

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE
FAKULTA STROJNÍ

ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY



Efektivní technologie a zařízení pro sběr, separaci a
extrakci chemicky cenných látek z mikrořas

Diplomová práce

Autor práce: Bc. Roman Formánek

Vedoucí práce: doc. Ing. Lukáš Krátký, Ph.D.

2017

I. OSOBNÍ A STUDIJNÍ ÚDAJE

Příjmení: **Formánek** Jméno: **Roman** Osobní číslo: **408773**
Fakulta/ústav: **Fakulta strojní**
Zadávající katedra/ústav: **Ústav procesní a zpracovatelské techniky**
Studijní program: **Strojní inženýrství**
Studijní obor: **Procesní technika**

II. ÚDAJE K DIPLOMOVÉ PRÁCI

Název diplomové práce:

Efektivní technologie a zařízení pro sběr, separaci a extrakci chemicky cenných látek z mikrořas

Název diplomové práce anglicky:

Effective technology and equipment for harvesting, separation and extraction of valuable chemicals from microalgae

Pokyny pro vypracování:

Na základě dostupných informací vyhodnoťte potenciál využití řas jako suroviny pro výrobu chemicky cenných látek. Zpracujte patentovou, průmyslovou a literární rešerši zaměřenou na technologie, stroje a zařízení pro sběr, separaci řas a extrakci cenných chemických látek. Proveďte kritické zhodnocení technologií a zařízení pro zpracování řas a vytipujte efektivní technologie a zařízení. Navrhněte efektivní technologie komplexního zpracování řas výstup z fotobioreaktoru -> požadovaný bioprodukt o modelové produkci na dané produkty (sběr, separace, extrakce). Vypracujte proudové technologické schéma, vyhodnoťte hmotové a energetické bilance, investiční náklady, provozní náklady a návratnost investice.

Seznam doporučené literatury:

Dle pokynů vedoucího práce.

Jméno a pracoviště vedoucí(ho) diplomové práce:

doc. Ing. Lukáš Krátký Ph.D., ústav procesní a zpracovatelské techniky FS

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

Datum zadání diplomové práce: **10.04.2017**

Termín odevzdání diplomové práce: **09.06.2017**

Platnost zadání diplomové práce: _____

Podpis vedoucí(ho) práce

Podpis vedoucí(ho) ústavu/katedry

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.

18-04-2017

Datum převzetí zadání

Podpis studenta

PROHLÁŠENÍ O AUTORSTVÍ

Prohlašuji, že jsem svou diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a že jsem uvedl v příloženém seznamu veškeré použité informační zdroje v souladu s metodickým pokynem o dodržování etických principů při přípravě vysokoškolských závěrečných prací.

PROHLÁŠENÍ O UDĚLENÍ SOUHLASU S UŽITÍM

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

V Praze dne

.....
podpis

PODĚKOVÁNÍ

Tímto bych rád poděkoval vedoucímu mé diplomové práce doc. Ing. Lukáši Krátkému, PhD., za vedení, odborné konzultace a podnětné připomínky při jejím vypracování. Také děkuji všem, kteří mi pomáhali při vypracování této práce.

Anotační list

Jméno autora:	Roman
Příjmení autora:	Formánek
Název práce česky:	Efektivní technologie a zařízení pro sběr, separaci a extrakci chemicky cenných látek z mikrořas
Název práce anglicky:	Effective technology and equipment for harvesting, separation and extraction of valuable chemicals from microalgae
Rozsah práce:	počet stran: 100 počet obrázků: 32 počet tabulek: 48 počet příloh: 2
Akademický rok:	2016/2017
Jazyk práce:	Čeština
Ústav:	Ú 12118 – Ústav procesní a zpracovatelské techniky
Studijní program:	N 2301 Strojní inženýrství
Vedoucí práce:	doc. Ing. Lukáš Krátký, PhD.
Oponent:	doc. Ing. Radek Šulc, PhD.
Zadavatel:	ČVUT v Praze, Fakulta strojní, Ú12118

Anotace česky: Diplomová práce je zaměřena na procesy sklizně, separace, dezintegrace a extrakce chemických látek z mikrořas. Hlavním cílem této práce je návrh basic designu linky na extrakci lipidů z mikrořas. V rámci práce byla vypracována rešerše, která se zabývá složením mikrořas, procesem kultivace mikrořas a technologiemi, zařízením a procesními parametry pro sklizeň, separaci, dezintegraci a extrakci chemických látek z mikrořas. V návaznosti na analýze procesů byla navržena výrobní linka za účelem produkce lipidů v průmyslovém měřítku. V práci je popsán návrh, bilance a ekonomické zhodnocení linky. Navržená linka je zobrazena ve výkresu proudového technologického schéma.

Klíčová slova: mikrořasy, biomasa, kultivace, sklizeň, separace, dezintegrace, extrakce, rozpouštědlo, destilace, koncentrace, bilance, náklady, analýza

Anotace anglicky: The master thesis is focused on the processes of harvesting, separation, disintegration and extraction of chemicals from micro algae. The main purpose of this thesis is the proposal of the basic design of the lipid extraction line from microalgae. A research focused on the composition of microalgae, the process of cultivation of microalgae and technologies, equipment and parameters of the process of harvesting, separation, disintegration and extraction of microalgae chemicals. Following the process analysis, a production line was designed to produce lipids on an industrial scale. The thesis describes design, balance and economic evaluation of the production line. The proposed line is shown in a drawing of proces flow diagram.

Klíčová slova: microalgae, biomass, cultivation, harvesting, separation, disintegration, extraction, solution, distillation, concentration, bilanc, cost, analysis

Využití: Výrobní linka k produkci lipidů z mikrořas

Použité zkratky

CAPEX	Fixní kapitálové investice
CF	Tok hotovosti
DEAE	Diethylethylamin hydrochlorid
EIA	Posouzení vlivu na životní prostředí
F	Nástřík
IM	Incidenční matice
INV	Investice
L	Destilační zbytek
MaR	Měření a regulace
MK	Matice koeficientů
OPEX	Oběžné kapitálové investice
PFD	Proudové technologické schéma
PP	Doba návratnosti
ROI	Návratnost investice
RV	Redukční ventil
SKT	Superkritická tekutina
TD	Tabulka dat
V	Destilát

Obsah

1. Úvod	9
2. Mikrořasy	10
2.1. Chemické složení řasové biomasy	10
2.1.1. Proteiny a aminokyseliny	11
2.1.2. Sacharidy	11
2.1.3. Lipidy a mastné kyseliny (oleje)	11
2.1.4. Pigmenty	13
2.1.5. Vitamíny	13
2.1.6. Minerální látky	13
2.2. Kultivace řasové biomasy	13
2.2.1. Světlo	14
2.2.2. Bilance CO ₂ /O ₂ a výměna plynů	16
2.2.3. Teplota	17
2.2.4. pH	18
2.2.5. Sterilita	18
2.2.6. Obsah solí v kultivačním médiu	19
2.2.7. Promíchávání	19
2.3. Zařízení pro kultivaci řasové biomasy	19
2.3.1. Dělení dle procesu kultivace	20
2.3.1.1. Vsádková kultivace	20
2.3.1.2. Kontinuální kultivace	20
2.3.1.3. Semi-kontinuální kultivace	21
2.3.2. Otevřené kultivační systémy	21
2.3.3. Uzavřené kultivační systémy	23
2.3.4. Porovnání	27
3. Produkty	28
3.1. Bio-olej	29
3.2. Bionafta	30
3.3. Bioethanol	30
3.4. Bioplyn a biomethan	31
4. Technologie a zařízení pro získávání lipidů z mikrořas	31
4.1. Sklizeň mikrořas	33
4.1.1. Gravitační sedimentace	33
4.1.2. Flotace	35
4.1.3. Flokulace	37
4.1.3.1. Flokulace pomocí flokulačních činidel	37
4.1.3.2. Autoflokulace	39
4.1.3.3. Bioflokulace	39
4.1.3.4. Elektroflokulace	39
4.1.4. Centrifugace	40
4.1.5. Filtrace	41
4.1.5.1. Konvenční filtrace	41
4.1.5.2. Membránová filtrace	42
4.1.6. Porovnání metod sklizně	43
4.2. Dezintegrace buněčných stěn mikrořas	44
4.2.1. Mletí	44
4.2.2. Vysokotlaká homogenizace	46
4.2.3. Vysokorychlostní homogenizace	47

4.2.4.	Ultrazvuk	48
4.2.5.	Mikrovlny	48
4.2.6.	Pulsní elektrické pole	50
4.2.7.	Porovnání metod dezintegrace	51
4.3.	Extrakce lipidů	51
4.3.1.	Extrakce organickými rozpouštědly	52
4.3.1.1.	Destilace	56
4.3.2.	Superkritická extrakce	58
4.3.3.	Porovnání metod extrakce	60
5.	Návrh linky pro extrakci lipidů z vodních řas	61
5.1.	Výběr technologií	61
5.2.	Návrh výrobní linky a volba zařízení	62
5.2.1	Sklizeň	62
5.2.2.	Dezintegrace	63
5.2.3.	Extrakce	63
5.2.4.	Destilace	63
5.3.	Definice vstupních podmínek a předpokladů	64
5.3.1.	Produkt	64
5.3.2.	Suroviny	64
5.3.3.	Parametry technologií a zařízení	65
5.4.	Hmotnostní bilance	65
5.4.1.	Stanovení bilančních rovnic	67
5.4.2.	Referenční proudy	68
5.4.3.	Koncentrace složek v proudu	69
5.4.4.	Vztahy mezi toky složek	69
5.4.5.	Výsledky hmotnostní bilance	71
6.	Návrh zařízení	72
6.1.	Flotační nádrž	72
6.2.	Extraktor	73
6.3.	Expanzní destilace	73
6.4.	Ostatní zařízení	77
7.	Ekonomické zhodnocení	78
7.1.	Náklady stavby (CAPEX)	78
7.1.1.	Náklady na technologickou část	78
7.1.2.	Náklady na stavební část	81
7.1.3.	Celkové náklady stavby	81
7.2.	Oběžné kapitálové investice (OPEX)	82
7.3.	Náklady na suroviny a energie	82
7.4.	Prodejní cena produktu	84
7.5.	Stanovení provozních nákladů, výnosů a zisků	84
7.6.	Kritéria ziskovosti	85
8.	Diskuze	86
8.1.	Citlivostní analýza	86
8.2.	Možnosti optimalizace	89
9.	Závěr	90
10.	Použité symboly	91
11.	Seznam obrázků	94
12.	Seznam tabulek	95
13.	Použité zdroje	97
14.	Přílohy	100

1. Úvod

Označení „mikrořasy“ je používáno převážně v biotechnologiích pro jednobuněčné a vláknité kmeny řas, jejichž velikost je v řádu mikrometrů. Můžeme je považovat za jedny z nejstarších organismů na Zemi, protože před více než 2,5 miliardami let začaly tvořit kyslíkatou atmosféru Země. Mají nezpochybnitelný ekologický význam, který je důsledkem jejich dlouholetého vývoje. Jedná se o velmi různorodé organismy vodních i půdních druhů, vyskytujících se od chladných polárních oblastí, přes extrémně kyselé prostředí až po horké prameny a pouště, které jsou rozšířeny ve všech ekosystémech.

V poslední době je společností kladen důraz na snížení zdrojů znečišťujících životní prostředí. Vznik těchto zdrojů je zapříčiněn poptávkou obyvatelstva po energiích. Tyto energie pochází z velké části především ze spalování fosilních paliv, produkující velké množství odpadních produktů (především skleníkových plynů). Fosilní paliva spadají do skupiny neobnovitelných zdrojů energie, jejichž množství je na planetě Zemi jen omezené. A z tohoto důvodu je vynakládáno velké úsilí na rozvoj technologií pro získávání energií z obnovitelných zdrojů energie. Jedním z těchto zdrojů mohou být právě mikrořasy, které se díky obsaženým cenným látkám ukazují jako velmi perspektivní zdroj energií. Některé z těchto látek mohou být použity jako zdroj surovin pro produkci biopaliv. Nejprve je však třeba vyřešit především technologické výzvy pro komerční produkci těchto látek ve velkém měřítku.

V první části této práce je poskytnut přehled složení mikrořas, přehled podmínek a stávajících technologií pro jejich pěstování (kultivaci). Dále je zde poskytnut přehled technologií, zařízení a jejich parametrů pro extrakci chemicky cenných látek z mikrořas. Metody předúpravy před samotnou extrakcí byly v mnoha studiích řešeny jen jednotlivě a komplexní technologicko-ekonomické posouzení bylo stanovováno jen odhadem.

Hlavním cílem této práce bylo navrhnout kontinuálně pracující linku pro extrakci lipidů z vodních řas. Bylo předpokládáno že výchozí surovinou pro produkci lipidů bude výstup z kultivačních systémů. Na základě těchto požadavků byl proveden výběr vhodných technologií, zařízení a návrh linky. Na navržené lince byly provedeny hmotnostní a energetické bilance, na jejichž základě bylo provedeno ekonomické zhodnocení, citlivostní analýza a stanovení kritických oblastí.

2. Mikrořasy

Mikrořasy jsou používány lidskou populací po stovky let. Do bližšího povědomí se dostaly až ve 2. polovině 20. století, kdy se začaly využívat jako doplněk stravy [2]. Díky své různorodosti jsou využívány k produkci řasové biomasy, obsahující široké množství cenných látek, jako jsou proteiny, sacharidy, lipidy, vitamíny a další [3]. Využití řasové biomasy je dáno obsahem cenných látek v produkované biomase. Obsah cenných látek, jejichž jedinečným zdrojem jsou právě mikrořasy, je úzce spjat s druhem mikrořas, viz. Tabulka 1.

Tabulka 1: Biotechnologicky nejčastěji využívané druhy mikrořas [1]

Produkt a využití	Technologie	Druh mikrořas
zdravá výživa, potravní a krmné doplňky	zavedená	<i>Arthrospira (Spirulina), Chlorella</i>
β-karoten	zavedená	<i>Dunaliella</i>
astaxantin	zavedená	<i>Haematococcus</i>
Živá potrava a krmné doplňky pro akvakultury	zavedená	<i>Nannochloropsis, Isochrysis, Chaetoceros, Pavlova, Tetraselmis, Phaeodactylum, Skeletonema, Thalassiosira, aj</i>
polynenasycené mastné kyseliny (PUFA)	zavedená	<i>Cryptocodinium, Schizochytrium, Phaeodactylum, Nannochloropsis</i>
xantofyly (lutein, violaxatin, zeaxantin)	ve vývoji	<i>Scenedesmus, Chlorella</i>
polysacharidy	ve vývoji	<i>Porphyridium</i>
tuky, oleje, biopaliva	ve vývoji	<i>Botryococcus, Nannochloropsis, Phaeodactylum, Thalassiosira, mutanty Chlamydomonas</i>
biofarmaka	ve vývoji	<i>Nostoc, Cylandrospermum, Anabaena, aj.</i>

2.1. Chemické složení řasové biomasy

„Chemické složení řasové biomasy se u jednotlivých druhů mikrořas liší a je také ovlivněno zvoleným typem kultivace a jeho podmínkami“ [3].

2.1.1. Proteiny a aminokyseliny

Obecně známo jsou mikrořasy považovány za bohatý zdroj proteinů a aminokyselin. Skutečnost, že obsah proteinů u některých druhů mikrořas může dosahovat až 70 % hm. sušiny (viz. Tabulka 2.) je hlavní důvod k jejich využití jako zdroje proteinů [3].

Schopnost syntetizace aminokyselin mikrořasových buněk jim uděluje další možnost využití jako důležitý doplněk lidské výživy [4].

Tabulka 2: Obsah proteinů vybraných druhů mikrořas [3]

Druh mikrořasy	Obsah proteinů v sušině [% hm.]
<i>Chlorella vulgaris</i>	51-58
<i>Dunaliella salina</i>	57
<i>Scenedesmus obliquus</i>	50-56
<i>Spirulina maxima</i>	60-71

2.1.2. Sacharidy

Sacharidy jsou v řasové biomase obsaženy ve formě monosacharidů (např. glukosa) a polysacharidů. Tyto sacharidy jsou pro člověka velmi dobře stravitelné. Jejich obsah v řasové biomase je závislý na druhu mikrořasy a podmínkách kultivace. Sacharidy můžou tvořit v řasové biomase okolo 10 až 30 % hm. sušiny. Přehled obsahu sacharidů pro vybrané druhy mikrořas je uveden v Tabulce 3 [3].

Tabulka 3: Obsah sacharidů vybraných druhů mikrořas [3]

Druh mikrořasy	Obsah sacharidů v sušině [%]
<i>Chlorella vulgaris</i>	12-17
<i>Dunaliella salina</i>	32
<i>Scenedesmus obliquus</i>	10-17
<i>Spirulina maxima</i>	13-16

2.1.3. Lipidy a mastné kyseliny (oleje)

Poslední dobou se tato skupina látek, obsažených v řasové biomase, ukazuje jako nejzajímavější část mikrořas s velmi velkým potenciálem pro nahrazení fosilních paliv obnovitelnými zdroji. „Termín lipidy zahrnuje nesmírně širokou škálu látek s velmi rozdílnou chemickou strukturou, počínaje uhlovodíky, mastnými kyselinami (MK), neutrálními lipidy – triacylglyceroly (TAG), až po komplexní polární lipidy (fosfolipidy, sfingolipidy, plasmalogeny, glykolipidy, sulfolipidy, eterlipidy aj.) a steroly“ [5].

Procentuální podíl vybraných látek, které jsou v nejvyšší míře zastoupeny v mikrořasách, tvořících celkový obsah lipidů a některé jejich fyzikální vlastnosti jsou uvedeny v Tabulce 4.

Tabulka 4: Podíl vybraných látek na celkovém obsahu lipidů a jejich fyzikální vlastnosti [3,6,7]

Látka	Podíl z obsahu lipidů [% hm.]	Hustota [kg·m ⁻³]	Molární hmotnost [kg·kmol ⁻³]	Teplota varu [°C]	Teplota tání [°C]	Vzorec
kyselina linolenová	až 40	916,4	278.4296	231,05	-11,3	C ₁₈ H ₃₀ O ₂
kyselina linolová	až 20	900	280.4455	229,55	-6,95	C ₁₈ H ₃₂ O ₂
kyselina palmitová	až 18	853	256.4241	339	61,85	C ₁₆ H ₃₂ O ₂
kyselina stearová	≈11	941	284.4772	361,05	67,85	C ₁₈ H ₃₆ O ₂
kyselina olejová	≈11	887	282.4614	194,55	16,3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂

Poznámka: Hodnoty v tabulce jsou uvedeny pro podmínky T = 25 °C a p = 101,325 kPa.

Některé druhy mikrořas mohou obsahovat lipidy v rozmezí 1 až 60 % hm. sušiny. Můžeme se setkat i s případy, kdy obsah lipidů tvoří až 90 % hm. sušiny. Tento vysoký obsah lipidů je docílen vhodnou a kontrolovanou kultivací. Problémem těchto mikrořas s vysokým obsahem lipidů je pomalý růst, jehož důvodem je zhoršení kultivačních podmínek a investování velké části energie do syntézy lipidů, a nikoliv do růstu [1,3]. Obsah lipidů pro vybrané druhy mikrořas, které jsou vhodné k produkci řasové biomasy je uveden v Tabulce 5.

Tabulka 5: Obsah lipidů ve vybraných mikrořasách [8]

Druh mikrořasy	Obsah lipidů v sušině [% hm.]
<i>Botryococcus braunii</i>	25-75
<i>Chlorella sp.</i>	28-32
<i>Dunaliella primolecta</i>	23
<i>Isochrysis sp.</i>	25-33
<i>Nannochloris sp.</i>	20-35
<i>Nannochloropsis sp.</i>	31-68
<i>Neochloris oleoabundans</i>	35-54
<i>Nitzschia sp.</i>	45-47
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	20-30
<i>Schizochytrium sp.</i>	50-77

2.1.4. Pigmenty

Tyto látky jsou nezbytné pro fotosyntézu v mikrořasách. Jedná se o zelené pigmenty nazývané chlorofyly, které jsou rozpustné v tucích. Významnými látkami, chránící chlorofyly před fotooxidací, jsou karotenoidy. Zastoupení těchto látek v řasové biomase se pohybuje v rozmezí 0,5 až 1,2 % hm. obsahu sušiny [3].

2.1.5. Vitamíny

Vitamíny jsou v mikrořasách velmi důležitou složkou, která zvyšuje obranyschopnost organismu redukcí železa a chrání buněčné membrány před oxidačními procesy. Mikrořasy mohou obsahovat vitamíny řady A, skupinu B vitamínů (B1, B2, B5, B6, B9, B12) a vitamíny C, D, E a H [3,5].

2.1.6. Minerální látky

Mikrořasy mohou být zdrojem „makrobiogenních – Na, K, Mg, Ca, P, oliobiogenních – Fe, Zn, Cu, Mn a mikrobiogenních – Cr, B prvků“. Koncentrace těchto prvků mohou v některých druzích dosahovat řádově až jednoty gramů na 100 g sušiny. Některé druhy mikrořas mají schopnost akumulace těžkých kovů a jsou využívány jako bioindikátory znečištění vod [3].

2.2. Kultivace řasové biomasy

V této části je hlavním cílem přiblížit důležité podmínky růstu mikrořas a poskytnout přehled zařízení používaných k jejich kultivaci. Jak již bylo zmíněno, složení řasové biomasy je závislé na kultivačních podmínkách, a proto je důležité přizpůsobit tyto podmínky konkrétnímu druhu mikrořas tak, aby byl obsah požadované složky v řasové biomase co nejvyšší. Dalším faktorem, ovlivněným kultivačními podmínkami, je výtěžek řasové biomasy. V poslední době je kladen velký důraz na vývoj technologií ke kultivaci mikrořas s cílem zvýšit produktivitu a výtěžnost řasové biomasy [9]. Existují čtyři hlavní druhy kultivačních podmínek pro mikrořasy: fototrofní, heterotrofní, mixotrofní a fotoheterotrofní kultivace [10]. Porovnání těchto druhů kultivací je uvedeno v Tabulce 6. Podrobnější popsání každého typu kultivace je dostupné v [3,10].

Tabulka 6: Porovnání typů kultivace [10]

Kultivační podmínky	Zdroj energie	Zdroj uhlíku	Hustota mikrořas	Technologie	Cena
fototrofní	světlo	anorganický	nízká	otevřené systémy a fotobioreaktory	nízká
heterotrofní	organický	organický	vysoká	konvenční fermentory	střední
mixotrofní	světlo a organický	organický i anorganický	střední	uzavřené systémy	vysoká
fotoheterotrofní	světlo	organický	střední	uzavřené systémy	vysoká

K výhodám mikrořas, oproti jiným rostlinám, patří rychlý a kontrolovatelný růst, možnost růstu v mořské vodě, nepoužitelné v normálním zemědělství, a možnost kultivace v kontinuálně pracujících systémech, které zajišťují dodávku řasové biomasy v pravidelných intervalech [1].

2.2.1. Světlo

Světlo je pro kultivaci mikrořas zdrojem energie, který zajišťuje fotosyntetické reakce, důležité pro vznik chemicky cenných látek mikrořas. Intenzita, spektrální kvalita a fotoperiodika jsou parametry světla, které je nutno optimalizovat [1].

Intenzita světla je závislá na typu kultivačního systému. Požadavky na intenzitu světla jsou s rostoucí hloubkou a koncentrací mikrořas vyšší, aby docházelo k rovnoměrnému rozložení intenzity slunečního záření. Pokud dojde k poklesu intenzity světla pod kritickou úroveň může dojít k nasycení světla a fotoinhibici. Fotoinhibice se projevuje snížením rychlosti fotosyntézy a může se jednat o nevratný proces. Doporučená hodnota intenzity světla pro kultivaci mikrořas se pohybuje v rozmezí 100 až 200 $\mu\text{E}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ [3,11].

Světelná spektrální kvalita je dalším důležitým parametrem, který je potřeba vzít v potaz. Zatímco sluneční světlo pokrývá široký spektrální rozsah, pouze světlo o spektrálním rozsahu 400 až 700 μm je fotosynteticky aktivní [11].

„Některé druhy mikrořas nerostou pod konstantním osvětlením, ale vyžadují střídání světelné a tmavé fáze (tzv. fotoperioda), nejčastěji je používán poměr světla a tmy v hodinách 14:10 nebo 12:12“ [3].

Intenzita a kvalita světla může být upravována pomocí filtrů, propouštějících jen vhodná světelná spektra. Zdroj světla může být umělý nebo přírodní [3]. Volba zdroje světla je závislá na geografické poloze kultivačního systému. Volba přírodního zdroje je vhodná pro oblasti s co možná nejstabilnějším slunečním zářením v průběhu celého roku. Pokud umístění nespĺňuje tuto podmínku, jeví se umělý zdroj světla jako lepší volba. V Tabulce 7. jsou porovnány různé druhy umělého zdroje světla. Vliv změny barev umělého LED zdroje světla na výtěžnost a obsah oleje s ohledem na spotřebu energie u mikrořas druhu *Nannochloropsis oceanica* je uveden v Tabulce 8.

Tabulka 7: Vlastnosti a spotřeba elektřiny pro různé druhy umělého zdroje světla [11]

Zdroj světla	Vlastnosti	Stabilita provozu	Spotřeba elektřiny [kWh]
konvenční umělé světlo	vyšší produktivita, vyšší stabilita, větší osvětlovací plocha, nízké náklady na konstrukci	vysoká	40,32
LED	nižší spotřeba energie, nižší produkce tepla, vyšší tolerance k frekvenci zapínání a vypínání, vyšší stabilita, nízké náklady na konstrukci	vysoká	20,16
OF-MH ^(a)	vyšší spotřeba energie, nižší osvětlovací plocha, stabilní distribuce světla, nízké riziko kontaminace	střední	36
OF-sluneční ^(b)	nízká spotřeba elektřiny, dobrá světelná dráha, stabilní distribuce světla, nižší požadavek na prostor, nízké riziko kontaminace, nižší cena	nízká	1
LED/OF-sluneční v kombinaci s větrnou energií/solárními panely	žádná spotřeba elektřiny, dobrá světelná dráha, stabilní distribuce světla, nižší požadavek na prostor, nízké riziko kontaminace	vysoká	0

^(a) Optical fiber excited by metal-halide lamp (OF-MH)

^(b) Optical fiber excited by solar energy (OF-solar)

Tabulka 8: Vliv změny barev umělého LED zdroje světla na výtěžnost a obsah oleje s ohledem na spotřebu energie u mikrořas druhu *Nannochloropsis oceanica* [12]

Zdroj světla	Produkce mikrořas [g·l ⁻¹ ·d ⁻²]	Obsah oleje v sušině [%]	Produkce oleje [mg·l ⁻¹ ·d ⁻²]	Spotřeba energie [kWh·g _{oleje} ⁻¹]
TL5	0,254	4,31	11,5	98,79
LED - modré	0,221	5,57	12,29	32,3
LED - žluté	0,238	3,78	9,01	43,8
LED - červené	0,216	5,41	11,68	34,2
LED - modročervené	0,258	5,13	13,24	31,94
LED - modrožluté	0,247	4,86	11,0	37,33
LED - modrobílé	0,221	4,87	10,1	36,25
LED - červenožluté	0,263	4,38	11,9	34,31
LED - červenobílé	0,238	4,86	11,3	35,51
LED - žlutobílé	0,216	5,1	10,2	40,19

2.2.2. Bilance CO₂/O₂ a výměna plynů

Pro zajištění fotosyntézy mikrořas je dalším nezbytným substrátem oxid uhličitý. Fotosyntéza mikrořas využívá světelnou energii k fixaci CO₂ a jako vedlejší produkt je uvolňován O₂. Bylo zjištěno, že akumulace fotosynteticky generovaného O₂ může vést k těžké fotoinhibici, zejména v uzavřených systémech. Nízká koncentrace CO₂ v kombinaci s nepříznivou teplotou a poklesem intenzity světelného toku může být také příčinou fotoinhibice. Na druhou stranu, by příliš vysoká koncentrace CO₂ měla za následek pokles pH řasové kultury a to by mohlo vést k inhibici některých mikrořasových buněk. Z tohoto důvodu je důležité udržovat bilanci mezi CO₂ a O₂ v optimálním rozsahu [11].

Aby byla zajištěna bilance CO₂/O₂ v optimální rozsahu je nezbytné, aby součástí kultivačního zařízení byl prostor pro zajištění výměny plynů. V tomto prostoru je zajištěno obohacování CO₂ nebo stripování O₂ kultivačního media mechanismem přenosu hmoty. Většinou se jedná o probublávané nádoby, ve kterých vlivem turbulence dochází k intenzifikaci přenosu hmoty [11].

Pro snížení finanční náročnosti spojené s náklady na CO₂ se jeví jako vhodný zdroj CO₂ využívání spalin z tepelných elektráren spalující pevná paliva. Vliv CO₂ na koncentraci a produktivitu řasové biomasy druhu *Chlorella sp.* je uveden v Tabulce 9 a v Tabulce 10 je uveden vliv CO₂ a teploty na produktivitu různých druhů řasové biomasy.

