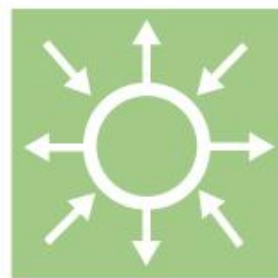




Inventering av framtidens el- och värmeproduktionstekniker

Delrapport Energikombinat

Elforsk rapport 08:79



Henrik Thunman, Fredrik Lind, Filip Johnsson

December 2008

ELFORSK

Inventering av framtidens el- och värmeproduktionstekniker

Delrapport Energikombinat

Elforsk rapport 08:79

Förord

Fokus för hela projektet avseende inventering av framtidens produktionstekniker för el- och värmeproduktion har varit framtida möjlig utveckling av olika produktionstekniker för kraft- och värmeproduktion med bedömning av prestanda samt när en eventuell implementering och kommersialisering kan vara möjlig. Att kunna göra en sådan bedömning är av största vikt för att kunna planera inför kommande förändringar och investeringar och när dessa kan komma, men också för att kunna sätta in de FoU-resurser som erfordras.

Projektet har genomförts som olika deluppdrag inom de olika produktionsområdena med föreliggande rapport avseende delrapport Energikombinat. Arbetet har utförts av docent Henrik Thunman med hjälp av doktoranden Fredrik Lind och professor Filip Johnsson på avdelningen för energiteknik på Chalmers tekniska högskola. Arbetet baseras på de arbeten kring teknikutvärdering som görs inom AGS-projektet "Pathways to Sustainable European Energy Systems", vilket är ett interdisciplinärt energisystemprojekt som omfattar mer än 30 olika forskare från olika discipliner på hel eller deltid. Dessutom har data använts från Chalmers förgasningsprojekt som finansieras av Göteborgs Energi, Energimyndigheten, Metso Power och Akademiska hus. Projektledare för Pathwayprojektet är professor Filip Johnsson. AGS står för Alliance for Global Sustainability och är en allians mellan MIT i USA, ETH-Zürich i Schweiz, Tokyo universitet och Chalmers. Det har även gjorts en viss samverkan med EU projektet PLANETS.

Alla övriga delrapporter inom projektet samt en syntesrapport återfinns för nedladdning på Elforsks hemsida www.elforsk.se.

Projektet har finansierats av AB Fortum Värme samägt med Stockholms stad, E.ON Värmekraft AB, Jämtkraft AB, Kraftringen Produktion AB, Mälarenergi AB, Skellefteå Kraft AB, Umeå Energi AB, Vattenfall AB, Öresundskraft AB samt av Statens Energimyndighet.

Projektet har följts av en styrgrupp bestående av Björn Fredriksson Möller och Mikael Palmgren E.ON Värmekraft, Sten Grahns Fortum Värme, Anders Johansson och Svante Söderholm Statens Energimyndighet, Maria Jonsson och Leif Liinanki Vattenfall Research and Development, Ulf Lindqvist Jämtkraft, Magnus Stenvall Umeå Energi samt Lars Wrangén Elforsk.

Elforsk tackar styrgruppen för värdefulla synpunkter och uppslag.

Lars Wrangén

Elforsk AB

Programområde El- och Värmeproduktion

December 2008

Sammanfattning

Den här rapporten undersöker olika energikombinat där man producerar olika förädlade biobränslen ifrån lignocellulosa kopplat till mer traditionell värme- eller kraftvärmeproduktion. De processer som har analyserats är kopplade till produktion av

- biopellets (eller ligninpellets), torkad, mald och komprimerad biomassa (eller lignin)
- torrefierad biopellets, torkad, mald, värmebehandlad, komprimerad biomassa
- pyrolysolja, förvätskad biomassa av råoljekvalité
- etanol via hydrolys (process där biomassan delas upp i sockerarter och lignin) och jäsning
- metan via hydrolys och rötning
- metan via indirekt och suspensionsförgasning
- DME (dimetyleter) via indirekt eller suspensionsförgasning
- metanol via indirekt eller suspensionsförgasning
- DME och metanol via metan producerad via indirekt förgasning

Lignocellulosa-baserade biobränslen är t.ex. skogsråvara eller biomassa som kan odlas på degraderad mark. Resultatet visar att det endast är biopellets som är helt kommersiellt idag. För de andra kombinatet skiljer sig produktion av pyrolysolja och torrefierad biopellets från de övriga, genom att det för dessa produkter inte är tekniken utan introduktionen och skapandet av en marknad som håller tillbaka utvecklingen. För de övriga teknikerna måste det till någon form av teknikutveckling, där de olika kombinatet står inför olika utmaningar som beskrivs i rapporten.

Tittar man på verkningsgraden för de olika förädlade biobränslena som har studerats i rapporten visar, som väntat, processerna som endast innebär en uppgraderingen av bränslet för den stationära sektorn högst verkningsgrad. Inkluderar man elproduktion och låter uppgraderingsprocessen tillgodoräkna sig denna når man verkningsgrader baserat på värmevärdet av torrsubstansen på ingående bränsle på omkring 90 %. För de processer som producerar ett bränsle som kan användas som drivmedel kan man nå en motsvarande verkningsgrad på mellan 45 och 55 % oavsett produkt eller process. Dock med ett undantag och det är när man producerar metan via förgasning, vilket ger en verkningsgrad mellan 70 och 75 %. Det som skiljer sig mer mellan processerna för att producera drivmedel är andelen tillförd biomassa som bildar den efterfrågade produkten, vilken kan vara allt från 20 till nästan 70 %. Etanol via jäsning ger lägst utbyte och metan via förgasning högst.

Avseende kostnaden för de olika produkterna visar de enkla bränsleprodukterna för den stationära sektorn lägst kostnader; ungefär 40 till 90 % högre än kostnaden för det tillförda biobränslet (skogsbaserat). De övriga produkterna uppvisar en kostnad 2,5 till 3,5 ggr högre än det tillförda biobränslet (skogsbaserat) oavsett produkt, men för vissa kombinat kan man få extremer på upp till 9 ggr. Osäkerheten kring den verkliga kostnaden är dock stor och vilken kostnad en verklig anläggning får beror på om det finns någon leverantör som kan leverera reaktorerna, vilken tillgänglighet den får och om man kan hålla ner driftkostnaden för anläggningen. För drivmedelskombinaten innehåller dessa en eller flera komponenter som inte ännu har lämnat utvecklingsstadiet och därmed är det för dessa mycket svårt att ge några noggrannare kostnadsuppskattningar eller att uttala sig om tillgänglighet.

Summary

This report treats different ways to produce various upgraded biofuels from lignocellulosic materials in so called polygeneration processes. Furthermore the different upgrading technologies are also investigated with respect to co-production of heat and power. The processes investigated are linked to production of

- bio pellets (or lignin pellets), dried, grinded and compressed biomass (or lignin)
- torrefied bio pellets, dried, grinded, heat treated and compressed biomass
- bio-oils or pyrolytic oils, liquefied biomass with crude oil quality
- ethanol via hydrolysis (process where the biomass is divided into sugars and lignin) followed by fermentation
- methane via hydrolysis and fermentation
- methane via indirect gasification and methane via indirect or suspension gasification
- DME (dimethyl ether) via indirect or suspension gasification
- methanol via indirect or suspension gasification
- DME and methanol via methane produced via indirect gasification

Lignocellulosic biomasses are, for example, forest residues or biomass that can be cultivated on degraded lands. The result from this report shows that it is only the production of bio pellets that is fully commercially available today. For all the other polygeneration processes investigated the production of bio-oil and torrefied bio pellets stands out from the other processes investigated, as it is the market for the product that holds back the introduction of the technology. For the other technologies one or several components are still not commercialized and the challenges for these technologies are described in the report.

Summarizing the efficiencies for the different processes, the processes that produces biofuels for stationary applications, bio pellets, torrefied bio pellets and bio-oil, show the highest efficiencies. Accounted for the cogenerated power, efficiencies up to 90 % based on ingoing lower heating values of the dry substance fed to the process could be achieved. For the processes that produce biofuels suitable for the transport sector efficiencies between 45 and 55 % can be reached, independent of product. However, there is one exception, which is methane produced via gasification that can reach efficiencies between 70 and 75 %. What differs more between the biofuel producing processes for the transport sector is the amount of biofuel that is

possible to get out from the ingoing biomass, which can be anything between 20 and 70 %. Here, ethanol gives the lowest and methane via gasification the highest values.

With respect to the costs to produce the different products the lowest costs are obviously related to the production of biofuels to be used in the stationary energy system. The total production cost of these products is between 40 and 90 % higher than the cost for biomass feedstock (Swedish forest residues). The production cost for the other biofuels is 2.5 to 3.5 times higher than the cost for the feedstock (Swedish forest residues), independent of product. However, some polygeneration schemes show very high cost, up to 9 times the cost for the feedstock. The uncertainty in these figures is, nevertheless, high and the real costs are dependent on if there are any supplier of the technology, which availability that is possible to achieve and the costs for the operation and maintenance. As one or several of the components included in these plants are still at a research or at a demonstration stage, it is not possible to give any more precise estimation on the costs or availability of such plants.

Innehåll

1	Energikombinat, deras verkningsgrad och kostnader	1
2	Energikombinat deras uppbyggnad och energibalans	13
2.1	Produktion av bränslen för stationära tillämpningar, biopellets, torrifierad biopellets och bioolja	17
2.2	Produktion av etanol via jäsnings eller metan via rötning	20
2.3	Produktion av metan, DME eller metanol via förgasning	24
2.4	Produktion av DME eller Metanol via metan från indirekt förgasning	29
3	Beskrivning av energikombinatens ingående komponenter	31
3.1	Flisning och eller malning	31
3.2	Torkningsprocesser	31
3.3	Pelletering/brikettering	33
3.4	Hydrolysisprocesser	33
3.4.1	Starksyra hydrolys	35
3.4.2	Svagsyra hydrolys	36
3.4.3	Svagsyra + enzymatisk hydrolys	37
3.4.4	Detoxifiering	37
3.4.5	Uppgradering av lignin+rest till bränsle	38
3.4.6	Jäsning	38
3.4.7	Koncentrering av etanol	39
3.4.8	Rötning	41
3.4.9	Gasuppgradering	43
3.5	Termiska processer	45
3.5.1	Torrefiering	46
3.5.2	Pyrolys	47
3.5.3	Fluidbäddförgasning	50
3.5.4	Reformering / Tjärrening	59
3.5.5	Suspensionsförgasning	62
3.5.6	Uppgradering av produkt/syntesgas till metan, DME och metanol	65
3.5.7	Synergimöjligheter med samtidig el och värmeproduktion	72
4	Referenser	75
5	Bilagor	I
5.1	Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar biopellets och torrefierad biopellets	I
5.2	Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar pyrolysolja	III
5.3	Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar etanol via jäsnings eller metan via rötning	IV
5.4	Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar metan, DME eller metanol via indirekt förgasning	X
5.5	Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar metan, DME eller metanol via suspensionsförgasning ...	XV
5.6	Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar DME eller metanol från metan (naturgas)	XX

1 Energikombinat, deras verkningsgrad och kostnader

I den här rapporten har olika energikombinat där man producerar olika förädlade biobränslen ifrån lignocellulosa kopplat till mer traditionell värme- eller kraftvärmeproduktion undersökts. De processer som har undersökts är kopplade till produktion av

- biopellets (eller ligninpellets), torkad, mald och komprimerad biomassa (eller lignin)
- torrefierad biopellets, torkad, mald, värmebehandlad, komprimerad biomassa
- pyrolysolja, förvätskad biomassa av råolja kvalitet
- etanol via hydrolys (process där biomassan delas upp i sockerarter och lignin) och jäsning
- metan via hydrolys och rötning
- metan via indirekt och suspensionsförgasning
- DME (dimetyleter) via indirekt och suspensionsförgasning
- metanol via indirekt och suspensionsförgasning
- DME och metanol via metan producerad via indirekt förgasning

Lignocellulosa-baserade biobränslen är t.ex. skogsråvara eller biomassa som kan odlas på degraderad mark. Andra exempel är restprodukter från matproduktion (t.ex. halm), vilket gör det troligt att dessa bränslen kommer att vara mer politiskt och socialt acceptabla än t.ex. säd. Det är dock viktigt att komma ihåg att all produktion av biobränslen i stor skala kommer att ha någon form av negativ miljöpåverkan, en negativ påverkan som nog måste balanseras mot den globala klimatnytta produktionen kan få. För utvecklingen av kombinatet som undersöks här är den primära drivkraften en vilja att minska importbehovet av olja och naturgas, samtidigt som man säkerställer en inhemsk produktion av drivmedel.

Utvärderingen av kombinatet baseras på omvandlingsverkningsgraden, samt kostnaden för att producera de olika produkterna. Omvandlingsverkningsgraden beräknas på två olika sätt. Det första sättet baseras på hur mycket förädlad biomassa som man kan få ut i förhållande till tillförd biomassa, biomassa till biobränsle. Det andra sättet är genom en marginalverkningsgrad som tar hänsyn till att det produceras mer än en nytta. Alla verkningsgrader är baserade på en ingående biomassa med en

fukthalt på 50 % och på det lägre värmevärdet på ingående torrs substans (18,6 MJ/kg). Marginalverkningsgraden är definierad som förädlad produkt genom ingående bränsle kompenserad för nettokonsumtion eller produktion av el och eller bränsle, t.ex. lignin, eller koks. El är värderad 2,5 högre än ingående bränsle. Denna värdering grundar sig på att den alternativa elproduktionen antas ha en verkningsgrad på 40 % och är i linje med andra studier, t.ex. Hamerlink och Faaij (2001), Ahlgren m fl (2007), Ekblom m fl (2005), där man använder marginalverkningsgrad som mått. Vid beräkningen av marginalverkningsgraden har ingen hänsyn tagits till möjligheten att producera fjärrvärme. Vid genomgång av de olika kombinationerna senare i rapporten kommer dock möjligheterna till att extrahera fjärrvärme från processerna kommenteras.

I figur 1 visas marginalverkningsgraden som funktion av biomassa till biobränsle för olika processer för att producera förädlade biobränslen från lignocellulosa. I figur 1 är bränslen avsedda främst för den stationära sektorn - pellets och bioolja - representerade med öppna symboler och bränslen främst tänkta för transportsektorn representerade med fyllda symboler. Vidare jämförs fristående processer (Fri), processer som inte inbegriper elproduktion, med kombinat (Komb) som inbegriper elproduktion. I kombinat har det antagits att det från förbränning bildas 30 % el och 65 % värme, resterande 5 % är förbränningsförluster.

Marginalverkningsgraden för produktionen av pellets och bioolja i kombinat är ungefär lika kring 90 %. Den enda som utmärker sig är ligninpelleten som ger en lite högre verkningsgrad. Detta beror på att ligninet - restprodukt vid etanol eller metan produktion via jäsnings eller rötning - redan har en storleksfördelning som lämpar sig för pelletsproduktion och den högre verkningsgraden är en följd av att råvaran inte behöver malas. Skillnaderna mellan de olika processerna är tydligare när man tittar på biomassa till biobränsle där man kan se inverkan av processernas olika värmebehov, samt för bioolja den kemiska begränsningen för processen. Den höga marginalverkningsgraden som fås för dessa processer är en direkt följd av möjligheten att använda värmebehovet som en lågtemperaturkälla eller restprodukten som bränsle (brännbar gas vid torrefiering och koks och brännbar gas vid pyrolys) för elproduktion.

För produktion av bränslen som lämpar sig för transportsektorn är bilden mer komplex. Här särskiljer sig endast metan via förgasning som visar både en högre verkningsgrad biomassa till biobränsle och högre marginalverkningsgrad. Anledningen är att metan är ett ämne som bildas naturligt om man tittar på de kemiska jämvikterna och den värme som bildas vid omvandlingen till metan kan därmed lättare tas tillvara för elproduktion. Dessutom är koncentreringen av metan mindre energikrävande än de olika destillationsprocesserna som de flytande drivmedlen kräver. Vid samtidig metan och elproduktion via förgasning är marginalverkningsgraden mellan 65 och 75 % och omvandlingsgraden biomassa till biobränsle drygt 60 %. För en fristående anläggning sjunker denna med drygt 20 %, vilket beror på att man inte utnyttjar processens möjlighet att producera el från den ånga som kan produceras i processen.

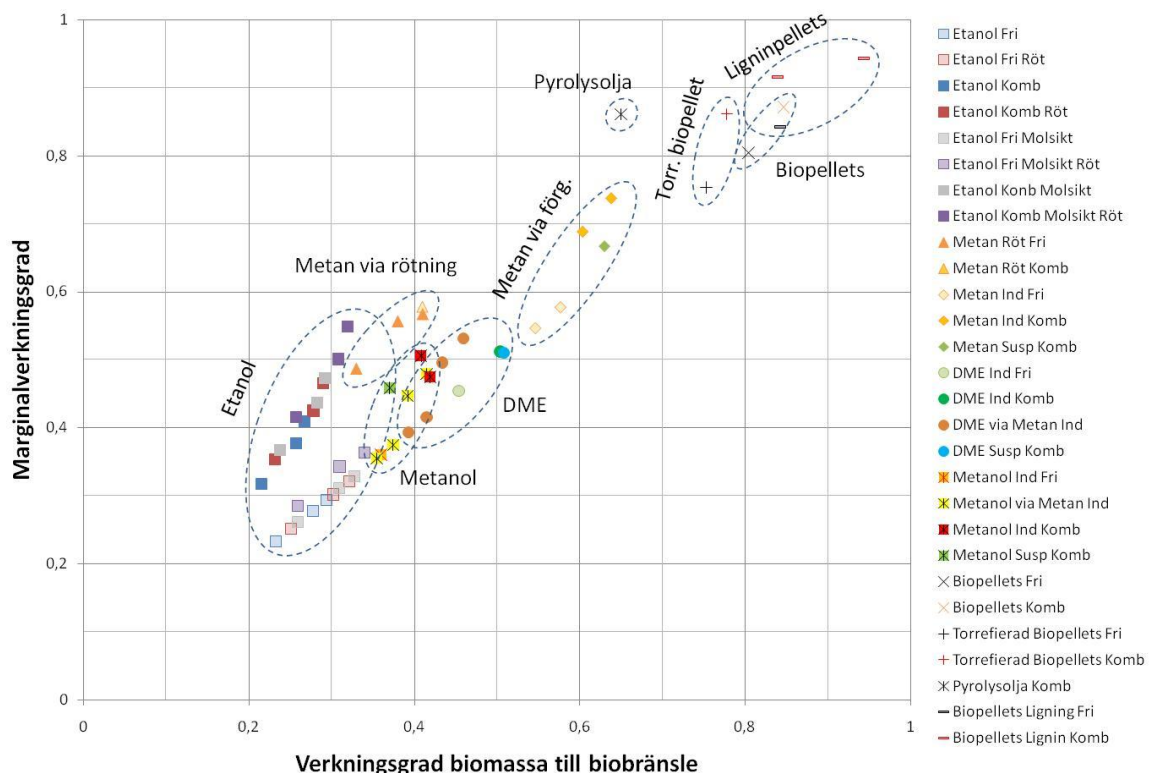
Alla de andra alternativen för att producera bränslen för transportsektorn kan nå marginalverkningsgrader mellan 45 och 55 % där produktionen av etanol via hydrolys och jäsning uppvisar störst spridning. Den stora spridningen för etanol beror på val av hydrolysmetod, metod för koncentrerings av etanol och om man väljer att röta - producera metan - eller inte från den sockerrest som inte kan jäsas till etanol. Etanolen påvisar också störst skillnad mellan fristående och kombinat, vilket beror på den stora mängd lågtemperaturånga som krävs för destillationen och den slutliga koncentrerings av etanolen. Ett lågtemperaturbehov som kan tjäna som lågtemperatursänka vid elproduktion. Vid produktion av metan via rötning som i princip är samma process som etanol via jäsning påvisas inte alls samma spridning, vilket beror på att för denna process endast är valet av hydrolysprocess som ger någon signifikant påverkan på den övergripande processen. Det är en följd av att rötningen omvandlar nästintill allt socker till metan och att processen för koncentrerings av metanet är relativt enkel och energieffektiv. Vidare blir det ingen större skillnad mellan kombinat och fristående, då värmebehovet av lågtemperaturvärme är begränsad och därmed inte skapar någon värmesänka för elproduktion.

Tittar man på biomassa till biobränsle är skillnaderna betydligt större för alla processer utom metan via förgasning. Här visar förgasningsprocesserna upp till dubbel så hög verkningsgrad som de biologiska processerna - jäsning och rötning. Det beror på att mängden metan eller etanol som kan bildas via de biologiska processerna begränsas av andelen cellulosa och hemicellulosa i den ingående biomassan, dvs. den del av bränslet som kan omvandlas till socker i hydrolyssteget. Dessa processer har dock en fördel som inte kommer fram vid denna typ av jämförelser, nämligen att verkningsgraden är oberoende av ingående fukthalt - oavsett bränsle kommer bränslet att fuktas upp till 90 % fukthalt innan hydrolysprocessen - och dessutom finns det en möjlighet att laka ut problematiska askkomponenter. Fördelen med det senare är att restprodukten, ligninet, blir ett biobränsle som kan förbrännas utan de problem med tubpåslag, sintring och högtemperaturkorrosion som man annars vanligen associerar med biobränslen.

Ytterligare en sak som bör noteras i figur 1 är verkningsgraden för att producera DME eller metanol där man först har producerat metan via indirekt förgasning. Tanken är här att man längs en gasledning bygger att antal mindre (40-100 MW_{prod}) metaniseringsanläggningar där gasen uppgraderas till naturgaskvalité och transporteras via naturgasledningen till en stor (600 - 2000 MW_{prod}) DME eller metanolfabrik. Här blir både verkningsgraden biomassa till biobränsle och marginalverkningsgraden motsvarande den man får i en anläggning där man producerar DME eller metanol direkt från biomassa.

I figur 2 är bränslerelaterade kostnaden och investeringskostnader för de förädlade biobränslena presenterade. I den övre figuren visas den bränslerelaterade kostnaden kr/MJ som funktion av normaliserad investeringskostnad kr/MW_{prod}^{0,66}. Den bränslerelaterade kostnaden är den rörliga kostnaden exklusive drift och underhållskostnader och är beräknad som kostnaden för biomassa genom marginalverkningsgraden. Kostnaden för ingående biomassa är satt till 4,2 öre/MJ_{torrsbstans}, vilket baseras på det

korregerade priset för skogsbränslen i Energiläget 2007 (170 kr/MWh för skogsbränsle med 45 % fukthalt). Den röliga kostnaden visas även som kr/kWh (x 3.6), kr/liter bensen (x 30) och kr/nm³_{naturgas} (x 35). Den normaliserade investeringskostnaden baseras på komponentkostnaderna för en tänkbar anläggningsstorlek dividerat med anläggningsstorleken för ingående torrs substans upphöjt i två tredjedelar. Denna normalisering baseras på förhållandet mellan reaktorernas ytareal – materialåtgång – och reaktorvolymen – effekt. För att relatera den till utgående produkt multipliceras den normaliserade investeringskostnaden med utgående produkt genom ingående bränsle till förädlingsprocessen upphöjt i två tredjedelar. Observera att utgående produkt genom ingående bränsle till förädlingsprocess inte behöver vara samma som verkningsgraden bränsle till biomassa utan ges av energibalansen för de olika processerna, vilken visas nedan i kapitel 2. Ett exempel där de inte är samma är för flera av de studerade etanolprocesserna som kräver att mer bränsle går till intilliggande förbränningsanläggning för att producera den värme som behövs för processen än den värme som kan produceras från det ligningbränsle som bildas som en restprodukt i processen.



Figur 1. Verkningsgrad biomassa till biobränsle vs. Marginalverkningsgrad för olika förädlade biobränslen. Marginalverkningsgraden är beräknad $\eta = Q_{\text{produkt}} / (Q_{\text{ingående bränsle}} - Q_{\text{överskottsbränsle}} - 2,5Q_{\text{elöverskott}})$. Alla verkningsgrader är relaterad till det lägre värmevärdet på torrs substansen för en ingående biomassa med 50 % fukthalt. Fri står för fristående, Komb kombinat, Röt rötning av sockerrest, Ind indirekt förgasning och Susp står för suspensionsförgasning.

De bränslerelaterade kostnaderna är inverst proportionellt mot marginalverkningsgraden vilket för pellets och bioolja resulterar i en bränslerelaterad kostnad på mellan 4,5 och 6 öre/MJ_{prod} processerna påvisar även en låg investeringskostnad. I denna kostnad har ingen hänsyn tagits till kostnaden för förbränningsanläggningen som förser processen med dess värme, vilken ökar investeringskostnaden för komplett kombinat med mellan 30 och 100 %.

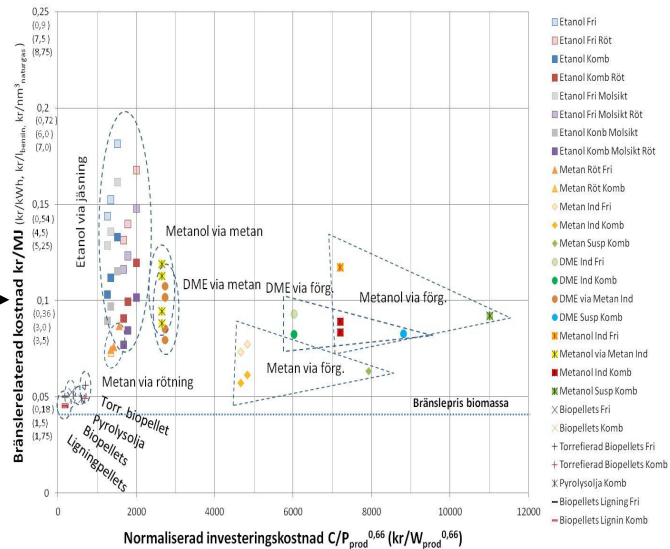
Metan via indirekt förgasning får en bränslerelaterad kostnad på mellan 5 och 8 öre/MJ_{prod}, där de lägre kostnaderna är kopplade till samtidig elproduktion. Här antas att den el som produceras kan säljas för 2,5 ggr bränslekostnaden. Den normaliserade investeringskostnaden för metan via indirekt förgasning är mellan 5 och 10 ggr investeringskostnaden för att producera pellets eller bioolja.

Oavsett övrig teknik kan man nå en rörlig produktionskostnad på mellan 8 och 13 öre/MJ, vilket även gäller DME och metanol från metan som är producerad via indirekt förgasning. Här utmärker sig återigen etanol som med sin spridning i marginalverkningsgrad kan generera en bränslerelaterad kostnad på allt mellan 8 och 20 öre/MJ, emedan metan via rötning hamnar strax under 9 öre/MJ. För både etanol via jäsning och metan via rötning kräver hydrolysisprocessen att man tillsätter stora mängder svavelsyra och kalk, vilket i processen bildar gips som är en säljbar produkt. Dock krävs att det skapas en infrastruktur och produkter för att försäljningen av gips ska ge intäkter som täcker kostnaden för användning av syran och kalken. Om inte gipsen genererar någon inkomst ökar de rörliga kostnaderna med kring 50 %, dvs den rörliga kostnaden för etanol ökas till mellan 12 och 30 öre/MJ_{prod}. För enzymatisk hydrolys tillkommer även kostnader för enzymerna. Idag beräknas kostnaden för enzymerna motsvara 50 % av de rörliga kostnaderna, men denna beräknas ha sjunkigt betydligt innan tekniken kommersialiseras.

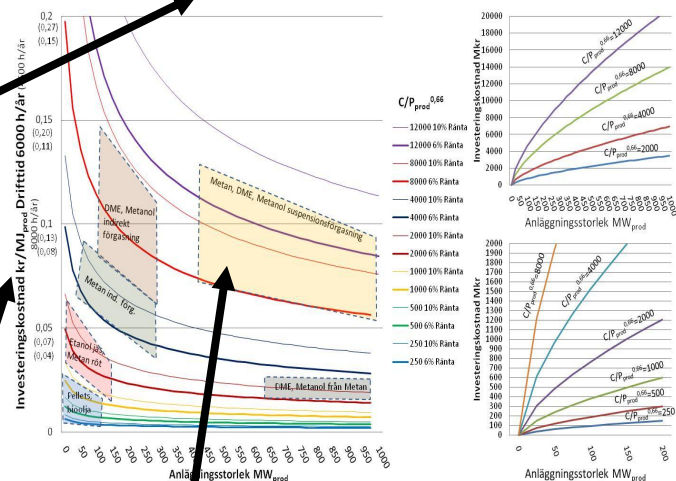
Tittar man på investeringskostnaderna för de olika teknikerna utmärker sig suspensionsförgasning som är mer än dubbet så dyr som indirekt förgasning och mer än fyra ggr dyrare än en etanolanläggning. I denna jämförelse är inte intilliggande förbränningsanläggning som krävs för att producera värmen för etanolanläggningen medräknad. Den kommer dock inte öka investeringskostnaden med mer än 10 till 20 %. För DME och metanol via metan från indirekt förgasning är den redovisade kostnaden enbart för processen metan till DME eller metanol.

Den vänstra nedre figuren i figur 2 visar den investerings kostanden för att producera olika förädlade bränslen som funktion av anläggningsstorlek. Vidare visas lämpliga storleksintervall för de olika teknikerna. Den fasta kostnaden utslaget på producerad produkt är beräknad under antagandet att anläggningen körs 6000 h per år, vilket ungefär motsvarar den tid som det finns avsättning för el i det svenska kraftsystemet. Vidare har en återbetalningstid på 20 år antagits och en räntesats på 6 %. I figuren visas även den fasta kostnaden om drifttiden beräknas till 4500 h som motsvarar den tid som det finns avsättning av värme i fjärrvärmesystemet i Sverige,

Bränslerelaterad kostnad är bränslepris delat med marginalverkningsgraden. Antar att eventuell restprodukt som kan användas som bränsle har samma värde som ingående biomassa och att el kan säljas för 2,5 ggr bränslepriset. Som normfall har kostnaden presenterats som kr/MJ, men även kr/kWh, kr/l_{bensinekvivalent} och kr/nm³_{naturgasekvivalent} är redovisade



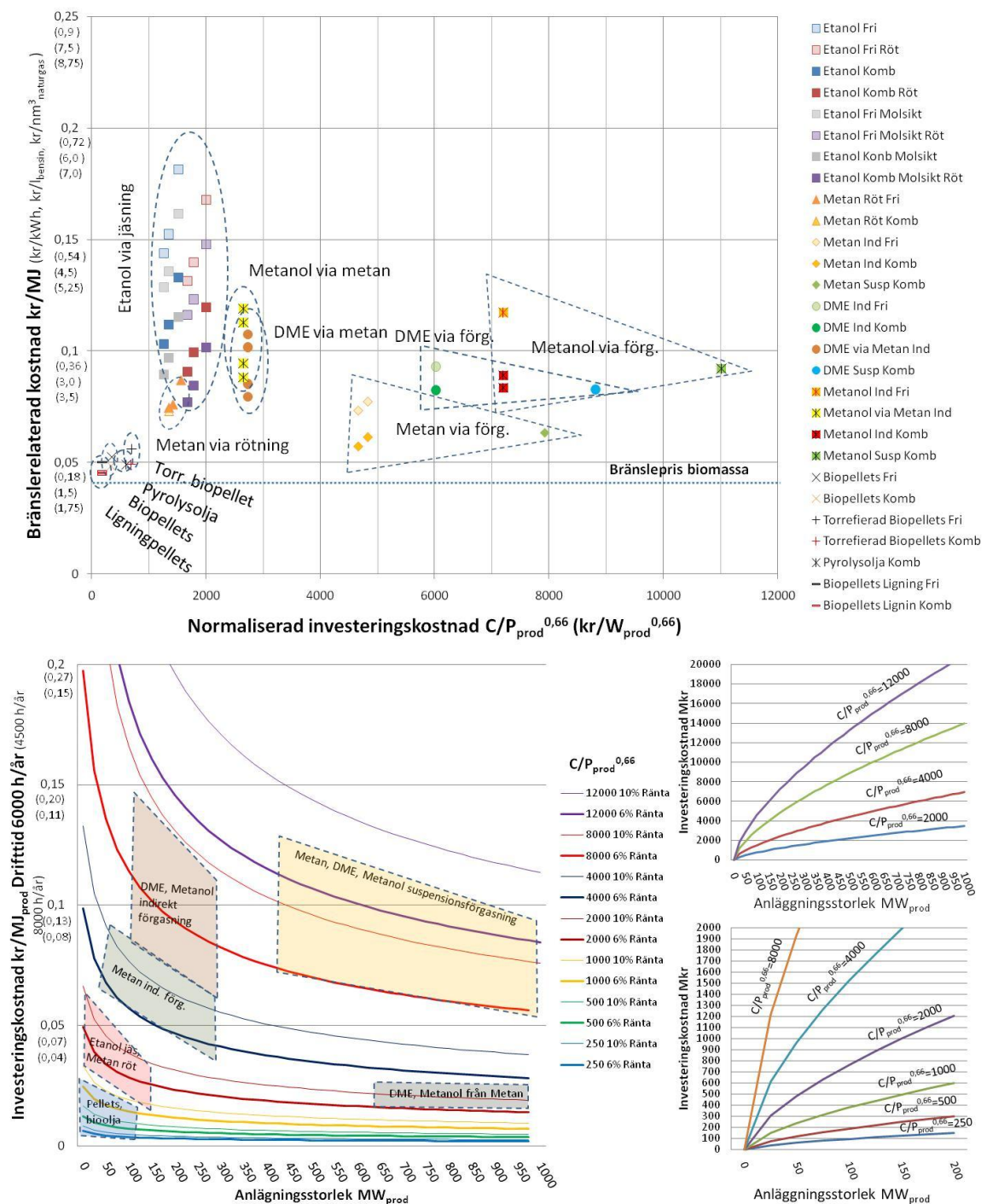
Normaliserad investeringskostnad är investeringskostnaden normaliserad mot anläggningens produktionskapacitet för ett givet bränsle.



Investeringskostnad utslagen på produktionen av givet bränsle. Avskrivningen är satt till 20 år. Räntesatsen är i normalfallet satt till 6 % (tjock linjer) och för att visa på räntans inverkan visas även 10 % (tunna linjer). Drifittiden är i normalfallet 6000 h, men redovisat i diagrammet finns även 4500 h och 8000 h

Markerade områden visar lämplig anläggningsstorlek för olika tekniker och en uppskattning inom vilket intervall investeringskostnaden påverkar den fasta produktionskostnaden för ett givet bränsle

Relaterar normaliserad investeringskostnad till verklig investeringskostnad för anläggningar av olika storlekar



Figur 2 Bränslerelaterade kostnader (exklusive drift och underhållskostnader) och investeringskostnader för produktion av förädlade biobränslen.

samt 8000 h, vilket motsvarar att anläggningen körs hela året med avställning en månad för revision. Utöver detta redovisas hur en höjning av räntan från 6 till 10 % påverkar den fasta produktionskostnaden kopplad till investeringen. Den verkliga kostnaden för ett kombinat uppskattad till två ggr kostnaden för anläggningens komponenter, för vilken den normaliserade kostnaden i fig 1 är baserad. Detta är kostnaderna för byggnader, projektering och ingenjörsarbete.

För bioolja och pellets är motsvarar investeringskostnaden mellan 1 och 2,5 öre/MJ och tänkbar stolek på anläggning är i intervallet 5 och 100 MW_{prod} där anläggningar antagligen i huvudsak kommer att vara under 40 MW_{prod}. För etanol via jäsning eller metan via rötning motsvarar investeringskostnaden en produktionskostnad mellan 3 och 6 öre/MJ och tänkbar anläggningsstorlek är under 150 MW_{prod} (motsvarar ~ 450 MW ingående bränsle). Metan via indirekt förgasning motsvarar investeringskostnaden en produktionskostnad på mellan 4 och 8 öre/MW_{prod} och tänkbara anläggningsstorlekar är under 300 MW_{prod} (motsvarar ~ 450 MW ingående bränsle). Investeringen motsvarar en produktionskostnad för DME eller Metanol på mellan 7 och 13 öre/MW_{prod} och skiljer sig inte om den produceras via indirekt eller suspensionsförgasning. Däremot är den indirekta förgasningstekniken begränsad till storlekar kring 250 MW_{prod} (motsvarar ~ 500 MW ingående bränsle) emedan det är svårt att se en anläggning som använder suspensionsförgasning under 400 MW_{prod} (motsvarar ~ 800 MW ingående bränsle). Att producera DME eller metanol via metan producerad via indirekt förgasning i anläggningar på över 600 MW_{prod} ger en fast kostnad på mellan 2 och 3 öre/MJ, eller omräknat till biomassa till DME eller metanol, mellan 6 och 11 öre/MJ.

