

JIHOČESKÁ UNIVERZITA V ČESKÝCH BUDĚJOVICÍCH

Zemědělská fakulta

DIPLOMOVÁ PRÁCE

2013

Bc. Petr Braun

JIHOČESKÁ UNIVERZITA V ČESKÝCH BUDĚJOVICÍCH

ZEMĚDĚLSKÁ FAKULTA

Studijní program: N4101 Zemědělské inženýrství
Studijní obor: Agroekologie
Katedra: Katedra aplikovaných rostlinných biotechnologií
Vedoucí katedry: Prof. Ing. Jan Moudrý CSc.

DIPLOMOVÁ PRÁCE

Využití procesu extruze při produkci bioplynu ze sena

Vedoucí diplomové práce: prof. Ing. Ladislav Kolář, DrSc.

Konzultant diplomové práce: Ing. Josef Maroušek, Ph.D.

Autor: Bc. Petr Braun

České Budějovice, duben 2013

ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE

(PROJEKTU, UMĚLECKÉHO DÍLA, UMĚLECKÉHO VÝKONU)

Jméno a příjmení: **Bc. Petr BRAUN**
Osobní číslo: **Z10681**
Studijní program: **N4101 Zemědělské inženýrství**
Studijní obor: **Agroekologie**
Název tématu: **Využití procesu extruze při produkci bioplynu ze sena**
Zadávací katedra: **Katedra aplikovaných rostlinných biotechnologií**

Z á s a d y p r o v y p r a c o v á n í :

Cílem práce je technologické a ekonomické posouzení problematiky využití procesu extruze při zpracování sena k výrobě bioplynu.

Proveďte literární, patentovou a legislativní rešerši problému.

Dále se pod vedením vedoucího diplomové práce seznamte s provozní problematikou přípravy extrudátů dané fytohmoty.

V laboratorních podmínkách bude simulována produkce bioplynu z extrudátů sena získaných za různých procesních parametrů.

Klíčovými parametry technologického posouzení bude dynamika kumulativní produkce bioplynu v návaznosti na extruzní tlak a době zdržení v extrudéru.

Z ekonomického hlediska budou hlavním srovnávacím faktorem náklady na produkci plynu, či elektrické energie a tepla.

Práci vypracujte dle Opatření děkana č. 13 ze dne 18. 12. 2009.

Rozsah grafických prací: dle potřeby
Rozsah pracovní zprávy: cca 40 - 60 stran
Forma zpracování diplomové práce: tištěná/elektronická
Seznam odborné literatury:

DEUBLEIN, Dieter; STEINHAUSER, Angelika. *Biogas from Waste and Renewable Resources : An Introduction*. Weinheit : WILEY HCH, 2011. 572 s. ISBN 978-3-527-32798-0.

DOSTÁL, Petr, et al. *Řízení technologických procesů*. Zlín : Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně. Ústav aplikované informatiky, 2006. 98 s. ISBN 9788073184650.

GRASSI, G.; COLLINA, A.; ZIBETTA, H. *Biomass for energy, industry and environment*. Athens, Greece : Elsevier Applied Science, 1992. 1430 s. ISBN 9781851667307.

MITAL, K. M. *Iogas Systems : Policies, Progress And Prospects*. India : New Age International, 1997. 278 s. ISBN 81-224-1104-5.

SAMIR K., Khanal, et. al. *Bioenergy and Biofuel from Biowastes and Biomass*.


Reston, Virginia, USA : American Society of Civil Engineers, 2010. 505 s. ISBN 978-0-7844-1089-9.

Organisation for Economic Co-operation and Development. *Biomass and agriculture : sustainability, markets and policies*. USA : OECD, 2004. 565 s. ISBN 92-64-10555-7.

Vedoucí diplomové práce: prof. Ing. Ladislav Kolář, DrSc.
Katedra aplikovaných rostlinných biotechnologií

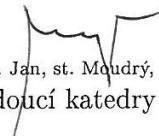
Datum zadání diplomové práce: 28. ledna 2013

Termín odevzdání diplomové práce: 26. dubna 2013


prof. Ing. Miloslav Šoch, CSc.
děkan

JIHOČESKÁ UNIVERZITA
V ČESKÝCH BUDĚJOVICÍCH
ZEMĚDĚLSKÁ FAKULTA
studijní oddělení
Studentská 13 ④
370 05 České Budějovice

L.S.


prof. Ing. Jan, st. Moudrý, CSc.
vedoucí katedry

V Českých Budějovicích dne 29. ledna 2013

Prohlášení:

Prohlašuji, že svoji diplomovou práci na téma „Využití procesu extruze při produkci bioplynu ze sena“ jsem vypracoval samostatně pouze s použitím pramenů a literatury uvedených v seznamu citované literatury.

Prohlašuji, že v souladu s § 47b zákona č. 111/1998 Sb. v platném znění souhlasím se zveřejněním své diplomové práce, a to v nezkrácené podobě (v úpravě vzniklé vypuštěním vyznačených částí archivovaných Zemědělskou fakultou JU) elektronickou cestou ve veřejně přístupné části databáze STAG provozované Jihočeskou univerzitou v Českých Budějovicích na jejích internetových stránkách.

V Českých Budějovicích dne 19.4.2013



.....
podpis studenta

Poděkování:

Za odborné vedení při zpracování diplomové práce děkuji prof. Ing. Ladislavu Kolářovi, DrSc. a děkuji Ing. Josefu Marouškovi, Ph.D. za cenné rady, připomínky, odborné vedení a trpělivost při konzultaci diplomové práce. Rovněž bych chtěl poděkovat Bc. Karlu Dobřemylsovi z VOD Kadov za poskytnutí veškerých podkladů k vypracování a všem ostatním, kteří se podíleli na vzniku této diplomové práce.

Abstrakt

Pelletky senáže, respektive sena byly extrudovány ve vysokotlakém extrudéru dle UV CZ 21314 při různých provozních parametrech. Zkoumaným parametrem při konstantní době zdržení v extrudéru byl extruzní tlak a sušina. Nejvyšší produkce metanu (CH_4) při fermentaci o teplotě 40°C byla mapována ze senáže s obsahem sušiny 10,6 – 11 % upravené extruzním tlakem 1,37 MPa. Nejvyšší produkce CH_4 při fermentaci o teplotě 50°C byla mapována ze senáže s obsahem sušiny 13,5 – 16,7 % upravené extruzním tlakem 1,37 – 1,66 MPa. Pro nejvyšší produkci CH_4 při teplotě fermentace v rozmezí $40 - 50^\circ\text{C}$ byl odhadnut optimální extruzní tlak 1,35 – 1,4 MPa a obsah sušiny 11,5 %. Při hodnocení efektivnosti investice byla použita diskontující čistá současná hodnota investice (ČSHI), která je nejpoužívanější a ve většině případů nejvhodnější.

Klíčová slova: travní senáž, struktura lignocelulózy, parní exploze, pelletky, bioplyn

Abstract

Pellets from haylage, respectively hay were extruded in an extruder working with a high temperature according to the utility model CZ 21314 with different parameters. The researched parameters of extrusion with a constant time delay were a pressure extrusion and volatile solids. The highest production of methane (CH_4) at a fermentation with the temperature 40°C was monitored from the haylage with a content of the volatile solids 10,6 – 11 % by extrusion with the pressure 1,37 MPa. The highest production of CH_4 at a fermentation with the temperature 50°C was monitored from the haylage with a content of the volatile solids 13,5 – 16,7 % by extrusion with the pressure 1,37 – 1,66 MPa. A content of the volatile solids 11,5 % of haylage and extrusion with the pressure 1,35 – 1,4 were estimated like optimum parameters for a fermentation with the temperature $40 - 50^\circ\text{C}$ with the highest production of CH_4 . For evaluation of the effectiveness of investment was used the method of net present value (NPV). This method is the most commonly used and in most cases the most appropriate.

Key words: haylage, structure of lignocellulose, steam explosion, pellets, biogas

Obsah

1. Úvod	1
2. Cíl práce	2
3. Literární rešerše	3
3.1 Biosyntéza lignocelulózy.....	3
3.1.1 Celulóza.....	5
3.1.2 Hemicelulóza	7
3.1.3 Lignin	8
3.2 Mechanická úprava	9
3.2.1 Drtiče.....	11
3.2.2 Mlýny	13
3.3 Peletování	21
3.4 Macerace horkou vodou	23
3.5 Extruze.....	25
3.5.1 Mechanická extruze	27
3.5.2 Extruze parou, parní exploze	29
3.6 Ekonomika bioplynových stanic	45
4. Metodika	49
4.1 Použitý materiál	49
4.2 Použité zařízení.....	49
4.3 Použitý software.....	52
4.4 Technologický postup	53
5. Výsledky	54
6. Diskuze	58
7. Závěr	65
8. Seznam použité literatury	66
9. Příloha	78

1. Úvod

V České republice se rok od roku navyšuje výměra trvalých travních porostů (TTP), které nejsou adekvátně využity, a zároveň během posledních desetiletí znatelně poklesl objem živočišné výroby. Problém tedy nastává u zvyšující se produkce fytomasy z TTP, která není racionálně využita. Významně začíná narůstat i objem travní biomasy z údržby krajiny a veřejné zeleně v obcích a městech. Velký podíl zemědělské půdy produkující fytomasu leží ladem i díky zdlouhavým soudním sporům, nevyřízeným restitucím, nejasnému dědictví, nízké bonitě nebo malé rozloze. Tím se znatelně zvyšuje výměra TTP a neobhospodařovaných ploch, produkující nadbytek rostlinné fytomasy, v krajním případě doplněnou i o dendromasu. Takto produkovaná fytomasa nemůže být rentabilně využita a mnohdy se jen odstraní na okraj pozemku, kde postupně tlí, produkuje plísň, alergeny, zapleveluje sousedící pozemky a je zdrojem dalších skleníkových plynů.

Jednou z rentabilních možností zpracování fytomasy za žalostného ekonomického a politického stavu může být produkce senáže s následným energetickým využitím v bioplynových stanicích. Pro efektivní využití této fytomasy je výhodná její úprava, kterou lze změnit vlastnosti materiálu takovým způsobem, aby rostlinná vlákna byla co nejvíce narušena a celulózové řetězce, respektive energeticky bohatší fermentovatelné sacharidy byly snáze přístupné pro hydrolytické enzymy při procesu anaerobní fermentace.

Vhodnou alternativou, nezatěžující životní prostředí, kterou se práce zabývá, může být úprava pomocí extruze parou. Extruze parou je chápána jako vysokoteplotní proces, při kterém je v reaktoru (extrudéru) materiálu dodáno teplo a mechanická energie, která způsobí fyzikálně-chemické proměny jeho struktury. Extruze nijak výrazně nesníží průměrnou velikost částic, ale při správně nastavených parametrech způsobí hlubokou dezintegraci rostlinných vláken. Práce se zabývá nalezením optimálních parametrů extruze pro maximální kumulativní produkci bioplynu z travní senáže.

2. Cíl práce

Cílem práce je technologické a ekonomické posouzení problematiky využití procesu extruze horkou parou při zpracování travní senáže k výrobě bioplynu. Úkolem je aproximovat biologické pochody v limitech studované technologie na finanční kalkulace respektující legislativní omezení.

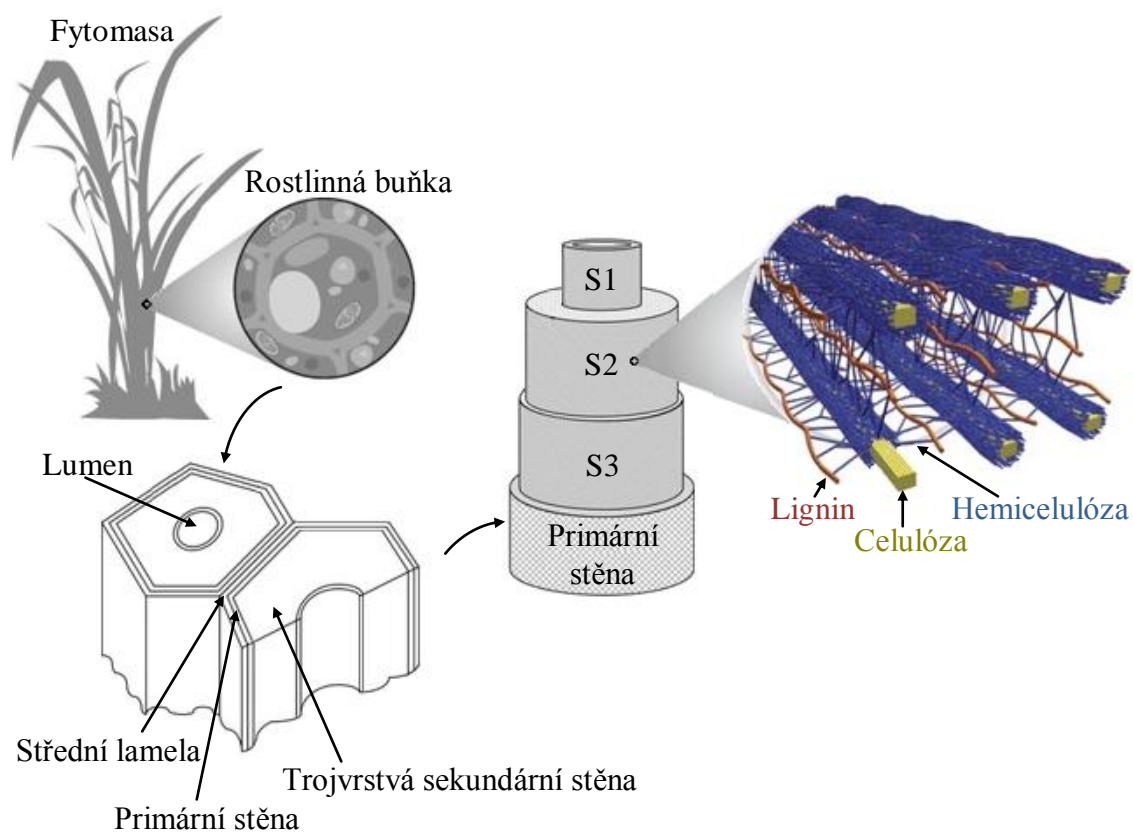
3. Literární rešerše

3.1 Biosyntéza lignocelulózy

Stěna rostlinné buňky se dělí na stěnu primární a sekundární. Tyto stěny jsou tvořeny v různých vývojových stádiích buňky. Během buněčného dělení rostlinné buňky je utvářena střední lamela (Caffall a Mohnen, 2009), spolu s primární stěnou, která obklopuje buňku během jejího růstu (Keegstra, 2010), zatímco sekundární stěna je tvořena po fázi rozvoje (Carroll et al., 2012). Primární stěna obsahuje 80 – 90 % polysacharidů, 10 – 20 % bílkovin a malé množství ligninu, v porovnání se stěnou sekundární (Himmel et al., 2008). Nosnou konstrukcí stěny rostlinné buňky je sekundární stěna, která se skládá ze tří vrstev (S1, S2 a S3), z nichž S2 tvoří přibližně 80 % tloušťky z celkové tloušťky rostlinné stěny (Rong, 2001). Stěna rostlinné buňky je komplexem sítí polysacharidů. Obsahuje mnoho bílkovin, glykosidické proteiny včetně různých enzymů a strukturálních proteinů, zmiňuje Rose a Lee (2010).

Hlavní organickou sloučeninou stěny rostlinné buňky lignocelulóзовých materiálů je celulóza spolu s hemicelulózou a ligninem. Somerville (2006) označil celulózu jako nejtypičtější složku stěny rostlinné buňky. Keshwani (2009) popisuje strukturu fytomasy jako kostru celulóзовých řetězců zalitou v síťované matrici hemicelulózy a ligninu. Paulová a kol. (2010) popisuje vzájemné pevné provázání organických sloučenin jako komplexní rigidní matrici. Maroušek (2011a), který inspiraci zřejmě bral u Himmela et al. (2008) s Taherzadehem a Karimim (2008) přirovnává strukturu fytomasy železobetonové konstrukci, ve které celulózová vlákna připomínají železné pruty a lignin s hemicelulózou cement, balastní pojivo, které je s celulózovými vlákny spojeno vodíkovými a kovalentními vazbami. Lignocelulózy ve své struktuře zahrnují také vodu a malé množství bílkovin, uvádí Harmsen et al. (2010). Chandra et al. (2012) rozšiřuje složení ještě o malé množství pektinu, extrakty (dusíkaté látky, chlorofyl, vosky) a anorganické minerály.

Grafika 1: Struktura lignocelulózové fytomasy



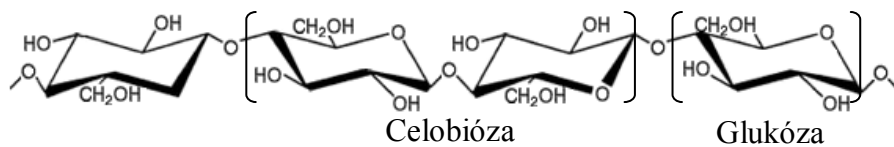
Zdroj: Rubin, 2008; Doherty et al., 2011; Liu et al., 2012 (upravil autor)

Složení a procentuální podíl jednotlivých organických sloučenin se liší dle rostlinných druhů a mění se s růstovou fází, věkem rostliny a s podmínkami, ve kterých rostlina roste, zmiňuje Pérez et al. (2002). U travní fytomasy po vysušení zaujímá celulóza průměrně 25 – 40 % hmotnostních (hm.), hemicelulóza 25 – 50 % hm. a lignin 10 – 30 % hm., uvádí Malherbe a Cloete (2002) a Howard et al. (2003). Sun a Cheng (2002) udávají u trav stejné procentické zastoupení s výjimkou hemicelulózy, kde uvádějí rozmezí 35 – 50 % hm. Rozdělení, které lze považovat za obecné v zastoupení jednotlivých organických sloučenin pro fytomasy uvádí Knauf s Moniruzzamanem (2004) a Kaparaju et al. (2009), které je 40 – 50 % hm., 25 – 35 % hm. a 15 – 20 % hm. pro celulózu, hemicelulózu a lignin. Ghos a Prelas (2011) upozorňují na len a bavlník s obsahem celulózy 80 a 98 % hm., pro které výše uvedený vztah neplatí.

3.1.1 Celulóza

Celulóza ($C_6H_{10}O_5$) je hlavní strukturní složka rostlinných buněk a je považována za jeden z nejhojnějších biopolymerů na zemi. Základem celulózy je celobióza ($C_{12}H_{22}O_{11}$), která se skládá ze dvou kovalentně spojených molekul glukózy ($C_6H_{12}O_6$) β -1,4-glykosidickou vazbou, uvádí Delmer a Amor (1995). Celulóza je hydroskopický materiál a v běžných podmínkách (20 °C, 60% relativní vlhkost) absorbuje 8 – 14 % vody (Harmsen et al., 2010). Ve vodě je nerozpustná již s osmi a více propojenými glukózovými jednotkami. Propojením jednotek celobiózy vzniká celulózový řetězec. Holtzaple et al. (1997) uvádí rozpětí, čítající 500 – 20000 molekul celulózy v celulózovém řetězci. Malherbe a Cloete (2002) zmiňují, že celulózový řetězec může obsahovat až 25000 molekul celulózy. Dle Browna (2004) řetězce u lignocelulózové fytomasy čítají od 8000 molekul celulózy v primární stěně buňky až po 15000 molekul celulózy v sekundární stěně buňky.

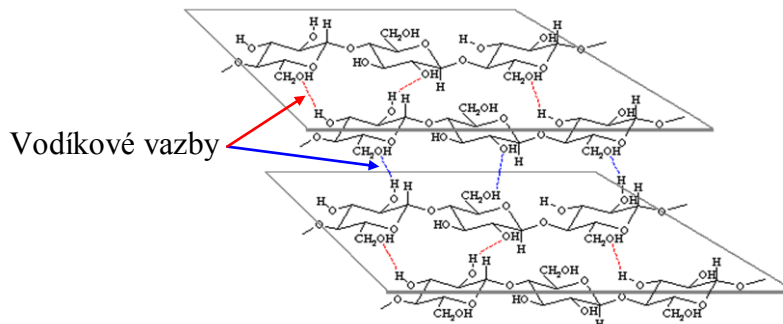
Grafika 2: Schéma řetězce celulózy



Zdroj: Pérez a Samain, 2010 (upravil autor)

Celulóza se v rostlinných tkáních nevyskytuje jako jediný řetězec ale jako mikrofibril (mikrovlákno), kompozitní materiál několika paralelně uspořádaných řetězců glukózy, stabilizovaný vodíkovými můstky.

Grafika 3: Demonstrace vodíkových vazeb



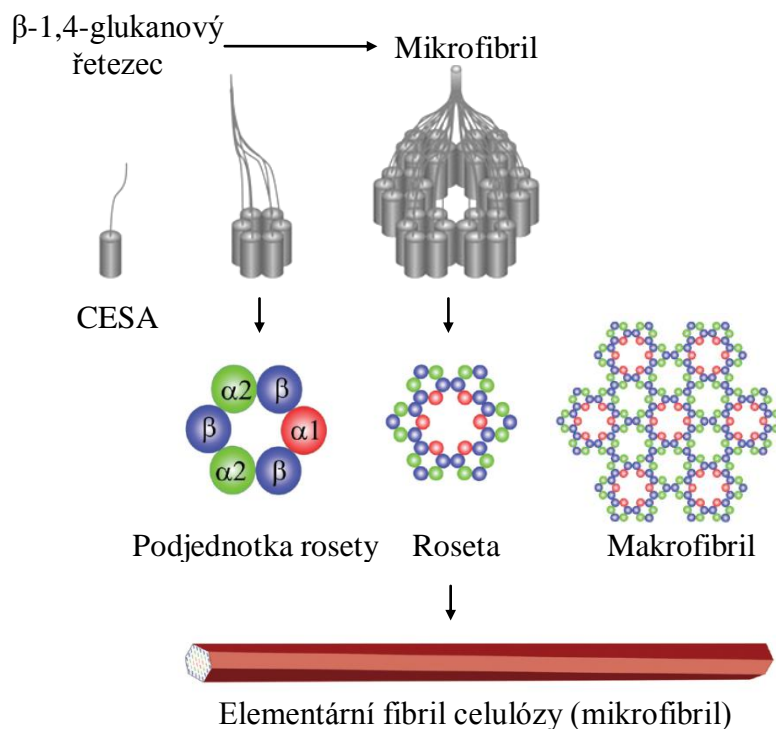
Zdroj: Harmsen et al., 2010 (upravil autor)

Vodíkové vazby mezi glukózovými zbytky uvnitř a vně řetězců jsou tak silné a přesně definované, že mikrofibrily jsou převážně krystalické. Dle Himmela et al. (2008)

jsou celulózové řetězce drženy v krystalické formě vodíkovými můstky a Van der Waalsovými silami. Wan der Waalsovy interakce, jak je označuje Čurn a Sáková (1998) vznikají tak, že momentální náhodná fluktuace v rozdělení elektronů jakéhokoliv atomu zasahuje do elektronového obalu druhého atomu. To způsobí vytvoření dipólu v druhém atomu a dva dipóly se navzájem přitahují. Mikrofibrily jsou tvořeny krystalickými a v malé míře amorfními elementárními vlákny (Samir et al., 2005).

Celulóza je syntetizovaná enzymem celulózosyntetáza (z angl. *Cellulose Synthase*, CESA), uvádí Procházka a kol. (1998), který je uspořádán do celku (rosety) v plasmatické membráně. Roseta je tvořena šesti podjednotkami, které jsou složeny celkem z šesti proteinů ve třech izotopech ($\alpha 1$, $\alpha 2$ a β). Při spontánním sestavení šesti CESA vzniká 6x6 roseta, elementární fibril celulózy (mikrofibril) s 36 enzymy ve třech izotopech, zmiňuje Himmel et al. (2008). Každý mikrofibril se skládá z 36 krystalických, paralelně uložených β -1,4-glukanových řetězců (řetězců celulózy). Komplex CESA se v buněčné stěně pohybuje průměrnou rychlostí $300 \text{ nm} \cdot \text{min}^{-1}$, což odpovídá přidání $300 - 1000 \text{ molekul glukózy} \cdot \text{min}^{-1}$ za předpokladu, že mikrofibril je imobilizován v buněčné stěně, podotýká Paredez et al. (2006). Spojením mikrofibrilů v buněčné membráně dochází k syntéze makrofibrilu.

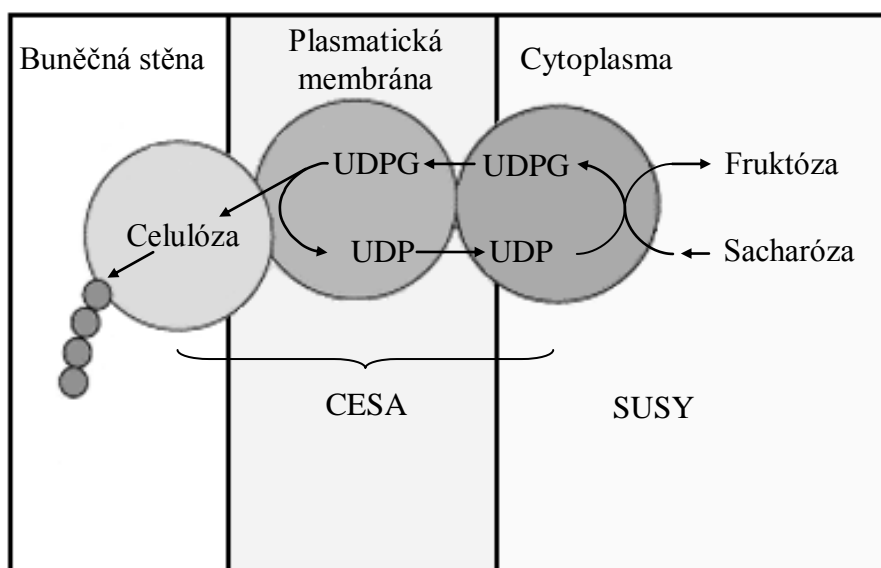
Grafika 4: Syntéza mikro- a makrofibrilu



Zdroj: Döblin et al., 2002; Himmel et al., 2008 (upravil autor)

CESA je během růstu buňky významným spotřebitelem uhlíku. Hlavním zdrojem uhlíku, který je nezbytný pro syntézu polysacharidů, růst a dýchání buněk je sacharóza, uvádí Himmel et al. (2008). Jediné známé enzymatické cesty štěpení sacharózy *in vivo* (z lat. v přirozených podmínkách) popisuje Koch (2004), jsou jimi katalyzovaná invertáza a syntéza sacharózy (z angl. *Sucrose Synthase*, SUSY). SUSY slouží k usměrnění uhlíku přímo ze sacharózy do celulózy v plasmatické membráně a její hlavní funkcí je tvorba buněčné stěny. SUSY je volně reverzibilní a urychluje přeměnu sacharózy s UDP (uridin di-fosfátem) na UDPG (UDP glukózu) a fruktózu (Amor et al., 1995). UDPG se podílí na syntéze škrobu (Asano et al., 2002) a různých polysacharidů buněčné stěny včetně celulózy (Döblin et al., 2002). Koch (2004) popisuje model na rozhraní podjednotky rosety, kde schematicky popisuje přímý převod UDPG na celulózu a koloběh UDP (viz Grafika 5)

Grafika 5: Přímý převod UDPG na celulózu



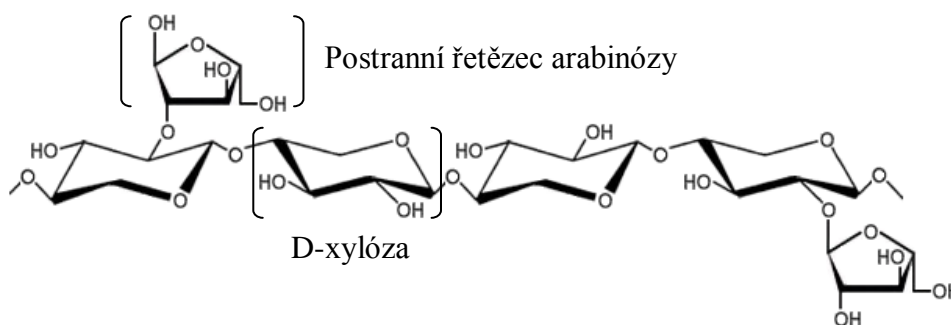
Zdroj: Koch, 2004 (upravil autor)

3.1.2 Hemicelulóza

Hemicelulóza je rostlinný heteropolysacharid buněčné stěny zahrnující komplexní strukturu stavebních sloučenin obsahující glukózu, xylózu, manosu, galaktózu, arabinózu, rhamnózu a uronové kyseliny (kyselinu glukoronovou a kyselinu galakturonovou). Ramos (2003) dělí tyto sloučeniny na pentózy (xylóza, rhamnóza, arabinóza), hexózy (glukóza, manóza, galaktóza) a uronové kyseliny. Hemicelulóza je obvykle spojena s celulózou, ligninem, bílkovinami a fenolickými sloučeninami

buněčných stěn kovalentními a vodíkovými vazbami, uvádí Peng et al. (2012). Nejvíce zastoupenou organickou sloučeninou v hemicelulóze je xylóza (Ebringerová a Heinze, 2000). Xylanový řetězec je tvořen jednotkami D-xylózy propojeny vazbou β -1,4- a mnohačetnými postranními řetězci. Ačkoliv struktura xylanového řetězce je podobná struktuře celulózy, přítomnost mnohačetných postranních řetězců minimalizuje možnost propojení vodíkovými vazbami, což má za příčinu nižší míru krystalinity (Ramos, 2003). Vhodným příkladem, kde lze demonstrovat mnohačetné postranní řetězce, může být arabinoxylóza, která je hlavní strukturní složkou hemicelulózy u trávy *Panicum virgatum*. Mnohačetné postranní řetězce arabinózy minimalizují propojení struktury xylanového řetězce vodíkovými vazbami, uvádí Keshwani (2009).

