

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

FAKULTA STROJNÍ
ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY

**INTENZIFIKACE PROMÍCHÁVÁNÍ
A HOMOGENIZACE KULTIVAČNÍHO
MÉDIA V DESKOVÉM FOTOBIOREAKTORU**

DIPLOMOVÁ PRÁCE

2022

TOMÁŠ VONKA

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Vonka** Jméno: **Tomáš** Osobní číslo: **467308**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávající katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Energetika a procesní inženýrství**
Specializace: **Procesní inženýrství**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Intenzifikace promíchávání a homogenizace kultivačního média v deskovém fotobioreaktoru

Název diplomové práce anglicky:

Intensification of mixing and homogenization of culture medium flow in a flat panel photobioreactor

Pokyny pro vypracování:

Navrhněte konstrukci vestavby poloprovozního deskového fotobioreaktoru pro homogenizaci proudu kultivačního média. Zpracujte literární a patentovou rešerši existujících konstrukčních variant pro promíchávání a homogenizaci kultivačního média z mikrořas. Na základě kritické rešerše navrhněte nejvhodnější konstrukci pro poloprovozní deskový fotobioreaktor. Vypracujte výkresovou dokumentaci a 3D model vestavby. Pro navrženou variantu vypracujte CFD model pro simulaci hydrodynamických podmínek. Na základě vytvořeného modelu vyhodnoťte vliv navržené vestavby na hydrodynamické a provozní podmínky deskového fotobioreaktoru.

Seznam doporučené literatury:

Dle doporučení vedoucího práce a vlastní rešerše.

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:


Ing. Mgr. Vojtěch Bělohlav, ústav procesní a zpracovatelské techniky FS


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

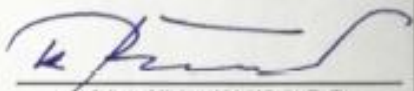
Datum zadání diplomové práce: **18.10.2021**

Termín odevzdání diplomové práce: **07.01.2022**

Platnost zadání diplomové práce: **18.09.2022**


Ing. Mgr. Vojtěch Bělohlav
podpis vedoucí(ho) práce


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


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

III. PŘEVZETÍ ZADÁNÍ

Diplomant bere na vědomí, že je povinen 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.

25.10.2021

Datum převzetí zadání



Podpis studenta

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce Ing. Mgr. Vojtěcha Bělohlava, Ph.D. a uvedl jsem všechny použité podklady a literaturu.

V Praze dne

.....

Jméno a Příjmení

Poděkování

Velice rád bych poděkoval Ing. Mgr. Vojtěchu Bělohlavovi, Ph.D. za vedení této diplomové práce, velice cenné rady, trpělivost a celkově skvělý přístup během vypracovávání této práce. Dále bych rád poděkoval všem pedagogům z Ústavu procesní a zpracovatelské techniky za výborně zvládnutý průběh výuky i v této zvláštní době.

Anotační list

Jméno autora:	Tomáš
Příjmení autora:	Vonka
Název práce česky:	Intenzifikace promíchávání a homogenizace kultivačního média v deskovém fotobioreaktoru
Název práce anglicky:	Intensification of mixing and homogenization of culture medium flow in a flat panel photobioreactor
Rozsah práce:	počet stran: 82 počet obrázků: 59 počet tabulek: 15 počet příloh: 0
Akademický rok:	2021/2022
Jazyk práce:	český
Ústav:	Ú 12 118 - Ústav procesní a zpracovatelské techniky
Studijní program:	Energetika a procesní inženýrství
Vedoucí práce:	Ing. Mgr. Vojtěch Bělohlav, Ph.D.
Konzultant práce:	-
Zadavatel:	ČVUT v Praze, Fakulta strojní, Ú 12 118

Anotace česky:

Teoretická část diplomové práce popisuje možnosti využití mikrořas a jejich kultivaci v otevřených a uzavřených systémech. Dále je popsáno využití vestaveb v deskovém fotobioreaktoru pro zlepšení kultivace. Praktická část spočívá v popisu proudění v deskovém fotobioreaktoru pomocí numerických simulací. Na základě výsledků je navržena vestavba a je zkoumán její vliv na proudění.

Anotace anglicky:

The theoretical part of this thesis describes the possibilities of using microalgae and their cultivation in open and closed systems. The use of special mixers in a plate photobioreactor to improve cultivation is also described. The practical part consists of the description of the flow in the plate photobioreactor using CFD. Based on the results, the special mixer is designed and its impact on the flow is inspected.

Klíčová slova: fotobioreaktor, mikrořasy, kultivace

Obsah

Seznam použitých symbolů	8
1. Úvod	10
2. Teoretická část	11
2.1. Mikrořasy	11
2.2. Kultivace mikrořas v laboratorních podmínkách	11
2.3. Otevřené nádrže	12
2.3.1. Traťový systém	12
2.3.2. Kaskádový systém	13
2.4. Uzavřené fotobioreaktory	13
2.4.1. Válcový fotobioreaktor	13
2.4.2. Trubkový fotobioreaktor	14
2.4.3. Deskový fotobioreaktor	15
2.5. Porovnání fotobioreaktorů	16
2.6. Provozní parametry kultivace	18
2.7. Vnitřní vestavby	19
2.7.1. Příčné horizontální přepážky	20
2.7.2. Speciální směšovače	20
2.8. Statické směšovače	21
2.8.1. Šroubový statický směšovač Kenics	21
2.8.2. Ross LPD	22
2.8.3. Mřížový statický směšovač Sulzer SMX	22
2.9. Cíl práce	24
3. Praktická část	25
3.1. Geometrie fotobioreaktoru	25
3.2. Cirkulace kultivačního média	26
3.3. Analýza proudění v deskovém fotobioreaktoru	27
3.3.1. Režim proudění	28
3.3.2. Numerická metoda a modely	30
3.4. Proudění ve stávající komoře fotobioreaktoru	32
3.4.1. Tvorba sítě a nastavení výpočtu	33
3.4.2. Výsledky numerické simulace	38
3.4.3. Experimentální ověření modelu	39
3.4.4. Porovnání numerických simulací s experimentem	44

3.5.	Optimalizace hydrodynamických podmínek.....	45
3.5.1.	Rozdělení komory.....	45
3.5.2.	Návrh vnitřní vestavby.....	46
3.5.3.	Sestava statických směšovačů	52
3.6.	Režim proudění v komoře se sestavou vestaveb.....	58
3.7.	Doba zdržení	60
3.7.1.	Numerická simulace doby zdržení.....	61
3.7.2.	Průměrná doba zdržení	67
3.7.3.	Doba homogenizace.....	72
4.	Závěr.....	75
	Použitá literatura	77
	Seznam obrázků.....	80
	Seznam tabulek	82

Seznam použitých symbolů

Symbol	Název	Jednotka
a_1	Bradshawova konstanta	[-]
C	Koncentrace traceru	[g l ⁻¹]
D_H	Hydraulický průměr	[m]
F_2	Funkce míchání	[-]
f	Objemová síla	[N m ⁻³]
H	Hloubka komory	[m]
k	Kinetická energie turbulence	[m ² s ⁻²]
L	Charakteristický rozměr	[m]
O	Omočený obvod	[m]
p	Tlak	[Pa]
Re	Reynoldsovo číslo	[-]
Re_y	Turbulentní Reynoldsovo číslo	[-]
S	Střední napětí	[s ⁻¹]
S_p	Průtočná plocha	[m ²]
\bar{t}	Střední doba zdržení	[s]
Δt	Časový krok	[s]
u	Rychlost proudění	[m s ⁻¹]
V	Objem	[m ³]

Symbol	Název	Jednotka
\dot{V}	Objemový průtok	$[\text{m}^3 \text{s}^{-1}]$
w	Hmotnostní podíl	[-]
W	Šířka komory	[m]
y^+	Bezrozměrná vzdálenost od stěny	[-]
$\alpha *$	koeficient tlumící turbulentní viskozitu	[-]
Γ	Efektivní difuzivita	[Pa s]
ε	Disipace kinetické energie	$[\text{m}^2 \text{s}^{-3}]$
μ	Dynamická viskozita	[Pa s]
μ_t	Turbulentní viskozita	[Pa s]
ν	Kinematická viskozita	$[\text{m}^2 \text{s}^{-1}]$
ν_t	Turbulentní viskozita modelu $k - \omega$	$[\text{m}^2 \text{s}^{-1}]$
ρ	Hustota	$[\text{kg m}^{-3}]$
σ	Turbulentní Prandtlovo číslo	[-]
τ	Smykové napětí	[Pa]
ω	Specifická disipace energie	$[\text{s}^{-1}]$

1. Úvod

Tato diplomová práce se zabývá intenzifikací míchání a homogenizací kultivačního média v deskovém fotobioreaktoru. Práce je rozdělena to dvou částí: teoretické a praktické.

V teoretické části se práce zabývá významem produkce mikrořas a jejich možnostmi využití. Mikrořasy se v přírodě vyskytují zcela běžně, a proto je lze produkovat ve venkovních otevřených systémech. Produkce mikrořas ve venkovních systémech je z veliké části ovlivňována okolními podmínkami, které nemusí být vhodné pro jejich kultivaci, proto se v dnešní době zaměřujeme na uzavřené systémy, kde můžeme kultivaci mikrořas kontrolovat, a tím nepříznivé podmínky potlačit. Jednotlivé varianty geometrií pro kultivaci mikrořas byly popsány a porovnány. Uzavřené systémy mají také nedostatky, kterými je potřeba se zabývat a optimalizovat tak používané konstrukce fotobioreaktorů. Tato práce se zaměřuje na problematiku proudění kultivačního média v deskovém fotobioreaktoru a jeho optimalizaci pomocí vestavby. V literární rešerši se dále budeme zabývat již navrženými vestavbami a zaměříme se na statické směšovače, jejichž geometrie by mohla být využita v komoře deskového fotobioreaktoru.

Praktická část diplomové práce je zaměřena na proudění kultivačního média ve stávající komoře deskového fotobioreaktoru, který je k dispozici. Na základě získaných výsledků z numerických simulací a experimentu byla provedena optimalizace proudění v komoře. K tomu by měla posloužit vhodná vestavba, která byla navržena pomocí poznatků získaných v literární rešerši. Pro navrženou vestavbu budou dále provedeny numerické simulace a z výsledků bude případně dále optimalizována. U finální varianty vestavby dojde k detailnějšímu rozboru vlivu vestavby na proudění – vliv vestavby na míchání kultivačního média a distribuce kultivačního média v komoře.

2. Teoretická část

2.1. Mikrořasy

Mikrořasy zastupují nejstarší mikroorganismy, které stojí za vznikem atmosféry Země před více než 2,5 miliardami let. Mikrořasy se vyskytují ve všech klimatických pásmech v podobě vodních nebo půdních druhů.

Z biologického hlediska se jedná o jednobuněčné (sinice) i vláknité kmeny (řasy) o rozměrech v řádu mikrometrů. Kultivace mikrořas probíhá na principu procesu fotosyntézy. Mikrořasy mají daleko větší rychlost růstu v porovnání s ostatními plodinami díky jednoduché buněčné stavbě, vyšší účinnosti fotosyntézy a krátkým reprodukčním cyklům.

V přírodě jsou mikrořasy základem potravního řetězce. V druhé polovině 20. století zaznamenalo využití mikrořas obrovský rozmach v biotechnologiích. Na počátku se používaly zejména pro produkci biomasy pro zvířecí a lidskou výživu a čištění odpadních vod. V posledních letech se mikrořasy označovaly jako zdroj biopaliv třetí generace a dnes je zaznamenáváno hlavní využití ve farmacii a kosmetice [1].

2.2. Kultivace mikrořas v laboratorních podmínkách

Existují tři základní mechanismy produkce mikrořas: autotrofní, heterotrofní a mixotrofní. Autotrofní řasy dokážou syntetizovat organické složky z uhlíku získaného z anorganických látek, například oxidu uhličitého. Heterotrofní řasy nejsou schopné syntetizovat uhlík z anorganických látek, proto potřebují k podnícení růstu získat uhlík z jiných organických látek. Některé druhy mikrořas kombinují autotrofní produkci s heterotrofní v tak zvaném mixotrofním procesu. energii mohou získávat ze světla nebo chemických reakcí. Pro produkci mikrořas v laboratorních podmínkách jsou v současné době nejvhodnější autotrofní mikrořasy.

Fotoautotrofní produkce mikrořas spočívá ve fotosyntéze autotrofních mikrořas. Autotrofní mikrořasy přirozeně absorbují sluneční záření a přijímají oxid uhličitý ze vzduchu. Pro zlepšení kultivace v laboratorních podmínkách je sluneční záření často nahrazeno zářivkami, které zajišťují nepřetržité ozařování mikrořas za cenu vyšší energetické spotřeby. Většina mikrořas dokáže zpracovávat vyšší koncentrace oxidu uhličitého, proto může docházet ke zpracování oxidu uhličitého z průmyslových objektů, kde je oxid uhličitý odpadní látkou. Dalším možným zdrojem jsou rozpustné uhličitany.

Kultivace probíhá v otevřených nádržích, nebo v uzavřených fotobioreaktorech [2].

2.3. Otevřené nádrže

Nejjednodušším způsobem pěstování mikrořas je využití jezer, nebo rybníků, kde mikrořasy rostou přirozeně a jsou pouze sklízены, nejčastěji sedimentací. V takovýchto systémech nedochází ke změnám kultivačních podmínek, jinými slovy není proces kultivace řízen.

Mezi další běžně používané otevřené systémy patří systém traťový a kaskádový. Proces kultivace lze v těchto systémech kontrolovat.

2.3.1. Traťový systém

V traťovém systému (Obr. 2.3-1) je suspenze kultivačního média s mikrořasami poháněna lopatkovým kolem v uzavřené oválné smyčce postavené z betonu. Cirkulace kapaliny zabraňuje sedimentaci řas. Oxid uhličitý spotřebovávají řasy z okolního vzduchu, což je většinou dostačující zdroj. V některých případech jsou instalované provzdušňovače pod hladinou, které zvyšují přísun oxidu uhličitého. Otevřené nádrže jsou levnější variantou produkce mikrořas, avšak produkce mikrořas je značně nižší než u fotobioreaktorů. To způsobují ztráty odpařováním, teplotní výkyvy, neúčinné míchání a v neposlední řadě nedostatečným přísunem světla do všech míst nádrže. V otevřených nádržích lze také pěstovat pouze některé druhy mikrořas a také vyžadují velkou zastavěnou plochu [3].



Obr. 2.3-1: Traťový systém s lopatkovým kolem [3]

2.3.2. Kaskádový systém

Kaskádový systém (Obr. 2.3-2) je tvořen šikmými panely, po kterých ze zadržovací nádoby rovnoměrně proudí suspenze mikrořas v tenké vrstvě, nejčastěji do 10 mm. Tloušťka vrstvy je nastavována pomocí přepadů. Jelikož je prozařována pouze tenká vrstva, dochází k eliminaci hlavní nevýhody traťového systému, kde v důsledku hloubky kanálu nedochází k prozařování celého objemu. Protože se stále jedná o otevřený systém, stále může dojít ke kontaminaci kultury z okolního prostředí. Tento systém disponuje vyšší produkcí biomasy vůči ostatním otevřeným systémům, avšak ještě nebyl plně vyzkoušen ve velkém měřítku, především z ekonomických důvodů spojených s výstavbou [4].



Obr. 2.3-2: Kaskádový systém [4]

2.4. Uzavřené fotobioreaktory

Fotobioreaktory (dále jen FBR) jsou uzavřená zařízení, ve kterých dochází k řízené kultivaci řas fotosyntézou. Základní konstrukce FBR se skládá ze dvou částí: osvětlovaná průhledná komora, nebo řada trubek a nádrží, kde dochází k odvodu kyslíku a řas, dále se zde může přivádět oxid uhličitý a kontrolovat teplota.

2.4.1. Válcový fotobioreaktor

Kultivace mikrořas probíhá v průhledných válcových nádobách (Obr. 2.4-1). Nádoby jsou ozařovány zvenjšku, nebo zevnitř. Jelikož nedochází k ideálnímu prozařování celého objemu, musí být objem intenzivně promícháván. Lze využít mechanické, nebo

pneumatické míchání. U mechanického způsobu musí být zvoleno vhodný tvar míchadla, aby nedocházelo k poškozování mikrořas působením smykových sil. Pneumatické míchání lze zajistit pomocí aerace oxidu uhličitého [5].



Obr. 2.4-1: Válcový fotobioreaktor [5]

2.4.2. Trubkový fotobioreaktor

Trubkové FBR (Obr. 2.4-2) jsou nejčastěji využívány pro venkovní kultivaci a preferovány pro komerční výrobu řas. Jde o plastové, nebo skleněné trubky, ve kterých cirkuluje kapalina pomocí čerpadla nebo provzdušňování. Nejčastěji se využívá hadové potrubí, které může být horizontální, vertikální, nebo nakloněné, aby byl zajištěn optimální přísun světla.

Hlavní výhodou trubkového FBR je vysoký poměr transparentní plochy ku objemu, dále efektivní zachycování slunečního záření právě díky možnostem uspořádání a relativně nízké náklady na realizaci.

Mezi hlavní nevýhody této varianty patří nutnost samostatné odplyňovací jednotky, riziko fotoinhibice nebo fotooxidace, biologického znečištění v podobě přehřátí, velká zastavěná plocha a v neposlední řadě vysoké energetické nároky [6, 7].



Obr. 2.4-2: Vertikální varianta trubkového FBR [3]

2.4.3. Deskový fotobioreaktor

Deskový FBR (Obr. 2.4-3) proti ostatním typům disponuje vysokým poměrem osvětlené plochy ku objemu. Jedná se o úzkou komoru tvořenou deskami z průhledného materiálu. Díky proudění média úzkým kanálem dochází k prozáření celého objemu. Proudění kapaliny je zajištěno pomocí čerpadla. FBR může být probubláván vzduchem ode dna, nebo lze aerační trubku umístit doprostřed, což způsobí spirálovité míchání. Také je možné kapalinu provzdušňovat v oddělené nádobě. Míchání je důležité pro zajištění turbulence, která má za následek zlepšení přenosu hmoty a také snížení zanášení stěn [5], [8].

Předností deskového FBR je velké osvětlená plocha, již dříve zmíněný vysoký poměr plochy ku objemu a dobrý průchod světla skrz komoru.

Limitujícím faktorem je vysoká pořizovací cena, riziko fotoinhibice, velké smykové napětí kvůli čerpání či provzdušňování, relativně obtížná regulace teploty. Také je problematické usazování mikrořas na transparentních plochách a škálování, kdy je kvůli vysokému vodnímu sloupci nutné instalovat podpůrné prvky [6].



Obr. 2.4-3: Deskový FBR [6]

2.5. Porovnání fotobioreaktorů

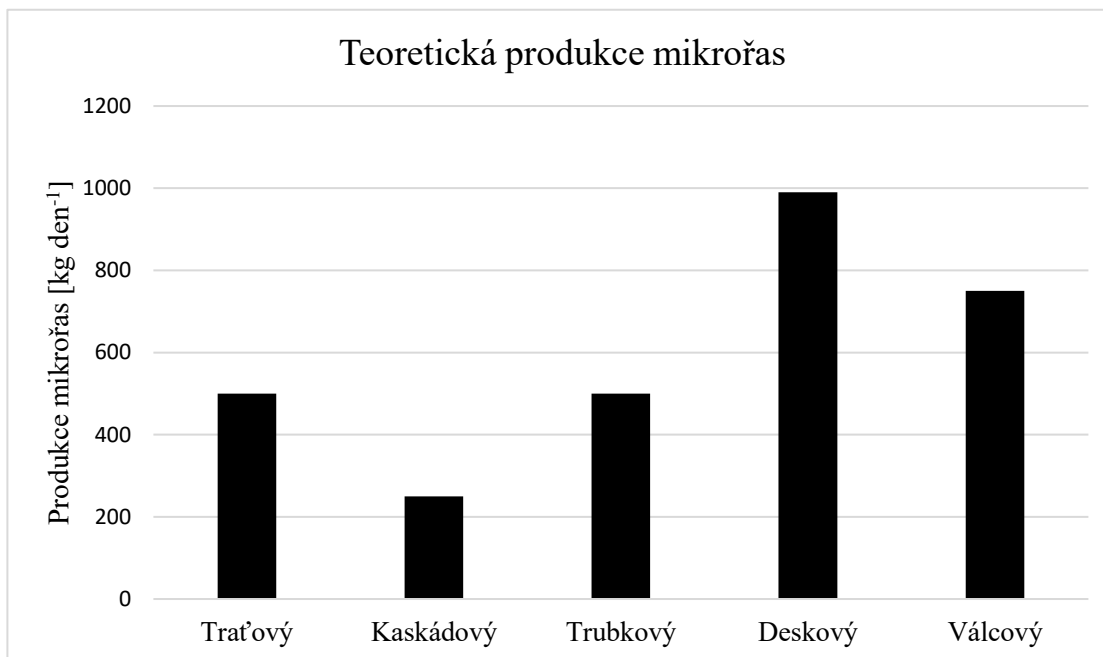
Otevřené systémy FBR jsou levnější na výstavbu a provoz, odolnější a mají větší výrobní kapacitu než uzavřené systémy, avšak uzavřené FBR jsou preferovány hned z několika důvodů.

Z provozního hlediska jsou uzavřené vhodnějším řešením – snadněji se udržují vhodné provozní podmínky (teplota, koncentrace CO_2 , pH atd.), nedochází ke ztrátám odparem a nehrozí riziko bakteriální kontaminace na rozdíl od otevřených systémů. V neposlední řadě je předností uzavřených FBR vyšší produktivita biomasy [4]. V Tabulka 1 je porovnání výhod a nevýhod jednotlivých variant uzavřených FBR.

Tabulka 1: Porovnání výhod a nevýhod jednotlivých typů uzavřených fotobioreaktorů [6]

Typ FBR	Výhody	Nevýhody
Válcový	Levný a kompaktní Snadná údržba Dobré míchání Využití pro optimalizační studie	Pouze laboratorní měřítko Nízký poměr plochy k objemu Špatný prostup světla Nízká produktivita
Trubkový	Vysoký poměr plochy k objemu Efektivní prostup záření Relativně levná realizace Možnost vhodného naklonění vůči slunci	Špatný přenos hmoty Riziko změny pH a hromadění kyslíku Riziko přehřívání Velká zastavěná plocha
Deskový	Vysoký poměr plochy k objemu Velká osvětlená plocha Dobrý prostup světla	Drahá realizace Zanášení transparentních ploch Smykové napětí

Dalším vhodným porovnávacím parametrem je teoretická produkce mikrořas jednotlivých systémů na jednotku zastavěné plochy, která se uvádí v kilogramech vyprodukované biomasy za den na 1 hektar zastavěné plochy. Ve všech systémech je možno vyprodukovat 1 gram mikrořas na 1 litr kultivačního média, avšak vliv provozních parametrů a geometrie systému je pro každý systém jiný. Důležitým parametrem je prozařování celého objemu, na kterém závisí produkce mikrořas. Na to má vliv i míchání, které zajišťuje kontinuální cirkulaci jednotlivých částic a dochází tak k postupnému prozařování celého objemu. Pro určení teoretické produkce mikrořas byl zvolen objem systému, který je neustále prozařován. Porovnání jednotlivých systémů je znázorněno na Obr. 2.5-1. Z obrázku je patrné, že nejvyšší teoretickou produkci mikrořas na 1 hektar zastavěné plochy má deskový fotobioreaktor [5].



Obr. 2.5-1: Teoretická produkce mikrořas na 1 ha zastavěné plochy (převzato z [5])

2.6. Provozní parametry kultivace

Na výkon FBR má velký vliv samotný design FBR a fyzikální a provozní parametry.

Průběh fotosyntézy závisí zejména na rovnováze mezi teplotou a světlem a dodáváním oxidu uhličitého. Teplota a její regulace ovlivňuje rychlost růstu mikrořas. Většina mikrořas se přizpůsobuje teplotním a světelným změnám, ale za následek to může mít prodloužení doby trvání reakce fotosyntézy až v řádu hodin. Proto je vhodné držet se optimálního teplotního rozsahu od 20 do 24 °C [6].

Pro dosažení účinné fotoautotrofní kultivace je nutné zajistit dobrý přísun světla o určitém rozsahu vlnové délky. Většina mikrořas při fotosyntéze využívá energii pouze ze světla o vlnové délce od 400 do 700 nm – tzv. fotosynteticky aktivní záření. Lze využít sluneční záření, nebo v případě vnitřních instalací umělé osvětlení (zářivky, LED). Avšak umělé osvětlení může mít horší spektrální kvalitu, což má za následek zhoršení produktivity mikrořas [6].

Prívod oxidu uhličitého je stěžejní pro zahájení kultivace, protože fotosyntéza bez něj neproběhne. Koncentrace oxidu uhličitého by se neměla v žádném místě dostat pod limitní hodnotu, aby nedošlo k omezení průběhu fotosyntézy. FBR jsou nejčastěji probublávány vzduchem obohaceným o oxid uhličitý. Dalším možným zdrojem mohou

být uhličitany nebo hydrogenuhličitany, které jsou ale dražší a zvyšují náklady na kultivaci. Jako vhodné se také ukázaly spaliny z průmyslu, které jsou bohatší na oxid uhličitý, ale problémem mohou být některé chemické látky, které spaliny obsahují [8].