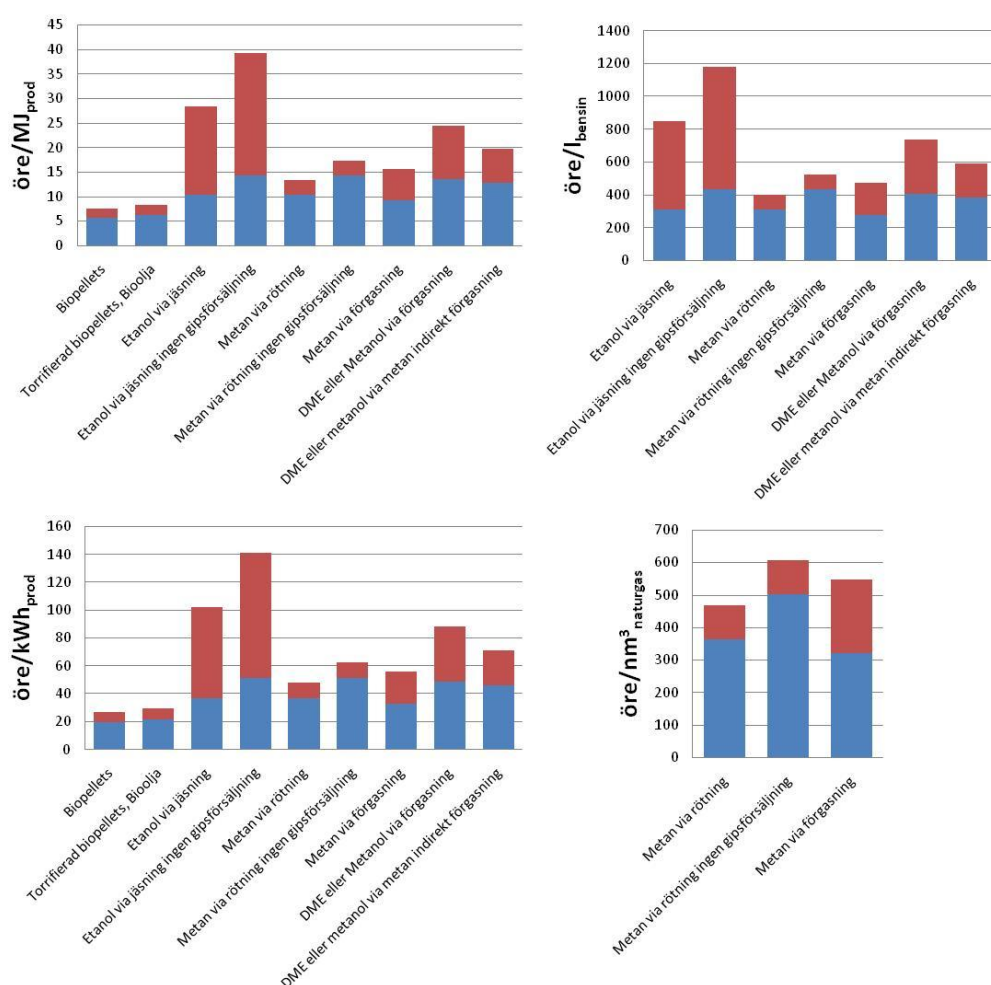
Den sammanlagda kostnaden (bränslerelaterad + investering), figur 3, för att producera olika förädlade bränslena är för:

- biopellets mellan 5,5 och 8 öre/MJ (20-29 öre/kWh), torrifierad biopellets eller bioolja är mellan 10 och 15 % dyrare.
- etanol via jäsning kostar mellan 10 och 28 öre/MJ (37-65 öre/kWh, 310-540 öre/liter_{bensin}), om man inte får avsättning för gipsen kan kostnaden öka till mellan 14 och 39 öre/MJ (52-242 öre/kWh, 430-1180 öre/liter_{bensin}). Kostnaden reduceras med 3 till 10 % om anläggningen körs 8000 h istället för 6000 h.
- metan via rötning kostar mellan 10 och 13 öre/MJ (37-48 öre/kWh, 311-400 öre/liter_{bensin}, 363-468 öre/nm³_{naturgas}), vilket kräver att man får avsättning för den gips som produceras i processen, fås inte det kan kostnaden öka till mellan 14 till 17 öre/MJ (52-63 öre/kWh, 430-510 öre/liter_{bensin}, 500-610 öre/nm³_{naturgas}).
- metan via indirekt förgasning eller via suspensionsförgasning kostar mellan 9 och 16 öre/MJ (33-56 öre/kWh, 275-470 öre/liter_{bensin}, 320-550 öre/nm³_{naturgas}). Kostnaden reduceras med 10 till 20 % om anläggningen körs 8000 h istället för 6000 h.
- DME eller metanol kostar mellan 14 och 25 öre/MJ (48-89 öre/kWh, 410-740 öre/liter_{bensin}). Kostnaden reduceras med 10 till 20 % om anläggningen körs 8000 h istället för 6000 h.
- DME eller metanol via metan från indirekt förgasning kostar mellan 13 och 20 öre/MJ (46-71 öre/kWh, 380-590 öre/liter_{bensin}). Kostnaden

reduceras med 5 till 15 % om metaniseringsanläggningen körs 8000 h istället för 6000 h.

De stora utmaningarna för respektive teknik är

- Produktion av biopellets är en mogen teknik och här är det mer utvecklingen av hantering och lagringsfrågor som är viktiga. Framförallt är det minimering av brandrisken vid lagring och hantering av biopellets som är en prioriterad fråga. För att öka verkningsgraden är utvecklingen av olika metoder för lågtemperatur torkning det som kan ge störst bidrag. Även de generella frågeställningarna kring förbränning av svårare biobränslen gäller även för biopellets.



Figur 3 Sammanlagda kostnader (exklusive drift- och underhållskostnader) för produktion av förädlade biobränslen som öre/MJ, öre/kWh, öre/liter bensin och öre per normal kubikmeter naturgas. Drifttid 6000 h/år, avbetalning 20 år, 6-10 % ränta, biomassapris 170 kr/MWh (skogsavfall 45 % fukthalt)

- Torrifierad biopellets är en relativt okomplicerad teknik och här är istället frågetecknen kring marknaden för denna produkt. Den fråga som är viktigast att besvara är om marknaden är villig att betala 10 till 15 % mer för en pelletsprodukt som är lättare att lagra och mala. Den milda värmebehandlingen påverkar inte askan utan behandlingen gör endast att koncentrationen av aska ökar med ca 15 % relaterat till den brännbara substansen. Det gör att de problem som gäller för svårare biobränslen även gäller eller förvärras vid användningen av torrifierade biopellets.
- Produktion av bioolja är även det en relativt okomplicerad teknik och det stora frågetecknet är kring vilken marknad som kan skapas för den olja som produceras. Oljan är korrosiv och är inte lagringsbeständig. Det gör att den kräver speciell efterföljande infrastruktur och eventuell uppgraderingsanläggning. Biooljan har dock en stor fördel gentemot biopellets och torrifierad biopellets och det är att den är fri från problematiska askkomponenter och kan därmed förbrännas utan de problem som vanlig biomassa är förknippade med.
- Metan via rötning. Vid rötning av lignocellulosa måste biomassan först hydrolyseras, dvs cellulosan och hemicellulosan måste försockras. Det är i det steget den stora utvecklingspotentialen ligger. Det första steget är att ta fram metoder där ligninet separeras från sockerlösningen direkt efter försockringen av cellulosan och hemicellulosan. Idag finns det tre huvudspår för hydrolysisprocesser där detta skulle vara möjligt, men det kommer att krävs att det utvecklas produkter för att få igång en kommersiell produktion. För två av processerna – enzymatisk hydrolys och starksyra hydrolys – krävs även utvecklingen av nya processer. I kombination med hydrolysen är utlakning av problematiska askkomponenter ett av de andra viktiga områdena där en teknikutveckling är önskvärd. Ett ytterligare forskningsområde är att höja temperaturen för rötprocessen till kanske 80-85 °C, så att den värme som bildas i rötprocessen kan användas mer effektivt för att producera fjärrvärme eller värme för torkning av biobränsle.
- Etanol via jäsning. För denna process används samma hydrolysisprocesser som för produktionen av metan via rötning och utvecklingsbehoven är de samma. För själva jäsningen är det omvandlingen av pentossockren (sockerarterna som bildas från hemicellulosan) till etanol som fortfarande är låg (kring 60 %) och utvecklingen av nya jäststammar är efterfrågad. Den största potentialen för att förbättra processens verkningsgrad ligger i att utveckla nya processer för koncentrationen av etanolen. Idag används två efterföljande destillationsprocesser, vilken är en robust och driftsäker teknik, men energikrävande. Ett första steg är att byta det andra destillationssteget till en molsikt, vilket markant höjer processens verkningsgrad. Dock saknas fortfarande information om molsiktarnas driftsäkerhet och robusthet för denna process, vilket begränsar införandet av tekniken.

- Metan via indirekt förgasning. Indirekt förgasning där gasen renas från tjära i en efterföljande skrubber är idag en bevisad och robust teknik och de installationer som har gjorts har visat på hög tillgänglighet. Osäkerheten för denna teknik ligger istället i metaniseringssteget som just nu är i demonstrationsstadiet (1 MW_{prod}) och därmed finns inga riktigt säkra data för driftsäkerhet och robusthet för tekniken. För att öka verkningsgraden och minska den rörliga kostnaden är det även önskvärt att tjäran krackas termiskt istället för att tvättas ur gasen i en skrubber, vilket idag sker med t.ex. RME och som bidrar till en ökad rörlig kostnad för processen. Sammantaget kan man sammanfatta forskningsbehovet för tekniken till att ta fram metoder för att säkerställa gasens kvalitet innan den når metaniseringssteget och att utveckla metaniseringsreaktorn. Den slutliga koncentrationen av metanet där främst koldioxid separeras från gasen är väl utprovad teknik. En ytterligare önskvärd utveckling som skulle påverka processens verkningsgrad positivt är utveckling av ny lågtemperatur torkning som skulle möjliggöra ett ökat uttag av fjärrvärme från processen, alternativt medge metoder för att öka omvandlingen av biobränsle till metan.
- DME eller metanol via indirekt förgasning. För själva förgasningstekniken gäller samma som vid produktion av metan via indirekt förgasning. För denna process måste gasen termiskt brytas mer till en vätgas-koldioxidblandning, vilket kan göras genom att partiellt bränna gasen med hjälp av ren syrgas och därmed höja temperaturen och slå sönder alla kolväten som finns i gasen. Denna process är dock mycket energikrävande och katalytiska metoder som kan göra detta vid lägre temperaturer är därmed efterfrågade. Den efterföljande syntesen där gasen omvandlas till DME eller metanol sker idag i reaktorer där det är svårt att utnyttja den värme som bildas vid omvandlingen. För metanol är det antagligen svårt att utnyttja denna värme på grund av jämvikten för metanol som kräver en omfattande recirkulationen av gasen i reaktorn för att nå en hög omvandlingsgrad. För DME är jämvikten mer gynnsam och här kan man se att mycket av värmen som bildas vid omvandlingen skulle vara möjlig att återvinna. En sådan återvinning kräver dock en utveckling av nya typer av reaktorer.
- Metan, DME och metanol via suspensionsförgasning. Här är det själva förgasningsprocessen som inte är demonstrerad och speciellt inte för sämre biobränslen. Motsvarande anläggningar för kol har visat sig att bli ytterst komplicerade och i de fall man har optimerat processen mot en hög verkningsgrad har de haft stora problem med tillgängligheten. Denna har förbättrats, men har mycket kvar innan den når den tillgänglighet man förväntar sig för t.ex. stor förbränningsanläggningar. Dess fördel och nackdel är att tekniken lämpar sig för mycket stora anläggningar helst större än 1000 MW bränsle, vilket gör att de lämpar sig för platser där man förlitar sig på import av stora mängder biomassa via båt, t.ex. Nederländerna, men för Svenska förhållanden med utspridda stora källor av inhemsk biomassa är tekniken antagligen inte gångbar.

- DME eller metanol från metan. Denna teknik är tillgänglig och det är möjligt att bygga anläggningar som i början främst använder naturgas som bränsle och som därefter gradvis övergår till metan producerad från biomassa. Här är det främst regelverket kring hur en sådan konstruktion ska hanteras som är frågetecknet och ett regelverk kring försäljning av grön metan i naturgasnätet motsvarande det regelverk som finns för försäljning av grön el i elsystemet måste skapas om denna lösning ska bli realiserbar.

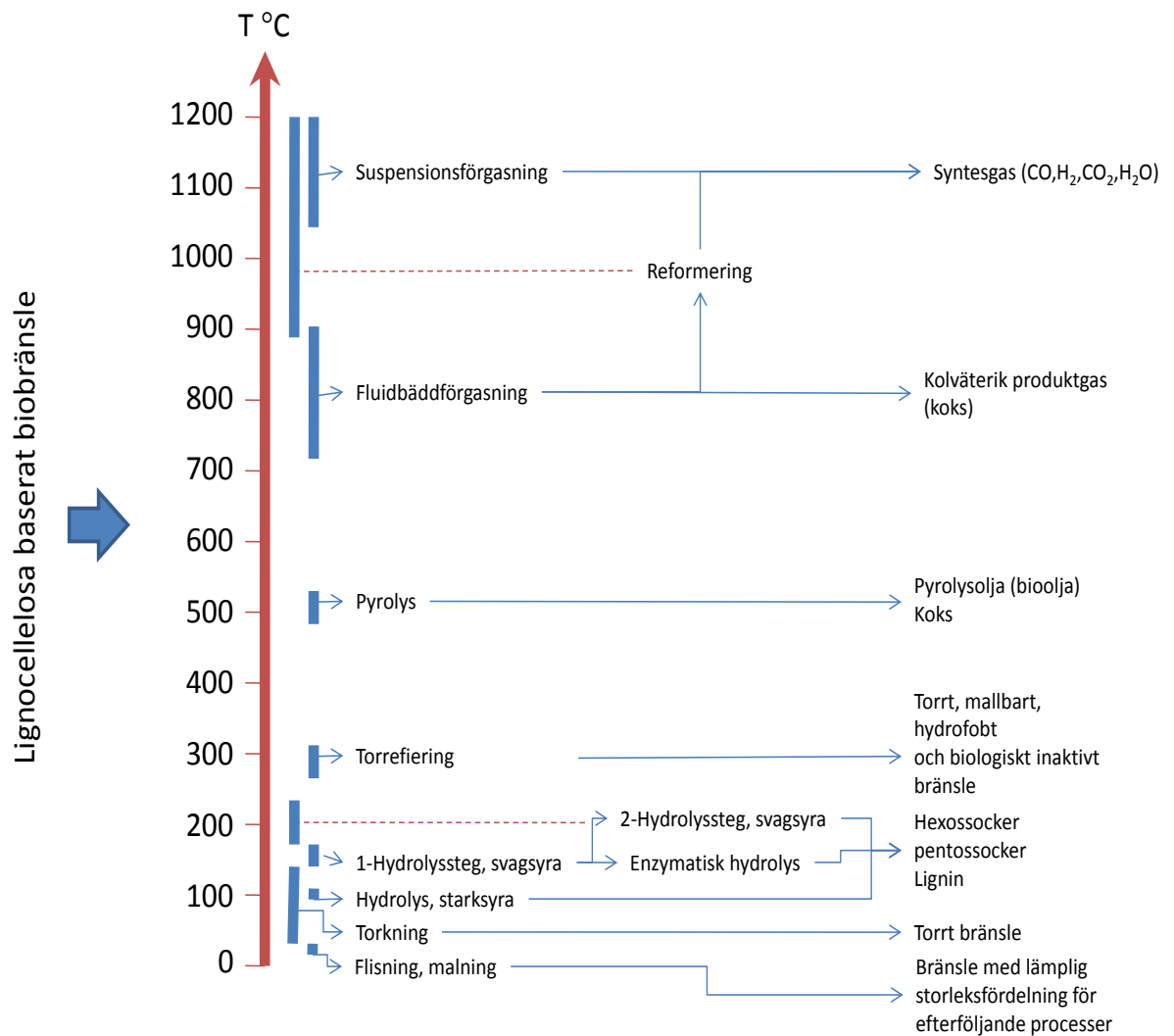
2 Energikombinat deras uppbyggnad och energibalans

För omvandling av bibränslen baserade på lignocellulosa, hädanefter kallade endast bibränslen, finns en mängd olika processalternativ och det kan ofta förefalla komplext att bedöma och jämföra de olika alternativen. Om man tittar närmare på grundprocesserna blir komplexiteten dock inte lika omfattande. Generellt kan man dela in produktion av alternativa drivmedel från biomassa i tre steg; 1. förberedande omvandling, 2. reformering och 3. uppgradering (koncentrering). Figur 4 sammanfattar de olika processerna för den förberedande omvandlingen tillsammans med den arbetstemperatur som de arbetar vid. Temperaturintervallet centralt för bedömning av de olika processernas möjligheter på en marknad. Figur 5 visar de vanligast förekommande reformerings- och uppgraderingsprocesserna, alltså processer som bedöms få en ökad betydelse i det svenska energisystemet fram till 2020/2030. De komponenter som är undersökta i denna rapport är

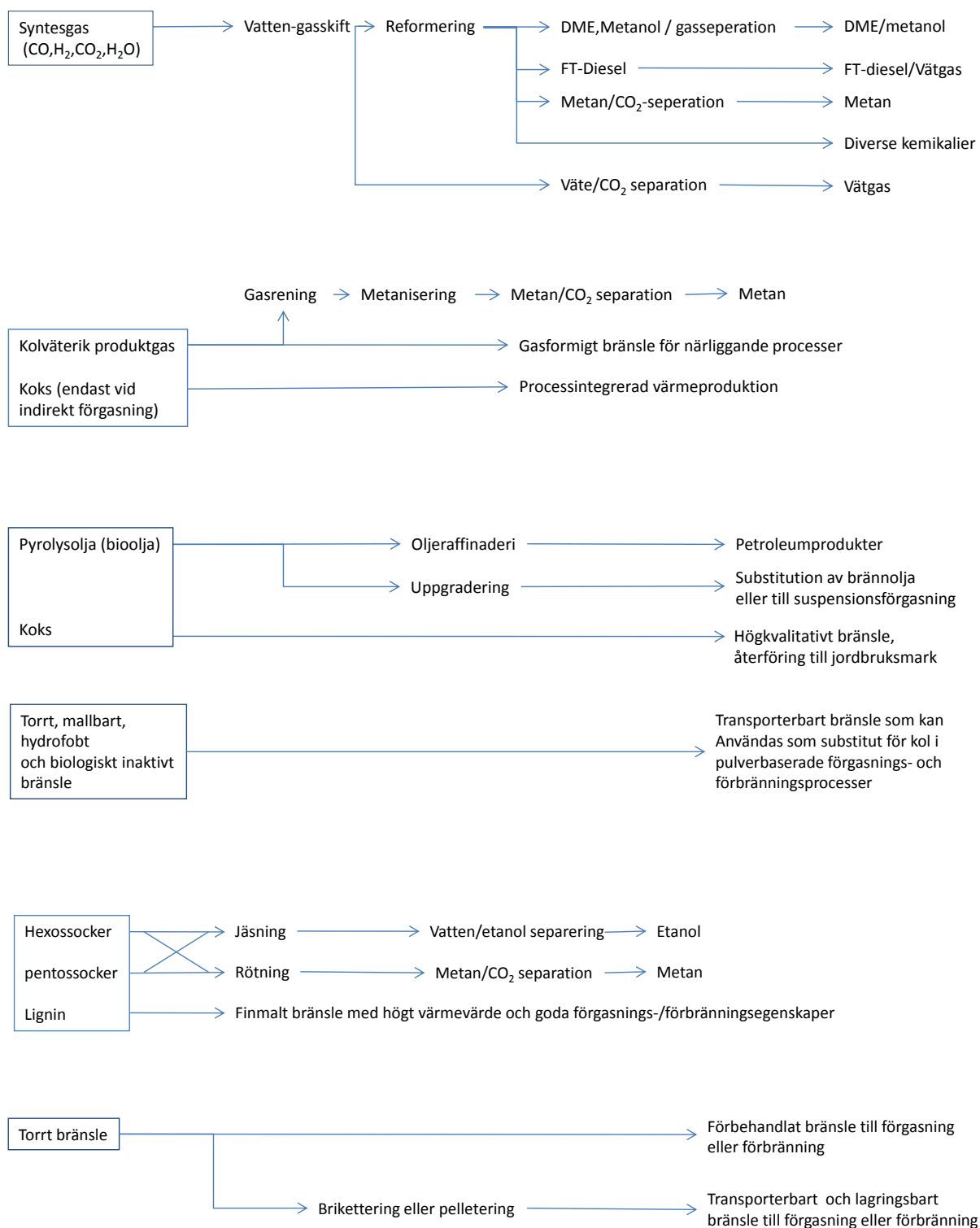
- Flisning och eller malning, syftet med processen är att ge bränslet en lämplig storleksfördelning för efterföljande processer (temperaturområde ej relevant då det är en mekanisk process).
- Torkning i temperaturområdet 30 till 130°C (baserat på bränslets temperatur) med syfte att torka och preparera bränslet för efterföljande processer. Följs torkningen av pelletering/brikettering fås en för kombinatet säljbar produkt.
- Hydrolys (svagsyra, svagsyra+enzymatisk, starksyra) i temperaturområde 80 till 240°C med syfte att dela upp bibränslet i beståndsdelarna cellulosa, hemicellulosa och lignin, samt att omvandla cellulosan och hemicellulosan till hexos- respektive pentossocker. Produkterna blir lignin som kan säljas som ett bränsle, eller som kan användas internt i kombinatet, samt en sockerlösning som kan förädlas vidare genom jäsning eller rötning till etanol och/eller biogas.
- Torrefiering ("torrefaction") i temperaturområdet 250 till 300°C. Här är syftet med processen främst att producera ett mallbart bränsle för att ersätta kol i pulverbaserade processer (kolpulvereldning).
- Pyrolys i temperaturområdet 500 till 550°C med syfte att producera en tjockoljeliknande produkt för att ersätta tjockolja i till exempel värmecentraler eller, vad som troligtvis är mer intressant, för efterföljande uppgradering till olika petroleumprodukter i ett oljeraffinaderi. En restprodukt från processen är koks som till stor del

också innehåller bibränslets näringsämnen, vilken kan återföras till jordbruket som den är eller användas som ett högkvalitativt bränsle, dvs ett lagringsbarhet, malbart, torrt bränsle med högt värmevärde.

- Fluidbäddförgasning i temperaturområdet 750 till 900°C. Denna process syftar till att omvandla bränslet till en brännbar gas. Temperaturen vid vilken förgasningen sker medför att gasen kommer att innehålla stora mängder lätta kolväten och i många fall längre kolväten (tjärar). Gasen kan förbrännas direkt i närstående anläggning och ersätta gas, olja eller kol, eller vilket bör vara ett mera intressant alternativ, reformeras till ren metan eller uppgraderas till en ren syntesgas.
- Reformering i temperaturområdet 900 till 1200°C. Detta innebär en omvandling av gasen innehållande kolväten (från ovanstående förgasningsprocess) till syntesgaskvalité, dvs en blandning av främst kolmonoxid och väte, samt beroende på process olika mängder vattenånga och koldioxid. Syntesgas är grunden för produktionen av flytande kolväten till exempel metanol, DME (dimetyleter) och FT-diesel.
- Suspensionsförgasning i temperaturområdet 1050 till 1200°C (i vissa fall upp till 1300-1400°C). Syftet med denna process är att omvandla allt ingående bränsle direkt till ren syntesgas (alltså utan krav på efterföljande reformering), vilket ofta kräver temperaturer i den övre delen av det angivna temperaturintervallet.



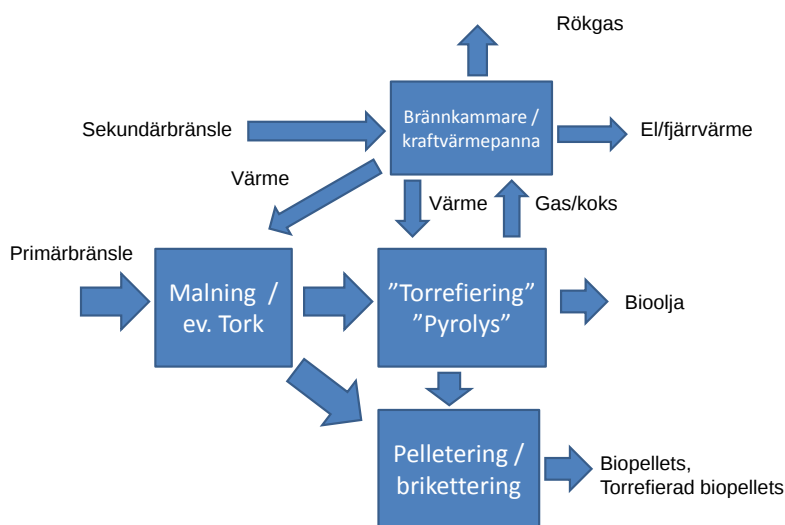
Figur 4 Förberedande omvandlingsprocesser för lignocellulosabaserade biobränslen och dess temperaturintervall.



Figur 5 Omvandling av förbehandlade biobränslen till olika slutprodukter.

2.1 Produktion av bränslen för stationära tillämpningar, biopellets, torrefierad biopellets och bioolja

Principiellt processschema för att producera biopellets, torrefierad biopellets eller bioolja visas i fig. 6. För alla dessa förädlade biobränslen behöver man förbehandla bränslet genom att hacka eller mala ner bränslet till lämplig storlek. Efterföljande steg för biopellets och torrefierad biopellets är att bränslet torkas i en bränsletork. Värmen för torkningen kommer från en extern förbränningskammare. För biopellets går det torkade bränslet vidare till pelletering emedan för torrefierad biopellets krävs en ytterligare värmebehandling innan pelletering. Värmen för denna ytterligare värmebehandling kommer från samma förbränningskammare som producerar värme för torkningen och bränslet som används är den brännbara gasen som man driver av vid värmebehandlingen. Vid pyrolys kan man välja att torka bränslet först, men mer troligt är att det fuktiga biobränslet matas till en motsvarande reaktor som vid torrefiering, men värms bränslet upp till en högre temperatur. Vid värmebehandlingen produceras förutom den eftertraktade biooljan även koks och brännbargas som man bränner i den externa förbränningskammaren för att producera den värme som krävs för processen. Oljan tvättas ur gasströmmen i en skrubber.



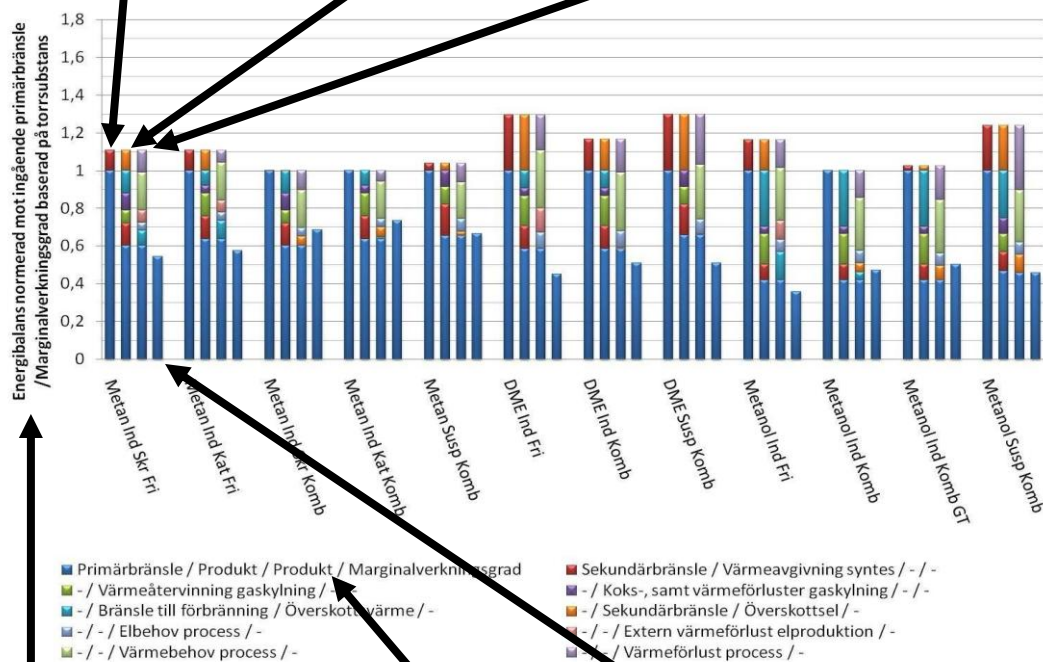
Figur 6 Processteg för att biopellets, torrefierad biopellets eller pyrolysolja

I fig 7 är energibalansen, samt marginalverkningsgraden för de processer som drivs fristående (Fri) - utan elproduktion - och de med elproduktion - kombinat (Komb). Detaljer kring processerna finns redovisade i bilaga 5.1 och 5.2. I fig. 7 är resultaten presenterade i tre staplar där den första visar bränsle till förädlingsprocessen (primärbränsle), samt det extra bränsle som behövs för att producera den värme och el som behövs för processen (sekundärbränsle). Den andra stapeln visar processens energiströmmar, som producerat bränsle, överskott av el för kombinat, elbehov, extern värmeförlust för el producerad i extern anläggning - kan potentiellt användas för fjärrvärmeproduktion -, processens värmebehov - främst kopplade till torkningen av bränslet -, samt förbränningsförluster - främst rökgasförluster.

Stapel 1: Visar bränsle som behövs för att driva processen. Där den första delen är bränsle som allokeras för att producera det efterfrågade bränslet och den andra delen är det extra bränsle som behövs för att driva processen. För fristående processer inkluderas bränsle för att producera den el som processen konsumerar

Stapel 2 (Används endast för förgasningsprocesserna och DME och metanol från metan): Den visar hur bränsle och energiflöden delas upp inne i processen .

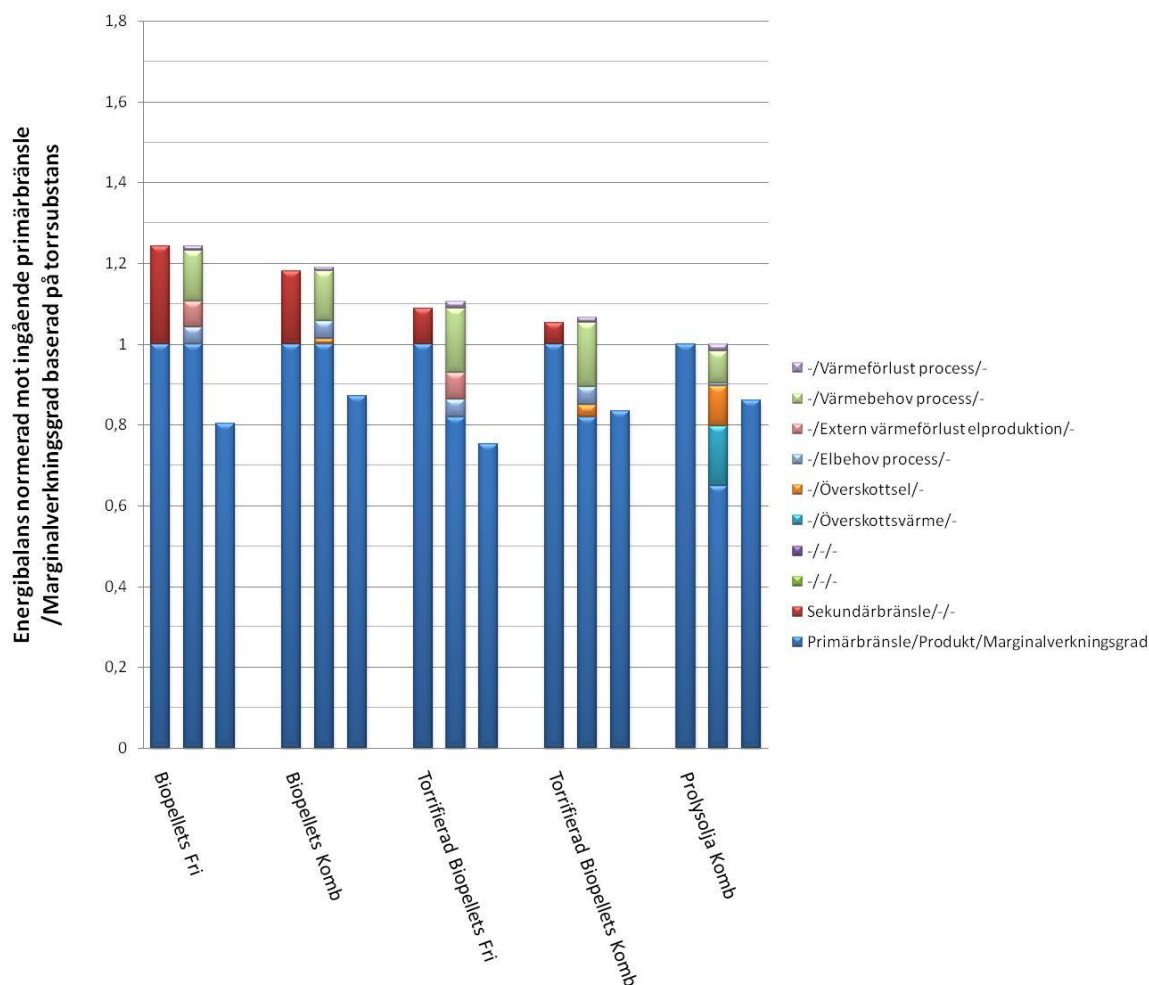
Stapel 3 eller 2 för alla processer utom förgasningsprocesserna och metanol och DME från metan: Visar hur de slutgiltiga bränsle- och energiflödena ut från processen.



Energiflöden normerad mot det bränsle som tillförs processen för att producera det efterfrågade bränslet. Eller marginalverkningsgrad som är baserat på värmevärdet på den ingående torrsubstansen. Ingående bränsle är biomassa med 50 % fukt och med ett lägre värmevärde på torrsubstansen på 18,6 J/kg.

Förklaring till de olika färgerna i **Stapel 1/ Stapel 2/ Stapel 3/ Stapel 4.**

Stapel 4 (eller 3): visar den resulterande marginalverkningsgraden för processen. För etanol visas två marginalverkningsgrader beroende på om man rötar den sockerrest som bildas eller ej.



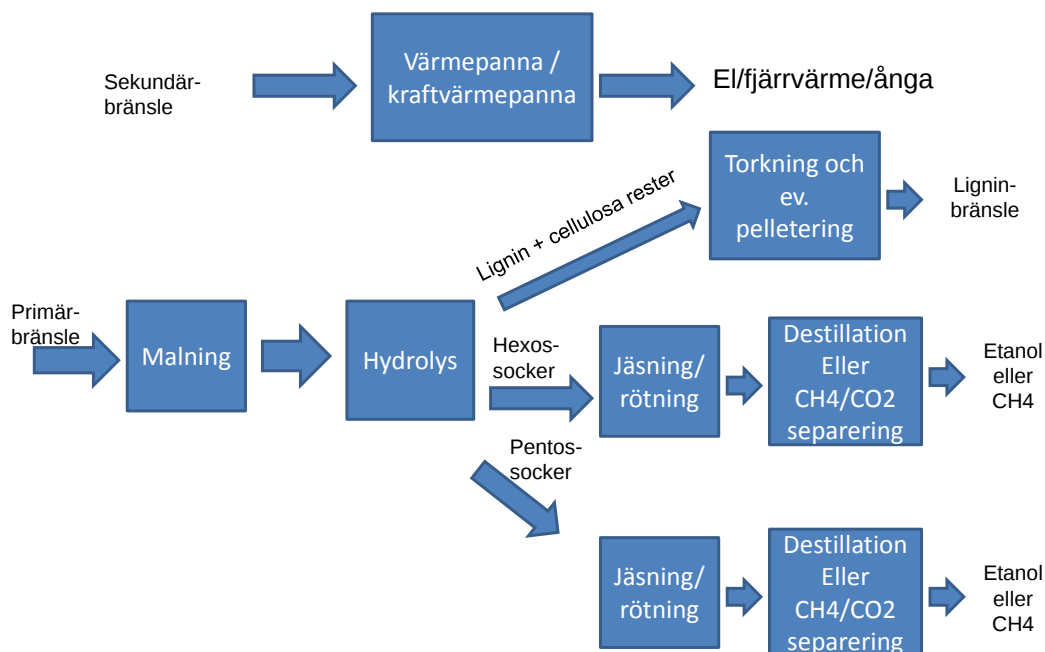
Figur 7 Energibalans och marginalverkningsgrad för olika sätt att producera, biopellets, torrefierad biopellets och bioolja. Fri, fristående anläggning utan elproduktion, Komb anläggning med elproduktion.

