



Aki Suokko

# Lignoselluloosaetanolin ja synteesikaasusta fermentoitujen polttonesteiden teknologiatarkastelu



# **Lignoselluloosaetanolin ja synteesikaasusta fermentoitujen polttonesteiden teknologiatarkastelu**

Aki Suokko



ISBN 978-951-38-7576-3 (nid.)

ISSN 1235-0605 (nid.)

ISBN 978-951-38-7577-0 (URL: <http://www.vtt.fi/publications/index.jsp>)

ISSN 1455-0865 (URL: <http://www.vtt.fi/publications/index.jsp>)

Copyright © VTT 2010

JULKAISIJA – UTGIVARE – PUBLISHER

VTT, Vuorimiehentie 5, PL 1000, 02044 VTT

puh. vaihde 020 722 111, faksi 020 722 4374

VTT, Bergsmansvägen 5, PB 1000, 02044 VTT

tel. växel 020 722 111, fax 020 722 4374

VTT Technical Research Centre of Finland, Vuorimiehentie 5, P.O. Box 1000, FI-02044 VTT, Finland  
phone internat. +358 20 722 111, fax +358 20 722 4374

Toimitus Mirjami Pullinen

Edita Prima Oy, Helsinki 2010

**Avainsanat** biofuels, ethanol, production cost, lignocellulosic materials, conversion, hydrolysis, algal oil, investments

## Tiivistelmä

Biopolttoaineiden konversioprosessit jaetaan tyypillisesti termo- ja biokemiallisiin. Tämä kirjallisuuskatsaus keskittyy biokemiallisesti tuotettujen biopolttonesteiden tuotantokonseptien tarkasteluun. Esimerkkejä biokemiallisesti tuotetuista polttonesteistä ovat bioetanoli ja leväöljy. Biokemiallista prosessia voidaan hyödyntää myös muovin raaka-aineena käytetyn polyhydroksialkanoaatin (PHA) tuotannossa. Lignoselluloosaa ja jätteitä hyödyntäviä konversioprosesseja kehitetään kaupalliseksi useissa maissa, ja osa niistä on edennyt jo pilot-vaiheeseen.

Ne lignoselluloosaetanolin kustannusarvioit, joiden tukena oli kokeellista tutkimusta, tuottivat korkeimmat tuotantokustannukset (0,55 €/ litra etanolia – 1 €/ litra etanolia). Suurin osa lignoselluloosaetanolin tuotantokustannusten arvioista on toteutettu varsin suuressa mittakaavassa (~500 MW raaka-ainetehoa eli ~800 000 tonnia/a). Yhdysvalloissa tehdyissä tarkasteluissa on saatu tuloksiksi 70 % pienemmät bioetanolin tuotantokustannukset kuin muualla keskimäärin. Syynä tähän ovat ainakin Yhdysvaltain suuri raaka-aineen hehtaarisäntö, oletettu mittakaavaetu, osin pienemmät raaka-aineen kuljetuskustannukset ja suurempi laitoskoko.

Kemianteollisuuden prosesseissa vallitseva varsin suuri tuotannon mittakaavaetu ei välttämättä ole voimassa kaikissa biokemiallisissa konversioprosesseissa, jolloin selluloosaetanolin tuotanto voisi olla kustannustehokasta myös pienessä mittakaavassa. Selluloosaetanolin kustannukset saattavat pienentyä nykyisistä arvioista, mikäli raaka-aineena käytetään metsäteollisuudesta peräisin olevaa, paperin raaka-aineeksi kelpaamatonta selluloosaa. Mikäli etanolin tuotanto integroidaan olemassa oleviin tehtaisiin siten, että myös ligniininpoisto on jo ratkaistu teknistaloudellisesti järkevällä tavalla, ja mikäli entsyymikustannukset pienenevät, saattavat tuotantokustannukset pudota jopa 0,44 euroon litralta.

Tislauksen yksikkökustannukset voivat kuitenkin olla suuret pienen mittakaavan tuotantolaitoksessa, minkä vuoksi arvioon sisältyy huomattavaa epävarmuutta.

## Alkusanat

Tämän tiedotteen käsikirjoitus on syntynyt UCGFunda-projektin osatehtävässä ”Kaasutus-FT-tuotantoketjun kanssa kilpailevien bioteknisten reittien arviointi ja vertailu”. UCGFunda-projektin tavoitteena on syventää ja laajentaa osaamis pohjaa synteetikaasun valmistukselle biomassasta ja luoda uutta perustietoa teknologian toteutuksen kannalta kriittisimmistä kysymyksistä.

Kiitän hyödyllisistä kommentteista ja neuvoista teknologiapäällikkö Tuula Mäkistä, teknologiapäällikkö Niklas von Weymarnia, kehityspäällikkö Esa Kurkelaa, tutkija Antti Arastoa, tutkija Tuomas Heliniä, erikoistutkija Matti Reinikaista ja erikoistutkija Pekka Simelliä. Mahdolliset virheet ovat yksin tekijän.

Espoossa maaliskuussa 2010

Tekijä

# Sisällysluettelo

Tiivistelmä .....	3
Alkusanat .....	4
Lyhenneluettelo .....	7
1. Johdanto .....	9
2. Lignoselluloosaperäinen etanoli .....	13
2.1 Esikäsitteily .....	14
2.2 Hydrolyysi .....	20
2.3 Selluloosaetanolin tuotannon prosessikonseptit .....	22
2.4 SSF- ja SHF-konseptien vertailu .....	23
2.5 Viisihiilisten sokereiden fermentointi .....	25
3. Etanolin saanto .....	27
3.1 Etanolin teoreettinen saanto .....	27
3.2 Etanolin kokeellinen saanto .....	28
3.3 Fermentoinnissa esiintyvien stressitekijöiden vaikutus etanolin saantoon .....	30
4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset .....	33
4.1 Pääomakustannukset .....	36
4.2 Raaka-ainekustannukset ja tuotantokapasiteetti .....	37
4.3 Etanolin tuotannon mittakaavaetu .....	38
4.4 Entsyymikustannukset .....	40
4.5 Sivutuotteiden vaikutus etanolin tuotantokustannuksiin .....	43
4.6 Kiintoaine- ja etanolipitoisuus .....	44
4.7 Energiatehokkuus .....	46
4.8 Case: kotimainen korsietanoli .....	48
4.9 Jätteiden potentiaali etanolin tuotannossa .....	50
4.10 Kotimaisen selluloosaetanolin integrointi selluloosavirtoihin: herkkyystarkastelu .....	51
4.11 Mahdollisia kehityskohteita bioetanolin tuotannossa .....	55
5. Synteetikaasun fermentointi .....	58
5.1 Jäteperäisen synteetikaasun fermentointi .....	59

5.2	Synteesikaasun fermentointi orgaanisiksi yhdisteiksi .....	61
5.2.1	Synteesikaasun fermentointi polyhydroksialkanoaateiksi ja vedyksi .....	62
6.	Leväöljy .....	64
7.	Yhteenveto .....	73
	Lähdeluettelo.....	76



## Lyhenneluettelo

€ <sub>2009</sub>	vuoden 2009 kustannuksiin CEPCI-indeksillä indeksoitu kustannus
AIV	raaka-aineen säilyvyyttä lisäävä käsittely
ATP	adenosiinitrifosfaatti; solun energiankantaja
CEPCI	<i>Chemical Engineering</i> -lehden käyttämä kustannusindeksi kemiallisille prosesseille
CF	viisi- ja kuusihiilisten sokereiden yhteisfermentaatio
DOE	Department of Energy; Yhdysvaltain energiaministeriö
EtOH	etanoli
FFV	ajoneuvo, jossa voidaan käyttää bensiiniä ja etanolia 85 %:n etanolipitoisuuteen asti
FT-diesel	Fischer-Tropsch-menetelmällä valmistettu diesel
g	gramma
IEA	International Energy Agency; kansainvälinen energiajärjestö
ka	kuiva-aine
kg <sub>ka</sub>	kilogrammaa kuiva-ainetta
l	litra
l-EtOH	etanolilitra
MA	<i>metabolic activity</i> ; aineenvaihdunnan taso
MJ	megajoule
MW	megawatti; 10 <sup>6</sup> wattia

MWh	megawattitunti
n	kustannusekspONENTTI; tuotantokapasiteetin p-kertaistuksessa tuotanto-kustannukset p <sup>n</sup> -kertaistuvat
PHA	polyhydroksialkanoaatti; muovin raaka-aine, jolla on korkea lämpö-arvo
PJ	petajoule; 10 <sup>15</sup> joulea
R <sup>2</sup>	selitysaste (lineaarisen regressiomallin korrelaatiokertoimen neliö)
SEK	Ruotsin kruunua
SHF	peräkkäisessä järjestyksessä tapahtuva hydrolysointi ja fermentaatio
SSF	samassa reaktorissa tapahtuva hydrolysointi ja fermentaatio
snt	sentti
t	tonni
USDA	Department of Agriculture; Yhdysvaltain maatalousministeriö
LHV	alempi lämpöarvo
EN 1421N	biodieselin laatua koskeva standardi, N=1,2.
2009/28/EY	EU:n direktiivi uusiutuvan energian lisäämisestä (julkaistu 5.6.2009)

# 1. Johdanto

Tämä katsaus keskittyy lignoselluloosasta ja levistä biokemiallisesti tuotettujen polttoaineiden potentiaalin, tekniikan tilan ja kustannustason arviointiin.

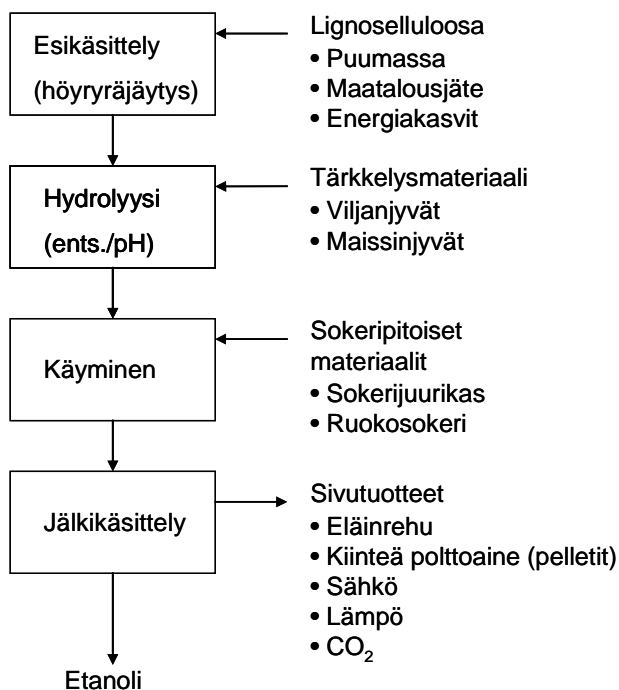
Biomassasta voidaan tuottaa biopolttoaineita monella erilaisella prosessikonseptillä ja moniin eri käyttötarkoituksiin. Biopolttoaineen tuotantolaitoksen kannattavuuteen vaikuttavat laitoksen pääomakustannukset, raaka-aine(id)en koostumus ja hinta, konversiotehokkuus raaka-aineesta tuotteeksi, prosessien energiatehokkuus, mahdollisten rinnakkaistuotteiden hinta sekä tuotantovolyymi.

## **Etanoli perinteisistä (ruoka)raaka-aineista**

Etanolia, joka on biopolttoaineista perinteisin, tuotetaan kaupallisesti kypsää tekniikkaa käyttäen suuressa mittakaavassa muun muassa ruokosokerista, sokerijuurikkaasta sekä maissi- ja viljatärkkelyksestä [Soccol et al., 2005; Rosentrater & Muthukumarappan, 2006]. Kuten kuvasta 1 nähdään, perinteiset, myös ruuaksi kelpaavat raaka-aineet eivät tarvitse esikäsittelyvaihetta, joka ei vielä ole kaupallista teknologiaa.

Fermentointi tärkkelys- tai sakkaroosipitoisista biomassoista on kypsää teknologiaa. Tärkkelyspitoisten maissin ja viljojen hydrolyysikin on varsin pitkälle kehittynyttä, eikä sen kustannusvaikutus etanolin hintaan ole kovin suuri. Sen sijaan lignoselluloosapitoisen materiaalin esikäsittely ja hydrolysointi ovat vasta kehitteillä olevaa tekniikkaa.

## 1. Johdanto



Kuva 1. Etanolin tuotantoprosessi.

Tärkkelysperäisen materiaalin nesteytys tapahtuu hydrolyyttisten alfa-amylaasi-entsyymien katalysoimana noin 90 asteessa. Nesteytysvaiheen jälkeen tärkkelystä pilkotaan edelleen glukoamylaasin avulla yksinkertaisiksi sokereiksi (glukoosiksi), jotka fermentoituvat leiviniivan (*Saccharomyces cerevisiae*) aineenvaihdunnan avulla etanoliksi noin 2–2,5 vuorokaudessa. Etanolipitoisuus on tärkkelyspitoisen raaka-aineen käymisen jälkeen 12–18 tilavuusprosenttia.

Yhdysvalloissa vain noin joka neljäs etanolin tuotantolaitos on jatkuvatoiminen kolmen neljänneksen ollessa panostoisia [Shapouri & Gallagher, 2005], mikä heijastelee etanolin tuotantoprosessin vaativuutta jatkuvassa tuotannossa silloinkin, kun raaka-aineena on tärkkelys. Sivutuotteena syntyy eläinrehua, joka sisältää pääosin kuituja ja proteiineja. Tärkkelysperäisen etanolin tuotantoprosessi on kypsää ja täysin kaupallista tekniikkaa. Tärkkelyksestä etanolia tuottavan tehtaan suunnittelu ja kustannusten arviointi on sen vuoksi suhteellisen helppoa.

Maissista tuotetun tärkkelysetanolin tuotantokustannukset ovat pudonneet 19,7 eurosentistä 10,7 eurosenttiin litralta vuosien 1983 ja 2005 välillä [Hettinga et al., 2009]. Pääomakustannukset ovat pienentyneet huomattavasti tänä aikana, osin suurentuneiden tuotantoyksiköiden ja siten saavutetun mittakaavaedun

myötä, mutta vielä enemmän teknologisen oppimisen ja muiden tuotannon mittaavaan ulkopuolelle jäävien tekijöiden vuoksi [Hettinga et al., 2009].

Raaka-aineen eli maissin tuotantokustannukset ovat pudonneet 45 % jokaista kumulatiivisen tuotannon kaksinkertaistumista kohti [Hettinga, 2007], mikä on heijastunut maissietanolin tuotantokustannuksiin. Maissitärkkelysetanolin tärkeimmät kustannuksiin vaikuttavat tuotannontekijät ovat energia, amylaasientsyymit, työvoima ja kemikaalit [Hettinga, 2007; Hettinga et al., 2009].

## **Etanolin kilpailuasetelma**

Etanolin kilpailuasetelma fossiilisen polttoaineen korvaajana on haastava, sillä fossiilisten polttoaineiden tuotannolla ja jakelulla on takanaan yli sadan vuoden teknologinen oppiminen ja sen myötä pienentyneet kustannukset. Lisäksi suuri osa fossiilisten polttoaineiden tuotantoon ja jakeluun liittyvästä fyysisestä pääomasta on jo kuoletettu. Toisaalta etanoli voidaan ajatella myös bensiinin lisäaineksi, joka oksygenaattina edistää bensiinin palamista polttomootorissa. Tällöin etanoli ei kilpaile bensiinin vaan lähinnä sen lisäaineiden kanssa.

Rajallinen ja ruuantuotannon kanssa kilpaileva maapinta-ala sekä rajalliset markkinat tärkkelysperäisen etanolin sivutuotteena syntyvälle eläinrehulle ovat muiden tekijöiden ohella johtaneet lisääntyneeseen kiinnostukseen tuottaa etanolia ja muita biopolttoaineita myös lignoselluloosaperäisistä biomassoista, joiden tuotanto ei kilpaile ruuan ja eläinten rehun tuotannon kanssa. Myös raaka-aineiden hinnannousu on lisännyt kiinnostusta lignoselluloosaan etanolin raaka-aineena.

## **Etanolin käyttö**

Eurooppa dieselöityy, sillä Euroopan dieselin kulutus kasvaa voimakkaasti bensiinin kulutuksen vähentyessä samaan aikaan [EBB, 2010]. Dieselin kulutus on jo noin puolitoistakertainen bensiinin kulutukseen verrattuna. Lentoliikenne on ennen nykyistä taantumaa ollut nopeimmin kasvava fossiilisia polttoaineita käyttävä liikennemuoto kasvun ollessa 5 % vuodessa [Boeing, 2007; Nygren et al., 2009]. IEA:n tuoreessa ennusteessa lentoliikenteen käyttämän polttoaineen kulutuksen arvioidaan kolminkertaistuvan vuodesta 2005 vuoteen 2050 ilman hillintätoimia [IEA, 2009].

Laivaliikenteessä on perinteisesti käytetty runsaasti rikkiä sisältävää raskasta polttoöljyä. Kansainvälisesti on jo sovittu laivaliikenteen polttoaineiden rikkipitoi-

## 1. Johdanto

suuden vähentämisestä [Helcom, 2007]. Tästä voidaan kuitenkin edetä vielä tiukempiin rajoituksiin esimerkiksi Euroopan unionin sopimuksin. Mikäli kustannustehokasta rikinpoistotekniikkaa raskaille öljyjakeille ei pystytä kehittämään, tulee dieselin raaka-aineena toimivien keskijakeiden kysyntä lisääntymään.

Maissietanolia tuotetaan Yhdysvalloissa arviolta 7,5 % bensiinin kulutuksesta (tilavuudesta) [Kwok, 2009]. Yhdysvalloissa on ns. *blend wall* eli 10 %:n katto bensiinin joukkoon sekoitettavan etanolin tilavuusosuudelle. Näin ollen Yhdysvaltain etanolimarkkinoilla on vain vähän tilaa selluloosaetanolille, mikäli poliittisia päätöksiä sen tukemiseksi ei tehdä. Finanssikriisi seurannut taantuma yhdessä maissin korkean hinnan kanssa ajoi useita merkittäviä maissietanolin tuottajia konkurssiin [Kwok, 2009], mikä on säikäyttänyt selluloosaetanoli-hankkeisiin investoivia sijoittajia.

Etanolin biokemiallinen konversio tuottaa sivutuotteena sähköä enemmän kuin FT-dieselin tuotanto, mikäli ligniini prosessoidaan sähköksi höyrykierron avulla [de Wit et al., 2009; Hamelinck & Faaij, 2006]. Etanolin suhteellista kannattavuutta voi siten jossakin määrin parantaa sähkön myynnillä varsinkin, jos se saa vihreitä sertifikaatteja tai muuta poliittista etua.

Etanolilla on tiettyjä etuja bensiiniseoksessa liikennepolttoaineena, kuten sen sisältämä happi, joka tehostaa etanolia sisältävän polttoaineseoksen palamista. Mikäli oksygenaattina toimivaa etanolia on bensiinin joukossa 10 %, putoavat hiilimonoksidipäästöt parhaimmillaan jopa 30 % [EERE, 2009].

Bensiinin kysyntä vaikuttaa etanolin kysyntään. Sähköautojen mahdollinen yleistymisen tulee syrjäyttämään suhteellisesti enemmän bensiiniautoja kuin diesel-autoja muun muassa sen vuoksi, että bensiinikäyttöisillä autoilla ajetaan keskimäärin lyhyempiä matkoja kuin diesel-käyttöisillä [Nylund, suullinen tiedonanto 2009]. Nylundin [sähköpostiviesti 14.10.2009] mukaan konservatiivisessa kehityskulussa bensiininkulutus vähentyy Euroopan liikenteessä sähköautojen (mukaan lukien hybridit) aiheuttaman syrjäyttämisen vaikutuksen vuoksi 14 % ja optimistisessä kehityskulussa jopa 31 % vuoteen 2030 mennessä.

## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

Lignoselluloosaperäisen eli kasvikuuduista valmistetun etanolin tuottamista on tutkittu viime aikoina lähinnä muun tuotannon sivutuotteena syntyvistä materiaaleista, kuten maissijätteestä, oljesta ja paperin raaka-aineeksi kelpaamattomista selluloosakuuduista. Aiemmin on tutkittu paljon myös puun käyttöä etanolin raaka-aineena.

Lignoselluloosaperäisillä biopolttoaineilla on monia etuja perinteisiin biopolttoaineisiin nähden. 1) Niiden raaka-aineet ovat jakautuneet maantieteellisesti fossiilisia polttoaineita tasaisemmin, jolloin niiden tuotanto ei riipu niin paljon tuonnista ja niiden saantivarmuus on suurempi. 2) Lignoselluloosa ei kilpaile ruuan ja rehun tuotannon kanssa maapinta-alasta ja on raaka-aineena tärkkelyspitoisia raaka-aineita edullisempaa. 3) Lignoselluloosan tuotanto kuluttaa vähemmän energiaa, torjunta-aineita ja lannoitteita kuin tärkkelyspitoiset raaka-aineet. 4) Lignoselluloosan tuotannon kasvihuonekaasupäästöt ovat alhaiset. Kaupallisesti lignoselluloosaetanolia tuotetaan sivuvirrasta sulfiittimassatehtaiden yhteydessä (esim. Domsjö Fabriker Ruotsissa ja Borregaard Norjassa). Muut prosessit ovat vasta teollisessa pilotointivaiheessa (esim. Iogen Kanadassa, Sekab Ruotsissa, Inbiocon ja Biogasol Tanskassa sekä Abengoa Espanjassa).

Lignoselluloosan raaka-ainekäytön haittapuolena on sen soveltumattomuus fermentointiin ilman kallista esikäsittelyvaihetta. Lignoselluloosa koostuu selluloosan, hemiselluloosan ja ligniinin muodostamasta matriisista ja on sokeroinnin ja fermentaation kannalta huomattavasti haastavampi substraatti kuin tärkkelys (joka koostuu vain yhdestä polymeeristä). Ligniini, selluloosa ja hemiselluloosa muodostavat kasvisolun ja -solukon tukirakenteen. Evolutiivinen valintapaine on jalostanut kasveja satojen miljoonien vuosien ajan vastustamaan lahottavien organismien kasvikuituja pilkkovia entsyymejä.

Selluloosa ja hemiselluloosa ovat kasvimateriaalissa sitoutuneet ligniiniin tiukasti pääosin vetysidoksilla mutta myös kovalenttisin sidoksin. Lignoselluloosan

## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

fermentointi polttoaine-etanoliksi edellyttää delignifikaatiota, jossa selluloosa ja hemiselluloosa irtoavat ligniinistä. Selluloosa ja hemiselluloosa on tämän jälkeeseen pilkkottava hydrolyysireaktion avulla mono- ja oligomeereiksi joko entsyymaattisesti tai happo- tai emäskäsittelyin. Hemiselluloosa pilkkoutuu kuusi- ja viisihiiliseksi ja selluloosa kuusihiiliseksi sokereiksi, jotka voidaan fermentoida etanoliksi. Näistä vaiheista delignifointi on haastavin ja koko prosessin nopeutta rajoittava vaihe [Lin & Tanaka, 2006].

Lignoselluloosaetanoli-prosessin teknologisenä haasteena ovat kasvukuitujen hallittu erottaminen toisistaan, selluloosa- ja hemiselluloosakuitujen hydrolyysi fermentoituviksi sokereiksi ja kaikkien sokereiden tehokas fermentaatio etanoliksi. Selluloosa koostuu pelkästä glukoosista, joka fermentoituu helposti etanoliksi onnistuneen hydrolyysin jälkeen, mutta hemiselluloosasta peräisin olevien viisihiilisten sokereiden fermentointiin perinteiset etanolimikrobit (hiivat) eivät pysty. Nykyisissä sakkaroosi- tai tärkkelyspohjaisissa prosesseissa, joissa hydrolyysituotteena on vain helposti fermentoituvaa glukoosia, ei tätä haastetta ole.

Esikäsittelyn aikana osa raaka-aineen ligniinistä erottuu muista kuiduista, kierteisen selluloosan määrä vähenee amorfisen selluloosan määrän kasvaessa ja suurin osa hemiselluloosasta pilkkoutuu sokereiksi (jotka pahimmassa tapauksessa reagoivat edelleen muodostaen prosessia hidastavia yhdisteitä; lisäksi tämä pienentää etanolisaantoa sokereista). Lignoselluloosalähtöisissä etanoliprosesseissa on siis viisi päävaihetta, jotka ovat esikäsittely, hydrolyysi, fermentaatio, etanolin väkevöinti ja sivuvirtojen käsittely. Varsinkin ligniinijakeen hyötykäyttö on prosessikannattavuuden kannalta hyvin keskeistä. Tislausrankista voidaan tehdä muun muassa biokaasua. Hemiselluloosan sisältämien viisihiilisten sokereiden fermentointi etanoliksi on mahdollista, mutta koska se on paljon hitaampaa kuin kuusihiilisten, se tehdään usein eri fermentorissa soveltaen jopa eri mikroorganismia [Cardona & Sánchez, 2007].

### 2.1 Esikäsittely

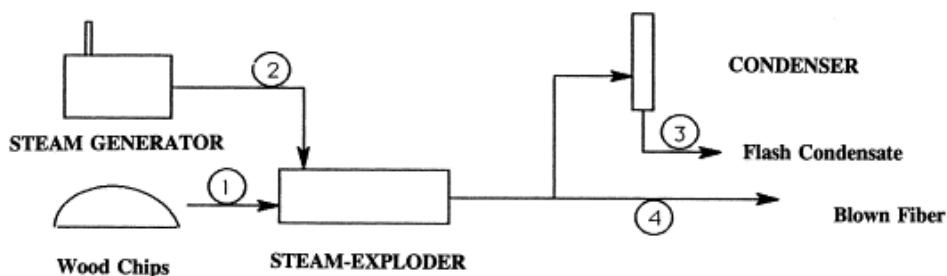
Lignoselluloosapitoisen raaka-aineen, kuten maissijätteen, metsätähteen ja oljen, sisältämä sokeri on sellaisessa pitkäketjuisessa ja kuitumaisessa muodossa, että etanoliksi fermentoivat eli etanolia tuottavat organismit eivät pysty käyttämään sitä tehokkaasti. Lisäksi pitkäketjuiset ligniini-, selluloosa- ja hemiselluloosakuidut ovat sitoutuneina toisiinsa. Useimmat esikäsittelymenetelmät vaativat raaka-aineelta sekä varsin pienen raekoon että tasaisen raekoon jakauman [Wooley et al., 1999; Galbe & Zacchi, 2007]. Pelkkä mekaaninen esikäsittely ei sovellu



kuitujen erottamiseen toisistaan, sillä se kuluttaa liikaa energiaa [Balat et al., 2008]. Myös biomassan pilkkominen kuluttaa paljon energiaa, varsinkin jos haluttu raekoko ennen hydrolyysiä on pieni. Biomassan pilkkominen saattaa vaatia jopa kolmanneksen koko etanolin tuotantoprosessin kuluttamasta energiasta [Wooley et al., 1999].

Yksi tutkituimmista esikäsitteilytavoista, joilla kuidut saadaan erottumaan toisistaan ja osa kuiduista (lähinnä osa hemiselluloosasta) pilkottua pienemmiksi sokereiksi, on ns. höyryräjäytys, jossa raaka-aine kyllästetään vedellä tai laimealla tai vahvalla hapolla ja kuumennetaan noin 160–260 asteeseen kylläisellä höyryllä (6–47 bar) [Li et al., 2007; Sánchez & Cardona, 2008]. Tyypillisesti noin 1–30 minuutin reaktioajan jälkeen paineen annetaan pudota lyhyessä ajassa, jolloin höyry laajenee nopeasti ja ”räjäyttää” kuitupitoisen materiaalien alttiimmaksi entsyymaattiselle hydrolyysille.

Aiemmin arveltiin, että höyryräjäytysten teho perustuu mekaaniseen kuitujen erotukseen toisistaan, mutta nykykäsityksen mukaan höyryräjäytys perustuu hemiselluloosasta vapautuneiden happojen katalyyttiseen vaikutukseen [Galbe & Zacchi, 2007]. Tämä happokatalyysimalli selittäisi sen, miksi joidenkin materiaalien kuten maatalousjätteiden ja orgaanisia happoja paljon sisältävän lehtipuun höyrykäsittely vaatii vähemmän höyryä kuin toisten raaka-aineiden kuten vehnäoljen ja varsinkin havupuun käsittely [Wooley et al., 1999; Sassner et al., 2008; Zimbardi et al., 2002; Galbe & Zacchi, 2007 ja viitteet jälkimmäisessä lähteessä]. Kuvassa 2 on kuvattu höyryräjäytys kaaviokuvana.

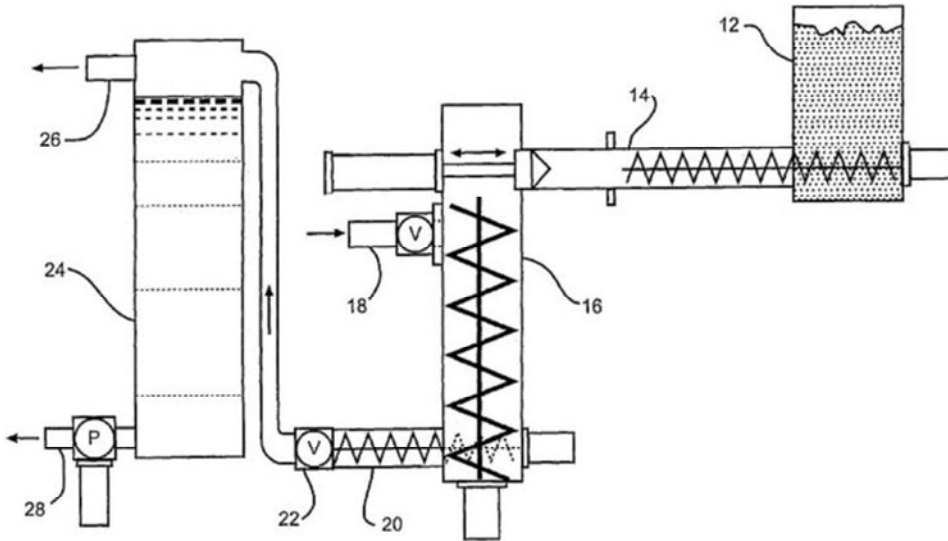


Kuva 2. Höyryräjäytysten periaatekuva [Avellar & Glasser, 1998]. 1; puumurskan syöttö, 2; höyrysyöttö, 3; kevyiden hiilivetyjen ja ylijäämähöyryn lauhde, 4; höyryräjäytetty kuitu. Kuvaan ei ole piirretty sykloonia, joka erottelee kevyet, helposti haihtuvat hiilivedyt, reagoimattoman vesihöyryn sekä kuidut toisistaan.

Yleinen, höyryräjähdystutkimuksissa paljon käytetty, erä- ja jatkuvatoiminen höyryräjäytin on Stake II -reaktori (SunOpta) tai sen edeltäjät [esim. Viola et al.,

## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

2008]. Stake II -teknologiaan perustuva höyryräjäytin toimitettiin Abener Energia -yhtiön selluloosaetanolin pilot-hankkeeseen (kuvat 3 ja 4) [Encyclopedia, 2010].



Kuva 3. Periaatekuva SunOpta-yhtiön kehittämästä ja patentoimasta höyryräjäyttimestä [US patent 7,189,306, Stake Technology Ltd., 2007]. Biomassa syötetään syöttösuppilon (12), jossa se puristetaan edestakaisin liikkuvan männän avulla korkeaan paineeseen ja siirretään koaksiaaliruuvisyöttimen (14) avulla jälkisäiliöön (16). Keskipaineinen höyry (18) reagoi biomassan kanssa viipymäajan määräämän ajan. Jälkisäiliön ruuvien kiertonopeuden avulla säädetään viipymäaika. Syöttöruuvi (20) purkaa jälkisäiliön sisällön pienempään paineeseen ja sykloniin tai muuhun erotusastiaan (24), jossa erotetaan haihtuvat kaasut ja lauhtunut höyry (26) sekä liete (28) toisistaan.