Tabulka 9: Vliv CO₂ na koncentraci a produktivitu řasové biomasy druhu *Chlorella sp.* [13].

Podmínky růstu	Koncentrace mikrořas [g·l ⁻¹]	Produkce mikrořas [g·l ⁻¹ ·d ⁻¹]	Odloučení CO ₂ [g·l ⁻¹]	Míra fixace oxidu uhličitého [mg _{CO2} ⁻¹ ·d ⁻¹ ·l ⁻¹]
Poměr: CO ₂ /Vzduch ^A				
Vzduch	1,502	0,214	0,712	392
2,5	1,7	0,242	0,799	442
5	2,2045	0,314	1,19	574
7,5	2,097	0,295	1,111	548
10	1,902	0,271	0,97	498
Poměr: Spaliny ^B /Vzduch				
Vzduch	1,502	0,214	0,712	392
2,5	1,601	0,228	0,762	415
5	1,915	0,273	0,974	500
7,5	1,8065	0,258	0,865	472
Čisté spaliny	1,4	0,191	0,7	350

CO₂ ve vzduchu 0,04%

Spaliny z Kolaghat Thermal Power Station (KTPS), West Bengal India. Teplota 45 °C

2.2.3. Teplota

Optimální teploty při kultivaci se liší v závislosti na složení kultivačního média a druhu mikrořasy [3]. Pro většinu druhů mikrořas se optimální kultivační teploty pohybují v rozmezí 20 až 35 °C. Při poklesu teploty na méně než 16 °C může docházet k rapidnímu snížení růstu řasových buněk. Naopak při teplotách vyšších než 35 °C dochází k usmrcení řasových buněk, a to u mnoha druhů mikrořas [3,9]. Z tohoto důvodu je nutné udržovat optimální rozsah teplot v kultivačním zařízení.

Tento problém se převážně týče kultivačních zařízení umístěných ve vnějších prostředí, kdy je zařízení vystaveno velkému rozsahu denním, nočním i sezónním teplotním změnám, zvláště pak u uzavřených systémů. Teploty v uzavřených kultivačních zařízeních mohou dosáhnout vyšší úrovně o 10 až 30 °C než je teplota okolí. Proto jsou často využívány další mechanismy pro udržení kultury v příznivém rozmezí [11].

Tabulka 10: Vliv CO_2 a teploty na produktivitu různých druhů řasové biomasy [14].

Druh mikrořasy	T [°C]	CO_2 [%]	Produkce mikrořas [g·l ⁻¹ ·d ⁻¹]
<i>Chlorella sp.</i>	26	Vzduch	0,682
<i>Chlorella sp.</i>	26	2	1,445
<i>Chlorella sp.</i>	26	5	0,899
<i>Chlorella sp.</i>	26	10	0,106
<i>Chlorella sp.</i>	26	15	0,099
<i>Chlorella kessleri</i>	30	18	0,087
<i>Scenedesmus sp.</i>	25	10	0,218
<i>Chlorella vulgaris</i>	25	10	0,105
<i>Botryococcus braunii</i>	25	10	0,027
<i>Scenedesmus sp.</i>	25	Spaliny	0,203
<i>Botryococcus braunii</i>	25	Spaliny	0,077
<i>Chlorella vulgaris</i>	25	Vzduch	0,040
<i>Chlorella vulgaris</i>	25	Vzduch	0,024
<i>Haematococcus pluvialis</i>	20	16-34	0,076
<i>Scenedesmus obliquus</i>	-	Vzduch	0,009
<i>Scenedesmus obliquus</i>	-	Vzduch	0,016
<i>Chlorella vulgaris</i>	27	15	-
<i>Scenedesmus obliquus</i>	30	18	0,014
<i>Spirulina sp.</i>	30	12	0,022

2.2.4. pH

Selhání udržení vhodného pH kultivačního média je nejčastější příčinou celkového zničení řasové biomasy [3]. Optimální pH kultivačních médií se pohybuje v rozmezí 7 až 9 pro většinu druhů mikrořas, avšak některé druhy mají optimální pH ve více kyselých nebo zásaditějších prostředí. Důležité z hlediska kultivace je udržení pH v optimálním rozmezí [11].

2.2.5. Sterilita

Obecně je určitá míra nečistot v kulturách mikrořas tolerována. Přesto by se z hlediska stabilní kvality produktu mělo dbát na udržení konstantní míry znečištění. Nečistoty mají největší vliv především na kultivační zařízení, kde jejich přítomností může docházet k tvorbě filmů na stěně, což má za následek snížení intenzity světla.

Proto je důležité dodržovat při konstruování kultivačních zařízení následující zásady [11].

- 1, Vnitřní povrch fotobioreaktorů by měl být hladký
- 2, Minimalizace počtu vnitřních částí a ohybů
- 3, Vnitřní rozměry by měly být dostatečně velké, aby bylo zajištěno pohodlné čištění

2.2.6. Obsah solí v kultivačním médiu

Většina druhů mikrořas vykazuje optimální růst při obsahu solí, které jsou o něco málo nižší než v jejich přirozeném prostředí, avšak jsou tolerantní k jejich změnám. Optimální obsah solí v kultivačním médiu se pohybuje v rozmezí 20 až 24 g·l⁻¹ [3].

2.2.7. Promíchávání

Při vysokých koncentracích řasových buněk v kultivačním médiu může docházet k drastickému snížení přenosu světla a také zvýšení spotřeby CO₂. Proto je míchání důležité z hlediska prevence sedimentace mikrořas, aby všechny buňky mikrořas měly jednotné průměrné vystavení světlu a živinám. Dále je důležité z hlediska intenzifikace přenosu tepla a zlepšení výměny plynů mezi kultivačním médiem a provzdušňovací plynou fází. V závislosti na velikosti a typu kultivačního zařízení může být promíchávání dosaženo provzdušňováním, čerpáním, mechanickým mícháním nebo kombinací těchto způsobů. Většina druhů mikrořas je velmi citlivá na působení hydrodynamického napětí, proto je důležité zajistit co nejjemnější promíchávání. Citlivost většiny druhů s ohledem na intenzivní míchání se projevuje omezením růstu mikrořas [11].

2.3. Zařízení pro kultivaci řasové biomasy

Cílem této kapitoly je poskytnout základní přehled zařízení pro kultivaci mikrořas. V dnešní době existuje velmi mnoho druhů kultivačních zařízení a jeho správná volba záleží na druhu mikrořas, který bude v zařízení kultivován. Kultivační zařízení můžeme rozdělit do dvou základních skupin: otevřené a uzavřené kultivační zařízení. Dále se tyto dvě základní skupiny zařízení dělí dle časové náročnosti procesu kultivace na vsádkově, kontinuálně nebo semi-kontinuálně pracující zařízení.

V současné době je v těchto zařízeních používána především autotrofní metoda kultivace. Tato metoda se jeví jako nejvhodnější pro kultivaci mikrořas v širším měřítku,

a to hlavně z ekonomického a technického hlediska [15]. Autotrofní metoda je metoda kultivace, kdy je použit umělý nebo přírodní zdroj osvětlení a jako zdroj uhlíku slouží oxid uhličitý [3].

2.3.1. Dělení dle procesu kultivace

2.3.1.1. Vsádková kultivace

Díky své jednoduchosti a cenové dostupnosti se jedná o nejrozšířeněji používaný kultivační systém. Základní charakteristikou tohoto systému je že se v průběhu kultivace do systému nic nepřidává a také se nic neodbírá. Limitujícím faktorem tohoto systému je jeho celkový objem. Kultivace a růst mikrořas končí v době, kdy je vyčerpán některý z potřebných substrátů. Poté musí být celý systém vyčerpán a nahrazen novým kultivačním médiem, včetně potřebných živin [3].

Vsádkový kultivační proces je vysoce dynamický. Po naočkování kultivačního média zvoleným druhem mikrořas, by teoreticky měly buňky procházet klasickou růstovou křivkou [16]. V první fázi se buňky mikrořas přizpůsobují novému prostředí a až poté se začínají dělit a růst. Sklizeň probíhá těsně před dosažením maximálního specifického růstu mikrořas [3].

2.3.1.2. Kontinuální kultivace

Kontinuální kultivační proces se oproti vsádkovému liší v tom, že jsou živiny dodávány mikrořasám kontinuálně po celou dobu kultivace, můžeme tedy říci, že zdroje živin jsou nevyčerpatelné. Díky nepřetržitému přívodu živin můžeme růst mikrořas udržovat ve vybraném bodě růstové křivky. To znamená že je přiváděn objem čerstvého kultivačního média v poměru úměrnému s rychlostí růstu řas, zatímco je stejný objem odpouštěn. Tento proces umožňuje udržovat mikrořasy při maximální růstové rychlosti. Proto je využíván především pro průmyslové a výzkumné účely [3].

Tento proces je dále dělen dle přívodu čerstvého kultivačního média na turbidostat a chemostat. U turbidostatu je čerstvé kultivační médium přiváděno, když hustota mikrořas přesáhne nastavený limit. U chemostatu je limitujícím faktorem pro přívod čerstvého média vyčerpání některé z živin.

Mezi nevýhody tohoto kultivačního procesu patří relativně vysoká cena a provozní náročnost. Dále je nutné v průběhu kultivace udržovat konstantní teplotu

a osvětlení. Největší výhodou tohoto procesu je však poskytování řasové biomasy v konstantní kvalitě [3].

2.3.1.3. Semi-kontinuální kultivace

Při tomto procesu je čerstvé kultivační médium do systému přiváděno pouze jednou. A to až tehdy, kdy je kultivační médium z hlediska živin vyčerpáno a následně nahromaděno ve sběrných tancích. Tato procedura se v určitých intervalech cyklicky opakuje. Oproti vsádkovému kultivačnímu procesu semi-kontinuální proces poskytuje vyšší výnosy řasové biomasy [3].

2.3.2. Otevřené kultivační systémy

Otevřené kultivační systémy jsou nedílnou součástí průmyslové výroby řasových produktů, avšak jsou vhodné jen pro některé druhy mikrořas, které jsou kultivovány za účelem produkce karotenoidů, pigmentů, proteinů a vitamínů. V těchto systémech mají mikrořasy přímý kontakt s okolním prostředím. Byly vyvinuty různé druhy otevřených kultivačních systémů lišící se velikostí, tvarem, míchacím zařízením a použitým konstrukčním materiálem [1,3,9].

Tyto systémy jsou konstrukčně jednodušší a použití konkrétní varianty otevřeného systému závisí především na místních požadavcích a klimatických podmínkách. Otevřené systémy jsou přírodní či umělé nádrže, oběžné náhony nebo kaskády nakloněných ploch, které jsou vyrobeny z různých materiálů (beton, laminát, PVC, nerezová ocel) a míchání je zajištěno oběžnými čerpadly, lopatkovými koly, rotujícími rameny nebo probublávajícím vzduchem [1].

Otevřené kultivační systémy mohou být dále rozděleny na dvě varianty. První je varianta s velkou hloubkou kultivačního média (10 až 30 cm). Velká hloubka způsobuje nedostatečné průměrné osvětlení všech buněk mikrořas a nedostatečné míchání. V těchto otevřených systémech jsou mikrořasy kultivovány při nízkých koncentracích (okolo $1 \text{ g}_{\text{řas}} \cdot \text{l}^{-1}$) a produktivita biomasy je zpravidla nízká [1]. Nejpoužívanější systém této varianty je tzv. oběžný náhon (Obrázek 1.). Jedná se o zhruba 30 cm hluboký kanál v němž je míchání a cirkulace zajištěna lopatkovým kolem [2].

Druhou variantou jsou systémy s tekou vrstvou kultivačního média. Konstrukce těchto systémů zajišťuje, aby tloušťka vrstvy kultivačního média nepřesáhla několik centimetrů a tím dochází k vysokému průměrnému osvětlení všech buněk mikrořas.

Cirkulace je zajištěna čerpadly, ve kterých dochází k velkým turbulencím a tím je zajištěno i dobré promíchávání. Vlivem toho můžeme dosáhnout vysokých koncentrací mikrořas (až $35 \text{ g}_{\text{řas}} \cdot \text{l}^{-1}$) i vysoké produktivity. Nevýhodou je že systém může dosahovat vysokých teplot, proto je důležitá kontrola teploty popřípadě chladicí systém. Tato varianta se používá především pro kultivace rychle rostoucích druhů mikrořas a jejím příkladem jsou tzv. kaskády „třeboňského typu“ (Obrázek 1.) [1,9].



Obrázek 1. Otevřené kultivační systémy

- a, Mělká nádrž vyložená plastovou fólií (osvětlená plocha 10 m^2 , hloubka 10 cm), která je míchána bubláním směsí vzduchu a CO_2
- b, Kulatá nádrž míchaná rotujícím ramenem s bubláním směsí vzduchu ($+\text{CO}_2$) (osvětlená plocha 1 m^2 , hloubka 10 cm , objem 100 l)
- c, Oběžný náhon míchaný lopatkovým kolem (osvětlená plocha 60 m^2 , hloubka 30 cm , objem 1800 l)
- d, Kaskády nakloněných ploch s tenkou vrstvou suspenze ($< 1 \text{ cm}$), která cirkuluje pomocí čerpadla (osvětlená plocha 650 m^2 , celkový objem 6500 l) [11].

Důvod použití otevřených kultivačních systémů v průmyslu je především ekonomický - nižší pořizovací i provozní náklady a možnost využití slunečního světla. Nevýhodou otevřených systémů je vyšší riziko kontaminace, což může vést k nižší produkci mikrořas, a také dochází k většímu odpařování vody [9]. V tabulce níže je uvedena koncentrace a produktivita řasové biomasy pro různé druhy mikrořas v otevřených kultivačních systémech.

Tabulka 11: Produktivita a koncentrace řasové biomasy v otevřených systémech [14]

Druh mikrořasy	Koncentrace [g _{řas} ·l ⁻¹]	Plošná produktivita [g _{řas} ·m ⁻² ·d ⁻¹]	Objemová produktivita [g _{řas} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]
<i>Chlorella sp.</i>	10	25	-
<i>Chlorella sp.</i>	0,14	35	0,117
<i>Spirulina platensis</i>	-	-	0,18
<i>Spirulina platensis</i>	0,47	14	0,05
<i>Haematococcus pluvialis</i>	0,202	15,1	-
<i>Spirulina</i>	1,24	69,16	-
<i>Various</i>	-	19	-
<i>Spirulina platensis</i>	0,9	12,2	0,15
<i>Spirulina platensis</i>	1,6	19,4	0,32
<i>Anabaena sp.</i>	0,23	23,5	0,24
<i>Chlorella sp.</i>	40	23,5	-
<i>Chlorella sp.</i>	40	11,1	-
<i>Chlorella sp.</i>	40	32,2	-
<i>Chlorella sp.</i>	40	18,1	-

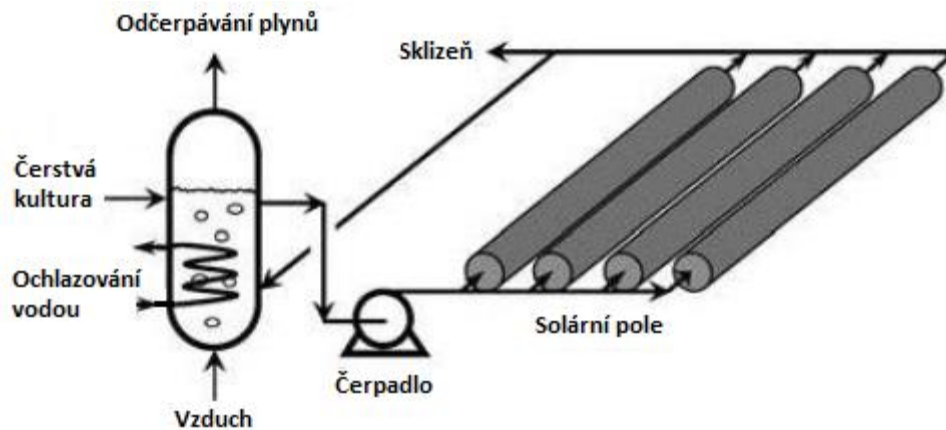
2.3.3. Uzavřené kultivační systémy

Pro uzavřené kultivační systémy je používán termín „fotobioreaktor“, který zabraňuje přímému kontaktu kultivačního média s okolní atmosférou. Tím se snižuje riziko kontaminace a je zabráněno přímé výměně plynů a odpařování vody. Důsledkem toho je dobrá udržitelnost kultivačních parametrů, jako jsou hodnota pH, koncentrace oxidu uhličitého, osvětlení a teplota. Důležitým parametrem je koncentrace kyslíku. Jak již bylo zmíněno vysoká koncentrace kyslíku může vést k inhibici růstu mikrořas, a proto by koncentrace kyslíku měla být udržována pod hranicí 400 % oproti množství přítomného vzduchu.



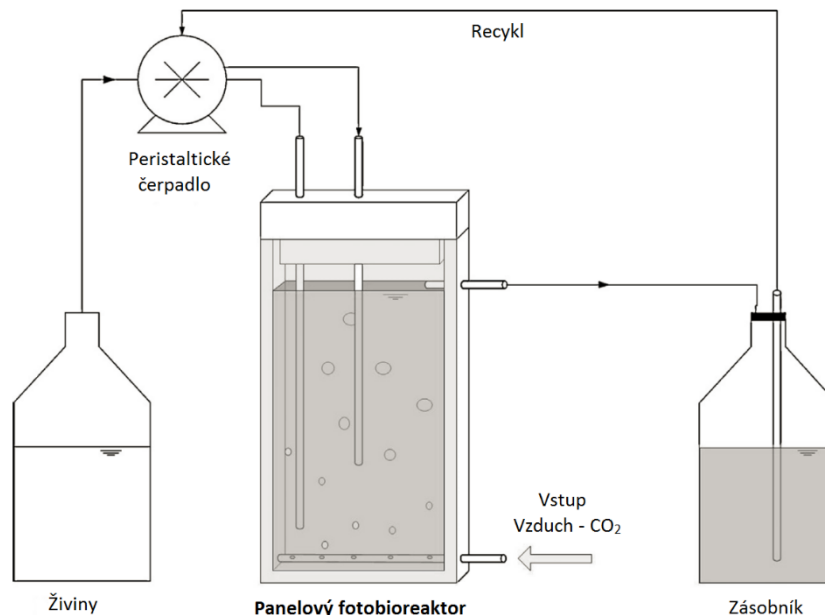
Obrázek 2. Fotobioreaktory a, Panelový fotobioreaktor; b, Vertikální tubulární fotobioreaktor; c, Horizontální tubulární fotobioreaktor; d, Plastové pytle [9]

Na celém světě je používáno mnoho nejrůznějších typů fotobioreaktorů (Obrázek 2.), jejichž výběr se řídí druhem kultivovaných mikrořas, účelem kultivace a lokalitou. Z některých studií vyplývá jako nejvíce efektivní tzv. tubulární typ fotobioreaktoru (Obrázek 3.). Tento typ je tvořen vertikálním nebo horizontálním systémem skleněných či plastových trubek, které tvoří kultivační smyčku. Průměr trubek nepřesahuje více než 10 cm, aby bylo zajištěno optimální průměrné osvětlení mikrořas. Cirkulace je zajištěna peristaltickými nebo membránovými čerpadly, které oproti odstředivým čerpadlům vytvářejí menší hydrodynamické napětí, a tím jsou šetrnější ke kultivovaným mikrořasám. Součástí těchto typů fotobioreaktorů je probublávaná nádrž, ve které dochází k difuzi potřebných živin do kultivačního média [1,2,3,9].



Obrázek 3. Schéma horizontálního tubulárního fotobioreaktoru [2]

Dalším typem jsou panelové fotobioreaktory (Obrázek 4.). Oproti tubulárním je cirkulační smyčka vedena přes ploché průhledné desky a je tím docíleno maximální zachytávání sluneční energie. Úsek plochých panelů si můžeme představit jako kanál o tloušťce průměrně 10 mm v němž je míchání kultivačního a cirkulace kultivačního média zajištěno probubláváním ze dna desky [15]. Porovnání produkce různých typu fotobioreaktorů je uvedeno v Tabulce 12.



Obrázek 4. Schéma panelového fotobioreaktoru [15]

Mezi výhody fotobioreaktorů patří dobré promíchávání vlivem turbulentního proudění, reprodukovatelné kultivační podmínky a snížené riziko kontaminace, což umožňuje pěstování vysoce hodnotných mikrořas. Oproti otevřeným kultivačním

systemům jsou pořizovací i provozní náklady vyšší, jelikož fotobioreaktory potřebují přísnou kontrolu akumulace kyslíku a chlazení. Nevýhodou uzavřených systémů je především čištění celého systému. Také dochází ke stárnutí materiálu, což může vést k inhibici růstu mikrořas, vlivem nedostatečného osvětlení [1,2,3,9].

Tabulka 12: Produktivita a koncentrace řasové biomasy v uzavřených systémech [14]

Druh Mikrořasy	Typ fotobioreaktoru	Objem forobioreaktoru [l]	Koncentrace [g _{řas} ·l ⁻¹]	Plošná produktivita [g _{řas} ·m ⁻² ·d ⁻¹]	Objemová produktivita [g _{řas} ·l ⁻¹ ·d ⁻¹]
<i>Porphyridium cruentum</i>	Tubulární	200	3	-	1,5
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	Tubulární	200	-	20	1,2
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	Tubulární	200	-	32	1,9
<i>Chlorella sorokiniana</i>	Tubulární	6	1,5	-	1,47
<i>Arthrospira platensis</i>	Tubulární	11	6	47,7	2,7
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	Tubulární	75	-	-	1,4
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Tubulární	25 000	-	13	0,05
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Sloupcový	55	1,4	-	0,06
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Tubulární	55	7	-	0,41
<i>Nannochloropsis sp.</i>	Panelový	440	-	-	0,27
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Panelový	25 000	-	10,2	-
<i>Spirulina platensis</i>	Tubulární	5,5	-	-	0,42
<i>Arthrospira</i>	Tubulární	146	2,37	25,4	1,15
<i>Chlorella</i>	Panelový	400	-	22,8	3,8
<i>Chlorella</i>	Panelový	400	-	19,4	3,2
<i>Tetraselmis</i>	Sloupcový	1 000	1,7	38,2	0,42
<i>Chlorococcum</i>	Parabolický	70	1,5	14,9	0,009
<i>Chlorococcum</i>	Kupolovitý	130	1,5	11	0,1

2.3.4. Porovnání

V Tabulce 13. jsou porovnány výhody a omezení některých vybraných typů kultivačních zařízení. Volba vhodného typu závisí především na umístění a požadavcích na výsledný produkt.

Tabulka 13: Výhody a omezení vybraných typů kultivačních zařízení [14]

Kultivační systém	Výhody	Omezení
Oběžný náhon	Relativně levný Snadné čištění Využití nezemědělské půdy Nízké energetická náročnost Snadná obsluha	Nízká produktivita biomasy Vyžaduje velkou plochu pozemku Použitelné jen pro některé druhy mikrořas Špatné míchání, osvětlení a využití CO ₂ Snadno kontaminovatelné
Tubulární fotobioreaktor	Osvětlení velké plochy Vhodné i pro venkovní druhy mikrořasy Relativně levné Dobrá produktivita biomasy	Fouling Jiný stupeň růstu na stěně Vyžaduje velkou plochu pozemku Gradient pH, O ₂ a CO ₂ podél trubek
Panelový fotobioreaktor	Vysoká produktivita biomasy Snadná sterilizace Nízká akumulace kyslíku Snadno temperovatelný Dobré osvětlení Osvětlení velké plochy Vhodné i pro venkovní druhy mikrořasy	Obtížný scale-up Obtížná kontrola teploty Malé hydrodynamické napětí Jiný stupeň růstu na stěně
Sloupcový fotobioreaktor	Kompaktní Vysoký stupeň přenosu hmoty Nízké energetická náročnost Dobré míchání s nízkým hydrodynamickým napětím Snadná sterilizace Snížená fotoinhibace a fotooxidace	Osvětlení malé plochy Dražší oproti otevřeným systémům Smykové napětí Složitá konstrukce

Rozhodujícím faktorem při volbě jsou poté finance, a to jak z hlediska pořizovacích, tak i z hlediska provozních nákladů. V Tabulce 14. je uvedeno porovnání oběžného náhonu a fotobioreaktoru při stejné roční produkci biomasy a stejné roční spotřebě oxidu uhličitého s ohledem na výtěžek oleje. Z porovnání je patrné že fotobioreaktor produkuje více jak 2krát větší množství oleje na hektar. To je způsobeno 13krát větším produkovaným objemem biomasy. Nevýhodou je že fotobioreaktory jsou technicky složitější a tím pádem i dražší a náročnější na provoz, a to je hlavní důvod, proč jsou momentálně využívány spíše otevřené kultivační systémy.

Tabulka 14: Porovnání fotobioreaktoru a oběžného náhonu [8]

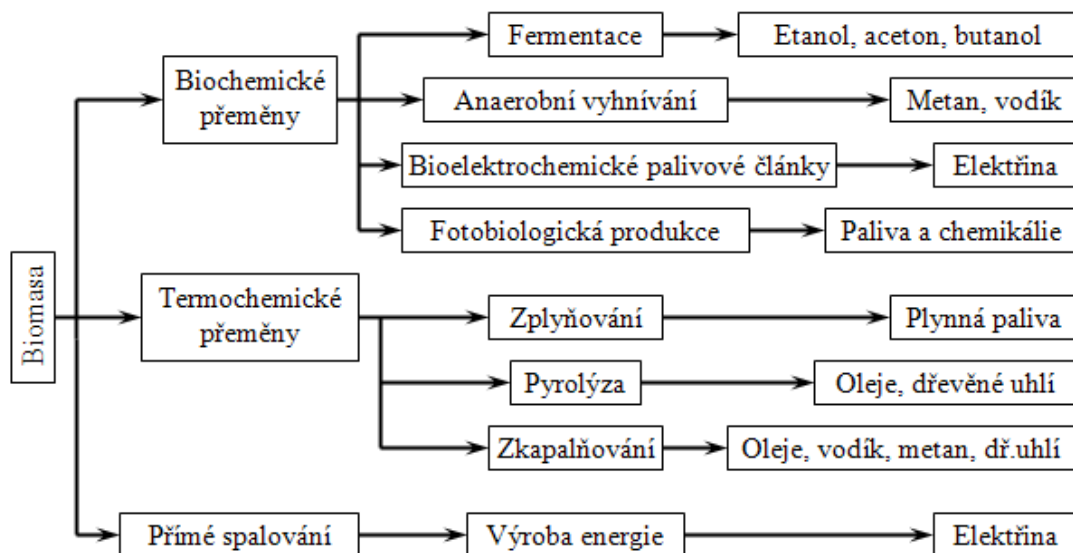
Parametr	Fotobioreaktory	Oběžné náhony
Roční produkce biomasy [kg]	100 000	100 000
Objemová produktivita [$\text{kg}_{\text{řas}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$]	1,535	0,117
Plošná produktivita [$\text{g}_{\text{řas}} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$]	0,72	0,35
Koncentrace [$\text{g}_{\text{řas}} \cdot \text{l}^{-1}$]	4,00	0,14
Rozloha zařízení [m^2]	5681	7828
Výtěžek oleje [$\text{m}^3 \cdot \text{ha}^{-1}$]	136,9 ^a 58,7 ^b	99,4 ^a 42,6 ^b
Roční spotřeba CO ₂ [kg]	183,333	183,333
Technické údaje systému	132 paralelně zapojených trubek na jednotku, 80 m dlouhé trubky o průměru 0,06 m	Plocha 987 m ² na jednotku, 82 m délka a 12 m šířka jednotky, 0,3 m hloubka
Počet jednotek	6	8

^a při 70 % obsahu olejů v biomase

^b při 30 % obsahu olejů v biomase

3. Produkty

Mikrořasy jsou zdrojem řady produktů jako jsou nenasycené omega 3- a 6-mastné kyseliny, vitamíny, karotenoidy nebo chlorofyl, které jsou žádány v potravinářství, farmacii a kosmetice [1]. Dále mohou být díky vysokému obsahu bílkovin využívány jako doplněk stravy nebo krmiv. Další využití mikrořas může být k produkci řasové biomasy, která je následně různými procesy přeměněna a využívána jako zdroj energie (Obrázek 5.). Tato práce je však zaměřena na extrakci lipidů z mikrořas za účelem výroby biopaliv různých druhů, a proto si v této kapitole uvedeme některé druhy biopaliv, které je možné z mikrořas vyrábět [17].



Obrázek 5. Procesy přeměny řasové biomasy na energii [18]

3.1. Bio-olej

Olej rostlinného původu je základní surovinou pro výrobu bionafty. Momentálně jsou nejpoužívanějším zdrojem rostlinných olejů tzv. energetické plodiny, což jsou plodiny s vysokým obsahem olejů. Mezi tyto plodiny patří řepka olejka, kukuřice, slunečnice, sója aj. Oproti těmto energetickým plodinám se mikrořasy jeví jako výhodnější zdroj olejů rostlinného původu. Důvodem je mnohem většího vyprodukované množství oleje na stejné rozloze (Tabulka 15.). Mikrořasy mohou na jeden hektar vyprodukovat 10 až 100krát větší množství oleje než jiné energetické plodiny [2,18].