Att notera i fig 7 är att värmevärdet för biopellets- och torrefierad biopelletsprocesserna mer eller mindre motsvarar den värmevärdet som behövs för att producera den el som behövs för processen. Man kan även observera att den brännbara gasen som produceras vid torrefieringen, nästan räcker till för att driva processen och att nästan inget extra bränsle måste tillföras. För produktion av bioolja är processen mer integrerad och ett kombinat är nödvändigt för att utnyttja det ingående bränslet på ett bra sätt. I denna process överstiger den kemiskt bundna energin lagrad i koks och brännbar gas den värme som behövs för processen, vilket gör att det i processen både kan produceras el och fjärrvärme. Vid integration av pyrolysolja i förhållande till el och värme som man kan ta ut från processen. Detta gäller framförallt om pyrolysolja matas med fuktiga bränslen.

2.2 Produktion av etanol via jäsning eller metan via rötning

Principiellt processschema för att producera etanol via jäsning eller metan via rötning från lignocellulosa visas i fig. 8. Vid alla dessa processer förbehandlas bränslet genom att det först malas ner till lämplig storlek innan det fuktas upp till en fukthalt på kring 90 % och går in i ett första hydrolyssteg. I denna rapport har tre olika hydrolysmetoder studerats alla baserade på svavelsyra som hydrolysent. Den bedömning som har gjorts är att dessa de mest troliga för framtida etanol- och metanproduktion från lignocellulosa. De tre metoderna är svagsyra hydrolys, svagsyra hydrolys med efterföljande enzymatisk hydrolys och starksyra hydrolys. Skillnaden mellan den första och de två senare är mängden cellulosa som är möjlig att bryta ner till hexossocker och skillnaden mellan de två senare är metoden som medger detta höga utbyte. De utmaningarna som är kopplade till det höga utbytet är för det första fallet, den enzymatiska hydrolysen, att hitta och producera lämpliga enzymer och det andra fallet, starksyra hydrolysen, att hitta en lämplig metod för att återvinna syran i processen. För kommersialiseringen av de tre hydrolysteknikerna är svagsyra hydrolys och starksyra hydrolys båda på väg att lämna demonstrationsstadiet och man har påbörjat byggandet av fullskalanläggningar (20-50 MW ingående bränsle), emedan motsvarande steg för den enzymatiska hydrolysen fortfarande är minst 5 till 10 år bort.

Efter de hydrolysprozesserna som har studerats här separeras ligninet ut från sockerlösningen och om det ska säljas som bränsle, torkas det och pelleteras. En stor fördel med syraprocesserna är att det finns möjlighet att laka ut problematiska askkomponenter innan hydrolysen och att ligninet som produceras blir ett biobränsle utan många av de förbränningsrelaterade problem som är associerade med olika biobränslen. Sockerlösningen går vidare till en detoxifieringsenhet där den syra som inte återcirkuleras i processen separeras ut med hjälp av kalciumkarbonat och bildar gips. Den pH-justerade sockerlösningen går därefter in i en jäs- eller rötkammare där sockerarterna omvandlas till etanol eller metan. Vid jäsning till etanol är det problematiskt att få en bra omvandling av främst pentossockren - de sockren som bildas från hemicellulosan -, vilket resulterar i en sockerrest som är blandad med etanolen som lämnar jäskammaren. För röttningsprocesserna är omvandlingen av de båda sockerarterna nästan fullständig, vilket gör det attraktivt att sätta en rötkammare efter etanolprocessens för att omvandla sockerresten till metan. Etanolen som lämnar jäsreaktorn är utspädd med vatten och behöver koncentreras, vilket sker i två steg. I det första steget koncentreras etanolen till cirka 95 % genom destillation. I det andra steget koncentreras etanolen till nästan 100 % med hjälp av azeotropdestillation alternativt med en molsikt. Metanet som lämnar rötkammaren är en blandning av koldioxid och metan, där koldioxiden separeras från metanen förslagsvis med hjälp av en vattenskrubber som arbetar vid ett förhöjt tryck. I de processförslag där metan produceras från sockerresten vid etanolproduktion, antas metan-koldioxidblandningen förbrännas direkt för att producera den värme eller den el och värme som behövs för etanolprocessen.



Figur 8 Omvandling av biomassa genom hydrolys och anaerobaprocesser till ligninbränsle, etanol och eller metan.

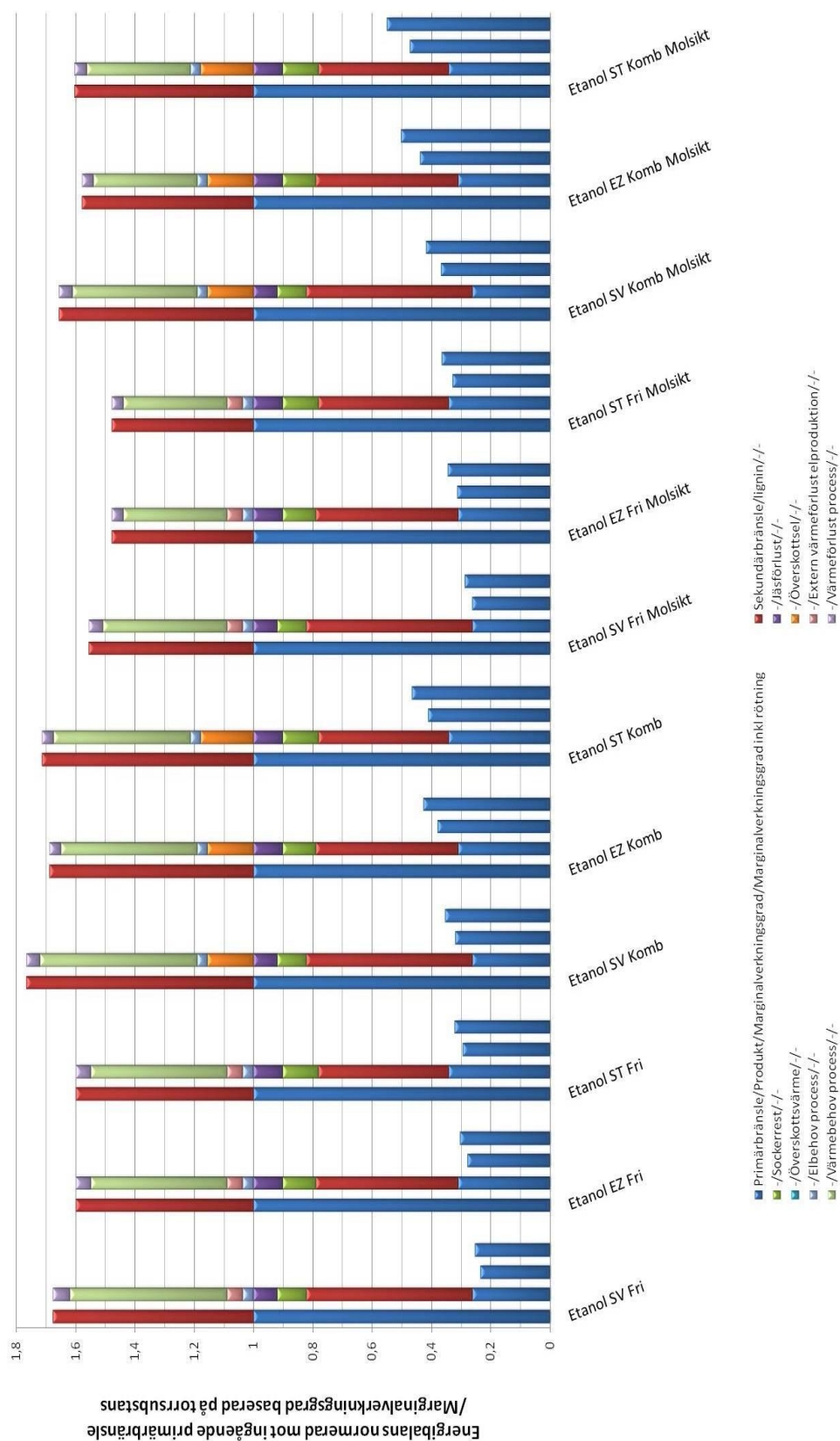
I fig 9 är energibalansen, samt marginalverkningsgraden för produktion av etanol redovisad för de olika processerna dels om de drivs som fristående processer (Fri) utan elproduktion och dels med elproduktion som kombinat (Komb), dessutom jämförs processer där det sista koncentrationssteget sker med hjälp av en molsikt (Molsikt) eller med traditionell azeotropdestillation, samt om man rötar sockerresten (Röt) eller inte. Detaljer kring processerna finns redovisade i bilaga 5.2. Resultatet är redovisade fig. 9 i form av fyra staplar där den första visar bränsle till förädlingsprocessen (primärbränsle), samt det extra bränsle som behövs för att producera den värme och el som behövs för processen (sekundärbränsle). Den andra stapeln visar processens energiströmmar, som producerad etanol, producerad lignin, sockerrest, värmeförlust för jäsprocessen, elbehov, överskott av el för kombinat, extern värmeförlust för el producerad i extern anläggning - vilken potentiellt kan användas för fjärrvärmeproduktion -, processens värmebehov - vilken för dessa processer främst är kopplade till destillationen för att koncentrera etanolen -, samt processens värmeförluster - främst förbränningsförluster för att producera den värme eller el och värme som processen kräver. De två sista staplarna är beräknad marginalverkningsgrad för processen den första av staplarna visar marginalverkningsgraden när sockerresten lämnar processen som en förlust och den sista stapeln visar marginalverkningsgraden när man lägger till en rötkammare och producerar metan från sockerresten.

Att notera från energibalanserna är att användningen av molsikt kraftigt reducerar värmebehovet för destillationen. Genom att lägga destillationen vid ett förhöjt tryck skulle det finnas en möjlighet att återvinna en stor del av denna värme som fjärrvärme. Detta kräver dock en ökad insats av el och värme. Man kan även se hur mycket extra etanol som kan produceras om man använder sig av starksyra hydrolys eller svagsyra med efterföljande

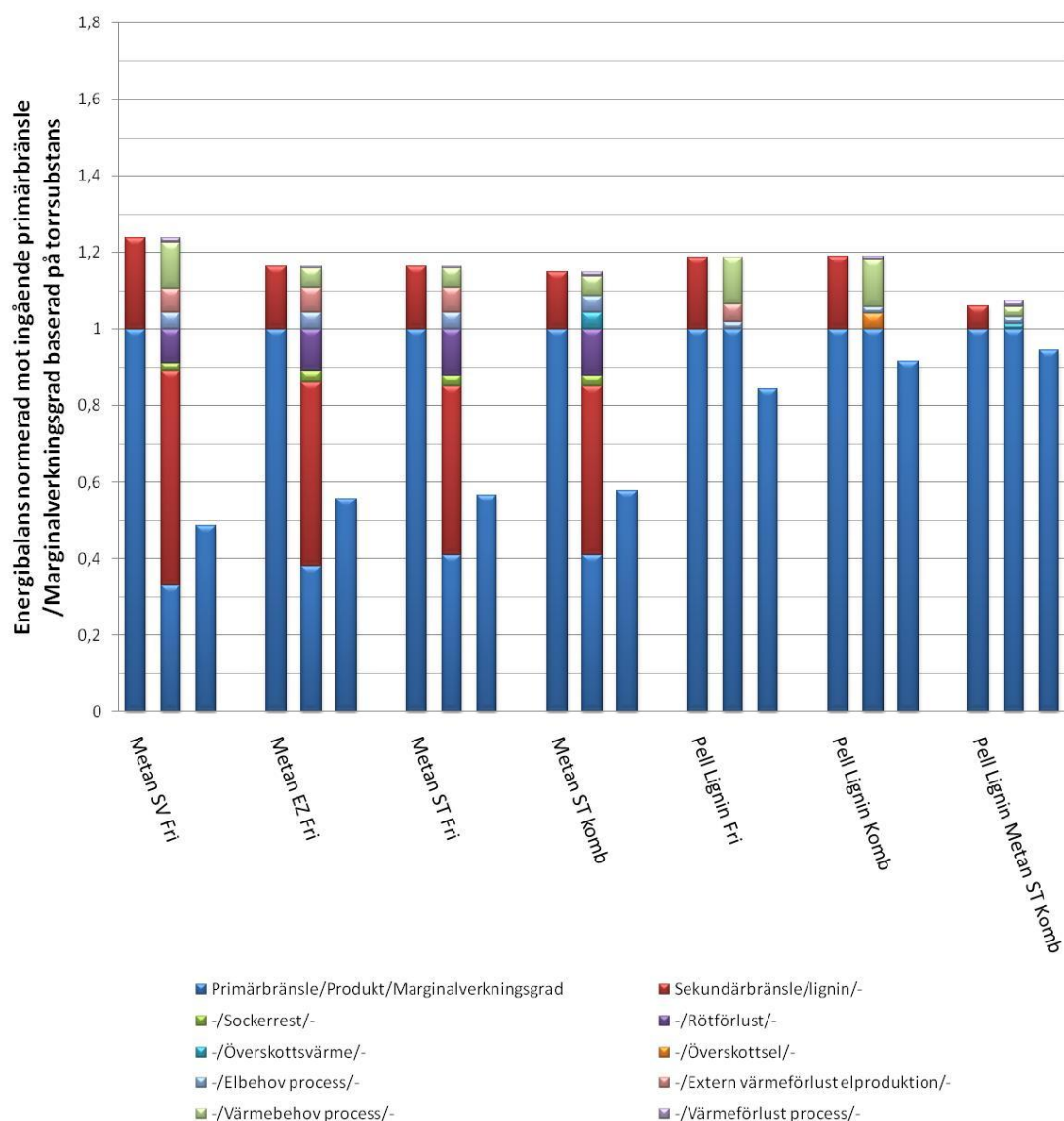
enzymatiska hydrolys jämfört med svagsyra hydrolys. Genom att jämföra ligninresten i stapel två med behovet av extra bränsle i stapel ett kan man se för vilka kombinat som ligninåterstoden kan täcka processens värme, eller el och värmebehov. Jäsförlusten är den värme som avges i jässreaktorn. Den värme som bildas vid jäsningen och behöver kylas bort är i temperaturintervallet 10 och 30 °C och blir en förlust för processen. Vidare är det värt att notera att processens stora värmebehov skapar en stor värmesänka för elproduktion. Det gör att elproduktionen i ett kombinat kan uppgå till ca 50 % av etanolproduktionen, vilket gör att en relativt hög marginalverkningsgraden kan uppnås trots processens stora värmebehov. Om man jämför med eller utan rötning av sockerresten är energiinnehållet i sockerresten inte försumbar utan införandet av en rötkammare ökar marginalverkningsgraden för processen med mellan 10 och 20 %.

I fig 10 är motsvarande energibalanser, samt marginalverkningsgraden för metanproduktion via rötning presenterade, samt produktion av ligninpellets från ligninresten efter hydrolysisprocessen. Staplarna är de samma som för etanolproduktionen i fig 9, men allt socker rötas så för detta fall blir det bara en marginalverkningsgrad. Jämför man fig 9 med fig 10 kan man se metanproduktionens ökade elbehov jämfört med etanolproduktionen, vilket är en konsekvens av trycksättningen och koncentrationen av metanet. Värmebehovet för metanprocessen är främst kopplad till hydrolysisprocessen och är densamma som för etanolprocessen. Det gör att man kan dra av metanprocessens värmebehov från värmebehovet för destillationen för etanolproduktionen i fig. 9 och få en känsla av vilken potential som finns för nya koncentrationsmetoder för etanolen. Rötningen kan ske vid temperaturer på upp till ca 70 °C, vilket gör att rötförlusten som är presenterad i den andra stapeln kan vara användbar för uppvärmning och därmed inte nödvändigtvis vara en förlust för processen. Vid rötning är det endast starksyra hydrolysen som är upptagen som kombinat, vilket beror på att både svagsyra hydrolys och svagsyra hydrolys med efterföljande enzymatisk hydrolys kräver högtrycksånga, vilken gör det mindre intressant att koppla en elproduktion till dessa processer. Starksyra hydrolysen däremot sker vid en betydligt lägre temperatur (100 °C), vilket kan motivera en mottrycksprocess.

I fig 10 är energibalansen och marginalverkningsgraden för produktion av ligninpellets även inkluderad. För dessa processer motsvarar processerna för produktion av biopellets ovan, med den skillnaden att ligninet alltid kommer att komma in till processen med en fukthalt kring 50 % och att ligninet redan från början har en storleksfördelning som är lämplig för pelletsproduktion. Detta gör att elkonsumtionen för processen minskar och att man kan få en lite högre marginalverkningsgrad för produktionen av ligninpellets än för biopellets. För kombinat med starksyra blir produktionen av ligninpellats speciellt fördelaktig då denna process producerar ett värmeöverskott som täcker värmebehovet för torkningen av ligninet och ger därmed en extra hög marginalverkningsgrad.



Figur 9 Energibalans och marginalverkningsgrad för olika etanolprocesser.



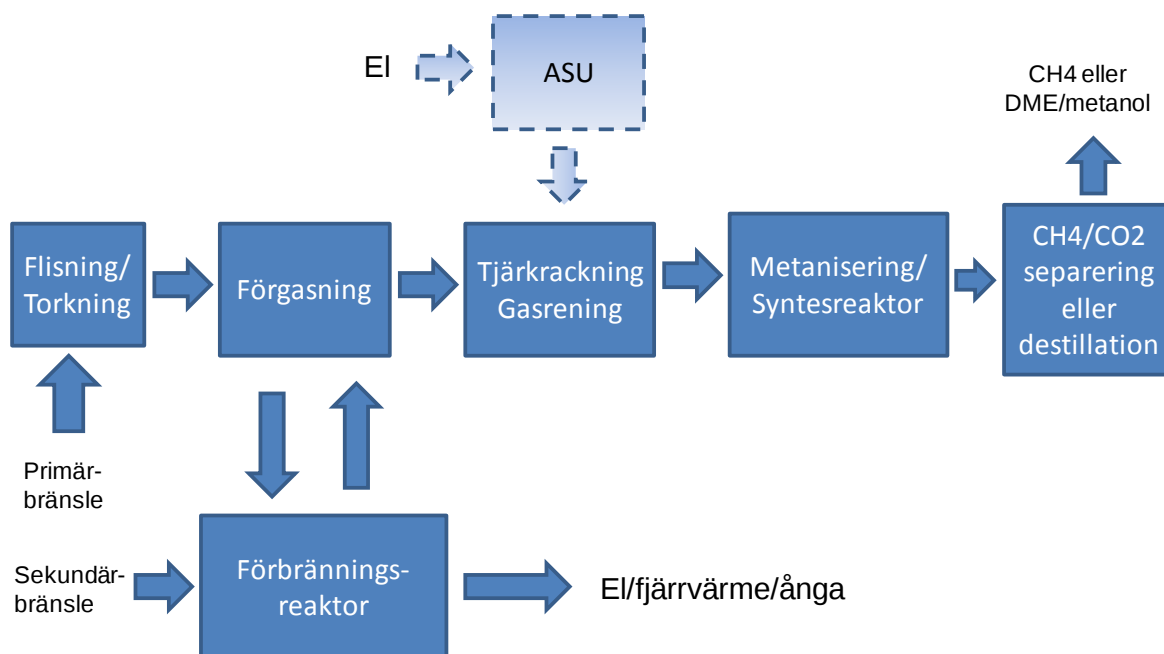
Figur 10 Energibalans och marginalverkningsgrad för olika metan via rötningsprocesser, samt produktion av ligninpellets.

2.3 Produktion av metan, DME eller metanol via förgasning

Principiellt processschema för produktion av metan, DME och metanol via indirekt förgasning är presenterad i fig. 11. Här hackas bränslet först upp och torkas innan det går in till förgasningsreaktorn. Det bränsle som inte omvandlas i förgasningsreaktorn - koksen - transporteras till förbränningsreaktorn där det förbränns tillsammans med eventuellt sekundärbränslet för att producera den värme, eller el och värme som behövs för processen. Gasen som produceras går vidare till gasreningen. För detta

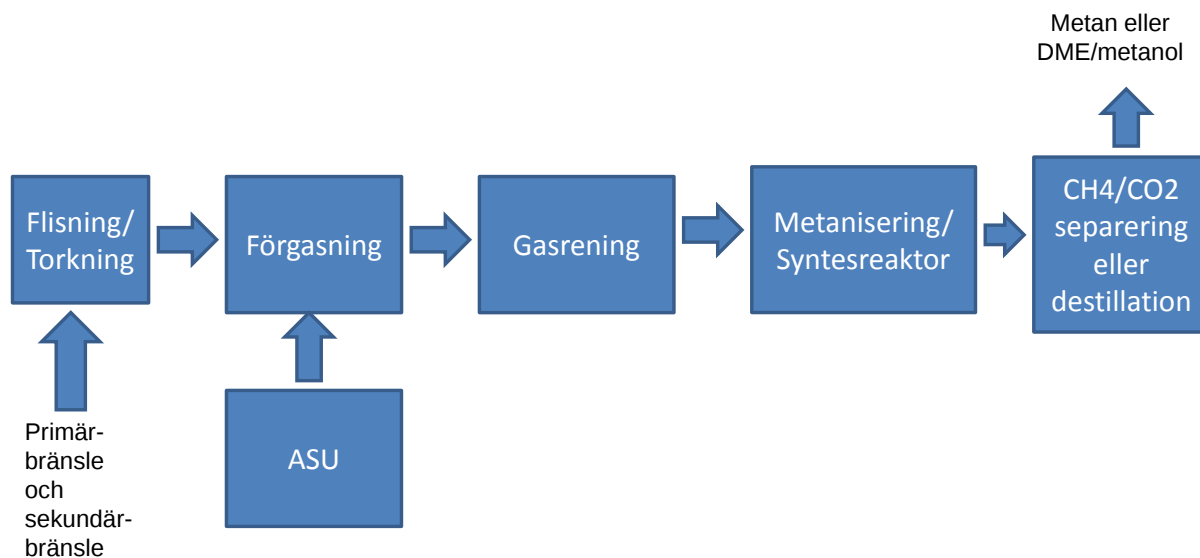
steg har tre olika alternativ undersökts. Det första alternativet och den tekniskt mest robusta lösningen är att använda en oljeskrubber där tjärorna tvättas ut med hjälp av en olja. Oljan och tjäran förbränns därefter i förbränningsreaktorn. Metoden lämpar sig bra för att producera en gas lämplig för produktion av metan. Den andra metoden som också lämpar sig för metan är att använda någon typ av katalysator för att bryta ner tjärorna till kortare kolväten. Denna teknik har dock fortfarande inte lämnat utvecklingsstadiet. Den sista metoden för gasrening som har studerats i denna rapport är att använda ren syre från en syrgasfabrik för att höja temperaturen och bryta ner alla kolväten till vätgas och kolmonoxid – bilda en ren syntes gas -, vilket är en förutsättning för att producera DME eller metanol. Efter reningen av tjäror måste gasen renas från främst svavel och partiklar innan går vidare till syntesreaktorn där den efterfrågade produkten bildas. För produktion av metan sker trycksättningen av gasen efter syntesreaktorn och gasen tvättas från koldioxid på motsvarande sätt som vid rötningsprocesserna. Vid produktion av DME eller metanol trycksätts gasen innan den går in till syntesreaktorn och den efterfrågade produkten koncentreras därefter genom en destillationsprocess. Speciellt för metanol är att det inte möjligt att omvandla all syntesgas till metanol, vilket gör att man har ett val hur långt man vill driva denna process. Driver man den till 60-70 % omvandling blir restgasen av sådan kvalitet att man kan tänka sig att bränna den i en gasturbin. En lösning som förbättrar processens verkningsgrad.

I fig.12 visas motsvarande processschema för produktion av metan, DME eller metanol där man istället för att använda en indirekt förgasare använder sig av



Figur 11 Schematiskt processschema för indirekt förgasning med efterföljande uppgradering av gasen till metan, metanol och DME, (ASU är syrgasfabrik vilken behövs vid produktion av ren syntesgas).

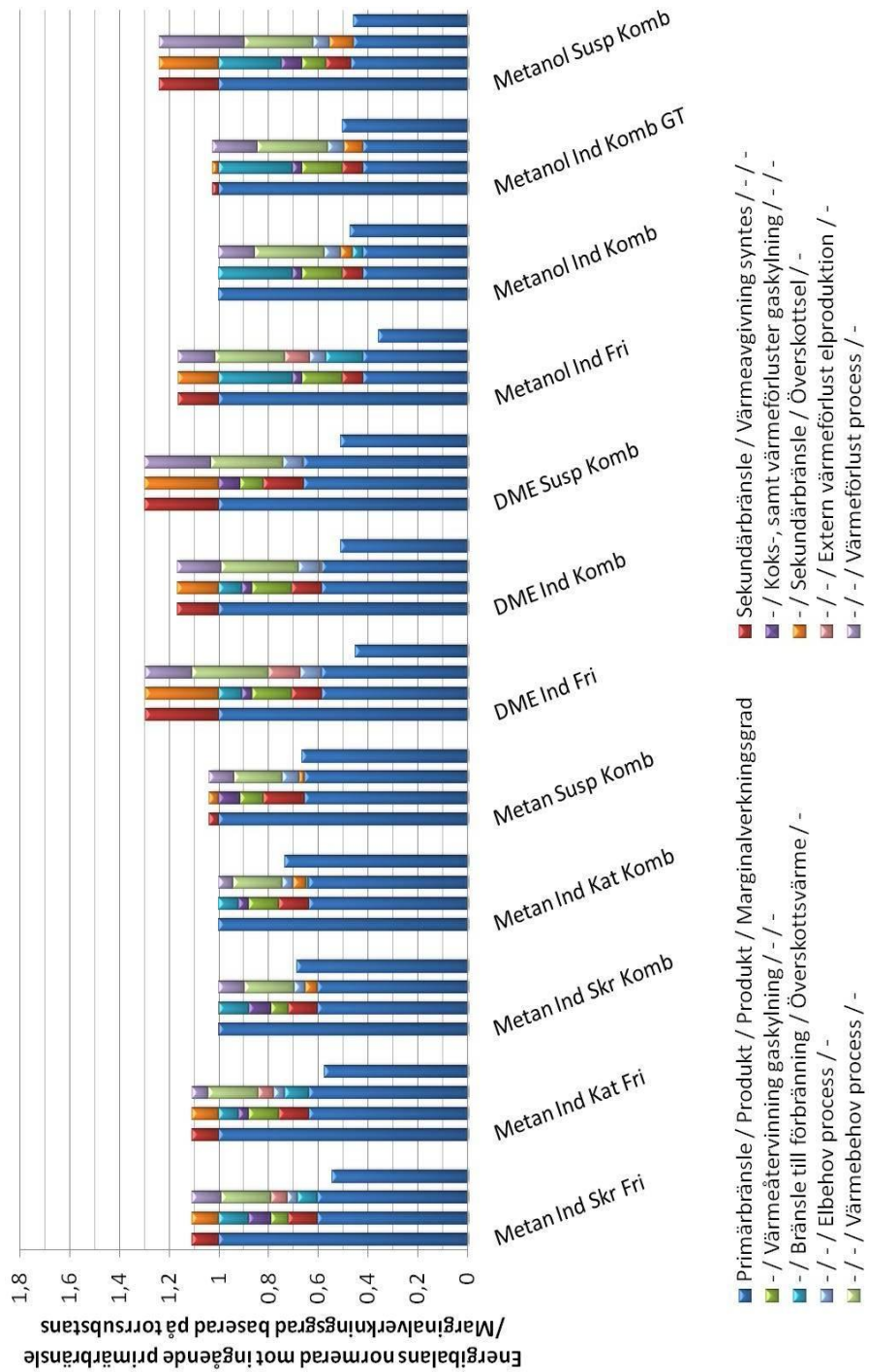
en suspensionsförgasare. Skillnaden mot den indirekta förgasaren är att förgasningen sker vid högt tryck och att värmen för processen produceras i förgasningsreaktorn, till vilken man tillsätter ren syrgas från en syrgasfabrik. Förgasningen sker vid en så hög temperatur att alla kolväten bryts ner till vätgas och kolmonoxid – bildar en ren syntesgas – och processen kräver därmed ingen nedströms tjärrening som är fallet för den indirekta förgasaren. Däremot måste gasen precis som vid indirekt förgasning renas från svavel, partiklar och andra spårämnen innan den går vidare till syntesreaktorn där den efterfrågade produkten bildas. Koncentreringen av produkten sker på samma sätt som i den indirekta förgasningsprocessen. Behövs extra bränsle för processen är det här antaget att denna produceras genom att bränna av mer bränsle i förgasningsreaktorn och inte genom att kompletterar anläggningen med en separat panna.



Figur 12 Schematiskt processschema för suspensionsförgasning med efterföljande uppgradering av gasen till metan, metanol och DME.

I figur 13 är energibalanserna och marginalverkningsgraderna för de olika studerade processer presenterade. Detaljerad beskrivning av processerna finns i Bilaga 5.4 och 5.5. Energibalansen är redovisad i tre staplar, där den första visar primärbränsle, samt eventuellt det extrabränsle som behövs för att producera den el eller den värme som processen kräver och som inte kan återvinnas från själva processen. Den andra stapeln visar energibalansen för omvandlingsprocessen och visar på producerad produkt, värme som produceras i syntesreaktorn, värme som kan återvinnas vid kylning av gasen efter förgasaren, den värme som inte kan återvinnas vid kylningen av gasen, kemiskt bunden energi i det bränsle (främst koks) som lämnar förgasningsreaktorn, samt processens behov av extra bränsle. Den tredje stapeln visar produkt, värmeöverskott, elöverskott, elbehov, extern värmeförlust vid produktion av el – kan användas för fjärrvärme produktion –, processens värmebehov, samt värmeförluster kopplade till förbränningsprocessen, sytesreaktor och gaskylningen. Den sista stapeln visar processens marginalverkningsgrad.

Att notera i fig 13 är framförallt behovet av extra bränsle för suspensionsförgasningsprocesserna, vilket beror på processernas stora elbehov samtidigt som det är begränsade möjligheter att återvinna värme från processen. Detta kan man även se om man tittar på produkt plus värmeavgivningen i syntesreaktorn, vilket är ett mått på den kemiskt bundna energin som är lagrad i gasen som lämnar förgasningsreaktorn och som för suspensionsförgasaren är betydligt högre än för den indirekta förgasaren. Det betyder att suspensionsförgasningsprocessen kommer få en högre marginalverkningsgrad än den indirekta förgasningsprocessen om man har tillgång till ett torrt bränsle, t.ex. biopellets eller torrifierad biopellets. Vid produktion av metan kan man se hur utvecklingen av katalytisk tjärrening ökar utbytet av produkten och minskar förlusterna i processen. Vidare ses att processens värmebehov ger ett underlag för att producera den el som behövs för processen, samt ett litet elöverskott. Ytterligare observationer är att de indirekta förgasningsprocessernas elbehov är betydligt lägre än de andra processerna, vilket är en konsekvens av att processen sker vid lågt tryck utan något behov av ren syrgas. Annars är det främst metanolprocessen som utmärker sig och här är det hur man hanterar den gas som inte omvandlas till metanol. I detta arbete har utbytet till metanol inte optimerats, utan omvandlingen har drivits så långt att den resterande gasen fortfarande har ett tillräckligt högt värmevärde så att den lätt kan förbrännas. Här har två fall jämförts där det första fallet innebär att gasen eldas direkt i förbränningsreaktorn och producerar värme, eller el och värme. Genom att introducera en gasturbin kan man öka elöverskottet på bekostnad av värmeöverskottet. Om det är lönsamt eller inte att introducera en gasturbin bestäms av de extra intäkterna som den ökade elproduktionen kan innebära. En stor anledning till skillnaden i marginalverkningsgrad mellan metan och DME eller metanol är förutom det mindre elbehovet för processen och möjligheten att återvinna värmen i syntesen. Här kan den värme som bildas vid metaniseringen användas för att producera högkvalitets ånga, men den värme som bildas i DME eller metanol reaktorn är betydligt svårare att återvinna. Här kan man se en framtida utveckling där denna värme först användas för t.ex. torkning eller destillation och därmed minska behovet av lågtemperatur värme. En ytterligare detalj som man bör observera är den lägre värmeavgången vid metanisering från den indirekta förgasningen jämfört med suspensionsförgasningen, vilken beror på att man vid den indirekta förgasningen redan har metan som en produkt från förgasningen och som därmed inte behöver återbildas. Här skiljer sig de två förgasningsmetoderna åt, vilket är en konsekvens av att man vid suspensionsförgasningen bryter ner alla kolväten som bildas naturlig vid avgasning av biomassa till vätgas och kolmonoxid.

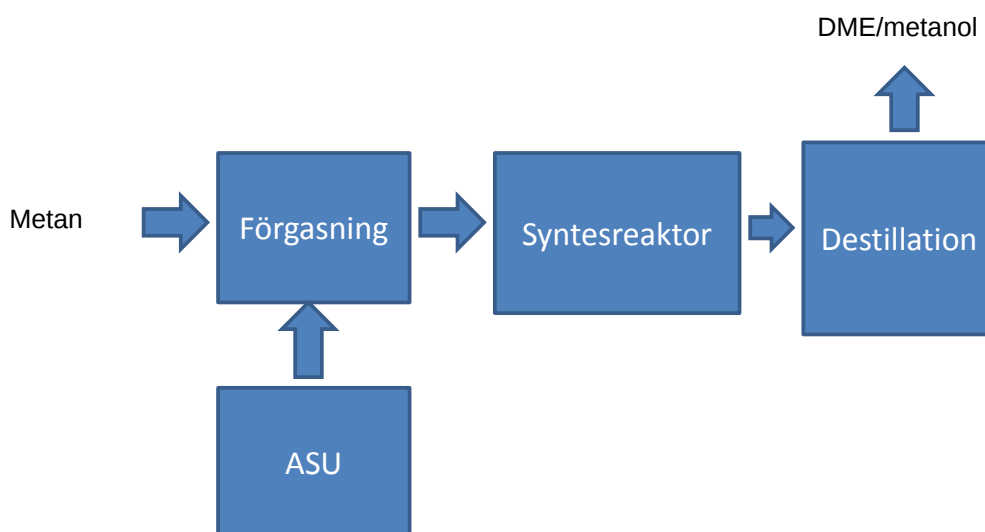


Figur 13, Energibalans och marginalverkningsgrad för olika förgasningsprocesser. Fri utan elprod., Komb med elprod., Ind indirekt förgasning, Susp suspensionsförgasning, GT gasturbin

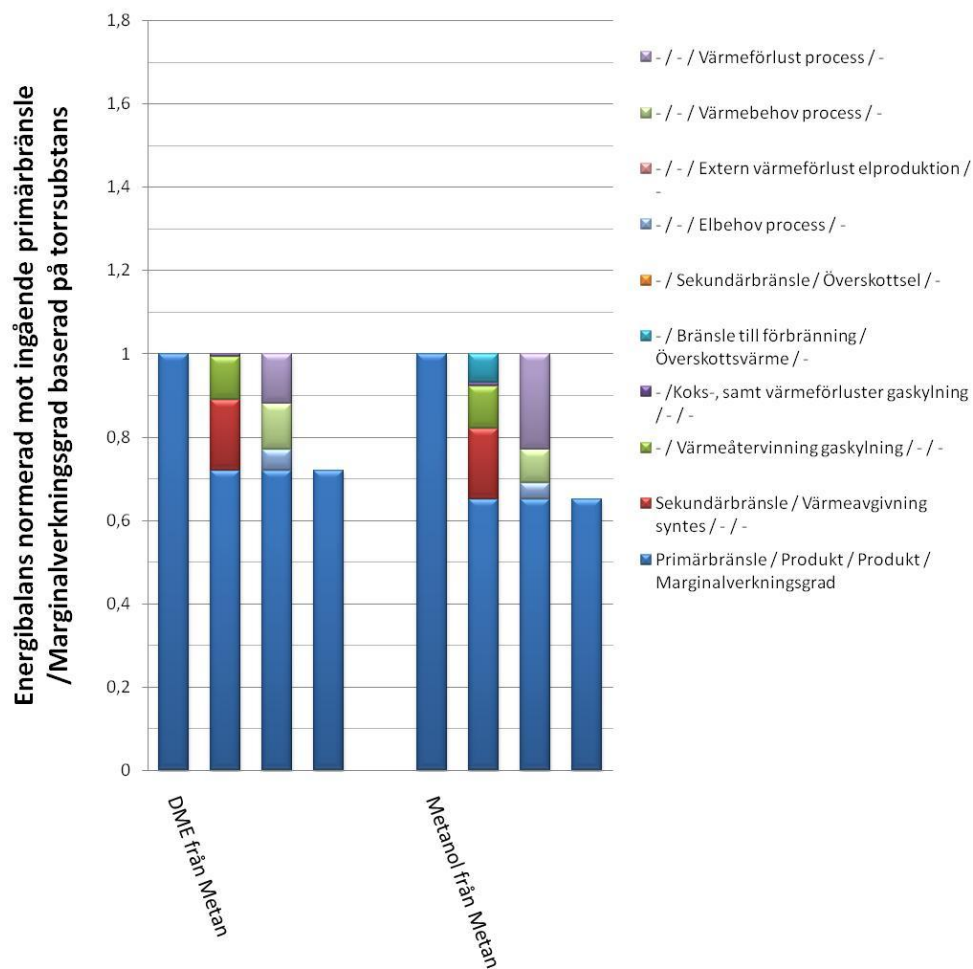
2.4 Produktion av DME eller Metanol via metan från indirekt förgasning

Principiellt processschema för att producera DME och metanol från metan är presenterad i fig. 14. Denna process är i princip den samma som suspensionsförgasningsprocessen, skillnaden är att bränslet kommer in som en ren gas bestående av i huvudsak metan. Denna reformeras med hjälp av syrgas över en katalysatorbädd, vilket förenklas av att det inte finns några svavel eller andra problematiska föreningar i gasen. Denna process är redan idag vanlig i kemi och raffinaderiindustrin. Genom den höga kvaliteten på den producerade syntesgasen kan framförallt metanolprocessen drivas längre och den möjliga skalan för denna produktion medger mer avancerade syntesreaktorer. Med utgångspunkt från de verkningsgrader som rapporteras för DME produktion från naturgas kan man dra slutsatsen att man har lyckats återvinna en del av den värme som bildas i syntesreaktorn.

