

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

FAKULTA STROJNÍ

ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY



BAKALÁŘSKÁ PRÁCE

PŘENOS HMOTY A TEPLA V MÍCHANÉM REAKTORU

MASS AND HEAT TRANSFER IN STIRRED REACTOR

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Sieratovský** Jméno: **Jan** Osobní číslo: **474990**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávající katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Teoretický základ strojního inženýrství**
Studijní obor: **bez oboru**

II. ÚDAJE K BAKALÁŘSKÉ PRÁCI

Název bakalářské práce:

Přenos hmoty a tepla v míchaném reaktoru

Název bakalářské práce anglicky:

Mass and heat transfer in stirred reactor

Pokyny pro vypracování:

Zpracujte rešerši se zaměřením na děje probíhající ve vícefázových mechanicky míchaných reaktorech. Při zpracování rešerše se zaměřte zejména na:

- * Mechanické míchání a typy míchadel.
- * Příkon míchadel při míchání kapalné fáze a vícefázové směsi kapalina-plyn.
- * Přenosové jevy v míchaném reaktoru – přenos hmoty a tepla.
- * Experimentálně stanovte součinitel přestupu tepla plyn – kapalina v laboratorním mechanicky míchaném reaktoru pro zadané podmínky.

Seznam doporučené literatury:

Dle doporučení vedoucího práce

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) bakalářské práce:

doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D., ústav procesní a zpracovatelské techniky FS

Jméno a pracoviště druhé(ho) vedoucí(ho) nebo konzultanta(ky) bakalářské práce:


Datum zadání bakalářské práce: **30.04.2020**

Termín odevzdání bakalářské práce: **07.08.2020**


Platnost zadání bakalářské práce: **30.09.2020**



doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.
podpis vedoucí(ho) práce




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



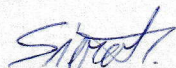
prof. Ing. Michael Valášek, DrSc.
podpis děkana(ky)

III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Student bere na vědomí, že je povinen vypracovat bakalářskou práci samostatně, bez cizí pomoci, s výjimkou poskytnutých konzultací. Seznam použité literatury, jiných pramenů a jmen konzultantů je třeba uvést v bakalářské práci.



Datum převzetí zadání



Podpis studenta

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem svou bakalářskou práci s názvem: „Přenos hmoty a tepla v míchaném reaktoru“ vypracoval samostatně a použil jsem pouze podklady (literaturu, projekty, SW atd.) uvedené na konci bakalářské práce v seznamu použité literatury.

Nemám závažný důvod proti užití tohoto školního díla ve smyslu § 60 zákona č. 121/2000 Sb., o právu autorském, o právech souvisejících s právem autorským a o změně některých zákonů (autorský zákon).

V Praze dne

.....

Podpis autora práce

PODĚKOVÁNÍ

Tímto bych rád poděkoval svému vedoucímu bakalářské práce panu doc. Ing. Radku Šulcovi, Ph.D. za ochotu, trpělivost, přátelský přístup a cenné rady, které mi poskytl během konzultací souvisejících se zpracováním této bakalářské práce.

ANOTAČNÍ LIST

Jméno autora:	Jan
Příjmení autora:	Sieratovský
Název práce česky:	Přenos hmoty a tepla v míchaném reaktoru
Název práce anglicky:	Mass and heat transfer in stirred reactor
Rozsah práce:	Počet stran: 62 Počet obrázků: 24 Počet tabulek: 13 Počet příloh: 2
Akademický rok:	2019/2020
Jazyk práce:	Český jazyk
Ústav:	ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY
Studijní program:	B2342 – Teoretický základ strojního inženýrství (TZSI)
Vedoucí práce:	doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.
Anotace:	Tato práce je v první části zaměřena na literární rešerši problematiky mechanického míchání, jeho použití, vlastnosti a parametry, které popisují zkoumání přenosu tepla a hmoty ve vícefázových systémech. V druhé části jsou prezentovány výsledky experimentálního měření objemového součinitele přenosu tepla mezi plynem a kapalinou.
Abstract:	The first part of the thesis is focused on a literature review of the problems of mechanical mixing, their properties and parameters that describes the investigation of heat and mass transfer in multi-phase systems. The second part presents the result of experimental measurement of volume heat transfer coefficients between liquid and gas.
Klíčová slova:	Mechanické míchání, Rushtonova turbína, přenos tepla a hmoty
Keywords:	Mechanical mixing, Rushton turbine, heat and mass transfer

OBSAH

SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ	7
ÚVOD.....	11
TEORETICKÁ ČÁST	12
1 Teorie míchání – princip, účel, použití	13
1.1 Důležité pojmy v teorii míchání	15
1.2 Mechanické míchání v přehledu	16
2 Rozdělení a použití mechanických míchadel	18
2.1 Popis zařízení a jeho geometrie	20
2.2 Příkonové charakteristiky míchadel.....	21
2.2.1 Příkon míchadel v kapalinách	21
2.2.2 Příkon v probublávané kapalině	23
3 Přenosové jevy v míchaných reaktorech	28
3.1 Přenos tepla.....	28
3.2 Přenos hmoty	30
EXPERIMENTÁLNÍ ČÁST	33
4 Přenos tepla mezi plynem a kapalinou	34
4.1 Postup měření	35
4.2 Postup výpočtu.....	38
4.2.1 Řešení bilanční rovnice	43
4.2.2 Integrace diferenciální rovnice	45
ZÁVĚR.....	49
SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY	50
SEZNAM OBRÁZKŮ	52
SEZNAM TABULEK.....	53
SEZNAM PŘÍLOH	53

SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ

a	Plocha mezifázového rozhraní v daném objemu zařízení	$[m^2 \cdot m^{-3}]$
a_t	Součinitel teplotní vodivosti	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
b	Šířka narážek	$[m]$
C	Vzdálenost míchadla ode dna	$[m]$
c_i^n	Molová koncentrace látky i	$[-]$
c_p	Měrná tepelná kapacita	$[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$
D	Vnitřní průměr reaktoru	$[m]$
D_{AB}	Součinitel difuzivity mezi látkou A a B	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
d	Průměr míchadla	$[m]$
d_B	Střední průměr bubliny plynu v kapalině	$[m]$
E_D	Disipovaná energie v reaktoru	$[W \cdot m^{-3}]$
g	Tíhové zrychlení	$[m \cdot s^{-2}]$
H	Výška hladiny v nádobě	$[m]$
\dot{H}	Entalpický tok	$[W]$
h	Výška lopatek míchadla	$[m]$
h_l	Výška hladiny neaerované kapaliny	$[m]$
h_{l+g}	Výška hladiny aerované kapaliny	$[m]$
Δh^{vyp}	Měrné výparné teplo	$[kJ \cdot kg^{-1}]$
k_L	Součinitel prostupu hmoty	$[m \cdot s^{-1}]$
$k_L a$	Objemový součinitel prostupu hmoty	$[s^{-1}]$
k_{pr}	Součinitel prostupu tepla stěnou	$[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$
L	Vzdálenost mezi míchadly v etáži	$[m]$
M_i	Molární hmotnost látky i	$[kg \cdot kmol^{-1}]$
m_l	Hmotnost kapaliny ve vsádce reaktoru	$[kg]$

\dot{m}_{vyp}	Hmotnostní tok odpařené kapaliny	$[kg \cdot s^{-1}]$
n	Otáčky míchadla	$[s^{-1}]$
\dot{n}_i	Látkový tok látky i	$[kmol \cdot s^{-1}]$
\dot{n}_{vyp}	Látkový tok odpařené kapaliny	$[kmol \cdot s^{-1}]$
Δn_i	Látkové množství odpařené látky i	$[kmol]$
P	Příkon míchadla v kapalině	$[W]$
P_g	Příkon míchadla v aerované kapalině	$[W]$
P_i	Příkon dílčího míchadla v etáži	$[W]$
P_o	Příkonové číslo míchadla	$[-]$
p_i	Parciální tlak látky i	$[kPa]$
p_{in}	Tlak vzduchu na vstupu do reaktoru	$[kPa]$
p_i^*	Tlak sytých par látky i	$[kPa]$
p_{atm}	Atmosférický tlak	$[kPa]$
Δp_{ln}	Střední logaritmická tlaková diference	$[kPa]$
\dot{Q}	Tepelný tok stěnou reaktoru	$[W]$
\dot{Q}_{l+g}	Tepelný tok mezi plynem a kapalinou	$[W]$
\dot{Q}_{vyp}	Tepelný tok odváděný vypařenou kapalinou	$[W]$
\dot{Q}_{ztr}	Tepelný ztrátový tok	$[W]$
R	Univerzální plynová konstanta	$[J \cdot K^{-1} \cdot kmol^{-1}]$
r_1	Vnitřní poloměr reaktoru	$[m]$
r_2	Vnější poloměr reaktoru	$[m]$
S_b	Mezifázová plocha mezi kapalinou a plynem (povrch bubliny)	$[m^2]$
S_r	Příčný průřez reaktoru	$[m^2]$
T_g	Teplota plynu	$[^{\circ}C]$
T_{in}	Teplota na vstupu reaktoru	$[^{\circ}C]$

T_l	Teplota kapaliny	$[^{\circ}\text{C}]$
T_{out}	Teplota na výstupu reaktoru	$[^{\circ}\text{C}]$
T_{w1}	Teplota vnitřní stěny reaktoru	$[^{\circ}\text{C}]$
T_{w2}	Teplota vnější stěny reaktoru	$[^{\circ}\text{C}]$
ΔT_{ln}	Střední logaritmická diference teploty	$[^{\circ}\text{C}]$
t	Čas	$[\text{s}]$
V_k	Stav plynoměru na počátku měření	$[\text{m}^3]$
V_l	Objem kapaliny v reaktoru	$[\text{m}^3]$
V_{l+g}	Objem kapaliny a plynu v reaktoru	$[\text{m}^3]$
V_0	Stav plynoměru na konci měření	$[\text{m}^3]$
\dot{V}_g	Objemový tok vzduchu	$[\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}]$
v	Rychlost tekutiny v proudovém poli	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$
v_g	Mimovrstvová rychlost plynu	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$
v_r	Reakční rychlost (rychlost chemické reakce)	$[\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}]$
v_s	Rychlost stoupání bubliny	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$

Řecká abeceda

α	Součinitel přestupu tepla	$[\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}]$
β	Součinitel přenosu hmoty	$[\text{kmol} \cdot \text{kPa} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}]$
ε_g	Relativní zádrž plynu	$[-]$
λ	Součinitel tepelné vodivosti	$[\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}]$
μ	Dynamická viskozita	$[\text{Pa} \cdot \text{s}]$
μ_{tl}	Dynamická viskozita kapaliny při dané teplotě	$[\text{Pa} \cdot \text{s}]$
μ_{tw}	Dynamická viskozita kapaliny při teplotě stěny	$[\text{Pa} \cdot \text{s}]$
ν	Kinematická viskozita	$[\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}]$
ρ	Hustota	$[\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}]$

σ	Povrchové napětí kapaliny	$[N \cdot m^{-1}]$
φ	Relativní vlhkost vzduchu	$[-]$

Podobnostní čísla

Fr	Froudeho číslo	$[-]$
Na	Průtokové číslo	$[-]$
Nu	Nusseltovo číslo	$[-]$
Pr	Prandtlovo číslo	$[-]$
Re	Reynoldsovo číslo	$[-]$
Sc	Schmidtovo číslo	$[-]$
Sh	Sherwoodovo číslo	$[-]$
Vi	Viskózní číslo	$[-]$
We	Weberovo číslo	$[-]$

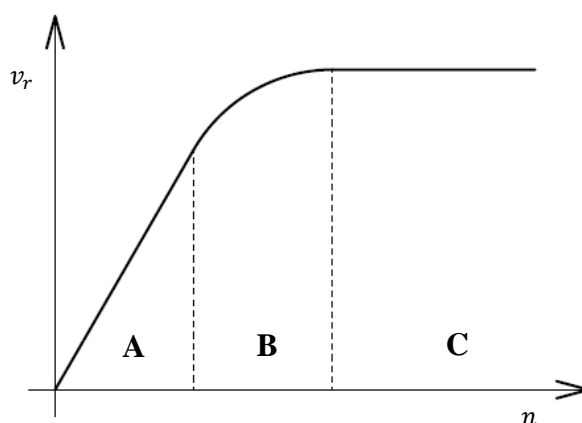
ÚVOD

V této bakalářské práci se budeme věnovat problematice sdílení tepla a hmoty ve vícefázových soustavách u procesů probíhajících v míchaných reaktorech. Tato aplikace je nedílnou součástí procesního inženýrství a má širokou škálu použití od chemického průmyslu přes kosmetický, potravinářský průmysl až po biotechnologii. Podle potřeby jsou napříč jednotlivými odvětvími instalována míchací zařízení mechanická, pneumatická nebo hydromechanická. Například zmíněná mechanicky míchaná zařízení jsou často používána v chemickém průmyslu jako probublávané chlorační reaktory, hydrogenační reaktory s katalyzátory ve vlnosu. Další častou aplikací jsou bioreaktory, ve kterých probíhají biochemické reakce v důsledku působení enzymů nebo živých buněk – mikroorganismů, rostlinných buněk atd. Používají se například při fermentačních výrobcích a při čištění odpadních vod biologickou cestou, kdy pomocí probublávání kapaliny plynem dopravujeme živým buňkám kyslík a živiny, díky kterým se mohou množit a růst. Pro tuto aplikaci jsou však vhodnější pneumaticky míchané reaktory oproti mechanicky míchaným. Hlavním důvodem je zmenšení zástavbového prostoru míchacího zařízení a vynechání pohyblivých mechanických částí (hrádele s míchadlem). Obecně tato zařízení spojuje děj zvaný aerace, při kterém dochází k transportu plynné látky do kapalné přes fázové rozhraní. Samozřejmě může docházet i k jiným dějům v závislosti na použitém systému (kapalina – plyn, kapalina – kapalina atd.). Nás však v rámci této bakalářské práce zajímá právě zmíněná aerace. Při projektování těchto zařízení je třeba brát zřetel na maximální produktivitu, výtěžnost, spolehlivost a minimální energetickou a časovou náročnost. Z těchto důvodů je nutné dobře znát přenosové jevy, jejichž prostřednictvím jsme schopni analyzovat procesy v dané aplikaci a jsme schopni navrhnout zařízení na míru. Z tohoto důvodu v této práci sledujeme přestup tepla a hmoty v míchaných reaktorech.

V rámci literární rešerše a následného experimentu se zaměříme na problematiku vsádkových mechanicky míchaných reaktorů. Na svém experimentálním zařízení zkoumáme přenosové jevy ve dvoufázovém systému kapalina – plyn, kde promíchávanou kapalinou je voda a probublávajícím plynem vzduch. V rámci pozorování přenosu tepla se zaměříme na přenos mezi fázemi, a to mezi kapalinou a plynem. Výsledným výstupem této práce je hodnota objemového součinitele přestupu tepla mezi plynem a kapalinou pro dané podmínky experimentu. Ten následně slouží k orientačním výpočtům reálných zařízení, u kterých se snažíme dostat z laboratorních podmínek do podmínek, jež jsou vyžadovány v technické praxi, tzv. zvětšování měřítka („*scale-up*“).

TEORETICKÁ ČÁST

Z hlediska přenosových jevů, jako je sdílení hybnosti, tepla a hmoty, může ve vícefázových soustavách docházet i k vzájemné interakci mezi těmito jevy a chemickými reakcemi a k jejich vzájemnému ovlivňování. Tyto systémy jsou tvořeny minimálně dvěma fázemi oddělenými od sebe fázovým rozhraním, v okolí kterého se odehrávají zmíněné pochody. Intenzivní a obvykle současný přenos tepla a hmoty je v těchto reaktorech zajišťován turbulencí – sdílením hybnosti. Z hlediska přestupu tepla a hmoty rozeznáváme tři pracovní režimy reaktoru (viz obr. 1). [1]



Obr. 1: Provozní režimy reaktoru: A difuzní, B přechodný, C kinetický – upraveno [1]

Prvním režimem je *režim difuzní (A)*, ten je charakteristický tím, že v něm dochází k přenosu hmoty pomocí molekulární difuze. Rychlost chemické reakce lineárně roste se zvyšující se intenzitou promíchávané vsádky, avšak přenos hmoty je v tomto režimu více podporovaný sdílením tepla než hybností. S tím jsou spojené významné koncentrační či teplotní nehomogenity. [1, 2]

Druhým režimem je *režim kinetický (C)*, který je naopak od režimu difuzního charakteristický minimálními teplotními a koncentračními gradienty, což je způsobeno tím, že úhrnná rychlost všech přenosových jevů je podstatně větší než rychlost chemické reakce. To je způsobeno významným přenosem hybnosti, který souvisí s intenzitou promíchávání, jež je například dána otáčkami míchadla nebo rychlostí proudění některé z fází, velikostí částic katalyzátoru nebo velikostí fázového rozhraní. V tomto režimu typicky dochází k přenosu tepla a hmoty zásadně konvektivním způsobem. Můžeme si však povšimnout, že od určité intenzity promíchávání nám již rychlost reakce neroste. [1, 2]

Třetím režimem je *režim přechodový (B)*, kde dochází jak k difuznímu, tak i konvektivnímu přenosu hmoty, to je způsobeno postupným zvyšováním intenzity promíchávání až na mez, kdy nám už rychlost reakce zůstane konstantní. [1, 2]

1 Teorie míchání – princip, účel, použití

Míchání je velmi starý a hojně rozšířený hydromechanický proces, který využíváme dnes a denně při naprosto běžných úkonech, například při vaření, kdy promícháváme polévku vařečkou. Samozřejmě, že nás zajímá uplatnění tohoto procesu zejména v technické praxi. Tento proces můžeme definovat jako redukci nehomogenit za účelem dosažení požadovaných výsledků procesů. Nehomogenity bývají nejčastěji způsobeny rozdílnými koncentracemi látek, rozložením teplot nebo odlišnými fázemi vsádky. Důvody, proč používáme a optimálně navrhujeme míchadla, jsou následující: [3, 4]

- homogenizace fyzikálních vlastností (teplota, koncentrace atd.),
- disperze plynů v kapalině, popřípadě mezi dvěma kapalinami,
- suspendace a rozptýlení pevných látek v kapalině,
- přenos tepla a hmoty za pomoci účinků hybnosti,
- lepší průběh homogenních a heterogenních reakcí.

