

**České vysoké učení technické v Praze
Fakulta strojní**

**Přestup tepla ve vsádkách
míchaných míchadly se zakřivenými
lopatkami**

Diplomová práce

Karolína Volná

2023/2024

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Volná** Jméno: **Karolína** Osobní číslo: **473573**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávací katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Energetika a procesní inženýrství**
Specializace: **Procesní inženýrství**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Přestup tepla ve vsádkách míchaných míchadly se zakřivenými lopatkami

Název diplomové práce anglicky:

Heat transfer in liquids agitated by retreat curve blade impellers

Pokyny pro vypracování:

Typickou průmyslovou operací je ohřev či chlazení míchané kapaliny v nádobě, kdy je teplo přenášeno válcovou teplosměnnou plochou mezi pláštěm a duplikátorem. Intenzita přenosu tepla je pak závislá na geometrii míchaného systému, otáčkách míchadla, ... Práce sestává z provedení literární rešerše k problematice konvektivního přenosu tepla mezi kapalinou a válcovou teplosměnnou plochou za předpokladu, že kapalina je míchána míchadlem se zakřivenými lopatkami (používané geometrie míchadel se zakřivenými lopatkami, dostupné korelace pro nalezení odpovídajících charakteristik konvektivního přenosu tepla, metodika experimentálního měření součinitele přestupu tepla, či další přístupy ke zjišťování součinitelů přestupu tepla metodou CFD), sestavení vhodné experimentální aparatury a přípravy metodiky vyhodnocení naměřených dat, vlastní provedení měření součinitele přestupu tepla na vybraných geometriích (včetně zjišťování vlivu geometrických parametrů na tento součinitel) a vybraných kapalinách (včetně možnosti sledování součinitele přestupu tepla na modelových jemnozrných suspenzích) a stanovení vhodných korelačních vztahů pro určení součinitele přestupu tepla pro vybrané geometrie (závislost na intenzitě míchání stanovené na základě Re ; závislost na nějakém vhodném energetickém kritériu).

Seznam doporučené literatury:

Dle provedené literární rešerše.

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:

Ing. Martin Dostál, Ph.D. ústav procesní a zpracovatelské techniky FS

Jméno a pracoviště druhého(ho) vedoucí(ho) nebo konzultanta(ky) diplomové práce:

Datum zadání diplomové práce: **19.10.2023**

Termín odevzdání diplomové práce: **19.01.2024**

Platnost zadání diplomové práce: **22.09.2024**

Ing. Martin Dostál, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) práce

prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

doc. Ing. Miroslav Španiel, CSc.
podpis děkana(ky)

III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Diplomantka bere na vědomí, že je povinna vypracovat diplomovou práci samostatně, bez cizí pomoci, s výjimkou poskytnutých konzultací. Seznam použité literatury, jiných pramenů a jmen konzultantů je třeba uvést v diplomové práci.

Datum převzetí zadání

Podpis studentky

Anotační list

Jméno autora: Karolína

Příjmení autora: Volná

Název práce česky: Přestup tepla ve vsádkách míchaných míchadly se zakřivenými lopatkami

Název práce anglicky: Heat transfer in liquids agitated by retreat curve blade impellers

Rozsah práce: počet stran: 56

počet obrázků: 21

počet tabulek: 13

počet příloh: 1 (elektronická)

Akademický rok: 2023/2024

Jazyk práce: čeština

Ústav: Ústav procesní a zpracovatelské techniky

Studijní program: Energetika a procesní inženýrství

Vedoucí práce: Ing. Martin Dostál, Ph.D.

Anotace česky: Tato práce se zabývá přestupem tepla v kapalných vsádkách míchaných míchadly se zakřivenými lopatkami. V teoretické části je popsána geometrie míchadel se zakřivenými lopatkami, typické uspořádání reaktorů a oblasti jejich použití. V praktické části bylo provedeno laboratorní měření ohřevu a chlazení míchané kapalné vsádky, na jehož základě byl vyhodnocen součinitel přestupu tepla. Další měření bylo věnováno vyhodnocení součinitele přestupu tepla pro míchanou jemnozrnou suspenzi.

Anotace anglicky: This thesis deals with heat transfer in liquids stirred by impellers with retreat curved blades. The theoretical part describes the geometry of retreat curve impellers, typical arrangements of reactors and their applications. In the practical part, laboratory measurements of heating and cooling of stirred liquids were performed, based on which the heat transfer coefficient was evaluated. Additional measurements were dedicated to evaluating the heat transfer coefficient for stirred fine-grained suspension.

Klíčová slova: Přestup tepla, míchání, RCI míchadlo, zakřivené lopatky, míchané vsádky, součinitel přestupu tepla

Klíčová slova anglicky: Heat transfer, mixing, RCI impeller, retreat curve blade, stirred vessels, heat transfer coefficient

Obsah

1 Úvod	5
2 Míchání	5
2.1 Základní výpočtové vztahy	6
2.2 Míchání systémů kapalina – pevná látka	7
2.3 Uspořádání míchané nádoby	8
2.4 Typy míchadel	9
3 Přestup tepla	11
3.1 Vedení tepla	11
3.2 Konvektivní přenos tepla	11
3.3 Konvektivně konduktivní přenos tepla	11
3.4 Přestup tepla v míchaných nádobách	12
4 Literární řešerše	15
4.1 RCI míchadla a jejich použití	15
4.2 Metody měření součinitele přestupu tepla	18
4.3 Přestup tepla experimentálně	20
4.4 Přestup tepla numericky	26
4.5 Korelace pro míchadla RCI	29
5 Experimentální část	31
5.1 Metodika vyhodnocení výsledků měření	32
5.2 Výsledky vyhodnocení součinitele přestupu tepla v kapalně vsádce	33
5.3 RCI míchadla a suspenze	39
5.4 Výsledky vyhodnocení součinitele přestupu tepla	41
6 Kontrolní výpočet reaktoru	44
7 Závěr	49
Seznam použitých symbolů	54
Prohlášení	56

1 Úvod

Míchání je velmi dobře zmapovaná oblast, o které pojednává nepřehledné množství studií a odborné literatury zabývající se mícháním za nejrůznějších podmínek. Rovněž ohřev vsádky a intenzifikace přenosu tepla mícháním jsou často uplatňovanými procesy v průmyslových aplikacích, o kterých lze nalézt mnoho informací. Oblastí, kde je množství informací naopak omezené, je použití míchadel se zakřivenými lopatkami (Retreat curve impeller, RCI).

Tato práce si proto klade za cíl shrnout dostupné poznatky o RCI míchadlech, zejména o jejich využití při ohřevu a chlazení vsádek. Dalším cílem práce je: provést měření a následně vyhodnotit součinitele přestupu tepla na měřicí aparatuře, za použití RCI míchadla, při různém geometrickém uspořádání a pro zvolenou kapalinu. Provést měření a následně vyhodnotit součinitele přestupu tepla pro jemnozrnnou suspenzi. Ze získaných dat stanovit korelační vztahy pro určení součinitele přestupu tepla.

Úvodní části práce jsou věnovány teoretickému úvodu do problematiky míchání, přestupu tepla a přestupu tepla v míchaných vsádkách. Ve druhé kapitole je popsán proces míchání, od výpočetních vztahů, uspořádání nádob až popis používaných typů míchadel. Třetí kapitola řeší mechanismy přenosu tepla, přestup tepla v míchaných vsádkách a uvádí výpočetní vztahy. Čtvrtá kapitola je věnována rešerši. První část je věnována RCI míchadlům. Popisuje jejich geometrii, uspořádání reaktorů a jejich použití v praxi. Další část popisuje metody měření součinitele přestupu tepla. Jednotlivé metody jsou teoreticky popsány a následně uvedeny na příkladech z praxe. Část kapitoly je věnována numerickému vyhodnocování součinitele přestupu v míchaných vsádkách. V závěru kapitoly jsou shrnuty nalezené korelace pro určení součinitele přestupu tepla (Nusseltova čísla) při využití RCI míchadel. V páté kapitole je popsán průběh experimentální části práce, metodika vyhodnocení naměřených dat a jsou zde uvedeny výsledky všech měření. Šestá kapitola se věnuje kontrolnímu výpočtu reaktoru opatřeném RCI míchadlem, kde vsádku tvoří suspenze voda – skleněné kuličky o objemové koncentraci 15 %.

2 Míchání

Míchání patří k jedné z nejčastěji užívaných operací v průmyslu. Hlavními cíli jeho použití jsou intenzifikace procesů probíhající v míchané nádobě a dosažení požadovaných vlastností vsádky (Rieger et al., 2005).

Proces míchání lze dle Paul et al. (2004) rozdělit na několik základních operací. Tou nejčastěji používanou je mísení homogenních kapalin. Další operací je mísení nehomogenních systémů, během kterého je intenzifikován přestup hmoty. Příklady těchto systémů jsou systémy kapalina – plyn, kapalina – pevná látka a kapalina–kapalina. V případě systému plyn – kapalina dochází k distribuci dispergovaných bublinek plynu do kapaliny. Výsledná směs kapaliny a pevné fáze se nazývá suspenze, v případě směsi kapalina – kapalina emulze. Míchání je dále užíváno v oblastech, kde hlavní hraje roli přestup tepla – ohřev a chlazení vsádky. Zde je za pomoci míchání intenzifikován přestup tepla. Poslední, neméně významnou oblastí užití míchání, je urychlování chemických reakcí v reaktorech.

Konkrétními odvětvími průmyslu, kde je míchání využito, jsou například potravinářský průmysl, farmacie, chemický průmysl a petrochemie, čištění odpadních vod, papírenský průmysl a mnohé další.

2.1 Základní výpočtové vztahy

Promíchání obsahu nádoby lze dosáhnout několika způsoby, jak uvádí (Rieger et al., 2005). Nejběžnějším způsobem je mechanické míchání pomocí rotačních míchadel, kdy je vsádka míchána vlivem nuceného proudění. Míchadla jsou základním prvkem celého procesu míchání. Spolu s motorem, hřídelí a převodovým ústrojím tvoří tzv. míchací ústrojí. Při mechanickém míchání dochází k proudění látky objemem nádoby, proto se i zde používá Reynoldsovo číslo pro posouzení režimu proudění. Z inspekční analýzy rovnice kontinuity a Navier – Stokesovy rovnice bylo získáno tzv. Reynoldsovo míchací číslo

$$Re = \frac{\rho n d^2}{\mu}, \quad (1)$$

kde ρ je hustota míchané kapaliny v $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, n otáčky míchadla v s^{-1} a d průměr míchadla v m. Nejen samotný tvar, ale také hodnoty tohoto čísla se liší od např. proudění v potrubí. Pokud jsou hodnoty $Re < 10$, proudění ležív v oblasti plouživého proudění. Pokud jsou hodnoty Reynoldsova čísla $Re > 10^4$, proudění leží v turbulentní oblasti.

Proces míchání lze také popsat pomocí čerpacího a příkonového čísla. Čerpací číslo N_q , udává množství kapaliny vypouštěné míchadlem a popisuje tedy proudění a cirkulaci vsádky.

$$N_q = \frac{Q}{n d^3}, \quad (2)$$

kde Q značí průtok vsádky v $\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$, n otáčky míchadla v s^{-1} a d průměr míchadla v m. Jak je z rovnice (2) patrné, velikost čerpacího čísla N_q lze ovlivnit počtem lopatek, rozměrem míchadla a velikostí míchané vsádky. Tento vztah byl získán z inspekční analýzy a lze říci, že N_q je funkcí Reynoldsova čísla Re a geometrie, což lze zapsat jako

$$N_q = f(Re, \text{geometrie}) .$$

Hodnota N_q roste zároveň s roustoucím Reynoldsovým číslem, a to až do mezní hodnoty $Re = 10^4$. V této turbulentní oblasti zůstává hodnota N_q konstantní.

Příkonové číslo je také získáno z inspekční analýzy a je definováno rovnicí:

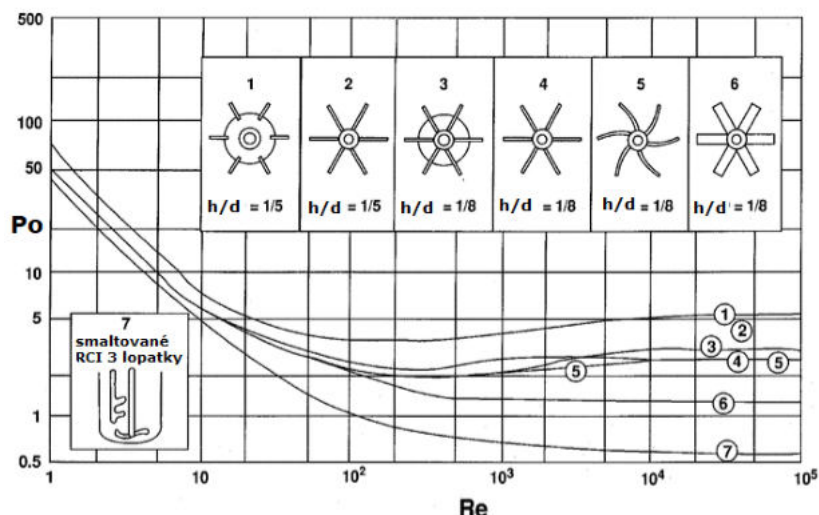
$$Po = \frac{P}{\rho n^3 d^5}, \quad (3)$$

kde P je výkon pohonu míchadla ve W , ρ hustota míchané kapaliny v $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, n otáčky míchadla v s^{-1} a d průměr míchadla v m. Na jeho velikost má vliv Reynoldsovo číslo a typ použitého míchadla (počet jeho lopatek, úhel natočení lopatek, jejich šířka). Zásadní vliv má také poměr průměru míchané nádoby ku výšce hladiny D/H (Paul et al., 2004). Příkonové číslo je funkcí Reynoldsova čísla, tedy

$$Po = f(Re) .$$

Uvedená závislost se nazývá příkonová charakteristika, její grafické zobrazení uvádí obrázek 1. Tuto závislost lze získat měřením na geometricky podobném modelu (Rieger et al., 2005). V oblasti plouživého proudění má příkonové číslo tvar

$$Po = \frac{P}{\mu n^2 d^3}. \quad (4)$$



Obrázek 1: Příkonová charakteristika pro vybrané druhy míchadel. Převzato a upraveno z Paul et al. (2004)

Po vynesení tohoto příkonového čísla v závislosti na Re do grafu v logaritmických souřadnicích, bude mít výsledná křivka tvar přímky a bude klesat. Což lze vyjádřit závislostí

$$Po = \frac{A}{Re} \quad (5)$$

Oblast plouživého proudění je omezena hodnotou mezního Reynoldsova čísla 10. Při rostoucím Re porostou i setrvačné síly a proudění bude přecházet do oblasti turbulence. V grafickém zobrazení se tento fakt projeví vyrovnaním křivky. Velký vliv v oblasti plně vyvinutého turbulentního proudění ($Re > 10\,000$) má použití narážek. Pokud budou použity, příkonová charakteristika zde bude mít konstantní přímkový průběh, dle následující závislosti

$$Po = B = \text{konst.}$$

Pokud narážky nebudou použity, přímka bude dále klesat, i přes vysoké hodnoty Re . Na velikost koeficientů A a B použité v uvedených závislostech má vliv použitá geometrie míchané nádoby (Rieger et al., 2005). Je třeba také zmínit fakt, který uvádí Rieger et al. (2005), že intenzita míchání vsádky má své limity, a tímto limitem je rychlost míchání. Při velmi vysokých rychlostech se u hladiny vytvoří víry, které začnou do vsádky strhávat vzduch, použitým narážkám navzdory. To povede k okamžitému snížení příkonového čísla a tedy i k nedostatečnému promíchání vsádky.

2.2 Míchání systémů kapalina – pevná látka

Při míchání systému kapalina – pevná látka je snahou získat homogenní suspenzi, kdy všechny částice budou ve vznosu a budou rozmíchány rovnoměrně v celém objemu.

Jak uvádí Kresta et al. (2016), lze pozorovat tři fáze suspendace. V první fázi je vsádka míchána při nízkých otáčkách. Všechny částice se dostanou do pohybu, ale pouze do pohybu po dně nádoby. Částice jsou se dnem v neustálém kontaktu, čímž je snížena plocha pro chemickou reakci nebo přenos tepla/hmoty. Ve druhé fázi se otáčky míchadla zvýší, a tím se celý objem částic dostane do vznosu. Z tohoto stavu vyplývá Zwieteringovo kritérium. To říká, že všechny

částice jsou v pohybu a žádná z nich neleží na dně více než 1 – 2 s. Zwieteringovo kritérium je splněno při otáčkách označovaných n_{js} (z anglického just suspended speed). V této fázi je dosaženo maximální mezifázové plochy pro chemickou reakci/přestup tepla, avšak distribuce částic objemem je nerovnoměrná. Homogenity celé vsádky je dosaženo ve třetí fázi, při otáčkách vyšších než n_{js} . Jedná se o stav, kdy by další zvýšení otáček nebo příkonu již nemělo na suspendaci žádný vliv. Této fáze je však obtížné dosáhnout, ať už z důvodu omezeného rozsahu otáček nebo, jak uvádí Rieger et al. (2005), z důvodu aerace vsádky vnějším vzduchem.

Velikost otáček n_{js} je obvykle zjišťována vizuálně. U reaktoru je použito průhledné dno, pod které se umístí zrcadlo a pomocí jeho je pozorován pohyb částic. Rizikem toho měření je velká subjektivita, způsobená odlišným odhadem každého člověka (Kresta et al., 2016).

Co se výpočtových vztahů týká, Rieger et al. (2005) uvádí vztah pro výpočet hustoty suspenze

$$\rho_{\text{sus}} = c_v \rho_s + \rho_l (1 - c_v), \quad (6)$$

kde ρ_{sus} představuje hustotu suspenze v $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, c_v je objemová koncentrace pevné fáze a ρ_l hustota kapalná fáze v $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Limitací toho vztahu je, že platí pouze pro objemovou koncentraci pevné fáze $c_v < 10$.

Jelikož je jedním z tématů této práce míchání suspenze o koncentraci pevné fáze vyšší než 10%, budou dále uvedeny další výpočetní vztahy vhodné pro tyto koncentrace. Vztah pro určení dynamické viskozity pro vysoké koncentrace pevné fáze definoval Chong et al. (1971)

$$\mu_{\text{sus}} = \mu_l \left(1 + \frac{2,5c_v}{2(1 - \frac{c_v}{0,605})} \right)^2, \quad (7)$$

kde μ_{sus} označuje dynamickou viskozitu suspenze v Pa·s, μ_l dynamickou viskozitu kapalná fáze v Pa·s a c_v objemovou koncentraci pevné fáze.

Tepelná vodivost a měrná tepelná kapacita suspenze lze určit pomocí vztahů, které ve své práci použili Ku et al. (2012)

$$\lambda_{\text{sus}} = \lambda_l \left(1 + \frac{c_v(1 - \frac{\lambda_l}{\lambda_s})}{\frac{\lambda_l}{\lambda_s} + 0,28(1 - c_v)^{0,63} \frac{\lambda_s}{\lambda_l}^{0,18}} \right), \quad (8)$$

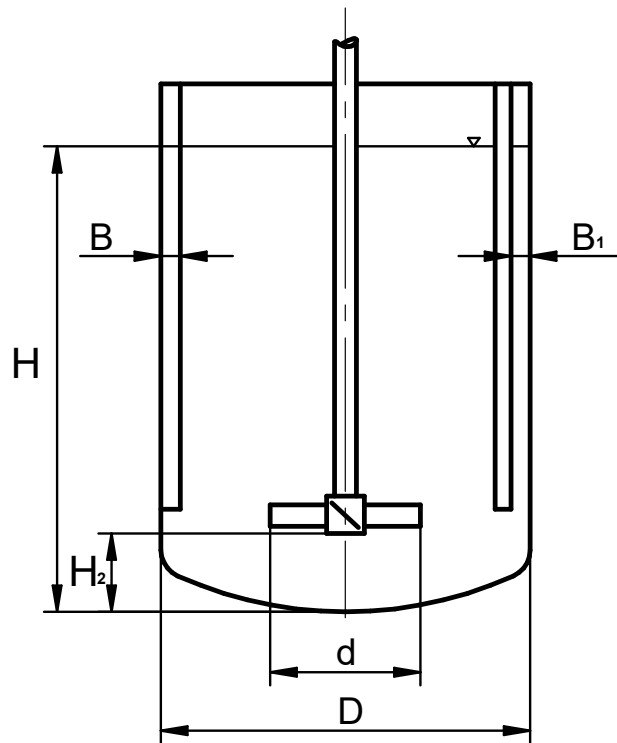
$$c_{p,\text{sus}} = \frac{c_v c_{ps} \rho_s + (1 - c_v) c_{pl} \rho_l}{c_v \rho_s + (1 - c_v) \rho_l}, \quad (9)$$

kde λ_{sus} značí tepelnou vodivost suspenze ve $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$, λ_l tepelnou vodivost kapalná fáze ve $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$, c_v objemovou koncentraci pevné fáze a λ_s tepelnou vodivost pevné fáze ve $\text{W}\cdot\text{m}\cdot\text{K}$. Ve druhé rovnici potom $c_{p,\text{sus}}$ představuje měrnou tepelnou kapacitu suspenze, c_{ps} měrnou tepelnou kapacitu pevné fáze a c_{pl} měrnou tepelnou kapacitu kapalná fáze, všechny v $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\text{K}^{-1}$. Dále ρ_s označuje hustotu pevné fáze, ρ_l hustotu kapalná fáze, obě v $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ a c_v objemovou koncentraci pevné fáze.

2.3 Uspořádání míchané nádoby

Míchání se obvykle odehrává v nádobě válcového tvaru, opatřené klenutým, plochým nebo kuželovým dnem a klenutým/plochým víkem. Při vysokých hodnotách Reynoldsova čísla, v

přechodové a turbulentní oblasti, má vsádka snahu tvořit víry. Vzniku toho nepříznivého jevu zamezují narážky. Typicky jsou to ploché tyče o šířce $D/10$ nebo $D/12$, umístěné na stěnu nádoby v určité vzdálenosti ode dna. Vsádka, která proudí tangenciálně, do nich „naráží“, čímž dojde ke změně směru proudění na výhodnější axiální (Paul et al., 2004). V souvislosti s narážkami se v literatuře často používá slovo standardní nebo plně opatřená narážkami. Tímto stavem je ve většině myšleno použití 4 narážek, lze se však setkat i s číslem 3. Typické uspořádání míchané nádoby včetně vyznačených hlavních rozměrů je uvedeno na obrázku 2.



Obrázek 2: Označení rozměrů míchané nádoby s klenutým dnem. Nádoba je opatřená míchadlem se šikmými lopatkami a dvěma typy narážek – plochou (vlevo) a prstovou (vpravo).

