációihoz, amely az $R/D = 1$ esetre hálófüggőségi vizsgálaton ment keresztül. A csőidomok (cső-

könyökök, diffúzorok) belépése előtt 50D egyenes csőszakasz található, amely az előzetes vizsgálataim alapján elegendőnek bizonyult a sebességprofil kialakulásához. A csőkönyökök, diffúzorok kilépő peremeire pedig $10D_{ki}$ hosszúságú egyenes csőszakasz került, amely lehetővé teszi az utóhatások kezelését. Az $R/D = 1$ modellhez validációs méréseket végeztem víz, illetve Carbopol oldat esetén; jó egyezést tapasztaltam a mérések, a számítások és az irodalmi adatok ([7]) között.

2.3. Eredmények

Jóllehet a csőkönyökök és diffúzorok veszteségtényezőjére vonatkozóan a dolgozat tartalmaz Carbopol oldattal készített numerikus és kísérleti eredményeket is, a téziseimet csak a Bingham plasztikus közeggel végzett számításaimra fogalmazom meg; ezért a következőkben ezek bemutatása olvasható.

2.3.1. Csőkönyök

A 2.2. ábra felső diagramja a Bingham plasztikus közegekkel végzett numerikus szimulációk eredményeit mutatja a veszteségtényezőkre vonatkozóan, három Reynolds-számnál, különböző R/D viszonyok esetén. Megállapítható, hogy a veszteségtényezők a He_{krit} kritikus Hedström-számig közel állandó értékűek, ami felett jelentős (hatványfüggvény szerinti) növekedés tapasztalható.

A He_{krit} kritikus Hedström-szám, valamint az az alatti konstans (ζ_0), és az e feletti, hatványfüggvény szerint növekvő szakasz relatív görbületi sugártól (R/D), illetve Re_B Reynolds-számtól való függését az 1. tézisben foglalom össze csőkönyökök esetére. Az ebben megadott értékek a legkisebb négyzetek értelmében vett illesztések eredményei, amelyekhez az R^2 determinációs együtthatót is tartalmazza a tézis. (Észrevehető továbbá az is, hogy a veszteségtényezők a He/Re_B^2 dimenziótlan mennyiség szerint ábrázolva – amely a τ_0 határfeszültség és a dinamikus nyomás (kétszeresének) arányát fejezi ki – a hatványfüggvény szerint emelkedő szakaszon jól rendeződnek; de a jelenségek mélyebb feltárása további vizsgálatokat követel. Ez a jelenség a diffúzoroknál is megjelenik.)

2.3.2. Diffúzor

A diffúzorok esetén nem készültek laboratóriumi mérések, viszont a validált csőkönyök modellen végzett szimulációkból adódó tapasztalatokat (turbulenciamodellek, numerikus beállítások, felbontás) alkalmaztam. Megjegyzendő, hogy ezen számítások kiértékelésekor a dimenziótlan számoknál (pl. Re_{PL}, Re_B vagy He) a belépő keresztmetszetet tekintettem referenciának.

Bingham plasztikus közeg

A 2.2 ábra alsó diagramján a diffúzorok veszteségtényezői láthatóak Bingham plasztikus közegek esetén, az $A_2/A_1 = 2,25$ keresztmetszet viszonyt bemutatva. ($A_2/A_1 = 4$ esetén hasonló megállapításra jutottam, az eredmények a tézisekben olvashatók.) Az ábráról megállapítható, hogy a veszteségtényezők közel konstans értékűek egy He_{krit} kritikus Hedström-szám elérésig, a felett hatványfüggvény szerinti növekedést mutatnak. Ez mind a nyolc vizsgált geometria esetén elmondható. Ez a viselkedés az áramképek tanulmányozása után magyarázható a kritikus Hedström-szám feletti "dugószerű" áramlás megjelenésével. Látható továbbá, hogy a He_{krit} "kis" környezetében egy átmeneti zóna található, amelyben a ζ értékét a görbék alulbecslik.

A He_{krit} kritikus Hedström-szám, valamint az az alatti konstans ($\zeta_{0,D}$), és az e feletti, hatványfüggvény szerint emelkedő szakasz Re_B Reynolds-számtól való függését a 2. tézisben foglalom össze diffúzorok esetére. Az ebben megadott értékek a legkisebb négyzetek értelmében vett illesztések eredményei, amelyekhez az R^2 determinációs együtthatót is tartalmazza a tézis.

1. Tézis

Bingham plasztikus közegre a 90 °-os csőkönyök veszteségtényezője konstans a $Re_B = 178,6 \ldots 17860$ Reynolds-szám tartományban és $1 \leq R/D \leq 10$ relatív görbület esetén a kritikus Hedström-szám (He_{krit}) eléréséig, ezt meghaladva hatványfüggvény szerint növekvő trendet mutat. A veszteségtényezőt a következő összefüggések adják meg:

$$\zeta_{könyök} = \begin{cases} \zeta_{0,K} & \text{ha} \quad 1 < He < He_{krit} \\ a_K \cdot He^{b_K} & \text{ha} \quad He_{krit} < He < 10^8, \end{cases} \tag{2.1}$$

ahol

$$\zeta_{0,K}(Re_B) = 40,77 Re_B^{-0,4882},$$

$$He_{krit}(Re_B) = a_1 \left(\frac{R}{D}\right)^{b_1}, \quad a_1(Re_B) = 0,6136 Re_B^{1,628},$$

$$b_1(Re_B) = -7,108 \cdot 10^{-2} \cdot ln(Re_B) - 0,1275,$$

$$a_K(Re_B) = a_2\frac{R}{D} + b_2, \quad a_2(Re_B) = 31,36Re_B^{-2,062}, \quad b_2(Re_B) = -0,0893Re_B^{-1,708},$$

$$b_K = 0,9854.$$

Az illesztések determinációs együtthatói rendre R^2 = 0,983; 0,906; 0,999; 0,996; 0,998; 1; 0,953.