Rozsah použití směšovacíh operací je velmi rozsáhlý a hraje klíčovou roli v mnoha průmyslových odvětvích. Každé z nich má však svůj specifický charakter, podle kterého se míchadla nejrůzněji přizpůsobují. Mezi nejvýznamnější průmyslová odvětví, kde se můžeme s míchadly potkat, patří: [3, 4]

- chemický, zemědělský a farmaceutický průmysl,
- petrochemický průmysl,
- biotechnologické odvětví průmyslu,
- zpracování polymerů,
- barvy a povrchové úpravy,
- kosmetické produkty,
- potravinářský průmysl,
- čistírny odpadních vod,
- papírenský průmysl,
- zpracování nerostných surovin.

Ve všech těchto průmyslových odvětvích je problematika míchání omezena na určité základní koncepce strojů, které jsou pro ně navzájem společné. Jedním z významných úkolů procesního inženýra je volba vhodného míchacího zařízení, které nám zajistí správnou funkci zpracovatelského procesu. Důležitým aspektem při volbě druhu míchadla jsou množství mísených látek, druh látek, požadavky na kvalitu fyzikálních vlastností, hygiena spojená

s použitím produkované látky a energetická náročnost procesu. Z hlediska přenosu energie mezi míchacím zařízením a míchaným médiem pro zajištění míchání můžeme rozlišit tyto čtyři základní způsoby míchání: [3, 4]

- míchání mechanické,
- míchání hydraulické,
- míchání pneumatické,
- míchání v potrubí.

V návaznosti na způsob míchání látek je nutné při dané aplikaci určit vhodný způsob provozu reaktoru, a to z hlediska průtoku látky. Podle potřeby a požadavků na procesní produkt a výrobní technologii rozlišujeme tyto tři základní provozové reaktory: [3, 4]

- reaktor vsádkový,
- reaktor vsádkový s postupným přítokem,
- reaktor kontinuální.

V průmyslovém podniku se však míchací zařízení nenachází samostatně. Pro správnou funkci a jednoduché řízení procesu je míchací zařízení vybaveno spoustou doplňků (teplotní čidla, tlaková čidla, řídicí jednotky atd.), která mohou proces kontrolovat a řídit nebo slouží k lepší ovladatelnosti celého zařízení. Na obr. 2 je zařízení využité v potravinářském průmyslu pro homogenizaci majonézy.



Obr. 2: Míchací zařízení pro homogenizaci majonézy – převzato z Unimont Pacov [5]

1.1 Důležité pojmy v teorii míchání

Homogenizace

Významným a často chtěným úkolem míchání je homogenizace vsádky. Homogenizace je schopnost dosáhnout stejnorodé směsi oproti počátečnímu stavu vsádky pomocí promíchávání. Používá se zpravidla u navzájem mísitelných kapalin. Zkoumaným parametrem je: [2, 3, 4]

- doba homogenizace, tj. čas, za který je reaktor schopný homogenizovat vsádku.

Suspendace

Dalším významným úkolem míchání je udržení pevných částic ve vznosu a vytvoření rovnoměrného rozložení těchto částic v kapalném objemu vsádky. Příkladem přípravy suspenze může být příprava absorpčních roztoků – suspenze vápence nebo vápna. Jiným příkladem může být suspenze částic katalyzátoru v případě chemických reakcí. Pevné částice také ovlivňují přestup hmoty mezi fázemi v probublávaném reaktoru. Suspendace se uplatňuje zejména v systému kapalina – pevná fáze, popřípadě kapalina – plyn – pevná fáze. Zkoumanými parametry jsou: [2, 3, 4]

- otáčky, při kterých dochází k vznosu tuhé fáze,
- otáčky, při kterých dochází k homogennímu rozložení tuhé fáze v kapalně fázi.

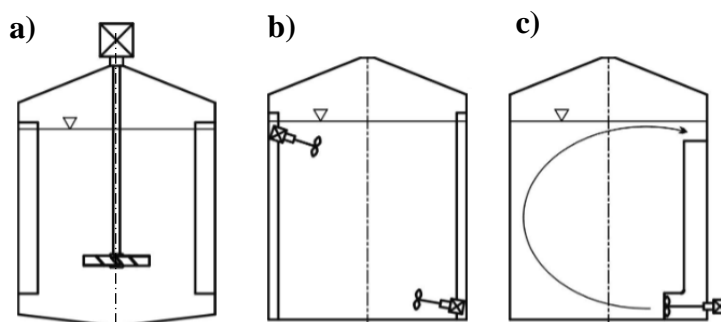
Dispergace

Disperzí se rozumí směs bublin plynu či kapek nemísitelné kapaliny v kapalně fázi. Působením smykového napětí dochází k rozbíjení bublin plynu či kapek kapaliny na menší bubliny a kapky, čímž dochází ke zvýšení mezifázového povrchu a následně k intenzivnějšímu přenosu hmoty. Vyvolání smykového napětí může být vyvoláno vysokou výtakovou rychlostí plynu do kapaliny například u pneumatického míchání nebo rotací míchadla u míchání mechanického. Z hlediska přenosu hmoty nás zajímají tyto parametry: [2, 3, 4]

- stupeň dispergace,
- velikost zádrže dispergované fáze,
- doba zdržení plynu, kapaliny v kapalině,
- stabilita disperze (koalescence bublin, kapek).

1.2 Mechanické míchání v přehledu

Mechanické míchání je obvykle realizováno ve válcových nádobách (někdy i ve čtvercových nádobách) s rovným nebo hluboce klenutým dnem. K těmto nádobám jsou připevněna různá míchadla, která zajišťují cirkulaci vsádky v nádobě. Z hlediska konstrukce vlastních míchacích zařízení je možné použít spoustu řešení, které vyhovují daným aplikacím. Míchací zařízení jsou tvořena míchadly různých konstrukcí a ta jsou pevně uchycena k hřídeli.

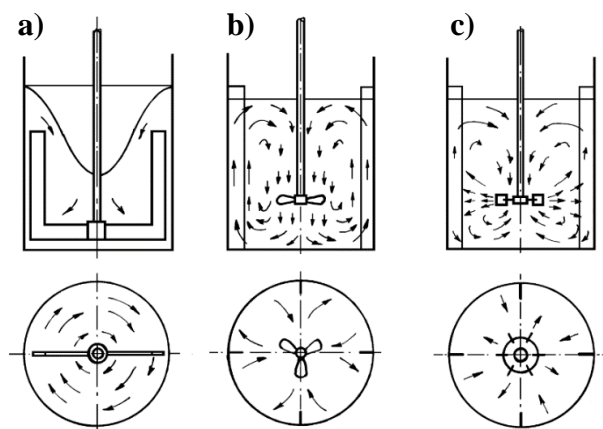


Obr. 3: Konstrukční uspořádání mechanicky míchaných míchadel – upraveno [3]

Typy míchacích zařízení podle konstrukce jsou na obr. 3: [3]

- a) míchaná nádoba s centrálním míchadlem,
- b) míchaná nádoba s šikmým míchadlem,
- c) míchaná nádoba s bočním míchadlem a difuzorem.

Nejčastěji používaným konstrukčním uspořádáním je míchaná válcová nádoba s centrálně umístěným míchadlem dle obr. 3a, které může být umístěno buď shora nádoby, anebo ze spodu, to je však méně praktické, hlavně z hlediska kontroly patního ložiska nebo v případě průchodu hřídele dnem z hlediska utěsnění hřídele.



Obr. 4: Druhy proudění v míchané nádobě – upraveno [3]

Pokud je míchaná nádoba velkého průměru nebo je hřídel při centrálním umístění příliš dlouhá a existuje problém s uložením hřídele a jejím kmitáním, můžeme se setkat s konstrukčním

uspořádáním, kdy je míchadlo umístěno buď šikmo (viz obr. 3b) anebo z boku (viz obr. 3c). Na konstrukci se významně podílí použitý typ míchadla, který má za následek různé způsoby proudění (viz obr. 4). Charakter proudění v nádobě je závislý na použité geometrii míchadla a dalších konstrukčních úpravách míchacího zařízení, např. použití narážek, difuzoru aj. Podle převažujícího typu proudění ve vsádce rozlišujeme tato tři charakteristická proudění: [3]

- a) tangenciální proudění,
- b) axiální proudění,
- c) radiální proudění.

V případě centrálního umístění míchadla vzniká tangenciální proudění, to znamená, že kapalina se otáčí v nádobě za vzniku středového víru (viz obr. 4a) a promíchávání kapaliny není účinné. Ve většině případů je tak tangenciální proudění nechtěné. Existují však případy, zejména u velmi viskózních látek, kdy nemůžeme použít rychloběžné míchadlo vzhledem k velkému příkonu zařízení a následné velké disipaci energie do překonání vazkých sil. Proto se používají pomaloběžná míchadla s určitou typizovanou geometrií, která jsou i přes tangenciální charakter proudění schopna zajistit správné míchání látek v reaktoru. [3, 4]

Nejjednodušší úpravou je použití svislých desek – narážek (viz obr. 3a a 3b). Podle geometrie použitého míchadla se v nádobě pak vytváří buď axiální (obr. 4b) nebo radiální proudění (obr. 4c). Nevýhodou narážek je vznik mrtvých zón (z hlediska proudění kapaliny), ve kterých se může hromadit tuhá fáze (je-li obsažena ve vsádce), dále zde mohou vznikat koncentrační nehomogenity, usazování nečistot a v případě bioreaktorů se zde mohou shromažďovat mikroorganismy, které v důsledku nedostatku kyslíku zahynou. V některých aplikacích se můžeme setkat s použitím difuzoru (viz obr. 3c) nebo s hranatými nádobami, které částečně nahrazují funkci narážek, avšak použití narážek v hranatých nádobách také přispívá k lepšímu promíchávání. Další možností je excentrické umístění míchadla. Též můžeme použít více samostatných míchadel (viz obr. 3b), u kterých lze nastavit a řídit rozdílnou intenzitu promíchávání. V některých případech se také používá více míchadel na jednom hřídeli. Vhodná volba konstrukčních úprav míchacího zařízení a volba míchadla má výrazný vliv na hydrodynamiku vsádky. Tyto úpravy významně urychlí přenos tepla a hmoty a s tím související homogenizaci, suspendaci nebo dispergaci vsádky. [1, 2, 3, 4]

2 Rozdělení a použití mechanických míchadel

Základní výběr míchacího zařízení provádíme podle viskozity vsádky. Podle viskozity látky pak míchadla rozdělujeme na: [1]

- MÍCHADLA POMALOBĚŽNÁ → pro vysokoviskózní vsádky,
 - viskozita vsádky $\mu = 10^{-1} \div 10^3 \text{ Pa} \cdot \text{s}$,
 - obvodová rychlost míchadla je obvykle do $5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,
- MÍCHADLA RYCHLOBĚŽNÁ → pro nízkoviskózní vsádky,
 - viskozita vsádky $\mu = 5 \cdot 10^{-4} \div 5 \cdot 10 \text{ Pa} \cdot \text{s}$,
 - obvodová rychlost míchadla je obvykle $5 \div 12 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$.

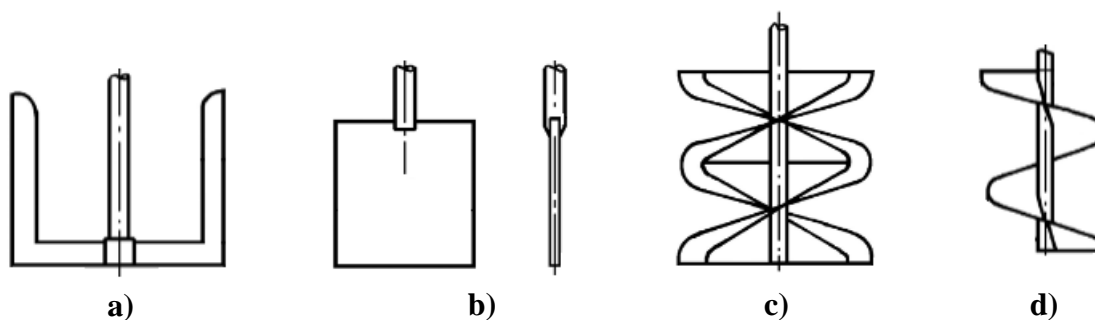
Konkrétní výběr míchadla provádíme se zřetelem na požadavky zpracovatelské technologie, podle mísených látek a účelu, za jakým dané míchadlo chceme použít: [3]

- dispergování (rozptyl a rozbíjení bublin a kapek),
- suspendování (vznos tuhé fáze),
- intenzifikace přestupu tepla a hmoty.

Níže jsou uvedeny nejvýznamnější zástupci míchadel podle předchozího dělení:

Míchadla pomaloběžná

Tato míchadla se používají vždy bez narážek a slouží k promíchání velmi viskózních směsí, látek. Níže na obr. 5 jsou uvedena nepoužívanější pomaloběžná míchadla.



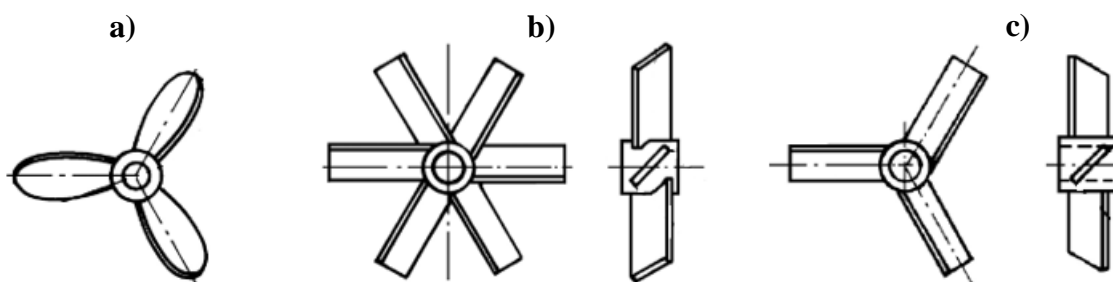
Obr. 5: Pomaloběžná míchadla – upraveno [3]

Jednotlivá míchadla (viz obr. 5) mají svůj název a rozměrovou normu: [3]

- a) míchadlo kotvové – CVS 69 1014,
- b) míchadlo listové – CVS 69 1016,
- c) míchadlo pásové – CVS 69 1029,
- d) míchadlo šroubové – CSV 69 1028.

Rychloběžná míchadla s axiálním tokem

Tato míchadla jsou vhodná pro homogenizaci mísitelných kapalin a tvorbu suspenzí. Níže na obr. 6 jsou uvedena nejpoužívanější axiální míchadla.



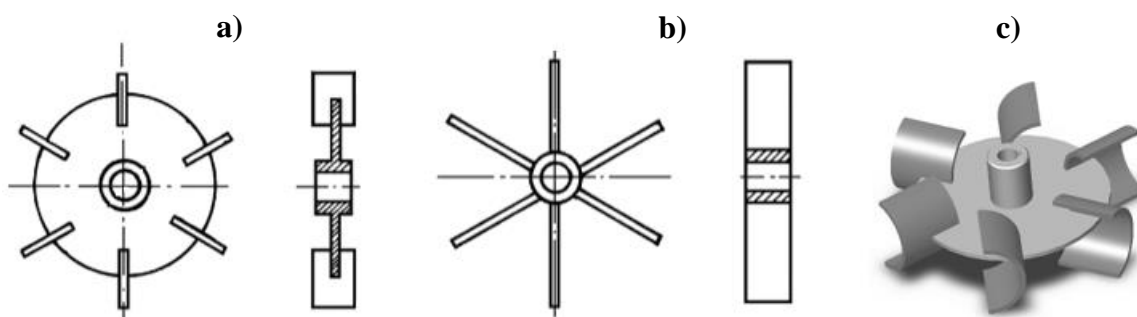
Obr. 6: Rychloběžná míchadla s axiálním tokem – upraveno [3]

Jednotlivá míchadla (viz obr. 6) mají svůj název a rozměrovou normu: [3]

- a) míchadlo vrtulové s konstantním stoupáním šroubovice – CVS 69 1019,
- b) míchadlo šestilopátkové s šikmými lopatkami – CVS 69 1020,
- c) míchadlo třílopatkové s šikmými lopatkami – CVS 69 1025.3.

Rychloběžná míchadla s radiálním tokem

Tato míchadla slouží k dispergaci nemísitelných kapalin nebo dispergaci plynu, při které dochází k rozptylování do malých bublin, kapek. Níže na obr. 7 jsou uvedena nejpoužívanější radiální míchadla.



Obr. 7: Rychloběžná míchadla s radiálním tokem – upraveno [3, 6]

Jednotlivá míchadla (viz obr. 7) mají svůj název a rozměrovou normu: [3, 6]

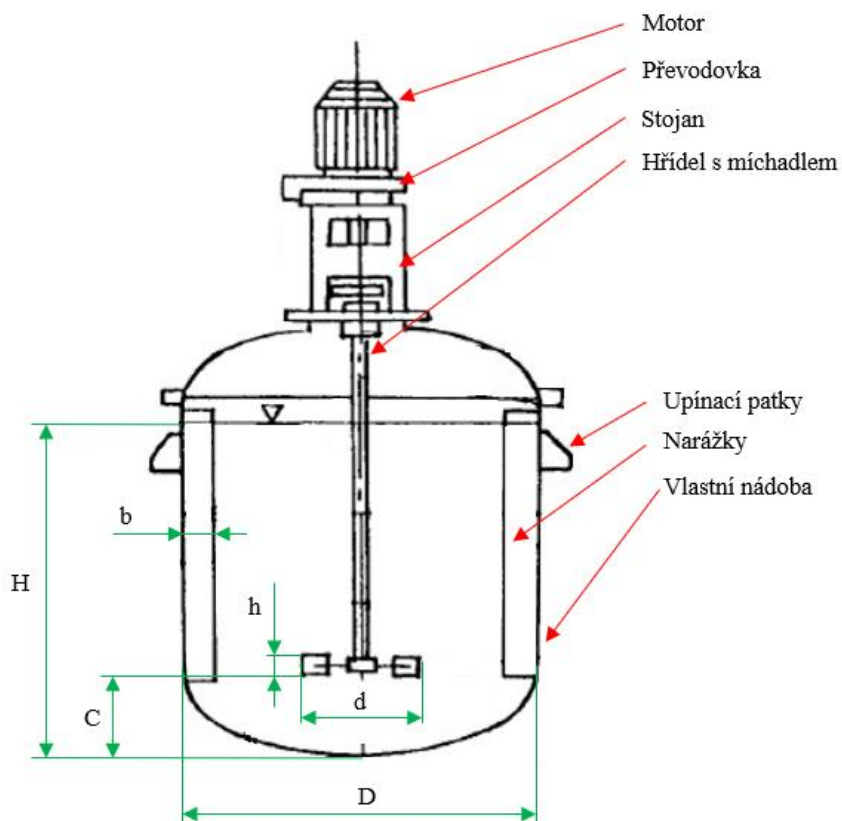
- a) turbínové míchadlo s dělicím kotoučem (Rushtonova turbína) – CVS 69 1021,
- b) turbínové míchadlo bez dělicího kotouče,
- c) Smithovo míchadlo – Scaba SRGT, Chemineer BT6.