Tabulka 15: Porovnání jednotlivých plodin a mikrořas dle výtěžku oleje [8]

Plodina	Výtěžek oleje [$l \cdot ha^{-1}$]
Kukuřice	172
Sója	446
Řepka olejka	1 190
Jatropha	1 892
Kokos	2 689
Palma olejná	5 950
Mikrořasy ^a	136 900
Mikrořasy ^b	58 700

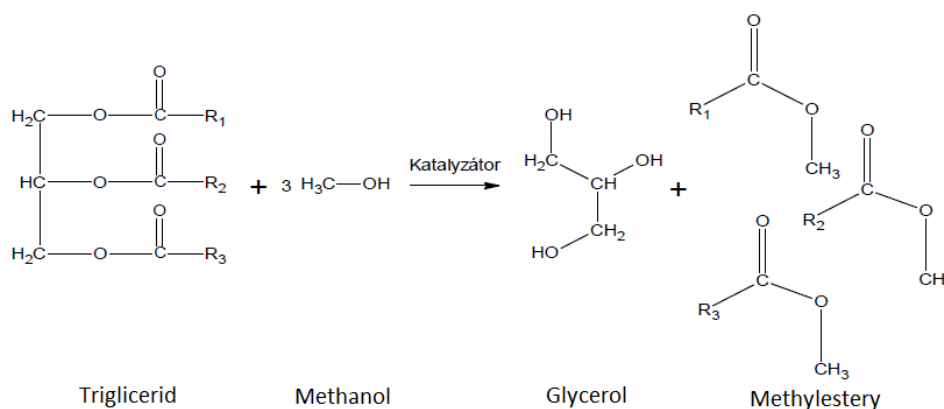
^a při 70 % obsahu olejů v biomase

^b při 30 % obsahu olejů v biomase

3.2. Bionafta

V současnosti je k výrobě bionafty používán především olej rostlinného původu pocházející právě z energetických plodin. K výrobě se také používají oleje z živočišných tuků. Výhodou bionafty je její netoxičita a snadná odbouratelnost. Bionafta je schopna se v přírodě rozložit z 95 % během měsíce, což je její výhoda oproti běžné naftě, která se za stejný čas rozloží jen ze 40 %.

„Typicky užívanou metodou výroby bionafty je transesterifikace (Obrázek 6). Při transesterifikaci reagují triglyceridy s methanolem za vzniku methylesterů a glycerolu. K získání jednoho molu glycerolu a tří molů methylesteru jsou třeba tři moly alkoholu na každý mol triglyceridu. Při průmyslové výrobě se využívá na každý mol triglyceridu 6 molů methanolu. Nadbytek methanolu je nezbytný pro zajištění běhu reakce ve prospěch methylesterů a tedy bionafty. Transesterifikace může být katalyzována kyselinami, zásadami nebo enzymem lipázou. Zásaditá katalýza je oproti kyselé 4000krát rychlejší, a proto je v komerčním měřítku užívanější“ [2,18].



Obrázek 6. Transesterifikace [2]

Transesterifikace probíhá při teplotách okolo 60 °C za atmosférického tlaku podobu zhruba 90 minut. V posledním kroku se z bionafty odstraňují zbytky methanolu a glycerolu tak, že se bionafta promývá vodou, která na sebe tyto zbytky naváže.

3.3. Bioethanol

V současnosti je bioethanol vyráběn z biomasy obsahující cukry, škrob nebo celulózu. Nejpoužívanější plodinou pro výrobu bioethanolu je momentálně kukuřice, která obsahuje více než 60 % hm. škrobu. Pro jeho výrobu se jeví mikrořasy jako vhodný zdroj, jelikož některé druhy mikrořas mohou obsahovat až 50 % hm. škrobu.

Bioethanol je vyráběn alkoholovou fermentací biomasy. Celý fermentační proces probíhá v tzv. fermentorech. Fermentory jsou velké nádrže, do kterých jsou v případě použití biomasy řasového původu přidány nejprve enzymy. Tyto enzymy přemění škrob na jednoduché cukry. V dalším kroku jsou přidány kvasnice a tím začíná samotný fermentační proces jehož produktem je ethanol. Takto vzniklý ethanol je odebírán a dávkován do destilační jednotky, kde je koncentrován a následně čištěn. Samotné zbytky z procesu fermentace mohou být využívány ke zplyňování nebo jako krmivo [2,18].

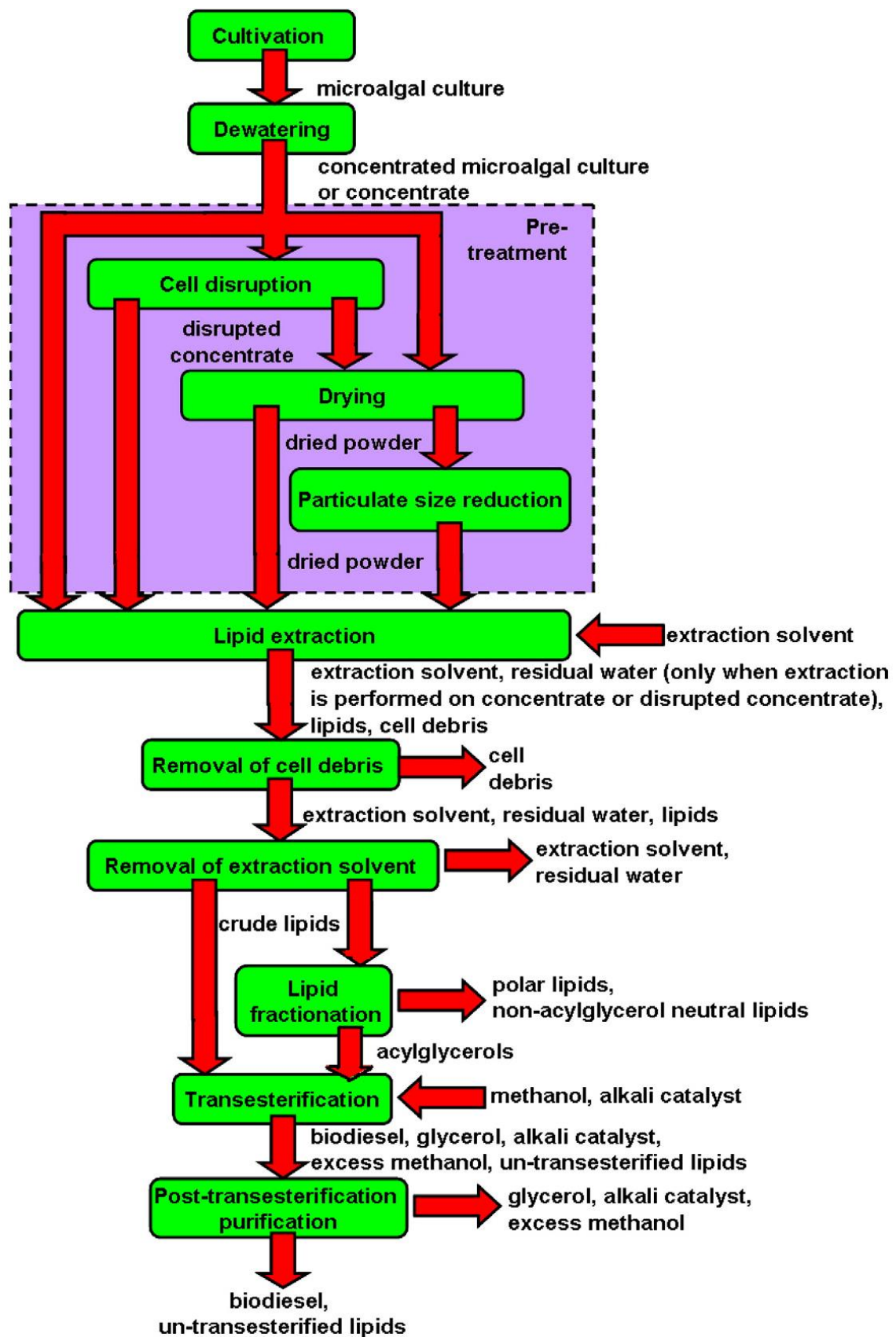
3.4. Bioplyn a biomethan

Bioplyn je směs plynného methanu a oxidu uhličitého, která obsahuje v malém množství i jiné složky. Tento produkt je výsledkem anaerobního fermentace, což je fermentace bez přístupu kyslíku.

Bioplyn z biomasy řasového původu je možné vyrábět anaerobním termickým rozkladem, což znamená že se biomasa ohřeje až na mez termické stability a organické sloučeniny se vlivem teploty začnou štěpit na nízkomolekulární produkty a pevný zbytek. Tento proces se nazývá pyrolýza [2,18].

4. Technologie a zařízení pro získávání lipidů z mikrořas

Tato část práce je zaměřena na technologie a zařízení pro extrakci lipidů z mikrořas. Předpokládá se, že výchozí surovinou pro jejich extrakci jsou mikrořasy produkované v kultivačních systémech. Takto vyprodukované mikrořasy musí projít řadou technologických procesů (Obrázek 7.), díky kterým dostaneme základní surovinu pro výrobu biopaliv [2,18].



Obrázek 7. Procesní schéma postupu při výrobě bionafty z mikrořas [2]

4.1. Sklizeň mikrořas

Na výstupu z kultivačních systémů jsou mikrořasy obsaženy v kultivačním médiu, které je tvořeno z největší části vodou. Koncentrace mikrořas v tomto médiu je velmi nízká (maximálně $8 \text{ g}_{\text{řas}} \cdot \text{l}^{-1}$) a pokud by obsah lipidů v těchto řasách byl např. 50 % hm., tak to znamená že v jenom litru vody jsou obsaženy maximálně 4 g lipidů. Pokud bychom uvažovali o komerční produkci lipidů v řádech jednotek tun za den, byli bychom nuceni pracovat s obrovským množstvím hmoty, a to by znamenalo velkou spotřebu energie na dopravu této hmoty. Tato voda by představovala další překážku i při samotné extrakci, protože by zabraňovala rozpouštědlům navázat na sebe lipidy a při destilaci bychom spotřebovali obrovské množství tepla k jejímu odpaření. Z provozních a investičních nákladů (vzhledem k zpracovávanému objemu hmoty by zařízení byla obrovská a jejich provoz velmi nákladný) je tento přístup utopie. Proto je důležité se v první fázi zaměřit především na odstranění co možná největšího množství vody.

Vzhledem k velmi malé velikosti mikrořas, pohybující se podle druhu v rozmezí 0,2 až 30 μm , je jejich separace od vody technologicky náročný proces. Sklizeň tvoří 20 až 30 % z celkové ceny produkované biomasy [2]. Výběr vhodné technologie sklizně závisí především na charakteristikách mikrořas, jako jsou velikost, hustota a cílová koncentrace produktu. Obecně je známo, že sklizeň řas je dvoustupňový proces zahrnující:

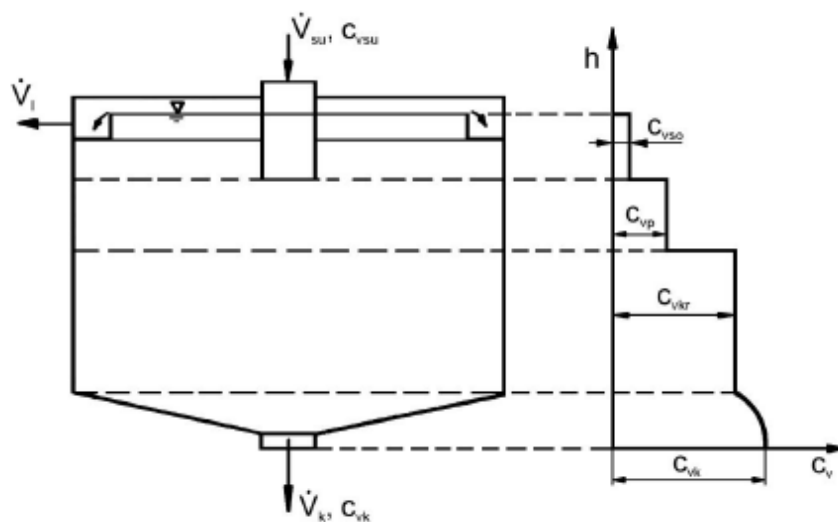
1. Hromadnou sklizeň – zaměřenou na oddělení řasové biomasy od velké části kultivačního média, aby hmotnostní koncentrace řasové biomasy v suspenzi dosáhla 2 až 7 %. To je závislé na počáteční koncentraci a použitých technologiích (gravitační sedimentace, flokulace, flotace)
2. Zahuštění – výsledkem tohoto procesu je koncentrovaná kaše. Obecně je tento krok oproti hromadné sklizni energeticky náročnější, z důvodu použitých technologií jako je centrifugace, filtrace nebo agregace ultrazvukem [14].

4.1.1. Gravitační sedimentace

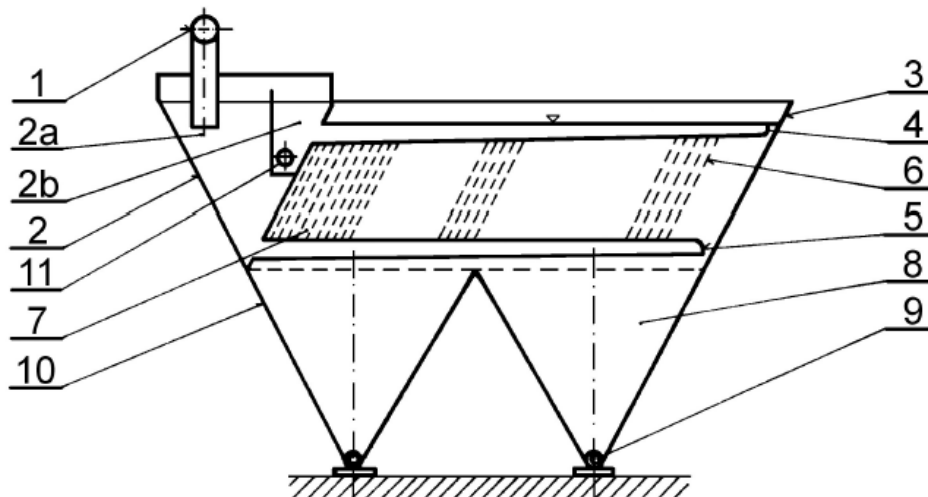
Gravitační sedimentace je nejběžněji používaná technologie pro odstraňování mikroorganismů v čistírnách odpadních vod. Vzhledem ke složení můžeme tuto směs označit za suspenzi, což znamená že mikrořasy jsou brány jako pevné částice obsažené v kapalné kontinuální fázi. Charakteristiky sedimentace suspendovaných pevných částic

jsou určeny hustotou, průměrem a sedimentační rychlostí částic v kontinuální fázi. Dalším parametrem je odporová síla kontinuální fáze působící na částice. Hodnoty těchto parametrů jsou závislé na oblasti, ve které usazování probíhá – Stokesova, přechodová a Newtonova oblast. Hranice těchto oblastí jsou udány mezními hodnotami Reynoldsova čísla, které je závislé na rychlosti proudění kontinuální fáze. Další charakteristikou usazování suspenzí je tzv. zahušťovací křivka, což je graficky vynesená závislost výšky rozhraní mezi čirou kapalinou a usazující se suspenzí v závislosti na čase [10,14,19].

Tato metoda je však vhodná jen pro některé druhy mikrořas, jejichž průměr se pohybuje minimálně okolo 70 μm jako je mikrořasa druhu *Spirulina*. Průměr většiny druhů mikrořas je menší než 30 μm . Odstraňování pevných částic gravitační sedimentací je závislé především na hustotě částic, a mikrořasy mají srovnatelnou hustotu s vodou. Při těchto parametrech je usazovací rychlost mikrořas menší než $10^{-6} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$, a aby byla sedimentace efektivní je třeba sedimentační rychlost vyšší než $10^{-4} \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Na Obrázku 8. je znázorněno schéma běžně užívaného kontinuálního usazováku. Zvýšení účinnosti sklízň mikrořas sedimentací může být dosaženo použitím lamelového usazováku (Obrázek 9.). Pro sklízení vysoce hodnotných druhů mikrořas je upřednostňována metoda sklízň flotací [10,14].



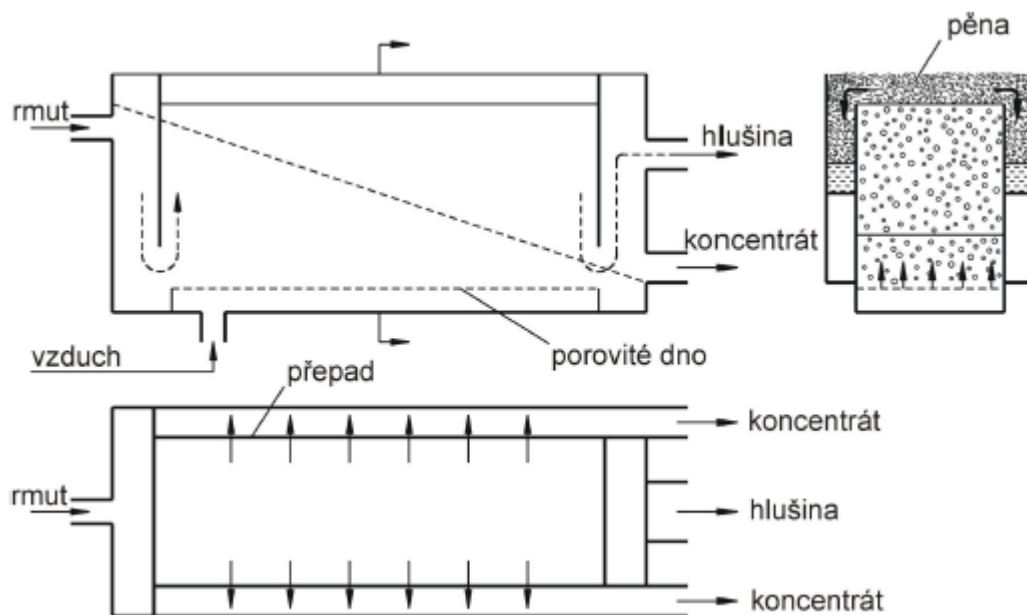
Obrázek 8. Schéma kontinuálního usazováku pro zahušťování suspenzí [19]



Obrázek 9. Schéma lamelového usazováku 1- Přívodní trubka; 2- Nátoková komora; 2a- Vstupní část; 2b- Výstupní část; 3- Horní stěny; 4- Přepadové žlaby; 5- Štěrbinové rozvaděče; 6- Lamely; 7- Účinný prostor; 8- Zahušťovací prostor; 9- Míchací a vyhrnovací šnek; 10- Spodní nádoba; 11- Odtahová trubka [19]

4.1.2. Flotace

Flotace je často používaná metoda dělení směsí při čištění odpadních vod a rozrušování různých komponent z mletých rudných surovin. Bylo dokázáno že flotace je mnohem účinnější a výhodnější metoda sklízení mikrořas oproti sedimentaci. Tento proces spočívá v přivádění dispergovaných vzdušných bublin do heterogenní soustavy kapalina – pevná fáze. Pevná fáze ulpívá na povrchu těchto dispergovaných bublin a je vynášena na hladinu ve formě pěny odkud je odváděna. Nevýhodou této metody může být nutnost použití flokulantu jako přísady, která bude podporovat zachytávání buněk mikrořas na bublinách. Avšak některé druhy mikrořas plavou přirozeně na hladině, což je zapříčiněno jejich vysokým obsahem lipidů. Flotací můžeme zachytit buňky mikrořas o průměru menším než 50 μm . Podstatou tohoto děje je smáčivost mezi kapalinou a pevnou fází, která je dána tzv. styčným úhlem [18]. Na Obrázku 10. je zobrazeno schéma žlabového flotátoru, který je tvořen obdélníkovým kanálem, ve kterém od vstupní strany k výstupnímu přepadu protéká samovolně rmut [2,10,14,19].



Obrázek 10. Schéma pneumatického žlabového flotátoru [19]

V Tabulce 16. jsou uvedeny typické návrhové parametry zařízení pro flotaci rozpuštěným vzduchem za účelem úpravy pitné vody.

Tabulka 16: Typické návrhové parametry flotace rozpuštěným vzduchem [20]

Návrhový parametr	Hodnoty parametru
Povrchové zatížení [$\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$]	10 - 20
Doba zdržení v separační zóně [s]	60 - 240
Hloubka [m]	1,5 – 3,2
Pracovní tlak v saturátoru [kPa]	400 – 620
Velikost bublin [μm]	10 - 100
Koncentrace bublin [$1\cdot\text{ml}^{-1}$]	$1,0 - 2,0 \cdot 10^5$

Důležitým parametrem pro stanovení velikosti zařízení je povrchové zatížení. Povrchové zatížení je poměr objemu zpracovávané suspenze za jednotku času a plochou hladiny. Tento parametr je závislý na druhu odstraňovaných částic. V tabulce níže jsou uvedeny typické hodnoty povrchového zatížení pro vybrané druhy částic.

Tabulka 17: Typické hodnoty povrchového zatížení vybraných druhů odstraňovaných částic [20]

Druh částic	Povrchové zatížení [$\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$]
Odstraňování zákalu	1,7
Odstraňování barvy	1,2
Odstraňování řas	0,8

4.1.3. Flokulace

Ve většině případů je flotace používána jako první přípravný stupeň hromadné sklizně před jinými způsoby sklizně, jako je filtrace flotace nebo gravitační sedimentace. Cílem flokulace je agregace buněk mikrořas v suspenzi, což znamená že se buňky shlukují do tzv. flokulí. Buňky mikrořas mají negativní povrchový náboj, což při jejich sklizni zvyšuje obtížnost jejich separace z vody. Přidáním flokulantu je tento negativní náboj snížen, tím jsou sníženy i odpudivé síly, a to má za následek vytvoření flokulí. Velikost některých druhů mikrořas se pohybuje v řádech jednotek až desítek μm . Při použití flotace je velikost výsledných flokulí větší než $100 \mu\text{m}$. [10,21].

4.1.3.1. Flokulace pomocí flokulačních činidel

Kladně nabitá flokulační činidla lokálně obrací náboj, tím snižují odpudivé síly, a vytvářejí jakési můstky mezi buňkami mikrořas. „*Ideální flokulační činidlo by mělo být levné, netoxické, účinné při nízkých koncentracích a nemělo by negativně ovlivňovat následné zpracování biomasy*“ [21]. Flokulační činidla se dále dělí na soli kovů, polymery a magnetické částice.

Povrchový náboj dobře neutralizují nebo snižují anorganické soli kovů na bázi železa nebo hliníku. Chlorid železitý FeCl_3 , síran hlinitý $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ a síran železitý ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) jsou běžně užívaná činidla tohoto druhu. Použití těchto činidel vede ke kontaminaci biomasy. Ačkoli se hojně využívají pro flokulaci řas v čistírnách odpadních vod, najde tato kontaminovaná biomasa jen omezené využití. Další jejich nevýhoda spočívá v efektivním využití jen pro některé druhy řas, velká citlivost na pH a potřeba velkého množství činidla.

Flokulace pomocí polymerů je závislá na mnoha faktorech, mezi něž patří množství, hmotnost a hustota nábojů na povrchu polymerů, pH a míchání suspenze a koncentrace řas v suspenzi. Jejich použití je omezeno jen na sladkovodní prostředí, jelikož slané prostředí svými vysokými iontovými silami vede k inhibici flokulace. Mezi flokulační činidla na bázi polymerů patří například polyakrylamid, kationtové polymery, chitosan, kationtový škrob a další. Nevýhodou těchto polymerů je jejich vysoká cena, která je v případě jejich použití srovnatelná s centrifugací.

Poslední dobou jsou v mnoha odvětvích, včetně biotechnologie, studovány

magnetické částice, skládající se nejčastěji z magnetitu (Fe_3O_4). Důležitým parametrem flokulace tímto činidlem je hodnota pH. Přitažlivé síly mezi mikrořasou a magnetickými částicemi klesají, pokud se zvyšuje hodnota pH. Jejich největšími výhodami při sklizni mikrořas jsou biokompatibilita, snadná manipulace a šetrnost k mikrořasám díky rychlé a selektivní separaci působením magnetického pole. Další výhodou je možnost opětovného použití kultivačního média, což šetří náklady na kultivaci. Hlavní nevýhodou je prozatím velmi vysoká cena.

Vzhledem k uvedeným nevýhodám a nákladům výše zmíněných flokulačních činidel, byla v poslední době projevována snaha o nahrazení těchto činidel levnějšími alternativami, jako je využití odpadního materiálu z pivovarnického průmyslu. Tímto odpadem mohou být kvasinky nebo mláto z nichž se modifikací buněčných stěn vytvoří účinné flokulační činidlo [21]. V Tabulce 18. je porovnání vlivu různých druhů flokulačních činidel na účinnost flokulace.

Tabulka 18: Vliv různých druhů flokulačních činidel a přítomnost extracelulárních produktů řas na dávku flokulantu a účinnost flokulace na mikrořasu druhu *Chlorella* [21]

Flokulační činidlo	Dávka činidla [$\text{mg}\cdot\text{g}_{\text{řas}}^{-1}$]	Účinnost flokulace [%]	Přítomnost extracelulárních produktů	Cena za kg [Kč]
Kationtová kasiová guma	46,6	93	Ano	120
Magnetické částice MagSilica 50-85	3 000	90	Ano	-
Holé magnetické částice	380	90	Ano	-
Chitosan	300	85	Ano	650
Chitosan	32	85	Ne	650
Kationtový škrob Greenfloc 120	360	85	Ano	25-75
Kationtový škrob Greenfloc 120	80	85	Ne	-
Síran hlinitý	460	85	Ano	-
Chitosan- Fe_3O_4 nanočástice	1 400	99	Ano	-
Modifikované stěny kvasinek	51	90	Ano	-
Modifikované stěny kvasinek	0,4	91	Ne	-
DEAE mláto	655	94	Ne	91
DEAE mláto	5180	70	Ano	91
DEAE kvasinky	154	91	Ne	91
DEAE kvasinky	2300	83	Ano	91
Chlorid železitý	-	-	-	89
Síran hlinitý	-	-	-	18

DEAE - Diethylethylamin hydrochlorid

Účinnost flokulace je poměr částic agregujících ve flokule a částic vstupujících do flokulace [21].

4.1.3.2. Autoflokulace

K autoflokulaci může dojít spontánně již při kultivaci mikrořas. Flokulace se projevuje v důsledku zvýšení hodnoty pH, kdy dochází k precipitaci látek, které neutralizují náboj buněk mikrořas a začnou se vytvářet flokule. Tyto precipitáty jsou vápenaté a hořečnaté ionty, a proto sklízená biomasa obsahuje vysoké koncentrace minerálů. Výhodami autoflokulace jsou netoxičita, což umožňuje recyklaci kultivačního media, a menší náklady, protože není potřeba použití flokulačních činidel. Zvýšení hodnoty pH má negativní vliv na patogenní organismy, což může být využito při čištění odpadních vod. Na druhou vysoké pH má za následek změny ve složení mikrořas. I přes řadu výhod není tato metoda spolehlivá pro řízenou flokulaci. Z tohoto důvodu je nevhodná pro průmyslové využití [21].

4.1.3.3. Bioflokulace

Bioflokulace je stejně jako autoflokulace spontánní a nejčastěji k ní dochází v přírodních nádržích. Existují některé druhy řas flokulující samovolně. Tyto druhy řas by mohly být kultivovány odděleně a poté přidávány jako flokulační činidlo. Dalším iniciátorem flokulace může být způsobená činností bakterií a hub. Pokud by samovolně flokulující mikrořasy, bakterie nebo houby byly společně kultivovány s mikrořasami znamenalo by to, že si do kultivačního média zanášíme kontaminaci. Stejně jako mikrořasy i tyto mikroorganismy vyžadují ke svému růstu zdroj uhlíku a energie obsažené v médiu. Kontaminace však může být prospěšná pro využití biomasy za účelem produkce biopaliv, protože tyto mikroorganismy mohou přispět k vyššímu obsahu lipidů. Další výhodou jsou menší náklady a eliminace požití chemických látek, netoxičitu. Díky těmto vlastnostem se tato metoda jeví do budoucna jako méně nákladná alternativa oproti jiným metodám [21].