2.4 Typy míchadel

Existuje nepřeberné množství typů míchadel a také existuje mnoho různých hledisek, podle kterých je možné míchadla rozlišit. Jedním z možných hledisek je rozlišení dle frekvence otáčení, a to na míchadla pomaloběžná a rychloběžná (Rieger et al., 2005). Paul et al. (2004) míchadla dělí dle druhu proudění a dle smykového namáhání, které vytvářejí, do čtyř kategorií na míchadla:

- s axiálním tokem
- s radiálním/tangenciálním tokem
- hydrofoil
- pro vysokosmykové namáhání

Pro axiální míchadla je charakteristické proudění vsádky v celém objemu. Slovy Rieger et al. (2005): „proudnice“ jsou rovnoběžné s osou nádoby. Představiteli této kategorie jsou míchadla

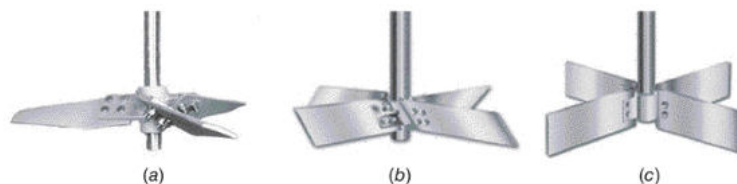
vertulová, šroubová nebo se skloněnými lopatkami. Dle Paul et al. (2004) jsou tato míchadla vhodná pro suspenze, kdy chceme dostat částice do vzhledu nebo pro intenzifikaci přestupu tepla. Dalším příkladem axiálních míchadel jsou dvoulopatková míchadla firmy Ekato, určená pro vysokoviskózní látky míchané ve vysokých reaktorech. Uplatnění našla ve krystalizátorech. Speciální kategorií tvoří míchadla se zakřivenými lopatkami (retreat curve impeller, RCI), vyvinuté firmou Pfaudler.

Radiální míchadla svým pohybem vytváří dvě smyčky – nad a pod míchadlem. Vhodná jsou pro nízko a středně viskózní látky a pro disperze kapalina – kapalina nebo kapalina – plyn. Vytvářejí velmi turbulentní proudění při nízkém čerpání kapaliny. Příkladem jsou turbínová míchadla - Rushtonovo turbínové míchadlo. Může být opatřeno dělicím kotoučem, který plní funkci narážky a zamezuje proudění vzduchu podél hřídele míchadla (Paul et al., 2004).

Hydrofoil míchadla jsou míchadla vyvíjená v dnešní době a jedná se o hydrodynamicky optimalizovaná míchadla s tvarovanými lopatkami. Používají se tam, kde je vyžadováno axiální proudění a při tom nízké smykové napětí. Tvoří je většinou tři až čtyři zužující se lopatky, natočené a prohnuté. Často mají zaoblené konce. Mají schopnost vytvořit stejnoměrnou rychlost v celém míchaném objemu.

Míchadla pro vysokosmykové namáhání (high shear impellers) pracují při vysokých rychlostech. Je možné je nalézt u procesů, kde je do míchané vsádky dávkována druhá fáze – plyn, kapalina, pevná látka či prášek, tedy při výrobě emulzí, při mletí nebo při disperzi barviv. Mají velmi nízkou čerpací schopnost, proto se používají v kombinaci s axiálními míchadly. Typickým představitelem této kategorie je zubové míchadlo.

Nejpoužívanější typy míchadel dle Kresta et al. (2016) jsou uvedeny na obrázku 3.



Obrázek 3: Typy nejpoužívanějších míchadel: a) hydrofoil b) se šikmými lopatkami c) s plochými lopatkami. Převzato z Kresta et al. (2016).

3 Přestup tepla

Jak bylo popsáno výše, mícháním je intenzifikován přestup tepla mezi topným tělesem / topným pláštěm a vsádkou. Šesták a Rieger (2005) přestup tepla definují jako proces vedoucí k vyrovnání teplot, nebo-li k dosažení termodynamické rovnováhy. Existují tři mechanismy sdílení tepla, a to vedením (kondukcí), konvekcí a zářením. Při míchání však dominují mechanismy vedením a konvekcí probíhající mezi pláštěm a míchadlem, proto se další text bude věnovat pouze jim.

3.1 Vedení tepla

Vedení tepla (konduktce) je uskutečňováno vlivem molekulárního pohybu. Při existenci oblasti s vysokou teplotou a oblasti s nízkou teplotou mají molekuly v teplejší oblasti vyšší energii, tedy pohybují se rychleji. Z tohoto důvodu začnou pronikat do oblasti s nižší teplotou, čímž dojde k vyrovnání teplot v obou oblastech. Tento jev se nazývá přenos tepla vedením a je definován pomocí Fourierova zákona.

$$\vec{q} = -\lambda \nabla T, \quad (10)$$

kde \vec{q} je konduktivní tepelný tok v $W \cdot m^{-2}$, λ součinitel tepelné vodivosti ve $W \cdot m^{-1} K^{-1}$ a ∇T teplotní gradient (Ghoshdastidar, 2012). Tento zákon popisuje, že hustota tepelného toku je přímo úměrná a opačného znaménka než teplotní gradient (Šesták a Rieger, 2005). Jinými slovy, přenos tepla vedením nastává, pokud existuje teplotní gradient a probíhá ve směru klesající teploty (Ghoshdastidar, 2012).

3.2 Konvektivní přenos tepla

K přenosu tepla pomocí konvekce dochází pouze v tekutinách, neboť k jeho vzniku je nezbytný makroskopický pohyb prostředí, tedy proudění okolní tekutiny (Šesták a Rieger, 2005). Konvekci lze rozlišit na dvě kategorie, na přirozenou konvekci a na konvekci nucenou. Přirozená konvekce vzniká bez vnějšího působení. Je způsobena rozdílem hustot. Pro nucenou konvekci je naopak zásah z vnějšku nutný. Vzniká tehdy, pokud je látka uvedena do pohybu čerpadlem, ventilátorem nebo právě mícháním. K popisu konvektivního přenosu tepla je užívána rovnice (Šesták a Rieger, 2005)

$$q_n = \alpha (T_w - T_f), \quad (11)$$

kde q_n je konvektivní tepelný tok v $W \cdot m^{-2}$, α součinitel přestupu tepla ve $W \cdot m^{-2} K^{-1}$ a $T_w - T_f$ rozdíl teplot mezi pevným povrchem a proudící tekutinou v K. Tato rovnice bývá v literatuře označována jako Newtonův ochlazovací zákon, ale jedná se spíše o vztah, pomocí kterého je definován součinitel přestupu tepla α .

3.3 Konvektivně konduktivní přenos tepla

Pro odvětví vědy zabývající se přenosem tepla je alfou a omegou všech výpočtů tzv. Fourier – Kirchhoffova rovnice, popisující konvektivně konduktivní přenos tepla. Tato diferenciální rovnice umožňuje, po doplnění počátečních a okrajových podmínek, určit rozložení teplot ve vybrané oblasti. Fourier – Kirchhoffovu rovnici lze zapsat jako

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} + \rho c_p \vec{u} \cdot \nabla T = \lambda \nabla^2 T + 2\mu \vec{\Delta} : \vec{\Delta} + \dot{Q}^{(g)}, \quad (12)$$

Jednotlivé členy představují (bráno z levé strany) rychlost akumulace entalpie v objemu, rychlost konvektivního přívodu entalpie, rychlost konduktivního přívodu entalpie, rychlost disipace mechanické energie a objemový zdroj energie. Z této rovnice lze úpravou získat například vztah pro zmiňovanou nucenou konvekci. Bude uvažován stacionární případ (vyškrtně se první člen), bez disipace (vyškrtně se čtvrtý člen) a bez vnitřních zdrojů (vyškrtně se pátý člen). Výsledný vztah pro nucenou konvekci má tvar

$$\rho c_p \vec{u} \cdot \nabla T = \lambda \nabla^2 T. \quad (13)$$

Slovy lze tuto rovnici popsat tak, že v případě, kdy je teplo do kontrolního objemu přiváděno kondukcí a tento případ je stacionární, odvod tohoto tepla bude konvektivní (Šesták a Rieger, 2005). Pomocí inspekční analýzy lze z Fourier-Kirchhoffovy rovnice a příslušných okrajových podmínek získat několik bezrozměrných čísel. Pro oblast přenosu tepla v míchaných reaktorech je jím Nusseltovo číslo

$$\text{Nu} = \frac{\alpha L}{\lambda}, \quad (14)$$

kde α označuje součinitel přestupu tepla ve $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$, L charakteristický rozměr teplosměnné plochy v m a λ tepelnou vodivost míchané látky ve $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$. Slovy lze toto bezrozměrné kritérium definovat jako poměr rychlosti přenosu tepla kondukcí a konvekcí ku rychlosti konduktivního přenosu tepla (Šesták a Rieger, 2005). Z Fourier-Kirchhoffovy rovnice lze také získat Prandtlovo číslo Pr:

$$\text{Pr} = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu c_p}{\lambda}, \quad (15)$$

kde μ představuje dynamickou viskozitu v Pa·s, c_p měrnou tepelnou kapacitu v $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ a λ tepelná vodivost ve $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$. Tento vztah dává do poměru podobnost rychlostního a teplotního pole.

3.4 Přestup tepla v míchaných nádobách

Na základě výše popsaných mechanismů přenosu tepla lze popsat přestup tepla v míchaných nádobách. Přestup tepla je zde způsoben nucenou konvekcí (do média v duplikátoru a do míchané vsádky) a současným vedením stěnou míchané nádoby. Vliv na přestup tepla mají zejména fyzikální vlastnosti míchané látky a použitého média pro ohřev/chlazení – hustota, viskozita, tepelná kapacita. Dále má vliv geometrické uspořádání nádoby, zvolené míchadlo a intenzita míchání vsádky. Pro co nejlepší přenos tepla je tedy nutné věnovat pozornost výběru geometrie míchadla a geometrie míchané nádoby, ale také vhodně zvolit teplosměnnou plochu (Paul et al., 2004).

Ohřev/chlazení míchaných nádob je dle Coker (2015) nejčastěji realizováno pomocí duplikátorového pláště na vnější straně nádoby nebo pomocí topné spirály ponořené do míchané vsádky. Duplikátorový plášť je tvořen pásem ovinutým kolem vnější stěny nádoby. Je umístěn v určité vzdálenosti od vnějšího povrchu a tvoří komoru, do které je přivedeno topné/chladicí médium. Do prostoru mezi duplikátorem a stěnou lze umístit přepážky, pro zvýšení rychlosti média, čímž se intenzifikuje proces přestupu tepla. Namísto pásu je v praxi také používána trubka rozdělená na polovinu, spirálovitě ovinutá kolem nádoby. Tento způsob je vhodný pro média pod vysokým tlakem.

Topná spirála je typicky umístěována do prostoru kolem míchadla. Mimo ohřevu či chlazení ji lze rovněž využít pro kontrolu teploty vsádky. Průměr trubek stočených do tvaru šroubovice se

pohybuje v rozmezí 60 – 120 mm. Při porovnání duplikátorového pláště a topných spirál se jako výhodnější ukazuje duplikátorový plášť. A to především z ekonomických důvodů – plášť není v kontaktu se vsádkou a lze tedy použít levnější materiál. Dále na něm dochází k nižší tvorbě foulingu, snadněji se čistí a zajišťuje dostatečně velkou teplosměnnou plochu. Topné spirály je vhodné použít v případech, kdy teplosměnná plocha vytvořená duplikátorem nestačí (Coker, 2015).

Tepelný tok procházející z média v duplikátorovém plášti do míchané vsádky uvádí Coker (2015) ve tvaru

$$\dot{Q} = \alpha S \Delta T. \quad (16)$$

Tento vztah platí pro ideální stav, kdy platí izotermické podmínky – tedy kdy teplota v nádobě i v duplikátoru zůstává neměnná. Člen rovnice α označuje součinitel přestupu tepla ve $W \cdot m^{-2} K^{-1}$, S velikost teplosměnné plochy v m^2 a ΔT rozdíl teplot v nádobě a v duplikátoru v K. Pro reálný stav zůstává teplota v nádobě konstantní, avšak teploty na vstupu a výstupu z duplikátoru jsou různé. Proto je v rovnici použit logaritmický teplotní spád ΔT_{ln}

$$\dot{Q} = \alpha S \Delta T_{ln} \quad (17)$$

a logaritmický teplotní spád je definován jako

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_1' - T_1'')}{\ln \frac{T_1' - T_f}{T_1'' - T_f}} \quad (18)$$

kde T_1' představuje teplotu na vstupu do duplikátoru, T_1'' teplotu na výstupu z duplikátoru a T_f teplotu vsádky.

Jak již bylo zmíněno, přestup tepla v míchaných nádobách je složen z několika dějů. Tyto děje lze vyjádřit pomocí součinitele prostupu tepla k . Součinitel prostupu tepla lze popsat jako součet jednotlivých odporů proti přenosu tepla. Definiční vztah uvádí rovnice (19). Vyplyvají z ní přesně všechny probíhající mechanismy přenosu tepla v nádobě včetně tvorby foulingu na stěnách nádoby.

$$\frac{1}{kS} = \frac{1}{\alpha_{in}S} + \frac{R_{f_{in}}}{S} + \frac{t}{\lambda S} + \frac{R_{f_{out}}}{S} + \frac{1}{\alpha_{out}S} \quad (19)$$

Pro výpočet součinitele přestupu tepla na vnitřní nebo vnější straně míchané nádoby je tedy nutné použít jiný vztah. Tímto vztahem je tzv. Nusseltova korelace uvedená rovnicí (20) dle Paul et al. (2004), ze které, po dosazení bezrozměrných čísel pro míchané nádoby, lze určit daný součinitel přestupu tepla.

$$Nu = C Re^a Pr^b V_i^c G_c, \quad (20)$$

kde C, a, b, c představují exponenty, jejich velikost závisí na typu míchadla, zda jsou použity narážky, příp. jaké, kde dochází k přestupu tepla, Nu Nusseltovo číslo, Re Reynoldsovo číslo, Pr Prandtlovo číslo, V_i viskózní poměr, poměr viskozity vsádky μ_f při teplotě vsádky T_f a viskozity vsádky μ_w při teplotě stěny T_w a G_c geometrickou korekci.

Výše popsaný ohřev pomocí duplikátorového pláště či topných spirál bývá označován jako tzv. vsádkový ohřev. Mimo duplikátoru a šroubovicových vestaveb je pro vsádkový ohřev využíván např. externí výměník tepla. Pokud se při ohřevu či chlazení teploty nemění v čase, je tento proces označován za stacionární. Pokud se však teplota a tepelný tok v čase mění, jedná se o nestacionární ohřev. Tato časová proměnnost přináší do výpočtů značné problémy, proto je nutné na počátku provést jisté předpoklady:

- celkový součinitel prostupu tepla k je konstantní pro celý proces a celý povrch
- průtoky médií budou ustálené
- měrné tepelné kapacity budou konstantní pro celý proces
- vstupní teplota ohřívacího/chladicího média bude T'_1 konstantní
- míchání zajistí teplotu vsádky T_f ve všech místech stejnou
- ve vsádce nedojde k fázové změně
- ztráty tepla do okolí jsou zanedbatelné

Potom lze použít rovnici

$$\dot{Q} = mc_p \frac{dT}{dt} = kS \Delta T_{\ln}. \quad (21)$$

Dosazením rozdílu teplot vstupní teploty topného média T'_1 a počáteční teploty vsádky T_f za teplotní diferenci ΔT_{\ln} bude získán tvar:

$$mc_p \frac{dT}{dt} = kS(T'_1 - T_f) \quad (22)$$

Následně provedená separace proměnných:

$$\frac{dT}{T'_1 - T_f} = \frac{kS}{mc_p} dt \quad (23)$$

Integrace bude provedena v mezích od T_0 (počáteční teplota vsádky) do T (teplota vsádky závislá na čase) pro teplotu a v mezích od 0 do t . Po dosazení bude získán tvar:

$$\ln \frac{T'_1 - T_f}{T'_1 - T_0} = -\frac{kS}{mc_p} t \quad (24)$$

Po odlogaritmování:

$$\frac{T'_1 - T_f}{T'_1 - T_0} = e^{-\frac{kS}{mc_p} t} \quad (25)$$

Vztah v rovnici (21) slouží k výpočtu časově neustálených úloh, např. k určení času potřebného k ohřevu (nebo po úpravě znamének k ochlazení vsádky), určení průběhu teploty vsádky v čase nebo k určení průběhu součinitele prostupu tepla v čase v případě, že teplota topného média je konstantní podél celé teplosměnné plochy, tj. $T'_1 = T''_1$.

4 Literární rešerše

První část této kapitoly je věnována shrnutí dostupných informací o RCI míchadlech. Je zde popsána geometrie těchto míchadel a možná uspořádání reaktorů. Dále byla provedena literární rešerše vědeckých prací, na které jsou demonstrovány oblasti, kde je využíváno RCI míchadel. Druhá část kapitoly je zaměřena na přestup tepla v míchaných vsádkách. Nejprve jsou metody, jakými je zjišťován součinitele přestupu tepla v reaktorech, popsány teoreticky. V další části jsou metody měření ukázány na kontrétních příkladech nalezených v literatuře. Poslední část popisuje zjišťování součinitele přestupu tepla pomocí CFD simulací.

4.1 RCI míchadla a jejich použití

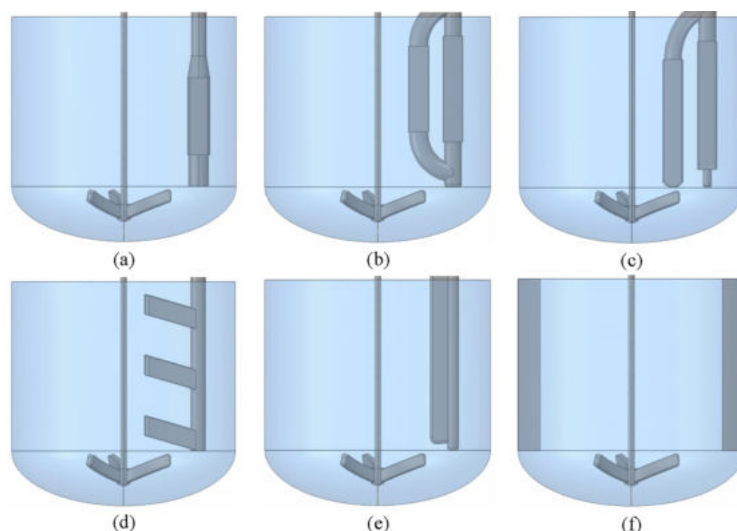
Míchadla se zakřivenými lopatkami (retreat curve impeller) byla vyvinuta firmou Pfaudler za účelem jejich použití ve smaltovaných reaktorech. Typické pro tvar RCI míchadel jsou oblé konce lopatek a žádné ostré hrany. Důvodem návrhu tohoto tvaru zakřivených lopatek bylo smaltování (Paul et al., 2004), neboť zvolená geometrie tedy byla ve své době jediná vhodná pro nanesení skelné vrstvy. Skelná vrstva je křehká a na ostrých hranách by hrozilo její prasknutí (Dickey et al., 2004).

Smaltovaný povrch je vhodný pro korozní prostředí, snadno se čistí a je odolný vůči kontaminaci. Smaltovaná RCI míchadla se nejčastěji využívají v chemickém průmyslu a ve farmacii (Verschuren et al., 2000). Kato et al. (2009) ve svém článku uvádí, že RCI míchadlo je dále vhodné pro nízkoviskózní látky a pro suspenze kapalina – pevná látka. Samotná firma Pfaudler svá míchadla doporučuje také pro aplikace, kde je v reaktor s nízkou hladinou vsádky, pro přenos tepla, disperze plynu nebo pro homogenizaci. Publikace Couper et al. (2012) použití RCI rozšiřuje na mísení dvou různých kapalin. Firma Pfaudler není jediná, která se zabývá výrobou těchto míchadel, další je například firma De Dietrich.

RCI míchadlo je tvořeno třemi zakřivenými lopatkami, se zaoblenými hranami, které vytvářejí radiální tok. Nejběžnější konfigurací je míchadlo umístěné u dna nádoby a sama nádoba je opatřena jednou narážkou. Tato narážka je do nádoby vedena skrz hrdlo ve víku, a to z důvodu smaltovaného povrchu uvnitř reaktoru, ke kterému by bylo obtížné narážku upevnit (Dickey et al., 2004). Publikace Penney (2021) popisuje typické geometrické uspořádání reaktorů s RCI míchadlem pomocí poměrů hlavních rozměrů jako poměr průměru míchadla ku průměru reaktoru $d/D = 2/3$ a poměr vzdálenosti míchadla ode dna ku průměru nádoby $H_2/D = 1/3$. Dle Paul et al. (2004) se v kombinaci s RCI míchadlem nejčastěji používá následujících pět typů narážek:

- prstové
- ploché tyče
- typ h
- konkávní - typ c
- typ „fin“ (ploutev)

Nicméně tvarů narážek existuje mnohem více. V souvislosti se smaltovanými reaktory a RCI míchadly se lze často setkat s tzv. narážkou typu „beavertail“, která je vyrobená z trubky, jejíž konec je zploštělý. Dalším možným typem narážky je narážka tvaru D. Jednotlivé narážky jsou uvedeny na obrázku 4.



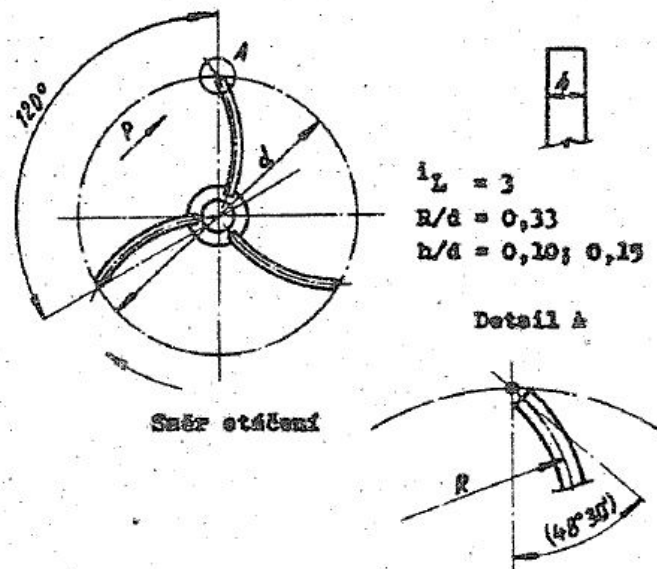
Obrázek 4: Druhy narážek používaných ve smaltovaných reaktorech, zleva: a) beavertail, b) typ D, c) typ H, d) prstová, e) fin, f) ploché. Převzato z Sirasitthichoke et al. (2022).

V současnosti je použití těchto spíše míchadel upozaděno, používají se jiné, efektivnější geometrie. Práci s RCI míchadly ztěžuje malá dostupnost relevantních dat. Sama firma rozměry svých míchadel nikde neuvádí, proto je v literatuře častý pojem „míchadla pfaudlerovského typu“ - tvar je odvozen od originálu firmy Pfaudler (tři zakřivené lopatky), ale liší se např. průřezem lopatky, úhlem pod jakým jsou zvednuty směrem nahoru atd. Jedním z mála dokumentů, který poskytuje informaci o rozměrech RCI míchadel, je dnes již neplatná česká norma ON 69 1027. Uvádí hodnoty průměru míchadla d , poloměr zakřivení lopatek R a šířku lopatky h ve dvou provedeních. Zmíněné rozměry jsou uvedeny v Tabulce 1, náčrt s kótovanými rozměry uvádí obrázek 5.