2.1 Popis zařízení a jeho geometrie

Každé míchací zařízení se skládá vždy z několika standardních součástí, které jsou dále doplněny o speciální části dle potřeby aplikace. Při návrhu míchacího zařízení používáme typizované poměry charakteristických rozměrů. Tyto standardizované rozměry a jejich obvyklé hodnoty jsou uvedeny v tab. 1, na obr. 8 jsou jednotlivé součásti míchacího zařízení.

Tab. 1: Obvykle používané rozměry míchacího zařízení – upraveno [1, 4]

Značka	Rozměr	Definice	Jednotka
D	Vnitřní průměr nádoby	Volíme	[m]
H	Výška hladiny v nádobě	$H = D$	[m]
d	Průměr míchadla	$d = 1/3 \cdot D$	[m]
C	Poloha míchadla od dna	$C = d$	[m]
b	Šířka narážek	$b = 0,1 \cdot D$	[m]
h	Výška lopatek	$h = 0,2 \cdot d$	[m]



Obr. 8: Popis míchacího zařízení a jeho rozměry – upraveno [1]

2.2 Příkonové charakteristiky míchadel

Při návrhu míchacího zařízení je třeba vyřešit spoustu spolu souvisejících okolností, mezi které patří:

- 1) určení příkonu míchadla a volba vhodného motoru s převodovým ústrojím,
- 2) pevnostní dimenzování daného zařízení,
- 3) stanovení spotřeby energie (i její disipace),
- 4) případné navržení chlazení či vytápění,
- 5) bezpečnost zařízení a jeho provozu.

Základním parametrem míchacího zařízení je tak příkon míchadla. Než se začneme věnovat jednotlivým oblastem výpočtu příkonu míchadel, tak zde uvedeme několik podobnostních čísel, která budeme v průběhu této kapitoly používat. Tato čísla jsou uvedena v tab. 2.

Tab. 2: Vybraná podobnostní čísla v teorii míchání – upraveno [4]

Značka	Název	Definice	Jednotka
Re	Reynoldsovo číslo	$Re = \frac{d^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$	[–]
Fr	Froudeho číslo	$Fr = \frac{n^2 \cdot d}{g}$	[–]
N_a	Průtokové číslo plynu	$N_a = \frac{\dot{V}_g}{n \cdot d^3}$	[–]

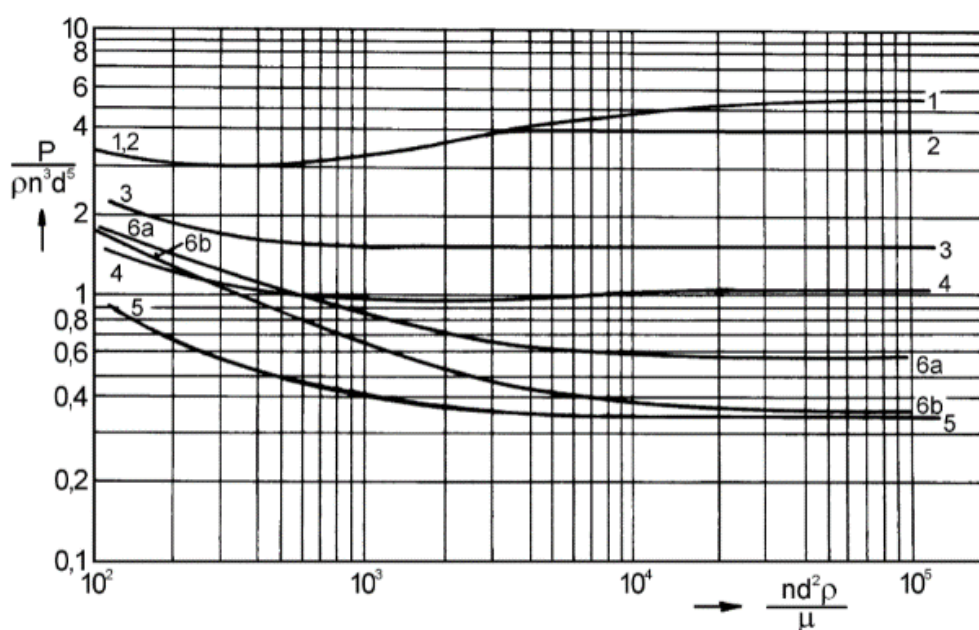
Nyní se přesuneme již k řešení problematiky příkonu míchadel. Musíme si však uvědomit, že v případě vícefázových reaktorů nás nebude zajímat pouze příkon pro míchání kapaliny, ale i příkon pro míchání vícefázového systému. V našem případě nás bude zajímat vedle příkonu míchadla v kapalině i příkon probublávané vsádky.

2.2.1 Příkon míchadel v kapalinách

Příkon míchacího zařízení výrazně závisí na konstrukci míchadla, zejména na jeho geometrii, tvaru a počtu lopatek. Základní geometrické simplexity a jejich vzájemné vztahy jsou uvedeny v tab. 1. Dalším velmi důležitým aspektem určení příkonu je hydrodynamika míchání, která závisí na jeho pracovním režimu (laminární – difuzní, turbulentní – kinetický, přechodový) a na fyzikálních vlastnostech míchaných látek (viskozita, hustota atd.). Při podrobném zkoumání hydrodynamických procesů v mechanicky míchaných nádobách za

pomocí inspekční analýzy získáme určitá bezrozměrná kritéria, na kterých závisí příkon míchadla. Zde se jedná o tzv. příkonové číslo Po , definované vztahem (1), které závisí na Reynoldsově čísle Re . Tato závislost se nazývá „příkonová charakteristika“. Na obr. 9 jsou vyobrazeny příkonové charakteristiky vybraných míchadel. Obvyklé míchání v běžných průmyslových zařízeních probíhá v turbulentním režimu při $Re > 10^4$. Pokud budeme chtít určit příkon míchadla v kapalném prostředí, budeme muset z dané charakteristiky odečíst hodnotu příkonového čísla při daném čísle Reynoldsově a následně dosadit do relace (1), z které dopočítáme výsledný příkon míchadla. [2, 4]

$$P = Po \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (1)$$



Obr. 9: Příkonové charakteristiky vybraných míchadel – upraveno [2]

Příkonové charakteristiky vybraných míchadel uvedených na obr. 9 jsou označeny číslem následovně: [2]

1. Rushtonova turbína – CVS 69 1021,
2. turbinové míchadlo bez dělicího kotouče,
3. šestilopátkové míchadlo – CVS 69 1020,
4. třílopatkové míchadlo – CVS 69 1025.3,
5. vrtulové míchadlo – CVS 60 1019,
6. zubová míchadla – CVS 69 1038.1/2.

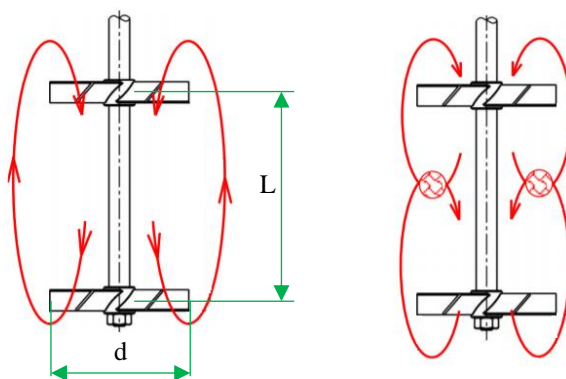
Etážová míchadla

Mohou nastat situace, při kterých budeme potřebovat z důvodu intenzifikace procesu nebo vzhledem k zástavbovým prostorům štíhlý reaktor ($H/D > 1$). Míchání ve štíhlém

reaktoru lze řešit umístěním jednotlivých míchadel na jeden společný hřídel, čímž vznikne „etážové míchadlo“. Výsledný příkon etážového míchadla je pak za určitých podmínek daný superpozicí příkonů jednotlivých míchadel: [3, 4]

$$P = \sum_{i=1}^n P_i \quad (2)$$

Zmíněnými podmínkami je myšleno správné umístění míchadel. V tomto případě se jedná o vzdálenost mezi nimi. Tato problematika je schematicky naznačena na obr. 10.



Obr. 10: Příkon etážového míchadla – upraveno [3]

Použití vzorce (2) je podmíněno poměrem L/d v uvedených mezích: [4]

$$\frac{L}{d} \approx 1,5 \div 3 \quad (3)$$

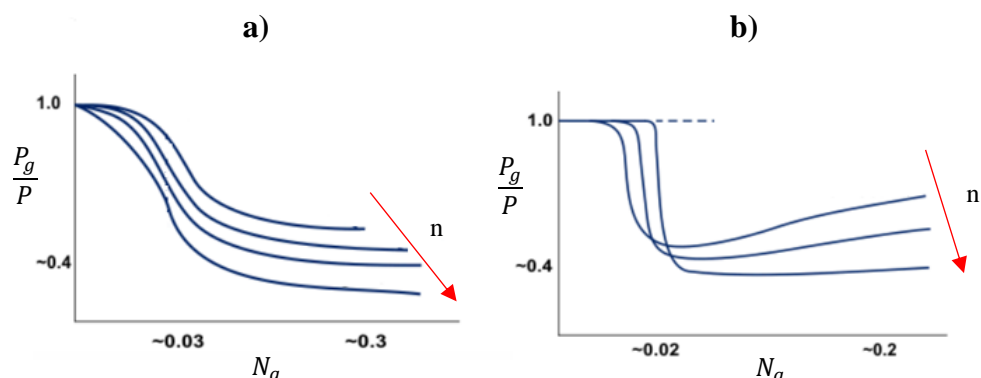
Hodnota koeficientu úměry z rovnice (3) je závislá na použitém typu míchadla, popřípadě jejich vzájemné kombinaci. Platí pro dvě i více míchadel v etáži a volíme jej buď z vhodné literatury nebo experimentem.

2.2.2 Příkon v probublávané kapalině

Ve vícefázových reaktorech nás zajímá příkon ve vícefázovém systému, v našem případě se jedná o příkon v plynokapalinné směsi. Tuto skutečnost nesmíme opomíjet při dimenzování míchacího zařízení. Obecně můžeme příkon probublávané vsádky vyjádřit opět bezrozměrně. Z inspekční analýzy míchaných vícefázových systému nám plyne, že poměrný příkon v plynokapalinné směsi je funkcí Froudeho čísla Fr a průtokového čísla N_a : [3, 4]

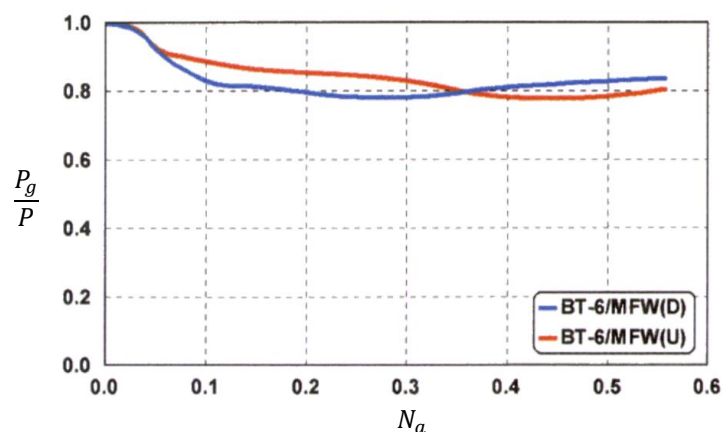
$$\frac{P_g}{P} = f(N_a, Fr) \quad (4)$$

Tyto závislosti je opět možné prezentovat pomocí příkonových charakteristik, které jsou opět pro různá míchadla. Na obr. 11a je příkonová charakteristika Rushtonovy turbíny (RT) a na obr. 11b pro šestilopátkové míchadlo s šikmými lopatkami (ŠMŠL).



Obr. 11: Příkonové charakteristiky: a) RT, b) ŠMŠL – upraveno [7]

Z charakteristik si můžeme povšimnout, že s klesajícími otáčkami míchadla nebo rostoucím průtokem vzduchu příkon klesá. To je ovšem nevýhodné, poněvadž při stejných otáčkách je dodán nižší příkon, resp. pro dosažení měrného příkonu potřebného pro požadovanou disperzi je třeba zvýšit otáčky míchadla. Proto se v některých aplikacích pro zlepšení disperze plynu v kapalině používá Smithovo míchadlo. Jeho charakteristika je výrazně mírnější a s minimálním poklesem příkonu při disperzi plynu, jak je vidět na obr. 12.



Obr. 12: Příkonová charakteristika Smithova míchadla – upraveno [8]

Znalost této problematiky je nezbytná, jelikož na ni navazuje spousta dalších dílčích problémů a vlastností spojených s mícháním vícefázových systémů. Mezi významné problémy a vlastnosti, které můžeme sledovat při míchání systému kapalina – plyn, patří:

Zahlcení míchadla

Jedná se o typický problém spojený s disperzí plynu v kapalině. Zahlcením míchadla se rozumí stav, kdy plyn zavedený pod míchadlo (nejčastěji turbínové míchadlo), již není míchadlem dispergován a proudí svisle kolem hřídele míchadla přímo na hladinu. Rychlost

plynu vztažená na průřez reaktoru by neměla přesahovat $v_g = 0,1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, právě kvůli možnému zahlcení a snížení účinnosti míchacího zařízení. Z inspekční analýzy lze odvodit relaci pro zahlcení míchadla v závislosti na bezrozměrných parametrech. Například pro Rushtonovu turbínu použitou v systému voda – vzduch platí: [2, 3]

$$N_a \approx 16,6 \cdot Fr \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{3,4} \quad (5)$$

Relativní zádrž plynu

Pojmem relativní zádrž plynu definujeme poměr mezi objemem plynu, který se nachází (zadržuje) v probublávané kapalině, a původním objemem kapaliny:

$$\varepsilon_g = \frac{V_{l+g} - V_l}{V_l} \quad (6)$$

Pokud k mísení dochází v nádobě s konstantním průřezem, tak se nám tato relace zjednoduší:

$$\varepsilon_g = \frac{h_{l+g} - h_l}{h_l} \quad (7)$$

Zadrž plynu je významný parametr při určování průměru bublin nebo mezifázového povrchu, které jsou zmíněny v dalších odstavcích. [4, 9]

Velikost bublin

Příkon v aerované kapalně fázi ovlivňuje velikost dispergovaných bublin. Velikost bublin je jedním ze základních parametrů, který výrazně ovlivní přestup hmoty. Vzhledem k již zmíněným veličinám jsme schopni velikost bublin odhadnout v závislosti na míchacích parametrech. Například pro Rushtonovu turbínu v systému voda – vzduch se prakticky používá rovnice dle Calderbanka: [4, 10]

$$d_B = 4,5 \cdot \frac{\sigma^{0,6} \cdot \varepsilon_g^{0,5}}{\rho^{0,2} \cdot \left(\frac{P_g}{V_l}\right)^{0,4}} + 9 \cdot 10^{-4} \quad (8)$$

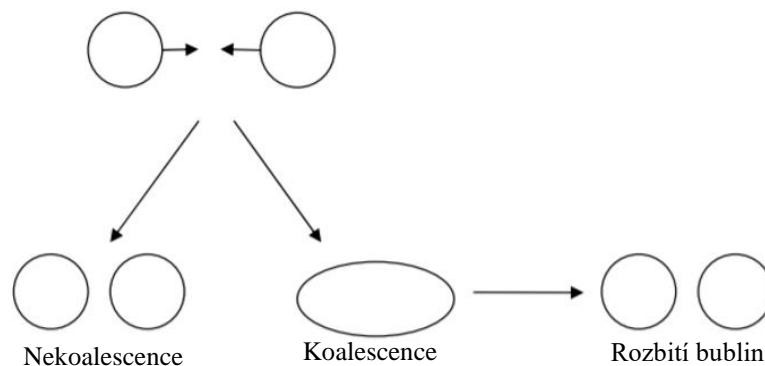
Obecný důvod vzniku bublin o dané velikosti je uveden v následujícím rozdělení: [4, 9]

- malé bubliny ($d_B < 0,5 \text{ mm}$),
 - dlouhá doba zdržení,
 - malý objem,
 - velké mezifázové rozhraní,

- střední bubliny ($d_B = 0,5 \div 6 \text{ mm}$),
- velké bubliny ($d_B > 6 \text{ mm}$),
 - krátká doba zdržení,
 - velký objem,
 - malé mezifázové rozhraní.