I fig. 15 är energibalanserna och marginalverkningsgraden för att producera DME och metanol från metan (naturgas) representerade. Värdena är att betrakta som ungefärliga och är uppskattade utifrån rapporterade verkningsgrader för "state of the art" anläggningar. Här kan man notera den effektiva värmeåtervinningen från gaskylningen och att metanolprocessen är associerad med betydligt högre värmeförluster.



Figur 14 Schematiskt processschema för produktion av DME och metanol från metan.



Figur 15 Energibalans och marginalverkningsgrad för DME och metanol producerad från metan.

3 Beskrivning av energikombinatens ingående komponenter

3.1 Flisning och eller malning

Alla omvandlingsprocesser (figur 4) kräver att biomassan ges en lämplig storleksfördelning. Vilken storleksfördelning som efterfrågas är en optimeringsfråga för kombinatet. I många fall räcker den storleksreduktion som är gjord i samband med att bränslet gjordes transporterbart (t.ex. flisning), men många processer kräver ytterligare insatser. Ju snävare storleksfördelning och desto rundare bränslet görs desto mindre problem kan man förvänta sig i kombinatet. Arbetsinsatsen att åstadkomma detta måste dock ställas i proportion till hur mycket omvandlingsprocessen i kombinatet förenklas och även till hur mycket bränsletransporten förenklas. Energiåtgången för flisning/malning är en funktion av storleksreduktionen, där malning till ett fint pulver med en partikelstorlek 100-300 μm är kräver el motsvarande 0,5-1,2 MJ/kg_{ts} (0.03 – 0.06 W/W_{ts}) (Bergman et al 2005). Ökas partikelstorleken till drygt 1 mm reduceras energikonsumtionen till 0,1-0,4 MJ/kg_{ts} (0.005 – 0.02 W/W_{ts}) och nöjer man sig med att endast flisa bränslet blir energiåtgången försumbar 0,001 – 0,01 MJ/kg_{ts} (≈ 0 W/W_{ts}) enligt data från flishuggar och krossar tillgängliga på den svenska marknaden, LantbruksNet 2008). Energiåtgången för malning av biobränslen till pulver ökar även med ökande fukthalt.

Malning av biobränslen till finare fraktioner är problematiskt och här finns antagligen en stor utvecklingspotential. De kvarnar som finns idag är inte i grunden utvecklade för att med en hög energieffektivitet mala biomassa. Utvecklingen har i många fall istället varit baserad på de kvarnar som används i kolindustrin. Kol är dock mycket lättare att mala och har inte samma tendens att "smälta" när de utsätts för tryck. För att anpassa biomassan för kolkvarnar kan man förkola biobränslet via torrifisering (beskrivs nedan), vilket reducerar mängden el som behövs för malning till 200-300 μm från 0,5-1,2 MJ/kg_{ts} till 0,04-0,2 MJ/kg_{förkolnat bränsle} (Observera ändringen av enhet).¹

Kostnaden för malning är i storleksordningen 5 % av kostnaden för en tork, Hamelinck and Faaij 2001.

$$C \approx 14 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 14 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.2 Torkningsprocesser

Denna del avser processer där vatten avlägsnas från ett material genom termisk behandling. Detta innebär att värme tas från omgivningen för att

¹ ts är relaterat till torrsustans är det relaterat till något annat är det givet som index

förånga vattnet i materialet varmed ångan transporteras ut från materialet till omgivande luft. Temperaturområdet för torksubstans för torkning är mellan ca 30-130°C och torkmediet som har till uppgift att tillföra värmen och transportera bort den förångade fukten kan till exempel utgöras av upphettad luft, rökgaser eller ånga.

För de termiska processerna (torrefiering och förgasning, samt i vissa fall även för pyrolys) är torkning av ingående bränsle en nyckelprocess för att nå en hög verkningsgrad av den kemiskt bundna energin i ingående bränsle till den utgående produkten. Energiåtgången för torkningen kan överslagsmässigt beräknas enligt:

$$Q_{\text{tork}} = 0,14 \left(\frac{X_{\text{in}}}{X_{\text{in}}} - \frac{X_{\text{ut}}}{1-X_{\text{ut}}} \right) W/W_{\text{ts}}$$

Vid torkning av ett bibränsle från en ingående fukthalt på 50 vikt % till en utgående fukthalt på 10 vikt % blir energiåtgången ungefär 0,125 W/W_{ts}. Denna värme går oftast förlorad, men det kan i vissa fall vara ekonomiskt försvarbart att trycksätta torkningen och producera fjärvärme från förångningsvärmen. Torkning längre än till kring 10 vikt % kräver en ökad drivkraft en, dvs en högre temperaturdifferens, för att fukten ska lämna bränslet och torkning till högre torrhalt är ofta inte nödvändigt för den efterföljande processen. För till exempel pelletering är en fukthalt kring 10 % optimal för att producera pellets med efterfrågad kvalité.

Elkonsumtionen för torkning är för en rökgastork mellan 0,08 och 0,15 MJ_{el}/kg_{fukt} och för en ångtork är motsvarande elbehov 0,08 MJ/kg_{fukt}. Elbehov för torkning kan uppskattas enligt

$$Q_{\text{el}} = 0,005 \left(\frac{X_{\text{in}}}{X_{\text{in}}} - \frac{X_{\text{ut}}}{1-X_{\text{ut}}} \right) W_{\text{el}}/W_{\text{ts}}$$

Ång- och rökgastorkar är idag kommersiellt tillgängliga och vanligt förekommande i de storlekar som är intressanta för olika kombinat. Det finns även lågtemperatortorkar (under 100 °C) på marknaden som använder sig av uppvärmd luft för torkningen, dessa är dock inte lika vanliga. Införandet av denna teknik skulle dock för flera kombinatprocesser påtagligt höja totalverkningsgraden, då lågtemperaturvärme från andra processer t.ex. destillation som annars skulle gå förlorad skulle kunna utnyttjas för torkprocessen.

Investeringskostnaden för en torkanläggning av bibränsle med en kapacitet av 90 MW_{ts} med ingående fukthalt på 50 % (35 ton/h fuktigt bränsle) är enligt Hamelinck m. fl. (2005) och Ahlgren m fl (2007) i storleksordningen 50-60 MSEK, eller 550-670 kkr/ MW_{ts}.

$$C \approx 275 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 275 P^{-0,33} \text{ kr}/W_{\text{ts}}$$

3.3 Pelletering/brikettering

Genom att raffinera biobränsle till pellets eller briketter kan energiinnehållet per volymenhet ökas med en faktor 3,5 (1 m³ pellets motsvarar ca 3,5 m³ flis), vilket ökar transporterbarheten. Genom pelleteringen görs bränslet även lagringsbart. Vid tillverkning av pellets mals biobränslet innan det pressas samman i en plan eller ringmatrispress (Strömberg, 2004). För att öka hållfastheten hos pelleten använder man ibland tillsatsämnen såsom stärkelse eller lignosulfat.

Vanligtvis tillverkas pellets av sågspån från skogsindustrin. I många fall finns inte denna fina fraktion att tillgå och alternativet till pellet är då att tillverka briketter som vanligtvis använder en råvara av lite större storleksfraktion. Briketterna håller samman pga att ligninet till viss del friläggs och smälter vid värmeutvecklingen under pressningen och man använder vanligtvis inget extra bindemedel. Briketter har en diameter över 25 mm, men den vanligaste diametern för svenska briketter är 50-75 mm. Längden kan variera från någon cm till ca 2 dm (Strömberg, 2004).

Pellets och briketter har en fukthalt på runt 10 vikt % eller lägre. Värmevärde är mellan 18-20 MJ/kg_{ts askfritt}. Energiåtgången för pressningen av pellets och briketter är i storleksordningen 0,015-0,04 W_{el}/W_{rs} (Ecolabel, 2008). Kostnaden i energi för att tillverka pellets eller briketter får vägas mot vinsten i minskad bränsleåtgång för transport av ett bulkigare bränsle som till exempel flis. Investeringskostnaden för en småskalig pelletsmaskin med en kapacitet av 50 kg/h är i storleksordningen 265-300 kkr/MW_{ts} (Ecolabel, 2008), eller beskriven som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 19 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 19 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.4 Hydrolysisprocesser

Nationalencyklopedins definitionen på hydrolys är

"Kemisk reaktion vid vilken en bindning spjälkas genom reaktion med vatten"

I biobränsle är de två sockerinnehållande komponenterna, cellulosa och hemicellulosa komplext bundna till lignin, där sammansättning och energiinnehåll för vanlig stamved från tall och gran (Sun m. fl., 2001) ges enligt

- **Cellulosa**andelen är ca 0,45 kg/kg torrt bränsle och det lägre värmevärdet är ungefär 16,4 MJ/kg torr cellulosa.
- **Hemicellulosa**andelen är ca 0,25 kg/kg torrt bränsle med lägre värme värde på ungefär 16,4 MJ/kg torr hemicellulosa.
- **Lignin**andelen är ca 0,30 kg/kg torrt bränsle med ett lägre värmevärde på ungefär 23,6 MJ/kg torr lignin.

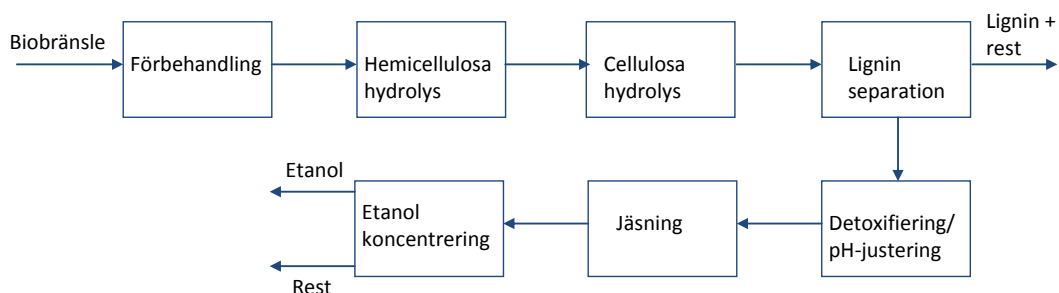
Genom att tillsätta vatten, värme och en hydrolyskatalysator till biobränslet i en reaktor kan hemicellulosa och cellulosa friläggas från ligninet och därefter

selektivt brytas ner till dess monomera socker. Kolhydratreaktionen kan styras med temperatur, typ av hydrolyskatalysator och uppehållstid. Processen kan därför i stora drag jämföras med tekniken som tillämpas för tillverkning av kemisk pappersmassa. Skillnaden ligger i att hydrolysprocessen sönderdelas kolhydratkedjorna ett steg längre. Energiåtgången och krav på energitätheten hos det värmande mediet är en funktion av temperaturen i hydrolysreaktorn.

Hydrolyskatalysatorn kan exempelvis vara en syra såsom svavelsyra eller saltsyra, (Chandel m. fl., 2007, Clausen m. fl., 1993, Sun m. fl., 2001) eller en bas, till exempel natriumhydroxid (Hamelinck, 2005). Det senaste decenniet har en stor del av forskningen fokuserat på att utveckla effektiva mikroorganismer och enzymatisk hydrolys (Chandel m. fl., 2007, Tengborg, 2000). Oavsett vilken hydrolyskemikalie som används kan en principiell skiss av processen användas för att beskriva förloppet från nativt biobränsle via hydrolys och jäsning till koncentrerad etanol, se figur 16.

- **Förbehandling:** biobränslet flisas eller mals till önskad storlek (1-1,5 mm)
- **Hemicellulosareaktorn:** biobränslet utsätts för värme, vatten och hydrolyskatalysator som leder till att hemicellulosan spjälkas ned till monomera socker, övervägande pentoser
- **Cellulosareaktor:** i ett andra steg spjälkas cellulosan ned till monomera socker, hexoser genom att tillsätta ytterligare värme och hydrolyskatalysator
- **Ligninseparation:** I ett filter separeras ligninet och icke löst cellulosa från sockerlösningen
- **Detoxifiering:** fermenteringshämmande föreningar som kan bildas vid temperaturer över 100°C neutraliseras och pH-värdet justeras för att ge en optimal jäsmiljö
- **Jäsning:** de monomera sockren jäsas till en utspädd etanol/vattenlösning
- **Etanolkoncentrering:** den utspädda etanollösningen koncentreras till en ren etanol och kvar blir en restström bestående av vatten och ojäst socker

Som hydrolyskatalysator används någon form av syra, till exempel svavelsyra. Man brukar skilja på två typer av hydrolys, starksyrahydrolys och svagsyrahydrolys. Som namnet anger ligger skillnaden i koncentrationen av syran. Därmed skiljer också trycket i processen, det vill säga den låga syrakoncentrationen i svagsyrahydrolysen kompenseras med ett högre tryck för att erhålla tillräckligt hög hydrolyshastighet.



Figur 16 Principiell skiss för etanolproduktion från biobränsle

3.4.1 Starksyra hydrolys

Starksyraprocessen kan antingen göras som en satsvis eller som kontinuerlig process, där satsvisa processer generellt är lättare att reglera än kontinuerliga. Nackdelar med en satsvis process är att de är storleksbegränsade och tidskrävande på grund av just sin cykliska natur, samt att värmeintegrationsmöjligheterna är betydligt mindre än för den kontinuerliga processen. Syrakoncentrationen i starksyraprocessen kan varieras mellan 30 och 70 vikt % (Clausen m. fl., 1993). För samtliga syrahydrolysfall avses svavelsyra då denna har lägre korrosionsbenägenhet och är en billigare kemikalie än saltsyra (Lee m. fl., 1999). Den höga syrakoncentrationen leder till att hydrolysen kan ske vid en temperatur mellan 80-100°C (Chandel m. fl., 2007, Clausen m. fl., 1993). Temperaturen i reaktorsystemet gör att värmebehovet till stor del kan täckas av lågvärd energi som t.ex. hetvatten eller lågtrycksånga. För ett kontinuerligt värmeintegrerat reaktorsystem är värmebehovet motsvarande 0,018-0,1 W/Wts vid en uppehållstid av ca 1-1,5 timmar.

På grund av den höga syrakoncentrationen krävs ett syraåtervinningssteg för att processen skall bli ekonomiskt gynnsam, vilket idag kan göras med kromatografiska separationskolonner följt av syrakoncentrering. Om syrakoncentreringen genomförs enligt indunstningsprincipen med 120 °C mättad ånga (tillvaratagande av det latent värmet hos avdunstad vattenånga via stegvis trycksänkning av avdunstningskärl) är värmebehovet motsvarande 0,05- 0,07 $W_{\text{värme}}/W_{\text{ts}}$. Utbytet av monomera socker är mycket hög med denna metod, 85-90 % för hemicellulosa och 80-90 % för cellulosa (Clausen m. fl., 1993, Hamelinck m. fl., 2005). Sammanfattningsvis erbjuder starksyrahydrolys ett högt utbyte av socker från biobränsle genom att nyttja lågvärd energi och har potential att kunna utvecklas ytterligare.

Idag är starksyra hydrolysen med syraåtervinning kommersiellt tillgänglig men tillämpningen är på demonstrationsstadiet, exempelvis Bluefire ethanol som just nu uppför en anläggning i Kalifornien med en förväntad årsproduktion på ca 12 miljoner liter etanol. Driftstart för anläggningen förväntas under 2009 (Bluefire ethanol, 2008). De ingående komponenterna är i princip en massakokare och kromatografiska separationskolonner, vilka idag finns tillgängliga i stor skala. Det gör att bedömningen är att utvecklingen av denna teknik kan ske på kort tid under förutsättning att det skapas en efterfråga.

Investeringskostnaden för en starksyrahydrolysreaktor kan i grova drag jämföras med svagsyrahydrolysreaktor beskriven nedan. En svagsyrahydrolysreaktor arbetar vid högre tryck och temperaturer än en starksyrahydrolysreaktor, vilket kompenserar för det dyrare materialet som krävs för starksyrahydrolysreaktorn på grund av den högre syrakoncentrationen. Baserat på detta uppskattas investeringskostnaden till 90-120 MSEK, eller 200-300 kkr/MW_{ts}.

$$C \approx 180 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 180 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.4.2 Svagsyra hydrolys

Svagsyrahydrolysen kan liksom starksyrahydrolysen utformas som en satsvis eller en kontinuerlig process. Svavelsyrakoncentrationen i både hemicellulosa och cellulosaareaktorn kan varieras mellan ca 0,5-3,5 vikt %. Den låga syrakoncentrationen medför att förlusten av syra är liten i förhållande till starksyrahydrolysen och ingen syraåtervinning krävs. För att spjälka kolhydraterna kompenseras den låga syrakoncentrationen av ett högre tryck och en högre temperatur, vilket leder till en kort uppehållstid av ca 1-3 min genom reaktorsystemet.

I en kontinuerlig process trycksätts biobränslet tillsammans med vatten och syra i hemicellulosaareaktorn till runt 10 bar och en temperatur av ca 160-180°C. I cellulosaareaktorn höjs trycket och temperaturen till runt 20 bar och 200-240°C (Clausen m. fl., 1993, Lee m. fl., 1999, Hamelinck m. fl., 2005, Kim 2005). Utbytet av monomera socker för pentoser är ca 85-90 % medan utbytet av hexoser ligger mellan 40-70 % (Clausen m. fl., 1993, Lee m. fl., 1999, Hamelinck m. fl., 2005). De höga temperaturerna i reaktorsystemet kräver mättad ånga med temperatur mellan 165-185°C för hemicellulosaareaktorn och 205-245°C för cellulosaareaktorn.

För ett satsvist reaktorsystem utan värmeintegration är värmebehovet för hemicellulosaareaktorn motsvarande 0,26-0,40 W/W_{ts} och för cellulosaareaktorn 0,11-0,20 W/W_{ts}. Detta värmebehov kan jämföras mot ett kontinuerligt värmeintegrerat reaktorsystem där värmebehovet för hemicellulosaareaktorn är motsvarande 0,015-0,10 W/W_{torrt bränsle} och för cellulosaareaktorn motsvarande 0,030-0,08 W/W_{ts}.

Svagsyra hydrolysen är en relativt enkel teknik som idag är kommersiellt tillgänglig. Användningen av tekniken för etanolproduktion är dock på demonstrationsstadiet.

Investeringskostnaden för ett kontinuerligt värmeintegrerat reaktorsystem med en kapacitet på ca 85 ton torrt biobränsle per timma rapporteras av Hamelinck m. fl., 2005 till ca 90-120 MSEK, eller 200-300 kkr/MW_{ts}. Detta motsvarar en normaliserad investeringskostnad på

$$C \approx 180 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 180 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.4.3 Svagsyra + enzymatisk hydrolys

Enzymatisk hydrolys kan genomföras på olika sätt. Gemensamt för metoderna är dock att cellulosan måste friläggas från biomassan genom ett förbehandlingssteg för att enzymerna skall kunna degradera kolhydratkedjan till monomert socker. Förbehandling kan ske på olika sätt t.ex. genom mekanisk, mekanisk-kemisk, biologisk eller en blandning av dessa. Mekanisk förbehandling kan innefatta t.ex. malning eller bestrålning med mikrovågor, dessa metoder samt biologisk förbehandling är långsamma och kostsamma. Den mest använda metoden är mekanisk-kemisk där någon typ av sönderdelning av råvaran föreligger följt av kemisk påverkan. En beprövad metod är förbehandling med svagsyrahydrolys (beskriven ovan) i antingen ett eller två steg (Tengborg 2000).

Enzymsteget kan läggas in direkt efter hemicellulosareaktorn och i detta fall byts cellulosareaktorn helt enkelt ut mot en enzymreaktor. Ett annat alternativ är att bygga på svagsyrahydrolysen med en extra enzymreaktor. På detta sätt kan utbytet av hexoser i dagsläget ökas från runt 60 % till 75 to 85 % (Hamelinck m. fl., 2005). Genom vidareutveckling av enzymtekniken tros ett hexosutbyte av 95 % kunna uppnås runt år 2020 (Hamelinck m. fl., 2005). Detta sockerutbyte kan jämföras mot utbytet med starksyrahydrolys som redan idag kan nå 90 %.

Värmebehovet i reaktorsystemet för denna metod är den samma som för svagsyrahydrolysen om båda reaktorstegen används som förbehandling. För ett reaktorsystem innehållande en hemicellulosareaktor och en enzymatisk cellulosareaktor som är väl värmeintegrerat är värmebehovet i storleksordningen 0,011-0,1 W/W_{ts}.

Den enzymatiska hydrolysen är idag på väg från forskningsstadiet till demonstrationsstadiet för finare biobränslen som stamved. För den enzymatiska hydrolysen finns fortfarande stora frågetecken kring enzymernas effektivitet och om de överlever om man använder svårare biobränslen t.ex. GROT. Bedömningen är att det kommer ta ytterligare minst 5 till 10 år innan denna teknik kan ses som kommersiellt tillgänglig.

Investeringskostnaden för ett reaktorsystem med en kapacitet på ca 85 ton torrt biobränsle per dag är ca 90-120 MSEK för förbehandlingssteget och ca 10-15 MSEK för enzymproduktionen (200-300 + 25-40 kkr/MW_{ts}), vilket motsvarar en normaliserad investeringskostnad på.

$$C \approx 210 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 210 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.4.4 Detoxifiering

Vid detoxifieringen neutraliseras fermenteringshämmande föreningar som kan bildas vid temperaturer över 100°C och pH-värdet justeras för att ge en optimal jäsmiljö. För pH-justeringen använder man kalciumkarbonat, man måste tillsätta kring 1 kg/kalciumkarbonat för varje kg svavelsyra man behöver neutralisera. Gemensamt för de beskrivna hydrolysmetoderna är att det konsumeras kring 0,016 kg/svavelsyra och 0,016 kg kalciumkarbonat per

MJ biomassa (torrsubstans). Konsumtionen baseras på en ingående torrsubstans av biomassa till hydrolysreaktorn på 10 % och att utgående suspension som ska neutraliseras har en syrakoncentration på kring 3 %.

3.4.5 Uppgradering av lignin+rest till bränsle

För att ligninet och den resterande delen av cellulosan och hemicellulosan, som lämnar hydrolysprocessen, se fig 16, som ett fint pulver, ska kunna användas som ett högkvalitativt bränsle måste det torkas och eventuellt pelleteras. Efter hydrolysen är ligninet till viss del upplöst tillsammans med sockret men tack vare storleksskillnaden mellan komponenterna kan ligninet separeras ut med ett filter (Arkenol inc net 2008). Ligninets torrhalt efter filterenheten är omkring 50 vikt %. Genom en konventionell torkningsenhet kan ligninet torkas ytterligare med ånga eller rökgaser till en torrhalt runt 10 vikts %.

Genom att till processen tillföra ett syralakningssteg innan själva hydrolyssteg kan andelen alkalikomponenter i biobränslet minska kraftigt, upp till ca 70 vikt % (Davidsson 2002). Genom att minska andelen alkalimetaller erhålls klara fördelar ur ett förbränningstekniskt sammanhang, då alkali kan bidra stort till tubpåslag och korrosion av värmeöverförande ytor. Ligninet kan användas direkt i energikombinatet som ett bränsle (värmeverde 23,6 MJ/kg_{ts}) eller omvandlas till pellets med en pelletsmaskin. Denna typ av pellets kan utgöra ett nischbränsle med goda förbrännings- och förgasningsegenskaper, dvs låga halter av problematiska askkomponenter och ett värmeverde som är jämförbart med kol och som ligger 3-5 MJ/kg_{ts} högre än vanlig träpellets. Filtrering, torkning pelletering är idag vanliga tekniker som används i stor skala kommersiellt.

Investeringskostnaden för uppgraderingen av ligninet är koncentrerad till en filteranläggning samt en torkanläggning. Kostnaden för en filteranläggning är i storleksordningen 70-90 kkr/MW_{torrt bränsle} (Coulson & Richardson 1997) och för en torkningsanläggning är kostnaden ca 550-670 kkr/MW_{ts}, se avsnittet om torkning.

Normaliserad investeringskostnad utan torkning

$$C \approx 100 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 100 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts, \text{lignin}}$$

med torkning

$$C \approx 310 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 310 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts, \text{lignin}}$$

3.4.6 Jäsning

Vid jäsningen omvandlas hexoser och pentoser i en exoterm reaktion med hjälp av mikroorganismer (t ex bakterier, jäst eller svampar) till etanol och koldioxid. Den teoretiskt maximala omvandlingen av sockren till produkt är 0,51 kg etanol och 0,49 kg koldioxid från 1 kg socker under anaeroba förhållanden, vilket på energibas motsvarar 0,77 W/W_{socker}. Detta ges av reaktion R1 och R2 (Hamelinck m. fl., 2005).



Detta innebär att den teoretiskt högsta etanolproduktionen som kan nås för typisk stamvedssammansättning från gran och tall är 0,36 kg_{etanol}/kg_{ts} eller 0,52 W_{etanol}/W_{torrt bränsle} samt ett ligninbränsle av motsvarande 0,38 W_{lignin}/W_{ts}. Energiförlusten av 0.1 W/W_{ts} avgår som värme i den exoterma jäsprocessen. Hexoserna kan jäsas med *Saccharomyces Cerevisiae*, vanlig bagerijäst, till skillnad från pentoser som behöver ett jästkombinat. Jästkombinatet kan utgöras av olika jästsorter eller jäst i en kombination med bakterier (Zaldivar m. fl., 2001). Optimala jäsförhållanden med avseende på temperatur och pH-värde skiljer sig åt för hexos respektive pentosjäsning. Pentoser har högst omvandlingsgrad till etanol vid en temperatur av 30-70°C och ett pH-värde på 5-7. Hexosjäsningen med *S. Cerevisiae* har högst omvandlingsgrad vid 30°C och ett pH-värde på 4-5 (Cardona m. fl., 2007). Zaldivar m. fl. (2000) anger ett brett intervall mellan 14,5- 86 % för omvandlingen av pentoser till etanol. Jästiden för pentoser är betydligt längre än för hexoser vid samjäsning. Detta kan exemplifieras med studien av Mosier m. fl. (2005) som studerat jäsning av glukos (hexos) och xylos (pentos) som isolerats från majsstjälkar. I studien användes en jäststam 424A(LNH-ST) som är ett kombinat som jäser både glukos och xylos. Jäsningen utfördes vid 30°C i 56 h. Efter mindre än 6 h hade all glukos förbrukats medan det tar mer än 55 h att jäsa xylos. Den totala omvandlingsgraden från socker till etanol beräknades till 88 % av den teoretiskt möjliga.

Det finns en stor utvecklingspotential inom området jäsning för att nå ett högre etanolutbyte av främst pentoser. Idag finns en stor osäkerhet kring hur nya jäststammarna för främst pentoserna klarar mer problematiska biobränslen som t.ex. GROT. Idag är jäsning kommersiellt tillgängligt för jäsning med hög omvandlingsgrad för hexossocker och med en relativt låg verkningsgrad för pentossocker till etanol. Bedömningen är att jäsning med en hög omvandling av även pentossocker och med en rimlig omvandlingstid inte kommer att vara kommersiellt tillgänglig inom de närmaste 10 åren.

Investeringskostnaden för en jäsanläggning innefattar jästproduktion samt jäsning av pentoser och hexoser. Investeringskostnaden för jäsomvandlingsenheterna från socker till etanol har beräknats till samma pris oavsett sockerart. Investeringskostnaden för en jäsanläggning med en kapacitet av ca 18 ton etanol per timma är ca 80-120 MSEK eller 280-400 kkr/MW_{torrt bränsle} (Hamelinck 2005). Uttryckt i som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 200 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 200 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.4.7 Koncentrering av etanol

Efter jäsanläggningen är etanolkoncentrationen mellan 2-12 % och för att den ska kunna användas som bränsle måste den koncentreras till ren etanol (Wilkie m. fl., 2000). Etanol och vatten bildar en azeotropisk punkt (ett

tillstånd då vatten-etanolblandningen får lägre kokpunkt än den rena etanolen) vid ca 95 vikt %. På grund av den azeotropiska punkten kan inte koncentrationen ökas ytterligare med vanlig destillation.

Olika tekniker finns tillgängliga för etanolkoncentrering. Exempel är azeotropisk destillation, destillation med ett efterföljande absorptionssteg, alternativt destillation följt av molsiktat. Vid azeotropdestillation tillförs en kemikalie som bryter azeotropstillståndet mellan vatten och etanol. Energiåtgången för koncentrering av etanolen från 8 till 99,5 % är ca $0,36-0,45 W_{\text{värme}}/W_{\text{etanol}}$ där koncentreringen från 95 till 99,5% står för ca $0,12-0,15 W_{\text{värme}}/W_{\text{etanol}}$ (Huang m. fl., 2006).

I destillation med efterföljande absorption koncentreras etanolen till azeotropstillståndet. Därefter avvattnas etanolen i en absorptionskolonn med ett lösningsmedel varvid ren etanol erhålls. Lösningsmedlet regenereras sedan i ytterligare en destillationskolonn innan det återförs till absorptionskolonnen (Stichlmair 1998). Energiåtgången för destillation med efterföljande absorption av vatten är i storleksordningen den samma som för azeotropdestillation.

Molsiktat är en teknik som kan användas istället för avvattning med azeotropdestillation eller absorption med ett lösningsmedel. I molsiktstekniken används zeoliter som selektivt absorberar vatten på grund av storleksskillnaden mellan vatten och etanolmolekylerna. Vanligen används molsiktat vid etanolkoncentrationer över 70 vikt % (Huang m. fl., 2006). Etanolsepareringen med molsiktsteknik och regenerering, dvs. satsvis avlägsnande av det absorberade vattnet, (Duke m. fl., 2005). Regenereringsfasen då det fysiskt upptagna vattnet avdunstar kräver ånga eller rökgaser av 80-160°C och är i storleksordningen $0,015 W_{\text{värme}}/W_{\text{etanol}}$ (Huang m. fl., 2006).

Destillationstekniken är idag kommersiellt tillgänglig teknik som används i stor skala. Molsiktat är även de kommersiellt tillgängliga fast inte lika vanlig som destillation.

Investeringskostnaden för destillation följt av molsiktat för en produktion av ca 18 ton etanol per timma rapporteras av Hamelinck m. fl. (2005) till ca 40-60 MSEK eller 140-210 kkr/MW_{ts}. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 210 P^{0,67} \text{ kr}$$

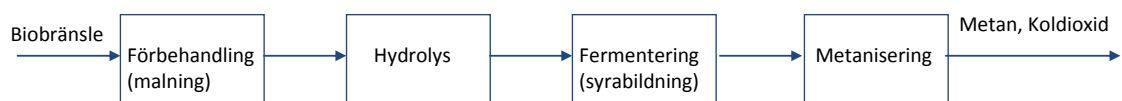
$$C/P \approx 210 P^{-0,33} \text{ kr}/W_{\text{ts}}$$

Värmebehovet för koncentreringen av etanolen kan motsvara upp till hälften av det totala energibehovet och är därmed den energipost som starkast drar ned den totala etanolverkningsgraden. Ny teknik där mekanisk separation tillämpas istället för termisk separation, t ex membran eller molsiktat, bör eftersträvas istället för destillation. Processen för etanolkoncentrering bör ha en stor utvecklingspotential och en utveckling krävs för att få upp totalverkningsgraden för etanolproduktion via jäsning från lignocellulosa.

3.4.8 Rötning

Ordet rötning syftar till process som sker under anaeroba förhållanden (i frånvaro av syre). I en traditionell rötningsprocess bryts organiskt material ned i tre steg med hjälp av bakterier till slutprodukten metan och koldioxid. Bakterierna som används delas upp i olika grupper utifrån vilket temperaturintervall de har den optimala tillväxten och metabolismen. Utifrån dessa temperaturintervall delas de upp i psykro-, meso- eller termofila, där den optimala temperaturen för respektive grupp ligger runt 15, 40 och 60°C (Gannholm 2005). Vid anaerob nedbrytning gäller generellt att ju högre temperaturen är desto kortare uppehållstid krävs, i termofila system är aktiviteten mellan 25 – 50 % högre än i mesofila (Wiberg 2007). När rötkammaren tas i bruk första gången tillsätts bakterier från en befintlig rötningsprocess och när bakteriefloran har byggts upp behövs ingen extra tillsats av bakterier (Benjaminsson, 2006). Principen för konventionell rötning av biobränsle till metan visas i figur 4.

- **Förbehandling:** första steget i processen är att biobränslet sönderdelas mekanisk, genom hackning eller malning, till lämplig storlek (ca 1 – 1,5 mm).
- **Hydrolys:** andra steget i processen är enzymatisk hydrolys av det organiska materialet till monomera socker.
- **Fermentation:** i det tredje steget, det så kallade syrabildningssteget, omvandlas sockren till acetat (benämningar på salter eller estrar av ättiksyra), vätgas och koldioxid.
- **Metanisering:** i denna del även kallad metanogenesen omvandlas acetat, vätgas och koldioxid till metan.



Figur 4 Förenklad bild av rötningsprocessen av biobränsle

Hydrolys

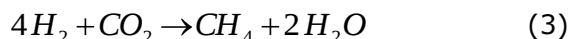
Mikroorganismer kan i allmänhet inte tillgodogöra sig de långa kolhydratpolymererna utan vidare nedbrytning. I hydrolyssteget sker sönderdelningen av polymererna till monomera socker genom att mikroorganismerna utsöndrar extracellulära enzymer (Gannholm 2005). I hydrolyssteget blandas den förbehandlade råvaran upp med vatten till en solidkoncentration av ca 10 – 25 %. Temperaturen i detta steg styrs av vilken typ av mikroorganismer som används vanligtvis är temperaturen mellan 35 – 70 °C (Douglas m. fl., 1982, Benjaminsson m. fl., 2007).

Fermentation

I fermentationssteget sker ytterligare nedbrytning av hydrolysisprodukten. Nedbrytningen av sockren kan ske på tre olika sätt. I de två första reaktionerna bildas antingen vätgas och koldioxid eller acetat. I den tredje reaktionen bildas "Volatile fatty acids" (flyktiga fettsyror) som sedan fermenteras vidare till vätgas och koldioxid eller acetat (Gannholm 2005).

Metanisering (metanogenesen)

I den exoterma metaniseringen omvandlas koldioxid och vätgas till metangas och vatten, enligt reaktion (3). Acetatet omvandlas till metangas och koldioxid enligt reaktion (4) och står för ca 70 % av metanbildningen (Wiberg 2007).



Vid rötning av lignocellulosa bildas i processen en restprodukt, den så kallade rötresten. Rötresten består av ligninfraktionen (motsvarande ca 30 vikts % av råvaran) som inte kan brytas ned med hjälp av mikroorganismer, dvs restprodukten uppstår på samma sätt som för etanolproduktion från lignocellulosa där ligninrestprodukten istället kallas för hydrolysisrest. Ligninfraktionen fungerar i princip som ett inert material genom rötningsprocessen och bidrar till en ökad volym på rötammaren.

I rötningsprocessen, liksom etanolproduktion med hjälp av enzymer, är hydrolysooperationen det hastighetsbestämmande steget (Hallin 2008). I litteratur som behandlar biogasproduktion via rötning finns rapporterade uppehållstider från ca 20 – 80 dygn för rötningsprocesser (Benjaminsson m. fl. 2007, Nallathambi Gunaseelan 1997). I en artikel av Nallathambi Gunaseelan (1997) beskriver författaren en anaerob teknik (anaerobt filter) för att producera metangas från lättjätta komponenter i utspädda restströmmar från industrin, dvs hydrolysissteget behövs inte här. Upphållstiden i det anaeroba filtret är bara några timmar, vilket kan jämföras mot 20 – 80 dygn för rötningsprocessen frånativ råvara. Ur ett industriellt perspektiv för metangasproduktion är den låga uppehållstiden på några timmar mycket attraktiv. Det är alltså av stor vikt att kunna producera monomera socker utan det tidskrävande enzymatiska hydrolysissteget. En lösning på detta är att byta ut den enzymatiska hydrolysen i metangasproduktion mot syrahydrolys, se etanolproduktion. I syrahydrolysen är uppehållstiden från några minuter till några timmar, beroende på förhållandet mellan temperatur och syrakoncentration i hydrolysisreaktorn. På detta sätt kan de två kvarvarande stegen i metanproduktionen, fermenteringen och metaniseringen, i stort jämföras med tiden för jäsning av socker till etanol, dvs ca 4 – 6 timmar. Vidare kommer rötresten att bli liten i detta fall eftersom ligninet redan separerats innan rötprocessen och omvandlingen från socker till metan är nära stökiometrisk (Douglas m. fl., 1982).