Grafika 6: Struktura arabinoxylózy



Zdroj: Yeoman et al., 2010 (upravil autor)

Hemicelulóza je syntetizována Golgiho aparátem a exportována do buněčné stěny pomocí sekrečních váčků (exocytózy), kde se vkládá mezi mikro fibrily celulózy (Sandhu et al., 2009)

3.1.3 Lignin

Lignin je složitý aromatický polymer tvořený dehydrogenativní polymerací fenylypropanových monomerů, zmiňuje Sannigrahi et al. (2010). Monomery, kterými je lignin tvořen jsou označovány jako perkurzory ligninu a jsou jimi aromatické alkoholy, konkrétně p-kumaryl alkohol, koniferyl alkohol a synapyl alkohol, uvádí Howard et al. (2003). Perkurzory ligninu jsou syntetizovány Golgiho aparátem a endoplazmatickým retikulem rostlinných buněk s následným transportem do buněčné stěny sekrečními váčky (Glazer a Nikaido, 2007). Grabber et al. (2004) uvádí, že jednotlivé perkurzory ligninu jsou propojeny prostřednictvím labilních β -O-4 a α -O-4 (éterových) vazeb s menším množstvím tzv. „kondenzovaných“ uhlík-uhlík a bifenylyl etherových vazeb,

kteře jsou odolné vůči chemické degradaci. Lignin je také schopen vytvořit kovalentní vazby některých hemicelulóz (Jorgensen et al., 2007). Keshwani (2009) uvádí, že perkurzory ligninu jsou propojeny prostřednictvím uhlík-uhlík nebo uhlík-kyslík (etherových) vazeb a rovněž uvádí, že vazba uhlík-uhlík je odpovědná za hlavní bariérní povahu ligninu. Propojení jednotlivých perkurzorů je provedeno zdánlivě nahodilým způsobem (Doherty et al., 2011). Po stránce fyzikální slouží lignin ke zvýšení pevnosti buněčné stěny. Lignin se vyskytuje ve stěnách rostlinných buněk, které mají podpůrné nebo mechanické funkce (Procházka a kol., 1998). Sannigrahi et al. (2010) charakterizuje lignin jako jeden z nejvíce chemicky stabilních sloučenin ze třech hlavních rostlinných biopolymerů buněčné stěny. Obecně platí, že čím je vyšší podíl ligninu ve struktuře buněčné stěny, tím je nižší biologická dostupnost celulózy.

Separace celulózy od ligninu je jedna z mnoha technických překážek, která musí být překonána, aby celulóza mohla být efektivně využita. Extrakce ligninu z lignocelulózových materiálů se provádí za podmínek, kdy je lignin postupně dělen na fragmenty s nižší molekulovou hmotností, což vede ke změně fyzikálně-chemických vlastností ligninu. Způsob extrakce má signifikantní vliv na složení a vlastnosti ligninu. Delignifikační procesy probíhají v kyselém nebo alkalickém prostředí, uvádí Doherty et al. (2011).

3.2 Mechanická úprava

Klíčovým krokem k efektivnímu využití travní fytomasy je její úprava mechanickými principy, kterou se zmenší velikost částic, zvýší specifický povrch fragmentu, poklesne míra krystalinity celulózy, naruší pórovitost (Krátký a Jirout, 2010). Mechanické metody jako mletí, drcení, lisování, řezání a stříhání se běžně používají ke zlepšení manipulace, ke zlepšení enzymatického trávení nebo ke zrychlení biologické rozložitelnosti lignocelulózových materiálů vlivem narušení krystalinity celulózy. Energetické požadavky kladené na mechanické metody úpravy závisí na výsledné velikosti fragmentu (Menon a Rao, 2012). Úprava využívající základních fyzikálních principů je řešena pomocí drtičů, kulových, vibračních, nožových, úderových, diskových, válcových a koloidních mlýnů, uvádí Krátký a Jirout (2011).

Při mechanické úpravě jsou využívány různé druhy mlýnů a drtičů pracujících na různých principech dezintegrace. Hlavními principy dezintegrace organických materiálů

dle Rumpfa (1965) jsou úder, stříh, tření, drcení mezi částicemi a dělení využívající teplotního šoku. Miu et al. (2006) uvádí pouze čtyři hlavní principy dezintegrace, kterými jsou úder, stříh, tření a trhání. Principy dezintegrace dle Naimi (2008) jsou úder, stříh a tření. Mletí, drcení či jiné způsoby rozmělnění se používají pro úpravu fytomasy před dalším zpracováním, kterým může být např. kyselá hydrolyza, úprava sytou parou nebo úprava horkou vodou. Mletí kukuřičných vláken na velikost fragmentu 53 – 75 μm má 1,5x vyšší enzymatickou produktivitu při konverzi než mletí na konečnou velikost fragmentu 425 – 710 μm , zmiňuje Mosier et al. (2006). Hendriks a Zeeman (2009) uvádějí, že zvýšením specifického povrchu a snížením velikosti částic při mletí a drcení se zvýší výtěžek celulózy při hydrolyze hydrolytickými enzymy o 5 – 25 % (záleží na druhu biomasy, způsobu mletí, velikosti fragmentu) současně při snížení doby rozkladu přibližně o 23 – 59 %. Většina studií je zaměřena na stanovení měrné rozpojovací energie k dosažení požadované velikosti fragmentu. Výsledky studií jsou uváděny v jednotkách $\text{kWh}\cdot\text{t}^{-1}$ nebo $\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$, což umožní jednoduché bilancování energetické náročnosti technologie úpravy (Krátký a Jirout, 2010).

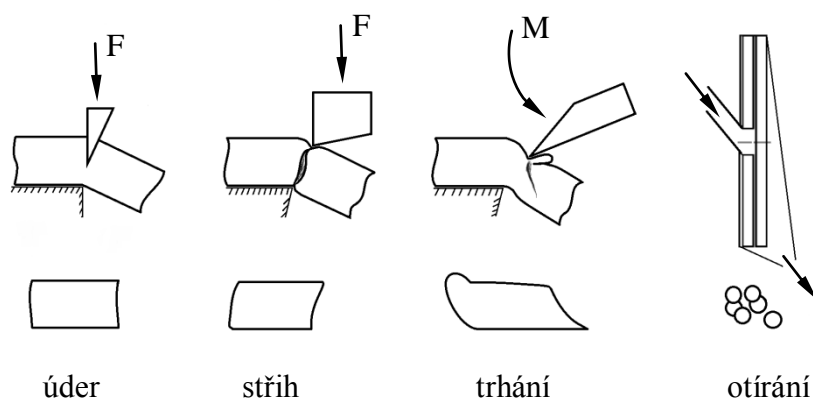
Jedním z východisek pro zmenšení velikosti částic fytomasy před další úpravou je drcení pomocí tupých nástrojů, kladiv. Přístroje s těmito segmenty se označují jako drtiče či kladivové mlýny pracující na principu úderu kladiva na materiál. Mlýny jsou konstrukčně jednoduché, skládají se z rotoru, ke kterému jsou kladiva uchyceny pevně nebo otočně a ochranné skříně, která má ve spodní části měnitelné propadové síto, dle kterého se určuje velikost fragmentu drcené fytomasy. Kladivové mlýny s pevně uchycenými kladivy dle poznatků Hakkila (1989) mají při drcení vyšší kinetickou energii, ale jsou náročnější na údržbu. Drtiče s otočně uchycenými kladivy jsou jednoduše čistitelné a lze je přizpůsobit širokému spektru biomasy (Naimi, 2008).

Stříh je rovněž jedním ze způsobů, využitelný ke zmenšení rozměrů fytomasy. K dělení materiálu dochází pomocí ostré čepele, břitu. Při stříhání, respektive řezání dochází k mechanickému namáhání materiálu nad mez soudružnosti. Při stříhu je využíváno pevného nebo pohyblivého protiostrí. Řezání probíhá za pomoci nože, pohybem rotačním nebo přímočarým. S touto úpravou je možno se setkat v každém zemědělském podniku, například při sklizni fytomasy samochodnými řezačkami. Řezací ústrojí těchto strojů je vybaveno pevnými noži na rotoru. K řezání dochází otáčivým pohybem rotoru současně s kontinuálním přívodem materiálu. Výsledná

velikost fragmentu materiálu je volena rychlostí otáčení rotoru s noži v závislosti na rychlosti přiváděného materiálu. Řezání fytomasy s přímočarým pohybem nože využil Igathinathanea (2009), v laboratorních podmínkách, kde zkoumal energetickou náročnost řezání kukuřičných stonků při vlhkosti $78,8 \pm 1,5 \%$ hm. a $11,3 \pm 0,7 \%$ hm. Pokus byl prováděn na výstupní velikost fragmentu 25,4; 50,8 a 101,6 mm. Igathinathanea uvádí, že vlhkost fytomasy nemá výrazný vliv na energetickou náročnost řezání. Rovněž je třeba zmínit, že proces řezání byl prováděn při nízkém energetickém rozpětí $5,4 - 12,1 \text{ kJ}\cdot\text{m}^{-2}$.

Ke tření dochází v materiálu, který je stlačován mezi dvěma rotujícími (hladkými nebo perforovanými) válci. Při dezintegraci dochází v materiálu ke vnitřnímu pnutí, při kterém vzniká přebytečné teplo. Takto vzniklé teplo může ovlivnit strukturu rozmělněné fytomasy, která může být pro další úpravu nežádoucí. Tohoto principu se používá především pro mělnění tvrdých organických materiálů (Krátký a Jirout, 2010).

Grafika 7: Principy rozpojování lignocelulózy



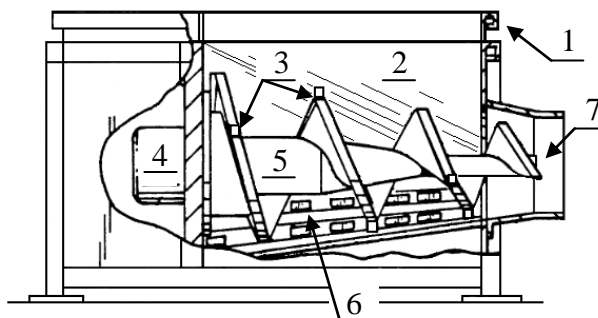
Zdroj: Krátký a Jirout, 2010 (upravil autor)

3.2.1 Drtiče

Jako drtiče jsou označována taková zařízení, které slouží pro hrubé rozpojování materiálu. Dle Suna a Chenga (2002) je tímto myšlena velikost výsledného fragmentu biomasy o rozměru 10 – 30 mm. Rovněž Zhu et al. (2009) uvádí rozměr fragmentu dendromasy při drcení 10 – 50 mm. Bitraa et al. (2009) pro drcení uvádí velikost výsledného fragmentu nad 50 mm. V praxi se nejčastěji používají drtiče čelist'ové, úderové, šnekové, nožové a válcové, nebo jejich vzájemné kombinace. Při drcení je využíván souhrn fyzikálních principů, jsou jimi úder, trhání a tření (Krátký a Jirout, 2010). Nožový drtič s šesti noži využil Adapa et al. (2011) k hrubému drcení ječné,

pšeničné, ovesné a řepkové slámy o vlhkosti v rozmezí 13,1 – 15,6 % objemové (obj.), která byla následně mleta v úderovém mlýnu. Výslednou velikost fragmentu neuvádí, ale potřebná energie pro rozdužení ječné slámy o vlhkosti 13,5 % obj. byla $3,15 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$, pro pšeničnou slámu o vlhkosti 15,6 % obj. $2,27 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$, pro ovesnou slámu o vlhkosti 13,1 % obj. $2,74 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$ a pro řepkovou slámu o vlhkosti 15,1 % obj. byla energetická náročnost stanovena na $1,96 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$. Šnekový kuželový drtič má široké uplatnění při drcení dendromasy. Šnekový drtič popisuje Koenig (1992), který šnek opatřil radiálními mělníci zuby pro snazší dezintegraci vstupní suroviny. Zmiňuje, že materiál by měl být drcen ve stále stejném pracovním prostoru šneku, aby nedocházelo k ucpávání výstupního potrubí, vlivem sníženého pracovního prostoru. Jedná se o pomaloběžný drtič, rychlost otáčení šneku uvádí $1 - 30 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$.

Grafika 8: Šnekový drtič dle US 5,108,040



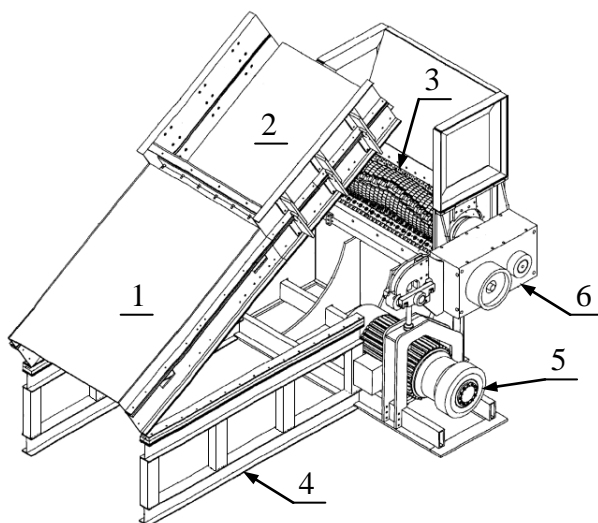
1 – násypka, 2 – náběhová stěna, 3 – mělníci zuby, 4 – hydromotor, 5 – šnekový drtič,
6 – kovové segmenty (protiostří mělnících zubů), 7 – výstupní potrubí

Zdroj: Koenig, 1992 (upravil autor)

Široké uplatnění mají drtiče, jejichž vývojem se zabýval Davenport (1999). Sestrojil několik konstrukčních variant, které jsou vhodné pro drcení houževnatých materiálů při docílení stejné velikosti výsledného fragmentu se současným snížením provozních nákladů. Jedná se o drtiče s nízkou frekvencí otáčení, se snadno měnitelnými noži, využívající při drcení princip smykového tření. Otáčející se hřídel s noži zachycuje přiváděný materiál, který je protlačen perforovaným protiostřím. Tvar a velikost výsledného fragmentu tak závisí na typu nože, který je při drcení použit a na velikosti otvorů propadového síta. Technologii, kterou popisuje Davenport, zřejmě využil Sotsky (2009), při konstrukci drtiče s výkonem motoru $30 - 224 \text{ kW}$ při otáčkách rotoru $109 - 130 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$. U drtiče širokého uplatnění zdůrazňuje jednoduchou údržbu a snadno měnitelné nože drtiče při opotřebení. Technologii Sotskyho patentu využívá

americká firma Republic Machine, Inc., která se dezintegrací materiálu zabývá více jak 100 let.

Grafika 9: Válcový drtič dle US 7,578463 B2



1 – hydraulicky výklopné čelo, 2 – násypka, 3 – válec drtiče s noži, 4 – rám drtiče,
5 – motor, 6 – převodová skříň

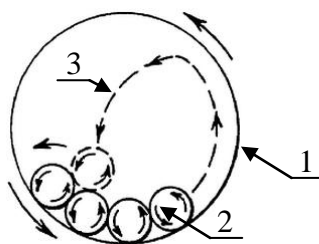
Zdroj: Sotsky, 2009 (upravil autor)

3.2.2 Mlýny

Obecně mlýny patří do zařízení pro jemné rozpojování zpracovávaných částic materiálu na výslednou velikost fragmentu 2 – 0,2 mm (Sun a Cheng, 2002). Silva et al. (2012) rozděluje mletí na jemné, s výslednou velikostí fragmentu < 100 μm a ultra jemné, s výslednou velikostí < 25 μm .

Mlýny pracující na principu volně uložených mlecích těles (koulí) ve válcové části mlýnu z otěruvzdorného materiálu se nazývají kulové mlýny. Válec se pomalu otáčí a unáší mlecí tělesa, které při pádu drtí a rozpojují materiál. K rozpojování dochází také vzájemným třením mlecích těles mezi sebou a mezi válcem drtiče. Pro správnou funkci mlýnu a maximální využití energie je důležité stanovit optimální frekvenci otáčení bubnu, aby koule nesetřávaly na vnitřním povrchu (obvodu) bubnu způsobené vlivem odstředivé síly při velké frekvenci otáčení (Krátký a Jirout, 2010).

Grafika 10: Princip kulového mlýnu dle US 5,383,615



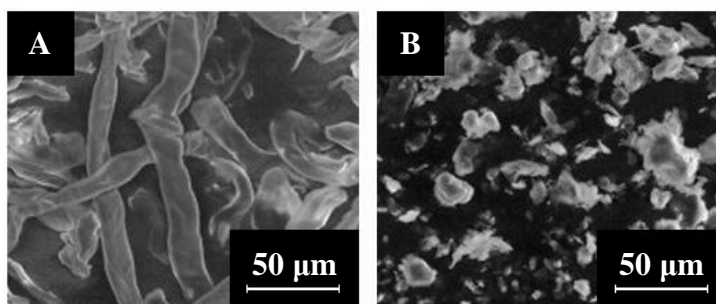
1 – válcová část drtiče, 2 – volně uloženy mlecí tělesa (koule, válečky),

3 – dráha, kterou mlecí tělesa opisují

Zdroj: Calka a Ninham, 1995

Energetickou bilanci při mletí slámy rýže se vstupní velikostí fragmentu < 2 mm uvádí Hideno et al. (2009). Po 60 minutách mletí při frekvenci mlýnu $1700 \text{ ot} \cdot \text{min}^{-1}$ dosáhnul maximální výtěžnosti glukózy 89,4 % z původní výtěžnosti 23,4 % bez úpravy, při vysokém energetickém výdaji $108 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$. Také zmiňuje pokles indexu krystalinity z původní hodnoty 0,52 na konečnou hodnotu 0,13. Účinnost a energetickou náročnost mletí s následným výnosem glukózy u slámy cukrové třtiny a bagasy (vláknité zbytky cukrové třtiny po extrakci šťávy) měřil Silva et al. (2010). Vstupní fytomasa o velikosti 0,25 – 1 mm byla mleta v časovém rozmezí 30 – 120 minut, frekvence otáčení byla $400 \text{ ot} \cdot \text{min}^{-1}$. Při studii byl využíván cyklický režim mletí (10 minut mletí a 10 minut přestávka). Časové rozmezí mletí je udáno bez těchto přestávek. Maximální výtěžnost glukózy 83,6 % u bagasy bylo dosaženo po 90 minutách mletí z původní výtěžnosti glukózy 22 % před úpravou. U slámy cukrové třtiny bylo dosaženo výtěžnosti 82,1 % po 120 minutách mletí z původní výtěžnosti glukózy 23,5 %. Energetickou náročnost mletí autor neuvádí. Kulového mlýnu využil při své studii také Avolio et al. (2012), který zkoumal délku mletí v závislosti na stupeň rozrušení krystalinity celulózy. Vstupní surovinou byly celulózové vlákna o průměrné délce 200 μm a šířce 20 μm . Ve výsledku zmiňuje, že během prvních fází mletí (do 15 minut) délka vláken zůstává beze změn, zatímco po 30 minutách dochází k téměř úplné dezintegraci celulózového vlákna. Po hodinovém mletí dochází k rozrušení vláken na průměrnou délku 12 μm a ke snížení indexu krystalinity z 0,53 na 0,15.

Grafika 11: Vliv délky mletí na strukturu celulózy

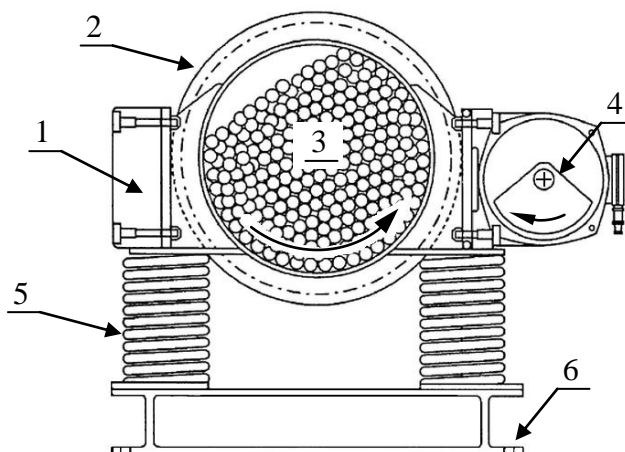


A – neporušená celulózová vlákna, B – rozmělněná celulózová vlákna (60 minut)

Zdroj: Avolio et al., 2012

Vibrační kulové mlýny jsou obdobou kulových mlýnů s absencí otáčivého pohybu válce mlýnu. Mlýny pracují na principu otáčející se hřídele s excentricky uloženým závažím, která při otáčení kolem své osy vyvíjí vibrace. Vibrace dodávají mlecím tělesům (koulím) energii, potřebnou pro proces mělnění (Krátký a Jirout, 2010). Technologii vibračního mlýnu se zabýval Gock (1996). Gock a Kurrer (1999) uvádějí, že vibrace v pracovním prostoru mlýna mají charakter eliptický, kruhový a lineární. Uváděná amplituda vibrací v provozních podmínkách dosahuje maximálně 12 mm, což vede k velkým nárazovým silám mezi brusnými médii. Autoři uvádějí, že při dosažení těchto vibrací je možné navrhnout potrubí mlýnu o průměru až 1000 mm.

Grafika 12: Princip vibračního kulového mlýnu dle US 5,570,848

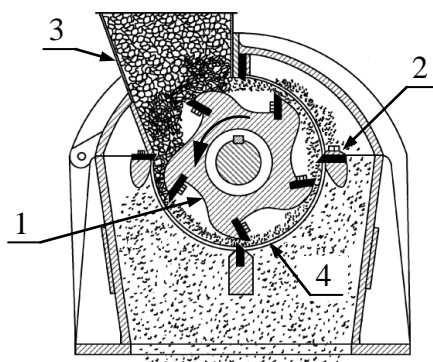


1 – protizávaží, 2 – válec vibračního mlýna, 3 – mlecí tělesa, 4 – hřídel s excentricky uloženým závažím, 5 – pohyblivé uchycení pomocí pružin, 6 – rám mlýna

Zdroj: Gock, 1996

K nejméně energeticky náročným zařízením patří nožové mlýny. Používají se pro dezintegraci suchých vláknitých materiálů, s vlhkostí do 15 % (Krátký a Jirout, 2010). Energetickou náročnost nožového mlýna při velikosti otvorů propadového síta 25,4 mm a frekvence otáčení rotoru 250 ot·min⁻¹ uvádí Bitraa et al. (2009). Fytomasa byla dávkována do mlýna v množství 7,6; 5,8 a 4,5 kg·min⁻¹ u prosa, pšeničné slámy a kukuřice. Celkovou specifickou energii uvádí 7,57; 10,53 a 8,87 kWh·t⁻¹ pro proso, pšeničnou slámu a kukuřici. Vlhkost fytomasy při úpravě byla 9 % obj. pro všechny tři plodiny.

Grafika 13: Modifikace nožového mlýna dle US 7,708,214



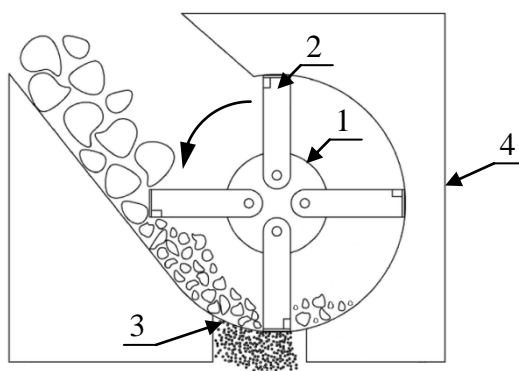
1 – rotor s pevně uchycenými noži, 2 – pevně uchycené protiostrží, 3 – násypka,
4 – propadové síto po obvodu pracovní komory

Zdroj: Medoff, 2010

Široké uplatnění při mletí biomasy mají úderové mlýny, z důvodu jejich snadné konstrukce, univerzálnosti a jednoduché údržbě. Mlýny jsou vysokootáčková zařízení dosahující frekvence otáčení 2500 – 4000 ot·min⁻¹, využívající k dezintegraci biomasy kladiva, které jsou k rotoru mlýna uchyceny pevně nebo otočně. K dezintegraci dochází nárazem kladiva na částici materiálu. Výsledná velikost fragmentu je určena dle velikosti otvorů propadového síta. Konstrukce některých mlýnů umožňuje reverzaci otáček, která přispívá k nižším nákladům při údržbě. Spotřeba energie je závislá na druhu biomasy, počáteční a konečné velikosti fragmentu, obsahu vlhkosti a na množství přiváděného materiálu do mlýna. Účinnost mletí se odvíjí od obvodové rychlosti kladiva a od pracovní šířky kladiva (Yu, 2003). Energetickou bilanci ve své studii uvádí Gil et al. (2008), který při drcení kukuřičných stonků při vlhkosti 12 – 15 % obj. a velikosti otvorů propadového síta 1, 2 a 5 mm udává energetický výdaj 63,77; 59,75 a 8,67 kWh·t⁻¹. Gil rovněž uvádí, že při procesu drcení se snížila vlhkost fytomasy o 2 – 5 % obj. Energetickou náročností při drcení lignocelulózové fytomasy, ječné slámy,

pšeničné slámy, kukuřičných stonků a prosa se zabýval Mani et al. (2004). Proso prutnaté je považováno za hlavní budoucí energetickou plodinu Spojených států amerických, pro její vysoký výnos sušiny na jednotku plochy, který ve čtyřletém pokusu v oblasti Trisaia (Itálie) dosáhnul průměrně ve třetím roce vegetace $12,36 \text{ t}\cdot\text{ha}^{-1}$ (Sharma et al., 2003). U kukuřičných stonků při vlhkosti 12 % obj. a velikosti otvorů propadového síta 0,8; 1,6 a 3,2 mm Mani et al. uvádí energetickou náročnost 34,30; 19,84 a $11,04 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$. Při drcení prosa o stejné vlhkosti a stejné charakteristice velikosti otvorů propadového síta uvádí energetickou náročnost 56,57; 58,47 a $27,63 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$. U pšeničné slámy dosáhl energetické náročnosti 45,32; 43,56 a $24,66 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$ a u ječné slámy 99,49; 27,09 a pro velikost otvorů propadového síta 3,2 mm hodnota není uvedena. Z těchto vztahů je patrné, že nejvyšší energetické náročnosti bylo dosaženo při mletí ječné slámy s vlhkostí 12 % obj. při velikosti otvorů propadového síta 0,8 mm. Nejnižší energetické požadavky měla kukuřice s vlhkostí 12 % obj. a s velikostí otvorů propadového síta 3,2 mm. Obdobnou studií se zabýval Adapa et al. (2011), který využil úderový mlýn k úpravě pšeničné a ječné slámy. Při velikosti otvorů 1,6 a 3,2 mm při mletí pšeničné slámy uvádí energetický výdaj 42,57 a $28,02 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$ a u ječné slámy 25,10 a $18,50 \text{ kWh}\cdot\text{t}^{-1}$. Získané hodnoty jsou srovnatelné s hodnotami, které uvádí Mani et al., (2004).