Koalescence

Koalescence souvisí s disperzí plynu v kapalině. Při koalescenci dochází ke spojování dvou a více bublin a jejím opakem je rozpad bublin. Probíhající děje v závislosti na koalescentnosti plynu nebo kapaliny zobrazuje obr. 13. Rozeznat, zda ke koalescenci dochází nebo ne, je velmi důležité z hlediska přestupu tepla a hmoty. Je charakteristická tím, že při ní vznikají větší bubliny. Při kontaktu mezi jednotlivými bublinami se zmenšuje plocha pro přestup tepla a hmoty mezi kapalinou a plynem. Ne při všech srážkách dochází ke spojení bublin. Tomuto chování se říká nekoalescentní. To je případ, kdy se bubliny od sebe odrazí, případně dotknou a dojde k přenosu tepla mezi nimi. Koalescence je charakterizována vlastnostmi kapaliny, především její viskozitou a povrchovým napětím. [3, 4, 9]



Obr. 13: Koalescentní a nekoalescentní chování tekutiny – upraveno [9]

Mezifázový povrch

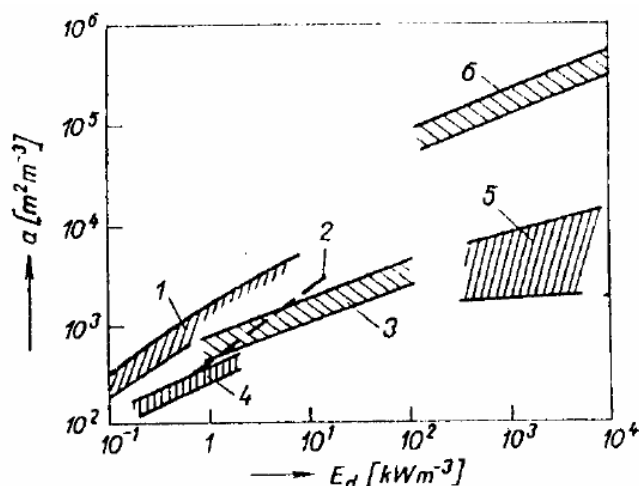
Další významnou vlastností při aeraci kapalin je mezifázový povrch, na kterém dochází k přenosu tepla a hmoty mezi jednotlivými fázemi. Tento povrch často vyjadřujeme ve formě měrného povrchu závislého na parametrech vsádky a hydrodynamice mísení. Podle Calderbanka lze měrný povrch popsat rovnicí: [1]

$$a = 1,44 \cdot \frac{\rho^{0,2}}{\sigma^{0,6}} \cdot E_D^{0,4} \cdot \left(\frac{v_g}{v_s}\right)^{0,5} \quad (9)$$

Kde rychlost stoupání charakteristické bubliny se běžně pohybuje v mezích $v_s = 0,18 \div 0,25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$. Dále nás zajímá, jestli náhodou neexistuje určitá relace mezi zadržím plynu, středním průměrem bublin a měrným fázovým povrchem. Za předpokladu homogenních bublin kulového tvaru závisí mezifázový povrch mezi kapalinou a plynem na: [1, 4]

$$a = \frac{6 \cdot \varepsilon_g}{d_B} \quad (10)$$

Jak je psáno výše, velikost mezifázového povrchu je ovlivněna především měrným příkonem aerované vsádky (disipovanou energií v systému), která je potřebná k překonání povrchového napětí kapaliny. Tuto energii můžeme vsádce dodat míchadlem (proudící kapalina) nebo proudícím plynem. Využití energie na disperzi plynu se u jednotlivých typů aparátů liší. Vztah mezi zmíněnou disipovanou energií a velikostí mezifázového rozhraní je uveden na obr. 14.



Obr. 14: Závislost mezifázového povrchu na měrném disipovaném výkonu – upraveno [1]

Jednotlivé vyznačené pruhy, ke kterým jsou přiřazena čísla, vždy patří danému typu aparátu: [1]

1. věž s ejektorem,
2. reaktor s míchadlem,
3. kolona s náplní v souproudém uspořádání,
4. probublávaná vrstva kapaliny,
5. proudová pračka,
6. trubkový reaktor s ejektorem.

3 Přenosové jevy v míchaných reaktorech

Přenosové jevy, tj. přenos hybnosti, tepla a hmoty, jsou nedílnou součástí všech procesů v oblasti procesního inženýrství a setkáváme se s nimi prakticky kdekoli kolem nás. V rámci této práce si uvedeme detailněji pouze přenos tepla a hmoty. Obecně lze říci, že určité zákonitosti teorie přenosových jevů odvozujeme zpravidla podle některé z následujících představ úzce souvisejících s rozměry částic zpracovávané látky nebo navrhovaného strojního zařízení: [11, 12, 13]

- molekulární stavba hmoty,
- spojitě prostředí-kontinuum,
- zařízení nebo jeho součásti.

Molekulární stavba hmoty

Na této rozměrové úrovni používáme poznatky molekulární teorie plynů, kapalin a pevných látek zejména k odhadu velikosti tzv. součinitelů přenosu, tj. viskozity, tepelné vodivosti a součinitele difuze. Východiskem k získání závislostí tohoto typu je model molekuly studované látky, spolu s možnými způsoby interakce mezi molekulami. [11]

Spojité prostředí-kontinuum

V rámci tohoto přístupu pohyb molekul zcela ignorujeme. O vlastnostech zpracovávané látky nebo konstrukčního materiálu předpokládáme, že jsou spojitými funkcemi polohy a času. Ve vhodně zvoleném kontrolním objemu studované látky sestavujeme diferenciální bilance umožňující popis rychlostních, teplotních nebo koncentračních distribucí. [11]

Zařízení nebo jeho součásti

V tomto případě, zvláště vhodném pro inženýrskou praxi, je kontrolní objem ztotožňován s celým aparátem nebo jeho součástí, například pracovním prostorem. Změny probíhající uvnitř aparátu ignorujeme, naše pozornost je soustředěna na vztahy mezi vstupními a výstupními veličinami. Tyto vztahy odvozujeme zpravidla pomocí integrálních bilancí. [11]

3.1 Přenos tepla

Mluvíme-li o přenosu tepla obecně, zajímá nás určení hnací síly tohoto přenosového jevu, bez které by k přenosu nedocházelo. V tomto případě je hnací silou rozdíl teplot kontinua mezi dvěma různými místy, tzn. musí existovat určitý gradient teploty. V míchaných nádobách

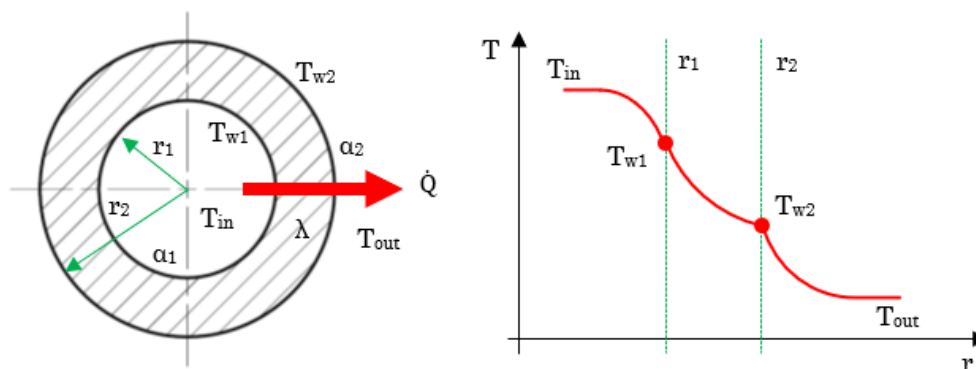
lze přenos tepla sledovat v několika případech. Jedním ze sledovaných případů je přestup tepla ze vsádky na stěnu reaktoru a naopak nebo přestup tepla mezi fázemi vsádky. V rámci přenosu tepla se můžeme setkat s následujícími podobnostními čísly, která jsou uvedena v tab. 3.

Tab. 3: Vybraná podobnostní čísla v přenosu tepla – upraveno [4, 13, 14]

Značka	Název	Definice	Jednotka
Nu	Nusseltovo číslo	$Nu = \frac{\alpha \cdot D}{\lambda}$	[-]
Re	Reynoldsovo číslo	$Re = \frac{d^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$	[-]
Pr	Prandtlovo číslo	$Pr = \frac{v}{\alpha_t} = \frac{v \cdot c_p}{\lambda}$	[-]
Vi	Viskózní číslo	$Vi = \frac{\mu_{tl}}{\mu_{tw}}$	[-]

Prostup tepla přes stěnu reaktoru

Uvažujeme geometrii reaktoru s jejími fyzikálními vlastnostmi včetně vlastností vsádky a venkovního prostředí dle obr. 15.



Obr. 15: Prostup tepla přes stěnu reaktoru, průběh teplot – upraveno [14]

Z této uvedené geometrické konfigurace reaktoru s uvažováním daných teplotních gradientů a jednotlivých druhů přenosu tepla jsme schopni odvodit rovnici (11) vyjadřující tepelný tok při prostupu tepla stěnou, který je kombinací přenosu tepla vedením (kondukcí) a přenosu tepla prouděním (konvekcí – nucenou a přirozenou): [14]

$$\dot{Q} = \frac{2 \cdot \pi \cdot H}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot r_1} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{\alpha_2 \cdot r_2}} (T_{in} - T_{out}) = k_{pr} \cdot H \cdot (T_{in} - T_{out}) \quad (11)$$

Tento vztah můžeme použít při vyjadřování ztrát v případě neizolovaného reaktoru, popřípadě k dimenzování chlazení stěny reaktoru nebo k ohřívání vsádky. Největším úskalím je správné určení součinitelů přestupu tepla α_1 a α_2 . Dohledat součinitel přestupu tepla pro venkovní prostředí nebývá složité. Ve většině případů se jedná o přirozenou konvekci na vnější stěně reaktoru nebo nucené proudění v kanále duplikátoru. Problematictější je určit součinitel přestupu tepla mezi vsádkou a vnitřní plochou reaktoru. To je závislé na použitém míchadle a na fyzikálních vlastnostech vsádky a její teplotě. Pro přehled uvádíme korelační vzorce Nusseltova čísla pro vybraná míchadla, z kterých jsme schopni daný součinitel dopočítat. Důležité je si uvědomit, že uvedené korelační rovnice platí pouze pro dané míchadlo a podmínky platnosti. [4, 14, 15]

Tab. 4: Korelace pro přenos tepla ze vsádky na stěnu reaktoru – upraveno [4, 15]

Míchadlo	Korelace
Šestilopátkové míchadlo s šikmými lopatkami	$Nu = 0,52 \cdot Re^{\frac{2}{3}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot Vi^{0,14}$
Třílopatkové míchadlo s šikmými lopatkami	$Nu = 0,494 \cdot Re^{0,67} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot Vi^{0,14}$
Rushtonova turbína	$Nu = 0,74 \cdot Re^{\frac{2}{3}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot Vi^{0,14}$
Vrtulové míchadlo	$Nu = 0,5 \cdot Re^{\frac{2}{3}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot Vi^{0,14}$

Přenos tepla mezi fázemi

Dále nás zajímá přenos tepla mezi fázemi. Tím v našem případě rozumíme sdílení tepla mezi kapalinou a plynem. Pokud bude docházet k odvodu tepelné energie mimo reaktor i odparem části kapaliny, bude se v tomto případě jednat o simultánní (současný) přenos tepla a hmoty. Vzhledem k obtížnosti měření se tato problematika výrazně nezkoumá, a proto nelze uvést korelační vzorce. Této problematice se budeme podrobně věnovat v experimentální části této práce.

3.2 Přenos hmoty

Přenos hmoty je dalším významným přenosovým jevem, který může probíhat v míchaných nádobách. Pokud chceme sledovat přenos hmoty, musíme určit, tak jako u přenosu tepla, hnací sílu. Ta je v případě přenosu hmoty vyjádřena rozdílem koncentrací látek v různých

místech reaktoru, tzn. musí existovat určitý koncentrační gradient. Tímto gradientem a součinitelem přenosu hmoty je pak definována veličina nazývaná se hustota hmotového, resp. látkového toku. U přenosu hmoty můžeme sledovat dva typy přenosových jevů, a to přenos hmoty molekulární difuzí nebo konvektivním způsobem. V případě našeho experimentálního míchacího zařízení, kde neprobíhá chemická reakce, se setkáme pouze s konvektivním přenosem hmoty, který je podmíněn turbulentním režimem. V rámci přenosu hmoty se můžeme setkat s vybranými podobnostními čísly, která jsou uvedena v tab. 5.

Tab. 5: Vybraná podobnostní čísla v přenosu hmoty – upraveno [13, 17]

Značka	Název	Definice	Jednotka
Sh	Sherwoodovo číslo	$Sh = \frac{k_L \cdot D}{D_{AB}}$	[-]
Re	Reynoldsovo číslo	$Re = \frac{d^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$	[-]
Sc	Schmidtovo číslo	$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}}$	[-]
We	Weberovo číslo	$We = \frac{D^3 \cdot \rho \cdot n^2}{\sigma}$	[-]
Fr	Froudeho číslo	$Fr = \frac{n^2 \cdot d}{g}$	[-]

Konvektivní přenos hmoty

Tento přenos hmoty můžeme u vícefázového systému sledovat hned v několika případech. Jedním z případů tohoto přenosu hmoty je prostup hmoty z plynné fáze do kapalné při aeraci kapaliny. Obecně tento děj probíhá při absorpci plynů do kapaliny nebo desorpci plynů z kapaliny v difuzně separačních procesech. Zde však narážíme na významný problém, a to ten, že nejsme většinou schopni přesně určit plochu fázového rozhraní nebo jen velice přibližně, a proto z praktického hlediska zavádíme tzv. objemové součinitele prostupu hmoty, které jsme již schopni prakticky měřit. Hodnota objemového součinitele prostupu hmoty závisí na geometrii míchadla a na provozních podmínkách míchacího zařízení. Korelace pro vybrané typy míchadel prezentujeme v tab. 6. V prezentovaných případech jsou součinitelé prostupu hmoty vztaženy ke kapalné fázi. Důležité je si uvědomit, že uvedené korelační rovnice platí pouze pro dané míchadlo a podmínky platnosti. [11, 13]

Tab. 6: Korelace pro objemový součinitel prostupu hmoty – upraveno [4, 18]

Míchadlo	Korelace
Šestilopátkové míchadlo s šikmými lopatkami	$k_L a = 1,54 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{P_g}{V_l}\right)^{1,04} \cdot v_g^{0,46}$
Třílopatkové míchadlo s šikmými lopatkami	$k_L a = 1,13 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{P_g}{V_l}\right)^{1,15} \cdot v_g^{0,5}$
Rushtonova turbína	$k_L a = 2,85 \cdot 10^{-4} \cdot \left(\frac{P_g}{V_l}\right)^{1,24} \cdot v_g^{0,34}$
Vrtulové míchadlo	$k_L a = 8,63 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{P_g}{V_l}\right)^1 \cdot v_g^{0,74}$

Tento přístup však není jediný možný. Dalším možným způsobem popisu je vyjádření pomocí bezrozměrných kritérií. Níže v tab. 7 uvádíme korelace pro některé vícefázové soustavy (kapalina – plyn) a jejich kritériální rovnice. Tyto uvedené korelační rovnice platí opět pouze pro dané rozměry míchacího zařízení a dané podmínky platnosti. Z těchto kritériálních rovnic jsme schopni pomocí definice Sherwoodova podobnostního čísla opět dopočítat námi zjišťovaný součinitel prostupu hmoty.

Tab. 7: Přehled korelací pro prostup hmoty podle druhu vsádky – upraveno [17]

Plyn	Kapalina	Korelace
O_2	$H_2O/C_3H_8O_3$	$Sh = 1,41 \cdot 10^{-2} \cdot Sc^{0,5} \cdot Re^{0,67} \cdot We^{1,29}$
CO_2	H_2O	$Sh = 0,064 \cdot Sc^{0,5} \cdot Re^{0,72}$
H_2	C_3H_6	$Sh = 55,2 \cdot Fr^{2,07} \cdot Re^{1,2} \cdot We^{-1,34}$
N_2	C_6H_{12}	$Sh = 4,51 \cdot 10^3 \cdot Fr^{0,92} \cdot We^{-0,21}$

EXPERIMENTÁLNÍ ČÁST

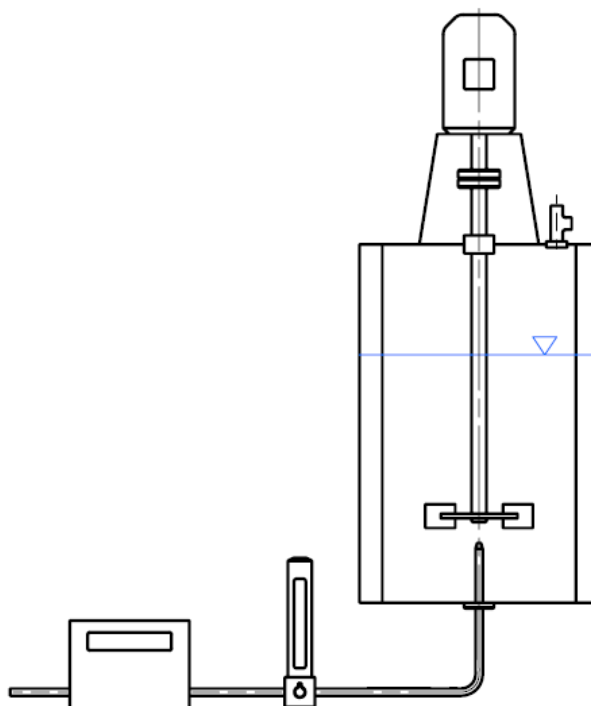
Základní popis experimentálního zařízení

Pro zkoumání přenosových jevů mechanicky míchaných reaktorů používáme standardní válcový vsádkový reaktor s plochým dnem a čtyřmi narážkami. Pro míchání volíme radiální míchadlo – Rushtonovu turbínu. Jako kapalnou vsádku používáme vodu z vodovodního řádu a jako aerující plyn stlačený vzduch.

Tab. 8: Zvolené rozměry experimentálního zařízení

Značka	Rozměr	Hodnota	Jednotka
D	Průměr nádoby	$D = 0,15$	[m]
H	Výška hladiny v nádobě	$H = 0,225$	[m]
C	Poloha míchadla od dna	$C = 0,05$	[m]
d	Průměr míchadla	$d = 0,05$	[m]
b	Šířka narážek	$b = 0,015$	[m]
h	Výška lopatek	$h = 0,01$	[m]

Na obr. 16 je foto a schéma experimentálního zařízení, na kterém provádíme měření.