2. Tézis

Bingham plasztikus közegre a $A_2/A_1 = 2,25\ldots4$ keresztmetszet-viszonyú és $\delta = 7,5\,^\circ\ldots40\,^\circ$ kúpszögű diffúzor veszteségtényezője konstans a $Re_B = 178,6\ldots17860$ Reynolds-szám tartományban a kritikus Hedström-szám (He_{krit}) eléréséig, ezt meghaladva hatványfüggvény szerint növekvő trendet mutat. A veszteségtényezőt a következő összefüggések adják meg:

$$\zeta_{diffúzor} = \begin{cases} \zeta_{0,D} & \text{ha} \quad 1 < He < He_{krit} \\ a_D \cdot He^{b_D} & \text{ha} \quad He_{krit} < He < 10^8, \end{cases} \tag{2.2}$$

ahol

$$\zeta_{0,D}(Re_B) = 2,878Re_B^{-0,242},$$

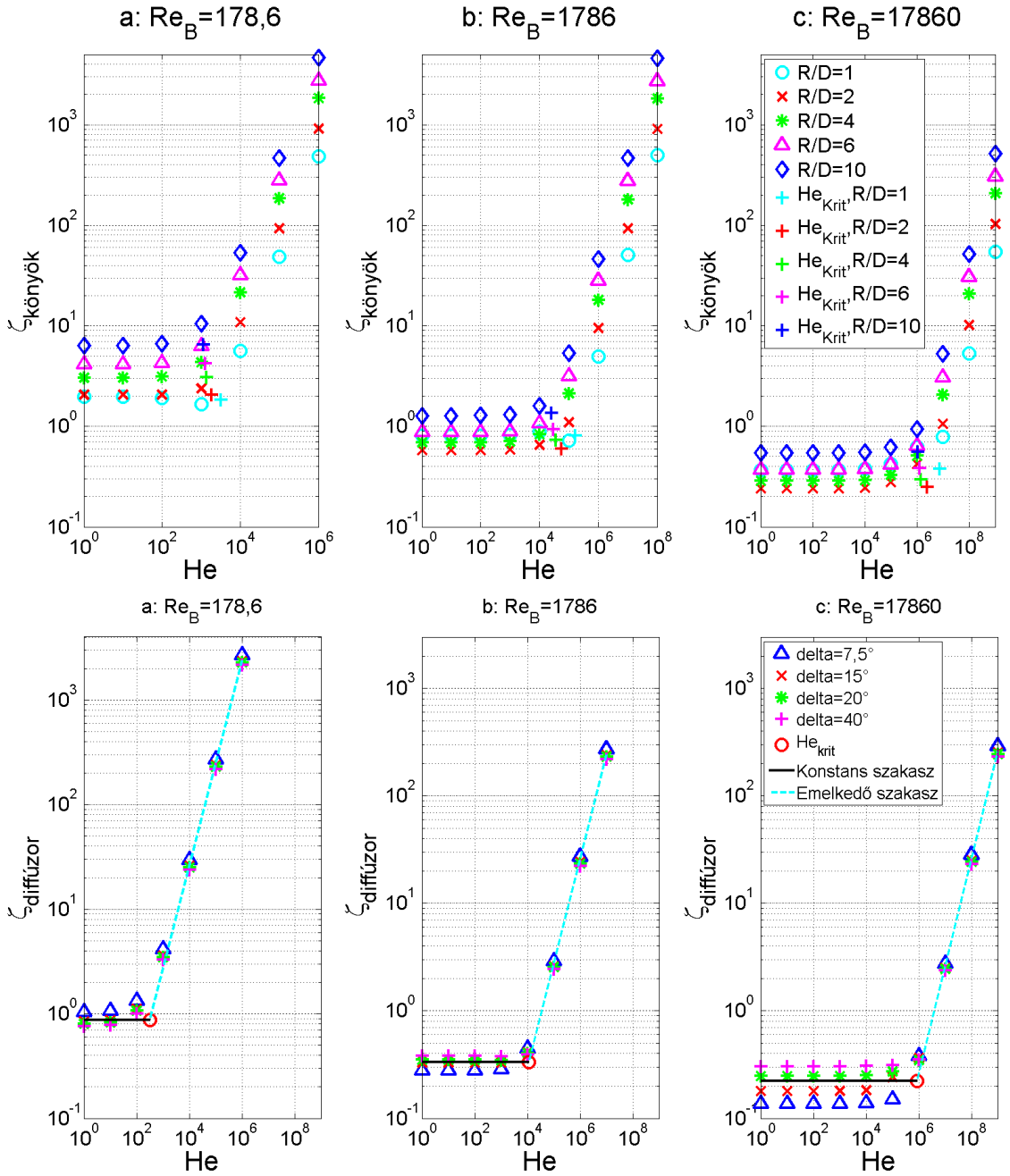
$$He_{krit}(Re_B) = 0,01963Re_B^{1,80},$$

$$a_D(Re_B) = 227,9Re_B^{-2,09},$$

$$b_D = 0,9863.$$

Az illesztések determinációs együtthatói rendre R^2 = 0,824; 0,996; 0,997.