Distribuce živin je nutná pro zajištění dobré výkonnosti FBR. Kromě uhlíku potřebují mikrořasy pro růst také zejména fosfor a dusík. Například nedostatek dusíku způsobuje zpomalení rychlosti růstu buněk.

Zdraví kultury také ovlivňuje hodnota pH, která závisí na koncentračním poměru rozpuštěných druhů uhlíku. Hodnota pH mimo optimální rozmezí může mít vážný dopad na příjem oxidu uhličitého nebo jiných živin [6].

Růst a kultivaci mikrořas zejména při přechodu do průmyslového měřítka ovlivňuje smykové napětí. Smykové napětí může být způsobováno mechanickým mícháním, aerací nebo čerpáním suspenze. Odolnost mikrořas vůči smykovému napětí závisí hlavně na daném druhu mikrořas a kultivačním systému. Dále také závisí, zdali jsou mikrořasy ve fázi růstu, nebo odpočinku. Ve fázi odpočinku mají až 10x vyšší odolnost vůči smykovému napětí [9].

Dalším významným parametrem je míchání, protože většina kultivací mikrořas probíhá v suspenzi. Míchání zajišťuje homogenizaci a také zabraňuje usazování, zanášení transparentních stěn a shlukování buněk. Míchání také pomáhá cirkulaci buněk ze slaběji osvětlených míst ke transparentním stěnám. Dále rovnoměrnější distribuci živin, snižuje gradient pH a teploty a v neposlední řadě zvyšuje přenos hmoty mezi plynem a kapalinou [10].

Výše uvedené provozní parametry jsou v laboratorním měřítku snadno udržitelné na optimálních hodnotách. Pro průmyslové využití mohou některé faktory být limitující, například pH a udržování teploty, a je potřeba se jim věnovat. Dalším problémem může být hydrostatický tlak, který je problematický u větších deskových FBR a je nutné se jím zabývat, aby nedošlo k poškození zařízení. Nejčastěji je nutné instalovat podpůrné prvky, které zpevní transparentní desky a nedojde k jejich, v nejhorším případě, prasknutí.

2.7. Vnitřní vestavby

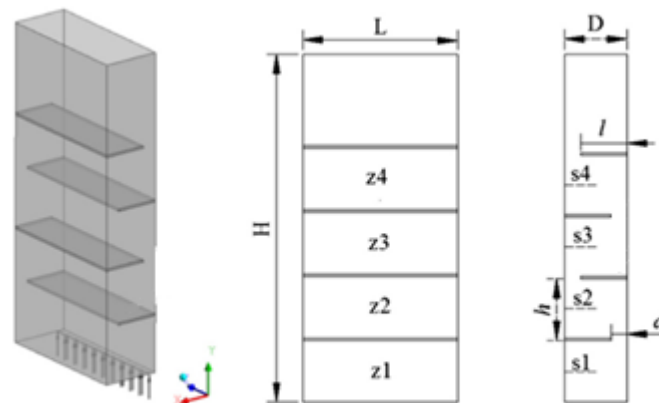
Pro udržení nebo zlepšení výše zmíněných provozních parametrů lze do FBR instalovat různé vestavby. Nejčastějším cílem vestaveb je zajistit co nejlepší kultivaci. Zejména míchání, disperze živin, homogenizace toku, podobná doba zdržení a doba trvání světelných cyklů jednotlivých částic [11, 12].

Níže uvedené práce se zaměřují především na usměrnění toku kolem osvětlené plochy a prodloužení doby zdržení částice, což vede k lepší kultivaci mikrořas.

2.7.1. Příčné horizontální přepážky

Wang a kol. (2014) ve své práci představili jednoduchou vestavbu ve FBR z příčných přepážek (Obr. 2.7-1). Přepážky byly umístěny do FBR o rozměrech 200 x 450 x 80 mm. Schéma FBR je zobrazeno na Obr. 2.7-1. Hlavním cílem použití je zlepšení světelného cyklu. Hlavními výhodami vestavby je snadná instalace a údržba. Předmětem experimentu bylo pozorování rychlostního pole a míchání média pro různé konfigurace přepážek. Měnil se poměr mezery mezi přepážkou a stěnou ku šířce FBR, poměr vzdálenosti mezi jednotlivými přepážkami ku šířce FBR a poměr vzdálenosti aerační trubky od stěny s první přepážkou ku šířce FBR. Jednotlivé konfigurace byly porovnány a byla zvolena nejoptimálnější konfigurace: aerační trubka umístěna uprostřed dna, přepážky sahají do půlky šířky FBR a vzdálenost mezi přepážkami je rovna šířce FBR. Tato vestavba zvýšila produktivitu

řas 1,88krát proti FBR bez vestavby a také se zlepšily podmínky pro růst buněk v různých místech FBR [11].

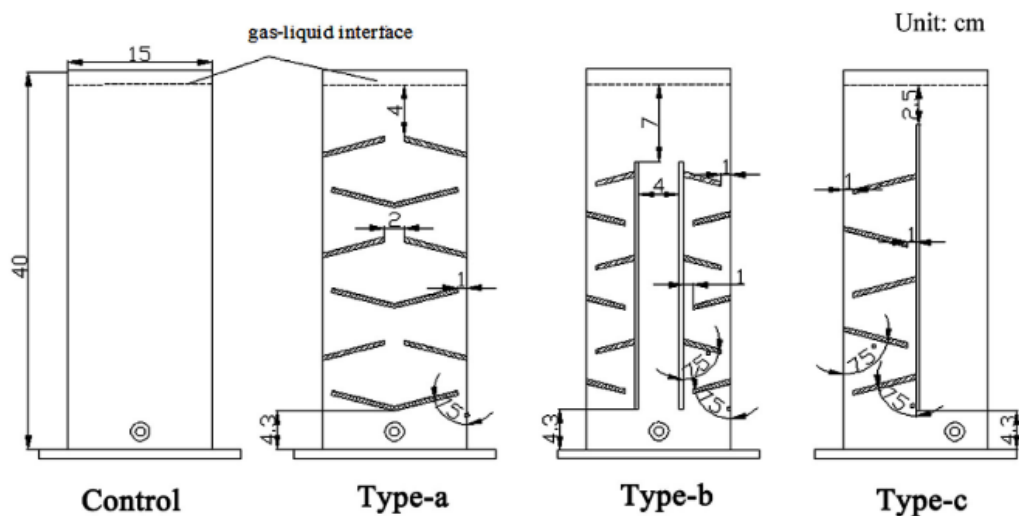


Obr. 2.7-1: Vestavba příčných horizontálních přepážek [11]

2.7.2. Speciální směšovače

Huang a kol. (2014) se zabývali návrhem vestavby do FBR o rozměrech 250 x 400 x 150 mm, který byl různými uspořádáním šikmých přepážek rozdělen na lichoběžníkové komory (Obr. 2.7-2). Byly vytvořeny 3 různé varianty, viz Obr. 2.7-2, které mají podpořit

promíchávání kultivačního média podél světelného gradientu. Varianty b a c jsou rozděleny do dvou částí, na tzv. „riser“ a „downcomer“, které zajišťují stoupající a klesající proudění kultivačního média ve vertikálním směru. Netypická šířka reaktoru byla zvolena z důvodu vytvoření delší dráhy světla, aby bylo možno lépe zkoumat účinnost vestavby. Hlavními parametry studie hydrodynamiky byly parametry k , ε , průměrná rychlost v radiálním směru a světelný režim. Ze studie vyšlo najevo, že růst mikrořas nejvíce ovlivňuje právě radiální rychlost tekutiny a „light/dark“ cykly. Také se zvýšila rychlost růstu řas v porovnání s FBR bez směšovačů [12].



Obr. 2.7-2: Vestavba tvořící lichoběžníkové komory [12]

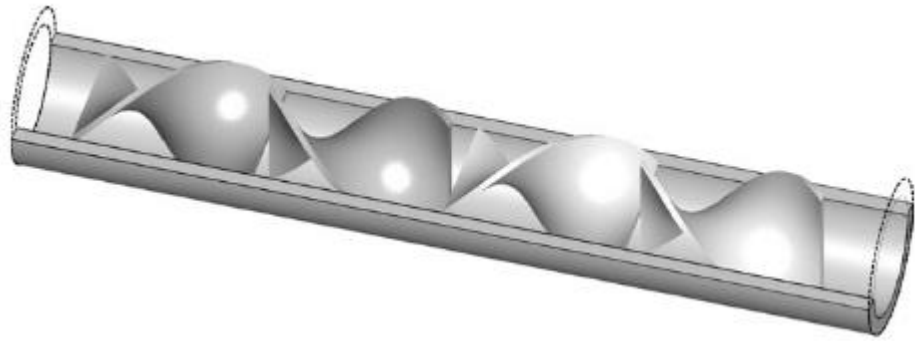
2.8. Statické směšovače

Jelikož se výše zmíněné práce zaměřují spíše na usměrnění toku kolem transparentní plochy a ne na celkové míchání suspenze pro lepší kultivaci mikrořas, zejména zajištění ozáření celého objemu, přichází v úvahu využití statického směšovače, které se běžně aplikují pro míchání dvou a více složek v trubkách nebo například obdélníkových kanálech.

2.8.1. Šroubový statický směšovač Kenics

Jedná se o šroubový směšovač určený pro směšování v potrubích (Obr. 2.8-1). Použití směšovače typu Kenics je vhodné pro míchání v laminárním i turbulentním režimu proudění nebo disperzi kapalných složek, či složky plynné a kapalné [13].

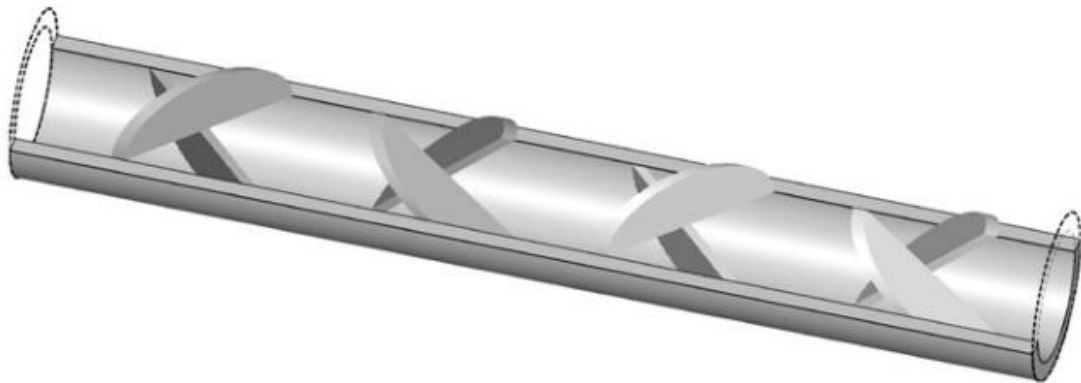
Spirálové elementy jsou pro naše potřeby nevhodné z důvodů složité a drahé výroby a problematického uchycení k transparentní ploše.



Obr. 2.8-1: Šroubový statický směřovač Kenics [13]

2.8.2. Ross LPD

Jedná se o jednoduchou konstrukci statické směšovače tvořeného sestavou na sebe kolmých přepážek (Obr. 2.8-2). Jednotlivé elementy jsou střídavě otáčeny o 90 °.



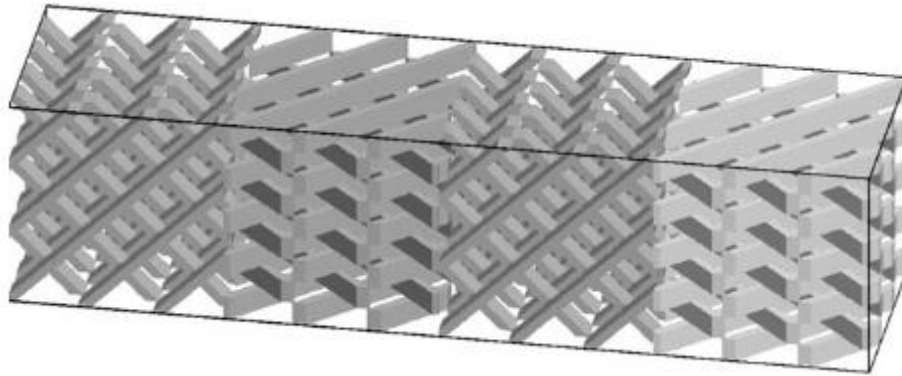
Obr. 2.8-2: Statický směšovač Ross LPD [13]

2.8.3. Mřížový statický směšovač Sulzer SMX

Mřížové statické směšovače jsou díky své geometrii vhodné pro použití v obdélníkovém kanále.

2.8.3.1. Standard

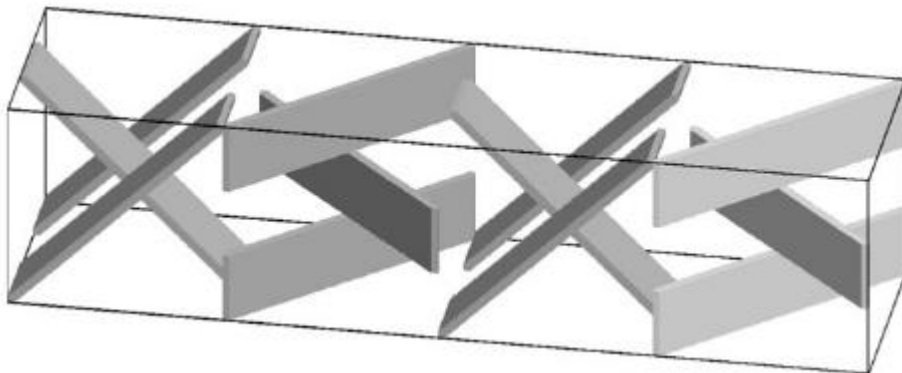
Varianta Standart (Obr. 2.8-3) disponuje vysokým promícháváním jednotlivých proudů, ale je nevhodná z důvodu malých mezer mezi elementy směšovače, kde by docházelo k zachycování mikrořas a možnému ucpání celé komory.



Obr. 2.8-3: Mřížový statický směšovač Sulzer SMX Standard [13]

2.8.3.2. Working horse

Zjednodušená varianta standardního Sulzer SMX (je zobrazena Obr. 2.8-4). Nižší počet elementů s většími mezerami zabrání usazování mikrořas.



Obr. 2.8-4: Mřížový statický směšovač Sulzer SMX Working horse [13]

Výše zmíněné statické směšovače se používají zejména pro míchání v potrubích. Instalace takového směšovače do komory FBR by mohla být problematická z několika důvodů.

Prvním důvodem může být samotná výroba a instalace do komory, problémové se jeví například uchycení jednotlivých elementů. Další, na co je nutné se soustředit, je velikost mezer mezi elementy, aby nedocházelo k usazování mikrořas a ucpávání. S velikostí mezer mezi elementy souvisí i smykové napětí, které nesmí být vysoké, protože by jinak mohlo docházet k poškozování mikrořas.

2.9. Cíl práce

Kultivaci mikrořas se zabývají vědci již od druhé poloviny minulého století, avšak stále existuje spousta problematických oblastí, které čekají na své řešení. Samotná kultivace mikrořas je zvládnutá v laboratorním měřítku – malý objem zařízení a malá produkce mikrořas. Ale stále existuje otázka využití v průmyslovém měřítku pro zpracování velkého množství oxidu uhličitého produkovaného například spalovnou.

Hlavním cílem diplomové práce je návrh vestavby pro zlepšení kultivace v deskovém FBR na základě poznatků získaných z literární rešerše. Vestavba by měla zajistit optimálnější míchání kultivačního média, což přispěje také k rovnoměrné distribuci živin a světelného záření v celém objemu FBR. Navržená vestavba by měla dále zabraňovat usazování mikrořas na transparentních plochách, které zhoršuje prostup záření do FBR. Vestavba by měla narušit tvorbu případných cirkulačních smyček, které jsou nepříznivé pro rovnoměrnost doby zdržení jednotlivých buněk mikrořas. Také by v žádném případě nemělo dojít k ucpání vestavby, což by mohlo mít za následek deformaci samotného FBR nebo přípojek. Vestavba by měla být připevněna na jedné transparentní ploše, aby byla možná demontáž.

Pro navržené koncepce vnitřních vestaveb by měla být vytvořena numerická simulace se zaměřením na hydrodynamiku, která ovlivňuje více provozních parametrů FBR, které mají příznivý vliv na kultivaci a produkci mikrořas. Zejména se jedná o míchání suspenze pro zlepšení prozáření co největšího objemu a zamezení usazování mikrořas na transparentních plochách. Zkoumáno bude zejména rychlostní pole v prázdné komoře a následně v komoře s vestavbou od prvotního návrhu po finální verzi vestavby, která bude vyrobitelná a použitelná pro měření. Na základě numerických simulací bude vyhodnocena vhodnost a funkčnost vestavby a návrhy na případné úpravy pro zlepšení účinnosti.

3. Praktická část

Jak bylo již uvedeno v předchozích kapitolách, míchání suspenze ve FBR má dopad na řadu faktorů ovlivňujících kultivaci mikrořas, proto se v této práci zaměříme zejména na optimalizaci hydrodynamických podmínek a vliv navržené vestavby na proudění suspenze v komoře.

3.1. Geometrie fotobioreaktoru

V laboratořích Ústavu procesní a zpracovatelské techniky, ČVUT v Praze je instalován deskový FBR (Obr. 3.1-1). Vnitřní komora FBR má rozměry 2090 x 750 x 66 mm. FBR je možné rozdělit na dvě oddělené komory umístěním přepážky do středu komory a tím vzniknou dvě komory o rozměru 1020 x 750 x 66 mm, které lze provozovat odděleně, nebo je lze zapojit do série. Suspenze je ze zadržovací nádrže přiváděna do komory dvěma hrdly o vnitřním průměru 21 mm umístěnými 22 mm od stropu komory. Stejná hrdla jsou instalována ve stejné vzdálenosti ode dna komory pro odvod suspenze do druhé komory, nebo zpět do zadržovací nádoby.

Suspenzi lze provzdušňovat v zadržovací nádrži, druhou variantou je připojení aeračního systému. Pro připojení aeračního systému jsou ve spodní části komory připravena dvě hrdla o průměru 25 mm, která ústí ve dně komory. Mezi aeračními hrdly je vypouštěcí hrdlo o průměru 20 mm. K odvodu kyslíku je v horní části komor instalováno hrdlo o průměru 16 mm.



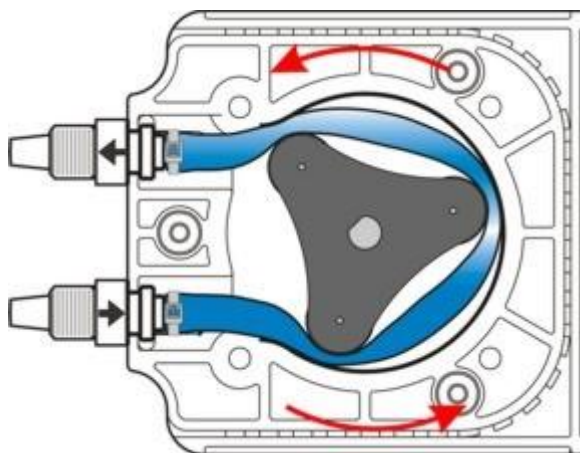
Obr. 3.1-1: 3D model deskového fotobioreaktoru

3.2. Cirkulace kultivačního média

Cirkulace média je zajištěna pomocí peristaltického čerpadla. Peristaltické čerpadlo je periodicky pracující objemové čerpadlo, které pracuje na principu opakujícího se stlačování a uvolňování hadice uvnitř čerpadla (Obr. 3.2-1). Hadice je stlačována nejčastěji pomocí válečků upevněných na rotoru proti stěně čerpadla. Tím dochází k tlačení kapaliny před válečkem a vytvoření podtlaku za válečkem, kterým je nasávána další kapalina.

Hlavní výhodou peristaltických čerpadel je jednoduchá konstrukce a údržba. Dále nedochází k přímému kontaktu čerpaného média s pohyblivými částmi čerpadla, což je vhodné pro využití v hygienicky čistém prostředí. Peristaltickými čerpadly je možné čerpat i kapaliny různých viskozit a kapaliny s kaly.

Nevýhodou peristaltických čerpadel je pulsující výtok. Pulsy eliminuje použití čerpadla s více válečky nebo přídavné kompenzátory pulzů. Nejčastěji se čerpadla vyrábí s 2 až 6 válečky [14].



Obr. 3.2-1: Princip peristaltického čerpadla [14]

Připojené čerpadlo (Tapflo PTL45) je schopno dodávat do reaktoru médium o průtoku až 100 l min^{-1} . V našem případě je také vhodnou volbou z hlediska smykového napětí na mikrořasy, neboť nedochází k přímému kontaktu suspenze s mikrořasami s mechanickými částmi čerpadla.

3.3. Analýza proudění v deskovém fotobioreaktoru

Při řešení a popisu proudění tekutin vycházíme z rovnice kontinuity a rovnice zachování hybnosti. Rovnici kontinuity lze zapsat ve tvaru (3.3.1).

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \rho \nabla \cdot \vec{u} = 0, \quad (3.3.1)$$

kde ρ je hustota tekutiny, $\frac{\partial}{\partial t}$ je derivace v čase, $\nabla \cdot \vec{u}$ je divergence rychlosti proudění.

Pro nestlačitelnou kapalinu je možné rovnici kontinuity zjednodušit na tvar (3.3.2).

$$\nabla \cdot \vec{u} = 0 \quad (3.3.2)$$

Zachování hybnosti je popsáno Cauchyho rovnicí (3.3.3). Jedná se o parciální diferenciální rovnici odvozenou z bilance momentu hybnosti.

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \vec{u} \right) = -\nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau} + \rho \vec{f}, \quad (3.3.3)$$

kde $\frac{\partial \vec{u}}{\partial t}$ vyjadřuje akumulaci, $\vec{u} \cdot \nabla \vec{u}$ popisuje kontinuální přívod, nebo odvod, ∇p jsou tlakové síly, $\nabla \cdot \vec{\tau}$ je člen popisující vazké tření, $\rho \vec{f}$ jsou vnější objemové síly.

Tenzor napětí $\vec{\tau}$ pro nestlačitelnou kapalinu popisuje Newtonův zákon. Tenzor napětí můžeme zapsat ve tvaru (3.3.4).

$$\vec{\tau} = 2\mu \vec{\Delta}, \quad (3.3.4)$$

kde μ [Pa s] je dynamická viskozita, $\vec{\Delta}$ je tenzor smykových rychlostí, který lze přepsat do tvaru (3.3.5):

$$\vec{\Delta} = \frac{1}{2} [\nabla \vec{u} + (\nabla \vec{u})^T], \quad (3.3.5)$$

Po úpravě a dosazení tenzorů do Cauchyho rovnice dostaneme Navier-Stokesovu rovnici (3.3.6). Jedná se o speciální tvar Cauchyho rovnice popisující proudění nestlačitelné newtonské kapaliny.

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \vec{u} \right) = -\nabla p + \mu \nabla^2 \vec{u} + \rho \vec{f}, \quad (3.3.6)$$

kde $\frac{\partial \vec{u}}{\partial t}$ vyjadřuje akumulaci, $\vec{u} \cdot \nabla \vec{u}$ popisuje kontinuální přívod, nebo odvod, ∇p jsou tlakové síly, $\mu \nabla^2 \vec{u}$ je člen popisující vazké tření, $\rho \vec{f}$ jsou vnější objemové síly.

Navier-Stokesova rovnice je parciální diferenciální rovnice druhého řádu, kterou je analyticky možné řešit pouze v pár případech jednoduchého toku, jinak je nutné tuto rovnici řešit numericky.

3.3.1. Režim proudění

Pro správné provedení výpočtu je nutné ověřit, zdali se nacházíme v laminárním či turbulentním režimu proudění. Prvním krokem je vypočítání hodnoty Reynoldsova kritéria, které je definováno vztahem (3.3.7).

$$Re = \frac{\bar{u} L \rho}{\mu}, \quad (3.3.7)$$

kde \bar{u} [m s⁻¹] je střední rychlost, L [m] je charakteristický rozměr, ρ [kg m⁻³] je hustota média, μ [Pa s] je dynamická viskozita média.

Střední rychlost lze spočítat ze známého průtoku a průtočné plochy dle vztahu (3.3.8):

$$\bar{u} = \frac{\dot{V}}{S}, \quad (3.3.8)$$

kde \dot{V} [$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$] je objemový průtok média, S [m^2] je průtočná plocha.

Průtočná plocha je v našem případě v kolmé rovině komory na transparentní plochu, lze ji tedy popsat vztahem (3.3.9):

$$S = WH, \quad (3.3.9)$$

kde W [m] je šířka komory, H [m] je hloubka komory, jinak také vzájemná vzdálenost transparentních ploch.

Jelikož řešíme proudění v obdélníkové komoře, je náš charakteristický rozměr definován pomocí hydraulického průměru, který je definován vztahem (3.3.10):

$$D_H = \frac{4S}{O}, \quad (3.3.10)$$

kde O [m] je omočený obvod, S [m^2] je průtočná plocha.