4.1.3.4. Elektroflokulace

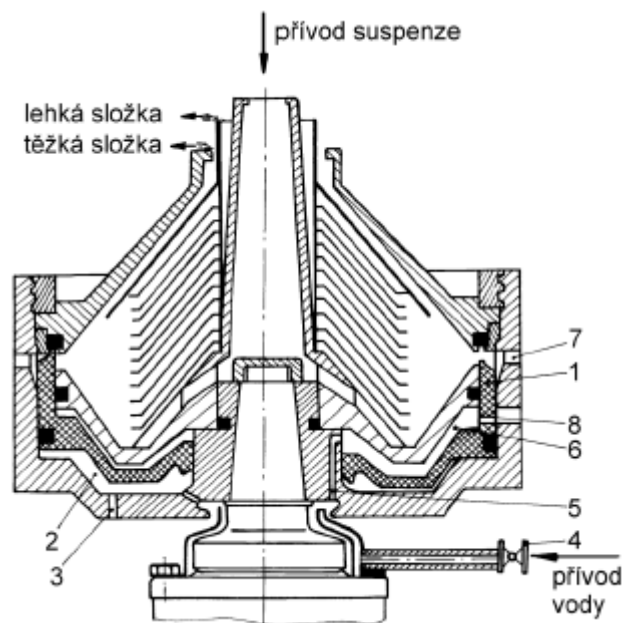
Elektroflotace je šetrný způsob sklizení řas pomocí elektrické síly. Tato metoda je založena na separaci mikrořasových buněk se záporným povrchovým nábojem působením elektrického pole. I přes vysokou účinnost flokulace je tato metoda příliš nákladná na spotřebu energie. Snížení spotřeby energie může být dosaženo optimalizací

doby elektroflokulace. Dobu elektroflokulace lze zkrátit použitím flotace nebo mícháním suspenze bezprostředně po elektroflokulaci, což má za následek zvýšení pravděpodobnosti kontaktu buněk a rychlejší agregaci. V současnosti je průmyslová aplikace této metody nemožná kvůli technickým překážkám, které by u velkého zařízení měly vliv na provozní parametry [21].

4.1.4. Centrifugace

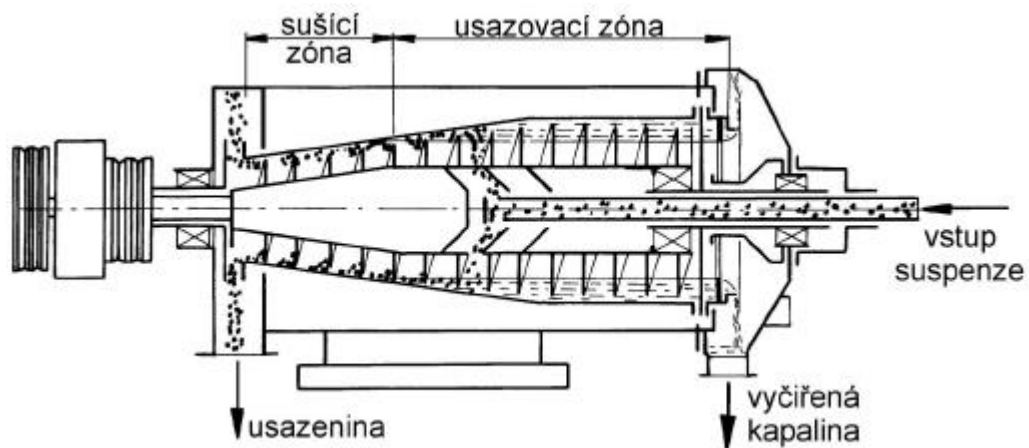
Centrifugace je metoda dělení heterogenních směsí působením odstředivé síly. Zařízení pro centrifugaci se nazývají odstředivky. Odstředivky je vhodné použít k dělení suspenzí malých částic z kapalné fáze a při sklizení jsou využívána především jako druhý zahušťovací stupeň. Tato metoda je poměrně rychlá a efektivní. Nevýhodou této metody jsou vysoké náklady na energii a údržbu. Pro velkoobjemové sklizení řas jsou využívány kontinuálně pracující talířové a dekantální odstředivky [22].

Talířovou odstředivku (Obrázek 11.) si lze představit jako rotující buben rozdělený paralelními přepážkami ve sklonu ke směru působení odstředivé síly. Tyto přepážky rozdělují buben na tenké vrstvy zkracující dobu sedimentace při zachování rychlosti průtoku oproti bubnovým odstředivkám [22].



Obrázek 11. Talířová usazovací odstředivka se šoupátkovým odpouštěním kalu 1- Pistové šoupátko; 2- Prostor pro uzavírací kapalinu; 3- Přepadový otvor; 4- Přívodní kohout; 5- Přívodní kanálek; 6- Prostor pro kapalinu; 7- Otvory pro výstup kalu; 8- Otvor pro výstup ovládací kapaliny [22]

Dekantační odstředivky (Obrázek 12.) se skládají ze dvou horizontálních rotorů, vnějšího s plným pláštěm a vnitřního. Vnitřní rotor je opatřen na svém obvodu pásem šroubového tvaru a zpravidla se otáčí o něco pomaleji než vnější buben. Suspenze je přiváděna do středu vnitřního rotoru nepohyblivou trubkou a v prostoru mezi rotory se suspenze vlivem odstředivých sil usazuje ve dvou vrstvách, tuhé a kapalné. Tuhá vrstva je vynášena šnekem ke konci kuželové části, kde vypadává. Vyčiřená kapalina přepadává přes hranu přepážky mezi rotory [22,23].



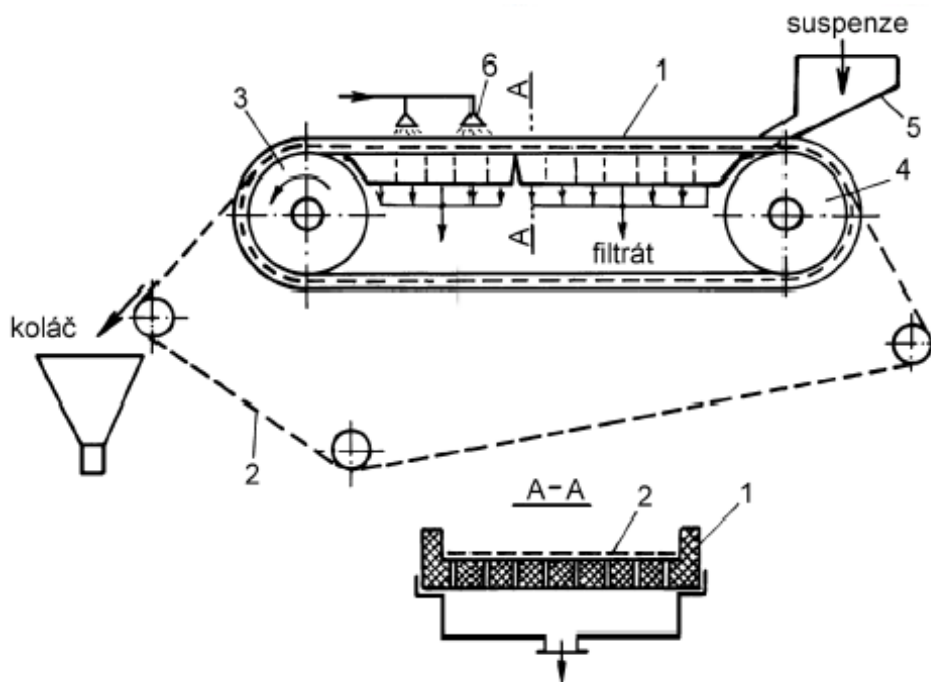
Obrázek 12. Schéma dekantální odstředivky [22]

4.1.5. Filtrace

Filtrace je další metoda sklizně řas využitelná pro zahuštění biomasy. Existuje mnoho filtračních zařízení, ale vzhledem k velikosti mikrořas je jejich aplikace na sklizení omezena jen na pár typů těchto zařízení.

4.1.5.1. Konvenční filtrace

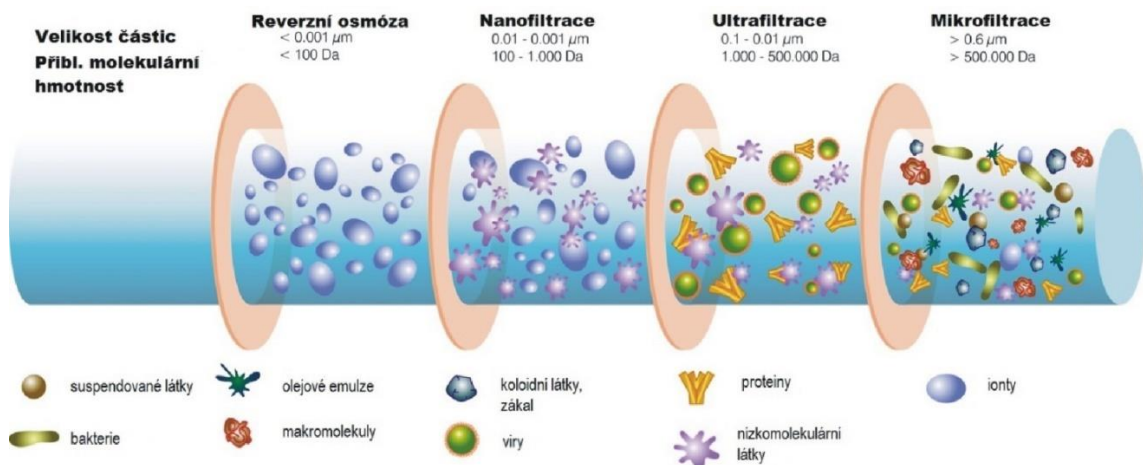
Tato metoda je vhodná jen pro relativně velké mikrořasy. Jako filtrační přepážka se používají husté tkaniny z textilních vláken, nebo filtrační plachetky ze syntetických vláken v kombinaci s kovovými sítý jako nosným podkladem. U této metody je využit princip náplavné filtrace, kdy je na filtrační přepážku přiváděna suspenze, která postupným odvodňováním vytvoří na filtrační přepážce vrstvu pevných částic. Vrstva slouží jako filtrační koláč a naplavující se pevné částice se zachytávají v mělkých vrstvách tohoto filtračního koláče. Na Obrázku 13. je znázorněno schéma takto pracujícího filtračního zařízení [1,23,24].



Obrázek 13. Pásový filtr 1- Pryžový pás; 2- Filtrační plachetka; 3- Hnací buben; 4- Napínací buben; 5- Přívod suspenze; 6- Přívod promývací vody [19]

4.1.5.2. Membránová filtrace

Pro sklizeň menších mikrořas lze využít membránové technologie. Na rozdíl od konvenční filtrace, membránová filtrace separuje částice pomocí membrán, která tvoří ucelenou bariéru mezi vodou a separovanými látkami. Membránové procesy se dělí dle velikosti separovaných částic na mikrofiltraci, ultrafiltraci, nanofiltraci a reverzní osmózu. Na obrázku 14. je filtrační spektrum jednotlivých membránových procesů. Mezi výhody membránové filtrace patří vysoká kvalita a účinnost separace a snížení spotřeby chemikálií. Nevýhodou jsou poměrně vysoké náklady na údržbu a provoz [24].



Obrázek 14. Filtrační spektrum membránových procesů [24]

4.1.6. Porovnání metod sklizně

Z možných metod hromadné sklizně jsou flotace i gravitační sedimentace využitelné v komerčním měřítku. Pro sklizeň cenných mikrořas je však obvykle nutná přítomnost flokulantu. Porovnání těchto metod je uvedeno v Tabulce 19. V Tabulce 20. je porovnání těchto metod z hlediska účinnosti separace na některé druhy mikrořas. Přehled vlastností zahušťovacích metod je uveden v Tabulce 21.

Tabulka 19: Porovnání metod hromadné sklizně [2]

Metoda	Velikost sep. částic [μm]	Koncentrace po separaci [% hm]	Hlavní výhody	Hlavní omezení
Gravitační sedimentace	> 70	0,5 - 3	Nízká cena	Pomalé Nespolehlivé
Flotace	< 50	3 - 6	Možné využití ve velkém měřítku	Nutná přítomnost flokulantu

Tabulka 20: Porovnání účinností separace některých druhů mikrořas metodami hromadné sklizně [20]

Druh mikrořasy	Počet buněk v suspenzi [buněk· ml ⁻¹]	po sedimentaci [buněk· ml ⁻¹]	po flotaci [buněk· ml ⁻¹]
<i>Aphanizomenon</i>	179 000	23 000	2 800
<i>Microcystic</i>	102 000	24 000	2 000
<i>Stephanodiscus</i>	53 000	21 000	9 100
<i>Chlorella</i>	23 000	3 600	2 200

Tabulka 21: Přehled vlastností zahušťovacích metod sklizně [2,23]

Metoda	Velikost sep. částic [μm]	Doporučená koncentrace suspenze [% hm.]	Koncentrace po separaci [% hm.]	Energetické náročnost separace [-]	Investiční a provozní náklady [-]
Centrifugace	3	> 5	65 - 90	vysoká	velmi vysoké
Konvenční filtrace	10	2 - 5	20 - 30	nízká	nízké
			76 - 88	vysoká	velmi vysoké
Membránová filtrace	0,01 – 0,6	> 5	70 - 90	vysoká	vysoké

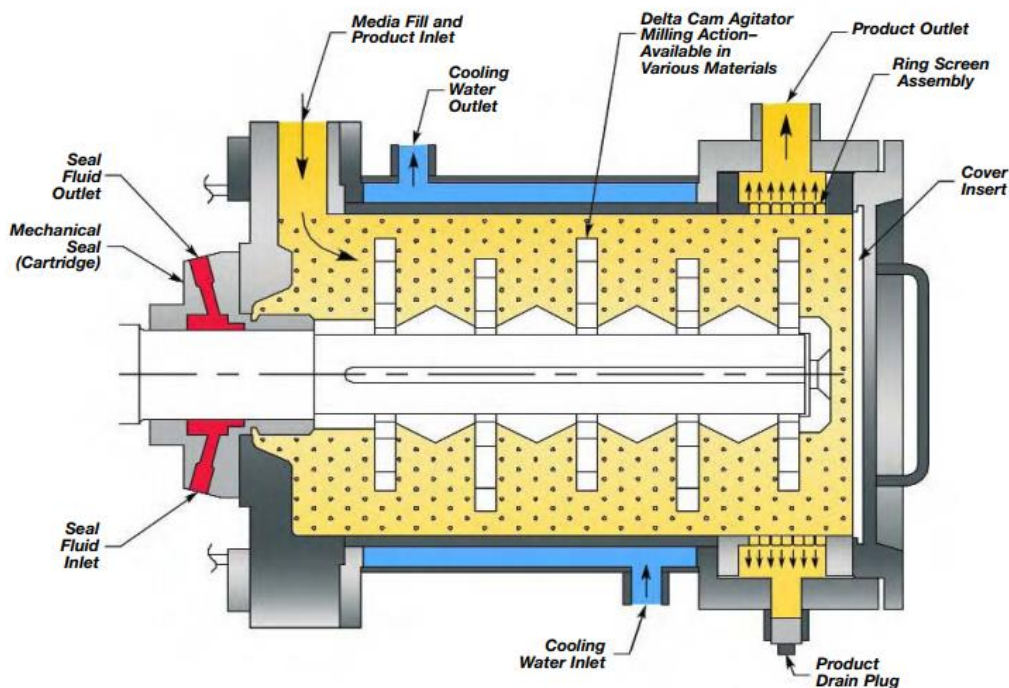
4.2. Dezintegrace buněčných stěn mikrořas

Dezintegrace je důležitý krok před extrakcí chemicky cenných látek z mikrořas, které mají pevnou celulóзовou stěnu. Tento proces rozbíjí stěny buněk a následkem toho se chemicky cenné látky uvolňují do roztoku, z něhož mohou být extrahovány. Pro extrakci lipidů je tento krok nezbytný, protože se výrazně snižuje doba a zvyšuje účinnost extrakce. Dezintegrace se dělí do třech základních skupin dle mechanismu rozrušení buněčných stěn na mechanickou, chemickou a enzymatickou dezintegraci.

Mezi mechanické způsoby dezintegrace patří mletí v kulových mlýnech, vysokotlaká a vysokorychlostní homogenizace, ultrazvuk, mikrovlny a pulzní elektrické pole. Chemickým způsobem dochází k rozrušení buněčné stěny působením chemických činidel jako jsou organická rozpouštědla, tenzidy nebo solné roztoky. Rozrušení působením enzymů je způsob enzymatické dezintegrace.

4.2.1. Mletí

Vysoká účinnost rozrušení buněčných stěn, vysoké průtoky, zpracování velkého objemu biomasy, dobrá regulace teploty, komerčně využitelné zařízení a nízká provozní náročnost jsou výhody, které dělají z mletí zajímavou metodou dezintegrace buněčných stěn s vysokým potenciálem průmyslového využití. Nejběžněji používané zařízení aplikovatelné na mikrořasy je kulový mlýn (Obrázek 15.) [25].



Obrázek 15. Kulový mlýn [25]

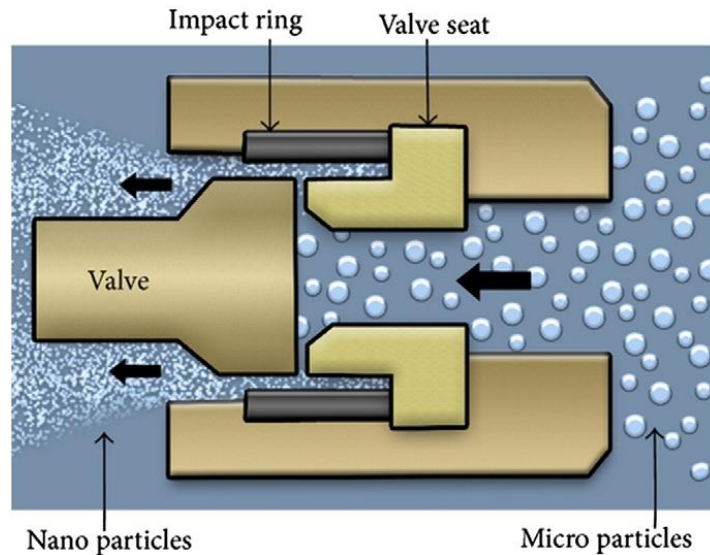
Kulový mlýn se skládá z horizontálního bubnu naplněného kuličkami, uvnitř kterého rotuje hřídel. Do bubnu je kontinuálně přiváděna suspenze na vstupní straně a po průchodu suspenze bubnem je na druhé straně kontinuálně odebírána suspenze s dezintegrovanými buňkami mikrořas. Rotující hřídel kulového mlýnu může být osazena různými druhy míchadel (soustředné nebo excentrické disky, prstence), které přenášejí kinetickou energii do malých ocelových, skleněných nebo keramických kuliček uvnitř bubnu, což vede ke mnoha kolizím těchto kuliček. Buňky mikrořas jsou vystaveny rázovým a třecím silám a tím dochází k narušování jejich stěn. Účinnost dezintegrace ovlivňují parametry jako viskozita suspenze, materiál a velikost kuliček, doba zdržení nebo koncentrace mikrořas v suspenzi. Některé tyto parametry mají vliv i na energetickou náročnost. V Tabulce 22. jsou porovnány studie dezintegrace buněčných stěn v kulovém mlýnu [25].

Tabulka 22: Vliv různých parametrů mletí na účinnost dezintegrace v kulovém mlýnu [25]

Druh mikrořasy	Podmínky	Obsah mléčí komory [l]	Účinnost dezintegrace [%]
<i>Scenedesmus quadricauda</i>	Balotinové kuličky 33 % náplň komory 2 800 rpm hřídele	1	55 %
<i>Scenedesmus quadricauda</i>	Doba zdržení 5 min 5 % koncentrace mikrořas		87 %
<i>Scenedesmus quadricauda</i>	0,35 - 0,5 mm kuličky 50 % náplň komory 1 450 rpm hřídele Průtok 40 l·h ⁻¹ 5 % koncentrace mikrořas	5	90 %
<i>Chlorella sp.</i>	7,5 kW, 0,5 mm ZrO ₂ kuličky 70 % náplň komory 15,8 % koncentrace mikrořas Průtok 62 kg·h ⁻¹ Doba zdržení 90 min	1.5	98.5 %
	3,3 kW 0.42 – 0,58 mm skleněné kuličky 82 % náplň komory 10,7 % koncentrace mikrořas Průtok 3 kg·h ⁻¹	1.4	99.9 %
	25 kW 0.6-0,8 mm ZrO ₂ kuličky 85 % náplň komory 12,4 % koncentrace mikrořas Průtok 35 kg·h ⁻¹	18.3	85.29 %
	3,3-4 kW 0,3-0,4 mm skleněné kuličky 85 % náplň komory 6,9 % koncentrace mikrořas Průtok 10 kg·h ⁻¹ 3 000 rpm hřídele	0.6	98–99 %

4.2.2. Vysokotlaká homogenizace

Vysokotlaké homogenizátory jsou další možnou alternativou pro dezintegraci buněčných stěn. Pro tuto metodu jsou dispozici různé typy ventilů, které optimalizují účinnost dezintegrace. Buněčná suspenze proudí radiálně mezi sedlem ventilu a ventilem a poté zasáhne nárazový kroužek (Obrázek 16.) [25].



Obrázek 16. Vysokotlaký homogenizátor [25]

K rozrušení buněk mikrořas dochází smykovou silou, způsobenou vysokotlakým nárazem zrychleného proudění suspenze skrze zúžení na kroužek. Zrychlené proudění a vysoký tlak iniciuje také kavitaci. Kavitace je jev odehrávající se ve velmi krátkých časových intervalech, při kterém se vytvářejí bublinky, následující jejich růstem a konče jejich zhroucením. Zhroucení uvolní velké množství energie do malého objemu. A to je další mechanismus dezintegrace u této metody. Přehled studií této metody je uveden v Tabulce 23. [25].

Tabulka 23: Vliv různých parametrů vysokotlaké homogenizace na účinnost dezintegrace [25]

Druh mikrořasy	Podmínky	Měřítko [ml]	Účinnost dezintegrace [%]
<i>Nannochloropsis salina</i>	100 bar Počet průchodů: 2 0,875 % koncentrace mikrořas	35	32.6
<i>Chlorococcum sp.</i>	850 bar Počet průchodů: 4 0,85 % koncentrace mikrořas	200	90
<i>Nannochloropsis oculata</i>	2 760 bar 0,023–0,035 % koncentrace mikrořas Počet průchodů: 4	15	67
<i>Nannochloropsis oculata</i>	2 100 bar 0,015–0,023 % koncentrace mikrořas Počet průchodů: 3 Tryska: 100 µm	15	≈ 100
<i>Nannochloropsis sp.</i>	1 500 bar 1 % koncentrace mikrořas Počet průchodů: 6	250	≈ 91

4.2.3. Vysokorychlostní homogenizace

Vysokorychlostní homogenizátor je míchací zařízení pracující při vysokých otáčkách a obvykle je tvořeno rotorem a statorem. Stator a rotor mohou mít různé tvary. Mechanismy dezintegrace jsou stejné jako u vysokotlaké homogenizace. Vysokorychlostní homogenizace je jednoduchá a velmi účinná. Výhodou jsou krátké kontaktní časy a možnost zpracovávat suspenze s relativně vysokou koncentrací mikrořas. V Tabulce 24. jsou uvedeny parametry dezintegrace pomocí vysokorychlostní homogenizace a jejich dopad na následnou extrakci lipidů [25].

Tabulka 24: Vliv různých parametrů vysokorychlostní homogenizace na extrakci lipidů [25]

Druh mikrořasy	Podmínky	Měřítko [ml]	Výsledek
<i>Nannochloropsis sp.</i>	10 000 rpm rotoru Doba zdržení 1 min 6 % koncentrace mikrořas	≈16	Výtěžnost extrakce s vysokorychlostní homogenizací dosáhla 75 – 78 %
<i>Nannochloropsis sp.</i>	10 000 rpm rotoru Doba zdržení 1 min 2 % koncentrace mikrořas	50	38 % extrakce lipidů

4.2.4. Ultrazvuk

Působení ultrazvuku vzniká energie, vyvolaná vysokofrekvenčními akustickými vlnami, která iniciuje kavitaci a vytváří tryskové proudy, což způsobuje rozrušení buněk smykovými silami. Pro narušení buněk mikrořas jsou navrženy ultrazvukové dezintegrátory pracující na frekvencích 20, 40 kHz a 1 MHz, avšak v současné době se používají pouze ultrazvukové přístroje pracující při 18, 20, 24 a 30 kHz v důsledku obav ze spotřeby energie. Aby se snížilo množství energie potřebné k přerušení buněk, jsou ultrazvukové vibrace často kombinovány s chemickými způsoby dezintegrace buněk. Přehled studií dezintegrace působením ultrazvuku je uveden v Tabulce 25. [25].

Tabulka 25: Vliv různých parametrů dezintegrace ultrazvukem na extrakci lipidů [25]

Druh mikrořasy	Podmínky	Měřítko [ml]	Výsledek
<i>Scenedesmus dimorphus</i>	100 W Doba zdržení 2 min 2 cykly	15	Obnova lipidů 21 % hmot.
<i>Chlorella photothcoides</i>			Obnova lipidů 10,7 % hmot.
<i>Botryococcus sp. Lipid</i>	10 kHz Doba zdržení 5 min 0.5 % koncentrace mikrořas	100	Obnova lipidů 8,8 % hmot.
<i>Chlorella vulgaris</i>			Obnova lipidů 8 % hmot.
<i>Scenedesmus sp.</i>			Obnova lipidů 9 % hmot.
<i>Chlorella vulgaris</i>	600 W Doba zdržení 30 s 34 cyklů s 5 s přestávkami	>50	5,11 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Chlorella sp.</i>	50 kHz Doba zdržení 15 min 0.5 % koncentrace mikrořas	100	2,625 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Nostoc sp.</i>			2,57 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Tolypothrix sp.</i>			3,625 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám

4.2.5. Mikrovlny

Mikrovlny interagují selektivně s dielektrickými nebo polárními molekulami a způsobují lokální ohřev v důsledku třecích sil intramolekulárních pohybů. Volná voda v buňkách přispívá ke zvýšení účinnosti mikrovlnné dezintegrace. Voda vystavená mikrovlnám dosahuje rychle bodu varu, což má za následek expanzi uvnitř buňky

a zvýšení vnitřního tlaku. Lokální teplo a tlak v kombinaci s mikrovlnami způsobuje poškození buněčné stěny. Nicméně, jelikož je uvnitř buněk jen zlomek volné vody, většina energie mikrovln je absorbována okolním médiem a dochází k její disipaci přeměnou na energii tepelnou. Výhody této metody jsou účinnost a možnost komerčního využití. Přehled studií dezintegrace působením mikrovln je uveden v Tabulce 26. [25].

Tabulka 26: Vliv různých parametrů dezintegrace působením mikrovln na extrakci lipidů [25]

Druh mikrořasy	Podmínky	Měřítko [ml]	Výsledek
<i>Chlorella sp.</i>	2450 MHz Teplota 100 °C Doba zdržení 5 min 0.5 % koncentrace mikrořas	100	2.25 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Nostoc sp.</i>			2.21 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Tolypothrix sp.</i>			5.33 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Chlorella vulgaris</i>	2450 MHz Teplota 100 °C, Doba zdržení 5 min	>250	3.875 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Synechocystis PCC 6803</i>	1.4 kW Teplota 57 °C, Doba zdržení 1 min	-	1.13 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
	1.4 kW Teplota 26 °C, Doba zdržení 30 s		1.05 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Scenedesmus obliquus</i>	1.2 kW, 2450 MHz Teplota 95 °C Doba zdržení 30 min 7.6 % koncentrace mikrořas	>50	77 % extrakce lipidů 1.64 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Botryococcus sp.</i>	2450 MHz, Teplota 100 °C, Doba zdržení 5 min 0.5 % koncentrace mikrořas	100	28.6 % extrakce lipidů
<i>Chlorella vulgaris</i>			10 % extrakce lipidů
<i>Scenedesmus sp.</i>			10.4 % extrakce lipidů

4.2.6. Pulsní elektrické pole

Pulsní elektrické pole využívá externí elektrické pole k vyvolání kritického elektrického potenciálu napříč buněčnou stěnou. Dezintegrace buněk je způsobena elektromechanickou kompresí a elektrickým polem indukovaným napětím vyvolávajícím tvorbu pórů v stěně buněk. Velikost a počet pórů přímo souvisí s intenzitou elektrického pole a pulzy. K dezintegraci buněčné stěny dochází, pokud celková plocha indukovaných pórů je větší ve srovnání s celkovou plochou povrchu buněčné stěny. Přehled studií dezintegrace působením pulsního elektrického pole je uveden v Tabulce 27. [25].

Tabulka 27: Vliv různých parametrů dezintegrace působením pulsního elektrického pole na extrakci lipidů [25]

Druh mikrořasy	Podmínky	Měřítko [ml]	Výsledek
<i>Synechocystis PCC 6803</i>	59.67–239 kWh/kg 36–54 °C teplota výstupního proudu 0.03% koncentrace mikrořas	-	1.37– 9.54 % ztráta biomasy Redukce rozpouštědla pro extrakci lipidů
<i>Synechocystis PCC 6803</i>	120 kWh/kg 46 °C teplota výstupního proudu 0.037 % koncentrace mikrořas	-	stejná extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
	120 kWh/kg 36 °C teplota výstupního proudu 0.037 % koncentrace mikrořas		1.09 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Nannochloropsis salina</i>	15.44–30.89 kWh/kg 37 °C teplota výstupního proudu 0.0545–0.109 % koncentrace mikrořas	1.08	4 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Chlorella vulgaris</i>	2.3 kWh/kg 37 °C teplota výstupního proudu 0,73 % koncentrace mikrořas		
<i>Auxenochlorella protothecoides</i>	0.42–0.63 kWh/kg 10 % koncentrace mikrořas	2.112	3 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám
<i>Ankistrodesmus falcatus</i>	5.8 kWh/kg 0,19 % koncentrace mikrořas	4	2 krát vyšší extrakce lipidů oproti nerozrušeným buňkám

4.2.7. Porovnání metod dezintegrace

V Tabulce 28. je porovnání metod dezintegrace vzhledem ke klíčovým aspektům. Tato kapitola byla zaměřena především na mechanické způsoby dezintegrace. Oproti chemické a enzymatické dezintegraci, mechanické metody nevyžadují přítomnost chemických látek, které by mohly mít negativní vliv na extrakci lipidů. Dále by při průmyslové extrakci lipidů vedli k nutnosti přidání dalšího separačního procesu na jejich odstraňování či recyklaci ze suspenze.