Az 1. és a 2. tézishez kapcsolódó publikációk: T1, T3, T5.



2.2. ábra. Csőkönyök (felül) és $A_2/A_1 = 2,25$ keresztmetszetviszonyú diffúzor (alul) veszteségtényezői Bingham plasztikus közegek esetén, különböző Hedström-számokon. a: $Re_B = 178,6$, b: $Re_B = 1786$, c: $Re_B = 17860$.

3. fejezet

Áramlás a keverőtérben

3.1. Bevezetés

Ebben a fejezetben mutatom be a dolgozat témájaként szolgáló sűrűzagy keverő berendezés hengeres részében történő áramlás numerikus (CFD) és kísérleti úton (LDV) történő vizsgálatát. A valódi ipari berendezés kialakításánál fogva (méret, anyagminőség, áramló közeg, hozzáférhetőség) alkalmatlan mérések lebonyolítására, így a kísérleti vizsgálatok plexifalú, kisminta tartállyal készültek. A valódi ipari zagy szintén nem megfelelő a mérésekhez, mivel optikailag nem átlátszó, valamint a plexifalra a szemcséi roncsoló, koptató hatással bírnak. Ezért newtoni folyadékként vizet, nemnewtoni közegként pedig Carbopol oldatot választottam.

3.1.1. Irodalmi áttekintés

Számos kutatás foglalkozik hengeres tartályok belsejében kialakuló, erősen forgó áramlási tér leírásával akár szeparációs ciklonok, akár keverési céllal létrehozott keverő berendezésekről legyen is szó. Ismert (ld. [17, 18]), hogy a hidrociklonokban kialakuló áramlás alapvetően két részre bontható: a szimmetriatengely (középvonal) közelében merev test szerű forgás figyelhető meg, így a tangenciális sebességre igaz, hogy v_{tan}/r = konstans, ahol r a henger sugár menti koordinátája. A külső régióban pedig a potenciálos örvény keltette mozgás jelenik meg, amelyre $v_{tan}r^n$ = konstans írható, ahol n 0,5-0,6 közötti érték, ld. [17, 18]. Megjegyzendő, hogy a dolgozatban bemutatásra kerülő berendezés esetén a falközeli tangenciális sebességkomponensekben megjelenik az érintő irányból belépő folyadéksugarak forgató hatása is. A numerikus modellezés szempontjából ismert (ld. pl.[18]), hogy a legpontosabb eredményre a LES modell használatával lehet jutni, viszont időigényessége miatt ez a módszer parametrikus mérnöki tervezésre manapság nem alkalmas. Az irodalmi eredmények (ld. [19, 20, 21, 22, 23]) az erős anizotrópia miatt egyértelműen az RSM modellek alkalmazását javasolják.

Az irodalom áttanulmányozása alapján elmondható, hogy még nem áll rendelkezésre teljes körűen elfogadott tervezési módszertan a széntüzelésű erőművekben keletkezett melléktermékek vízzel történő elkeverésének megoldására. Jóllehet több numerikus kutatás

is javasolja az időfüggő vizsgálatok elvégzését, túlnyomórészt stacionárius számításokból adódó eredmények lelhetők fel a szakirodalomban, amelyekből továbbá a Reynolds feszültség modell alkalmazásának szükségessége is kitűnik. Látható ezenfelül, hogy a nemnewtoni reológia áramlásra gyakorolt hatása még nem teljesen tisztázott.

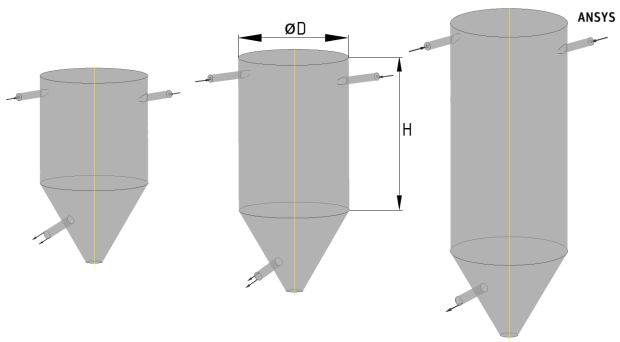
3.2. Kísérleti berendezés

LDV mérőrendszer állt rendelkezésre a kisminta tartályban lévő tangenciális és axiális sebességkomponensek meghatározására. Az optikai fénytörésekből adódó pozícióhibák csökkentése egy előtartály és korrekciós konstans segítségével történt. A validációs méréseket vízzel és az előző fejezetben ismertetett Carbopol oldattal végeztem; teli, illetve félig telt tartállyal. A keringtetett térfogatáram 33,2-76,5 l/min között változott.

3.3. CFD beállítások

3.3.1. Geometria

A vizsgált H/D =1; 1,391; 2 magasság/átmérő viszonyú geometriák a 3.1. ábrán láthatóak. A tangenciális folyadékbevezetések egymással szemben, vízszintesen, a tartály tetejétől lefelé mérve $0,184D$ távolságban vannak. A newtoni közeggel (vízzel) készített összes vizsgálatomat, valamint validációs méréseket a középső ($H/D = 1,391$) geometrián végeztem.



3.1. ábra. A numerikus modellek, rendre H/D =1; 1,391; 2.