Kuva 4. Höyryräjäytin Abenerin selluloosaetanolin tuotannon pilot-mittakaavan koelaitoksessa [SunOpta, 2009].

Höyryräjäytys on yli 80 vuotta vanhaa tekniikkaa [Mason, 1928]. Höyryräjäytystä pidetään 70 % energiatehokkaampana kuin mekaanista esikäsittelyä [Balat et al., 2008]. Hemiselluloosan glykosidiset sidokset katkeavat hydrolyysin seurauksena ja ligniini ja hemiselluloosa erottuvat toisistaan. Myös pieni osa selluloosasta pilkkoutuu lyhyemmiksi sokeriketjuiksi. Höyryräjäytyksen jälkeen hemiselluloosa on liukoista ja ligniini erotettavissa alkaalipesuin selluloosan jäädessä liukenemattomaksi.

Prosessin haittana on sen vaikea hallittavuus, kuitujen hajoaminen sekä entsymaattista hydrolyysiä, mikrobien kasvua ja fermentointia hidastavien reaktiotuotteiden muodostuminen. Höyryräjäytyksen toistettavuus on heikko, mikä näkyy ”räjäytystuotteen” epätasalaatuisuutena eli vaihteluna saannossa ja koostumuksessa [Josefsson et al., 2002]. Lisäksi raaka-aineen kemiallinen koostumus, partikkelikoko ja muoto vaikuttavat optimaalisiin höyryräjäytysparametreihin [Glasser & Wright, 1998].

Höyryräjäytyksen seurauksena syntyy useita sokereiden reaktiotuotteita, jotka inhiboivat prosessin seuraavia vaiheita, joten usein höyryräjäytettyä kuituseosta

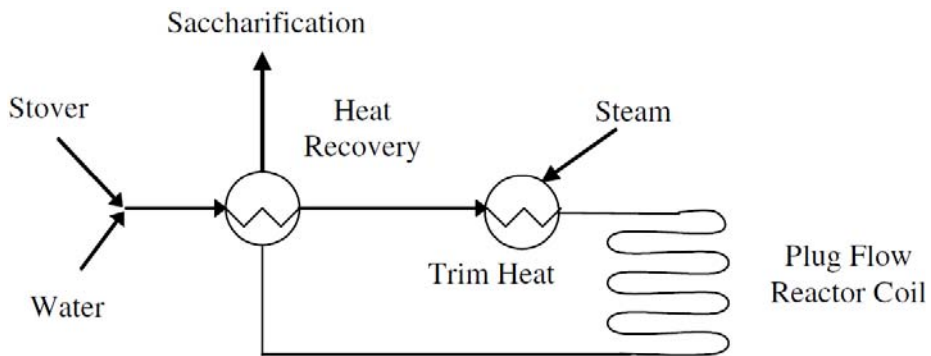
## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

on pestävä vesipesuin [Mackie et al., 1985; McMillan, 1994]. Alkuperäisestä kuiva-aineesta tyypillisesti 20–25 % huuhtoutuu pesujen mukana [Mes-Hartree et al., 1988], joten pesujen vaikutus saantoon on suuri. Höyryräjäytystä on vain harvoin tutkittu realistisissa prosessiolosuhteissa ja pilot-mittakaavassa sekä varsinkin osana koko etanolin tuotantoprosessia. Kiintoainepitoisuus on useissa tutkimuksissa ollut niin pieni, että siitä tehdyt johtopäätökset eivät välttämättä pidä paikkaansa käytännön sovelluksissa vaadittavissa kiintoainepitoisuuksissa [Galbe & Zacchi, 2007].

Höyryräjäytyksessä tarvittavan keskipaineisen (n. 160–260 °C) höyryn kulutus per kilogramma kuivaa raaka-ainetta vaikuttaa merkittävästi etanolin tuotantokustannuksiin. Kirjallisuudessa tarvittavan höyryn ja kuivan raaka-aineen massavirtojen suhde on ollut olkimateriaalille 1,0 kg/kg<sub>ka</sub> [von Weymarn, 2007; Zimbardi et al., 2002], pajulle 1,2 kg/kg<sub>ka</sub> ja poppelille (*yellow poplar*) jopa 3,6 kg/kg<sub>ka</sub> [Wooley et al., 1999].

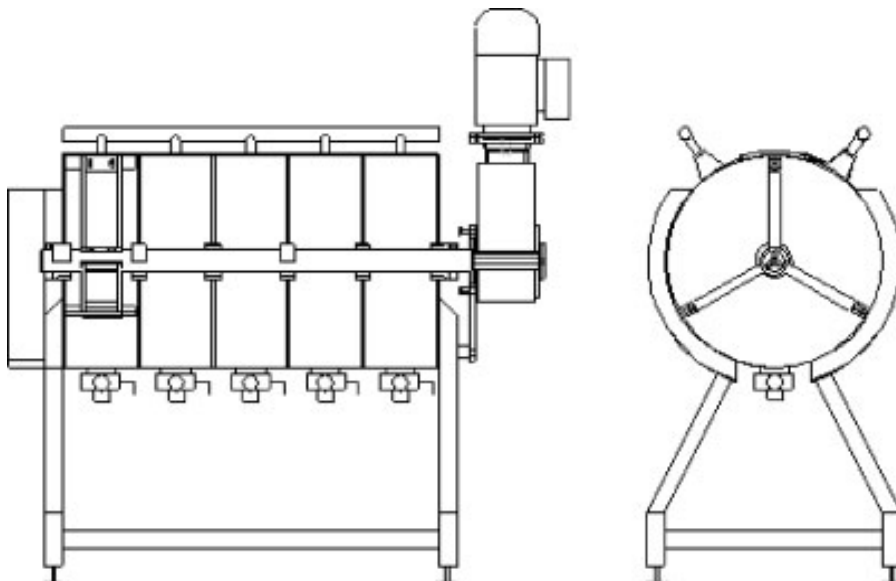
Eräässä tutkimuksessa havaittiin, että eräoimisessa höyryräjäyttimessä tapahtuu ”massakatoa” jopa 17–24 % [Ibrahim & Glasser, 1999]. Massakadolla tarkoitettiin syklonin läpi kaasufaasissa kulkeneiden sokereiden määrää suhteutettuna koko kuitumassavirtaan. Jatkuvatoimisessa höyryräjäyttimessä massakato on välillä 0–8 % [Zimbardi et al., 2002]. Pienessä laitoksessa syklonista läpimennyt kuitumassa kannattaa ohjata anaerobiseen mädätykseen (ja siten sen arvosta osa on mädätyskaasussa). Suuressa laitoksessa voisi olla taloudellisesti kannattavaa eristää syklonilta tulevasta kaasusta furfuraalia ja muita mahdollisia kemikaaleja [Zimbardi et al., 2002]. Eräässä tutkimuksessa furfuraalia oli noin 10 % syklonin läpi kulkeneesta kaasusta [Zimbardi et al., 2007].

Muita lähinnä laboratorioasteella olevia esikäsitteilytapoja on muun muassa kuumavesikäsitteily myötä- ja vastavirrassa [Mosier et al., 2005; Jørgensen et al., 2007]. Myötävirtaratkaisu on havainnollistettu kuvassa 5. Tämän laitteen toiminnasta on tietoa vain pienessä mittakaavassa (tilavuus 45 mm<sup>3</sup>).



Kuva 5. Kaavio jatkuvatoimisen maissijätteen kuumavesikäsitteystä [Mosier et al., 2005]. Maissijäte tuodaan 190 asteen lämpötilaan (13 bar), jossa sen annetaan reagoida veden kanssa 15 minuuttia. Reaktorin tilavuus on 45 mm<sup>3</sup>.

Vastavirtaratkaisua on tutkittu hieman suuremmassa mittakaavassa, kuiva-ainevirran ollessa noin 70 kg/h [Jørgensen et al., 2007] (kuva 6). Käytetty vesi-virta oli 250 litraa tunnissa.



Kuva 6. Vastavirtaperiaatteella toimiva viisikammioinen esikäsitteilyreaktori [kuva lähteestä Jørgensen et al., 2007]. Kunkin kammion leveys on 20 cm ja ympyräpohjan halkaisija 50 cm. Kammion sekoituslapojen (3 kpl) pyörimisnopeutta säädetään 1,1 kW:n moottorilla.

## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

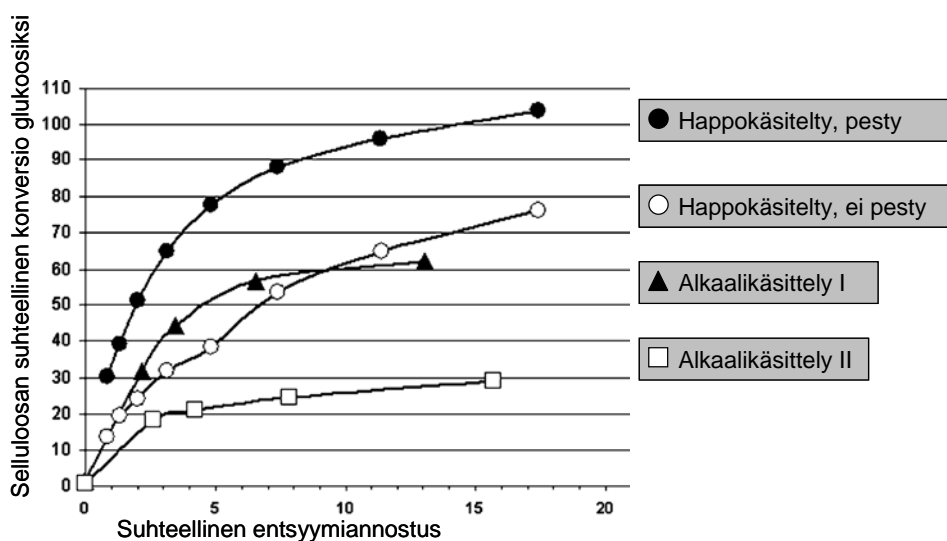
Käytettävä raaka-aine, esikäsittelymenetelmä ja sitä seuraava hydrolyysivaihe yhdessä vaikuttavat tarvittavaan altistuksen ankaruuteen esikäsittelyssä (*severity*; pH:n, lämpötilan ja kestoajan yhteisvaikutus). Kevyempi esikäsittely aiheuttaa vähemmän sokereiden pilkkoutumisia pienemmiksi yhdisteiksi, jotka inhiboivat voimakkaasti fermentointivaihetta. Tällöin tosin hydrolyysin aikaista entsyymiannosta ja/tai tarvittavan kemikaalikäsittelyn voimakkuutta voidaan joutua suurentamaan.

### 2.2 Hydrolyysi

Esikäsittelyn jälkeen selluloosa- ja joissakin tapauksissa hemiselluloosakuidut on pilkottava pienemmiksi sokereiksi. Hydrolyysi voidaan tehdä kemiallisesti tai biokemiallisesti. Kemiallinen hydrolyysi tapahtuu joko happo- tai emäskäsittelyin biokemiallisen hydrolyysin tapahtuessa sellulaasi-entsyymisekoitusta käyttäen. Happo- ja emäskäsittelyjen heikkoutena on se, että pH:ta joudutaan usein säätämään ennen fermentointia sekä hydrolysoivat kemikaalit kierrättämään. Lisäksi hydrolyysi menee usein liian pitkälle, minkä tuloksena osa sokereista hajoaa [Galbe & Zacchi, 2007]. Osa näistä hajoamistuotteista inhiboi fermentointia jo pieninä pitoisuuksina [Galbe & Zacchi, 2007; Almeida et al., 2007]. Eri leivinihiivakantojen sietokyky hydrolyysin seurauksena syntyville inhibiittoreille vaihtelee [Almeida et al., 2007]. Yksittäisen hiivakannan korkeamman inhibiittoripitoisuuden sietokyvyn taustalla olevaa biologiaa ei tunneta kovin hyvin [Almeida et al., 2007].

Entsyymikäsittelyn etuna ovat sen spesifisyys ja mietous (ei synny haittayhdisteitä) sekä haittana vastaavasti korkeat kustannukset. Tosin sellulaasientsyymien kustannukset tulevat pienentymään huomattavasti nykyisestä, mikäli niiden kysyntä kasvaa merkittävästi [von Weymarn, suullinen tiedonanto 2009]. Nykytilanteessa maailmalla ei vielä toimi yhtään kaupallista lignoselluloosaetanoli-tehdasta, joka ostaisi kyseisiä entsyymejä suuria määriä (sulfiittimassatehtaita lukuun ottamatta). Entsyymien kustannuksia pohditaan tarkemmin luvussa 4.4. Entsyymikehitystä ja entsyymiseoksen valitsemista kuhunkin prosessiin ohjannee se, että ensimmäiset kaupalliset laitokset tulevat käyttämään jo olemassa olevaa, jonkin muun prosessin sivutuotteena syntyvää raaka-ainevirtaa, kuten maataloustähteitä, paperitehtaan jätevirtoja, maissijätettä ja sokeriruo'on vain vähän tärkkelystä sisältävää osaa eli bagassia, joka jää jäljelle, kun sokeriruo'osta on puristettu sokeripitoinen mehu [Merino & Cherry, 2007].

Kasvimateriaalissa olevan ligniinin on todettu sitovan epäspesifisesti selluloosaa pilkkovia entsyymejä, joten tarvittava entsyymiannostus hydrolyysissä voi joissakin tapauksissa olla sitä suurempi, mitä suurempi on pilkkoutumattoman ligniinin osuus hydrolysoitavassa materiaalissa [Mansfield et al., 1999]. Entsyymien katalysoiman selluloosan ja hemiselluloosan konversion tehokkuus riippuu entsyymattista hydrolyysiä edeltävästä käsittelystä. Varsinkin helposti liian pitkälle menevät happo- ja emäskäsittelyt tuottavat sokereista inhibiittoreita, jotka hidastavat entsyymattista hydrolyysiä, kuten kuva 7 havainnollistaa [Merino & Cherry, 2007].



Kuva 7. Entsyymattisen konversion tehokkuuden riippuvuus edeltävästä käsittelystä [kuva muokattu lähteestä Merino & Cherry, 2007]. Hap- ja emäskäsittelyn voimakkuutta ei lähteessä mainittu, mutta pesu tehtiin siten, että happokäsittelyä substraattia pestiin, kunnes pH oli 5. Käytetyt entsyymit olivat Celluclast 1.5 L and Novozym 188. Konversioaika oli 168 tuntia.

Entsyymattisen konversion tehokkuus riippuu voimakkaasti myös prosessikonseptista, sillä esimerkiksi lopputuoteinhibiition vaikutus eliminoituu, kun fermentaatio tehdään samanaikaisesti hydrolyysin kanssa [Cardona & Sánchez, 2007]. Lopputuoteinhibiitio on biokemiallinen säätelytapa, jossa entsyymin aktiivisuus alenee, kun sen katalysoiman reaktion lopputuotteen pitoisuus nousee. Mikäli inhiboiva lopputuote kulutetaan toisessa (entsyymi)reaktiossa, voidaan inhibiitiotilasta välttyä.

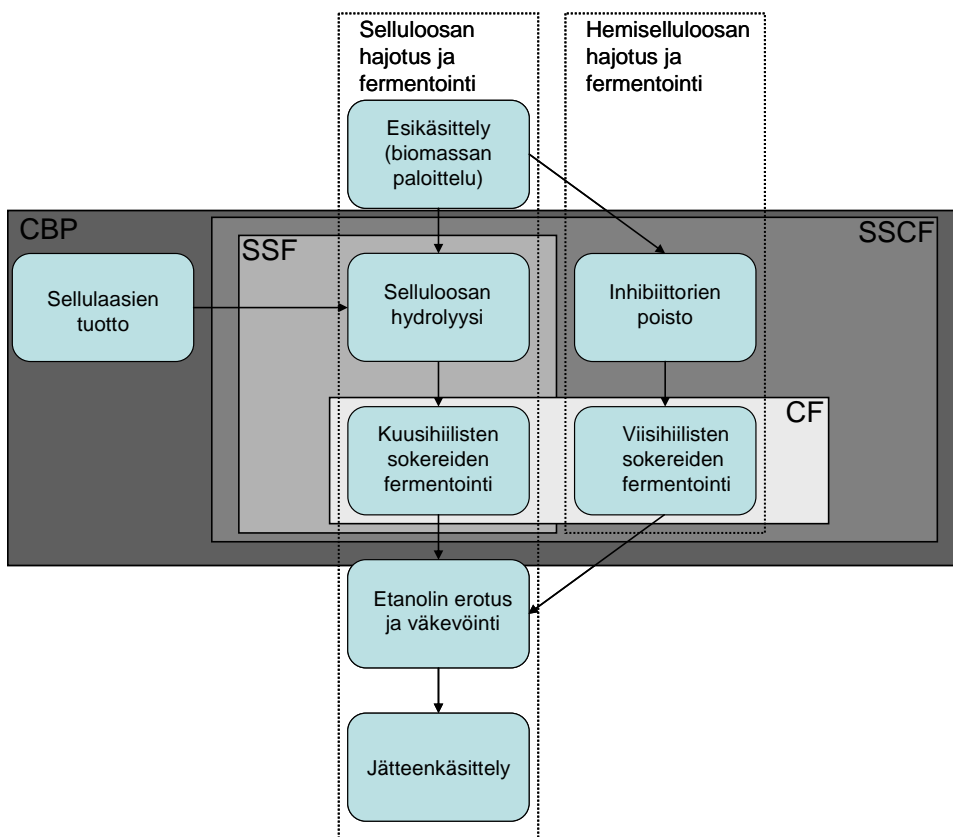
### 2.3 Selluloosaetanolin tuotannon prosessikonseptit

Lignoselluloosaetanolin biokemiallisen konversiotekniikan kolme pääkehityslinjaa (kuva 8) ovat 1) erillisissä reaktoreissa tapahtuvat selluloosan hydrolyysi ja fermentointi (SHF; *separated hydrolysis and fermentation*), 2) samassa reaktorissa tapahtuvat hydrolyysi ja fermentointi (SSF; *simultaneous hydrolysis and fermentation*) sekä 3) yhdessä reaktorissa yhden mikrobipopulaation avulla tapahtuvat sellulaasien tuotto, hydrolyysi ja fermentointi (CBP; *consolidated bioprocessing*). Näillä kolmella lähestymistavalla on omat etunsa ja haittansa. CBP-konseptia pidetään etanoliprosessin kehitystoiminnan luonnollisena lopputuloksena [Lynd, 1996].

Organismia, joka luonnostaan tuottaisi sopivia sellulaaseja ja fermentoisi tehokkaasti etanolia, ei ole olemassa [van Zyl et al., 2007]. Sekä hiivoilla että bakteereilla on potentiaalia CBP-prosessin mahdollistavaksi mikrobiksi muun muassa geenitekniikoita käyttäen [van Zyl et al., 2007]. Ainakaan lyhyellä tähtämellä tällaista läpimurtoa ei kuitenkaan ole odotettavissa.

Lignoselluloosamateriaalista voidaan fermentoida joko vain kuusihiiliset, pääosin selluloosasta peräisin olevat kuusihiiliset sokerit, tai vaihtoehtoisesti myös lähinnä hemiselluloosasta peräisin olevat viisihiiliset sokerit. Samanaikaista viisihiilisten ja kuusihiilisten sokereiden fermentointia kutsutaan yhteisfermentoinniksi (CF; *cofermentation*) (kuva 8).





Kuva 8. Tutkimuksen ja kehityksen kohteena olevat selluloosaetanolin prosessikonseptit [kuva muokattu lähteestä Cardona & Sánchez, 2007]. CBP-konseptissa sellulaasient-syymit tuotetaan, selluloosa pilkotaan ja sokerit fermentoidaan samassa reaktorissa. SSCF-konseptissa sellulaasi tuodaan reaktoriin, jossa tapahtuu sekä selluloosan hajotus että viisi- ja kuusihilisosokerien fermentointi. SSF-vaihtoehto puolestaan eroaa SSCF-ratkaisusta siten, että viisihilisosokereiden fermentointi tapahtuu eri reaktorissa tai niitä ei fermentoida lainkaan. CF; viisi- ja kuusihilisten sokereiden yhteisfermentointi.

## 2.4 SSF- ja SHF-konseptien vertailu

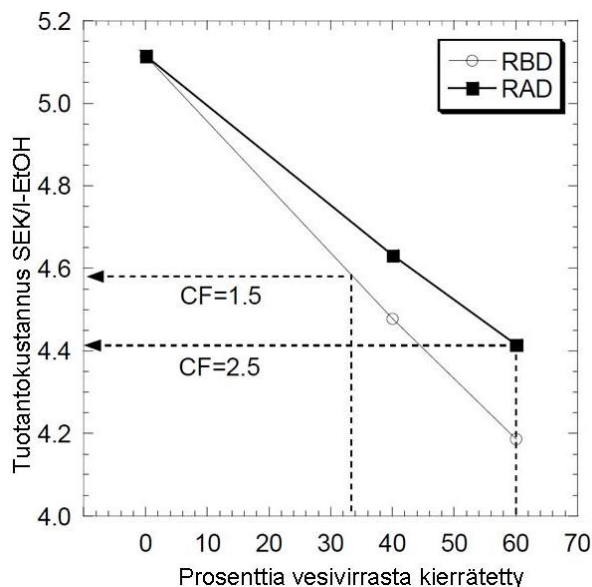
Samassa reaktorissa tapahtuvaan hydrolyysiin ja fermentointiin (SSF) perustuvan prosessin on arvioitu useissa tutkimuksissa olevan edullisempi tapa tuottaa lignoselluloosaetanolia kuin erillisissä reaktoreissa tapahtuvaan hydrolyysiin ja fermentointiin (SHF) perustuva prosessi [Wingren et al., 2003; Wingren, 2005; Wright et al., 1998; Drissen et al., 2008]. SSF-prosessin etuna on paitsi vähentynyt reaktoreiden ja siten pääoman tarve, ennen kaikkea se, että sellulaasien lopputuoteinhibitio vähentyy samanaikaisen fermentaation myötä, mikä parantaa

## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

sellulaasien spesifistä aktiivisuutta ja lyhentää viipymääikää [Wingren et al., 2003; Drissen et al., 2008]. Heikkoutena näissä tutkimuksissa on kuitenkin ollut se, että SSF-prosessia ei ole tutkittu täysin todenmukaisissa oloissa. Esimerkiksi Drissen työtovereineen [2008] käytti Avicel-nimistä kaupallista selluloosaa, ja heidän tutkimuksensa entsyymiaktiivisuuden herkkyydestä etanolin pitoisuudelle määritettiin kaupallista etanolia käyttäen, ei samassa reaktorissa tuotettuna. Toistaiseksi tuntemattomasta syystä fermentoivan mikrobin itse tuottama etanoli kuitenkin inhiboi sen kasvua enemmän kuin fermentoriin lisätty [Nagodawithana & Steinkraus, 1976; Ferreira, 1983]. On myös mahdollista, että fermentoiva mikrobi tuottaa sivutuotteita, jotka inhiboivat sellulaasin toimintaa.

Vedentarve SSF-prosessissa on jopa 8–9 kg per kuiva-ainekilogramma raaka-ainetta, koska siinä hydrolyysi tapahtuu kiintoainepitoisuuden ollessa vain noin 5 % [Wingren, 2005; Galbe et al., 2007]. Veden kierrätyksen tehostamisella on siten suuri vaikutus energiankulutukseen ja sen myötä prosessin taloudellisuuteen. Vedenkierrätyksen tehokkuuden kannalta kolme potentiaalisinta vaihetta ovat ennen tislausta, tislauksen jälkeen ja haihdutuksen jälkeen [Wingren, 2005]. Ennen tislausta tapahtuva vedenkierrätys vaatii suodatusvaiheen. Vedenkierrätyksen riskinä on inhibiittorien väkevöityminen.

Vedenkierrätyksen vaikutusta SSF-prosessin taloudellisuuteen on havainnollistettu kuvassa 9 [Wingren, 2005]. Kuvassa 9 oletetaan, että vedenkierrätyksellä ei ole vaikutusta etanolin tuotantonopeuteen ja loppupitoisuuteen fermentointiprosessin aikana. Eräässä tutkimuksessa inhibiitio-ongelmia ei esiintynyt, kun kierrätetyn veden osuus oli puolet koko raakaveden tarpeesta [Stenberg et al., 1998].



Kuva 9. Vedenkierrätyksen vaikutus SSF-prosessilla tuotetun etanolin tuotantokustannuksiin [muokattu lähteestä Wingren, 2005]. Lyhenteet: RBD; kierrätysvirta ennen tislausta, RAD; kierrätysvirta tislauksen jälkeen, CF; haihtumattomien, mahdollisten inhiboivien yhdisteiden pitoisuus kierrätyksen jälkeen jaettuna haihtumattomien yhdisteiden pitoisuudella ennen kierrätystä.

## 2.5 Viisihiilisten sokereiden fermentointi

Ksyyloosin ja muiden viisihiilisten eli pentoosisokereiden fermentoinnin kinetiikka on yleensä hitaampaa kuin kuusihiilisten eli heksoosisokereiden [Kuyper et al., 2003]. Viisihiilisten sokereiden fermentointi on joitakin mikrobikantoja käyttäen tehostunut, kun kasvualustan happipitoisuutta on lisätty [Mahmourides et al., 1985]. Hapen käytön riskinä on kuitenkin etanolin hapettuminen ja siten saannon pieneneminen.

Useampia mikrobikantoja sisältävillä yhteisviljelmillä voidaan saavuttaa synergiaa esimerkiksi ksyyloosia fermentoitaessa, sillä esimerkiksi kahden mikrobin yhteisviljelämä tuotti suuremman etanolisaannon ksyyloosista kuin kumpikaan näistä mikrobeista puhtasviljelminä [Erbeznic et al., 1997]. On huomattava, että havupuun etanolipotentiaalista vain noin 11 % on peräisin viisihiilisistä sokereista (taulukko 1), kun maissijätteen etanolipotentiaalista peräti 42 % on peräisin viisihiilisistä sokereista. Havupuuta raaka-aineena käyttävässä etanolitehtaassa voisi siten olla taloudellisesti edullista fermentoida vain kuusihiiliset sokerit ja tehdä sähköä tai höyryä jäljelle jääneistä viisihiilisistä sokereista.

## 2. Lignoselluloosaperäinen etanoli

Taulukko 1. Männyn, kuusen ja maissijätteen sokerikoostumus [Galbe & Zacchi, 2007].

	<b>Maissijäte</b>	<b>Kuusi</b>	<b>Mänty</b>
<b>Glukoosi</b>	36,8	45,0	43,3
<b>Mannoosi</b>	0,0	13,5	10,7
<b>Xyloosi</b>	22,2	6,6	5,3
<b>Arabinoosi</b>	5,5	1,2	1,6
<b>Galaktoosi</b>	2,9	1,6	2,9
<b>Hiilihydraatit, yht.</b>	67,4	67,9	63,8
<b>Ligniini</b>	23,1	27,9	28,3
<b>Muut<sup>a</sup></b>	9,5	4,2	7,9
<b>Yht.</b>	100,0	100,0	100,0
<b>Etanolia heksooseista</b>	280,0	425,0	403,0
<b>Etanolia pentooseista</b>	200,0	57,0	49,0

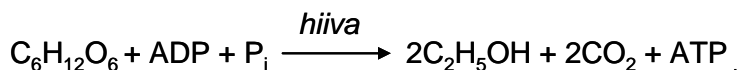
<sup>a</sup> sisältää tuhkan, uuteaineet, proteiinit.

### 3. Etanolin saanto

Etanolin saanto esitetään kirjallisuudessa yleensä muodossa, jossa syntyvän etanolin määrä suhteutetaan sen tuottamisessa kulutettuun raaka-aineen määrään ja se ilmoitetaan massaprosentteina. Tällöin esimerkiksi 20 m-%:n saanto tarkoittaa, että yhdestä raaka-ainetonnista saadaan 200 kg etanolia. Toinen yleinen tapa on esittää saanto suhteessa teoreettiseen saantoon eli prosentteina teoreettisesta saannosta. Toisinaan saanto ilmoitetaan teoreettisena kuusihiilisten sokereista, sillä useat etanolin valmistuksessa käytetyt hiivakannat eivät fermentoi lähinnä hemiselluloosasta peräisin olevia viisihiilisiä sokereita etanoliksi lainkaan.

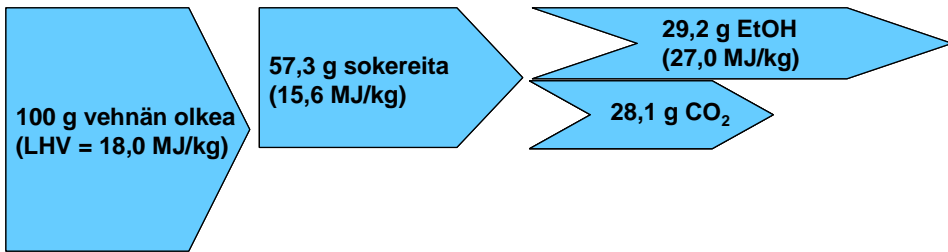
#### 3.1 Etanolin teoreettinen saanto

Etanolin teoreettinen saanto glukoosista määräytyy reaktioyhtälöstä



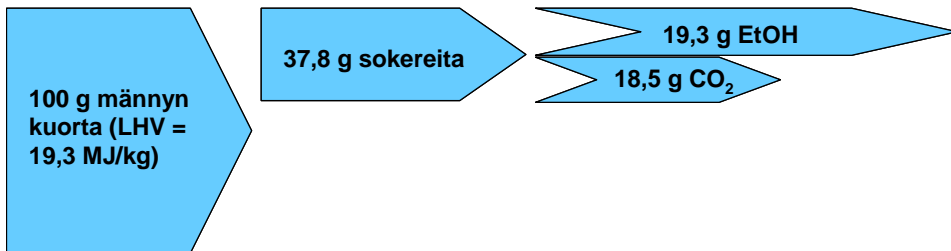
jossa ATP on energiankantaja, jonka avulla mikrobi ottaa osan sokerimolekyylin sisältämästä kemiallisesta energiasta talteen. Yhdestä glukoosigrammasta voidaan saada teoriassa 0,51 g etanolia, sillä hiilidioksidin mukana poistuu 0,49 g. Etanolin teoreettinen saanto vehnänojesta (LHV = 18 MJ/kg) on 29 m-% (kuva 10). Energiaperusteisena teoreettinen etanolisaanto vehnänojesta on siten 44 %. Näissä luvuissa oletetaan, että myös viisihiiliset sokerit fermentoidaan, mitä yleisesti etanoliprosessissa käytetty leiviniiva ei tee tehokkaasti.

### 3. Etanolin saanto



Kuva 10. Etanolin teoreettinen saanto vehnänojesta on massataseen perusteella 29 m-%. Teoreettisessa saannossa 44 % vehnänojen kemiallisesta energiasta (LHV) päätyy etanolin sisältämäksi kemialliseksi energiaksi.

Metsähake ja metsätähde sisältävät paljon puun ligniinipitoista kuoriosaa, kolmanneksestä aina puoleen asti. Männyn kuoriosasta teoreettinen etanolin saanto sokereista on 19 m-%, kuten kuvasta 11 voidaan havaita. Energiaperusteisena etanolin saanto olisi vastaavasti 27 %. Viisihiilisten sokereiden fermentointi on teknistaloudellisesti haastavaa. Ainakaan vielä ei ole onnistuttu kehittämään mikrobia, joka fermentoisi kuusi- ja viisihiiliset sokerit yhtä tehokkaasti [Chu & Lee, 2007; Salusjärvi, 2008]. Teoreettinen etanolin saanto vain kuoriosan kuusihiilisistä sokereista (leivinihiiva ei fermentoi yhtä tehokkaasti viisihiilisiä sokereita, kuten ksyloosia) olisi 16 m-% ja energiaperusteisena 22 %.



Kuva 11. Etanolin teoreettinen saanto männyn kuoresta on massataseen perusteella 19 m-%. Teoreettisessa saannossa 27 % kuoren kemiallisesta energiasta (LHV) päätyy etanolin sisältämäksi kemialliseksi energiaksi.