Tabulka 28: Porovnání metod dezintegrace vzhledem ke klíčovým aspektům [25]

Metoda dezintegrace	Šetrnost	Přítomnost činidla	Optimální konc. mikrořas	Spotřeba energie	Komerční využití	Opakovatelnost
Mletí	Ano/Ne	Ne	střední/ vysoká	vysoká/ střední	Ano	vysoká
Vysokotlaká homogenizace	Ano/Ne	Ne	nízká/ střední	vysoká/ střední	Ano	vysoká
Vysokorychlostní homogenizace	Ne	Ne	nízká	vysoká/ střední	Ano	vysoká/ střední
Ultrazvuk	Ano/Ne	Ne	nízká	střední/ nízká	Ano/Ne	střední
Mikrovlny	Ano/Ne	Ne	nízká	vysoká/ střední	Ano/Ne	střední
Enzymatická	Ano	Ano	nízká	nízká	Ano	vysoká
Chemická	Ano/Ne	Ano	nízká/ střední	střední/ nízká	Ano	vysoká
Pulsní elektrické pole	Ano/Ne	Ne	velmi nízká/ nízká	vysoká/ střední/ nízká	Ano/Ne	střední

4.3. Extrakce lipidů

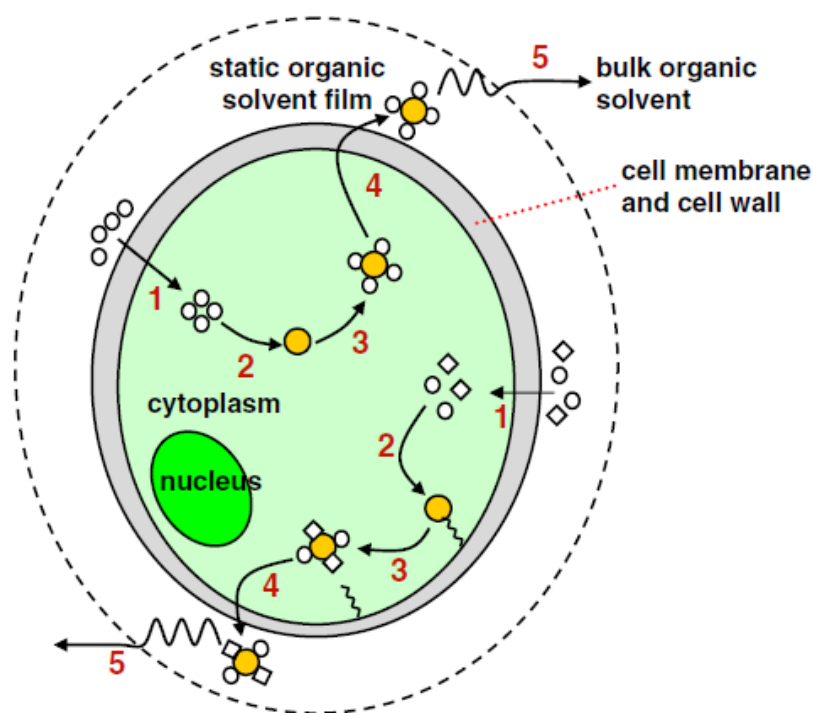
Aby bylo možné lipidy využít např. pro výrobu bionafty, je třeba využít proces extrakce. Ve směsi látek tzv. rozpustidlu je obsažena extrahovaná látka. Přidáním tzv. extrahovadla (rozpuštědla) se snažíme docílit toho, aby se extrahovaná látka rozpustila v extrahovadle. Nezbytnými vlastnostmi extrahovadla jsou:

- 1, Extrahovadlo a rozpouštědlo musí být vzájemně nemísitelné nebo omezeně mísitelné.

- 2, Rozpustnost extrahované látky v extrahovadle by měla být příznivější než v rozpustidle.
- 3, Extrahovadlo by nemělo být korozivní, hořlavé, jedovaté a drahé [27].

4.3.1. Extrakce organickými rozpouštědly

Princip extrakce lipidů z mikroorganismů pomocí organických rozpouštědel je znázorněn na Obrázku 17. a je rozdělen do pěti kroků. Buňka mikrořasy je vystavena působení rozpouštědla (extrahovadla), které difunduje skrze film extrahovadla a buněčnou stěnu do cytoplazmy (krok 1.) a pomocí Van der Waalsových sil interaguje s lipidy (krok 2.). Lipidy a extrahovadlo vytvoří komplex (krok 3.), který difunduje zpět skrze stěnu a film (krok 4.) do rozpouštědla (krok 5.). Obě difuze jsou řízené koncentračními gradienty [26].



Obrázek 17. Schéma principu extrakce lipidů z mikroorganismů [25]

Pokud je předešlým krokem extrakce dezintegrace, jsou lipidy vyplaveny do rozpouštědla a je docíleno zkrácení procesu extrakce o oba difuzní kroky. Poté je nejdůležitějším parametrem ovlivňujícím extrakci míchání. Mícháním docílíme dispergace extrahovadla v soustavě, což vede k vytvoření mnoha malých kapiček, čímž získáme mnohem větší mezifázový povrch umožňující mnohem rychlejší transport

hmoty mezi extrahovadlem a extrahovanou látkou. Po ukončení procesu extrakce je nutné rozdělit extrahovadlo a rozpustidlo, k čemuž se využije rozdílná hustota obou těchto fází a principu sedimentace [27]. Rozpouštědlo je nakonec odděleno od extrahované složky destilací. Rozpouštědlo by nemělo reagovat s lipidy, aby nedocházelo k jejich chemickému znehodnocení a byly využitelné např. pro rafinaci na bionaftu. V Tabulce 29. je uvedena rozpustnost lipidů v běžně užívaných organických rozpouštědlech a jejich směsích.

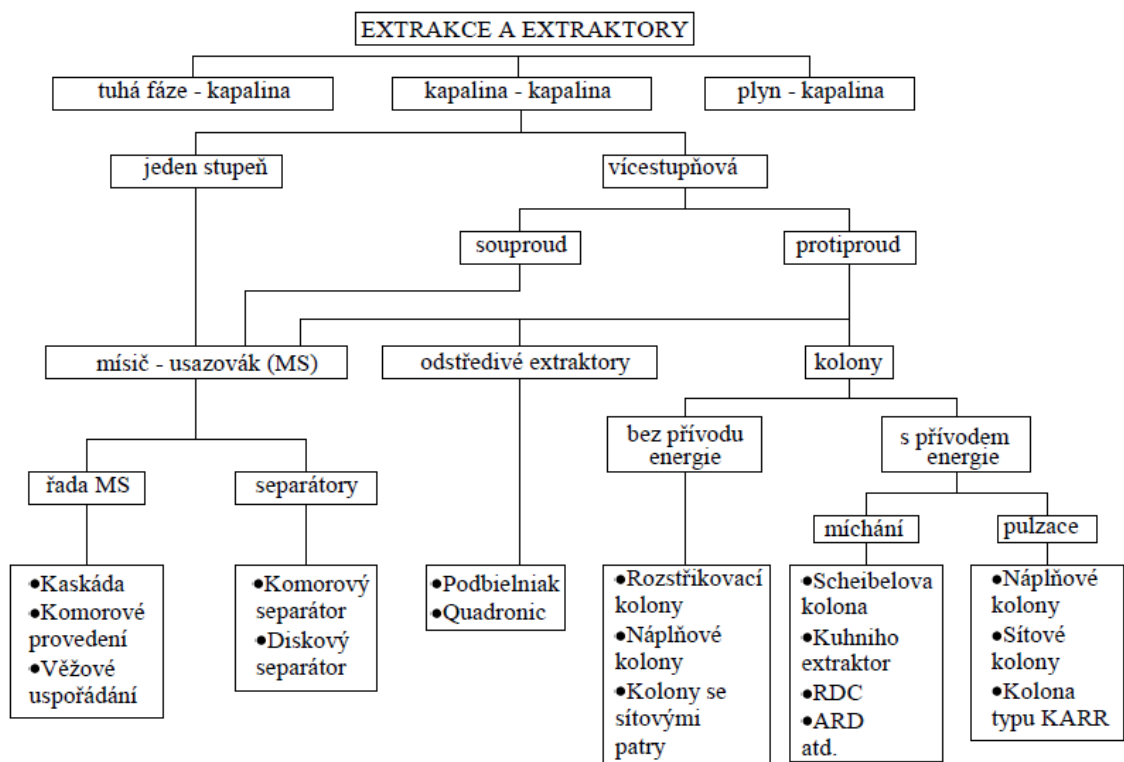
Tabulka 29: *Rozpustnost lipidů v běžně užívaných organických rozpouštědlech a jejich směsích [27]*

Organické rozpouštědlo / směs organických rozpouštědel	Poměr objem.	Rozpustnost lipidů v rozpouštědle
Chloroform	-	Velmi dobrá
Methanol	-	Nízká
Voda	-	Velmi nízká
Chloroform /Methanol	1 : 2	Dobrá
Chloroform /Methanol/ Voda	1 : 2 : 0,8	Nízká
Hexan	-	Dobrá
Isopropanol	-	Dobrá
Hexan/ Isopropanol	3 : 2	Velmi dobrá
Ethanol		Dobrá

Přehled studií extrakce lipidů z různých druhů mikrořas a vliv podmínek na výtěžek lipidů je uveden v Tabulce 30. Zařízení pro extrakci se nazývá extraktor. Zvolení vhodného typu extraktoru je závislé na podmínkách samotné extrakce jako jsou fáze, teploty, počet stupňů nebo směr toku fází. Schéma vybraných typů extraktorů je na Obrázku 18 a rozdělení extrakce a extraktorů je znázorněno na Obrázku 19.

Tabulka 30: Přehled studií extrakce lipidů z různých druhů mikrořas [26,28]

Druh mikrořasy / stav na počátku	Rozpouštědlo / poměr objem.	Parametry	Výtěžek [% hmot.]
<i>Scenedesmus</i> sp. / zmraženo - sušeno	Chloroform/Methanol 2:1	Vysokotlaci homogenizováno (1200 psi) Extrakce: 1 g vzorku na 30 ml rozpustidla, 30 min., 35°C, 500 rpm.	24,9
		Bez dezintegrace Extrakce: 1 g vzorku na 30 ml rozpustidla, 5h., 65°C, 500 rpm.	19,8
		Další procesy: centrifugace sušení	
<i>Nannochloropsis oculata</i> / zmraženo - sušeno	Hexan	Extrakce: 1 g vzorku na 200 ml rozpustidla, 8h., 80 cyklů	9,1
	[P(CH ₂ OH) ₄]Cl / 80% hm. vody	Extrakce: 1 g vzorku na 10 ml rozpustidla, 24h	12,8
		Další procesy: centrifugace rotační odpařování	
<i>Chlorella</i> sp. / zmraženo - sušeno	CH ₂ Cl ₂ /MeOH/ rozpustidlo (50ml/25ml/20ml)	0.5 g ve 20 ml vody, mícháno 2 min, ultrazvuk (2450 MHz, 530W) po dobu 75 s. Extrakce: mícháno 62 min., při pokojové teplotě, dále bylo přidáno 25 ml CH ₂ Cl ₂ a 25 ml H ₂ O	11,6
		0.5 g ve 20 ml vody, mícháno 2 min, mikrovlny (40 kHz, 200W) po dobu 1200 s. Extrakce: mícháno 62 min., při pokojové teplotě, dále bylo přidáno 25 ml CH ₂ Cl ₂ a 25 ml H ₂ O	11,6
		Další procesy: centrifugace rotační odpařování	
<i>Chlorella sorokiniana</i>	[BMIM][HSO ₄] 1g biomasy / 5g rozpustidla	Mikrovlny 800W, 120°C, 60 min	23
		Vyluhování: 120°C, 60 min	1,1
		Další procesy: přidání destilované vody a n-hexanu, míchání, filtrace, odpařování	
<i>Chlorella</i> sp. / sušeno	Metylchlorid / Methanol 2:1	1000 ml rozpouštědla na 1 g biomasy Pokojová teplota	11,9
<i>Isochrysis galbana</i> / sušeno	Chloroform / Methanol / Voda 1:2:0,8	76 ml rozpouštědla na 1 g biomasy, 25 °C, 60 min	8,9
<i>Botryococcus braunii</i>	Chloroform / Methanol 2:1	250 ml rozpouštědla na 1 g biomasy, 50 min	28,6
<i>Phaeodactylum tricornutum</i> / sušeno	Ethanol	5 ml rozpouštědla na 1 g biomasy, 1440 min, 500 rpm, 25 °C	6,3
<i>Chlorococcum</i> sp.	Hexan / Isopropanol / 70% hm. vody 3:2	75 ml rozpouštědla na 1 g biomasy, 450 min, 800 rpm, 25 °C	6,8

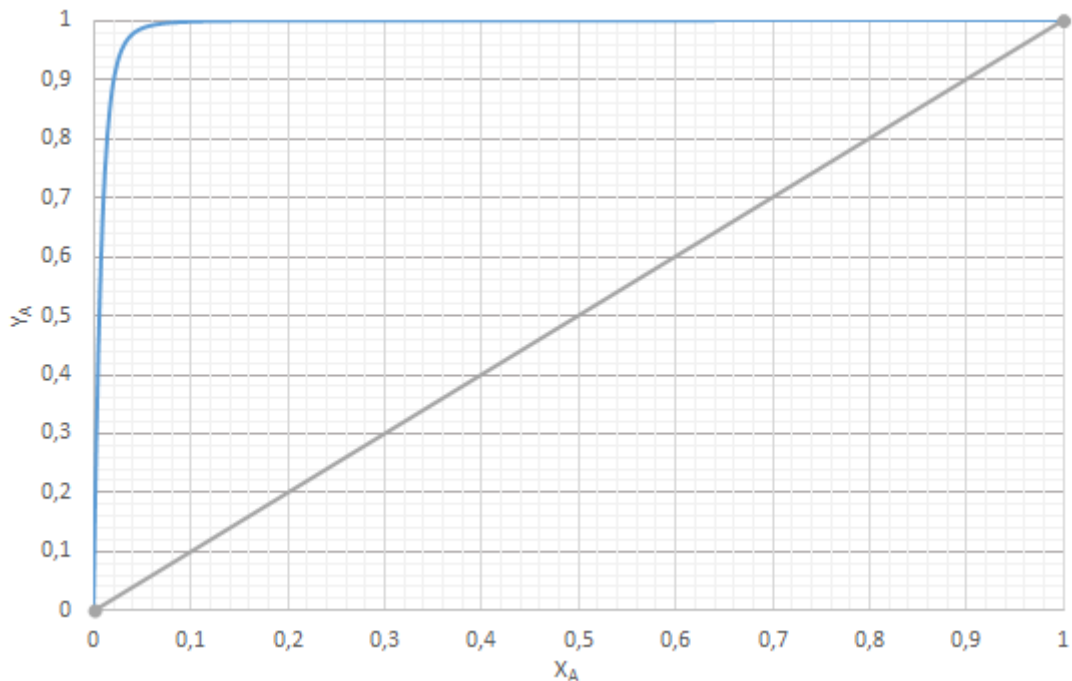


Obrázek 19. Rozdělení extrakce a extraktorů [27]

4.3.1.1. Destilace

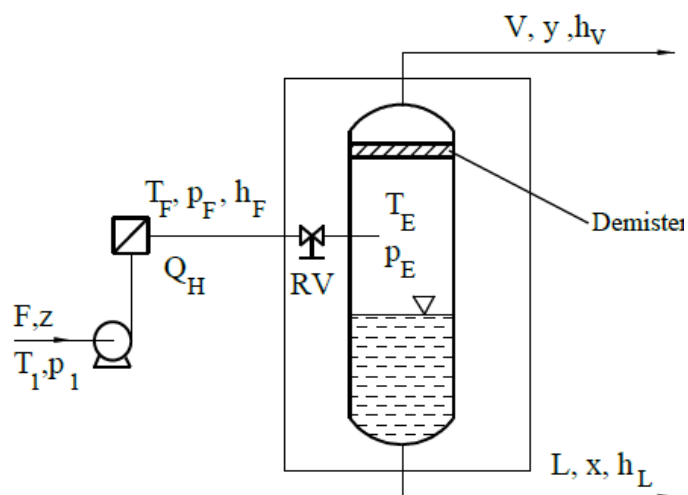
Destilace je proces, kterým lze rozdělit látky tvořící kapalně roztoky. Princip destilace spočívá v tenzi par při stejné teplotě, což znamená že látky mají při stejném tlaku různé body varu a látka s nižším bodem se při zahřátí začne dříve odpařovat. Látka s nižším bodem varu je tzv. těkavější. Destilace se dělí na jednoduchou, expanzní a rektifikační [27].

„Pokud je jedna ze složek v kapalně směsi výrazně těkavější, tak je mnohem levnější použít vícestupňovou expanzní destilaci než rektifikační kolonu“ [29]. Rovnovážná závislost složení par na kapalně fázi je indikátorem toho, že složka je výrazně těkavá pokud má „velké břicho“ (Obrázek 20.).



Obrázek 20. Rovnovážná závislost složení par na kapalně fázi

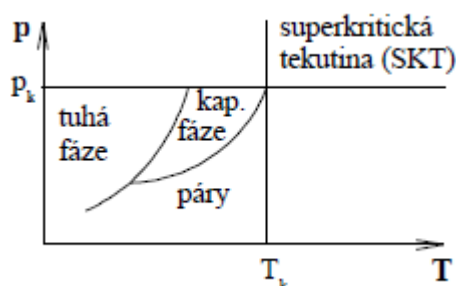
Schéma expanzní destilace je znázorněno na Obrázku 21. „Teplo potřebné k odpaření je dodáváno v přicházejícím nástřiku (entalpie h_F), který je ohřát na teplotu T_F a má tlak p_F . Tlak je volen tak vysoko, aby ve výměníku nedocházelo k varu. Takto ohřátý nástřik expanduje v expanzní nádobě při tlaku $p_E < p_F$ oddělené od výměníku redukčním ventilem RV. Rozstřikování nástřiku se provádí rozváděcími trubkovými elementy, ve kterých jsou provrtány otvory, či pomocí rozstřikovacích trysek“ [27].



Obrázek 21. Schéma expanzní destilace [27]

4.3.2. Superkritická extrakce

Superkritická extrakce je založena na principu oddělení složky pomocí superkritické tekutiny (SKT). Když je teplota a tlak čisté složky zvýšena nad jejich kritické hodnoty (T_k a p_k), tekutina vstupuje do superkritické oblasti (Obrázek 22.) [26].



Obrázek 22. Fázový diagram [27]

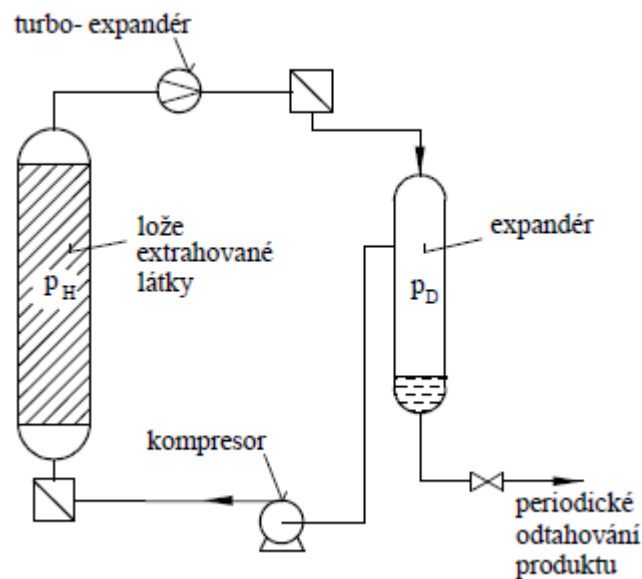
Tento způsob má potenciál nahradit tradiční extrakci organickými rozpouštědly, protože výkonnost SKT je nastavitelná změnou extrakčního tlaku a teploty. Další výhodou jsou fyzikální vlastnosti SKT (Tabulka 31.), které mají za následek vysokou hnací sílu pro přenos hmoty extrahované látky do SKT, což má za následek vyšší výtěžek a kratší dobu extrakce. Látky získané superkritickou extrakcí neobsahují žádné rozpouštědlo, a tak není nutno vynakládat další energii k odstranění rozpouštědla [26].

Tabulka 31: Typické fyzikální vlastnosti vybraných fází [26]

Fáze	Hustota [kg·m ⁻³]	Viskozita [μPa·s ⁻¹]	Difuzní součinitel [mm ² ·s ⁻¹]
<i>Plyn</i>	1	10	1 - 10
<i>SKT</i>	1 - 1 000	50 - 100	0,01 - 0,1
<i>Kapalina</i>	1 000	500 - 1 000	0,001

Ve většině superkritických extrakcí se jako SKT používá oxid uhličitý. Jeho mírný kritický tlak (72,9 atm) nevyžaduje příliš vysoké náklady na jeho kompresy a kritická teplota (31,1 ° C) umožňuje úspěšnou extrakci tepelně citlivých lipidů bez degradace. Superkritické CO₂ umožňuje bezpečnou extrakci kvůli nízké toxicitě a nízké hořlavosti.

Na Obrázku 23. je znázorněna extrakční jednotka. Ve specifickém poměru se umístí do extrakční nádoby vybavené topným tělesem řasová biomasa. Kompresor dodává do extrakční nádoby SKT při tlaku $p_H > p_K$. Jakmile je nádoba zahřátá ($T_H > T_K$), stlačená SKT se převede na superkritický stav a lipidy difundují do SKT. Následuje regenerace, kdy je SKT snížen tlak na $p_D < p_K$ a ta přejde na plynnou fázi, kdežto extrahovaná látka je v kapalně fázi zachytávána v expanzní nádobě [26].



Obrázek 23. Schéma superkritické extrakce [27]

Největšími překážkami pro průmyslové využití této metody jsou vysoké náklady na provoz, obtížné zajištění kontinuálního plnění extrahované fáze a velká zařízení by při vysokých tlacích byla těžká a nákladná [27]. Přehled studií superkritické extrakce lipidů oxidem uhličitým z různých druhů mikrořas a vliv podmínek na výtěžek lipidů je uveden v Tabulce 32.

Tabulka 32: Přehled studií superkritické extrakce lipidů [26]

Druh mikrořasy	Extrakční tlak [bar]	Extrakční teplota [°C]	Tok / doba zdržení SKT	Výtěžek [% hm.]
<i>Spirulina platensis</i>	400	40	0,7 l/min 60 min	8,6
<i>Nannochloropsis sp.</i>	400, 550, 700	40, 55	0,17 kg/min 360 min	25
<i>Spirulina maxima</i>	350	60	-	3,1
<i>Hypnea charoides</i>	379	50	1 l/min 120 min	6,7
<i>Chlorella vulgaris</i>	350	55	0,4 l/min 500 min	13

4.3.3. Porovnání metod extrakce

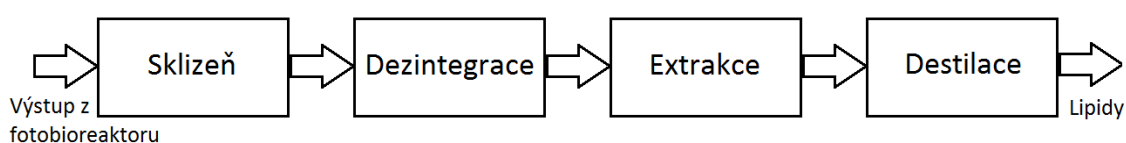
V Tabulce 33. je uvedeno porovnání extrakce organickými rozpouštědly a CO₂ superkritické extrakce v závislosti na klíčových parametrech extrakce.

Tabulka 33: Porovnání metod extrakce [26]

Parametr	Organická rozpouštědla	SKT CO ₂
Výtěžek	Střední	Vysoký (velká hnací síla = vysoká intenzita přenosu hmoty)
Doba extrakce	Poměrně dlouhá doba extrakce	Vysoká intenzita přenosu hmoty = krátká doba extrakce
Spotřeba energie	Poměrně vysoká (odstranění rozpouštědla destilací)	Poměrně nízká (kompresor a ohřev expandéru)
Provozní a investiční náklady	Poměrně vysoká (drahé rozpouštědlo a jeho recyklace)	Střední (vysokotlaká nádoba – expandér)
Použitelnost pro koncentrované nebo vlhké řasy	Ano	Výrazně omezená
Nebezpečí a toxicita	Vysoká (použití toxických rozpouštědel)	CO ₂ (nehrozí)
Degradace lipidů	Rozpouštědlo s lipidy nereaguje, degradace hrozí při vysokých teplotách destilace	Nereaguje s lipidy

5. Návrh linky pro extrakci lipidů z mikrořas

Cílem této práce bylo navrhnout linku na extrakci lipidů z mikrořas. Jako hlavní požadavky pro návrh linky byly stanoveny množství produkovaných lipidů $2 \text{ t} \cdot \text{d}^{-1}$, a jejich molární koncentrace (čistota) 99 %. Dále bylo předpokládáno že jako polotovary pro extrakci bude využíván výstup z fotobioreaktoru. Při návrhu byla také kladena snaha na to, aby extrakční linka pracovala jako kontinuální výrobní proces. Na základě těchto požadavků byl proveden výběr vhodných technologií a zařízení. Výběr byl založen na poznatcích uvedených v rešerši této práce. Pro lepší orientaci a přehled byla linka rozdělena na čtyři základní oblasti (Obrázek 24.).



Obrázek 24. Rozdělení linky na oblasti

5.1. Výběr technologií

Jak již bylo zmíněno v předešlých kapitolách je důležité, vzhledem k tomu že zpracovávaným polotovarem bude výstup z fotobioreaktoru, aby před samotnou extrakcí prošel polotovar procesem sklizně a dezintegrace. Vzhledem k množství produktu a koncentraci mikrořas na výstupech z kultivačního systému bylo předpokládáno že oblast sklizně bude zpracovávat obrovské množství polotovaru. Pro první stupeň sklizně tzv. hromadnou sklizeň byla zvolena technologie flotace v kombinaci s flokulací. Flotace umožňuje kontinuální zpracování velkého množství materiálu, a v kombinaci s flokulací lze očekávat zvýšenou účinnost. Pro druhý zahušťovací stupeň byla zvolena technologie centrifugace, která umožňuje poměrně rychlé a efektivní kontinuální sklizení řas.

Mletí především díky vysoké účinnosti rozrušení buněčných stěn, zpracování velkého objemu biomasy a nízké provozní náročnosti, oproti jiným metodám, bylo zvoleno jako vhodná metoda pro kontinuální dezintegraci.

Extrakce pomocí organických rozpouštědel se vzhledem ke snaze o kontinuálně pracující linku jeví jako jediná možnost. Vzhledem k tomu že po extrakci je nutné oddělit rozpouštědlo od extrahované látky, je zvolené rozpouštědlo hexan, který vykazuje poměrně dobrou rozpustnost lipidů. Oddělení rozpouštědla od extrahované látky bude

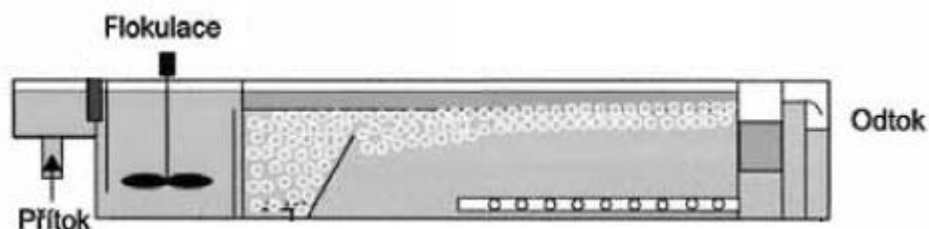
prováděno technologií expanzní destilace. Volba hexanu jako rozpouštědla usnadní především návrh expanzní destilace, protože pokud bychom zvolili směs rozpouštědel museli bychom navrhovat destilaci vícesložkové směsi a problém by představovalo udržet směs rozpouštědel v optimálním poměru při recirkulaci.

5.2. Návrh výrobní linky a volba zařízení

V této je popsáno proudové technologické schéma (PFD), které bylo navrženo na základě zvolených technologií. PFD (Příloha 1.) slouží jako grafické znázornění technologického postupu, obsahující zařízení a proudy, které je spojují [30]. Výrobní linka, jakožto i PFD byla rozdělena na čtyři oblasti (viz. kapitola 5.).