3.3.2. Numerikus beállítások

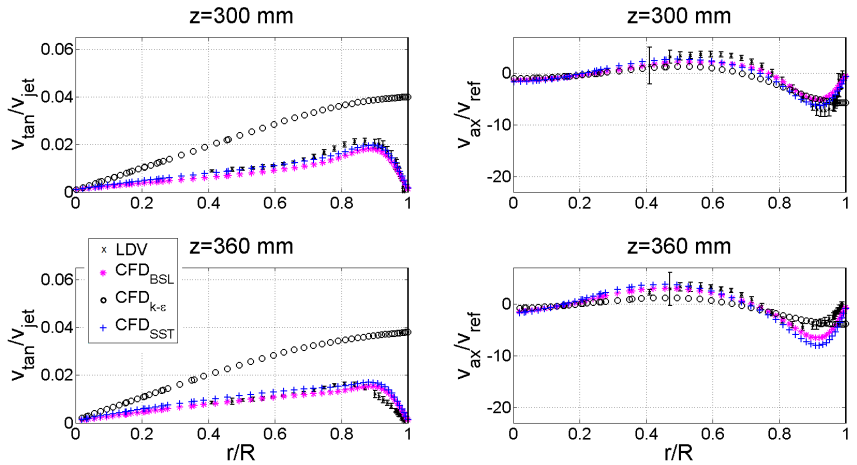
A numerikus szimulációk ANSYS CFX® környezetben készültek. Az egyfázisú számítások során a belépésre előírt tömegáram, a kilépésre állandó nyomás, a keverő falára pedig súrlódó fal a peremfeltétel. Kivételt képez a tartály teteje, ahol a nyíltfelszínű áramlás nemsúrlódó fallal lett közelítve. A vizsgált keverőhöz hasonló, ciklonszerű kialakítás esetén

az áramlás időfüggőséget mutat, amely jelenség főként a szimmetriatengelyhez közelebb eső régióban alakul ki, ld. [18, 24, 25]. Ennek ellenére számos numerikus kutatás stacionárius módon vizsgálja a keverőtérben kialakuló sebességeloszlást, [19, 26]. Ennek magyarázata lehet a rendelkezésre álló számítási kapacitás korlátozottsága, ami mellett az is elmondható, hogy ezen szimulációk elvégzése a szimmetriatengelytől távolabb és a falhoz közeli régiókban a kialakuló áramlást viszont elegendően pontosan írja le.

Számos numerikus kutatás a Reynolds feszültség modelleket javasolja az erősen forgó, ciklonszerű áramlás leírására, pl. [19, 21]. Viszont az izotróp turbulenciát eredményező, két-egyenletes, örvényviszkozitáson alapuló SST modell használata két okból is indokolt: egyrészt numerikusan stabil előszámítást biztosít a víz közeg esetén, másrészt elegendőnek bizonyul a Carbopol oldatos vizsgálatokhoz.

3.4. Eredmények

A következőkben a Carbopol oldattal végzett kutatást mutatom be, mivel a vízzel készített stacionárius és instacionárius számításokból, illetve LDV mérésekből kapott eredményekre nem fogalmaztam meg tézist. A sebességkomponensek kiértékelése dimenziótlan formában történt. A nemnewtoni közeggel készített instacionárius számítások nem mutattak időfüggő jelleget, az áramlás leírása a vizsgált tartományban stacionáriusan kezelhető. A numerikus szimulációk $k-\epsilon$, SST és BSL turbulenciamodellek alkalmazásával készültek. A 3.2 ábra, illetve részletesebb kiértékelés alapján elmondható, hogy ezen közegek vizsgálatára, ebben a térfogatáram tartományban a két-egyenletes SST turbulenciamodell a megfelelő választás. A BSL modell közel azonos eredményt biztosít, viszont hosszabb számítási időt igényel. A $k-\epsilon$ pedig nem alkalmas ezen paraméterek esetén a sebességeloszlások meghatározására.



3.2. ábra. Dimenziótlan tangenciális (bal) és axiális (jobb) sebességeloszlás teli tartály esetén, különböző magasságokon (z= 300, 360 mm; z a tartály tetejétől lefelé induló függőleges koordináta), Carbopol oldat esetén, maximális térfogatáramnál. H/D=1,391.

Megállapítható, hogy a tangenciális sebességprofilban a potenciálos örvény okozta hiperbolikus jelleg nem jelenik meg sem a mérési, sem számított értékekben, ellentétben a víznél tapasztaltakkal. Látható a merev test-szerű tangenciális sebességeloszlás ($v_{tan}/r =$ konstans) kialakulása a $-0,35 < r/R < 0,35$ tartományban, ahol a profilra illesztett egyeneseknél $R^2 > 0,995$.

3. Tézis

A $0,13$ tömegszázalék Carbopol 971 port, $0,05$ tömegszázalék NaOH-ot és $99,82$ tömegszázalék vizet tartalmazó, hatványfüggvény szerint viselkedő nemnewtoni közeg forgó áramlását vizsgáltam, amelynek reológiai görbéje leírható a $\tau = \mu_{PL}\dot{\gamma}^{n_{PL}}$ összefüggéssel, ahol τ a csúsztatófeszültség, $\dot{\gamma}$ az alakváltozási sebesség, $\mu_{PL} = 0,1334 Pas^{n_{PL}}$ a dinamikai viszkozitás hatványfüggvény szerint viselkedő közegnél és $n_{PL} = 0,7266$ a hatványfüggvény kitevő. A vizsgált áramlás $1 \leq H/D \leq 2$ magasság/átmérő viszonnyal rendelkező ($D = 0,435$ m), álló hengeres tartályban két, egymással szemben elhelyezett, vízszintes, a tartály tetejétől lefelé $0,184D$ távolságban lévő tangenciális folyadékbevezetés hatására kialakuló, erősen forgó, ciklon-szerű mozgás.