Obr. 16: Foto a schéma experimentálního zařízení

4 Přenos tepla mezi plynem a kapalinou

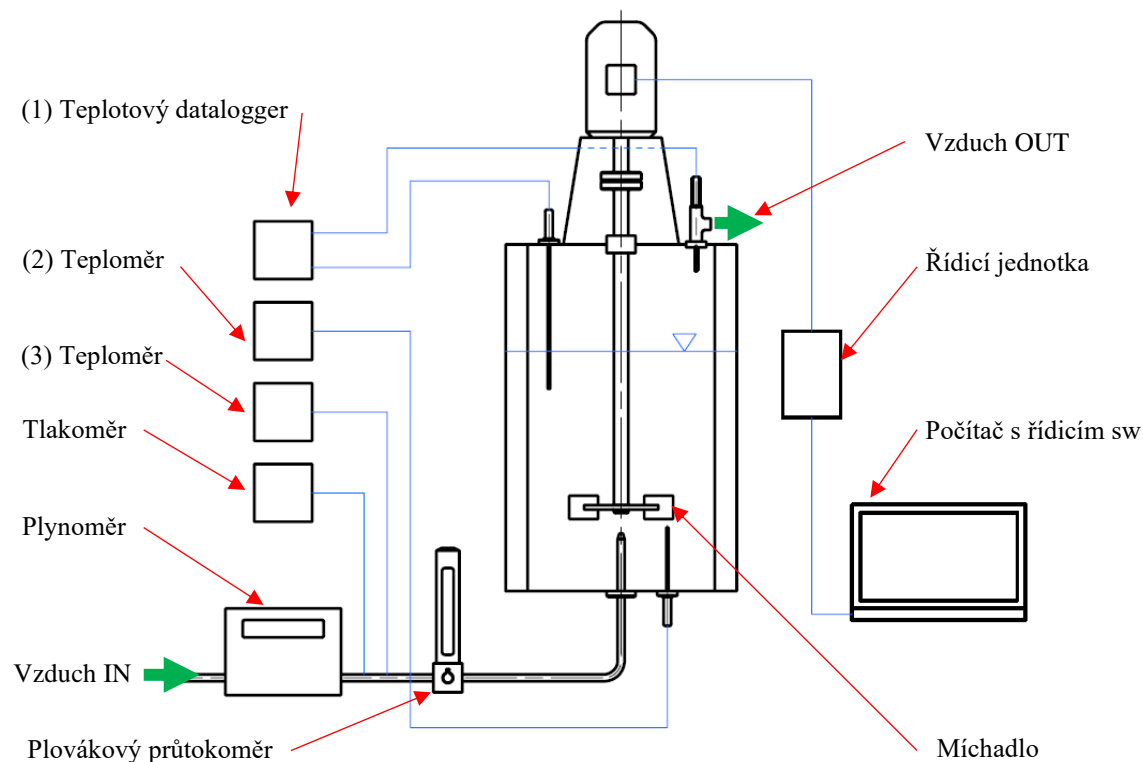
Určení objemového součinitele přestupu tepla mezi fázemi (plynem a kapalinou) provádíme pomocí nestacionární metody, která je navržena dle [16]. V následující části textu uvádíme postup a ukázkový výpočet pro stanovení objemového součinitele přestupu tepla mezi kapalinou a plynem pro uvedené parametry:

Tab. 9: Vstupní parametry experimentu

Parametr	Hodnota	Jednotka
Otáčky míchadla	$n = 360$	$[min^{-1}]$
Výška plováku v průtokoměru	$h_p = 70$	$[mm]$
Doba měření	$t = 40$	$[min]$
Počáteční teplota plynu	$T_{g_{poč}} = 21,6$	$[^{\circ}C]$
Počáteční teplota kapaliny	$T_{l_{poč}} = 45,8$	$[^{\circ}C]$
Atmosférický tlak	$p_{atm} = 98$	$[kPa]$

Geometrie zařízení je popsána v tab. 8. Na obr. 17 je prezentováno uspořádání měřicí trati.

Schéma měřicí trati



Obr. 17: Měřicí trať

4.1 Postup měření

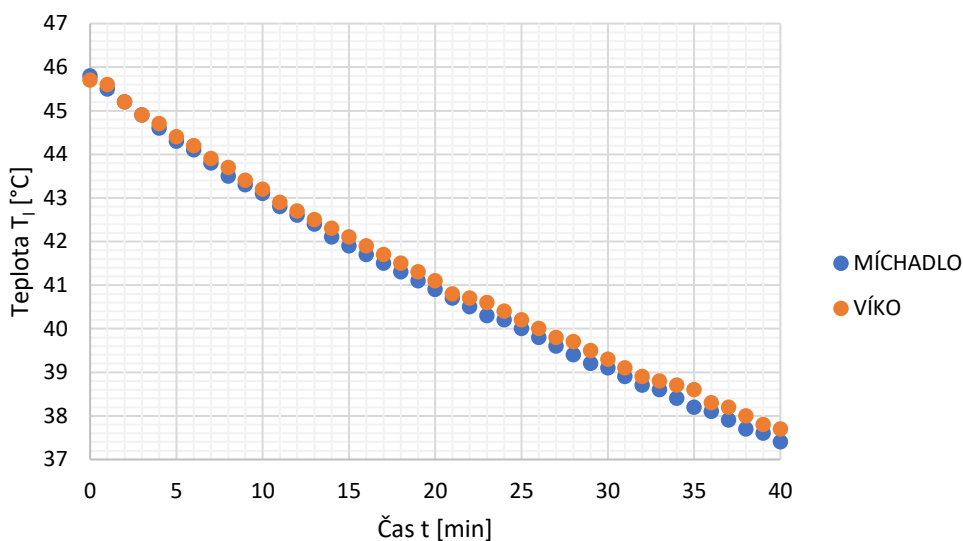
Prvním krokem je napuštění nádoby vodou do předepsané výšky (viz tab. 8). Poté následuje spuštění míchadla softwarem v PC, ve kterém nastavíme požadované otáčky míchadla (viz tab. 9). Následně se otevře přístup vzduchu a začne se probublávat kapalina plynem, kde pomocí průtokoměru nastavíme požadovaný průtok vzduchu. Potom následuje chvilkové čekání, než se ustaví nová výška hladiny způsobená průtokem plynu kapalinou. Tuto hodnotu odečteme a vzápětí zapneme stopky. Hned potom odečteme stav plynoměru a spustíme záznam fyzikálních veličin na každém měřicím přístroji. Na obr. 17 jsou jednotlivá měřicí zařízení, kde teplotový datalogger (1) měří teplotu kapaliny těsně pod hladinou a teplotu vystupujícího vzduchu z reaktoru. Teploměr (2) měří teplotu kapaliny pod míchadlem a teploměr (3) teplotu vstupujícího vzduchu i jeho vlhkost. Na výstupu z reaktoru předpokládáme 100% nasycení vzduchu vodní parou. Tento předpoklad si kontrolním měřením ověříme, dále tuto hodnotu vlhkosti už nezaznamenáváme. Tlakoměr měří tlak vstupujícího vzduchu. Tlak vystupujícího vzduchu uvažujeme atmosférický, který odečteme z barometru. Po uplynutí experimentální doby (40 min) odečteme koncový stav plynoměru. Pomocí PC zastavíme míchadlo a ručně vypneme přívod vzduchu. Po uklidnění hladiny odečteme její výšku a vsádku vypustíme. Toto měření znovu opakujeme stejným způsobem až na průtok vzduchu. Ten pomocí průtokoměru nastavíme na jinou hodnotu. Použitá měřidla jsou uvedena v příloze č. 1.

Naměřené hodnoty

Tab. 10: Vybrané naměřené hodnoty

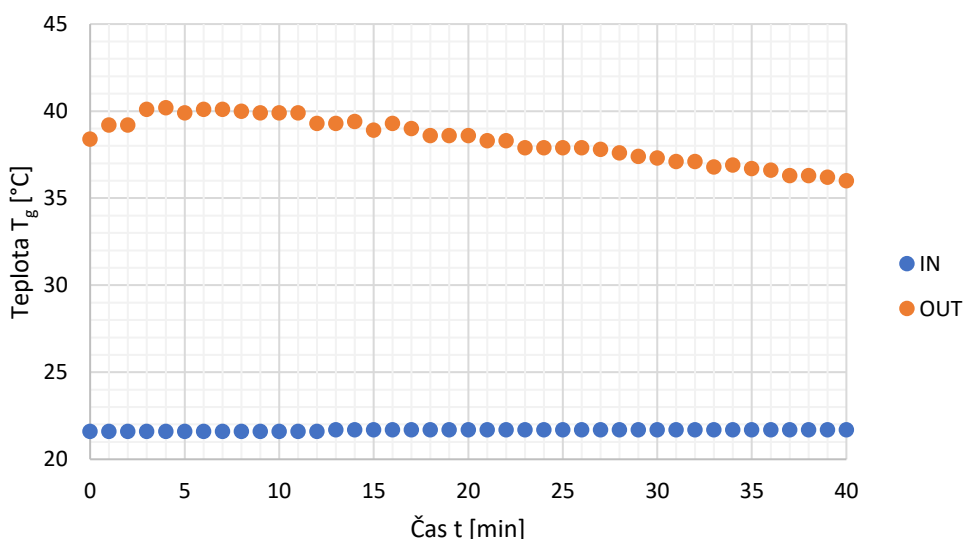
Měřený parametr	Hodnota	Jednotka
Výška hladiny v koloně na poč. měření	$h_{l_{poč}} = 225$	[mm]
Výška hladiny v koloně po měření	$h_{l_{kon}} = 223$	[mm]
Výška hladiny probublávané vrstvy	$h_{l+g} = 238$	[mm]
Počáteční stav plynoměru	$V_0 = 5,71$	[m ³]
Koncový stav plynoměru	$V_{40} = 6,041$	[m ³]
Molární hmotnost vody	$M_{H_2O} = 18,015$	[kg · kmol ⁻¹]
Hustota vody při dané teplotě	$\rho = 991,866$	[kg · m ⁻³]
Měrná tepelná kapacita vody	$c_p = 4180$	[J · kg ⁻¹ · K ⁻¹]

Ostatní naměřené hodnoty zaznamenávané v jednotlivých časových intervalech jsou uvedeny v příloze č. 2. Níže na obr. 18 a obr. 19 jsou vyobrazeny průběhy teplot kapaliny a plynu v průběhu měření.



Obr. 18: Průběh teplot vody ve dvou různých místech reaktoru

Na obr. 18 jsou průběhy teplot kapaliny měřené ve dvou různých místech, a to pod míchadlem a téměř u hladiny. Z grafu je patrné, že teploty se v různých místech liší jen minimálně, z toho plyne, že teplotní pole vsádky je homogenní a je možné předpokládat jednu hodnotu teploty pro celý objem vsádky.



Obr. 19: Průběh teplot vzduchu na vstupu a výstupu reaktoru

Na obr. 19 jsou uvedeny průběhy teplot plynu na vstupu a výstupu reaktoru. U teploty plynu na výstupu však vidíme, že nejdříve roste a pak začne klesat. Tento náběh teploty nám

může následný výpočet zkruslit. Proto nebudeme prvních 10 minut měření dále uvažovat. Dále uvádíme vybrané potřebné vypočtené hodnoty:

Výpočet vybraných veličin

Příčný průřez reaktoru:

$$S_r = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,15^2}{4} = 0,01767 \text{ [m}^2\text{]}$$

Objem vsádky:

$$V_l = H \cdot S_r = 0,225 \cdot 0,01767 = 0,00397 \text{ [m}^3\text{]}$$

Hmotnost kapalné vsádky:

$$m_l = \rho \cdot V_l = 991,866 \cdot 0,00397 = 3,94 \text{ [kg]}$$

Objemový průtok vzduchu:

$$\dot{V}_g = \frac{V_k - V_0}{t \cdot 60} = \frac{6,041 - 5,71}{40 \cdot 60} = 14 \cdot 10^{-5} \text{ [m}^3 \cdot \text{s}^{-1}\text{]}$$

Mimovrstvová rychlost plynu:

$$v_g = \frac{\dot{V}_g}{S_r} = \frac{14 \cdot 10^{-5}}{0,01767} = 0,0078 \text{ [m} \cdot \text{s}^{-1}\text{]}$$

V následující kapitole si podrobně vysvětlíme postup výpočtu objemového součinitele přestupu tepla v přesném sledu, jakým postupujeme. Pro přehlednost uvádíme pouze výpočtové vztahy, grafy, schémata a výsledné vypočtené hodnoty. Zbylé vstupní či výstupní hodnoty a parametry jsou přiloženy v příloze č. 2.

4.2 Postup výpočtu

Při výpočtu budeme vycházet z bilanční rovnice (12), která je převzata z [16]. Nyní si postupně rozebereme její jednotlivé členy a provedeme jejich analýzu.

$$\underbrace{m_l \cdot c_p \cdot \frac{dT_l}{dt}}_{\text{I}} = \dot{H} = \underbrace{\alpha S_b \cdot (T_l - T_g)}_{\text{II}} + \underbrace{\dot{Q}_{vyp}}_{\text{III}} + \underbrace{\dot{Q}_{ztr}}_{\text{IV}} \quad (12)$$

Člen – I

První člen představuje akumulaci entalpie a zároveň odpovídá entalpickému toku z kapaliny do plynu v reaktoru. Tvar tohoto členu je daný určitými předpoklady, které jsou:

- konstantní měrná tepelná kapacita kapaliny,
- zanedbání změny hmotnosti vypařením kapaliny.

$$\dot{H} = m_l \cdot c_p \cdot \frac{dT_l}{dt} \quad (13)$$

Člen – II

Druhý člen popisuje tepelný tok mezi kapalinou a plynem. Závisí na součiniteli přestupu tepla mezi fázemi, velikosti fázového rozhraní a na rozdílu teplot jednotlivých fází.

$$\dot{Q}_{l+g} = \alpha S_b \cdot (T_l - T_g) \quad (14)$$

Člen – III

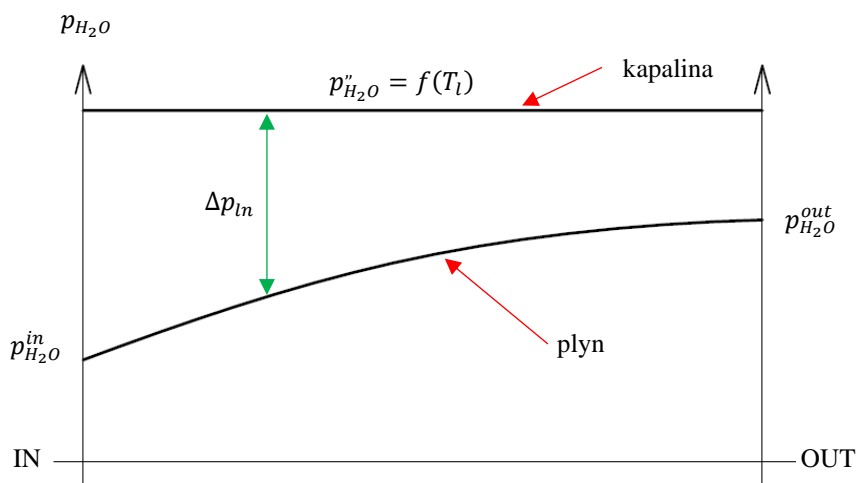
Třetí člen popisuje tepelný tok při vypařování kapaliny a lze jej vyjádřit jako hmotnostní tok vypařené kapaliny a jejího měrného výparného skupenského tepla:

$$\dot{Q}_{vyp} = \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} \quad (15)$$

Bohužel do rovnice (15) nemůžeme dosadit celkový odpar, který lze spočítat, ale musíme dosadit odpar v jednotlivých časových okamžicích, abychom určili tepelný tok odpařené kapaliny v každém časovém okamžiku. To odvodíme pomocí přenosu hmoty tak, aby vypočtená celková změna hmotnosti v důsledku odparu byla stejná jako ta experimentálně zjištěná. Tento látkový tok odpařené kapaliny spočítáme následující rovnicí:

$$\dot{n}_{vyp} = \beta S_b \cdot \Delta p_{ln} \quad (16)$$

Pro výpočet střední logaritmické difference tlaku předpokládáme následující schéma průběhu tlaků sytých par a parciálních tlaků vodní páry v plynu v daném časovém okamžiku dle obr. 20.



Obr. 20: Schéma odvození středního logaritmického rozdílu tlaku

Pro střední logaritmickou diferenci tlaku v daném časovém okamžiku pak z obr. 20 odvodíme vztah:

$$\Delta p_{ln} = \frac{(p''_{H_2O} - p_{H_2O}^{in}) - (p''_{H_2O} - p_{H_2O}^{out})}{\ln \left(\frac{p''_{H_2O} - p_{H_2O}^{in}}{p''_{H_2O} - p_{H_2O}^{out}} \right)} \quad (17)$$

Jelikož je tlak sytých par závislý na teplotě kapaliny, musíme jej nějakým způsobem určit. Ten se nechá počítat buď pomocí parních tabulek nebo pomocí Antoineovy rovnice, kterou volíme pro účel našeho výpočtu:

$$\log(p'') = A - \frac{B}{C + T} \quad (18)$$

Pro případ zkoumání odparu vody jsou korelační koeficienty uvedeny v tab. 11.

Tab. 11: Konstanty Antoineovy rovnice pro vodu – převzato [9]

	Rozsah teploty T	
	273-303 [K]	304-333 [K]
A	5,40221	5,20389
B	1838,675	1733,926
C	-31,737	-39,485

Příslušné parciální tlaky dopočítáme z měřené relativní vlhkosti vzduchu na vstupu a výstupu reaktoru a tlaky sytých par spočítaných z rovnice (18). Parciálních tlaky jsou určeny:

$$p_i = \varphi_i \cdot p_i^* \quad (19)$$

Dále je v rovnici (16) neznámý součin součinitele přenosu hmoty a plochy mezifázového rozhraní. Tuto hodnotu však nejsme schopni hned spočítat a budeme ji muset určit iteračně. Abychom však mohli použít iterační metodu a měli možnost porovnat celkový vypočtený odpar s odparem z experimentálně naměřených dat, musíme nejdříve určit celkové odpařené množství kapaliny. Tento odpar určíme z rozdílu látkových toků vodní páry na vstupu a výstupu reaktoru.