## 3.2 Etanolin kokeellinen saanto

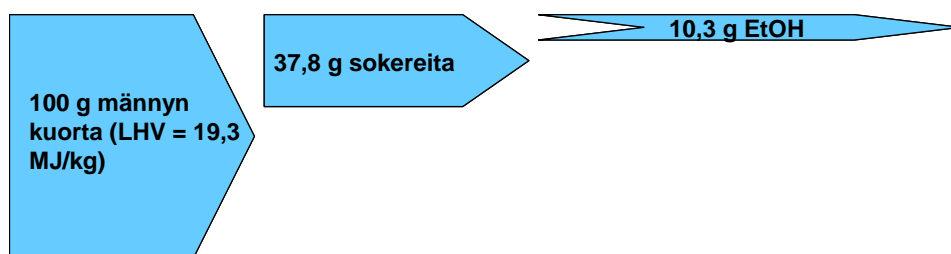
Etanolin saantoa voivat pienentää monet tekijät, kuten häviöt raaka-aineen esikäsittelyn tai fermentoinnin aikana ja fermentoivan mikrobin epäoptimaaliset prosessiolosuhteet. Osa sokereista kuluu etanolituotannon sijaan solumassan kasvuun. Etanolin saannon lisäksi sen loppupitoisuus, sen tuottamiseen vaadittu viipymäaika,

kiintoainepitoisuus fermentointivaiheessa sekä höyrynkulutus esikäsittelyvaiheessa yhdessä ratkaisevat raaka-aineen konversion tehokkuuden. Laboratoriomittakaavassa on tutkittu etanolisaantoa sekä puusta että oljesta.

SSCF (*simultaneous saccharification and co-fermentation*) -prosessilla saanto kahden mikrobin (*P. stipitis* ja *Brettanomyces clausenii*) 48 tunnin eräfermentoinnissa oli 369 litraa etanolia kuivatonnista haapaa, eli saanto oli 29 massaprosenttia [Parekh et al., 1988] tai 76 % teoreettisesta saannosta. Tässä tutkimuksessa myös osa viisihiilisten sokereista fermentoitui etanoliksi.

Kuusta raaka-aineena käyttäen laboratoriomittakaavan etanolin saanto oli 22 m-% [Wingren, 2005]. Raaka-aineen kemiallisesta energiasta siten 30 % päätyi etanoliin. Etanolin kokeellinen saanto oljesta (ohra ja ruokohelpi) oli 19 m-% [von Weymarn, 2007], eli oljen kemiallisesta energiasta 26 % päätyi etanoliin.

Mikäli oljen sisältämistä sokereista kokeellisesti saavutettua etanolisaantoa [von Weymarn, 2007] sovelletaan männyn kuoriosaan, tulee saannoksi 10,3 m-% (kuva 12). Näin 14 % männyn kuoren sisältämästä energiasta päätyisi etanoliin. Tässä ei ole kuitenkaan huomioitu hiivan kasvatukseen kuluva sokeria [Wingren, 2005], joka pienentäisi saantoa edelleen, mikäli hiiva ostamisen sijaan kasvatettaisiin tuotantopaikassa. Useat tutkimukset viittaavat siihen, että olki on raaka-aineena puubiomassaa helpompi [Wooley et al., 1999; Luo et al., 2009; Wingren, 2005], joten olkiraaka-aineen kokeellinen etanolisaanto edustanee yläarvoa puuperäisen etanolin saannolle.



Kuva 12 Etanolin saanto männyn kuoresta on 10 m-%, mikäli saanto on sama kuin oljen sisältämistä sokereista kokeellisesti määritetty saanto. Olki on monissa tutkimuksissa ollut helpommin etanoliksi fermentoituva raaka-aine kuin puuperäinen [Wooley et al., 1999; Luo et al., 2009; Wingren, 2005].

Biomassasta valmistettuun FT-dieseliin arvellaan päätyvän 50–55 % raaka-aineen kemiallisesta energiasta [McKeough & Kurkela, 2008; van Vliet et al., 2009], joten biomassan termokemiallisen prosessoinnin energiatehokkuus on noin kaksinkertainen biokemialliseen verrattuna, kun tarkastellaan tuotteena vain

### 3. Etanolin saanto

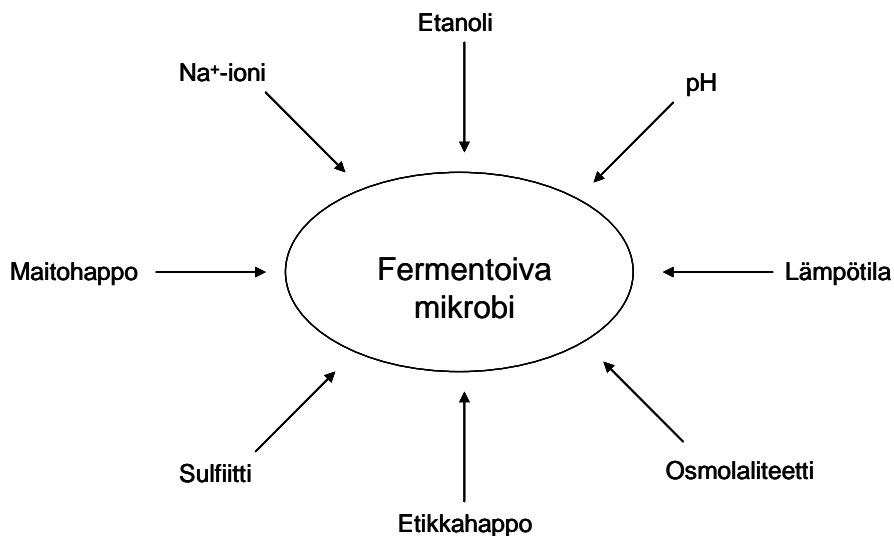
nestemäistä polttoainetta. Molemmissa konversiovaihtoehdoissa sivutuotteina syntyvällä lämpöenergialla, sähköenergialla, ligniinillä ja mahdollisilla muilla tuotteilla on oma vaikutuksensa prosessin kokonaisenergiasaantoon.

#### **3.3 Fermentoinnissa esiintyvien stressitekijöiden vaikutus etanolin saantoon**

Fermentointiprosessien suunnittelun ja optimoinnin lähtökohtana on fermentoivan mikrobin kasvukinetiikka. Hiivan kasvukinetiikkaa tunnetaan kuitenkin rajallisesti ja alkoholia tuottavien bakteereiden vielä huomattavasti huonommin [Bai et al., 2008]. Etanolia tuottava mikrobi kohtaa monia stressitekijöitä (kuva 13), jotka alentavat sen elinvoimaisuutta, kasvunopeutta ja kykyä tuottaa etanolia. Stressitekijä, jolta etanolin tuotannossa ei voida välttyä, on etanoli itsessään, sillä etanoli on primääri aineenvaihduntatuote: sen pitoisuus kasvuliuksessa on vahvasti yhteydessä sitä tuottavan mikrobin kasvunopeuteen. Periaatteessa etanolin pitoisuus fermentointiliuksessa voitaisiin rajoittaa hyvinkin alhaiseksi höyrystämällä se fermentointiliuksesta (pervaporaatio) jo ennen kuin sen pitoisuus kasvaa suureksi ja palauttaa fermentointiliuos uudelleen fermentoitavaksi, mutta toistaiseksi tämä ei ole ollut taloudellisesti houkutteleva vaihtoehto [Cardona & Sánchez, 2007]. Toisaalta pervaporaatiota pidetään varsin energiaintensiivisen tislusprosessin lupaavana korvaajana tai täydentäjänä tulevaisuudessa [Cardona & Sánchez, 2007; O'Brien et al., 2000].

Etanolin käymisprosessissa esiintyy aina lukuisia samanaikaisia stressitekijöitä, kuten kuva 13 havainnollistaa. Stressitekijöiden yhteisvaikutus on usein suurempi kuin niiden erillisvaikutusten summa, mutta toisaalta mikrobin sopeutuminen yhteen stressitekijään parantaa sen kykyä tuottaa etanolia myös muiden stressitekijöiden vallitessa [Ingledeew, 1999].





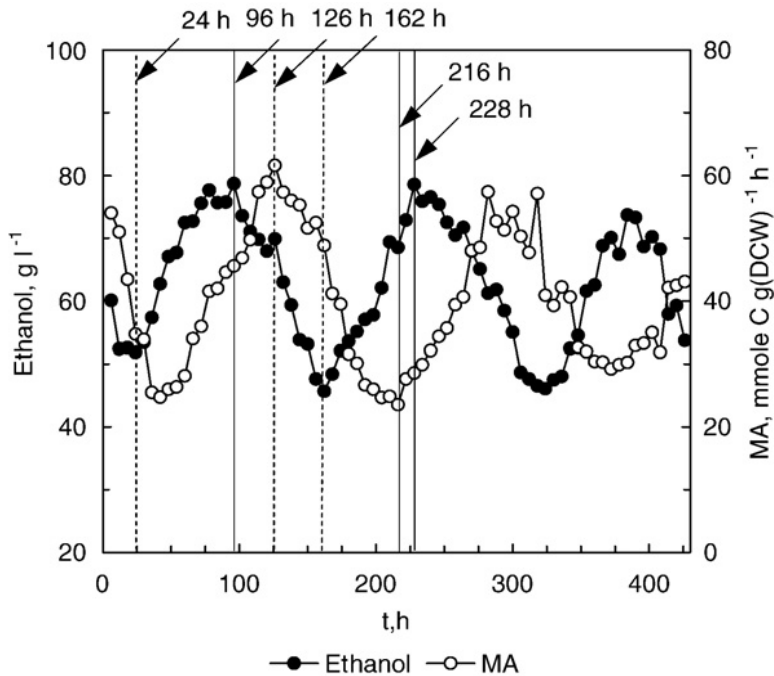
Kuva 13. Etanolin tuotannon stressitekijät [muokattu lähteestä Ingledew, 1999].

Fermentointiprosessissa hiilihydraatit muuttuvat etanoliksi, hiilidioksidiksi, solumassaksi ja sivutuotteiksi. Teoreettiseen saantoon, 0,51 grammaa etanolia grammasta raaka-aineen sokereista, ei käytännössä koskaan päästä. Osa hiilihydraatin massasta konvertoituu solumassaan, koska vain kasvavat solut voivat tuottaa etanolia. Tämä johtuu siitä, että sivutuotteena syntyvän ATP:n sisältämä energia täytyy kuluttaa solukasvuun. Tyypillisessä *Saccharomyces cerevisiae*-leivinhiivaan perustuvassa fermentointiprosessissa 5–12 % hiilihydraatista muuttuu biomassaksi [Sprenger, 1996] ja osa sivutuotteiksi, joten käytännön yläraja etanolisaannolle on siten tyypillisesti 39–46 m-%. *Zymomonas mobilis*-bakteerin on todettu kuluttavan vain alle 3 % sokereista biomassaksi, mutta sen haittapuolina ovat sokereiden kapea hyödyntämiskirjo [Sprenger, 1996] ja epästabiili kasvukinetiikka jatkuvassa prosessissa [Daugulis et al., 1997; McLellan et al., 1999].

Myös *S. cerevisiae*-mikrobin on havaittu värähtelevän (oskilloivan) jatkuvassa etanolintuotannossa, varsinkin kun kiintoainespitoisuus fermentoidessa on suuri [Shen et al., 2009; Borzani 2001; Bai et al., 2004; Bai et al., 2009] (kuva 14). Suuri kiintoainespitoisuus aiheuttaa osmoottista stressiä hiivasoluille, mikä voi olla yksi oskillaation syistä. PDU-mittakaavan etanolintuotokokeissa havaittiin muodostuvan hiilidioksidin (jota syntyy vain, kun etanolia muodostuu) oskillointia *fed-batch*-ajossakin [Rudolf et al., 2004]. Oskillointi lisääntyi prosessin loppua kohden, mikä voisi myös viitata etanolin aiheuttamaan lopputuotestressiin.

### 3. Etanolin saanto

Oskilloinnin etuna on se, että se auttaa mikrobia sietämään etanolin tuotannossa vallitsevia eri stressitekijöitä, kuten korkeaa osmolaliteettia ja etanolin pitoisuutta. Haittana on kuitenkin se, että riski fermentoimatta jäävän sokerin pitoisuuden nousulle kasvaa, mikä alentaa etanolin saantoa. Oskilloinnin jaksonaika voi olla jatkuvassa etanolin tuotannossa varsin pitkä (kuva 14), jopa 120 tuntia [Borzani, 2001]. Etanolin ja glukoosin pitoisuuksien amplitudit olivat samassa tutkimuksessa suuruusluokkaa 70 g/litra ja 40 g/litra [Borzani, 2001].



Kuva 14. Leivinihiiva (*Saccharomyces cerevisiae*) oskilloi tuottaessaan etanolia jatkuvassa prosessissa. Leivinihiivan stressinsietokyky, mutta samalla myös riski fermentoimatta jääneiden sokereiden pitoisuudelle kasvaa oskilloinnin myötä. MA; (*metabolic activity*), aineenvaihdunnan taso [kuva lähteestä Shen et al., 2009].

## 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

Selluloosaetanolin tuotantokustannukset voidaan jakaa muuttuviin ja kiinteisiin käyttökustannuksiin sekä investointikustannuksiin. Investointikustannukset lisätään usein suoriin käyttökustannuksiin annuiteettimenetelmää käyttäen. Annuiteettimenetelmässä investointikustannukset jaetaan investoinnin pitoajan eri vuosille tasaeriksi.

Tässä katsauksessa kaikki kustannukset on indeksoitu *Chemical Engineering* -lehden CEPCI-indeksiin (maalis–toukokuun 2009 keskiarvoon). Joissakin lähteissä oli mainittu käytettyjen kustannusten perusvuosi. Jos tätä ei ollut mainittu, on perusvuotena käytetty ko. lähteen julkaisuvuotta.

Valuuttojen muuntokertoimina on käytetty vuoden 2009 toisen vuosineljänneksen keskiarvoja, jotka on saatu käyttämällä Euroopan keskuspankin valuuttalaskuria (Euroopan keskuspankki, 2009). Euron arvo on siten tässä työssä 10,8 Ruotsin kruunua ja 1,36 Yhdysvaltain dollaria. Vuotuisen CEPCI-indeksin on oletettu tässä työssä indeksoivan hyvin biopolttoaineiden tuotantokustannuksia nykyhetkeen. Tätä tapaa on käytetty paitsi siksi, että se on yleisesti käytetty tapa alan kirjallisuudessa [mm. Wooley et al., 1999], myös sen vuoksi, että pääomakulut muodostavat varsin suuren osan, jopa puolet, biopolttoaineiden tuotantokustannuksista.

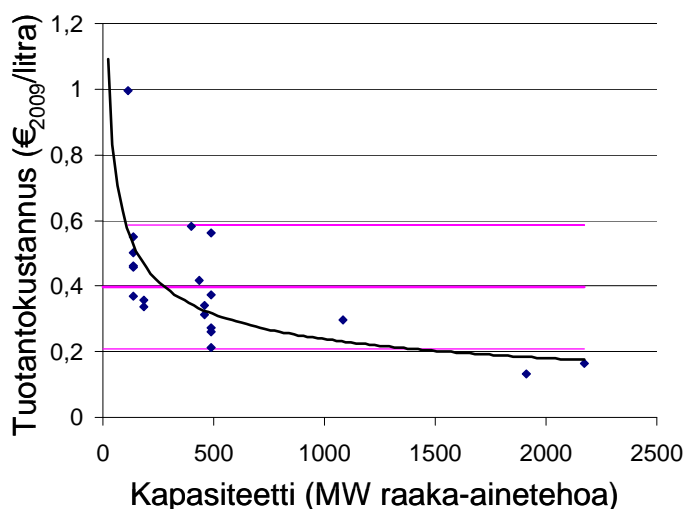
Fermentaatioprosessilla tuotetun lignoselluloosaperäisen etanolin arvioidut tuotantokustannukset vaihtelevat suuresti eri tutkimusten välillä. Tähän katsaukseen on kelpuutettu vain sellaisia etanolin tuotantokustannusten arvioita, jotka sisältävät myös pääomakustannukset. Suurimmat kustannuserät ovat pääomakulut, raaka-ainekustannukset ja entsyymikulut. Näiden keskinäiset suuruudet vaihtelevat tapauskohtaisesti. Pohjoismaissa tehdyissä varsin kriittisissä tarkasteluissa hypoteettisen etanolitehtaan tuotantokustannuksista suurin osa voidaan kohdentaa pääomakuluille, raaka-aineelle ja entsyymeille, mutta näiden keskinäiset suuruudet vaihtelevat tutkimuksittain [von Weymarn, 2007; Sassner & Zacchi, 2008; Sassner et al., 2008].

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

Historiallisesti katsottuna Yhdysvalloissa tehdyissä tarkasteluissa on arvioitu, että selluloosaperäisen etanolin tuotantokustannukset ovat noin 70 % pienempiä kuin EU:ssa [Margeot et al., 2009]. Tämä ero on peräisin suuremmasta raaka-ainetiheydestä laitoksen ympärillä ja siten alhaisemmista raaka-ainekustannuksista sekä suuremman tuotantokapasiteetin myötä saavutettavista mittakaavaeduista [Margeot et al., 2009]. Erään näkemyksen mukaan optimaalinen etanolin tuotantokapasiteetti on Yhdysvalloissa noin 500 MW [Huang et al., 2009]. Tätä näkemystä tukee epäsuorasti myös se, että suuri osa Yhdysvalloissa tehdyistä tutkimuksista on toteutettu noin 500 MW:n kokoluokassa (kuva 15). Pohjoismaissa tehdyissä tutkimuksissa tuotantokapasiteetti on ollut luokkaa 100–150 MW [von Weymarn, 2007; Wingren, 2005; Sassner et al., 2008].

Useissa tutkimuksissa tuotantokustannukset on laskettu olettaen, että useita laitoksia olisi jo rakennettu [esim. Wooley et al., 1999; Aden et al., 2002]. Poikkeus tästä on von Weymarnin [2007] arvio suomalaisesta korsietanolista, jossa oletettiin ensimmäinen laatuaan oleva tuotantolaitos. Tässä tutkimuksessa oli myös valittu oman voimakattilan hankinta, mikä oli laitehankinnoista ylivoimaisesti suurin (> 50 % investoinneista). Vaihtoehtoisesti ligniini voitaisiin prosessoida myytävään muotoon, jolloin kyseistä investointia ei tarvittaisi ja laitoksessa tarvittava energia ostettaisiin markkinoilta. Von Weymarnin [2007] tarkastelussa käytetty etanolisaanto (19 m-%) oli varmistettu kokeellisesti pilotmittakaavassa.

Kaikissa 19 läpinäkyvyys- ja tuoreuskriteerit (vuoden 1996 jälkeen) täyttävässä tarkastelussa etanolin tuotantokustannukset vaihtelivat välillä 0,15...1,0 €/l (kuva 15) [Galbe et al., 2007; von Weymarn, 2007; Sassner & Zacchi, 2008; Sassner et al., 2008; Wingren, 2005; Wooley et al., 1999; Aden et al., 2002; Eggegan & Elander, 2005; Hamelinck et al., 2005; Piccolo & Bezzo 2009]. Korkeimmiksi arvioiduissa tuotantokustannuksissa, 0,55 €/l [Wingren, 2005], 0,56 €/l [Sassner et al., 2008] ja 1 €/l [von Weymarn, 2007] oli käytetty tukena laboratorikokeissa saatua tietoa prosessiolosuhteista ja saannoista. Suomalaisen korsietanolin [von Weymarn, 2007] kustannusarvio edustaa siis ensimmäistä rakennettua laitosta ilman mahdollisia integrointihyötyjä.



Kuva 15. Kirjallisuudessa esiintyvät lignoselluloosaperäisen etanolin tuotantokustannukset kapasiteetin (MW raaka-ainetta) mukaan. Paksu punainen viiva edustaa tuotantokustannusten aritmeettista keskiarvoa ja ohuet viivat keskiarvoa lisättyä (ylempi) tai vähennettyä (alempi) yhdellä keskihajonnalla. Käyrä edustaa potenssifunktiosovitusta ( $R^2 = 57\%$ ) [Galbe et al., 2007; von Weymarn, 2007; Sassner & Zacchi, 2008; Sassner et al., 2008; Wingren, 2005; Wooley et al., 1999; Aden et al., 2002; Eggeman & Elander, 2005; Hamelinck et al., 2005; Piccolo & Bezzo, 2009].

Etanolin tuotantokustannus on herkkä prosessiparametrien muutoksille. Lähes kaikissa tutkimuksissa tärkein yksittäinen prosessiparametri herkkyyksikoissa on ollut etanolin saanto [esim. Galbe et al., 2007]. Tämä ei ole yllättävää, sillä muutos etanolin saannossa vaikuttaa sekä raaka-ainekustannuksiin että pääomakustannuksiin. Mielenkiintoinen poikkeus tästä on suomalainen korsietanoli [von Weymarn, 2007], jonka kannattavuuteen vaikuttaa eniten raaka-aineen hinta. Edes 40 %:n investointituella korsietanolin tuotanto ei ollut kannattava muiden teki-  
jöiden pisyessä muuttumattomina.

Muita tärkeitä suomalaisen korsietanolin tuotantokustannuksiin vaikuttavia tekijöitä olivat etanolin saanto, entsyymikustannukset sekä etanolin myyntihinta. 1,25 euron litrahinnalla hypoteettinen etanolitehdas olisi hyvinkin kannattava sisäisen koron ollessa noin 15 %. Kannattavuus saavutettiin myös, mikäli monta parannusta tapahtui samanaikaisesti (esim. investointituki tai kattilan poisjättäminen yhdistettynä halvempaan raaka-aineeseen ja alhaisempaan entsyymihintaan). On kuitenkin huomioitava, että Suomeen rakennettava olkietanoli-tehdas olisi Yhdysvaltojen esimerkkejä huomattavasti pienempi. Kokoa rajoittaa Suomen alhainen hehtaarikohtainen olkisaanto (oletuksena 100 km:n keräyskehä).

### 4.1 Pääomakustannukset

Pääomakustannuksiin vaikuttavat voimakkaasti paitsi investointikustannukset sinänsä, myös investoinnin pitoaika ja pääoman korkokustannus. Investoinnin pitoajan ja pääomalle vaadittavan koron vaikutus vuotuisiin kustannuksiin voidaan huomioida kertomalla pääomakustannukset annuiteettitekijällä. Annuiteettitekijä on sitä suurempi, mitä suurempi on laskentakorko ja mitä lyhyempi on investoinnin pitoaika. Laskentakoron voi ajatella koostuvan oletetusta tai ennustetusta riskittömästä korosta ja sen päälle tulevasta riskipreemiosta. Selluloosaetanoli-hankkeen riskipreemion tulisi olla varsin suuri, sillä kyseessä on uusi, kaupallisesti kypsytön teknologia.

Annuiteettitekijä vaihteli tutkimuksissa tyypillisesti välillä 0,096...0,182 [Galbe et al., 2007; von Weymarn, 2007; Sassner & Zacchi, 2008; Sassner et al., 2008; Wingren et al., 2003]. Annuiteettitekijän suuruus 0,096 vastaa esimerkiksi 5 %:n laskentakorkoa 15 vuoden investoinnin pitoajalle. Annuiteettitekijän suuruus 0,182 puolestaan vastaa esimerkiksi noin 13 %:n laskentakorkoa kymmenen vuoden investoinnin pitoajalle. Annuiteettitekijän tulisi Lynd et al. [1996] mukaan olla 0,2 kypsälle tekniikalle, joten riskipitoiselle ja kaupallisesti kypsytömälle tekniikalle sen tulisi olla vielä suurempi. Annuiteettitekijä ei ole ajasta riippumaton vakio, mutta selluloosaetanolille tulisi kenties soveltaa lähellä arvoa 0,2 olevaa annuiteettitekijää, sillä kyseessä on uusi teknologia, jonka kaupallistamiseen liittyy riskejä.

Toinen yleisesti käytetty tapa hallita investoinnin riskipitoisuutta (tai investointiarvion epävarmuutta) on lisätä pääomakustannuksiin investointikustannusten epävarmuuden suuruutta heijasteleva varaus (*project contingency*), joka vaihtelee tyypillisesti välillä 0–30 % pääomakuluista. Esimerkiksi von Weymarn [2007] käytti hypoteettisen selluloosaetanolitehtaan investointikuluille 20 %:n varausta ja annuiteettitekijää 0,163 (kymmenen vuoden investoinnin pitoaika, 10 %:n korko). Mikäli tälle laskelmalle olisi jätetty varaus tekemättä ja vaadittu sama tuotto pääomalle, olisi annuiteettitekijäksi tullut 0,195. Ruotsissa tehdyssä hypoteettisen selluloosaetanolitehtaan annuiteettitekijäksi valittiin 0,096, joka vastaa 15 vuoden takaisinmaksuaikaa 5 %:n korolla [Wingren et al., 2003]. Varauksen ei ollut tässä tutkimuksessa kuin 10 %, joten tämän tutkimuksen investointikustannukset eivät heijastele hankkeen riskiä kovinkaan hyvin. NREL [Wooley et al., 1999] käyttää vain 3 %:n epävarmuutta vedoten hypoteettisen etanolitehtaansa yksityiskohtaiseen suunnitteluun. Vastaavasti NREL:n tutkimus (annuiteettitekijä 0,182) heijastelee investoinnin riskialttiutta varsin hyvin.

## 4.2 Raaka-ainekustannukset ja tuotantokapasiteetti

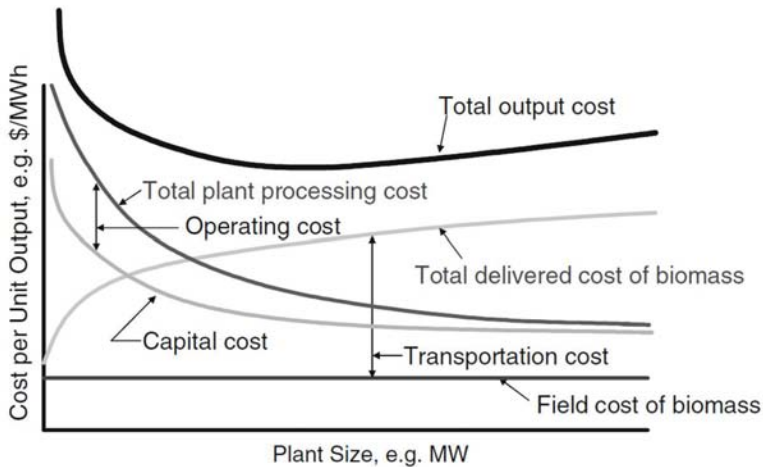
Koska raaka-ainekustannukset muodostavat suuren osan lignoselluloosaperäisen etanolin tuotantokustannuksista, on selluloosan käytön oltava tehokasta ja kaikki materiaalivirrat hyödynnettävä tehokkaasti [Brown et al., 2001; Kaylen et al., 2000; Zhuang et al., 2001]. Hamelinck et al. [2005] arvioivat raaka-ainekustannuksiksi jopa 40 %, ja suomalaisessa tutkimuksessa se oli suurin yksittäinen kustannustekijä [von Weymarn, 2007]. Kotimaisessa laskelmassa oli oletuksena, että oljen tuotannolle, keräykselle ja kuljetukselle ei saada mitään tukia tai helpotuksia.

Raaka-ainekustannusten nousu 9 €/kuivattonni (lämpöarvo 18 MJ/kg) nostaa tuotetun etanolin hintaa 0,03 €/l [Hamelinck et al., 2005]. Hypoteettisessa korsietanolilaitoksessa etanolin tuotantokustannukset nousevat 0,03 €/l, jos raaka-aineen hinta nousee 6 €/kuivattonni [von Weymarn, 2007]. Perushinnat näissä tutkimuksissa olivat 0,52 €/l [Hamelinck et al., 2005] ja 1,0 €/l [von Weymarn, 2007].

Raaka-aineen kuljetuskustannukset ovat tärkeä tekijä raaka-aineen hinnassa tehtaan portilla. Ne vaikuttavat myös suurimman kannattavan raaka-aineen keräyssäteen kautta tehtaan maksimikokoon ja sitä kautta etanolin yksikkökustannuksiin. Erään tutkimuksen mukaan raaka-aineen kuljetuskustannukset nousevat järjestyksessä maissijäte (alhainen kustannus), luutahirssi (*Switchgrass*), poppeli ja haapa (korkea kustannus) [Huang et al., 2009]. Eri raaka-aineiden kuljetuskustannuksiin vaikuttavat monet paikalliset tekijät, joten eri raaka-aineiden kuljetuskustannusten suuruus ja keskinäinen järjestys riippuvat niitä käyttävän laitoksen sijainnista.

Tuotannon mittakaavaedut ovat bioetanolin tuotannossa tärkeitä, ja ne voivat olla keskenään ristiriitaisia. Biomassan jakautumisella etanolin tuotantolaitoksen ympärille on erittäin suuri kustannusvaikutus [Dunnnett et al., 2008; Searcy & Flynn, 2009]. Monista kemianteollisuuden prosesseista poiketen biomassaa prosessoivilla laitoksilla on optimaalinen koko (kuva 16), sillä kasvavat polttoaineen hankintakustannukset ylittävät tietyn tuotantokapasiteetin jälkeen mahdolliset suurtuotannon mittakaavaedut [Searcy & Flynn, 2009].

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset



Kuva 16. Tuotantokapasiteetille on olemassa optimi, joka määräytyy polttoaineen hankintakustannuksista ja tuotannon mittakaavaedusta [kuva lähteestä Searcy & Flynn, 2009].

Laboratoriomittakaavasta saatu tieto ei välttämättä ole sellaisenaan voimassa suuressa tuotantomittakaavassa. Tutkimuksessa, jossa etanolia fermentoitiin kuusihakkeesta, jota oli esikäsitelty höyryräjäytyksellä  $\text{SO}_2$ -kyllästyksen jälkeen, etanolin saanto pieneni 75 %:sta 71 %:iin teoreettisesta saannosta, kun fermentorin koko suureni 1 litrasta 30 litraan muiden tekijöiden pysyessä samoina [Söderström et al., 2005]. Yhtenä syynä saattoi olla sivutuotteena muodostunut maitohappo, jota havaittiin vain suuremmissa fermentorissa. Laboratoriotutkimuksissa saatu tieto fermentointiprosesseista on tarkkaa ja hyvin toistettavissa, mutta skaalaus laboratoriomitasta ylöspäin on erittäin haastavaa. Monia ilmiöitä, kuten materiaalien korroosiota, nopeaa lämmönmuodostusta ja runsasta vaahdon muodostumista, ei näy laboratoriomittakaavassa lainkaan, mutta ne ovat läsnä suuren mittakaavan prosesseissa. Myös taipumus kiintoaineiden saostumiseen ja kerääntymiseen fermentorin pintaan lisääntyy, kun mittakaava muuttuu laboratoriomitasta tuhansiin kuutiometriin [Galbe et al., 2007].