Grafika 14: Schematické znázornění úderového mlýna



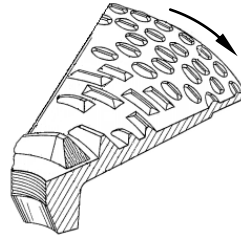
1 – hřídel mlýna, 2 – pevně uchycená kladiva, 3 – propadové síto, 4 – rám mlýna

Zdroj: Hall a Wilde, 2008

Mezi energeticky nejnáročnější mlýny patří diskové mlýny, které se používají pro dezintegraci materiálů s vlhkostí do 15 % hm. Z tohoto důvodu se pro úpravu lignocelulóзовé fytomasy takřka nepoužívají. Jejich využití se nachází především při zpracování dendromasy (Krátký a Jirout, 2010). Diskové mlýny jsou nejčastěji tvořeny

ze dvou proti sobě orientovaných disků, které se otáčejí proti sobě nebo jeden je stacionární a druhý je uchycen otočně. Na discích jsou pevně uchyceny mělníci nebo řezné segmenty, jak je vidět na výřezu disku mlýna Mergese (1961).

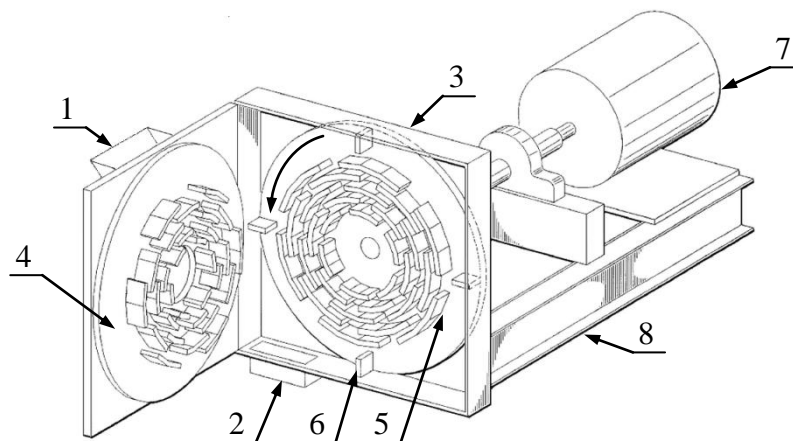
Grafika 15: Výřez disku diskového mlýna dle US 2,988,290



Zdroj: Merges, 1961

Diskový mlýn, který vynalezli Arasmith S.D. a Arasmith J.S. (1999) využívá při dezintegraci materiálu principu stříhu a smykového tření. Materiál je dávkován do středu stacionárního a rotujícího disku s řeznými segmenty, které při otáčení zapadají do sebe a při otáčení se prolínají. Otáčením disku je na materiál vyvíjena odstředivá síla a materiál postupuje radiálně mezi segmenty od osy otáčení. Dezintegrováný materiál je unášen proudem vzduchu, který vyvíjí lopatky metače, umístěné na rotujícím disku.

Grafika 16: Modifikace diskového mlýna dle US 5,890,665

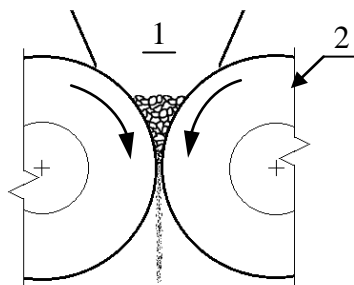


1 – vstupní násypka, 2 – výstupní otvor, 3 – mlecí komora, 4 – stacionární disk mlýnu s řeznými segmenty, 5 – rotující disk mlýnu s řeznými segmenty, 6 – lopatky metače, 7 – zdroj energie, 8- nosný rám mlýna

Zdroj: Arasmith S.D. a Arasmith J.S., 1999 (upravil autor)

Pro mletí materiálů s vlhkostí do 15 % hm se mohou využít také válcové mlýny. Při dezintegraci materiálů s vyšším obsahem vlhkosti dochází k nalepování rozdušeného materiálu na povrch temperovaných válců. Nevýhodou těchto mlýnů je nízká efektivita rozvlákňování lignocelulózy (Krátký a Jirout, 2010).

Grafika 17: Schematické znázornění válcového mlýna

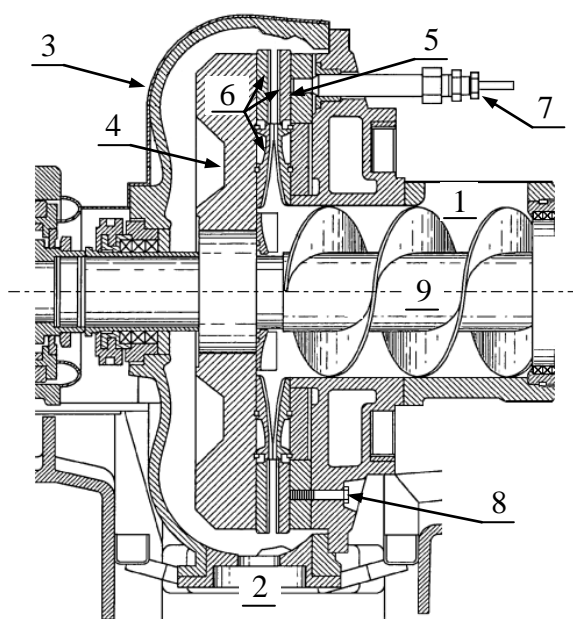


1 – násypka (vstup suroviny), 2 – mlecí válce

Zdroj: autor

Ke zpracování materiálu, resp. suspenze s obsahem vody minimálně 15 % hm. slouží koloidní mlýny. Princip zpracování materiálu spočívá v účinku působení smykových sil v kapalině (Krátký a Jirout, 2010). Jednu možnou variaci koloidního mlýnu popisuje Lutz (2006). Suspenze je přiváděna šnekovým dopravníkem mezi rotující a stacionární disk mlýnu s perforovanými mlecími segmenty. Otěruvzdorné mlecí segmenty jsou drážkované, což umožňuje docílit vyšší efektivity při mletí. Koloidní mlýn je rovněž vybaven zařízením pro snímání teploty a tlaku, jež je na materiál vyvíjen. Mlecí segmenty jsou polohovatelné stavěcími šrouby na výslednou velikost mezery od 0,127 do 3,175 mm. Rotační rychlost mlýnu je 400 – 3000 ot·min⁻¹. Rychlost šnekového dopravníku je oproti rychlosti disku nižší.

Grafika 18: Modifikace koloidního mlýnu dle US 7,104,480



- 1 – vstupní otvor, 2 – výstupní otvor, 3 – rám (kryt) mlýnu, 4 – rotující disk,
5 – stacionární disk, 6 – perforované mlecí segmenty, 7 – snímací zařízení,
8 – stavěcí šroub mlecího segmentu, 9 – šroubový dopravník

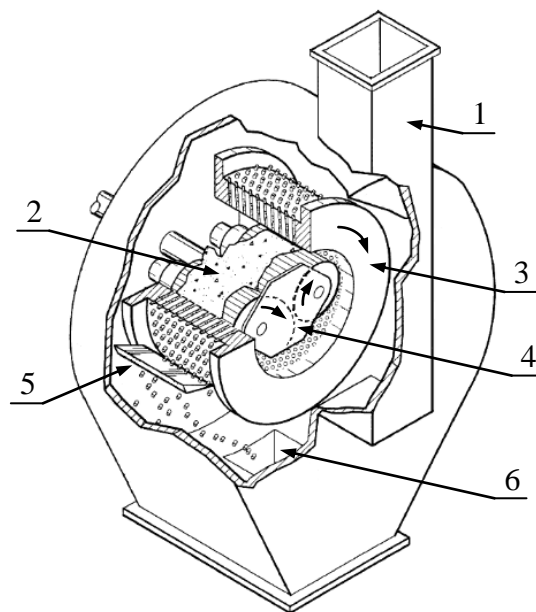
Zdroj: Lutz, 2006 (upravil autor)

Energetickou náročností se zabýval Hiden et al. (2009) při mletí rýžové slámy o velikosti fragmentu < 2 mm. Využil koloidní mlýn s keramickými neporézními mlecími tělesy s variabilní změnou mezery od 20 do 40 μm s frekvencí otáčení 1800 $\text{ot}\cdot\text{min}^{-1}$. Mezera mezi mlecími tělesy byla upravována v závislosti na maximalizaci výkonu předchozí úpravy. Do mlýna byla dávkována suspenze v poměru 1 kg slámy a 20 l vody. Operace mletí byla prováděna po dobu cca. 3 minut v opakovaných cyklech (1 – 10x). Výtěžnosti glukózy 78,5 % bylo dosaženo po 10 cyklech mletí s energetickou náročností 5,4 $\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ slámy. Obdobnou problematikou se zabýval i Silva et al. (2010) při mletí třtinové slámy a bagasy. Technologie mletí byla stejná jako u výzkumu Hidenoa, s výjimkou doby operace mletí, která byla 3 – 17 minut při 10, 15 a 20 opakování. Suspenze byla dávkována do mlýna v poměru 1 kg fytomasy a 15 l vody. Při mletí bagasy o 20 cyklech (143,2 minut) bylo dosaženo výtěžnosti glukózy 49,3 % a energetické náročnosti 48 $\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$. U třtinové slámy o 20 cyklech mletí (167,2 minut) bylo dosaženo výtěžnosti glukózy 68 % a energetické náročnosti 39,6 MJ. Energetické požadavky na úpravu bagasy a třtinové slámy byli 7,3 – 8,9x vyšší než při úpravě rýžové slámy.

3.3 Peletování

Kučera a Stupavský (2010) peletováním nazývají proces, při kterém je lignocelulóza lisována do peletek, na prstencové nebo ploché matrici bez dalších přídatných směsí, pojiv nebo lepidel. S tímto obecným názorem částečně rozporuje Kolář a kol. (2010), který zmiňuje sníženou kvalitu fyzikálně-mechanických vlastností u lignocelulóзовé fytomasy, které se dají eliminovat pomocí přídatných látek dodávaných do lisovací směsi. Konstrukcí peletovacího lisu s prstencovou matricí a s kapalinou chlazenými lisovacími válci se zabýval Wallace (2001).

Grafika 19: Modifikace peletovacího lisu dle US 6,299,430

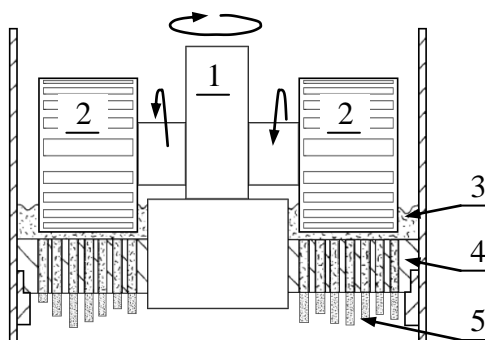


*1 – vstupní otvor, 2 – dezintegrovatá lignocelulóza, 3 – otáčející se prstencová matrice,
4 – lisovací válce, 5 – stírací nůž, 6 – výstupní otvor*

Zdroj: Wallace, 2001 (upravil autor)

Zitron et al. (2002) navrhl provedení peletovacího lisu s plochou lisovací matricí s úpravou pro odvod přebytečné vody z komprimované lignocelulózy, kde pracovními elementy je dvojice otáčejících se perforovaných lisovacích válců.

Grafika 20: Modifikace peletovacího lisu dle 6,299,430



1 – hnací hřídel perforovaných lisovacích válců, 2 – perforované lisovací válce,
3 – dezintegrováná lignocelulóza, 4 – plochá matrice, 5 – pelety

Zdroj: Zitron et al., 2002 (upravil autor)

Peletováním dezintegrované fytomasy se minimalizuje prašnost, zvyšuje se energetická hustota, snižují se skladovací a manipulační náklady, uvádí Samson et al. (2000). Peletováním se také standardizuje velikost a složení (tzv. strukturální homogenita), doplňuje výčet výše zmíněných výhod Stelte et al. (2011). Příkladem zvýšené hustoty fytomasy mohou být hodnoty, které ve studii uvádějí Sokhansanj a Turhollow (2004). Zmiňují se o relativně nízké hustotě volně ložené fytomasy v rozmezí $50 - 130 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ (v závislosti na druhu fytomasy a velikosti fragmentu), u které po procesu peletování lze docílit hustoty v rozmezí $320 - 700 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Sokhansanj s Turhollowem dosáhli při peletování dezintegrované fytomasy (vojtěšky) o vlhkosti 10 – 12 % obj. výsledné hustoty peletek $650 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ při tlaku lisování 24 – 34 MPa. Obdobnou studií se zabýval i Adapa et al. (2002), který docílil výsledné hustoty vojtěškových peletek až $1313\pm 09 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ při tlaku lisování $96,8\pm 0,47 \text{ MPa}$ s vlhkostí 8 – 9 % obj. Integrita peletek úzce koreluje s vlhkostí fytomasy, která byla stanovena u kukuřice na 5 – 10 % obj. (Mani et al., 2006), u trav na 13 – 15 % obj. (Larsson et al., 2008), u slámy obilovin na 5 – 15 % obj. (Stelte et al., 2011). Mani et al. (2006) uvádí celkovou měrnou energii 12 – 30 MJ/t při lisování kukuřičné fytomasy do briket (od pelet se liší svojí velikostí). Z této studie vyplývá, že celková měrná energie roste lineárně se zvyšující se vlhkostí fytomasy.

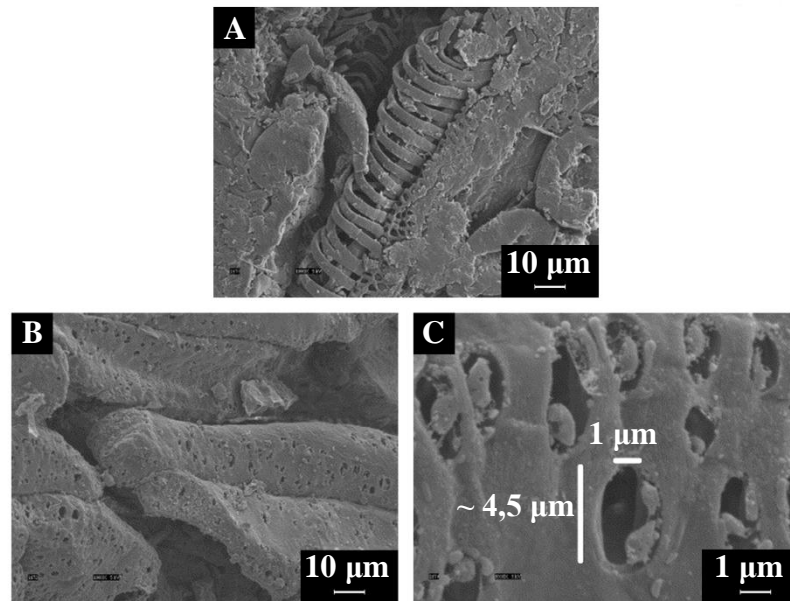
Proces peletování může být také využit jako předstupeň technologie extruze či hydrolyzy, jak popisuje Maroušek (2011b), který ochránil užitným vzorem postup, kde peletizovanou lignocelulóзовou fytomasu inokuluje (naočkuje) divokými kmeny

mikroorganismů ze slamnatého kompostu v rozmezí 0,01 – 5 % hm., za účelem snížení polymeračního stupně celulózy. Podstata spočívá v tom, že pokud je lignocelulózová fytomasa během procesu inokulována například slamnatým kompostem, proces peletizace vytváří přítomným mikroorganismům téměř dokonalé anaerobní prostředí, ve kterém jsou po dostatečně dlouhé době schopny svými hydrolytickými enzymy lignocelulózovou strukturu rostlinné hmoty signifikantně narušit. Zmiňuje, že při inokulaci peletek ze sena 0,05 % hm. slamnatého kompostu bylo po 3 měsících skladování a následném testu kumulativní produkce bioplynu (BP) dosaženo během 21 dní o 3,9 % více bioplynu bez změny zastoupení metanu než oproti slepému vzorku téže fytomasy.

3.4 Macerace horkou vodou

Hydrotermální úprava kapalnou horkou vodou (z angl. *Liquid Hot Water*, LHW) byla využívána především v papírenském průmyslu pro získávání buničiny. Při procesu je lignocelulózová biomasa zahřívána vodou pod určitým tlakem. Tlak je aplikován k udržení vody v kapalném stavu při zvýšených teplotách 160 – 240 °C po dobu zdržení 15 – 20 minut, v závislosti na upravované biomase. Následně dochází ke změně ve struktuře lignocelulózy, dochází k rozpouštění hemicelulózy a ligninu, při minimální tvorbě inhibitorů a celulóza se stává snáze přístupnou pro enzymy. Mosier et al. (2005a) uvádí, že při úpravě dochází k rozpuštění 40 – 60 % celkového objemu biomasy se 4 – 22 % celulózy, 35 – 60 % ligninu a přes 90% hemicelulózy, která je přeměněna na monosacharidy. Hlavní výhodou LHW je, že při úpravě nejsou třeba žádné chemické látky, tudíž je omezena tvorba inhibitorů (Taherzadeh a Karimi, 2008). Účinnost LHW, v souvislosti s výtěžností glukózy je závislá na složení lignocelulózového substrátu, pracovní teplotě, době zdržení a pH materiálu v reakční komoře. Aby se zabránilo tvorbě inhibitorů a monosacharidů, měla by být během úpravy hodnota pH 4 – 7 (Mosier, 2005c). Reakční teplotou 160 °C po dobu zdržení 20 minut při pH 4 u kukuřičných vláken lze docílit rozkladu až 50 % obsahu celulózy, uvádí Mosier et al. (2005b). Mosier et al. (2005c) rovněž uvádí, že optimálních podmínek pro rozklad až 90 % obsahu celulózy na glukózu u kukuřice dochází při reakční teplotě 190 °C po dobu zdržení 15 minut.

Grafika 21: Mikrofotografie kukuřičného fragmentu o velikosti 6,4 mm (190°C, 15 min)

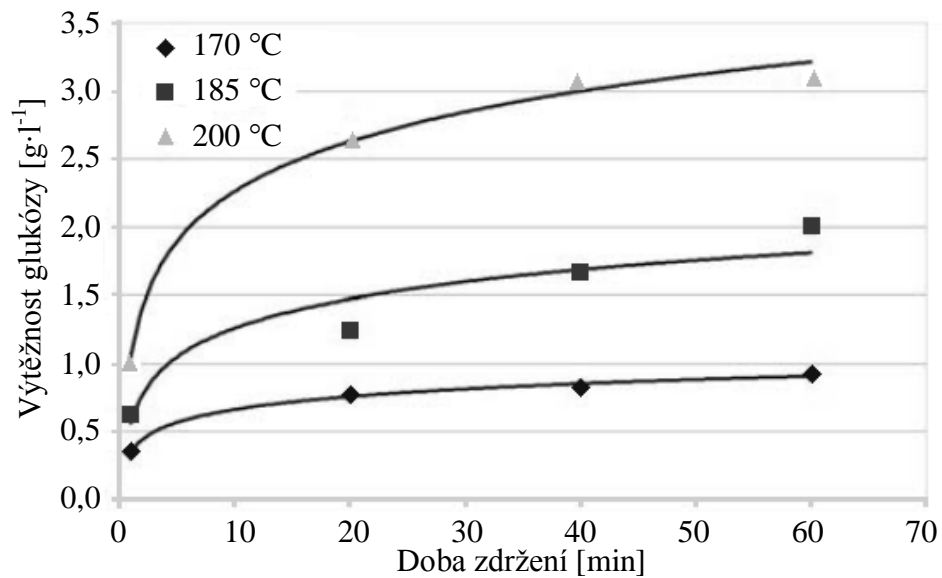


A – před LHW úpravou (zvětšeno 1000x), B – po LHW úpravě (zvětšeno 1000x),
C – po LHW úpravě (zvětšeno 8000x)

Zdroj: Mosier et al., 2005b

V laboratorních podmínkách maceraci horkou vodou v dávkové technologii při úpravě pšeničné slámy využil Krátký et al. (2012), při zjišťování výnosnosti celulózy v závislosti na reakční teplotě a době zdržení biomasy v hydrolyzáru.

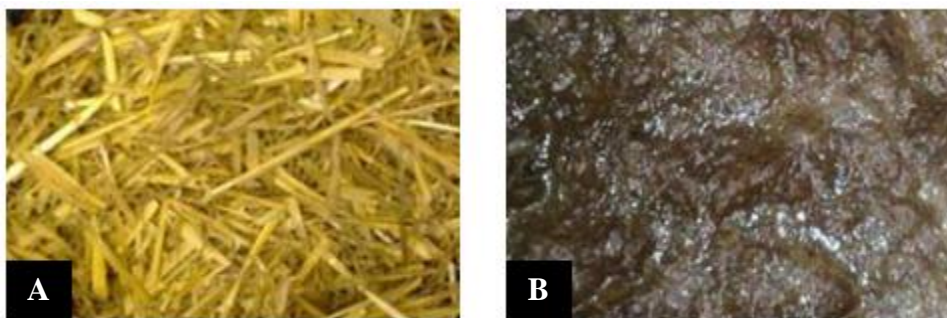
Grafika 22: Vliv teploty a doby zdržení na výtěžnost glukózy



Zdroj: Krátký et al., 2012

Technologie je složena ze třech hlavních částí: hydrolyzéry, expanzní komory a kulového ventilu s pneumatickým ovládáním. Do hydrolyzéry o objemu 8 litrů je dávkována suspenze s 5% hm. slámy a teplou vodou (60 °C), počáteční hodnotou pH $7,14 \pm 0,05$ s výnosem glukózy $0,14 \pm 0,02 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$, kde je následně vystavena teplotě 170 – 200 °C a tlaku 1,6 MPa. Po době zdržení, která může být až 60 minut je fytohmota vypuštěna přes kulový ventil do expanzní komory s atmosférickým tlakem. Při expanzi dochází ke změně objemových vlastností vody uvnitř buněk biomasy, která vede k ireverzibilní degradaci lignocelulózových vláken. Tyto účinky nejen zvýší výtěžnosti glukózy a způsobí změny pH, ale především zvýší rychlost biologického rozkladu biomasy a snižuje dobu zdržení ve fermentoru. Zároveň je usnadněna homogenizace a čerpání.

Grafika 23: Pšeničná sláma



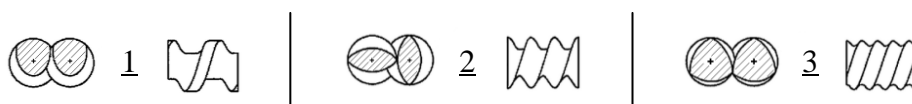
A – neupravená, B – upravená při 200 °C, 20 min

Zdroj: Krátký et al., 2012

3.5 Extruze

Extrudér je zařízení, využívající pro dezintegraci lignocelulózových vláken principu stříhu a tření za zvýšeného tlaku a teploty. Pracovním členem je otáčející se šroub nebo šrouby ve válcové nebo v tangenciální komoře. Šrouby extrudéru lze dělit dle směru otáčení na souběžné a protiběžné, dle směru závitů na levý a pravý, dle počtu závitů na jednochodé, dvouchodé a trojchodé. U rostoucího počtu závitů se snižuje volný objem mezi šroubem a komorou extrudéru, uvádí Chung et al. (2011). Tento vztah je označen jako kompresní poměr a vyjadřuje úroveň stlačení materiálu při extruzi (lze docílit i jemností stoupání závitů). Čím vyšší je tento poměr, tím více je materiál stlačován.

Grafika 24: Uspořádání závitu šroubů dle US 2011/0286296 A1



1 – jednochodý závit, 2 – dvouchodý závit, 3 – trojchodý závit

Zdroj: Chung et al., 2011 (upravil autor)

Giles et al. (2005) uvádí, že pokud hustota vstupní suroviny je minimálně 50 % z hustoty extrudovaného materiálu, používají se extrudéry s kompresním poměrem 2:1 – 3:1. U hustoty menší jak 50 % z hustoty extrudovaného materiálu je možno použít extrudér s kompresním poměrem 3:1 – 5:1. Ukazatelem, dle kterého lze extrudéry dále dělit je délka šroubu k jeho průměru. Tento poměr je označován zkratkou L/D (z angl. *Lenght/Diameter*) a jeho velikost závisí na použité technologii. Wenger (1999) popisuje extrudér s L/D poměrem 3:1 – 6:1, který použil k úpravě krmné a potravinářské obiloviny (kukuřice, pšenice, ovsu a sóji), ve kterých chtěl zachovat jejich specifické látky (aminokyseliny a vitamíny). Hauck a Wenger (2003) uvádějí, že optimální délka šroubu by se měla rovnat 10 – 20 násobku jeho průměru (poměr 10:1 – 20:1). Giles et al. (2005) zmiňuje, že klasické extrudéry jsou nejčastěji vyráběny v poměru 18:1, 20:1, 24:1, 30:1, 36:1 a 40:1. Extrudéry s nízkým L/D poměrem mají výhodu v kratší době setrvání při zpracování teplotně citlivých materiálů, v nižší počáteční investici a v nižším potřebném výkonu instalovaného motoru. U extrudéru s vysokým L/D poměrem je dosahováno vyšší efektivity dezintegrace a materiál je zde vystaven vyšší reakční teplotě.

Protiběžné extrudéry jsou sestavovány výhradně v případě, kde jim konstrukční řešení komory neumožňuje vzájemné prolínání závitu šroubů. Hlavní nevýhodou takto konstruovaných extrudérů je nemožnost předat relativně vysoké napětí při stříhu (špatná disperzní schopnost). Dvojice šroubů, kde jim konstrukční řešení komory umožňuje jejich vzájemné prolínání, mohou být konstruovány jako souběžné i jako protiběžné (viz Grafika 25). U provedení s protiběžnými šrouby dochází v místě prolínání šroubů při extruzi k vysokému normálovému napětí, které tlačí šrouby od sebe a dochází tak k opotřebení. Nejoptimálnější volbou dle Ozera et al. (2011) pro zpracování biomasy je provedení extrudéru se stejným smyslem otáčení šroubů při vzájemném prolínání závitu.

Grafika 25: Modifikace šroubů extrudéru

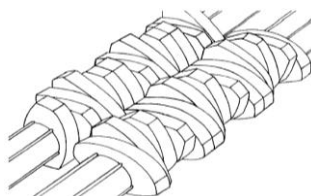


1 – šrouby extrudéru se souběžným závitem, 2 – šrouby extrudéru s protiběžným závitem

Zdroj: Giles et al., 2005

Pro docílení vyšší účinnosti úpravy jsou šrouby skládány z několika hlavních sekcí, kterými upravovaná fytomasa prochází. V jednotlivých sekcích dochází k hnětení, homogenizaci, mělnění, promíchávání a rozptýlení fytomasy. Tyto sekce jsou vybaveny segmenty různých tvarů, např.: oválné, oválné excentrické, hvězdicové, čtvercové se zaoblenými hranami. Konstrukční provedení segmentů má také různé uspořádání a prostupující materiál při extruzi zde mění směr proudění a rychlost postupu, na materiál jsou zde vyvíjeny vyšší tlakové síly a dochází k uvolňování většího množství tepla a dochází k narušení struktury biomasy vlivem mechanických sil.