Vzduch vstupující do reaktoru

Tok vstupujícího vlhkého vzduchu do reaktoru určíme z upravené stavové rovnice ideálního plynu:

$$\dot{n}_{vz}^{in} = \frac{p_{in} \cdot \dot{V}_g}{R \cdot (T_g^{in} + 273,15)} \quad (20)$$

Dále poměrem parciálního tlaku vodní páry na vstupu reaktoru a naměřeného tlaku plynu na vstupu stanovíme při předpokladu ideálního plynu molovou koncentraci vody ve vzduchu:

$$c_{H_2O}^{n,in} = \frac{p_{H_2O}^{in}}{p_{in}} \quad (21)$$

Dopočtem do jedničky určíme molovou koncentraci suchého vzduchu:

$$c_{svz}^{n,in} = 1 - c_{H_2O}^{n,in} \quad (22)$$

Nyní určíme molový tok suchého vzduchu vstupujícího do reaktoru jako násobek látkového množství vstupujícího vlhkého vzduchu a příslušné molové koncentrace suchého vzduchu:

$$\dot{n}_{svz}^{in} = \dot{n}_{vz}^{in} \cdot c_{svz}^{n,in} \quad (23)$$

Stejný postup platí i pro tok látkového množství vody ve vstupujícím vlhkém vzduchu:

$$\dot{n}_{H_2O}^{in} = \dot{n}_{vz}^{in} \cdot c_{H_2O}^{n,in} \quad (24)$$

Podobným postupem určíme i množství vystupujícího suchého vzduchu. Při výpočtu předpokládáme, že množství suchého vzduchu na vstupu je stejné jako na výstupu, tj.:

$$\dot{n}_{svz}^{in} = \dot{n}_{svz}^{out} \quad (25)$$

Vzduch vystupující z reaktoru

Nyní určíme molovou koncentraci mokré páry na výstupu z reaktoru ze znalosti parciálního tlaku vodní páry na výstupu a atmosférického tlaku vzduchu:

$$c_{H_2O}^{n,out} = \frac{p_{H_2O}^{out}}{p_{atm}} \quad (26)$$

Dopočtem do jedničky určíme molovou koncentraci suchého vzduchu:

$$c_{svz}^{n,out} = 1 - c_{H_2O}^{n,out} \quad (27)$$

Jak uvádíme, molový tok suchého vzduchu je na vstupu i výstupu stejný. Z této vědomosti můžeme dopočítat tok vlhkého vzduchu na výstupu, a to z podílu toku suchého vzduchu a jeho příslušné koncentrace:

$$\dot{n}_{vz}^{out} = \frac{\dot{n}_{svz}^{out}}{c_{svz}^{n,out}} \quad (28)$$

Pro látkový tok vodní páry na výstupu platí:

$$\dot{n}_{H_2O}^{out} = \dot{n}_{vz}^{out} \cdot c_{H_2O}^{n,out} \quad (29)$$

Odpar vody stanovíme jako rozdíl molového toku vody na výstupu a vstupu násobený časovou diferencí:

$$\Delta n_{H_2O} = (\dot{n}_{H_2O}^{out} - \dot{n}_{H_2O}^{in}) \cdot \Delta t \quad (30)$$

Z experimentálních dat bilance vzduchu dopočítáme celkové odpařené množství vody, které je rovno:

$$\sum \Delta n_{H_2O} = 1,2104 \cdot 10^{-3} \quad [kmol]$$

Odhad okamžitého odparu

Molový tok vodní páry v daném čase lze vyjádřit pomocí rovnice (16). Pomocí tohoto vztahu lze následně také spočítat celkové odpařené množství vody za daný čas. Tuto skutečnost využijeme pro stanovení součinitele přestupu hmoty, respektive jeho součinu s plochou mezifázového rozhraní, který je pro další výpočet potřebný. Hodnotu tohoto součinu dopočítáme pomocí iteračního výpočtu v MS Excel s využitím funkce „Řešitel“ tak, aby celkové množství odpařené vody vypočtené pomocí rovnice (16) bylo rovno celkovému odpařenému množství vody, který určíme z rovnice (30). Pro výpočet množství odpařené vody

pomocí rovnice (16) musíme na začátku iteračního výpočtu „nastřelit“ hodnotu součinu součinitele přestupu hmoty a mezifázové plochy βS_b , od kterého se začne iterovat. Při výpočtu celkového odparu pomocí rovnice (16) počítáme se střední hodnotou látkového toku:

$$\dot{n}_{vyp}^{stř} = \frac{\dot{n}_{vyp}^{i-1} + \dot{n}_{vyp}^i}{2} \quad (31)$$

Celkové odpařené množství kapaliny v daném časovém intervalu, které při iteraci porovnáváme s tím, které spočítáme z experimentálních dat, určíme ze vztahu:

$$\Delta n_{H_2O} = \dot{n}_{vyp}^{stř} \cdot \Delta t \quad (32)$$

Pro dané podmínky experimentu pomocí iteračního řešení určíme velikost součinu součinitele přenosu hmoty a mezifázové plochy, který má hodnotu:

$$\beta S_b = 2,2776 \cdot 10^{-7} \text{ [kmol} \cdot \text{kPa} \cdot \text{s}^{-1}\text{]}$$

Při znalosti toho součinu a střední logaritmické diference tlaku jsme schopni vyjádřit hmotnostní tok vypařené vody v každém časovém okamžiku:

$$\dot{m}_{vyp} = M_{H_2O} \cdot \dot{n}_{vyp}^{stř} \quad (33)$$

Tepelný výkon odvedený výparem

K určení tepelného výkonu odváděného odpařenou kapalinou musíme určit měrné skupenské teplo vypařování. Toto skupenské teplo spočítáme z následující rovnice:

$$\Delta h^{vyp} = K \cdot \left[1 - \frac{T_l}{T_k} \right]^\vartheta \quad (34)$$

Pro vodu jsou korelační konstanty uvedeny v tab. 12.

Tab. 12: Konstanty vztahu (35) pro výpočet – převzato [9]

K	3126,18
ϑ	0,38
T_k	647,3

Člen – IV

Posledním členem rovnice je člen, který zohledňuje tepelnou ztrátu do okolí. Tu však vzhledem k jeho nevýznamnosti, neboť je mnohokrát menší než ostatní členy rovnice, zanedbáme. Tento člen můžeme například vyjádřit pomocí rovnice (11).

4.2.1 Řešení bilanční rovnice

Dosažením dílčích rovnic (13, 14, 15) do rovnice (12) získáme výslednou bilanční rovnici (35). Vzhledem k vyšší teplotě kapaliny vůči teplotě plynu upravujeme znaménko v členu I na „-“ v rovnici (35):

$$-m_l \cdot c_p \cdot \frac{dT_l}{dt} = \alpha S_b (T_l - T_g) + \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} + 0 \quad (35)$$

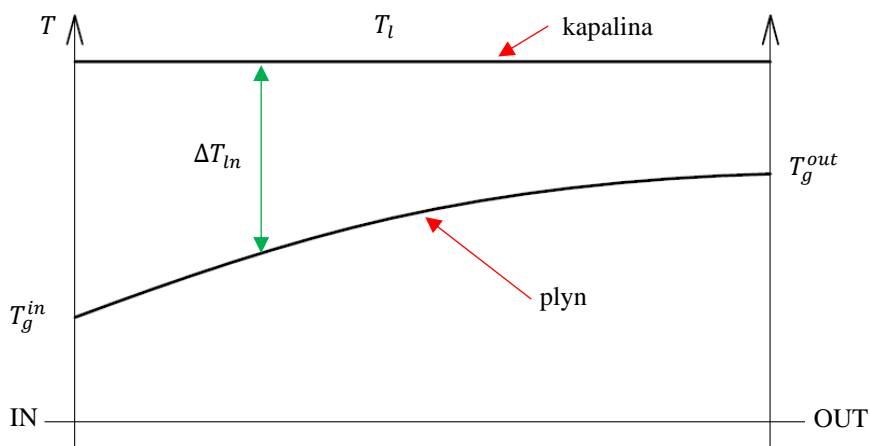
Vidíme, že rovnice (35) je obyčejná diferenciální rovnice prvního řádu. V této rovnici nám však vystupuje více proměnných, a tudíž je rovnice analyticky neřešitelná. Za předpokladu, že by existovala určitá závislost členů II a III na teplotě kapaliny T_l , byla by tato rovnice řešitelná metodou separací proměnných. Uvažujeme-li existenci těchto funkcí, můžeme pak převést rovnici (35) do separovaného tvaru:

$$\frac{dT_l}{-\alpha S_b (T_l - T_g) - \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}} = \frac{dt}{m_l \cdot c_p} \quad (36)$$

Nyní se pokusíme vyjádřit relaci členů II a III v závislosti na teplotě kapaliny:

Vyjádření teploty plynu jako funkce teploty kapaliny

Teplota vstupujícího plynu závisí na teplotě okolí. Ta se podle zkušenosti prakticky nemění. V případě ochlazování kapaliny plynem předpokládáme v daném časovém okamžiku teplotní profil dle obr. 21.



Obr. 21: Schéma odvození logaritmického rozdílu teplot

Vzniklý teplotní rozdíl mezi teplotou kapaliny a teplotou plynu pak lze definovat pomocí střední logaritmické diference teploty:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_l - T_g^{in}) - (T_l - T_g^{out})}{\ln\left(\frac{T_l - T_g^{in}}{T_l - T_g^{out}}\right)} \quad (37)$$

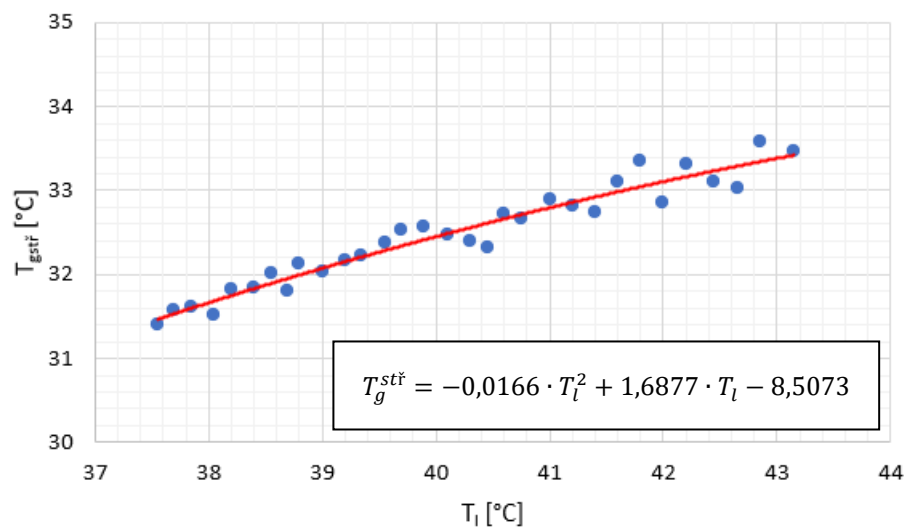
Teplotu plynu v čase t , potřebnou do vztahu (12), resp. (36) vyjádříme pomocí střední hodnoty teploty plynu, kterou určíme ze vztahu:

$$T_g^{stř} = T_l - \Delta T_{ln} \quad (38)$$

Za předpokladu existence určité závislosti mezi střední teplotou plynu a teplotou kapaliny hledáme relaci, která by tuto závislost vyjádřila spojitou a dobře integrovatelnou funkcí. Z tohoto důvodu tuto závislost střední teploty plynu předpokládáme ve tvaru polynomu 2. stupně. Obecná závislost teplot je patrná z experimentálních dat na obr. 22 a její definice je:

$$T_g^{stř} = a_2 \cdot T_l^2 + a_1 \cdot T_l + a_0 \quad (39)$$

Příslušné koeficienty regresní křivky (39) vypočtené pomocí MS Excel uvádíme na obr. 22 včetně srovnání regresní křivky a odhadnuté teploty plynu.



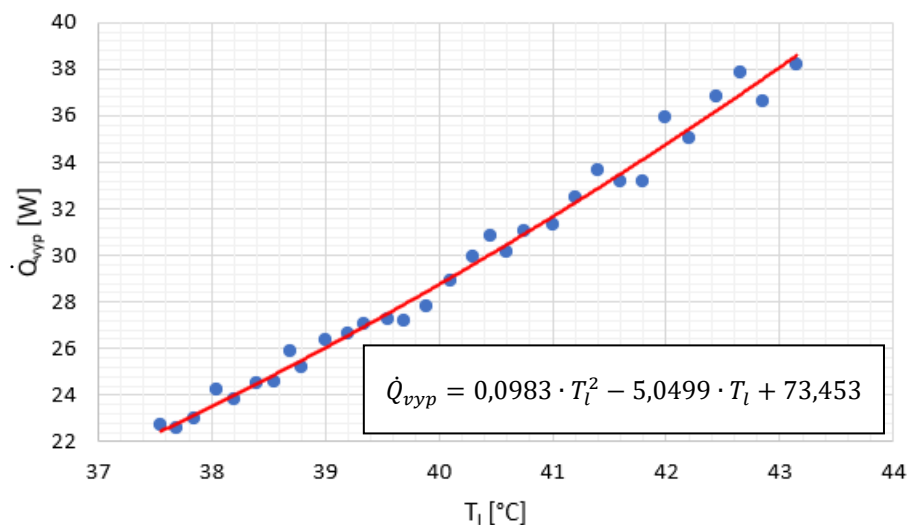
Obr. 22: Závislost střední teploty plynu na teplotě kapaliny

Vyjádření odparu jako funkce teploty kapaliny

Zde také předpokládáme určitou závislost tepelného výkonu odvedeného odparem na teplotě kapaliny v daném čase popsanou spojitou a dobře integrovatelnou funkcí. Tuto závislost se pokusíme opět nahradit polynomem 2. stupně. Obecná závislost toku tepla odváděného odpařenou kapalinou v závislosti na teplotě kapaliny je definována:

$$\dot{Q}_{vyp} = \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} = b_2 \cdot T_l^2 + b_1 \cdot T_l + b_0 \quad (40)$$

Příslušné koeficienty regresní křivky (40) vypočtené pomocí MS Excel jsou uvedeny na obr. 23 včetně srovnání regresní křivky a odhadnutého tepelného výkonu.



Obr. 23: Tepelný výkon odváděný vypařenou kapalinou v závislosti na teplotě kapaliny

4.2.2 Integrace diferenciální rovnice

Po předchozí analýze jednotlivých částí rovnice (12) jsme schopni tuto rovnici řešit. Daří se nám ji převést na rovnici, která je funkcí pouze teploty kapaliny. Dosazením rovnic (39, 40) do rovnice (36) a sérií úprav získáme bilanční rovnici ve tvaru:

$$\frac{dT_l}{T_l^2 \cdot (\alpha S_b \cdot a_2 - b_2) + T_l \cdot (\alpha S_b \cdot a_1 - \alpha S_b - b_1) + (\alpha S_b \cdot a_0 - b_0)} = \frac{dt}{m_l \cdot c_p} \quad (41)$$

Zavedením parametrů (42, 43, 44):

$$C_2 = \alpha S_b \cdot a_2 - b_2 \quad (42)$$

$$C_1 = \alpha S_b \cdot a_1 - \alpha S_b - b_1 \quad (43)$$

$$C_0 = \alpha S_b \cdot a_0 - b_0 \quad (44)$$

Zjednodušíme a upravíme rovnici (41) do tvaru vhodného pro integrování (45):

$$\frac{dT_l}{T_l^2 \cdot C_2 + T_l \cdot C_1 + C_0} = \frac{dt}{m_l \cdot c_p} \quad (45)$$

Rovnici (45) integrujeme v mezích času pro danou časovou diferenci od počátku do času t , stejně je tomu tak i od počáteční teploty kapaliny v čase t pro všechna naměřená data:

$$\int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}(t)} \frac{dT_l}{T_l^2 \cdot C_2 + T_l \cdot C_1 + C_0} = \int_0^t \frac{dt}{m_l \cdot c_p} \quad (46)$$

Pro přehlednost v rovnici (46) označíme pravou stranu integrálu X_i , které odpovídá integrál v daných mezích od počátku do času t , a získáme vztah:

$$X_i = \int_0^t \frac{dt}{m_l \cdot c_p} = \frac{t}{m_l \cdot c_p} \quad (47)$$

Integrace levé strany, kterou označíme Y_i , je poněkud komplikovanější. Při integrování nám vznikne určitý rozhodovací parametr, který nám rozdělí řešení na dvě naprosto odlišná řešení:

$$\Delta = 4 \cdot C_2 \cdot C_0 - C_1^2 \quad (48)$$

Je-li $\Delta > 0$, tak řešením levé strany rovnice je vztah:

$$Y_i = \int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}(t)} \frac{dT_l}{T_l^2 \cdot C_2 + T_l \cdot C_1 + C_0} = \left[\frac{2}{\sqrt{\Delta}} \cdot \arctg \left(\frac{4 \cdot C_2 \cdot T_l + C_1}{\sqrt{\Delta}} \right) \right]_{T_{l_1}}^{T_{l_2}(t)} \quad (49)$$

Je-li $\Delta < 0$, tak integraci levé strany odpovídá vztah:

$$Y_i = \int_{T_{l_1}}^{T_{l_2}(t)} \frac{dT_l}{T_l^2 \cdot C_2 + T_l \cdot C_1 + C_0} = \left[\frac{1}{\sqrt{-\Delta}} \cdot \ln \left| \frac{4 \cdot C_2 \cdot T_l + C_1 - \sqrt{-\Delta}}{4 \cdot C_2 \cdot T_l + C_1 + \sqrt{-\Delta}} \right| \right]_{T_{l_1}}^{T_{l_2}(t)} \quad (50)$$

Pro své řešení předpokládáme, že hodnota rozhodovacího parametru je $\Delta > 0$. Pro řešení rovnice (46) tedy použijeme rovnici (47) a (49).