Smočený obvod dané geometrie je obvod obdélníku, můžeme ho určit dle vztahu (3.3.11).

$$O = 2(W + H) \quad (3.3.11)$$

Ve FBR proudí suspenze vody s mikrořasami. Při nízkých koncentracích mikrořas (přibližně do 10 g l^{-1}) lze uvažovat, že mikrořasy mají stejnou hustotu jako voda a jejich vliv na proudění je zanedbatelný [15].

Pro průtok $50 \text{ l min}^{-1} = 8,33 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 \text{s}^{-1}$ lze dosazením do výše uvedených vztahů získat následující hodnoty:

$$S = WH = 0,75 \cdot 0,066 = 0,0495 \text{ m}^2 \quad (3.3.12)$$

$$O = 2 \cdot (0,075 \cdot 0,066) = 1,632 \text{ m} \quad (3.3.13)$$

$$D_H = \frac{4 \cdot 0,0495}{1,632} = 0,121 \text{ m} \quad (3.3.14)$$

$$u = \frac{0,00083}{0,0495} = 0,0168 \text{ m s}^{-1} \quad (3.3.15)$$

$$Re = \frac{0,0168 \cdot 0,121 \cdot 998,2}{1,02 \cdot 10^{-3}} = 1\,999 \quad (3.3.16)$$

Stejným způsobem můžeme určit Reynoldsova kritéria i pro další zvolené průtoky. Výsledky jsou uvedeny v Tabulka 2.

Tabulka 2: Hodnoty Reynoldsova kritéria pro dané průtoky

\dot{V} [l min ⁻¹]	\dot{V} [m ³ s ⁻¹]	\bar{u} [m s ⁻¹]	Re [–]
50	0,00083	0,0168	1999
70	0,00117	0,0236	2798
90	0,0015	0,0303	3598

Pro proudění mezi dvěma statickými deskami má kritické Reynoldsovo číslo hodnotu přibližně 1000 [16]. Dle vypočtených hodnot Reynoldsova kritéria se pohybujeme v nízkých hodnotách turbulentního proudění. Také předpokládáme, že v komoře bude docházet k tvorbě lokálních vírů.

3.3.2. Numerická metoda a modely

Nejpoužívanější metodou pro řešení úloh s turbulentním prouděním je metoda Reynoldsova středování – RANS (Reynolds averaged Navier-Stokes). Tyto metody řeší časově zprůměrované hodnoty proudění. Díky tomu nejsou požadovány tak vysoké výpočetní nároky a je dosaženo požadované přesnosti. Metoda průměruje Navier-Stokesovy rovnice podle Reynoldse, kde dochází k nahrazení dvojené korelace fluktuace rychlosti modelem turbulence. Mezi nejpoužívanější modely pro inženýrské výpočty patří model k - ε a k - ω , tyto modely jsou také využívány pro řešení proudění ve fotobioreaktorech [17]. Oba tyto modely využívají dvě dodatečné transportní rovnice a turbulentní viskozitu μ_t [Pa s], která je funkcí k a ε , nebo k a ω . Turbulentní viskozita není vlastností kapaliny, ale proudění [18].

3.3.2.1. Model k - ε

Existují tři varianty modelu k - ε : Standard, RNG a Realizable. Všechny modely k - ε jsou dvourovnicové modely, které řeší transportní rovnice pro k a ε . Pro modelování Reynoldsových napětí využívají turbulentní viskozitu.

Model Standard je využitelný pouze v případě plně rozvinutého turbulentního proudění, proto byly vyvinuty další dva typy: RNG a Realizable, které využívají výhod modelu Standard a eliminují jeho slabiny. Hlavní rozdíly jsou v transportních rovnicích a vztahu pro turbulentní viskozitu. Model $k-\varepsilon$ je vhodný pro řešení volného proudění [19].

3.3.2.2. Model $k-\omega$

Model $k-\omega$ je stejně jako model $k-\varepsilon$ dvourovnicový model, který taktéž řeší dvě dodatečné transportní rovnice. Kinetická energie turbulence k [$\text{m}^2 \text{s}^{-2}$] pro empirický model Standard $k-\omega$ je získána z rovnice (3.3.17). Model také zahrnuje varianty pro nízké hodnoty Reynoldsova čísla.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\Gamma_k \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k - Y_k + S_k, \quad (3.3.17)$$

kde Y_k je disipace k vlivem turbulence, Γ_k je efektivní difuzivita k .

Specifická disipace energie ω získáme řešením rovnice (3.3.18).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \omega) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \omega u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\Gamma_\omega \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] + G_\omega - Y_\omega + S_\omega, \quad (3.3.18)$$

kde ω [s^{-1}] je specifická disipace energie, někdy také označována jako vířivost, G_ω je generace specifické disipace energie ω , Y_ω je disipace ω vlivem turbulence, Γ_ω je efektivní difuzivita ω .

Efektivní difuzivity k a ω lze určit dle vztahů:

$$\Gamma_k = \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k}, \quad (3.3.19)$$

$$\Gamma_\omega = \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega}, \quad (3.3.20)$$

kde σ_k [-] a σ_ω [-] jsou turbulentní Prandtllova čísla pro k a ω .

Turbulentní viskozitu pro model $k-\omega$ lze vypočítat ze vztahu (3.3.21).

$$\mu_t = \alpha^* \frac{\rho k}{\omega}, \quad (3.3.21)$$

kde α^* [-] je koeficient tlumící turbulentní viskozitu pro nízká Reynoldsova čísla [20].

Dalším modelem $k-\omega$ je model SST (Shear-Stress Transport). Jedná se o model, který kombinuje robustnost a přesnost modelu $k-\omega$ při výpočtech v blízkosti stěn s modelem $k-\varepsilon$, který je vhodnější pro volné proudění ve větší vzdálenosti od stěn.

Rovnice pro kinetickou energii turbulence (3.3.22) a specifickou disipaci energie (3.3.23) jsou obdobné jako u modelu Standard.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\Gamma_k \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \tilde{G}_k - Y_k + S_k, \quad (3.3.22)$$

kde \tilde{G}_k je generace kinetické energie k vypočtená z G_k .

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \omega) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \omega u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\Gamma_\omega \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] + G_\omega - Y_\omega + D_\omega + S_\omega, \quad (3.3.23)$$

kde D_ω je příčná difuze.

Turbulentní viskozitu lze vypočítat ze vztahu (3.3.24).

$$\mu_t = \frac{\rho k}{\omega} \frac{1}{\max \left[\frac{1}{\alpha^*}, \frac{S F_2}{a_1 \omega} \right]}, \quad (3.3.24)$$

kde a_1 [-] je Bradshawova konstanta, F_2 [-] je funkce míchání, S [s^{-1}] je střední napětí.

Model SST je přesnější a spolehlivější pro více typů proudění než model Standard [21].

Jelikož použitá geometrie deskového FBR je úzká komora, kde dochází k proudění v blízkosti stěn, a lze předpokládat, že v komoře bude všude vyvinuté turbulentní proudění, byl pro numerické simulace v této práci zvolen model SST $k-\omega$.

3.4. Proudění ve stávající komoře fotobioreaktoru

Pro nátok a odtok média lze nastavit více variant. Kultivační médium lze přivádět do komory jedním nebo dvěma hrdly, stejně tak odvádět. Také lze k nátoku využít jak horní hrdla komory, tak spodní. Pro naše účely byla zvolena varianta s nátokem z obou horních hrdel a odtok také oběma spodními hrdly.

Prázdna komora bez přepážky má rozměry 2090 x 750 x 66 mm. U takto velké geometrie můžeme očekávat tvorbu nežádoucích cirkulačních smyček, se kterými jsou spojeny mrtvé zóny a dlouhé doby zdržení částic.

3.4.1. Tvorba sítě a nastavení výpočtu

Síť pro výpočet byla vytvořena pomocí programu ANSYS Meshing. Pro vytvoření sítě byla použita metoda Tetrahedrons, která vytvoří pravidelné čtyřstěny. Velikost jednotlivých elementů byla nastavena na 10 mm. U stěn byla síť zhuštěna pro přesnější analýzu proudění podél stěn pomocí inflační vrstvy. Maximální počet inflačních vrstev byl zvolen 10. Tloušťka první vrstvy lze vyjádřit ze vztahu (3.4.1):

$$y^+ = \frac{\Delta y u}{\nu}, \quad (3.4.1)$$

kde y^+ [-] je bezrozměrná vzdálenost od stěny, Δy [m] je absolutní vzdálenost od stěny, ν [$\text{m}^2 \text{s}^{-1}$] je kinematická viskozita.

Po úpravě dostaneme vztah (3.4.2), ze kterého určíme tloušťku první inflační vrstvy:

$$\Delta y = \frac{y^+ \mu}{u \rho}. \quad (3.4.2)$$

Hodnota bezrozměrné vzdálenosti od stěny y^+ by měla být pro model $k-\omega$ menší nebo rovna 1 [22], proto volíme $y^+ = 0,9$. Po dosazení pro průtok 50 l min^{-1} dostaneme:

$$\Delta y = \frac{0,9 \cdot 1,02 \cdot 10^{-3}}{0,0168 \cdot 998,2} = 3,035 \cdot 10^{-5} \text{ m} \quad (3.4.3)$$

Pro ostatní rychlosti proudění byl výpočet tloušťky první inflační vrstvy proveden stejně. Tloušťky inflačních vrstev jsou uvedeny v Tabulce 3.

Tabulka 3: Tloušťky inflačních vrstev

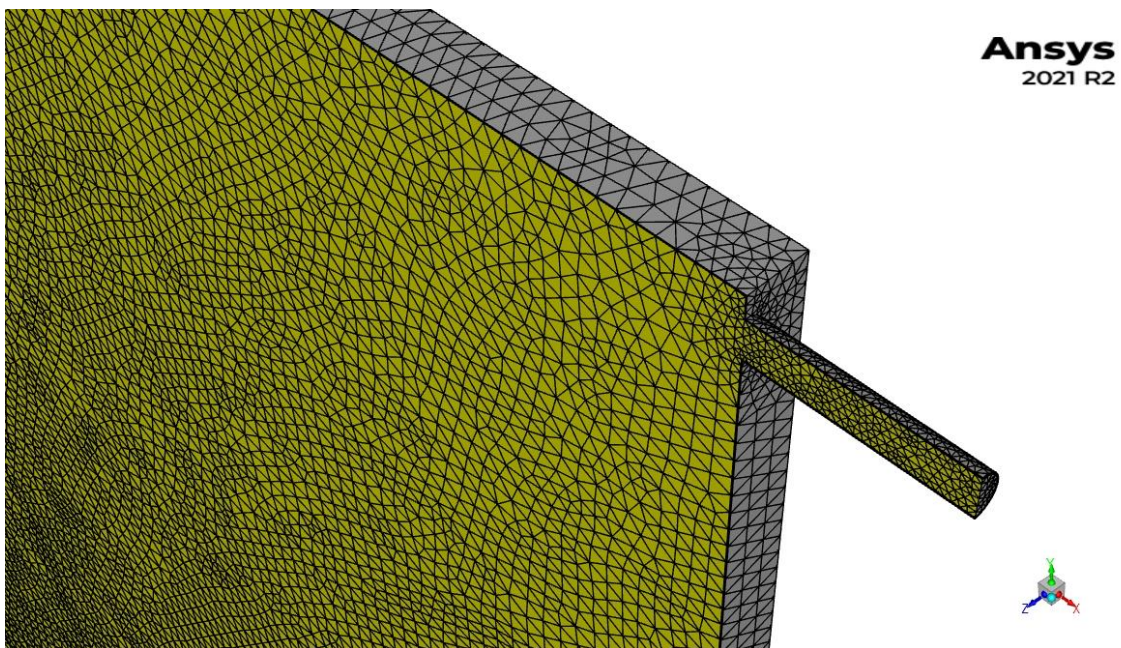
\dot{V} [l min^{-1}]	50	70	90
Δy [m]	$5,463 \cdot 10^{-5}$	$3,902 \cdot 10^{-5}$	$3,035 \cdot 10^{-5}$

Jelikož je geometrie symetrická, byla síť vytvořena pouze pro jednu polovinu komory (Obr. 3.4-1). Vlastnosti sítě jsou zobrazeny v Tabulka 4.

Tabulka 4: Vlastnosti sítě pro stávající velkou komoru

Parametr	Nastavená hodnota
Velikost elementů [mm]	10
Počet inflačních vrstev	10
Počet elementů	782 621
Ortogonalní kvalita (min.)	0,07
Skewness (max.)	0,79

Při použití sítě bez inflačních vrstev při stejné velikosti elementů měla sice síť lepší kvalitu buněk, ale vlivem hrubé sítě u stěn a v ohybech geometrie nedocházelo ke konvergenci reziduí kontinuity. Naopak při použití jemné sítě s malými elementy a vysokým zahuštěním u stěn, aby bylo dosaženo dobré kvality, měla síť okolo 12 milionů buněk, což by výrazně zvýšilo nároky na výpočetní techniku a prodloužilo by výpočetní čas.



Obr. 3.4-1: Síť pro stávající komoru FBR

Jelikož se během prvních numerických výpočtů ukázalo, že při nastavení stabilního času simulace nekonverguje důsledkem neustáleného proudění v komoře FBR, byly další

výpočty provedeny v přechodném čase s časovým krokem závislým na rychlosti proudění. Schéma propojení tlaku a rychlosti bylo zvoleno Coupled zejména z důvodů horší kvality sítě. Pro vytvoření kvalitní sítě by bylo nutné vytvořit síť s vysokým počtem buněk, což by výrazně zvýšilo výpočetní nároky. Nastavení výpočtu je popsáno v Tabulka 5.

Tabulka 5: Nastavení výpočtu

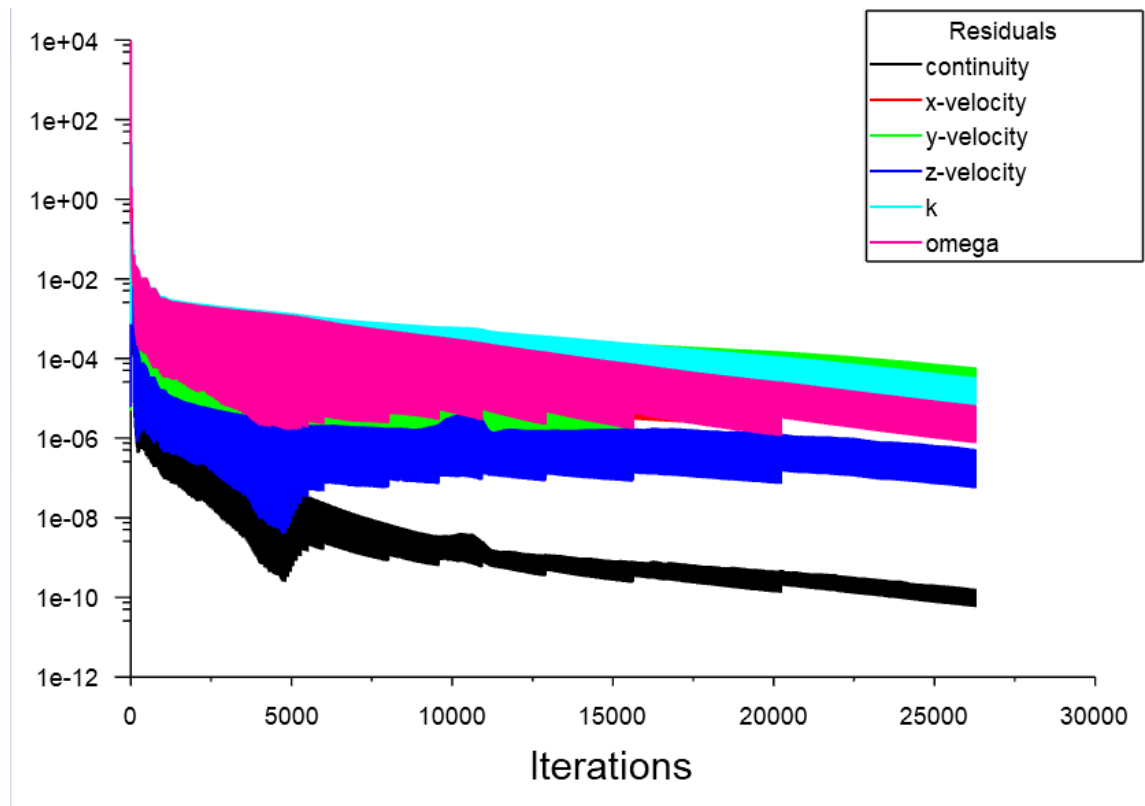
Parametr	Nastavení
Type	Pressure-Based
Time	Transient
Model	k- ω
Scheme	Coupled
Gradient	Green-Gauss Node Based
Pressure	Second Order
Momentum	First Order Upwind

Konvergenci výpočtu určují rezidua. Rezidua popisují rozdíl mezi předchozím a aktuálním výsledkem. Čím nižší je jejich hodnota, tím přesnější výsledek získáváme. Výchozí hodnota reziduí je 10^{-3} . Nastavené hodnoty reziduí jsou uvedeny v Tabulka 6. Oproti výchozím hodnotám byly požadované hodnoty sníženy zejména z důvodů již zmíněné kvality sítě.

Tabulka 6: Kritické hodnoty reziduí

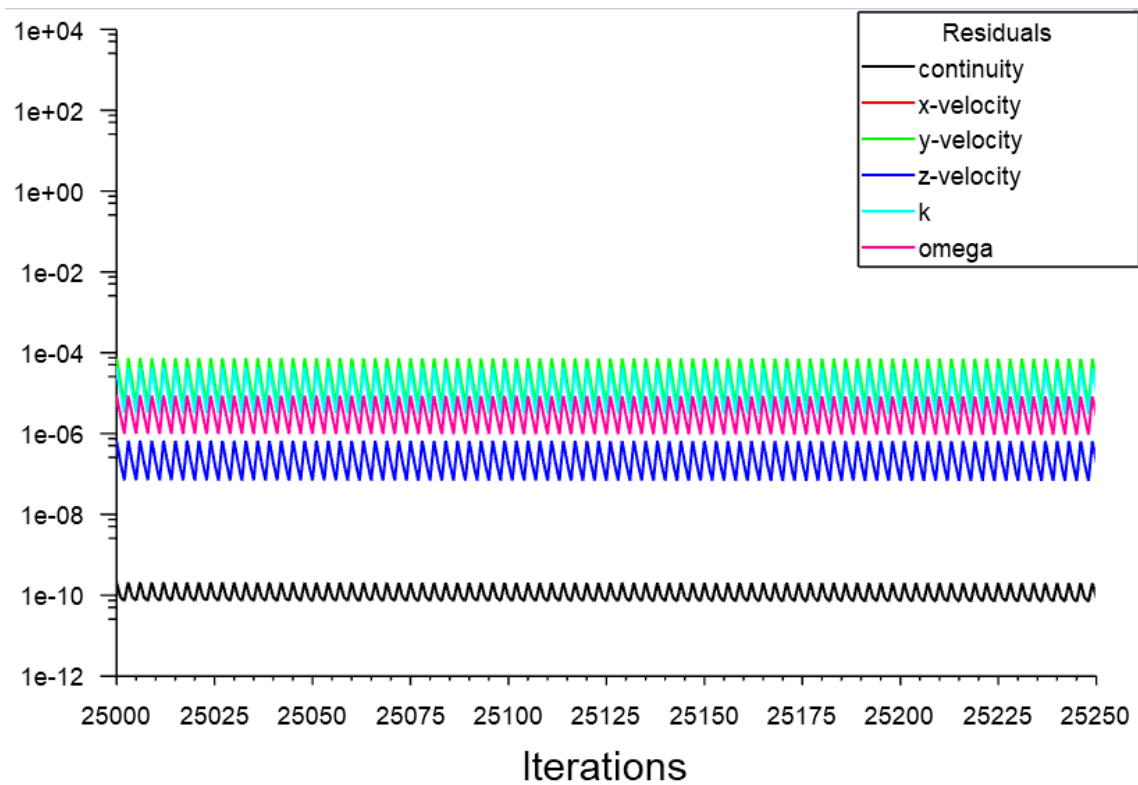
Reziduum	Kritická hodnota
Kontinuita	10^{-4}
Rychlost v ose x	10^{-5}
Rychlost v ose y	10^{-5}
Rychlost v ose z	10^{-5}
k	10^{-5}
ω	10^{-5}

Průběh reziduí výpočtu pro 50 l min^{-1} je znázorněn na Obr. 3.4-2. Oscilace průběhu reziduí je dána zejména nízkou kvalitou sítě. Po posunu na další časový krok dochází ke zvýšení chyby výpočtu, ale po vypočítání určitého počtu iterací dochází ke konvergenci výpočtu.



Obr. 3.4-2 Průběh reziduí výpočtu pro průtok 50 l min^{-1}

Detailní průběh reziduí v průběhu 250 iterací je zobrazen na Obr. 3.4-3.



Obr. 3.4-3: Detail průběhu reziduí

Velikost časového kroku byla určena dle vztahu (3.4.4).

$$\Delta t = \frac{\Delta x}{u}, \quad (3.4.4)$$

kde Δx [m] je rozměr nejmenší buňky, který byl přibližně určen z objemu nejmenší buňky sítě, u [m s^{-1}] je střední rychlost tekutiny.

Pro průtok 50 l min^{-1} získáme časový krok:

$$\Delta t = \frac{1,506 \cdot 10^{-4}}{0,0168} = 0,00897 \text{ s} \approx 0,009 \text{ s} \quad (3.4.5)$$

Pro další průtoky jsou časové kroky uvedené v Tabulka 7.

Tabulka 7: Hodnoty časových kroků pro dané průtoky

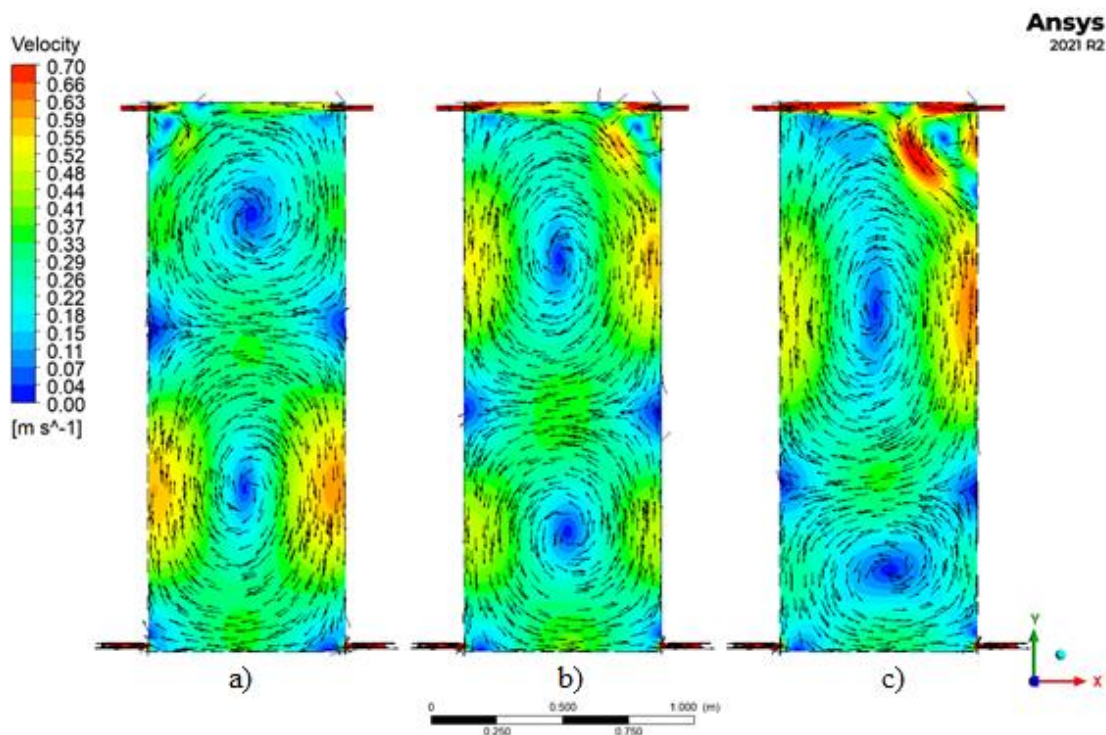
\dot{V} [l min ⁻¹]	50	70	90
Δt [s]	0,009	0,004	0,003

Na jeden časový krok bylo nastaveno spočítání 20 iterací.

3.4.2. Výsledky numerické simulace

Z rychlostního profilu v komoře FBR pro průtoky 50, 70 a 90 l min⁻¹ na Obr. 3.4-4 je zřejmé, že v komoře vzniká hned několik cirkulačních smyček, které způsobují mrtvé zóny.

První menší mrtvá zóna vzniká pod jedním z nátokových hrdel, kde dochází ke stržení jednoho proudu z hrdla druhým. Další dvě mrtvé zóny se tvoří zhruba uprostřed šířky komory. Jedna v horní polovině komory, druhá ve spodní. Velikost jednotlivých smyček závisí na daném průtoku. Čím je průtok vyšší, tím větší je cirkulační smyčka v horní části komory. Mezi těmito dvěma dominantními smyčkami se nacházejí u stěn menší mrtvé zóny, které vznikají právě důsledkem cirkulace od jedné boční stěny ke druhé.