Ebben az esetben a mérnöki tervezéshez megfelelő pontosságú eredmények érhetők el örvényviszkozitáson alapuló SST turbulenciamodellel és stacionárius áramlásszimulációval.

4. Tézis

A $0,13$ tömegszázalék Carbopol 971 port, $0,05$ tömegszázalék NaOH-ot és $99,82$ tömegszázalék vizet tartalmazó, hatványfüggvény szerint viselkedő nemnewtoni közeg forgó áramlását vizsgáltam, amelynek reológiai görbéje leírható a $\tau = \mu_{PL}\dot{\gamma}^{n_{PL}}$ összefüggéssel, ahol τ a csúsztatófeszültség, $\dot{\gamma}$ az alakváltozási sebesség, $\mu_{PL} = 0,1334 Pas^{n_{PL}}$ a dinamikai viszkozitás hatványfüggvény szerint viselkedő közegnél és $n_{PL} = 0,7266$ a hatványfüggvény kitevő. A vizsgált áramlás $1 \leq H/D \leq 2$ magasság/átmérő viszonnyal rendelkező ($D = 0,435$ m), álló hengeres tartályban két, egymással szemben elhelyezett, vízszintes, a tartály tetejétől lefelé $0,184D$ távolságban lévő tangenciális folyadékbevezetés hatására kialakuló, erősen forgó, ciklon-szerű mozgás.

A kialakuló tangenciális sebességprofilokban – víz és levegő közegektől eltérően – a potenciálos örvény hatása nem jelenik meg a vizsgált $v_{jet} =$ 3,52-8,11 m/s belépő folyadéksugár sebességtartományban ($Re_{jet} = 264 - 608$). Merev test-szerű tangenciális sebességeloszlás ($v_{tan}/r =$ konstans) alakul ki a $-0,35 < r/R < 0,35$ tartományban $R^2 > 0,995$ determinációs együttható mellett.

A 3. és a 4. tézishez kapcsolódó publikációk: T2, T4, T6, T7, T9, T10.

4. fejezet

Nemnewtoni zagy - levegő szabadsugár felbomlási hosszának kísérleti vizsgálata

4.1. Bevezetés

A sűrűzagy keverő berendezés alapvető – a dolgozatban eddig nem részletezett – egysége az előkeverő fej, amelyben a beejtett hamut a lándzsákból kiáramló zagy (folyadék-levegő) szabadsugarak "fognak be". Méretezési szempontból ismerni kell a cseppekre bomlás helyét, amelynek vizsgálatát laboratóriumi mérésekkel végeztem. Ezekhez valódi, széntüzelésű erőműből érkezett hamu és pernye szolgál, amelynek vízzel történő elkeverését követően $9 - 56$ tömegszázalék koncentrációjú zagy közegek álltak rendelkezésre. A munka során arra a kérdésre keressük a választ, hogy különböző koncentrációjú zagy közegek esetén mekkora a folyadék-levegő szabadsugarak felbomlási hossza más-más kilépő sebességeknél (Weber-, Froude-számokon). Az eredmények alkalmazhatóságának kiterjesztése érdekében azok dimenziótlan formában kerülnek megfogalmazásra.

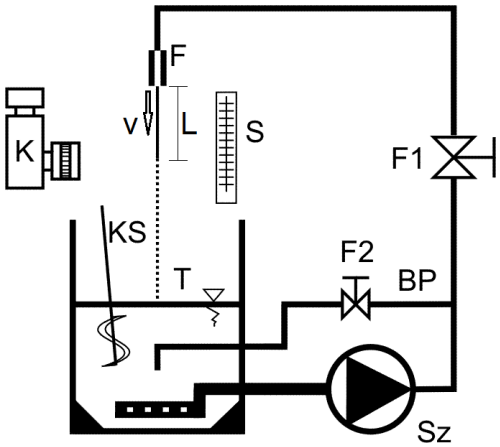
4.1.1. Szakirodalmi áttekintés

Számos kutatás közli a Reynolds-szám és az Ohnesorge-szám kapcsolatát a szabadsugarak felbomlásának témakörében, ld. pl: [27, 28], amelyek alapján négy, jól elkülöníthető zónára osztható a két hasonlósági szám által kifeszített sík. Az első régióban az ún. **Rayleigh** típusú felbomlás következik be (más néven "visszeres" tartomány), amelyet kis folyadéksebesség jellemez. Ekkor a levegővel történő interakció nem játszik szerepet, a leíró egyenletekben sem jelenik meg a közegek fázishatárán lévő relatív sebesség, mivel a felületi feszültségből származó erő dominál, és ez okozza az instabilitást, ld. [28, 29, 30]. A sebesség növelésével az ún. "első, szél-gerjesztette" (**FWI**) tartomány következik, ami már nem tengelyszimmetrikus, és szinuszos hullámzás kialakulása jellemzi. Ezt a zavarást az aerodinamikai erők erősítik, ámbár a kialakuló cseppek mérete még mindig összemérhető a folyadéksugár keresztirányú méretével. Ebben a zónában a felületi feszültség az instabilitást már csökkenteni igyekszik, ld. [28, 29]. A következő az ún. "második, szél-gerjesztette" (**SWI**) régió, amelyben már a kialakuló cseppek átmérője sokkal kisebb, mint a folyadéksugáré. Így a

leíró egyenletekben eltekintenek a folyadéksugár görbületétől, élnek a síkfelszínű folyadéksugár feltételezésével, ld. [29]. Ebben a tartományban a folyadék-levegő interakció szerepe a legerőteljesebb, a folyadéksugár felületén képződő egyenetlenségekért az aerodinamikai hatás a felelős, sokkal nagyobb mértékben, mint az FWI régióban, ld. [28, 29]. Végül, az **atomizáció** tartományát rendkívül magas sebesség jellemzi, a cseppképződés már a fúvóka kilépésnél megkezdődik, és a cseppek mérete sokkal kisebb, mint a fúvókaátmérő. Ebben a régióban az instabilitás oka nem tisztázott; az egyik elmélet szerint a fúvókatestben megjelenő kavitáció lehet a felelős, ld. [29]. A széleskörű ipari alkalmazhatósága miatt (pl. üzemanyag befecskendező rendszerek) a folyadék-levegő szabadsugarak felbomlása ma is aktuális kutatási téma.