5.2.1. Sklizeň

V míchané nádobě B-112 je nejdříve v určitém poměru rozmíchána směs flokulantu s vodou, která je kontinuálně přiváděna do statického směšovače R-111. Ve statickém směšovači je promíchán flokulant s výstupem z fotobioreaktoru (směs mikrořas a kultivačního média). Následuje dvoustupňová fáze zvyšování koncentrace řas v celé směsi, kdy v první fázi, po smíchání flokulantu s vodou a řasami, je poskytnuta určitá doba pro působení flokulantu, který nám společně s řasami vytvoří flokule o větších rozměrech. Po tomto procesu flokulace je směs přiváděna do flotační nádrže B-110, kde jsou flokule unášeny bublinkami vzduchu k hladině. Flotační nádrž (Obrázek 25.) je otevřená nádrž ve tvaru kvádra s roštem z děrovaných trubek na dně. Trubky jsou tlakovány vzduchem, a z malých děr v trubkách vycházejí bubliny. U hladiny je přepad, kterým odtéká koncentrovaná směs. Součástí nádrže je míchaný prostor pro flokulaci, který je oddělen od flotační komory nornou stěnou.



Obrázek 25. Flotační nádrž B-110 [27]

Koncentrovaná směs je přiváděna do dekantální odstředivky S-120 (Obrázek 12.), kde se působením odstředivých sil směs zahustí.

5.2.2. Dezintegrace

Zahuštěná směs se akumuluje v zásobníku B-212 a poté prochází kulovým mlýnem Z-210 (Obrázek 14.), kde dochází k narušení buněčných stěn mikrořas, které má za příčinu několikanásobné zkrácení doby extrakce a zvýšení účinnosti extrakce.

5.2.3. Extrakce

Směs s dezintegrovanými mikrořasami je přečerpávána do extraktoru C-310,320,330,340 typu RDC, do kterého je současně čerpáno požadované množství rozpouštědla ze zásobníku B-311. V extraktoru dochází k rozpouštění lipidů v rozpouštědle. Extraktor disperguje rozpouštědlo ve směsi, což má za následek zvýšení účinnosti a snížení doby extrakce. Pro tento proces je důležitá hlavně doba zdržení, která se pro tuto metodu extrakce pohybuje v řádech jednotek hodin, a proto se předpokládá, že bude zapotřebí více extraktorů. Extraktory budou střídavě plněny a vyprazdňovány, aby byl zajištěn kontinuální chod linky.

Z extraktoru směs s rozpouštědlem putuje do kontinuální bubnové odstředivky S-350, kde jsou ze směsi odstraněny flokulanty, zbytky řasové biomasy a část kultivačního média o vyšší hustotě. Poté je směs přečerpávána do akumulace-separační nádoby B-360, kde působením gravitační síly dochází k sedimentaci těžší kapalné fáze na dně nádoby. Nad hladinou těžší kapalné fáze se před vstupem do destilační sekce akumuluje rozpouštědlo s rozpuštěnými lipidy.

5.2.4. Destilace

Rozpouštědlo s rozpuštěnými lipidy dále putuje do oblasti dvoustupňové expanzní destilace, což je kontinuálně pracující jednoduché destilační zařízení, které slouží k dělení roztoků. Skládá se z čerpadla P-413,422, které stlačuje roztok na vysoký tlak, aby nedocházelo v následujícím výměníku W-411,412,422 k varu. Ve výměníku dodáváme teplo potřebné k odpaření. Ohřátý a stlačený roztok následně prochází přes redukční ventil A-415,424, kde dochází k poklesu tlaku. Následkem toho roztok expanduje do uzavřené vertikální nádoby B-410,420, kde se složka s nižším bodem varu zčásti odpaří a je z nádoby odsávána vývěvami V-414,423 a druhá složka stéká na dno nádoby. Jelikož požadované koncentrace nelze první expanzní destilací dosáhnouto je potřeba druhý stupeň.

5.3. Definice vstupních podmínek a předpokladů

Před zahájením výpočtů navržené linky je třeba definovat vstupní podmínky a předpoklady. Část podmínek a předpokladů je definovaná zadanými parametry (suroviny a produkty). Zbylá část podmínek a předpokladů je definována na základě parametrů uvedených v rešerši této práce. V následujících kapitolách jsou podmínky a předpoklady postupně definovány.

5.3.1. Produkt

Produktem výrobní linky budou lipidy o koncentraci 99 % mol. a množství 2 000 kg·d⁻¹. Lipidy obsažené v mikrořasách jsou tvořeny několika látkami (viz. kapitola 2.1.3.). Z hlediska bilance by to znamenalo že bychom ve výpočtech museli uvažovat přítomnost dalších složek, a proto provedeme následující zjednodušení. Hustotu a molovou hmotnost látek převedeme na společné hodnoty a směs označíme za jednu složku, která bude představovat lipidy dle následujících vztahů

$$\rho_{SM} = \sum c_i^m \cdot \rho_i \quad (5.1)$$

$$M_{SM} = \sum c_i^m \cdot M_i \quad (5.2)$$

kde ρ_{SM} [kg·m⁻³] je hustota směsi látek, M_{SM} [kg·kmol⁻¹] je molová hmotnost směsi látek, ρ_i [kg·m⁻³] je hustota látek, M_i [kg·kmol⁻¹] je molová hmotnost látek a c_i^m [-] je hmotnostní koncentrace látky ve směsi. Po dosazení dostáváme hustotu lipidů $\rho_L = 901,18$ [kg·m⁻³] a molovou hmotnost lipidů $M_L = 275,98$ [kg·kmol⁻¹].

5.3.2. Suroviny

Jako výchozí surovina pro extrakci lipidů jsou mikrořasy obsažené v kultivačním mediu. Předpokládá se, že suroviny budou do linky vstupovat o teplotě 25 °C. Byla zvolena mikrořasa druhu *Chlorella* s obsahem 30 % hm. lipidů a koncentrací 3 g_{řas}·l⁻¹. Zbylý obsah mikrořas 70 % hm. označíme za řasovou biomasu jejíž hustota je srovnatelná s hustotou vody ≈1000 kg·m⁻³. Kultivační mediu je pouze voda obohacená o výživové látky potřebné ke kultivaci, a proto volím její hustotu 1000 kg·m⁻³. Další surovinou je flokulant. Jako flokulant byly zvoleny DEAE kvasinky s ohledem na účinnost, potřebné množství a cenu. Hustota flokulantu je 1060 kg·m⁻³.

Poslední surovinou je rozpouštědlo Hexan. Důležitým parametrem rozpouštědla je, aby společně s rozpustidlem byly vzájemně nemísitelné nebo omezeně mísitelné.

Rozpustidlo představuje kultivační médium, což je voda. Rozpustnost hexanu ve vodě je $0,14 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$. Tato hodnota je velmi malá a pro zjednodušení výpočtu budeme uvažovat, že hexan je s vodou nemísitelný. Hustota hexanu je $654,8 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ při teplotě $25 \text{ }^\circ\text{C}$, a molární hmotnost $86,18 \text{ kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$.

5.3.3. Parametry technologií a zařízení

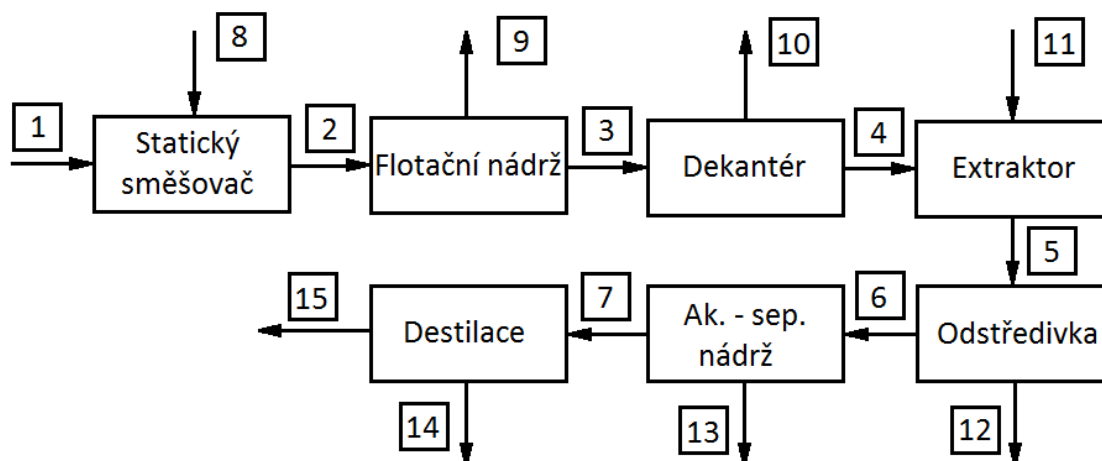
Posledním důležitým krokem, před zahájením výpočtů, je určit parametry zvolených technologií a zařízení. Parametry jsou voleny na základě rešerše této práce. Tyto parametry jsou uvedeny v Tabulce 34.

Tabulka 34: Parametry zvolených technologií a zařízení

Technologie / Zařízení	Parametry
Flokulace	Flokulant: DEAE kvasinky Potřebná doba k vytvoření flokulí: 240 s Účinnost: 91 % Množství: $154 \text{ mg}\cdot\text{g}_{\text{řas}}^{-1}$
Flotace	Výstupní koncentrace: 6 % hm. Účinnost: 90 %
Centrifugace	Výstupní koncentrace: 90 % hm. Účinnost: 95 %
Dezintegrace	Účinnost: 90 % 0.6-0,8 mm ZrO_2 kuličky
Extrakce	Rozpouštědlo: Hexan Výtěžek: 10 % hm. mikrořas Množství: $200 \text{ ml}\cdot\text{g}_{\text{řas}}^{-1}$ Doba extrakce: 2 h
Odstředění	Účinnost: 100 % biomasy, flokulantu 90 % vody
Akumulačně-separační nádrž	100 % separace zbylé vody

5.4. Hmotnostní bilance

Hmotnostní bilance byla vypočtena maticovou metodou dle [31]. V první fázi bylo sestaveno bilanční schéma (Obrázek 26.), což je schéma proudů a zařízení, ve kterých dochází ke změnám toku složek – tj. součet proudů vstupujících do aparátu se nerovná součtu proudů vystupujících z aparátu.



Obrázek 26. Bilanční schéma

V Tabulce 35. je uveden seznam proudů bilančního schéma a v Tabulce 36. je uvedeno označení jednotlivých složek.

Tabulka 35: Seznam proudů

Proud	Název proudu	Složky v proudu
1	Vstupní proud do linky	Lipidy, Biomasa, Voda
2	Vstupní proud do flokulační nádrže	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant
3	Vstupní proud do dekantéru	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant
4	Vstupní proud do směšovací nádrže	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant
5	Vstupní proud do odstředivky	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant, Hexan
6	Vstupní proud do separační nádrže	Lipidy, Voda, Hexan
7	Vstupní proud do expanzní destilace	Lipidy, Hexan
8	Přívod flokulantu	Voda, Flokulant
9	Recyklace vody po flokulaci	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant
10	Recyklace vody z centrifugaci	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant
11	Přívod rozpouštědla	Hexan
12	Odstředěný zbytek	Lipidy, Biomasa, Voda, Flokulant
13	Zbytková voda	Voda
14	Výstupní produkt	Lipidy, Hexan
15	Oddestilované rozpouštědlo	Hexan

Tabulka 36: Označení proudů

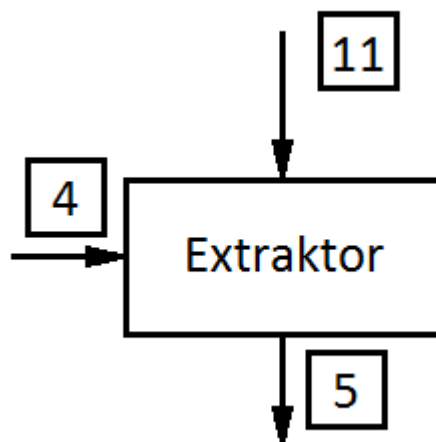
Proud	Název proudu
1	Voda
2	Flokulant
3	Hexan
4	Lipidy
5	Biomasa

Z bilančního schéma byla sestavena tzv. incidenční matice (IM), popisující vztah mezi zařízeními a proudy, a tzv. tabulka dat (TD), což je matice popisující vztah mezi proudy a složkami. Skalárním součinem TD byl získán počet neznámých parametrů, který určuje rozměry matice koeficientů (MK). Ze skalárního součinu TD jsme získali 44 neznámých parametrů. Počet neznámých parametrů udává, kolik rovnic bude zapotřebí, abychom mohli stanovit toky jednotlivých složek ve všech proudech.

Dále byla stanovena matice počtu bilančních rovnic (BIL), vynásobením TD transponovanou IM. Z BIL byl získá počet bilančních rovnic, což je počet nenulových složek BIL. Počet bilančních rovnic byl stanoven na 27, a odečtením od počtu neznámých parametrů byl získán počet doplňkových vztahů 17.

5.4.1. Stanovení bilančních rovnic

Bilanční rovnice stanovíme z hmotnostní bilance jednotlivých složek pro každé zařízení. Pro demonstraci stanovení bilance jednotlivých složek v zařízení jsem zvolil extraktor (Obrázek 27.), ve kterém jsou přítomny všechny složky.



Obrázek 27. Bilanční schéma extraktoru

Celková bilance hmoty, tj. součet proudů vstupujících do zařízení se musí rovnat součtu proudů vystupujících ze zařízení, je dán vztahem

$$\Sigma \dot{m}_{in} = \Sigma \dot{m}_{out} \quad (5.3)$$

kde $\dot{m}_{in}[\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}]$ je hmotnostní průtok proudy vstupujícího do zařízení a $\dot{m}_{out}[\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}]$ je hmotnostní průtok proudy vystupujícího ze zařízení. Hmotnostní bilanci složek v zařízení získáme ze vztahu

$$\Sigma \dot{m}_{j,i-in} = \Sigma \dot{m}_{j,i-out} \quad (5.4)$$

kde $\dot{m}_{j,i-in}[\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}]$ je hmotnostní průtok i-té složky v j-tém proudu vstupujícího do zařízení a $\dot{m}_{j,i-out}[\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}]$ je hmotnostní průtok i-té složky v j-tém proudu vystupujícího ze zařízení. Bilanční rovnice pro extraktor budou mít následující tvar

Celková bilance hmoty:

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_{11} = \dot{m}_5 \quad (5.5)$$

Hmotnostní bilance složek:

$$\text{Voda:} \quad \dot{m}_{4,1} = \dot{m}_{5,1} \quad (5.6)$$

$$\text{Flokulant:} \quad \dot{m}_{4,2} = \dot{m}_{5,2} \quad (5.7)$$

$$\text{Hexan:} \quad \dot{m}_{11,3} = \dot{m}_{5,3} \quad (5.8)$$

$$\text{Lipidy:} \quad \dot{m}_{4,4} = \dot{m}_{5,4} \quad (5.9)$$

$$\text{Biomasa:} \quad \dot{m}_{4,5} = \dot{m}_{5,5} \quad (5.10)$$

Tímto způsobem se určí hmotnostní bilance složek pro všechna zbylá zařízení, výsledkem je 27 bilančních odpovídající počtu bilančních rovnic určených z BIL.

5.4.2. Referenční proudy

Dalšími dvěma rovnicemi budou referenční proudy, což je v tomto případě množství lipidů na výstupu a množství flokulantu na vstupu. Požadované množství lipidů na výstupu je definováno zadáním a byla pro něj stanovena bilanční rovnice

$$\dot{m}_{14,3} + \dot{m}_{14,4} = \frac{2000}{24} [\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}] \quad (5.11)$$

Druhým referenčním proudem je množství přiváděného flokulantu. Množství flokulantu je závislé na vstupním množství mikrořas $154 \text{ mg}\cdot\text{g}_{\text{řas}}^{-1}$. Vzhledem k účinnosti jednotlivých technologií by bylo obtížné určit množství mikrořas na vstupu, a proto byl tento proud prve odhadnut a jeho přesná hodnota byla stanovena až po výpočtu celé bilance. Tento krok bylo možné provést, protože neměl žádný vliv na složení a vlastnosti vstupního proudu. Množství přiváděného flokulantu bylo navýšeno o 9 %, vzhledem k jeho účinnosti 91 %. Bilanční rovnice přiváděného množství flokulantu má tvar

$$\dot{m}_{8,2} = 163 \text{ [kg} \cdot \text{h}^{-1}] \quad (5.11)$$

5.4.3. Koncentrace složek v proudu

Jednou z bilančních rovnic bude vztah pro koncentraci lipidů ve výstupním proudu., která je definována jako 99 % mol. Vzhledem k tomu že bilancovanou veličinou je hmotnostní průtok, musí být molární koncentrace přepočtena na hmotnostní. Nejprve byla molární koncentrace přepočtena na hmotnost dle vztahu

$$m_i = n_i \cdot M_i \quad (5.12)$$

kde m_i [kg] je hmotnost složky, n_i [kmol] je látkové množství složky a M_i [kg·kmol⁻¹] je molová hmotnost látek. Látkové množství obou složek bylo stanoveno z předpokladu, že látkové množství směsi je 1 kmol poté se látkové množství jedné složky spočítá jako součin mol. koncentrace složky ve směsi a látkového množství směsi.

$$n_i = c_i^n \cdot n_{SM} \quad (5.13)$$

kde n [kmol] je látkové množství směsi a c_i^n [-] je molární koncentrace látky ve směsi. Výsledná hmotnostní koncentrace látky se vypočítá jako podíl hmotnosti složky ve směsi a hmotnosti celé směsi

$$c_i^m = \frac{m_i}{\sum m_i} \quad (5.14)$$

z tohoto vztahu také získáme bilanční rovnici pro koncentraci lipidů ve výstupním proudu

$$(c_{14,4}^m - 1)\dot{m}_{14,4} + c_{14,4}^m \cdot m_{14,3} = 0 \quad (5.15)$$

5.4.4. Vztahy mezi toky složek

Zbylé potřebné bilanční rovnice se určí ze vztahů mezi toky složek. Vstupní proud obsahuje 3 g_{řas}·l⁻¹ a tyto mikrořasy obsahují 30 % hm. lipidů. Hmotový podíl lipidů v kultivačním médiu (voda o hustotě 1000 kg·m⁻³) lze dopočítat následovně

$$\omega_{1,4} = \frac{3}{1000} \cdot \frac{30}{100} = 0,0009 \text{ [kg}_{lipidů} \cdot \text{kg}_{vody}^{-1}] \quad (5.16)$$

a hmotový podíl biomasy v kultivačním médiu určíme vztahem

$$\omega_{1,5} = \frac{3}{1000} - 0,0009 = 0,0021 \text{ [kg}_{biomasy} \cdot \text{kg}_{vody}^{-1}] \quad (5.17)$$

Z těchto hmotových podílů byly určeny další dvě bilanční rovnice určující poměr mezi lipidy, biomasou a vodou ve vstupním proudu

$$0,0009 \cdot \dot{m}_{1,4} = \dot{m}_{1,1} \quad (5.18)$$

$$0,0021 \cdot \dot{m}_{1,5} = \dot{m}_{1,1} \quad (5.19)$$

Obdobným způsobem byly určeny bilanční rovnice, určující poměr mezi lipidy a vodou ve výstupním proudu z flotace, kdy výstupní koncentrace z flotace byla stanovena na 6 %, a ve výstupním proudu z centrifugace, kdy výstupní koncentrace z centrifugace byla stanovena na 90 %

$$0,018 \cdot \dot{m}_{3,4} = \dot{m}_{3,1} \quad (5.20)$$

$$0,26946 \cdot \dot{m}_{4,5} = \dot{m}_{4,1} \quad (5.21)$$

Ze stanovené účinnosti flotace 90 % a účinnosti dekantace 95 % bylo stanoveno dalších šest bilančních rovnic. Účinnosti těchto zařízení určují, jaké množství separovaných pevných částic zůstane v odstředěné suspenzi látky, jinými slovy kolik procent mikrořas je separováno.

$$0,9 \cdot \dot{m}_{3,4} = \dot{m}_{2,4} \quad (5.22)$$

$$0,9 \cdot \dot{m}_{3,5} = \dot{m}_{2,5} \quad (5.23)$$

$$0,9 \cdot \dot{m}_{3,2} = \dot{m}_{2,2} \quad (5.24)$$

$$0,95 \cdot \dot{m}_{4,4} = \dot{m}_{3,4} \quad (5.25)$$

$$0,95 \cdot \dot{m}_{4,5} = \dot{m}_{3,5} \quad (5.26)$$

$$0,95 \cdot \dot{m}_{4,2} = \dot{m}_{3,2} \quad (5.27)$$

Flokulant rozmíchaný ve vodě v poměru $5 \text{ kg}_{\text{vody}} \cdot \text{kg}_{\text{flokulantu}}^{-1}$ je kontinuálně přiváděn do statického směšovače, což je podmínka pro bilanční rovnici

$$5 \cdot \dot{m}_{8,1} = \dot{m}_{8,2} \quad (5.28)$$

Jedním z parametrů extrakce je účinnost, která je dána výtěžkem lipidů z celkové hmotnosti extrahovaných mikrořas a byla stanovena na 10 % hm. Předpokládá se že lipidy, které nebudou extrahovány budou odcházet se zbylými složkami odstředivkou. Lipidy tvoří 30 % hm. mikrořas. To znamená že bude vyextrahována 1/3 lipidů, a proto

je bilanční rovnice účinnosti extrakce stanovena následovně

$$0,333333 \cdot \dot{m}_{6,4} = \dot{m}_{5,4} \quad (5.29)$$

předpokladem odstředění je také 90 % odstranění vody

$$0,1 \cdot \dot{m}_{6,1} = \dot{m}_{5,1} \quad (5.30)$$

Poslední potřebná bilanční rovnice je dána potřebným množstvím rozpouštědla na množství řas, které bylo stanoveno na 200 ml·g_{řas}⁻¹. Nejprve byla dopočítána hmotnost hexanu potřebného na 1 kg mikrořas, a následně byla tato hodnota násobena výstupní koncentrací mikrořas z centrifugace a tím bylo stanoveno množství hexanu v poměru s vodou

$$\omega_{5,3-1} = \frac{200}{1000} * \rho_R * 0,8982 = 117,6283 [\text{kg}_{\text{hexanu}} \cdot \text{kg}_{\text{vody}}^{-1}] \quad (5.31)$$

kde $\omega_{5,3-1}$ [kg·kg⁻¹] hmotový podíl hexanu a vody ve výstupním proudu z extraktoru a ρ_R [kg·m⁻³] je hustota hexanu, z toho vyplývá poslední bilanční rovnice

$$117,6283 \cdot \dot{m}_{5,3} = \dot{m}_{5,1} \quad (5.32)$$

5.4.5. Výsledky hmotnostní bilance

Z TD byl získán počet neznámých parametrů na 44. Tento počet udává potřebné množství bilančních rovnic, z kterých je sestavena MK a vektor pravých stran (VP). MK je matice popisující vztah mezi složkami, proudy a zařízeními, a je sestavena z bilančních rovnic. VP je sloupcový vektor pravých stran bilančních rovnic. Výsledné toky složek v jednotlivých proudech získáme součinem inverzní MK a VP. Výsledky hmotové bilance jsou uvedeny v Tabulce 37.

Tabulka 37: Výsledky hmotové bilance

Proud	Složky					[kg·h ⁻¹]
	1 (Voda)	2 (Flokulant)	3 (Hexan)	4 (Lipidy)	5 (Biomasa)	Σ
1	323 875			291	680	324 847
2	324 690	163		291	680	325 825
3	14 574	147		262	612	15 596
4	925	139		249	582	1 895
5	925	139	108 794	249	582	110 689
6	92		108 794	83		108 969
7			108 794	83		108 877
8	815	163				978
9	310 116	16		29	68	310 229
10	13 650	7		13	31	13 700
11			108 794			108 794
12	832	139		166	582	1 719
13	92					92
14			0,259	83		83
15			108 793			108 793

6. Návrh zařízení

V této kapitole jsou uvedené výpočty rozměrů jednotlivých zařízení, které slouží především k určení ceny těchto zařízení a demonstraci velikosti zařízení.

6.1. Flotační nádrž

Důležitým parametrem pro návrh flotační nádrže je povrchové zatížení (viz. kapitola 4.1.2.). Dle tabulky 17. byla tato hodnota zvolena 0,8 m·h⁻¹. Potřebný povrch hladiny, pro odstranění mikrořas, byl určen ze vztahu

$$S_H = \frac{\dot{V}_j}{\nu} \quad (6.1)$$

kde S_H [m²] je plocha hladiny flotační nádrže, \dot{V}_j [m³·h⁻¹] je zpracováváný objemový průtok a ν [m·h⁻¹] je povrchové zatížení. Objemový průtok byl určen vztahem

$$\dot{V}_j = \frac{\dot{m}_j}{\sum \rho_i \cdot c_i^m} \quad (6.2)$$

kde \dot{m}_j [kg·h⁻¹] je zpracováváný hmotnostní průtok a ρ_i [kg·m⁻³] je hustota dané složky. Potřebný objem flotační nádrže byl stanoven vztahem

$$V_k = \dot{V}_j \cdot \tau_k \quad (6.3)$$

kde τ_k [s] je doba zdržení v zařízení a V_k [m³] je objem zařízení. Hloubka flotační nádrže se poté určí jako podíl objemu ku ploše hladiny.

$$H_k = \frac{V_k}{S_H} \quad (6.4)$$

Součástí flotační nádrže je také flokulační komora, ve které dochází k agregaci flokulí. Objem, plocha a hloubka flokulační komory byla stanovena dle (6.1), (6.2), (6.3) a (6.4). Rozměry a zvolené parametry flokulační nádrže jsou uvedeny v Tabulce 38.

Tabulka 38: Rozměry a parametry flotační nádrže

Parametr	Rozměr	Hodnota
Plocha hladiny flotační nádrže	[m ²]	408
Objem flotační nádrže	[m ³]	816
Hloubka flotační nádrže	[m]	2
Doba zdržení ve flotační nádrži	[s]	1140
Plocha hladiny flokulační komory	[m ²]	10,9
Objem flokulační komory	[m ³]	21,8
Hloubka flokulační komory	[m]	2
Doba zdržení ve flokulační komoře	[s]	240

6.2. Extraktor

Extraktor je klíčovým zařízením a nejdůležitějším parametrem, ovlivňujícím jeho velikost, je doba extrakce. Extrakční doba, což je v podstatě doba zdržení, byla stanovena na 2 h. Dle vzorců (6.2) a (6.3) byl určen objem extraktoru 338,1 m³. Z této hodnoty lze usoudit, že by se jednalo o velké zařízení, které by bylo drahé a také lze předpokládat, že by nedocházelo k potřebné dispergaci rozpouštědla. Z těchto důvodů byly navrženy čtyři menší extraktory o objemu 88 m³ výšce 7 m a průměru 4 m.

6.3. Expanzní destilace

Ke stanovení rozměrů expandéru nelze přistupovat stejným způsobem jako v předešlých kapitolách, poněvadž zde dochází ke změně fáze kapalné na plynnou. Zároveň je nutné dodržet požadované výstupní složení produktu. Vzhledem k tomu byly zvoleny dva destilační stupně. Výpočet expanzní destilace byl proveden dle postu dostupného z [27]. Cílem bylo určit parametry nástřiku (F), destilátu (V), destilačního zbytku (L) a rozměry expandéru. Množství a složení nástřiku 1. stupně byly stanoveny v kapitole 5.4. z hmotnostní bilance. Parametry nástřiku 2. stupně jsou dány destilačním zbytkem 1. stupně. Vzhledem k tomu, že se jedná o návrhový výpočet sloužící jen

k přibližné orientaci zařízení, bylo zavedeno zjednodušení. Zjednodušení spočívá ve složení lipidů, kdy bylo zavedeno, že lipidy jsou tvořeny jen jednou složkou, a to kyselinou palmitovou. Hexan byl označen jako složka A a lipidy byly označeny jako složka B.