Tabulka 1: Rozměry míchadla se zakřivenými lopatkami, převzato z (ON 69 1027)

d		250	315	400	500	630	800	1000	1250	1400	1600
R		82	104	132	165	208	264	330	412	462	528
h	provedení a	25	32	40	50	63	80	100	125	140	160
	provedení b	38	48	60	75	95	120	150	188	210	240

Podrobné informace ohledně použití a geometrie smaltovaných reaktorů a RCI míchadel shrnuje článek Dickey et al. (2004). Autoři se také zabývali popisem proudění v těchto reaktorech, v rámci kterého provedli pokus se smaltovaným RCI míchadlem a jednou h narážkou. Proudění bylo zaznamenáno pomocí PIV metody (particle image velocimetry) a následně data z experimentu autoři potvrdili pomocí CFD modelu. Jaký vliv má volba narážky na proudění vsádky ve smaltovaném reaktoru opatřeném RCI míchadlem popisují autoři Sirasitthichoke et al. (2022). Zde byl použit válcový reaktor s klenutým dnem, jehož geometrické uspořádání bylo převzato z reaktoru běžně užívaného ve farmaceutickém průmyslu. Tvar RCI míchadla byl odvozen od míchadla se zakřivenými lopatkami firmy De Dietrich. Pro experiment bylo míchadlo vytisknuto pomocí 3D tisku. K měření bylo použito všech výše popsaných typů narážek, kromě plochých. Ze získaných dat bylo vyhodnoceno příkonové číslo. Autoři tato příkonová čísla porovnávali s příkonovými čísly získanými CFD simulací a také sestavili korelaci, která udává závislost příkonového čísla na průřezu narážky. CFD simulace bylo dále využito pro určení rychlostního



Obrázek 5: Kótované RCI míchadlo

pole uvnitř reaktoru. Během měření autoři sledovali tvorbu víru při použití jednotlivých narážek. Došli k závěru, že použití užších narážek (typ beavertail a fin) dává vzniknout velkému středovému víru, úměrně se zvyšující se rychlostí míchání. Při použití narážek typu D, H nebo prstové se středový vír téměř netvoří. Kato et al. (2009) definuje nové korelace pro výpočet příkonového čísla pro RCI míchadlo a míchadlo vrtulového typu. Experiment byl proveden pro válcovou nádobu s plochým dnem, ve dvou konfiguracích: bez narážek a se čtyřmi plochými narážkami. Jako vsádka byla použita odsolená voda a škrobový sirup. Výsledné vztahy pro výpočet příkonového čísla je možné použít pro reaktor bez narážek, reaktor s jednou až třemi narážkami a pro reaktor narážkami plně opatřený.

Použití RCI míchadla ve farmaceutickém průmyslu ilustruje Rielly et al. (2007). Zde je RCI míchadlo použito v otevřeném tanku s kuželovým dnem. Ke studiu proudění v nádobě je použita voda. Dále se článek také věnuje popisu chování míchané suspenze s balotinovými částicemi. Experimenty jsou provedeny pro nádobu s 1,2 a 4 plochými narážkami a s 1 narážkou typu „beavertail.“ Autoři pro tyto podmínky určili příkonové číslo a míchací čas, dále experimentem určili otáčky, při kterých odchází k vytvoření dokonalé suspenze. Hodnoty těchto otáček byly následně dány do závislosti s Zwieteringovou rovnicí pro suspenze. Proudění bylo také vymodelováno pomocí CFD. Obdobným tématem se zabývá Wijayasekara (2010) ve své diplomové práci. Zde byl použit válcový reaktor s klenutým dnem a RCI míchadlo odvozené od míchadla firmy De Dietrich. Autor zjišťuje minimální otáčky míchadla pro suspenze pomocí Zwieteringovy metody a míchací čas pomocí kolorimetrické metody. Měření bylo realizováno pro reaktor bez narážek s 1 narážkou „beavertail“ a se 4 plochými narážkami, rovněž byla měněna výška hladiny a vzdálenost míchadla ode dna. Další příklad zkoumání míchání suspenzí RCI míchadlem lze nalézt v práci Calvo et al. (2013). Autoři se zde zabývají získáním homogenní suspenze ve válcovém reaktoru se třemi narážkami. Na rozdíl od výše uvedených prací používají k posouzení homogenity suspenze minimální otáčky míchadla – otáčky, při kterých je suspenze homogenní v celém objemu. Pro zjištění homogenity suspenze byla použita nefelometrická sonda, výsledky toho měření byly porovnány s CFD simulací. Zde byl použit turbulentní model $k - \varepsilon$, a pro modelování suspenze Eulerian mixture model. Správnost CFD simulace byla ověřena pomocí PIV metody.

Zmíněný chemický průmysl využívá RCI míchadla např. pro polymerizaci, což ilustruje dizertační práce Torre (2007). Autor se v ní zabývá hydrodynamikou reaktoru částečně vybaveného narážkami a zkoumá deformaci volné hladiny středovým vírem. Použit byl válcový reaktor s klenutým dnem a 2 narážkami „beavertail.“ Tento reaktor byl laboratorní model reálného reaktoru sloužícího k polymerizaci PVC suspenzí. Autor pro tento typ reaktorů dále řeší vstřikování kapaliny tryskou na volnou hladinu. Verschuren et al. (2000) ve své práci používají RCI míchadlo k výrobě chemikálií citlivých na míchání. Autoři se zabývají mikrosměšováním. Pomocí matematického modelu pro mikrosměšování určují selektivitu chemické reakce v reaktoru s RCI míchadlem, do kterého je postupně dávnováno činidlo. Dávnování zajišťuje tryska, její poloha je několikrát měněna a je zkoumán vliv změny polohy na distribuci produktu. Autoři Li et al. (2005) zkoumali vliv změny velikosti reaktoru na proudění vsádky (metoda scale up). K pokusu bylo využito třech válcových nádob s klenutým dnem o objemech 0,5, 2 a 20 l. Každá z nádob byla opatřena RCI míchadlem se třemi lopatkami. Běžně používanou prstovou narážku autoři nahradili narážkou válcového tvaru. V první části experimentu bylo proudění v reaktoru modelováno a vyhodnoceno pomocí CFD simulace. K vytvoření sítě Li et al. (2005) použili metodu sliding mesh. Turbulentní proudění bylo modelováno pomocí metody Shear Stress Transport (SST). Správnosti zvoleného řešení autoři potvrdili využitím metody LDA a dat z literatury. Níže uvedená tabulka 2 shrnuje výsledky provedené rešerše, a to rozměry použitých RCI míchadel, včetně geometrického uspořádání nádob.

Tabulka 2: Rozměry míchadel se zakřivenými lopatkami z literární rešerše.

d (mm)	D (mm)	H_2 (mm)	α (°)	počet narážek typ narážek	použití autor
120	200	22	10	1 ploché	výroba chemikálií Verschuren et al. (2000)
260	450	47,2	15	2 beavertail	polymerizace Torre (2007)
180	290	46,4; 89,9	30	1 – 4 beavertail, ploché	suspenze Rielly et al. (2007)
219,1	450	40; 60; 90; 120; 150	-	0 – 4 beavertail, ploché	suspenze Wijayasekara (2010)
228	430	25,8	-	3 ploché	suspenze Calvo et al. (2013)
171; 87; 52	294; 148; 90	33; 17; 11	15	1 válcová	krystalizace Li et al. (2005)
202,3	450	40	21,7	1 všechny typy z textu	farmacie Sirasitthichoke et al. (2022)

4.2 Metody měření součinitele přestupu tepla

Literatura poskytuje různé pohledy na dělení metod měření součinitele přestupu tepla. Nejčastěji lze nalézt dělení na metody stacionární (časově nezávislé) a nestacionární (měnící se s časem). Trochu jiné, nicméně obsáhlé dělení jednotlivých metod lze najít ve článku Moreira et al. (2019), ze kterého bude v této části čerpáno největší měrou. Autoři Moreira et al. (2019) dělí měření součinitele přestupu tepla na metody:

- a) přímé
- b) nestacionární
- c) Wilsonovu metodu a její varianty
- d) využívající analogie mezi přestupem tepla/hybnosti/hmoty
- e) tloušťky mezní vrstvy
- f) využívající sondy

První skupina metod je označena jako přímé metody, metody skupin b) až e) Moreira et al. (2019) označují jako nepřímé metody. Poslední skupina v sobě kombinuje jak přímé tak nepřímé měření.

Přímé metody jsou přímou aplikací Newtonova ochlazovacího zákona, a proto je měřena teplota látky T_f , teplota povrchu T_s a hustota tepelného toku q_n . Tuto metodu lze využít, pokud jsou všechny proměnné nezávislé a lze je změřit. Nejčastěji se používá při jednofázové konvekci, varu a kondenzaci (Moreira et al., 2019).

Pomocí nestacionárních metod se součinitel přestupu tepla zjišťuje tam, kde se objeví okrajové podmínky měnící se v čase nebo u experimentů s konvekci, kde na počátku měření není rovnováha. Jinými slovy, tyto metody se používají pro měření, kde se sledované veličiny mění v čase. Měřený systém je nutné popsat pomocí matematického modelu, který bude obsahovat součinitel přestupu tepla. Hlavní výhodou této metody je zjednodušení celého experimentu, neboť jedinou sledovanou proměnnou je teplota. Jako matematický model může posloužit rovnice (25). Pomocí ní se určí hodnota součinitele přestupu α pro daný experiment, a o této hodnotě se předpokládá, že minimalizuje chybu mezi zvoleným parametrem matematického modelu a naměřenými hodnotami. Jako parametr pro minimalizaci odchylky matematického modelu od experimentu se volí například derivace teploty v místě nejvyššího sklonu křivky, časová konstanta systému, fázové zpoždění, frekvenční odezva systému, proložení bodů křivky teploty pomocí metody nejmenších čtverců (Moreira et al., 2019).

Wilsonova metoda nebo také metoda Wilsonova grafu slouží k určení α při měření, kde se odehrává více konvektivních přenosů současně - například ve výměnících tepla. Původně byla tato metoda určená pro výměníky tepla typu „shell and tube“. Hlavní myšlenkou metody je, že sdílení tepla se ve výměníku odehrává třemi mechanismy: vnitřní konvekci, vedením tepla stěnou trubky a vnější konvekci a tuto myšlenku lze prezentovat jako kdyby výměník tepla tvořily tři do série zapojené odpory, matematicky tedy

$$R_T = \frac{1}{\alpha_i S_i} + \frac{\ln(d_e/d_i)}{2\lambda_W l_W} + \frac{1}{\alpha_c S_c} . \quad (26)$$

Metoda dále předpokládá, že pro výměníky tepla je odpor způsobený vedením tepla stěnou a odpor vyvolaný vnější konvekci konstantní, a tedy druhý a třetí člen rovnice lze označit jednou konstantou C_e . Veškeré změny v celkovém odporu závisí jen na změně vnitřního proudění. Součinitel přestupu tepla α_i je pro plně vyvinuté turbulentní proudění uvnitř trubek roven součinu konstanty C_i a rychlosti proudění v trubkách umocněné na n , tj.

$$\alpha_i = C_i u^n . \quad (27)$$

Pro turbulentní proudění je mocnina n rovna 0,8. Pro celkový odpor byl určen vztah

$$R_T = \frac{1}{\alpha S} = \frac{1}{C_i u^n S_i} + C_e . \quad (28)$$

Konstanty C_i a C_e lze získat z grafické závislosti celkového odporu R_T a $1/u^n$. Hodnoty celkového tepelného odporu získal autor metody výpočtem teplotního logaritmického spádu ΔT_{\ln} poděleného hustotou tepelného toku q_n . Po zanesení bodů do grafu a proložení regresní křivkou je možné odečíst konstantu C_e v místě, kde křivka protíná osu R_T . Konstanta C_i se určí ze vzorce směrnice křivky. Vnější součinitel přestupu tepla α_e se vypočte dle rovnice (29) a vnitřní součinitel přestupu tepla α_i dle rovnice (27).

$$\alpha_e = \frac{1}{S_e C_e - \frac{\ln d_e/d_i}{2\lambda_w l_w}}. \quad (29)$$

Metoda určuje průměrné hodnoty součinitelů přestupu tepla. Využití nachází u jednofázové nucené konvekce, impaktního proudění, varu či kondenzace. Moreira et al. (2019) dále uvádějí, že Wilsonovu metodu lze použít i v případech, kde tekutiny nemají konstantí součinitel přestupu tepla.

V případech, kde nelze použít výše uvedené metody, Moreira et al. (2019) doporučují metody, které využívají analogie mezi přestupem tepla, hybností a hmoty. Ke zjištění slouží přenosové rovnice doplněné o stejné okrajové podmínky. Inspekční analýzou tak lze získat bezrozměrná podobnostní čísla a jejich vzájemné vztahy. Výsledky měření přenosu tepla nebo hmoty lze vyhodnocovat na základě Nusseltovy korelace pro přenos tepla (viz rovnice 16) nebo Sherwoodovy korelace pro přenos hmoty

$$Sh = CRe^a Sc^b. \quad (30)$$

kde Sc představuje Schmidtovo číslo, které je poměrem kinematické viskozity ν a difuzního součinitele D_{ab} . Pro tyto metody platí, že pomocí podobnosti lze vztahy pro součinitel přenosu jednoho druhu určit součinitel přenosu druhého mechanismu.

Pro děje, kde dochází ke konvektivnímu přenosu energie, je součinitel přenosu tepla určován na základě tloušťky teplotní mezní vrstvy. Výsledkem této metody je lokální hodnota součinitele přenosu tepla. Pokud je konvektivní přenos tepla do vrstvy realizován difuzním přenosem (pohybem molekul), lze lokální součinitel přestoupu tepla určit jako:

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}, \quad (31)$$

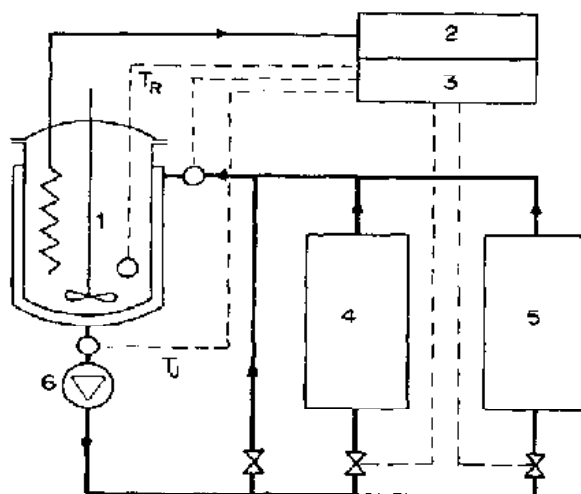
kde λ označuje součinitel tepelné vodivosti ve $W \cdot m^{-1} K^{-1}$ a δ tloušťku teplotní mezní vrstvy / filmovou tloušťku kapaliny (pokud dochází ke změně skupenství) v m. Pokud je však teplo přenášeno pomocí tzv. advekce (přenos hmoty prouděním v objemu), vztah (31) nelze využít a musí být definován nový vztah, který bude zahrnovat i advekci (Moreira et al., 2019).

Poslední metoda k určení součinitele přestupu tepla používá měřicí sondy. Tyto sondy dle Moreira et al. (2019) bývají konstruovány v rámci experimentů a hodnoty α vyhodnocují na základě výše popsaných metod. Obvykle obsahují termočlánky, senzory pro měření průtoku atd. (Moreira et al., 2019).

4.3 Přestup tepla experimentálně

V experimentech s ohřevem či chlazením míchaných vsádek se nejčastěji zjišťuje celkový součinitel přestupu tepla, součinitel přestupu tepla na ohřívání/chlazení stěny a bývá stanovena Nusseltova korelace. Nejvíce se uplatňují stacionární a časově neustálená měření α .

Bourne et al. (1981) použili ke zjištění součinitele přestupu tepla a příkonu míchadel nejprve v laboratorních podmínkách kalorimetr, a 2 ocelové tanky poté pro testovací provoz. Schéma experimentu je uvedeno na obrázku 6. Reaktor (kalorimetr) byl udržován pod izotermickými



Obrázek 6: Schéma experimentu s kalorimetrem. 1 představuje válcový reaktor s duplikátorem, 2 topné těleso, 3 regulátor teploty, 4 a 5 termostat pro horký a studený olej a 6 čerpadlo. Převzato z Bourne et al. (1981)

podmínkami T (neměnná teplota unitř) pomocí řízení výstupní teploty silikonového oleje z duplikátoru T_j a vnější izolace. Rozdíl mezi teplotami T a T_j byl zaznamenáván. Celkový součinitel přestupu tepla byl určen dle vztahu

$$\alpha = \frac{\dot{Q}}{S\Delta T}. \quad (32)$$

V experimentu byla použita 4 míchadla – turbínové, kotvové, míchadlo firmy Pfaudler a rámové míchadlo. Jako pracovní látky byly zvoleny toluen, isopropanol, ethylenglykol a glycerin. Teplota látek se pohybovala v rozsahu 273 – 323 K. Během zkušebního měření (podmínky shodné s reálným provozem) byly použity dva míchané reaktory – ocelový o objemu 2,5 m³ s vnější topnou spirálou a smaltovaný o objemu 5,4 m³ s duplikátorovým pláštěm. Ztrátám tepla do okolí bránilo u obou reaktorů polypropylenové víko. Pracovním médiem zde byl ethylenglykol a látkou v duplikátorovém plášti/šroubovici voda. Proces ohřevu a chlazení vsádky byl rozdělen do téměř izotermických intervalů, při kterých se teplota v reaktoru T změnila o 5 K. Rovněž byl zaznamenán čas pro tuto změnu a byl vypočítán teplotní logaritmický spád ΔT_{\ln} . Pro výpočet celkového součinitele přestupu tepla v obou tancích byla použita rovnice

$$\alpha = \frac{1}{S\Delta T_{\ln}} \left[(m_F c_{pF} + m_T c_{pT}) \frac{-\Delta T}{\Delta t} + P \right]. \quad (33)$$

Pro určení součinitele přestupu tepla na vnitřní straně nádoby α_i autoři použili Wilsonovu metodu. Ta α_i definuje jako

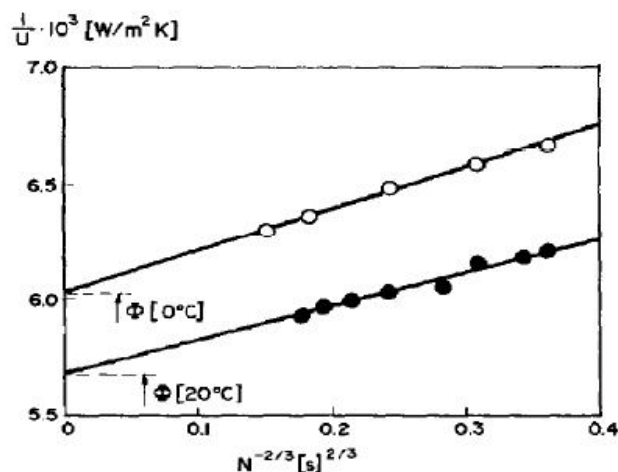
$$\alpha_i = \frac{1}{\alpha^{-1} - \Phi}, \quad (34)$$

kde konstanta Φ představuje součet tepelného odporu na vnitřní a vnější straně reaktoru. Závisí na teplotě, avšak tato závislost je pro oba případy měření slabá (T je konstatní nebo se vlivem

rozdělení na malé intervaly mění jen pozvolna). Její hodnota byla autory určena z Wilsonova grafu. Součinitel přestupu tepla α_i závisí na rychlosti otáčení míchadla

$$\alpha_i = bn^n, \quad (35)$$

kde konstanta b závisí na geometrii a fyzikálních vlastnostech míchané vsádky. Do grafu byly vyneseny hodnoty $1/\alpha$ a hodnoty n , byly odečteny a dopočítány potřebné konstanty a konečně byl takto dopočítán součinitel přestupu tepla na vnitřní straně reaktorů. Příklad Wilsonova grafu uvádí obrázek 7.



Obrázek 7: Wilsonův graf pro turbinové míchadlo. Symbol U označuje součinitel prostupu tepla k . Převzato z Bourne et al. (1981).

Autoři Delaplace et al. (2005) ve svém článku použili k určení součinitele přestupu tepla na vnitřní straně nádoby sensor tepelného toku. Výsledky měření poté porovnali s měřením pomocí termočlánků a s výsledky z tepelné bilance. V experimentu byla použita nádoba s klepnutým dnem a duplikátorem, jako míchadlo bylo použito atypické pásové míchadlo. Delaplace et al. (2005) uvádí, že senzory tepelného toku měří lokální hodnotu součinitele přestupu tepla. Jako první bylo provedeno měření teploty vsádky a teploty stěny nádoby 11 termočlánky (měď – konstantan) umístěnými v různých pozicích. Poté bylo provedeno měření pomocí senzoru tepelného toku, který byl připevněn ke stěně nádoby. Do duplikátoru byla přivedena voda jako chladicí/ohřívací médium. Jako vsádka posloužila směs vody a glukózoového sirupu. Měření probíhalo za konstantních otáček. Součinitel přestupu tepla určený pomocí senzoru byl vypočten dle vztahu

$$\alpha = \frac{q_n}{T_w - T}. \quad (36)$$

Pro měření termočlánky byla použita tepelná bilance, po úpravě lze součinitel přestupu tepla určit jako

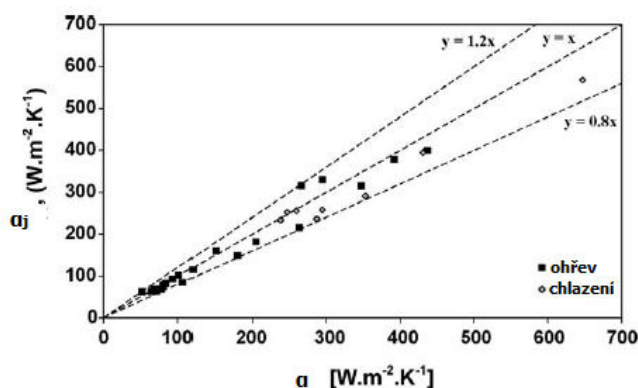
$$\alpha = \frac{mc_p \frac{dT}{dt} - P_{\text{mech}}}{S(T_w - T)}. \quad (37)$$

Teplota vsádky se pohybovala v rozsahu 15 až 60 °C. Příkon míchadla byl určen pomocí krouticího momentu a otáček míchadla. Autoři měřením zjistili, že hodnoty součinitele přestupu tepla na vnitřní straně nádoby měřené senzorem tepelného toku odpovídají hodnotám součinitele

měřeným termočládky a vyhodnoceným pomocí tepelné bilance. Tento fakt ilustruje obrázek 8. Dále uvádějí, že pro použití senzoru tepelného toku je nezbytná jeho kalibrace a vhodné umístění. Autoři rovněž určili vztah pro výpočet tloušťky mezní termické vrstvy při použití senzoru tepelného toku ve tvaru:

$$\delta = \frac{\lambda}{q_n}(T_w - T). \quad (38)$$

Delaplace et al. (2005) také nastiňují, že použití senzoru tepelného toku může vést k lepšímu porozumění chování mezní tepelné vrstvy v míchané nádobě.