4.2. A kísérleti berendezés

A mérések során alkalmazott kísérleti berendezés vázlata a 4.1. ábrán látható. A fúvókából függőlegesen lefelé kilépő szabadsugár felbomlásának helyének az első elszakadás tekinthető (ld. pl. [30, 31]). Annak meghatározására, hogy mekkora utat tesz meg felbomlás nélkül a folyadéksugár, minden egyes mérési beállításnál, oldalirányból 8 fénykép készült.



4.1. ábra. A kísérleti berendezés vázlata.

4.3. Anyagjellemzők, dimenziótlan paraméterek

Az erőműből érkező hamu vízzel történő elkeverését követően 9 különböző $C_m = m_{hamu}/m_{össz}$ tömegszázalékos oldat jött létre. A reológiai mérések elvégzésére egy Rheotest 2 RV2 rotációs elven működő viszkoziméter állt rendelkezésre. A mérések eredményei alapján elmondható, hogy a vizsgált közeg Bingham plasztikus tulajdonságú. Az elvégzett mérések alapján lineáris összefüggés írható fel a tömegszázalék és a dinamikai viszkozitás között $R^2 = 0,875$ illesztéssel: $\mu_{zagy} = 0,04014C_m + 0,01447$ (Pa s). A tömegszázalék és a határfeszültség

között szintén megadható egy lineáris kapcsolat: $\tau_0 = 2,181C_m + 0,01447$ (Pa). Szintén széntüzelésű erőműből származó pernye anyagtulajdonságait mutatja be [32], amely alapján becsülhető egy lineáris összefüggés a zagy felületi feszültsége és tömegszázaléka között: $\sigma_{zagy} = 0,072 - 0,047C_m$ (N/m).

A szabadsugarak felbomlása newtoni közegre a következő dimenziótlan számokkal leírható: Weber-, Reynolds-, Froude- és Ohnesorge-szám ([33, 34]). Az ötödik paraméter a Bingham plasztikus tulajdonságot figyelembe vevő Hedström-szám. Dimenzióanalízissel ellenőriztem, hogy ezen dimenziótlan csoportokkal megfelelően leírható a jelenség.

4.4. Szabadsugár felbomlás, eredmények

A 9 különböző C_m tömegszázalékos oldattal végzett mérésből, a munkapontonkénti 8 fénykép eredményének átlagolás után 76 mérési pont állt rendelkezésre. Több irodalom a folyadék-levegő szabadsugarak dimenziótlan felbomlási hosszát a Weber-(illetve a $\sqrt{We}$) szám függvényében közli, ld. pl: [35, 36]. Viszont a dimenziótlan felbomlási hossz megadásakor számos kutatás figyelembe veszi a Weber-számon kívül a többi dimenziótlan paramétert is (ld. pl. [30, 33, 37, 38]). Ezért a mért értékekre a legkisebb négyzetek értelmében vett legjobb közelítéssel illesztettem az alábbi ötváltozós függvényt, MATLAB® környezetben: $L/D = 1,847\sqrt{We} - 8,37Fr + 0,0270Re - 4104Oh - 1,375He + 471,9$, a determinációs együttható $R^2 = 0,890$. A további kiértékelés alapján az is kiderült, hogy a két domináns dimenziótlan paraméter a Froude- és a Weber szám, amelyekre a fenti módszer alapján $L/D = 0,1668\sqrt{We} + 2,979Fr + 62,66$. összefüggés kapható, $R^2 = 0,887$. Ezzel az összefüggéssel a mérnöki gyakorlat számára kellően pontosan határozható meg a Bingham plasztikus zagy-levegő szabadsugarak felbomlási hossza széles koncentráció értékek esetére, a vizsgált dimenziótlan számok jellemezte tartományban.

5. Tézis

Szén elégetéséből származó hamu és pernye, valamint víz összekeverésével kapott zagy-levegő szabadsugár viselkedését vizsgáltam a $C_m = 8,98 - 56\%$ szárazanyag-tömegszázalék tartományban. A fúvókából történő kilépésre vonatkoztatott Hedström-számok a $He = 172 - 235$ tartományba esnek. Ezen Bingham plasztikus közegek folyadék-levegő szabadsugarainak dimenziótlan felbomlási hossza a $983 - 46866$ Weber-szám, $906 - 7169$ Reynolds-szám, illetve a $7,06 - 42,13$ Froude-szám tartományban leírható az $L/D = 1,847\sqrt{We} - 8,37Fr + 0,0271Re - 4104Oh - 1,375He + 471,9$ összefüggéssel $R^2 = 0,890$ determinációs együttható mellett; $Oh = \sqrt{We}/Re$. A mérnöki gyakorlat számára elegendően pontos, egyszerűsített összefüggés is megadható az $L/D = 0,1668\sqrt{We} + 2,979Fr + 62,66$ alakban $R^2 = 0,887$ determinációs együttható mellett.