Nejprve byla vypočtena entalpie nástřiku z rovnice

$$h_F(T_F, z) = z_A \cdot c_{pL,A} \cdot (T_F - T_{REF}) + z_B \cdot c_{pL,B} \cdot (T_F - T_{REF}) \quad (6.5)$$

kde z_A [-] je molární podíl složky A v nástřiku, z_B [-] je molární podíl složky B v nástřiku, $c_{pL,A}$ [J·kg⁻¹·K⁻¹] je měrná tepelná kapacita složky A při konstantním tlaku, $c_{pL,B}$ [J·kg⁻¹·K⁻¹], je měrná tepelná kapacita složky B při konstantním tlaku, T_F [K] je teplota nástřiku a T_{REF} [K] je referenční teplota. Následně byla zvolena teplota v expandéru $T_E = 345,15$ K, a byla určena tenze par obou složek Antoinovou rovnicí

$$\log p_i'' = A - \frac{B}{T_E + C} \quad (6.6)$$

kde A, B a C jsou experimentálně stanovené konstanty a p_i'' [Pa] tlak nasycených par. Dále byl stanoven tlak v expandéru $p_E = 100$ kPa, a následně bylo určeno složení plynné a kapalně fáze Raoult-Daltonovým zákonem

$$p_i = y_i \cdot p_E = \gamma_i \cdot p_i'' \cdot x_i \quad (6.7)$$

kde p_i [Pa] je parciální tlak, γ_i [-] je aktivitní součinitel, x_i [-] je molární podíl složky v kapalně fázi a y_i [-] je molární podíl složky v plynně fázi. Z takto určených molárních podílů složek lze stanovit V a L hmotnostní bilanci expandéru

$$F = V + L \quad (6.8)$$

$$F \cdot z_i = V \cdot y_i + L \cdot x_i \quad (6.9)$$

V dalším kroku bylo určena entalpie nástřiku před dodáním tepelné energie dle rovnice (6.5). Teplo potřebné k přehřátí nástřiku stanovíme z rovnice

$$Q_H + F \cdot h_1(T_1, z) = F \cdot h_F(T_F, z) \quad (6.10)$$

Pro stanovení potřebného průřezu expandéru je zapotřebí nejprve určit dovolenou rychlost par dle vzorce

$$u_{dov} = K_{Ex} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_L}} \quad (6.11)$$

kde ρ_L [kg·m⁻³] je hustota destilačního zbytku, ρ_V [kg·m⁻³] je hustota destilátu a K_{Ex} [-] je empirická konstanta. Hustota destilačního zbytku a destilátu byla určena z rovnice (5.1). Empirická konstanta byla stanovena empirickým vztahem

$$K_{Ex} = 0,29 \exp[A + B \cdot \ln F_{iv} + C \cdot (\ln F_{iv})^2 + D \cdot (\ln F_{iv})^3 + E \cdot (\ln F_{iv})^4] \quad (6.12)$$

kde

$$F_{iv} = \frac{L}{V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (6.13)$$

a A, B, C, D a F jsou konstanty. Potřebný průřez expandéru se vypočte dle vztahu

$$S_{EXP} = \frac{V \cdot M_V}{3600 \cdot u_{dov} \cdot \rho_V} \quad (6.14)$$

kde M_V [kg·kmol⁻¹] je molová hmotnost destilátu určena dle rovnice (5.2). Průměr expandéru se následně vypočte ze vzorce

$$D_{EXP} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{EXP}}{\pi}} \quad (6.15)$$

Výška expandéru je dána poměrem k jeho průměru a pohybuje se v rozmezí 3 až 5. Pro tento expandér byl zvolen poměr 4. Rozměry a určené parametry expandérů jsou uvedeny v Tabulce 39.

Tabulka 39: Rozměry a parametry expandérů

Parametr	Rozměr	Hodnota		Parametr	Rozměr	Hodnota	
1.stupeň		Složka A	Složka B	2.stupeň		Složka A	Složka B
F	[kg·h ⁻¹]	108 876,7		F	[kg·h ⁻¹]	599,985	
V	[kg·h ⁻¹]	108 276,7		V	[kg·h ⁻¹]	524,4063	
L	[kg·h ⁻¹]	599,985		L	[kg·h ⁻¹]	75,5787	
z	[-]	0,99974	0,00025	z	[-]	0,94881	0,0511
y	[-]	1	0	y	[-]	0,99504	0,00495
x	[-]	0,94881	0,05118	x	[-]	0,00998	0,99
h ₁	[kJ·kmol ⁻¹]	34 286,85		h ₁	[kJ·kmol ⁻¹]	102 860,5	
h _F	[kJ·kmol ⁻¹]	102 860,5		h _F	[kJ·kmol ⁻¹]	214 826,3	
Q _H	[kW]	86589,633		Q _H	[kW]	707 925,7	
T ₁	[K]	323,15		T ₁	[K]	343,15	
TE	[K]	343,15		TE	[K]	393,15	
p _E	[kPa]	100		p _E	[kPa]	4	
D	[m]	12,85		D	[m]	1,395	
H	[m]	51,3		H	[m]	5,579	
V	[m ³]	6627,5		V	[m ³]	8,528	

Z výsledku je patrné, že bylo dodrženo požadavku na 99 % mol. koncentraci produktu, avšak hmotnostní tok tohoto proudu je zhruba o 7 kg·h⁻¹ nižší oproti provedené hmotnostní bilanci. To může být zapříčiněno zavedeným zjednodušením.

Součástí expanzní destilace je výměník tepla, skrze který je dodáváno teplo potřebné k zahřátí nástřiku. Jako médium dodávající teplo, byla zvolena nasycená vodní pára o tlaku 1 MPa. Teplosměnná plocha výměníku, potřebná k zahřátí nástřiku, byla určena z rovnice

$$Q_H = k_k \cdot S_k \cdot (T_F - T_1) \quad (6.16)$$

kde k_k [W·m⁻²·K⁻¹] je součinitel přestupu tepla, který byl určen orientačně dle [32]. Spotřeba páry byla poté určena z rovnice

$$Q_H = \dot{m}_j \cdot (h'' - h') \quad (6.17)$$

kde h'' [kJ·kg⁻¹] je měrná entalpie páry a h' [kJ·kg⁻¹] je měrná entalpie kapaliny. Rozměry

a parametry výměníků jsou uvedeny v Tabulce 40.

Tabulka 40: Rozměry a parametry výměníků

Parametr	Rozměr	Hodnota	
		1.stupeň	2.stupeň
Teplosměnná plocha	[m ²]	2 405,3	11,8
Spotřeba páry	[kg·h ⁻¹]	1 719,2	21,1

6.4. Ostatní zařízení

Rozměry a parametry ostatních zařízení byly určeny dle vztahů (6.1), (6.2), (6.3), (6.4) a (6.15). Stanovené rozměry a parametry ostatních zařízení jsou uvedeny v Tabulce 41.

Tabulka 41: Rozměry a parametry ostatních zařízení

Zařízení	Parametr/Rozměr
Statický směšovač	Průměr: 1,5 m Délka: 6 m Rychlost proudění: 3,08 m·s ⁻¹
Dekantační odstředivka	Průměr: 0,5 m Délka: 4 m Objem: 0,8 m ³ Doba zdržení: 3 min
Kulový mlýn	Průměr: 1,5 m Délka: 6 m Objem: 10,6 m ³ Doba zdržení: 10,75 min
Odstředivka	Průměr: 0,49 m Doba zdržení: 5 s
Míchaný zásobník flokulantu	Doba zdržení: 15 min Objem: 0,245 m ³
Zásobník zahuštěných mikrořas	Doba zdržení: 5 min Objem: 0,241 m ³
Zásobník rozpouštědla	Objem: 41,53 m ³ Průměr: 3 m Výška: 6 m
Akumulačně separační nádrž	Objem: 41,6 m ³ Průměr: 3 m Výška: 6 m

7. Ekonomické zhodnocení

Ekonomické zhodnocení projektu je nedílná součást návrhu všech takovýchto projektů. Z jeho výsledků může být posouzena rentabilita, což znamená schopnost dosáhnout výnosu. Na základě rentability se poté určuje realizace projektu. Základem ekonomického zhodnocení je určení nákladů na technologii, stavby, projektové a technologické činnosti a výrobní náklady na produkt a stanovení prodejní ceny produktu. Z těchto položek je poté určen tok hotovosti projektu, což je stanovení příjmů a výdajů projektu. Příjmy projektu jsou tvořeny vlastním kapitálem, cizími zdroji a příjmy z prodeje produktů nebo majetku. Výdaje jsou tvořeny z fixních kapitálových investic (CAPEX), oběžných kapitálových investic a provozních nákladů. CAPEX jsou investice z nichž se pořizuje fyzické zařízení a nemovitosti. Oběžné kapitálové investice (OPEX) jsou fondy nutné pro rozběh a udržení projektu. Náklady nutné k udržení produkce (nákup surovin a médií, náklady na obsluhu a údržbu) jsou provozní náklady [30].

7.1. Náklady stavby (CAPEX)

Náklady stavby spadají do CAPEX a jsou tvořeny z nákladů na technologii, stavební část, projektovou dokumentaci, inženýrskou činnost a z vedlejších nákladů stavby (licence, pojištění, řízení projektu, rezerva).

7.1.1. Náklady na technologickou část

V prvním kroku je nutné určit náklady na zařízení, které tvoří 26 % [30] nákladů na technologické části. Odhad nákladů na zařízení byl proveden dle vztahů dostupných v [30] a [33]. První vztah je založen na odhadu ceny podle kapacity stávajících zařízení vyrobených v USA

$$C_k = B_k \cdot \left(\frac{S_k}{A_k}\right)^n \cdot \left(\frac{M \& S_k}{1000}\right) \quad (7.1)$$

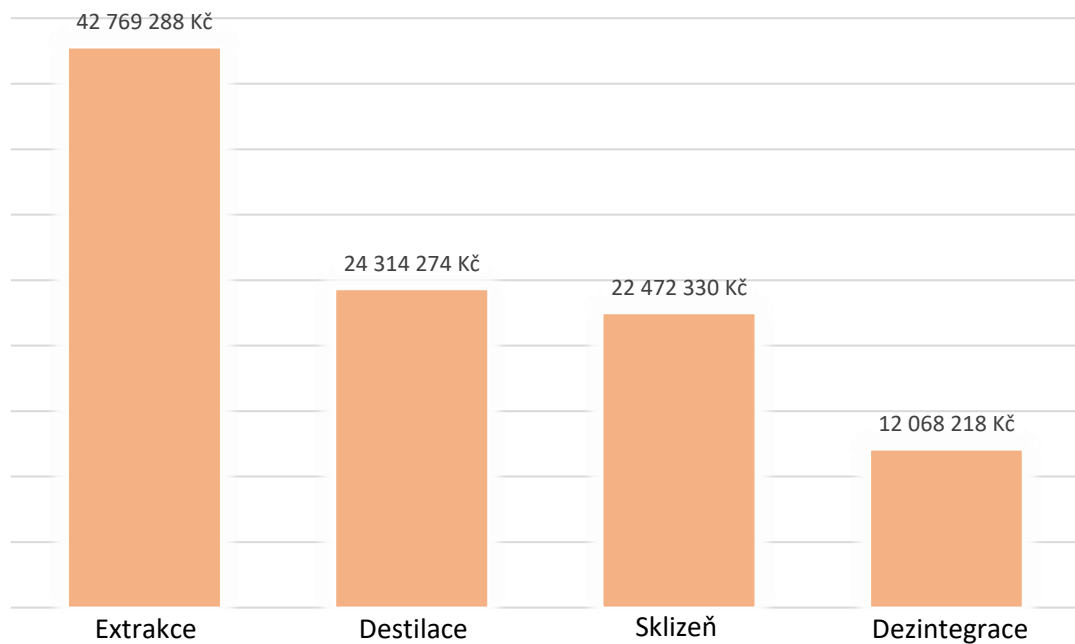
kde B_k [tis. USD] je cena stávajícího zařízení, A_k je velikost stávajícího zařízení, S_k je velikost navrhovaného zařízení, $n[-]$ je exponent daný typem zařízení a $M \& S_k[-]$ je index *Marshall & Swift* pokrývající časovou hodnotu zařízení v procesním průmyslu. Jednotky A_k a S_k jsou dány typem zařízení. Druhým vztahem pro odhad nákladů na zařízení je korelační vztah

$$C_k = a_k + b_k \cdot S_k^n \quad (7.2)$$

kde a_k a b_k [-] jsou konstanty dané typem zařízení. Cena zařízení z těchto vztahů je dána v tis. USD a byla přepočten průměrným kurzem Kč/USD dle ČNB. Pro tyto vztahy byl určen rozsah velikostí navrhovaných zařízení S_k , pro které jsou tyto vzorce platné. Velikost některých navrhovaných zařízení přesahovala tento rozsah, a proto byl zaveden následující vztah

$$\frac{C_{k,1}}{C_{k,2}} = \frac{S_{k1}}{S_{k2}} \quad (7.3)$$

kde $C_{k,1}$ [tis. USD] jsou náklady na zařízení 1. o velikosti S_{k1} a $C_{k,2}$ [tis. USD] jsou náklady na zařízení 2. o velikosti S_{k2} . Na obrázku 28. je porovnání nákladů na zařízení v jednotlivých oblastech linky. Ceny jednotlivých zařízení jsou uvedeny v Tabulce 42.



Obrázek 28. Náklady na zařízení v jednotlivých oblastech

Tabulka 42: Ceny jednotlivých zařízení

Zařízení	Jednotka S_{k1}	Rozměry	Cena [Kč]	Určeno dle
Statický směšovač	Průtok [$l \cdot s^{-1}$]	Průměr: 1,5 m Délka: 6 m	1 316 818	(7.2), (7.3)
Flotační nádrž	Objem [m^3]	Objem: 816 m^3 Plocha hladiny: 408 m^2 Hloubka: 2m	7 307 783	(7.2)
Dekantační odstředivka	Průměr [m]	Průměr: 0,5 m Délka: 4 m Objem: 0,8 m^3	8 952 856	(7.2)
Kulový mlýn	Průtok [$m^3 \cdot h^{-1}$]	Průměr: 1,5 m Délka: 6 m Objem: 10,6 m^3	7 353 450	(7.2)
Odstředivka	Průměr [m]	Průměr: 0,49 m	8 847 468	(7.2)
Míchaný zásobník flokulantu	Objem [m^3]	Objem: 0,245 m^3	362 954	(7.1)
Zásobník zahuštěných mikrořas	Objem [m^3]	Objem: 0,241 m^3	184 242	(7.1)
Zásobník rozpouštědla	Objem [m^3]	Objem: 41,53 m^3	786 011	(7.1)
Akumulačně separační nádrž	Objem [m^3]	Objem: 41,6 m^3 786 011	786 392	(7.1)
Expandér 1. stupně	Objem [m^3]	Objem: 6 627,3 m^3 Výška: 51,3 m Průměr: 12,85 m	3 600 002	(7.1)
Expandér 2. stupně	Objem [m^3]	Objem: 8,53 m^3 Výška: 5,58 m Průměr: 1,4 m	1 208 664	(7.1)
Výměník 1. stupně	Plocha [m^2]	Teplosměnná plocha: 2 405 m^2	14 545 219	(7.2), (7.3)
Výměník 2. stupně	Plocha [m^2]	Teplosměnná plocha: 11,8 m^2	96 269	(7.2)
Extraktory	Objem [m^3]	Počet: 4 Objem: 88 m^3 Výška: 7 m Průměr: 4 m	27 811 017	(7.1)
Čerpadla	Průtok [$m^3 \cdot h^{-1}$]	Počet: 10	18 153 600	(7.3)
Vývěvy	Průtok [$m^3 \cdot h^{-1}$]	Počet: 2	325 720	(7.3)
Σ	-		101 624 109	-

Náklady jednotlivých položek technologické části byly stanoveny jako procentuální podíl z nákladů na zařízení dle [30]. Celkové náklady technologické části a náklady jednotlivých položek jsou uvedeny v Tabulce 43.

Tabulka 43: Náklady technologické části

Položky nákladů technologické části	Podíl [%]	Cena [Kč]
Stroje a zařízení	39	101 624 109
Strojní montáž (zařízení, potrubí, armatury)	39	101 624 109
Silnoproud dodávka montáž	9	23 451 717
Měření a regulace	13	35 177 576
Σ	100	261 877 511

7.1.2. Náklady na stavební část

Náklady na stavební části skládající se z pozemku a jeho přípravy, budov, komunikací, připojení na inženýrské sítě, základu a podpůrných konstrukcí zařízení byly určeny dle stanovených cen jednotlivých položek v závislosti na jejich rozměru uvedených v [30] a dle doporučení z [31]. Ceny jednotlivých položek stavební části a jejich charakteristické rozměry jsou uvedeny v Tabulce 44.

Tabulka 44: Náklady stavební části

Položky nákladů stavební části	Rozměr	Cena [Kč]
Pozemek	6000 m ²	13 200 000
Výrobní hala	výška/šířka/délka 10/50/100 m	110 200 000
Administrativní budova	výška/šířka/délka 2,5/10/10 m	1 253 500
Pozemní komunikace	šířka/délka 15/20 m	812 250
Dopojení na vodovod	15 m	70 590
Dopojení na parovod	15 m	132 817,5
Dopojení na kanalizaci	15 m	88 545
Σ	-	125 757 703

7.1.3. Celkové náklady stavby

Zbylé položky nákladů stavby byly určeny dle procentuálních poměrů z nákladů na stavební a technologickou část dle [30]. Náklady stavby a dílčí položky jsou uvedeny v Tabulce 45.

Tabulka 45: Celkové náklady stavby

Položky nákladů technologické části	Dílní části	Podíl z (1+2) [%]	Cena [Kč]
Technologické část ⁽¹⁾	Stroje a zařízení Strojní montáže El. Instalace MaR	-	261 877 511
Stavební část ⁽²⁾	Pozemek Budovy Komunikace Sítě	-	125 757 703
Projektová dokumentace	Geologický a radonový průzkum EIA Basic design technologií Dokumentace	6	23 258 113
Inženýrská činnost a řízení stavby	Stavební povolení Výběr dodavatelů Technický dozor Řízení stavby a kontrola	3	11 629 056
Vedlejší náklady stavby	Řízení projektu	2	7 752 704
	Licence	0	0
	Pojištění stavby	0,5	1 938 176
	Rezerva	10	38 763 521
Σ	-	-	470 976 784

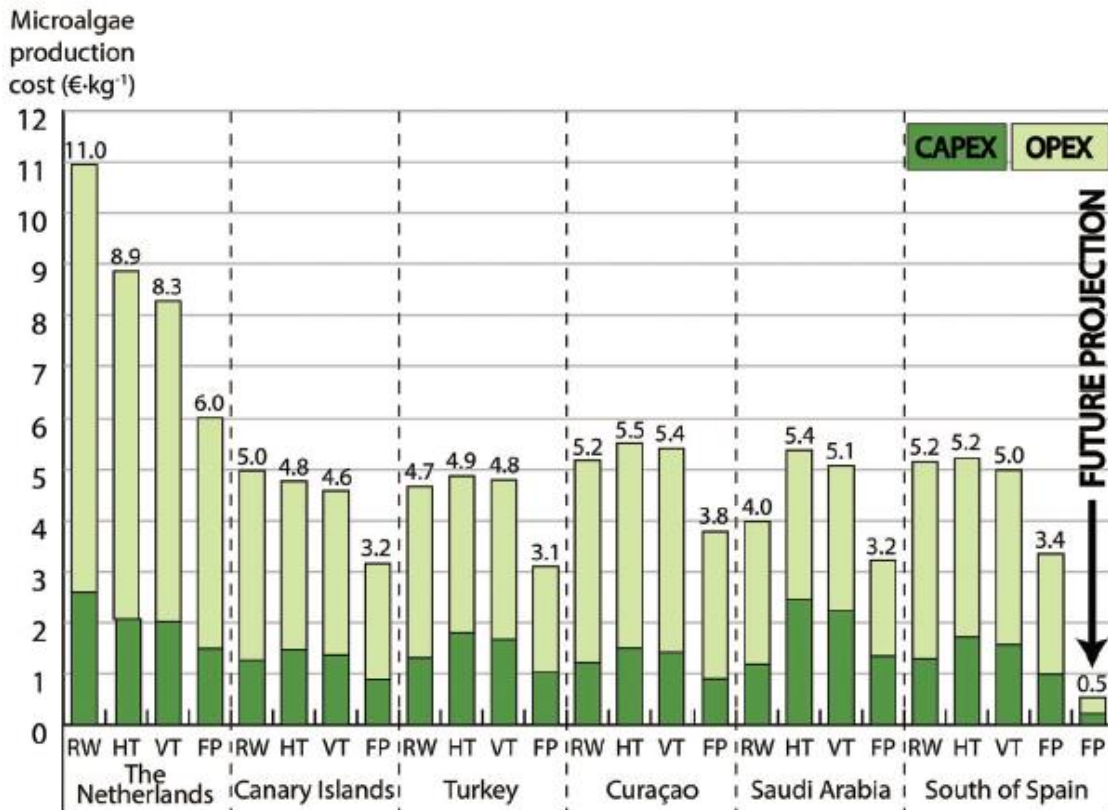
7.2. Oběžné kapitálové investice (OPEX)

OPEX jsou celkové náklady na zajištění provozu, které vyžaduje určité množství hotovosti pro zahájení provozu, vázaného po jeho celou dobu životnosti a tato hotovost je uvolněna až na konci provozu. Mezi položky OPEX patří náklady na suroviny, dodávky pro výrobu produktu, zálohy na výdaje, náklady za služby, osobní náklady a hotovosti na výplaty. OPEX byly stanoveny z přímých provozních nákladů za dobu 1 týdne provozu. Zvláštní položku OPEX tvoří náklady na rozpouštědlo, které činí 122 020 461 Kč, jehož cena byla stanovena dle [34] na 243 Kč·l⁻¹.

7.3. Náklady na suroviny a energie

V této kapitole jsou určeny náklady na suroviny a energie pro výrobu 1 kg produktu. Největší položkou těchto nákladů jsou výdaje na základní surovinu, mikrořasy. Cena této suroviny byla stanovena z průměrných nákladů na produkci 1 kg mikrořas z Obrázku 29. Náklady byly stanoveny včetně sklizně. Sklizeň může dosahovat až 30 %

celkové ceny produktu (viz. kapitola 4.1.) a z toho důvodu bylo vzato pouze 70 % z těchto nákladů na produkci mikrořas. Potřebné množství mikrořas na produkci 1 kg lipidů činí 11,66 kg.



Obrázek 29. Náklady na produkci 1 kg mikrořas včetně sklizně [35]

Další položkou jsou náklady na flokulant (DEAE kvasinky) cena flokulantu byla uvažována 91 Kč·kg⁻¹ (viz. kapitola 4.1.3.1.) a potřebné množství k produkci 1 kg lipidu bylo stanoveno na 1,96 kg. Dále byla určen příkon jednotlivých zařízení odhadem podle příkonu dostupných zařízení dle vztahu (7.3). Součet příkonů jednotlivých zařízení byl přenásoben koeficientem 1,15. Tento koeficient představuje spotřebu dalších el. zařízení (osvětlení, MaR, atd.). Dalšími položkami jsou pára, dodávající tepelnou energii potřebnou k expanzi, a rozpouštědlo, které z procesu odchází společně s produktem. Přehled položek nákladů na suroviny a energie pro výrobu 1 kg produktu je uveden v Tabulce 46.

Tabulka 46: Náklady na suroviny a energie

Položky nákladů na suroviny a energie	Množství potřebné k produkci 1 kg produktu	Cena položky	Náklady na produkci 1 kg lipidů [Kč·kg ⁻¹]
El. Energie	260 kW	910 Kč·h ⁻¹	10,9
Rozpouštědlo	0,003113 kg	242 Kč·l ⁻¹	1,2
Flokulant	1,96 kg	91 Kč·kg ⁻¹	178
Pára	20,88 kg	900 Kč·t ⁻¹	18,8
Mikrořasy	11,66 kg	128,22 Kč·kg ⁻¹	1 110
Σ	-	-	1 294

7.4. Prodejní cena produktu

Prodejní cena produktu byla stanovena z cen jednotlivých složek produktu (kyselina linolenová, linolová, palmitová, stearová, olejová) v závislosti na jejich obsahu v lipidech obdobným vztahem jako (5.1). Ceny složek byly získány z [36]. Prodejní cena 1 kg produktu byla podle těchto předpokladů činila 2 496 240 Kč·kg⁻¹. Takto vysoká cena je ovšem nereálná a z toho důvodu byla zvolena úměrně vzhledem k provozním nákladům na 1 800 Kč·kg⁻¹.

7.5. Stanovení provozních nákladů, výnosů a zisků

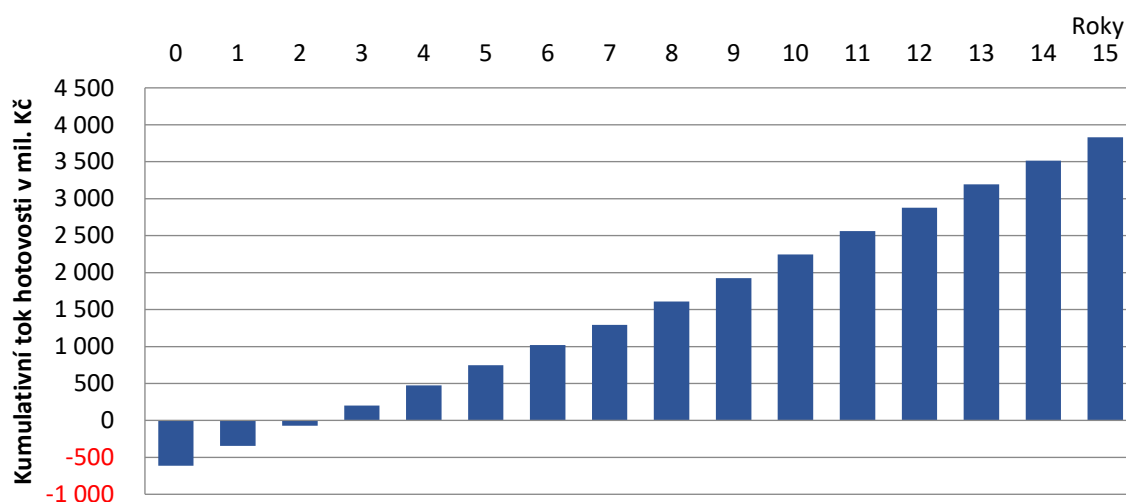
Na základě určených nákladů na suroviny a energie a prodejní ceny produktu byly stanoveny provozní náklady, výnosy a zisky. Provozní náklady se rozdělují na přímé a nepřímé. Přímé náklady jsou přímo úměrné produkovanému množství a nepřímé jsou nezávislé na objemu produkce. Jednotlivé položky jsou uvedeny v Tabulce 47.

Tabulka 47: Provozní náklady, výnosy a zisky

Položky	Jednotky	Hodnoty
Produkce lipidů	kg/rok	728 000
Výnosy za prodej lipidů	Kč/rok	1 310 400 000
Provozní náklady bez odpisů a úroků	Kč/rok	993 109 168
Přímé provozní náklady	Kč/rok	985 846 314
Suroviny	Kč/rok	942 348 385
Osobní náklady pracovníků obsluhy	Kč/rok	1 652 400
Dozor	Kč/rok	247 860
Náklady na údržbu	Kč/rok	9 419 536
Spotřební materiál	Kč/rok	2 354 884
Laboratoř	Kč/rok	247 860
Rezerva	Kč/rok	29 575 389
Nepřímé provozní náklady	Kč/rok	7 262 854
Pojištění	Kč/rok	3 296 837
Režie firmy	Kč/rok	3 966 017
Zdanitelné výnosy	Kč/rok	317 290 832

7.6. Kritéria ziskovosti

K posouzení ziskovosti projektu byl nejprve stanoven tok hotovosti v jednotlivých letech. Tok hotovosti (Obrázek 30.) byl stanoven na dobu 15 let, přičemž v nultém roce probíhala výstavba a v následujícím prvním roce byla zahájena výroba. Doba odepisování majetku byla stanovena na 7 let, kdy odpisy v 1. roce činily 9 % a v následujících 5. letech činily 18 %. Daň z příjmu byla stanovena podle právnických osob na 19 %.



Obrázek 30. Kumulativní tok hotovosti projektu

Jedno z kritérií posouzení ziskovosti je doba návratnosti (PP), což je doba od začátku projektu do okamžiku, kdy kumulativní příjmy vyrovnají kumulativní výdaje a původní investice se tím redukuje na nulu. Dobu návratnosti lze získat ze vzorce

$$PP = \frac{INV}{\overline{CF}_t} \quad (7.4)$$

kde INV [Kč] je výše investice a \overline{CF}_t [Kč·rok⁻¹] je průměrný roční tok hotovosti. Pro tento projekt doba návratnosti vychází na 2,04 roky. Dalším kritériem je návratnost investice (ROI), což je míra výnosu kapitálu a lze ji získat ze vzorce

$$ROI = \frac{[\text{příjem projektu} - (\text{fixní} + \text{oběžný kapitál})]/\text{počet let}}{\text{fixní} + \text{oběžný kapitál}} \quad (7.5)$$

Průměrná návratnost tohoto projektu je 45,9 % ročně.

8. Diskuze

Tato kapitola je zaměřena na zhodnocení výsledků návrhu linky. Vzhledem k tomu že oblasti linky (sklizeň, dezintegrace, extrakce, destilace) byly řešeny v mnoha studiích jen jednotlivě, tak tato linka byla řešena jako celek a její návrh slouží jako basic design, díky kterému byla zhodnocena rentabilita projektu za použití dostupných technologií. Díky výsledkům návrhu je možné zhodnotit citlivost některých parametrů na účinnost a náklady linky. Na základě těchto parametrů lze navrhnout optimalizaci některých technologií.

8.1. Citlivostní analýza

Z ekonomického zhodnocení vyplývá, že největší položkou nákladů jsou náklady na suroviny, především pak položka nákladů na základní surovinu mikrořasy. Tato položka tvoří bezmála 86 % z celkových nákladů na suroviny. Vzhledem ke zpracovávanému množství mikrořas 971,6 kg·h⁻¹ potřebného k produkci 83,33 kg·h⁻¹ lipidů, se nabízí možnost zvýšit obsah lipidů v mikrořasách, nebo zvýšit koncentraci mikrořas v kultivačním médiu. Tyto parametry však na zpracovávané množství mikrořas nemají žádný vliv.