### 4.3 Etanolin tuotannon mittakaavaetu

Prosessiteollisuudessa vallitsee usein mittakaavaetu, joka ilmenee tyypillisesti siten, että tuotantokapasiteetin kasvaessa 1 %:n pääomakustannukset kasvavat vain 0,6 %. Mittakaavaetua on perinteisesti selitetty sillä, että reaktoreiden ja säiliöiden tilavuuden kasvaessa niiden pinta-ala kasvaa hitaammin. Tuotannolla on mittakaavaetua, jos tuotantokapasiteetin kasvaessa p-kertaiseksi, kustannukset

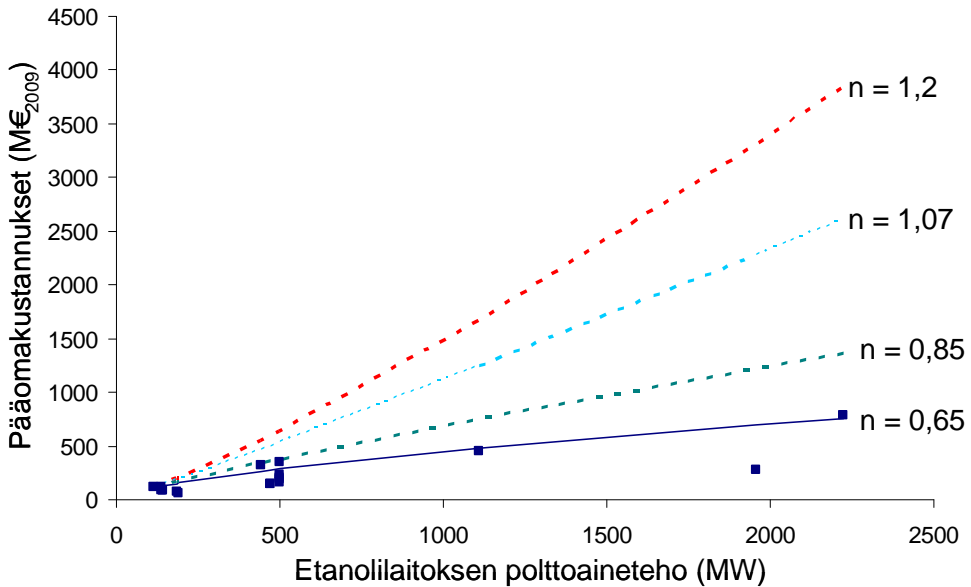


muuttuvat  $p^n$ -kertaisiksi, jossa kustannusekspONENTTI  $n < 1$ . Tällöin tuotantokustannukset kasvavat tuotantokapasiteetin kasvua hitaammin, minkä seurauksena tuotannon yksikkökustannukset alenevat. Mikäli  $n = 1$ , mittakaavaetua ei ole, ja jos  $n > 1$ , mittakaavaedun sijaan vallitsee mittakaavahaitta.

Kirjallisuuskatsauksen perusteella hypoteettisen etanolitehtaan pääomakustannuksille on implisiittisesti oletettu kustannusekspONENTTI  $n = 0,65$  (kuvassa 15 esiintyvistä kustannusarvioista laskettuna,  $R^2 = 0,74$ ). Kemian ja petrokemian teollisuudesta on laaja aineisto, jonka perusteella kustannustekijä on noin 0,6 [Peters & Timmerhaus, 1991]. Guthrie [1970] analysoi 54 erilaista kemian prosessia ja sai keskimääräiseksi kustannusekspONENTTIKSI 0,7. Gallagher et al. [2005] estimoivat maissista valmistetun tärkkelysetanolin tuotannon kustannusekspONENTTIKSI 0,836. On huomattava, että tärkkelysetanolin tuotantoprosessi on huomattavasti yksinkertaisempi kuin selluloosaa raaka-aineena käyttävä prosessi. KustannusekspONENTTIKSI on esitetty arvoa 0,85, kun prosessoidaan kiintoainesta [Tribe & Alpine, 1968; Garret, 1998].

Kahdeksan erikokoisen Yhdysvalloissa sijaitsevan monoklonaalisia vasta-aineita tuottavan (biotekninen prosessi) tuotantolaitoksen perusteella kustannusekspONENTTI on 1,07 ( $R^2 = 0,89$ ) Faridin [2007] keräämästä aineistosta sovitettuna. Nämä laitokset oli rakennettu 2000-luvulla ja samalla valuutta-alueella (USA), joten aikajänne ja valuuttakonservatiivien valinta ei vaikuttane ratkaisevasti kustannustekijän arvoon. Erään tutkimuksen mukaan biokaasulaitoksen pääomakustannusten kustannusekspONENTTI on 1,2 [Amigun & von Blottnitz, 2007], eli biokaasulaitoksen pääomakustannukset kasvavat huomattavasti kapasiteettia nopeammin. Tutkimus perustui 21 rakennettuun biokaasulaitokseen. Tätä taustaa vasten selluloosaetanolin kustannusekspONENTTI voi olla suurempi kuin monissa kemianteollisuuden prosesseissa. Kuvassa 17 on havainnollistettu etanolin tuotannon pääomakustannuksia raportoitujen tutkimusten tiedoista erilaisten hypoteettisten kustannusekspONENTTIEN VALLITSESSA. Hypoteettisiksi kustannusekspONENTTEIKSI VALITTIIN 0,65 [Peters & Timmerhaus, 1991; Guthrie, 1970], 0,85 [Gallagher et al., 2005; Tribe & Alpine, 1968; Garret, 1998; Hamelinck & Faaij, 2006], 1,07 [tämä työ / Farid, 2007] ja 1,2 [Amigun & von Blottnitz, 2007].

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset



Kuva 17. Kirjallisuudessa esiintyvät lignoselluloosaperäisen etanolin tuotannon pääomakustannukset erilaisten kustannuseksponttien vallitessa [Wooley et al., 1999; Aden et al., 2002; Eggeman & Elander, 2005; Hamelinck et al., 2005; von Weymarn, 2007; Sassner et al., 2008; Piccolo & Bezzo, 2009; Galbe et al., 2007; Sassner et al., 2008; Wingren, 2005].

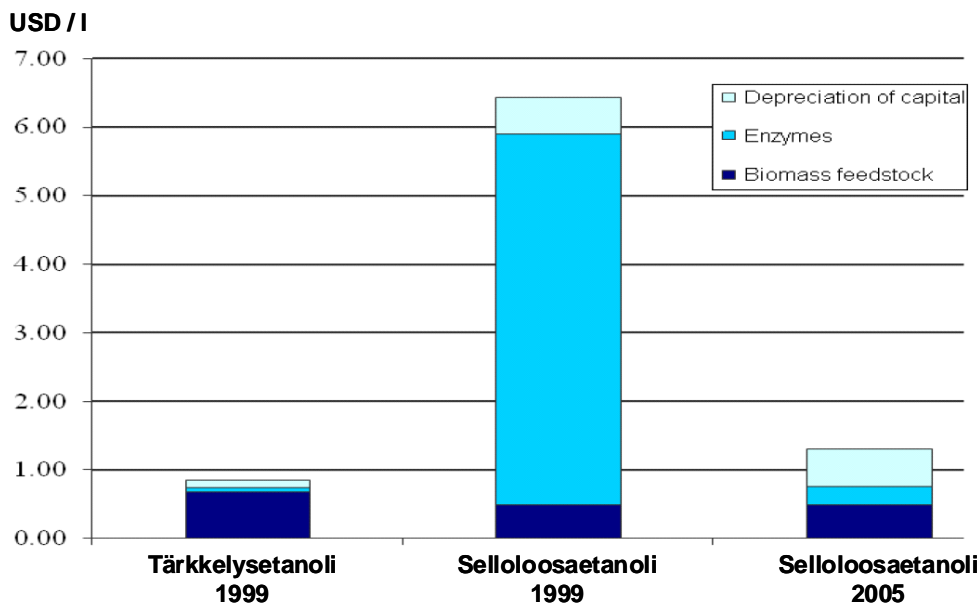
#### 4.4 Entsyymikustannukset

Sellulaasin markkinahinta oli vuonna 2005 0,08–0,13 €/jokaista tuotettua etanolilitraa kohden [Hamelinck et al., 2005]. Entsyymit voivat joissakin tapauksissa olla niin kalliita, että entsyymimäärän kasvattamisen sijaan kannattaa suurentaa entsyymaattisen hydrolyysin viipymäaika [Aden et al., 2002]. Biomassaa prosessoivien entsyymien kustannukset voivat kuitenkin pudota varsin nopeasti, vaikka kyseessä olisi jo kaupallisesti kypsä tekniikka. Tästä esimerkkinä on se, että maissitärkkelysetanolin tuotannossa tarvittavien entsyymien (mm. tärkkelystä pilkkovien amylaasien) hinta putosi Yhdysvalloissa vuosien 1998 ja 2002 välillä 35 % [Shapouri & Gallagher, 2005]. Nämä hinnat edustavat 21 laitoksen maksamaa keskimääräistä hintaa, joten otos on varsin edustava. Kaupallisesti kysymättömällä lignoselluloosaetanolilla on vielä suurempi potentiaali entsyymikustannusten laskuun, mikäli sellulaasientsyymeille on kysyntää.

Sellulaasin spesifisen aktiivisuuden, lämpöstabiilisuuden ym. teollisten ominaisuuksien odotettiin paranevan vuosina 1999–2005 siten, että sellulaasista aiheutuvat kustannukset putoaisivat kolmasosaan vuonna 2005 ja kymmenesosaan

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

vuonna 2010 [Wooley et al., 1999]. IEA:n näkemykselle entsyymikustannuksista (kuva 18) vuonna 2005 ei ollut jäljitettävissä kirjallisia viitteitä, joten sen arvoa tai alkuperää ei voi arvioida [IEA, 2008]. Kuvan 18 tuotantokustannuksissa ei ole huomioitu muita käyttökustannuksia kuin entsyymien ja sokereita sisältävän raaka-aineen kustannukset.



Kuva 18. Tärkkelys- (vuonna 1999) ja selluloosaetanolin (vuonna 1999 ja 2005) tuotantokustannukset [IEA, 2008].

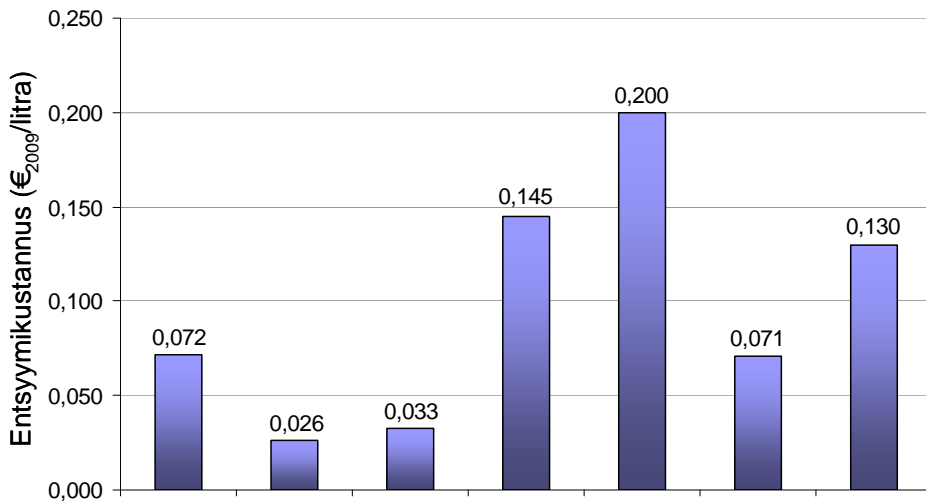
Entsyymikustannukset ovat olleet huomattavan suuret lignoselluloosaperäisen etanolin tuotannossa. Ennen vuosituhaten vaihdetta entsyymikustannukset olivat NREL:n mukaan  $0,072 \text{ €}_{2009}/\text{l}_{\text{EtOH}}$  [Wooley et al., 1999] ja  $0,026 \text{ €}_{2009}/\text{l}_{\text{EtOH}}$  [Aden et al., 2002]. Aden et al. [2002] käyttivät raaka-aineena maissijätettä. Wooleyn et al. [1999] käyttäessä tulppaanipuuta [*yellow poplar*], mikä voi osittain selittää alhaisempia entsyymikustannuksia. Sekä Genencor International että Novozymes Biotech saivat Yhdysvaltain energiaministeriöltä rahoituksen hankkeeseen, jonka tavoitteena oli saada entsyymikustannukset putoamaan kymmenesosaan [Katzen & Schell, 2005; Hahn-Hägerdal et al., 2006].

Vuonna 2005 entsyymien tuotantokustannukset olivat joidenkin lähteiden mukaan pudonneet 30-osaan ja olivat enää luokkaa  $0,03 \text{ €}_{2009}/\text{l}_{\text{EtOH}}$  [Greer, 2005; IEA, 2008]. Wingrenin [2005] mukaan entsyymikustannukset ovat  $0,06 \text{ €}_{2009}/\text{l}_{\text{EtOH}}$  ja tavoitteena on  $0,01 \text{ €}_{2009}/\text{l}_{\text{EtOH}}$ . Joidenkin lähteiden mukaan entsyymien kustannukset

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

putoavat merkittävästi vasta vuoden 2010 tienoilla [Hamelinck et al., 2005; Galbe et al., 2007]. Hamelinck et al. [2005] arvioivat, että vuodesta 1999 vuoteen 2010 entsyymien stabiilisuus, aktiivisuus ja saanto kasvavat siten, että niiden hinta putoaa kymmenyksen. Myös Galbe et al. [2007] mukaan em. entsyymikustannukset saavutetaan vasta tulevaisuudessa.

Entsyymituottajien arvion mukaan entsyymikustannukset putoavat arvoon 0,02 €<sub>2009</sub>/l<sub>EtOH</sub> vuoteen 2012 mennessä [von Weymarn, 2009]. On arvioitu, että entsyymiaktiivisuuden tarve esimerkiksi havupuulle on ainakin kolminkertainen verrattuna maissijätteisiin [Wingren, 2005]. Niiden selluloosaetanolin tuotantokustannuksia arvioivien tutkimusten, joissa arvioidut entsyymikustannukset oli eritelty, on esitetty kuvassa 19. On huomattava, että osassa näistä tutkimuksista oletettiin, että tulevaisuuden entsyymikustannukset ovat nykyistä pienemmät. Kaikissa tutkimuksissa ei myöskään käytetty samaa raaka-ainetta.



Kuva 19. Sellulaasientsyymien kustannukset eri tutkimuksissa. Lähteet vasemmalta alkaen: Wooley et al., 1999; Aden et al., 2002; Eggeman & Elander, 2005; Hamelinck et al., 2005; von Weymarn, 2007; Sassner et al., 2008; Piccolo & Bezzo 2009. Viimeinen pylväs edustaa kaikkia muita materiaalikustannuksia paitsi itse raaka-ainekustannuksia [Piccolo & Bezzo 2009].

Suurin osa kaupallisista sellulaaseista ja hemisellulaaseista tuotetaan *Trichoderma reesei* -lahottajasienen avulla. *T. reesei* on biomassaa hajottavia entsyymejä tuottavien sienten malliorganismi. *T. reesei* -sienen perimä kartoitettiin vasta vuonna 2008 [Martinez et al., 2008]. Genomikartoituksessa paljastui, että tämän entsyymitekniikan malliorganismien ja ”työhevosen” entsyymintuottopotentiaa-

lista on hyödynnetty vasta murto-osa. Sienen varsinainen vahvuus on suuressa proteiinien erityiskyvyssä, jopa 100 grammaa litraa kohti. Se ei kuitenkaan tuota luonnostaan kovin monia sellulaaseja eikä varsinkaan hemisellulaaseja. Geeniteknikoita käyttäen onkin mahdollista kehittää *T. reesei* -kantoja, joilla saadaan tuotettua optimaalinen entsyymisekoitus biomassan hajotukseen. Tätäkin taustaa vasten sellulaasientsyymien tuotantokustannuksilla on huomattava potentiaali alentua.

### 4.5 Sivutuotteiden vaikutus etanolin tuotantokustannuksiin

Etanolin sivutuotteilla voidaan parantaa etanolin tuotantoprosessin taloutta, varsinkin jos sivutuotetta syntyy paljon ja/tai sen arvo on suuri. Fermentoimatta jäänyt proteiinipitoinen kiintoainne voidaan joissakin tapauksissa kuivata ja pelletoida rehuksi, mutta näin valmistetun rehun arvo ei yleensä ole kovin suuri. Ksylitolia voidaan tuottaa viisihiilisistä sokereista mikrobien katalysoimana, joskaan leivinihiiva ei luonnostaan tähän pysty eikä riittävästi ksylitolia tuottavaa hiivakantaa ole vielä pystytty kehittämään [Toivari, 2007]. Muita esimerkkejä mahdollisista sivutuotteista ovat lämmön lisäksi varsin puhdas hiilidioksidi, jota voidaan kenties käyttää kasvihuoneissa tai elintarvikesovelluksissa.

Tunnetuin esimerkki hiukan arvokkaammasta etanolin mahdollisesta sivutuotteesta lienee furfuraali. Furfuraali on väritön, suuren viskositeetin omaava neste. Furfuraalia käytetään muun muassa rikkakasvimyrkkinä ja erinomaisten liuotinnominaisuuksiensa vuoksi esimerkiksi synteettisten öljyjen ja polymeerien valmistuksessa. Furfuraali on yleisesti todettu turvalliseksi, ja sillä on niin sanottu GRAS-status (*generally regarded as safe*), koska sitä on luonnostaan kasveissa ja lisäksi sitä syntyy ihmiskehossa C-vitamiinin hajoamistuotteena. Furfuraalia voidaan valmistaa entsyymaattisesti viisihiilisistä sokereista. Furfuraalin markkinahinta oli 1,3 €/kg vuonna 2002 [Montané et al., 2002]. Vuosien 1999 ja 2003 välisenä aikana Yhdysvalloissa suljettiin neljä furfuraalitehdasta [<http://www.ift.co.za/old/profile-furfural6.htm>]. Nykyisestä kapasiteetista yli puolet on tällä hetkellä Kiinassa [Ethanol, 2010a]. Kaksi muuta suurta furfuraalin tuottajamaata ovat Etelä-Afrikka ja Dominikaaninen tasavalta.

Ligniini vaikuttaa etanoliprosessin talouteen. Useissa etanolin tuotantokustannusarvioissa ligniini poltetaan kattilassa höyrykehitystä varten, sillä etanoliprosessi tarvitsee varsin paljon lämpöä. Osa tästä höyrystä voitaisiin käyttää sähkön tuotantoonkin, mutta suurin osa siitä kuluu paljon prosessilämpöä tarvitsevan etanolin valmistukseen. Toinen vaihtoehto olisi, että sivutuotteena syntyvä ligniini myytäisiin ja tarvittava prosessihöyry ostettaisiin joko teollisuuslaitoksesta

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

(esim. sellu- ja paperitehdas) tai yhdistettyä sähköä ja lämpöä tuottavasta CHP-laitoksesta.

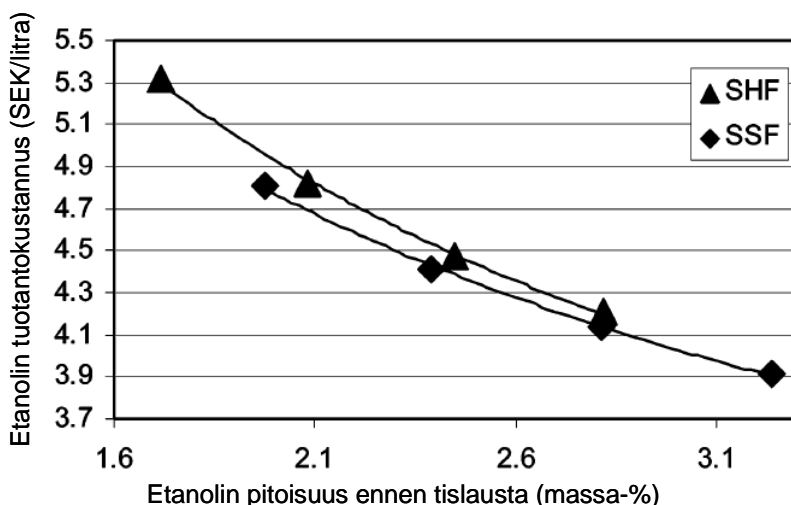
Ligniiniä saatetaan tulevaisuudessa saada myös energiakäyttöä arvokkaampia tuotteita jalostamalla ligniiniä bioteknisesti [Sena-Martins et al., 2008] esimerkiksi muovien, maalien, pinnoitteiden ja kuitujen raaka-aineeksi.

### 4.6 Kiintoaine- ja etanolipitoisuus

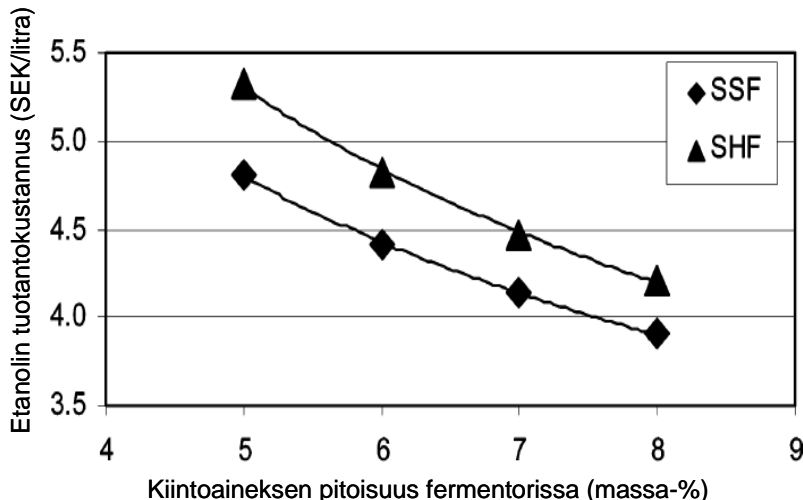
Ennen fermentointia vallitseva kiintoainepitoisuus ja alkoholipitoisuus heti fermentoinnin jälkeen vaikuttavat etanolisaannon ohella voimakkaasti etanolin tuotantokustannuksiin. Etanolisaanto on joissakin tutkimuksissa paljastunut tärkeimmäksi yksittäiseksi etanolin tuotantokustannuksiin vaikuttavaksi tekijäksi [esim. von Weymarn, 2007]. Saantoa optimoitaessa on kuitenkin otettava huomioon muiden prosessiparametrien taloudellinen vaikutus. Saantoa voidaan usein parantaa alentamalla kiintoainepitoisuutta fermentoinnin alussa ja alkoholipitoisuutta sen lopussa, kasvattamalla fermentointivaiheen viipymäaika tai lisäämällä höyrynkulutusta esikäsitteilyvaiheessa. Nämä toimenpiteet kuitenkin nostavat tuotantokustannuksia.

Kahden etanolin tuotantoprosessin, joissa on sama raaka-aine, keskinäisessä vertailussa korkeamman etanolisaannon omaava prosessi voi olla vertailuprosessiaan kustannustehottomampi esikäsitteilyvaiheessa syntyneiden lisäkustannusten vuoksi [Söderström et al., 2002]. Tuotantokustannusten herkkyyttä etanolin pitoisuudelle ennen tislausta ja kiintoaineen pitoisuudelle fermentointivaiheessa on havainnollistettu kuvissa 20 ja 21 [Wingren et al., 2003].

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset



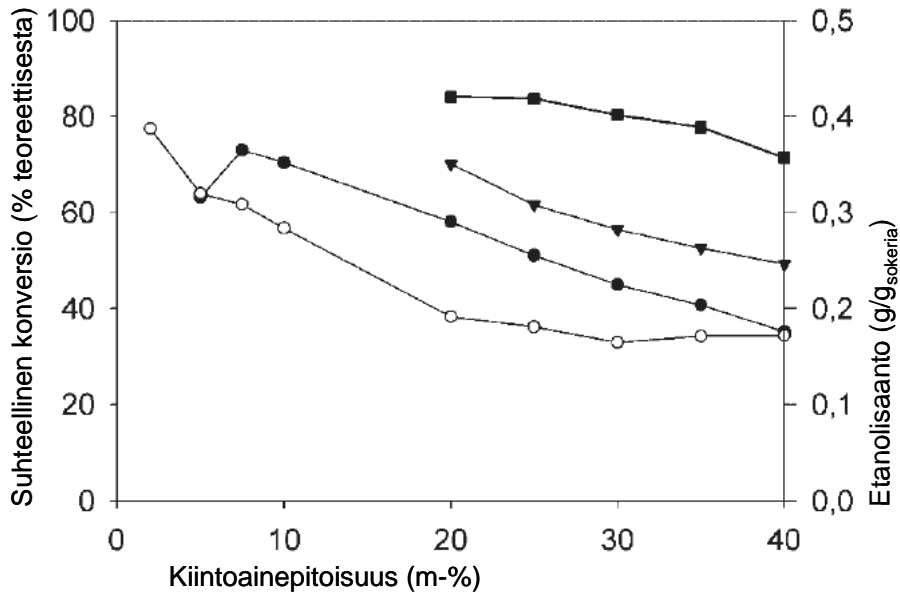
Kuva 20. Etanolin pitoisuus fermentoinnin jälkeen vaikuttaa voimakkaasti tuotantokustannuksiin tislausvaiheen suuren lämmönkulutuksen vuoksi [kuva muokattu lähteestä Wingren et al., 2003]. SHF; erillinen hydrolysointi ja fermentointi, SSF; samanaikainen hydrolysointi ja fermentointi.



Kuva 21. Fermentointivaiheen kiintoaineen pitoisuuden vaikutus tuotantokustannuksiin [kuva muokattu lähteestä Wingren et al., 2003]. SHF; erillinen hydrolysointi ja fermentointi, SSF; samanaikainen hydrolysointi ja fermentointi.

Kussakin prosessissa optimaalinen kiintoainepitoisuus on määritettävä kokeellisesti, sillä kiintoainepitoisuus fermentoinnissa vaikuttaa etanolisaantoon (kuva 22).

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset



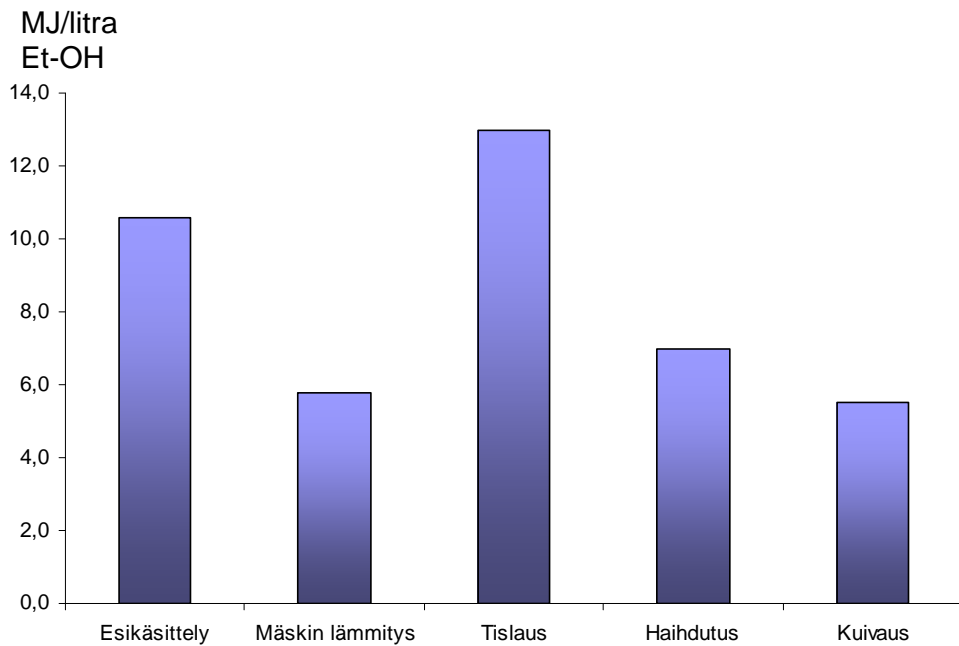
Kuva 22. Kiintoainepitoisuus vaikuttaa merkittävästi siihen, millä konversiotehokkuudella selluloosa (kolmio) ja hemiselluloosa (avoin ympyrä) muuttuvat sokereiksi ja edelleen sokereista etanoliksi (suljettu ympyrä) [muokattu lähteestä Jørgensen et al., 2007]. Kiintoainetta nesteytettiin vesikäsitteilyllä 8 tuntia. Etanolin saanto (neliö) mitattiin 136 tunnin fermentaation jälkeen.

### 4.7 Energiätehokkuus

Energiätehokkuus on pääomakustannusten, raaka-ainekulujen ja etanolisaannon ohella tärkeä tekijä tuotantoprosessin taloudellisen mielekkyyden kannalta. Energiätehokkuutta voidaan parantaa merkittävästi suurentamalla kiintoaineen pitoisuutta fermentoinnin aikana ja etanolipitoisuutta ennen tislausvaihetta, sillä paljon primäärienergiaa kuluu mäskin lämmittämiseen ja etanolin erotukseen kasvuliemestä (kuva 23) [Galbe et al., 2007]. Biokemiallisesti tuotetun etanolin energiantarve on eri tutkimuksissa ja raaka-aineesta riippuen vaihdellut suuresti. Maissijätteestä valmistettua etanolilitraa kohti muualle kuin etanoliiin päätyvää primäärienergiaa kuluu laboratorio- ja pilot-mittakaavan laitteistolla tehtyjen kokeiden perusteella 12–21 MJ/kg<sub>EtOH</sub>, joka on 45–80 % etanolin alemmasta lämpöarvosta.



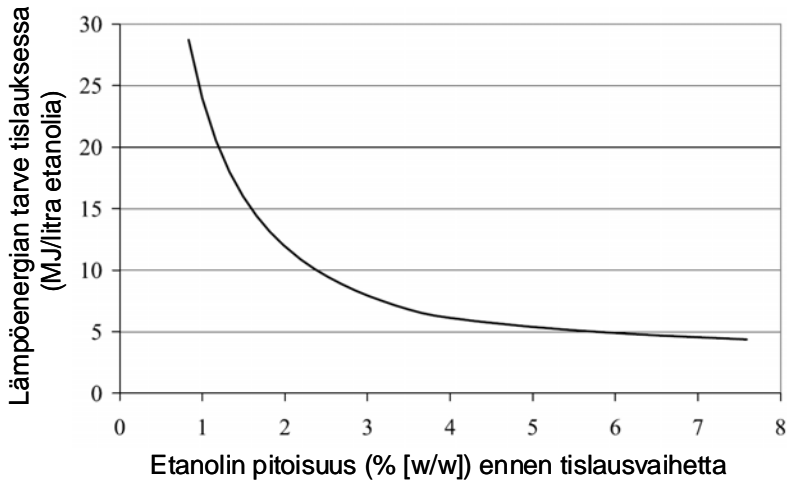
#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset



Kuva 23. Etanolituotannon energiasäästöihin prosessivaiheisiin kuuluva kokonaislämpöenergia hypoteettisessa tehtaassa [Galbe et al., 2007]. Esikäsitely, tislaus ja haihdutus tuottavat paljon sekundääristä energiaa, joka voidaan käyttää muualla prosessissa. Mäskän lämmitys ja kuivaus taas eivät juuri tuota sekundäärienergiaa. Ruotsiin sijoitetussa hypoteettisessa etanolitehtaassa 1 MJ:n vähennys (lisäys) primäärienergian kulutuksessa alensi (nosti) etanolin tuotantokustannuksia 1 eurosentillä, kun perushinta oli noin 0,5 euroa per etanolilitra.

Tislausvaiheen lämmönkulutuksen herkkyyttä etanolin pitoisuudelle ennen tislausta havainnollistaa kuva 24 [Galbe et al., 2007].

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset



Kuva 24. Tislausvaiheen lämpöenergian kulutukseen vaikuttaa voimakkaasti etanolin pitoisuus fermentointivaiheen jälkeen [muokattu lähteestä Galbe et al., 2007].