Az 5. tézishez kapcsolódó publikáció: T8.

Saját publikációk

Folyóiratcikkek

[T1] P. Csizmadia and Cs. Hős: Predicting the friction factor in straight pipes in the case of Bingham plastic and the power-law fluids by means of measurements and CFD simulation *Periodica Polytechnica Chemical Engineering*, 57(1-2):79 – 83, 2013.

[T2] P. Csizmadia and Cs. Hős: LDV measurements of Newtonian and non-Newtonian open-surface swirlingflow in a hydrodynamic mixer. *Periodica Polytechnica Mechanical Engineering*, 57(2):29 – 35, 2013. URL: http://www.pp.bme.hu/me/article/view/7045/6713.

[T3] P. Csizmadia and Cs. Hős: CFD-based estimation and experiments on the loss coefficient for Bingham and power-law fluids through diffusers and elbows. *Computers & Fluids*, 99. évf. (2014) 116 - 123. ISSN 0045-7930.

Konferenciacikkek

[T4] P. Csizmadia, Cs. Hős and Z. Pandula: LDV Measurements and CFD Simulations of the Swirling Flow in a Hydrodynamic Mixer. *Conference on Modelling Fluid Flow (CMFF'12)*. The 15th International Conference on Fluid Flow Technologies, Budapest, September 4-7, 2012. pp. 545-551.

[T5] Csizmadia P. és Hős Cs.: Bingham közeg áramlása egyenes csőben - CFD tesztszámítások. *OGÉT 2011. XIX. Nemzetközi Gépészeti Találkozó*, pp. 85-88.

[T6] Szakállas A., Csizmadia P. és Hős Cs.: Hengeres tartályban forgó, nyíltfelszínű áramlás kísérleti vizsgálata, I. rész: Newtoni közeg, OGÉT 2013. XXI. Nemzetközi Gépészeti Találkozó, pp. 359-362

[T7] Csizmadia P., Szakállas A. és Hős Cs.: Hengeres tartályban forgó, nyíltfelszínű áramlás kísérleti vizsgálata, II. rész: Nemnewtoni közeg, OGÉT 2013. XXI. Nemzetközi Gépészeti Találkozó, pp. 75-77

[T8] Csizmadia P. és Hős Cs.: Nemnewtoni folyadék-levegő szabadsugár felbomlási hosszának kísérleti vizsgálata, OGÉT 2014. XXII. Nemzetközi Gépészeti Találkozó, pp. 78-81

[T9] Csippa B. és Csizmadia P.: Hengeres tartályban erősen forgó áramlás numerikus vizsgálata, OGÉT 2014. XXII. Nemzetközi Gépészeti Találkozó, pp.74-77

[T10] Csizmadia P. és Hős Cs.: Hengeres tartályban forgó áramlás időfüggő numerikus vizsgálata, OGÉT 2016. XXIV. Nemzetközi Gépészeti Találkozó, pp. 80-83

Irodalomjegyzék

[1] B. K. Saikia, J. C. Hower, M. M. Hood, R. Baruah, H. P. Dekaboruah, R. Boruah, A. Sharma, and B. P. Baruah, „Petrological and biological studies on some fly and bottom ashes collected at different times from an indian coal-based captive power plant," Fuel, vol. 158, pp. 572 – 581, 2015.

[2] S. Chandel, S. Singh, and V. Seshadri, „Deposition characteristics of coal ash slurries at higher concentrations," Advanced Powder Technology, vol. 20, no. 4, pp. 383 – 389, 2009.

[3] GEA EGI Energiagazdálkodási Zrt. adatszolgáltatása.

[4] K. B. J. Zierep, Grundzüge der Strömungslehre. Springer, 2008.

[5] I. Idelchik, Handbook of hydraulic resistance, 3rd Edition. Begell House Inc.,New York, NY, 2003.

[6] T. Lajos, Az áramlástan alapjai. Műegyetem kiadó, 2008. ISBN 978 963 06 6382 3.

[7] D. Miller, „Internal flow systems," BHRA Fluid Engineering, 1978. ISBN 0 900983 78 7.

[8] R. Cabral, V. Telis, K. Park, and J. Telis-Romero, „Friction losses in valves and fittings for liquid food products," Food and Bioproducts Processing, vol. 89, no. 4, pp. 375 – 382, 2011.

[9] A. Monteiro and P. Bansal, „Pressure drop characteristics and rheological modeling of ice slurry flow in pipes," International Journal of Refrigeration-Revue Internationale du Froid, vol. 33, pp. 1523–1532, Dec 2010.

[10] P. Neofytou and D. Drikakis, „Non-newtonian flow instability in a channel with a sudden expansion," Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, vol. 111, no. 2-3, pp. 127 – 150, 2003.

[11] P. Ternik, J. Marn, and Z. Zunic, „Non-Newtonian fluid flow through a planar symmetric expansion: Shear-thickening fluids," Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, vol. 135, no. 2-3, pp. 136 – 148, 2006.

[12] V. Khandelwal, A. Dhiman, and L. Baranyi, „Laminar flow of non-Newtonian shear-thinning fluids in a T-channel," Computers & Fluids, vol. 108, pp. 79 – 91, 2015.

[13] B. Güzel, I. Frigaard, and D. Martinez, „Predicting laminar-turbulent transition in poiseuille pipe flow for non-Newtonian fluids," Chemical Engineering Science, vol. 64, no. 2, pp. 254 – 264, 2009.