Grafika 26: Uspořádání segmentů na šroubu



Zdroj: Andersen, 2001

3.5.1 Mechanická extruze

Hluboké dezintegrace rostlinných vláken, až do úrovně buněk lze dosáhnout mechanickou extruzí, která v posledním desetiletí nabývá na svém významu při úpravě fytomasy. Hlavní proměnou u extruze je frekvence otáčení šroubu/ů, reakční teplota vyvíjena na materiál a vlhkost vstupní fytomasy. Lamsal et al. (2010) porovnával výtěžnost glukózy po extruzi a po mletí úderovým mlýnem u pšeničných otrub a sojových slupek. Souběžný extrudér se dvěma šrouby se vzájemně prolínávými závity s L/D poměrem 20:1 při průchodu substrátu $1,2 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ vykazoval specifickou měrnou energii $800 - 2300 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$. Specifikace úderového mlýnu není uvedena, ale výtěžnost

byla zkoumána u vzorků s výslednou velikostí fragmentu $>1,041$ mm, $>0,132$ mm a $<0,132$ mm. Z výsledků u mletí je patrné, že větší redukce velikosti upravované fytomasy vede k vyšší výtěžnosti glukózy vlivem zvýšeného specifického povrchu fragmentu. U extruze bylo dosaženo výtěžnosti glukózy u pšeničných otrub 41 – 60 %, při frekvenci otáčení šroubů $220 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$ a $110 \text{ }^\circ\text{C}$ a při $420 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$ a $150 \text{ }^\circ\text{C}$ se specifickou měrnou energií $1500 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$, shodující se v obou případech. Lamsal zmiňuje, že frekvence otáčení šneků je nepřímo úměrná době zdržení materiálu v extrudéru. Karunanithy a Muthukumarappan (2010) zkoumali výtěžnost glukózy u prosa a trávy *Spartina pecinata* z rodu Lipnicovité v závislosti na kompresním poměru (2:1 a 3:1) u extrudéru s jedním šroubem s L/D poměrem 20:1, frekvenci otáčení šroubu (50 , 100 a $150 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$), reakční teplotě (50 , 100 a $150 \text{ }^\circ\text{C}$) a vlhkosti fytomasy (15 , 25 , 35 a $45 \text{ } \%$ obj). Statistická analýza ukázala, že u extrudéru s kompresním poměrem 3:1 ve srovnání s poměrem 2:1 bylo dosaženo o $12 \text{ } \%$ a o $37 \text{ } \%$ vyšší výtěžnosti glukózy pro proso a travu *Spartina pecinata*. Nejvyšší výnos glukózy ($45,2 \text{ } \%$) u prosa byl dosažen s kompresním poměrem 3:1 při frekvenci otáčení šroubu $50 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$, teplotě $150 \text{ }^\circ\text{C}$ a vlhkosti $15 \text{ } \%$ obj. U trávy byl nejvyšší výnos glukózy ($61,4 \text{ } \%$) dosažen rovněž s kompresním poměrem 3:1, při frekvenci otáčení šroubu $50 \text{ ot}\cdot\text{min}^{-1}$, teplotě $50 \text{ }^\circ\text{C}$ a vlhkosti $25 \text{ } \%$. Autoři zmiňují, že zvýšením kompresního poměru jsou na upravovanou fytomasu vyvíjeny vyšší smykové síly a zvyšuje se doba zdržení při konstantní frekvenci otáčení. Zvýšení teploty do $100 \text{ }^\circ\text{C}$ mělo pozitivní vliv na výtěžnost glukózy, a však výnos glukózy se stoupající teplotou v rozmezí $50 - 150 \text{ }^\circ\text{C}$ klesl o $6 \text{ } \%$ u prosa a o $25 \text{ } \%$ u trávy. Celkově s rostoucí teplotou klesá viskozita a výsledná suspenze je tak více tekutá. Zvýšením vlhkosti z 15 na $45 \text{ } \%$ obj. lze konstatovat, že se snižuje výtěžnost glukózy a xylózy. Patrný rozdíl však nebyl pozorován u změny vlhkosti z 15 na $25 \text{ } \%$ a z 35 na $45 \text{ } \%$. Frekvence otáčení šroubu v této studii neměl přímý vliv na celkovou výtěžnost glukózy.

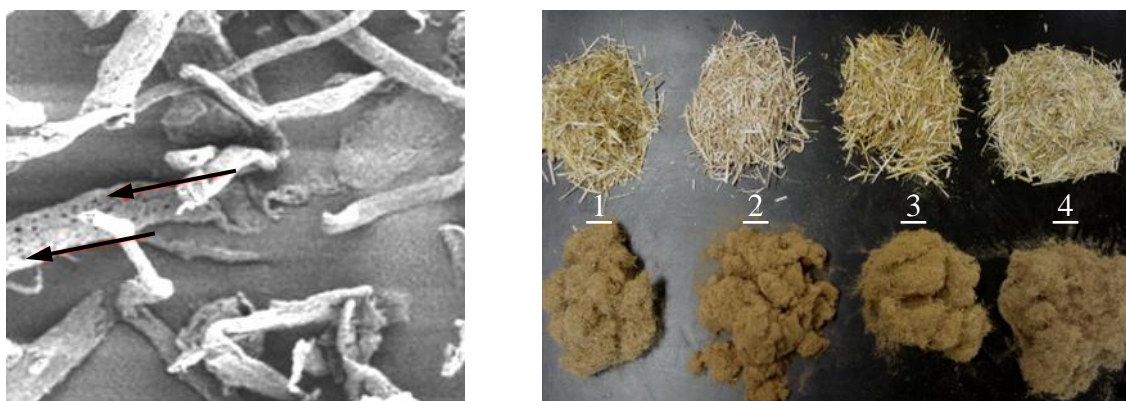
Mechanická extruze se používá také v kombinaci s chemickou úpravou k delignifikaci lignocelulózové fytomasy. Hu a Wen (2008) docílili redukci ligninu u prosa s alkalickou úpravou téměř ze $100 \text{ } \%$. Keshwani (2009) uvádí redukci ligninu od $58 \text{ } \%$ pro úpravu s 1% roztokem hydroxidu sodného (NaOH) po dobu 5 minut do $83 \text{ } \%$ pro úpravu s 3% roztokem NaOH po dobu 20 minut. Karunanithy a Muthukumarappan (2011) prováděli studii s alkalickou úpravou fytomasy hydroxidem sodným s následnou extruzí u trávy *Spartina pecinata*. Použitý extrudér měl stejné parametry jako u

předchozí studie, uvedené výše. Před extruzí byla fytomasy rozdružena úderovým mlýnem s velikostí otvorů propadového síta 2, 4, 6, 8 a 10 mm. K chemické úpravě byl použit roztok s koncentrací 0,5; 1,0; 1,5; 2,0 a 2,5 % NaOH. Obsah vlhkosti vzorku po alkalické úpravě byla v rozmezí 75 – 78 % obj. Nejvyšší výnos glukózy (97,6 %) a xylózy (94,9 %) byl pozorován u fragmentu s výslednou velikostí propadového síta 8 mm a předchozí úpravou 2% roztokem NaOH při pokojové teplotě. Extruze probíhala při teplotě 180 °C při frekvenci šroubu 155 ot·min⁻¹. Autoři zmiňují, že optimální stav úpravy při výnosu glukózy (86,8 %) a xylózy (84,5 %) byl dosažen při 114 °C s frekvencí šroubu 122 ot·min⁻¹ s 1,7% roztokem NaOH a výslednou velikostí propadového síta 8 mm.

3.5.2 Extruze parou, parní exploze

Úprava lignocelulózy parní explozí je schopna generovat kompletní zpřístupnění celulózových řetězců při využití nízké kapitálové investice s nízkými dopady na životní prostředí, s vyšším potenciálem pro optimalizaci a efektivitu úpravy (Brodeur et al., 2011). Parní exploze je široce využívaná fyzikálně-chemická metoda pro úpravu lignocelulózové biomasy (Alvira et al., 2010). Při extruzi parou lze dezintegraci fytomasy chápat jako rychlý vysokoteplotní proces (high temperature, short time process, HTST) při kterém je v reaktoru (extrudéru) materiálu dodáno teplo a mechanická energie, což způsobí fyzikálně-chemické proměny jeho struktury. Tlaku uvnitř reaktoru je nejčastěji dosahováno zvýšením teploty přívodem horké páry. Po určité době zdržení za daných podmínek následuje prudké uvolnění, nejčastěji do úrovně atmosférického tlaku (Maroušek, 2011a). Vlivem snížení tlaku dochází v párou nasycené lignocelulózové fytomase ke skokové expanzi (explozivní dekompresi). Pára ve vnitřních strukturách rostlinných pletiv se odpařuje a rostlinné pletiva jsou nevratně porušené (viz Grafika 27), uvádí Brown a Bender (1980).

Grafika 27: Extrudovaná fytomasa



A – šipky ukazují na nevratně porušená rostlinná pletiva, B – extrudovaná fytomasa (1 – ječná sláma, 2 – řepková sláma, 3 – ovesná sláma, 4 – pšeničná sláma)

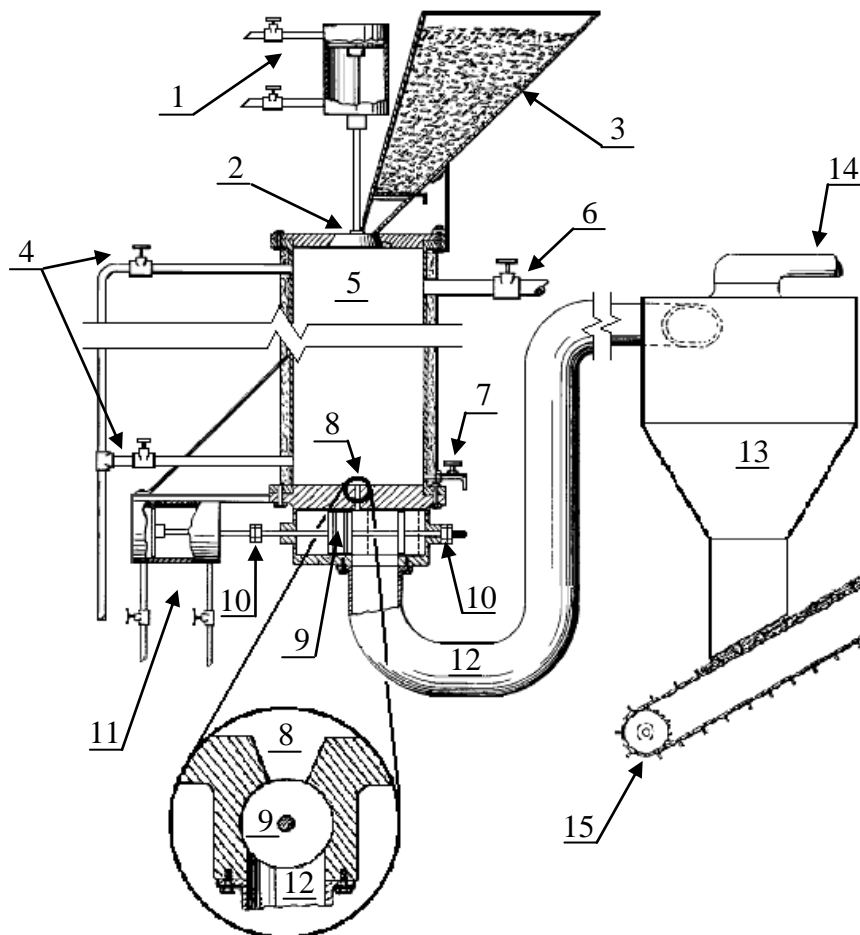
Zdroj: Ibrahim et al., 2011; Adapa et al., 2011

Parní exploze většinou probíhá při teplotách v extrudéru od 160 °C do 260 °C (odpovídající tlaku od 0,7 do 4,8 MPa) po dobu zdržení od několika sekund až po několik minut. Proces způsobuje degradaci hemicelulózy a transformaci ligninu v důsledku vysoké teploty (Sun a Cheng, 2002), čímž se zlepšuje dostupnost enzymů k celulóзовým vláknům (Mosier et al., 2005a). Během parní exploze jsou acetylové skupiny (jednomocné skupiny odvozené od kyseliny octové) hemicelulózy odděleny a kyseliny vyvolávají částečnou hydrolyzu hemicelulóz na monosacharidy a oligosacharidy. Lignin je z upravovaného materiálu částečně odstraněn a částečně přerozdělen na povrchu vláken, v důsledku tavení a reakcí depolymerace a repolymerace. Odstranění a přerozdělení hemicelulózy a ligninu zvyšuje objem pórů u lignocelulózy (Jorgensen et al., 2007). Gervais (2007) popisuje parní explozi jako proces, který v okamžiku exploze páry způsobuje deacetylaci a hydrolyzu hemicelulózy na xylózy současně s tavením ligninu. Výsledkem procesu je suspenze, kde kapalná složka je tvořena hemicelulózou, vedlejšími sloučeninami hemicelulózy, organickými kyselinami, fenolickými sloučeninami získané rozkladem ligninu a pevnou složkou tvořenou ligninem a celulózou (Perdices et al., 2001). Vedlejší sloučeniny (inhibitory) hemicelulózy (pentózy) jsou např.: aldehydy: furfural ($C_5H_4O_2$) a formaldehyd (CH_2O); monomerní fenoly: vanilin ($C_8H_8O_3$) a coniferyl aldehyd ($C_{10}H_{10}O_3$) a kyseliny: kyselina octová ($C_2H_4O_2$) a kyselina mravenčí (CH_2O_2) (Pschorn et al., 2011). Přidáním kyseliny sírové (H_2SO_4) nebo oxidu siřičitého (SO_2) do upravované biomasy před vstupem do reaktoru lze předcházet vzniku těchto vedlejších sloučenin a zároveň

zvýšit produkci celulózy (Sassner et al., 2006). Hendriks a Zeeman (2009) uvádějí, že hemicelulóza spolu s ligninem se začíná rozpouštět v neutrálním prostředí již při 180 °C. Duff a Murray (1996) zmiňují, že optimálního rozkladu celulózy lze dosáhnout při vysoké teplotě a krátké době zdržení (270 °C při době zdržení 1 minuty) nebo při nízké teplotě a dlouhé době zdržení (190 °C při době zdržení 10 minut).

Jorgensen et al. (2007) uvádí, že komerčního úspěchu doznali extrudéry pracující na principu dávkového i kontinuálního systému. Za průkopníka parní exploze lze považovat Masona (1926a), který si nechal patentovat tento proces jako první. Parní explozi používal pro štěpení celulóзовých vláken dendromasy, která byla využívána k výrobě papíru.

Grafika 28: Masonův extrudér dle US 1,578,609



1 – hydraulický válec s regulačními ventily, 2 – kuželový ventil, 3 – násypka,
 4 – dopravní vedení páry, 5 – tubulární reaktor, 6 – dopravní vedení vzduchu,
 7 – odlučovač vody, 8 – expanzní ventil, 9 – píst ventilu s těsnícím kroužky (otevřená poloha), 10 – regulační podložky dráhy pístu, 11 – hydraulický válec s regulačními

ventily, 12 – dopravní potrubí extrahovaného materiálu, 13 – cyklón, 14 – odvodní potrubí plyných činidel, 15 – dopravník odvádějící extrudovanou lignocelulózu

Zdroj: Mason, 1926a (upravil autor)

Dendromasa rozdružená na malé třísky jednotné velikosti je uzavřena v expanzní komoře a následně vystavena plynnému činidlu (syté páře, vzduchu) o tlaku od 1,9 do 4,8 MPa. Vzduchu, jakožto plyného činidla lze využít tam, kde není požadováno vysoké teploty, jako tomu je u páry, jelikož vysoký tlak páry je doprovázen vysokou teplotou. Pro kvalitní dezintegraci je materiál vystaven tlaku od 2,8 do 4,1 MPa. Mason uvádí, že při tlaku nižším než 1,9 MPa není dosaženo dobré účinnosti a zároveň podotkl, že stejného efektu by se dalo dosáhnout při kvalitním mletí dendromasy. Pro kvalitní rozvlákňování je také podstatné dodržet určitou dobu zdržení materiálu pod definovaným tlakem a teplotou, aby sytá pára pronikla do vnitřních struktur lignocelulóзовé dendromasy, voda ve strukturách buněk se proměnila v páru a došlo ke stoprocentnímu nasycení (vyrovnání tlaku okolí s tlakem uvnitř buněk dendromasy). Při docílení tohoto rovnovážného stavu je materiál vypuštěn expanzním ventilem do dopravního potrubí, do prostoru s atmosférickým tlakem. Při okamžité změně tlaku dochází k explozi páry uvnitř buněk biomasy. Následkem tohoto jevu je docílena dezintegrace fragmentu. Při působení vysoké teploty a tlaku dochází u výsledného produktu ke změně konzistence a k tmavému zbarvení. Pro získání konečného produktu bez zbarvení při následném využití v papírenském průmyslu doporučil Mason vystavit dendromasu tlaku syté páry 2,1 MPa po dobu zdržení 30 – 60 vteřin. Tlak v rozmezí 2,8 – 4,1 MPa také použil, ale s dobou zdržení pouze 5 vteřin. Mason kladl rovněž velký důraz na expanzní ventil, přes který byl materiál z tlakové komory vyháněn vlastní silou (rozdílem tlaku uvnitř komory a atmosférického tlaku vně expanzní komory). Vnitřní průměr ventilu s porovnáním s průměrem reakční komory je znatelně menší, přesto exaktně definovaný. Zmínil, že maximální rozměr fragmentu vstupní dendromasy by neměl překročit vnitřní průměr tohoto konstrukčně jednoduchého ventilu a naopak. Při úpravě dendromasy před dávkováním je nutno dbát na tento vztah. Ve svém dalším vynálezu Mason (1926b) uvádí vyšší rozmezí tlaku v reaktoru, od 4,8 do 6,9 MPa pro docílení vyšší účinnosti procesu.

Dalším velkým úspěchem Masona (1928) v oblasti exploze parou byl vynález, kde zdokonaloval svůj postup dezintegrace při výrobě desek ze dřeva pomocí

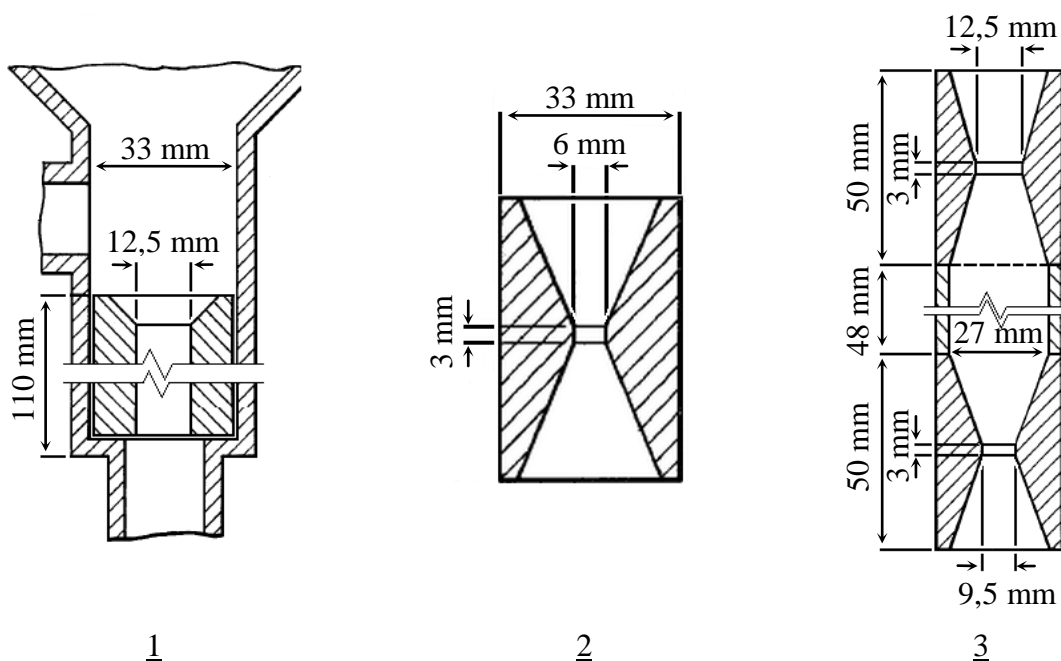
přerušované exploze. Toho docílil kombinací tepelného zpracování parou a mechanické dezorganizace lignocelulóзовého vlákna. V tomto procesu je dendromasa vystavena páře ve svislém ocelovém válci o tlaku 3,5 MPa a vyšší. Jakmile je ukončen proces sycení plynnými činidly, je materiál vypuštěn ze základny válce a dochází k tzv. skokové expanzi.

Dezintegraci lignocelulóзовé dendromasy se rovněž zabýval Mitscherling (1931). Vstupní biomasa není podrobena úpravě drcení a mletí, tudíž odpadají operace na přípravu a snižují se tím celkové náklady. Postup procesu je rovněž odlišný. V tubulárním reaktoru nejprve dochází k vytěsnění vzduchu, pomocí vakuokompresoru. Tento proces trvá 2 hodiny a má za úkol odstranit přebytečný vzduch a lehké těkavé látky. Následně dochází k ohřívání fyto-masy na teplotu 80 – 90 °C po dobu 1 hodiny, kde dochází k odstranění těžkých těkavých látek (stále ve stavu vakua). Po tomto procesu je do tlakové komory přiváděn vzduch současně za zvyšujícího se tlaku. Zvyšování tlaku je postupné, jelikož kdyby se tlak zvyšoval příliš rychle, buňky biomasy se uzavřou a následně nedojde k proniknutí plynu do pórů nebo do jednotlivých buněk. Nejprve dochází k vystavení biomasy tlaku od 0,7 do 1,0 MPa po dobu zdržení 30 minut, následně tlaku 4,1 MPa po dobu zdržení 60 minut. Po procesu sycení při určité době zdržení dochází k náhlému snížení tlaku uvnitř reaktoru na tlak atmosférický. Vlivem tohoto postupu dochází v buňkách dendromasy ke skokové expanzi.

Jeden z mnoha vynálezů Masona (1931), zabývající se procesem dezintegrace lignocelulóзовé dendromasy, přímo navazuje na vynález původní. Je jím proces, který Mason rovněž ochránil patentem a dosahuje oproti mateřskému vynálezu podrobnějšího popisu. Tento vynález je konstruován na vyšší tlak po dobu zdržení, dosahující hodnoty až 6,9 MPa. Na Masonův patent navazuje svým zjištěním i Boehm (1950), který se rovněž zabýval štěpením lignocelulóзовé dendromasy, konkrétně dřevní štěpky s 15 – 25% přídavkem pryskyřičné dendromasy (borovice) v sušině. Podrobně popisuje i expanzní ventil z mangan-bronzové slitiny, který je ovládán hydraulicky, pomocí třicestného ventilu. Účinnost tohoto ventilu s porovnáním vydané energie pro kvalitní rozvlákňování vstupní biomasy je dle hodnocení Mamerse a Rowneya (1979) nevyhovující. Mamerse a Rowney předčil kvalitou svého vynálezu dle stupně kvality rozvlákňování Teichmanna (1959), který k procesu používal Venturiho trysku a

dvojitou Venturiho trysku, kterou popsal ve svém patentu. K extruzi dochází díky významné změně tlaku, ke které dochází během průchodu biomasy Venturiho tryskou, kde je dosahováno rychlosti průchodu $100 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ a tlakové změny až 9 MPa. Dle stupně kvality rozvláknování předčil i vynález O'Connora (1972), který používal jednoduchou trubkovou expanzní trysku.

Grafika 29: Expanzní trysky



1 – Trubková expanzní tryska dle US 3,707,436, 2 – Venturiho tryska dle US 2,889,242,
3 – Dvojitá Venturiho tryska dle US 2,889,242

Zdroj: Mamers, 1979 (upravil autor)

Mamers a Rowney porovnával kvalitu rozvláknování na štěpce z borovice Elliotovy (880 g sušiny) smíchanou se 4 litry alkoholu a 200 g siřičitanu sodného (Na_2SO_3). Pokus probíhal v laboratorních podmínkách, při tlaku 10,3 MPa, teplotě 220 °C a době zdržení 10 minut. Po expoziční době těchto faktorů byla biomasa pro procesu sycení vypuštěna přes jednotlivé expanzní trysky a následně vyhodnocen stupeň rozvláknování. Výsledky tohoto pokusu jsou uvedeny v Tabulce 1.

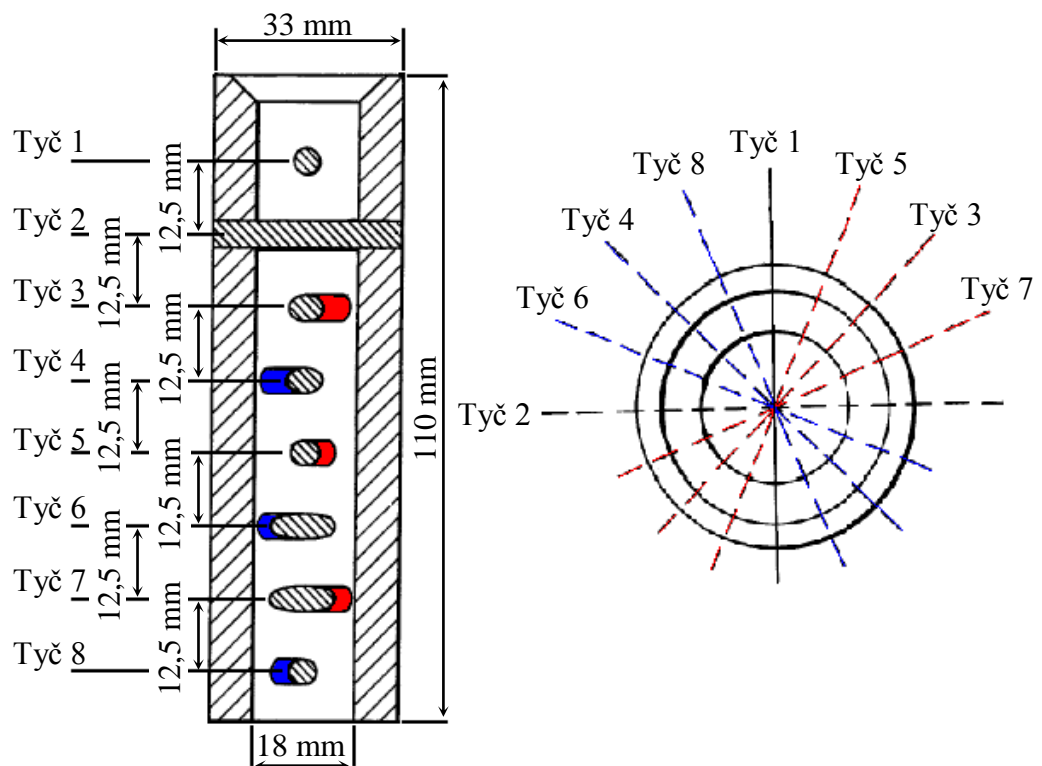
Tabulka 1: Vliv konstrukce trysky na stupeň rozvláknování

Typ trysky	Stupeň rozvláknování [%]
Trubková expanzní tryska	14,7
Jednostupňová Venturiho tryska	16,2
Dvoustupňová Venturiho tryska	22,2
Tryska dle Mamerse a Rowneya	63,8

Zdroj: Mamers, 1979

Mamers a Rowney (1979) ochránil patentem expanzní ventil trubkového charakteru s vnitřním průměrem 18 mm, kterým diametrálně prochází 8 tyčí o průměru 4,8 mm, které jsou od sebe vzdáleny 12,5 mm. Minimální počet tyčí v trysce je ovlivněn průměrem tyče a poloměrem ústí trysky. Vzdálenost tyčí v trysce je určena dle fyzických rozměrů vstupního materiálu. Pro štěpku s průměrnou délkou “x“ je stanoven minimální odstup tyčí vztahem “x/2“. Vhodné tyče jsou takové, které mají průřez kruhový, oválný, obdélníkový se zakřivenou náběžnou hranou nebo trojúhelníkový se zakřivenou náběžnou hranou. Optimální průměr tyčí je od 2 do 13 mm. Každá z dvojice tyčí 1-2, 3-4, 5-6 a 7-8 jsou vůči sobě osově pootočený o 90°, aby materiál při průchodu byl narušen nárazem o tyč následující a míra efektivity procesu štěpení byla co nejvyšší. Materiál prostupující touto tryskou opisuje křivočarý pohyb. Vyšší účinnosti je docíleno přidáním tyčí do ústí trysky.