Po integraci pravé a levé strany musíme opět využít iterační výpočet, neboť hodnota součinu součinitele přenosu tepla a mezifázové plochy αS_b nám není známa. Pro jednoduchost a přehlednost využijeme již zvolené substituce X_i a Y_i pravé a levé strany rovnice, které se musí na konci iteračního výpočtu sobě rovnat, poněvadž by jinak neplatila jejich původní rovnost z rovnice (46). Z toho vyplývá, že se bude jednat o lineární závislost s počátkem v nule. Takovou lineární závislost jsme schopni obecně popsat rovnicí přímky ve tvaru:

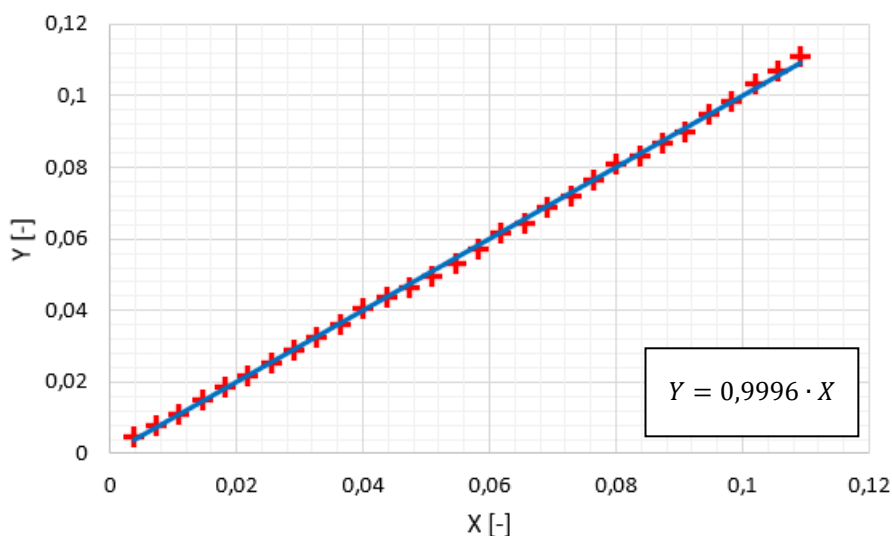
$$Y_i = k \cdot X_i \quad (51)$$

V případě rovnosti pravé a levé strany musí platit, že $k = 1$. Tento parametr je také vhodnou volbou k iteračnímu výpočtu součinu αS_b . Nyní budeme měnit součin součinitele přestupu

tepla a mezifázové plochy αS_b tak, aby na konci iterace byla hodnota parametru právě $k = 1$. Zbývá nám už pouze určit způsob výpočtu parametru k , který hravě vyřešíme použitím metody nejmenších čtverců, kde pro koeficient úměrnosti k z rovnice (51) můžeme odvodit vztah:

$$k = \frac{\sum Y_i \cdot X_i}{\sum X_i^2} \quad (52)$$

Pro ověření vztahu (51) a demonstraci rovnosti stran graficky vyneseme hodnoty pravé a levé strany do obr. 24.



Obr. 24: Porovnání pravé a levé strany bilanční rovnice (52)

Z obr. 24 vidíme, že grafem je opravdu přímka procházející počátkem.

Dále si musíme ověřit, zda jsme splnili předpoklad výpočtu, kterým byla hodnota rozhodovacího parametru $\Delta > 0$.

Tab. 13: Koeficienty výsledné bilanční rovnice a rozhodovací parametr Δ

C_2	-0,1441
C_1	6,95
C_0	-96,9594
Δ	7,6099

Z tab. 13 vidíme, že rozhodovací parametr Δ splňuje náš předpoklad výpočtu. Tím se ujistíme, že volba řešení levé strany rovnice odpovídající rovnici (49) je správná. Pro dané podmínky tohoto experimentu z iteračního výpočtu určíme hodnotu součinu součinitele přenosu tepla a mezifázové plochy bublin:

$$\alpha S_b = 2,7652 \text{ [W} \cdot \text{K}^{-1}\text{]}$$

Nyní už jen dopočítáme objemový součinitel přestupu tepla mezi kapalinou a plynem, který určíme následovně:

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_l} \quad (53)$$

Pro dané podmínky tohoto experimentu dopočítáme z rovnice (53) hodnotu objemového součinitele přestupu tepla:

$$\alpha a = 695 \text{ [W} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{K}^{-1}\text{]}$$

ZÁVĚR

Cílem této bakalářské práce bylo seznámit se s oblastí mechanicky míchaných reaktorů se zaměřením na přenosové jevy, především s přenosem tepla a hmoty uvnitř reaktoru, a s tím spojené problémy. V úvodní části jsem obecně uvedl toto téma do kontextu průmyslového využití. Tuto práci jsem pak rozdělil do dvou částí, ve kterých jsem se věnoval jednotlivým oblastem mechanicky míchaných reaktorů, a to části teoretické a experimentální.

V teoretické části jsem prezentoval přehled míchání se zaměřením na jeho princip, účel a použití obecně. Dále jsem se věnoval pouze míchání mechanickému s jednotlivými prvky míchacího zařízení. Představil jsem konstrukční možnosti míchaných nádob a vlastních míchadel včetně jejich rozdělení. Dále jsem představil postup stanovení příkonu míchadla v kapalině a v aerované kapalině. Prezentoval jsem i další děje, například homogenizaci vsádky, disperzi plynů, zahlcení míchadla. Pak jsem pokračoval oblastí přenosových jevů, kde jsem se zaměřil na již zmíněný přenos tepla a hmoty. Uvedl jsem, jaké mechanismy přenosu tepla a hmoty můžeme potkat v mechanicky míchaném reaktoru a jak se tyto přenosové jevy prakticky popisují.

V experimentální části jsem se věnoval experimentálnímu stanovení objemového součinitele přestupu tepla mezi kapalinou a plynem, v systému voda – vzduch. Objemový součinitel přestupu tepla mezi fázemi jsem určil pomocí nestacionární metody, kterou navrhl Žižka [16]. Předpoklady metody zajišťující integrovatelnost bilanční diferenciální rovnice byly ověřeny. Pomocí iteračního výpočtu jsem pro dané provozní podmínky vyhodnotil objemový součinitel přenosu tepla ve výši $\alpha a = 695 [W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$. Při vyhodnocení experimentu jsem předpokládal dokonale míchaný reaktor. Tento předpoklad jsem ověřil měřením teploty vsádky ve více místech. Zjištěné výsledky tento předpoklad potvrdily.

SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY

- [1] HANIKA, J. Vícefázové reaktory. Vyd. 1. Praha: VŠCHT, 1997. ISBN 80-7080-290-1
- [2] NOVÁK, V. RIEGER, F. Hydraulické pochody. Vyd. 3. Praha: ČVUT, 1994. ISBN 80-01-01118-6
- [3] RIEGER, F. JIROUT, T. NOVÁK, V. Hydromechanické procesy. Vyd. 1. Praha: ČVUT, 2005. ISBN 80-01-03302-3
- [4] PAUL, E. a kol, S. Handbook of Industrial Mixing. Vyd. 3. USA: John Wiley & Sons, Inc. Hoboken, New Jersey, 2004. ISBN 0-471-26919-0
- [5] Potravinářské atypické stroje a zařízení. Pacov: Unimont, 2015, Dostupné z: <https://www.unimontpacov.cz/potravinarske-atypicke-stroje>
- [6] Smith turbine. Post mixing. USA: Sandy Gifford, Graphic Design, Web Development, and Illustration, 2013, Dostupné z: <https://www.postmixing.com/mixing%20forum/impellers/impellers.htm>
- [7] SMITH, J, M. Agitated Vessel Mass transfer. THERMOPEDIA. 2011, DOI: 10.1615/AtoZ.a.agitated_vessel_mass_transfer
- [8] The Colorful Fluid Mixing Gallery. USA: André Bakker, 2012, Dostupné z: <http://www.bakker.org/cfmbook/bt6-book.pdf>
- [9] DYMÁK, J. Přenos tepla v airlift reaktoru. Praha, 2017. Diplomová práce. ČVUT FS.
- [10] BOUAIFI, M a kol. A Comparative Study of Gas Hold-up, Bubble Size, Interfacial Area and Mass Transfer Coefficients in Stirred Gas-liquid Reactors and Bubble Columns. Chemical Engineering and Processing. 2001, str. 97-111, DOI: 10.1016/S0255-2701(00)00129-X
- [11] ŠESTÁK, J. RIEGER, F. Přenos hybnosti, tepla a hmoty. Vyd. 3. Praha: ČVUT, 2005. ISBN 80-01-02933-6
- [12] VACEK, V. HLAVAČKA, V. Přenos tepla a hmoty. Vyd. 1. Šumperk: ČVUT, 1990. ISBN 80-01-00200-4
- [13] CHHABRA, R. SHANKAR, V. Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Heat and Mass Transfer: Fundamentals and Application. Vyd. 7. USA: Elsevier, 2018. ISBN 978-0-08-102550-5

- [14] NOŽIČKA, J. Základy termomechaniky. Vyd. 2. Praha: ČVUT, 2008. ISBN 978-80-01-04022-5
- [15] DOSTÁL, M a kol. Measurement of Heat Transfer Coefficients in an Agitated Vessel with Tube Baffles. Acta Polytechnica. 2010, str. 1-12, DOI: 10.14311/1171
- [16] ŽIŽKA, M. Přestup tepla v mezifázových kontaktech. Praha, 2013. Diplomová práce. ČVUT FS
- [17] LEMOINE, R. a kol. Prediction of the Gas-liquid Volumetric Mass Transfer Coefficients in Surface-aeration and Gas-inducing Reactors Using Neural Networks. Chemical Engineering and Processing. 2003, str. 621-643, DOI: 10.1016/S0255-2701(02)00211-8
- [18] MOUCHA, T. a kol. Gas Hold-up, Mixing Time and Gas-liquid Volumetric Mass Transfer Coefficient of Various Multiple-impeller Configurations: Rushton Turbine, Pitched Blade and Techmix Impeller and their Combinations. Chemical Engineering Science. 2003, str. 1839-1846, DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00682-6

SEZNAM OBRÁZKŮ

Obr. 1: Provozní režimy reaktoru: <i>A</i> difuzní, <i>B</i> přechodný, <i>C</i> kinetický – upraveno [1]	12
Obr. 2: Míchací zařízení pro homogenizaci majonézy – převzato z Unimont Pacov [5].....	14
Obr. 3: Konstrukční uspořádání mechanicky míchaných míchadel – upraveno [3]	16
Obr. 4: Druhy proudění v míchané nádobě – upraveno [3].....	16
Obr. 5: Pomaloběžná míchadla – upraveno [3]	18
Obr. 6: Rychloběžná míchadla s axiálním tokem – upraveno [3]	19
Obr. 7: Rychloběžná míchadla s radiálním tokem – upraveno [3, 6].....	19
Obr. 8: Popis míchacího zařízení a jeho rozměry – upraveno [1]	20
Obr. 9: Příkonové charakteristiky vybraných míchadel – upraveno [2].....	22
Obr. 10: Příkon etážového míchadla – upraveno [3].....	23
Obr. 11: Příkonové charakteristiky: a) RT, b) ŠMŠL – upraveno [7].....	24
Obr. 12: Příkonová charakteristika Smithova míchadla – upraveno [8]	24
Obr. 13: Koalescentní a nekoalescentní chování tekutiny – upraveno [9]	26
Obr. 14: Závislost mezifázového povrchu na měrném disipovaném výkonu – upraveno [1]..	27
Obr. 15: Prostup tepla přes stěnu reaktoru, průběh teplot – upraveno [14].....	29
Obr. 16: Foto a schéma experimentálního zařízení	33
Obr. 17: Měřicí trať	34
Obr. 18: Průběh teplot vody ve dvou různých místech reaktoru	36
Obr. 19: Průběh teplot vzduchu na vstupu a výstupu reaktoru.....	36
Obr. 20: Schéma odvození středního logaritmického rozdílu tlaku	39
Obr. 21: Schéma odvození logaritmického rozdílu teplot.....	43
Obr. 22: Závislost střední teploty plynu na teplotě kapaliny.....	44
Obr. 23: Tepelný výkon odváděný vypařenou kapalinou v závislosti na teplotě kapaliny	45
Obr. 24: Porovnání pravé a levé strany bilanční rovnice (52).....	47

SEZNAM TABULEK

Tab. 1: Obvykle používané rozměry míchacího zařízení – upraveno [1, 4]	20
Tab. 2: Vybraná podobnostní čísla v teorii míchání – upraveno [4]	21
Tab. 3: Vybraná podobnostní čísla v přenosu tepla – upraveno [4, 13, 14]	29
Tab. 4: Korelace pro přenos tepla ze vsádky na stěnu reaktoru – upraveno [4, 15].....	30
Tab. 5: Vybraná podobnostní čísla v přenosu hmoty – upraveno [13, 17]	31
Tab. 6: Korelace pro objemový součinitel prostupu hmoty – upraveno [4, 18].....	32
Tab. 7: Přehled korelací pro prostup hmoty podle druhu vsádky – upraveno [17]	32
Tab. 8: Zvolené rozměry experimentálního zařízení.....	33
Tab. 9: Vstupní parametry experimentu	34
Tab. 10: Vybrané naměřené hodnoty	35
Tab. 11: Konstanty Antoineovy rovnice pro vodu – převzato [9].....	39
Tab. 12: Konstanty vztahu (35) pro výpočet – převzato [9].....	42
Tab. 13: Koeficienty výsledné bilanční rovnice a rozhodovací parametr Δ	47

SEZNAM PŘÍLOH

Příloha č. 1: Seznam měřicích přístrojů.....	I
Příloha č. 2: Naměřené hodnoty z přenosu tepla	II

Příloha č. 1: Seznam měřicích přístrojů

Měření teploty:

Teploměr **Greisinger GMH 175** se snímačem Pt 1000

- Rozsah teplot: -199,9 až +199,9 °C
- Přesnost: 0,1 °C ± 1 číslice, při jmenovité teplotě 25 °C

Teploměr **Greisinger GMH 3200 Series** se snímačem typu K NiCr – Ni

- Rozsah teplot: -65 až +300 °C
- Přesnost: 0,1 °C ± 1 číslice, při jmenovité teplotě 25 °C

Měření tlaku:

Tlakoměr **Greisinger GMH 3111**

- Přesnost: ±0,1 % rozsahu ±1 číslice, při jmenovité teplotě 25 °C

Měření vlhkosti:

Vlhkoměr s teploměrem **Greisinger GMH 3330** se snímačem **Greisinger TFS 0100**

- Rozsah teplot: 0 až +60 °C
- Rozsah vlhkosti: 0 až 100 %
- Přesnost: při jmenovité teplotě 25 °C:
 - relativní vlhkost vzduchu ±0,1 % ±1 číslice
 - teplota ±0,2 % ±1 číslice

Měření průtoku plynu:

Plynoměr **Elster BK – G4**

Plovákový průtokoměr **ABB FAG1190**

Měření času:

Stopky

Příloha č. 2: Naměřené hodnoty z přenosu tepla

Naměřené hodnoty

Doba měření	Teplota kapaliny		Teplota vzduchu		Relativní vlhkost vzduchu		Tlak vzduchu
	T_{lm} [°C]	T_{lv} [°C]	T_{gin} [°C]	T_{gout} [°C]	φ_{in} [%]	φ_{out} [%]	p_{in} [kPa]
0	43,1	43,2	21,6	39,9	16,3	100	170
1	42,8	42,9	21,6	39,9	14,8	100	170
2	42,6	42,7	21,6	39,3	13,5	100	170
3	42,4	42,5	21,7	39,3	12,5	100	170
4	42,1	42,3	21,7	39,4	11,6	100	170
5	41,9	42,1	21,7	38,9	10,8	100	170
6	41,7	41,9	21,7	39,3	10,9	100	170
7	41,5	41,7	21,7	39	11,3	100	170
8	41,3	41,5	21,7	38,6	11,8	100	170
9	41,1	41,3	21,7	38,6	12,3	100	170
10	40,9	41,1	21,7	38,6	12,8	100	170
11	40,7	40,8	21,7	38,3	13,4	100	170
12	40,5	40,7	21,7	38,3	14,1	100	170
13	40,3	40,6	21,7	37,9	15	100	170
14	40,2	40,4	21,7	37,9	16,1	100	170
15	40	40,2	21,7	37,9	15,4	100	170
16	39,8	40	21,7	37,9	13,9	100	170
17	39,6	39,8	21,7	37,8	12,9	100	170
18	39,4	39,7	21,7	37,6	11,9	100	170
19	39,2	39,5	21,7	37,4	11,1	100	170
20	39,1	39,3	21,7	37,3	10,7	100	170
21	38,9	39,1	21,7	37,1	11	100	170
22	38,7	38,9	21,7	37,1	11,5	100	170
23	38,6	38,8	21,7	36,8	12	100	170
24	38,4	38,7	21,7	36,9	12,5	100	170
25	38,2	38,6	21,7	36,7	13,1	100	170
26	38,1	38,3	21,7	36,6	13,7	100	170
27	37,9	38,2	21,7	36,3	14,5	100	170
28	37,7	38	21,7	36,3	15,6	100	170
29	37,6	37,8	21,7	36,2	16,1	100	170
30	37,4	37,7	21,7	36	14,6	100	170