[14] P. Swamee and N. Aggarwal, „Explicit equations for laminar flow of Bingham plastic fluids," Journal of Petroleum Science and Engineering, vol. 76, no. 34, pp. 178 – 184, 2011.

[15] E. Bobok, Áramlástan bányamérnököknek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1987. ISBN 963 10 6760 2.

[16] S. Kfuri, J. Silva, E. Soares, and R. Thompson, „Friction losses for power-law and viscoplastic materials in an entrance of a tube and an abrupt contraction," Journal of Petroleum Science and Engineering, vol. 76, pp. 224–235, Mar 2011.

[17] L. Svarovsky and M. Thew, Hydrocyclones - Analysis and Applications. Kluwer Academic Publishers, 1992.

[18] G. Gronald and J. Derksen, „Simulating turbulent swirling flow in a gas cyclone: A comparison of various modeling approaches," Powder Technology, vol. 205, no. 1-3, pp. 160–171, 2011.

[19] A. Raoufi, M. Shams, M. Farzaneh, and R. Ebrahimi, „Numerical simulation and optimization of fluid flow in cyclone vortex finder," Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, vol. 47, no. 1, pp. 128 – 137, 2008.

[20] M. Narasimha, A. Mainza, P. Holtham, M. Powell, and M. Brennan, „A semi-mechanistic model of hydrocyclones - developed from industrial data and inputs from CFD," International Journal of Mineral Processing, vol. 133, pp. 1 – 12, 2014.

[21] S. Schütz, G. Gorbach, and M. Piesche, „Modeling fluid behavior and droplet interactions during liquid-liquid separation in hydrocyclones," Chemical Engineering Science, vol. 64, no. 18, pp. 3935 – 3952, 2009.

[22] S. Kuang, Z. Qi, A. Yu, A. Vince, G. Barnett, and P. Barnett, „CFD modeling and analysis of the multiphase flow and performance of dense medium cyclones," Minerals Engineering, vol. 62, pp. 43–54, 2014. SI: Physical Separation.

[23] K. U. Bhaskar, Y. R. Murthy, M. R. Raju, S. Tiwari, J. Srivastava, and N. Ramakrishnan, „CFD simulation and experimental validation studies on hydrocyclone," Minerals Engineering, vol. 20, no. 1, pp. 60 – 71, 2007.

[24] J. Németh and S. Verdes, „Készülékfejlesztés a hidrociklonozásban.," Építőanyag - Anyagtechnológia, vol. 64, no. 1-2, pp. 8–15, 2012.

[25] N. Ghasemi, M. Sohrabi, M. Khosravi, A. S. Mujumdar, and M. Goodarzi, „CFD simulation of solid-liquid flow in a two impinging streams cyclone reactor: Prediction of mean residence time and holdup of solid particles," Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, vol. 49, no. 12, pp. 1277 – 1283, 2010.

[26] R. Sripriya, M. Kaulaskar, S. Chakraborty, and B. Meikap, „Studies on the performance of a hydrocyclone and modeling for flow characterization in presence and absence of air core," Chemical Engineering Science, vol. 62, no. 22, pp. 6391 – 6402, 2007.

[27] A. Erriguible, S. Vincent, and P. Subra-Paternault, „Numerical investigations of liquid jet breakup in pressurized carbon dioxide: Conditions of two-phase flow in supercritical antisolvent process," The Journal of Supercritical Fluids, vol. 63, pp. 16 – 24, 2012.

[28] W. Sirignano and C. Mehring, „Review of theory of distortion and disintegration of liquid streams," Progress in Energy and Combustion Science, vol. 26, no. 4 - 6, pp. 609 – 655, 2000.

[29] N. Lekic and M. Birouk, „Liquid jet breakup in quiescent atmosphere: A review," Atomization and Sprays, vol. 19, no. 6, pp. 501–528, 2009.

[30] S. Lin and R. Reitz, „Drop and spray formation from a liquid jet," Annual Review of Fluid Mechanics, vol. 30, no. 1, pp. 85–105, 1998.

[31] J. Delteil, S. Vincent, A. Erriguible, and P. Subra-Paternault, „Numerical investigations in rayleigh breakup of round liquid jets with VOF methods," Computers & Fluids, vol. 50, no. 1, pp. 10 – 23, 2011.

[32] H. Naik, M. Mishra, and U. Karanam, „Rheological characteristics of fly ash slurry at varying temperature environment with and without an additive," World of Coal Ash (WOCA) Conference, 2009.

[33] A. Lefebvre, Atomization and Sprays. New York, Hemisphere, 1989.

[34] A. Dolatabadi and E. Farvardin, „Numerical simulation of the breakup of elliptical liquid jet in still air," Journal of Fluids Engineering, vol. 135, 2013.

[35] K. Sallam, Z. Dai, and G. Faeth, „Liquid breakup at the surface of turbulent round liquid jets in still gases," International Journal of Multiphase Flow, vol. 28, no. 3, pp. 427 – 449, 2002.

[36] T. Kasyap, D. Sivakumar, and B. Raghunandan, „Flow and breakup characteristics of elliptical liquid jets," International Journal of Multiphase Flow, vol. 35, no. 1, pp. 8 – 19, 2009.

[37] F. Wang and T. Fang, „Liquid jet breakup for non-circular orifices under low pressures," International Journal of Multiphase Flow, vol. 72, pp. 248 – 262, 2015.

[38] M. McCarthy and N. Molloy, „Review of stability of liquid jets and the influence of nozzle design," The Chemical Engineering Journal, vol. 7, no. 1, pp. 1 – 20, 1974. An International Journal of Research and Development.