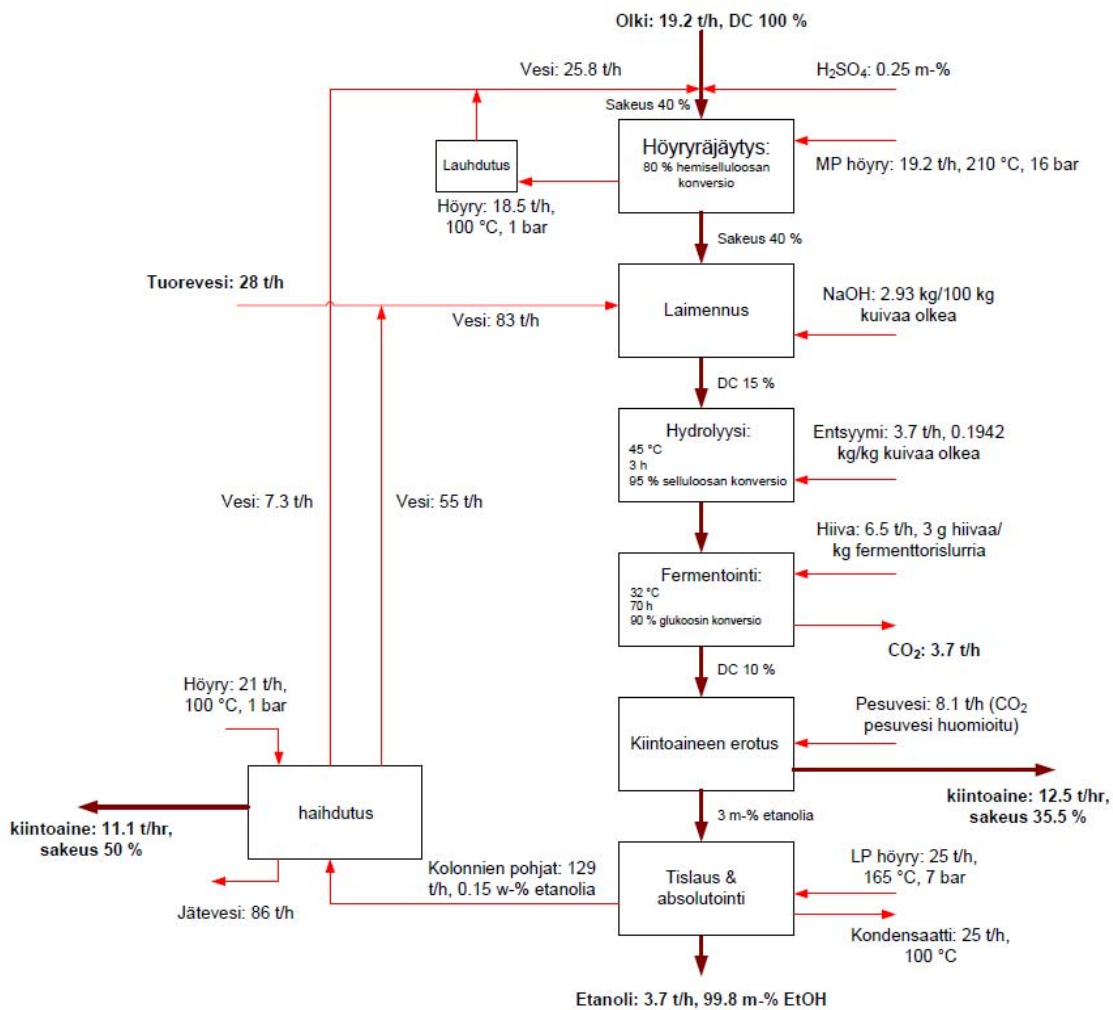
Raaka-aineen kiintoainepitoisuus fermentoinnin aikana vaikuttaa erittäin voimakkaasti etanolin tuotantokustannuksiin. Kiintoainepitoisuuden aleneminen 15 %:sta 10 %:iin nostaa tuotantokustannuksia noin 10 % muiden tekijöiden pysyessä muuttumattomina [Galbe et al., 2007]. Kiintoainepitoisuuden laskiessa 10 %:sta 5 %:iin nousevat kustannukset noin 20 % [Galbe et al., 2007]. On kuitenkin syytä huomata, että paikalliset olosuhteet, kuten vedenkäsittelyyn tarvittava infrastruktuuri, vaikuttavat paljon vedenkulutuksesta aiheutuviin kustannuksiin. Lisäksi sekä entsyymaattisissa hydrolyysissä että fermentointiprosessissa saanto ja siihen tarvittava viipymäaika ovat kiintoainepitoisuuden funktioita.

#### 4.8 Case: kotimainen korsietanoli

Etanolin tuotantoa korsibiomassoista (oljesta ja ruokohelvestä) entsyymaattisen prosessin avulla on tutkittu VTT:ssä [von Weymarn, 2007]. Etanolin tuotantokustannuksiksi tuli noin 1 €/litra etanolia markkinahinnan ollessa EU-alueella 0,55–0,65 €/litra [von Weymarn, 2007]. On siis selvää, että investointi ei ole kannattava. Raaka-aineen hinnaksi tässä kannattavuuslaskennassa määritettiin 52,5 € kuiva-ainetonnilta eli 10,5 €/MWh. Kuljetusetäisyys oli tässä työssä 50 km, jonka määräämältä säteeltä on kerättävissä 160 000 kuivatonna olkea vuosittain. Tästä saadaan 31 000 tonnia etanolia vuosittain, joten laitoksen koko jäi kansainvälisesti katsoen pieneksi (raaka-ainetehto noin 100 MW) mutta kuitenkin

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

samaan suuruusluokkaan kuin Ruotsissa tehdyissä tutkimuksissa [Wingren, 2005; Sassner et al., 2008]. Prosessikonsepti massataseineen on havainnollistettu kuvassa 25.



Kuva 25. Kaavio hypoteettisen etanolin tuotantoprosessista [kuva muokattu lähteestä von Weymarn, 2007; resoluutioltaan parempi kuva: <http://www.vtt.fi/inf/pdf/tiedotteet/2007/T2412.pdf>].

### 4.9 Jätteiden potentiaali etanolin tuotannossa

Etanolia voidaan tuottaa selluloosaa ja hemiselluloosaa sisältävistä jätteistä. Kaatopaikoille päätyvästä sekajätteestä voidaan teoriassa saada 260 000 tonnia etanolia vuodessa [Rättö et al., 2009], mikä vastaa noin 4 %:a Suomen liikenteen primäärienergian ja noin 8 %:a bensiinin kulutuksesta vuonna 2008 [Lipasto, 2009]. Sekajätteen heterogeenisuus asettaa kuitenkin rajoituksia sen hyödynnettävyydelle etanolin tuotannossa.

Teknicaloudellisesti hyödynnettävissä olevan jätteen vuotuinen määrä Suomessa on varsin pieni. Etanolia voidaan arvion mukaan tuottaa teknicaloudellisesti yhdyskuntajätteen biojätejakeesta 20 000 tonnia vuodessa [Rättö et al., 2009]. Liikenteen energian kulutus vuonna 2008 oli 227 PJ [Lipasto, 2009]. Technicaloudellisesti tuotettavissa olevan biojäteperäisen etanolin potentiaali syrjäyttää liikenteessä käytettyä energiaa on siten noin 0,2 % (vuonna 2008). Pelkästään tieliikenteen käyttämästä bensiinistä teknicaloudellisesti tuotettu jäteperäinen etanoli voi syrjäyttää 0,6 % [Lipasto, 2009].

Sellu- ja paperiteollisuuden jätevirroista voidaan Suomessa potentiaalisesti tuottaa etanolia noin 4 % bensiinin kulutuksesta [Sipilä et al., 2009].

UPM ja Lassila & Tikanoja kehittävät yhdessä VTT:n kanssa polttoaine-etanolin valmistusta jätteistä saatavasta paperista, kartongista, puusta ja muovista [Tekniikka & Talous, 2008].

Uusi EU-direktiivi (2009/28/EY) uusiutuvan energian edistämisestä on varsin suopea sivuvirroista tai jätteestä valmistetulle biopolttoaineelle, sillä niiden osuus uusiutuvaa energiaa koskevien tavoitteiden täyttämässä lasketaan kaksinkertaisena:

”Arvioitaessa toimijoille asetettujen kansallisten uusiutuvan energian velvoitteiden täyttymistä ja tavoitetta, joka koskee uusiutuvista lähteistä peräisin olevan energian käyttämistä kaikissa 3 artiklan 4 kohdassa tarkoitetuissa liikennemuodoissa, jätteistä, tähteistä, muiden kuin ruokakasvien selluloosasta ja lignoselluloosasta tuotetuilla biopolttoaineilla katsotaan olevan kaksinkertainen painoarvo muihin biopolttoaineisiin nähden.”

## 4.10 Kotimaisen selluloosaetanolin integrointi selluloosavirtoihin: herkkyystarkastelu

On arvioitu, että yli 1 % nykyaikaisen ( $\geq 700\,000\ t_{ka}/a$ ) sulfaattisellutehtaan selluloosasta päätyy jätekuituihin, joiden taloudellinen arvo on vähäinen [Sjöde et al., 2007]. Näitä selluloosavivurtoja voidaan käyttää etanolin raaka-aineena. Mikäli tarkasteluun otetaan sulfaattisellutehtaaseen integroitu 12 MW:n (raaka-ainetehoa) laitos, joka käyttää jätekuitua raaka-aineenaan, höyryräjäytysvaihe ja kattilainvestointi sekä raaka-ainekustannukset jäävät pois verrattuna von Weymarnin [2007] hypoteettiseen olkietanolilaitokseen. Lisäksi investoinnin pitäjäksi kypsälle teknologialle voidaan kymmenen vuoden sijaan valita 20 vuotta ja laskentakoroksi 10 %.

Useiden lähteiden mukaan entsyymikustannusten voidaan odottaa putoavan 0,02 euroon / litra etanolia vuoteen 2012 mennessä, joten tätä arviota voidaan käyttää entsyymien kustannuksena (entsyymien hintaodotuksista tarkemmin luvussa 4.4).

Tässä herkkyystarkastelussa on oletettu maissietanolille approksimoidun kustannuseksponentin  $\sim 0,84$  [Gallagher et al., 2005] olevan voimassa, kun von Weymarnin [2007] raportissa esiintyviä pääomakustannuksia on skaalattu noin 100 MW:n raaka-ainetehosta 12 MW:iin. Todellisuudessa kustannuseksponentti voi olla tätä pienempi tai suurempi, varsinkin koska tislauksen yksikkökustannuksiin sisältyy pienessä mittakaavassa epävarmuutta. Tämän epävarmuuden vuoksi tehtiin myös tarkastelu, jossa kustannuseksponentti on sama kuin perinteisessä kemianteollisuudessa eli  $n = 0,6$ .

Integroidun laitosvaihtoehdon laskelmassa oletettiin lisäksi, että höyryräjäytysvaiheen poisjäännin vuoksi yli jääneen keskipaineisen höyryn entalpiasta saataisiin sähköä 87 %:n isentrooppisella hyötysuhteella (lauhdutusveden lämpötila 5 °C) ja että sähkön myyntihinta olisi 45 €/MWh. Sellunkeiton kustannusta ei integroidussa hypoteettisessa laitoksessa huomioitu, sillä vain vähän yli prosentti sellunkeiton muuttuvista kustannuksista olisi allokoitavissa etanolille, eikä näin vähäinen osuus aiheuttane lisäinvestointeja. Myöskään muiden kuitujen mahdollisesti parantunutta lämpöarvoa ei huomioitu laskelmassa.

Kaikki nämä muutokset huomioiva laskelma on esitetty taulukossa 2.

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

Taulukko 2. Hypoteettisen selluloosaetanolitehtaan tuotantokustannukset. Ne aiemman kustannusarvion [von Weymann, 2007] oletukset, joita tässä laskelmassa on muutettu, on lihavoitettu. Kaupalliset laitokset EtOH 2 ja EtOH 3 on integroitu sulfaattisellulutehtaaseen. KustannusekspONENTIN oletettiin olevan 0,84 (EtOH 2). Se vastaa maissietanolille estimoitua arvoa [Gallagher et al., 2005] tai 0,6 (EtOH 3), joka edustaa perinteistä kemianteollisuutta. Laitoksissa EtOH 2 ja EtOH 3 entsyymien tuotantokustannusten oletetaan alentuneen.

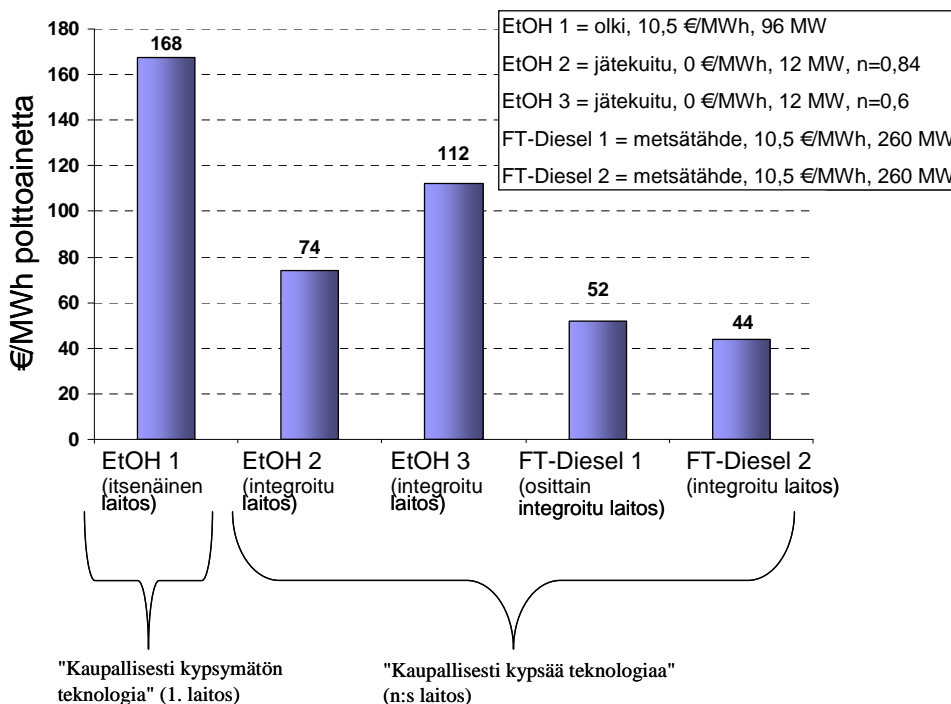
			Kustannus €/l		
Hypoteettinen laitos			EtOH 1	EtOH 2	EtOH 3
Raaka-ainekapasiteetti (MW; 10 <sup>3</sup> t <sub>ka</sub> /a)			(96;160)	(12;20)	(12;20)
Etanolin tuotanto (m <sup>3</sup> /a)			<b>40 000</b>	5000	5000
Investoinnin pitoaika (vuosia)			<b>10</b>	20	20
Laskentakorko (%)			10	10	10
Vuotuinen käyttöaika (tuntia)			8300	8300	8300
Raaka-aine			<b>olki</b>	jätekuitu	jätekuitu
kustannusekspONENTTI				0,84	0,60
Tuotannon tekijä	Hinta	Yksikkö			
Raaka-aine	52,5	€/t kuiva-ainetta	<b>0,22</b>	0	0
Sähkö	45	€/MWh	<b>0,03</b>	-0,01	-0,01
Prosessivesi	0,8	€/t	0,01	0,01	0,01
Jäähdytysvesi	0,03	€/t	0,01	0,01	0,01
Jätevesi	1,4	€/t	0,03	0,03	0,03
Entsyymit	0,02...0,20	€/l etanolia	<b>0,20</b>	0,02	0,02
Muut	35,58	€/t etanolia	0,03	0,03	0,03
Pääomakulut (20 %:n varaus)			<b>0,46</b>	0,35	0,58
Yhteensä			<b>0,99</b>	<b>0,44</b>	<b>0,67</b>

Selluloosaetanolin tuotantokustannuksilla on potentiaalia jopa puolittua, jos olki korvataan jätekuudulla, jolla ei ole vaihtoehtokustannusta. Lisäksi teknologian oletetaan olevan kaupallisesti kypsää ja entsyymikustannusten putoavan kymmenykseen nykyisestä. Suuri vaikutus (0,23 €/l tässä tarkastelussa) on sillä, kuinka paljon investointien yksikkökustannukset riippuvat tuotantomittakaavasta. Tuotantomittakaavan suuri vaikutus heijastaa tislauksen yksikkökustannusten suurta epävarmuutta pienessä mittakaavassa.

Etanolin ja biodieselin tuotantokustannusten arvioita energiayksikköä kohti on mielekästä verrata keskenään, jos niiden taustalla olevat oletukset yhdenmukais-tetaan. VTT:ssä on julkaistu metsähakkeesta valmistetun Fischer-Tropsch (FT) -dieselin kustannusarvio [McKeough & Kurkela, 2008] tuotettuna sekä erillisessä että metsäteollisuuden integroidussa laitoksessa. Nämä arviot ovat 0,50 €/l (erillinen laitos, jossa raaka-aine kuivataan primäärilämmöllä) ja 0,42 €/l (integroitu

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

laitos, jossa raaka-aine kuivataan toissijaisella lämmöllä), kun raaka-aineen hinta on 10,5 €/MWh (52,5 €/t). Edellä lasketut kolme etanolituotannon kustannusarviota yhdessä FT-dieselin kustannusarvioiden kanssa on esitetty kuvassa 26.

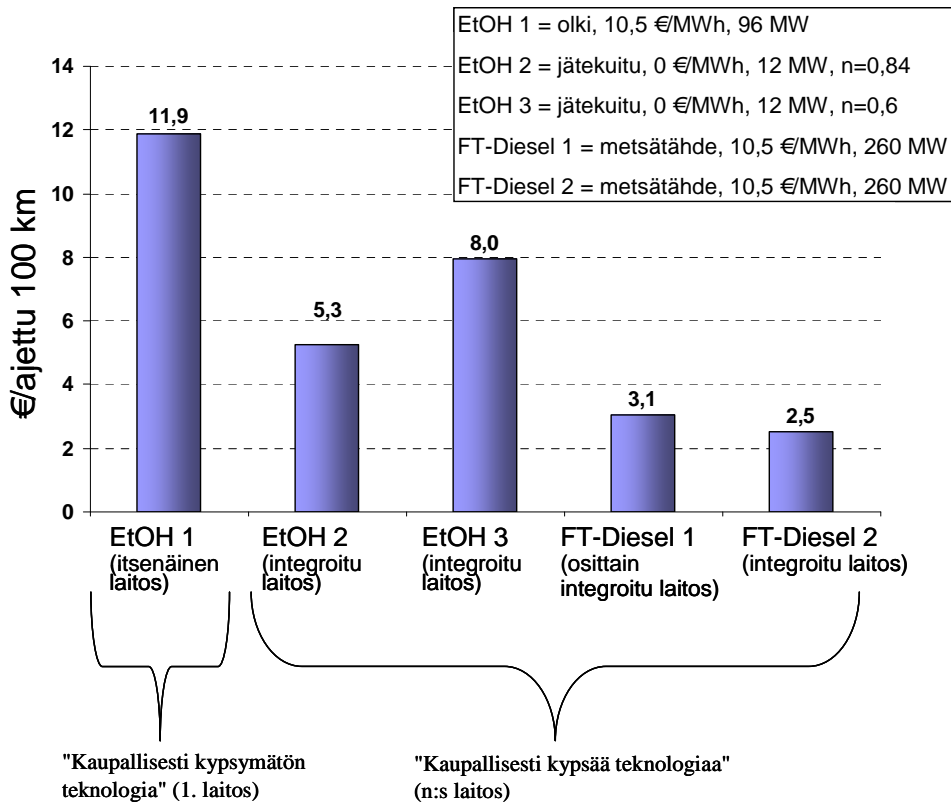


Kuva 26. Arviot selluloosaetanolin (palkit 1...3 vasemmalta; tämä työ) ja FT-dieselin (palkit 4 ja 5; McKeough & Kurkela, 2008) tuotantokustannuksista (euroa per MWh) hypoteettisessa tuotantolaitoksessa. **EtOH 1**; ensimmäinen rakennettava olkea (10,5 €/MWh) käyttävä laitos ilman integrointihyötyjä [von Weymarn, 2007]. **EtOH 2**; integroitu, kaupallisesti kypsä laitos, joka käyttää jätekuituja (0 €/MWh) raaka-aineena. **EtOH 3**; kuin EtOH 2, mutta kustannuseksponentti  $n = 0,6$  (EtOH 2;  $n = 0,84$ ). FT-Diesel 1; kaupallisesti kypsä teknologia ilman integrointihyötyjä. FT-Diesel 2; kaupallisesti kypsä, täysin integroitu teknologia. FT-Dieselin raaka-aineena on metsätähde (10,5 €/MWh).

Koska etanolin ja dieselin spesifiset energiasisällöt eroavat eikä niitä voi käyttää samassa autossa, niiden tuotantokustannuksia arvioitiin myös ajosuoritteena eli ajettua 100 kilometriä kohti. Ajosuoritevertailussa tyyppiautoksi valittiin Volkswagenin Passat Variant, jonka ahdetun moottorin iskutilavuus on 1,8 litraa. Tästä autosta on olemassa sekä dieselversio, jonka kulutus on 6,0 l / 100 km [Nylund et al., 2009] että bensiiniversio. Tästä bensiiniversiosta on aiemmassa työssä muokattu kuvitteellinen FFV-auto, jonka (kuvitteellinen) kulutus puhtaalla

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

etanolilla kulkiessaan on 11,9 l / 100 km [Nylund et al., 2009]. Ajosuoriteperusteisessa vertailussa FT-dieselin tuotantokustannukset alenevat verrattuna selluloosaetanoliiin (kuva 27). Tämä ero selittyy sillä, että etanolin ominaisenergiäsältö on dieseliä pienempi ja diesel-auton hyötysuhde noin 25 % suurempi kuin bensiniauton [Nylund et al., 2009].



Kuva 27. Arvioidut selluloosaetanolin (palkit 1...3 vasemmalta; tämä työ) ja FT-dieselin (palkit 4 ja 5; McKeough & Kurkela, 2008 sekä tämä työ) tuotantokustannukset ajettua 100 kilometriä kohti hypoteettisessa tuotantolaitoksessa. EtOH 1; ensimmäinen rakennettava olkea (10,5 €/MWh) käyttävä laitos ilman integrointihyötyjä [von Weymann, 2007]. EtOH 2; integroitu, kaupallisesti kypsä laitos, joka käyttää jätekuituja (0 €/MWh) raaka-aineena. EtOH 3; kuin EtOH 2, mutta kustannuseksponentti  $n = 0,6$  (EtOH 2;  $n = 0,84$ ). FT-Diesel 1; kaupallisesti kypsä teknologia ilman integrointihyötyjä. FT-Diesel 2; kaupallisesti kypsä, täysin integroitu teknologia. FT-Dieselin raaka-aineena on metsätähde (10,5 €/MWh).



### 4.11 Mahdollisia kehityskohteita bioetanolin tuotannossa

Sekä Yhdysvalloissa tuotetun maissietanolin että Brasiliassa sokeriruo'osta valmistetun etanolin tuotantoprosesseista 70–80 % on panostoimisia [Shapouri & Gallagher, 2005; Brethauer & Wyman, 2009], vaikka jatkuvatoimisella prosessilla on potentiaalia päästä pienempiin tuotantokustannuksiin. Jatkuvatoimisen prosessin esteenä ovat olleet muun muassa bakteerikontaminaatiot ja vaativimmat yksikköoperaatiot [Brethauer & Wyman, 2009]. Selluloosaetanolin tuotannossa jatkuvatoimisuudesta olisi perinteisiä etanoliprosesseja enemmän hyötyä, sillä sellulaasientsyymien lopputuoteinhibiition vaikutus pienenee jatkuvatoimisessa prosessissa tasaisen sokerinkulutuksen myötä. Jatkuvatoimisessa prosessissa fermentoiva mikrobikanta olisi myös paremmin sopeutunut raaka-aineen hydrolyysistä peräisin olevien yhdisteiden inhibiitiovaikutukseen.

Kasvien metaboliamuokkauksella voidaan kasvattaa fermentoituvien sokereiden osuutta kasvissa ilman, että lannoitustarvetta lisätään [Smith, 2008]. Kasvien aineenvaihdunta tunnetaan varsin hyvin tärkeilyn osalta mutta selluloosan osalta ei, joten tässä lähestymistavassa on paljon kehitettävää.

Geneettisesti muokattua hiivaa on mahdollista immobilisoida kolonniin eli pylväaseen, jolloin fermentoituvaa materiaalia voidaan kierrättää monta kertaa kolonnin läpi [Chen et al., 2008]. Etuna tällöin on hiivan fermentoinnissa tietyn etanolisaannon saavuttamiseen kuluvan ajan puolittuminen prosessioptimoinnin jälkeen. Haittana taas on, että hiivan elin- ja etanolintuotantokyky kärsii huomattavasti kolonniin sitomisesta ja toistuvasta altistumisesta jo fermentoituneelle materiaalille, joten kolonni täytyy uusia varsin usein.

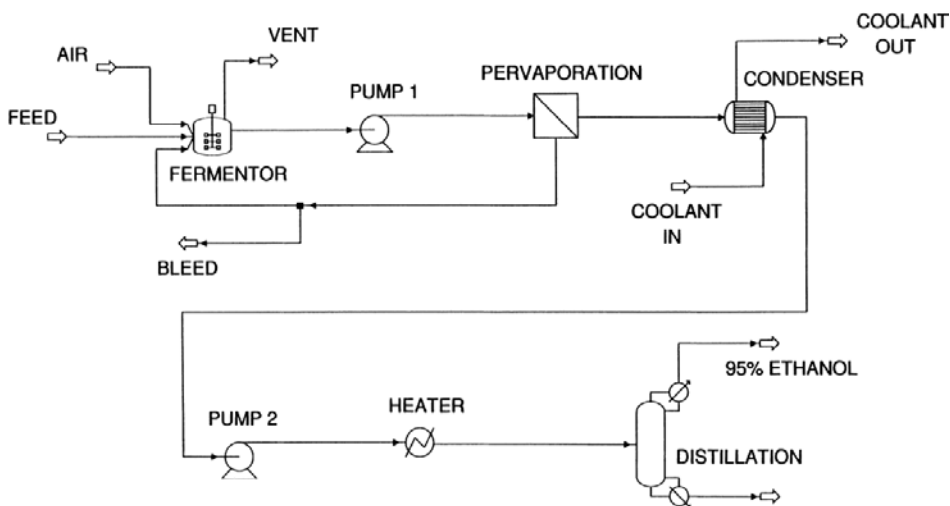
Sellutehtaalle tulevista kuiduista yli prosentti päätyy jäteliemiin, sillä näiden paperiraaka-aineeksi kelpaamattomien kuitujen tehollinen lämpöarvo on niiden suuren vedensitomiskyvyn vuoksi niin alhainen, ettei niiden poltto ole kannattavaa. Ruotsissa on tutkittu mahdollisuutta hydrolysoida ja fermentoida nämä kuidut alkoholiksi [Sjöde et al., 2007]. Tällä tavalla tuotetun etanolin kustannustehokkuus paranisi, kun jäljelle jääneiden ”sivuvirtakuitujen” lämpöarvo kasvaisi, jolloin niiden poltto olisi taloudellisempaa.

Etanolin tuotantoon käytettävää biomassaa voitaisiin varastoida säiliörehuna, sillä etanolin tuotantolaitoksessa biomassan pH:ta lasketaan joka tapauksessa [von Weymarn, 2007]. AIV-käsittely voisi siten sekä parantaa biomassan (sokereiden ja lämpöarvon) säilyvyyttä että mahdollisesti alentaa entsyymikäsittelyvaiheen kustannuksia. Joka tapauksessa biomassalogistiikkaa ja -säilöntää on kehitettävä, jotta ympärivuotinen massatuotanto olisi mahdollista.

#### 4. Selluloosaetanolin tuotantokustannukset

Kumar et al. [2005] ovat ehdottaneet maissijätteen kuljetusta putkistoa pitkin, jolloin entsyymaattinen hydrolyysi voisi tapahtua kuljetuksen aikana. Tällöin muun muassa viipymäaika lyhenisi ja investoinnit reaktoreihin vähenisivät. Hydrolyysistä kuljetusvaiheen aikana ei löytynyt raportoituja tutkimuksia.

Eräs mielenkiintoinen kehityssuunta on etanolin höyrystäminen välikalvon läpi (*pervaporation*) fermentorissa (kuva 28). Tällöin kustannukset voisivat pudota, koska lähellä atseotrooppista pistettä olevan etanolin tislaukseen perustuvasta hyvin energiaintensiivisestä erotusprosessista voitaisiin luopua. Välikalvon läpi tapahtuva erotus on yksinkertaisempaa ja energiatehokkaampaa kuin tislaukseen, koska siinä ei vallitse höyry-nestetasapaino eikä kiintoainesta tarvitse erottaa haihduttamalla [Ma et al., 2009]. Eräissä tutkimuksissa paljastui, että kalvojen korkean hinnan vuoksi pervaporaatioprosessi ei ollut kannattava verrattuna perinteiseen tislaukseen perustuvaan erotukseen [O'Brien et al., 2000]. Pervaporaatio ei tässä tutkimuksessa kokonaan poistanut tislaukseen tarvetta, mutta tislaukseen tarvittiin vähemmän pohjia, minkä ansiosta investointi- ja käyttökustannukset voivat pienentyä. Huonona puolena pervaporaatiossa on se, että tarvitaan erillinen lauhdutin, jonka avulla kalvon läpi höyrystynyt etanolipitoinen höyry lauhdutetaan.



Kuva 28. Kaaviokuva höyrystämisestä välikalvon läpi [kuva lähteestä O'Brien et al., 2000].

Biopolttoaineiden tuotannon kaupallistumisen yksi suurimpia esteitä on tehokkaan, edullisen ja riittävän korkean saannon sekä vain vähän haitallisia sokeorisivutuotteita tuottavan selluloosan hajotusmenetelmän puuttuminen. Ionisen

nesteen ja katalyyttisen hapon seos voi olla yksi mahdollinen ratkaisu. Ioninen neste sisältää asetaattia, kloridia ja/tai muita keskivahvoja emäksiä, jotka katkovat selluloosaketjujen välisiä vetysidoksia.

Aivan hiljattain on kehitetty laboratoriomitassa uusi ja varsin tehokas selluloosan ja selluloosapitoisen materiaalin kemialliseen hydrolyysiin perustuva menetelmä fermentoituvien sokerien tuottamiseksi (Binder & Raines, 2010). Tämä ionista nestettä ja happokatalyyysiä yhdistävä menetelmä perustuu selluloosan liukoisuuden ja vesireaktioiden (joissa muodostuu fermentointia inhiboivia sokeri-johdannaisia) tasapainottamiseen, ja siinä käytetään hyväksi kloridi-onia sisältävää katalyyttistä happoa. Tässä tutkimuksessa saatiin fermentoituvien sokereiden saannoksi selluloosasta 90 % ja maissijätteestäkin 70–80 % muutamassa tunnissa 105 °C:n lämpötilassa. Aiemmista tutkimuksista poiketen vettä lisättiin hydrolyysireaktioon vähitellen, mikä lisäsi fermentoituvien sokereiden saantoa merkittävästi.

Heikkoutena tässä menetelmässä on muun muassa korkeaviskoosisen biomassan ja ionisen nesteen seoksen käsittelytarve sekä alhainen sokeripitoisuus (jopa 1 %) käsittelyn jälkeen, mikä suurentaa höyrynkulutusta. Kallis ioninen neste pitää kerätä ioninvaihtokromatografian avulla, mikä laimentaa hydrolyysituotetta edelleen. Lisäksi ioninvaihtokromatografia saattaa väkevöidä sivutuotteita, jotka inhiboivat sokereiden fermentoitumista.

BlueFire Ethanol -yhtiö kehittää fermentoituvien sokereiden ja etanolin tuotantotekniikkaa. Se sai joulukuussa 2009 Yhdysvaltain energiaministeriöltä 81 miljoonaa dollaria tähän tarkoitukseen [BlueFire Ethanol, 2010].

## 5. Synteesikaasun fermentointi

Biokemiallinen ja termokemiallinen konversioreitti voidaan yhdistää siten, että raaka-aine kaasutetaan hiilimonoksidia ja vetyä sisältäväksi seokseksi eli synteesikaasuksi, minkä jälkeen mikrobi fermentoi synteesikaasun. Synteesikaasun fermentointireitillä on useita potentiaalisia etuja sekä perinteiseen termokemialliseen että fermentointireittiin nähden. Sokeripitoisen materiaalin fermentoinnissa teoreettinen etanolisaatio on noin 50 m-%, sillä ideaalitulanteessakin lähes puolet sokereista konvertoituu hiilidioksidiksi. Synteesikaasun fermentointireitillä on lähes kaksinkertainen teoreettinen saatio fermentointireittiin nähden [Heiskanen et al., 2007].