Obrázek 8: Porovnání α_j měřeného senzorem tepelného toku a α měřeného termočládky. Převzato a upraveno z Delaplace et al. (2005)

Práce Mahir et al. (2021) popisuje, jak přenos tepla v nádobě ovlivňuje anaerobní vyhnívání. Experiment byl proveden v izolované nerezové nádobě s duplikátorem a topnou šroubovicí uvnitř. Do vnitřního prostoru šroubovice bylo umístěno vrtulové míchadlo. Dále byly použity čtyři narážky. Schéma měřicí aparatury je uvedeno na obrázku 9.

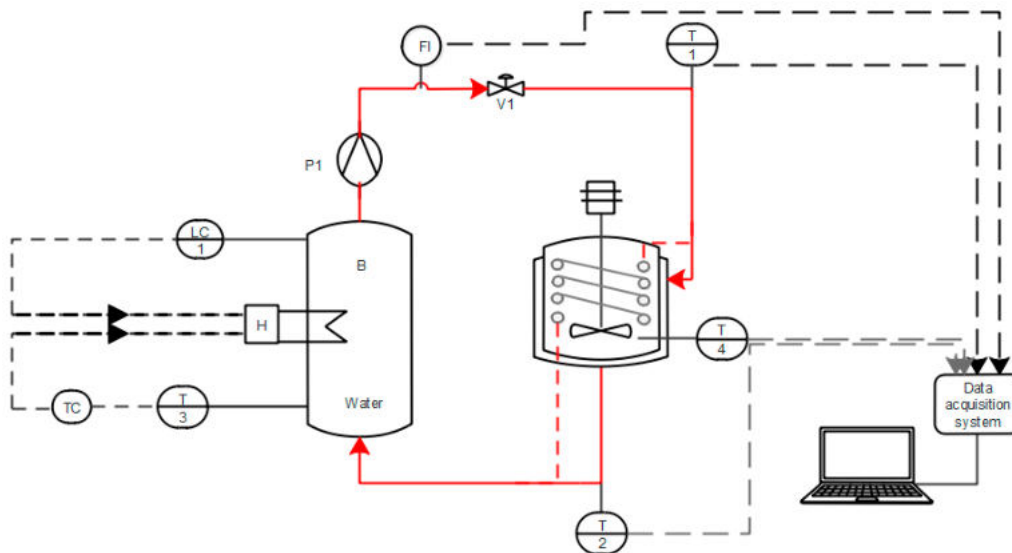
Nádrž s vodou je opatřena ohříváčem, teplota vody je řízena pomocí teplotního regulátoru. Odtud je horká voda čerpána čerpadlem přes pojistný ventil do duplikátoru nebo do topné spirály. Poté je voda přivedena zpět do nádrže. Teplota je měřena pomocí třech odporových teploměrů Pt100, a to na vstupu do duplikátoru, na výstupu z něj a uvnitř reaktoru (měření teploty vsádky).

Jako míchaná vsádka byla nejprve použita voda, a poté směs vody a jemně mletých zbytků jídla (rozložené zbytky brambor, cibulí, rajčat a salátu). Měření proběhlo při třech zvolených otáčkách (0, 165 a 330 min^{-1}) a třech hmotnostních průtocích (0,04, 0,02 a 0,006 $\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$). V prvních 18 měřeních byla voda ohřívána nejdříve duplikátorem, a poté topnou spirálou. V dalších 18 měřeních byla za stejných podmínek ohřívána směs vody a mletých zbytků.

K určení součinitele přestupu tepla autoři použili časově neustálenou metodu. Jako první byl stanoven celkový součinitel prostupu tepla k na základě entalpické bilance:

$$m_{c_p} \frac{dT}{dt} = kS\Delta T_{\ln} = kS \frac{T_{in}(t) - T_{out}(t)}{\ln \frac{T_{in}(t) - T(t)}{T_{out}(t) - T(t)}} \quad (39)$$

Tato rovnice byla vyřešena pomocí programu MATLAB a jeho funkce ode45 - tato funkce využívá metodu Runge – Kutta s proměnným časovým krokem. Výsledkem byl průběh teploty vsádky v čase. Numericky získané hodnoty teploty vsádky se od naměřených hodnot liší. Proto



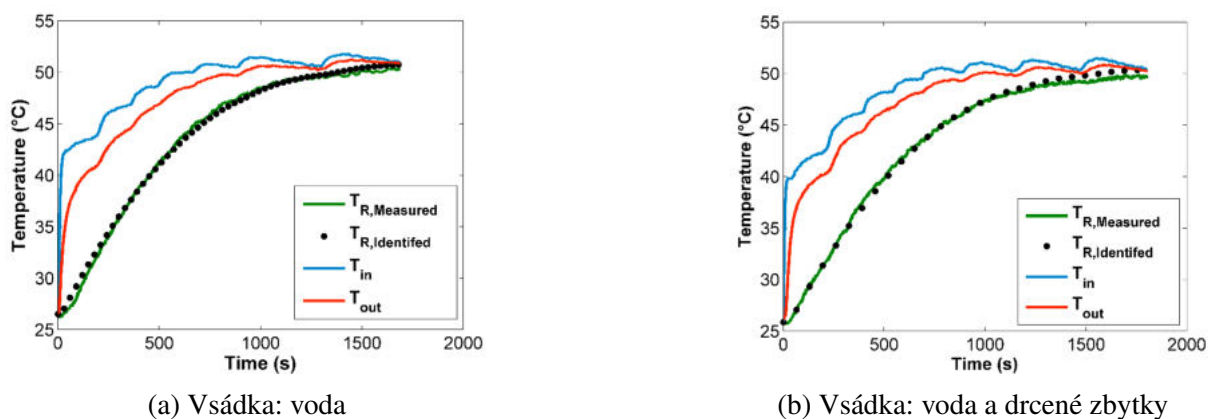
Obrázek 9: Schéma měřicí sestavy: B - nádrž na horkou vodu, H - ohřívač, T3 - snímač teploty uvnitř nádrže, TC - teplotní čidlo, LC1 - hladinoměr, P1 - čerpadlo, V1 - pojistný ventil, T1 - snímač vstupní teploty ohřívacího média, T4 - snímač teploty vsádky, T2 - snímač výstupní teploty ohřívacího média. Převzato a upraveno z Mahir et al. (2021).

pro získání skutečného součinitele prostupu tepla k autoři minimalizovali odchylky mezi těmito teplotami pomocí metody nejmenších čtverců

$$\sum_{i=1}^n (T'_f - T_f)^2 = \min. \quad (40)$$

Všechny naměřené a numericky určené průběhy teplot byly zaneseny do grafu a porovnány, viz obrázek 10. Dále byly určeny součinitele přestupu tepla na vnější straně nádoby/vnitřní straně topné šroubovice. Autoři použili Nusseltovy korelace pro topnou spirálu a pro nádobu s duplikátorem. Poté byly dopočítány součinitelé přestupu tepla pro míchanou vsádku pro obě konfigurace. Mahir et al. (2021) takto zjistili, že při míchání směsi voda a drcené zbytky součinitel přestupu tepla výrazně klesá a dále uvádějí, že použití heterogenních vsádek negativně ovlivňuje přestup tepla v nádobě – pevné částice vytvářejí film na povrchu nádoby a tím zvyšují odpor proti přenosu tepla.

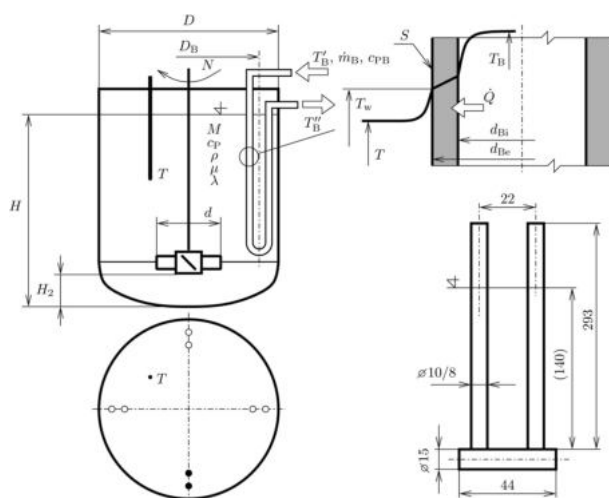
Podobným způsobem řešili problém i Dostál et al. (2010). Zde byla míchaná vsádka ohřívána a chlazená vodou přivedenou do trubkových narážek a součinitel přestupu tepla mezi narážkami a míchanou vsádkou byl zjišťován pomocí časově neustálené metody. Bylo použito šestilopátkové míchadlo se šikmo skloněnými lopatkami a čtyři měděné trubkové narážky. Schéma použité nádoby i použitých narážek je uvedeno na obrázku 11. Dostál et al. (2010) uvádí, že tento způsob ohřevu vsádky je vhodný zejména pro aplikace, kde je použit reaktor o velkém objemu. Míchanou vsádkou byla destilovaná voda a její teplota byla měřena odporovým teploměrem Pt100. Pro určení součinitele přestupu tepla autoři použili obdobný postup, jako výše zmínění Mahir et al. (2021) – celkový součinitel prostupu k byl určen z entalpické bilance a také byl optimalizován pomocí metody nejmenších čtverců. Pro numerické řešení vzniklé diferenciální rovnice byla použita Eulerova metoda. Z Nusseltovy korelace byl určen součinitel přestupu tepla na vnitřní straně narážky. Na základě těchto zjištěných hodnot byl určen součinitel přestupu tepla na straně míchané vsádky a autoři poté definovali Nusseltovu korelaci pro



(a) Vsádka: voda

(b) Vsádka: voda a drcené zbytky

Obrázek 10: Porovnání naměřených a numericky určených průběhů teplot pro použité vsádky. Převzato a upraveno z (Mahir et al., 2021).



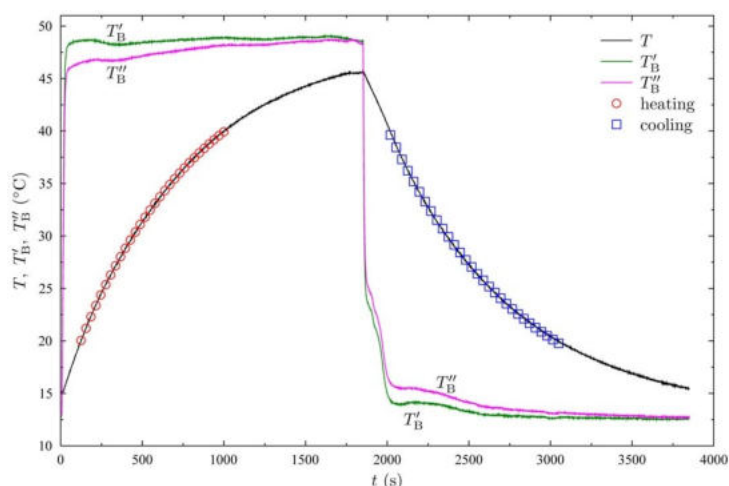
Obrázek 11: Schéma použité nádoby a trubkové narážky. Převzato z Dostál et al. (2010).

jimi použitou geometrii ve tvaru

$$\text{Nu} = 0,54\text{Re}^{0,675}\text{Pr}^{1/3}V_i^{0,14}. \quad (41)$$

Průběh teplot při chlazení a ohřevu vsádky je uveden na obrázku 12.

Metodu podobnosti mezi přenosem tepla a hmoty použili Bourne et al. (1984) pro potvrzení výsledných korelací pro přestup hmoty v nádobě s míchadly Pfaudler. Byla použita válcová nádoba s klenutým dnem. Použito bylo šest RCI míchadel firmy Pfaudler, o různých průměrech. Také byla použita čtyři dvojitá míchadla s různými úhly lopatek. Měření proběhlo v konfiguraci bez narážek, s jednou D narážkou, se dvěma D narážkami a se 4 plochými narážkami. Součinitel přestupu hmoty byl určen pomocí elektrochemické metody. Byla určena bezrozměrná čísla a na jejich základě byla sestavena Sherwoodova korelace pro různé geometrické podmínky. Tyto korelace autoři porovnali se svými dřívějšími korelacemi pro přenos tepla (Bourne et al., 1981) a s korelacemi v literatuře a potvrdili jejich shodu. Bourne et al. (1984) dále zkoumali vliv narážek na přenos hmoty – použitím narážek přenos hmoty vzroste, avšak tento jev je zároveň doprovázen několikanásobně zvýšeným příkonem. Autoři uvádějí, že tento poznatek platí i pro přenos tepla.



Obrázek 12: Průběh teplot při ohřevu a chlazení míchané vsádky. Převzato z Dostál et al. (2010).

4.4 Přestup tepla numericky

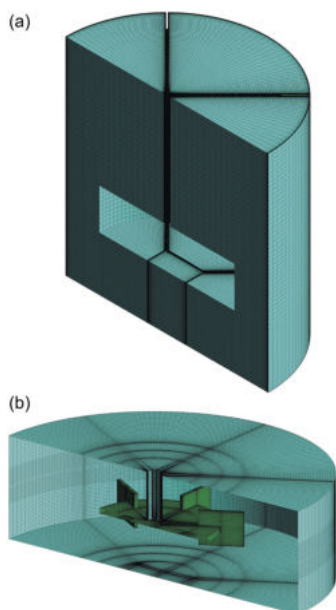
Daza et al. (2019) použili CFD modelování pro určení Nusseltovy korelace pro přestup tepla. Simulace byla provedena na válcové nádobě o průměru 0,3 m s plochým dnem, opatřené šestiplotkovým Rushtonovým míchadlem a čtyřmi plochými narážkami. Bylo použito šest míchadel o různých průměrech a také bylo využito třech různých vzdáleností míchadla ode dna nádoby. Ohřev vsádky byl zajištěn pomocí duplikátorového pláště umístěného kolem válcové části nádoby. Topným médiem byla pára o neměnné teplotě. Míchanou látkou byla voda o teplotě 298,15 K. Rozsah Reynoldsových čísel byl zvolen mezi 66 000 a 480 000. Simulace byla provedena v softwaru ANSYS. Z důvodu symetrie nádoby byla k výpočtu užita pouze polovina 3D modelu, což snížilo náročnost řešení. Plocha pro výpočet byla rozdělena na dvě části – na nehybnou část, zahrnující stěny nádoby a narážky a na pohybující se část – oblast obklopující míchadlo, což demonstruje obrázek 13a. Tato metoda rozdělení se nazývá Multiple Reference Frame (MRF). Poté autoři na těchto oblastech vytvořili síť tvořenou šestihrannými buňkami. V oblastech, kde dominují třecí síly, byla síť lokálně zjemněna (v blízkosti stěn, narážek a míchadla) – takto bylo vytvořeno pět různých stupňů zjemnění.

Před simulací byly definovány předpoklady a okrajové podmínky. Jako okrajová podmínka byla definována nulová rychlost na stěnách (non-slip) pro válcovou stěnu, dno, narážky, míchadlo a hřídel míchadla. Autoři stanovili, že rychlost na povrchu hřídele bude shodná s rychlostí míchadla a na volné hladině se nebude tvořit středový vír. Teplota stěny nádoby byla nastavena na hodnotu 371,15 K. Turbulence byla řešena pomocí metody SST $k - \epsilon$. Pro diskretizaci transportních rovnic bylo využito upwind schémat. Simulace proběhla s časovým krokem 0,01 s.

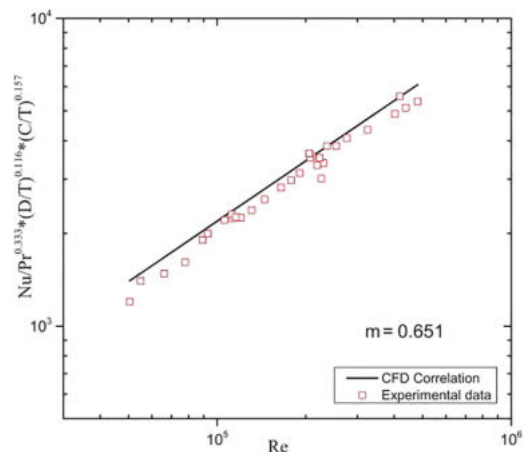
Po provedení simulací autoři přistoupili k určení Nusseltovy korelace pro přestup tepla. Koefficienty pro tuto korelaci byly určeny metodou nejmenších čtverců, kdy do této metody autoři využili hodnot Nusseltových, Reynoldsových a Prandtlových čísel získaných simulací a hodnot, které sami analyticky určili. Takto Daza et al. (2019) získali vztah ve tvaru

$$\text{Nu} = 1,22\text{Re}^{0,651}\text{Pr}^{0,333} \left(\frac{d}{D}\right)^{0,116} \left(\frac{H_2}{D}\right)^{0,157} \quad (42)$$

Porovnání korelace získané z dat z CFD s daty z experimentální výpočtu je uvedeno na obrázku 13b.



(a) Vytvořená síť na nehybné (a) a pohyblivé části (b) modelu.



(b) Porovnání dat získaných simulací s experimentálními daty.

Obrázek 13: Vytvořená síť a grafická závislost dat z CFD simulace. Převzato a upraveno z Daza et al. (2019).

Přestup tepla a proudění chladicího média v duplikátorovém plášti se stalo předmětem práce Kumar et al. (2021). Autoři použili válcovou nádobu o průměrech 3 a 1 m opatřenou čtyřmi narážkami. Proudění v duplikátorovém plášti bylo zkoumáno pro různé vstupní rychlosti a teploty chladicího média a pro různé vzdálenosti duplikátorového pláště od válcové nádoby. Výška hladiny byla pro průměr 3 m rovna 3,25 m a pro průměr 1 m rovna 1,25 m. Vstup a výstup média do/z duplikátoru byl realizován pomocí hrdel v horní a spodní části pláště.

Okrajové podmínky byly nastaveny následovně. Ve vstupním hrdle byla nastavena hodnota vstupní teploty 282 K, hodnota vstupní rychlosti $1 - 20 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ a byl nastaven nulový gradient tlaku. Na výstupu byl zvolen nulový gradient teploty, nulový gradient rychlosti a tlak byl nastaven jako atmosferický. Pro vnitřní stranu duplikátoru byla nastavena hodnota teploty v rozmezí 312 – 342 K a nulová rychlost pomocí funkce no slip. Pro vnější stranu pláště byl nastaven nulový gradient teploty a opět byla použita funkce no slip.

CFD simulace byla provedena za použití metody SST $k-\omega$. Kumar et al. (2021) uvádějí, že tuto metodu zvolili na základě její schopnosti pracovat s přirozenou konvekcí a s nucenou konvekcí při nízkých Reynoldsových číslech. Pro diskretizaci bylo použito upwind schématu druhého řádu. Na nádobě s duplikátorem byla vytvořena síť s tetrahedrálními prvky, viz obrázek 14. Síť byla dále zjemněna až na konečný počet elementů 5 – 5,5 milionů. Autoři pomocí této simulace zjišťovali velikost součinitele přestupu tepla na straně duplikátorového pláště, dále chování proudící kapaliny v duplikátorovém plášti. V literatuře existuje minimum korelací pro určení součinitele přestupu tepla na straně duplikátorového pláště. Z tohoto důvodů Kumar et al. (2021) definovali na základě dat z CFD simulace nový korelační vztah

$$\text{Nu} = 0,00762 \text{Re}^{0,66} \text{Pr}^{0,34} \left(\frac{j_g}{D} \right)^{0,935} \quad (43)$$



Obrázek 14: Vytvořená síť. Převzato z (Kumar et al., 2021).

Poslední člen v rovnici představuje poměr mezi vzdáleností duplikátorového pláště od nádoby ku vnějšímu průměru nádoby D . Autoři dále uvádějí, že tento vztah rovněž zahrnuje i působení přirozené konvekce.

Perarasu et al. (2014) ke studiu přestupu tepla využili míchanou nádobu s trubkovou spirálou umístěnou okolo ponořeného míchadla. Pro experiment byla využita izolovaná válcová nádoba s plochým dnem a čtyřmi narážkami. Ohřev vsádky zajišťují dvě topná tělíska umístěná na dně nádoby, chlazení je realizováno chladicí vodou přivedenou do měděné trubkové spirály. Autoři použili dvě míchadla – turbínové a vrtulové. Byly vytvořeny dva 3D modely nádob (každý s jedním typem míchadla). Tyto modely byly zasítovány tetrahedrálními prvky. Pro turbínové míchadlo byla zvolena síť s 2 037 986 buňkami, pro vrtulové míchadlo síť s 822 230 buňkami.

Pro řešení CFD simulace byl zvolen model turbulence $k - \varepsilon$. Popisovaná úloha byla řešena jako časově nezávislá, proto byl pro oblast kolem míchadla použit MRF model a zbylá část nádoby byla označena jako nepohyblivá. Dále autoři zadefinovali okrajové podmínky. Pro válcové stěny, narážky, stěnu spirálu a topná tělesa byly použity stěnové funkce, pro vstup do spirály byl definován hmotnostní tok a na výstupu z ní byla použita podmínka pressure outlet. Byly zadány hodnoty hmotnostního toku chladicí vody, výkon topných těles a otáčky míchadel.

Cílem této studie bylo popsat vliv otáček míchadla a vliv výkonu topných těles na velikost součinitele přestupu tepla. Perarasu et al. (2014) zjistili, že součinitel přestupu tepla roste zároveň s rostoucími otáčkami, a to pro obě použitá míchadla. Dále, že součinitel přestupu tepla turbínového míchadla roste s rostoucím výkonem, avšak pro vrtulové míchadlo roste jen do určité hodnoty a poté klesá. CFD simulace také poskytla zjištění, že radiální proudění vyvolané turbínovým míchadlem zajistí intenzivnější přestup tepla než axiální proudění vrtulového míchadla. Autoři pro vyjádření přestupu tepla využívali Nusseltovo číslo. CFD simulace byly porovnány z dřívější prací autorů. Nalezené odchylky činí $\pm 7\%$ pro vrtulové míchadlo a $\pm 6\%$ pro turbínové míchadlo.

Přehled různých metod řešení turbulentního přenosu tepla v míchané nádobě s duplikátorovým pláštěm uvádí článek autorů Zakrzewska a Jaworski (2004). Celkem bylo použito osm různých modelů řešení turbulence, a to: standardní $k - \varepsilon$, RNG $k - \varepsilon$, realizable $k - \varepsilon$, Chen-Kim $k - \varepsilon$, optimized Chen-Kim $k - \varepsilon$, standardní $k - \omega$, Shear Stress Transport $k - \omega$ (SST) a Reynolds Stress Model (RSM). Autoři nejprve zjišťovali vliv hustoty sítě na velikost průměrných rychlostí a na velikost turbulentní kinetické energie. Pro tuto část experimentu byl využit reaktor s plochým dnem, čtyřmi narážkami a Rushtonovým turbínovým míchadlem. Oblast kolem míchadla byla pomocí metody MRF rozdělena na pohyblivou oblast, zbytek nádoby byl označen za nepohyblivý. Okrajové podmínky autoři nastavili následovně: dvě protilehlé stěny mezi na-

rážkami byly označeny za plochy s výměnou tepla. Pro jednu z nich byla nastavena vyšší teplota (ohřev), pro druhou nižší (chlazení). Zbylé dvě stěny byly nastaveny na stejnou teplotu jako má vsádka. Na tomto modelu byly postupně vytvořeny sítě o hustotě 19 980 buněk, 90 280 buněk a 338 556 buněk. Síť byla poté zjemněna použitím stěnové funkce. Zjištěné hodnoty průměrných rychlostí a turbulentních energií byly porovnány s daty z experimentu.