Obr. 3.4-4: Rychlostní profil ve stávající komoře FBR pro průtoky a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

3.4.3. Experimentální ověření modelu

Výsledky numerické analýzy nemusí být přesné, proto je vhodné je validovat experimentem. Pro experiment byla použita varianta celé komory FBR (2090 x 750 x 66 mm).

3.4.3.3. Postup měření

Prvním krokem bylo napuštění komory vodou a následné odvzdušnění. Následně byl nastaven požadovaný průtok čerpadla a nastavení ventilů nátokových hrdel tak, aby docházelo k co nejrovnoměrnějšímu nátoku z obou hrdel.

Po ustálení proudění byl do zadržovací nádoby přidán hydroxid sodný. V komoře tak vznikne zásaditý vodný roztok. Po přidání fenolftaleinu se roztok zbarví do fialova.

Po úplném zabarvení následovalo přilítí kyseliny sírové, čímž došlo k neutralizaci média v komoře – k odbarvení. Použité koncentrace roztoků jsou popsány v Tabulce 8.

Tabulka 8: Koncentrace roztoků

Látka	Koncentrace [g l _{vody} ⁻¹]
Hydroxid sodný	40
Kyselina sírová	117
Fenolftalein	10

Tento postup byl proveden pro průtoky 50, 70, 90 l min⁻¹. Takto byly získány pro každý nastavený průtok dvě měření.

3.4.3.4. Vyhodnocení měření

Během měření byla komora snímána vysokofrekvenční kamerou (GoPro HERO7) a díky postupnému zabarvování a odbarvování objemu můžeme pozorovat proudění média v komoře a lokalizovat mrtvé zóny.

Při průtoku 50 l min⁻¹ se proudy po nátoku z hrdel sráží přibližně v polovině komory a následně se stáčí k pravé stěně komory (Obr. 3.4-5). Proud se na pravé stěně komory dělí. Část se od stěny odráží směrem nahoru zpět k hrdlu a vzniká tak malá cirkulační smyčka v pravém horním rohu komory.



Obr. 3.4-5: Vznik cirkulační smyčky v horní části stávající komory při průtoku 50 l min^{-1} – přidání činidla, neutralizace kyselinou

Druhá část proudu proudí do spodní části komory. Můžeme vidět, že těsně pod úrovní poloviny komory dochází k dalšímu rozdělení proudu a cirkulaci (Obr. 3.4-6). Část proudu se vrací do horní komory a vzniká tak velká centrální cirkulační smyčka. Druhá část proudu tvoří cirkulační smyčku ve spodní části komory mezi odtokovými hrdly.



Obr. 3.4-6: Tvorba cirkulačních smyček v komoře

Ze záznamu lze určit přibližnou dobu homogenizace objemu transparentní části deskového FBR. Při nastaveném průtoku 50 l min^{-1} došlo k promíchání fenolftaleinu do celého objemu po 100 s od nátoky do komory, doba neutralizace kyselinou byla stejná. Při zvýšení průtoku na 70 l min^{-1} trvalo promíchání a neutralizace 60 s. Pro průtok 90 l min^{-1} je doba homogenizace 42 s.

Výše uvedené časy můžeme porovnat s hydraulickou dobou zdržení. Hydraulická doba zdržení je teoretická doba, po kterou se kapalina zdrží v komoře. Lze ji určit pomocí vztahu (3.4.6).

$$\bar{t} = \frac{V}{\dot{V}}, \quad (3.4.6)$$

kde $V [\text{m}^3]$ je objem komory a $\dot{V} [\text{m}^3 \text{ s}^{-1}]$ je objemový průtok. Analogicky můžeme hydraulickou dobu zdržení určit pro hmotnostní průtok.

Dosažením rozměrů stávající komory a průtoku 90 l min⁻¹ dostaneme:

$$\bar{t} = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{2,09 \cdot 0,75 \cdot 0,066}{1,5 \cdot 10^{-3}} = 68,97 \text{ s} . \quad (3.4.7)$$

Pro stávající komoru jsou hodnoty hydraulické doby zdržení pro ostatní průtoky uvedeny v Tabulka 9.

Tabulka 9: Hydraulické doby zdržení stávající komory

Průtok [l min⁻¹]	50	70	90
Hydraulická doba zdržení [s]	124,15	88,68	68,97
Experimentální doba homogenizace [s]	100	60	42

Vzhledem k tomu, že jsou doby homogenizace kratší než hydraulická doba zdržení, dochází v komoře k poměrně intenzivnímu promíchávání. Z porovnání výše uvedených dob pro jednotlivé průtoky je patrné, že vlivem zvyšování průtoku dochází ke zkracování doby homogenizace. Při průtoku 50 l min⁻¹ je doba homogenizace o 19 % kratší než hydraulická doba zdržení, při průtoku 70 l min⁻¹ je kratší o 32 % a při průtoku 90 l min⁻¹ o 39 %. S ohledem na intenzifikaci promíchávání je vhodné, aby doba homogenizace byla co nejkratší. Doba homogenizace však neposkytuje informaci o tom, jak dlouho jsou jednotlivé buňky mikrořas, které jsou obsažené v kultivační médiu, vystaveny světelnému záření. Doba zdržení má zásadní vliv na celkovou produkci biomasy z mikrořas. Dalším důležitým parametrem, který by měl být tudíž dále detailně studován je distribuce doby zdržení jednotlivých buněk mikrořas.

Na následujících obrázcích (Obr. 3.4-7 až Obr. 3.4-9) je zobrazeno porovnání průběhu neutralizace objemu komory. Ve všech případech dochází nejdříve k cirkulaci pod pravým nátokovým hrdlem. Dále dochází k postupnému proudění do spodní části komory, kde se část odděluje zpět do horní komory a část proudí směrem k odtokovým hrdlům.

Na Obr. 3.4-7 je patrný vznik centrální cirkulační smyčky. Na snímkách lze vidět, jak postupně vzniká cirkulační smyčka ve spodní části komory rozdělením proudění po nárazu do levé stěny.



Obr. 3.4-7: Proudění stávající komorou při průtoku 50 l min^{-1} po 20 s

Podobně vzniká centrální cirkulační smyčka při průtoku 70 l min^{-1} . Vlivem vyššího průtoku dochází k rozdílné cirkulaci ve spodní části (Obr. 3.4-8). Zatímco při průtoku 50 l min^{-1} dochází k cirkulaci ve spodní části až po rozdělení u levé stěny, v tomto případě médium proudí stále podél levé stěny až ke dnu a kopíruje okraj komory. Cirkulační smyčka má opačný směr než v předchozím případě.



Obr. 3.4-8: Proudění stávající komorou při průtoku 70 l min^{-1} po 10 s

Obdobné proudění nastává při průtoku 90 l min^{-1} . Z Obr. 3.4-9 je patrné, že promíchávání kyseliny sírové je daleko intenzivnější a v komoře nejsou téměř patrná místa s nízkou koncentrací fenolftaleinu, které můžeme vidět na snímcích na Obr. 3.4-8.



Obr. 3.4-9: Proudění stávající komorou při průtoku 90 l min^{-1} po 10 s

3.4.4. Porovnání numerických simulací s experimentem

Z výsledků experimentu je skutečně patrný vznik cirkulačních smyček v místech jako na výsledku numerické simulace na Obr. 3.4-4. Drobné rozdíly jsou způsobeny zejména nátokem do komory. Během experimentu se nastavovala hrdla pomocí škrtícího ventilu a kulového ventilu, tak aby docházelo ke sražení proudů zhruba v polovině šířky komory. Nicméně i přes tyto nepřesnosti docházelo ke vzniku cirkulační smyčky pod nátokovým hrdlem a v horní části komory. Z experimentu i z výsledku numerické simulace je zřejmé, že s rostoucím průtokem se cirkulační smyčka více posouvá do spodní poloviny komory. Cirkulační smyčka ve spodní části komory nebyla na experimentu tak zřejmá. To mohlo být zčásti způsobeno způsobem detekce proudění pomocí chemikálií, které spolu reagují. Další nepřesnosti mohou být způsobeny tvorbou lokálních cirkulačních smyček v průběhu času. Jak již bylo zmíněno v kapitole 3.3.2, použité numerické modely průměrují hodnoty proudění v čase, tudíž nedokáže popsat časově závislé odchylky.

I přes tyto nepřesnosti lze říct, že použitý model dostatečně přesně popisuje hydrodynamické chování kultivačního média ve stávající komoře fotobioreaktoru a můžeme ho považovat za předběžně validovaný pro naše účely.

3.5. Optimalizace hydrodynamických podmínek

Z výsledků experimentu a numerické simulace pro stávající komoru je patrné, že hydrodynamické podmínky nejsou ideální. Proto by bylo vhodné konstrukci stávající komory optimalizovat tak, aby se zamezilo tvorbě cirkulačních smyček a mrtvých zón a tím se zajistila lepší homogenizace kultivačního média, která by zajišťovala rovnoměrnou dobu zdržení všech buněk mikrořas v ozařovaném prostoru deskového FBR.

3.5.1. Rozdělení komory

Rozdělení velké komory na dvě menší v polovině výšky a jejich oddělený provoz by měl zaručit lepší podmínky pro kultivaci. K rozdělení slouží přepážka, která je vysoká 50 mm. Získáme tak dvě komory o rozměru 1020 x 750 x 66 mm. Výška umístění odtokových hrdel ode dna malé komory je stejné jako u komory velké, tedy 22 mm. Předpokládáme, že proudění bude v obou komorách stejné. V menší komoře bude při stejném průtoku kratší doba zdržení kultivačního média a po uvážení výsledků numerické simulace velké stávající komory můžeme předpokládat, že vlivem zmenšení komory dojde k redukci tvorby cirkulačních smyček.

3.5.1.1. Tvorba sítě a nastavení výpočtu

Síť byla vytvořena s velikostí elementů 10 mm. Stejně jako u velké komory byla síť u stěn zhuštěna pomocí inflační vrstvy. Vlastnosti výsledné sítě jsou shrnuty v Tabulka 10.

Tabulka 10: Vlastnosti sítě

Parametr	Nastavená hodnota
Velikost elementů [mm]	10
Počet inflačních vrstev	10
Počet elementů	530 108
Ortogonální kvalita (min.)	0,066
Skewness (max.)	0,82

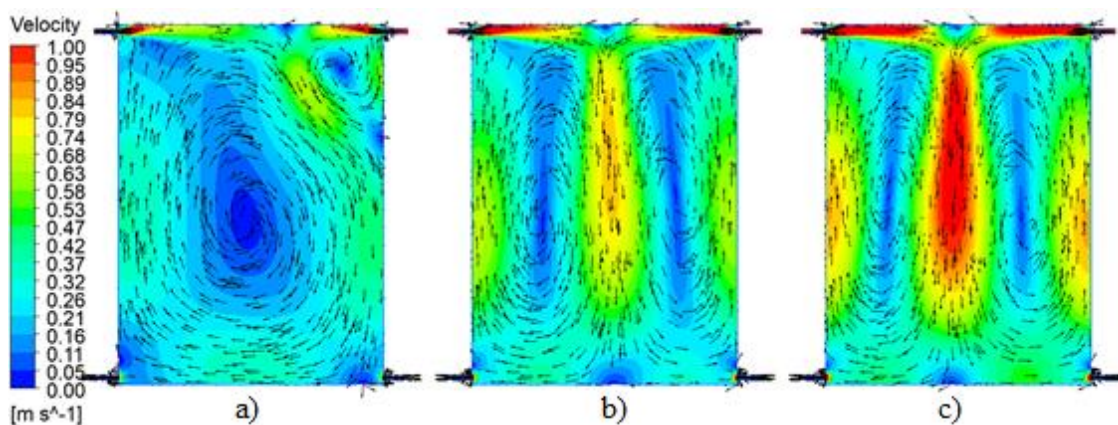
Nastavení výpočtu zůstalo stejné jako pro velkou komoru.

3.5.1.2. Výsledky numerické simulace prázdné malé komory

Na Obr. 3.5-1 je znázorněno rychlostní pole v komoře při průtoku 50, 70 a 90 l min⁻¹. Z obrázků je patrné, že při průtoku 50 l min⁻¹ se v komoře tvoří cirkulační smyčky vlivem srážky proudů z nátokových hrdel. Dochází ke stržení jednoho proudu druhým za vzniku jedné velké cirkulační smyčky ve středu komory a druhé malé cirkulační smyčky pod pravým horním hrdlem.

Při průtoku 70 l min⁻¹ se proudy protínají přibližně v půlce komory, čímž dochází ke tvorbě dvou cirkulačních smyček. Přibližně v polovině výšky komory se tvoří dvě místa, kde dochází k největšímu mrtvým zónám.

Při průtoku 90 l min⁻¹ dochází k tvorbě podobných cirkulačních smyček jako u průtoku 70 l min⁻¹. Vlivem vyšší rychlosti proudění se nevytváří tak velká mrtvá zóna, kde dochází k dlouhému zdržení kapaliny.



Obr. 3.5-1: Rychlostní pole v polovině rozdělené komory při průtoku a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

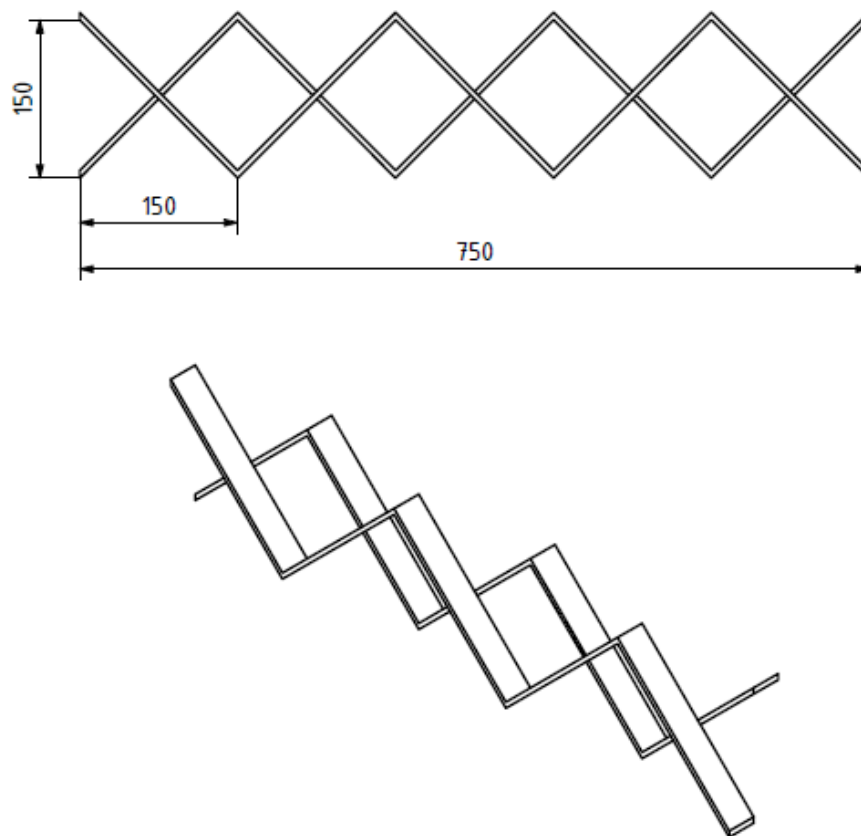
Ve všech případech dochází k tvoření cirkulační smyčky. Je patrné, že ve středu cirkulačních smyček bude docházet k různé době zdržení částic. Cílem další práce by měl být návrh vestavby do malé komory, která by měla narušit tvorbu cirkulační smyčky, zajistit co nejmenší rozdíly v době zdržení jednotlivých částic a promíchávání média pro co největší zvýšení produkce mikrořas.

3.5.2. Návrh vnitřní vestavby

Na základě získaných poznatků z literární rešerše o již experimentovaných vestavbách, statických směšovačích a získaných výsledků numerické analýzy stávající komory byla navržena geometrie vestavby.

3.5.2.1. Geometrie vestavby

Geometrie vestavby (Obr. 3.5-2) byla navržena na základě statických směšovačů Ross LPD a Sulzer SMX. Tyto geometrie byly vybrány na základě poměru jednoduchosti vůči účinnosti. Většina statických směšovačů rozděluje tok na různorodé křížové toky, které se navzájem promíchávají. Tato geometrie by měla zajistit křížový tok spolu s účinným mícháním. Také by měla narušit tvorbu cirkulační smyčky v komoře. Vestavba představuje zjednodušený statický směšovač Working horse (kapitola 2.8.3.2). Jedná se o řadu na sebe kolmých přepážek vestavených ve tvaru „X.“ Rozměry byly zvoleny tak, aby nemohlo dojít k ucpaní vestavby mikrořasami. Výška a šířka jednotlivých elementů je 150 mm, tloušťka přepážek je 5 mm. Vestavba je umístěna 80 mm pod vstupními hrdly.



Obr. 3.5-2: Schéma a 3D model vestavby

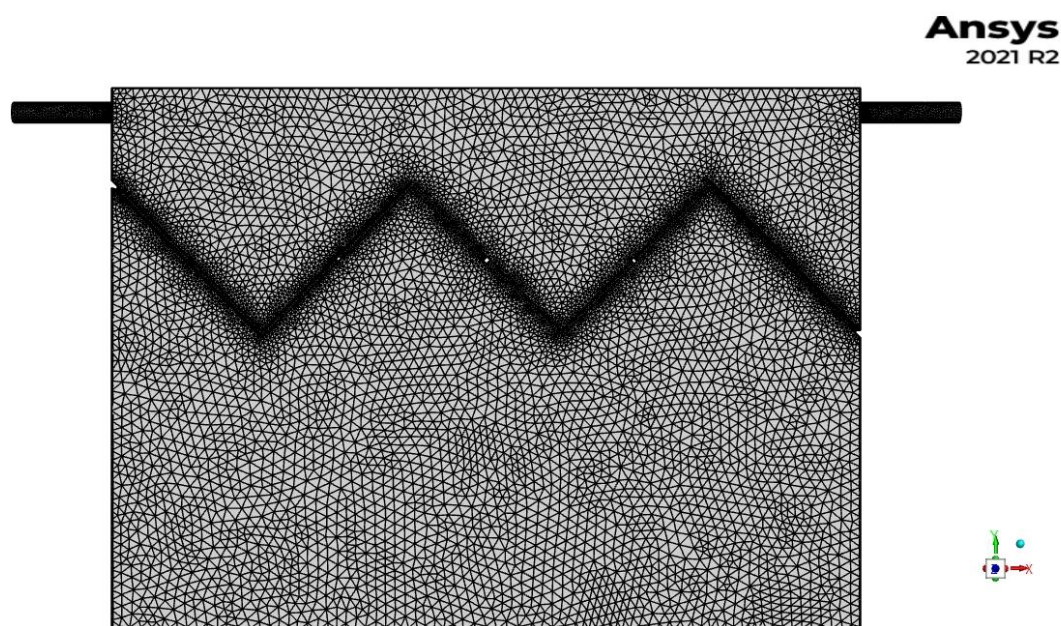
3.5.2.2. Tvorba sítě a nastavení výpočtu

Síť byla vytvořena s velikostí elementů 10 mm. Stejně jako u prázdné komory byla síť u stěn zhuštěna pomocí inflační vrstvy. Pro zvýšení kvality sítě byla síť v okolí vestavby nahuštěna metodou Edge sizing s velikostí elementu 3 mm (Obr. 3.5-3). Vlastnosti sítě jsou uvedeny v Tabulce 11.

Tabulka 11: Vlastnosti sítě s vestavbou

Parametr	Nastavená hodnota
Velikost elementů [mm]	10
Počet inflačních vrstev	10
Počet elementů	1 516 230
Ortogonální kvalita (min.)	0,077
Skewness (max.)	0,83

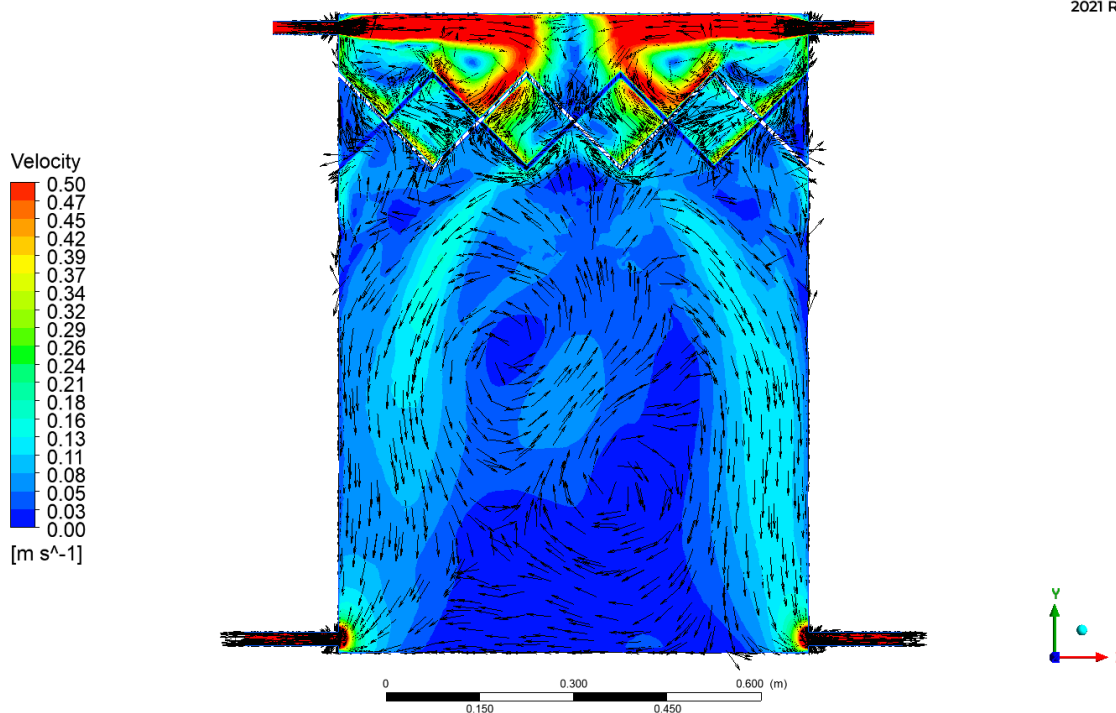
Pro tuto geometrii byla provedena numerická simulace. Nastavení výpočtu bylo obdobné jako u prázdné komory.



Obr. 3.5-3: Sít' poloviční komory s vestavbou

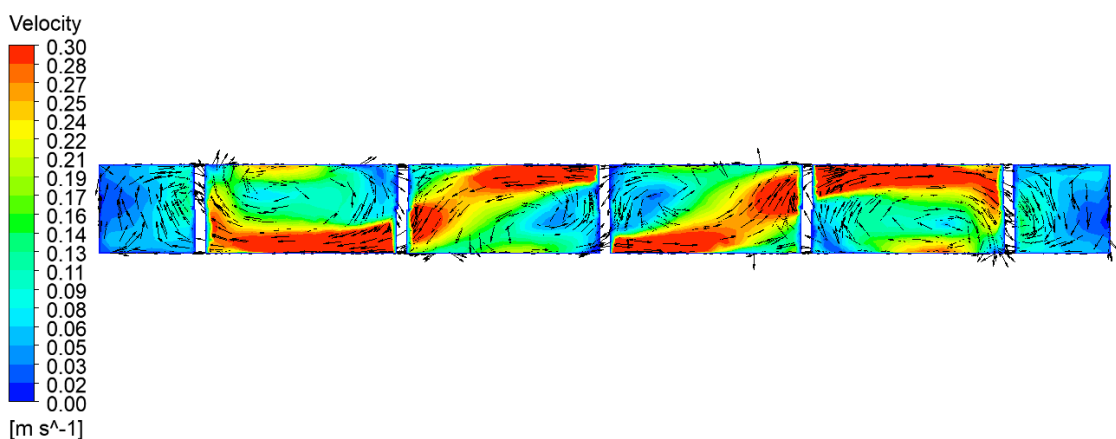
3.5.2.3. Výsledky numerické simulace vestavby

Z Obr. 3.5-4 je patrné, že při průtoku 90 l min^{-1} se nad vestavbou tvoří cirkulační smyčky. Tyto smyčky jsou způsobeny spojením jednotlivých elementů, do kterých jednotlivé proudy narážejí a odrážejí se částečně zpět nahoru, kde jsou strženy prouděním z hrdel. Tento efekt je nežádoucí. Aby bylo těmto cirkulačním smyčkám zabráněno, je nutné geometrii vhodně upravit.



Obr. 3.5-4: Rychlostní pole v poloviční komoře s vestavbou pro průtok 90 l min⁻¹

Jelikož část proudu natéká přibližně ve středu prostřední části vestavby, dochází vlivem tvaru vestavby k rozdělení hlavního proudu na dva menší, které se dále kříží vestavbou, jak je patrné na Obr. 3.5-5. Tím je zajištěno promíchávání suspenze mezi transparentními deskami.