Pelkän termokemiallisen reitin heikkoutena on katalyyttien herkkyys epäpuhtauksille, kuten rikille, sekä reformointi- että FT-synteesivaiheessa. FT-vaiheessa katalyyttien aktiivisuus ja selektiivisyys ovat myös mikrobeita herkempiä synteesikaasun CO/H<sub>2</sub>-suhteelle. Fermentoivat mikrobit sietävät yleensä varsin hyvin rikkiä [Vega et al., 1990]. Lisäksi kaasumaisen substraatin hydraulista viipymäaikaa fermentorissa on helppo hallita, jolloin substraatti-inhibiition välttäminen on helpompaa kuin liuenneita sokereita fermentoitaessa [Datar et al., 2004]. Fermentointiin perustuvassa prosessissa heikkoutena on selluloosan ja hemiseluloosan erottaminen ligniinistä ja prosessointi käymiskelpoiseen muotoon.

Toisaalta eräässä pilot-mittakaavan kokeessa, jossa tuotettiin etanolia kaasutuskaasua fermentoimalla, solut lakkasivat kasvamaan 1,5 vuorokauden jälkeen, mikä saattaa viitata siihen, että jokin epäpuhtaus kaasussa inhiboi mikrobien kasvua [Datar et al., 2004]. Tätä selitystä tukee se, että tässä työssä käytetty bakteeri on pystynyt kasvamaan puhtaalle CO-, CO<sub>2</sub>- ja H<sub>2</sub>-kaasujen seokselle altistettuna [Rajagopalan et al., 2002].

Synteesikaasun fermentoinnissa on viime aikoina pyritty löytämään korkeammassa lämpötilassa synteesikaasua fermentoivia termofiilisiä (*thermophilus* = ”lämpöä rakastava”) mikrobeja alhaisemmissa lämpötiloissa fermentoivien

mesofiilien (*mesophilus* = ”keskimääräisissä oloissa viihtyvä”) mikrobien sijaan [Henstra et al., 2007]. Korkeampi fermentointilämpötila edellyttäisi vähemmän jäädyttämistä, mikä parantaisi prosessin taloutta. Termofiilisten mikrobien geneettiikkaa tunnetaan kuitenkin varsin huonosti, eikä niiden aineenvaihdunnan optimointiin ole vielä kehitetty menetelmiä niin laajasti kuin mesofiilille mikrobeille.

Synteesikaasun fermentointiprosessissa on useita optimoitavia parametreja riippumatta lopputuotteesta, mahdollisista sivutuotteista ja valittavasta katalysoivasta mikrobista. Fermentoitavien kaasujen liukeneminen kasvualustaan riippuu muun muassa prosessipaineesta, lämpötilasta, kaasukuplien koosta ja kokojakaumasta sekä suhteellisesta tiheydestä kasvualustassa [Garcı-Ochoa & Gomez, 2005]. Voimakkaalla sekoittamisella voidaan rikkoa kaasukuplia pienemmiksi eli suurentaa kaasukuplien pinta-alan ja tilavuuden suhdetta, jolloin aineensiirto (kaasusta soluun) paranee. Pienemmät kaasukuplat myös kulkeutuvat hitaammin ylöspäin kasvuliuksessa, jolloin kaasun lisääntynyt viipymäaika kasvuliuksessa tehostaa massansiirtoa edelleen.

Lisäksi prosessiparametrien optimoinnissa on huomioitava fermentoitavan kaasun kulkeutumisnopeus kasvuliuksesta soluun ja tuotekaasun virtausnopeus solusta ulos. Synteesikaasun syöttönopeus fermentoriin vaikuttaa fermentorin ja kaasutuslaitoksen kapasiteettien suhteeseen sekä etanolisaantoon.

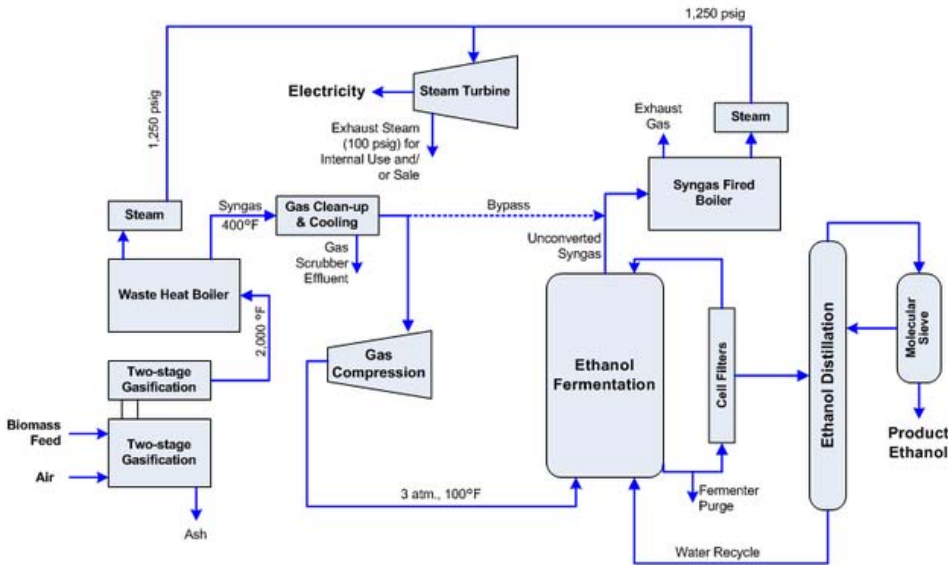
Yleensä mikrobit tuottavat useita fermentointituotteita, joista osa on arvokkaampia kuin toiset. Fermentointituotteiden suhteellisiin määriin voidaan vaikuttaa ja siten parantaa prosessin taloudellisuutta esimerkiksi metaboliamuokkauksella [Levin et al., 2009] ja lopputuote-inhibiitiota hyödyntäen [Rani et al., 1997]. Mikrobin metaboliamuokkauksella tarkoitetaan kohdennettua aineenvaihdunnan ohjaamista suurentamaan haluttujen käymistuotteiden saantoa. Keinoja metaboliamuokkaukseen antavat rekombinantti-DNA-tekniikat ja mikrobin fysiologian tuntemus. Lopputuote-inhibiitiosta esimerkkinä voidaan pitää asetoinin lisäämisellä kasvualustaan saavutettua etanolin tuoton lisääntymistä [Rani et al., 1997].

### 5.1 Jäteperäisen synteesikaasun fermentointi

Etanolin tuottoprosessi fermentoimalla jätteestä tai lignoselluloosamateriaalista kaasutettua tuotekaasua on kehityksen kohteena ainakin Pohjois-Amerikassa. Erään näkemyksen mukaan synteesikaasusta tuotettu etanoli on jo kaupallistettu [Henstra et al., 2007]. Tämän prosessin (kuva 29) saanto on Bri Energy inc. -yhtiön mukaan noin 319 litraa etanolia kuivatonnista biomassaa [BRI Energy, 2006].

## 5. Synteesikaasun fermentointi

Raaka-ainekustannukset ovat yhtiön mukaan negatiiviset. Vuonna 2009 (6.10.) Bri Energyn etanoliprosessille haettiin ympäristölupaa [DEP, 2009].



Kuva 29. Bri Energy -yhtiön etanolin tuotantoprosessin periaatekuva [kuva lähteestä Green Car Congress, 2006].

Coskata-yhtiö on aloittanut synteesikaasuperäisen etanolin tuotannon demonstraatiolaitoksellaan lokakuussa 2009. Demonstraatiolaitoksen tuotantokapasiteetti on 150 tonnia etanolia vuodessa, ja prosessin etanolisaannoksi ilmoitetaan 30 m-%, jolloin raaka-aineena käytettävästä mäntylastun sisältämästä energiasta noin 40 % päätyisi tuotteeseen. Coskata ei paljasta, mitä mikrobia se käyttää synteesikaasun fermentoinnissa, mutta yrityksen mukaan kyseessä on hyvin synteesikaasun epäpuhtauksia sietävä ja monenlaisia raaka-aineita hyödyntämään pystyvä mikrobi. Coskatan puolikaupallinen demonstraatio on yhtiön mukaan riittävän suuri, jotta siitä saadun kokemuksen perusteella prosessi voidaan skaalata suuremmaksi. Varsinaisessa kaupallisessa laitoksessa tuotantokapasiteetiksi kaavaillaan luokkaa 500 MW (raaka-ainetehoa, oletettu 90 %:n käytettävyys). [Coskata, 2010.]

Range Fuels -yhtiöllä on takanaan 10 000 tuntia etanolin tuotantoa synteesikaasusta megawattikokoluokan laitteistolla [www.rangefuels.com]. Synteesikaasun raaka-aineena yhtiö kaavailee käytettävän ruohoja, puuraaka-ainetta ja maissijätettä. Range Fuelsin tuotantokapasiteetti kaupallisessa laitoksessa tulee olemaan

100 MW:n luokkaa. Range Fuels käyttää fermentaation sijaan kemiallisia katalyyttejä synteesikaasun konversiossa etanoliksi/alkoholiseokseksi.

Abengoa Bioenergy tulee aloittamaan sekä termo- että biokemialliseen konversioprosessiin perustuvan etanolitehtaan rakentamisen vuoden 2010 lopussa [Ethanol, 2010b]. Tehtaan arvellaan olevan valmis vuonna 2011. Raaka-aineina tullaan käyttämään muun muassa maissijätettä ja erilaista olkimateriaalia. Raaka-ainetehon kaavillaan olevan luokkaa 500 MW. Abengoalla on 20 vuoden pituinen sähkönmyyntioptio (75 MW) paikalliselle sähköyhtiölle Yhdysvaltojen Kansasissa.

## 5.2 Synteesikaasun fermentointi orgaaniseksi yhdisteiksi

Asetogeeniset (etikkahapon suolaa aineenvaihduntatuotteenaan valmistavat) mikrobit kykenevät muuttamaan  $C_1$ -molekyylejä asetaatiksi ja vähäisemmässä määrin butyraatiksi ja etanoliksi sekä orgaaniseksi hapoiksi [Zeikus et al., 1985]. Osalla näistä tuotteista voi olla polttonesteitä suurempi jalostusarvo. Asetogeenisten mikrobeiden soveltuvuutta biopolttoaineiden tuotantoon on tutkittu jonkin verran [Zeikus et al., 1985; Kim & Chang, 2009]. Asetogeenien etuna on se, että ne voivat metaboloida synteesikaasua sellaisenaan ilman reformointia ja rikinpoistoa. Rikin läsnäolo synteesikaasussa (pääosin  $CO$ ,  $H_2$  ja  $CO_2$ ) voi jopa olla hyödyllistä, sillä rikki osallistuu mikrobin synteesikaasun fermentoinnille suotuisten anaerobisten olojen (ns. redox-potentiaali) ylläpitoon [Kim & Chang, 2009].

*Clostridium ljungdahlii* -bakteeri, asetogeenisista mikrobeista luultavasti tutkituin, pystyy fermentoimaan synteesikaasua riippumatta sen  $CO/H_2$ -suhteesta, vaikkakin ko. bakteeri suosii häkää vedyn sijaan [Klasson et al., 1993b; Datar et al., 2004]. On jopa raportoitu, että synteesikaasun fermentoinnin saanto etanoliksi *C. ljungdahlii* -bakteeria käyttäen on samaa luokkaa kuin saanto maissitärkkelyksestä hiivan avulla [Spath et al., 2003].

Yhdysvaltain San Franciscossa sijaitseva yritys LS9 sai syyskuussa 2009 Chevron öljy-yhtiöltä 18 miljoonaa euroa yritysideaansa, fermentointireitillä valmistettujen, nykyisiin öljynjalostamoihin soveltuvien hiilivetyjen, kuten bentseenin, tuotannon kehittämiseen [Sanderson, 2009; GreenBeat, 2009]. Näiden tuotteiden etuna on se, että sopeutuvat sellaisenaan nykyiseen öljynjalostus- ja jakeluinfrastruktuuriin. LS9 osti hiljattain demonstraatiomittakaavan tuotantolaitoksen [GreenBeat, 2010].

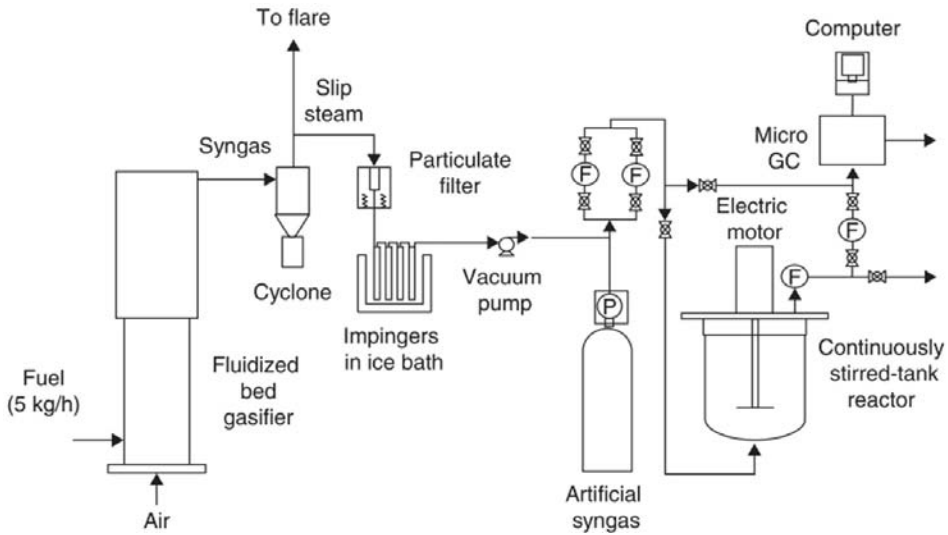
### 5.2.1 Synteesikaasun fermentointi polyhydroksialkanoaateiksi ja vedyksi

Yhtenä lupaavimmista synteesikaasun fermentointireiteistä pidetään polyhydroksialkanoaattien (PHA) tuotantoa, jossa syntyy sivutuotteena vetyä. PHA-yhdisteet ovat biohajoavia, joten niillä voi olla markkinapotentiaalia kertakäyttöisiin muovitarvikkeisiin esimerkiksi lääketeollisuuden sovelluksissa [Kessler et al., 2001]. Fermentoivana organismina on käytetty purppurabakteeria, *Rhodospirillum rubrum* [Klasson et al., 1993a; Brown, 2007; Choi et al., 2009].

Eräs synteesikaasun fermentointireitin heikkouksista on hiilimonoksidin heikko liukenevuus fermentointiliuokseen, mistä johtuen massansiirto kaasumaisesta hiilimonoksidista fermentoivaan soluun on hidasta. Toisaalta liian suuret hiilimonoksidipitoisuudet kasvuliuksessa hidastavat vedyn tuotantoa [Klasson et al., 1993a]. Onkin ehdotettu, että massansiirron parantamiseksi käytettäisiin pinta-aktiivisia yhdisteitä ja erilaisia sekoituslaitteita [Bredwell et al., 1997]. Biomassaperäisestä raaka-aineesta on joidenkin arvioiden mukaan mahdollista tuottaa noin 35–40 massaprosenttia PHA-yhdisteitä [Brown, 2007; Choi et al., 2009]. Myös vedyn tuotto voi olla merkittävää [Brown, 2007].

Eräessä tutkimuksessa arveltiin, että synteesikaasun fermentointi PHA-yhdisteiksi (sivutuotteena vety) on taloudellisesti järkevää ja teknisesti mahdollista [Brown, 2007]. Brownin [2007] käyttämä koelaitteisto on kuvattu kuvassa 30. Koelaitteistolla saavuttamiensa tulosten perusteella Brown arvioi PHA:n tuotantokustannuksiksi 2,1 €<sub>2009</sub>/kg<sub>PHA</sub> (pääoman tuottovaatimus 10 %, investoinnin pitoaika 20 vuotta), kun tuotantokapasiteetti on 20 PHA-tonnia päivässä. Tässä työssä sivutuotteena syntyvän vedyn arvoksi (1,7 €<sub>2009</sub>/kg<sub>H<sub>2</sub></sub>) valittiin Yhdysvaltain energiaministeriön (DOE) skenaarioista sen arvon suhteen kaikkein optimistisin [Hydrogen Posture Plan, 2006]. Brownin [2007] tuotejakauma oli sellainen, että PHA-kilogrammaa kohti syntyi yli 2,5 kg vetyä, joten PHA:n tuotantokustannus on siten varsin herkkä vedyn hinnalle. IEA:n näkemyksen mukaan [IEA, 2005] useilla vedyntuottotekniikoilla on potentiaalia päästä kustannustasolle 1,0...1,5 €<sub>2009</sub>/kg<sub>H<sub>2</sub></sub> ja monella jopa alle 1,0 €<sub>2009</sub>/kg<sub>H<sub>2</sub></sub>.





Kuva 30. Koelaitteisto (5 kg/h) polyhydroksialkanaatin ja veden tuottoon [kuva lähteestä Brown, 2007].

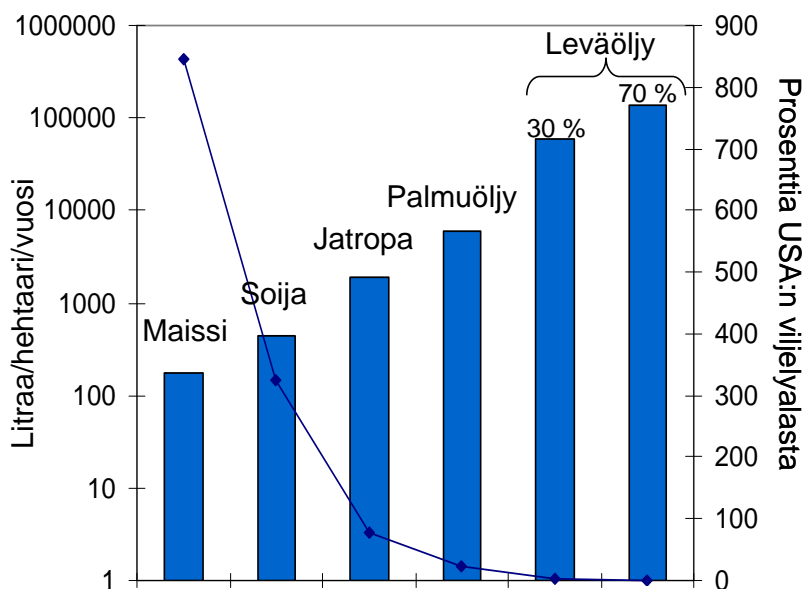
Eräässä toisessa tutkimuksessa PHA:n tuotantokustannuksiksi tulisi  $1,35 \text{ €}_{2009}/\text{kg}_{\text{PHA}}$ , kun sivutuotteena syntyvän vedyn arvoksi oletettiin  $1,7 \text{ €}/\text{kg}_{\text{H}_2}$  [Choi et al., 2009]. Vedyn arvo  $1,7 \text{ €}/\text{kg}_{\text{H}_2}$  edustaa tässäkin tutkimuksessa kaikkein optimistisintä DOE:n skenaarioista [DOE, Hydrogen posture plan, 2006]. IEA:n arvion mukaan nykytekniikalla hajautetusti tuotetun vedyn kustannus on noin  $4,9 \text{ €}/\text{kg}_{\text{H}_2}$  [IEA, 2005]. PHA:n tuotantokustannukset olivat tämän tutkimuksen mukaan erittäin herkkiä raaka-aineena käytetyn luutahirssin hinnalle. Kun raaka-aineen hinta nousi tarkastelussa 60 %, PHA:n tuotantokustannukset kasvoivat 115 % [Choi et al., 2009]. PHA-tuotannon kannattavuus on herkkä sivutuotteena syntyvän vedyn arvolle, ja edullinen vety tulevaisuudessa on riski PHA-tekniologiaan investoimiselle.

## 6. Leväöljy

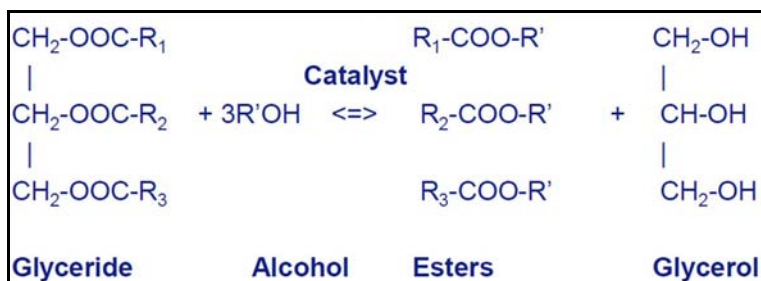
Leväöljyn tuotantopotentiaali (kuva 31) on suurempi kuin nykyinen fossiilisen öljyn kulutus [Chisti, 2007]. Hirssi, joka on biomassaa nopeimmin tuottava maanpäällinen kasvi, pystyy muuntamaan auringon säteilyenergiasta 0,5 % biomassaan sitoutuvaksi kemialliseksi energiaksi [Lewis et al., 2006]. Levien hyötysuhde auringon säteilyn muuntamisessa kemialliseksi energiaksi on 10–20 % [Richmond, 2000; Huntley & Redalje, 2007]. Osa leviksi kutsutuista organismeista on aiotumallisten varsinaisten levien sijaan yhteyttäviä esitumallisia siniviherbakteereita.

Aivan uusimmasta tieteellisestä kirjallisuudesta poiketen tässä työssä kaikkia meressä eläviä yhteyttäviä organismeja kutsutaan yksinkertaisuuden vuoksi leviksi. Myös sienillä ja hiivoilla on kyky kerätä lipidejä biomassansa, mutta ne vaativat hiilenlähteeksi sokereita, minkä vuoksi niiden potentiaalia fossiilisten polttoaineiden korvaajina ei pidetä yhtä merkittävänä kuin (yhteyttävien) levien.

Levillä on kyky käyttää hiilidioksidia yksinomaisena hiilenlähteenä [Spolaore et al., 2006]. Levien tuottamasta kuiva-aineesta jopa 70 % voi olla triglyseridilipidejä eli niin sanottua leväöljyä. Lipidit voidaan esteröidä (*transesterification*) biodieseliksi kuvan 32 mukaisesti. Stökiometrisesti jokainen triglyseridimolekyyli vaatii kolme alkoholimolekyyliä (yleensä metanoli). Kyseessä on tasanpainoreaktio, joten teoreettisen kolmen moolin sijaan teollisuudessa käytetään kuutta moolia metanolia yhtä triglyseridimoolia kohden, jotta riittävä saanto varmistetaan. Tyypillisesti saavutetaan 98 %:n saanto teoreettisesta saannosta [Fukuda et al., 2001]. Biodiesel erotetaan glyserolista, metanolista ja epäpuhtauksista toistuvilla vesipesuilla.



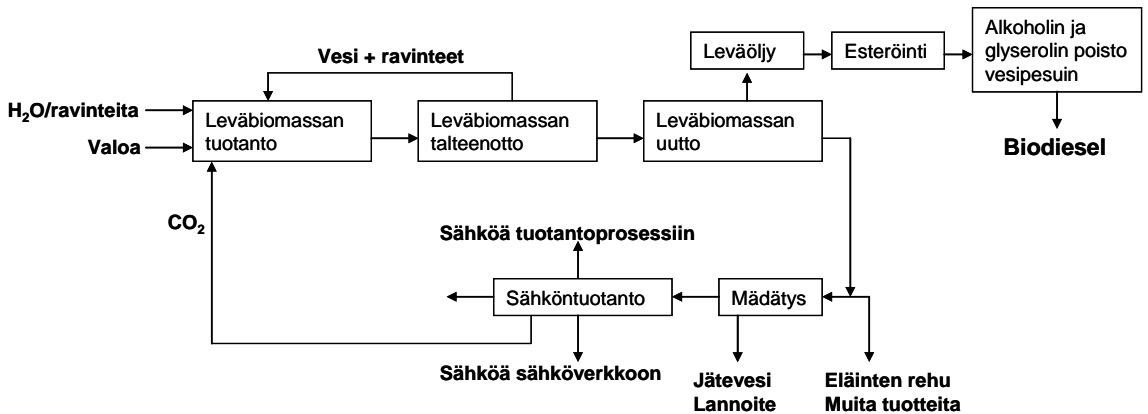
Kuva 31. Eri biodieselin lähteiden hehtaarisääntö (pylväät, vasen pystyakseli) ja niiden kunkin viljelemisen vaatima osuus Yhdysvaltain viljelypinta-alasta (käyrä, oikea pystyakseli), mikäli Yhdysvaltain liikennepolttoainetarpeesta puolet tyydytetään ko. raaka-aineesta saatavalla biodieselillä [Chisti, 2007].



Kuva 32. Triglyseridien ("leväöljy") esteröintireaktio tuottaa estereitä ("biodieseliä") ja glyserolia [muokattu lähteestä Fukuda et al., 2001].

Leväöljyn tuotantoprosessi, johon on integroitu biokaasu- ja voimalaitos, esitetään kuvassa 33.

## 6. Leväöljy



Kuva 33. Leväöljyn tuotantoprosessi edellyttää intergraatiota, sillä sivutuotteena syntyvä solumassa on hyödynnettävä esimerkiksi sähköntuotannossa, josta vapautuva hiilidioksidi käytetään raaka-aineena leväbiomassan ja -öljyn tuotannossa [Chisti, 2007]. Leväbiomassa erotetaan kasvualustasta suodattamalla ja leväöljy uutetaan levämassasta orgaanisella liuottimella, kuten heksaanilla.

Leväsolujen määrä ja samalla niiden biomassa kahdentuu tyypillisesti vuorokaudessa. Kuivasta leväbiomassasta puolet on hiiltä, sillä leväbiomassan kokeellinen molekyylikaava on  $\text{CO}_{0,48}\text{H}_{1,83}\text{N}_{0,11}\text{P}_{0,01}$  [Grobbelaar, 2004]. Kaikki hiili on peräisin hiilidioksidista, jota kuluu 1,83-kertaa syntyneen kuivan leväbiomassan määrää. Hiilidioksidin ja veden lisäksi raaka-aineina on käytettävä typpeä ja fosforia, joista varsinkin fosforia on oltava ylimäärä, sillä kaikki fosfori ei ole biologisesti hyödynnettävissä. Leväbiomassan kasvattamiseen vaadittavat lannoitteet ovat yleensä varsin pieni osa tuotantokustannuksista [Molina Grima et al., 1999].

Mikäli fosforin käyttöä ei tehosteta nykyisestä merkittävästi, voi olla, että leväöljyn tuotanto tulee kilpailemaan fosforista ruuan tuotannon kanssa. Fosforista voi olla tulevaisuudessa pulaa, sillä sitä kuluu paljon lannoitteisiin ja vuoteen 2050 mennessä maapallon väkiluvun arvioidaan kasvavan 2–2,5 miljardilla hengellä [IWMI, 2006]. Lisäksi fosforin parhaat esiintymät on jo hyödynnetty. Fosforin tuotantohuipun arvellaan sijoittuvan vuoden 2030 tienoille [Jasinski, 2006]. Fosforin riittävyyttä sekä kasvavaan ruuan tuotantoon että mahdolliseen leväöljyperäisen dieselin tuottamiseen on epäilty [Kröger & Müller-Langer, 2009; Blogspot, 2008]. Muun muassa professori Christopher Rhodes on arvioinut sitä, miten fosforia tulee riittämään leväöljystä valmistetun biodieselin tuotantoon blogikirjoituksessaan vuonna 2008 [Blogspot, 2008]. Rhodes päätyy tulokseen, jonka mukaan leväbiomassan kasvatukseen vaadittavan fosforin määrä ylittää koko maailman vuosittaisen tuotannon, mikäli kaikki fossiilinen öljy korvataan

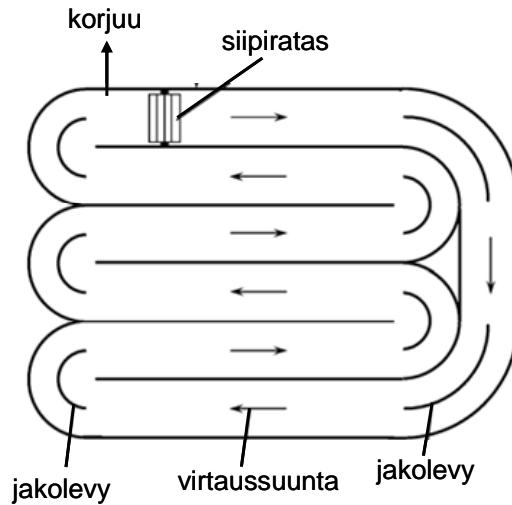
”levädieselillä”. Ainakin osa levien kasvattamiseen tarvittavasta fosforista voidaan saada fosforipitoisista jätevesistä [Cantrell et al., 2008].

Hiilidioksidi leväkasvuston yhteyttämisreaktiota varten tulee syöttää tasaisesti valoisaan aikaan. Leväbiomassan tuotanto suuressa mittakaavassa vaatii tasaista tuoreen kasvualustan syöttöä ja levämassan korjuuta päiväsaikaan siten, että massavirta sisään on yhtä suuri kuin massavirta ulos [Molina Grima et al., 1999]. Pimeään aikaan kasvualustan syöttöä ja levämassan korjuuta ei tapahdu, ja jopa 25 % valoisaan tuotetusta leväbiomassasta saattaa ”kadota”, sillä pimeään aikaan leväsolut käyttävät hiiltä soluhengitykseen.

Potentiaalisimpina laajamittaisen leväbiomassan tuotantotapoina pidetään kasvatusta avoimessa kourumaisessa altaassa (*raceway pond*) [Molina Grima & Molina Grima, 1999] ja suljetussa putkimaisessa valobioreaktorissa (*tubular photobioreactor*) [Tredici, 1999]. Pienistä, kapasiteetiltaan noin 12 kg tunnissa leväbiomassaa tuottavista laitoksista on runsaasti kaupallista kokemusta [Terry and Raymond, 1985; Molina Grima, 1999; Molina Grima et al., 1999; Tredici, 1999; Pulz, 2001; Lorenz and Cysewski, 2003; Spolaore et al., 2006].

Kourualtaita on käytetty leväbiomassan kasvatukseen jo 1950-luvulla. Niiden virtauskanavat ovat tyypillisesti 0,3 metriä syviä, ja leväbiomassaa kierrätetään niissä jatkuvasti joko pumpun tai yleisemmin siipirattaan avulla [Spolaore et al., 2006] (kuva 34). Kierrätyksen täytyy olla pimeään aikaankin jatkuvaa, jottei leväbiomassa saostu altaan pohjaan. Suurin käytössä oleva kouruallas on aurin-gonkeräys-alaltaan 440 000 m<sup>2</sup> [www.earthrise.com], ja siinä kasvatetaan luontaistuotteena myytävää Spirulina-leväksi kutsuttua syanobakteeria. Kourualtaiden hyvänä puolena ovat alhaiset rakennuskustannukset ja heikkoutena alhainen biomassan tuotto tilavuus- ja aikayksikköä kohden sekä alhainen hiilidioksidin hyödyntämisaste muun muassa hiilidioksidihäviöiden vuoksi. Lisäksi avonainen kasvuallas on herkkä sille, että kilpaileva, nopeammin lisääntyvä mutta joiltakin muilta teollisilta ominaisuuksilta heikompi organismi valtaa altaan kontaminaation myötä. Kourualltaan biomassaa korvautuu uudella keskimäärin noin neljän vuorokauden välein [Chisti, 2007].