Ve druhé části studie se autoři věnovali simulaci přenosu tepla v reaktoru s klenutým dnem. Opět zde bylo použito Rushtonovo turbínové míchadlo a čtyři narážky. Hodnoty součinitele přestupu tepla získané simulací byly porovnány s experimentálními daty. Zakrzewska a Jaworski (2004) uvádějí, že nejlepší shodu mezi simulací a experimentem poskytují metody standardní $k - \varepsilon$, optimized Chen-Kim $k - \varepsilon$ a $k - \omega$ SST.

4.5 Korelace pro míchadla RCI

Bourne et al. (1981) v experimentu (popis uveden v kapitole 4.2) stanovili Nusseltovu korelaci pro míchadlo firmy Pfaudler a jednu D narážku ve tvaru

$$\text{Nu} = 0,27\text{Re}^{0,7}\text{Pr}^{1/3}, \quad (44)$$

pro rozsah Re od 9 do 55 000. Odchylka této rovnice je dle Bourne et al. (1981) 4,5 %. Dále uvádí korelaci pro stejný rozsah Reynoldsova čísla ve tvaru

$$\text{Nu} = 0,33\text{Re}^{2/3}\text{Pr}^{1/3}, \quad (45)$$

s odchylkou 9,8 %. Obě korelace byly získány při měření v kalorimetru. Použité míchadlo mělo rozměry $d = 54$ mm, $d/D = 0,59$ a byla k němu vybrána narážka typu D. Autoři uvádějí, že jimi získané korelace jsou ve shodě s korelacemi v literatuře.

Další korelaci pro smaltovaná RCI míchadla lze najít v knize Coker (2001) ve tvaru

$$\text{Nu} = 0,33\text{Re}^{0,67}\text{Pr}^{0,33}V_i^{0,14}, \quad (46)$$

pro nádobu s duplikátorem a narážkami (autor však neuvádí pro jaký typ či počet). Rozsah Re není nijak omezen.

Penney (2021) uvádí korelaci na základě rozhovoru se zaměstnancem firmy Pfaudler jako

$$\text{Nu} = 0,54\text{Re}^{2/3}\text{Pr}^{1/3}V_i^{0,14}. \quad (47)$$

Tato korelace je vhodná pro případy, kdy je teplosměnná plocha válcová stěna nádoby nebo dno nádoby. Platí pro $\text{Re} > 100$. Podobnou korelaci uvádí i Paul et al. (2004) s rozdílem, že zde je použita i geometrická korekce

$$\text{Nu} = 0,54\text{Re}^{2/3}\text{Pr}^{1/3}V_i^{0,14} \left(\frac{H}{D}\right)^{-0,15}. \quad (48)$$

Podmínky platnosti jsou stejné jako u rovnice (47), zde je však definována platnost pro nádobu s jednou prstovou narážkou.

Korelace míchadel firmy Pfaudler pro různé podmínky lze nalézt v publikaci Gaddis (2010). Pro nádobu bez narážky je tvar následující

$$\text{Nu} = 0,354\text{Re}^{0,714}\text{Pr}^{0,260}. \quad (49)$$

Pro nádobu s jednou narážkou:

$$\text{Nu} = 0,349\text{Re}^{0,719}\text{Pr}^{0,264}. \quad (50)$$

Pro 2 narážky:

$$\text{Nu} = 0,365\text{Re}^{0,720}\text{Pr}^{0,262}. \quad (51)$$

Pro 4 narážky:

$$\text{Nu} = 0,339\text{Re}^{0,716}\text{Pr}^{0,293}. \quad (52)$$

Korelace platí pro rozsahy:

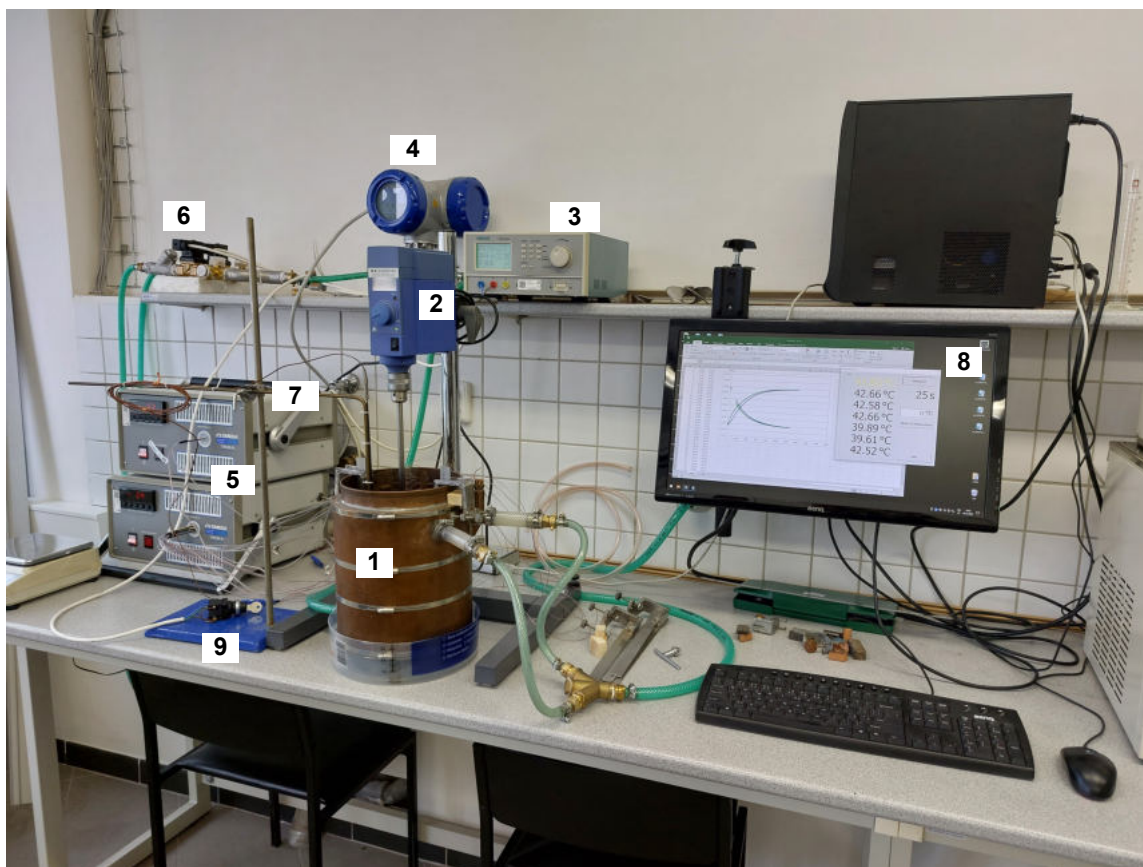
$$4500 \leq \text{Re} \leq 57000$$

a

$$840 \leq \text{Pr} \leq 6300.$$

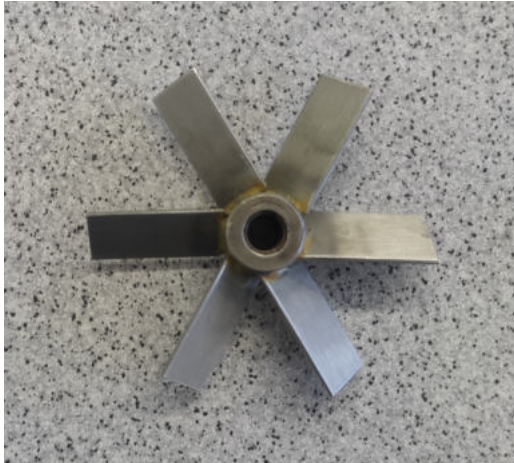
5 Experimentální část

Cílem experimentální části této práce bylo na zvolené měřicí aparatuře získat data pro vyhodnocení součinitele přestupu tepla α při ohřevu a chlazení kapalné míchané vsádky a míchané suspenze. Tématu přestupu tepla v suspenzi bude věnována samostatná kapitola. Měřicí aparatura je uvedena na obrázku 15. Hlavní část tvoří válcová nádoba o vnitřním průměru 200 mm s klenutým dnem a duplikátorovým pláštěm umístěným kolem válcové části. Pro měření



Obrázek 15: Měřicí aparatura. 1 - válcová nádoba s duplikátorem, 2 - pohon míchadla IKA EU-ROSTAR, 3 - laboratorní zdroj, 4 - průtokoměr KROHNE, 5 - referenční termočlánky OMEGA, 6 - přepínač teplé a studené vody se solenoidovými ventily, 7 - termočlánek typu T pro měření teploty vsádky, 8 - PC s programem pro záznam měřených teplot, 9 - spínač pro změnu toku teplé/stupné vody do duplikátoru

byly vybrány dva typy míchadel – šestilopátkové míchadlo se skloněnými lopatkami 6SL45 o průměru 66,7 mm a RCI míchadlo PF100 se třemi lopatkami a průměrem 100 mm. Použitá míchadla uvádí obrázek 16. S oběma míchadly proběhlo měření za podmínek $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$. Míchadlo PF100 bylo dále použito pro vyhodnocení součinitele přestupu tepla při míchání suspenzí za podmínek $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$. Pro míchadlo 6SL45 byla vzdálenost ode dna H_2 nastavena na 66,7 mm. Pro míchadlo PF100 byla vzdálenost H_2 rovna 10 mm. V případě šestilopátkového míchadla byla nádoba opatřena čtyřma plochými narážkami, v případě míchadla se zakřivenými lopatkami byly použity dvě prstové narážky. Na vnitřní stranu válcové nádoby bylo umístěno šest nalepovacích termočlánků typu T pro zjištění teploty stěny. Teplota vsádky byla měřena pomocí termočlánku typu T, který byl ponořen do hloubky 66,7 mm pod hladinou a byl umístěn do poloviční vzdálenosti mezi stěnou nádoby a hřídelí míchadla. Studené konce termočlánků, přesněji nulová teplota na koncích termočlánků, byla



(a) Šestilopátkové míchadlo s šikmými lopatkami



(b) Míchadlo se zakřivenými lopatkami

Obrázek 16: Použitá míchadla.

zajištěna použitím referenční termočláňkové sondy OMEGA. Signál termočláňků byl do PC převeden pomocí A/D převodníku AD24USB. Program Microsoft EXCEL potom zaznamenával teploty stěny a vsádky s časovým krokem 1 s. Jako vsádka byla použita destilovaná voda, její parametry uvádí tabulka 3. Pro chlazení a ohřev vsádky byla použita voda z vodovodního řádu o teplotním rozsahu 13 – 46 °C. Tento rozsah teplot je velmi široký, při vyhodnocování dat byl proto použit rozsah 20 – 36 °C a z něj určená střední teplota vsádky $\bar{T} = 28$ °C. Termofyzikální vlastnosti vsádky jsou rovněž uvedeny v tabulce 3. Postup získávání dat pro vyhodnocení sou-

Tabulka 3: Termofyzikální parametry destilované vody

Střední teplota vsádky \bar{T}	28	°C
Hustota ρ	996,22	kg·m ⁻³
Dynamická viskozita μ	0,0008329	Pa·s
Měrná tepelná kapacita c_p	4 183	J·kg ⁻¹ ·K ⁻¹
Tepelná vodivost λ	0,612	W·m ⁻¹ ·K ⁻¹

činitele přestupu tepla mezi stěnou nádoby a vsádkou byl následující. Do nádoby byla umístěna vsádka – destilovaná voda, jejíž množství bylo odváženo pomocí laboratorní váhy KERN. Pomocí spínače byl zapnut průtok studené vody z vodovodní sítě a vsádka tak byla vychlazena na počáteční teplotu (nejnižší možnou teplotu, a tato teplota byla určena z průběhu teploty vsádky a teploty stěny zaznamenaných programem Microsoft EXCEL). Poté byly nastaveny otáčky míchadla, do duplikátoru byla vpuštěna teplá voda a vsádka se začala ohřívat. Teploty vsádky a stěny byly zaznamenávány v PC. Poté, co bylo zjištěno, že žádná z teplot již nestoupá, byla do duplikátoru vpuštěna studená voda a vsádka se začala chladit. Tento děj trval až do dosažení nejnižších možných teplot, poté bylo měření ukončeno a pokus byl opakován pro nové otáčky. Data z měření pro jednotlivé otáčky byla z EXCELU uložena do souboru .dat. Pro vyhodnocení byly použity tři první sloupce tohoto souboru, a to sloupce které obsahovaly časový krok ohřevu/chlazení, teplotu vsádky T_f a teplotu stěny T_w v jednotlivých časových okamžicích.

5.1 Metodika vyhodnocení výsledků měření

Pro zjištění součinitele přestupu tepla byla zvolena nestacionární metoda – metoda, kdy se průběh teplot mění v čase. Veškeré vyhodnocení proběhlo v programu Microsoft EXCEL. Hod-

nota součinitele přestupu tepla byla určena pomocí metody nejmenších čtverců. Tato metoda minimalizuje druhou mocninu odchylky mezi experimentální a teoretickou hodnotou. V tomto případě je experimentální hodnotou naměřená teplota vsádky $T_{f,\text{exp}}$ a teoretickou hodnotou vypočtená teplota vsádky $T_{f,\text{teor}}$. Matematicky lze tuto metodu popsat vztahem

$$\sum_{i=1}^n (T_{f,\text{exp}}(t_i) - T_{f,\text{teor},i})^2 = \min. \quad (53)$$

Výpočtem proto byla zjištěna teoretická hodnota vsádky $T_{f,\text{teor}}$ na základě znalosti experimentálně naměřených teplot vsádky $T_{f,\text{exp}}$ a stěny T_w . Čtverce odchylek byly sečteny pomocí funkce SUMA a na základě tohoto součtu byla získána hodnota součinitele přestupu tepla. Nabízí se dva možné způsoby určení teoretické hodnoty vsádky při nestacionárním měření, a to vyhodnocení pomocí explicitního schématu

$$mc_p \frac{T_{f,\text{teor},i+1} - T_{f,\text{teor},i}}{\Delta t} = \alpha S (T_{w,i} - T_{f,\text{teor},i}), \quad (54)$$

nebo vyhodnocení pomocí implicitního schématu

$$mc_p \frac{T_{f,\text{teor},i+1} - T_{f,\text{teor},i}}{\Delta t} = \alpha S (T_{w,i+1} - T_{f,\text{teor},i+1}). \quad (55)$$

V této práci bylo zvoleno vyhodnocení pomocí implicitního schématu. Tato metoda zaručí stabilnější řešení než metoda explicitní. Teplota vsádky v následujícím časovém kroku byla na základě rovnice (55) určena ve tvaru

$$T_{f,\text{teor},i+1} = \frac{\alpha S T_{w,i+1}}{\frac{mc_p}{\Delta t} + \alpha S} + \frac{mc_p T_{f,\text{teor},i}}{mc_p + \alpha S \Delta t}. \quad (56)$$

V nultém kroku výpočtu byla teplota $T_{f,\text{teor}}$ nastavena jako shodná s experimentálně naměřenou teplotou vsádky $T_{f,\text{exp}}$ na počátku.

Jak bylo naznačeno dříve, všechny čtverce odchylek experimentálních a teoretických teplot vsádky pro daný teplotní rozsah byly sečteny. Pro získání hodnoty součinitele přestupu tepla byla užita funkce Řešitel. Za účelovou funkci byla zvolena buňka obsahující součet všech čtverců odchylek. Bylo zvoleno, že je hledáno minimum této funkce a jako proměnná byla zvolena buňka obsahující odhadnutou velikost součinitele přestupu tepla α . Takto bylo postupováno v případě ohřevu i chlazení vsádky, pro každou sadu otáček. Tímto způsobem získané teploty vytvořily základ pro další vyhodnocování, jehož cílem bylo získat parametry do Nusseltovy korelace.

5.2 Výsledky vyhodnocení součinitele přestupu tepla v kapalně vsádce

Výše popsaný postup měření a následného vyhodnocení dat byl aplikován na měření s oběma míchadly 6SL45 a PF100 pro ohřev i chlazení vsádky. Vstupní data pro vyhodnocování shrnují tabulky 4 pro míchadlo 6SL45 a 5 pro míchadlo PF100. Zde je uveden název souboru s vyhodnocením a rozsah otáček n . Dále symbol $m_{\text{H}_2\text{O}}$ označuje hmotnost vsádky a h výšku hladiny měřenou od horního okraje nádoby. Tato výška byla použita pro výpočet uvedené teplosměnné plochy S . Výsledky vyhodnocení jsou uvedeny v tabulce 6 pro míchadlo 6SL45 a v tabulce 7 pro míchadlo PF100. Výpočtem byla určena Reynoldsova čísla Re , Nusseltova čísla

Tabulka 4: Počáteční hodnoty pro měření ohřevu a chlazení s míchadlem 6SL45 pro $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$

Typ míchadla: 6SL45		d = 66,7 mm		H/D = 1	
Č. měření	Soubor	n [min ⁻¹]	m _{H2O} [kg]	h [mm]	S [m ²]
1	85_m_20231129_121932	85	5,92656	104,8	0,105068
2	100_m_20231129_131106	100	5,92656	104,8	0,105068
3	200_m_20231129_140020	200	5,92656	104,8	0,105068
4	300_m_20231129_144132	300	5,92656	104,8	0,105068
5	400_m_20231129_151913	400	5,92656	104,8	0,105068
6	500_m_20231129_15514	500	5,92656	104,8	0,105068
7	600_m_20231129_163052	600	5,92656	104,8	0,105068
8	700_m_20231129_170516	700	5,92656	104,8	0,105068
9	800_m_20231130_122138	800	5,9308	103,48	0,10589
10	900_m_20231130_125331	900	5,9308	103,48	0,10589
Typ míchadla: 6SL45		d = 66,7 mm		H/D = 1,15	
Č. měření	Soubor	n [min ⁻¹]	m _{H2O} [kg]	h [mm]	S [m ²]
1	100_m_20231201_105538	100	6,85932	76,44	0,12276
2	200_m_20231201_114632	200	6,85932	76,44	0,12276
3	300_m_20231201_123347	300	6,85932	76,44	0,12276
4	400_m_20231201_131454	400	6,85932	76,44	0,12276
5	500_m_20231201_135743	500	6,85932	76,44	0,12276
6	600_m_20231201_143931	600	6,85932	76,44	0,12276
7	700_m_20231201_151712	700	6,85932	76,44	0,12276
8	800_m_20231201_155341	800	6,85932	76,44	0,12276
9	900_m_20231201_162938	900	6,85932	76,44	0,12276

Nu a viskozitní poměr Vi . Pro viskozitní poměr byla určena dynamická viskozita u stěny μ_w . Pro usnadnění byla k jejímu výpočtu použita následující rovnice

$$\mu_w = \frac{100}{2,20065 \cdot \left(T - 282,92341 + (8761,27 + (T - 282,92341)^2)^{0,5} - 129,908 \right)} \cdot 10^{-3}, \quad (57)$$

Tabulky 6 a 7 obsahují použitý rozsah teplot T_{max} a T_{min} , průměrné hodnoty teploty vsádky \bar{T}_f , průměrné hodnoty teploty stěny \bar{T}_w a především funkcí Řešitel určené hodnoty součinitele přestupu tepla α .

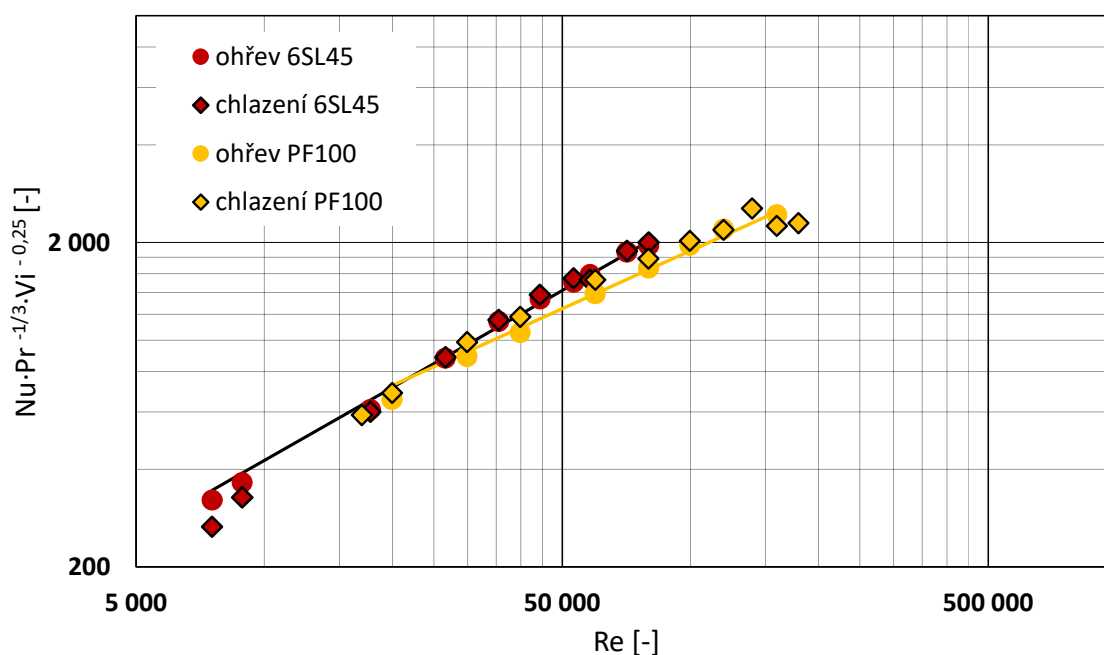
Poté byla data z tabulky 6 a tabulky 7 použita pro určení koeficientů Nusseltovy rovnice c a m dle rovnice (20). Nejprve byla aplikována jednoparametrická regrese. Byl určen koeficient c pro zafixovanou hodnotu m rovnou $2/3$. Dále byla použita dvouparametrická regrese, která určila hodnoty koeficientu c i m . Grafické znázornění závislosti Reynoldsova čísla na součinu $Nu \cdot Pr^{-1/3} \cdot Vi^{-0,25}$ s koeficienty získané dvouparametrickou regresí jsou uvedeny na obrázku 17 (pro $H/D = 1$) a obrázku 18 (pro $H/D = 1,15$).

Výsledné hodnoty koeficientů z jednoparametrické a dvouparametrické regrese včetně konfidenčních intervalů jsou uvedeny v tabulce 8. Jednoparametrická regrese (první sloupec označený písmenem c zleva) byla provedena pro konstantní hodnotu $m = 0,667$.