Grafika 30: Modifikace expanzní trysky dle US 4,163,687

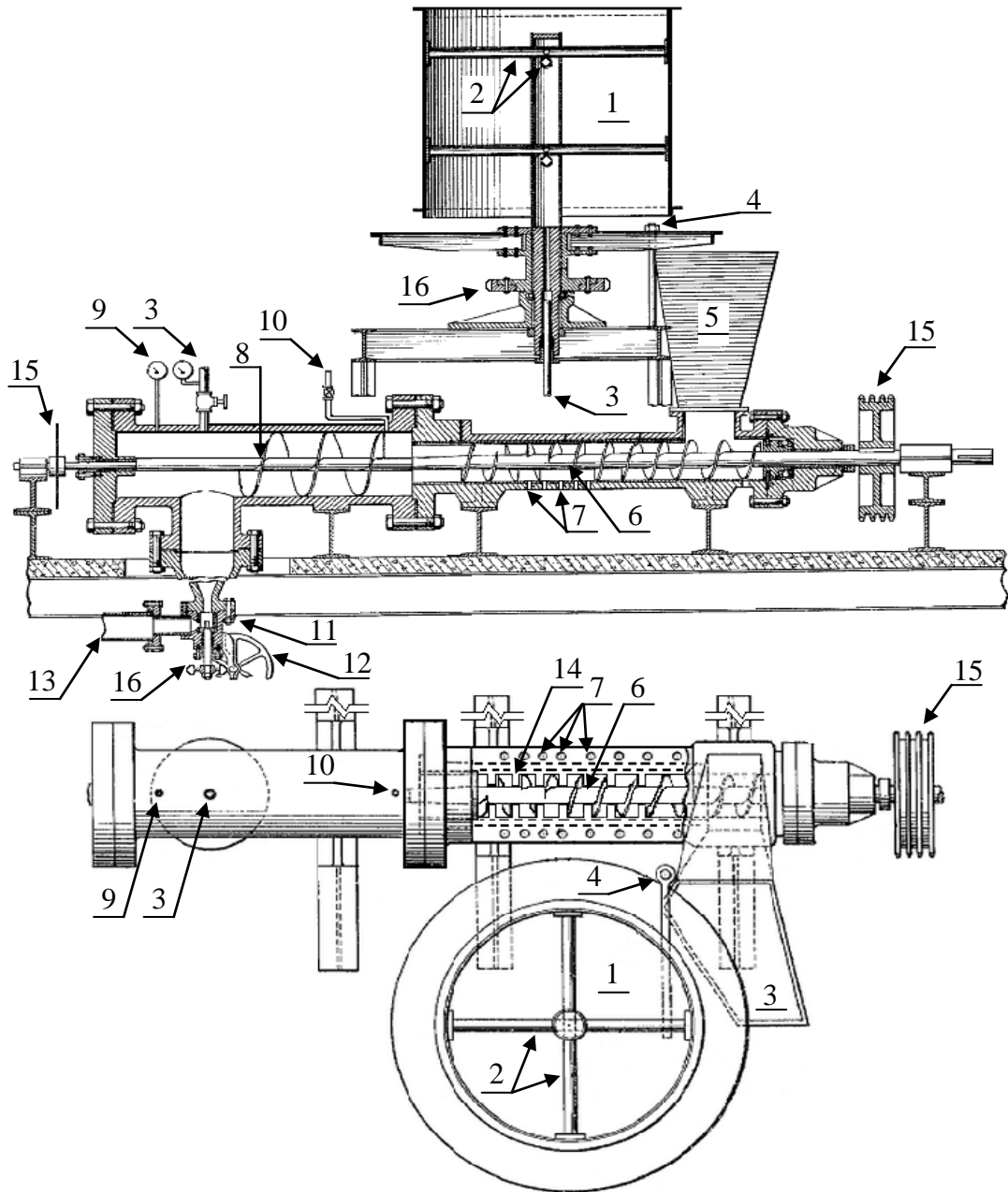


Zdroj: Mamers a Rowney, 1979 (upravil autor)

Mason (1932) rovněž upozornil na problematiku procentického zastoupení vlhkosti ve vstupní biomase. Podotýká, že ideální je použití lignocelulózy, která je „na“ nebo „pod“ bodem nasycení vláken. Pokud je materiál takto nasycen, dodaná sytá pára je potřebná v menším množství než za stavu, když má lignocelulóza značný podíl

sušiny. Přiváděná energie stačí pouze k ohřevu a přeměně vody na páru ve vnitřních strukturách buněk. Mason (1933) ochránil patentem i vynález pro dezintegraci lignocelulóзовé biomasy, v návaznosti na předchozí vynálezy. Vynález spočívá ve zlepšení a automatizaci procesu štěpení.

Grafika 31: Masonův extrudér dle US 1,922,313



1 – tubulární reaktor k předehřátí vstupní biomasy, 2 – perforované trubky k rozvodu páry v reaktoru, 3 – dopravní vedení syté páry, 4 – stírací nůž sloužící ke shrnutí předehřáté biomasy do násypky, 5 – násypka, 6 – mechanická tlaková komora a šnekový

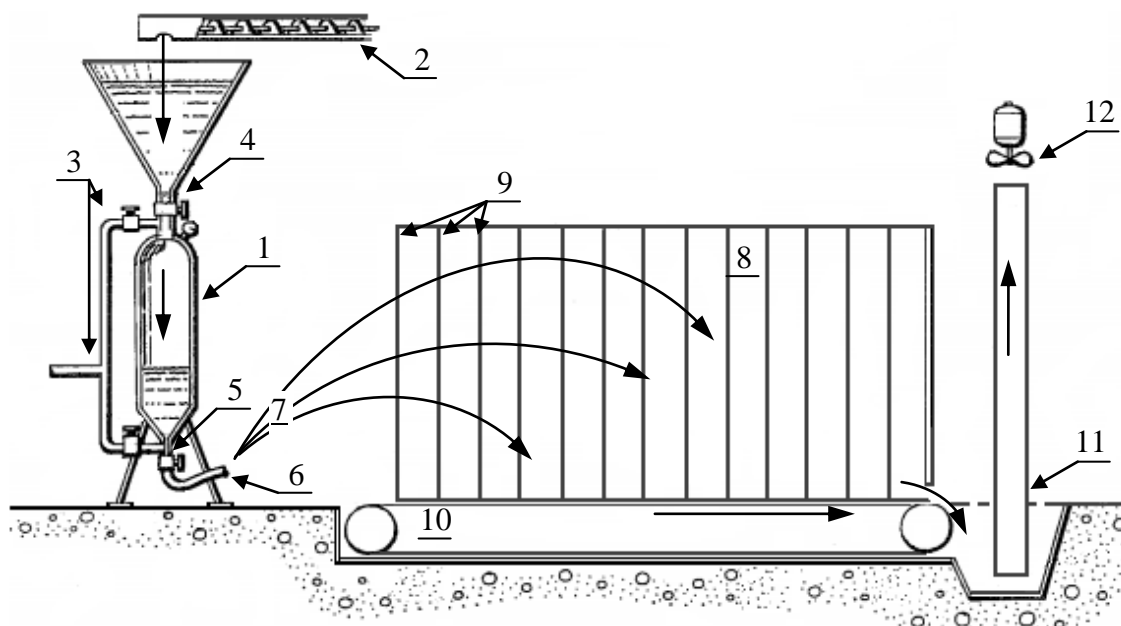
hřídel pro mechanické tlakování, 7 – otvory pro únik zkondenzované páry, 8 – expanzní komora se šnekovým dopravníkem, 9 – manometr, 10 – dopravní vedení vody, 11 – záklopkový expanzní ventil se zpětným stříhem, 12 – manuální ovládání expanzního ventilu, 13 – dopravní vedení rozdružené biomasy, 14 – zábrany, 15 – ozubené kolo k pohonu hřídele, dopravníku, 16 – šnekové soukolí k ovládání ventilu, pohonu reaktoru

Zdroj: Mason, 1933 (upravil autor)

Proces opět popisuje při použití dřevitých třísek. Vynález se liší od předchozích vynálezů celkovým postupem dopravy rozdružené biomasy do expanzní komory včetně tlakování a sycení biomasy sytou párou. Materiál je nejprve přehříván párou na teplotu přibližně 100 °C (možno použít i jiného média kumulující teplo jako vody či vzduchu), poté je přiváděn do horizontálně položené mechanické tlakové komory se šnekovou hřídelí a zpomalovacími hradítky, kde je materiál vystaven mechanické kompresi, u které dochází k vyváženému poměru v obsahu vody v materiálu (vlhký materiál předává svou vlhkost materiálu suchému). Při mechanickém stlačování materiálu dochází vlivem vnitřního a vnějšího tření k vysokým teplotám a tlaku, který může překonat tlak přiváděné páry v expanzní komoře. Na tuto komoru plynule navazuje expanzní komora se šnekovým dopravníkem a záklopkovým expanzním ventilem se zpětným stříhem. Mason docílil dobrých výsledků, když dřevité třísky vystavil tlaku v expanzní komoře od 4,1 do 6,9 MPa, po dobu zdržení od 2 do 12 vteřin. Rovněž upozorňuje i na fakt, že nepříznivých výsledků docílil při tlaku pod 1,9 MPa a nad 6,9 MPa. Do expanzní komory může být také přiváděna voda, která má za následek při procesu štěpení měkčí a delší vlákna, uvádí Mason. Doba expozice, po kterou je materiál vystaven páře a tlaku lze volit dle rychlosti otáčení šnekové hřídele (při snížení otáček šnekové hřídele se souměrně zvýší doba expozice v expanzní komoře a sníží tlak v mechanické tlakové komoře, který je vyvolán kontinuálním přívodem materiálu do mechanické tlakové komory). Expanzní komora je zakončena ventilem s přesně definovaným průměrem, přes který je materiál vlastním tlakem vypuštěn z expanzní komory. Otevřením ventilu dochází ke štěpení lignocelulózy. Průměr ventilu lze volit dle velikosti jednotlivých částí vstupního materiálu. Stejně jako u předchozího vynálezu zde platí pravidlo, že vnitřní průměr expanzního ventilu je roven maximálnímu rozměru fragmentu vstupní lignocelulózy.

S problematikou v živočišné výrobě se zabýval Bender (1979), který používal proces ke štěpení lignocelulózových materiálů (měkkých dřevin, topolu a břízy), za účelem zvýšení stravitelnosti lignocelulózové dendromasy přežvýkavci. Vynález je konstruován na dendromasu od nejjemnějších pilin až po štěpku o délce 4 cm. Bender využil tubulární vysokotlaký reaktor, plněný kontinuálně šnekovou hřídelí. Do reaktoru je přiváděna biomasa ve stavu „na“ nebo „nad“ bodem nasycení, která je následně zhutněna šnekovou hřídelí. Při stlačování šnekovou hřídelí je z biomasy vytlačován i přebytečný vzduch, který v reaktoru vytváří parciální tlak a následně inklinuje materiál k oxidaci a to vede ke snížení účinnosti enzymatického trávení. Parciální tlak vzduchu v reaktoru snižuje parciální tlak páry a současně se s tímto jevem snižuje teplota v reakční komoře. Při procesu sycení je pára přiváděna o tlaku od 1,4 do 2,1 MPa. Technologie pracuje při optimální době zdržení 5 – 20 minut a tlaku od 1,4 do 1,7 MPa. Extrudovaná dendromasa je následně upravena do podoby, kterou přežvýkavci přijímají. Tímto vynálezem Bender navázal na své předchůdce, kteří se neseťkali s komerčním úspěchem, pro značnou ekonomickou náročnost svých vynálezů. Energeticky náročný proces popisuje Algeo (1974), který k rozvláknování lignocelulózových objemných krmiv využívá teploty 243 – 282 °C a tlaku 3,4 – 6,9 MPa při době zdržení 4 – 5 minut. K rozvláknování netradiční biomasy (mandlových slupek, skořápek, kávových zrn) využil teploty až 454 °C. K dosažení takto vysokých teplot při procesu extruze lze považovat tento proces za energeticky náročný. Tento proces se rovněž vyznačuje zajímavostí, při které je extrudovaná fytomasy s dodanou energií vlivem vysoké teploty a tlaku metána na přepážky kolektoru, ze kterého je materiál následně vynášen pásovým dopravníkem k další fázi úpravy.

Grafika 32: Modifikace extrudéru dle US 3,817,786



1 – tubulární reaktor, 2 – automatický dávkovač biomasy, 3 – dopravní vedení syté páry s regulačními ventily, 4 – násypka s regulačním ventilem, 5 – expanzní ventil, 6 – výstupní potrubí expanzního ventilu, 7 – trajektorie extrudované biomasy, 8 – kolektor, 9 – přepážky kolektoru, 10 – pásový dopravník, 11 – sběrný koš a dopravní potrubí výtahu, 12 – zdroj podtlaku

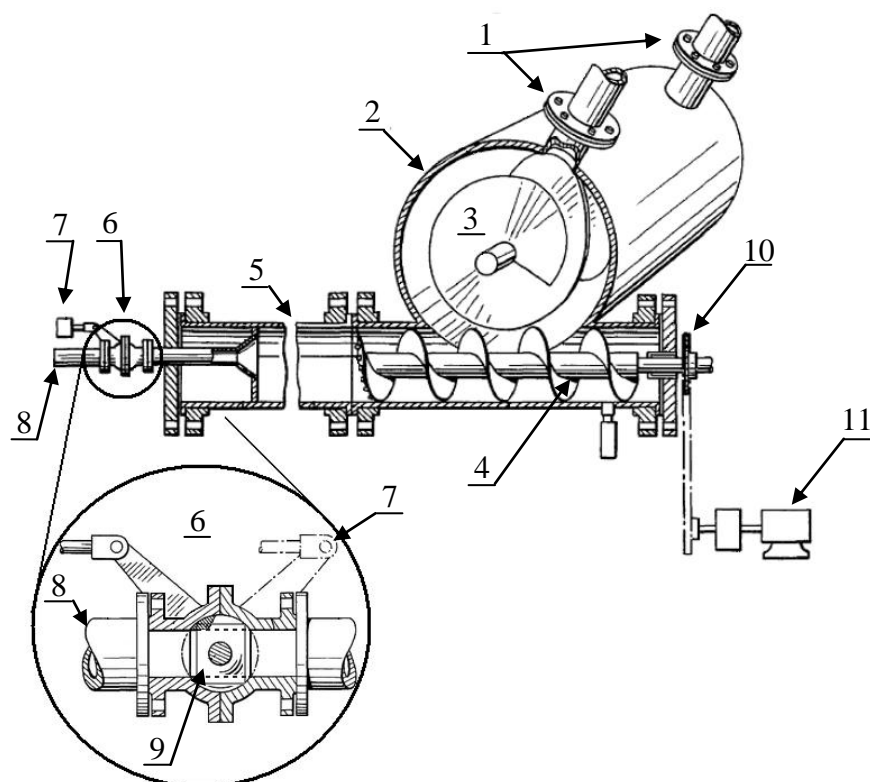
Zdroj: Algeo, 1974 (upravil autor)

Složitějšího procesu využíval i Reinhall (1975), při termomechanickém procesu mletí. Páru o teplotě 90 – 140 °C využíval pouze k úpravě fytomasy o vlhkosti 30 – 60 %, která byla následně dopravována šnekovým dopravníkem do středu koloidního mlýna. Při procesu mletí je materiál zahříván a dochází k přeměně vody, ve vnitřních strukturách buněk biomasy na páru. Pára rovněž může být do drtiče přiváděna externě, aby se zamezilo už tak velké energetické náročnosti procesu. Materiál opouští mlýn do prostoru atmosférického tlaku vlivem odstředivých sil mezi brusnými kotouči.

Komerčního úspěchu dožal vynález Browna a Bendera (1980), kteří inspiraci brali zřejmě u Masona. Vynález je založen na kontinuálním plnění fytomasy s kontinuálním výstupem hmoty s následnou dezintegrací. Vynález, ve srovnání s výše uvedenými, jeví značné známky jednoduchosti. Lignocelulózová fytomasa, po ukončení úpravy plynnými reagenty (sytou parou) v tubulárním reaktoru je vpuštěna do horizontálně umístěné trubky, ve které je uložen Archimédův šroub (používán k čerpání znečištěných kapalin), poháněn prostřednictvím vlastního motoru. Konec šroubu je

opatřen osově projektovanými mělníci noži. V těsné návaznosti šroubu je kontinuální vysokotlaký extrudér, opatřen expanzním ventilem. Do extrudéru je fytomasa dopravována plynulým otáčením šroubu a současně mechanicky stlačována. S rostoucím tlakem v expanzní komoře souměrně roste teplota a dochází tak k pronikání plynného reagentu do struktury fytomasy. Hustý kompaktní materiál prostupující Archimédovo šroubem zabraňuje ztrátám reagentu a tlakové ztrátě při sycení materiálu. Expanzní ventil je otevírán v intervalech, po 10 – 15 vteřinách, takže proces, při kterém je fytomasa vystavena tlaku od 1,4 do 2,1 MPa probíhá bez přerušení. Doba zdržení fytomasy v extrudéru je 4 – 5 minut. Tyto podmínky jsou nastaveny tak, aby hustota komprimované suché fytomasy ve výtlačném potrubí expanzního ventilu byla od 80,1 do 320,4 kg·m⁻³, optimálně od 160,2 do 240,3 kg·m⁻³. Skutečné hustota při procesu však je vyšší, protože uvedené hodnoty v sobě nezahrnují vlhkost, které je fytomasa při procesu sycení vystavena. Skutečná maximální hustota fytomasy ve výtlačném potrubí expanzního ventilu by neměla překročit 640,7 kg·m⁻³. Zabráni se tak zvýšeným nárokům na technické vybavení. Doba zdržení je samozřejmě závislá na druhu biomasy a způsobu její před úpravy. Proces je zvláště dobře přizpůsobený k dezintegraci dřevní štěpky pro výrobu celulózových produktů. Při průchodu fytomasy expanzním ventilem dochází k rychlé adiabatické expanzi (neprobíhá tepelná výměna mezi plynným čínidlem a okolím). Po otevření ventilu, dochází k samovolnému průniku fytomasy nasycené plynnými čínidly (1,4 – 2,1 MPa) do atmosféry (0,1 MPa). Fytomasa mimo reakční komoru je vytavena okamžitým snížením tlaku a následně dochází ke skokové expanzi.

Grafika 33: Modifikace extrudéru dle US 4,211,163



1 – dopravní potrubí reagentu a biomasy, 2 – tubulární reaktor, 3 šnekový dopravník,
 4 – Archimédův šroub s mělníci zuby, 5 – kontinuální vysokotlaký extrudér,
 6 – expanzní ventil, 7 – ovládací páka ventilu (otevřená poloha), 8 – výstupní potrubí
 extrudovaného materiálu, 9 – otočný prvek ventilu s centrální hřídelí,
 10 – řetězové kolo, 11 – pohon (motor)

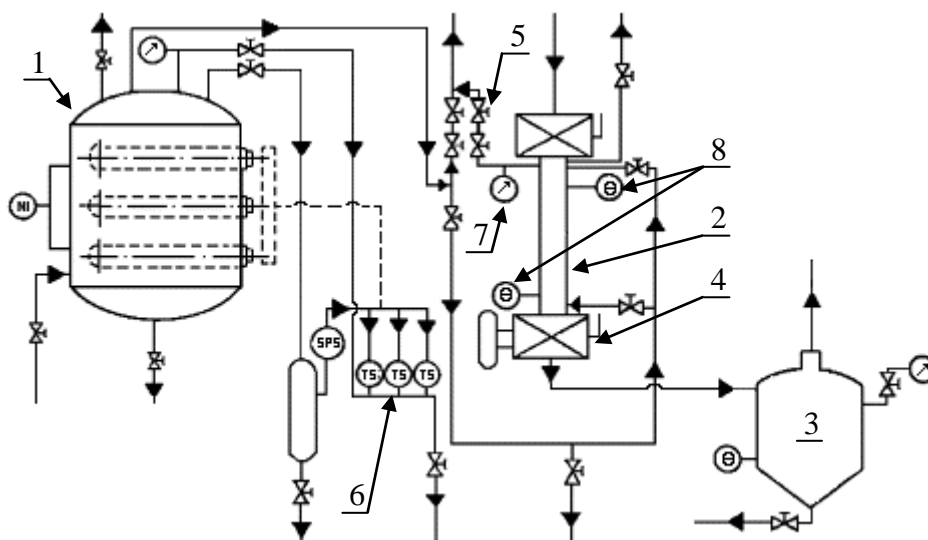
Zdroj: Brown a Bender, 1980 (upravil autor)

Zjednodušenou modifikací Masonovo vynálezu (1926a) se zabýval DeLong (1986), který vynález vybavil teplotními čidly pro snazší indikaci teploty uvnitř expanzní komory, která by měla být při optimálních podmínkách od 185 do 240 °C a zjednodušenou záklopkou expanzního ventilu ovládanou pneumaticky. DeLong klade důraz na rychlý proces sycení lignocelulózy (optimálně do 60 vteřin) třemi přívodními potrubími, které mají zajistit rovnoměrnost sycení párou pod tlakem od 2,8 do 4,8 MPa. Také se zmiňuje o přidání H_2SO_4 v rozmezí od 0,05 do 2 % hm. celulózy do upravované lignocelulózy v závislosti na zvýšení výtěžnosti glukózy. Foody (1984) se také zabýval procesem exploze parou s přidavkem H_2SO_4 v rozmezí 0,01 – 1 % hm. lignocelulózy. Rozdruženou dendromasu louhoval kyselinou sírovou po dobu dvou dnů a následně

vystavil explozi parou. V patentovém spise uvádí graf, kde výtěžnost celulózy lineárně roste s rostoucím obsahem kyseliny v dendromase, která zaujímá 0,05 – 0,64 % hm.

Dávkového automatizovaného systému s elektrickým odporovým ohřivačem páry k předúpravě lignocelulózy s následnou hydrolyzou a fermentací využil Perdices et al. (2001). Zmiňuje, že proces je vhodný pro veškerý lignocelulóзовý materiál. K předúpravě rozdušeného lignocelulóзовého materiálu na velikost dílčího fragmentu 15 – 30 mm s vlhkostí 10 – 15 % hm. využívá teploty v expanzní komoře 190 – 230 °C, tlaku 1 – 3 MPa a doby zdržení 1 – 10 minut. Teplotu horké páry (245 °C) zajišťují odporové ohřivače, které jsou napojeny na teplotní spínače, které podle teploty a tlaku páry zapínají jednotlivé ohřivače. Párou nasycený materiál opouští expanzní komoru přes expanzní pružinový ventil do cyklónu.

Grafika 34: Modifikace extrudéru dle EP 1130085 A1



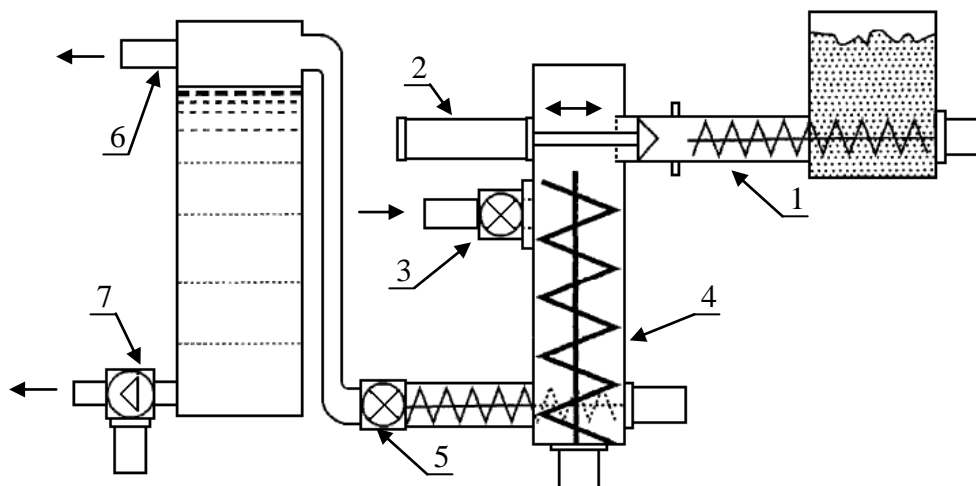
- 1 – parní generátor, 2 – expanzní komora, 3 – cyklón, 4 – pružinový expanzní ventil,
 5 – ventily pro odvod přebytečného vzduchu, 6 – teplotní spínače, 7 – manometr,
 8 – teploměr

Zdroj: Perdices et al., 2001 (upravil autor)

Kontinuální proces parní exploze k delignifikaci lignocelulózy k výrobě bioethanolu využil Gervais (2007). Lignocelulóza v expanzní komoře je vystavena tlaku páry 2,4 – 3,1 MPa, teplotě 190 – 250 °C při době zdržení 1 – 5 minut. Gervais upozorňuje na možnost vzniku inhibitorů ve fázi exploze, kterému lze předcházet udržováním hodnoty pH nad hranicí 8. Uvádí, že zásadité pH v rozmezí 11,5 – 12 zabraňuje vzniku nežádoucích sloučenin. Zásaditého pH lze docílit přidáním NaOH,

uhličitanu vápenatého (CaCO_3), nebo kovového katalyzátoru, jakým může být např.: hydroxid železitý ($\text{Fe}(\text{OH})_3$), oxid chromitý (Cr_2O_3) nebo manganistan sodný (NaMnO_4).

Grafika 35: Modifikace extrudéru dle US 7,189,306

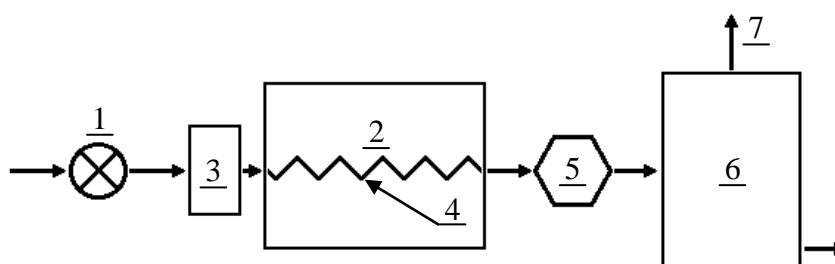


1 – dávkové zařízení zajišťující plynulý tok materiálu, 2 – přímovratný píst, 3 – ventil pro přívod páry, 4 – expanzní komora se šnekovým dopravníkem, 5 – expanzní ventil, 6 – výstupní potrubí pro páru, 7 – zařízení pro čerpání extrudovaného materiálu

Zdroj: Gervais, 2007 (upravil autor)

Významné zařízení rozšiřující proces parní exploze ochránil užitným vzorem Káňa a kol. (2010). V užitném vzoru popisuje zařízení ke kontinuálnímu zpracování materiálu obsahujícího významný podíl fytomasy kontinuální tlakovou extruzí s následnou expanzí extrudátu, jehož podstata spočívá v tom, že je tvořen vysokotlakým vřetenovým čerpadlem dezintegrovaného materiálu ústícím přes ohřivač materiálu do vysokotlakového extrudéru dimenzovaného na tlak do 3,5 MPa se šnekovým dopravníkem umožňující řízenou dopravu materiálu, přičemž na extrudér navazuje expanzní turniket ústící do expanzní nádoby s potrubím pro odvod brýdových par, které mohou být zdrojem tepla pro vstupní materiál s využitím výměníku tepla. Zkoumaný vzorek, kterým byl extrudát slámy (180 °C při tlaku 1,5 MPa) dosáhl v kumulativní produkci BP dané hodnoty, v porovnání se slepým vzorkem slámy (21 dní), o 5 dní dříve.

Grafika 36: Modifikace extrudéru dle CZ 21314 U1

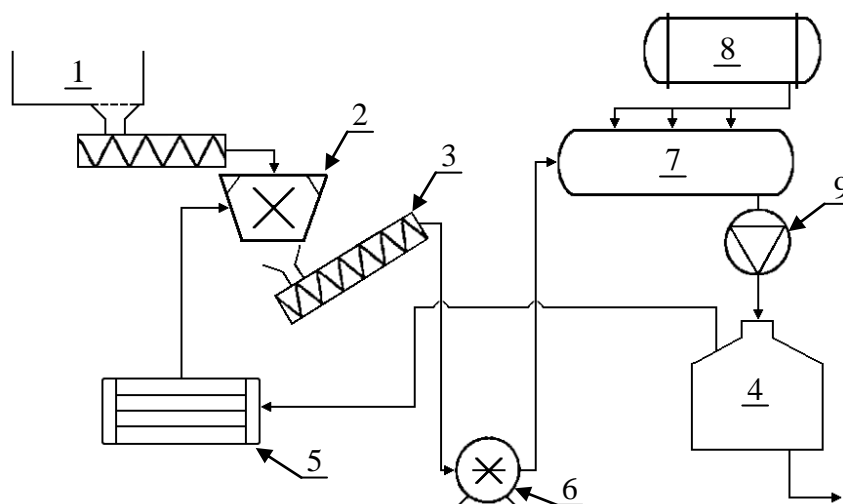


1 – vysokotlaké vřetenové čerpadlo, 2 – vysokotlaký extrudér, 3 – ohříváč materiálu,
4 – šnek pro řízenou dopravu materiálu, 5 – expanzní turniket, 6 – expanzní nádoba,
7 – odvodní potrubí brýdových par

Zdroj: Káňa a kol., 2010

Proces parní exploze v kombinaci s LHW úpravou navrhl Káňa a Maroušek (2013), kde zdrojem tepla pro zajištění horké vody (mlecí vody) pro maceraci lignocelulózy na částice menší než 3 mm je brýdová pára odváděna po procesu exploze z expanzní nádoby, která je následně kondenzována v kondenzátoru brýdových par a ochlazována užitkovou vodou na teplou vodu o teplotě 20 – 60 °C. Zdrojem tepla pro výrobu syté páry o teplotě 190 – 200 °C je ve výhodném provedení odpadní teplo z kogenerační jednotky. Technologie může být vybavena předehříváčem (není znázorněn v Grafice 37) umístěným před dávkovacím čerpadlem s nuceným vnitřním posunem a mícháním pro předehřev suspenze brýdovými párami na teplotu 40 – 90 °C. Suspenze je v reaktoru vystavena tlaku 1,2 – 1,5 MPa po dobu zdržení 5 – 30 minut za současného nástřiku syté páry o teplotě 150 – 200 °C. Suspenze po expanzi o teplotě 80 – 90 °C a obsahu sušiny 17 – 23 % hm. je odváděna k naředění a fermentaci. Autoři uvádějí, že při zpracování kukuřičné siláže na zkušebním zařízení při použití vhodného inokula a optimálních podmínek bylo ve vsádkovém testu dosaženo zvýšené produkce BP oproti slepému vzorku i o více než 30 %, při současném zvýšení obsahu metanu v BP až o 20 %. Takto sestavená technologie snižuje energetickou náročnost celého procesu úpravy lignocelulózy, umožňuje zkrátit dobu zdržení ve fermentorech bioplynové stanice (BPS) a zmenšit objem fermentorů, neboť potřebný objem plynu vyprodukuje menší množství upravené biomasy, konstatují autoři.