Den teoretiskt maximala omvandlingen av sockren till produkt är 0,19 kg metan och 0,81 kg koldioxid från 1 kg socker under anaeroba förhållanden, vilket på energibas motsvarar 0,77 W/W_{socker}. Den teoretiskt maximala

omvandlingen av hexoser (reaktion 4) och pentoser (reaktion 5) via anaerob nedbrytning till metan sker enligt.



Det vill säga den maximala metangasproduktionen som kan erhållas från hexoser och pentoser per kg nativt biobränsle är 0.12 kg/kg_{torrt bränsle} respektive 0,07 kg/kg_{torrt bränsle} eller 0,32 W/W_{torrt bränsle} respektive 0.19 W/W_{torrt bränsle}. Energiandelen för ligninbränslet är 0,38 W/W_{ts} och värmeförlusten via den exoterma metaniseringen är 0,11 W/W_{ts}.

Rötningstekniken har potential att producera biogas genom att utnyttja värme som ligger i intervallet för spillvärme från industrin. Detta gör att tekniken för starksyrahydrolys kan tillämpas istället för den traditionella enzymhydrolysen och på så sätt kan uppehållstiden minskas med i princip en faktor 100-1000. Tekniken kan också tillämpas för att ta tillvara på mycket utspädda restströmmar som ojäst socker från etanolproduktion.

Rötningstekniken är idag kommersiellt tillgänglig och flera anläggningar är uppförda eller är under uppförande, dessa är uteslutande baserade på den enzymatiska hydrolysen. Bedömningen är att för att skapa en storskalig produktion krävs att man övergår till syrahydrolys, vilken är kommersiellt tillgänglig.

Kostnaden för en konventionell röttningsanläggning där råvaran till rötningen kan pumpas, t ex en sockerlösning har av SGC uppskattats till 5 900 – 23 000 SEK/ton torrt bränsle (SGC, 2007). Kostnadsuppskattningen är gjord utifrån investeringskostnaden för fyra befintliga anläggningar där rötningen sker i två steg. Det första steget är enzymatisk nedbrytning av lignocellulosa till monomera socker och den andra omvandlingen av de monomera sockren till metan. En uppskattning är att den första kammaren som blir en storleksordning större, dock betydligt mindre avancerat än den andra kammaren, och står för halva kostnaden. Metaniseringsreaktorn har motsvarande storlek och konstruktion som en jäsningsreaktor för etanolen och därmed motsvarande kostnad. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 200 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 200 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.4.9 Gasuppgradering

Efter röttningsprocessen innehåller biogasen 50- 65 % metangas. Resterande fraktion är till största delen koldioxid och en liten del svavelväte och vatten. Främsta orsaken till behov av gasuppgradering är höjning av värmeverdets genom att separera ut koldioxiden, samt att rena gasen från svavelväte.

Det finns ett flertal metoder för att skilja av koldioxiden och svavelväte. I Sverige är den vanligaste metoden absorption av koldioxid och svavelväte i

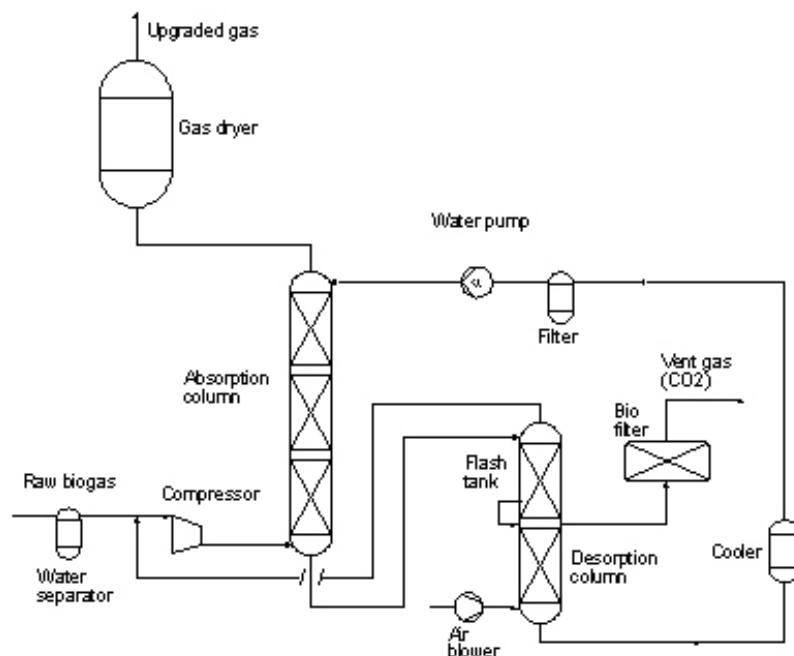
vatten. Tekniken bygger på att koldioxid och svavelväte löser sig lättare i vatten än vad metan gör, speciellt under högre tryck än atmosfärstryck (Benjaminsson 2006), se figur 18 (Benjaminsson 2006). Biogasen trycksätts genom en kompressor till ca 6-7 bar innan den förs in i botten av en absorptionskolonn fyllt med ett packningsmaterial. I absorptionskolonnen möter den uppströmmande biogasen vatten och koldioxiden och svavelvätet löser sig i vattenfasen. Ur toppen på absorptionskolonnen tas metangasen ut med en renhet på ca 97 %. Det koldioxidberikade vattnet får sedan passera ned genom en packningsförsedd desorptionskolonn samtidigt som luft förs in i botten av kolonnen. Luftströmmen sänker partialtrycket och koldioxiden lämnar vattenfasen. Vattnet kyls ned för att öka koldioxidupptagningsförmågan och förs på nytt in absorptionskolonnen.

Den största energiåtgången för gasuppgraderingen ligger i kompressorsteget där el eller ånga krävs för att driva kompressorn. Energiåtgången för att komprimera $600 \text{ Nm}^3/\text{h}$ är i storleksordningen 30-45 kW eller $0,01\text{--}0,02 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{biogas}}$, för rötgas med en metankoncentration på mellan 50 och 70% ($\sim 0,01 \text{ MW}_{\text{el}}/\text{MW}_{\text{ts}}$).

Ett ungefärligt mått på elförbrukningen vid trycksättning av gas som tillförs vid atmosfärstemperatur som funktion av trycket ges av

$$Q_{\text{el}} \approx 0,25 \log_{10}(P/P_0) \text{ MJ/Nm}^3$$

där P_0 är utgångstrycket



Figur 18 Gasuppgradering i skrubberanläggning (Benjaminsson 2006)

Investeringskostnaden för en gasuppgraderingsanläggning med en rågaskapacitet på 600 Nm³/h i storleksordningen 10-15 miljoner kronor (Persson 2003), eller 1700 kkr/MW_{ts}. Uttryck som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 330 P^{0,67} \text{ kr}$$
$$C/P \approx 330 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.5 Termiska processer

Med termiska processer menas processer där biomassan bryts ner genom att värme tillförs för att vid förhöjd temperatur oxidera elementärt kol till gas och omfattar förgasnings-, pyrolys-, samt torrefieringsprocesser. Genom att upphetta ett fast bränsle till olika temperaturer kommer det att brytas ner till olika proportioner av gas, tjära/bioolja och koks/förkolnat bränsle. I figur 19 visas en principiell fördelning av gas, vätska (i detta sammanhang bioolja/tjära) och koks vid olika omvandlingstemperaturer. Hur den exakta fördelningen blir beror till största del på vilket biobränsle som tillförs processen, men även bränslestorlek och upphettningshastighet har en stor inverkan.

Vid en icke publicerad litteraturgenomgång vi har gjort i vår grupp av andelen tjära/bioolja som bildas från mer än 20 olika biobränslen, visas att denna kan variera mellan 20 och 60 % över temperaturintervallet 450 och 600°C, även om tjär/biooljaandelen för det enskilda bränslet var relativt konstant över temperaturintervallet. Det samma gäller för andelen koks som bildas t.ex. vid omvandling i en fluidbädd. Experiment med två partikelstorlekar 1 x 1 x 1 cm respektive 3 x 3 x 3 cm av gran och björk vid 850°C i en fluidbädd fluidiserad med kväve gav en koksandel för gran på 17 respektive 22 % och för björk 10 respektive 16 %. Det här försvårar jämförelse av resultat från olika anläggningar eller data från olika försök i en och samma anläggning. Speciellt problematiskt blir det om man använder kolomvandlings eller energiverkningsgraden baserat på ingående bränsle som ett mått på hur bra en förgasare fungerar. Anledningen är att det riktiga måttet på hur bra en förgasare fungerar tekniskt är relaterat till hur mycket av koksen förgasaren omvandlar och inte till hur mycket av det ursprungliga bränslet som avgår som gas. För att exemplifiera detta kan vi anta att vi byter bränsle i en fluidbäddförgasare som arbetar vid 850°C där ingen koks omvandlas. Om vi byter från gran med en partikelstorlek på 3 x 3 x 3 cm till björk med en partikelstorlek på 1 x 1 x 1 cm kommer i granfallet 56 % av kolet omvandlas, vilket kan jämföras med 80 % om man istället använder mindre bitar av björk. Baserat på energi blir motsvarande omvandling 65 respektive 83 %.

Kunskapen om hur sammansättningen mellan koks, vätska och gas varierar med temperaturen och för olika bränslen finns idag inte sammanställd på ett bra sätt. Det är även svårt att översätta och använda de data som finns i litteraturen, då dessa inte är framtagna på ett standardiserat sätt. Om förgasnings-, pyrolys- och torrefieringsprocesser blir vanliga i framtiden måste detta troligtvis styras upp och standardiserade tester som kompletterar dagens överslags- och elementaranalyser kommer tas fram. Här finns även

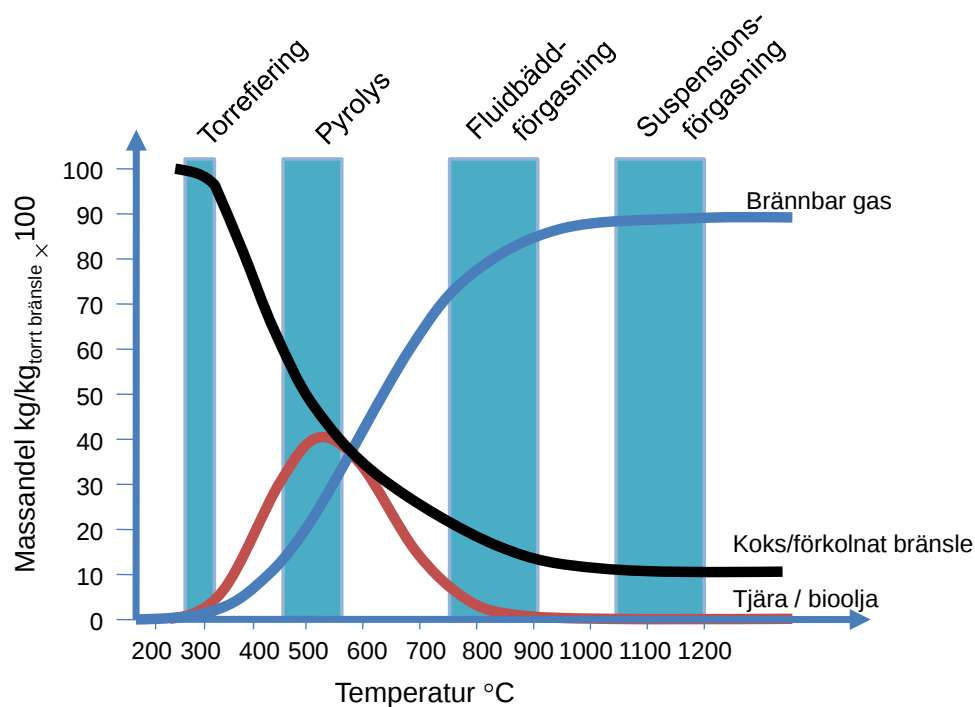
ett stort behov att standardisera hur olika omvandlingsgrader för produktionen av alternativa biobränslen ska beräknas.

3.5.1 Torrefiering

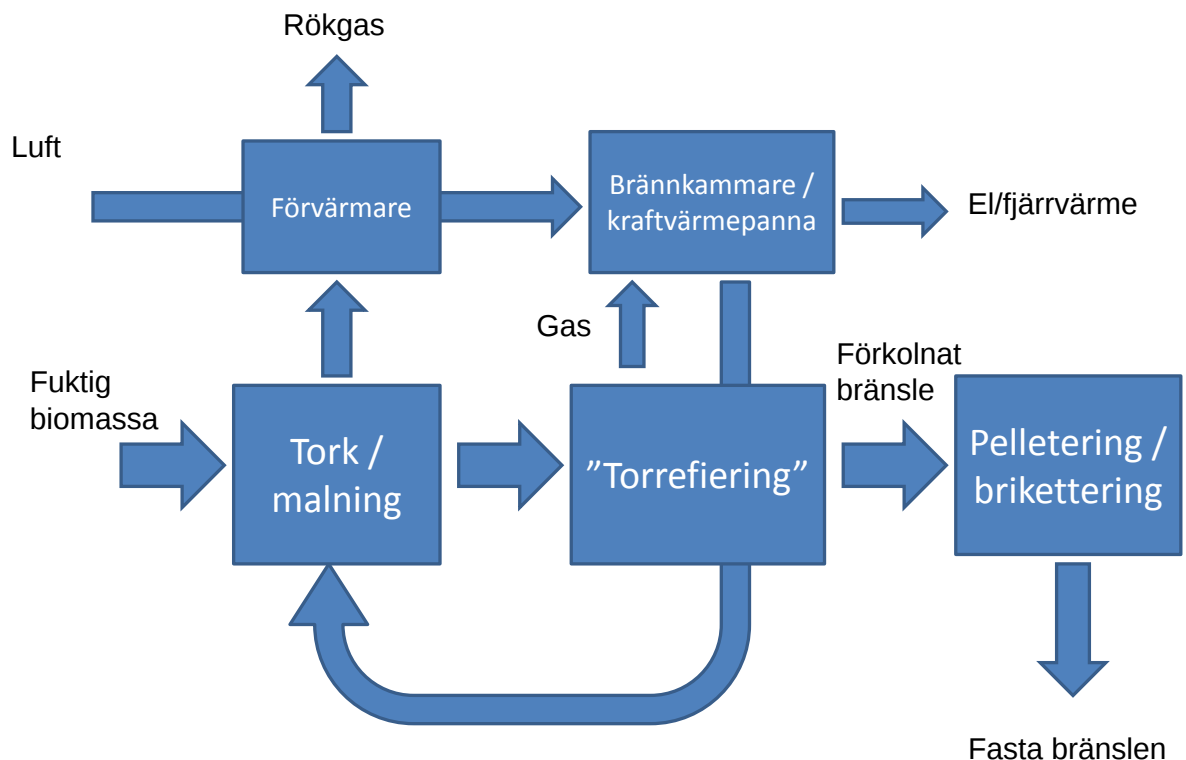
För råa biobränslen är torrefiering en mild värmehandling av bränslet där bränslet värms upp till mellan 250 och 300 °C och hålls där under en bestämd tid en alternativ förbehandlingsmetod. Vid denna behandling bryts biobränslets struktur ner och gör det malbart, hydroforbt och biologiskt inaktivt. Vid upphettningen av bränslet kommer en viss mängd av bränslet drivas av som brännbara gaser. Andelen bränsle som drivas av är exponentiellt beroende av temperaturen, vilket även gäller för den tid det tar att förkola bränslet. I det lägre temperaturområdet kommer kring 5 % av bränslets värmevärde avgå med gaserna. Dock kommer det för förkolningen krävas en väldigt lång uppehållstid, I den övre delen av temperaturområdet blir uppehållstiderna mer realistiska, men kring 15 % av bränslets värmevärde kommer att avgå. Avgången baseras dock på torrt bränsle. För en fristående anläggning måste man integrera en tork, se fig 20. Temperaturen för torrfieringen kommer att bli en funktion av fukthalten enligt:

$$\eta_{\text{torr}} = \frac{7,5T}{1000} + 13,5 \frac{X_{\text{fukt}}}{1-X_{\text{fukt}}} \quad W/W_{\text{ts}} \times 100$$

Där den första termen är relaterat till att värma upp bränslet och den andra är relaterad till torkningen. För ett biobränsle med 50 % fukthalt ($X_{\text{fukt}} = 0,5$) står torkningen för drygt 85 % av värmebehovet.



Figur 19 Principiell fördelning av gas, tjära/bioolja och koks /förkolnatbränsle vid olika omvandlingstemperaturer



Figur 20 Principskiss fristående torrefieringsanläggning

Torrefiering är en relativt enkel process som idag är på väg att lämna demonstrationsstadiet, där det framförallt är funktionen av själva reaktorn för torrefiering i större skala som inte är demonstrerad.

Kostnaden för torrefierings reaktorn och brännkammaren är i storleksordningen dubbelt så hög som torken eller 1100 -1350 kkr/ MW_{ts}. Baserat på att reaktorn för torrefieringen är samma typ av reaktor som en tork och temperaturerna är måttliga kan kostnaden för själva torrefieringsreaktorn uppskattas bli ungefär samma som för torken eller 550-670 kkr/ MW_{ts}. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 275 P^{0,67} \text{ kr}$$

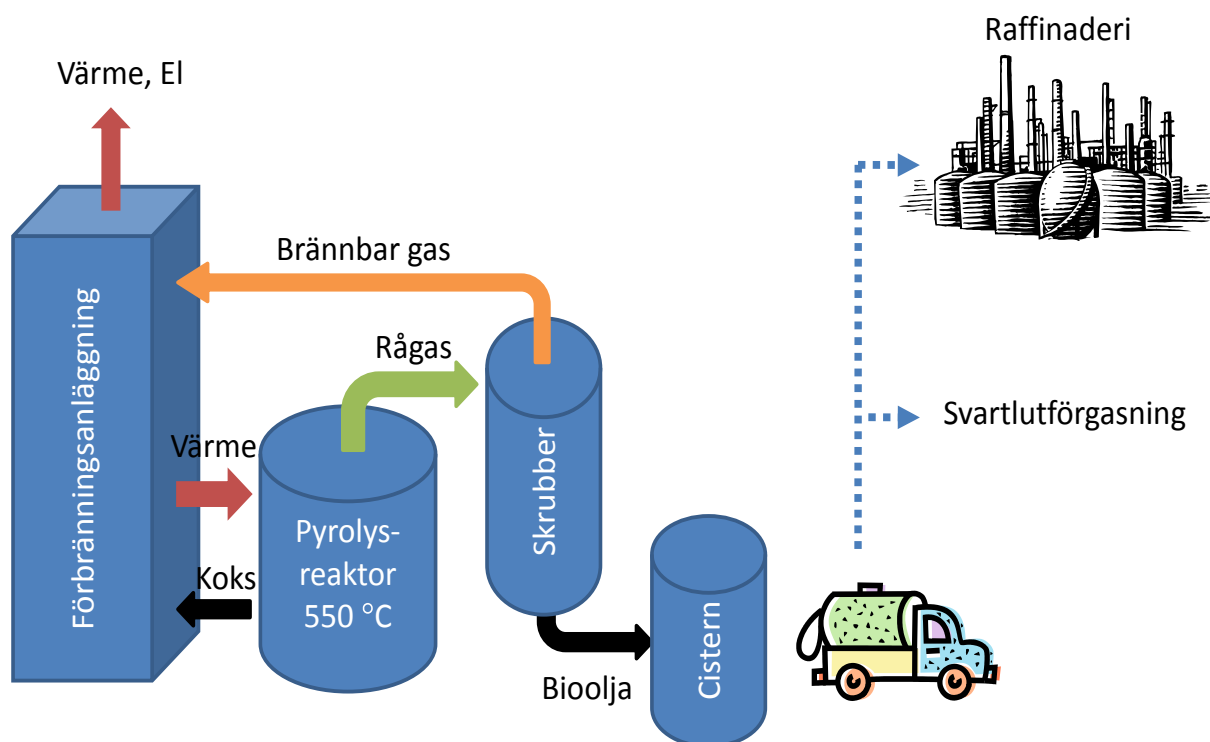
$$C/P \approx 275 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.5.2 Pyrolysis

Målet med pyrolysis är att producera en bioolja som i ett andra steg kan uppgraderas till olika produkter. Vid pyrolysis produceras även koks, vilken också det är en värdefull produkt. Värmen för processen genererar man genom att bränna den mindre mängden gas som produceras under omvandlingen i en extern förbränningskammare. Den råa biooljan är utspädd och innehåller mycket syre och kan innehålla höga halter vatten. Om den produceras från torr biomassa får den ett lägre värmevärde kring 24 MJ/kg.

Oljans höga koncentration av syre gör den mycket korrosiv och instabil. Det senare gör att den endast kan lagras under mycket korta tider (timmar eller dagar). Genom en mindre insats kan den dock göras mindre instabil, vilket möjliggör frakt över längre avstånd och lagring från några veckor till ett antal månader. Denna process passar för mindre anläggningar där biooljan som produceras transporteras till en central anläggning t.ex. ett befintligt raffinaderi där den kan gå in i processen och ersätta olja. En fördel som ofta förs fram med denna process är att det är möjligt att omvandlingen ligger vid en temperaturnivå 500-550°C som ger en olja som är fri från alkalimetaller (natrium och kalium).

Koksen som produceras i processen är även den en högkvalitativ produkt som kan användas som jordförbättring på åkrar och ge negativ koldioxid utsläpp eller tas tillvara och ersätta kol eller annan biomassa i förbrännings- eller förgasningsanläggningar. Koksen som produceras vid i det är temperaturområdet har ett värmevärde kring 25 MJ/kg.



Figur 21 Pyrolysreaktor kopplad till en förbränningsanläggning

För stationära och större pyrolysreaktorer (> 10 MW torrt bränsle) är dessa vanligen baserade på fluidbäddar. För att optimera produktionen av bioolja bör bränslet malas ned till bitar med en storlek av någon eller några millimetrar. Att torka bränslet innan det går in i pyrolysreaktorn ger en potentiell höjning av andelen olja som produceras. Dock är bedömningen att pyrolyskoncept som även inkluderar torkning är mindre troliga. Denna slutsats är baserad på att anläggningens komplexitet ökar, vilket driver upp den önskvärda storleken till en produktionsvolym som antagligen konkurrerar med mer avancerade förgasningskoncept.

En lösning som kan vara attraktiv är att koppla på en förgasnings/pyrolysreaktor på en befintlig fluidiserad bäddpanna (bubblande eller cirkulerande) enligt det konceptet som Chalmers håller på att utveckla (2-4 MWth förgasningsreaktor kopplad till Chalmers 12 MWth CFB-panna). Konceptet bygger på att man tappar av varmt bäddmaterial från förbränningsanläggningen och återför detta avkylt tillsammans med koks. Till panna återförs även den brännbrännbara gasen som bränns i pannan, enligt fig. 21. Pyrolysreaktorn och gaslås fluidiserar med rökgaser från pannan. Biooljan kondenseras ut i en skrubber i vilken man offrar den latent värmen i gasen när den kyls från pyrolystemperaturen (500-550°C) till strax över 100°C i syfte att inte späda ut biooljan med vatten. Den latent värmen motsvarar kring 5 % av den energin som är lagrad i biooljan. Som skrubbningsmedium är det lämpligt att använda det utkondenserade oljan, kanske med någon tillsats som gör den mer lätt flytande. På papperet ser detta väldigt attraktivt ut där koksen tillsammans med den brännbara gasen och vattenånga som bildas ersätter fuktigt biobränslen i pannan. Relativ fukthalt och värmevärde på bränslet som tillsätts pannan fås av

$$H_{i,eff} \approx \frac{H_{i, fuktigt, bränsle} - 24 \left(1 - \frac{X_{fukt}}{X_{olja}} \right)}{1 - \frac{X_{fukt}}{X_{olja}}}$$

$$X_{fukt,eff} \approx \frac{X_{fukt}}{1 - \frac{X_{fukt}}{X_{olja}}}$$

För ett biobränsle med ingående fukthalt på 50 vikt %, blir det effektiva bränslet som tillförs pannan när biooljan är extraherad kring 3 MJ/kg_{fuktigt bränsle} och den relativa fukthalten blir kring 67 %. Detta är inget bränsle som kan eldas utan att ett stödbränsle tillförs pannan, vilket begränsar uttaget av bioolja till 15-30 % av ingående bränsleeffekt. Den oljan som produceras kan antingen säljas vidare till ett raffinaderi för att ersätta råolja eller sparas för att ersätta eldningsolja i fjärvärmsystemet vid topplast. Vill man öka uttaget måste man antingen torka bränslet eller installera ytterligare en skrubber där man kondenserar ut fukten som tillförs processen. I båda fallen komplicerar det anläggningen inte bara med en extra burk utan även med en vattenreningsanläggning för kondensvattnet. Vår bedömning är att båda lösningarna ger en sådan ökning av anläggningens komplexitet att det inte är intressant.

Pyrolys är en relativt enkel teknik som kan betraktas som kommersiellt tillgänglig. Frågetecknen är främst kopplad till hur man kan använda oljan och problem kopplade till dess användning och lagring. Tekniken begränsas ytterligare av att endast en liten del av ingående biobränsle kan tas ut som bioolja.

Investeringskostnad för en pyrolysreaktor med efterföljande oljeskrubber beräknas motsvara 25 % av kostnaden för en fluidiserad bäddpanna, vilket baseras på kostnaden för Chalmers förgasare. Investeringskostnaden för pannan uppskattas från den 130 MW bubblande bädd som just är uppförd i

Örnsköldsvik där själva pannan kostade 475 Mkr (Bioenergi 2008) eller 3500 kkr/MW_{ts}.

Normaliserad investerings kostnad panna

$$C \approx 1870 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 1870 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

pyrolysreaktor + skrubber

$$C \approx 460 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 460 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Pyrolys kan även göras i betydligt mindre anläggningar, men för dessa är fluidiserad bädd antagligen inte en ekonomiskt rimlig lösning utan istället är troligtvis roterande rörugnar den teknik som är att föredra. För dessa ugnar finns egentligen inte någon begränsning nedåt i skala. I t.ex. Danmark pågår arbete med att ta fram en mobil pyrolysreaktor som kan producera bioolja direkt från halm ute på fälten, se figur 22.



Figur 22 Mobil pyrolysreaktor, Bech *m.fl.* (2006).

3.5.3 Fluidbäddförgasning

Omvandling i fluidiserad bädd är en kompromisslösning för förgasning av biomassa. Den ligger i temperaturområdet mellan där allt det fasta materialet omvandlas till en syntesgas och temperaturområdet för produktion av biooljor. Fördelen är att det är möjligt att nå låga kokshalter, samtidigt som tekniken ställer mycket lägre krav på förbehandling än suspensionsförgasning, som beskrivs nedan. Ytterligare en teoretisk fördel jämfört med suspensionsförgasning är att den producerade gasen endast behöver värmas upp till ca 800 °C istället för ca 1200 °C och därmed behöver en mindre mängd av bränslet offras för att tillgodose omvandlingsprocessens

värmebehov. Baksidan är att gasen från en fluidbäddförgasare kommer att innehålla både tjäror (längre kolväten) och kortare kolväten (huvudsakligen metan).

För alla efterföljande processer måste gasen renas från tjäror och om man vill tillverka något annat syntetiskt bränsle än metan behöver även de korta kolvätena omvandlas till kolmonoxid och vätgas. Behovet av gasuppgradering är fluidbäddförgasnings akilleshäla. Jämfört med suspensionsförgasning kan energibehovet och kostnaden för denna snabbt bli högre än det bränsle och de pengar man sparar på den förenklade förbehandlingen av bränslet, samt att lägga processen vid en lägre temperaturnivå. Värmen till processen kan tillföras processen på olika sätt. Men gemensamt för dem alla är att värmen produceras från reaktionen mellan syre och koks. Vill man generera en gas fri från luftens kväve, vilket är en förutsättning för att producera syntetiska bränslen finns i två huvudalternativ, direkt förgasning med ren syrgas och indirekt förgasning.

Direkt förgasning

Den direkta förgasningstekniken som använder ren syrgas kräver att förgasaren kompletteras med en separat syrgas anläggning som separerar syret från luftens kväve. Förgasaren i Värnamo är exempel på en anläggning som arbetar enligt den direkta förgasningstekniken och där den planerade ombyggnaden till stor del innebär att luften som ursprungligen används ersätts med syrgas och vattenånga som fluidiseringsmedium. Tanken är att syret ska förbränna koksen till kolmonoxid och vattenångan ska förgasa resterande koksen till kolmonoxid och vätgas. För att detta ska ske krävs dock att syret inte blandas med de brännbara gaserna utan selektivt väljer koksen. Att åstadkomma denna selektivitet är problematiskt i en fluidiserad bädd, då en stor del av gasen går genom bubblor och inte genom suspensionen. Det gör att en stor del av det syre som tillsätts obevekligen kommer att reagera med de brännbara gaserna istället för med koksen. Det andra problemet är att förgasningsreaktionen mellan vattenånga och koks är en storleksordning långsammare än reaktionen mellan syre och koks, vilket gör att reaktionshastigheten i det aktuella temperaturområdet blir långsam och därmed kommer att spela en underordnad roll för omvandlingen. I teorin spelar detta ingen roll då bränslet kommer att befinna sig i bädden till dess att det är fullständigt omvandlat. Dock är denna teoretiska beskrivning förenklad eftersom koksen under omvandling blir skör och effektivt nöts ner av bäddmaterialet till små fragment som lämnar reaktorn med produktgasen och samlas upp i efterföljande filter. Ett alternativ är att återföra de små koksfragmenten till förgasaren, vilket teoretiskt sett är en bra lösning. Det innebär dock att man även återcirkulerar problematiska askkomponenter främst alkali och därmed höjer koncentrationen av dessa ämnen i förgasaren med följderna att risken för bäddagglomerering ökar. Ett problem som man i förbränningsanläggningar löser genom att öka regenerering av bädden och därmed får en ökad kostnad för bäddmaterial, samt att koks förlusten med bottenaskan ökar.

Vid genomgång av data från ett stort antal anläggningar är slutsatsen att endast 40 till 60 % av koksen omvandlas vid direkt förgasning i en fluidiserad bädd. Detta är svårt att genomskåda för en utomstående då omvandlingen av

koksen normalt sett inte redovisas. I de fall något redovisat är det ofta i form av en omvandlingsgraden för ingående kol. Som redan nämnts kan denna uppgift kan vara vilseledande då den koksmängd som ska omvandlas varierar starkt beroende på vilket biobränsle som har använts och hur det har förbehandlats.

Direkt förgasning med syrgas har sin största potential för att producera en trycksatt syntesgas för produktion av flytande drivmedel. Detta kräver dock att man nedströms förgasaren sätter en reformerare som omvandlar de kolväten som finns i gasen till vätgas och kolmonoxid, vilket är de steg som är tänkta att utvecklas i Värnamo (även om detta projekt nu avstannat med osäker fortsättning). Det man då får är en förgasare som fungerar som en suspensionsförgasare, men som omvandlar bränslet vid en lägre temperatur och därmed kräver att en mindre andel av bränslet behöver offras för uppvärmningen. Tekniken kan även hantera flisat bränsle, vilket förenklar bränsleförbehandlingen, samt breddar bränslebasen. Dock kräver denna teknik i likhet med suspensionsförgasare en syrgasfabrik.

För att reformera metan och andra kolväten vars jämvikt gynnas av högre tryck och lägre temperatur behöver en katalysator användas. De katalysatorer som nu är föreslagna för de aktuella temperaturerna för en direkt förgasare (alltså 900 till 1000 °C) kräver dock att gasen renas från partiklar och alkali. Vad som framförallt saknas i dagsläget är filter som arbetar vid de efterfrågade temperaturerna. Därför måste man först kyla ner gasen till mellan 400 och 600 °C vilket gör att gasen måste värmas ytterligare en gång innan den reformeras. Då tappar man fördelen som den lägre temperaturen innebär jämfört med suspensionsförgasningen. Ytterligare en exergiförlust som måste beaktas är att gasen efter reformeringen måste kylas snabbt för att inte metan ska återbildas under nedkylningen. Om man klarar att filtrera gasen över 600 °C fälls inte alkaliföreningarna ut och fastnar i filtren. Det kan göra att man får problem med att snabbt kyla ner gasen efter reformeringen då alkali faller ut på kyltorna. Detta problem är välkänt från förbränningsanläggningar och är idag anledningen till att man i biobränsleeldade kraft- eller kraftvärmeverk inte kan få lika höga verkningsgrader som motsvarande verk som använder sig av kol. Detta gör att man måste ha en genomtänkt strategi för var man vill att dessa föreningar som lämnar bränslet i gasfas under förgasning tar vägen och hur man på bästa sätt kan eliminera problem kopplade till dem.

Den värme som behövs tillsättas för att producera syntesgas från en trycksatt förgasare i kombination med gasreforming kan överslagsmässigt beräknas.

$$Q_{\text{värme, gas}} \approx \frac{0,11 \left(T_{\text{ref}} - T_{\text{ky}} \ln \frac{T_{\text{ref}}}{T_{\text{ky}}} \right)}{1000} \left(-X_{\text{koks}} + X_{\text{O}_2} + X_{\text{ånga}} + 0,13 \frac{X_{\text{fukt}}}{1 - X_{\text{fukt}}} \right) W/W_{\text{ts}}$$

Koksförlusten blir

$$Q_{\text{koks}} \approx 1,6 X_{\text{koks}} W/W_{\text{ts}}$$

Det kan vara nödvändigt att tillsätta ånga för att ge en tillräcklig mängd gas för fluidiseringen och för att undvika kolbildning (sot). Ångan måste tillsättas vid ett något högre tryck än trycket i förgasaren.

Syrebehovet (stökiometri 0,3-0,35) blir

$$X_{O_2} = 0,4 - 0,5 \text{ kg}_{O_2}/\text{kg}_{\text{torrt bränsle}}$$

Elbehovet för syreproduktion med hjälp av kryogenseparation är omkring 1 MJ/kg_{O₂} om det producerade syret expanderas till atmosfärstryck. För en trycksatt förgasningsprocess måste man kompensera bortfallet för syreexpansionen i den kryogena processen, samt för det extra elbehovet trycksättningen innebär för bränsleinmatningen. En uppskattning är att elbehovet på grund av detta ökar med 5 till 20%.

Beroende på tryck kan olika mängd av vattnets förångningsvärme användas för att producera låg- och mellantrycksånga vilken kan användas för elproduktion, fjärvärme eller bränsletorkning. Möjligheten att utnyttja att vattnet kondenserar ut vid en högre temperatur är en stor fördel gentemot den atmosfäriska tekniken där förångningsvärmerna i de flesta fall går förlorad. För en typisk process kan man anta att förgasningen sker vid 900 °C. Gasen kyls därefter till 500 °C vid vilken partiklar och alkali filtreras bort varefter temperaturen åter höjs till 900 °C, varvid man tillför lite extra syre och reformerar kolvätena till vätgas och kolmonoxid över en katalysator.