Tabulka 5: Počáteční hodnoty pro měření ohřevu a chlazení s RCI míchadla PF100 pro $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$

Typ míchadla: PF100				d = 100 mm		H/D = 1	
Č. měření	Soubor		n [min ⁻¹]	m _{H2O} [kg]	h [mm]	S [m ²]	
1	85_m	20231206_141830	85	5,9961	109,76	0,10197	
2	100_m	20231206_133108	100	5,9961	109,76	0,10197	
3	150_m	20231206_154237	150	5,9961	109,76	0,10197	
4	200_m	20231206_124800	200	5,9961	109,76	0,10197	
5	300_m	20231206_120526	300	5,9961	109,76	0,10197	
6	400_m	20231206_112650	400	5,9961	109,76	0,10197	
7	500_m	20231206_104614	500	5,9961	109,76	0,10197	
8	600_m	20231206_100739	600	5,9961	109,76	0,10197	
9	700_m	20231206_150326	700	5,9961	109,76	0,10197	
10	800_m	20231212_094202	800	5,98089	106,4	0,10594	
11	900_m	20231212_101550	900	5,98089	106,4	0,10594	

Typ míchadla: PF100				d = 100 mm		H/D = 1,15	
Č. měření	Soubor		n [min ⁻¹]	m _{H2O} [kg]	h [mm]	S [m ²]	
1	85_m	20231208_100651	85	6,85377	75,8	0,12316	
2	100_m	20231208_105511	100	6,85377	75,8	0,12316	
3	150_m	20231208_114314	150	6,85377	75,8	0,12316	
4	200_m	20231208_122340	200	6,85377	75,8	0,12316	
5	250_m	20231208_130350	250	6,85377	75,8	0,12316	
6	300_m	20231208_134438	300	6,85377	75,8	0,12316	
7	400_m	20231208_142235	400	6,85377	75,8	0,12316	
8	500_m	20231208_150335	500	6,85377	75,8	0,12316	
9	600_m	20231212_105413	600	6,94787	75,55	0,123318	
10	700_m	20231212_112912	700	6,94787	75,55	0,123318	
11	800_m	20231212_120451	800	6,94787	75,55	0,123318	
12	900_m	20231212_124056	900	6,94787	75,55	0,123318	



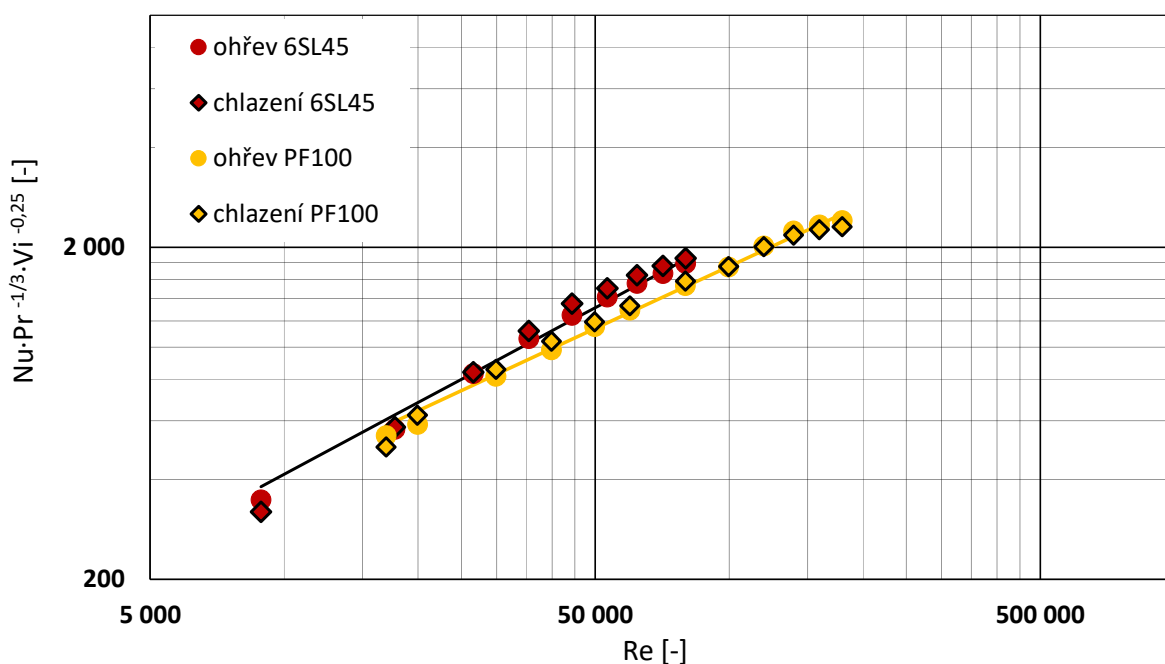
Obrázek 17: Závislost Re na Nu pro míchadlo 6SL45 a PF100 pro konfiguraci $H/D = 1$. Koeficienty c a m získány na základě dvouparametrické regrese.

Tabulka 6: Naměřené a vypočtené hodnoty míchadla 6SL45 pro $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$

Typ míchadla: 6SL45		d = 66,7 mm		H/D = 1						
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	7 538	594	20,042	36,005	29,2037	34,4147	1 829,33	0,0007282	1,14375	
2	8 869	670	20,072	36,008	29,1803	33,8911	2 065,10	0,0007359	1,13174	
3	17 738	1 120	20,147	36,016	29,2379	32,7494	3 449,90	0,0007533	1,1057	
4	26 606	1 605	20,074	36,03	29,1296	31,8944	4 944,49	0,0007667	1,08636	
5	35 475	2 078	20,034	36,043	29,2195	31,5418	6 404,73	0,0007723	1,07842	
6	44 344	2 432	20,064	36,012	29,158	31,234	7 495,12	0,0007773	1,07151	
7	53 213	2 741	20,063	36,036	29,225	31,1478	8 447,34	0,0007787	1,06958	
8	58 114	2 947	20,016	30,013	25,6089	27,0199	9 007,66	0,0008511	1,04631	
9	70 950	3 389	20,074	36,056	29,0358	30,715	10 444,59	0,0007858	1,0599	
10	79 819	3 545	20,069	36,022	29,0821	30,6937	10 923,90	0,0007862	1,05942	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	7 538	459	20,034	36,107	26,2758	22,1293	1 414,44	0,0009519	0,875	
2	8 869	567	20,033	36,025	26,2843	22,5982	1 748,26	0,0009414	0,88474	
3	17 738	1 048	20,016	36,078	26,2605	23,6249	3 228,26	0,0009191	0,90621	
4	26 606	1 548	20,041	36,009	26,2527	24,2585	4 771,05	0,0009058	0,91956	
5	35 475	2 022	20,015	36,04	26,2871	24,6397	6 230,25	0,0008979	0,92763	
6	44 344	2 419	20,008	36,043	26,2645	24,7996	7 455,58	0,0008946	0,93103	
7	53 213	2 722	20,019	36,047	26,2927	24,9386	8 388,64	0,0008918	0,93398	
8	58 114	2 775	20,012	30,057	24,1758	23,0486	8 480,75	0,0009315	0,95597	
9	70 950	3 309	20,002	36,061	25,658	24,8405	10 196,90	0,0008938	0,93189	
10	79 819	3 514	20,025	36,062	26,0236	25,0492	10 828,38	0,0008895	0,93633	
Typ míchadla: 6SL45		d = 66,7 mm		H/D = 1,15						
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	8 869	639	20,023	36,112	29,0193	33,8234	1 967,91	0,000737	1,13019	
2	17 738	1 036	20,039	36,037	29,0929	32,7628	3 192,47	0,0007531	1,10601	
3	26 606	1 518	20,041	36,011	29,1337	31,8749	4 678,32	0,000767	1,08592	
4	35 475	1 931	20,068	36,004	29,1777	31,5173	5 951,54	0,0007727	1,07787	
5	44 344	2 269	20,079	36,004	29,2097	31,2664	6 993,14	0,0007768	1,07224	
6	53 213	2 568	20,073	36,021	29,1764	31,068	7 913,37	0,00078	1,06779	
7	62 081	2 823	20,045	36,005	29,1675	30,9361	8 697,74	0,0007822	1,06484	
8	70 950	3 027	20,075	36,031	29,2181	30,9061	9 327,28	0,0007827	1,06417	
9	79 819	3 246	20,04	36,023	29,9823	30,9534	10 004,10	0,0007819	1,06523	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	8 869	553	20,013	36,027	26,0908	22,8079	1 705,47	0,0009368	0,88911	
2	17 738	1 002	20,006	36,046	26,2538	23,7622	3 087,50	0,0009162	0,9091	
3	26 606	1 472	20,008	36,01	26,2405	24,2964	4 535,13	0,000905	0,92036	
4	35 475	1 960	20,014	36,04	26,2887	24,6863	6 040,93	0,0008969	0,92862	
5	44 344	2 373	20,008	36,007	26,2613	24,8859	7 313,38	0,0008928	0,93286	
6	53 213	2 642	20,01	36,067	26,3371	25,0402	8 142,39	0,0008897	0,93614	
7	62 081	2 897	20,014	36,031	26,273	25,0507	8 926,98	0,0008895	0,93636	
8	70 950	3 085	20,002	36,002	26,2634	25,0963	9 505,50	0,0008886	0,93733	
9	79 819	3 258	20,026	36,004	26,3625	25,2469	10 039,59	0,0008856	0,94054	

Tabulka 7: Naměřené a vypočtené hodnoty míchadla PF100 pro $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$

Typ míchadla: PF100		d =100 mm		H/D = 1						
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	19 935	1 201	20,03	36,017	29,24677	32,5566	3 700,09	0,000756267	1,101330586	
2	29 902	1 624	20,095	36,015	29,19331	31,94337	5 003,39	0,000765909	1,087466149	
3	39 870	1 922	20,069	36,029	29,24887	31,71769	5 922,42	0,000769507	1,082380843	
4	59 804	2 527	20,002	36,04	29,18453	31,24821	7 788,66	0,000777081	1,07183136	
5	79 739	3 026	20,093	36,023	29,15846	30,99179	9 324,59	0,000781269	1,066086497	
6	99 674	3 550	20,063	36,05	29,01833	30,68949	10 938,73	0,000786253	1,059328861	
7	119 609	3 977	20,059	36,043	28,99667	30,577739	12 254,84	0,000788108	1,056834926	
8	159 478	4 405	20,016	36,015	29,11344	30,37375	13 575,46	0,000791513	1,052288545	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	16 945	1 023	20,012	36,168	26,35117	23,63035	3 152,69	0,000918985	0,90632635	
2	19 935	1 198	20,012	36,026	26,31385	23,89513	3 692,07	0,000913371	0,911896838	
3	29 902	1 727	20,013	36,021	26,35125	24,47872	5 320,69	0,000901191	0,924221507	
4	39 870	2 066	20,004	36,032	26,31497	24,62071	6 365,60	0,000898267	0,927229951	
5	59 804	2 691	20,017	36,083	26,3575	24,92456	8 292,36	0,000892061	0,933680551	
6	79 739	3 129	20,026	36,007	26,28056	24,99481	9 642,48	0,000890636	0,93517437	
7	99 674	3 550	20,005	36,022	25,96509	25,0294	10 939,36	0,00088936	0,935910133	
8	119 609	3 837	20,003	36,053	25,39464	24,66497	11 822,62	0,000897359	0,928168489	
9	139 543	4 477	20,018	36,107	26,35044	25,30461	13 794,89	0,000884395	0,94177327	
10	159 478	3 944	20,005	36,005	25,40481	24,68273	12 152,20	0,000896995	0,928545255	
11	179 413	4 031	20,014	36,079	25,99463	25,09335	12 422,55	0,000888643	0,937271343	
Typ míchadla: PF100		d =100 mm		H/D = 1,15						
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	16 945	992	20,13533	36,093	29,13533	32,83981	3 056,84	0,00075188	1,107756449	
2	19 935	1 070	20,173	36,007	29,04768	32,48461	3 296,34	0,000757389	1,099699602	
3	29 902	1 491	20,025	36,015	29,18135	31,91906	4 594,97	0,000766295	1,086917952	
4	39 870	1 789	20,054	36,014	29,15856	31,60595	5 511,71	0,000771299	1,079866349	
5	59 804	2 350	20,06	36,013	29,20436	31,20738	7 243,21	0,000777746	1,070915795	
6	79 739	2 783	20,088	36,001	29,36172	30,90648	8 575,47	0,00078267	1,06417778	
7	99 674	3 161	20,033	36,01	29,16271	30,73594	9 742,09	0,000785483	1,060366102	
8	119 609	3 652	20,02	36,024	29,14553	30,62785	11 254,56	0,000787275	1,057952927	
9	139 543	4 052	20,044	36,015	29,19844	30,53672	12 485,32	0,000788791	1,055920107	
10	159 478	4 232	20,083	36,023	29,22226	30,52486	13 039,84	0,000788988	1,055655753	
11	179 413	4 362	20,053	36,015	29,27597	30,53308	13 440,92	0,000788851	1,055838857	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T _{min} [°C]	T _{max} [°C]	T _f [°C]	T _w [°C]	α [W·m ⁻² ·K ⁻¹]	μ _w [Pa·s]	Vi [-]	
1	16 945	872	20,001	36,035	25,605855	23,7268	2 688,22	0,000916933	0,908353924	
2	19 935	1 091	20,026	36,039	26,05943	24,18359	3 361,89	0,000907318	0,917980738	
3	29 902	1 500	20,009	36,154	26,32235	24,41112	4 621,60	0,000902588	0,922790551	
4	39 870	1 828	20,035	36,138	26,38495	24,66261	5 631,92	0,000897407	0,928118374	
5	59 804	2 339	20,01	36,099	26,32054	24,85893	7 206,91	0,000893396	0,932285822	
6	79 739	2 775	20,007	36,045	26,37406	25,01903	8 551,28	0,000890146	0,935689603	
7	99 674	3 076	20,007	36,071	26,43718	25,13049	9 477,59	0,000887894	0,938062234	
8	119 609	3 529	20,02	36,034	26,34677	25,21083	10 876,13	0,000886277	0,939773731	
9	139 543	3 829	20,025	36,06	26,40292	25,33639	11 799,00	0,000883759	0,942451229	
10	159 478	3 976	20,009	36,067	26,36925	25,31646	12 250,86	0,000884158	0,942025971	
11	179 413	4 054	20,008	36,021	26,3547	25,3121	12 493,92	0,000884246	0,94193287	



Obrázek 18: Závislost Re na Nu pro míchadlo 6SL45 a PF100 pro konfiguraci $H/D = 1.15$. Koeficienty c a m získány na základě dvouparametrické regrese.

Tabulka 8: Parametry c a m získané jednoparametrickou a dvouparametrickou regresí.

Typ míchadla	H/D	c	c	m	podmínky
$m=0,667$					
6SL45	1	1,053 $\pm 0,036$	0,427 $\pm 0,230$	0,749 $\pm 0,049$	ohřev
	1	1,060 $\pm 0,051$	0,324 $\pm 0,281$	0,776 $\pm 0,080$	chlazení
	1,15	0,973 $\pm 0,029$	0,561 $\pm 0,402$	0,717 $\pm 0,066$	ohřev
	1,15	1,013 $\pm 0,045$	0,501 $\pm 0,573$	0,732 $\pm 0,105$	chlazení
PF100	1	0,882 $\pm 0,033$	1,605 $\pm 1,155$	0,615 $\pm 0,063$	ohřev
	1	0,862 $\pm 0,035$	2,151 $\pm 1,457$	0,595 $\pm 0,059$	chlazení
	1,15	0,809 $\pm 0,021$	1,369 $\pm 0,636$	0,621 $\pm 0,040$	ohřev
	1,15	0,799 $\pm 0,034$	3,324 $\pm 1,418$	0,545 $\pm 0,054$	chlazení

5.3 RCI míchadla a suspenze

Měření probíhalo na stejné aparatuře jaká je uvedená na počátku kapitoly. Pro míchání suspenze bylo zvoleno RCI míchadlo PF100, opět umístěné do výšky $H_2 = 10$ mm a dvě prstové narážky. Měření proběhlo pro nastavení $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$. Suspenze byla tvořena směsí destilované vody (viz úvod kapitoly) a skleněných balotinových kuliček o koncentraci pevné fáze dané objemovým zlomkem c_v 5; 10 a 15 %. Hustota skleněných kuliček ρ_s byla rovna $2450 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Příprava experimentu však byla od měření s kapalnou vsádkou odlišná. V teoretické části práce bylo uvedeno, že pro posouzení kvality promíchání systémů kapalina – pevná fáze je používáno Zwieteringova kritéria. Tomuto kritériu přísluší otáčky n_{js} . V první fázi experimentu byly proto zjištěny tyto otáčky, pro každou koncentraci a pro každou výšku hladiny. Dále byly zjištěny otáčky, při kterých suspenze téměř dosahuje hladiny n_H .

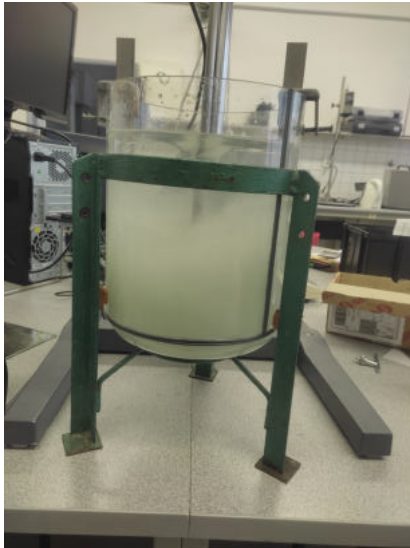
Zjištění otáček n_{js} proběhlo v průhledné skleněné válcové nádobě s klenutým dnem. Objem balotiny byl určen dle vztahu

$$V_s = c_v \cdot V, \quad (58)$$

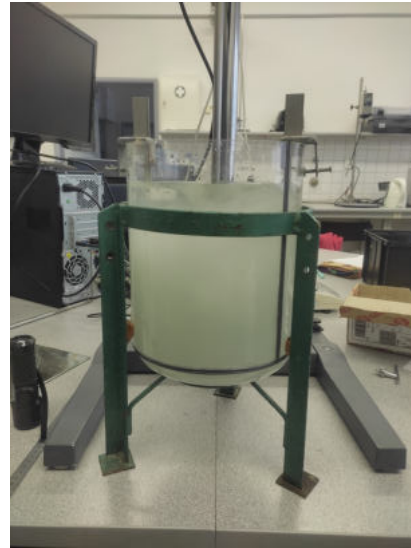
na základě kterého byla určena hmotnost balotiny

$$m_s = \rho_s \cdot V_s. \quad (59)$$

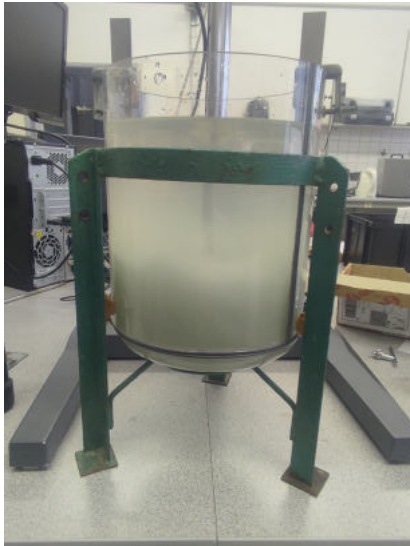
Hmotnost destilované vody byla zjištěna vynásobením známého objemu roztoku (přibližně 6 litrů) zadaným objemovou koncentrací pevné fáze. Poté bylo potřebné množství balotiny i destilované vody odváženo. Do nádoby bylo umístěno míchadlo a vsádka. Pod dno reaktoru bylo umístěno zrcadlo, pro lepší viditelnost nasvícené pomocným světlem. Poté byly postupně zvyšovány otáčky míchadla a v odrazu zrcadla byl pozorován stav, kdy všechny částice budou v pohybu a žádná nebude ležet na dně. Po zjištění otáček n_{js} byla pozorována hladina vsádky a byly hledány otáčky n_H , kdy bude mrak částic plně zvednut ode dna a bude co nejbližší hladině. Pro každou koncentraci a pro obě výšky hladiny byly získány příslušné otáčky n_{js} a n_H . K oběma bylo přičteno a odečteno 25 s^{-1} , čímž byla vytvořena série 24 otáček. Tato série byla využita ve druhé části měření, pro vyhodnocení součinitele přestupu tepla při ohřevu a chlazení suspenze. Níže uvedené fotografie 19 zobrazují použitou skleněnou nádobu a stav vsádky při otáčkách n_{js} a otáčkách n_H pro nastavení $H/D = 1,15$. Jak bylo zmíněno dříve, určení otáček popsanou vizuální metodou je značně subjektivní, což je patrné i z uvedených fotografií.



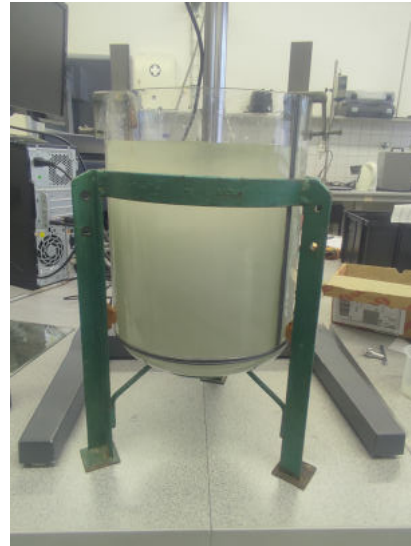
(a) $n_{js} = 338 \text{ min}^{-1}$



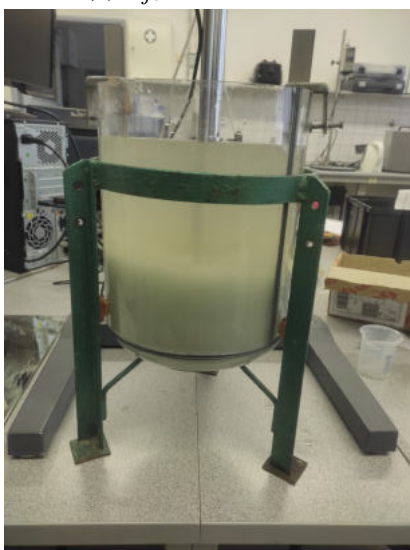
(b) $n_H = 475 \text{ min}^{-1}$



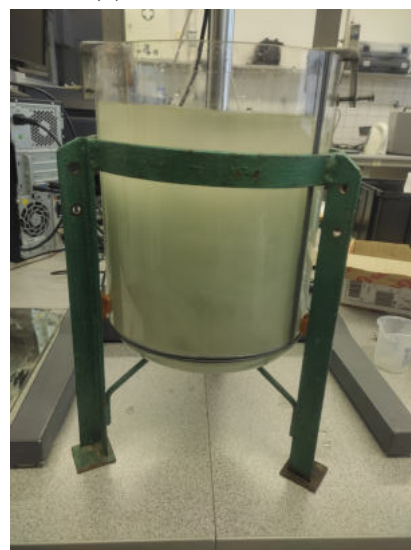
(c) $n_{js} = 362 \text{ min}^{-1}$



(d) $n_H = 529 \text{ min}^{-1}$



(e) $n_{js} = 385 \text{ min}^{-1}$



(f) $n_H = 584 \text{ min}^{-1}$

Obrázek 19: Zjištění otáček n_{js} a n_H pro $H/D = 1,15$.