Grafika 37: Modifikace zařízení pro úpravu lignocelulózy dle CZ 2011-492 A3



1 – příjmový žlab s dopravníkem, 2 – macerační mlýn, 3 – scezovací šnek, 4 – expanzní nádoba, 5 – kondenzátor brýdových par, 6 – dávkovací čerpadlo, 7 – reaktor, 8 – zdroj syté páry, 9 – expanzní ústrojí

Zdroj: Káňa a Maroušek, 2013

3.6 Ekonomika bioplynových stanic

Rozhodnutí o investičním záměru (investice) je typickým dlouhodobým strategickým manažerským rozhodnutím, při kterém se uvažuje, jak vybrat vhodnou investiční alternativu, která bude za daných podmínek pro firmu/investora nejvýhodnější a přinese v budoucnu co nejvyšší přínos. Při investičních dlouhodobých rozhodnutích se manažeři musí zabývat mnohem více časovým horizontem a jeho možnými dopady, časovou hodnotou peněz a dalšími ekonomickými i společenskými vlivy, které mají souvislost s daným rozhodnutím (Petřík, 2009). Pro hodnocení efektivity investic se v praxi používají metody, které se obvykle dělí na dvě skupiny, uvádí Synek a kol. (2011). Metody statické, které nepřihlížejí k působení faktoru času (např. prostá doba návratnosti) a metody dynamické, které přihlížejí k působení faktoru času a jejichž základem je diskontování (přepočtení budoucí hodnoty na současnou hodnotu pomocí diskontní míry, tzv. odúročitele) všech vstupních dat vstupujících do výpočtů (např. čistá současná hodnota investice, která je metodou nejpoužívanější a ve většině případů nejvhodnější (Scholleová, 2009)). Faktor času způsobuje, že hodnota dnešní peněžní jednotky je cennější než hodnota peněžní jednotky v budoucnu, proto výnosy, které vznikají v delším časovém období se musí přepočítat na stejnou časovou bázi, tou bývá rok pořízení investice.

Doba návratnosti je definována jako takové období (počet let), za které tok výnosů (z angl. *Cash Flow*, CF) přinese hodnotu rovnající se počátečním kapitálovým výdajům na investici. Jinak řečeno, dobou návratnosti se považuje počet let, kterých je zapotřebí k tomu, aby se kumulované prognózované hotovostní toky vyrovnaly počátečním kapitálovým výdajům (Scholleová, 2009). Jsou-li příjmy v každém roce životnosti investice stejné, pak dobu návratnosti lze zjistit dělením investičních nákladů roční částkou očekávaných čistých peněžních příjmů (čistých CF), jak uvádí vzorec (1). Jsou-li výnosy v každém roce jiné, pak dobu splacení lze zjistit postupným načítáním ročních částek CF tak dlouho, až se kumulované částky CF vyrovnají investičním nákladům. Vylepšenou metodou dle Synka a kol. (2011) je metoda pracující s diskontovanými hodnotami, která zohledňuje faktor času. Příjmy jsou diskontovány procentem nákladů na projekt nebo požadovanou výnosností investice. Valach a kol. (2010) konstatuje, že v praxi se obvykle doba návratnosti počítá bez přihlídnutí k faktorů času. Zmiňuje, že doba návratnosti je v praxi investičního rozhodování velmi oblíbená pro svůj jednoduchý způsob výpočtu a pro snadnou interpretovatelnost. Doba návratnosti je měřítkem očekávané likvidity projektu. Obecně platí, že čím je doba návratnosti delší, tím větší je riziko změny provozních parametrů, tj. zejména nárůst provozních nákladů (Grozman, 2013).

$$DN = \frac{IN}{CF} \quad (\text{vzorec 1})$$

Kde: DN – doba návratnosti [roky]
 IN – náklady na investici [Kč]
 CF – cash flow [Kč]

Čistá současná hodnota investice (ČSHI) je dle definice Valacha a kol. (2010) rozdíl mezi diskontovanými peněžními příjmy z investičního projektu a kapitálovým výdajem (náklady na investici). Jestliže se kapitálový výdaj uskutečňuje delší dobu, pak je ČSHI rozdíl mezi diskontovanými peněžními příjmy z projektu a diskontovanými kapitálovými výdaji v jednotlivých letech. Investiční projekt je možné přijmout jen tehdy, je-li $ČSHI \geq 0$. Jestliže je ČSHI kladná, je investiční projekt pro podnik přijatelný, zaručuje požadovanou míru výnosu a zvyšuje tržní hodnotu podniku (firmy). Je-li ČSHI rovna 0, je investiční projekt z hlediska podniku indiferentní (diskontované peněžní příjmy se rovnají kapitálovému výdaji a investiční projekt nezvyšuje ani

nesnižuje tržní hodnotu firmy). Výhodou metody ČSHI je dle Petříka (2009) její srozumitelnost, univerzálnost a respektování časové hodnoty peněz.

$$\check{C}SHI = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+k)^t} - IN \quad (\text{vzorec 2})$$

Kde: $\check{C}SHI$ – čistá současná hodnota investice [Kč]

IN – náklady na investici [Kč]

CF – očekávaná hodnota cash flow v období t [Kč]

n – doba životnosti investice [roky]

k – kapitálové náklady na investici (podniková diskontní sazba)

t – období 1 až n

Ochodek a kol. (2008) zmiňuje, že investiční náklady BPS se pohybují v řádech desítek až stovek miliónů korun a jsou velice ovlivněny druhem vstupního materiálu a typem technologie. Elektrický výkon těchto technologií je z pravidla malý, jedná se o jednotky o výkonech řádově stovek kW, maximálně jednotek MW. Tato kapacita je většinou dána dostupností surovin (kejdý, kukuřičné siláže, travní senáže, cukrovarnických řízků). Dovoz těchto surovin by výrobu prodražilo, proto se BPS realizují v místě dostupnosti těchto surovin.

Měrné investiční náklady BPS dle vyhlášky 347/3012 Sb. mohou dosahovat až 115 tisíc Kč/kW ve výrobně spalující BP do 550 kW včetně a až 85 tisíc Kč/kW ve výrobně spalující BP nad 550 kW.

Se schválením nového zákona č. 165/2012 Sb. se mění způsob vyplácení podpory a její výpočet. BPS uvedené do provozu v roce 2013 budou povinně využívat tzv. hodinové zelené bonusy, které bude vyplácet operátor trhu s elektřinou (OTE). Stanovení hodinového zeleného bonusu bude automaticky navázáno na cenu silové elektřiny stanovenou na tzv. denním trhu s elektřinou, který spravuje Pražská energetická burza. Výkupní cenu stanovuje energetický regulační úřad (ERÚ) a hodinový zelený bonus bude pro každou hodinu stanoven rozdílem mezi výkupní cenou a cenou silové elektřiny na denním trhu pro každou hodinu. Provozovatel bioplynové stanice tedy v součtu každou hodinu dostane výkupní cenu, ale od dvou subjektů: obchodník, nebo povinně vykupující (E.ON Energie, a.s.; ČEZ Prodej, s.r.o.; Pražská

energetika, a.s.) zaplatí za silovou elektřinu podle ceny na burze a OTE vyplatí zelený bonus. Jistota příjmu zůstává celkem zachována, zákon totiž garantuje, že součet cen hodinového zeleného bonusu a tržní ceny bude roven výkupní ceně, zmiňuje Trnavský (2012). Tato cena nepřesáhne $4,5 \text{ Kč}\cdot\text{kWh}^{-1}$. Změnou legislativy také dochází k tomu, že se nově nebudou muset dodržovat pravidla při stanovení výkupní ceny, respektive zelených hodinových bonusů podmíněnou dodržením minimální hranice 50 % hmotnostního podílu v sušině substrátu kategorie AF1 dle vyhlášky 477/2012 Sb. vstupující do BPS. Výkupní cena bude vyplácena podle instalovaného výkonu BPS. U BPS s instalovaným výkonem nad 550 kW je základní výkupní cena $3,04 \text{ Kč}\cdot\text{kWh}^{-1}$ a u BPS s instalovaným výkonem do 550 kW je sazba výkupní ceny stanovena na $3,55 \text{ Kč}\cdot\text{kWh}^{-1}$. K těmto základním cenám je možné připočítat příplatek za odchylku $0,035 \text{ Kč}\cdot\text{kWh}^{-1}$ plus příplatek za necentrální výrobu $0,014 - 0,5 \text{ Kč}\cdot\text{kWh}^{-1}$ za využití efektivního tepla v podobě příplatku za kombinovanou výrobu elektřiny a tepla (KVET). Podle Bohumila Belady, člena Agrární komory České republiky, nebude však příplatek nikdy čerpán v plné míře (Fialová, 2012).

4. Metodika

4.1 Použitý materiál

Zkoumaným substrátem byla travní senáž ze zemědělského podniku VOŠ a SzeŠ Tábor v Mešicích která byla sušena a následně upravena peletovacím lisem na peletky o vlhkosti 4,4 % obj. a hustotě 1213 kg·m⁻³.

Inokulum (parametry inokula uvedeny v Tabulce 2) bylo použité z BPS Nedvědice (+ 49° 26' 89.11", + 14° 68' 19.62") pracující technologií suché fermentace s využitím kukuřičné siláže, čerstvého statkového hnoje, suchého statkového hnoje a zbytků z předchozí dávky mísitelné v poměru 12:1:1:6. Potřebná voda byla využita z místního vodovodního řádu (pitná voda).

Tabulka 2: Stanovené hodnoty inokula

Hustota [kg·m ⁻³]		1157
Sušina [%]		1,2
pH	při 38 °C	6,7
	při 51 °C	6,8

4.2 Použité zařízení

Peletovací lis JGE 120 (Green Energy Machine Product s.r.o., Vlčnov, Česká republika) byl použit k výrobě peletek ze suché senáže, respektive sena o průměru 6 mm a délce 8 – 18 mm. Hodinová vydatnost lisu při peletování je 75 – 100 kg·hod⁻¹ v závislosti na použitém substrátu.

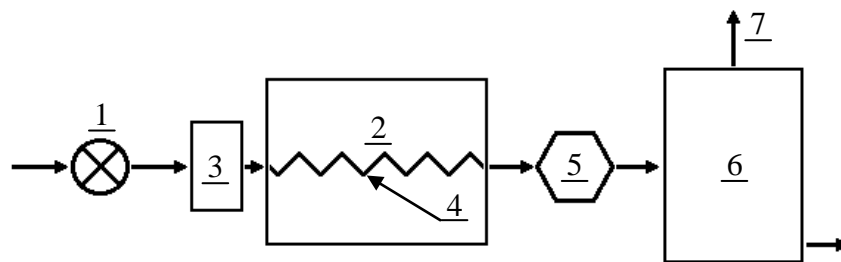
Grafika 38: Peletovací lis JGE 120



Zdroj: Green Energy Machine Product s.r.o., 2013

Vysokotlaký extrudér (viz Grafika 39) ke kontinuálnímu zpracování materiálu obsahujících signifikantní podíl fytohmoty kontinuální tlakovou extruzí s následnou expanzí extrudátu je tvořen vysokotlakým vřetenovým čerpadlem (1) dezintegrovaného materiálu ústícím přes ohříváč materiálu (3) do vysokotlakého extrudéru (2) dimenzovaného na tlak do 3,5 MPa se šnekem (4) umožňující řízenou dopravu materiálu, přičemž na extrudér navazuje expanzní turniket (5) ústící do expanzní nádoby (6) s potrubím pro odvod brýdových par (7), které mohou být zdrojem tepla pro vstupní materiál s využitím výměníku tepla napojeným na vstupní ohříváč (3).

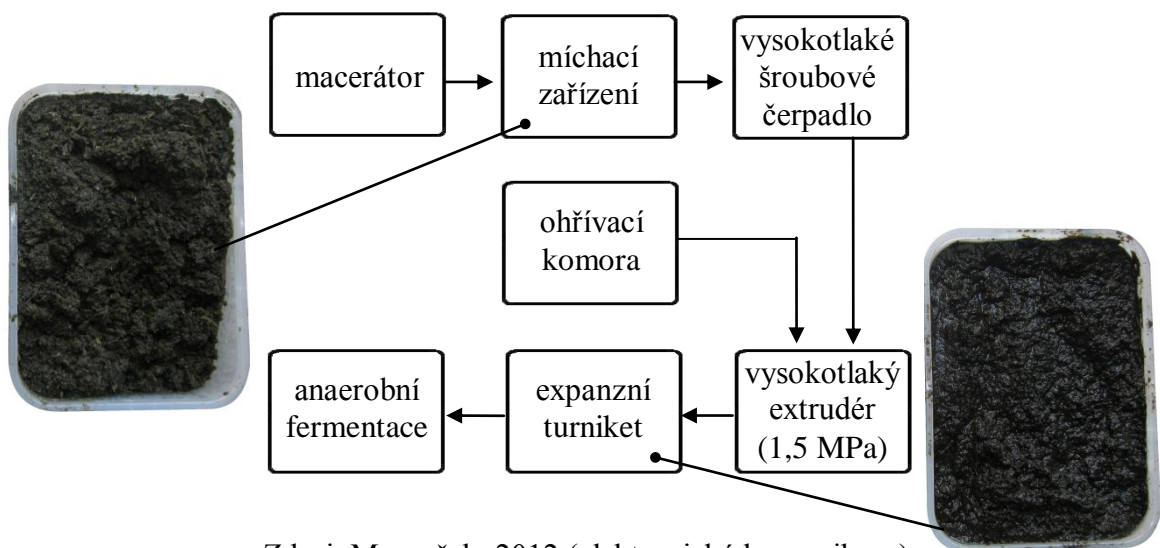
Grafika 39: Modifikace extrudéru dle CZ 21314 U1



Zdroj: Káňa a kol., 2010

Peletky ze sušené travní senáže jsou vkládány do míchacího zařízení, kde dochází ke smíchání s vodou na požadovaný hydromodul. Takto upravený substrát je vysokotlakým vřetenovým čerpadlem tlačěn do vysokotlakého reaktoru při daných podmínkách. Tlaku v reaktoru je dosahováno přívodem horké páry. Parní exploze nastává v důsledku poklesu tlaku na tlak atmosférický, k čemuž dochází v expanzním turniketu. Získaný extrudát je následně podroben anaerobní fermentaci.

Grafika 40: Schéma kontinuální parní exploze



Zdroj: Maroušek, 2012 (elektronická komunikace)

Sušina byla stanovena pomocí pece VO400 (Mettmert GmbH, Büchenbach, Německo) a pomocí muflové pece LH 06/13 (Fisher Scientific s.r.o., Pardubice, Česká republika) v souladu s metodou evidovanou pod číslem 1684 u USEPA (2001).

Grafika 41: Zařízení pro stanovení sušiny



Pec VO400



Muflová pec LH 06/13

Zdroj: Metmert GmbH, 2013; Fisher Scientific s.r.o., 2013

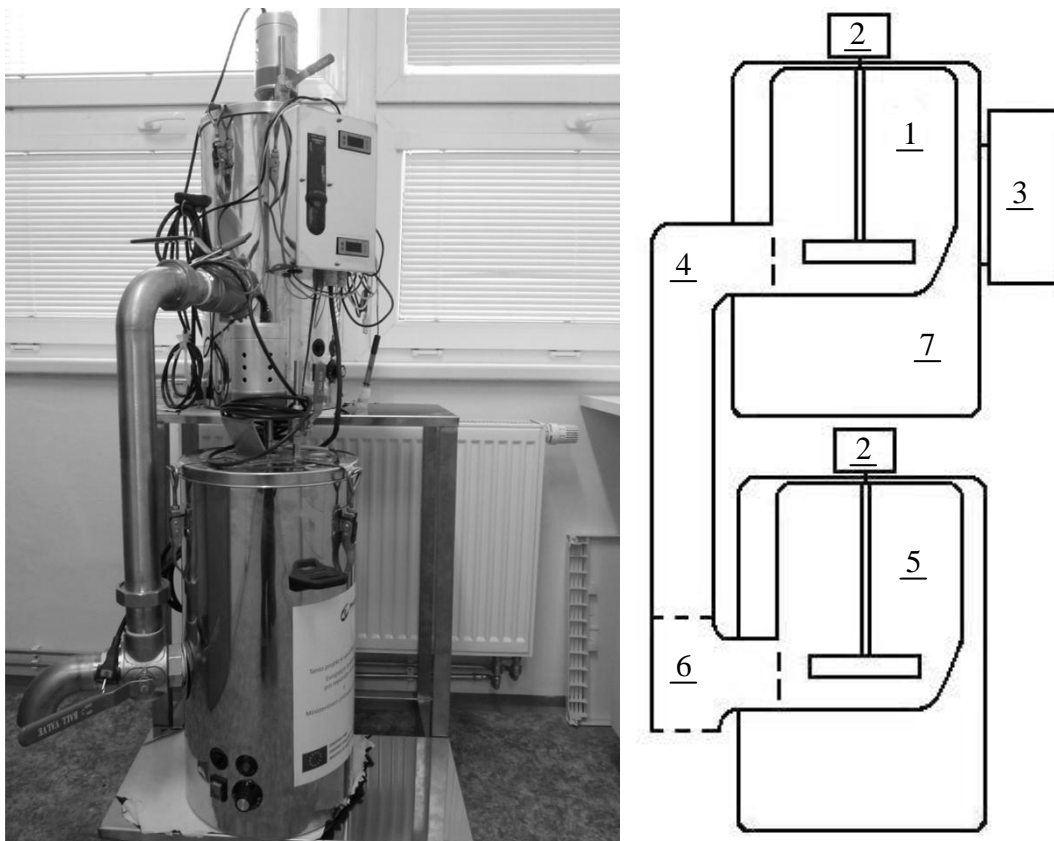
Elementární analýzy inokula (N, P, K, Ca, C) byla provedena externě (ÚKZUZ, Brno, Česká republika), stejně jako měření vlákniny a ligninu (AGRO-LA s.r.o., Jindřichův Hradec, Česká republika).

Dynamika pH v závislosti na teplotě byla měřena pomocí pH metru CyberScan 600 (Chromservis s.r.o., Praha, Česká republika). Přístroj slouží ke stanovení aktivity oxoniových kationtů v roztoku na základě potenciometrického měření. Zařízení pracuje s přesností $\pm 0,01$ pH.

Anaerobní fermentor Stix 70L (viz Grafika 42) vyvinul Maroušek pro firmu Biomass Technology a.s. (Hulín, Česká republika). Horní nádoba je primární fermentor (1) o objemu 30 litrů. Suspenze je promíchávána míchadlem (2) s frekvencí otáčení $2 \text{ ot} \cdot \text{min}^{-1}$. Teplota, pH, metan (CH_4), oxid uhličitý (CO_2), kyslík (O_2) a sulfan (H_2S) jsou kontinuálně monitorovány systémem senzorů (3) a posílány přes systém Wi-Fi (802.11b/g) do laboratorního serveru. Propouštěcí potrubí (4) vedené na levé straně spojuje primární fermentor se spodní nádobou (5), s pracovním objemem 40 litrů opatřenou výpustním potrubím digestátu (6). Ve spodní nádobě (dofermentoru) je sledována zbývající produkce CH_4 a CO_2 . Teplota byla udržována na požadovanou mez vnější vodní lázní (7) a indikována čtyřmi termostatickými snímači umístěnými v dolní části fermentoru, ve fermentoru ve výšce 5 a 20 cm a v krytu fermentoru. Hodnota pH byla sledována čidly umístěnými vedle vnitřních snímačů. Plynný CH_4 , CO_2 , O_2 a H_2S

byli snímány kontinuálním analyzátozem GA 3000 (Chromservis s.r.o., Praha, Česká republika) vybavený osvědčenou technologií pracující s infračerveným detektorem a elektrotechnickými senzory.

Grafika 42: Anaerobní fermentor Stix 70L



Zdroj: Pharmix s.r.o., 2010

4.3 Použitý software

ZunZun.com

Webová aplikace autora Jamese R. Phillipse (Birmingham, Alabama, USA) pracuje na operačním serveru Linode.com (Linux Node). Výstupní zdrojový kód je v několika programovacích jazycích verze Python 3.0. Aplikace je přístupná online a umožňuje generovat křivkové či povrchové grafy ve 2D nebo 3D zobrazení, podle zadaných parametrů osy x, y, z.

4.4 Technologický postup

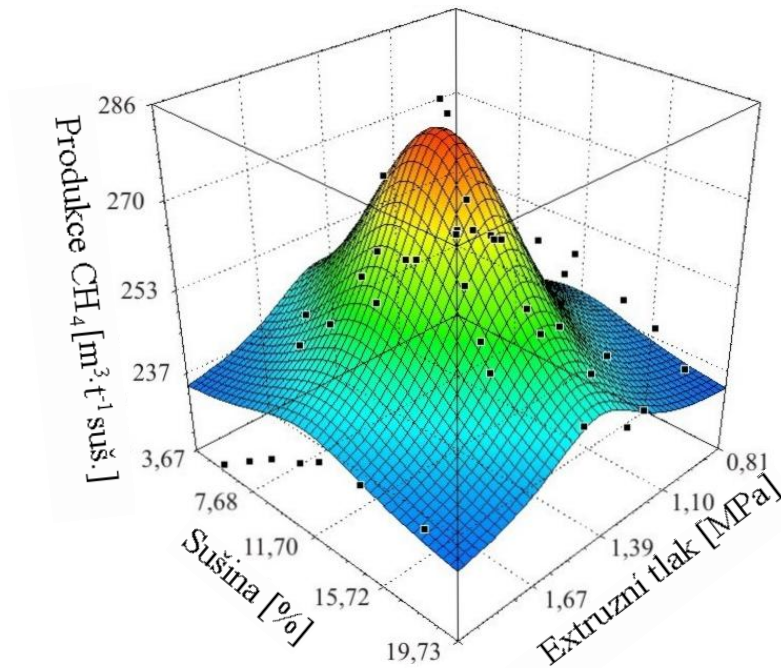
Travní senáž byla nadrcena s následnou úpravou peletovacím lisem do peletek o vlhkosti 4,4 % obj. a hustotě $1213 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Peletky jsou pásovým dopravníkem automaticky vkládány do maceračního mlýna, kde dochází k rozdužení peletek. V míchacím zařízení dojde ke smíchání materiálu s vodou na suspenzi s požadovaným hydromodulem. Suspenze je vysokotlakým šroubovým čerpadlem dopravována do vysokotlakého reaktoru. Extruze probíhala při zvolených parametrech (tlak: 0,82, 1,07, 1,23, 1,37, 1,66 a 1,95 MPa, sušina 4,4 – 19 %, konstantní doba zdržení). Parou nasycený materiál opouští vysokotlaký reaktor přes expanzní turniket vlivem rozdílu tlaku (materiál je vyhnán vlastní energií dodanou zvýšeným tlakem uvnitř reaktoru do prostoru s atmosférickým tlakem). Vlivem snížení tlaku dochází v materiálu k ireverzibilní skokové expanzi. Extrudovaný materiál je následně podroben anaerobní fermentaci v anaerobním fermentoru Stix 70L (viz grafika 42). Jednotlivé vzorky extrudované senáže byly smíchány s inokulátem v poměru 20:1 (substrát:inokulum) a zředěny vodou na konečnou sušinu 10 % (požadavky BPS). Délka simulace probíhala 30 dní při teplotě fermentace 40 a 50 °C. Kumulativní produkce CH_4 je automaticky přepočítána na teplotu 0 °C a tlak 101,325 kPa. Získané data byly zadány do softwaru využívající operačního serveru Linode.com (Linux Node). Po vygenerování dat v softwaru byla vybrána nejpřesnější aproximační funkce s nejnižší statistickou chybou, pomocí metody pro určení přesnosti virtuálního modelu RMSE (Root Mean Square Error), která měří rozptyl rozdělení četnosti odchylek mezi původními výškovými daty.

5. Výsledky

Tabulka 3: Hodnoty získané při mapování produkce CH₄

Extruzní tlak [MPa]	Sušina [%]	Produkce CH ₄ [m ³ ·t ⁻¹ suš.]	
		při teplotě fermentace 40 °C	při teplotě fermentace 50 °C
0,82	4,9	242,2	330,5
0,82	6,8	243,2	333,8
0,82	9,1	246,4	336,1
0,82	11,3	246,9	333,5
0,82	14,2	242,1	332,0
0,82	16,0	239,2	327,1
0,82	17,7	233,8	314,4
1,07	4,6	240,7	332,7
1,07	7,3	251,3	339,4
1,07	9,4	253,2	335,7
1,07	11,6	241,9	332,5
1,07	13,5	241,4	338,0
1,07	16,1	240,2	330,3
1,07	18,2	233,1	321,0
1,23	4,4	245,8	335,0
1,23	6,3	247,0	339,4
1,23	9,5	257,1	347,9
1,23	10,1	264,5	354,5
1,23	15,5	258,8	339,7
1,23	17,1	242,7	332,0
1,23	19,0	236,0	319,3
1,37	5,5	245,4	338,3
1,37	7,2	267,7	339,5
1,37	10,6	285,4	344,1
1,37	11,0	283,4	356,5
1,37	13,5	265,0	366,4
1,37	16,0	252,0	341,7
1,37	18,4	239,0	320,2
1,66	6,0	239,1	339,1
1,66	6,6	246,3	340,1
1,66	8,2	247,2	341,4
1,66	11,1	256,2	348,9
1,66	15,9	267,3	357,3
1,66	16,7	259,3	351,6
1,66	17,2	254,7	328,0
1,95	5,5	221,0	397,3
1,95	7,4	225,9	300,0
1,95	9,0	230,0	301,8
1,95	10,9	233,2	315,9
1,95	12,1	236,1	319,1
1,95	14,5	237,2	328,5
1,95	17,9	237,0	330,5

Graf 1: Vygenerovaný 3D graf při teplotě fermentace 40 °C



Použitý polynom:

$$z = a / ((1 + ((x - b) / c)^2) * (1 + ((y - d) / f)^2)) + \text{Offset}$$

Kde:

$$a = 5.1095813749923344E+01$$

$$b = 1.4251118354299463E+00$$

$$c = 2.6807616104630971E-01$$

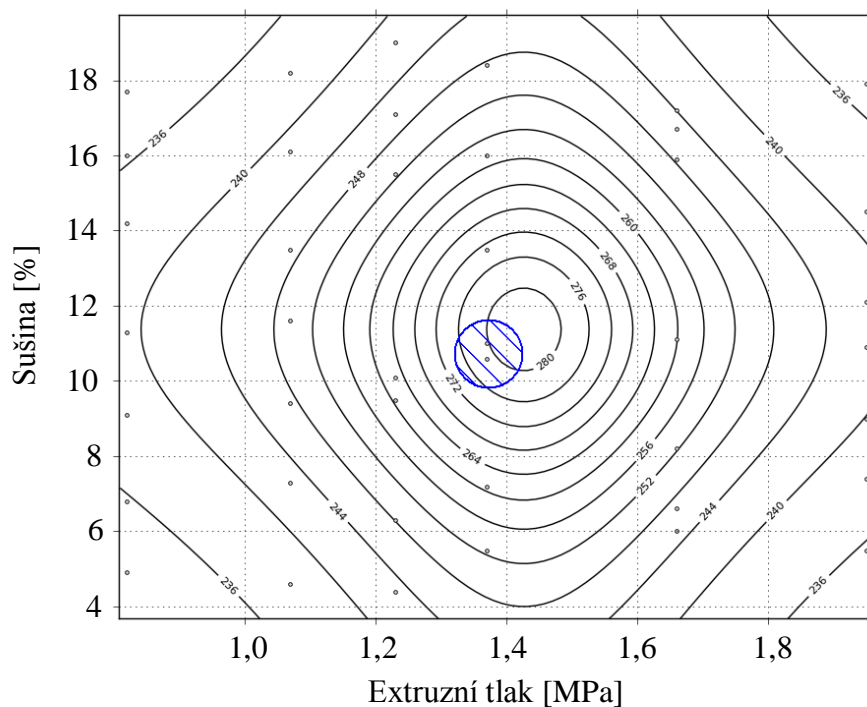
$$d = 1.1397633976384936E+01$$


$$f = 5.1816967373319383E+00$$

$$\text{Offset} = 2.3111416261642270E+02$$

RMSE: 7.42759329527

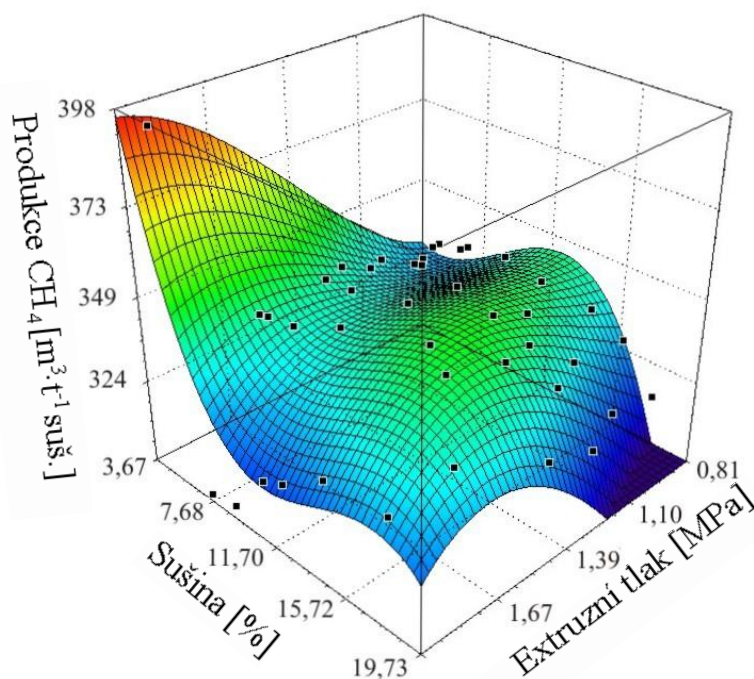
Graf 2: Vrstevnicový graf zobrazující produkci CH₄ při teplotě fermentace 40 °C



 - produkce CH₄ v závislosti na optimálních podmínkách extruze

Nejvyšší produkce CH₄ z extrudované senáže při teplotě fermentace 40 °C byla mapována při extruzním tlaku 1,37 MPa a obsahu sušiny 10,6 – 11 %. Tyto parametry extruze lze považovat za optimální při kumulativní produkci CH₄ při teplotě fermentace 40°C.