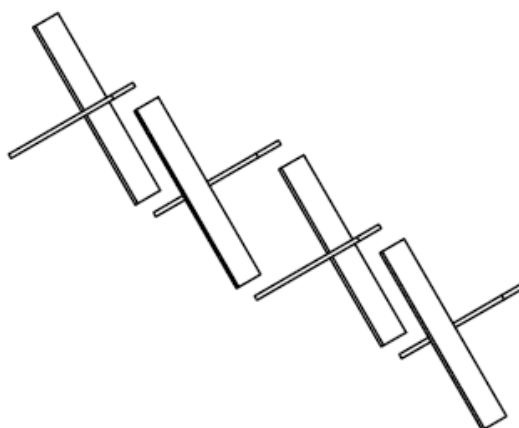
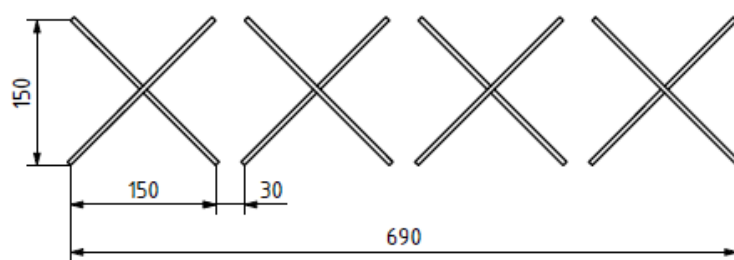


Obr. 3.5-5: Rychlostní pole vodorovnou rovinou ve středu vestavby při průtoku 90 l min⁻¹

3.5.2.4. Úprava geometrie vestavby

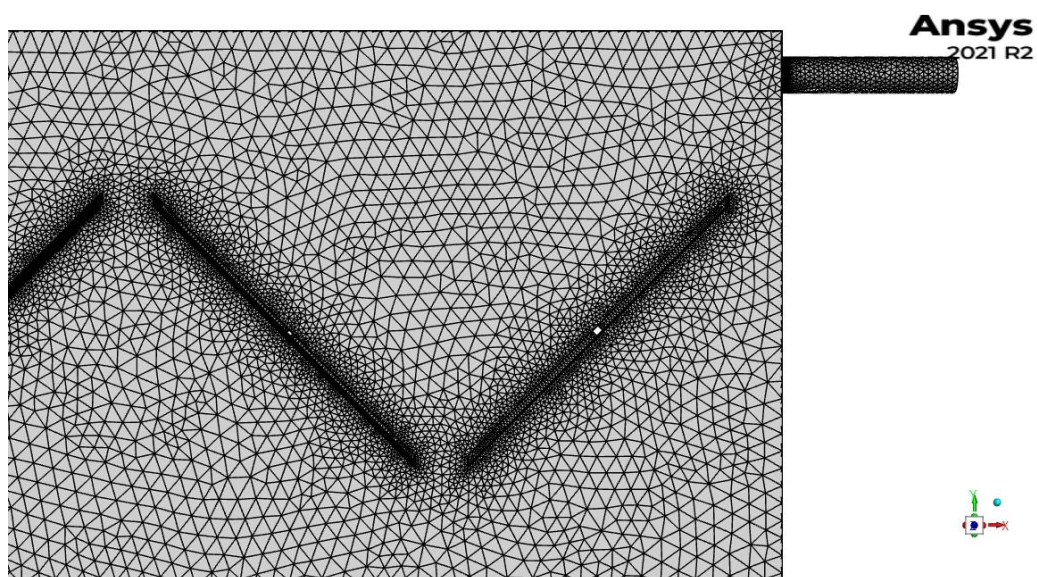
Druhá varianta vestavby má stejné rozměry jednotlivých elementů, ale jsou odděleny mezerami. Mezera mezi stěnou a krajním elementem je 60 mm a mezi jednotlivými

elementy je vzdálenost 30 mm (Obr. 3.5-6). Toto uspořádání by mělo zajistit lepší průtok vestavbou a nemělo by docházet k markantnímu zpětnému toku.



Obr. 3.5-6: Schéma a 3D model upravené vestavby

Detailní pohled na síť kolem vestavby je na Obr. 3.5-7.

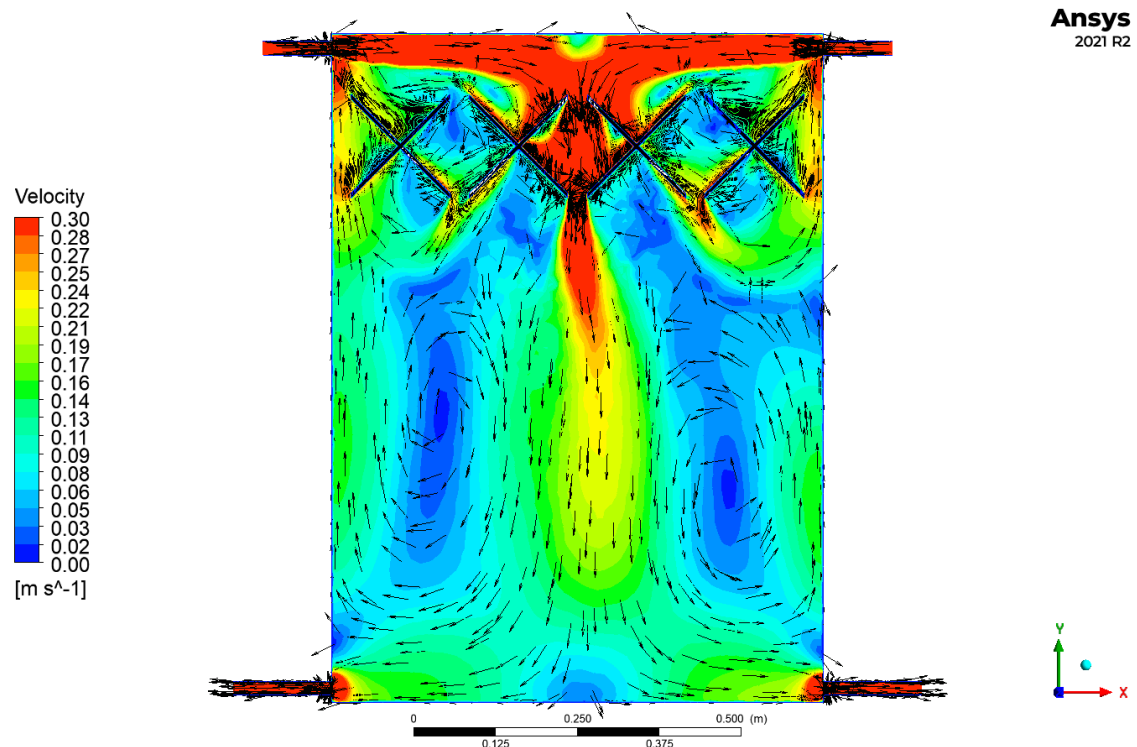


Obr. 3.5-7: Síť pro vestavbu

3.5.2.5. Výsledky numerické simulace upravené vestavby

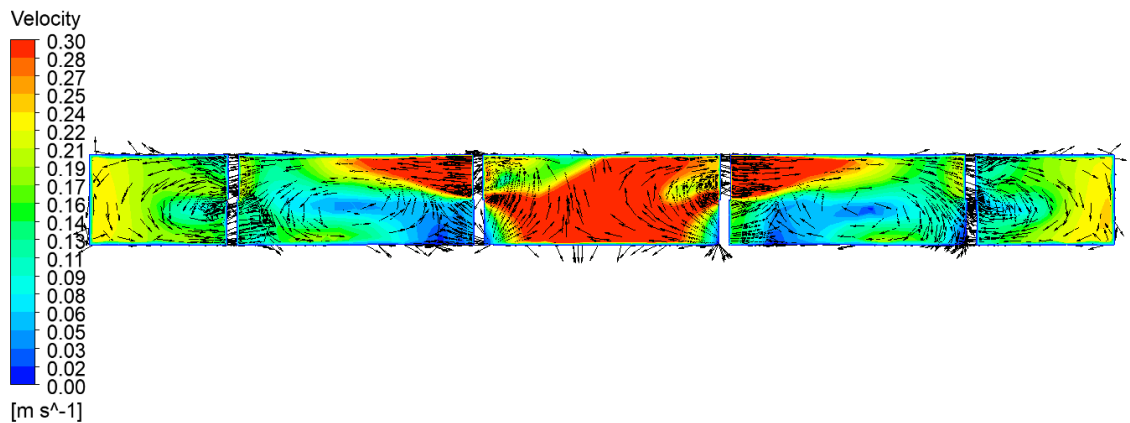
Nastavení výpočtu bylo opět zvoleno stejně jako u prázdné komory a první vestavby.

Jak můžeme vidět na Obr. 3.5-8, díky mezerám mezi jednotlivými částmi vestavby nedochází k tvorbě markantních cirkulačních smyček nad vestavbou. Část proudu je podél vestavby vracena zpětným tokem podél bočních stěn z oblasti pod vestavbou. To způsobují vznikající cirkulační smyčky v oblasti pod vestavbou.



Obr. 3.5-8: Rychlostní pole v komoře s upravenou vestavbou pro průtok 90 l min⁻¹

Díky mezerám mezi jednotlivými elementy nedochází k proplétání proudů vestavbou jako v předchozím případě. Dochází k lepšímu promíchávání mezi transparentními deskami (Obr. 3.5-9). Ve středu vestavby má proudění nejvyšší rychlost, neboť tímto místem vede hlavní proud, který se tvoří po sražení obou proudů z nátokových hrdel.



Obr. 3.5-9: Rychlostní pole vodorovnou rovinou ve středu směšovače pro průtok 90 l min⁻¹

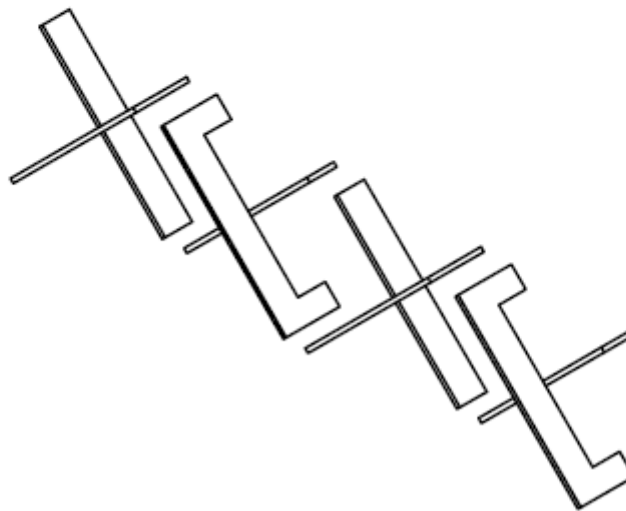
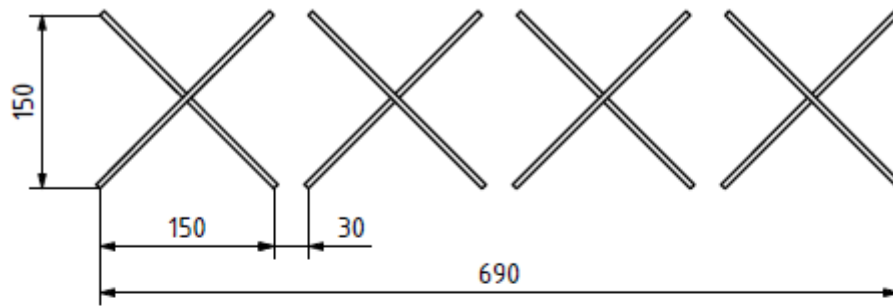
Vzniku cirkulačních smyček v oblasti pod vestavbou by bylo možné zabránit vložení druhé vestavby do spodní poloviny komory FBR. Druhá vestavba by měla nejen zabránit tvoření cirkulačních smyček, ale také by měla zajistit kvalitnější promíchávání suspenze.

3.5.3. Sestava statických směšovačů

3.5.3.1. Geometrie a návrh instalace vestaveb

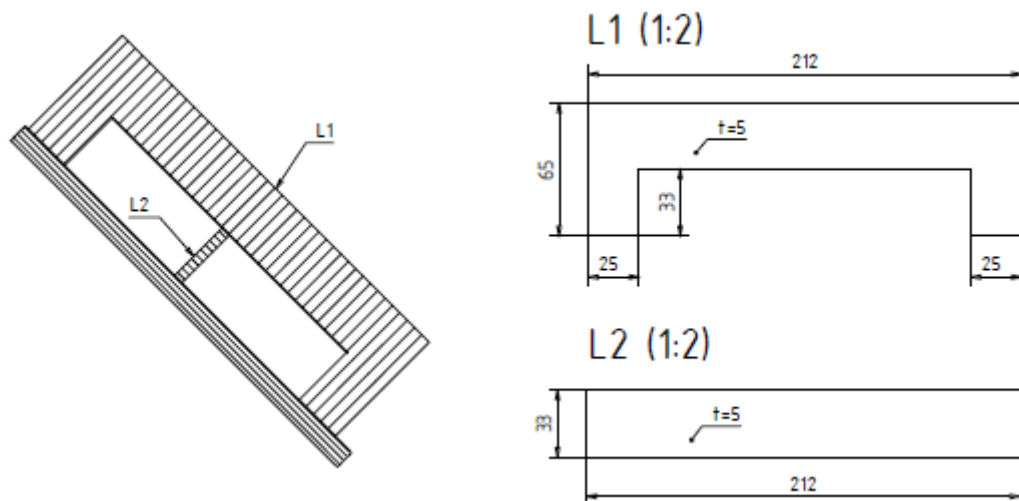
Sestava statických směšovačů je tvořena ze stejných elementů jako předchozí varianta. Vestavba je pouze upravena tak, aby ji bylo možné upevnit na jednu transparentní desku (Obr. 3.5-10). Tím bude zajištěna snadná montáž a demontáž vestavby z komory.

Tyto vestavby jsou na transparentní desce instalovány dvě. První vestavba je umístěna 131 mm od horní hrany transparentní desky, druhá vestavba 685 mm od horní hrany.



Obr. 3.5-10: Schéma a 3D model finální vestavby

Transparentní deska je vyrobena z plexiskla o tloušťce 10 mm. Vestavby budou taktéž z plexiskla o tloušťce 5 mm a k transparentní desce budou přilepeny. Na Obr. 3.5-11 je znázorněn systém uchycení vestavby. Přepážky L1 jsou uchyceny pomocí dvou patek o délce 25 mm a v křížení s přepážkou L2 jsou slepeny k sobě. Přepážka L2 je přilepena po celé délce k transparentní desce (Obr. 3.5-11).



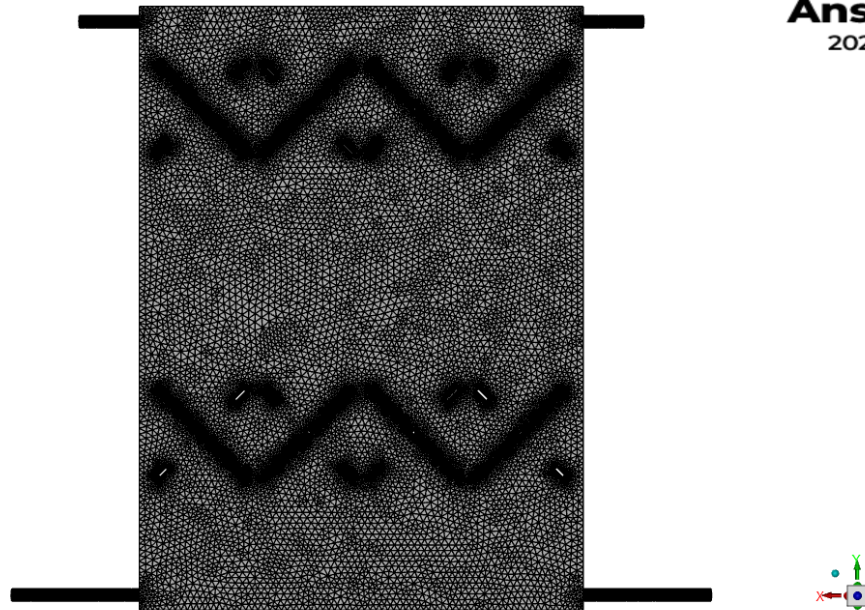
Obr. 3.5-11: Uchytení vestavby k transparentní desce

3.5.3.2. Tvorba sítě a nastavení výpočtu

U dané geometrie byla opět velikost elementů nastavena na 10 mm a kolem obou vestaveb byla síť nahuštěna pomocí metody Edge sizing s velikostí elementů 3 mm. Stejně jako ve všech předchozích případech byla použita metoda tetrahedrons a také byla použita 10 vrstvá inflační vrstva s tloušťkou první vrstvy určenou dle vztahu (3.4.2), (Obr. 3.5-12).

Tabulka 12: Vlastnosti sítě sestavy vestaveb

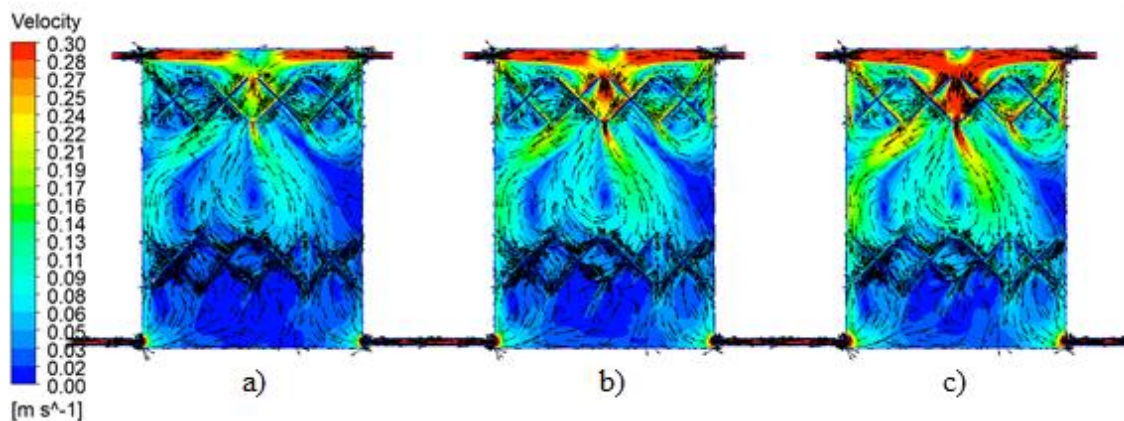
Parametr	Nastavená hodnota
Velikost elementů [mm]	10
Počet inflačních vrstev	10
Počet elementů	2 521 238
Ortogonalní kvalita (min.)	0,013
Skewness (max.)	0,91



Obr. 3.5-12: Síť soustavy vestaveb

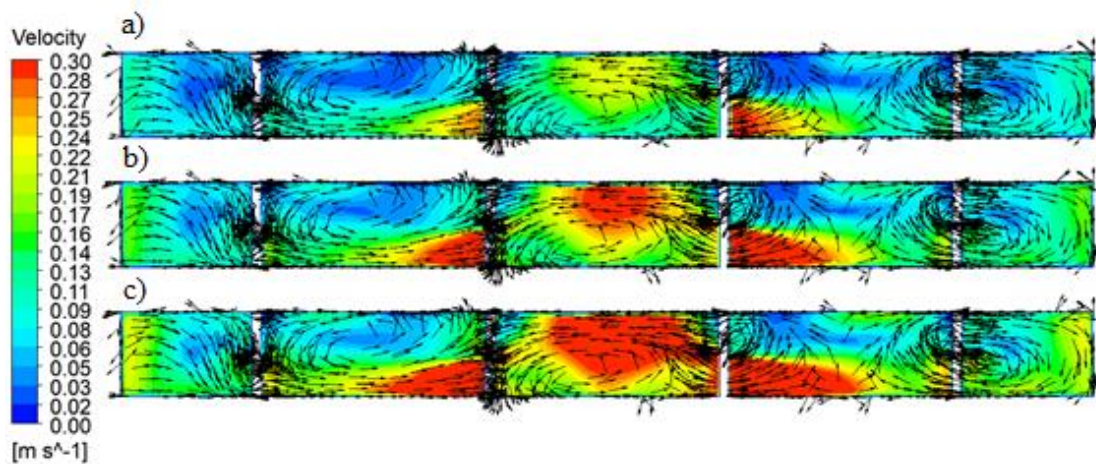
3.5.3.3. Výsledky numerické simulace sestavy vestaveb

Na Obr. 3.5-13 je znázorněno rychlostní pole pro průtok $50, 70$ a 90 l min^{-1} . Proudění v okolí horní vestavby je obdobné jako u předchozí varianty. Vlivem vložení druhé vestavby nedochází k tvoření dvou cirkulačních smyček pod horní vestavbou a nedochází tak ani k většímu proudění mezi boční stěnou komory a horní vestavbou. Nedochází také k velkému zpětnému proudění mezi stěnou a spodní vestavbou. To je způsobeno nižší rychlostí proudění a také odtokem média z komory odtokovými hrdly. Jelikož se proudy srážejí nad středem horní vestavby a tím proudění dosahuje nejvyšší rychlosti mezi středovými elementy, dochází ke vzniku malé cirkulační smyčky ve středu komory odrazem části proudu od vršku spodní vestavby.



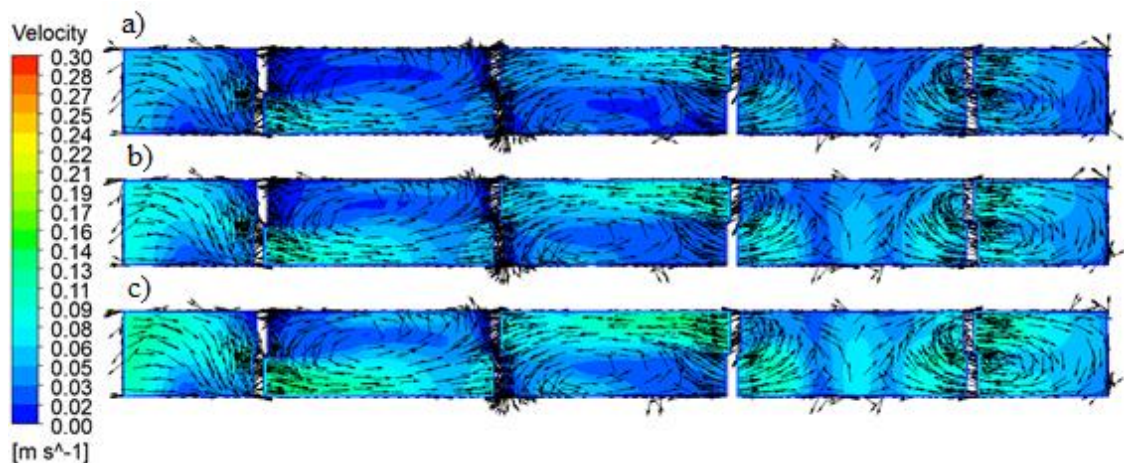
Obr. 3.5-13: Rychlostní pole v komoře s vestavbou při průtoku a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

Obr. 3.5-14 nám ukazuje proudění středem vestavby. Je patrné promíchávání ve směru mezi transparentními deskami.



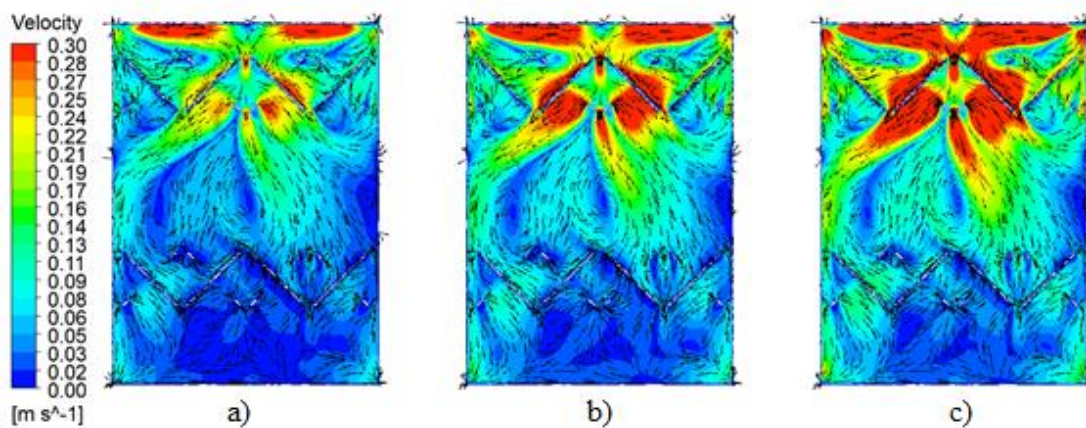
Obr. 3.5-14: Rychlostní pole ve vodorovné rovině v středu horní vestavby pro průtok a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

Při porovnání Obr. 3.5-14 a Obr. 3.5-15 můžeme vidět, že v dolní vestavbě dochází k lepší cirkulaci média mezi stěnami. To je způsobenou menší rychlostí proudění a rovnoměrnějším nátokem média na vestavbu.