5.4 Výsledky vyhodnocení součinitele přestupu tepla

Počáteční hodnoty pro objemové koncentrace pevné fáze 5; 10 a 15 % při použití míchadla se zakřivenými lopatkami a nastavením $H/D = 1$ uvádí tabulka 9. Pro nastavení $H/D = 1,15$ bylo měření provedeno pouze pro 15 % koncentraci. Hodnoty pro měření uvádí tabulka 10. Tučně zvýrazněné hodnoty označují vizuálně zjištěné otáčky pro obě kritéria (Zwieteringovo a mrak částic téměř u hladiny). Značení je zde stejné jako u tabulek pro kapalné vsádky, pouze m_{H_2O} značí hmotnost destilované vody a m_s hmotnost skleněných kuliček. Vypočítané hod-

Tabulka 9: Souhrn hodnot pro měření se supenzí voda – balotina $H/D = 1$.

$c_v = 5\%$	Typ míchadla: PF100			$d = 100\text{ mm}$	$H/D = 1$	$h = 104,11\text{ mm}$
Č. měření	Soubor	$n_{js}; n_H [\text{min}^{-1}]$	$m_{H_2O} [\text{kg}]$	$m_s [\text{kg}]$	$S [\text{m}^2]$	
1	320_m_20231214_101319	320	5,7017	0,735	0,105499	
2	345_m_20231214_104753	345	5,7017	0,735	0,105499	
3	295_m_20231214_112303	295	5,7017	0,735	0,105499	
4	429_m_20231214_115954	429	5,7017	0,735	0,105499	
5	454_m_20231214_123559	454	5,7017	0,735	0,105499	
6	404_m_20231214_131237	404	5,7017	0,735	0,105499	
$c_v = 10\%$	Typ míchadla: PF100			$d = 100\text{ mm}$	$H/D = 1$	$h = 104,11\text{ mm}$
Č. měření	Soubor	$n_{js}; n_H [\text{min}^{-1}]$	$m_{H_2O} [\text{kg}]$	$m_s [\text{kg}]$	$S [\text{m}^2]$	
1	335_m_20231215_094706	335	5,41193	1,47032	0,105499	
2	360_m_20231215_102158	360	5,41193	1,47032	0,105499	
3	310_m_20231215_105636	310	5,41193	1,47032	0,105499	
4	456_m_20231215_113426	456	5,41193	1,47032	0,105499	
5	490_m_20231215_121112	490	5,41193	1,47032	0,105499	
6	440_m_20231215_124558	440	5,41193	1,47032	0,105499	
$c_v = 15\%$	Typ míchadla: PF100			$d = 100\text{ mm}$	$H/D = 1$	$h = 104,11\text{ mm}$
Č. měření	Soubor	$n_{js}; n_H [\text{min}^{-1}]$	$m_{H_2O} [\text{kg}]$	$m_s [\text{kg}]$	$S [\text{m}^2]$	
1	387_m_20231215_132348	387	5,1735	2,20468	0,105499	
2	412_m_20231215_135528	412	5,1735	2,20468	0,105499	
3	362_m_20231215_142851	362	5,1735	2,20468	0,105499	
4	498_m_20231215_150055	498	5,1735	2,20468	0,105499	
5	523_m_20231215_153401	523	5,1735	2,20468	0,105499	
6	473_m_20231215_160351	473	5,1735	2,20468	0,105499	

Tabulka 10: Souhrn hodnot pro měření se supenzí voda – balotina pro $H/D = 1,15$.

$c_v = 15\%$	Typ míchadla: PF100			$d = 100\text{ mm}$	$H/D = 1,15$	$h = 78,55\text{ mm}$
Č. měření	Soubor	$n_{js}; n_H [\text{min}^{-1}]$	$m_{H_2O} [\text{kg}]$	$m_s [\text{kg}]$	$S [\text{m}^2]$	
1	385_m_20231215_132348	385	5,80357	2,53501	0,105499	
2	410_m_20231215_135528	410	5,80357	2,53501	0,105499	
3	360_m_20231215_142851	360	5,80357	2,53501	0,105499	
4	584_m_20231215_150055	584	5,80357	2,53501	0,105499	
5	609_m_20231215_153401	609	5,80357	2,53501	0,105499	
6	559_m_20231215_160531	559	5,80357	2,53501	0,105499	

noty pro ohřev a chlazení míchané suspenze pro $H/D = 1$ uvádí tabulka 11, pro $H/D = 1,15$ tabulka 12.

Grafické znázornění všech zjištěných závislostí Reynoldsova čísla na součinu $Nu \cdot Pr^{-1/3} \cdot Vi^{-0,25}$ pro ohřev i chlazení pro kapalné vsádky (přímkou/přerušované čáry) uvádí obrázek 20.

Tabulka 11: Naměřené a vypočtené hodnoty pro suspenzi o koncentraci 5; 10 a 15 % pro $H/D = 1$.

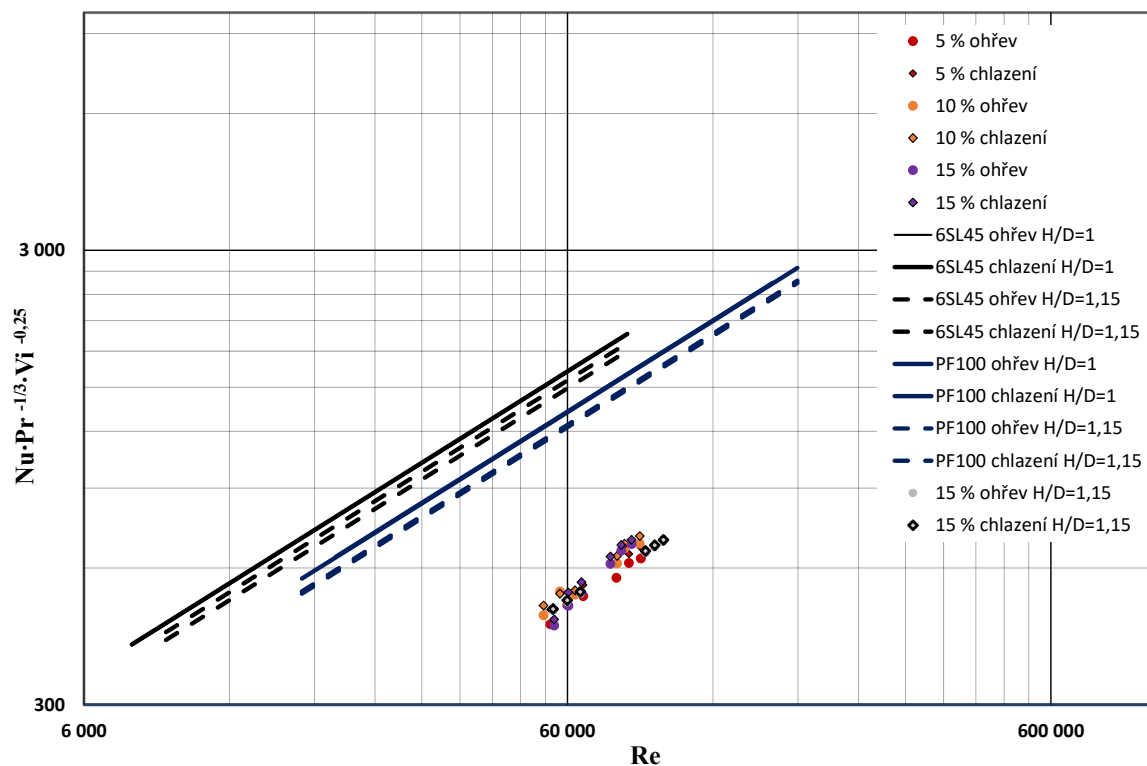
$c_v = 5\%$		Typ míchadla: PF100				d = 100 mm		H/D = 1		
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{min} [°C]	T_{max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	59 993	2 295	20,006	36,012	28,872816	31,10506	7 153,20	0,000779414	1,219195001	
2	64 680	2 402	20,003	36,023	28,97443	31,0846	7 485,84	0,000779749	1,218672115	
3	55 306	2 086	20,017	36,023	29,11126	31,441	6 499,95	0,000773957	1,227792684	
4	80 428	2 840	20,028	36,031	29,20182	30,99588	8 850,50	0,000781202	1,216405548	
5	85 115	2 906	20,064	36,04	29,20257	31,01904	9 057,51	0,000780822	1,216997228	
6	75 741	2 638	20,016	36,035	29,21112	31,20557	8 220,73	0,000777775	1,221764775	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{min} [°C]	T_{max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	59 993	2 209	20,001	36,017	25,38049	24,39253	6 883,44	0,000902973	1,052365757	
2	64 680	2 456	20,01	36,051	25,59658	24,62518	7 652,92	0,000898175	1,057987708	
3	55 306	2 166	20	36,022	26,35629	24,73853	6 750,94	0,000895852	1,060730707	
4	80 428	2 877	20,015	36,034	26,40413	25,00011	8 966,33	0,000890529	1,067071892	
5	85 115	2 973	20,008	36,029	26,41264	25,0211	9 264,65	0,000890104	1,067581332	
6	75 741	2 739	20,037	36,081	26,43716	24,9752	8 536,41	0,000891034	1,066467282	
$c_v = 10\%$		Typ míchadla: PF100				d = 100 mm		H/D = 1		
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{min} [°C]	T_{max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	57 890	2 108	20,081	36,041	28,95819	31,25874	6 643,90	0,00077691	1,417199081	
2	62 210	2 074	20,015	36,005	28,93275	31,29697	6 536,49	0,000776289	1,418332819	
3	53 570	1 871	20,136	36,021	29,04323	31,51487	5 896,55	0,000772765	1,424801501	
4	78 800	2 618	20,099	36,039	29,13955	31,16061	8 251,79	0,000778508	1,41429058	
5	84 675	2 684	20,014	36,049	29,16549	31,21386	8 460,95	0,00077764	1,415868675	
6	76 035	2 431	20,034	36,035	29,22059	31,39626	7 663,11	0,00077468	1,421278842	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{min} [°C]	T_{max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	57 890	2 006	20,008	36,015	25,55088	24,42888	6 324,24	0,000902221	1,220362086	
2	62 210	2 041	20,003	36,035	25,50618	24,40389	6 433,44	0,000902738	1,219663103	
3	53 570	1 891	20,001	36,114	26,08756	24,59322	5 961,61	0,000898832	1,224963567	
4	78 800	2 592	20,011	36,049	26,39116	24,88761	8 169,35	0,000892812	1,233222753	
5	84 675	2 693	20,017	36,096	26,42165	24,88745	8 489,72	0,000892815	1,23321826	
6	76 035	2 434	20,012	36,06	26,42158	24,75961	7 673,42	0,000895421	1,229629032	
$c_v = 15\%$		Typ míchadla: PF100				d = 100 mm		H/D = 1		
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{min} [°C]	T_{max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	60 248	1 869	20,111	36,002	29,1784	31,79752	5 958,28	0,000768231	1,692168028	
2	64 140	1 996	20,071	36,034	29,21214	31,68333	6 363,69	0,000770058	1,68815498	
3	56 356	1 693	20,076	36,021	29,29408	32,04742	5 399,22	0,000764259	1,700963342	
4	77 529	2 458	20,101	36,005	29,42747	30,95898	7 835,74	0,000781807	1,662784105	
5	81 421	2 548	20,14	36,055	29,19864	31,36491	8 122,95	0,000775187	1,676983762	
6	73 637	2 308	20,073	36,036	29,30342	31,59009	7 358,78	0,000771554	1,684880947	
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{min} [°C]	T_{max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	60 248	1 920	20,014	36,026	26,39259	24,45669	6 121,85	0,000901646	1,44178162	
2	64 140	2 025	20,015	36,04	26,4217	24,58389	6 458,05	0,000899024	1,445987045	
3	56 356	1 675	20,018	36,029	26,46475	24,36433	5 341,12	0,000903558	1,4387313	
4	77 529	2 448	20,009	36,095	26,47159	24,77233	7 805,83	0,000895162	1,452225603	
5	81 421	2 514	20,021	36,085	26,48416	24,80639	8 017,05	0,000894466	1,45335423	
6	73 637	2 306	20,011	36,082	26,44813	24,68444	7 353,36	0,00089696	1,449314599	

V grafu jsou také zobrazena vyhodnocená data pro ohřev a chlazení suspenze kapalina – balotina (body). Z tohoto zobrazení je patrné, že body získané ohřevem/chlazením suspenze rovněž vykazují přímkový charakter v logaritmických souřadnicích jako data pro kapalné vsádky. Parametry pro vyhodnocení všech uvedených závislostí byly určeny pomocí jednoparametrické regrese.

Tabulka 12: Naměřené a vypočtené hodnoty pro suspenzi o koncentraci 15 % pro $H/D = 1,15$.

$c_v = 15 \%$	Typ míchadla: PF100		d = 100 mm		H/D = 1,15					
Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{\min} [°C]	T_{\max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	59 937	1 761	20,062	36,026	28,95056	31,46463	5 615,55	0,00077357	1,6804792	
2	63 829	1 862	20,041	36,032	28,9203	31,3304	5 937,78	0,00077575	1,67577485	
3	56 045	1 440	20,02	36,038	29,13382	32,0974	4 592,39	0,00076347	1,70272447	
4	90 917	2 674	20,026	36,019	29,18079	31,06273	8 527,24	0,00078011	1,66640891	
5	94 810	2 750	20,088	36,023	29,24161	31,13091	8 769,01	0,00077899	1,66879269	
6	87 025	2 564	20,095	36,009	29,20316	31,18802	8 175,38	0,00077806	1,67079037	

Č. měření	Re [-]	Nu [-]	T_{\min} [°C]	T_{\max} [°C]	\bar{T}_f [°C]	\bar{T}_w [°C]	α [$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$]	μ_w [Pa·s]	Vi [-]	
1	59 937	1 648	20,003	36,025	25,13506	24,07311	5 205,71	0,00090963	1,42912937	
2	63 829	1 839	20,001	36,028	25,81588	24,54579	5 864,99	0,00089981	1,44472683	
3	56 045	1 392	20,016	36,052	26,40896	24,2409	4 438,13	0,00090612	1,43465856	
4	90 917	2 619	20,005	36,079	26,37888	24,9245	8 350,44	0,00089206	1,45727114	
5	94 810	2 664	20,003	36,022	26,44405	24,92326	8 495,08	0,00089126	1,45858617	
6	87 025	2 552	20,016	36,082	26,44981	24,9474	8 136,28	0,0008916	1,45803089	



Obrázek 20: Porovnání získaných závislostí pro míchadla 6SL45 a PF100 (pro $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$) s hodnotami pro ohřev a chlazení suspenzí. Data získána jednoparametrickou regresí.

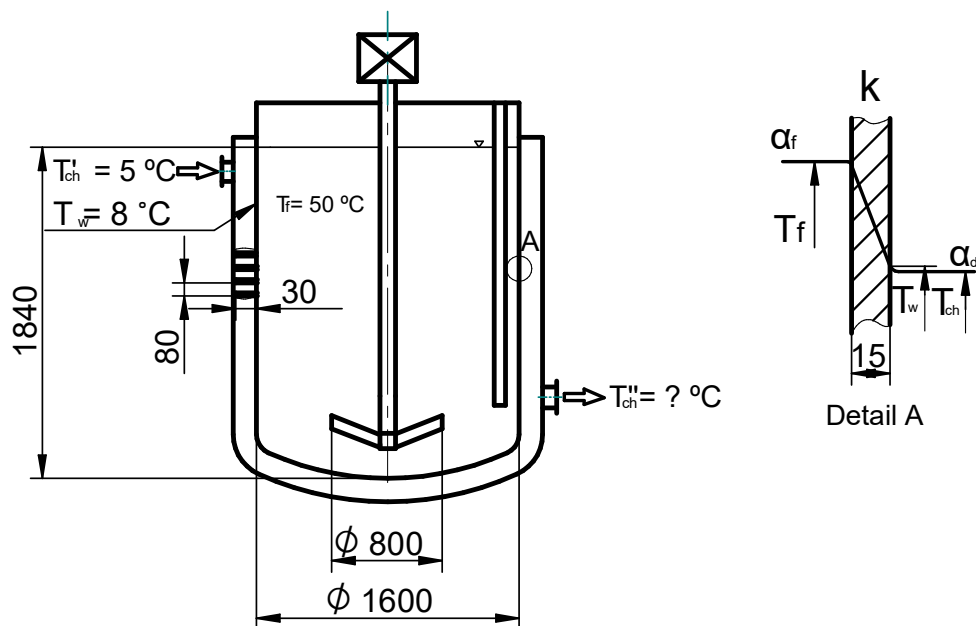
6 Kontrolní výpočet reaktoru

Využití získané korelace pro přestup tepla v míchané vsádce, jejíž koeficienty byly určeny pomocí jednoparametrické regrese, bude ukázáno na kontrolním výpočtu chlazení vsádky reaktoru. Proces chlazení probíhá v nerezovém válcovém reaktoru o průměru $D = 1600$ mm s klenutým dnem. Reaktor je opatřen míchadlem se zakřivenými lopatkami o průměru $d = 800$ mm a duplikátorovým pláštěm s přepážkami. Duplikátorový plášť obklopuje jak válcovou část nádoby, tak klenuté dno. Chladicím médiem je voda, vsádka je tvořena směsí vody a skleněných kuliček o koncentraci 15 % obj. Cílem výpočtu je určit čas potřebný k ochlazení vsádky z teploty 85 °C na teplotu 15 °C. Zadané hodnoty, včetně termofyzikálních vlastností vsádky a chladicího média jsou uvedeny v tabulce 13. Náčrt reaktoru s hlavními rozměry a vyznačenými teplotami je uveden na obrázku 21.

Tabulka 13: Rozměry reaktoru a parametry vsádky

Vnitřní průměr reaktoru D_i	1 600	mm
Průměr RCI míchadla d	800	mm
Tloušťka stěny reaktoru t	15	mm
H/D	1,15	
Výška hladiny H	1840	mm
Šířka přepážek duplikátoru w	30	mm
Rozteč přepážek s	80	mm
Příkonové číslo Po	0,4	-
Materiál reaktoru: nerez		
Tepelná vodivost reaktoru λ	15	$W \cdot m^{-1} K^{-1}$
Chladicí médium: voda		
Rychlost chladicího média \bar{u}	2,5	$m \cdot s^{-1}$
Teplota chladicího média T_{ch}	5	°C
Počáteční teplota vsádky $T_{f,0}$	85	°C
Koncová teplota vsádky $T_{f,fin}$	28	°C
Střední teplota vsádky \bar{T}_f	50	°C
Parametry chladicí vody při $T_{ch} = 5$ °C :		
Hustota ρ_{ch}	999,9	$kg \cdot m^{-3}$
Dynamická viskozita μ_{ch}	0,0015188	Pa·s
Měrná tepelná kapacita $c_{p,ch}$	4 183	$J \cdot kg^{-1} K^{-1}$
Tepelná vodivost λ_{ch}	0,57	$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$
Parametry vsádky při střední teplotě $\bar{T}_f = 50$ °C :		
Hustota ρ_{sus}	1207,33	$kg \cdot m^{-3}$
Dynamická viskozita μ_{sus}	0,0008537	Pa·s
Měrná tepelná kapacita $c_{p,sus}$	3165,53	$J \cdot kg^{-1} K^{-1}$
Tepelná vodivost λ_{sus}	0,6609	$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$

Pro určení času potřebného k ochlazení vsádky je nezbytné znát velikost teplosměnné plochy. Proto bylo jako první vymodelováno klenuté dno V CAD programu a jeho plocha byla změřena. Takto bylo určeno, že plocha klenutého dna o vnitřním průměru 1600 mm a výšce 356 mm činí



Obrázek 21: Rozměry reaktoru s RCI míchadlem a duplikátorovým pláštěm. V levé části duplikátorového pláště je naznačen částečný řez ukazující šroubovicové prepážky uvnitř.

2,67 m². Plocha válcové části byla určena dle vzorce pro výpočet pláště válce

$$S_{pl} = 2\pi R h_{pl} = 2\pi \frac{1,6}{2} (1,840 - 0,356) = 7,463 \text{ m}^2.$$

Celková plocha teplosměnné plochy reaktoru je tedy rovna $S = 10,133 \text{ m}^2$. Obdobným způsobem byl určen také objem reaktoru. Objem dna byl určen 3D softwarem jeho velikost je rovna 0,041 m. Objem válcové části byl vypočítán dle

$$V_{pl} = \pi R^2 h_{pl} = \pi \left(\frac{1,6}{2}\right)^2 \cdot (1,840 - 0,356) = 2,98 \text{ m}^3.$$

Objem reaktoru V je roven 3,021 m³.