Graf 3: Vygenerovaný 3D graf při teplotě fermentace 50 °C



Použitý polynom:

$$z = a + bx + cy + dx^2 + fy^2 + gx^3 + hy^3 + ixy + jx^2y + kxy^2$$

Kde:

$$a = 3.9578242648723858E+02$$

$$b = -2.2578671762733296E+02$$

$$c = 3.0401947605272706E-01$$

$$d = 2.7484018671490622E+02$$

$$f = 1.2332558836131895E+00$$

$$g = -6.2874240914652439E+01$$

$$h = -8.8266711905589545E-02$$

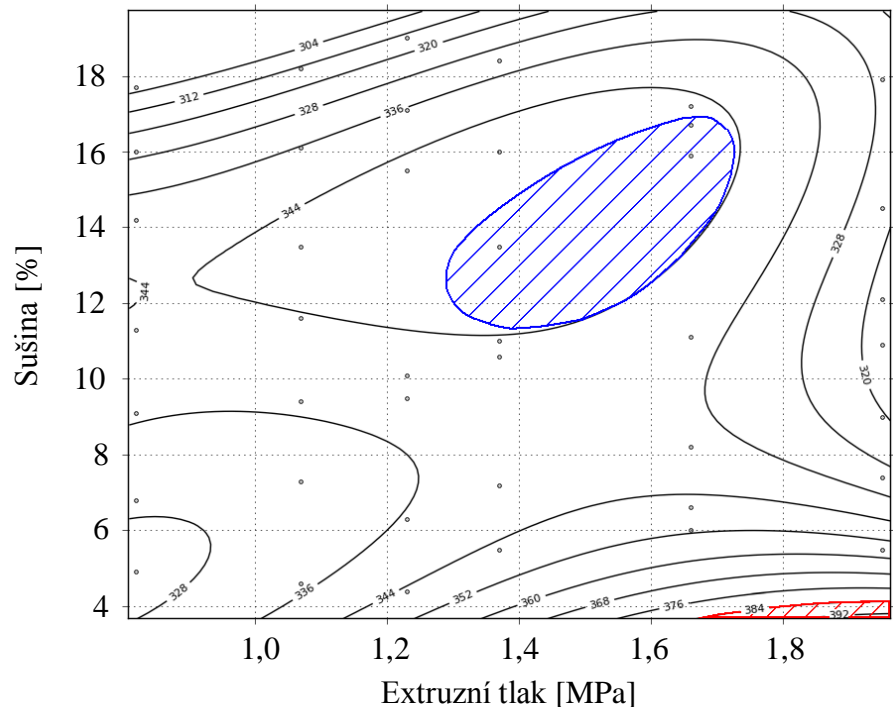
$$i = -1.5759896712029722E+01$$



$$j = -5.2084149146216756E+00$$

$$k = 1.2838357972402825E+00$$

RMSE: 11.6336402666

Graf 4: Vrstevnicový graf zobrazující produkci CH₄ při teplotě fermentace 50 °C



-  - produkce CH₄ v závislosti na optimálních podmínkách extruze
-  - maximální produkce CH₄

Při sušíně senáže 5,5 % a extruzním tlaku 1,95 MPa byla dosažena maximální produkce CH₄ při teplotě fermentace 50 °C. Tyto parametry nelze považovat za optimální z důvodu zvýšených nákladů spojených s vysokým extruzním tlakem. Tyto parametry nemají rozhodující význam při stanovení optimálních parametrů extruze a při studii zřejmě došlo k chybnému měření. Optimální parametry extruze byly aproximací stanoveny při obsahu sušiny 13,5 – 16,7 % a extruzním tlaku 1,37 – 1,66 MPa.

6. Diskuze

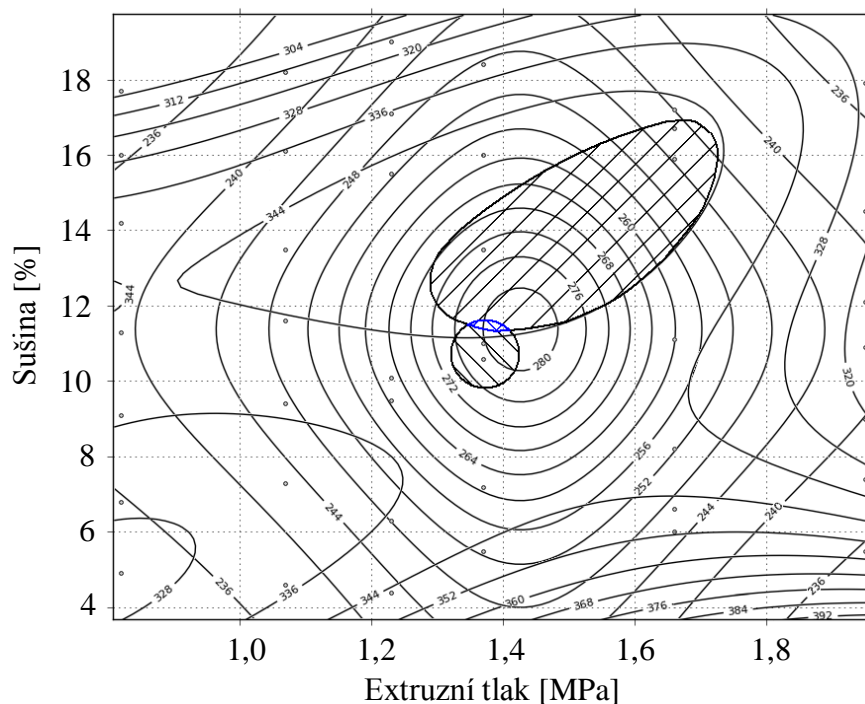
Klíčovým krokem k efektivnímu využití fytomasy je její úprava (Krátký a Jirout, 2010). Užitá metoda úpravy fytomasy musí být investičně a provozně (zejména energeticky) nenáročná a nesmí způsobit degradaci či jiné znehodnocení materiálu. Jakákoli metoda dezintegrace musí být z principu velmi efektivní, protože z podstaty věci představuje dodatečné náklady (Maroušek, 2011a). Dle Suna a Chenga (2002) by během úpravy nemělo dojít k degradaci sacharidů a k nežádoucí tvorbě inhibitorů inhibující organismy v následném procesu hydrolyzy a fermentace. Dezintegrace extruzí parou představuje téměř 70% úsporu energie vůči běžně dostupným konvenčním principům při stejné redukci velikosti (Holtzaple et al., 1989). Hendriks a Zeeman (2009) uvádějí, že dezintegrací biomasy se zvýší účinnost hydrolyzy hydrolytickými enzymy o 5 – 25 % a zároveň lze očekávat snížení doby zdržení ve fermentoru o 23 – 59 %. Je obecně známo, že dezintegrací se zvyšují reakční plochy a většina procesů následně probíhá rychleji, potažmo hlouběji (Maroušek, 2011a). Tato data jsou v dobré korelaci s výsledky, které byly dosaženy v této práci (viz kapitola 5).

Pro efektivní využití technologie extruze parou v provozu je důležité nalezení optimálních parametrů extruze, které se mění jednak s druhem fytomasy a jednak s různými provozními parametry. Základním provozním parametrem, kterým se zabýval již Mason (1926a) je extruzní tlak. Stanovením optimální hodnoty pH, teploty extruze a doby zdržení materiálu v extrudéru se zabývali Pedersen a Meyer (2010). Alvira et al. (2010) klade důraz na velikost částic materiálu, teplotu extruze a dobu zdržení materiálu v extrudéru. Sledovanou veličinou může být i obsah vlhkosti v upravovaném materiálu, uvádí Sun a Cheng (2002). Dle Marouška (2010) je klíčovým parametrem celého procesu též nalezení optimálního hydromodulu (vyjadřuje poměr obsahu vody k obsahu materiálu v extrudéru), překonat minimální dobu zdržení a experimentálně nalézt nejrentabilnější tlak (vzrůstající náklady při rostoucím tlaku versus nízký efekt extruze při nedostatečném tlaku versus kritický tlak, při kterém je fytomasa degradována). Extrudovaná fytomasa musí být optimálně řídká, aby mohla být suspenze čerpatelná, a však nikoliv tak vysoká, aby ohrožovala ekonomiku provozu.

Extruze peletizované senáže ve studii probíhala při konstantní době zdržení s rozdílným extruzním tlakem a obsahem sušiny, která byla stanovena před vstupem do reaktoru. Ze vzájemného překrytí vrstevnicových grafů (viz Graf 5) sestavené pro

jednotlivé teploty fermentace (40 a 50 °C) lze stanovit parametry (extruzní tlak 1,35 – 1,4 MPa, sušina 11,5 %), za kterých lze technologii extruze parou při dezintegraci senáže efektivně využívat s maximální produkcí CH₄ při teplotě fermentace v rozmezí 40 – 50 °C. K podobným výsledkům došel i Malík (2012), který stanovil optimální extruzní tlak 1,372 MPa pro maximální produkci CH₄ při fermentaci extrudátu kukuřičné siláže, která probíhala po dobu 35 dní a Verner (2012), kdy hodnota extruzního tlaku 1,4 MPa vykazovala nejvyšší produkci CH₄ při extruzi pšeničné slámy.

Graf 5: Vzájemné překrytí Grafu 2 a 4



Pokud bychom zvažovali aplikaci studované technologie do provozu BPS Kadov (charakteristika BPS viz Příloha), je nutno při výstavbě na zelené louce počítat s následujícími změnami v pořizovacích nákladech (viz Tabulka 4).

Tabulka 4: Pořizovací náklady

Investiční náklady BPS	Cena [tis. Kč]	Cena s užitím technologie extruze parou [tis. Kč]
Fermentor + plynojem	12 170	4 625
Sklad digestátu + výdejní místo	6 960	2 645
Technický sklep	1 020	1 020
Technická budova	1 970	1 970
Fléra + plynovod	170	170
Trafostanice + příslušenství	4 420	4 420
Kogenerační jednotka	32 100	32 100
Projektová dokumentace	810	810
Technologie extruze parou (BIOMASS TECHNOLOGY)	0	12 000
Celkové investiční náklady	59 620	59 760
Vedlejší investiční náklady		
Terénní a sadové úpravy	70	60
Kanalizace, vodovod	310	300
Přístupové komunikace	960	940
Příprava stavební plochy (demolice)	430	400
Jímka separátoru + separátor	1 500	1000
Teplovod + suška dřeva	2 430	0
Celkové vedlejší investiční náklady	5 700	2 700
Celkem	65 320	62 460
Dotace na výstavbu	16 200	16 200
Investiční náklady	49 120	46 260

Zdroj: VOD Kadov, 2013

Vezmeme-li v úvahu, že doba zdržení vstupních surovin v BPS Kadov je 92 dní a ve studii byla dosažena maximální produkce CH_4 z extrudované senáže již po 30 dnech, můžeme počítat s 67% úsporou nákladů na stavbu fermentoru. Pokud zachováme procentické zastoupení vstupních surovin, musíme také zohlednit dobu zdržení extrudované kukuřičné siláže ve fermentoru, která byla 35 dní (Malík, 2012). Tudíž ve výpočtu pořizovacích nákladů počítáme pouze s úsporou 62 %. Při zachování této skutečnosti můžeme snížit pořizovací náklady fermentorů, jelikož stejný výnos BP je dosažen v kratším časovém horizontu z menšího množství potřebné fytomasy.

Pořizovací náklady na stavbu fermentorů se sníží téměř na $\frac{1}{3}$ původní hodnoty. S úsporou stavebních nákladů můžeme počítat i u stavby skladu digestátu. V pořizovacích nákladech nejsou zahrnuty náklady na stavbu jam ke konzervaci píce, jelikož podnik disponuje dostatečnými skladovacími prostory pro uskladnění kukuřičné siláže a travní senáže. Investiční náklady na kogenerační jednotku zůstávají stejné, jelikož je počítáno se stejným zatížením motoru. Při pořízení technologie extruze parou došlo ke snížení investičních nákladů u BPS o 5,8 %. Ke snížení investičních nákladů došlo výraznou úsporou nákladů na stavbu fermentorů, stavbu skladu digestátu a úsporou nákladů na stavbu teplovodu včetně sušky na dřevo. Veškeré odpadní teplo by bylo využito pro technologii exploze parou.

Tabulka 5: Roční provozní náklady

Náklady	BPS Kadov [tis. Kč]	BPS Kadov s užitím technologie extruze parou [tis. Kč]
Doprava a manipulace	150	100
Spotřeba fytomasy (siláž, senáž)	7 500	2 850
Mzdové náklady	500	500
Aplikace digestátu	3 000	1 000
Servis a údržba	3 500	3 500
Provozní náklady celkem	14 650	7 950

Zdroj: VOD Kadov, 2013

Při ekonomické kalkulaci ročních provozních nákladů dojde ke snížení o 45,7 %, způsobené úsporou vstupních surovin a nákladů s nimi souvisejícími a úsporou na aplikaci digestátu, který bude produkován v menším množství. Ke snížení dojde i při manipulaci, jelikož do BPS bude dávkováno menší množství materiálu. Změny v ostatních nákladech jsou minimální, proto s nimi není počítáno.

Podnik obhospodařuje 300 ha travních porostů, ze kterých zajišťuje dávku travní senáže ze dvou sečí s celkovou roční produkcí 4000 t a přibližně 150 – 170 ha orné půdy osetou kukuřicí která je následně silážovatelná s celkovou roční produkcí 6000 t. Úsporou denní dávky surovin, respektive roční potřebné produkce vstupních surovin lze uspořit další provozní náklady a zvýšit tak rentabilitu podniku.

Tabulka 6: Bilance příjmů

Bilance	BPS Kadov	BPS Kadov s užitím technologie extruze parou
Produkce el. energie [MWh·rok ⁻¹]	4 800	4800
Zelený bonus [Kč·1MWh ⁻¹]	3 060	3 060
Silová elektřina [Kč·1MWh ⁻¹]	1 160	1 160
Spotřeba el. energie BPS [MWh·rok ⁻¹]	326	326
Prodej do sítě [MWh·rok ⁻¹]	4 474	4 474
Tržba za prodej tepla [tis. Kč]	300	0
Zisk prodejem do sítě [tis. Kč·rok⁻¹]	19 180	18 880

Zdroj: VOD Kadov, 2013

Tabulka 7: Ekonomická kalkulace

Bilance	BPS Kadov	BPS Kadov s užitím technologie extruze parou
Zisk celkem [tis. Kč·rok ⁻¹]	19 180	18 880
Provozní náklady [tis. Kč·rok ⁻¹]	14 650	7 950
Čistý zisk (CF) [tis. Kč·rok⁻¹]	4 530	10 930

Zdroj: VOD Kadov, 2013 (upravil autor)

Při hodnocení efektivnosti investice je čistá současná hodnota investice (ČSHI) metodou nejpoužívanější a ve většině případů nejvhodnější, uvádí Scholleová (2009). Metoda přihlíží k působení faktoru času a jejím základem je diskontování (přepočet budoucí hodnoty na současnou hodnotu pomocí diskontní míry, tzv. odúročitele) všech vstupních dat vstupující do výpočtu, zmiňuje Synek a kol. (2011). ČSHI je rozdíl mezi diskontovanými peněžními příjmy (CF) a náklady na investici. Diskontní sazba slouží k přepočítání budoucích CF na současnou hodnotu a v Grafu 6 je modelována pro BPS Kadov v rozmezí 2 – 10 % po 0,5% bodu. Doba životnosti BPS byla stanovena na 40 let, a modelace zahrnuje investiční výdaj na výměnu motoru po 20 letech životnosti BPS v celkové hodnotě 36 000 000 Kč (2x 18 000 000 Kč).

Příklady výpočtu ČSHI s diskontní sazbou 2 %:

1. Výpočet aktuální ČSHI pro BPS Kadov

$$\check{C}SHI = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+k)^t} - IN = \sum_{t=15}^n \frac{4530000}{(1+0,02)^{40}} - 49120000 = 54\,534\,809 \text{ Kč}$$

2. Výpočet ČSHI pro BPS Kadov s užitím technologie extruze parou

$$\check{C}SHI = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+k)^t} - IN = \sum_{t=15}^n \frac{10930000}{(1+0,02)^{40}} - 46260000 = \mathbf{232\ 469\ 877\ Kč}$$

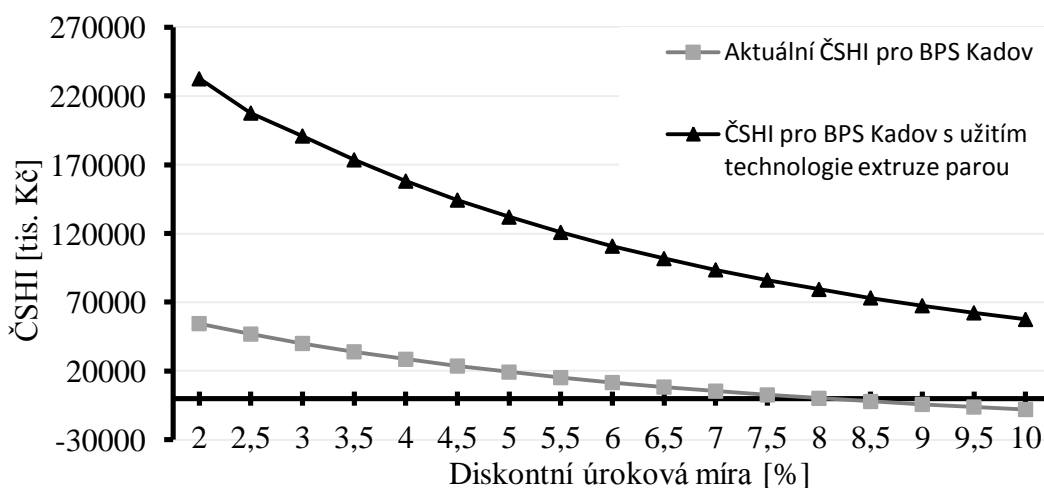
Tabulka 8: Příklad výpočtu ČSHI pro BPS Kadov s diskontní sazbou 2 %

Rok	Odúročitel	Současná hodnota CF [tis. Kč]	Současná hodnota CF s užitím technologie extruze parou [tis. Kč]
1	1,020	4 441	10 716
2	1,040	4 354	10 506
3	1,061	4 269	10 300
4	1,082	4 185	10 098
5	1,104	4 103	9 900
6	1,126	4 023	9 706
7	1,149	3 944	9 515
8	1,172	3 866	9 329
9	1,195	3 791	9 146
10	1,219	3 716	8 966
11	1,243	3 643	8 791
12	1,268	3 572	8 618
13	1,294	3 502	8 449
14	1,320	3 433	8 284
15	1,346	3 366	8 121
16	1,373	3 300	7 962
17	1,400	3 235	7 806
18	1,428	3 172	7 653
19	1,457	3 110	7 503
20	1,486	- 9 065	- 4 758
21	1,516	2 989	7 211
22	1,546	2 930	7 070
23	1,577	2 873	6 931
24	1,608	2 816	6 795
25	1,641	2 761	6 662
26	1,673	2 707	6 532
27	1,707	2 654	6 403
28	1,741	2 602	6 278
29	1,776	2 551	6 155
30	1,811	2 501	6 034
31	1,848	2 452	5 916
32	1,884	2 404	5 800
33	1,922	2 357	5 686
34	1,961	2 310	5 575
35	2,000	2 265	5 465
36	2,040	2 221	5 358
37	2,081	2 177	5 253
38	2,122	2 134	5 150

39	2,165	2 093	5 049
40	2,208	- 6 100	- 3 202
Σ		103 655	278 730
IN		49 120	46 260
ČSHI		54 535	232 470

Zdroj: autor

Graf 6: Vývoj ČSHI při diskontní sazbě 2 – 10 % pro BPS Kadov



Zdroj: autor

Z výše uvedeného grafu ČSHI lze investici doporučit u BPS Kadov bez užití technologie s diskontní sazbou do 8 %, kde ČSHI je rovna nule a v tomto případě je taková investice z hlediska podniku indiferentní (diskontované peněžní příjmy se rovnají kapitálovému výdaji a investiční projekt nezvyšuje ani nesnižuje tržní hodnotu podniku), uvádí Valach a kol. (2010). U BPS Kadov s užitím technologie extruze parou lze investici doporučit v celém rozpětí modelované diskontní sazby, nicméně je nutno podotknout, že čím nižší diskontní sazba bude, tím investice bude výhodnější pro podnik. Kladná ČSHI zaručuje požadovanou míru výnosu a zvyšuje tržní sílu podniku.

V případě užití technologie extruze parou u BPS Kadov lze počítat se změnou diskontované doby návratnosti (DN), která se odvíjí hlavně od hodnoty investice a očekávaného CF.

Příklady výpočtu DN:

1. Výpočet aktuální DN pro BPS Kadov

$$DN = \frac{IN}{CF} = \frac{49120000}{4530000} = \mathbf{10,8 \text{ let}}$$

2. Výpočet DN pro BPS Kadov s užitím technologie extruze parou

$$DN = \frac{IN}{CF} = \frac{46260000}{10930000} = \mathbf{4,2 \text{ let}}$$

7. Závěr

Využití procesu extruze horkou parou při úpravě senáže užitím technologie dle UV CZ 21314 se pozitivně projevilo zvýšenou rychlostí produkce metanu (CH_4) jak z biotechnologického, tak z ekonomického hlediska. Při anaerobní fermentaci o teplotě 40 – 50 °C byla aproximací odhadnuta jako dostačující sušina upravované senáže 11,5 % a extruzní tlak 1,35 – 1,4 MPa. Nejvyšší dosažená produkce CH_4 z 1 tuny sušiny (85 % organické sušiny v sušině) při anaerobní fermentaci po dobu 30 dní o teplotě 40 °C byla 285,4 m³. Při anaerobní fermentaci o teplotě 50 °C nejvyšší dosažená produkce CH_4 byla 366,4 m³. Experimentálně bylo dokázáno, že vhodně zvolené parametry extruze zvyšují účinnost hydrolyzy hydrolytickými enzymy současně se zvýšenou produkcí CH_4 , respektive bioplynu (BP). Zároveň se snížila doba zdržení ve fermentoru zkoumané bioplynové stanice Kadov (PBS Kadov) až o 67 %.

Při aplikaci studované technologie do stávající BPS Kadov dojde ke snížení investičních nákladů o 5,8 %, současně se snížením ročních provozních nákladů o 45,7 %, zejména vlivem úspory nákladů na vstupní suroviny a na aplikaci digestátu. Jako hlavní srovnávací ukazatel byla zvolena diskontující čistá současná hodnota investice (ČSHI), která se zvýšila u PBS s užitím technologie extruze parou, tudíž ji lze doporučit k realizaci. Doba návratnosti klesla o 6,6 let oproti stávající technologii. Při nalezení optimálních parametrů extruze lze doporučit využití senáže k produkci BP.

8. Seznam použité literatury

Adapa, P., et al. 2002. Compression characteristics of fractionated alfalfa grinds. *Powder Handling and Processing*. Vol. 14, no. 4, p. 252-259.

Adapa, P., et al. 2011. Grinding performance and physical properties of non-treated and steam exploded barley, canola, oat and beat straw. *Biomass and Bioenergy*. Vol. 36, no. 1, p. 549-561. DOI: 10.1016/j.biombioe.2010.10.004.

Algeo, J.W. 1974. *Equipment for converting the physical and complex molecular bond structures of natural feedstuffs for ruminant animals to different and less complex molecular bond structures thereof*. US Patent 3,817,786. June.18,1974.

Alvira, P., et al. 2010. Pretreatment Technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis: A review. *Bioresource Technology*. Vol. 101, no. 13, p. 4851-4861. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.11.093.

Amor, Y., et al. 1995. A membrane-associated form of sucrose synthase and its potential role in synthesis of cellulose and callose in plants. *Proc Natl Acad Sci USA*. Vol. 92, no. 20, p. 9353-9357.

Andersen, P. 2001. *Multi-shaft extruder kneading discs, kneading disc blocks and extruder*. US Patent 6,170,975 B1. Jan.9,2001.

Arasmith, S.D. and Arasmith, J.S. 1999. *Pulverizing, filtering, and transporting apparatus*. US Patent 5,890,665. Apr.6,1999.

Asano, T., et al. 2002. Rice SPK, a calmodulin-like domain protein kinase, is required for storage product accumulation during seed development: phosphorylation of sucrose synthase is a possible factor. *Plant Cell*. Vol. 14, no. 3, p. 619-628. DOI: 10.1105/tpc.010454.

Avolio, R., et al. 2012. A multitechnique approach to assess the effect of ball milling on cellulose. *Carbohydrate Polymers*. Vol. 87, no. 1, p. 265-273. DOI: 10.1016/j.carbpol.2011.07.047.

Bender, R. 1979. *Method of treating lignocellulose materials to produce ruminant feed*. US Patent 4,136,207. Jan.23,1979.

Bitraa, V.S.P., et al. 2009. Direct measures of mechanical energy for knife mill size reduction of switchgrass, beat straw and corn stover. *Bioresource Technology*. Vol. 100, no. 24, p. 6578-6585. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.07.069.