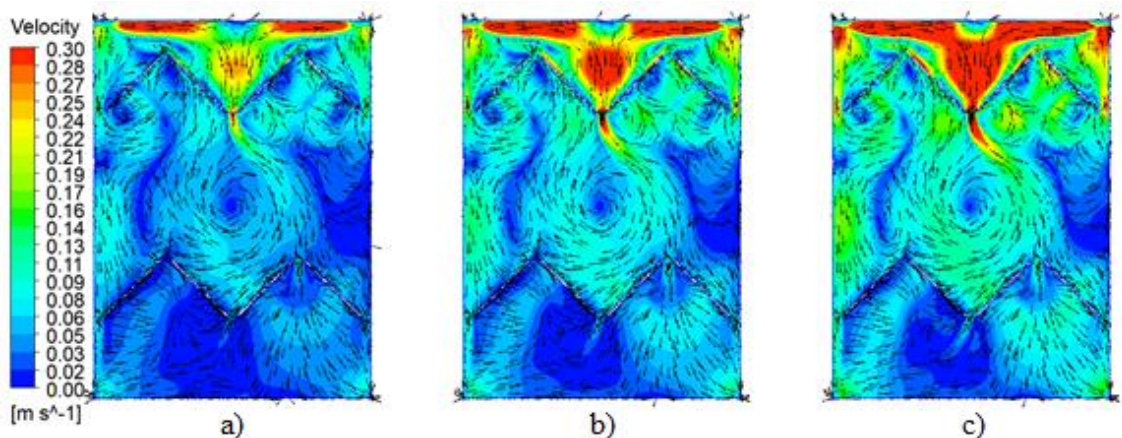
Obr. 3.5-15: Rychlostní pole ve vodorovné rovině ve středu spodní vestavby pro a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

Vliv uchycení vestavby můžeme vidět na Obr. 3.5-16, kde je zobrazeno rychlostní pole ve vzdálenosti 5 mm od stěny, na které je vestavba uchycena. Proudění se o samotné patky dále dělí, což má za následek další zlepšení míchání média.



Obr. 3.5-16: Rychlostní pole v hloubce 5 mm od transparentní plochy pro průtoky a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

Druhá strana vestavby je opřena o zadní transparentní plochu. Podél této stěny dochází k dělení proudu pouze mezerami elementů, kde je proud vlivem zúžení zrychlován (Obr. 3.5-17).



Obr. 3.5-17: Rychlostní pole v hloubce 61 mm od transparentní plochy pro průtoky a) 50, b) 70, c) 90 l min⁻¹

Z těchto profilů je zřejmé, že dochází k dobrému promíchávání i u stěn komory, což je žádoucí například pro smývání biofilmu z transparentních ploch, jehož tvorba zhoršuje kultivaci zhoršováním prostupu světla do komory.

V komoře dochází k dobrému promíchávání média vlivem sestavy vestaveb, ale bohužel také ke vzniku nežádoucí cirkulační smyčky ve středu komory.

3.6. Režim proudění v komoře se sestavou vestaveb

V úvodu byl režim proudění v prázdné komoře určován dle vztahu pro Reynoldsovo kritérium (3.3.7) definovaného pomocí charakteristického rozměru, v našem případě hydraulického průměru. Z toho lze určit režim u plně rozvinutého proudění. Pro turbulentní proudění v trubce kruhového průřezu je známa kritická hodnota $Re > 2300$, pro proudění mezi dvěma deskami je kritické hodnota $Re \sim 1000$. Ale pro komoru s vestavbami je takovéto určení Reynoldsova kritéria nemožné.

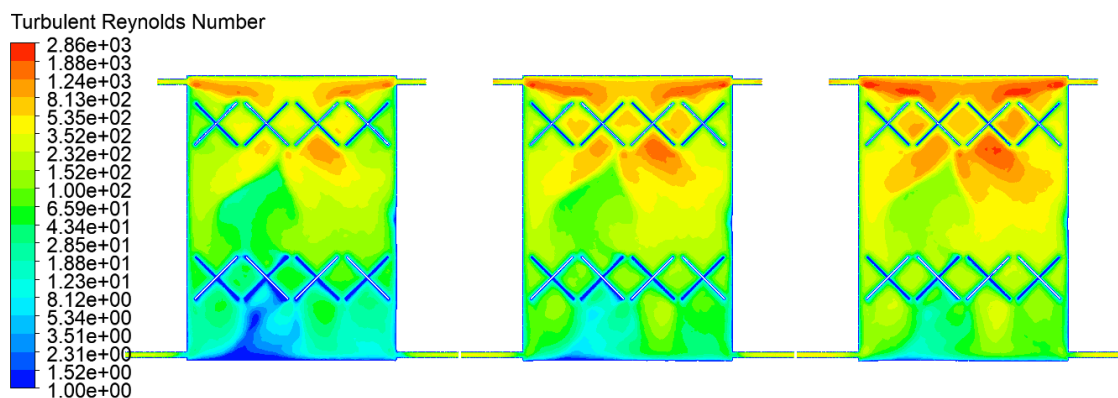
Pomocí CFD lze určit turbulentní Reynoldsovo číslo v blízkosti stěny. To znamená, že zkoumaná oblast v blízkosti stěny je rozdělena na dvě části – oblast ovlivněná viskozitou a plně turbulentní oblast. Turbulentní Reynoldsovo číslo je definováno vztahem (3.6.1).

$$Re_y = \frac{\rho y \sqrt{k}}{\mu}, \quad (3.6.1)$$

kde y [m] je vzdálenost od stěny [23].

Charakteristický rozměr je zde vyjádřen vzdáleností od stěny a střední rychlost proudění je nahrazena turbulentní kinetickou energií.

Na Obr. 3.6-1 je znázorněna distribuce turbulentního Reynoldsova čísla na ploše uprostřed mezi transparentními deskami. Dle hodnot bychom mohli říci, že v horní polovině komory dochází k turbulentnímu toku, avšak hodnoty ve spodní polovině tomu tolik neodpovídají. Předpokládejme ale, že vlivem vestaveb a jejich vlivu na promíchávání dochází k tvorbě vírů.



Obr. 3.6-1: Distribuce turbulentního Reynoldsova čísla v rovině xy-průtoky 50, 70, 90 l min⁻¹

Režim proudění lze také popsat pomocí poměru turbulentní a molekulární viskozity. Na rozdíl od molekulární viskozity není turbulentní viskozita vlastností materiálu, ale proudění. Pro model $k - \omega$ je turbulentní viskozita definována vztahem (3.6.2).

$$v_t = \frac{k}{\omega}, \quad (3.6.2)$$

kde k [m² s⁻²] je kinetická energie turbulence a ω [s⁻¹] je specifická disipace energie.

Turbulentní viskozita popisuje turbulentní přenos energie vlivem pohybujících se vírů, čímž vzniká tangenciální napětí. Je to analogií pro molekulární viskozity v případě laminárního toku [24].

Zjednodušeně se dá říci, že čím je poměr vyšší než 1, tím více převládá turbulentní viskozita a dochází k tvorbě vírů. Naopak je-li poměr menší než 1, převládá vliv viskozity molekulární a dochází k laminárnímu toku.

Mezi transparentními deskami byly po 0,1 m vytvořeny vodorovné roviny a pro každou rovinu bylo vypočtena průměrná hodnota poměru viskozit. Dle Obr. 3.6-2 je patrné, že ve většině objemu bude docházet k tvorbě vírů.

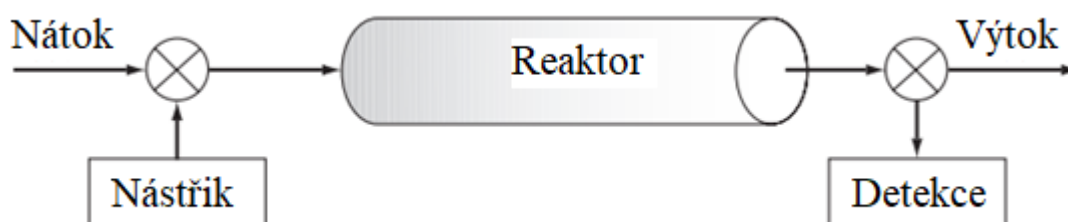
Mass-Weighted Average Turbulent Viscosity Ratio	
xz-01	1.1956752
xz-02	1.4221312
xz-03	2.4988309
xz-04	6.2743
xz-05	8.5409189
xz-06	13.243528
xz-07	18.75573
xz-08	12.449728
xz-09	15.346771
xz-10	19.057121
Net	12.001839

Obr. 3.6-2: Hodnoty poměru turbulentní viskozity ve vodorovných plochách

3.7. Doba zdržení

Doba zdržení popisuje čas, který kapalina stráví v systému, než se dostane od vstupu k výstupu systému. Pro jakékoliv reakce je vhodné mít dobu zdržení pro všechny částice stejnou. V našem případě je zajištění stejné doby zdržení žádoucí zejména kvůli světelné fázi mikrořas, tj. fáze ve které jsou mikrořasy vystavené světelnému záření.

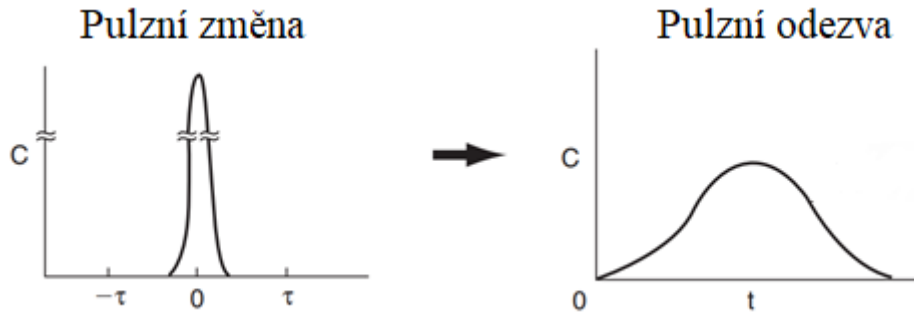
Doba zdržení částic se experimentálně měří vstříknutím inertní látky (tracer) do systému a měřením její koncentrace na výstupu. Jednoduché schéma uspořádání experimentu je zobrazeno na Obr. 3.7-1 Tato inertní látka by měla být snadno detekovatelná a mít podobné fyzikální vlastnosti jako látka nebo směs v systému a být v ní plně rozpustná. Nejčastěji se využívá barevných látek, aby bylo možné pozorovat jejich chování v systému.



Obr. 3.7-1: Schéma experimentu pro určení doby zdržení částic (převzato z [25])

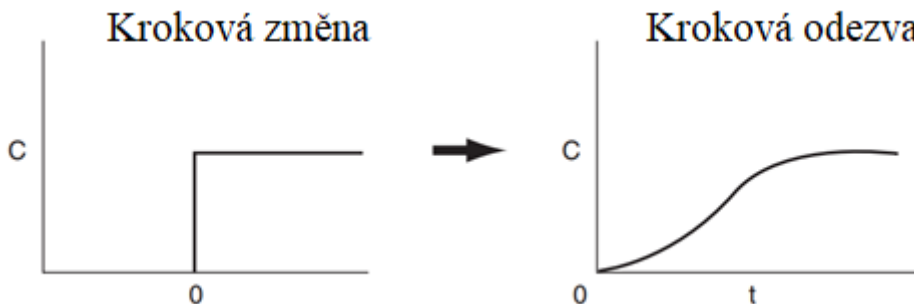
Nástřik lze provést dvěma způsoby: pulzní a skokovou změnou.

Pulzní změna spočívá v jednorázovém vstříknutí určitého množství traceru do systému v co nejkratším čase. Následně se pozoruje koncentrace na výstupu v závislosti na čase. Typický průběh koncentrace na výstupu pro pulzní nástřik je vidět na Obr. 3.7-2. Na vodorovné ose je vynášen čas t (τ), na svislé ose je koncentrace traceru C .



Obr. 3.7-2: Pulzní změna (převzato z [25])

Při použití skokové změny je do systému tracer nastřikován kontinuálně. V systému je jeho koncentrace nulová a v čase $t = 0$ dojde k jeho nástřiku. Od této chvíle měříme koncentraci na výstupu. Charakteristický průběh koncentrace můžeme vidět na Obr. 3.7-3.



Obr. 3.7-3: Skoková změna (převzato z [25])

U pulzní změny sledujeme koncentraci traceru, než je na výstupu opět nulová, zatímco u skokové změny by měla koncentrace směřovat k hodnotě 1 [25].

3.7.1. Numerická simulace doby zdržení

Pro sledování doby zdržení byl definován tracer s fyzikálními vlastnostmi vody. Následně byl tracer oběma nátokovými hrdly nastřikován do komory po dobu jedné vteřiny. Množství nastříknutého traceru je v Tabulka 13. Jakmile byl tracer nastříknut, na výstupech z komory byl zapisován hmotnostní podíl traceru vůči celkové hmotnosti kapaliny uvnitř komory w_{tracer} [-] každou desetinu sekundy. Protože byl sledován

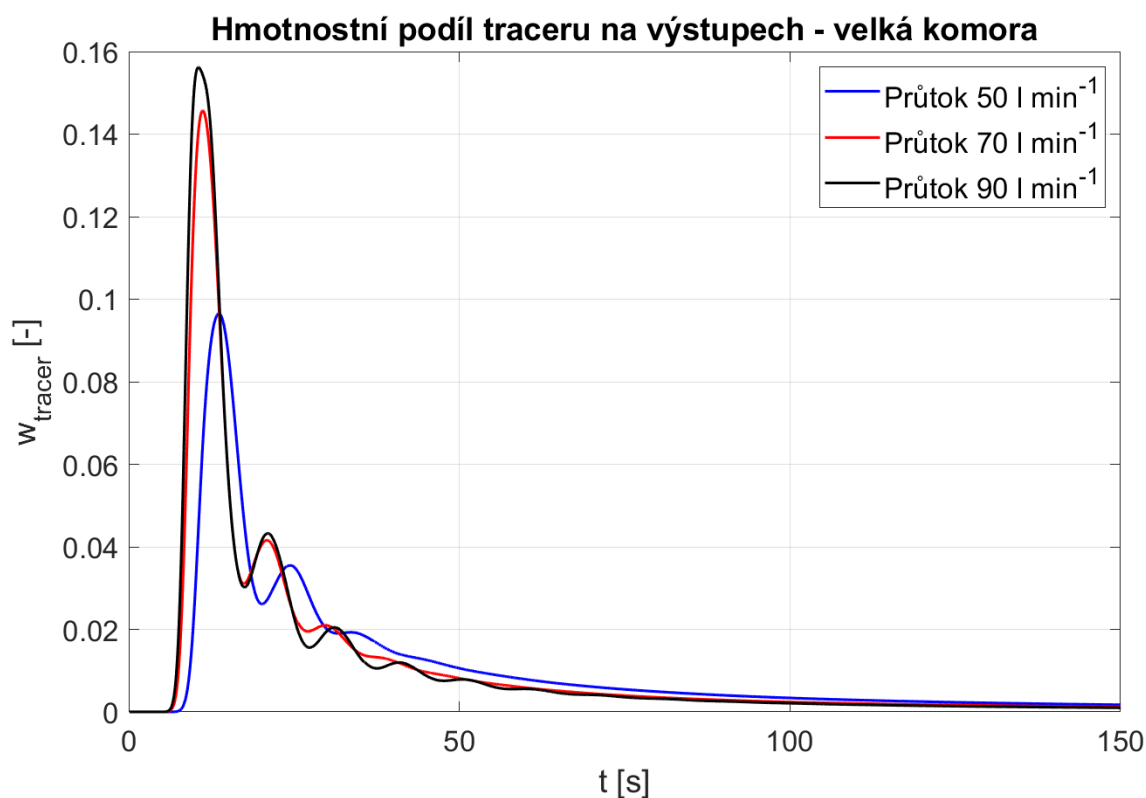
hmotnostní podíl, v ploše odtokových hrdel byl vyhodnocován hmotnostně vážený průměr.

Tabulka 13: Množství nastříknutého traceru do komory pro dané průtoky

Průtok [l min^{-1}]	50	70	90
Množství traceru [kg]	0,831	1,165	1,497

3.7.1.1. Stávající velká komora

Na Obr. 3.7-4 je vykreslen průběh hmotnostního podílu na výstupních hrdlech z komory. Při všech průtocích dochází k nerovnoměrné distribuci traceru do komory, což je patrné z výkyvů na jednotlivých křivkách. Ty jsou způsobeny cirkulací traceru v komoře a jeho nepravidelným odtokem z komory.

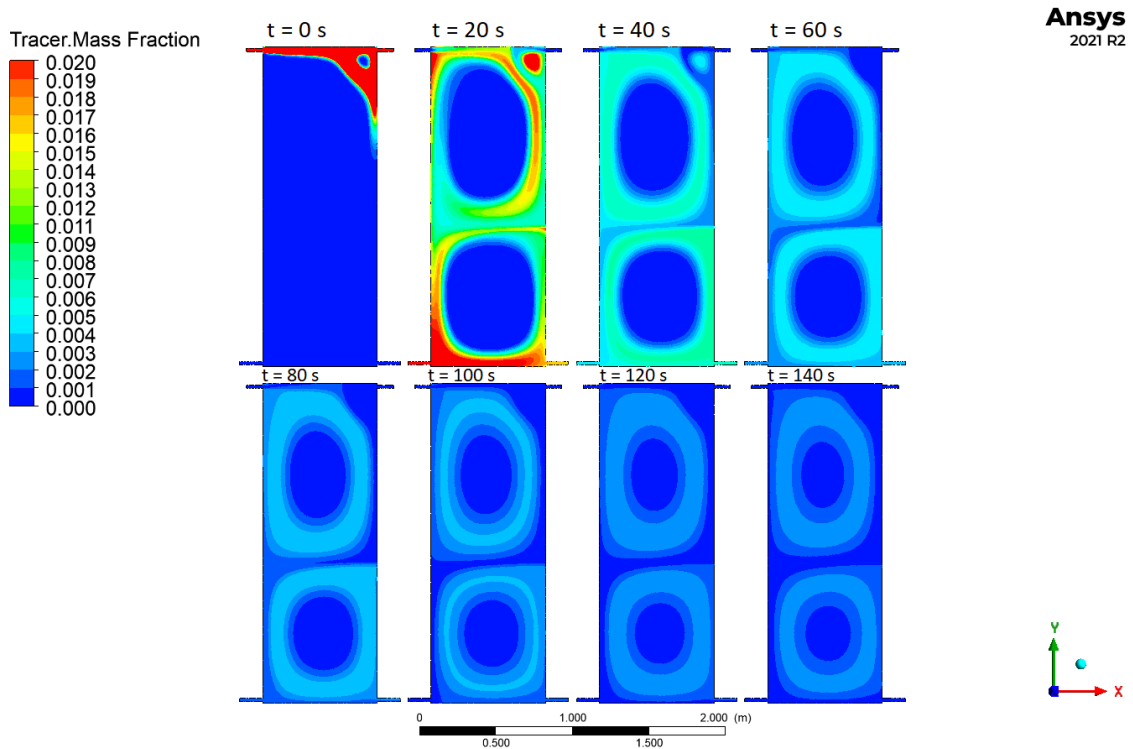


Obr. 3.7-4: Závislost hmotnostního podílu na čase pro průtok 50, 70, 90 l min^{-1} komorou

Z Obr. 3.7-5: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře při průtoku 70 l min^{-1} .
 Obr. 3.7-5 je patrná distribuce traceru komorou při průtoku 70 l min^{-1} . Na obrázcích, kde je po 20 vteřinách vyobrazena distribuce traceru, můžeme vidět, že inertní tracer se

v prázdné komoře opravdu nedistribuuje rovnoměrně. Dochází k jeho cirkulaci na vnějšku cirkulačních smyček a do středu cirkulačních smyček se nedostane.

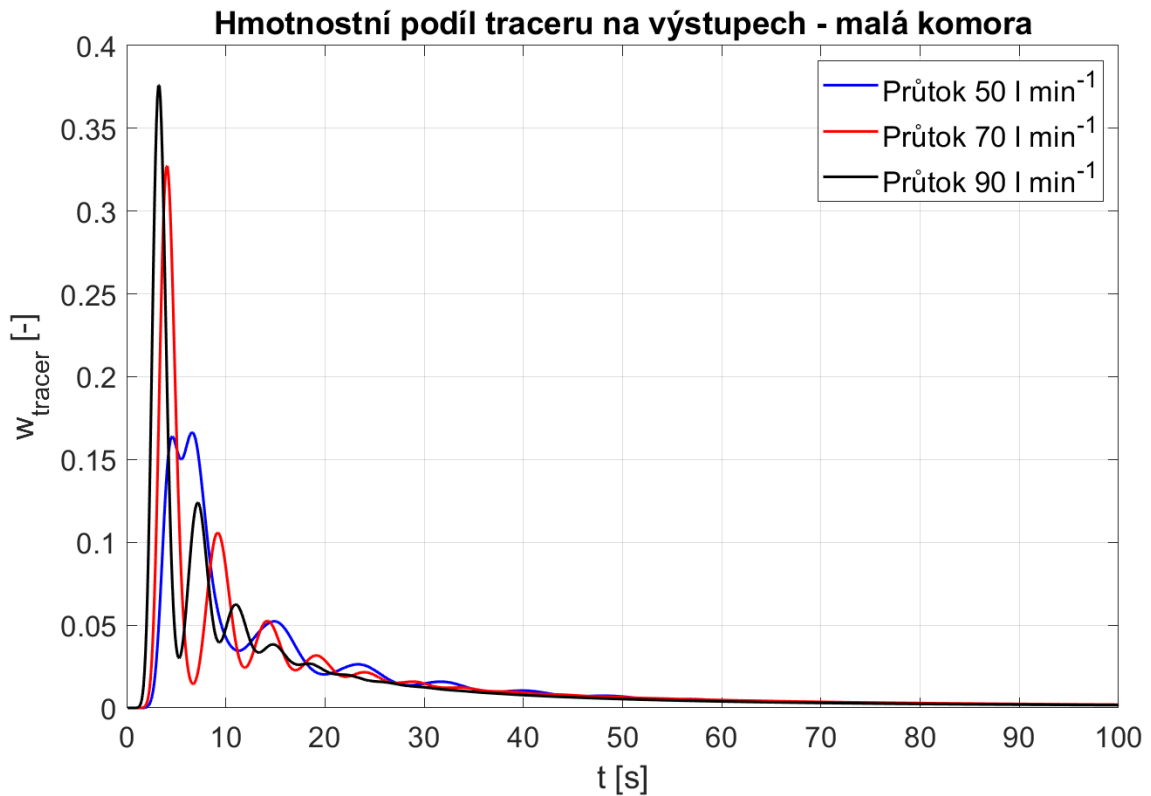
Při srovnání průběhu hmotnostního podílu (Obr. 3.7-4) s jeho distribucí komorou (Obr. 3.7-5) je zřejmé, že i přes téměř nulový podíl traceru na výstupu stále jeho část vlivem cirkulace zůstává v komoře.



Obr. 3.7-5: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře při průtoku 70 l min^{-1} po 20 s

3.7.1.2. Malá komora

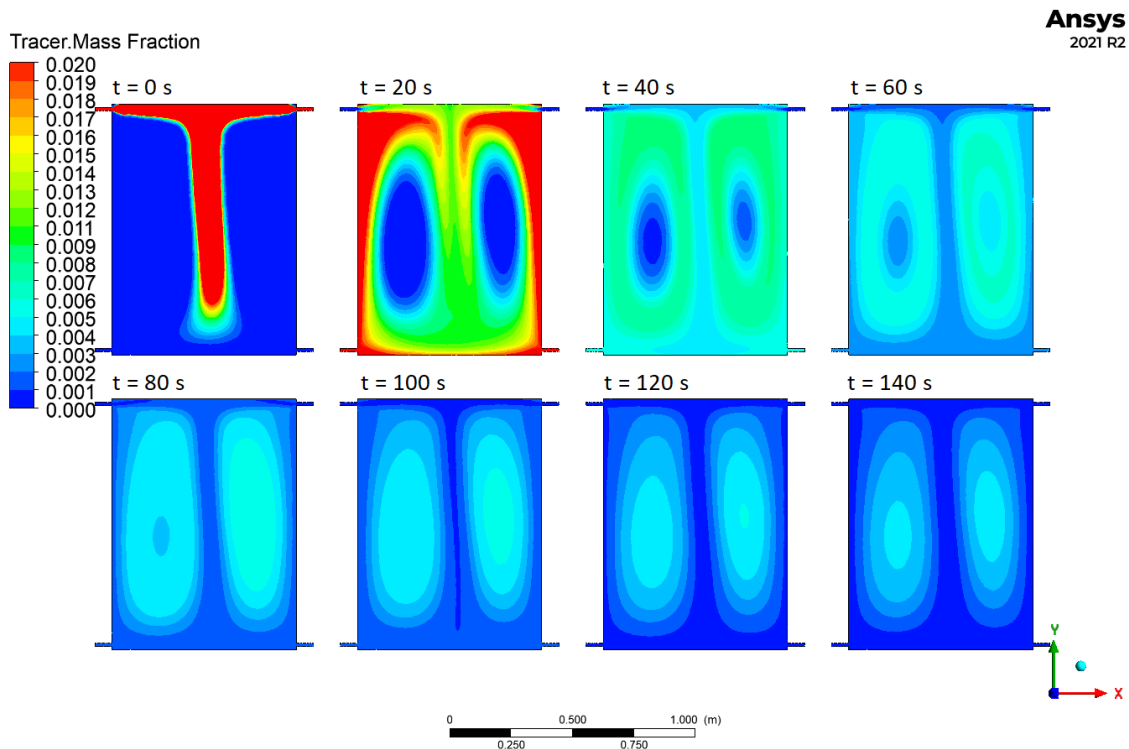
V případě malé komory nastává podobný problém s distribucí jako v případě velké komory. Výkyvy na průběhu hmotnostního (Obr. 3.7-6) podílu jsou více nahuštěné, což vyplývá z menšího objemu, tudíž tracer v komoře cirkuluje rychleji a častěji jeho podíl odečte z komory. Ze stejného důvodu jsou vyšší i hodnoty hmotnostního podílu.