Ingående biomassa bildar 15 % koks av vilket 70 % omvandlas i förgasaren. Bränslet tillförs med en fukthalt på 10 % och man tillför ånga motsvarande 20 % av det torra bränsleflödet. Från approximationerna givna ovan ger detta att 7,5 % av ingående värmevärde hos den torra biomassan lagras i koksen och omkring 26,5 % omvandlas till latent värme lagrad i gasen. Den resulterade kemiskt bundna energin som är lagrad i den producerade syntesgasen blir 66 %. Går man vidare till DME kommer ungefär 52 % av den kemiskt bundna energin i ingående biobränsle bli drivmedel. (beräknar man motsvarande för det lägre värmevärdet baserat på det fuktiga biobränslet, 50 % fukt, vilket torkas innan förgasningen blir energiverkningsgraden kring 60 % och tar man bort koks förlusten blir den kring 68 %, vilken är den siffra som ofta anges för denna process (t ex i Ahlgren m fl 2007)

Den trycksatta förgasningsprocessen är ursprungligen utvecklad för att producera el i en kombinerad gasturbin-ångcykelprocess. Anledningen till att man vill trycksätta förgasningsreaktorn är då mer uppenbar då man vill kyla gasen så lite som möjligt innan den förs in till gasturbinens förbränningskammare och ta ut den lagrade energin som el när gasen expanderar genom turbinen. Vid produktion av alternativa drivmedel är fördelen med trycksättning inte lika uppenbar. Dessa processer kräver i vilket fall som helst att gasen kyls ner till omgivningstemperatur och att vattenångan kondenseras ut. Det här kan man visa genom att jämföra elförbrukningen mellan den direkta syrgasblåsta förgasningen med den indirekta atmosfäriska förgasningsprocessen. I den indirekta förgasningsprocess produceras 0,65 kg torrgas per 1 kg bränsle, vilket motsvarar ca 0,85 Nm³. Ett ungefärligt mått på elförbrukningen vid

trycksättning av gas som tillförs vid atmosfärstemperatur som funktion av trycket ges av

$$Q_{el} \approx 0,25 \log_{10}(P/P_0) \text{ MJ/Nm}^3$$

där P_0 är ingåendetryck. Som exempel kan man ta om den efterföljande processen kräver att trycket höjs till 20 bar, så behöver man tillföra el motsvarande $0,3 \text{ MJ}_{el}/\text{kg}_{\text{torrt bränsle}}$ för att trycksätta gasen från en indirekt förgasare, vilket kan jämföras med $0,4$ till $0,5 \text{ MJ}_{el}/\text{kg}_{\text{torrt bränsle}}$ för att enbart producera syre för den trycksatta processen och då är de extra elbehovet för bränslematning inte inräknat.

För att den trycksatta fluidbäddförgasningstekniken skall få ett genombrott bedömer vi att det måste komma fram tekniker som möjliggör att en större andel koks omvandlas i förgasaren, att det blir möjligt att reformera kolvätena i närvaro av de partiklar och den alkali som finns i den gas som lämnar förgasaren, samt att nya mindre energikrävande processer för att producera rent syre utvecklas. Ett annat problem för denna teknik är att vi inte ser att det finns någon parallellt teknikspår som den kan få draghjälp ifrån.

Kostnader för en anläggning som hanterar 278 MW torrt bränsle kan uppskattas enligt följande bränslehantering exklusive torkning 54 Mkr syreproduktionsanläggning 220 Mkr ($790 \text{ kkr}/\text{MW}_{ts}$), förgasare 290 Mkr ($1060 \text{ kkr}/\text{MW}_{ts}$), gaskylning/ångsystem 150 Mkr ($540 \text{ kkr}/\text{MW}_{ts}$) och gasreningen/skiftreaktor till 215 Mkr ($770 \text{ kkr}/\text{MW}_{ts}$), Ahlgren m.fl. 2007. De två sista posterna gaskylning/ångsystem och gasreningen/skiftreaktor är antagligen i samma storleksordning även för den indirekta tekniken. Det som skiljer är kostnaden för bränslehantering, syreproduktionanläggning och förgasare, vars kostnad inklusive engineering, tillstånd och drifttagning ligger runt $3000 \text{ kkr}/\text{MW}_{ts}$. Gaskylning, ångproduktion, samt skiftreaktorer beräknas kosta $2000 \text{ kkr}/\text{MW}_{ts}$ dvs motsvarar 2/3 kostnaden för förgasaren.

Trycksatt fluidbäddförgasare + ASU (syrgas separationsanläggning)

$$C \approx 2000 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 2000 P^{-0,33} \text{ kr}/\text{W}_{ts}$$

Ångcykel och skiftreaktor

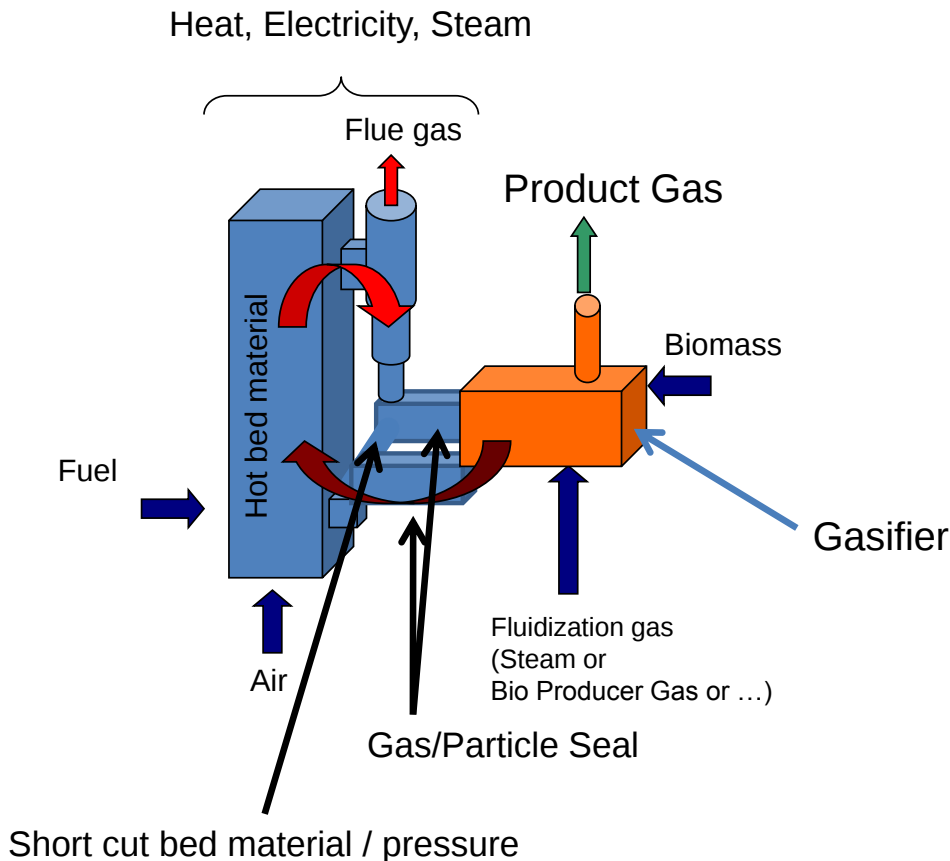
$$C \approx 1330 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 1330 P^{-0,33} \text{ kr}/\text{W}_{ts}$$

Indirekt förgasning

Den andra fluidbäddtekniken som är aktuell för att producera en kvävefri gas är indirekt förgasning, där två kommuniserande fluidiserade bäddreaktorer är ihopkopplade. I den första bädden förbränns koks med luft och värmen överförs till bäddmaterialet. Bäddmaterialet transporteras med rökgasen ut från reaktorn och separeras från gasen i en cyklon och transporteras därefter till den andra reaktorn. Denna andra reaktor fluidiseras med vattenånga och värmen som transporteras dit med bäddmaterialet förs över till bränslet som omvandlas till gas och koks. Koksen och det avkylda bäddmaterialet

transporteras därefter tillbaka till den första reaktorn där koksen förbränns och bäddmaterialet värms upp. Principen för processen visas i figur 23. Exempel på indirekta förgasningsanläggningar är förgasaren i Güssing i Österrike som har varit i kommersiell drift sedan 2001, samt förgasaren på Chalmers drifttagen 2007.



Figur 23 Principiell skiss för en indirekt förgasare (kortslutningsröret är en option)

En fördel med den indirekta förgasningsprincipen jämfört med den direkta förgasningstekniken är att den inte kräver en syrgasfabrik. Den indirekta förgasningsreaktorn ger även anläggningen en större flexibilitet då temperaturen i förgasningsreaktorn kan regleras inom ett större temperaturområde i och med att man inte behöver tänka på omvandlingen av koksen. Temperaturregleringen kan man styra med cirkulationsflödet av bäddmaterialet mellan reaktorerna. En ytterligare fördel med den indirekta tekniken är att befintliga fluidbäddpannor för värme eller kraft- och värmeproduktion kan kompletteras med en förgasningsreaktor. Det senare konceptet har demonstrerats för en cirkulerande fluidbädd på Chalmers. Nackdelen med tekniken är att den kräver höga cirkulationsflöden av bäddmaterial som kan ge erosionsproblem. Vidare kan inte den indirekta förgasningstekniken drivas vid lika höga temperaturer som de direkta förgasningsprocessen. Anledningen till det senare är att det är agglomereringstemperaturen för bäddmaterialet som begränsar temperaturen.

Där den högsta temperaturen i systemet nås i den första reaktorn där förbränningen sker och i den andra reaktorn där förgasningen sker blir temperaturen lägre (30-50 °C). Följden av detta blir, som även illustreras i fig 16, att det teoretiskt produceras mer tjäror vid indirekt förgasning än vid direkt förgasning.

När det gäller trycksättning av processen har den samma förutsättningar som den direkta förgasningstekniken, dock anser vi denna teknikutveckling som mindre trolig under perioden fram till 2020-2030. Vi gör den bedömningen baserat på att potentialen för denna teknik är relaterad till marknaden för främst cirkulerande fluidiserade bäddpannor och att det idag saknas en marknad för trycksatta cirkulerande fluidbäddar för fasta bränslen. En sådan marknad bedömer vi som helt nödvändig att en trycksättning av indirekta förgasningstekniken skall bli aktuell. Däremot ligger utvecklingen i linje med utvecklingen av tvåstegsförbränning (Chemical Looping Combustion), vilken är en teknik som är baserad på samma reaktorsystem, men där man använder en metalloxid som bäddmaterial i syfte utöver värme att transportera syre mellan reaktorerna. Nuvarande utveckling av CLC har fokus på CO₂ avskiljning samt reformering för vätegasproduktion.

Energibalansen för en indirekt förgasare sammanfattas i fig. 24. I förgasningsreaktorn delas den lagrade energin i bränslet mellan koksen som förbränns i förbränningsreaktorn och själva gasgenereringen enligt

$$Q_{gas} \approx 1 - 1,60 X_{koks} W/W_{ts}$$

$$Q_{koks} \approx 1,6 X_{koks} W/W_{ts}$$

Värmebehovet för att producera den ånga som behövs för fluidisering (2 bar mättad ånga, $X_{\text{ånga}}$ kg_{ånga}/kg_{torrt bränsle}) blir

$$Q_{\text{ånga}} \approx 0,15 X_{\text{ånga}} W/W_{ts}$$

Och den värme som är lagrad i gasen och koksen som lämnar förgasare skrivs

$$Q_{\text{värme, gas}} \approx \frac{0,11T}{1000} \left(-X_{koks} + X_{\text{ånga}} + \frac{X_{fukt}}{1-X_{fukt}} \right) 0,13 \frac{X_{fukt}}{1-X_{fukt}} W/W_{ts}$$

$$Q_{\text{värme koks}} \approx 0,09 X_{koks} T/1000 W/W_{ts}$$

Värmet som måste tillföras till förgasare med det cirkulerande bäddmaterialet

$$Q_{\text{värme}} = Q_{\text{värme gas}} + Q_{\text{värme koks}} W/W_{ts}$$

För en förgasare som drivs vid atmosfärstryck har man liten möjlighet att ta tillvara förångningsvärmen av vattenånga i den producerade gasen och den värme som kan tas tillvara för el, ång eller fjärvärmeproduktion kan uppskattas enligt

$$Q_{\text{värmeåtervinning}} \approx \frac{0,11(-100)}{1000} \left(-X_{koks} + X_{\text{ånga}} + \frac{X_{fukt}}{1-X_{fukt}} \right) W/W_{ts}$$

Värme lagrad i gas som lämnar förbränningsreaktorn med en temperatur ca 50 °C (ΔT) högre än förgasningstemperaturen

$$Q_{\text{värme panna}} \approx \frac{0,8(\epsilon + \Delta T)}{1000} X_{\text{koks}} \text{ W/W}_{\text{ts}}$$

Typiska värden för en indirekt förgasare är att bränslet tillförs med en fukthalt av 15 % ($X_{\text{fukt}}=0,15$),. För att fluidisera förgasaren tillsätter man ånga motsvarande 50 % av det tillsatta torra bränslets massa ($X_{\text{ånga}}=0,5$). 85 % av bränslets torra massa avgår som gas, dvs 15 % av det torra bränslet omvandlas till koks (X_{koks}) och förgasningen sker vid ca 825 °C. Baserat på dessa data och ett bränsleflöde in till förgasaren motsvarande 1 MW fås följande bränsle och värmeflöden

$$Q_{\text{gas}} = 0,76 \text{ W/W}_{\text{ts}}, Q_{\text{koks}} = 0,24 \text{ W/W}_{\text{ts}}$$

$$Q_{\text{ånga}} = 0,075 \text{ W/W}_{\text{ts}}$$

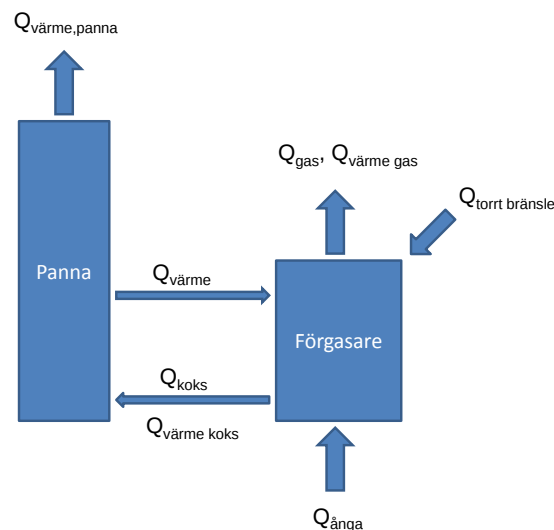
$$Q_{\text{värme}} = 0,168 \text{ W/W}_{\text{ts}}, Q_{\text{värme gas}} = 0,157 \text{ W/W}_{\text{ts}}, Q_{\text{värme koks}} = 0,011 \text{ W/W}_{\text{ts}}$$

Det i gasen lagrade värmets som kan nyttiggöras blir

$$Q_{\text{värme återföring}} = 0,122 \text{ W/W}_{\text{ts}}$$

Värme lagrad i gas som lämnar förbränningsreaktorn

$$Q_{\text{värme panna}} \approx \frac{0,8(\epsilon + \Delta T)}{1000} X_{\text{koks}} = 0,10 \text{ W/W}_{\text{ts}}$$



Figur 24 Energibalans indirekt förgasning

En indirekt förgasare är en cirkulerande fluidiserad bädd, där retursystemet är kompletterat med en förstorad extern partikelkylare och ett eller två partikellås. För uppnå maximal flexibilitet hos anläggningen är det fördelaktigt att koppla ihop tre partikellås, alltså istället för ett lås som man normalt har i

en vanlig cirkulerande fluidiserad bäddpanna. Vidare införs en kortslutning mellan det första låset och pannan vilket möjliggör separation av gas och tryck mellan förbrännings- och förgasningsreaktorn och dels att förbränningsreaktorn kan köras utan förgasaren, det vill säga som en vanlig kraft-värmepanna.

Baserat på kostanden för ombyggnaden av Chalmerspannan med två extra partikellås och en förgasningsreaktor beräknas kostnaden motsvara 25 % av kostnaden för en fristående panna. detta tillägg uppskattas till mellan 700 och 1500 kkr/MW_{ts} för anläggningar över 50 MW_{ts}. Baserat på den beräknade kostnaden för nya CFB-pannor presenterade i "El från nya anläggningar" (Elforsk2007). En av de senaste fluidbäddpannorna som installerades i Sverige var en 130 MW bubblande bädd i Örnsköldsvik där själva pannan kostade 475 Mkr (Bioenergi 2008) eller 3500 kkr/MW_{ts}.

Normaliserad investeringskostnad panna

$$C \approx 1870 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 1870 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Normaliserad investeringskostnad förgasningsreaktor

$$C \approx 460 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 460 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

För att jämföra kostnaden för den indirekta med den direkta förgasningsreaktorn används data från Ahlgren m fl 2007. I det projektet uppskattas kostnaden för en cirkulerande fluidbäddförgasare på 270 MW_{ts} till $(54+170) \times 1,2 = 270$ Mkr, vilket ger kostnad på 1000 kkr/ MW_{ts}. Tittar man på komponenterna bör kostnaden för en indirekt förgasare bli ca 50 % dyrare, vilket ger en total kostnad för en förgasare utan ångcykel till 1500 kkr/MW_{ts} eller kring 1800 kkr/MW_{ts} med ångcykel. Använder man den kostnadsuppskattning som är given för panna och förgasningsreaktor ovan motsvarar det en 70 MW panna med ångcykel (för förbränning av koksen) och en 270 MW förgasare, vilket även det resulterar i 1900 kkr/MW_{ts}.

Normaliserad investeringskostnad för en indirekt förgasare optimerad för gasproduktion

$$C \approx (1870 \times 0,15^{0,67} + 460) P^{0,67} = 985 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 985 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Baserat på dessa uppgifter kan man uppskatta att den trycksatta förgasaren är ungefär dubbelt så dyrt som den atmosfäriska indirekta förgasaren.

En kostnadsuppskattning för de efterföljande processerna gaskylning, ångcykel och skiftreaktor uppskattas till ca 2000 kkr/MW_{ts} baserat på data från Ahlgren m fl 2007, vilket för den indirekta förgasningstekniken motsvarar 4/3 av kostnaden för själva förgasaren.

Normaliserad investeringskostnad för ångcykel och skiftreaktor

$$C \approx 1330 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 1330 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Dock är det främsta användningsområdet som kan ses för den indirekta förgasningstekniken produktion av metan, vilket gör att skiftreaktorn funktion reduceras till att reformera lägre kolväten till främst vätgas och kolmonoxid, men även kortare kolväten.

Tekniken för att rena gasen från tjäror med hjälp av katalysatorer kan fortfarande inte ses som en tillförlitlig process, vilket gör att för de anläggningar som föreslås idag är oljeskrubbing den mest attraktiva lösningen. Den senare genererar dock en förlust av kemiskt bunden energi i den producerade gasen på upp till 15 %, samt en ökad produktionskostnad relaterat till en konsumtion av biobaserad olja t.ex. biodiesel. Förlusten av den kemiskt bundna energin kan dock begränsas till under 5 % om tjär/biodieselblandningen recirkuleras till förgasaren. Skrubbingen reducerar även möjligheten att utnyttja den värme som finns lagrad i produktgasen som lämnar förgasaren då gasens temperatur i skrubbern sänks hastigt från ca 400 °C till strax över 100 °C. För det som kondenserar ut under 100 °C använder man en vattenskrubber, där de kolvätena som faller ut med vattnet tvättas bort och genererar ett vattenreningsproblem. För denna tekniks utveckling likväl som för den trycksatta fluidbädd förgasningstekniken är krackningen av tjäror vid hög temperatur den teknikkomponent som idag håller tillbaka ett kommersiellt genombrott.

Jämförelse mellan trycksatt syrgasblåst och indirekt förgasare för produktion av syntesgas ger med de kostnader som finns redovisade att den trycksatta processen blir omkring 40 % dyrare.

3.5.4 Reformering / Tjärrening

Den gas som produceras både från den indirekta och den direkta förgasningstekniken behöver uppgraderas, dvs renas från tjäror innan den kan användas för nedströms produktion av högvärdiga biobränslen som SNG, metanol, DME, FT-Diesel eller vätgas. De flesta nedströmsprocesser klarar inte heller de kortare kolvätena som i detta uppgraderingssteg måste omvandlas till en blandning av kolmonoxid och vätgas. Gasen kan renas från tjäror och kortare kolväten genom att tillsätta syre och förbränna en del av gasen. För att bryta ner kolvätena till kolmonoxid och vätgas som är byggstenarna i de flesta efterföljande processer måste gasens temperatur höjs till över 1150 °C. Problemet med temperaturhöjning (reformering) är kostnaden för syre, reduktionen av processens verkningsgrad och att verkningsgraden ofta reduceras ytterligare genom att man även producerar sot vid reformeringen. Sot ger inte bara en verkningsgradsförlust utan skapar även problem nedströms i filter. Det har bedrivits mycket forskning och produktutveckling inom detta område under flera årtionden och det finns idag ett antal tillverkare som hävdar att de har produkter som klarar det. Att bryta ner tjärorna med temperaturhöjning kan ses som en kombination där man sätter en förgasare som liknar en suspensionförgasare nedströms fluidbäddförgasaren, vars uppgift är att förbehandla bränslet.

På grund av den stora reduktionen av verkningsgrad och kostnaderna för det syre som behövs för att höja temperaturen till över 1150 °C har mycket

arbete och stora ansträngningar gjorts för att hitta metoder för tjärrening som undviker reformering med temperaturhöjning. Alternativet är att då istället slå sönder kolvätena vid strax över 900 °C med hjälp av en katalysator. Det är denna metod som åsyftas ovan under direkt förgasning. Här finns flera olika katalysatorer att välja på, men för metan, vilken är huvudbeståndsdelen bland de korta kolvätena, är det främst katalysatorer baserade på nickel som är intressanta. Problemet med dessa katalysatorer är att de ofta är dyra och lätt blir förgiftade, vilket kan medföra stora driftkostnader för processen. Att snabbt kyla ner gasen efter reformeringen är också viktigt, så att metan inte återbildas en kylning som är komplicerad om man vill återvinna den värmen som finns lagrad i gasen. Problematiken som redan nämnts ovan ligger i utfällningen av alkali i temperaturområdet 500-600 °C en problematik som måste hanteras.

Även om det anses som mindre intressant i denna studie är det även möjligt att reformera den produktgas som produceras från en indirekt förgasare till syntesgas. Detta sker på samma sätt som för den direkta förgasningstekniken, men med den skillnaden att gasen redan är nära reformeringstemperatur och inget syre behöver tillsättas för att höja gasens temperatur. Dock innehåller gasen mycket metan och andra kolväten som är energikrävande att bryta ner och för att reformera gas från en indirekt förgasare i temperaturspannet mellan 900 och 1000 C åtgår mellan 0.1 och 0.3 kg_{syre}/kg_{ts}, vilket motsvarar ett elbehov på 0.005-0.016 W_{el}/W_{ts} om kryogen syrgasproduktion tillämpas. Syrebehov ökar vid lägre koksåterstod, högre temperatur och större mängd vattenånga i gasen. Den kemiskt bundna energin i gasen minskar med mellan 3 och 5 % under reformeringen och kan beräknas enligt

$$Q_{\text{reforming}} \approx \frac{0,11T_{\text{reforming}}}{1000} X_{O_2} + \frac{0,11\epsilon_{\text{reforming}} - T}{1000} \left(1 - X_{\text{koks}} + X_{\text{ånga}} + \frac{X_{\text{fukt}}}{1 - X_{\text{fukt}}} \right) W/W_{\text{ts}}$$

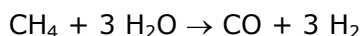
Om syftet endast är att rena gasen från tjärer finns andra alternativ där andra katalysatorer kan användas, alternativt kan tjärorna tvättas ut i en skrubber (olika typer finns). Det enklaste är att använda en vattenskrubber. Problemet med vattenskrubbning är att man flyttar problemet från den producerade gasen till reningen av ett kondensvatten. Här finns alternativ, men de ger samtliga en verkningsgradsförlust. Förlusten består i att man inte tar tillvara den energi som är kemiskt bunden i tjärorna och dessutom behövs energi för att rena vattnet. Ett alternativ är att använda en bioolja som absorberar tjärorna som kondenserar ut vid en temperatur över 100 °C och återför dessa till förgasningsreaktorn för att antingen bryta ner eller bränna dem. De resterande tjärorna kommer att kondensera ut med vattenångan om gasen kyls ner ytterligare. Den energi som är lagrad i tjärorna kan uppgå till 10 % av bränslets värmevärde och speciellt för den indirekta förgasningstekniken som drivs vid en lägre temperatur måste man ta till åtgärder som reducerar förlusten relaterat till tjärorna. Det finns dock flera primära åtgärder som man kan ta till, där valet av bäddmaterialet är det viktigaste och mycket av den forskning som bedrivs inom området fluidbäddförgasning är inriktat på detta.

Kostnaden för katalytisk tjärrening/reformering av kolväten är i storleksordningen 100 Mkr för 100 MW_{ts}. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 500 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 500 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Ett alternativ som är av intresse är att först producera metan från biomassa som sedan transporteras över (natur-)gasnätet och i ett andra steg producera flytande drivmedel från metan (naturgas). Det första steget i processen är att reformera metanet till kolmonoxid och väte. Det kan även göras enligt direkt eller indirekt "förgasning" av metanet. Den indirekta metoden kallas ångreformering, vilken är en indirekt metod där man producerar värmen i separat och har en värmeväxlare som för över den värme som behövs till ångan och metanet. Vi får följande (endoterma) reaktion



Den värme som behöver tillsättas kan uppskattas med

$$Q_r \approx 0,17 + 0,01P^{1/2} \text{ W/W}_{\text{CH}_4}$$

Ångbehovet är mellan 1,4 och 3 kg_{ånga}/kg_{CH₄} vid lämplig reformeringstemperatur (900 – 1100 °C). Med ökat tryck måste man öka andelen ånga för att undvika kolbildning vid lägre reformeringstemperaturer. Förhållandet mellan väte och kolmonoxid blir strax över 3 vid ångreformering. Den andra metoden är att tillsätta ren syrgas, vilket ger något lägre värmebehov

$$Q_r \approx 0,15 + 0,01P^{1/2} \text{ W/W}_{\text{CH}_4}$$

Dock måste man producera syret till processen. Syrgasbehovet är 1,1-1.25 kg/kg_{CH₄}. Till denna process är det även fördelaktigt att tillsätta ånga vilket ger en lägre reformeringstemperatur, samt minskar kolbildningen. Direkt reformering med syrgas ger ett vätgas-kolmonoxidförhållande på ungefär 2, vilket är optimalt för metanolproduktion. För DME produktion vill man dock att förhållandet hamnar runt 1 och för att åstad komma detta återcirkulerar man den koldioxid som bildas under DME syntesen. Återcirkulation kan även tillämpas vid ångreformering.

Investeringskostnaden för en reformeringsanläggning av metan kan uppskattas motsvara kostnaden för en trycksatt syrgasblåstförgasare inklusive syrgasseparering. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 2000 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 2000 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

3.5.5 Suspensionsförgasning

Suspensionsförgasning är den förgasningsteknik som producerar en blandning av kolmonoxid och vätgas, en blandning som är lämplig för producera drivmedel direkt, vilket eliminerar den tjärrening och reformering som behövs för de fluidiserade bäddarna. Exempel på anläggningar som arbetar som suspensionsförgasare är Chemrecs förgasare av svartlut i Piteå och i princip den Carbon-V-förgasaren som är under uppförande av Choren i Tyskland, även om den senare är en hybridförgasare. En suspensionsförgasare kräver ett finmalet bränsle eller en emulsion med relativt jämn kvalitet och ställer därmed mycket större krav på bränslet än vad som är fallet för en fluidiserad bäddförgasare. Generellt för biomassa är att det är ofta heterogent och i de allra flesta fallen krävs en stor ansträngning för att mala ner bränslet till en lämplig storleksfördelning, vilket är speciellt kritiskt för suspensionsförgasning.

Förgasningen sker med hjälp av en blandning av syre och vattenånga vid en hög temperatur (1100-1200 °C), men till skillnad mot den fluidiserade bädden är det inte nödvändigt att omvandla koksen med det tillförda syret utan koksen omvandlas lika bra med vattenångan vid dessa höga temperaturer, vilket gör att omvandlingsgrad av koksen blir hög. Ytterligare en anledning till den höga omvandlingsverkningsgraden av koksen är bränslestorleken och den snabba upphettningen till en hög temperatur som för de flesta biobränslen reducerar koksåterstoden efter avgasningen till under 10 %. För vissa bränslen kan koksåterstoden till och med bli så låg som 5 % av den brännbara substansen. För att inte återbilda metan är det viktigt att snabbt kyla ner gasen till mellan 600 - 800 °C, vilket, som redan nämnts ovan, ställer stora krav på designen och funktionen av kylaren så att inte man får problem med utfällning av alkali.

Chorenförgasaren är en hybridförgasare där förgasningen förgås av pyrolysis. I pyrolysisreaktorn avgasas biobränslet vid ca 500 °C. Gasen förbränns till stor del i en syre vattenångblandning i förgasaren, vilken får en sluttemperatur av ca 1400-1600 °C och alla kolväten bryts ner till kolmonoxid och vätgas. Den resterande delen av biobränslet koksen mals ner och sprutas in i den heta gasblandningen som snabbt kyla till 800 °C när koksen värms upp och förgasas och därmed förhindras återbildningen av metan. Rent termodynamiskt är detta en elegant lösning. Problemet som kan förutses är att koksen inte hinner omvandlas i förgasaren, vilket kräver att koks och flygaska recirkuleras till förgasaren. Därmed förloras till viss del en av suspensionsförgasaren stora fördelar med hög koksomvandling. I den process som är presenterad av Choren kommer man få höga koksflöden ut från förgasaren, vilket gör dessa måste separeras från gasen innan vattenångan börjar kondensera ut på kylarna. I det processförslag som är presenteras offras den värme som är lagrad i gasen under denna temperatur ca 400 °C, vilket gör att man inte utnyttjar möjligheten att använda förångningsvärmen hos vattenångan som den trycksatta processen ger. Vidare får man genom recirkulationen en ackumulation av alkali i gasen som lämnar förgasaren något som kan ställa till problem i efterföljande gaskylare. Hur detta ska hanteras har inte presenterats.

För suspensionsförgasning generellt gäller att de främsta nackdelarna är kostnaden och komplikationen relaterat till förbehandlingen av bränslet som kan begränsa bränslestocken, kostnaden för syrgasfabriken, samt den förlust som introduceras genom att driva processen vid den höga temperaturen. Detta är även anledningen till att denna teknik endast föreslås för mycket stora anläggningar. Exempel på lämpliga bränslen för suspensionsförgasning är:

- Svartlut som har en oljeliknad konsistens som kan pumpas och sprayas in i förgasaren och därigenom skapa en lämplig suspension i förgasaren.
- Bioolja som produceras i ett antal decentraliserad anläggningar och transporteras med tankbilar eller med oljetankers till och sprays in i en central förgasare. Produktionen av biooljor kan även integreras i förgasningsprocessen som i ovan nämnda Chorenförgasaren (i detta fall kondenseras inte biooljan ut).
- Koksen som produceras vid pyrolysproduktion. En koks som är lätt och mala och kan ersätta kol i befintliga suspensionsförgasare. (I flera av de projekt som nu förelås kring suspensionsförgasning integreras en pyrolyreaktor som ett förbehandlingssteg.)
- Torrefiering som har samma syfte och är speciellt framtagen för denna typ av pulverbaserade processer, genom att processen reducerar biomassans dåliga malnings- och lagringsegenskaper (se tidigare beskrivning).
- Ligninåterstod från hydrolys är ett pulverbaserat bränsle med egenskaper och värmevärde som liknar brunkol.

Värmebehovet för suspensionsförgasning kan överslagsmässigt beräknas

$$Q_{\text{värme gas}} \approx \frac{0,11T}{1000} \left(-X_{\text{koks}} + X_{\text{ånga}} + \frac{X_{\text{fukt}}}{1-X_{\text{fukt}}} \right) 0,13 \frac{X_{\text{fukt}}}{1-X_{\text{fukt}}} W/W_{\text{ts}}$$

Koksförlusten skrivs

$$Q_{\text{koks}} \approx 1,6 X_{\text{koks}} W/W_{\text{ts}}$$

Syrebehovet är ungefär samma som för trycksatt direkt förgasning (stökiometri 0,3-0,35), (vilket motsvarar ett elbehov på 1 MJ/kg), dvs

$$X_{\text{O}_2} = 0,4 - 0,5 \text{ kg}_{\text{O}_2}/\text{kg}_{\text{ts}}$$

För svartlutförgasning är fukthalten mellan 15 och 30 %, man har även en större "ask fraktion" dvs kokkemikalierna som också måste värmas upp för att uppskatta den värme som behövs behöver inkludera den termen enligt

$$Q_{\text{värme gas}} \approx \frac{0,11T}{1000} \left(-X_{\text{koks}} + X_{\text{ånga}} + \frac{X_{\text{fukt}}}{1-X_{\text{fukt}}} + X_{\text{kokkemikalier}} \right) 0,13 \frac{X_{\text{fukt}}}{1-X_{\text{fukt}}} W/W_{\text{ts}}$$

Enligt Ekbom m fl 2005 motsvarar värmen lagrad i kokkemikalier och gas 0,22 W/W_{ts} vid en förgasningstemperatur på 950 °C och en fukthalt på ingående svartlut på 15 %. Ökas temperaturen i förgasaren till 1100 °C vilket

kan vara nödvändigt för att undvika metan kommer öka värmen som är lagrad i gasen och kokkemikalierna till 0,27 W/W_{ts}. Den största delen av värmen från förgasningen återvinns som mellan och lågtrycksånga. Elförbrukningen för syreproduktionen anges till 0,038 W_{el}/W_{ts}.

I Chemrecs förgasare för svartlut sänker man temperaturen hastigt till ca 400 °C och tvättar ut kokkemikalierna 90 % av den värmen som finns lagrad i gasen som lämnar förgasningszonen av reaktorn återanvänds för att producera mellan och lågtrycksånga, samt varmvatten.

Den officiella siffran för kostnaden för Chorenförgasaren beräknas till 100 M€ för en 45 MW förgasare med efterföljande FT-syntes, dvs en normaliserad investeringskostnad på

$$C \approx 7500 P^{0,67} \text{ kr}$$
$$C/P \approx 7500 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

För Chemrecförgasaren beräknas kostnaden för förgasare och gaskylare till, Ekbohm m fl (2005)

$$C \approx 1220 P^{0,67} \text{ kr}$$
$$C/P \approx 1220 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Både Choren och Chemrecförgasaren är intressanta koncept, men där man kan se uppenbara utmaningar i samband med uppskalning. För Chorenförgasaren är omvandlingsgraden av koksen den stora frågan om man verkligen lyckas med den, ett problem som man kan förutse ökar med ökande storlek. Det naturliga steget skulle vara att höja temperaturen, men då finns det risk för återbildning av metan. För det konceptet som presenteras kan man även förutse problem med alkali vid kylning av gasen en problematik som man vet från förbränningsanläggningar inte ska underskattas. En bedömning är även att komplexiteten av konceptet måste reduceras för att det ska bli kommersiellt gångbart. Bedömningen är att om demonstrationerna som nu genomförs lyckas är kan tekniken vara mogen kring 2020 och då för anläggningar på storlekar på flera hundra MW.

För svartlutförgasning enligt det konceptet som presenteras av Chemrec är den stora frågan om murmaterialet kommer att hålla när man går upp i skala, samt hur man ska klara att få till brännaren som ska sprida in svartluten i en stor volym. Det som händer med murmaterialet är att kokkemikaliernas alkali diffunderar in i murverket som då bryts ner. Lösningen är att skapa ett ogenomträngligt skikt på murverkets yta som hindrar diffusionen, vilket hittills har visat sig fungera i pilotanläggningen i Piteå. Dock kan man förutse att problematiken ökar med ökande storlek, där storleken ökar möjligheten till sprickbildning i det skyddande skiktet och därmed haveri av murverket. En annan utveckling som måste till är utvecklingen av brännarmunstycken för att sprida in svartluten på ett önskat sätt in i förgasaren. Detta är inte enkelt att åstadkomma och är fortfarande ett "problem" att åstadkomma i en sodapanna, vilken ställer lägre krav på spridningen än svartlutförgasaren och problematiken med spridning kan man förutse ökar med skalan. För denna teknik finns en direkt konkurrens med den traditionella sodapannan.

Sodapannan är optimerad för tillförlitlighet och återvinning av kokkemikalier och inte för energiproduktion, vilket gör att om den utsätts för konkurrens kan elproduktionen ökas med kanske uppemot 50 % (från ca 20 till 30 % elverkningsgrad) med relativt små medel. Slutsatsen är att svartlutförgasning måste visa att man klarar de högtställda kraven på tillförlitlighet under lång tid (kanske 10 till 15 år), samtidigt som fördelen gentemot sodapannan vidhålls för att den ska få ett kommersiellt genombrott. Vidare kräver konceptet med svartlutförgasning att även massabruket energieffektiviseras, så att energibehovet i form av ånga och el minimeras. Det finns även konkurrerande förgasningsalternativ bland annat en indirekt förgasningsteknik som är kallad "MTCI steam reforming process".

3.5.6 Uppgradering av produkt/syntesgas till metan, DME och metanol

Alkalimetaller frigörs under förgasningen och befinner sig i gasfas innan de faller ut som partiklar när gasen kyls ner. Utfällningen sker i temperaturområdet 550 till 650 °C. Dessa partiklar kan efter att de har fällts ut separeras från gasen tillsammans med sot och askpartiklar i ett filter. Om gasen renas från tjärar och torkas i en vatten- eller oljeskrubben kommer istället dessa partiklar att fastna i dess kondensat och behovet av ett filter minskar.