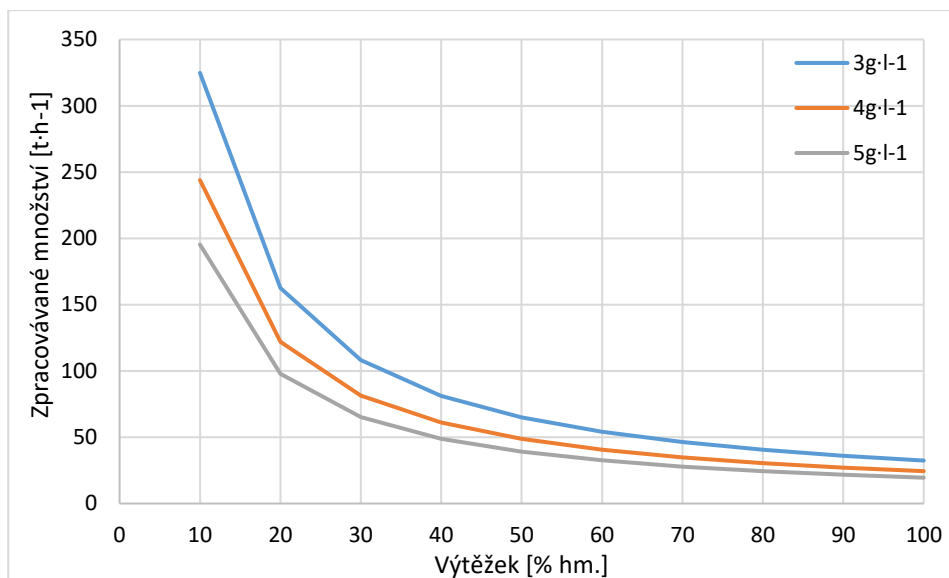
Hlavním důvodem tohoto zjištění je účinnost extrakce. Účinnost extrakce lipidů z mikrořas je ve většině studií definována jako výtěžek hmotnostního podílu lipidů z celkové hmotnosti mikrořas. V této práci byl tento výtěžek stanoven na 10 % hm. z celkové hmotnosti mikrořas a obsah lipidů v mikrořasách byl zvolen 30 % hm. z celkové

hmotnosti mikrořas, což znamená že nelze vyextrahovat více než 1/3 obsažených lipidů. V tabulce níže je uveden vliv účinnosti extrakce na vybrané parametry linky, za předpokladu 70 % hm. obsahu lipidů a koncentraci 3 g·l⁻¹.

Tabulka 48: Vliv účinnosti extrakce na vybrané parametry

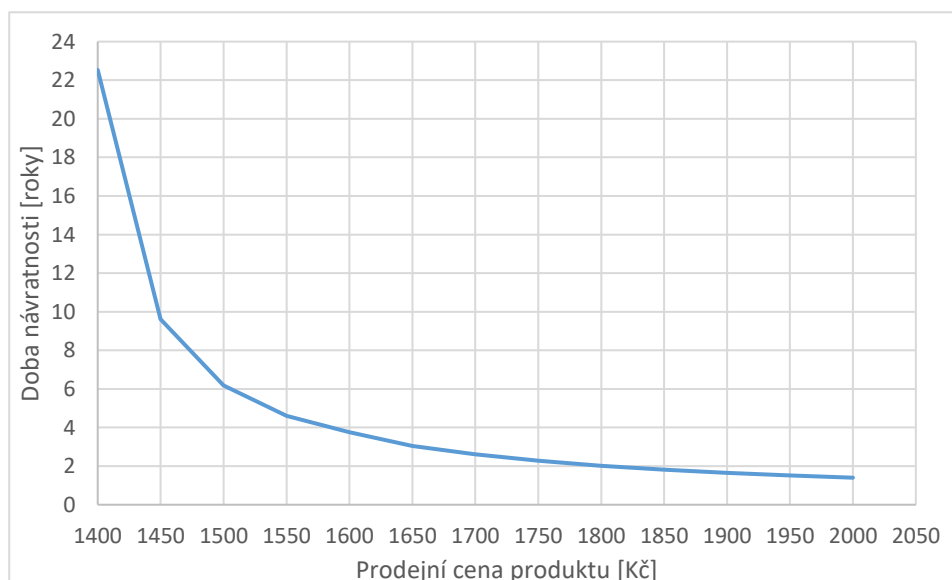
Parametr	výtěžek 10 % hm. (Původní návrh)	výtěžek 30 % hm.	výtěžek 50 % hm.	výtěžek 70 % hm.
Zprac. množství mikrořas [kg·h ⁻¹]	972	324	194	139
CAPEX [Kč]	467 218 973	356 795 984	333 710 713	323 029 620
Náklady na suroviny [Kč·kg ⁻¹]	1 294	516	330	228
OPEX [Kč]	140 977 181	48 384 339	29 406 276	20 944 575
Provozní náklady [Kč·rok ⁻¹]	992 963 466	404 445 747	263 755 643	187 038 09
Zdanitelné výnosy [Kč·rok ⁻¹]	317 436 534	905 954 253	1 046 644 357	1 123 361 904

Z Tabulky 48. je patrná klesající tendence zpracovávaného množství mikrořas na účinnosti extrakce. Menší zpracovávané množství mikrořas znamená i pokles nákladů s ním spojených jako jsou CAPEX a OPEX (menší zařízení), náklady na suroviny a provozní náklady. Naopak s těmito klesajícími parametry rostou výnosy. Z těchto důvodů byla závislost celkového zpracovávaného množství směsi (mikrořasy, kultivační médium) na účinnosti extrakce, pro vybrané vstupní koncentrace mikrořas, vynesena graficky (Obrázek 31.).



Obrázek 31. Závislost zpracovávaného množství na účinnosti extrakce

Dalším parametrem ovlivňujícím výrazně rentabilitu projektu je prodejní cena produktu. Cena a množství produktu udávají výnosy z jeho prodeje, od kterých jsou odečítány provozní náklady, a tím jsou určeny celkové výnosy projektu. Výnosy projektu poté slouží k pokrytí investic vynaložených na jeho realizaci. Doba, za kterou tyto výnosy pokryjí investice se nazývá doba návratnosti PP. Z tohoto důvodu byla stanovena grafická závislost ceny produktu na PP navrhnutého projektu (Obrázek 32.).



Obrázek 32. Závislost prodejní ceny produktu na době návratnosti

Na základě této závislosti lze stanovit optimální cenu produktu vzhledem k době návratnosti.

8.2. Možnosti optimalizace

Z výsledků uvedených v předešlé kapitole se jako nepotřebnější oblast pro optimalizaci jeví extrakce. 2/3 lipidů obsažených v mikrořasách jsou vyloučeny z výrobního procesu na odstředivce. Proto by bylo vhodné zavedení recyklace a přivádět tyto vyloučené lipidy zpět do extraktorů, což by mělo za následek zvýšení výtěžnosti lipidů.

Dále by se mohl 1. stupeň expanzní destilace nahradit 2° odparkou. Tato kombinace odparky s expanzní destilací je běžně užívaná při extrakci olejů z řepky. Flotační nádrž doplněná o mechanický sběrač, shrnující koncentrované mikrořasy z hladiny nádrže, by mohla mít za následek snížení množství zpracovávané v následující dekantační odstředivce, což by znamenalo úspory nákladů a investic na toto zařízení.

9. Závěr

Cílem práce bylo navrhnout linku pro extrakci lipidů z vodních řas. Dle zadání byla zpracována literární rešerše zabývající se technologiemi a zařízeními z oblasti sklizně, dezintegrace, extrakce a destilace. V rešerši jsou uvedeny parametry jednotlivých zařízení, na základě kterých byly stanoveny předpoklady pro návrh linky.

V další části je popsán výběr technologií, zařízení a návrh basic designu linky. Dále jsou zde popsány bilanční a ekonomické výpočty. V závěru je provedeno ekonomické zhodnocení a citlivostní analýza klíčových parametrů.

Existuje mnoho studií zaměřujících se na řešenou problematiku využití mikrořas jako obnovitelného zdroje energií pro výrobu biopaliv, avšak tyto studie se ve většině případů zaměřují jen na jednu oblast procesu jejich výroby. Tato práce shrnuje jednotlivé oblasti, ze kterých je následně vytvořen technologický postup pro získávání základní suroviny pro výrobu bionafty. Z výsledků ekonomického zhodnocení je patrné, že takto navržená linka by byla rentabilní a provozuschopná. Z technologického hlediska je nutné optimalizovat klíčovou oblast procesu, a tou je extrakce. Pokud by bylo docíleno zvýšení účinnosti extrakce, došlo by tím k výraznému poklesu ceny produktu a zpracovávanému množství surovin.

Nad rámec zadání této práce je v rešerši uveden základní přehled složení mikrořas a technologií kultivace. Tento přehled slouží především k představě o jejich produkci, vzhledem ke zpracovávanému množství pro extrakci lipidů.

10. Použité symboly a označení

A	konstanta	[-]
a_k, A_k	velikost stávajícího zařízení	[-]
B	konstanta	[-]
b_k, B_k	cena stávajícího zařízení	[tis. USD]
C	konstanta	[-]
c_i^m	hmotnostní koncentrace složky i	[-]
c_i^n	molární koncentrace složky i	[-]
C_k	cena navrhovaného zařízení	[tis. USD]
$c_{pL,i}$	měrná tepelná kapacita složky i při konstantním tlaku	[J·kg ⁻¹ ·K ⁻¹]
D	konstanta	[-]
D_{EXP}	průměr expandéru	[m]
E	konstanta	[-]
F	Nástřík	[kmol·h ⁻¹]
F_{iv}	bezrozměrné číslo definované rovnicí (6.13)	[-]
h'	měrná entalpie kapaliny	[kJ·kg ⁻¹]
h''	měrná entalpie páry	[kJ·kg ⁻¹]
h_1	entalpie nástříku	[kJ·kmol ⁻¹]
h_F	entalpie ohřátého nástříku	[kJ·kmol ⁻¹]
H_k	hloubka zařízení k	[m]
K_{Ex}	empirická konstanta	[-]
k_k	součinitel přestupu tepla výměníku k	[W·m ⁻² ·K ⁻¹]
L	Destilační zbytek	[kmol·h ⁻¹]
m_i	hmotnost složky i	[kg]
\dot{m}_{in}	hmotnostní průtok vstupního proudu	[kg·h ⁻¹]
$\dot{m}_{j,i}$	hmotnostní průtok složky i v proudu j	[kg·h ⁻¹]
\dot{m}_{out}	hmotnostní průtok výstupního proudu	[kg·h ⁻¹]
$M\&S_k$	<i>Marshall & Swift index</i>	[-]
M_L	molová hmotnost lipidů	[kg·kmol ⁻¹]
M_{SM}	molová hmotnost směsi	[kg·kmol ⁻¹]
M_V	molová hmotnost destilátu	[kg·kmol ⁻¹]
M_i	molová hmotnost složky i	[kg·kmol ⁻¹]
n	exponent daný typem	[-]
n_{SM}	látkové množství složky směsi	[kmol]
n_i	látkové množství složky i	[kmol]
p_E	tlak v expandéru	[Pa]

p_h	tlak v extrakční nádobě	[Pa]
p_i^*	tlak nasycených par	[Pa]
p_i	parciální tlak složky i	[Pa]
p_k	kritický tlak	[Pa]
Q_H	teplo potřebné k přehřátí nástřiku	[J]
S_{EXP}	průřez expandéru	[m ²]
S_H	plocha hladiny	[m ²]
S_k	teplosměnná plocha výměníku k	[m ²]
S_k	velikost navrhovaného zařízení	[-]
T_1	teplota nástřiku	[K]
T_E	teplota v expandéru	[K]
T_K	kritická teplota	[K]
T_h	teplota v extrakční nádobě	[K]
T_F	teplota ohřátého nástřiku	[K]
T_{REF}	referenční teplota	[K]
u_{dov}	dovolená rychlost	[m·s ⁻¹]
V	Destilát	[kmol·h ⁻¹]
\dot{V}_j	objemový průtok v proudě j	[m ³ ·h ⁻¹]
V_k	objem zařízení k	[m ³]
x_i	molární podíl složky i v kapalně fázi	[-]
y_i	molární podíl složky i plynně fázi	[-]
z_i	molární podíl složky i v nástřiku	[-]

Řecká písmena

γ_i	aktivitní součinitel	[-]
ρ_H	hustota hexanu	[kg·m ⁻³]
ρ_L	hustota lipidů	[kg·m ⁻³]
ρ_L	hustota destilačního zbytku	[kg·m ⁻³]
ρ_{SM}	hustota směsi	[kg·m ⁻³]
ρ_V	hustota destilátu	[kg·m ⁻³]
ρ_i	hustota složky i	[kg·m ⁻³]
τ_k	doba zdržení v zařízení k	[s]
$\omega_{j,i}$	hmotový podíl složky i v proudě j	[kg·kg ⁻¹]
ν	povrchové zatížení	[m·h ⁻¹]

Dolní indexy

<i>A</i>	složka
<i>B</i>	složka
<i>EXP</i>	expandér
<i>i</i>	složka
<i>in</i>	vstup do zařízení
<i>j</i>	proud
<i>k</i>	zařízení
<i>L</i>	lipidy
<i>out</i>	výstup ze zařízení
<i>R</i>	rozpouštědlo (hexan)
<i>SM</i>	směs

11. Seznam obrázků

Obrázek 1. <i>Otevřené kultivační systémy</i> [11]	22
Obrázek 2. <i>Fotobioreaktory</i> [9]	24
Obrázek 3. <i>Schéma horizontálního tubulárního fotobioreaktoru</i> [2]	25
Obrázek 4. <i>Schéma panelového fotobioreaktoru</i> [15]	25
Obrázek 5. <i>Procesy přeměny řasové biomasy na energii</i> [18].....	29
Obrázek 6. <i>Transesterifikace</i> [2]	30
Obrázek 7. <i>Procesní schéma postupu při výrobě bionafty z mikrořas</i> [2]	32
Obrázek 8. <i>Schéma kontinuálního usazováku pro zahušťování suspenzí</i> [19]	34
Obrázek 9. <i>Schéma lamelového usazováku</i> [19]	35
Obrázek 10. <i>Schéma pneumatického žlabového flotátoru</i> [19]	36
Obrázek 11. <i>Talířová usazovací odstředivka se šoupátkovým odpouštěním kalu</i> [22] ..	40
Obrázek 12. <i>Schéma dekantační odstředivky</i> [22]	41
Obrázek 13. <i>Pásový filtr</i> [19]	42
Obrázek 14. <i>Filtrační spektrum membránových procesů</i> [24].....	42
Obrázek 15. <i>Kulový mlýn</i> [25]	44
Obrázek 16. <i>Vysokotlaký homogenizátor</i> [25]	46
Obrázek 17. <i>Schéma principu extrakce lipidů z mikroorganismů</i> [25]	52
Obrázek 18. <i>Extraktory</i> [27].....	55
Obrázek 19. <i>Rozdělení extrakce a extraktorů</i> [27]	56
Obrázek 20. <i>Rovnovážná závislost složení par na kapalně fázi</i>	57
Obrázek 21. <i>Schéma expanzní destilace</i> [27]	57
Obrázek 22. <i>Fázový diagram</i> [27].....	58
Obrázek 23. <i>Schéma superkritické extrakce</i> [27]	59
Obrázek 24. <i>Rozdělení linky na oblasti</i>	61
Obrázek 25. <i>Flotační nádrž</i> [27].....	62
Obrázek 26. <i>Bilanční schéma</i>	66
Obrázek 27. <i>Bilanční schéma extraktoru</i>	67
Obrázek 28. <i>Náklady na zařízení v jednotlivých oblastech</i>	79
Obrázek 29. <i>Náklady na produkci 1 kg mikrořas včetně sklizně</i> [35]	83
Obrázek 30. <i>Kumulativní tok hotovosti projektu</i>	85
Obrázek 31. <i>Závislost zpracovávaného množství na účinnosti extrakce</i>	88
Obrázek 32. <i>Závislost prodejní ceny produktu na době návratnosti</i>	88

12. Seznam tabulek

Tabulka 1: <i>Biotechnologicky nejčastěji využívané druhy mikrořas [1]</i>	10
Tabulka 2: <i>Obsah proteinů vybraných druhů mikrořas [3]</i>	11
Tabulka 3: <i>Obsah proteinů vybraných druhů mikrořas [3]</i>	11
Tabulka 4: <i>Podíl vybraných látek na celkovém obsahu lipidů a jejich fyzikální vlastnosti [3,6,7]</i>	12
Tabulka 5: <i>Obsah lipidů ve vybraných mikrořasách [8]</i>	12
Tabulka 6: <i>Porovnání typů kultivace [10]</i>	14
Tabulka 7: <i>Vlastnosti a spotřeba elektřiny pro různé druhy umělého zdroje světla [11]</i>	15
Tabulka 8: <i>Vliv změny barev umělého LED zdroje světla na výtěžnost a obsah oleje s ohledem na spotřebu energie u mikrořas druhu <i>Nannochloropsis oceanica</i> [12]</i>	16
Tabulka 9: <i>Vliv CO₂ na koncentraci a produktivitu řasové biomasy druhu <i>Chlorella sp.</i> [13]</i>	17
Tabulka 10: <i>Vliv CO₂ a teploty na produktivitu různých druhů řasové biomasy [14]</i>	18
Tabulka 11: <i>Produktivita a koncentrace řasové biomasy v otevřených systémech [14]</i>	23
Tabulka 12: <i>Produktivita a koncentrace řasové biomasy v uzavřených systémech [14]</i>	26
Tabulka 13: <i>Výhody a omezení vybraných typů kultivačních zařízení [14]</i>	27
Tabulka 14: <i>Porovnání fotobioreaktoru a oběžného náhonu [8]</i>	28
Tabulka 15: <i>Porovnání jednotlivých plodin a mikrořas dle výtěžku oleje [8]</i>	29
Tabulka 16: <i>Typické návrhové parametry flotace rozpuštěným vzduchem [20]</i>	36
Tabulka 17: <i>Typické hodnoty povrchového zatížení vybraných druhů odstraňovaných částic [20]</i>	36
Tabulka 18: <i>Vliv různých druhů flokulačních činidel a přítomnost extracelulárních produktů řas na dávku flokulantu a účinnost flokulace na mikrořasu druhu <i>Chlorella</i> [21]</i>	38
Tabulka 19: <i>Porovnání metod hromadné sklizně [2]</i>	43
Tabulka 20: <i>Porovnání účinností separace některých druhů mikrořas metodami hromadné sklizně [20]</i>	43
Tabulka 21: <i>Přehled vlastností zahušťovacích metod sklizně [2,23]</i>	43
Tabulka 22: <i>Vliv různých parametrů mletí na účinnost dezintegrace v kulovém mlýnu [25]</i>	45
Tabulka 23: <i>Vliv různých parametrů vysokotlaké homogenizace na účinnost dezintegrace [25]</i>	47
Tabulka 24: <i>Vliv různých parametrů vysokorychlostní homogenizace na extrakci lipidů [25]</i>	47
Tabulka 25: <i>Vliv různých parametrů dezintegrace ultrazvukem na extrakci lipidů [25]</i>	48
Tabulka 26: <i>Vliv různých parametrů dezintegrace působením mikrovln na extrakci lipidů [25]</i>	49
Tabulka 27: <i>Vliv různých parametrů dezintegrace působením pulsního elektrického pole na extrakci lipidů [25]</i>	50

Tabulka 28: <i>Porovnání metod dezintegrace vzhledem ke klíčovým aspektům [25]</i>	51
Tabulka 29: <i>Rozpustnost lipidů v běžně užívaných organických rozpouštědlech a jejich směsích [27]</i>	53
Tabulka 30: <i>Přehled studií extrakce lipidů z různých druhů mikrořas [26,28]</i>	54
Tabulka 31: <i>Typické fyzikální vlastnosti vybraných fází [26]</i>	58
Tabulka 32: <i>Přehled studií superkritické extrakce lipidů [26]</i>	60
Tabulka 33: <i>Porovnání metod extrakce [26]</i>	60
Tabulka 34: <i>Parametry zvolených technologií a zařízení</i>	65
Tabulka 35: <i>Seznam proudů</i>	66
Tabulka 36: <i>Označení proudů</i>	66
Tabulka 37: <i>Výsledky hmotové bilance</i>	72
Tabulka 38: <i>Rozměry a parametry flotační nádrže</i>	73
Tabulka 39: <i>Rozměry a parametry expandérů</i>	76
Tabulka 40: <i>Rozměry a parametry výměníků</i>	77
Tabulka 41: <i>Rozměry a parametry ostatních zařízení</i>	77
Tabulka 42: <i>Ceny jednotlivých zařízení</i>	80
Tabulka 43: <i>Náklady technologické části</i>	81
Tabulka 44: <i>Náklady stavební části</i>	81
Tabulka 45: <i>Celkové náklady stavby</i>	82
Tabulka 46: <i>Náklady na suroviny a energie</i>	84
Tabulka 47: <i>Provozní náklady, výnosy a zisky</i>	85
Tabulka 48: <i>Vliv účinnosti extrakce na vybrané parametry</i>	87

13. Použité zdroje

- [1] MASOJÍDEK, Jiří. *Mikrořasy – solární továrna v jedné buňce*. [online] Praha, 2016. Akademie věd České republiky, Vydání 1., 28 s. [cit. 2017-06-30]. Dostupné z: www.vedakolemnas.cz. ISSN 2464-6245
- [2] VOBECKÁ, Kateřina. *Biopaliva z vodních řas*. Praha, 2012. Bakalářská práce. Univerzita Karlova v Praze. Přírodovědecká fakulta. Studijní obor: Chemie životního prostředí. Vedoucí práce Jakub KOČAN
- [3] SAMEK, Dušan. *Vliv způsobu kultivace a dezintegrace řasové biomasy na obsah a výtěžnost nutričních faktorů*. Zlín, 2013. Disertační práce. Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně. Fakulta technologická. Obor: Technologie potravin. Školitel Miroslav FIŠERA
- [4] SPOLAORE, P., JOANNIS-CASSAN, C., DURAN, E., ISAMBERT, A. Commercial application of microalgae. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, [online] 2006, 101, [cit. 2017-07-01]. Dostupné z: www.journals.elsevier.com 87-96. ISSN 1389-1723.
- [5] MASOJÍDEK, Jiří. *Aktivní látky mikrořas ve výživě*. [online] Praha, 2017. Akademie věd České republiky, Vydání 1., 28 s. [cit. 2017-07-01]. Dostupné z: www.vedakolemnas.cz. ISSN 2464-6245
- [6] *Fyzikální vlastnosti látek*. [online], [cit. 2017-07-01]. Dostupné z: www.chemspider.com
- [7] *Fyzikální vlastnosti látek*. [online], [cit. 2017-07-01]. Dostupné z: www.nist.gov
- [8] YUSUF, Chisti. Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances* 2007, 25, 294 -306
- [9] BYRTOSOVÁ, Dana. *Optimalizace podmínek kultivace řasových kultur ve fotobioreaktorech*. Brno, 2016. Diplomová práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta chemická. Obor: Chemie pro medicínské aplikace. Vedoucí Radka KOČÍ
- [10] CHUN-JEN, C., KUEI-LING, Y., RIFKA, A., DUU-JONG, L., JO-SHU, C. Cultivation, photobioreactor design and harvesting of microalgae for biodiesel production: A critical review. *Bioresource Technology* 2011, 102, 71-81
- [11] BEI, W., CHRISTOPHER Q., L., HORSMAN, M. Closed photobioreactors for production of microalgal biomasses. *Biotechnology Advances* 2012, 30, 904-912

- [12] CHUN-JEN, C., JU-CHUN, C., HSIAO-CHEN, H., SHIN-HSIN, H., JO-SHU, Enhancing the production of eicosapentaenoic acid (EPA) from *Nannochloropsis oceanica* CY2 using innovative photobioreactors with optimal light source arrangements. *Bioresource Technology* 2015, 191, 407-413
- [13] GEETANJALI, Y., ANKUSH, K., SUKANTA, K., RAMKRISHNA, S. Performance evaluation of a green process for microalgal CO₂ sequestration in closed photobioreactor using flue gas generated in-situ. *Bioresource Technology* 2015, 191, 399-406
- [14] LIAM, B., PHILIP, O. Biofuels from microalgae—A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2010, 14, 557-577
- [15] BĚLOHLAV, Vojtěch. *Design of pilot-plant effective photobioreactor*. Praha, 2016. Diplomová práce. České vysoké učení technické v Praze. Fakulta strojní. Obor: Procesní technika. Vedoucí Lukáš KRÁTKÝ
- [15] BĚLOHLAV, Vojtěch. *Design of pilot-plant effective photobioreactor*. Praha, 2016. Diplomová práce. České vysoké učení technické v Praze. Fakulta strojní. Obor: Procesní technika. Vedoucí Lukáš KRÁTKÝ
- [16] DITL, Pavel. *Technika stavby reaktorů*. 2. vyd. Praha: ČVUT, 1989. 177 s.
- [17] KAŠPÁREK, Fantišek. *Biorafinace*. [online] Praha, 2014. Akademie věd České republiky, Vydání 1., 28 s. [cit. 2017-08-01]. Dostupné z: www.vedakolemnas.cz. Ediční číslo 11743
- [18] STŘÍTESKÝ, Luboš. *Mikrořasy jako zdroj surovin*. [online] Praha, 2013. Vysoké učení technické v Brně, Fakulta stavební. [cit. 2017-08-01]. Dostupné z: www.tzb-info.cz
- [19] RIEGER, František., NOVÁK, Václav., JIROUT, Tomáš. *Hydromechanické procesy I*. Praha, Nakladatelství ČVUT, 2005, 209 s. ISBN 978-80-01-03286
- [20] DOLEJŠ, Petr. *Flotace rozpuštěným vzduchem (DAF) pro úpravu pitné vody a její první provozní realizace v ČR*. [online] České Budějovice. [cit. 2017-08-01]. Dostupné z: www.tzb-info.cz
- [21] SMOLOVÁ, Jana. *Sklízení jednobuněčných sladkovodních řas metodou flokulace*. Praha, 2015. Diplomová práce. Vysoká škola chemicko-technologická v Praze. Obor studia Biotechnologie.
- [22] RIEGER, František., NOVÁK, Václav., JIROUT, Tomáš. *Hydromechanické procesy II*. Praha, Nakladatelství ČVUT, 2005, 209 s. ISBN 80-01-03302-3

- [23] KRÁTKÝ, Lukáš., JIROUT, Tomáš. *Studie problematiky odvodnění digestátu v technologiích výroby bioplynu*. Praha, 2011. České vysoké učení technické v Praze. Fakulta strojní.
- [24] NOVOTNÁ, Aneta. *Filtrační materiály pro vodárenskou filtraci*. Brno, 2016. Bakalářská práce. Vysoké učení technické v Brně. Fakulta stavební. Vedoucí Tomáš KUČERA
- [25] GUNERKEN, E., D'HONDT, E., EPPINK, M.H.M., GARCIA-GONZALEZ, L., WILFFELS, Cell disruption for microalgae biorefineries. *Biotechnology Advances 2015*, 33, 243-260
- [26] HALIM, R., DANQUAH, M.K., WEBLEY, P.A. Extraction of oil from microalgae for biodiesel production: A review. *Biotechnology Advances 2012*, 30, 709-732
- [27] DITL, Pavel. *Difuzně separační pochody*. Praha, Nakladatelství ČVUT, 1996, 231 s. ISBN 978-80-01-03972-4
- [28] *Výsledky studií extrakce lipidů z vodních řas*. Praha : ČVUT v Praze, FS Ú12118, Poskytnuto od: Lukáš KRÁTKÝ
- [29] DITL, Pavel. (*ústní sdělení*). Praha : ČVUT v Praze, FS Ú12118, 8. Prosinec 2016.
- [30] ROUŠAR, Ivo. *Projektové řízení technologických staveb*. Praha, Nakladatelství Granada publishing a.s., 2008, 256 s. ISBN 978-80-247-2602-1
- [31] MORAVEC, Jiří a ŠTANCL, Jaroslav. *Výukové materiály k předmětu Projekt III*. Praha : ČVUT v Praze, FS - Ú12118, 2016.
- [32] STEPHAN, Peter. *VDI – Heat atlas*. Düsseldorf, Nakladatelství VDI-Verlag GmbH, 1608 s. ISBN 978-3-540-77876-9
- [33] TOWLER, G. P. and R. SINNOTT. *Chemical engineering design: principles, practice, and economics of plant and process design*. 2. vyd. Boston, MA: Butterworth-Heinemann, 2013. ISBN 978-008-0966-595.
- [34] *Cena hexanu*. [online], [cit. 2017-08-12]. Dostupné z: www.chemspider.com
- [35] JESÚS, R., KLEINEGRIS, D.M.M. Towards industrial products from microalgae. *Energy Environ. Sci.* 2016, 9, 3036
- [36] *Ceny jednotlivých složek lipidů*. [online], [cit. 2017-08-12]. Dostupné z: www.chemspider.com

14. Přílohy

Příloha 1. PFD schéma výrobní linky pro extrakci lipidů

Příloha 2. Výpočtový program (Lipidy.xlsm)