Parciální tlaky vodních par

Doba měření	Tlak sytých par při teplotě vzduchu		Parciální tlak vody ve vzduchu při teplotě vzduchu		Tlak sytých par při teplotě kapaliny	Střední logaritmický rozdíl tlaků
	p''_{in} [kPa]	p''_{out} [kPa]	p_{H_2Oin} [kPa]	p_{H_2Oout} [kPa]	p''_{H_2O} [kPa]	Δp_{ln} [kPa]
0	2,5787	7,3389	0,4203	7,3389	8,7106	3,85
1	2,5787	7,3389	0,3816	7,3389	8,5753	3,68
2	2,5787	7,1072	0,3481	7,1072	8,4862	3,81
3	2,5945	7,1072	0,3243	7,1072	8,3978	3,70
4	2,5945	7,1454	0,3010	7,1454	8,2885	3,52
5	2,5945	6,9563	0,2802	6,9563	8,2019	3,61
6	2,5945	7,1072	0,2828	7,1072	8,1161	3,33
7	2,5945	6,9937	0,2932	6,9937	8,0311	3,33
8	2,5945	6,8449	0,3062	6,8449	7,9468	3,38
9	2,5945	6,8449	0,3191	6,8449	7,8634	3,26
10	2,5945	6,8449	0,3321	6,8449	7,7806	3,14
11	2,5945	6,7351	0,3477	6,7351	7,6783	3,11
12	2,5945	6,7351	0,3658	6,7351	7,6174	3,02
13	2,5945	6,5910	0,3892	6,5910	7,5570	3,09
14	2,5945	6,5910	0,4177	6,5910	7,4969	3,00
15	2,5945	6,5910	0,3996	6,5910	7,4176	2,89
16	2,5945	6,5910	0,3606	6,5910	7,3389	2,79
17	2,5945	6,5554	0,3347	6,5554	7,2609	2,72
18	2,5945	6,4847	0,3087	6,4847	7,2030	2,73
19	2,5945	6,4147	0,2880	6,4147	7,1263	2,71
20	2,5945	6,3799	0,2776	6,3799	7,0692	2,67
21	2,5945	6,3108	0,2854	6,3108	6,9937	2,64
22	2,5945	6,3108	0,2984	6,3108	6,9190	2,52
23	2,5945	6,2084	0,3113	6,2084	6,8818	2,59
24	2,5945	6,2424	0,3243	6,2424	6,8265	2,46
25	2,5945	6,1746	0,3399	6,1746	6,7715	2,45
26	2,5945	6,1410	0,3554	6,1410	6,6988	2,38
27	2,5945	6,0410	0,3762	6,0410	6,6447	2,42
28	2,5945	6,0410	0,4047	6,0410	6,5732	2,30
29	2,5945	6,0080	0,4177	6,0080	6,5200	2,26
30	2,5945	5,9424	0,3788	5,9424	6,4671	2,27

Odpar kapaliny z experimentálních dat

VSTUPUJÍCÍ VZDUCH					
Doba měření	Tok vlhkého vzduchu	Koncentrace vody	Koncentrace suchého vzduchu	Tok suchého vzduchu	Tok vodní páry
t [min]	n_{invz} [kmol/s]	$c_{H_2Oin}^n$ [-]	c_{svin}^n [-]	n_{svin} [kmol/s]	n_{H_2Oin} [kmol/s]
0	9,56E-06	0,0025	0,9975	9,5326E-06	2,36277E-08
1	9,56E-06	0,0022	0,9978	9,53477E-06	2,14533E-08
2	9,56E-06	0,0020	0,9980	9,53666E-06	1,95689E-08
3	9,55E-06	0,0019	0,9981	9,53477E-06	1,82244E-08
4	9,55E-06	0,0018	0,9982	9,53608E-06	1,69122E-08
5	9,55E-06	0,0016	0,9984	9,53724E-06	1,57459E-08
6	9,55E-06	0,0017	0,9983	9,5371E-06	1,58917E-08
7	9,55E-06	0,0017	0,9983	9,53651E-06	1,64749E-08
8	9,55E-06	0,0018	0,9982	9,53579E-06	1,72038E-08
9	9,55E-06	0,0019	0,9981	9,53506E-06	1,79328E-08
10	9,55E-06	0,0020	0,9980	9,53433E-06	1,86618E-08
11	9,55E-06	0,0020	0,9980	9,53345E-06	1,95366E-08
12	9,55E-06	0,0022	0,9978	9,53243E-06	2,05571E-08
13	9,55E-06	0,0023	0,9977	9,53112E-06	2,18693E-08
14	9,55E-06	0,0025	0,9975	9,52952E-06	2,3473E-08
15	9,55E-06	0,0024	0,9976	9,53054E-06	2,24525E-08
16	9,55E-06	0,0021	0,9979	9,53272E-06	2,02655E-08
17	9,55E-06	0,0020	0,9980	9,53418E-06	1,88076E-08
18	9,55E-06	0,0018	0,9982	9,53564E-06	1,73496E-08
19	9,55E-06	0,0017	0,9983	9,53681E-06	1,61833E-08
20	9,55E-06	0,0016	0,9984	9,53739E-06	1,56001E-08
21	9,55E-06	0,0017	0,9983	9,53695E-06	1,60375E-08
22	9,55E-06	0,0018	0,9982	9,53622E-06	1,67664E-08
23	9,55E-06	0,0018	0,9982	9,53549E-06	1,74954E-08
24	9,55E-06	0,0019	0,9981	9,53477E-06	1,82244E-08
25	9,55E-06	0,0020	0,9980	9,53389E-06	1,90992E-08
26	9,55E-06	0,0021	0,9979	9,53302E-06	1,99739E-08
27	9,55E-06	0,0022	0,9978	9,53185E-06	2,11403E-08
28	9,55E-06	0,0024	0,9976	9,53025E-06	2,2744E-08
29	9,55E-06	0,0025	0,9975	9,52952E-06	2,3473E-08
30	9,55E-06	0,0022	0,9978	9,5317E-06	2,12861E-08

VYSTUPUJÍCÍ VZDUCH						
Doba měření	Koncentrace vody	Koncentrace suchého vzduchu	Tok suchého vzduchu	Tok vlhkého vzduchu	Tok vody	Odpar vody
t [min]	$c^{n_{H_2Oout}}$ [-]	$c^{n_{svout}}$ [-]	n_{svout} [kmol/s]	n_{vzout} [kmol/s]	n_{H_2Oout} [kmol/s]	Δn_{H_2O} [kmol]
0	7,4887E-02	9,2511E-01	9,5326E-06	1,0304E-05	7,7165E-07	-
1	7,4887E-02	9,2511E-01	9,5348E-06	1,0307E-05	7,7183E-07	4,4881E-05
2	7,2522E-02	9,2748E-01	9,5367E-06	1,0282E-05	7,4570E-07	4,5022E-05
3	7,2522E-02	9,2748E-01	9,5348E-06	1,0280E-05	7,4555E-07	4,3568E-05
4	7,2912E-02	9,2709E-01	9,5361E-06	1,0286E-05	7,4998E-07	4,3640E-05
5	7,0982E-02	9,2902E-01	9,5372E-06	1,0266E-05	7,2870E-07	4,3984E-05
6	7,2522E-02	9,2748E-01	9,5371E-06	1,0283E-05	7,4574E-07	4,2777E-05
7	7,1365E-02	9,2864E-01	9,5365E-06	1,0269E-05	7,3287E-07	4,3791E-05
8	6,9846E-02	9,3015E-01	9,5358E-06	1,0252E-05	7,1605E-07	4,2984E-05
9	6,9846E-02	9,3015E-01	9,5351E-06	1,0251E-05	7,1599E-07	4,1931E-05
10	6,9846E-02	9,3015E-01	9,5343E-06	1,0250E-05	7,1594E-07	4,1884E-05
11	6,8725E-02	9,3127E-01	9,5335E-06	1,0237E-05	7,0354E-07	4,1837E-05
12	6,8725E-02	9,3127E-01	9,5324E-06	1,0236E-05	7,0346E-07	4,1040E-05
13	6,7255E-02	9,3274E-01	9,5311E-06	1,0218E-05	6,8724E-07	4,0974E-05
14	6,7255E-02	9,3274E-01	9,5295E-06	1,0217E-05	6,8712E-07	3,9922E-05
15	6,7255E-02	9,3274E-01	9,5305E-06	1,0218E-05	6,8719E-07	3,9819E-05
16	6,7255E-02	9,3274E-01	9,5327E-06	1,0220E-05	6,8735E-07	3,9884E-05
17	6,6892E-02	9,3311E-01	9,5342E-06	1,0218E-05	6,8348E-07	4,0025E-05
18	6,6170E-02	9,3383E-01	9,5356E-06	1,0211E-05	6,7569E-07	3,9880E-05
19	6,5456E-02	9,3454E-01	9,5368E-06	1,0205E-05	6,6796E-07	3,9500E-05
20	6,5101E-02	9,3490E-01	9,5374E-06	1,0202E-05	6,6413E-07	3,9107E-05
21	6,4396E-02	9,3560E-01	9,5370E-06	1,0193E-05	6,5641E-07	3,8912E-05
22	6,4396E-02	9,3560E-01	9,5362E-06	1,0193E-05	6,5636E-07	3,8423E-05
23	6,3351E-02	9,3665E-01	9,5355E-06	1,0180E-05	6,4495E-07	3,8376E-05
24	6,3698E-02	9,3630E-01	9,5348E-06	1,0183E-05	6,4866E-07	3,7647E-05
25	6,3007E-02	9,3699E-01	9,5339E-06	1,0175E-05	6,4109E-07	3,7826E-05
26	6,2663E-02	9,3734E-01	9,5330E-06	1,0170E-05	6,3730E-07	3,7319E-05
27	6,1643E-02	9,3836E-01	9,5318E-06	1,0158E-05	6,2617E-07	3,7040E-05
28	6,1643E-02	9,3836E-01	9,5302E-06	1,0156E-05	6,2606E-07	3,6302E-05
29	6,1306E-02	9,3869E-01	9,5295E-06	1,0152E-05	6,2237E-07	3,6199E-05
30	6,0637E-02	9,3936E-01	9,5317E-06	1,0147E-05	6,1528E-07	3,5934E-05
Celkové odpařené množství vody						1,2104E-03

Odhad okamžitého odparu

Doba měření	Časová diference	Tok vypařené vody	Střední hodnota molového toku	Odpar v daném intervalu
t [min]	Δt [s]	n_{vyp} [kmol/s]	n_{str} [kmol/s]	Δn [kmol]
0	-	8,76E-07	-	-
1	60	8,3792E-07	8,56917E-07	5,1415E-05
2	60	8,67211E-07	8,52566E-07	5,11539E-05
3	60	8,43E-07	8,54913E-07	5,12948E-05
4	60	8,01864E-07	8,22239E-07	4,93344E-05
5	60	8,21954E-07	8,11909E-07	4,87145E-05
6	60	7,58408E-07	7,90181E-07	4,74109E-05
7	60	7,59487E-07	7,58948E-07	4,55369E-05
8	60	7,69105E-07	7,64296E-07	4,58578E-05
9	60	7,42249E-07	7,55677E-07	4,53406E-05
10	60	7,15079E-07	7,28664E-07	4,37198E-05
11	60	7,0949E-07	7,12284E-07	4,27371E-05
12	60	6,88711E-07	6,99101E-07	4,1946E-05
13	60	7,04797E-07	6,96754E-07	4,18053E-05
14	60	6,83905E-07	6,94351E-07	4,16611E-05
15	60	6,59292E-07	6,71599E-07	4,02959E-05
16	60	6,35414E-07	6,47353E-07	3,88412E-05
17	60	6,20317E-07	6,27865E-07	3,76719E-05
18	60	6,21979E-07	6,21148E-07	3,72689E-05
19	60	6,16698E-07	6,19339E-07	3,71603E-05
20	60	6,08E-07	6,12119E-07	3,67271E-05
21	60	6,01E-07	6,04108E-07	3,62465E-05
22	60	5,74E-07	5,87127E-07	3,52276E-05
23	60	5,90E-07	5,81599E-07	3,4896E-05
24	60	5,59E-07	5,74481E-07	3,44689E-05
25	60	5,59E-07	5,59182E-07	3,35509E-05
26	60	5,42E-07	5,50523E-07	3,30314E-05
27	60	5,51E-07	5,46681E-07	3,28008E-05
28	60	5,24E-07	5,37632E-07	3,22579E-05
29	60	5,14E-07	5,18864E-07	3,11319E-05
30	60	5,17E-07	5,15376E-07	3,09225E-05
Celkové odhadované množství odpařené vody				1,2104E-03

Tepelný tok odvedený výparem

Doba měření	Hmotnostní tok vypařené vody	Měrné skupenské teplo vypařování	Tepelný tok
t [min]	m_{vyp} [kg/s]	Δh^{vyp} [kJ/kg]	Q_{vyp} [W]
0	1,57796E-05	2422,8609	38,2317
1	1,50951E-05	2423,6952	36,5860
2	1,56228E-05	2424,2510	37,8736
3	1,51797E-05	2424,8067	36,8079
4	1,44456E-05	2425,5010	35,0377
5	1,48075E-05	2426,0563	35,9238
6	1,36627E-05	2426,6113	33,1541
7	1,36822E-05	2427,1661	33,2089
8	1,38554E-05	2427,7207	33,6371
9	1,33716E-05	2428,2750	32,4700
10	1,28821E-05	2428,8292	31,2885
11	1,27815E-05	2429,5217	31,0528
12	1,24071E-05	2429,9370	30,1486
13	1,26969E-05	2430,3522	30,8580
14	1,23205E-05	2430,7672	29,9484
15	1,18771E-05	2431,3205	28,8772
16	1,1447E-05	2431,8735	27,8376
17	1,1175E-05	2432,4264	27,1824
18	1,1205E-05	2432,8409	27,2599
19	1,11098E-05	2433,3934	27,0346
20	1,09E-05	2433,8076	26,6376
21	1,08E-05	2434,3597	26,3426
22	1,03E-05	2434,9117	25,1600
23	1,06E-05	2435,1875	25,8666
24	1,01E-05	2435,6013	24,5425
25	1,01E-05	2436,0149	24,5326
26	9,76E-06	2436,5662	23,7920
27	9,93E-06	2436,9795	24,2049
28	9,44E-06	2437,5305	23,0067
29	9,26E-06	2437,9436	22,5659
30	9,31E-06	2438,3566	22,7081

Střední teplota plynu

Doba měření	Teplota kapaliny		Teplota vzduchu		Střední logaritmická teplota	Střední teplota plynu
	T_{lm} [°C]	T_{lv} [°C]	T_{gin} [°C]	T_{gout} [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{gstř}$ [°C]
0	43,1	43,2	21,6	39,9	9,6737	33,48
1	42,8	42,9	21,6	39,9	9,2679	33,58
2	42,6	42,7	21,6	39,3	9,6303	33,02
3	42,4	42,5	21,7	39,3	9,3362	33,11
4	42,1	42,3	21,7	39,4	8,8909	33,31
5	41,9	42,1	21,7	38,9	9,1527	32,85
6	41,7	41,9	21,7	39,3	8,4436	33,36
7	41,5	41,7	21,7	39	8,5004	33,10
8	41,3	41,5	21,7	38,6	8,6622	32,74
9	41,1	41,3	21,7	38,6	8,3875	32,81
10	40,9	41,1	21,7	38,6	8,1069	32,89
11	40,7	40,8	21,7	38,3	8,0937	32,66
12	40,5	40,7	21,7	38,3	7,8813	32,72
13	40,3	40,6	21,7	37,9	8,1199	32,33
14	40,2	40,4	21,7	37,9	7,9113	32,39
15	40	40,2	21,7	37,9	7,6275	32,47
16	39,8	40	21,7	37,9	7,3360	32,56
17	39,6	39,8	21,7	37,8	7,1603	32,54
18	39,4	39,7	21,7	37,6	7,1810	32,37
19	39,2	39,5	21,7	37,4	7,1269	32,22
20	39,1	39,3	21,7	37,3	7,0259	32,17
21	38,9	39,1	21,7	37,1	6,9719	32,03
22	38,7	38,9	21,7	37,1	6,6711	32,13
23	38,6	38,8	21,7	36,8	6,8907	31,81
24	38,4	38,7	21,7	36,9	6,5416	32,01
25	38,2	38,6	21,7	36,7	6,5652	31,83
26	38,1	38,3	21,7	36,6	6,3857	31,81
27	37,9	38,2	21,7	36,3	6,5336	31,52
28	37,7	38	21,7	36,3	6,2296	31,62
29	37,6	37,8	21,7	36,2	6,1256	31,57
30	37,4	37,7	21,7	36	6,1508	31,40

Bilanční rovnice pravá a levá strana

Doba měření	Pravá strana	Levá strana	Metoda nejmenších čtverců	
t [min]	X [-]	Y [-]	$Y_i X_i$	$X_i X_i$
0	-	-	-	-
1	0,003639712	0,004637575	1,6879E-05	1,3248E-05
2	0,007279424	0,007795294	5,6745E-05	5,2990E-05
3	0,010919137	0,011007264	1,2019E-04	1,1923E-04
4	0,014558849	0,015100471	2,1985E-04	2,1196E-04
5	0,018198561	0,018439242	3,3557E-04	3,3119E-04
6	0,021838273	0,021836559	4,7687E-04	4,7691E-04
7	0,025477986	0,02529382	6,4444E-04	6,4913E-04
8	0,029117698	0,028812466	8,3895E-04	8,4784E-04
9	0,03275741	0,032393976	1,0611E-03	1,0730E-03
10	0,036397122	0,036039869	1,3117E-03	1,3248E-03
11	0,040036834	0,04069016	1,6291E-03	1,6029E-03
12	0,043676547	0,0435311	1,9013E-03	1,9076E-03
13	0,047316259	0,046410964	2,1960E-03	2,2388E-03
14	0,050955971	0,049330467	2,5137E-03	2,5965E-03
15	0,054595683	0,053286053	2,9092E-03	2,9807E-03
16	0,058235396	0,057315167	3,3378E-03	3,3914E-03
17	0,061875108	0,06141962	3,8003E-03	3,8285E-03
18	0,06551482	0,06454852	4,2289E-03	4,2922E-03
19	0,069154532	0,068789329	4,7571E-03	4,7823E-03
20	0,072794245	0,072022709	5,2428E-03	5,2990E-03
21	0,076433957	0,076405849	5,8400E-03	5,8421E-03
22	0,080073669	0,08087311	6,4758E-03	6,4118E-03
23	0,083713381	0,083138939	6,9598E-03	7,0079E-03
24	0,087353093	0,086578681	7,5629E-03	7,6306E-03
25	0,090992806	0,090068436	8,1956E-03	8,2797E-03
26	0,094632518	0,094800856	8,9712E-03	8,9553E-03
27	0,09827223	0,098410968	9,6711E-03	9,6574E-03
28	0,101911942	0,103307368	1,0528E-02	1,0386E-02
29	0,105551655	0,107043146	1,1299E-02	1,1141E-02
30	0,109191367	0,110834463	1,2102E-02	1,1923E-02
Suma			1,2520E-01	1,2526E-01