- Boehm, R.M. 1950. *Proces sof sizing exploded fibers*. US Patent 2,516,847. Aug.1,1950.
- Brodeur, G., et al. 2011. Chemical and physicochemical pretreatment of lignocellulosic biomass: a review. *Enzyme Research*. DOI: 10.4061/2011/787532.
- Brown, D.B. and Bender, R. 1980. *Apparatus for discharge of pressure cooked particulate or fibrous material*. US Patent 4,211,163. Jul.8,1980.
- Brown, R.M. 2004. Cellulose structure and biosynthesis: What is in store for the 21st centur. *Journal of Polymer Science Part A: Polymer Chemistry*. Vol. 42, no. 3, p. 487-495. DOI: 10.1002/pola.10877.
- Caffall, K.H. and Mohnen, D. 2009. The structure , fiction, and biosynthesis of plant cell wall pectic polysaccharides. *Carbohydrate Research*. Vol. 344, no. 14, p. 1879-1900. DOI: 10.1016/j.carres.2009.05.021.
- Calka, A. and Ninham, B.W. 1995. *Ball milling apparatus*. US Patent 5,383,615. Jan.24,1995.
- Carroll, A., et al. 2012. Complexes with mixed primary and secondary cellulose synthases are functional in Arabidopsis plants. *Plant Physiology*. Vol. 160, no. 2, p. 726-737. DOI: 10.1104/pp.112.199208.
- Chandra, R., et al. 2012. Methane production from lignocellulosic agricultural crop wastes: A review in contex to sekond generation of biofuel production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Vol. 16, no. 3, p. 1462-1467. DOI: 10.1016/j.rser.2011.11.035.
- Chung, J.T., et al. 2011. *Srew extruder for continuous and solvent-free resin emulsification*. US Patent 2011/0286296 A1. Nov.24.2011.
- Čurn, V. a Sáková, L. 1998. *Molekulární biologie*. Vyd. 1. České Budějovice: ZF JU. s. 148. ISBN: 80-7040-283-0.
- Davenport, R.W. 1999. *Rotary shredder*. US Patent 5,971,305. Oct.26,1999.
- Delmer, P.D. and Amor, Y. 1995. *Cellulose biosynthesis*. The Hebrew University of Jerusalem (Israel). Department of Botany (Institute of Life Sciences).
- DeLong, E.A. 1986. *Method of producing level off DP microcrystalline cellulose and glucose from lignocellulosic material*. European Patent 0170530 A2. Feb.5,1986.

- Döblin, M.S., et al. 2002. Cellulose biosynthesis in plants: from genes to rosettes. *Plant Cell Physiol.* Vol. 43, no. 12, p. 1407-1420. DOI: 10.1093/pcp/pcf164.
- Doherty, W.O.S., et al. 2011. Value-adding to cellulosic ethanol: Lignin Polymers. *Industrial Crops and Products.* Vol. 32, no. 2, p. 259-276. DOI: 10.1016/j.indcrop.2010.10.022.
- Duff, S.J.B. and Murray, W.D. 1996. Bioconversion of forest products industry waste cellulose to fuel ethanol: a review. *Bioresource Technology.* Vol. 55, no. 1, p. 1-33. DOI: 10.1016/0960-8524(95)00122.
- Ebringerová, A. and Heinze, T. 2000. Xylan and xylan derivatives – biopolymers with valuable properties, 1. Naturally occurring xylans structures, isolation procedures and properties. *Macromolecular Rapid Communications.* Vol. 31, no. 9, p. 542-556. DOI: 10.1002/1521-3927(20000601)21:9<542::AID-MARC542>3.0.CO;2-7.
- Fialová, Z. 2012. Výkupní ceny elektřiny pravděpodobně klesnou. *Energie 21.* Č. 6, s. 6-7.
- Foody, P. 1984. *Method for increasing the accessibility of cellulose in lignocellulosic materials, particularly hardwoods agricultural residues and the like.* US Patent 4,461,648. Jul.24,1984.
- Gervais, G.W. 2007. *Process of treating lignocellulosic material to produce bio-ethanol.* US Patent 7,189,306 B2. Mar.13,2007.
- Ghosh, T.K. and Prelas, M.A. 2011. *Energy Resources and Systems: Renewable Resources.* Vol. 2. USA: Springer. ISBN 978-94-007-1401-4.
- Gil, M., et al. 2008. Evaluation of milling energy requirements of biomass residues in a semi.industrial pilot plant for co-firing. *Centre of Research for Energy Resources and Consumption.*
- Giles, H.F., et al. 2005. *Extrusion: the definitive processing guide and handbook.* New York: William Andrew. ISBN: 0-8155-1473-5.
- Glazer, N.A. and Nikaido, H. 2007. *Microbial biotechnology: fundamentals of applied microbiology.* 2nd. edition. New York: Cambridge University Press. ISBN: 978-0-521-84210-5.
- Gock, A. 1996. *Eccentric vibrating mill.* US Patent 5,570,848. Nov.5,1996.

Gock, A. and Kurrer, K.E. 1999. Eccentric vibratory mills – theory and practice. *Powder Technology*. Vol. 105, no. 1-3, p. 302-310. DOI: 10.1016/S0032-5910(99)00152-7.

Grabber, J.H., et al. 2004. Genetic and molecular basis of grass cell-wall degradability. *Comptes Rendus Biologies*. Vol. 317, no. 5, p. 455-465. DOI: 10.1016/j.crvi.2004.02.009.

Grozman, P. 2013. Optimalizace investičních a provozních nákladů. *Energie 21*. Č. 1, s. 16-17.

Hakkila, P. 1989. *Utilization of residual forest biomass*. New York: Springer. ISBN 0-387-50299-8.

Hall, D.R. and Wilde, T.J. 2008. *Rotary impact mill*. US Patent 7,416,145 B2. Aug.26,2008.

Harmsen, P., et al. 2010. *Literature review of physical and chemical pretreatment processes for lignocellulosic biomass*. Wageningen: Wageningen UR. p. 54. ISBN: 978-90-8585-757-0.

Hauck, B.W. and Wenger, L.G. 2003. *Twin screw extruder with conical non-parallel converging screws*. US Patent 6,609,819. Aug.26,2003.

Hendriks, A.T.W.M. and Zeeman, G. 2009. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*. Vol. 100, no. 1, p. 10-18. DOI: 10.1016/j.biortech.2008.05.027.

Hideno, A., et al. 2009. Wet disk milling pretreatment without sulfuric acid for enzymatic hydrolysis of rice straw. *Bioresource Technology*. Vol. 100, no. 10, p. 2706-2711. DOI: 10.1016/j.biortech.2008.12.057.

Himmel, M., et al. 2008. *Biomass Recalcitrance: Deconstructing the Plant Cell Wall for Bioenergy*. Blackwell Publishing Ltd. ISBN: 978-1-405-16360-6.

Holtzapple, M.T., et al. 1989. Energy requirements for the size reduction of poplar and aspen wood. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 33, no. 2, p. 207-210. DOI: 10.1002/bit.260330210

Holtzapple, M.T., et al. 1997. *Calcium hydroxide pretreatment of biomass*. US Patent 5,693,296. Dec.2,1997.

Howard, R.L., et al. 2003. Lignocellulose biotechnology: issues of bioconversion and enzyme production. *African Journal of Biotechnology*. Vol. 2, no. 12, p. 602-619. ISSN: 1694-5315.

Hu, Z. and Wen, Z. 2008. Enhancing enzymatic digestibility of switchgrass by microwave-assisted alkali pretreatment. *Biochemical Engineering Journal*. Vol. 38, no. 3, p. 369-378. DOI: 10.1016/j.bej.2007.08.001.

Ibrahim, M.M., et al. 2011. Comparison of alkaline pulping with steam explosion for glucose production from rice straw. *Carbohydrate Polymers*. Vol. 83, no. 2, p. 720-726. DOI: 10.1016/j.carbpol.2010.08.046.

Igathinathane, C., et al. 2009. Size reduction of high- and low-moisture corn stalks by linear knife grid system. *Biomass and Bioenergy*. Vol. 33, no. 4, p. 547-557. DOI: 10.1016/j.biombioe.2008.09.004.

Jorgensen, H., et al. 2007. Enzymatic conversion of lignocellulose into fermentable sugars: challenges and opportunities. *Biofuels Bioproducts & Biorefining*. Vol. 1, no. 2, p. 119-134. DOI: 10.1002/bbb.4.

Káňa, J., a kol. 2010. *Zařízení ke kontinuálnímu zpracování materiálů obsahujících signifikantní podíl fytomasy*. Užité vzor CZ 21314 U1. 24.9.2010.

Káňa, J. a Maroušek, J. 2013. *Způsob úpravy rostlinné biomasy pro bioplynové stanice a zařízení k provádění tohoto způsobu*. CZ Patent 2011-492 A3. 20.2.2013.

Kaparaju, P., et al. 2009. Bioethanol, biohydrogen and biogasproduction from wheatstraw in abiorefineryconcept. *Bioresource Technology*. Vol. 100, no. 9, p. 2562–2568. DOI:10.1016/j.biortech.2008.11.011.

Karunanithy, CH. and Muthukumarappan, K. 2010. Effect of extruder parameters and moisture content of switchgrass, prairie cord grass on sugar recovery from enzymatic hydrolysis. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. Vol. 162, no. 6, p. 1785-1803. DOI: 10.1007/s12010-010-8959-3.

Karunanithy, CH. and Muthukumarappan, K. 2011. Optimization of alkali soaking and extrusion pretreatment of prairie cord grass for maximum sugar recovery by enzymatic hydrolysis. *Biochemical Engineering Journal*. Vol. 54, no. 2, p. 71-82. DOI: 10.1016/j.bej.2011.02.001.

Keegstra, K. 2010. Plant cell walls. *Plant Physiology*. Vol. 154, no. 2, p. 483-486. DOI: 10.1104/pp.110.161240.

Keshwani, D.R. 2009. *Microeave pretreatment of switchgrass for bioethanol production*. North Carolina State University (Raleigh). PhD dissertation. Graduate Faculty (Biological and Agricultural Engineering).

Knauf, M. and Moniruzzaman, M. 2004. Lignocellulosic biomass processing: a perspective. *International Sugar Journal*. Vol. 106, no. 1263, p. 147-150. ISSN 0020-8841.

Koenig, L. 1992. *Tapered auger shredder*. US Patent 5,108,040. Apr.28,1992.

Koch, K. 2004. Sucrose metabolism: regulatory mechanisms and pivotal roles in sugar sensing and plant development. *Current Opinion in Plant Biology*. Vol. 7, no. 3, p. 235-246. DOI: 10.1016/j.pbi.2004.03.014.

Kolář, L. a kol. 2010. *Peletizované nebo briketované biopalivo, kompozice pro jeho výrobu, způsob jeho výroby a použití nativní žitné mouky pro jeho výrobu*. ČR Patent 301951. 30.6.2010.

Krátký, J. a Jirout, T. 2010. *Studie a teoretické návrhy technických řešení metod zpracování v oblasti mletí, drcení a rozměňování biomasy*. České vysoké učení technické v Praze. Studie. Fakulta strojní - Ústav procesní a zpracovatelské techniky.

Krátký, J. and Jirout, T. 2011. Biomass size reduction machines for enhancing biogas production. *Chemical Engineering and Technology*. Vol. 34, no. 3, p. 391-399. DOI: 10.1002/ceat.201000357.

Krátký, J., et al. 2012. Lab-scale technology for biogas production from lignocellulose wastes. *Acta Polytechnica*. Vol. 52, no. 3, p. 54-59.

Kučera, Z. a Stupavský, V. 2010. *Bomasa³: Energetická, Ekologická, Ekonomická*. Tématická informační příručka. Praha: CEMC – České ekologické manažerské centrum. s. 20. ISBN: 978-80-85990-17-1.

Lamsal, B., et al. 2010. Extrusion as a thermo-mechanical pre-treatment for lignocellulosic ethanol. *Biomass and Bioenergy*. Vol. 34, no. 12, p. 1703-1710. DOI: 10.1016/j.biombioe.2010.06.009

Larsson, S.H., et al. 2008. High quality biofuel pellet production from pre-compacted low density raw materials. *Bioresource Technology*. Vol. 99, no. 15, p. 7176-7182. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.12.065.

Liu, K., et al. 2012. Effect of physicochemical structure of natural fiber on transverse thermal conductivity of unidirectional abaca/bamboo fiber composites. *Composites Part*

A: *Applied Science and Manufacturing*. Vol. 43, no. 8, p. 1234-1241. DOI: 10.1016/j.compositesa.2012.02.020.

Lutz, M.S. 2006. *Refiner sensor and coupling arrangement*. US Patent 7,104,480 B2. Sep.12.2006.

Malherbe, S. and Cloete, T.E. 2002. Lignocellulose biodegradation: Fundamentals and applications. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*. Vol. 1, no. 2, p. 105-114. DOI: 10.1023/A:1020858910646.

Malík, V. 2012. *Technologické a ekonomické posouzení využití extruze kukuřičné siláže pro výrobu bioplynu*. JČU v Českých Budějovicích. Diplomová práce. Zemědělská fakulta – Katedra aplikovaných rostlinných biotechnologií.

Mamers, H. and Rowney, J.E. 1979. *Method and apparatus for explosively defibrating cellulosic fiber*. US Patent 4,163,687. Aug.7,1979.

Mani, S., et al. 2004. Grinding performance and physical properties of wheat and barley straws, corn stover and switchgrass. *Biomass and Bioenergy*. Vol. 27, no. 4, p. 339-352. DOI: 10.1016/j.biombioe.2004.03.007.

Mani, S., et al. 2006. Specific energy requirement for compacting corn stover. *Bioresource Technology*. Vol. 97, no. 12, p. 1420-1426. DOI: 10.1016/j.biortech.2005.06.019.

Maroušek, J. 2010. *Současnost a výhled problematiky zemědělských bioplynových stanic v České republice*. JČU v Českých Budějovicích. Treninkový modul. Zemědělská fakulta – Katedra aplikovaných rostlinných biotechnologií.

Maroušek, J. 2011a. Produkci bioplynu lze zvýšit dezintegrací vstupní fytomasy. *Energie 21*. Č. 1, s. 12-13.

Maroušek, J. 2011b. *Lignocelulósová fytomasa určená k extruzi nebo hydrolyze*. ČR Užitný vzor 22764. 10.6.2011.

Mason, W.H. 1926a. *Process and apparatus for disintegration of wood and the like*. US Patent 1,578,609. Mar.30,1926.

Mason, W.H. 1926b. *Low-temperature explosion proces sof disintegrating wood and the like*. US Patent 1,586,159. May.25,1926.

Mason, W.H. 1928. *Apparatur for and process of explosion fibrillation of lignocellulose material*. US Patent 1,655,618. Jan.10,1928.

Mason, W.H. 1931. *Process and apparatus for disintegration of fibrous material*. US Patent 1,824,221. Sept.22,1931.

Mason, W.H. 1932. *Process of making paper pulp*. US 1,872,996. Aug.23,1932.

Mason, W.H. 1933. *Process and apparatus for disinte.* US Patent 1,922,313. Aug.15,1933.

Medoff, M. 2010. *Fibrous materials and composites*. US Patent 7,708,214. May.4,2010.

Menon, V. and Rao, M. 2012. Trends in bioconversion of lignocellulose: Biofuels, platform chemicals & biorefinery concept. *Progress in Energy and Combustion Science*. Vol. 38, no. 4, p. 522-550. DOI: 10.1016/j.peccs.2012.02.002.

Merges, H.A. 1961. *Crushers and grinding disks therefor*. US Patent 2,988,290. Jun.13,1961.

Mitscherling, W.O. 1931. *Method of wood disintegration*. US Patent 1,793,711. Feb.24,1931.

Miu, P.I., et al. 2006. Analysis of biomass comminution and separation process in rotary equipment – a review. *ASABE Annual International Meeting in Portland*. Oregon. p. 1779-1800.

Mosier, N., et al. 2005a. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*. Vol. 96, no. 6, p. 673-686. DOI: 10.1016/j.biortech.2004.06.025.

Mosier, N., et al. 2005b. Industrial scale-up of pH-controlled liquid hot water pretreatment of corn fiber for fuel ethanol production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. Vol. 125, no. 2, p. 77-98. DOI: 10.1385/ABAB:125:2:077.

Mosier, N., et al. 2005c. Optimization of pH controlled liquid hot water pretreatment of corn stover. *Bioresource Technology*. Vol. 96, no. 18, p. 1986-1993. DOI: 10.1016/j.biortech.2005.01.013.

Mosier, N., et al. 2006. Microscopic examination of changes of plant cell structure in corn stover due to hot water pretreatment and enzymatic hydrolysis. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 97, no. 2, p. 265-278. DOI: 10.1002/bit.21298.

Naimi, J.L. 2008. *Experiments and modeling of size reduction of switchgrass in laboratory rotary knife mill*. The University of British Columbia (Vancouver). Master of Applied Science - MASc. The Faculty of Graduate studies (Chemical & Biological Engineering).

O'Connor, J.J. 1972. *Exploding of ammonia impregnated wood chips*. US Patent 3,707,436. Dec.26,1972.

Ochodek, T., a kol. 2008. *Ekonomika při energetickém využívání biomasy*. 1. vydání. Ostrava: Vysoká škola báňská – Technická univerzita, s. 114. ISBN: 978-80-248-1751-4.

Ozer, S.S., et al. 2011. Biomass pretreatment strategies via control of rheological behavior of biomass suspensions and reactive twin screw extrusion processing. *Bioresource Technology*. Vol. 102, no. 19, p. 9068-9075. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.07.018.

Paredes, A.L., et al. 2006. Visualization of cellulose synthase demonstrates functional association with microtubules. *Science*. Vol. 312, no. 5779, p. 1491-1495. DOI: 10.1126/science.1126551.

Paulová, L., a kol. 2010. Využití odpadních materiálů na bázi lignocelulózy jako suroviny pro výrobu bioetanolu. *Chemagazín*. Č. 5, s. 16-18.

Pedersen, M. and Meyer, A.S. 2010. Lignocellulose pretreatment severity – relating pH to biomatrix mening. *New Biotechnology*. Vol. 27, no. 6, p. 739-750. DOI: 10.1016/j.nbt.2010.05.003.

Peng, et al. 2012. Fractional purification and bioconversion of hemicelluloses. *Biotechnology Advances*. Vol. 30, no. 4, p. 879-903. DOI: 10.1016/j.biotechadv.2012.01.018.

Perdices, I.B., et al. 2001. *Procedure for the production of ethanol from lignocellulosic biomass using new heat.tolerant yeast*. European Patent 1130085 A1. Sept.5,2001.

Pérez, J., et al. 2002. Biodegradation and biological treatments of cellulose, hemicelulose and lignin: an overview. *International Microbiology*. Vol. 5, no. 2, p. 53-63. DOI: 10.1007/s10123-002-0062-3.

Pérez, S. and Samain, D. 2010. Structure and engineering of celluloses. *Advances in Carbohydrate Chemistry and Biochemistry*. Vol. 64, p. 25-116. DOI: 10.1016/S0065-2318(10)64003-6.

Petřík, T. 2009. *Ekonomické a finanční řízení firmy: Manažerské účetnictví v praxi*. 2., výrazně rozšířené a aktualizované vydání. Praha: Grada Publishing. s. 736. ISBN: 978-80-247-3024-0.

Procházka, S., a kol. 1998. *Fyziologie rostlin*. Praha: Academia. s. 484. ISBN: 80-200-0586-2.

- Pschorn, T., et al. 2011. *System and method for preextraction of hemicellulose through using a continuous prehydrolysis and steam explosion pretreatment process*. US Patent 8,057,639 B2. Nov.15, 2011.
- Ramos, L.P. 2003. The chemistry involved in the steam treatment of lignocellulosic materials. *Química Nova*. Vol. 26, no. 6, p. 863-871. DOI: 10.1590/S0100-40422003000600015.
- Reinhall, R.B. 1975. *Method of producing fiber pulp from vegetable of fibrous material*. US Patent 3,910,505. Oct.7,1975.
- Rong, M.Z. 2001. The effect of fiber treatment on the mechanical properties of unidirectional sisal-reinforced epoxy composites.. *Composites Science and Technology*. Vol. 61, no. 10, p. 1437-1447. DOI: 10.1016/S0266-3538(01)0046-X.
- Rose, J.K.C. and Lee, S.J. 2010. Straying off the highway: Trafficking of secreted plant proteins and complexity in the plant cell wall proteome. *Plant Physiology*. Vol. 153, no. 2, p. 433-436. DOI: 10.1104/pp.110.154872.
- Rubin, E.M. 2008. Genomics of cellulosic biofuels. *Nature*. Vol. 454, p. 841-845. DOI: 10.1038/nature07190.
- Rumpf, H. 1965. Die Einzelkornzerkleinerung als Grundlage einer technischen Zerkleinerungswissenschaft. *Chemie Ingenieur Technik*. Vol. 37, no. 3, p. 187-202. DOI: 10.1002/cite.330370303.
- Samir, M.A.S.A., et al. 2005. Review of recent research into cellulosic whiskers, their properties and their application in nanocomposite field. *Biomacromolecules*. Vol. 6, no. 2, p. 612-126. DOI: 10.1021/bm0493685.
- Samson, R., et al. 2000. Assessment of Pelletized Biofuels. *Resource Efficient Agricultural Production – Canada*.
- Sandhu, A.P.S., et al. 2009. Plant cell wall matrix polysaccharide biosynthesis. *Molecular Plant*. Vol. 2, no. 5, p. 840-850. DOI: 10.1093/mp/ssp056.
- Sannigrahi, P., et al. 2010. Cellulosic biorefineries-unleashing lignin opportunities. *Current Opinion in Environmental Sustainability*. Vol. 2, no. 5-6, p. 383-393. DOI: 10.1016/j.cosust.2010.09.004.
- Sassner, P., et al. 2006. Bioethanol production based on simultaneous saccharification and fermentation of steam-pretreated *Salix* at high dry-matter content. *Enzyme and Microbial Technology*. Vol. 39, no. 4, p.756-762. DOI: 10.1016/j.enzmictec.2005.12.010

Scholleová, H. 2009. *Investiční controlling: Jak hodnotit investiční záměry a řídit podnikové investice*. Praha: Grada Publishing. s. 288. ISBN: 978-80-247-2952-7.

Sharma, N., et al. 2003. An evaluation of biomass yield stability of switchgrass (*Panicum virgatum* L.) cultivars. *Energy Conversion and Management*. Vol. 44, no. 18, p. 2953-2958. DOI: 10.1016/S0196-8904(03)00049-9.

Silva, A.S., et al. 2010. Milling pretreatment of sugar cane bagasse and straw for enzymatic hydrolysis and ethanol fermentation. *Bioresource Technology*. Vol. 101, no. 19, p. 7402-7409. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.05.008.

Silva, G.G., et al. 2012. Effects of grinding processes on enzymatic degradation of wheat straw. *Bioresource Technology*. Vol. 103, no. 1, p. 192-200. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.09.073.

Sokhansanj, S. and Turhollow, A.F. 2004. Biomass densification – cubing operations and costs for corn stover. *Applied Engineering in Agriculture*. Vol. 20, no. 4, p. 495-499.

Somerville, C. 2006. Cellulose synthesis in higher plants. *Annual Review of Cell and Developmental Biology*. Vol. 22, p. 53-78. DOI: 10.1146/annurev.cellbio.22.022206.160206.

Sotsky, G.R. 2009. *Modular rotary grinder*. US Patent 7,578,463 B2. Aug.25,2009.

Stelte, W., et al. 2011. Fuel pellets from biomass: The importance of the pelletizing pressure and its dependency on the processing conditions. *Fuel*. Vol. 90, no. 11, p. 3285-3290. DOI: 10.1016/j.fuel.2011.05.011.

Sun, Y. and Cheng, J. 2002. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology*. Vol. 83, no. 1, p. 1-11. DOI: 10.1016/S0960-8524(01)00212-7.

Synek, M., a kol. 2011. *Manažerská ekonomika*. 5., aktualizované a doplněné vydání. Praha: Grada Publishing. s. 480. ISBN: 978-80-247-3494-1.

Taherzadeh, M.J. and Karimi, K. 2008. Pretreatment of lignocellulosic wastes to improve ethanol and biogas production: A review. *International Journal of Molecular Sciences*. Vol. 9, no. 9, p. 1621-1651. DOI: 10.3390/ijms9091621.

Teichmann, CH.F. 1959. *Manufacturing of wallboard*. US Patent 2,889,242. Jun.2,1959.

Trnavský, J. 2012. Investice do bioplynu se stále vyplatí. *Energie 21*. Č. 5, s. 54.

Valach, J., a kol. 2010. *Investiční rozhodování a dlouhodobé financování*. 3. přepracované a rozšířené vydání. Praha: Ekopress. s. 513. ISBN: 978-80-86929-71-2.

Verner, D. 2012. *Využití procesu extruze při produkci bioplynu z pšeničné slámy*. JČU v Českých Budějovicích. Diplomová práce. Zemědělská fakulta – Katedra aplikovaných rostlinných biotechnologií.

Wallace, B.J. 2001. *Cooling medium injection for pellet mill rollers*. US Patent 6,299,430 B1. Oct. 9, 2001.

Wenger, L.G. 1999. *Method of extrusion cooking an edible material*. US Patent 5,939,124. Aug.17,1999.

Yeoman, C.J., et al. 2010. Chapter 1 – Thermostable enzymes as biocatalysts in the biofuel industry. *Advances in Applied Microbiology*. Vol. 70, p. 1-55. DOI: 10.1016/S0065-2164(10)70001-0.

Yu, M. 2003. *Review of Biomass Size Reduction Technology*. University of Tennessee (Knoxville). Biosystems Engineering a Environmental Science.

Zhu, J.Y., et al. 2009. Specific surface to evaluate the efficiencies of milling and pretreatment of wood for enzymatic saccharification. *Chemical Engineering Science*. Vol. 64, no. 3, p. 474-485. DOI: 10.1016/j.ces.2008.09.026.

Zitron, Z., et al. 2002. *Apparatus for dewatering and pelletizing particulate fuel*. US Patent 6,375,447 B1. Apr. 23, 2002.

9. Příloha

Bioplynová stanice Kadov

Bioplynová stanice Výrobně obchodního družstva Kadov (VOD Kadov) je tvořena dvoustupňovým fermentorem (4825 m³) uspořádaný jako „kruh v kruhu“, vybavený horizontálními pádlovými míchadly a integrovaným nízkotlakým zásobníkem plynu nad vnitřním kruhem. Jednotlivé suroviny (kukuřičná siláž, travní senáž, hovězí hnůj a kejda prasat) jsou do fermentoru dávkovány plně automatizovaným dávkovacím zařízením. Kumulovaný BP je ze zásobníku veden dopravním potrubím do technické budovy s kogenerační jednotkou (elektrický výkon 600 kW, tepelný výkon 608 kW). V době pravidelného servisu motoru je BP přepouštěn a spalován ve fléře. Sklad digestátu o celkovém objemu 7523 m³ je vybaven přečerpávací jednotkou pro odběr digestátu umístěnou v technickém sklepě. Veškerý BP je spalován v kogenerační jednotce. Předpokládaná roční doba provozu kogenerační jednotky je 8000 hodin při jmenovitých otáčkách 1500 ot·min⁻¹. Elektrická energie je dodávána přes trafostanici do sítě vysokého napětí. Odpadní teplo z kogenerační jednotky mimo vlastní technologii je využíváno z 66 % (suška na dřevo).

Suroviny jsou do fermentoru dávkovány denně a v době návštěvy byly dávkovány v množství uvedeném v Tabulce 9 (po stabilizaci procesu je uvažováno o úpravě složení dávky – zvýšení dávky travní senáže se současným snížením dávky kukuřičné siláže). Pro zajištění roční dávky kukuřice (6000 t) je kukuřice pěstována na výměře 150 – 170 ha. Roční dávku travní senáže (4000 t) zajišťují TTP s rozlohou 300 ha. Náklady na sklizeň obou surovin činí 750 Kč·t⁻¹. Předpokládaná roční spotřeba hovězího hnoje je 2100 t a kejdy 4000 t. Průměrný obsah CH₄ v BP v době návštěvy byl 52,4 %.

Tabulka 9: Denní dávka surovin

Surovina	Skutečná dávka [t]	Plánovaná dávka [t]
Kukuřičná siláž	22	16,4
Travní senáž	3	11
Hovězí hnůj	12	5,8
Kejda prasat	10	11
Celkem	47	44,2

Zdroj: VOD Kadov, 2013

Celkové investiční náklady na výstavbu bioplynové stanice bez vedlejších investičních nákladů (suška na dřevo, demoliční a dokončovací práce) jsou 59 620 000 Kč bez DPH.

Tabulka 10: Ekonomická bilance BPS

Elektrická účinnost [%]	42,5
Tepelná účinnost [%]	43
Plánovaná roční výroba BP [m ³]	2 306 800
Výroba elektřiny [MWh·rok ⁻¹]	4 800
Prodej elektřiny[MWh·rok ⁻¹]	4 474
Spotřeba elektřiny BPS [MWh·rok ⁻¹]	326
Výroba tepelné energie [GJ·rok ⁻¹]	17 462
Spotřeba tepelné energie BPS [GJ·rok ⁻¹]	5 239
Spotřeba tepelné energie mimo BPS [GJ·rok ⁻¹]	11 525

Zdroj: VOD Kadov, 2013