Obr. 3.7-6: Závislost hmotnostního podílu na čase pro průtok 50, 70, 90 l min⁻¹ malou komorou

Z Obr. 3.7-7 je patrné, že postupem času dojde k distribuci alespoň malého podílu traceru do celého objemu, čímž je ale i způsobené, že podíl traceru zůstává v mrtvé zóně, i když na výstupu se hmotnostní podíl blíží k hodnotě 0.

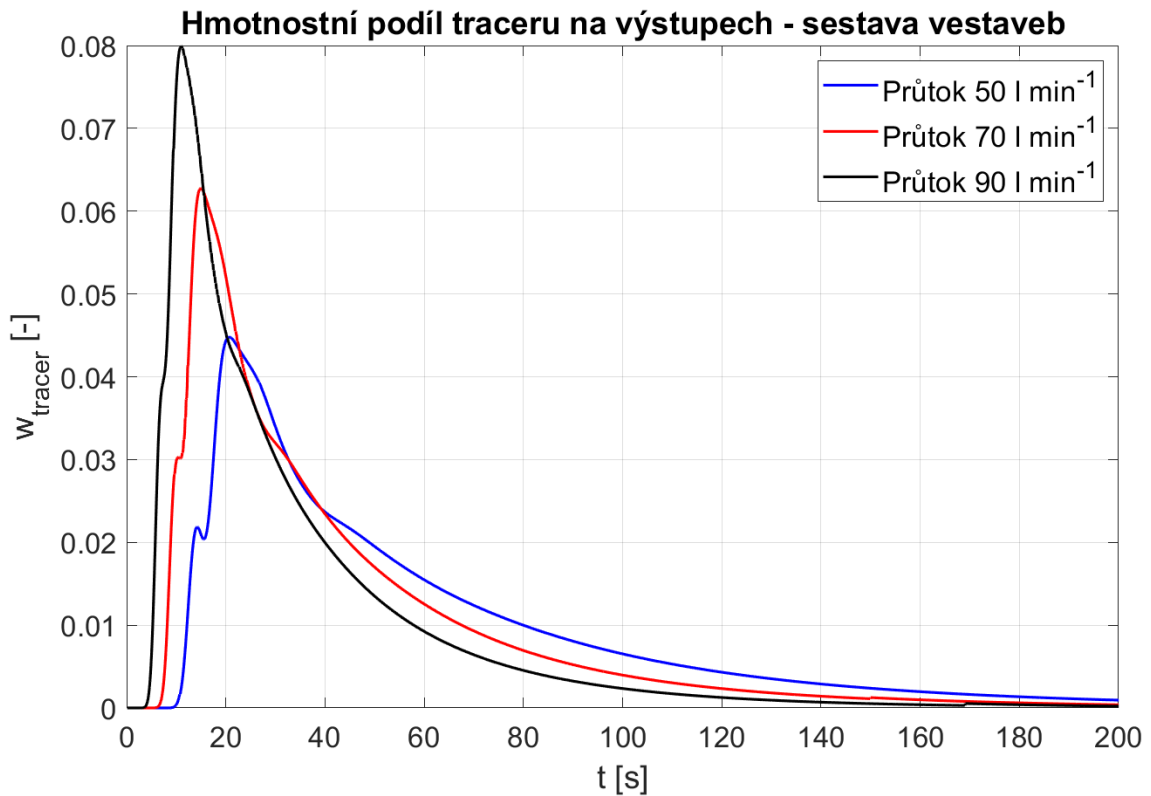
Z toho vyplývá, že takovéto geometrie nejsou z hlediska dobry zdržení částic vhodné, neboť dochází k velkým rozdílům v době zdržení jednotlivých částic, což by ve skutečnosti způsobilo nerovnoměrný světelný cyklus pro část mikrořas, což vede k neefektivní kultivaci.



Obr. 3.7-7: Distribuce hmotnostního podílu traceru v malé komoře při průtoku 70 l min^{-1} po 20 s

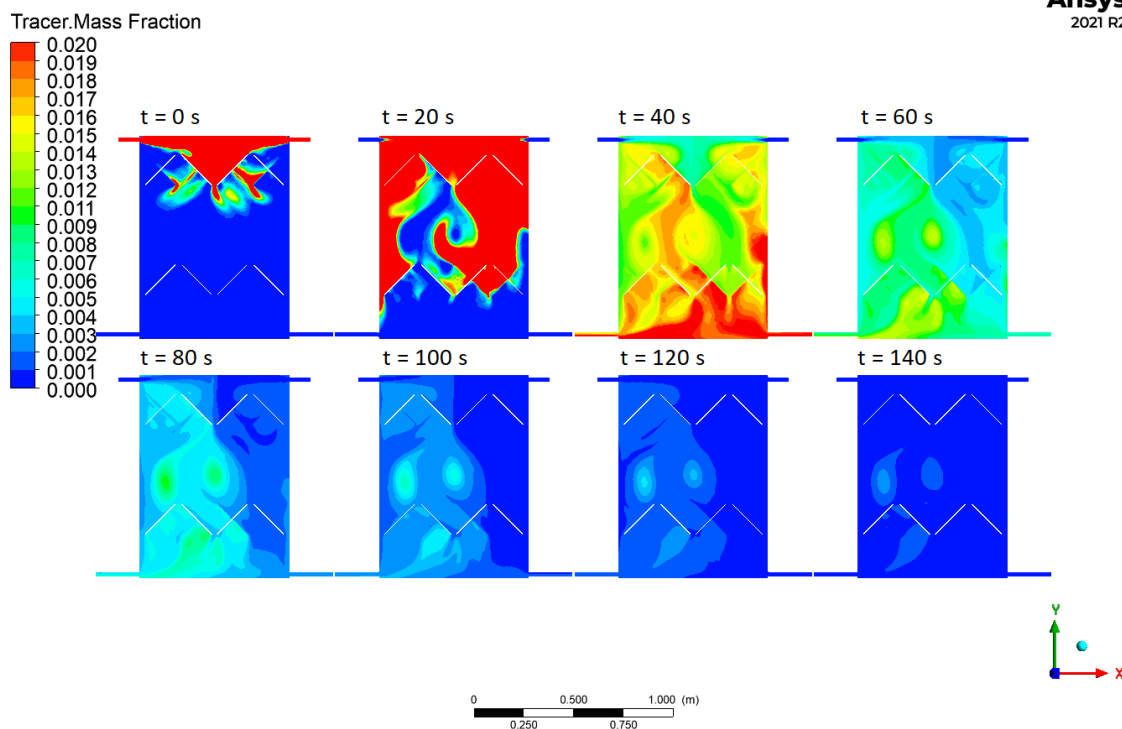
3.7.1.3. Sestava vestaveb

Rovnoměrnější dobu zdržení částic by měla zajistit navržená sestava vestaveb. O tom vypovídá i průběh hmotnostního podílu na výstupu (Obr. 3.7-8). Můžeme tedy říct, že vlivem proudění skrz vestavby dochází k rovnoměrnější distribuci traceru do celého objemu, což je vidět na křivkách závislosti hmotnostního podílu, který nemá výkyvy jako průběhy křivek pro prázdné komory. Nejvhodnějším průtokem se zdá být 90 l min^{-1} , jehož křivka je nejhladší.



Obr. 3.7-8: Závislost hmotnostního podílu na čase pro průtok 50, 70, 90 l min⁻¹ komorou se sestavou vestaveb

To můžeme pozorovat i na Obr. 3.7-9, kde na jednotlivých snímcích je zobrazena distribuce traceru v komoře se sestavou vestaveb po 20 vteřinách toku. Můžeme vidět, že po 20 vteřinách se tracer dostává ke spodní vestavbě, avšak vlivem toku skrz vestavbu není distribuován rovnoměrně. Ve 40. vteřině je tracer distribuován již v celém objemu. Největší hmotnostní podíl je v oblasti pod spodní vestavbou. Jak vyplývá z následujících obrázků pro další časy, tracer postupně odtéká z komory, bohužel část zůstává v komoře v malých mrtvých zónách mezi vestavbami.



Obr. 3.7-9: Distribuce hmotnostního podílu traceru v komoře se sestavou vestaveb při průtoku 90 l min^{-1} po 20 s

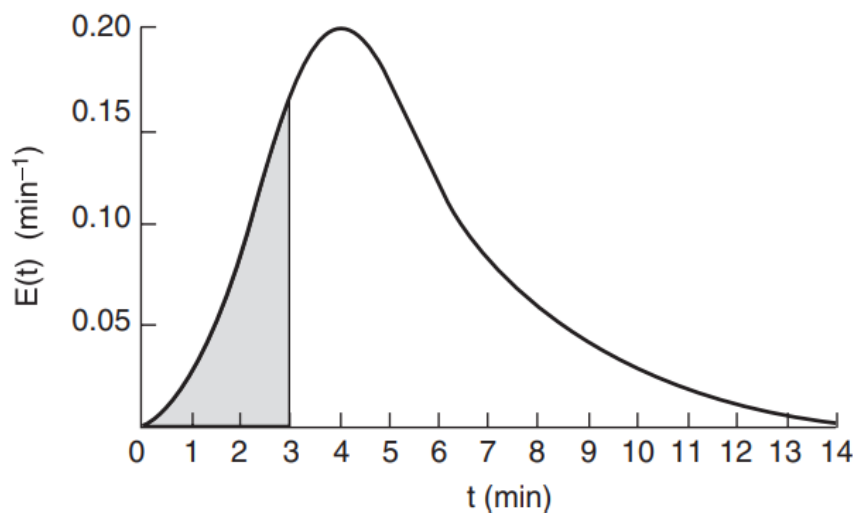
3.7.2. Průměrná doba zdržení

Jelikož v geometriích dochází k cirkulacím, není vhodné pro výpočet střední doby zdržení využít vztah pro hydraulickou dobu zdržení (3.4.6). V našem případě musíme pro určení střední doby zdržení využít distribuční funkce. Pomocí distribučních funkcí můžeme vyjádřit univerzální vztah pro výpočet střední doby zdržení části.

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} t E(t) dt = \int_0^1 t dF(t), \quad (3.7.1)$$

kde $E(t)$ je hustota pravděpodobnosti dob prodlení a $F(t)$ je kumulovaná pravděpodobnost.

Hustota pravděpodobnosti dob prodlení $E(t)$ vyjadřuje podíl částic, které mají dobu zdržení právě rovnou času t (Obr. 3.7-10).



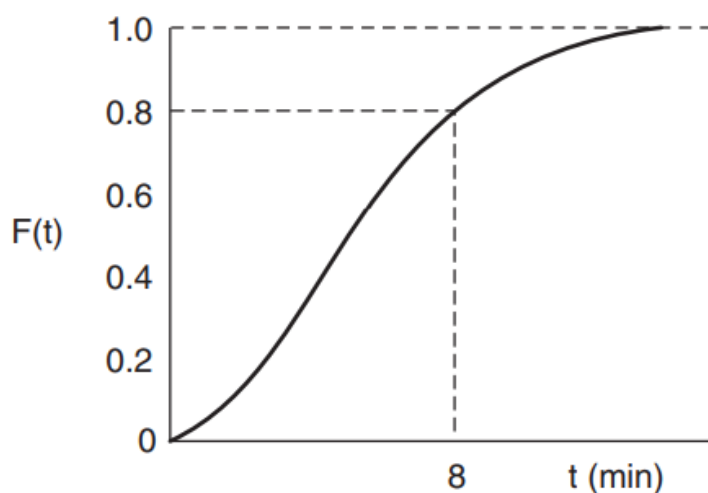
Obr. 3.7-10: Průběh distribuční funkce $E(t)$ [25]

Známe-li hmotnostní podíl, můžeme distribuční funkci $E(t)$ určit dle vztahu (3.7.2).

$$E(t) = \frac{w(t)}{\int_0^{\infty} w(t) dt}, \quad (3.7.2)$$

kde $w(t)$ [-] je hmotnostní podíl v závislosti na čase.

Při použití skokové změny můžeme snadno určit distribuční funkci pro prodlení částic $F(t)$ (Obr. 3.7-11). Distribuční funkce $F(t)$ vyjadřuje podíl částic, které se v systému zdrží kratší dobu než danou dobu t . Funkce nabývá hodnot od 0 do 1.



Obr. 3.7-11: Průběh distribuční funkce $F(t)$ [25]

Obě distribuční funkce jsou úzce propojeny. Integrací funkce $E(t)$ podle času t získáme distribuční funkci $F(t)$.

$$F(t) = \int_0^t E(t)dt \quad (3.7.3)$$

A naopak hustotu pravděpodobnosti prodlení $E(t)$ získáme derivací distribuční funkce $F(t)$.

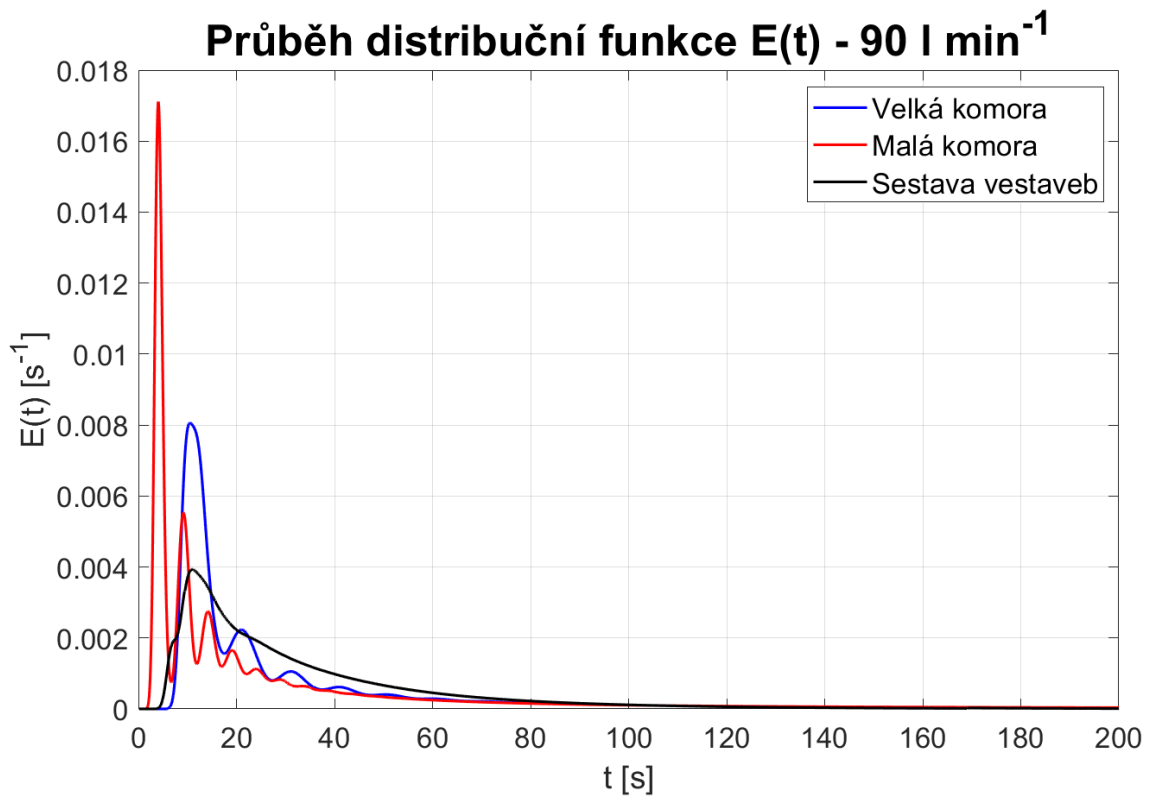
$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad (3.7.4)$$

Dále také platí

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = \int_0^1 dF = 1 . \quad (3.7.5)$$

Přepočtením hmotnostních podílů na výstupu pomocí vztahu (3.7.2) získáme průběh distribuční funkce [25].

Na Obr. 3.7-12 je pro příklad vykreslen průběh distribuční funkce $E(t)$. Následně dle vztahu (3.7.1) můžeme určit průměrnou dobu zdržení.



Obr. 3.7-12: Porovnání distribuční funkce $E(t)$ při průtoku 90 l min⁻¹ pro různé geometrie

V Tabulka 14 jsou vypsané jednotlivé doby zdržení pro dané průtoky a geometrie.

Tabulka 14: Střední doby zdržení pro jednotlivé průtoky a geometrie

Průtok [l min ⁻¹]	Střední doba zdržení [s]		
	50	70	90
Stávající komora	60,1	46,4	28,1
Malá komora	25,5	24,3	23,3
Sestava vestaveb	56,7	43,0	33,7

Pro porovnání můžeme pomocí vztahu (3.4.6) vypočítat hydraulické doby zdržení, které jsou uvedeny v následující Tabulce 15.

Tabulka 15: Hydraulické doby zdržení

Průtok [l min^{-1}]	Hydraulická doba zdržení [s]		
	50	70	90
Stávající komora	124,2	88,7	69,0
Malá komora	60,6	43,3	33,7
Sestava vestaveb	60,2	43,0	33,5

Dle středních dob zdržení v Tabulka 14 můžeme říct, že pro kultivaci mikrořas by z hlediska doby zdržení nemusela být nevhodná stávající komora. Porovnáme-li tyto hodnoty s hydraulickou dobou zdržení v Tabulka 15 pro stávající komoru, můžeme vidět, že průměrná doba zdržení traceru je zhruba poloviční proti hydraulické době zdržení. Skutečnost, že je střední doba zdržení o tolik kratší, je způsobena nevhodnou distribucí traceru ve stávající komoře. Dochází k proudění zejména podél bočních stěn komory, jak je zobrazeno na Obr. 3.7-5, kudy je tracer odváděn k odtokovým hrdlům a nedochází k dobré homogenizaci.

V případě malé komory se střední doba zdržení s rostoucím průtokem takřka nemění. To může být způsobeno samotnou geometrií komory, kde vzhledem k velikosti komory nemusí mít průtok na proudění takový vliv a dochází k rychlému odtoku traceru. To je i patrné z Obr. 3.7-7, kde pro průtok 70 l min^{-1} můžeme pozorovat, jak tracer teče hlavním proudem ve středu komory a dále je směřován přímo do odtokových hrdel.

V případě geometrií stávající velké komory a malé komory se hmotnostní podíl na výstupu stále snižuje při počítání dalších časových kroků, ale střední doba zdržení vypočítaná z distribuční funkce se příliš nemění a stále je velice rozdílná od hodnoty hydraulické doby zdržení.

Zaměříme-li se na hodnoty střední doby zdržení pro sestavu vestaveb, můžeme vidět, že čas vypočtený pomocí distribuční funkce (Tabulka 14) se tolik neliší od hydraulické doby zdržení (Tabulka 15). Malý rozdíl ve středních dobách zdržení oproti hydraulickým dobám zdržení je opět způsoben cirkulací média v komoře mezi vestavbami, ale při porovnání s cirkulací ve stávající komoře a malé komoře nemá na distribuci traceru tak velký vliv. Na základě takto malého rozdílu mezi dobami zdržení můžeme předpokládat,

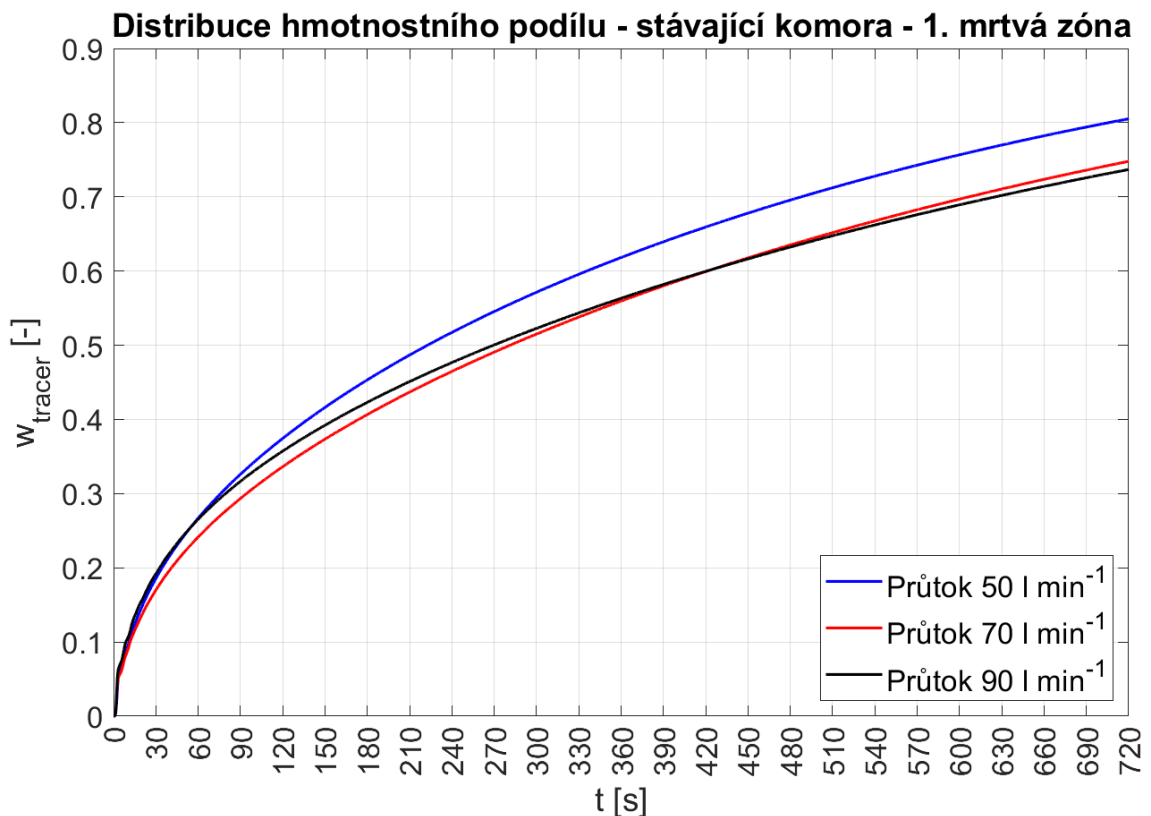
že vlivem vestaveb dochází skutečně k vhodnému promíchávání objemu. Jelikož stále ale dochází k tvorbě cirkulační smyčky, můžeme se dále zaměřit na dobu homogenizace.

3.7.3. Doba homogenizace

Dobu homogenizace budeme určovat pomocí hmotnostního podílu v mrtvé zóně. Pro tento účel můžeme použít skokovou změnu na vstupu. Vstupními hrdly začneme do komory pouštět pouze tracer a budeme sledovat jeho hmotnostní podíl v závislosti na čase v oblasti mrtvé zóny, v našem případě střed cirkulační smyčky.

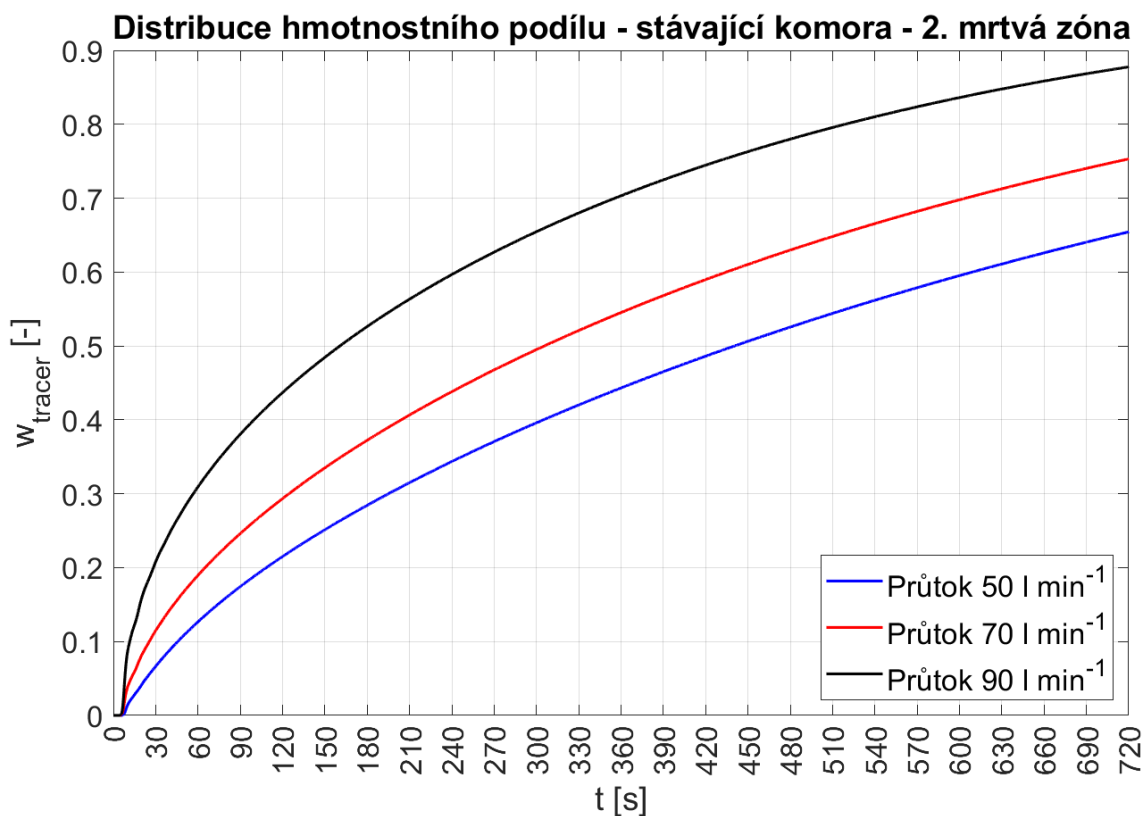
3.7.3.1. Stávající komora

Na Obr. 3.7-13 je vykreslena distribuce traceru v horní mrtvé zóně ve stávající komoře. Mohli bychom předpokládat, že čím vyšší průtok zvolíme, tím bude doba homogenizace kratší. Průběh distribuce traceru v horní cirkulační smyčce tomu neodpovídá, jak je patrné z průběhů distribucí pro jednotlivé průtoky. To je patrné způsobeno tím, že čím vyšší průtok máme, tím větší mrtvá zóna v horní polovině komory vzniká, jak již bylo řečeno v kapitole 3.4.2.