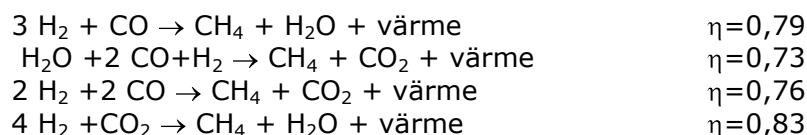
Svavel förgiftar snabbt olika katalysatorer, speciellt nickelbaserade. Svavel lämnar förgasaren som flera olika föreningar, men i kvantitet mest som H₂S (svavelväte). Det finns flera alternativ att rena gasen från H₂S, men det är svårt att på ett kostnadseffektivt sätt rena den biomassabaserade gasen från svavel då den redan från början innehåller låga halter svavelföreningar. Några alternativ finns. Det första sättet är att endast använda sig av en skyddsbädd av zinkoxid som absorberar det mesta av svavlet, dock inte det organiska svavelföreningarna. Att det finns en skyddsbädd innan katalysatorreaktorn kan man säga är gemensamt för alla processlösningar och bidrar även till att skydda katalysatorbädden mot andra oönskade föroreningar och tillfälliga variationer i sammansättningen på ingående gas. Att endast använda en skyddsbädd är dock en metod som kan tillföra anläggningen relativt hög rörlig kostnad i och med att zinkoxiden hela tiden måste ersättas med ny. Denna kan reduceras om gasen först torkas i en vattenskrubbe, vilket gör att en stor del av svavelföreningarna kommer att fastna i kondensatet och endast en mindre del tas i skyddsbädden.

Om det finns krav på riktigt låga koncentrationer av svavel är en möjlighet att ersätta zinkoxiden med kopparoxid, vilket dock kommer att öka driftkostnaden för detta steg dramatiskt. Andra alternativ är att användaaminskrubbing för att absorbera svavelföreningarna. Aminskrubben kan i samma sekvens rena gasen från koldioxid. Aminet kan sedan regenereras och användas i under många cykler. Dock bidrar svavlet till att aminet långsamt degraderar och måste successivt bytas ut. Något som kan ge en starkt ökande rörlig kostnad för processen.

Metanproduktion från produktgas

Produktionen av metan för att ersätta naturgas kallas vanligen SNG (ibland även benämnd biometan eller biogas). Detta sker alltså från en renad produktgas eller syntesgas och kan göras på olika sätt. Att producera metan

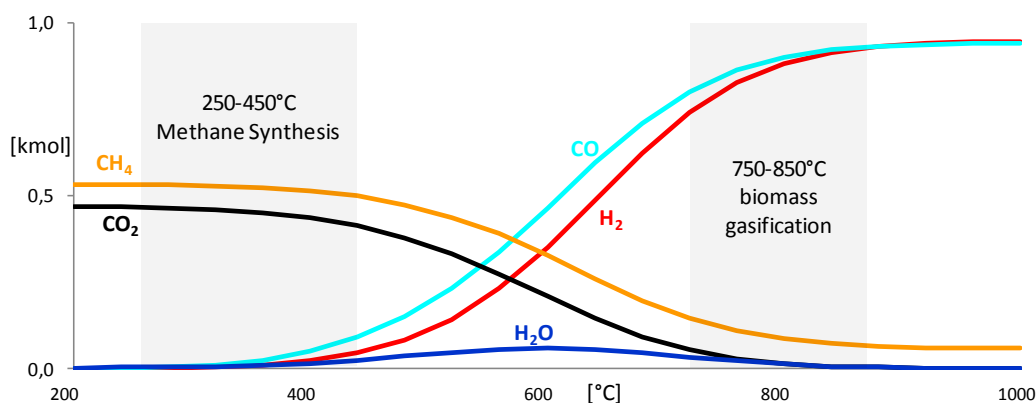
har dock inte tidigare varit i fokus då det har funnits en stor tillgång av naturgas. Utvecklingen har istället varit inriktad på att slå sönder metanet i naturgasen till vätgas och kolmonoxid (reforming beskriven ovan). Man ska här komma ihåg att naturgas, raffinaderigas och rötgas fram till våra dagar oftast har betraktats som en önskad produkt som man har facklat bort. Nu har dock vinden vänt och naturgasen (metanet) ses som en värdefull produkt och en bra energibärare. Här bör dock tilläggas att det idag finns några få anläggningar där man har producerat metan från förgasat kol. Förgasningen har i dessa fallen skett vid hög temperatur och högt tryck i en suspensionsförgasare och man har här producerat en ren syntesgas som har skiftats till ett förhållande mellan vätgas-kolmonoxid lika med tre. Omvandlingen till metan har skett gradvis samtidigt som gasen har kylts ner genom en serie kopplade bäddar av katalysatorer. De reaktioner som man försöker åstadkomma är



Om produktion sker enligt dessa reaktioner förloras beroende på ingående gasens sammansättning mellan 17 och 27 % av det ingående av värmevärdet vid reformeringen. Till skillnad mot jäsnings, så avges värmen vid hög temperatur, vilket möjliggör tillvaratagande av denna värme i andra delar av processen för att öka processens verkningsgrad. Här har man ett optimeringsproblem högt tryck enklare metanisering, men kylningen av metaniseringsreaktorn försvåras och man måste skapa en större temperaturdifferens mellan kylvor och gas, vilket gör att värmen som bildas måste tas ut vid lägre och lägre temperatur desto mer trycket ökas. Den beskrivna processen har varit baserad på storskaliga lösningar (1000 MW ingående bränsle eller större), vilket ju med största sannolikhet är betydligt större än de storlekar som kommer vara tillämpbara för produktion av SNG från rena biobränslen. Det kan dock vara fullt möjligt att någon enstaka biobränsleanläggning eller anläggningar med kol som huvudbränsle byggs med denna teknik som alltså redan nu finns kommersiellt tillgänglig. Metaniseringen gynnas av högt tryck men reaktionshastigheten är så hög även vid låga temperaturer att det är möjligt att driva processen vid atmosfärs tryck.

Mindre anläggningar kräver mindre komplicerade processer, men utvecklingen här har inte kommit lika lång. Lösningen är att inte gå över ren syntesgas och istället inrikta sig på att omvandla en produktgas renad från svavel, partiklar och huvuddelen av tjärorna direkt till metan. Att detta är möjligt kan man förstå genom att studera jämviktssammansättningen för biomassa som omvandlas till gas vid atmosfärstryck, se fig 25. Här kan man se att jämvikten vid ca 300 °C resulterar i en gas som består av en blandning av metan och koldioxid, något man kan nå med hjälp av en nickelkatalysator. Dock måste man även tillsätta vattenånga för att pressa ner halterna av kolmonoxid till en acceptabel nivå. Vidare behöver man rena gasen från koldioxid och vätgas innan man når en kvalitet som uppfyller kraven för den naturgas som kan pumpas ut på naturgasnätet.

Denna teknik är under utveckling och har demonstrerats under ett antal år i labbskala (10 kW) i anslutning till den indirekta biomassaförgasaren i Güssing, Österrike och en 1 MW metaniseringsanläggning är under uppförande och ska tas i drift under hösten 2008. Det här ett exempel på att produktion av SNG är en omogen process, men som troligtvis har en stor möjlighet att ta tillvara det metan som bildas naturligt under förgasningsprocessen. Det finns alltså fortfarande stor potential till nya processförslag. Exempelvis är en vanlig metankoncentration i produktgasen från en indirekt förgasare kring 13 volym % metan och reformeras denna gas direkt till metan och koldioxid förloras kring 16 % av gasens värmevärde.



Figur 25 Jämvikts koncentrationer för ett bibränsle som omvandlas till gas vid olika temperaturer

Reningen från koldioxid och vätgas nedströms metaniseringen, samt trycksättningen av gasen krävs för att trycka ut gasen på ett naturgasnät. Gasen kan renas från koldioxid med hjälp av en vattenskrubbning vid högt tryck (se gasuppträdning under hydrolysbaserade processer ovan) eller med hjälp av aminskrubbning. Används en aminskrubber kan den även användas för att rena gasen från svavelföreningar. I de förslag som nu finns föreslås vätgasen separeras från gasen efter reningen från koldioxid med hjälp av membrantechnik. Om metanet ska ersätta drivmedel är det dock fördelaktigt att den innehåller en viss mängd vätgas, men de specifikationer som nu finns för naturgas tillåter inte denna inblandning.

Kostnaden för en metaniseringsreaktor är i storleksordningen 100 Mkr för 100 MW_{ts}. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 500 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 500 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{ts}$$

Metaniseringen har även potential att lagra el som vätgas producerad genom elektrolys och tillsätta den innan metaniseringen. Potentialen för att lagra energi i metan producerad från bibränslen är 80 % av värmevärdet på det torra ingående bränslet om allt kol i bibränslet återfinns i gasen, dvs allt koks har omvandlas. Om istället koksåterstoden motsvarar 15 % av massan reduceras lagringspotentialen till 50 %. Vid elektrolys lagras ca 70 % av den

el som tillförs i vätgasen och kostnaden för en anläggning i MW skala är kring 3600 kkr/MW_{vätgas}. Uttryckt som normaliserad investeringskostnad

$$C \approx 775 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 775 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{\text{vätgas}}$$

Ellagringseffektivitet vid 15 % koksåterstod (indirekt förgasning) är 75 % uttryckt som att 75 % av den tillförda elen sparas som kemiskt bunden energi i metan enligt följande överslagsberäkning.

Energi lagrad i metan utan tillsatts av vätgas

$$Q_1 = \eta_{\text{metanisering}} (H_{i, \text{torrt bränsle}} - X_{\text{koks}} H_{i, \text{koks}}) / H_{i, \text{torrt bränsle}} = 0,84(18,6 - 0,15 \cdot 30) / 18,6 = 0,64 W_{\text{CH}_4} / W_{\text{ts}}$$

Andelen kol i produktgasen som omvandlas till metan

$$\alpha_{\text{kol}} = \frac{Q_1 \times H_{i, \text{torrt bränsle}}}{H_{i, \text{metan}} \times M_{\text{metan}}} \bigg/ \frac{X_{\text{kol}} - X_{\text{koks}}}{M_{\text{kol}}} = \frac{0,64 \times 18,6}{50,25 \times 0,016} \bigg/ \frac{0,5 - 0,15}{0,012} = 0,51$$

Det gör att 49 % av kolet finns tillgängligt för metanisering och för att göra det måste man tillsätta 0,111 kg_{vätgas}/kg_{ts} eller 0,73 W_{vätgas}/W_{ts}

Energi lagrad i metan efter tillsatts av vätgas blir

$$Q_2 = Q_1 / \alpha_{\text{kol}} = 1,26 W_{\text{CH}_4} / W_{\text{ts}}$$

Elbehov för vätgasproduktionen är 0,73/0,7=1,04 W_{el}/W_{ts}. I processen produceras el från värmeförlusterna och från koksen som förbränns samt från de värmeförluster som uppstår. Antag att elektrolysen kan läggas vid en temperatur så att 30 % av värmen blir el (0,09 W_{el}/W_{ts}), vilket även kan antas gälla för förlusterna vid metaniseringen (0,03 W_{el}/W_{ts}). Från förbränningen av koksen och medkylningen av gaserna med avdrag för elförlusten kopplad till komprimeringen av gasen kan kring 0,1 W_{el}/W_{ts} el produceras. Det externa elbehovet blir därmed 0,82 W_{el}/W_{ts} från vilket det produceras 0,62 W_{CH₄}/W_{ts}, dvs kring 75 % av den tillförda elen sparas som kemiskt bunden energi i metan. För att detta ska vara lönsamt krävs dock att priset på biobränslebaserad metan är 60 % högre än fuktig flis och 25 % högre än el. Bedömningen är att processen kan anpassa sig snabbt för variationer och kan vara ett alternativ till att ta tillvara intermittent elproduktion från förnyelsebara källor, såsom vind och sol.

Metan, DME, metanol producerade från syntesgas

Syntesgas, dvs en blandning av främst CO och H₂, som även kan innehålla en viss mängd CO₂, samt vattenånga om gasen inte har varit nedkyld, kan genom olika kemiska processer "plockas ihop" till de kolväten som man eftersöker. Lättast är att producera metan, följt av metanol och DME därefter kommer mer komplicerade processer där man aktivt bygger upp de

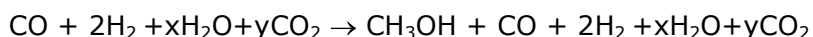
kolvätekedjor man eftersöker, FT-Diesel är ett bränsle av den senare typen. Principen för processerna är dock densamma och är baserade på att utnyttja katalysatorer vid olika och temperaturer följt av destillation eller gasseparation. I korthet gäller följande för att producera ovannämnda drivmedel från syntesgas:

Metan

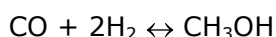
Metanisering är beskrivet ovan. Att göra metan från ren syntesgas har fördelen att katalysatorn inte först behöver bryta ner kolväten till syntesgas innan metanisering. Vid nedbrytningen av kolväten finns stor risk för att elementärt kol byggs upp på katalysatorn, vilket degraderar katalysatorn. Det gör att om metan produceras från syntesgas kan mer avancerade och bättre katalysatorer användas utan att kostnaden för katalysatorn negativt påverkar produktionskostnaden för metanet.

Metanol

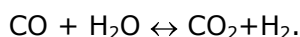
Metanol (CH_3OH) kan produceras i en syntesreaktor vid mellan 250 och 300 °C och vid 30 till 100 bars tryck enligt reaktionen



Där andelen koldioxid och vattenånga som ingår i reaktionen ges av jämviktsreaktionerna



och



Jämvikten gör att mellan 10 och 40 % av syntesgasen omvandlas till metanol vid varje passage genom katalysatorn, där högre tryck ger en högre omvandling. Efter katalysatorn kondenseras vattenången och metanolen ut och gasen recirkuleras till katalysatorn dit man även tillför vatten för att kompensera för jämviktskoncentrationen av vatten. Metanolen separeras från vattnet till färdig produkt genom en enstegs destillation. Den värme som bildas vid metanolsyntesen kyls dels bort av förångningen av det tillförda vattnet, uppvärmningen av den recirkulerade gasen, samt av kylvatten som håller ungefär 20 °C. På grund av recirkuleringen är möjligheten att återvinna värme begränsad, men en viss möjlighet att producera fjärrvärme skulle antagligen vara möjlig. Den andel av syntesgasen som blir till metanol beror på antalet gånger gasen cirkuleras och en 100 % omvandling skulle teoretiskt vara möjlig om man cirkulerade gasen oändligt antal gånger. Det är dock inte praktiskt möjligt, då gasen alltid kommer att innehålla en viss mängd inerta gaser som argon och kväve, det ställer även stora krav på att H_2 / CO förhållandet hela tiden är lika med två. Kombinationen av dessa två gör att man hamnar i ett optimeringsproblem där man får värdera hur många gånger gasen cirkuleras. Optimeringsproblemet blir relaterat till kostnaden för syntesreaktors storlek som ökar med antal gånger som gasen cirkulerar, ökad elåtgången för recirkuleringen där trycket måste ökas med 10 %, insatsen för att säkerställa H_2/CO som ökar med ökad cirkulering, samt värdet

på den gas som extraheras ut från processen minskar med ökad cirkulering. För gasen minskar värmevärdet med varje varv på grund av att syntesgasen innehåller mindre mängder inerta gaser som ackumuleras i den cirkulerade gasen och minskar den alternativa användningen för gasen.

Den kemiskt bundna energin i metanolen och gasen blir

$$\begin{aligned}Q_{\text{metanol}} &= x \cdot 0,83 \text{ W/W}_{\text{syntesgas}} \\Q_{\text{värme förlust}} &= x \cdot 0,17 \text{ W/W}_{\text{syntesgas}} \\Q_{\text{gas}} &= (1-x) \text{ W/W}_{\text{syntesgas}}\end{aligned}$$

Vid utvärderingen av Chalmers förgasningsteknik Wallman 2008, är bedömningen att det mest optimala är att driva omvandlingsgraden till metanol till ca 60 %. Den resterande gasen får då ett värmevärde som gör den intressant att använda den för elproduktion i en gasturbin.

För att få metanol av säljbar kvalitet måste metanolen koncentreras via en enstegs destillation vid 10 bar och 120 °C. För destillationen åtgår 200 °C ånga motsvarande

$$Q_{\text{destillation}} = 0,23 \text{ W}_{\text{ånga}} / \text{W}_{\text{metanol}}$$

I samband med destillationen får man även en förlust av metanol motsvarande

$$Q_{\text{metanolförlust}} = 0,033 \text{ W/W}_{\text{metanol}}$$

Syntesreaktorn för metanolproduktion är en faktor två till tre billigare än för motsvarande för DME och metan produktion, vilket beror på att den inte behöver kylas i motsvarande utsträckning. Dock tillkommer kostnader för återcirkulationen av gasen och eventuell gasturbin för utnyttjandet av energin hos den gas som inte cirkuleras. Kostnaden för en syntesreaktor med system för återcirkulation med gasturbin är kring 70 Mkr för 100 MW_{ts} och ska gasen först trycksättas från atmosfärstryck till 30 bar tillkommer en kostnad för en kompressor motsvarande 40 Mkr för 100 MW_{ts}. Kostnaden för den efterföljande destillationen är kring 170 Mkr för 100 MW_{ts}.

Normaliserad investeringskostnad syntesreaktor

$$\begin{aligned}C &\approx 370 P^{0,67} \text{ kr} \\C/P &\approx 370 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{\text{ts}}\end{aligned}$$

Normaliserad investeringskostnad kompressor (om ej förgasningen sker vid mycket lägre tryck än syntesen)

$$\begin{aligned}C &\approx 200 P^{0,67} \text{ kr} \\C/P &\approx 200 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{\text{ts}}\end{aligned}$$

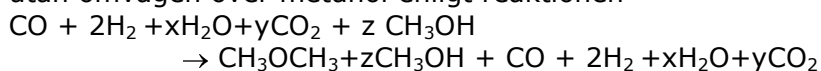
Normaliserad investeringskostnad destillation

$$\begin{aligned}C &\approx 900 P^{0,67} \text{ kr} \\C/P &\approx 900 P^{-0,33} \text{ kr/W}_{\text{ts}}\end{aligned}$$

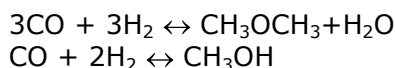
Metanolprocessen är redan idag en kommersiellt tillgänglig process för även de största storlekarna man kan tänka sig för metanolproduktion från biomassa (> 1000 MW).

DME

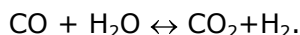
DME (CH_3OCH_3) produceras i en syntesreaktor vid mellan 250 och 300 °C och vid 40 till 50 bars tryck. Det finns två vägar att gå till DME där den första är en process i två steg där man först går till metanol innan man därefter går till DME. Denna väg har samma begränsningar som metanol och kräver en omfattande återcirkulation av syntesgasen genom syntesreaktorn. Den andra vägen som nu kommer och som beskrivs vidare här är att gå direkt till DME utan omvägen över metanol enligt reaktionen



Där andelen koldioxid och vattenånga som ingår i reaktionen ges av jämviktsreaktionerna



och



Jämvikten gör att mellan 85 och 95 % av syntesgasen omvandlas till DME vid varje passage genom katalysatorn, där högre tryck ger en högre omvandling. Efter katalysatorn kondenseras vattenången, koldioxiden, metanolen och DME:n ut och återstående gas, och metanolen recirkuleras till katalysatorn. Till katalysatorn tillför man även vatten för jämviktskoncentrationen. Koldioxiden recirkuleras till reformeringen av gasen för att erhålla rätt vätgas/kolmonoxid förhållande. Tack vare den högre omvandlingsverkningsgraden är återcirkulation av gas och metanol inget problem vid DME-produktion. Energiutvecklingen per volymenhet ställer stora krav på utformningen av syntesreaktorn för DME produktion. Den reaktor som finns allmänt tillgänglig idag (multifixbedreaktor) finns små möjligheter till värmeåtervinning annat än möjligtvis fjärrvärmeproduktion. Koncentreringen av DME sker i två steg först separeras vatten från DME/metanol i ett första destillationssteg, därefter separeras DME från metanol i ett andra destillationssteg.

Den kemiskt bundna energin i DME är kring

$$Q_{\text{metanol}} = 0,83 \times W/W_{\text{syntesgas}}$$

$$Q = 0,17 \times W/W_{\text{syntesgas}}$$

$$Q_{\text{gas}} = (1-x) W/W_{\text{syntesgas}}$$

Bedömningen är att omvandlingsverkningsgraden för DME syntesen är kring 99,5% ($x=0,995$) om man tillämpar återcirkulation av syntesgas, koldioxid och metanol. Efter DME syntesen separeras kyla gasen snabbt ner -40 °C, vilket kräver ca $0,015 W_{\text{el}}/W_{\text{ts}}$. Därefter separeras den resterade mängden syntesgas och vatten, metanol, koldioxid och DME blandningen förs vidare till

en första destillationskolon. I denna kolon separeras koldioxiden av när temperaturen höjs till 130 °C med hjälp av ånga motsvarande 0,065 W/W_{ts}. I en efterföljande kolon ökas temperaturen till kring 145 °C och metanol, DME och vatten separeras från vardera med hjälp av ånga motsvarande 0,05 W/W_{ts}.

$$Q_{el} \approx 0,015 W_{el}/W_{ts}$$

$$Q_{ånga} \approx 0,06 W/W_{ts}$$

$$Q_{ånga} \approx 0,05 W/W_{ts}$$

Investeringskostnaden för en syntesreaktor för DME produktion är kring 70 Mkr för 100 MW_{ts}, vilket är ca 50 % dyrare än för motsvarande metanolsyntes inklusive återcirkulation och gasturbin. Ska gasen först trycksättas från atmosfärstryck till 30 bar tillkommer en kostnad för en kompressor motsvarande 40 Mkr för 100 MW_{ts}

Normaliserad investeringskostnad syntesreaktor

$$C \approx 550 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 550 P^{-0,33} \text{ kr}/W_{ts}$$

Normaliserad investeringskostnad kompressor (om ej förgasningen sker vid mycket lägre tryck än syntesen)

$$C \approx 200 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 200 P^{-0,33} \text{ kr}/W_{ts}$$

Normaliserad investeringskostnad destillation

$$C \approx 900 P^{0,67} \text{ kr}$$

$$C/P \approx 900 P^{-0,33} \text{ kr}/W_{ts}$$

DME-processen är redan idag en kommersiellt tillgänglig process och utvecklingen drivs framåt av kolförgasning och DME framställning från naturgas, vilket gör att bedömningen är att det är möjligt att hitta en DME-process för de storlekar som är aktuella för biomassa-förgasning.

3.5.7 Synergimöjligheter med samtidig el och värmeproduktion

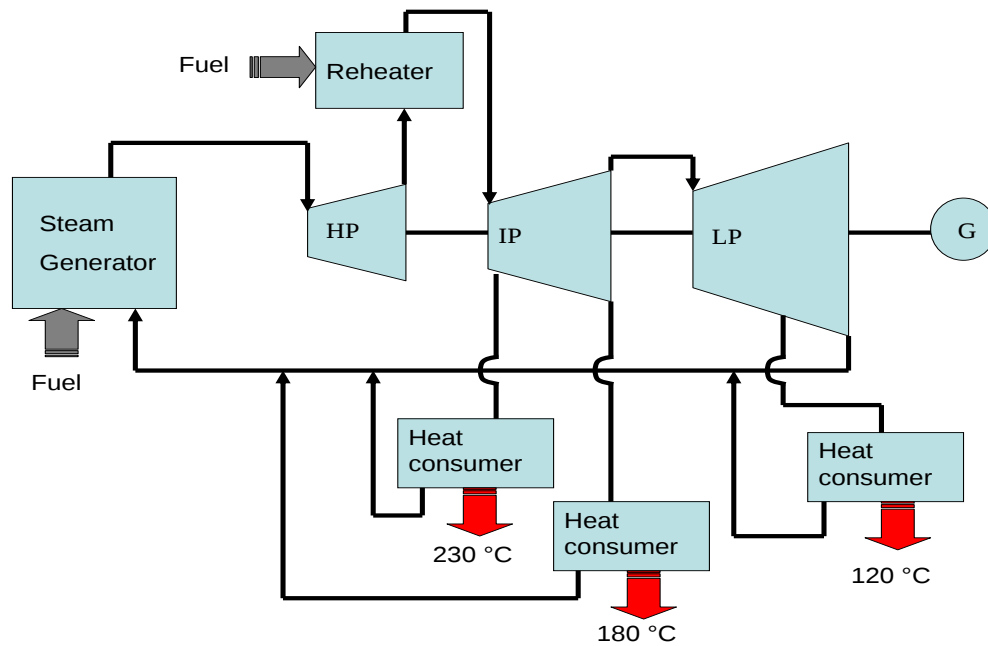
För att kunna värdera synergieffekterna med att integrera produktion av drivmedelsproduktion med samtidig produktion av el och värme, måste man värdera den ånga som används i processen som ett bortfall av elproduktion. Som exempel på hur uttag av ånga vid olika temperaturer visar vi i denna rapport på hur mycket el och värme som produceras från en viss mängd ånga i Lippendorf kraftverk vars ångcykel har simulerat i EBSILON Professional. Lippendorf är ett stort kolkraftverk något vi inte har i Sverige, men som kan ses som en alternativ användare av den biomassa som vi i Sverige kan tänkas vilja använda för drivmedelsproduktion. Dessa stora baskraftverks med en drifttid på nästan 8500 timmar per år har en unik möjlighet att effektivt ta ut ånga, vilket ger dem en konkurrensfördel för produktion av drivmedel från biomassa. Speciellt vid produktion av etanol via jäsnings har dessa stora verk en fördel.

För att värdera ångan tappats av längs ångexpansionen från 0,038 bar upp till 23 bar i turbinsekvensen, samtidigt som inverkan på elproduktionen har studerats. Ånguttaget är fig. 26 benämnda som "heat consumer". Ingående data för simuleringen är sammanfattad i tabell 1. Simuleringen avser alltså en något förenklad process. I verkligheten sker redan avtappning för fjärrvärmeprodukten (strax över 100 MW värme).

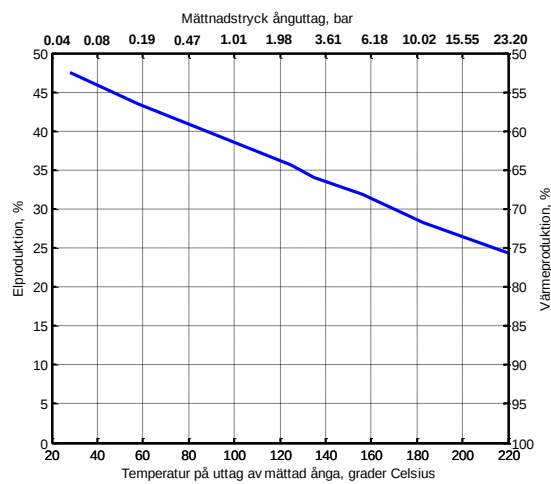
Resultat för simuleringen är presenterad i fig 27 Där man kan se hur elverkningsgraden för kraftverket exklusive internkonsumtion sjunker linjärt med mättnadstemperaturen på den ånga som tappas av. Om man till exempel tappar av ånga med en mättnadstemperatur av 220 °C sjunker elverkningsgraden med mer än 23%, vilket motsvarar 50% av den el som verket kan producera från den uttagna ångan. I vanliga biobränsleanläggningar med lägre ångdata kommer den relativa elproduktionen sjunka betydligt mer.

Tabell 1, Data för Lippendorf kraftverk som ligger till grund för simuleringen i EBSILON.

	Simulering
Elproduktion (till nät)	880 MW
Bräselelast	2067 MW
Effekt ånga	1854 MW
Fjärrvärme	Kondensdrift
Elverkningsgrad (ångcykel)	47,5 %
Bränsle	Brunkol
Ångflöde	672 kg/s
Högtrycksånga	550/258.5°C/bar
Mellantrycksånga	580/49.7°C/bar
Ångtryck kondensorutlopp	0.038 bar



Figur 26 Principskiss över ångcykeln i kraftverket lippendorf.



Figur 27 El och värmeproduktion för ånguttag vid olika mättnadstemperaturer

4 Referenser

1. Strömberg Birgitta (2004) Bränslehandboken, miljö och förbränningsteknik. Värmeforsk ISSN 0282-3772
2. Chandel Anuj Kumar, Es Chan, Rudravaram Ravinder, Lakshimi Narasu M, Venkatswar Rao L, Ravindra Pogaku (2007)
3. Economics and environmental impact of bioethanol production technologies: an appraisal. *Biotechnology and Molecular Biology* 2:14-32
4. Sinnott R K (1997) Coulson & Richardson's Chemical engineering volume 6. ISBN 0 7506 4142 8
5. Lee Y Y, Iyer Prashant, Torget W R (1999) Dilute-Acid Hydrolysis of Lignocellulosic Biomass. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*, Vol. 65
6. Clausen Edgar C, Gaddy James L (1993) Concentrated sulphuric acid process for converting lignocellulosic materials to sugar. United States Patent, Patent number: 5,188,673
7. Ecolabel 2008
http://www.ecolabel.no/data/f/0/07/81/7_2401_0/Bakgrunnsdok_pellets.SE.pdf
8. Kim Kyoung Heon (2005) Two-stage dilute acid-catalyzed hydrolytic conversion of softwood sawdust into sugars fermentable by ethanologenic microorganisms. *J Sci Food Agric* 85:2461-2467
9. LantbruksNet 2008 <http://www.lantbruksnet.se>
10. Fransson G, Lindgren T, Lindstedt J (2005) Verifiering och utveckling av produktionsteknik för bioetanol med svagsyrprocessen. Slutrapport Stiftelsen Lantbruksforskning Projekt Dnr 032/04, projektnr 0459001
11. Hamelinck Carlo N, van Hooijdonk Geertje, Faaij André PC (2004) Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term. *Biomass and Bioenergy* 28 (2005) 384–410
12. Sun Ye, Cheng Jiayang (2001) Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology* 83 (2002) 1-11

13. Tengborg C (2000) Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Softwood. Department of Chemical Engineering 1, Lund University, Sweden
14. Cardona Carlos A, Sánchez Óscar J (2007) Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology* 98:2415-2457
15. Zaldivar J, Nielsen J, Olsson L (2001) Fuel ethanol production from lignocellulose: a challenge for metabolic engineering and process integration. *Appl Microbiol Biotechnol* 56:17–34
16. Nathan Mo sier, Richard Hendrickson, Nancy Ho, Miroslav Sedlak, Michael R. Ladisch (2005) Optimization of pH controlled liquid hot water pre-treatment of corn stover. *Bioresource Technology* 96 (2005) 1986–1993
17. Zhen Huang, Yan Shi, Rui Wen, Yu-Hua Guo, Jun-Feng Su, T. Matsuura (2006) Multilayer poly(vinyl alcohol)–zeolite 4A composite membranes for ethanol dehydration by means of pervaporation. *Separation and Purification Technology* 51 (2006) 126–136
18. Stichlmair Johann G, Fair James R (1998) *Distillation Principles and Practice*. Wiley-VCH
19. M. C. DUKE, B. LIM, J. C. DINIZ DA COSTA (2005) Enhanced Ethanol Dehydration with Hydrostable Inorganic Pervaporation Membranes. *BRAZILIAN JOURNAL OF MATERIALS SCIENCE AND ENGINEERING* v.7 2005 p.p.41-49
20. Benjaminsson Johan (2006) NYA RENINGS- OCH UPPGRADERINGSTEKNIKER FÖR BIOGAS. Rapport SGC 163
21. DOUGLAS O. MOUNTFORT, RODNEY A. ASHER, THOMAS BAUCHOP2 (1982) Fermentation of Cellulose to Methane and Carbon Dioxide by a Rumen Anaerobic Fungus in a Triculture with *Methanobrevibacter* sp. Strain RA1 and *Methanosarcina barkeri*. *APPLIED AND ENVIRONMENTAL MICROBIOLOGY*, July 1982, p. 128-134
22. Naomichi Nishio, Yutaka Nakashimada (2004) High Rate Production of Hydrogen/Methane from Various Substrates and Wastes. *Adv Biochem Engin/Biotechnol* (2004) 90: 63–87.
23. Hamelinck, C.N., Faaij, A.P., Future prospects for production of methanol and hydrogen from biomass, Report University of Ulrecht, ISBN 90-73958-9, 2001.