## 6. Leväöljy

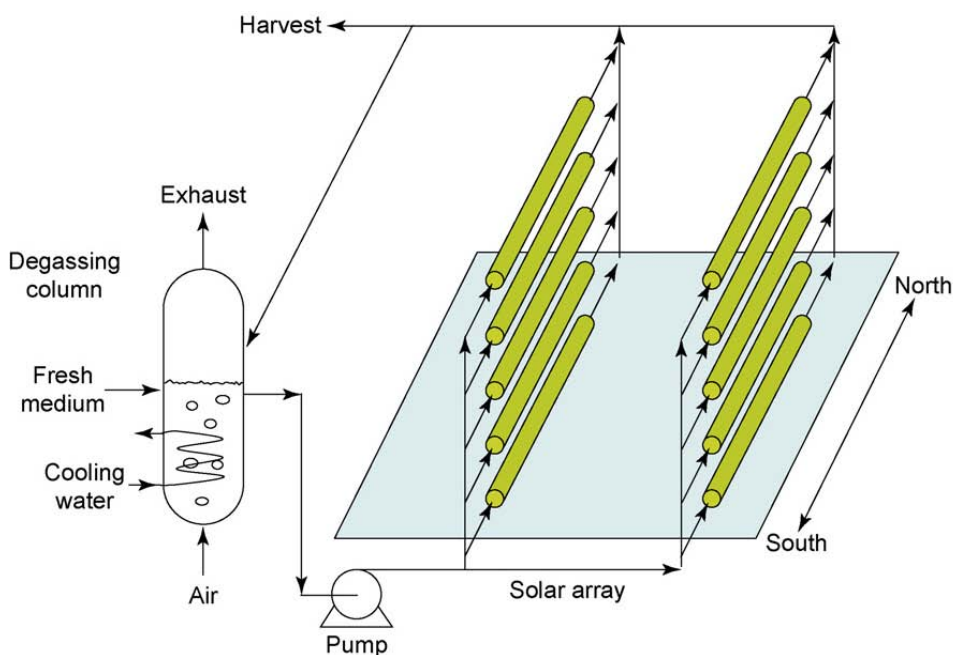


Kuva 34. Periaatekuva leväbiomassan kasvatukseen käytetystä kourualtaasta [muokattu lähteestä Chisti, 2007].

Valobioreaktoreiden etuja avoaltaisiin nähden ovat niiden pienempi kontaminaatioherkkyys, biomassan nopeampi tuotto aika- ja tilavuusyksikköä kohden sekä levien valo- ja pimeäreaktioiden parempi tasapaino tehokkaamman sekoituksen vuoksi [Carvalho et al., 2006]. Valobioreaktori koostuu tyypillisesti sarjasta 0,1 metrin halkaisijalla varustettuja, läpinäkyvästä lasista tai muovista valmistettuja putkia, jotka voivat sijaita toistensa suhteen horisontaalisesti tai vertikaalisesti (kuva 35). Putket asennetaan aina pohjois-eteläsuunnassa, minkä lisäksi pieni putken halkaisija ja rinnakkainen asettelu takaavat tehokkaan auringonvalon keräämisen. Valobioreaktorin putken halkaisija on pienempi kuin kourualtaan, koska siinä on tiheämpi leväbiomassa, minkä vuoksi valo ei tunkeudu yhtä syvälle kuin kourualtaassa. Leväbiomassan sisältävä kasvualusta kierrätetään aika ajoin kaasunpoistopylvään läpi, jotta yhteyttämisen seurauksena syntynyt happi saadaan poistettua.

Mikäli hapen pitoisuus kasvualussa on huomattavasti suurempi kuin se olisi ilmasaturaation seurauksena, se inhiboi fotosynteesiä [Molina Grima et al., 2001]. Happi poistetaan hapenpoistopylväessä ilmakuplituksen avulla. Hiilidioksidin kuluessa yhteyttämisreaktiossa kasvualustan pH nousee, minkä vuoksi siihen tulee syöttää korvaavaa hiilidioksidia. Samalla pH:n säätö hiilidioksidin avulla toimii hiilidioksidivirran säätönä. Sisään menevien massavirtojen summan täytyy myös tässä reaktorimallissa olla yhtä suuri kuin ulos menevien. Reaktoriputkien alla on usein valkoinen tai hopeanväriäinen levy, jotta leväbiomas-

saan kohdistuneen hajasäteilyn määrää saadaan kasvatettua. Valobioreaktorin biomassa korvautuu uudella keskimäärin noin 2,5 vuorokauden välein [Chisti, 2007]. Mikäli levistä saadaan eristettyä tuotteita, joiden arvo on huomattavasti biodieseliä suurempi, voi olla kannattavaa käyttää keinovalaistusta lisäämään biomassan tuottoa [Pulz, 2001].



Kuva 35. Leväbiomassan valobioreaktorituotannon periaatekuva [kuva lähteestä Chisti, 2008].

Myös syanobakteereiden kykyä muuntaa yhteyttämisreaktiolla hiilidioksidia lipidien sijaan suoraan polttonesteeksi (isobutyryyaldehydi ja isobutanoli) on tutkittu. Toistaiseksi spesifiset tuotantonopeudet ovat olleet varsin alhaisia (2,5 mg/l/h) [Atsumi et al., 2009]. Vertailun vuoksi voidaan todeta, että etanolin spesifinen tuotantonopeus on yli 10 000-kertainen [Nigam, 2000]. Isobutyryyaldehydin kiehumispiste on varsin alhainen ja höyrynpaine suuri, joten etanolille tyypilliseen korkeaan loppupitoisuuteen ei tarvitse päästä, jos isobutyryyaldehydi eristetään pervaporaatiota hyväksi käyttäen. Se, että suureen loppupitoisuuteen ei tarvitse päästä, vähentää tuottosolujen lopputuotestressiä ja voi siten parantaa spesifistä tuottonopeutta.

Leväbiomassan tuotantokustannukset ovat erään arvion mukaan 2,2 €/kg<sub>ka</sub>, kun käytetään valobioreaktoria, ja 2,8 €/kg<sub>ka</sub> kun käytetään kouruallastekniikkaa,

## 6. Leväöljy

mikäli tuotannon taso on noin 12 kg/h [Humphreys, 1991; Molina Grima et al., 2003]. Jos tuotantokapasiteetti nostetaan tasolle 1 200 kg/h, tuotantokustannukset ovat enää arviolta 0,35 €/kg<sub>ka</sub> (valobioreaktori) ja 0,44 €/kg<sub>ka</sub> (kouruallas) [Chisti, 2007]. Mikäli leväöljypitoisuus on 50 %, levämässän tuotantokustannukset ovat tämän arvion mukaan 0,69 €/kg<sub>ka</sub> ja 0,88 €/kg<sub>ka</sub>. Leväöljyn kannattavuutta voidaan arvioida yhtälöiden (1) ja (2) [Chisti, 2007] avulla:

$$M = \frac{E_{\text{Petroleum}}}{q(1-w)E_{\text{biogas}} + ywE_{\text{biodiesel}}}, \quad (1)$$

jossa  $M$  = leväbiomassa, joka vastaa energiasisällöltään öljytynnyrin (barrel) sisältämää energiamäärää,  $E_{\text{petroleum}}$  = öljybarrelin energiasisältö (6100 MJ),  $q$  = biokaasun ominaistilavuus (m<sup>3</sup>/tonni),  $w$  = öljyn massaosuus leväbiomassasta,  $E_{\text{biogas}}$  = biokaasun ominaisenergisäisältö (MJ/m<sup>3</sup>),  $y$  = biodieselin saanto-osuus leväöljystä ja  $E_{\text{biodiesel}} \approx 37\,800$  MJ/tonni.

Leväbiomassan hyväksyttäväksi hinnaksi tulee siten

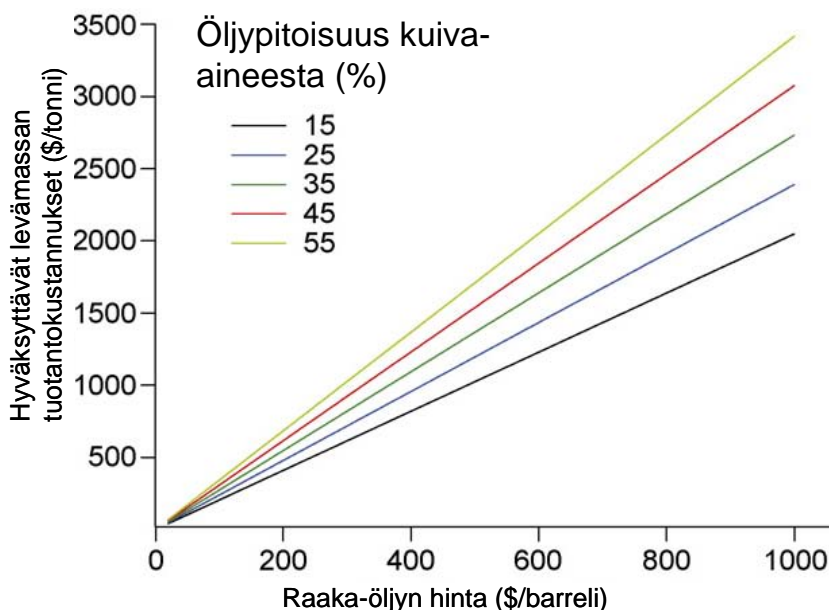
$$\frac{P}{M}, \quad (2)$$

jossa  $P$  on öljybarrelin hinta. Yhtälöissä (1) ja (2) ei ole huomioitu mahdollisia lannoitteista, hiilidioksidin päästökaupasta sekä sähkön myynnistä sähköverkkoon saatavia tuloja.

Mikäli oletetaan öljybarrelin hinnaksi 100 \$ ja tehdään lisäksi seuraavat oletukset:  $y = 80$  %,  $q = 400$  m<sup>3</sup>/tonni,  $E_{\text{biogas}} = 23,4$  MJ/m<sup>3</sup>, on öljypitoisuudeltaan 55 %:sta leväbiomassaa saatava kasvatetuksi kustannuksilla 250 €/2009/t. On arvioitu, että leväbiomassaa voidaan kasvattaa tällä hetkellä suuruusluokkaa 2 200 €/t olevilla kustannuksilla [Chisti, 2007], joten tuotantokustannusten pitäisi pudota noin yhdeksäsosaan, jotta tuotanto olisi kannattavaa (kuva 36). Toisen arvion mukaan leväöljystä valmistetun biodieselin tuotantokustannukset nykyistä parasta saatavissa olevaa teknologiaa käyttäen ovat vielä noin 20-kertaiset fossiiliseen dieseliin verrattuna [Kröger & Müller-Langer, 2009]. Mikäli oletetaan tuotantomittakaavan vaikuttavan voimakkaasti yksikkötuotantokustannuksiin [Huntley & Redalje, 2007], päästään nykyteknologialla erään arvion mukaan niinkin pieniin lukemiin kuin 62 €/2009 öljybarrelilta, kun tuotantomittakaava on optimaalisella tasolla. (Vertailun vuoksi: öljyn hinta oli 22 €/2009 ja 108 €/2009 per barreli joului- ja heinäkuussa 2008; <http://tonto.eia.doe.gov/dnav/pet/hist/rwtcd.htm>). Stephens et al. [2010] arvioivat, että leväöljyinvestointi olisi nykyteknologialla kaupallisesti kannattava (sisäinen korko >15 %), mikäli leväbio-



massasta eristetään jotain korkea-arvoista tuotetta, kuten  $\beta$ -karoteenia, jonka saanto on 0,1 % kuiva-aineesta ( $\beta$ -karoteenin markkinahinta oletus on 440 €<sub>2009</sub>/kg) ja raakaöljyn markkinahinta on 100 dollaria (74 €<sub>2009</sub>) barreilta.



Kuva 36. Leväbiomassan kasvatuksen kustannukset riippuvat sekä öljyn hinnasta että levämäärän öljypitoisuudesta [kuva muokattu lähteestä Chisti, 2008].

Yhdysvalloissa vuoden 2007 lopussa ja Euroopassa vuonna 2008 alkaneen taantumasta ei uskota vaikuttavan leväöljyhankkeisiin, sillä leväöljyn kehitys on vielä alkutekijöissään [MHT, 2009]. Leväöljyn kehittäjät voivat epäsuorasti jopa hyötyä taantumasta, sillä maissiraaka-aineen jyrkkä hinnannousu vuonna 2008 kaatoi amerikkalaisia etanolin tuottajia. Tämän seurauksena pelästyneet sijoittajat viivästyttivät kaupallisten selluloosaetanolin tuotantolaitosten aloittamista [Kwok, 2009].

Riskipääoman määrä Yhdysvalloissa oli biopolttoaineille kokonaisuudessaan 280 M\$ vuoden 2008 ensimmäisenä kahtena vuosineljänneksenä. Tästä summasta lähes kolmannes (84 M\$) meni leväöljyjä kehittäviin yrityksiin, joita olivat esimerkiksi Sapphire Energy, Solazyme, Algenol Biofuels, Aurora Biofuels ja LiveFuels [NREL; Cleantx, 2008]. Heinäkuussa vuonna 2009 ExxonMobil investoi 440 M€ leväöljyn kehittämiseen [Sheridan, 2009], mikä on kaikkien aikojen suurin investointi yksittäiseen biopolttoainetutkimushankkeeseen.

## 6. Leväöljy

Leväöljystä valmistetun biodieselin laatu ei ole sellaisenaan biodiesel-standardien (EN 14213 ja EN 14214) mukaista. Tätä ei kuitenkaan pidetä suurena ongelmana, sillä margariinien valmistuksessa on runsaasti kokemusta katalyyttisestä hydrausteknologiasta, jonka avulla standardien vaatimukset voidaan täyttää [Jang et al., 2005; Dijksra, 2006].

## 7. Yhteenveto

Lignoselluloosaperäisen, biokemiallisella konversioreitillä tuotetun etanolin arvioidut tuotantokustannukset ovat vielä varsin suuret, eikä tuotanto siten ole vielä kannattavaa. EU:n uusi direktiivi uusiutuvan energian edistämisestä suosii jätteperäisiä biopolttoaineita mutta ei ota kantaa itse konversioprosessiin tai -tuotteeseen, mikäli vaaditut kestävyyskriteerit täyttyvät. Uusiutuvista lähteistä peräisin olevan energian osuus liikenteessä on oltava direktiivin mukaan vähintään 10 %. Selluloosa- tai jätteperäiset polttoaineet lasketaan tähän tavoitteeseen kaksinkertaisena, mikä voi parantaa sivuvirroista tuotetun etanolin asemaa bensiinin lisäaineena huomattavasti.

Bioetanolin tuotannon kannalta mielenkiintoisimmat raaka-aineet ovatkin maatalouden ja teollisuuden sivuvirtoja, kuten bagassi, olki, maissijäte, jättepuu ja nollakuitu. Pienemmässä mittakaavassa myös kaupallinen selluloosapitoinen jäte ja tulevaisuudessa myös energiakasvit voivat tulla kyseeseen.

Tietyt läpinäkyvyyskriteerit täyttäviä selluloosaetanolin tuotantokustannuksia arvioivia tutkimuksia löytyi lähes 20 viimeisen kymmenen vuoden ajalta. Kustannusarvioiden hajonta oli varsin suurta, mikä heijasteli eroja tuotantokonsepteissa, raaka-aineen hintaoletuksissa, teknologian kypsyysolettamassa jne. Osassa näistä tutkimuksista etanolia tuottavan tehtaan taustaoletuksia oli höllennetty vastaamaan tulevaisuuden odotuksia esimerkiksi entsyymikustannusten suhteen, mikä edelleen lisäsi arvioiden hajontaa. Käytettävissä oleva tieto tosin viittaa siihen, että sellulaasientsyymien kustannukset voivat pudota rajusti kaupallisen selluloosaetanolin tuotannon käynnistyessä. Useiden arvioiden mukaan entsyymien kustannukset eivät vuoden 2012 jälkeen vaikuta enää ratkaisevasti selluloosaetanolin kannattavuuteen.

Laboratoriokokein varmistettuja saantoja ja parametreja käyttäneet tutkimukset tuottivat suurimmat kustannusarviot, 55 eurosentistä aina 1 euroon asti per litra. Yhdysvalloissa tehdyissä tutkimuksissa etanolin tuotantokustannukset ovat

## 7. Yhteenveto

olleet keskimäärin 70 % edullisemmat kuin muualla, mikä johtuu muun muassa raaka-aineen suuremmista hehtaarisannoista ja tuotannon oletetusta mittakaava-edusta.

Korkein hinta-arvio edustaa ensimmäistä rakennettavaa itsenäistä laitosta ilman energiantuotannon integrointihyötyjä, joten 1 euroa litraa kohden voidaan pitää arvioiden ylärajana (tämä arvio tarkasteli tuotantoa Suomen oloissa (alhainen hehtaarikohtainen olkisaanto), mikä vaikuttaa negatiivisesti raaka-ainehintaan ja näin ollen kannattavuuteen).

Puuperäisen materiaalin esikäsittelytekniikat ovat vielä keskeneräisiä, mikä ilmenee muun muassa varsin suurena ominaishöyrynkulutuksena. Maatalouden ja teollisuuden sivuvirrat, joissa lignoselluloosamateriaali on jo prosessoitu biologisesti helpommin hyödynnettävään muotoon, ovat puubiomassoja potentiaalisempia selluloosaetanolin raaka-aineita.

Fermentointireitillä tuotettujen biopolttoaineiden tuotannon mittakaavaetuun on syytä suhtautua varauksella ainakin Suomessa, sillä raaka-aineen keskimääräiset hankintakustannukset kasvavat nopeasti korjuuetäisyyden kasvaessa. Lisäksi asennettujen biokaasulaitosten ja fermentointiprosessia edustavan monoklonaalisten vasta-aineiden tuotantoa varten rakennettujen tuotantolaitosten pääomakustannusten kustannusekspONENTIT ovat osoittautuneet suuremmaksi kuin yksi, mikä merkitsee suurtuotannon edun sijaan mittakaavahaittaa.

Kaupallisen laitoksen, jossa etanolin tuotannon vaatima prosessihöyry ja sähköenergia saadaan integroituna esimerkiksi sellu- ja paperitehtaalta, etanolin tuotantokustannukset voivat tämän työn perusteella pienentyä huomattavasti von Weymarnin [2007] arviosta, jopa alle markkinahintana pidetyn 0,5 euron litralta. Tämä arvio edellyttää, että raaka-aine on vähäarvoista jäteraaka-ainetta, joka on jo prosessoitu helpommin hyödynnettävään muotoon, jolloin etanoliprosessissa tarvittavan höyryn tuottamiseen ja raaka-aineen esikäsittelyyn ei tarvitse investoida. Samoin se edellyttää, että selluloosaetanolin tuotannossa tehokas tuotantomittakaava saavutettaisiin alhaisemmalla tuotantokapasiteetilla (10 000–20 000 tonnia vuodessa sivuvirtaraaka-ainetta käyttävässä etanolitehtaassa, jossa polttoaineteho on 8 300 tunnin vuotuisella käyttöajalla noin 7–15 MW). Tislausprosessin yksikkökustannuksista ei ole tietoa näin pienessä mittakaavassa (2 500–5 000 m<sup>3</sup> etanolia/vuosi). Onkin mahdollista, että tislausprosessin yksikkökustannukset ovat liian suuret, jotta näin pieni mittakaava olisi kaupallisesti mielekäs.

Bensiinin ja siten polttoaine-etanolin kysyntä tulee tulevaisuudessa vähenemään dieselöitymisen ja sähköautokannan lisääntymisen myötä. Lentoliikenteen kasvu ja

laivapolttoaineiden tiukentuvat päästönormit eivät nykykäsityksen mukaan tule merkittävästi lisäämään etanolin kysyntää. Paikallisesti polttoaine-etanolilla voi olla suuri merkitys, jota saattaa lisätä paikallinen infrastruktuuri ja/tai poliittinen tuki.

Kaasutuskaasun fermentointireitin soveltuvuudesta etanolin tai muiden polttoaineiden tuotantoon on olemassa vain vähän julkistettuja tutkimuksia. Tässä prosessivaihtoehdossa pystyttäisiin mahdollisesti välttämään molempien osaprosessien hankalimmat vaiheet, jotka ovat lignoselluloosasta koostuvan biomassan esikäsittely- ja hydrolyysivaiheet ennen fermentointia ja kaasutuskaasun katalyyttinen käsittely. Kaasutuskaasun fermentointireitin kehittäminen kaupalliseksi vaatii vielä paljon kehitystyötä. Suurimpina esteinä ovat synteetikaasukomponenttien heikko liukenevuus kasvatusliemeen fermentorissa ja fermentoivien mikrobien herkkyys synteetikaasun epäpuhtauksille.

Mielenkiintoinen kehityssuunta on muovituotteiden raaka-aineeksi soveltuvan polyhydroksialkanoaattien (PHA) ja sivutuotteena syntyvän vedyn valmistus lignoselluloosasta kaasutetun synteetikaasun fermentoinnilla. PHA:n valmistuksen kustannus on kahden tuoreen tutkimuksen perusteella 1,3–2,1 €/kg. Näiden arvioiden heikkoutena on varsin positiivinen oletus vedyn arvosta, jolle tämä tuotantokustannus on varsin herkkä, sillä vetyä saattaa syntyä jopa 2,5-kertainen määrä PHA:n verrattuna. PHA on biohajoavaa, mikä voi mahdollisesti heijastua kysyntänä arvokkaampien kertakäyttömateriaalien, kuten sairaalassa käytettävien muovien raaka-aineena.

Biodieselin tuottamisen teoreettinen potentiaali leväbiomassan avulla on suurempi kuin nykyinen öljynkulutus. Kaupallisia leväbiomassantuotantoprosesseja on jo olemassa, muun muassa luontaistuotteena myytävän Spirulina-levän tuotanto. Arvion mukaan leväbiomassan kasvatuksen kustannuksien pitäisi pudota 2 200 eurosta per tonni 250 euroon tonnilta eli noin yhdeksäsosaan, jotta leväöljy pystyisi kilpailemaan 100 dollaria barreilta maksavan raakaöljyn kanssa. Exxon Mobil -yhtiö investoi hiljattain 441 M€ leväöljyhankkeeseen, mikä on samalla kaikkien aikojen suurin investointi biopolttoaineiden kehitykseen.

# Lähdeluettelo

- Aden, A., M. Ruth, K. Ibsen & J. Jechura. (2002) Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover. NREL/TP-510-32438. <http://www.nrel.gov/docs/fy02osti/32438.pdf>, viitattu 7.9.2009.
- Almeida, J.R.M., T. Modig, A. Petersson, B. Hahn-Hägerdal, G. Lidén & M.F. Gorwa-Grauslund. (2007) Increased tolerance and conversion of inhibitors in lignocellulosic hydrolysates by *Saccharomyces cerevisiae*. J Chem Technol Biotechnol 82: 340–349.
- Amigun, B. & H. von Blottnitz. (2007) Investigation of scale economies for African biogas installations. Energy Conversion and Management 48: 3090–3094.
- Atsumi, S., W. Higashide & J.C. Liao. (2009) Direct photosynthetic recycling of carbon dioxide to isobutyraldehyde. Nature Biotechnology 27: 1177–1182.
- Avellar, B.K. & W.G. Glasser. (1998) Steam-assisted biomass fractionation. I. Process considerations and economic evaluation. Biomass and Bioenergy 14: 205–218.
- Bai, F.W., L.J. Chen, W.A. Anderson & M. Moo-Young. (2004) Parameter oscillations in a very high gravity medium continuous ethanol fermentation and their attenuation on a multistage packed column bioreactor system. Biotechnol Bioeng 88: 558–566.
- Bai, F.W., L.J. Chen, W.A. Anderson & M. Moo-Young. (2009) Parameter oscillation attenuation and mechanism exploration for continuous VHG ethanol fermentation, Biotechnol Bioeng 102: 113–121.
- Balat, M., H. Balat & C. Oz. (2008) Progress in bioethanol processing. Progress in Energy and Combustion Science 34: 551–573.
- Binder, J.P. & R.T. Raines. (2010) Fermentable sugars by chemical hydrolysis of biomass. PNAS 107: 4516–4521.
- Blogsopt (2008) <http://ergobalance.blogspot.com/2008/04/peak-phosphate-algal-diesels-achilles.html>, viitattu 13.1.2010.
- BlueFire Ethanol. (2010) <http://bluefireethanol.com/pr/76>, viitattu 15.3.2010.
- Boeing. (2007) Current Market Outlook 2007 / <http://www.boeing.com/commercial/cmoS>.
- Borzani, W. (2001) Variation of the ethanol yield during oscillatory concentrations changes in undisturbed continuous ethanol fermentation of sugar-cane blackstrap molasses. World J Microbiol Biotechnol 17: 253–258.

- Bredwell, M.D., M.D. Telgenhoff, S. Barnard & R.M. Worden. (1997) Effect of surfactants on carbon monoxide fermentations by *Butyrubacterium methylotrophicum*. *Appl Biochem Biotechnol.* 63–65: 637–647.
- Brethauer, S. & C.E. Wyman. (2009) Review: Continuous hydrolysis and fermentation for cel-  
lulosic ethanol production. *Bioresour. Technol.* doi: 10.1016/j.biortech.2009.11.009.
- BRI Energy. (2006) [http://www.energy.ca.gov/bioenergy\\_action\\_plan/documents/2006-03-09\\_workshop/comments/BRI\\_ENERGY\\_STEWART\\_JAMES\\_CMNT.PDF](http://www.energy.ca.gov/bioenergy_action_plan/documents/2006-03-09_workshop/comments/BRI_ENERGY_STEWART_JAMES_CMNT.PDF),  
viitattu 15.1.2010.
- Brown, R.C. (2007) Hybrid thermochemical/biological processing. Putting the cart before  
the horse? *Applied Biochemistry and Biotechnology* 137: 947–956.
- Brown, R.C., D. Radlein & J. Piskorz. (2001) Pretreatment processes to increase pyrolytic  
yield of levoglucosan from herbaceous feedstocks. *Teoksessa American chemi-  
cal society symposium series No. 784.* Bosell, J.J. (toim.) American Chemical  
Society, Washington DC, USA. S. 123–134.
- Cantrell, K.B., T. Ducey, K.S. Ro & P.G. Hunt. (2008) Livestock waste-to-bioenergy gen-  
eration opportunities. *Bioresource Technology* 99: 7941–7953.
- Cardona, C.A. & Ó.J. Sánchez. (2007) Fuel ethanol production: Process design trends  
and integration opportunities. *Bioresource Technology* 98: 2415–2457.
- Carvalho, A.P., L.A. Meireles & F.X. Malcata. (2006) Microalgal reactors: a review of en-  
closed system designs and performances. *Biotechnol Prog* 22: 1490–1506.
- Chen, J.P., K.W. Wu & H. Fukuda. (2008) Bioethanol production from uncooked raw  
starch by immobilized surface-engineered yeast cells. *Appl Biochem Biotechnol*  
145: 59–67.
- Chisti, Y. (2007) Biodiesel from microalgae. *Biotechnol Adv* 25: 294–306.
- Chisti, Y. (2008) Biodiesel from microalgae beats bioethanol. *Trends in Biotechnology* 26:  
126–131.
- Choi, D.W., D.C. Chipman, S.C. Bents & R.C. Brown. (2009) A techno-economic analysis  
of polyhydroxyalkanoate and hydrogen production from syngas fermentation of  
gasified biomass. *Appl Biochem Biotechnol* DOI 10.1007/s12010-009-8560-9.
- Chu, B.H.C. & H. Lee. (2007) Genetic improvement of *Saccharomyces cerevisiae* for xy-  
lose fermentation. *Biotechnology Advances* 25: 425–441.

- Cleantx. (2008) [http://cleantx.org/archives/November/CLEANTX%20Forum\\_Darzens%20final.ppt#260,1,Algal Biofuel Technologies](http://cleantx.org/archives/November/CLEANTX%20Forum_Darzens%20final.ppt#260,1,Algal%20Biofuel%20Technologies), viitattu 21.11.2010.
- Cosgata. (2010) [www.coskata.com](http://www.coskata.com), viitattu 2.2.2010.
- Datar, R.P., R.M. Shenkman, B.G. Cateni, R.L. Huhnke & R.S. Lewis. (2004) Fermentation of biomass-generated producer gas to ethanol. *Biotechnol Bioeng* 86: 587–594.
- Daugulis, A.J., P.J. McLellan & J. Li. (1997) Experimental investigation and modeling of oscillatory behavior in the continuous culture of *Zymomonas mobilis*. *Biotechnol Bioeng* 56: 99–105.
- de Wit, M., M. Junginger, S. Lensink, M. Londo & A. Faaij. (2009) Competition between biofuels: Modeling technological learning and cost reductions over time. *Biomass and Bioenergy*. (Painettavana.)
- DEP. (2009) [http://p2000.dep.state.fl.us/air/emission/construction/wastetoenergy/Bio\\_Projects.pdf](http://p2000.dep.state.fl.us/air/emission/construction/wastetoenergy/Bio_Projects.pdf), viitattu 19.1.2010.
- Dijkstra, A.J. (2006) Revisiting the formation of trans isomers during partial hydrogenation of triacylglycerol oils. *Eur J Lipid Sci Technol* 108: 249–264.
- Drissen, R.E.T, R.H.W. Maas, J. Tramper & H.H. Beffink. (2008) Modelling ethanol production from cellulose: separate hydrolysis and fermentation versus simultaneous saccharification and fermentation. *Biocatalysis and Biotransformation* 27: 27–35.
- Dunnett, A.J, C.S. Adjiman & N. Shah. (2008) A spatially explicit whole-system model of the lignocellulosic bioethanol supply chain: an assessment of decentralised processing potential. *Biotechnology for Biofuels* 1: 1–13.
- EBB. (2008) <http://www.ebb-eu.org/EBBpressreleases/Factsheet%20EU%20Diesel%20Deficit.pdf>, viitattu 24.3.2010.
- EERE. (2009). Alternative fuels & advanced vehicles data center. U.S. Department of Energy. The Office of Energy Efficiency and Renewable Energy's (EERE). [http://www.afdc.energy.gov/afdc/vehicles/emissions\\_e10.html](http://www.afdc.energy.gov/afdc/vehicles/emissions_e10.html), viitattu 24.1.2010.
- Eggeman, T. & R.T. Elander. (2005) Process and economic analysis of pretreatment technologies. *Bioresource Technology* 96: 2019–2025.
- Encyclopedia. (2010) <http://www.encyclopedia.com/doc/1G1-134931319.html>, 24.3.2010.
- Erbezniak, M., C.R. Jones, K.A. Dawson & H.J. Strobel. (1997) *Clostridium thermocellum* JW20 (ATCC 31549) is a coculture with *Thermoanaerobacter ethanolicus*. *Appl Environ Microbiol* 63: 2949–2951.



- Ethanol. (2010a) [http://www.ethanolproducer.com/article.jsp?article\\_id=4872](http://www.ethanolproducer.com/article.jsp?article_id=4872), viitattu 14.2.2010.
- Ethanol. (2010b) [http://www.ethanolproducer.com/article.jsp?article\\_id=6311](http://www.ethanolproducer.com/article.jsp?article_id=6311), viitattu 14.3.2010.
- Euroopan keskuspankki. (2009) Valuuttalaskuri:  
[http://sdw.ecb.europa.eu/browseSelection.do?DATASET=0&FREQ=Q&node=2018794&SERIES\\_KEY=120.EXR.A.SEK.EUR.SP00.A.](http://sdw.ecb.europa.eu/browseSelection.do?DATASET=0&FREQ=Q&node=2018794&SERIES_KEY=120.EXR.A.SEK.EUR.SP00.A.), viitattu 11.11.2009.
- Farid, S.S. (2007) Process economics of industrial monoclonal antibody manufacture. *J. Chromatogr. B* 848, 8–18.
- Fukuda, H., A. Kondo & H. Noda. (2001) Biodiesel fuel production by transesterification of oils. *J. Biosci Bioeng* 92: 405–416.
- Galbe, M. & G. Zacchi. (2007) Pretreatment of lignocellulosic materials for efficient bio-ethanol production. *Advances in biochemical engineering/biotechnology, biofuels* 108: 41–65.
- Galbe, M., P. Sassner, A. Wingren & G. Zacchi. (2007) Process engineering economics of bioethanol production. *Advances in biochemical engineering/biotechnology, biofuels* 108: 303–327.
- Gallagher, P.W., H. Brubacker & H. Shapouri. (2005) Plant size: Capital cost relationships in the dry mill ethanol industry. *Biomass & Bioenergy* 28: 565–571.
- Garci-Ochoa, F. & E. Gomez. (2005) Prediction of gas-liquid mass transfer coefficient in sparged stirred tank bioreactors. *Biotech Bioeng* 92: 761–772.
- Garret, D.E. (1998) *Chemical engineering economics*. Reinhold, New York.
- Glasser, W.G. & R.S. Wright. (1998) Steam-assisted biomass fractionation. II. Fractionation behavior of various biomass resources. *Biomass and Bioenergy* 14: 219–235.
- Green Car Congress. (2006) [http://www.greencarcongress.com/2006/05/bri\\_energy\\_seek.html](http://www.greencarcongress.com/2006/05/bri_energy_seek.html), viitattu 26.1.2010.
- GreenBeat. (2009) <http://green.venturebeat.com/2009/09/25/chevron-chips-into-25m-for-biofuel-co-ls9/>, viitattu 8.10.2010.
- GreenBeat. (2010) <http://venturebeat.com/2010/02/03/biofuel-leader-ls9-buys-demo-plant-to-churn-out-renewable-diesel-2/>, viitattu 24.3.2010.
- Greer, D. (2005) Creating cellulosic ethanol – Spinning straw into fuel. *BioCycle* 46: 61–64.
- Grobbelaar, J.U. (2004) Algal nutrition. *Teoksessa Handbook of microalgal culture: biotechnology and applied Phycology*. A. Richmond (toim.). Blackwell. 97–115.