Obr. 3.7-13: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře v horní cirkulační smyčce

Průběh distribuce traceru ve spodní cirkulační smyčce stávající komory je vykreslen na Obr. 3.7-14. V tomto případě již platí předpoklad, že čím vyšší průtok volíme, tím kratší dobu bude trvat homogenizace. Tím, že v oblasti horní cirkulační smyčky docházelo s vyšším průtokem k tvorbě větší cirkulační smyčky, je způsobeno, že cirkulační smyčka v dolní části komory je menší.



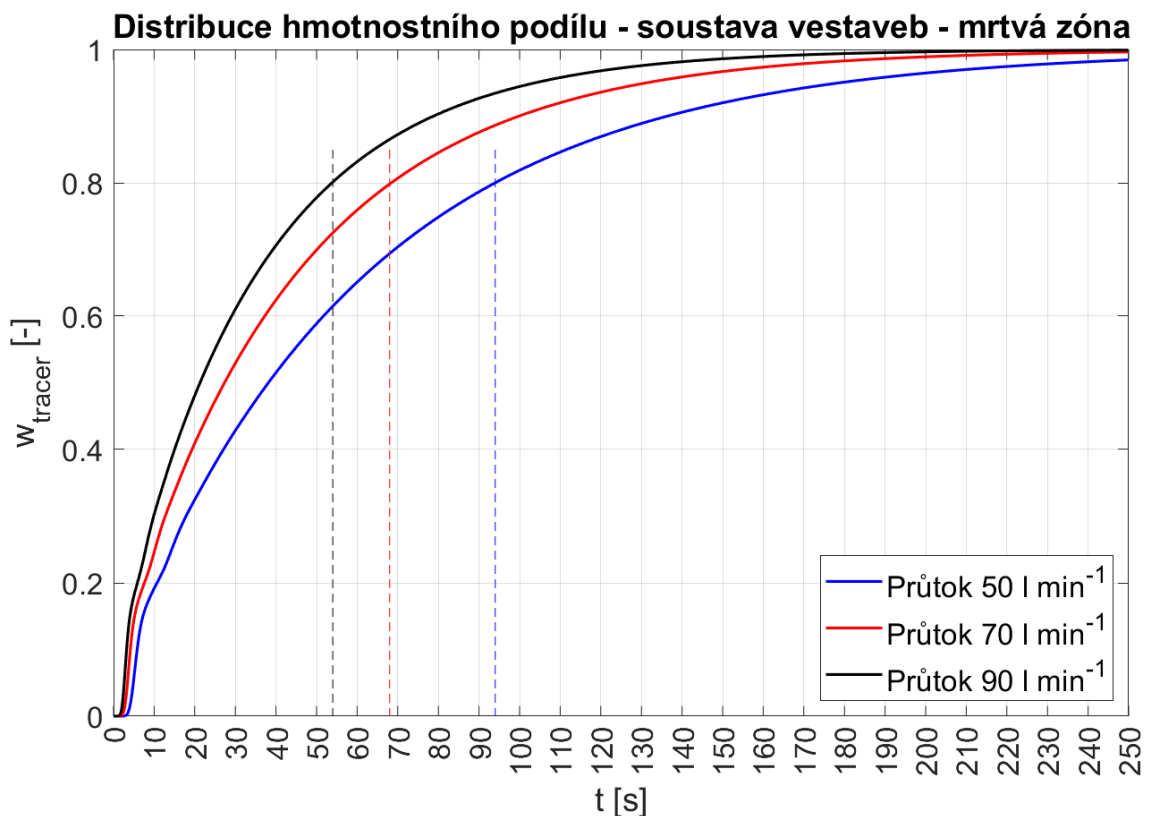
Obr. 3.7-14: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře v dolní cirkulační smyčce

V Tabulka 9 jsou vypsány experimentálně získané doby homogenizace stávající komory (průtok 50 l min⁻¹ - 100 s, průtok 70 l min⁻¹ - 60 s, průtok 90 l min⁻¹ - 42 s). Jak ale můžeme vidět na Obr. 3.7-13 a Obr. 3.7-14, k úplné homogenizaci v případě numerické simulace nedojde ani po 720 s od začátku nástřiku traceru. V numerické simulaci je tracer definován jako inertní látka, která má stejné fyzikální vlastnosti jako kapalina proudící v komoře. Zatímco v případě provedeného experimentu, jak již bylo zmíněno dříve, byly použity chemikálie, kde jsme mohli pozorovat proudění stávající komorou na základě jejich vzájemné chemické reakce. Dále může být rozdíl hodnot dob homogenizací způsoben nepřesností metody provedení experimentu. Jelikož se jednalo pouze o vizuální sledování, mohlo dojít ke zbarvení pouze v blízkosti transparentní plochy, zatímco ve středu komory mohla být voda ještě nezbarvena. Dalším faktorem může být použití

numerického modelu, který průměruje hodnoty proudění a není schopen odhalit lokální víry, které intenzifikovaly vzájemné promíchávání chemikálií.

3.7.3.2. Sestava vestaveb

Na Obr. 3.7-15 je průběh distribuce traceru v mrtvé zóně znázorněna pro komoru se sestavou vestaveb. Při porovnání s průběhy distribuce pro stávající komoru (Obr. 3.7-13, Obr. 3.7-14) je zřejmý vliv vestaveb na homogenizaci kultivačního média v komoře. Při průtoku 90 l min^{-1} dojde k úplné homogenizaci přibližně po 200 s od počátku nástřiku traceru a při průtoku 70 l min^{-1} po 230 s. Z grafu můžeme dále vyčíst, že při průtoku 90 l min^{-1} dojde k 80% homogenizaci po 54 vteřinách od počátku nástřiku traceru. Při průtoku 70 l min^{-1} je tato doba 68 vteřin a při průtoku 50 l min^{-1} trvá dosažení 80% homogenizace 94 vteřin.



Obr. 3.7-15: Distribuce hmotnostního podílu traceru v mrtvé zóně v komoře se sestavou vestaveb

4. Závěr

Teoretická část diplomové práce popisuje využití mikrořas a možné způsoby jejich kultivace. Kultivaci lze provádět v otevřených a uzavřených systémech. I když jsou otevřené systémy ekonomicky výhodnější variantou, z hlediska procesu kultivace jsou vhodnější systémy uzavřené, neboť lze kontrolovat faktory ovlivňující proces kultivace. Z porovnání jednotlivých možných geometrií uzavřených fotobioreaktorů vyšel nejlépe deskový fotobioreaktor, zejména díky vysokému poměru transparentní plochy k objemu, dobrému prostupu světla komorou a nejvyšší teoretickou produkcí mikrořas na zastavěnou plochu. Hlavní nevýhodou deskového fotobioreaktoru je možné zanášení transparentních ploch, které úzce souvisí i s hydrodynamikou. Proto se dále práce zabývá popisem již navržených vestaveb, které mají zlepšit hydrodynamiku v komoře deskového fotobioreaktoru. Jelikož hlavním úkolem těchto vestaveb nebylo promíchání kultivačního média v komoře fotobioreaktoru, v poslední části literární rešerše práce popisuje statické směšovače a jejich vhodnost pro použití v komoře deskového fotobioreaktoru.

V praktické části bylo popsáno proudění v komoře deskového fotobioreaktoru. Z výsledků numerické analýzy a experimentálního měření vyplývá, že v komoře nedocházelo k vhodnému proudění kultivačního média. V komoře se tvořily dvě velké cirkulační smyčky, které nepříznivě ovlivňují kultivaci mikrořas, protože způsobují zejména rozdílnou dobu zdržení jednotlivých mikrořas v komoře, což snižuje produktivitu fotobioreaktoru. Proto byla navržena úprava geometrie komory – její rozdělení na dvě menší komory. Změna geometrie měla za následek zlepšení hydrodynamiky, ale stále docházelo k tvorbě nežádoucích cirkulačních smyček. Proto byla dále navržena vestavba vycházející ze statického směšovače, který se běžně využívá v potrubích obdélníkového průřezu. Výsledky numerické simulace proudění ukázaly, že vestavba vhodně promíchává kultivační médium i ve směru mezi transparentními deskami, avšak stále vznikají cirkulační smyčky nad i pod vestavbou. Proto byla dále vestavba upravena jejím rozdělením na samostatné elementy. Tento krok dále zlepšil hydrodynamiku v komoře. Aby se zamezilo tvorbě cirkulační smyčky ve spodní části komory, byla do spodní části vložena stejná vestavba. Další numerické simulace ukázaly, že vlivem sestavy vestaveb dochází k intenzivnímu promíchávání kultivačního média. Bohužel dochází k tvorbě cirkulační smyčky mezi vestavbami, kterou by bylo vhodné odstranit úpravou stávající geometrie vestavby, nebo přidáním jiné. I přes to se ukázalo, že vestavba má příznivý vliv na dobu zdržení kultivačního média v komoře. Pro průtok

50 l min⁻¹ je střední doba zdržení 56,7 s, pro průtok 70 l min⁻¹ je 43 s a pro průtok 90 l min⁻¹ je 33,7 s. Vlivem promíchávání dochází k rovnoměrné distribuci média po celém objemu komory a střední doba zdržení získaná z numerických simulací se přibližuje teoretické hydraulické době zdržení, pro průtok 50 l min⁻¹ je hydraulická doba zdržení 60,2 s, pro průtok 70 l min⁻¹ je 43 s a pro průtok 90 l min⁻¹ je 33,5 s, což v případě prázdné komory stávajícího fotobioreaktoru neplatí. V poslední části práce byla pozorována doba homogenizace v mrtvých zónách. V případě numerické simulace prázdné komory je doba homogenizace velmi dlouhá (při průtoku 90 l min⁻¹ došlo k 80% homogenizaci po 520 s), což je nežádoucí. V komoře se sestavou vestaveb dochází díky intenzivnějšímu míchání k homogenizaci v krátkém čase oproti prázdné komoře (při průtoku 90 l min⁻¹ došlo k 80% homogenizaci po 54 s).

Vzhledem k nedostatečné znalosti problematiky tvorby sítí pro numerické výpočty mají použité sítě nízkou kvalitu. To může nepříznivě ovlivnit výsledky, a proto by bylo vhodné výsledky numerických simulací pro komoru se sestavou vestaveb ověřit ještě experimentem, přestože výsledky pro stávající komoru byly experimentem validovány. Na základě této validace by mohla být geometrie vestaveb upravena, aby nedocházelo k tvorbě cirkulační smyčky. Zdáli je vestavba navržená v této práci skutečně vhodná pro využití při kultivaci mikrořas ukáže až skutečné použití, ale můžeme předpokládat, že navržená geometrie by měla zajistit rovnoměrné zdržení buněk mikrořas v ozařovaném prostoru a intenzifikace promíchávání by mohla zajistit redukci či úplné zamezení tvorby biofilmu na transparentních plochách deskového fotobioreaktoru, což by se mělo projevit na rostoucí produkci biomasy z mikrořas.

Použitá literatura

- [1] J. Masojídek, R. Lhotský, J. Kopecký, and O. Prášil, “Mikrořasy – solární továrna v jedné buňce,” *Věda kolem nás*, p. 28, 2016, [Online]. Available: http://www.vedakolemna.cz/miranda2/m2/sys/galerie-download/vkn_45web.pdf?0.415887045674026.
- [2] L. Brennan and P. Owende, “Biofuels from microalgae-A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, no. 2, pp. 557–577, 2010, doi: 10.1016/j.rser.2009.10.009.
- [3] F. G. Ación Fernández, J. M. Fernández Sevilla, and E. Molina Grima, “Photobioreactors for the production of microalgae,” *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.*, vol. 12, no. 2, pp. 131–151, 2013, doi: 10.1007/s11157-012-9307-6.
- [4] J. Masojídek and G. Torzillo, “Mass Cultivation of Freshwater Microalgae,” *Ref. Modul. Earth Syst. Environ. Sci.*, no. June, pp. 1–13, 2014, doi: 10.1016/b978-0-12-409548-9.09373-8.
- [5] V. Bělohav, T. Jirout, and L. Krátký, “Possibilities of implementation of photobioreactors on industrial scale,” *Chem. List.*, vol. 112, no. 3, pp. 183–190, 2018.
- [6] J. Assunção and F. X. Malcata, “Enclosed ‘non-conventional’ photobioreactors for microalga production: A review,” *Algal Res.*, vol. 52, no. October, 2020, doi: 10.1016/j.algal.2020.102107.
- [7] J. Milano *et al.*, “Microalgae biofuels as an alternative to fossil fuel for power generation,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 58, pp. 180–197, 2016, doi: 10.1016/j.rser.2015.12.150.
- [8] K. Kumar, S. K. Mishra, G.-G. Choi, and J.-W. Yang, “CO₂ Sequestration Through Algal Biomass Production,” *Algal Biorefinery An Integr. Approach*, pp. 1–467, 2016, doi: 10.1007/978-3-319-22813-6.
- [9] C. Wang and C. Q. Lan, “Effects of shear stress on microalgae – A review,” *Biotechnol. Adv.*, vol. 36, no. 4, pp. 986–1002, 2018, doi: 10.1016/j.biotechadv.2018.03.001.

- [10] K. K. Vasumathi, M. Premalatha, and P. Subramanian, “Parameters influencing the design of photobioreactor for the growth of microalgae,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 16, no. 7, pp. 5443–5450, 2012, doi: 10.1016/j.rser.2012.06.013.
- [11] L. lin Wang, Y. Tao, and X. zhong Mao, “A novel flat plate algal bioreactor with horizontal baffles: Structural optimization and cultivation performance,” *Bioresour. Technol.*, vol. 164, pp. 20–27, 2014, doi: 10.1016/j.biortech.2014.04.100.
- [12] J. Huang *et al.*, “Novel flat-plate photobioreactors for microalgae cultivation with special mixers to promote mixing along the light gradient,” *Bioresour. Technol.*, vol. 159, pp. 8–16, 2014, doi: 10.1016/j.biortech.2014.01.134.
- [13] H. E. H. Meijer, M. K. Singh, and P. D. Anderson, “On the performance of static mixers: A quantitative comparison,” *Prog. Polym. Sci.*, vol. 37, no. 10, pp. 1333–1349, 2012, doi: 10.1016/j.progpolymsci.2011.12.004.
- [14] A. Vojáček, “Principy průmyslových čerpadel – 7.díl - hadicová čerpadla,” *automatizace.hw.cz*, 2011. <https://automatizace.hw.cz/principy-prumyslovych-čerpadel-7dil-hadicova-čerpadla> (accessed Jul. 11, 2021).
- [15] J. Pruvost, J. F. Cornet, and J. Legrand, “Hydrodynamics influence on light conversion in photobioreactors: An energetically consistent analysis,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 63, no. 14, pp. 3679–3694, 2008, doi: 10.1016/j.ces.2008.04.026.
- [16] V. Uruba, “Turbulence,” 2014. http://www2.it.cas.cz/~uruba/docs/Aero/Turbulence_49.pdf.
- [17] C. L. Hinterholz *et al.*, “Computational fluid dynamics applied for the improvement of a flat-plate photobioreactor towards high-density microalgae cultures,” *Biochem. Eng. J.*, vol. 151, no. June, p. 107257, 2019, doi: 10.1016/j.bej.2019.107257.
- [18] P. Vlček and T. Jirout, “Modelování turbulentního proudění,” 2013, [Online]. Available: <http://chps.fsid.cvut.cz/pt/2013/pdf/3509.pdf>.
- [19] ANSYS.Inc, “ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guide: Standard k-epsilon model,” *ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guid.*, pp. 3–5, 2009, [Online]. Available: <https://www.afs.enea.it/project/neptunius/docs/fluent/html/th/node58.htm>.

- [20] ANSYS.Inc, “ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guide: Standard k-omega model,” *ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guid.*, pp. 1–6, 2009, [Online]. Available: <https://www.afs.enea.it/project/neptunius/docs/fluent/html/th/node66.htm>.
- [21] ANSYS.Inc, “ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guide: Shear-Stress Transport (SST) - Model,” *ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guid.*, pp. 1–5, 2009, [Online]. Available: <https://www.afs.enea.it/project/neptunius/docs/fluent/html/th/node67.htm>.
- [22] S. I. Ao, O. Castillo, C. Douglas, D. Dagan Feng, and A. M. Korsunsky, “Wall y+ Strategy for Dealing with Wall-bounded Turbulent Flows,” *Lect. Notes Eng. Comput. Sci.*, vol. 2227, 2017.
- [23] ANSYS.Inc, “ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guide - 4.12.4 Enhanced Wall Treatment,” *ANSYS FLUENT 12.0 Theory Guid.*, pp. 1–7, 2009, [Online]. Available: <https://www.afs.enea.it/project/neptunius/docs/fluent/html/th/node101.htm>.
- [24] P. Jarvis, B. Jefferson, J. Gregory, and S. A. Parsons, “A review of floc strength and breakage,” *Water Res.*, vol. 39, no. 14, pp. 3121–3137, 2005, doi: 10.1016/j.watres.2005.05.022.
- [25] H. S. Fogler, “Distributions of residence times for chemical reactors,” *Elem. Chem. React. Eng.*, pp. 867–944, 2006.

Seznam obrázků

Obr. 2.3-1: Traťový systém s lopatkovým kolem [3]	12
Obr. 2.3-2: Kaskádový systém [4]	13
Obr. 2.4-1: Válcový fotobioreaktor [5]	14
Obr. 2.4-2: Vertikální varianta trubkového FBR [3]	15
Obr. 2.4-3: Deskový FBR [6]	16
Obr. 2.5-1: Teoretická produkce mikrořas na 1 ha zastavěné plochy (převzato z [5])... 18	
Obr. 2.7-1: Vestavba příčných horizontálních přepážek [11]	20
Obr. 2.7-2: Vestavba tvořící lichoběžníkové komory [12]	21
Obr. 2.8-1: Šroubový statický směšovač Kenics [13]	22
Obr. 2.8-2: Statický směšovač Ross LPD [13]	22
Obr. 2.8-3: Mřížový statický směšovač Sulzer SMX Standard [13]	23
Obr. 2.8-4: Mřížový statický směšovač Sulzer SMX Working horse [13]	23
Obr. 3.1-1: 3D model deskového fotobioreaktoru	26
Obr. 3.2-1: Princip peristaltického čerpadla [14]	27
Obr. 3.4-1: Síť pro stávající komoru FBR	34
Obr. 3.4-2: Průběh reziduí výpočtu pro průtok 50 l min^{-1}	36
Obr. 3.4-3: Detail průběhu reziduí	37
Obr. 3.4-4: Rychlostní profil ve stávající komoře FBR pro průtoky a) 50, b) 70, c) 90 l min^{-1}	38
Obr. 3.4-5: Vznik cirkulační smyčky v horní části stávající komory při průtoku 50 l min^{-1} – přidání činidla, neutralizace kyselinou	40
Obr. 3.4-6: Tvorba cirkulačních smyček v komoře	41
Obr. 3.4-7: Proudění stávající komorou při průtoku 50 l min^{-1} po 20 s	43
Obr. 3.4-8: Proudění stávající komorou při průtoku 70 l min^{-1} po 10 s	43
Obr. 3.4-9: Proudění stávající komorou při průtoku 90 l min^{-1} po 10 s	44
Obr. 3.5-1: Rychlostní pole v polovině rozdělené komory při průtoku a) 50, b) 70, c) 90 l min^{-1}	46
Obr. 3.5-2: Schéma a 3D model vestavby	47
Obr. 3.5-3: Síť poloviční komory s vestavbou	48
Obr. 3.5-4: Rychlostní pole v poloviční komoře s vestavbou pro průtok 90 l min^{-1}	49
Obr. 3.5-5: Rychlostní pole vodorovnou rovinou ve středu vestavby při průtoku 90 l min^{-1}	49
Obr. 3.5-6: Schéma a 3D model upravené vestavby	50
Obr. 3.5-7: Síť pro vestavbu	50
Obr. 3.5-8: Rychlostní pole v komoře s upravenou vestavbou pro průtok 90 l min^{-1}	51
Obr. 3.5-9: Rychlostní pole vodorovnou rovinou ve středu směšovače pro průtok 90 l min^{-1}	52
Obr. 3.5-10: Schéma a 3D model finální vestavby	53
Obr. 3.5-11: Uchycení vestavby k transparentní desce	54
Obr. 3.5-12: Síť soustavy vestaveb	55
Obr. 3.5-13: Rychlostní pole v komoře s vestavbou při průtoku a) 50, b) 70, c) 90 l min^{-1}	56
Obr. 3.5-14: Rychlostní pole ve vodorovné rovině ve středu horní vestavby pro průtok a) 50, b) 70, c) 90 l min^{-1}	56

Obr. 3.5-15: Rychlostní pole ve vodorovné rovině ve středu spodní vestavby pro a) 50, b) 70, c) 90 l min ⁻¹	57
Obr. 3.5-16: Rychlostní pole v hloubce 5 mm od transparentní plochy pro průtoky a) 50, b) 70, c) 90 l min ⁻¹	57
Obr. 3.5-17: Rychlostní pole v hloubce 61 mm od transparentní plochy pro průtoky a) 50, b) 70, c) 90 l min ⁻¹	58
Obr. 3.6-1: Distribuce turbulentního Reynoldsova čísla v rovině xy-průtoky 50, 70, 90 l min ⁻¹	59
Obr. 3.6-2: Hodnoty poměru turbulentní viskozity ve vodorovných plochách	60
Obr. 3.7-1: Schéma experimentu pro určení doby zdržení částic (převzato z [25])	60
Obr. 3.7-2: Pulzní změna (převzato z [25])	61
Obr. 3.7-3: Skoková změna (převzato z [25])	61
Obr. 3.7-4: Závislost hmotnostního podílu na čase pro průtok 50, 70, 90 l min ⁻¹ komorou	62
Obr. 3.7-5: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře při průtoku 70 l min ⁻¹ po 20 s	63
Obr. 3.7-6: Závislost hmotnostního podílu na čase pro průtok 50, 70, 90 l min ⁻¹ malou komorou	64
Obr. 3.7-7: Distribuce hmotnostního podílu traceru v malé komoře při průtoku 70 l min ⁻¹ po 20 s	65
Obr. 3.7-8: Závislost hmotnostního podílu na čase pro průtok 50, 70, 90 l min ⁻¹ komorou se sestavou vestaveb	66
Obr. 3.7-9: Distribuce hmotnostního podílu traceru v komoře se sestavou vestaveb při průtoku 90 l min ⁻¹ po 20 s	67
Obr. 3.7-10: Průběh distribuční funkce E(t) [25]	68
Obr. 3.7-11: Průběh distribuční funkce F(t) [25]	68
Obr. 3.7-12: Porovnání distribuční funkce E(t) při průtoku 90 l min ⁻¹ pro různé geometrie	70
Obr. 3.7-13: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře v horní cirkulační smyčce	72
Obr. 3.7-14: Distribuce hmotnostního podílu traceru ve stávající komoře v dolní cirkulační smyčce	73
Obr. 3.7-15: Distribuce hmotnostního podílu traceru v mrtvé zóně v komoře se sestavou vestaveb	74

Seznam tabulek

Tabulka 1: Porovnání výhod a nevýhod jednotlivých typů uzavřených fotobioreaktorů [6].....	17
Tabulka 2: Hodnoty Reynoldsova kritéria pro dané průtoky	30
Tabulka 3: Tloušťky inflačních vrstev.....	33
Tabulka 4: Vlastnosti sítě pro stávající velkou komoru	34
Tabulka 5: Nastavení výpočtu	35
Tabulka 6: Kritické hodnoty reziduí	35
Tabulka 7: Hodnoty časových kroků pro dané průtoky.....	38
Tabulka 8: Koncentrace roztoků.....	39
Tabulka 9: Hydraulické doby zdržení stávající komory.....	42
Tabulka 10: Vlastnosti sítě	45
Tabulka 11: Vlastnosti sítě s vestavbou.....	48
Tabulka 12: Vlastnosti sítě sestavy vestaveb.....	54
Tabulka 13: Množství nastříknutého traceru do komory pro dané průtoky	62
Tabulka 14: Střední doby zdržení pro jednotlivé průtoky a geometrie	70
Tabulka 15: Hydraulické doby zdržení.....	71