V tomto příkladu jsou data z laboratorních podmínek aplikována na běžně užívaný průmyslový reaktor. Tato metoda se nazývá scale-up a k jejímu provedení je třeba zvolit vhodné kritérium, kterým budou laboratorní data násobena, aby přitom byly zachovány všechny vlastnosti. Zde bylo použito kritérium konstantního měrného příkonu ε , definované jako

$$\varepsilon = \frac{P_m}{V_m} = \frac{P}{V}, \quad (60)$$

kde P_m je příkon laboratorního míchadla ve W, V_m objem laboratorního reaktoru (zkratka m jako měření) v m³ a P a V označují příkon a objem reálného reaktoru. Laboratorní podmínky zde označují měření s míchadlem PF100 a suspenzí destilovaná voda – skleněné kuličky, při uspořádání $H/D = 1,15$. Pro určení příkonu P_m proto byla použita data z tohoto měření: otáčky $n_H = 584 \text{ min}^{-1}$, průměr míchadla $d = 100 \text{ mm}$ a hustota $\rho_{sus} = 1214,29 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Vzorec pro určení příkonu udává rovnice (4). Příkon P_m byl určen jako

$$P_m = 0,4 \cdot 1214,29 \cdot \left(\frac{584}{60}\right)^3 \cdot 0,1^5 = 4,48 \text{ W}.$$

Tento výpočet byl nutný pro určení skutečného příkonu a otáček na reálném reaktoru. Z již vypočítaných objemů V a V_m byl příkon získán úpravou rovnice (60)

$$P = \frac{P_m}{V_m} \cdot V = \frac{4,48}{0,008252} \cdot 3,021 = 1639,58 \text{ W}.$$

Otáčky byly poté vypočítány jako

$$n = \sqrt[3]{\frac{P}{P_o \rho_{sus} d^5}} = \sqrt[3]{\frac{1639,58}{0,4 \cdot 1207,33 \cdot 0,8^5}} = 2,18 \text{ s}^{-1} (130,80 \text{ min}^{-1}).$$

Jako další byly určeny součinitele přestupu tepla pro stranu duplikátoru a pro vsádku uvnitř pomocí Nusseltových korelací. Pro duplikátorový plášť s narážkami byla v literatuře nalezena korelace ve tvaru

$$\text{Nu} = \frac{\alpha_d D}{\lambda_d} = 0,027 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,33} V_i^{0,14}. \quad (61)$$

Pro míchanou nádobu byla použita Nusseltova korelace s koeficienty vyhodnocenými během experimentálního měření ve tvaru

$$\text{Nu} = \frac{\alpha_f D}{\lambda_f} = 0,33 \text{Re}^{0,6667} \text{Pr}^{0,33} V_i^{0,25}. \quad (62)$$

Poté byly určeny jednotlivá bezrozměrná čísla pro obě korelace. V Reynoldsově čísle pro duplikátor s narážkami figuruje hydraulický průměr d_e . Ten byl určen dle vztahu

$$d_e = \frac{4 \cdot w s}{2w + 2s} = \frac{4 \cdot 0,03 \cdot 0,08}{2 \cdot 0,03 + 2 \cdot 0,08} = 43,64 \text{ mm} = 0,0436 \text{ m}. \quad (63)$$

Reynoldsovo číslo pro duplikátor bylo poté vypočteno jako

$$\text{Re}_d = \frac{u d_e \rho_{ch}}{\mu_{ch}} = \frac{2,5 \cdot 0,0436 \cdot 999,9}{0,0015188} = 71\,818.$$

Reynoldsovo číslo pro vsádku bylo určeno z Reynoldsova míchacího čísla:

$$\text{Re} = \frac{n d^2 \rho_{sus}}{\mu_{sus}} = \frac{2,18 \cdot 0,800^2 \cdot 1207,33}{0,0008537} = 1\,973\,071.$$

Byla doložena bývající bezrozměrná čísla pro duplikátor:

$$\text{Pr}_d = \frac{\mu_{ch} c_{p, ch}}{\lambda_{ch}} = \frac{0,0015188 \cdot 4183}{0,57} = 11,15.$$

$$\text{Vi}_d = \frac{\mu_{ch}}{\mu_{w,o}} = \frac{0,0015188}{0,001384} = 1,0968.$$

a poté také pro vsádku

$$\text{Pr} = \frac{\mu_{sus} c_{p, sus}}{\lambda_{sus}} = \frac{0,0008537 \cdot 3165,29}{0,6609} = 4,09,$$

$$Vi = \frac{\mu_{sus}}{\mu_{w,i}} = \frac{0,0008537}{0,0004809} = 1,7753 .$$

Z korelací (61) a (62) byly po úpravě vypočteny součinitelé přestupu tepla alfa. Pro stranu duplikátoru je součinitel přestupu tepla $\alpha_d = 6\,074,96 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}$ a pro stranu vsádky $\alpha_f = 3\,958,18 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}$. Z těchto vypočítaných součinitelů přestupu tepla lze nyní dopočítat součinitel prostupu tepla dle vztahu (zjednodušeného pro rovinnou stěnu)

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_d} + \frac{t}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_f}} = \frac{1}{\frac{1}{6074,96} + \frac{0,015}{18} + \frac{1}{3958,15}} = 799,62 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1} .$$

Jako další byl vypočítán celkový tepelný tok reaktorem pro teplotní spád mezi střední teplotou vsádky a vstupní teplotou chladicího média

$$\dot{Q} = kS\Delta\bar{T} = 799,62 \cdot 10,133 \cdot (50 - 5) = 364616,83 \text{ W} .$$

Do rovnice pro výpočet času potřebného k ochlazení vsádky je také třeba dopočítat teplotu na výstupu z duplikátoru T''_{ch} . Ta byla dopočítána pomocí bilance

$$T''_{ch} = \frac{\dot{Q}}{\dot{m}c_p} + T'_{ch} = \frac{364616,83}{6 \cdot 4183} + 5 = 19,53 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Jak je naznačeno na obrázku 21, zbývá určit teploty stěn na straně duplikátoru a uvnitř nádoby. Pro stranu vsádky je teplota $T_{w,i}$ rovna dle vztahu

$$T_{w,i} = \bar{T} - \frac{\dot{Q}}{S\alpha_f} = 50 - \frac{364616,83}{10,133 \cdot 3958,15} = 40,909 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Pro stranu duplikátoru byla teplota stěny $T_{w,o}$ určena jako

$$T_{w,o} = T''_{ch} + \frac{\dot{Q}}{S\alpha_d} = 19,53 + \frac{364616,83}{10,133 \cdot 6074,96} = 25,452 \text{ } ^\circ\text{C} .$$

Protože prvotní výpočty byly provedeny pro odhadnuté teploty stěn $T_{w,o} = 8 \text{ } ^\circ\text{C}$ a $T_{w,i} = 58 \text{ } ^\circ\text{C}$, bylo nutné přistoupit k iteraci, aby byly získány přesné hodnoty teplot vnější i vnitřní stěny. Tato iterace spočívala ve výpočtu nových hodnot dynamických viskozit na základě vypočtených hodnot $T_{w,o} = 25,452 \text{ } ^\circ\text{C}$ a $T_{w,i} = 40,909 \text{ } ^\circ\text{C}$. Z nových viskozit byla přepočítána viskozitní čísla, součinitelé přestupu tepla a Nusseltova čísla. Takto bylo provedeno 5 iterací, až bylo dosaženo konstantních teplot o hodnotách $T_{w,i} = 40,1944 \text{ } ^\circ\text{C}$ a $T_{w,o} = 25,0956 \text{ } ^\circ\text{C}$. Pro tyto hodnoty byly přepočítány součinitelé přestupu tepla $\alpha_d = 6464,28 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}$ a $\alpha_f = 3669,66 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}$. Na závěr byla přepočítána nová hodnota součinitele prostupu tepla $k = 793,31 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\text{K}^{-1}$. Detailní postup výpočtu je uveden v příloženém dokumentu EXCEL.

Jak uvádí Šesták a Žitný (1997) (strana 58, 59) lze průběh teploty vsádky při jejím nestacionárním ohřevu/chlazení vyjádřit vztahem

$$\frac{T'_{ch} - T_f}{T'_{ch} - T_{f0}} = \exp \left[-\frac{W_{ch}t}{m c_{p,sus}} \left(1 - e^{-\frac{kS}{W_{ch}}} \right) \right] , \quad (64)$$

kde $W_{ch} = \dot{m}_{ch}c_{p,ch}$ je tepelná kapacita proudu chladicího média a $m = V \rho_{sus}$ je hmotnost chlazené vsádky.

Výslednou dobu potřebnou pro dosažení teploty $T_{f,fin}$ je tedy možné určit pomocí vztahu

$$t = -\frac{mc_{p,sus}}{W_{ch}} \left(1 - e^{-\frac{kS}{W_{ch}}}\right)^{-1} \ln \frac{T'_{ch} - T_{f,fin}}{T'_{ch} - T_{f,0}}. \quad (65)$$

Vypočteme tedy tepelnou kapacitu proudu chladicího média

$$W_{ch} = 6 \cdot 4183 = 25098 \text{ W} \cdot \text{K}^{-1}, \quad (66)$$

hmotnost vsádky

$$m = 3,021 \cdot 1207,33 = 3647,34 \text{ kg} \quad (67)$$

a následně celkovou dobu chlazení jako

$$t = -\frac{3647,34 \cdot 3165,29}{25098} \left(1 - e^{-\frac{793,31 \cdot 10,133}{25098}}\right)^{-1} \ln \frac{5 - 15}{5 - 85} = 3490 \text{ s}. \quad (68)$$

Z výše uvedeného výpočtu tedy vyplývá, že doba chlazení vsádky skutečného reaktoru je $3490 \text{ s} = 58,17 \text{ min}$.

7 Závěr

Tématem této práce je vyhodnocení součinitele přestupu tepla ve vsádkách míchaných míchadly se zakřivenými lopatkami. V úvodních kapitolách je teoreticky popsána problematika míchání a přestupu tepla v míchaných vsádkách. Rešeršní část je věnována míchadlům se zakřivenými lopatkami. Je zde popsána jejich geometrie, uspořádání reaktorů a příklady jejich použití. Dále jsou v této části popsány metody měření součinitelů přestupu tepla v reaktorech s míchadly. Teoretický popis doprovázejí příklady aplikací z literatury. Na závěr jsou zde uvedeny metody vyhodnocování součinitelů přestupu tepla pomocí CFD simulací.

V rámci praktické části bylo provedeno měření ohřevu a chlazení vsádky. Experiment byl proveden na laboratorní aparatuře. Použita zde byla válcová nádoba s klenutým dnem a duplikátorovým pláštěm. Měření proběhlo se dvěma typy míchadel – s míchadlem se skloněnými lopatkami 6SL45 o průměru 66,7 mm a s míchadlem se třemi zakřivenými lopatkami PF100 o průměru 100 mm. Jako vsádka byla nejdříve použita destilovaná voda. Měření proběhlo ve dvou geometrických uspořádání, pro $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$. V případě míchadla 6SL45 byly použity čtyři ploché narážky, v případě míchadla PF100 byly použity dvě prstovové narážky. Míchadlo 6SL45 bylo umístěno do vzdálenosti $H_2 = 66,7$ mm, míchadlo PF100 do vzdálenosti $H_2 = 10$ mm. Do duplikátorového pláště byla nejdříve přivedena teplá voda z vodovodního řadu, čímž byla vsádka ohřáta. Následně byl tok do duplikátoru přepnut na studenou vodu a vsádka byla ochlazena. Teploty na stěnách nádoby a uvnitř vsádky byly snímány pomocí termočlánků a byly zaznamenány do programu na PC. Z naměřených teplot byly pomocí implicitního schématu vypočteny teploty teoretické. Na jejich základě byly vyhodnoceny součinitelé přestupu tepla pomocí metody nejmenších čtverců. Toto vyhodnocení proběhlo pro zvolený rozsah teplot 20 – 36 °C. Z takto zjištěných dat byly dále vyhodnoceny parametry c a m pro Nusseltovu korelaci pro přestup tepla. Použita byla jednoparametrická regrese pro konstantní hodnotu $m = 0,667$ a dále dvouparametrická regrese, ze které byly určeny oba parametry. Závislosti se zjištěnými parametry byly graficky zobrazeny v logaritmických souřadnicích. Parametry korelací jsou prezentovány v tabulce.

Ve druhé části měření bylo míchadlo PF100 použito k vyhodnocení součinitelů přestupu tepla při ohřevu a chlazení jemnozrnných suspenzí. Jako suspenze zde byla použita směs destilované vody a balotinových skleněných kuliček o koncentraci dané objemovým zlomkem 5; 10 a 15 %. Míchadlo bylo opět umístěno do výšky $H_2 = 10$ mm. Nádoba byla vybavena dvěma prstovými narážkami. Měření proběhlo pro nastavení $H/D = 1$ a $H/D = 1,15$. Pro tuto suspenzi byly nejdříve na zvláštní skleněné nádobě zjištěny otáčky, kdy se suspenze dostane do vznosu (bylo použito Zwieteringovo kritérium) n_{js} a otáčky, kdy je mrak suspenze vymíchán téměř ke hladině n_H . Z těchto otáček byla vytvořena řada, na které proběhlo měření. Vyhodnocení teplot a následné vyhodnocení součinitelů přestupu tepla a koeficientů pro Nusseltovu korelaci proběhlo obdobně jako v první části. Závěrečný souhrn křivek chlazení a ohřevu kapalné vsádky (za použití jednoparametrické regrese) a bodů pro ohřev a chlazení jemnozrnné suspenze je uveden na obrázku 20. Zde lze pozorovat, že křivky pro ohřev i chlazení mají přímkový charakter. Rovněž body ohřevu a chlazení suspenze vykazují přímkový charakter (lze je tedy aproximovat jednoduchou mocninnou funkcí).

V poslední části práce byl proveden výpočet chlazení vsádky reaktoru s RCI míchadlem a klenutým dnem, kdy byla použita Nusseltova korelace získaná z vyhodnocení dat pro chlazení 15% suspenze. V tomto výpočtu byla data z laboratorní úlohy přenesena na reálný model reaktoru pomocí kritéria konstantního měrného příkonu. Reaktor je opatřen duplikátorovým pláštěm se šroubovicovou vestavbou. Neznámé teploty stěn a výstupní teploty chladicího média byly nej-

prve odhadnuty a poté byly zpřesněny pomocí iterace. Poté byl určen součinitel prostupu tepla k a tepelná kapacita chladicího média W_{ch} . Na základě znalosti uvedených veličin byl spočítán čas pro ochlazení míchané vsádky $t = 58,17$ min.

Seznam použité literatury

- Bourne, J., Buerli, M., Regenass, W. Heat transfer and power measurements in stirred tanks using heat flow calorimetry. *Chemical Engineering Science*, 1981, roč. 36, Č. 2, s. 347–354. ISSN 0009-2509.
- Bourne, J., Dossenbach, O., Post, T. A. Local and average mass and heat transfer generated by Pfaudler-type impellers. In *Fluid Mixing II*, roč. 89. ISBN 978-0-85295-171-2, 1984, s. 177–191.
- Calvo, S., Delafosse, A., Collignon, M.-L., Crine, M., Toye, D. Experimental Characterisation and Modelling of Homogeneous Solid Suspension in an Industrial Stirred Tank. *Advances in Mechanical Engineering*, 2013, roč. 5.
- Chong, J. S., Christiansen, E. B., Baer, A. D. Rheology of concentrated suspensions. *Journal of Applied Polymer Science*, 1971, roč. 15, Č. 8, s. 2007–2021.
- Coker, A. K. *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design*. Elsevier, 2001. ISBN 978-0-88415-481-5, 622 s.
- Coker, A. K. Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3 (4th Edition). 2015.
- Couper, J. R., Penney, R. W., Fair, J. R., Walas, S. M. *Chemical Process Equipment - Selection and Design (3rd Edition)*. Elsevier, 2012. ISBN 978-0-12-396959-0
- Daza, S. A., Prad, R. J., Nunhez, J. R., Castilho, G. J. Nusselt number correlation for a jacketed stirred tank using computational fluid dynamics. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2019, roč. 97, Č. 2, s. 586–593.
- Delaplace, G., Demeyre, J.-F., Guérin, R., Debreyne, P., Leuliet, J.-C. Determination of representative and instantaneous process side heat transfer coefficients in agitated vessel using heat flux sensors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2005, roč. 44, Č. 9, s. 993–998. ISSN 0255-2701.
- Dickey, D. S., Bittorf, K. J., Ramsey, C. J., E. Johnson, K. Understand Flow Patterns in Glass-Lined Reactors. *Chemical Engineering Progress*, 2004, roč. 100, Č. 11, s. 21–25.
- Dostál, M., Petera, K., Rieger, F. Measurement of Heat Transfer Coefficients in an Agitated Vessel with Tube Baffles. *Acta Polytechnica*, 2010, roč. 50, Č. 2.
- Gaddis, E. S. *N3 Heat Transfer and Power Consumption in Stirred Vessels*. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2010. ISBN 978-3-540-77877-6, 1451–1484 s.
- Ghoshdastidar, P. *Heat Transfer (2nd Edition)*. Oxford University Press, 2012. ISBN 978-0-19-807997-2
- Kato, Y., Tada, Y., Takeda, Y., Hirai, Y., Nagatsu, Y. Correlation of Power Consumption for Propeller and Pfaudler Type Impellers. *Journal of chemical engineering of Japan*, 2009, roč. 42, Č. 1, s. 6–9.
- Kresta, S. M., Etchells, A. W., Dickey, D. S., Atiemo-Obeng, V. A. *Advances in Industrial Mixing - A Companion to the Handbook of Industrial Mixing*. John Wiley and Sons, 2016. ISBN 978-0-470-52382-7

- Ku, J.-H., Cho, H.-H., Koo, J.-H., Yoon, S.-G., Lee, J.-K. Heat transfer characteristics of liquid-solid suspension flow in a horizontal pipe. *Journal of Mechanical Science and Technology*, 2012, roč. 14, s. 1159–1167.
- Kumar, A., Joshi, J., Vitankar, V. Numerical simulations of jacket side thermal-hydraulic performance for large stirred vessels. *Numerical Heat Transfer, Part A: Applications*, 2021, roč. 79, s. 1–24.
- Li, M., White, G., Wilkinson, D., Roberts, K. J. Scale up study of retreat curve impeller stirred tanks using LDA measurements and CFD simulation. *Chemical Engineering Journal*, 2005, roč. 108, Č. 1, s. 81–90. ISSN 1385-8947.
- Mahir, M., Maakoul, A. E., Khay, I., Saadeddine, S., Bakhouya, M. An investigation of heat transfer performance in an agitated vessel. *Processes*, 2021, roč. 9, Č. 3. ISSN 2227-9717.
- Moreira, T. A., Colmanetti, A. R. A., Tibiriçá, C. B. Heat transfer coefficient: a review of measurement techniques. *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering*, 2019, roč. 41, s. 1–25.
- ON 69 1027. *Lopatkové míchadlo se zakřivenými lopatkami*. Praha: Ústav pro normalizaci a měření, 1968.
- Paul, E. L., Atiemo-Obeng, V. A., Kresta, S. M. *Handbook of Industrial Mixing - Science and Practice*. John Wiley and Sons, 2004. ISBN 978-0-471-26919-9
- Penney, W. R. *Computer-Aided Design of Fluid Mixing Equipment - A Guide and Tool for Practicing Engineers*. Elsevier, 2021. ISBN 978-0-12-818975-7, 192 s.
- Perarasu, V. T., Arivazhagan, M., Sivashanmugam, P. CFD modelling study of heat transfer in a coiled agitated vessel. *Progress in Computational Fluid Dynamics*, 2014, roč. 14, s. 177 – 188.
- Rieger, F., Novák, V., Jirout, T. *Hydromechanické procesy II*. Praha: Vydavatelství ČVUT, 2005
- Rielly, C., Habib, M., Sherlock, J.-P. Flow and mixing characteristics of a retreat curve impeller in a conical-based vessel. *Chemical Engineering Research and Design*, 2007, roč. 85, Č. 7, s. 953–962. ISSN 0263-8762.
- Sirasitthichoke, C., Salloum, S., Armenante, P. M. Power number and hydrodynamic characterization of a stirred vessel equipped with a Retreat-Blade Impeller and different types of pharmaceutical single baffles. *Chemical Engineering Science*, 2022, roč. 257, s. 117725. ISSN 0009-2509.
- Torre, J.-P. *Quenching runaway reactions: hydrodynamics and jet injection studies for agitated reactors with a deformed free-surface*. Doktorská práce, Institut National Polytechnique de Toulouse - INPT, 2007.
- Verschuren, I., Wijers, J., Keurentjes, J. Chapter 9 - Mixing with a pfaudler type impeller; the effect of micromixing on reaction selectivity in the production of fine chemicals. In *10th European Conference on Mixing*, Elsevier Science. ISBN 978-0-444-50476-0, 2000, s. 69–75.
- Wijayasekara, D. B. *Minimum agitation speed for solid suspension and mixing time in a torispherical -bottomed pharmaceutical stirred tank under different baffling conditions*. Diplo-

mová práce, New Jersey Institute of Technology. Department of Chemical, Biological and Pharmaceutical Engineering, 2010.

Zakrzewska, B., Jaworski, Z. CFD Modeling of Turbulent Jacket Heat Transfer in a Rushton Turbine Stirred Vessel. *Chemical Engineering & Technology*, 2004, roč. 27, Č. 3, s. 237–242.

Šesták, J., Rieger, F. *Přenos hybnosti, tepla a hmoty*. Praha: Vydavatelství ČVUT, 2005

Šesták, J., Žitný, R. *Tepelné pochody II*. Praha: Vydavatelství ČVUT, 1997

Seznam použitých symbolů

a	součinitel teplotní vodivosti, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
B	tloušťka ploché narážky, m
B_1	vzdálenost prstové narážky od stěny nádoby, m
C_e, C_i	konstanty pro Wilsonův graf, —
c_p	měrná tepelná kapacita, $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
c_v	objemová koncentrace, %
d	průměr míchadla, m
D	průměr nádoby, m
h	vzdálenost hladiny od horního okraje nádoby, m
h_{pl}	výška pláště kontrolního reaktoru, m
H	výška hladiny v reaktoru, m
H_2	vzdálenost míchadla ode dna reaktoru, m
k	součinitel prostupu tepla, $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$
L	charakteristický rozměr, m
m	hmotnost, kg
\dot{m}	hmotnostní tok, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$
n	otáčky, s^{-1}
n_H	otáčky pro vzhos vsádky téměř k hladině, s^{-1}
n_{js}	otáčky pro vzhos vsádky dle Zwieteringova kritéria, s^{-1}
P	příkon, W
P_m	příkon laboratorního míchadla, W
P_{mech}	výkon, W
q_n, \vec{q}	hustota tepelného toku, $\text{W} \cdot \text{m}^{-2}$
\dot{Q}	tepelný tok, W
R	poloměr, m
R_T, R_f	termický odpor, $\text{m}^2 \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$
S	teplosměnná plocha, m^2
S_{pl}	plocha válcové části reaktoru, m^2
T_f, T	teplota vsádky, K, °C
\bar{T}	střední teplota vsádky, K, °C
T'_1, T'_{ch}	teplota na vstupu do duplikátoru, K, °C
T''_1, T''_{ch}	teplota na výstupu z duplikátoru, K, °C
$T_{f,0}$	počáteční teplota vsádky, K, °C
ΔT	rozdíl teplot, K
ΔT_{ln}	logaritmický teplotní spád, K
u	rychlost proudění, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
W_{ch}	tepelná kapacita proudu chladicího média, $\text{W} \cdot \text{K}^{-1}$

Seznam řeckých symbolů

α	součinitel přestupu tepla, $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$
δ	tloušťka teplotní mezní vrstvy, m
λ	součinitel teplotní vodivosti, $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \text{K}^{-1}$
μ	dynamická viskozita, Pa·s
ν	kinematická viskozita, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$

ρ hustota, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

Seznam bezrozměrných čísel

G_c geometrická korekce,
 N_q čerpací číslo,
 Nu Nusseltovo číslo,
 Po příkonové číslo,
 Pr Prandtlovo číslo,
 Re Reynoldsovo číslo,
 Sh Sherwoodovo číslo,
 Vi viskozitní poměr,

Seznam indexů

H_2O voda,
d duplikátor,
f kapalná fáze, vsádka,
in, i vnitřní,
l kapalná fáze,
max maximální,
min minimální,
s pevná fáze,
sus suspenze,
w stěna,

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem předloženou práci vypracovala samostatně a že jsem uvedla veškeré použité informační zdroje v souladu s Metodickým pokynem o dodržování etických principů při přípravě vysokoškolských závěrečných prací.

Karolína Volná, v. r.
19. ledna 2024

Kuba, J.: Metodický pokyn č. 1/2009 O dodržování etických principů při přípravě vysokoškolských závěrečných prací, ČVUT v Praze, 1. července 2009, <https://www.cvut.cz/sites/default/files/content/d1dc93cd-5894-4521-b799-c7e715d3c59e/cs/20190327-metodicky-pokyn-c-12009-o-dodrzovani-eticky-ch-principu-pri-priprave-vysokoskolskych.pdf> [31. července 2019]