- Guthrie, K.M. (1970) Capital and operating costs for 54 chemical processes. *Chem Eng* 15: 140–146.
- Hahn-Hägerdal, B., M. Edlund, R. Slade & F. Monot. (2009) New improvements for lignocellulosic ethanol. *Current opinion in biotechnology* 20: 372–380.
- Hamelinck, C.N. & A.P.C. Faaij. (2006) Outlook for advanced biofuels. *Energy Policy* 34: 3268–3283.
- Hamelinck, C.N., G. van Hooijdonk, A.P.C. Faaij. (2005) Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term. *Biomass and Bioenergy* 28: 384–410.
- Heiskanen, H., I. Virkajärvi & L. Viikari. (2007) The effect of syngas composition on the growth and product formation of *Butyribacterium methylotrophicum*. *Enzyme and Microbial Technology* 41: 362–367.
- Helcom. (2007) [http://www.helcom.fi/environment2/ifs/ifs2008/en\\_GB/ship\\_emission07/](http://www.helcom.fi/environment2/ifs/ifs2008/en_GB/ship_emission07/), viitattu 10.12.2009.
- Henstra, A.M., J. Sipma, A. Rinzema & A.J.M. Stams. (2007) Microbiology of synthesis gas fermentation for biofuel production. *Current Opinion in Biotechnology* 18: 200–206.
- Hettinga, W.G. (2007) Technological learning in US ethanol production. Master Thesis, Copernicus Institute, Utrecht University, Hollanti. <http://www.chem.uu.nl/nws/www/publica/Publicaties2007/NWS-E-2007-52.pdf>.
- Hettinga, W.G., H.M Junginger, S.C. Dekker, M. Hoogwijk, A.J. McAloon & K.B. Hicks. (2009) Understanding the reductions in US corn ethanol production costs: An experience curve approach. *Energy Policy* 37: 190–203.
- Huang, H.J., S. Amaswamy, W. Al-Dajani, U. Tschirner & R.A. Cairncross. (2009) Effect of biomass species and plant size on cellulosic ethanol: A comparative process and economic analysis. *Biomass and Bioenergy* 33: 234–246.
- Humphreys, K. (1991) *Jelen's cost and optimization engineering*. 3rd ed. New York: McGraw-Hill.
- Huntley, M.E. & D.G. Redalje. (2007) CO<sub>2</sub> mitigation and renewable oil from photosynthetic microbes: a new appraisal. *Mitigation Adapt Strat Global Change* 12: 573–608.
- Hydrogen Posture Plan 2006. <http://www.hydrogen.energy.gov>.

- Ibrahim, M. & W.G. Glasser. (1999) Steam-assisted biomass fractionation. Part III: A quantitative evaluation of the "clean fractionation" concept *Bioresour. Tech.* 70: 181–192.
- IEA. (2005) [http://www.iea.org/textbase/speech/2005/rd\\_cop11\\_prospects.pdf](http://www.iea.org/textbase/speech/2005/rd_cop11_prospects.pdf), viitattu 25.11.2009.
- IEA. (2008) [http://www.iea.org/textbase/papers/2008/2nd\\_Biofuel\\_Gen.pdf](http://www.iea.org/textbase/papers/2008/2nd_Biofuel_Gen.pdf), viitattu 13.11.2009.
- IEA. (2009) Transport, Energy and CO<sub>2</sub>: Moving Toward Sustainability. 27.10.2009.
- Ingledeu, W.M. (1999) Alcohol production by *Saccharomyces cerevisiae*: a yeast primer. Nottingham University Press.
- IWMI, 2006. Comprehensive Assessment of water management in agriculture, Cosponsors: FAO, CGIAR, CBD, Ramsar. [www.iwmi.cgiar.org/assessment](http://www.iwmi.cgiar.org/assessment), viitattu 6.11.2009.
- Jang, E.S, M.Y. Jung & D.B. Min. (2005) Hydrogenation for low trans and high conjugated fatty acids. *Comp Rev Food Sci Saf* 4: 22–30.
- Jasinski, S.M. (2006) Phosphate Rock, Statistics and Information. US Geological Survey.
- Jørgensen, H., J. Vibe-Pedersen, J. Larsen & C. Felby. (2007) Liquefaction of lignocellulose at high solids concentrations. *Biotechnol Bioeng* 96: 862–870.
- Josefsson, T., H. Lennholm & G. Gellerstedt. (2002) Steam explosion of Aspen wood. Characterisation of reaction products. *Holzforschung* 56: 289–297.
- Katzen, R. & D.J. Schell. (2005) Teoksessa: Biorefineries – Industrial Processes and Products. Kamm, B., M. Kamm & P.R. Gruber. (toim.). Wiley, Weinheim, Germany.
- Kaylen, M.L., D. Van Dyne, Y.S. Choi & M. Blase. (2000) Economic feasibility of producing ethanol from lignocellulosic feedstocks. *Bioresour Technol* 72: 19.
- Kessler, B., R. Weusthuis, B. Witholt & G. Eggink. (2001) Production of microbial polyesters: fermentation and downstream processes. *Adv Biochem Eng Biotechnol.* 71: 159–182.
- Kim, D. & S. Chang. (2009) Electricity generation from synthesis gas by microbial processes: CO fermentation and microbial fuel cell technology. *Bioresour Technol* 100: 4527–4530.
- Klasson, K., A. Gupta, E. Clausen & J. Gaddy. (1993a) Evaluation of mass-transfer and kinetic parameters for *Rhodospirillum rubrum* in a continuous stirred tank reactor. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 39–40: 549–557.
- Klasson, K.T., M.D. Ackerson, E.C. Clausen & J.L. Gaddy. (1993b) Biological conversion of coal and coal-derived synthesis gas. *Fuel* 72: 1673–1678.

- Kröger, M. & F. Müller-Langer. (2009) Microalgae as feedstock for the biofuel production? State of knowledge today and prospects for the future. Suullinen esitys 17. Euroopan Biomassakonferenssissa Hampurissa, Saksassa 29.6.–3.7.2009.
- Kumar, A., J.B. Cameron & P.C. Flynn. (2005) Pipeline transport and simultaneous saccharification of corn stover. *Bioresource Technology* 96: 819–829.
- Kuyper, M., H.R. Harhangi, A.K. Stave, A.A. Winkler et al. (2003) High-level functional expression of a fungal xylose isomerase: the key to efficient ethanolic fermentation of xylose by *Saccharomyces cerevisiae*? *FEMS Yeast Research* 4: 69–78.
- Kwok, R. (2009) Cellulosic ethanol hits roadblocks. *Nature* 461: 582–583.
- Levin, D.B., C.R. Carere, N. Cicek & R. Sparling. (2009) Challenges for biohydrogen production via direct lignocellulose fermentation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34: 7390–7403.
- Lewis, N.S & D.G. Nocera. (2006) Powering the planet: Chemical challenges in solar energy utilization. *PNAS* 103: 15729–15735.
- Li, J., G. Henriksson & G. Gellerstedt. (2007) Lignin depolymerization/repolymerization and its critical role for delignification of aspen wood by steam explosion. *Bioresource Technology* 98: 3061–3068.
- Lin, Y. & S. Tanaka. (2006) Ethanol fermentation from biomass resources: current state and prospects. *Appl Microbiol Biotechnol* 69: 627–642.
- Lipasto. (2009) <http://lipasto.vtt.fi/paasto08.htm>, viitattu 22.11.2010.
- Lorenz, R.T. & G.R. Cysewski. (2003) Commercial potential for *Haematococcus* microalga as a natural source of astaxanthin. *Trends Biotechnol* 18: 160–167.
- Luo, L., E. van der Voet & G. Huppes. (2009) An energy analysis of ethanol from cellulosic feedstock–Corn stover. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 13: 2003–2011.
- Lynd, L.R. (1996) Overview and evaluation of fuel ethanol from cellulosic biomass: technology, economics, the environment, and policy. *Ann Rev Energy Environ* 21: 403–465.
- Ma, Y., J. Wang & T. Tsuru. (2009) Pervaporation of water/ethanol mixtures through microporous silica membranes. *Separation and Purification Technology* 66: 479–485.
- Mackie, K.L., H.H Brownell, K.L. West & J.N. Saddler. (1985) Effect of sulphur dioxide and sulphuric acid on steam explosion of aspenwood. *J. Wood Chem. Technol.* 5: 405–425.

- Mahmourides, G., H. Lee., N. Maki & H. Schneider. (1985) Ethanol accumulation in cultures of *Pachysolen tannophilus* on D-xylose is associated with a transition to a state of low oxygen consumption. *Biotechnology* 3: 59–62.
- Mansfield, S.H., C. Mooney & J.N. Saddler. (1999) Substrate and enzyme characteristics that limit cellulose hydrolysis. *Biotechnol Prog* 15: 804–816.
- Margeot, A., B. Hahn-Hägerdal, M. Edlund, R. Slade & F. Monot. (2009) New improvements for lignocellulosic ethanol. *Curr Opin Biotechnol.* 20: 372–380.
- Martinez, D. et al. (2008) Genome sequencing and analysis of the biomass-degrading fungus *Trichoderma reesei* (syn. *Hypocrea jecorina*). *Nat Biotechnol.* 26: 553–560.
- Mason, W.H. (1928) Apparatus for the process of explosion fibrillation of lignocellulose material. U.S. Patent 1, 655, 618.
- McKeough, P. & E. Kurkela. (2008) Process evaluations and design studies in the UCG project 2004–2007. VTT, Espoo. VTT Tiedotteita – Research Notes 2434. 45 s.
- McLellan, P.J., A.J. Daugulis & J. Li. (1999) The incidence of oscillatory behavior in the continuous fermentation of *Zymomonas mobilis*. *Biotechnol Prog* 15: 667–680.
- McMillan, J.D. (1994) Pretreatment of lignocellulosic biomass. *Teoksessa Enzymatic Conversion of Biomass for Fuels Production.* Himmel, M.E., Baker, J.O. & Overend, R.P. (toim.). American Chemical Society, Washington, DC, 292–324.
- Merino, S.T. & J. Cherry. (2007) progress and challenges in enzyme development for biomass utilization. *Advances in biochemical engineering/biotechnology, biofuels* 108: 95–120.
- Mes-Hartree, M., B.E. Dale & W.K. Craig. (1988) Comparison of steam and ammonia pretreatment for enzymatic hydrolysis of cellulose. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 29: 462–468.
- MHT. (2009) <http://www.masshightech.com/stories/2009/01/26/weekly16-Algae-biofuels-sector-OK-with-slower-growth.html>, viitattu 15.12.2009.
- Molina Grima, E. (1999) Microalgae, mass culture methods. *Teoksessa: Encyclopedia of bioprocess technology: fermentation, biocatalysis and bioseparation.* Vol. 3. Flickinger, M.C. & Drew, S.W. (toim.). John Wiley & Sons. S. 1753–1769.
- Molina Grima, E., F.G.A. Fernandez, F.G. Camacho & Y. Chisti. (1999) Photobioreactors: light regime, mass transfer, and scaleup. *J Biotechnol* 70: 231–247.
- Molina Grima, E., J. Fernández, F.G. Acien & Y. Chisti. (2001) Tubular photobioreactor design for algal cultures. *J Biotechnol* 92: 113–231.

- Montané, D., J. Salvadó, C. Torras & X. Farriol. (2002) High-temperature dilute-acid hydrolysis of olive stones for furfural production. *Biomass and Bioenergy* 22: 295–304.
- Mosier, N., R. Hendrickson, N. Ho, M. Sedlak & M.R. Ladisch. (2005) Optimization of pH controlled liquid hot water pretreatment of corn stover. *Bioresource Technology* 96: 1986–1993.
- Nagodawithana, T.W. & K.H. Steinkraus. (1976) Influence of the rate of ethanol production and accumulation on the viability of *Saccharomyces cerevisiae* in “rapid fermentation”. *Appl Environ Microbiol.* 31: 158–162.
- Nigam, J.N. (2000) Continuous ethanol production from pineapple cannery waste using immobilized yeast cells. *Journal of Biotechnology* 80: 189–193.
- Nygren, E., K. Aleklett & M. Höök. (2009) Aviation fuel and future oil production scenarios. *Energy Policy* 37: 4003–4010.
- Nylund, N.-O. (2009) Sähköpostiviesti 14.10.
- Nylund, N.-O. (2009) Suullinen tiedonanto.
- Nylund, N.-O., K. Sipilä, T. Mäkinen, P. Aakko-Saksa, L. Kujanpää & J. Laurikko. (2009) Polttoaineiden laatuporttatuksen kehittäminen -selvitys. 127 s. Luonnos 12.10.2009.
- O'Brien, D.J, L.H. Roth & A.J. McAloon. (2000) Ethanol production by continuous fermentation-pervaporation: a preliminary economic analysis. *Journal of Membrane Science* 166: 105–111.
- Pacheco, M. (2006) U.S. Senate Full Committee Hearing – Renewable Fuel Standards National Renewable Energy Laboratory, National Bioenergy Center [http://energy.senate.gov/public/index.cfm?IsPrint=true&FuseAction=Hearings.Testimony&Hearing\\_ID=1565&Witness\\_ID=4427](http://energy.senate.gov/public/index.cfm?IsPrint=true&FuseAction=Hearings.Testimony&Hearing_ID=1565&Witness_ID=4427), viitattu 5.12.2009.
- Parekh, S.R., R.S. Parekh & M. Wayman. (1988) Fermentation of xylose and cellobiose by *Pichia stipitis* and *Brettanomyces clausenii*. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 18: 325–338.
- Peters, M.S. & K.D. Timmerhaus. (1991) Plant design and economics for chemical engineers. New York: McGraw-Hill.
- Piccolo, C. & F. Bezzo. (2009) A techno-economic comparison between two technologies for bioethanol production from lignocellulose. *Biomass and Bioenergy* 33: 478–491.

- Pulz, O. (2001) Photobioreactors: production systems for phototrophic microorganisms. *Appl Microbiol Biotechnol* 57: 287–293.
- Rajagopalan, S., R.P. Datar & R.S. Lewis. (2002) Formation of ethanol from carbon monoxide via a new microbial catalyst. *Biomass and Bioenergy* 23: 487–493.
- Rani, K.S., M.V. Swamy & G. Seenayya. (1997) Increased ethanol production by metabolic modulation of cellulose fermentation in *Clostridium thermocellum*. *Biotechnol Lett* 19: 819–823.
- Richmond, A. (2000) Microalgal biotechnology at the turn of the millennium: a personal view. *J Appl. Phycol.* 12: 441–451.
- Rosentrater, K.A. & K. Muthukumarappan. (2006) Corn ethanol coproducts: Generation, properties, and future prospects. *Int Sugar J* 108: 648–657.
- Rudolf, A., M. Galbe & G. Lidén. (2004) Controlled fed-batch fermentations of dilute-acid hydrolysate in pilot development unit scale. *Applied biochemistry and biotechnology* 114: 601–617.
- Rättö, M., M. Vikman & M. Siika-aho. (2009) Yhdyskuntajätteiden hyödyntäminen biojalostamossa, VTT Tiedotteita – Research Notes 2494. VTT, Espoo. 64 s. <http://www.vtt.fi/inf/pdf/tiedotteet/2009/T2494.pdf>.
- Salusjärvi, L. (2008) Transcriptome and proteome analysis of xylose-metabolising *Saccharomyces cerevisiae*, VTT Publications 679, VTT, Espoo. 103 s. + liitt. 64 s. <http://www.vtt.fi/inf/pdf/publications/2008/P679.pdf>.
- Sánchez, Ó.J. & C.A. Cardona. (2008) Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. *Bioresource Technology* 99: 5270–5295.
- Sanderson, K. (2009) From plant to power. *Nature* 461: 710–711.
- Sassner, P. & G. Zacchi. (2008) Integration options for high energy efficiency and improved economics in a wood-to-ethanol process. *Biotechnology and Biofuels* 1: 4.
- Sassner, P., M. Galbe & G. Zacchi. (2008) Techno-economic evaluation of bioethanol production from three different lignocellulosic materials. *Biomass Bioenergy* 32: 422–430.
- Searcy, E. & P. Flynn. (2009) The Impact of Biomass Availability and Processing Cost on Optimum Size and Processing Technology Selection. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 154: 271–286.

- Sena-Martins, G., E. Almeida-Vara & J.C. Duarte. (2008) Eco-friendly new products from enzymatically modified industrial lignins. *Industrial Crops and Products* 27: 189–195.
- Shapouri, H. & P. Gallagher. (2005) USDA's 2002 Ethanol Cost-of-production survey. U.S. Department of Agriculture <http://www.ethanolrfa.org/objects/documents/126/usdacostofproductionsurvey.pdf>.
- Shen, Y., X.Q. Zhao, X.M. Ge & F.W. Bai. (2009) Metabolic flux and cell cycle analysis indicating new mechanism underlying process oscillation in continuous ethanol fermentation with *Saccharomyces cerevisiae* under VHG conditions. *Biotechnology Advances* 27: 1118–1123.
- Sipilä, E., J. Vehlow, P. Vainikka, C. Wilen & K. Sipilä. (2009) Market potential of high efficiency CHP and waste based ethanol in European pulp and paper industry. VTT, Espoo. 73 p. VTT Tiedotteita - Research Notes 2500. <http://www.vtt.fi/inf/pdf/tiedotteet/2009/T2500.pdf>.
- Sjöde, A., B. Alriksson, L. Jönsson & N.O. Nilvebrant. (2007) The potential in bioethanol production from waste fiber sludges in pulp mill-based biorefineries. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 137: 327–337.
- Smith, A.M. (2008) Prospects for increasing starch and sucrose yields for bioethanol production. *Plant J.* 54: 546–558.
- Socol, C.R., L.P.S. Vandenberghe, B. Costa., A.L. Woiciechowski, J.C. De Carvalho, A.B.P. Medeiros, A.M. Francisco & J.L. Bonomi. (2005) Brazilian biofuel program: An overview. *J Sci Ind Res* 64: 879–889.
- Spath, P.L., M.K. Mann & W.A. Amos. (2003) Update of hydrogen from biomass – Determination of the delivered cost of hydrogen; Report No. NREL/MP-510-33112; National Renewable Energy Laboratory: Golden, CO. <http://www.osti.gov/bridge>.
- Spolaore, P., C. Joannis-Cassan, E. Duran & A. Isambert (2006) Commercial applications of microalgae. *J Biosci Bioeng* 101: 87–96.
- Sprenger, G.A. (1996) Carbohydrate metabolism in *Zymomonas mobilis*: a catabolic highway with some scenic routes. *FEMS Microbiol Lett* 145: 301–307.
- Stenberg, K., C. Tengborg, M. Galbe, G. Zacchi, E. Palmqvist & B. Hahn-Hägerdahl. (1998) Recycling of process streams in ethanol production from softwood based on enzymic hydrolysis. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 70–72: 697–708.
- Stephens, E., I.L. Ross, Z. King, J.H. Mussgnug, O. Kruse, C. Posten, M.A. Borowitzka & B. Hankamer. (2010) An economic and technical evaluation of microalgal biofuels. *Nature Biotechnology* 28: 126–128.



- SunOpta. (2009) [http://www.sunopta.com/uploadedFiles/bioprocess/Murray\\_Burke.pdf](http://www.sunopta.com/uploadedFiles/bioprocess/Murray_Burke.pdf), viitattu 6.10.2009.
- Söderström, J., L. Pilcher, M. Galbe & G. Zacchi. (2002) Two-step steam pretreatment of softwood with SO<sub>2</sub> impregnation for ethanol production. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 98–100: 5–21.
- Söderström, J., M. Galbe & G. Zacchi. (2005) Separate versus Simultaneous Saccharification and Fermentation of Two-Step Steam Pretreated Softwood for Ethanol Production. *Journal of Wood Chemistry and Technology* 25: 187–202.
- Tekniikka & Talous. (2008) <http://www.tekniikkatalous.fi/metsa/article57745.ece>, viitattu 4.10.2010.
- Terry, K.L. & L.P. Raymond. (1985) System design for the autotrophic production of microalgae. *Enzyme Microb Technol* 7: 474–487.
- Toivari, M. (2007) Engineering the pentose phosphate pathway of *Saccharomyces cerevisiae* for production of ethanol and xylitol. VTT, Espoo. 74 s. + liitt. 69 s. VTT Publications 641. Opinnäyte: väitöskirja. <http://www.vtt.fi/inf/pdf/publications/2007/P641.pdf>.
- Tredici, M.R. (1999) Bioreactors. Teoksessa: Encyclopedia of bioprocess technology: fermentation, biocatalysis and bioseparation. Flickinger, M.C. & Drew, S.W. (toim.) Wiley s. 395–419.
- Tribe, M.A. & R.L.W. Alpine. (1968) Scale economies and the “0.6 rule”. *Eng Cost Prod Econ* 10: 271–278.
- van Vliet, O.P.R., A.P.C. Faaij & W.C. Turkenburg. (2009) Fischer–Tropsch diesel production in a well-to-wheel perspective: A carbon, energy flow and cost analysis. *Energy Conversion and Management* 50: 855–876.
- van Zyl, W.H., L.R. Lynd, R. den Haan & J.E McBride. Consolidated bioprocessing for bioethanol production using *Saccharomyces cerevisiae*. *Advances in biochemical engineering/biotechnology, biofuels* 108: 205–235.
- Vega, J.L., K.T. Klasson, D.E. Kimmel, E.C. Clausen & J.L. Gaddy. (1990) Sulfur gas tolerance and toxicity of CO-utilizing and methanogenic bacteria. *Appl Biochem Biotechnol* 24/25: 329–340.
- Viola, E., F. Zimbardi, M. Cardinale, G. Cardinale, G. Braccio & E. Gambacorta. (2008) Processing cereal straws by steam explosion in a pilot plant to enhance digestibility in ruminants. *Bioresource Technology* 99: 681–689.

- von Weymarn, N. (2007) Bioetanolia maatalouden selluloosavirroista. Espoo: VTT Tiedotteita 2412. VTT, Espoo. 44 s. <http://www.vtt.fi/inf/pdf/tiedotteet/2007/T2412.pdf>.
- von Weymarn, N. (2009). Suullinen tiedonanto.
- Wingren, A. (2005) Ethanol from softwood – techno-economic evaluation for development of the enzymatic process. Väitöskirja.
- Wingren, A., M. Galbe, M. & G. Zacchi. (2003) Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks. *Biotechnol Prog* 19: 1109–1117.
- Wooley, R., M. Ruth, J. Sheehan, K. Ibsen, H. Majdeski & A. Galvez. (1999) Lignocellulosic biomass to ethanol – Process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis – Current and futuristic scenarios. Report No. TP-580-26157. National Renewable Energy Laboratory. Golden Colorado USA.
- Wright, J.D., C.E. Wyman & K. Grohmann. (1998) Simultaneous saccharification and fermentation of lignocellulose: process evaluation. *Appl. Biochem. Biotech.* 18: 75–90.
- Zhuang, X.Y., H.X. Zhang, J.Z. Yang & H.Y. Qi. (2001) Preparation of levoglucosan by pyrolysis of cellulose and its citric acid fermentation. *Bioresour Technol* 79: 63–66.
- Zimbardi, F., E. Ricci & G. Braccio. (2002) Technoeconomic study of steam explosion application in biomass processing. *Applied Biochemistry and Biotechnology* 98–100: 89–99.
- Zimbardi, F., E. Viola, F. Nanna, E. Larocca, M. Cardinale & D. Barisano. (2007) Acid impregnation and steam explosion of corn stover in batch processes. *Industrial Crops and Products* 26: 195–206.

Tekijä(t) Aki Suokko		
Nimeke <b>Lignoselluloosaetanolin ja synteetikaasusta fermentoitujen polttonesteiden teknologiatarkastelu</b>		
Tiivistelmä Biopolttoaineiden konversioprosessit jaetaan tyypillisesti termo- ja biokemiallisiin. Tämä kirjallisuuskatsaus keskittyy biokemiallisesti tuotettujen biopolttonesteiden tuotantokonseptien tarkasteluun. Esimerkkejä biokemiallisesti tuotetuista polttonesteistä ovat bioetanoli ja leväöljy. Biokemiallista prosessia voidaan hyödyntää myös muovin raaka-aineena käytetyn polyhydroksialkanaoatin (PHA) tuotannossa. Lignoselluloosaa ja jätteitä hyödyntäviä konversioprosesseja kehitetään kaupalliseksi useissa maissa, ja osa niistä on edennyt jo pilot-vaiheeseen. Ne tehdyt lignoselluloosaetanolin kustannusarviot, joiden tukena oli kokeellista tutkimusta, tuottivat korkeimmat tuotantokustannukset (0,55 €/ litra etanolia – 1 €/ litra etanolia). Suurin osa lignoselluloosaetanolin tuotantokustannusten arvioista on toteutettu varsin suuressa mittakaavassa (~500 MW raaka-ainetehoa eli ~800 000 tonnia/a). Yhdysvalloissa tehdyissä tarkasteluissa on saatu tuloksiksi 70 % pienemmät bioetanolin tuotantokustannukset kuin muualla keskimäärin. Syynä tähän ovat ainakin Yhdysvaltain suuri raaka-aineen hehtaarisaahto, oletettu mittakaavaetu, osin raaka-aineen alemmat kuljetuskustannukset ja siten suurempi laitostekniikka. Kemianteollisuuden prosesseissa vallitseva varsin suuri tuotannon mittakaavaetu ei välttämättä ole voimassa kaikissa biokemiallisissa konversioprosesseissa, eli selluloosaetanolin tuotanto voi olla kustannustehokasta myös pienessä mittakaavassa. Selluloosaetanolin kustannuksilla on huomattava potentiaali alentua nykyisistä arvioista, mikäli raaka-aineena käytetään metsäteollisuudesta peräisin olevaa, paperin raaka-aineeksi kelpaamatonta selluloosaa. Mikäli etanolin tuotanto integroidaan olemassa oleviin tehtaisiin siten, että myös ligniininpoisto on jo ratkaistu teknistaloudellisesti järkevällä tavalla, ja mikäli entsyymikustannukset pienenevät, saattavat tuotantokustannukset pudota jopa 0,44 euroon litralta. Tislauksen yksikkökustannukset voivat kuitenkin olla suuret pienen mittakaavan tuotantolaitoksessa, minkä vuoksi arvioon sisältyy huomattavaa epävarmuutta.		
ISBN 978-951-38-7576-3 (nid.) 978-951-38-7577-0 (URL: <a href="http://www.vtt.fi/publications/index.jsp">http://www.vtt.fi/publications/index.jsp</a> )		
Avainnimeke ja ISSN VTT Tiedotteita – Research Notes 1235-0605 (nid.) 1455-0865 (URL: <a href="http://www.vtt.fi/publications/index.jsp">http://www.vtt.fi/publications/index.jsp</a> )		Projektinumero 20700
Julkaisu-aika Huhtikuu 2010	Kieli Suomi	Sivuja 88 s.
Projektin nimi UCGFunda		Toimeksiantaja(t)
Avainsanat Biofuels, ethanol, production cost, lignocellulosic materials, conversion, hydrolysis, algal oil, investments		Julkaisija VTT PL 1000, 02044 VTT Puh. 020 722 4404 Faksi 020 722 4374



## VTT Tiedotteita – Research Notes

- 2514 Emilia Selinheimo, Maria Saarela, Minna Halonen, Raija Koivisto, Aimo Tiilikainen, Marika Lyly, Jarno Mikkonen Pekka Lehtinen, Mirja Mokka, Anu Kaukovirta-Norja, Kaisa Poutanen. Solutions for intelligent nutrition. Nutritech roadmap. 2009. 99 p. + app. 1 p.
- 2515 Seppo Vuori ja & Kari Rasilainen. Katsaus ydinjätehuollon tilanteeseen Suomessa ja muissa maissa. 2009. 59 s.
- 2516 Hannu Nykänen, Antti Lankila, Jarkko Keinänen, Simo-Pekka Simonaho. Hiljaiset veneet – yhteenveto ja johtopäätökset. 2009. 69 s.
- 2517 Amar Mahiout, Jarmo Siivinen, Juha Mannila, Juha Nikkola, Riitta Mahlberg, Jyrki Romu, Risto Ilola, Outi Söderberg, Jorma Virtanen, Antero Pehkonen, Raisa Niemi, Tuomas Katajarinne, Jari Koskinen, Seppo Kivivuori & Simo-Pekka Hannula. Hybridipinnoitteilla lisäarvoa metallituotteille. 2009. 69 s.
- 2518 Veli-Pekka Kallberg & Matti Saarinen. Katsastamattomien ajoneuvojen tunnistaminen liikennevalvonnassa. 2009. 24 s.
- 2519 Veli-Pekka Kallberg. Stop-merkin ja 20 km/h -nopeusrajoituksen käyttö tasoristeyksissä. 2009. 48 s. + liitt. 4 s.
- 2520 Antti Seise, Mikko Poutanen & Veli-Pekka Kallberg. Hidastetöyssyjen vaikutus ajonopeuksiin sorateiden vartioimattomissa tasoristeyksissä 2009. 51 s. + liitt. 35 s.
- 2521 Ismo Heimonen, Jorma Heikkinen, Keijo Kovanen, Jarmo Laamanen, Tuomo Ojanen, Jouko Piippo, Tapani Kivinen, Pekka Jauhainen, Jarmo Lehtinen, Sakari Alasuutari, Kyösti Louhelainen & Jukka Mäittälä. Maatalouden kotieläinrakennusten toimiva ilmanvaihto. 2009. 133 s. + liitt. 7 s.
- 2522 Ali Harlin, Kari Edelmann, Kirsi Immonen, Ulla-Maija Mroueh, Kim Pingoud & Helena Wessman. Industrial biomaterial visions. Spearhead programme 2009–2013. 2009. 86 p.
- 2523 Anne Silla. Rautatieonnettomuuksista aiheutuvien kustannusten arviointi. 2010. 35 s. + liitt. 3 s.
- 2524 Juha Luoma & Mikko Virkkunen. Polkupyöräilijän ja jalankulkijan liikenneturvallisuustestin kehittäminen. 2010. 42 s.
- 2525 Riikka Rajamäki. Kesärenkaiden urasyvyys ja onnettomuusriski. 2010. 32 s.
- 2529 Seppo Uosukainen. Tuulivoimaloiden melun synty, eteneminen ja häiritsevyys. 2010. 35 s.
- 2530 Kati Tillander, Anna Matala, Simo Hostikka, Pekka Tiittanen, Esa Kokki & Olli Taskinen. Pelastustoimen riskianalyysimallien kehittäminen. 2010. 117 s. + liitt. 9 s.
- 2531 Juha Laitinen, Mauri Mäkelä, Panu Oksa, Tuula Hakkarainen, Kati Tillander & Tuomas Paloposki. Kemikaalialtistumisen vähentäminen palokohteissa. 2010. 36 s. + liitt. 1 s.
- 2533 Aki Suokko. Lignoselluloosaetanolin ja synteetisikaasusta fermentoitujen polttonesteiden teknologiatarkastelu. 2010. 88 s.