24. Bergman, P.C.A., Boersma, A.R., Zwart, R.W.R., Kiel, J.H.A., Torrefaction for biomass co-firing in existing coal-fired power stations "Biocoal", ECN-C-05-013, 2005
25. Ahlgren et al, Biokombi Rya, Raport CEC 2007:3, Chalmers energicentrum, Chalmers tekniska högskola, 2007
26. Bech *m.fl.* WO 2006/117006. (2006)
27. Wallman, H, ProCo-Process Consultants, USA, internrapport Energiteknik Chalmers (2008)
28. Choren http://www.choren.com/en/biomass_to_energy/carbo-v_technology/ (2008)
29. Ekbohm, T. Berglin, N., Lögdberg, S., Black Liquor Gasification with Motor Fuel Production – BLGMF II, Energimyndigheten projekt P21384-1, 2005.
30. SGC 2007, Basic data on Biogas –Sweden, Svenskt gas tekniskt centrum, projektledare Margareta Clementson, 2007
31. Persson, M, Utvärdering av uppgraderingstekniker för biogas, Svenskt gastekniskt centrum, Rapport SGC 142, 2003
32. Gannholm Catharina (2005) Utvärdering av anaerobbehandling av hushållsspillvatten och tekniker för efterbehandling. Uppsala Universitet rapportnummer ISSN 1401-5765
33. Wiberg Heli (2007) Termofil rötning av drankvatten. Linköpings Universitet inst. För kemi fysik och biologi, LITH-IFM-EX--07/1803.SE
34. Hallin Sara (2008) Biogasproduktion genom tvåstegs rötning av drankvatten. Linköpings Universitet, inst för TEMA avdelningen för Vatten I natur och samhälle
35. Nallathambi Gunaseelan (1997) Anaerobic digestion of biomass for methane production: A review. *Biomass and Bioenergy* Vol. 13, Nos. 1/2, pp. 833114, 1997
36. Bluefire ethanol (hemsida 2008-10-08) <http://www.bluefireethanol.com/>
37. Arkenol (hemsida 2008-10-08) <http://www.arkenol.com/>

5 Bilagor

5.1 Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar biopellets och torrefierad biopellets

Kostnadsuppskattning	Uppskattningar	Anmärkning
Biopellets	Komponenter: Malning, torkning, pelletering Kostnad exklusive värmepanna $C/ P^{0,66} \approx 14+275+19 \approx 308 \text{ kr}/W_{ts}$ Kostnad inklusive värmepanna $C/ P^{0,66} \approx 14+275+19+(275 \times 0,15^{0,67}) \approx 386 \text{ kr}/W_{ts}$	Processerna att producera biopellets och torrefierad biopellets är näst intill identiska. Skillnaden är att bränslet inte behöver malas ner till lika små bitar vid torrefiering, vilket gör det första steget lite enklare. Ytterligare en skillnad är att torrefieringsanläggningen kräver en mer avancerad brännkammare än biopelletsanläggningen.
Torrefierad biopellets	Komponenter: Malning, torkning, torrefiering, pelletering Kostnad exklusive värmepanna $C/ P^{0,66} \approx 14+275+275+19 \approx 583 \text{ kr}/W_{ts}$ Kostnad inklusive förbränningskammare $C/ P^{0,66} \approx 14+275+275+275+19 \approx 858 \text{ kr}/W_{ts}$	
Energi- och materialbalanser komponenter		
Hjälpssystem	Energi: $Q_{el,annat} \approx 0,003 W_{el}/W_{ts}$	Elbehov för fläktar, pumpar, belysning, mm, Beräknas från elbehovet för förbränningsprocessen.
Torkning	Energi: $Q_{el,torkning} \approx 0,005 W_{el}/W_{ts}$ $Q_{torkning} \approx 0,124 W_{el}/W_{ts}$	

Malning	Energi: $Q_{el,malning} \approx 0,015 W_{el}/W_{ts}$	Storleksreduktion till 1-1,5 mm
Pelletering/brikettering	Energi: $Q_{el,pelletering} \approx 0,02 W_{el}/W_{ts}$	Pressning av pellets/briketter
Torrefiering	Energi: $Q_{torrefiering} \approx 0,04 W/W_{ts}$ Material: Torrefierat bränsle $\approx 0,82 W/W_{ts}$ Brännbar gas $\approx 0,18 W/W_{ts}$	Vid torrefiering driver man av ca 18 % av den brännbara substansen som en brännbar gas.
Energi- och materialbalanser processer		
Biopellets	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torning} + Q_{el,malning} + Q_{el,malning} = 0,043 W_{el}/W_{ts}$ $Q_{ånga, 120C} \approx 0,124 W/W_{ts}$ Material: Biopellets: 1 W/W_{ts}	Ånga 120 °C, torkning.
Torrefierad biopellets	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torning} + Q_{el,malning} + Q_{el,malning} = 0,043 W_{el}/W_{ts}$ $Q_{ånga, 120C} \approx 0,124 W/W_{ts}$ torkning. $Q_{värme, 500C} \approx 0,124 W/W_{ts}$ Material: Torrefierat bränsle $\approx 0,82 W/W_{ts}$ Brännbar gas $\approx 0,18 W/W_{ts}$	Ånga 120 °C, Värme torrefiering

5.2 Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar pyrolysolja

Kostnadsuppskattning	Uppskattningar	Anmärkning
Pyrolysreaktor	Komponenter: Pyrolysreaktor, skrubber Kostnad exklusive värmepanna $C/P^{0,66} \approx 460 \text{ kr/W}_{ts}$	Beräknad kostnad enbart för pyrolysreaktor och skrubber. Pyrolysreaktorn måste integreras med en värme- eller kraftvärmepannan där möjlig storlek på pyrolysreaktorn bestäms av den kombinerade processens värmebalans.
Energi- och materialbalanser komponenter		
Hjälpssystem	Energi: $Q_{el,annat} \approx 0,007 W_{el}/W_{ts}$	Elbehov för fläktar, pumpar, belysning, mm, Beräknas från elbehovet för förbränningsprocessen.
Pyrolys	Energi: $Q_{torrefiering} \approx 0,08 W/W_{ts}$ $Q_{förbränning} \approx 0,02 W/W_{ts}$ Material: Pyrolys olja $\approx 0,65 W/W_{ts}$ Koks, brännbar gas $\approx 0,35 W/W_{ts}$ Värme förlorad i skrubber Värme förlorad i förbränningsrum	65 % av den kemiskt bundna energin i biomassan antas bli bioolja, denna mängd skiljer sig kraftigt mellan olika biobränslen. Resterande del blir koks och brännbar gas.
Energi- och materialbalanser processer		
Biopellets	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} = 0,007 W_{el}/W_{ts}$ $Q_{värme} \approx 0,10 W/W_{ts}$ Material: Bioolja: $0,65 W/W_{ts}$ Koks, brännbar gas $\approx 0,35 W/W_{ts}$ El Värme	

5.3 Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar etanol via jäsning eller metan via rötning

Kostnadsuppskattning	Uppskattningar	Anmärkning
Etanolproduktion (exklusive värme- eller kraftvärmepanna)	Komponenter: Malning, Hydrolys, jäsning, destillation, torkning, pelletering Kostnad inklusive pelletering $C/ P^{0,66} \approx 14+200+200+210+(275+19) \times 0,5^{0,67} \approx 808 \text{ kr/W}_{\text{ts}}$ Kostnad exklusive pelletering $C/ P^{0,66} \approx 14+200+200+210 \approx 624 \text{ kr/W}_{\text{ts}}$ Kostnad inklusive rötning men exklusive pelletering $C/ P^{0,66} \approx 14+200+200+210 \approx 824 \text{ kr/W}_{\text{ts}}$	Torkning och pelletering endast för lignin och cellulosarester vars torrsubstans är mellan 44 och 56 % av ingående bränsle. Kostnaden för denna att pelletera och torka denna rest är baserad på att kring 50 % av ingående bränsle blir lignin. Kostnaden för en hydrolysreaktor oavsett metod är mellan 180 och 210 kr/W _{ts} här är en medelkostnad på 200 kr/W _{ts} ansatt för samtliga metoder.
Metanproduktion (exklusive värme- eller kraftvärmepanna)	Komponenter: Malning, Hydrolys, rötning, gasuppgradering, torkning, pelletering Kostnad inklusive pelletering $C/ P^{0,66} \approx 14+200+200+330+(275+19) \times 0,5^{0,67} \approx 938 \text{ kr/W}_{\text{ts}}$ Kostnad exklusive pelletering $C/ P^{0,66} \approx 14+200+200+330 \approx 754 \text{ kr/W}_{\text{ts}}$	
Energi- och materialbalanser komponenter		
Hjälpssystem	Energi: $Q_{\text{el, annat}} \approx 0,02 W_{\text{el}}/W_{\text{ts}}$	Elbehov för fläktar, pumpar, belysning, mm
Malning	Energi: $Q_{\text{el, malning}} \approx 0,015 W_{\text{el}}/W_{\text{ts}}$	Storleksreduktion till 1-1,5 mm

Hydrolys, fall 1 Svagsyra	Energi: $Q_{\text{ånga, 180C}} \approx 0,05 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 180 °C $Q_{\text{ånga, 230C}} \approx 0,07 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 230 °C Material: Pentossocker: $0,20 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,9×0,25×16,4/18,6) Hexossocker: $0,24 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,6×0,45×16,4/18,6) Lignin+rest: $0,56 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ $(0,3 \times 23,6 + (1-0,9) \times 0,25 \times 16,4 + (1-0,6) \times 0,45 \times 16,4 / 18,6)$ Svavelsyra: 0,016 kg/MJ	90 % av hemicellulosa omvandlas till pentossocker, och 60 % av cellulosa omvandlas till hexossocker. Värmevärde pentos- och hexossocker 16,4 MJ/kg _{ts} , lignin plus rest 23,6 MJ/kg _{ts} , värmevärde biobränsle 18,6 MJ/kg _{ts}
Hydrolys, fall 2 Svagsyra+ezymer	Energi: $Q_{\text{ånga, 180C}} \approx 0,05 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 180 °C Material: Pentossocker: $0,20 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,9×0,25×16,4/18,6) Hexossocker: $0,32 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,8×0,45×16,4/18,6) Lignin+rest: $0,48 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ $(0,3 \times 23,6 + (1-0,9) \times 0,25 \times 16,4 + (1-0,8) \times 0,45 \times 16,4 / 18,6)$ Svavelsyra: 0,016 kg/MJ	90 % omvandling av hemicellulosa till pentossocker, och 80 % omvandling av cellulosa till hexossocker. Värmevärde pentos- och hexossocker 16,4 MJ/kg _{ts} , lignin plus rest 23,6 MJ/kg _{ts} , värmevärde biobränsle 18,6 MJ/kg _{ts}
Hydrolys, fall 3 Starksyra	Energi: $Q_{\text{ånga, 110C}} \approx 0,05 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 110 °C Material: Pentossocker: $0,20 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,9×0,25×16,4/18,6) Hexossocker: $0,36 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,9×0,45×16,4/18,6) Lignin+rest: $0,44 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ $(0,3 \times 23,6 + (1-0,9) \times 0,25 \times 16,4 + (1-0,9) \times 0,45 \times 16,4 / 18,6)$ Svavelsyra: 0,016 kg/MJ	90 % omvandling av hemicellulosa till pentossocker, och 90 % omvandling av cellulosa till hexossocker. Värmevärde pentos- och hexossocker 16,4 MJ/kg _{ts} , lignin plus rest 23,6 MJ/kg _{ts} , värmevärde biobränsle 18,6 MJ/kg _{ts} . Ångbehovet inkluderar syraåtervinning.
Ph-neutralisering, detoxifiering	Material: Kalciumkarbonat: 0,016 kg/MJ Producerad gips 0,032 kg/MJ	Förbrukning av släckt kalk, konsumtion av svavelsyra

Energi- och materialbalanser komponenter specifika för etanolproduktion		
Jäsning, fall1 Svagsyra	Energi: $Q_{\text{värme}, 30\text{C}} \approx -0,08 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Lågtemperatur värme 30 °C Material: Etanol från pentossocker: $0,09 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Etanol från hexossocker: $0,17 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Sockerrest: $0,10 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	60 % av pentossockren och 90 % av hexossockren omvandlas till etanol. Vid omvandlingen omvandlas 23 % av den kemiskt bundna energin till ca 30 °C värme.
Jäsning, fall2 Svagsyra+ezymen	Energi: $Q_{\text{värme}, 30\text{C}} \approx -0,09 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Lågtemperatur värme 30 °C Material: Etanol från pentossocker: $0,09 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Etanol från hexossocker: $0,22 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Sockerrest: $0,11 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	
Jäsning, fall3 Starksyra	Energi: $Q_{\text{värme}, 30\text{C}} \approx -0,10 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Lågtemperatur värme 30 °C Material: Etanol från pentossocker: $0,09 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Etanol från hexossocker: $0,25 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Sockerrest: $0,12 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	
Destillation, fall1, 2 o 3 Svagsyra, Svagsyra+ezymen, Starksyra	Energi: Alt. 1 $Q_{\text{ång}, 120\text{C}} \approx 0,41 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Azetrop destillation Alt. 2 $Q_{\text{ång}, 120\text{C}} \approx 0,30 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Molsikt	Alt.1 Koncentrering + azeotrop destillation Alt. 2 Koncentrering + molsikt energimängden skiljer sig inte mellan de olika hydrolysfallen
Energi- och materialbalanser komponenter specifika för metanproduktion		
Rötning, fall1 Svagsyra	Energi: $Q_{\text{värme}, 30\text{C}} \approx -0,10 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Lågtemperatur värme 30-70 °C Material: Metan från pentossocker: $0,15 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Metan från hexossocker: $0,18 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Sockerrest: $0,02 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	95 % av pentossockren och hexossockren omvandlas till metan. Vid omvandlingen omvandlas 23 % av den kemiskt bundna energin till ca 30-70 °C värme

Rötning, fall2 Svagsyra+ezymer	Energi: Q _{värme} , 30C ≈ - 0,11 W/W _{ts} Lågtemperatur värme 30-70 °C Material: Metan från pentossocker: 0,15 W/W _{ts} Metan från hexossocker: 0,23 W/W _{ts} Sockerrest: 0,03 W/W _{ts}	
Rötning, fall3 Starksyra	Energi: Q _{värme} , 30C ≈ - 0,12 W/W _{ts} Lågtemperatur värme 30-70 °C Material: Metan från pentossocker: 0,15 W/W _{ts} Metan från hexossocker: 0,26 W/W _{ts} Sockerrest: 0,03 W/W _{ts}	
Gasuppgradering, fall1 Svagsyra	Energi: Q _{el,gas} ≈ 0,007 W _{el} /W _{ts}	
Gasuppgradering, fall2 Svagsyra+ezymer	Energi: Q _{el,gas} ≈ 0,008 W _{el} /W _{ts}	
Gasuppgradering, fall3 Starksyra	Energi: Q _{el,gas} ≈ 0,008 W _{el} /W _{ts}	
Energi- och materialbalanser processer		
Etanol, fall 1 Svagsyra	Energi: Q _{el} ≈ Q _{el,annat} + Q _{el,malning} = 0,035 W _{el} /W _{ts} El Alt.1 Q _{ånga} , 120C ≈ 0,41 W/W _{ts} Ånga 120 °C, azetrop dest. Alt.2 Q _{ånga} , 120C ≈ 0,30 W/W _{ts} Ånga 120 °C, molsikt Q _{ånga} , 180C ≈ 0,05 W/W _{ts} Ånga 180 °C, hydrolys Q _{ånga} , 230C ≈ 0,07 W/W _{ts} Ånga 230 °C, hydrolys Material: Etanol: 0,26 W/W _{ts} Lignin+rest: 0,56 W/W _{ts} Sockerrest: 0,10 W/W _{ts}	

Etanol, fall 2 Svagsyra+ezymmer	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,malning} = 0,035 W_{el}/W_{ts}$ EI Alt.1 $Q_{\text{ånga}, 120C} \approx 0,41 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C, azetrop dest. Alt.2 $Q_{\text{ånga}, 120C} \approx 0,30 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C, molsikt $Q_{\text{ånga}, 180C} \approx 0,05 W/W_{ts}$ Ånga 180 °C, hydrolys Material: Etanol: 0,31 W/W_{ts} Lignin+rest: 0,48 W/W_{ts} Sockerrest: 0,11 W/W_{ts}	
Etanol, fall 3 Starksyra	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,malning} = 0,035 W_{el}/W_{ts}$ EI $Q_{\text{ånga}, 110C} \approx 0,05 W/W_{ts}$ Ånga 110 °C, hydrolys Alt.1 $Q_{\text{ånga}, 120C} \approx 0,41 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C, azetrop dest. Alt.2 $Q_{\text{ånga}, 120C} \approx 0,30 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C, molsikt Material: Etanol: 0,34 W/W_{ts} Lignin+rest: 0,44 W/W_{ts} Sockerrest: 0,12 W/W_{ts}	

Metan, fall 1 Svagsyra	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,malning} + Q_{el,gas} = 0,042 \text{ W}_{el}/\text{W}_{ts} \quad \text{EI}$ $Q_{\text{ånga}, 180^\circ\text{C}} \approx 0,05 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 180^\circ\text{C},$ hydrolys $Q_{\text{ånga}, 230^\circ\text{C}} \approx 0,07 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 230^\circ\text{C},$ hydrolys Material: Metan: 0,33 W/W_{ts} Lignin+rest: 0,56 W/W_{ts} Sockerrest: 0,02 W/W_{ts}	
Metan, fall 2 Svagsyra+ezymmer	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,malning} + Q_{el,ga} = 0,043 \text{ W}_{el}/\text{W}_{ts} \quad \text{EI}$ $Q_{\text{ånga}, 180^\circ\text{C}} \approx 0,05 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 180^\circ\text{C}, \text{ hydrolys}$ Material: Metan: 0,38 W/W_{ts} Lignin+rest: 0,48 W/W_{ts} Sockerrest: 0,03 W/W_{ts}	
Metan, fall 3 Starksyra	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,malning} + Q_{el,gas} = 0,043 \text{ W}_{el}/\text{W}_{ts} \quad \text{EI}$ $Q_{\text{ånga}, 110^\circ\text{C}} \approx 0,05 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 110^\circ\text{C},$ hydrolys Material: Metan: 0,41 W/W_{ts} Lignin+rest: 0,44 W/W_{ts} Sockerrest: 0,03 W/W_{ts}	

Pelletsproduktion, fall1 svagsyra	Energi: $Q_{el, pelletering} \approx 0,010 W_{el}/W_{ts}$ (0,02×0,56×18,6/20,6) $Q_{\text{ånga, 120C}} \approx 0,06 W/W_{ts}$ (0,125×0,56×18,6/20,6) Ånga 120 °C Material: Ligninpellets: 0,56 W/W _{ts} , värmevärde ≈ 20,6 MJ/kg	Ligninet lämnar hydrolysstegat som ett pulver med en fukthalt på ca 50%, vilken kan brännas direkt eller uppgraderas till en brännbarprodukt genom torkning och pelletering. Energiåtgången för torkning och pelletering redovisad i tidigare kapitel måste räknas om till lignin bränslet som har ett högre värmevärde än ingående biobränsle (18,6 MJ/kg)
Pelletsproduktion, fall2 Svagsyra+ezymer	Energi: $Q_{el, pelletering} \approx 0,009 W_{el}/W_{ts}$ (0,02×0,48×18,6/20,6) $Q_{\text{ånga, 120C}} \approx 0,05 W/W_{ts}$ (0,125×0,48×18,6/20,6) Ånga 120 °C Material: Ligninpellets: 0,48 W/W _{ts} , värmevärde ≈ 21,6 MJ/kg	
Pelletsproduktion, fall3 Starksyra	Energi: $Q_{el, pelletering} \approx 0,007 W_{el}/W_{ts}$ (0,02×0,44×18,6/22,2) $Q_{\text{ånga, 120C}} \approx 0,05 W/W_{ts}$ (0,125×0,44×18,6/22,2) Ånga 120 °C Material: Ligninpellets: 0,44 W/W _{ts} , värmevärde ≈ 22,2 MJ/kg	

5.4 Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar metan, DME eller metanol via indirekt förgasning

Kostnadsuppskattning	Uppskattningar	Anmärkning
Metan	Komponenter: Torkning, förgasning/ förbränningsanläggning, gasrening/ångcykel, syntesreaktor, trycksättning/metanseparering Kostnad $C/P^{0,66} \approx 275+985+1330+500+375 \approx 3466 \text{ kr}/W_{ts}$	

DME/Metanol	Komponenter: Torkning, förgasning/ förbränningsanläggning, gasrening/ångcykel, trycksättning, syntesreaktor, destillation Kostnad DME $C/P^{0,66} \approx 275+985+1330+200+550+900 \approx 4240 \text{ kr}/W_{ts}$ Kostnad Metanol $C/P^{0,66} \approx 275+985+1330+200+370+900 \approx 4060 \text{ kr}/W_{ts}$	
Energi- och materialbalanser komponenter		
Hjälpssystem	Energi: $Q_{el,annat} \approx 0,025 W_{el}/W_{ts}$	Elbehov för fläktar, pumpar, belysning, mm
Torkning/Flisning	Energi: $Q_{ånga, 120C} \approx 0,12 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C $Q_{el,tork} \approx 0,005 W_{el}/W_{ts}$	Torkning av bränsle från 50 till 10 % fukt, energiåtgången för flisning är försumbar.
Förgasning	Energi: $Q_{ånga, 120C} \approx 0,08 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C $Q_{förgasning} \approx 0,16 W/W_{ts}$ Värme till förgasning Material: Gas: $0,76 W/W_{ts}$ (1-1,6x0,15) Koks: $0,24 W/W_{ts}$ (1,6x0,15)	85 % av bränslets torra massa avgår som gas och 15 % koks, förgasningen antas ske vid 825 °C. Ångbehovet för förgasningen är kring 0.5 kg ånga per kg torrt bränsle.
Energi- och materialbalanser komponenter specifika för metanproduktion		
Gasrening, fall1 Katalysator	Energi: $Q_{värme,gas} \approx -0,12 W/W_{ts}$ Värme 100-825 °C Material: Gas: $0,76 W/W_{ts}$	Katalytisk tjärrening möjliggör att återvinna värme i spannet 825 till 100 °C

Gasrening, fall2 Oljeskrubber	Energi: $Q_{\text{värme,gas}} \approx -0,07 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Material: Gas: $0,72 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Tjärbränsle: $0,04 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme 400-825 °C	Tjärrening med oljeskrubber möjliggör att återvinna värme i spannet 825 till 400 °C. 5 % av gasens kemiskt bundna energi tvättas ut i oljeskrubbern bränns upp i förbränningsreaktorn. Förbrukning av bioolja vars kemiskt bundna energi återvinns i förbränningsreaktorn.
Syntes, metanisering, fall 1 katalysator	Energi: $Q_{\text{värme,gas}} \approx -0,12 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Material: Gas: $0,64 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme 300 °C	Omvandlingsverkningsgraden till metan för den metanrika produktgasen är kring 84 %
Syntes, metanisering, fall 2 Oljeskrubber	Energi: $Q_{\text{värme}} \approx -0,11 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Material: Gas: $0,61 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme 300 °C	
Gasuppgradering, fall1 Katalysator	Energi: $Q_{\text{el,gas}} \approx 0,013 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$	Gasuppgradering kräver el motsvarande $0,02 \text{ W/W}_{\text{metan}}$
Gasuppgradering, fall2 Oljeskrubber	Energi: $Q_{\text{el,gas}} \approx 0,012 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$	Gasuppgradering kräver el motsvarande $0,02 \text{ W/W}_{\text{metan}}$
Energi- och materialbalanser komponenter specifika för metanol- eller DMEproduktion		
Reformering av produktgasens kolväten till vätgas och kolmonoxid	Energi: $Q_{\text{el,reform}} \approx 0,01 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$ $Q_{\text{värme,gas}} \approx -0,16 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Material: Gas: $0,72 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme 100-1000 °C	Reformeringen kräver att man tillsätter 0,1 till 0,3 kg syre per kg torrt bränsle, vilket i kryogen syrgasfabrik motsvarar ett elbehov på mellan 0,005 -0,016 $\text{W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$. Vid reformeringen höjs temperaturen ca 1000 °C och den kemiskt bundna energin i gasen minskar med mellan 3 och 8 %. Värmeåtervinning möjlig ner till 100 °C.
Svavel rening		Vattenskrubber

Syntes, DME	Energi: $Q_{el,syntes} \approx 0,045 W_{el}/W_{ts}$ ($0,030+0,015$) $Q_{värme,gas} \approx -0,12 W/W_{ts}$ Värme 0-150 °C Material: DME: $0,59 W/W_{ts}$ ($0,72 \times 0,83 \times 0,98$) Oförbränd gas: $0,01 W/W_{ts}$	Elbehovet består av trycksättning av gasen till 50 bar efter det att vattnet har kondenserat ut och för att driva en kylmaskin för att kyla syntesreaktorn. 98 % av syntesgasen omvandlas till DME. Kemiskt bunden energi i DME relativt ingående syntesgas är 83 %. Syntesen sker vid 250 °C
Syntes, Metanol	Energi: $Q_{el,syntes} \approx 0,026 W_{el}/W_{ts}$ $Q_{värme,gas} \approx -0,09 W/W_{ts}$ Värme <100 °C Material: Metanol: $0,41 W/W_{ts}$ ($0,72 \times 0,83 \times 0,7$) Restgas: $0,22 W/W_{ts}$	Elbehovet består av trycksättning av gasen till 30 bar efter det att vattnet har kondenserat ut. För gasblandningen som innehåller en del inertgaser bedöms det lönsamt att cirkulera gasen till dess 70 % av syntesgasen har omvandlats till metanol. Kemiskt bunden energi i metanol relativt ingående syntesgas är 83 %. Syntesen sker vid 250 °C
Destillation, DME	Energi: $Q_{ånga,200C} \approx 0,11 W/W_{ts}$ Ånga 200 °C	
Destillation, Metanol	Energi: $Q_{ånga,200C} \approx 0,08 W/W_{ts}$ Ånga 200 °C Material: Metanol: $0,40 W/W_{ts}$	Vid metanoldestillation förloras drygt 3 % av metanolen.
Energi- och materialbalanser processer		
Metan, fall 1 Katalytisk tjärrening	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torkning} + Q_{el,gas} = 0,043 W_{el}/W_{ts}$ El $Q_{ånga,120C} \approx 0,12+0,08=0,20 W/W_{ts}$ Ånga 120 °C, $Q_{värme,} \approx -0,12-0,12-0,24+0,16 = -0,32 W/W_{ts}$ Värme till ångcykel Material: Metan: $0,64 W/W_{ts}$	Värme som används i processen är ånga till torkning och förgasning. Därutöver behövs värme för förgasningen. Värmen tillförs processen genom förbränning av koksen, kylning av produktgasen och i syntesreaktorn.

Metan, fall 2 Tjärrening oljeskrubber	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torkning} + Q_{el,gas} = 0,042 \text{ W}_{el}/\text{W}_{ts} \text{ El}$ $Q_{\text{ånga, 120}^\circ\text{C}} \approx 0,12 + 0,08 = 0,20 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 120^\circ\text{C},$ $Q_{\text{värme}} \approx -0,07 - 0,11 - 0,24 + 0,16 = -0,26 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Värme till ångcykel}$ Material: Metan: 0,61 W/W_{ts}	
DME	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torkning} + Q_{el,reform} + Q_{el,syntes}$ $\approx 0,085 \text{ W}_{el}/\text{W}_{ts} \text{ El}$ $Q_{\text{ånga, 120}^\circ\text{C}} \approx 0,12 + 0,08 = 0,20 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 120^\circ\text{C},$ $Q_{\text{ånga, 200}^\circ\text{C}} \approx 0,11 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Destillation } 200^\circ\text{C}$ $Q_{\text{värme}} \approx -0,16 - 0,24 + 0,16 = -0,24 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Värme till ångcykel}$ Material: DME: 0,59 W/W_{ts}	Värme som används i processen är ånga till torkning, förgasning och destillation. Därutöver behövs värme för förgasningen. Värmen tillförs processen genom förbränning av koksen och kylning av produktgasen. Värmen i kan för den processen som undersökts här inte tas tillvara för ångproduktion
Metanol, fall 1 Rest gas förbränns i panna	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torkning} + Q_{el,reform} + Q_{el,syntes} = 0,066 \text{ W}_{el}/\text{W}_{ts} \text{ El}$ $Q_{\text{ånga, 120}^\circ\text{C}} \approx 0,12 + 0,08 = 0,20 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 120^\circ\text{C},$ $Q_{\text{ånga, 200}^\circ\text{C}} \approx 0,08 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Ånga } 200^\circ\text{C}$ $Q_{\text{värme}} \approx -0,16 - 0,24 + 0,16 = -0,24 \text{ W}/\text{W}_{ts} \quad \text{Värme till ångcykel}$ Material: Metanol: 0,41 W/W_{ts} Restgas: 0,22 W/W_{ts}	Värme som används i processen är ånga till torkning, förgasning och destillation. Därutöver behövs värme för förgasningen. Värmen tillförs processen genom förbränning av koksen och kylning av produktgasen. Värmen i kan för den processen som undersökts här inte tas tillvara för ångproduktion

Metanol, fall 2 Restgas förbränns i gasturbin	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torkning} + Q_{el,reform} + Q_{el,syntes} -$ $Q_{el,turbin} = 0 \text{ W}_{el}/W_{ts} \text{ El}$ $Q_{\text{ånga, 120}^\circ\text{C}} \approx 0,12 + 0,08 = 0,20 \text{ W}/W_{ts} \quad \text{Ånga } 120^\circ\text{C},$ $Q_{\text{ånga, 200}^\circ\text{C}} \approx 0,08 \text{ W}/W_{ts} \quad \text{Ånga } 200^\circ\text{C}$ $Q_{\text{värme}} \approx -0,16 - 0,24 - 0,11 + 0,16 = -0,35 \text{ W}/W_{ts} \quad \text{Värme till ångcykel}$ Material: Metanol: $0,41 \text{ W}/W_{ts}$	I fall 2 förbränns restgasen i en gasturbin och antas bilda 30 % el och 50 % värme för att producera processånga eller för att tillföra värme till ångcykeln.
---	--	---

5.5 Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar metan, DME eller metanol via suspensionsförgasning

Kostnadsuppskattning	Uppskattningar	Anmärkning
Metan/DME/Metanol/(FT-Diesel)	Komponenter: Torkning, förbehandling, malning, luftseparationsanläggning, förgasning, gasrening/ångcykel, syntesreaktor, gasseparering/destillation, Kostnad Metan $C/P^{0,66} \approx 6000 \text{ kr}/W_{ts}$ Kostnad DME $C/P^{0,66} \approx 6700 \text{ kr}/W_{ts}$ Kostnad Metanol $C/P^{0,66} \approx 6600 \text{ kr}/W_{ts}$ Kostnad FT-Diesel $C/P^{0,66} \approx 7500 \text{ kr}/W_{ts}$	Kostnaden för processen är baserad på kostnaden för att producera FT-Diesel i Choren projektet och relaterad till Metanol, DME och Metanol enligt de relation som presenteras av Ekbohm m fl 2005.
Energi- och materialbalanser komponenter		
Hjälpssystem	Energi: $Q_{el,annat} \approx 0,025 \text{ W}_{el}/W_{ts}$	Elbehov för fläktar, pumpar, belysning, mm

Torkning/Flisning	Energi: $Q_{\text{ånga, 120C}} \approx 0,12 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ $Q_{\text{el,tork}} \approx 0,005 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$	Ånga 120 °C	Torkning av bränsle från 50 till 10 % fukt, energiåtgången för flisning är försumbar.
Malning	Energi: $Q_{\text{el,maln}} \approx 0,005 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$		Malning av pyrolyserat bränsle. Choren processen som beräkningen här baseras på innebär att bränslet pyrolyseras innan det mals och gas och tjärar går in i görgasaren i utan att kylas ned och koksen mals varm. Ett alternativ är att först torrifiera bränslet.
Trycksättning	Energi: $Q_{\text{el,komp}} \approx 0,015 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$		Trycksättning till 30 till 50 bar. Energiförbrukningen uppskattas till 50 % av den som krävs för torr syntesgas vid 20 °C.
Syrgasproduktion för förgasning	Energi: $Q_{\text{el,O2}} \approx 0,022 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$ Material Syre: $0,4 \text{ kg}_{\text{O2}}/\text{kg}_{\text{ts}}$		Erfarenhet från denna typ av förgasning visar att förgasningen sker vid en stökiometri kring 0,3. Dvs. 30% av det syre som krävs för fullständig förbränning av bränslet. Elbehovet för att producera syre är kring $1 \text{ MJ/kg}_{\text{O2}}$.

Förgasning	Energi: $Q_{\text{ånga}} \approx 0,075 \text{ W/W}_t$ Mättad ånga vid mellan 30 och 50 bars tryck. Material: Gas: $0,82 \text{ W/W}_{ts}$ (1-1,6x0,02-0,15) Oförbränd koks: $0,03 \text{ W/W}_{ts}$ (1,6x0,02) Värme lagrad i gas: $0,15 \text{ W/W}_{ts}$	Koksmängden som lämnar förgasaren antas motsvara 2 % av ingående massa. En relativt stor koksandel, vilket motiveras av att den slutliga förgasningen sker vid låg temperatur och att antalet varav koksen kan cirkuleras begränsas av ackumuleringen av aska. Gasen lämnar förgasaren vid ca 800 °C. Hur mycket ånga som tillsätts är inte givet från processen med från andra förgasningsprocesser är antagandet att den ång/syrgasblandningen som tillsätts till förgasaren har en syrgaskoncentration baserad på volym på 50%. I den riktiga processen styrs inblandningen av efterfrågad vätgas-kolmonoxidförhållande.
Gasrening	Energi: $Q_{\text{värme,gas}} \approx 0,095 \text{ W/W}_t$ Värme 300-800 °C Material: Renad gas: $0,82 \text{ W/W}_{ts}$ (1-1,6x0,02-0,15)	Denna process kräver att man återcirkulerar partiklar, vilket bör ske vid en så hög temperatur som möjligt för att inte behöva förlora värme för att värma upp koksen i förgasaren. Ackumulationen av aska pga. av recirkulation kommer att begränsa möjligheten att ta till vara den värme som finns i gasen. Med hänsyn till detta och givet processschema uppskattas det som möjligt att tillvarata den värme som är lagrad i temperaturområdet 300-800 °C. Där efter tvättas gasen från svavel, klor, partiklar, koldioxid och vattenånga i en vattenskrubber.

Energi- och materialbalanser komponenter specifika för metanproduktion		
Syntes metanisering	Energi: $Q_{\text{värme,gas}} \approx -0,165 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme 300 °C Material: Metan: 0,655 W/W _{ts}	Omvandlingsverkningsgraden från syntesgas till metan är kring 80 % och värmen antas kunna tillgodogöras processen. Gasen tvättas från koldioxid och vattenånga i en efterföljande vattenskrubber.
Energi- och materialbalanser komponenter specifika för metanol- eller DMEproduktion		
Syntes, DME	Energi: $Q_{\text{el,syntes}} \approx 0,015 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$ Material: DME: 0,66 W/W _{ts} (0,82×0,83×0,98) Oförbränd gas: 0,01 W/W _{ts}	Elbehovet för att driva en kylmaskin för att kyla syntesreaktorn. 98 % av syntesgasen omvandlas till DME. Kemiskt bunden energi i DME relativt ingående syntesgas är 83 %. Syntesen sker vid 250 °C och 50 bars tryck. Värmen som bildas vid syntesen avgår vid låg temperatur < 50 °C och betraktas som en förlust.
Syntes, Metanol	Energi: $Q_{\text{el,syntes}} \approx -0,072 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$ (0,82×0,83×0,3×0,3) $Q_{\text{värme,syntes}} \approx -0,12 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ (0,82×0,83×0,3×0,5) Värme > 200 °C Material: Metanol: 0,47 W/W _{ts} (0,82×0,83×0,7)	Gasblandningen innehåller en del inerta gaser, vilket gör att det bedöms som lönsamt att cirkulera gasen till dess 70 % av syntesgasen har omvandlats till metanol. Kemiskt bunden energi i metanol relativt ingående syntesgas är 83 %. Syntesen sker vid 250 °C och 30 bars tryck. Restgasen bränns i en gasturbin. Värmen som bildas vid syntesen avgår vid låg temperatur och betraktas som en förlust. Av restgasen blir 30 % el och 50 % värme som kan användas för ånga för elproduktion.
Destillation, DME	Energi: $Q_{\text{ånga,200C}} \approx 0,11 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 200 °C Material: DME: 0,66 W/W _{ts}	

Destillation, Metanol	Energi: $Q_{\text{ånga}, 200\text{C}} \approx 0,08 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 200 °C Material: Metanol: $0,46 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	Vid metanoldestillation förloras drygt 3 % av metanolen.
Energi- och materialbalanser processer		
Metan	Energi: $Q_{\text{el}} \approx Q_{\text{el, annat}} + Q_{\text{el, torkning}} + Q_{\text{el, komp}} + Q_{\text{el, komp}} + Q_{\text{el, O}_2} =$ $0,067 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}} \quad \text{El}$ $Q_{\text{ånga}, 120\text{C}} \approx 0,12 + 0,075 = 0,195 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 120 °C, $Q_{\text{värme}} \approx -0,095 - 0,165 = -0,26 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme till ångcykel Material: Metan: $0,655 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	Värme som används i processen är ånga till torkning och förgasning. Därutöver behövs värme för förgasningen. Värmen tillförs processen genom förbränning av koksen, kylning av produktgasen och i syntesreaktorn.
DME	Energi: $Q_{\text{el}} \approx Q_{\text{el, annat}} + Q_{\text{el, torkning}} + Q_{\text{el, komp}} + Q_{\text{el, O}_2} + Q_{\text{el, syntes}} =$ $0,082 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}} \quad \text{El}$ $Q_{\text{ånga}, 120\text{C}} \approx 0,12 + 0,075 = 0,195 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 120 °C, $Q_{\text{ånga}, 200\text{C}} \approx 0,11 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Destillation 200 °C $Q_{\text{värme}} \approx -0,095 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Värme till ångcykel Material: DME: $0,66 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	Värme som används i processen är ånga till torkning, förgasning och destillation. Därutöver behövs värme för förgasningen. Värmen tillförs processen genom förbränning av koksen och kylning av produktgasen. Värmen i kan för den processen som undersökts här inte tas tillvara för ångproduktion

Metanol	Energi: $Q_{el} \approx Q_{el,annat} + Q_{el,torkning} + Q_{el,komp} + Q_{el,O_2} + Q_{el,syntes} = -0,005 W_{el}/W_{ts}$ El $Q_{\text{ånga}, 120^\circ\text{C}} \approx 0,12 + 0,075 = 0,195 W/W_{ts}$ $Q_{\text{ånga}, 200^\circ\text{C}} \approx 0,08 W/W_{ts}$ $Q_{\text{värme}} \approx -0,095 - 0,12 = -0,215 W/W_{ts}$ Material: Metanol: 0,46 W/W_{ts}	Värme som används i processen är ånga till torkning, förgasning och destillation. Därutöver behövs värme för förgasningen. Värmen som kan hämtas ut från processen används för ångproduktion
---------	---	--

5.6 Kostnadsuppskattning, samt energi- och materialbalanser för kombinat som producerar DME eller metanol från metan (naturgas)

Kostnadsuppskattning	Uppskattningar	Anmärkning
Metan/DME	Komponenter: luftseparationsanläggning, skiftreaktor, ångcykel, syntesreaktor, destillation, Kostnad DME $C/P^{0,66} \approx 2200 \text{ kr}/W_{\text{metan}}$ Kostnad Metanol $C/P^{0,66} \approx 2000 \text{ kr}/W_{\text{metan}}$	Kostnaden är uppskattad baserad på ingående komponenter till 50 % av kostnaden för DME respektive Metanol producerad vi indirekt förgasning.
Energi- och materialbalanser komponenter		
Elbehov	Energi: $Q_{el,annat} \approx 0,05 W_{el}/W_{\text{metan}}$	
Syrgasproduktion för förgasning	Material: Syre: $\approx 1 \text{ kg}_{O_2}/\text{kg}_{\text{metan}}$	Reformering av metan med syrgas för att skapa ett H ₂ /CO-förhållande på 2
Reformering/gaskylning	Energi: $Q_{\text{värme,reform}} \approx -0,10 W/W_{\text{metan}}$ Ånga Material: $\text{Syntesgas} \approx 0,89 W/W_{\text{metan}}$	
Energi- och materialbalanser komponenter specifika för metanol- eller DMEproduktion		

Syntes, DME	Energi: $Q_{\text{värme, syntes}} \approx -0,06 \text{ W/W}_{\text{metan}}$ Ånga Material: DME: $0,72 \text{ W/W}_{\text{metan}}$ Oförbränd gas: $0,02 \text{ W/W}_{\text{metan}}$	Oförbränd gas förbränns för att producera värme till processen. Mer avancerad syntesreaktor som tillåter en viss värmeåtervinning.
Syntes, Metanol	Energi: $Q_{\text{el, syntes}} \approx -0,072 \text{ W}_{\text{el}}/\text{W}_{\text{ts}}$ ($0,82 \times 0,83 \times 0,3 \times 0,3$) $Q_{\text{värme, syntes}} \approx -0,12 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ ($0,82 \times 0,83 \times 0,3 \times 0,5$) Värme > 200 °C Material: Metanol: $0,65 \text{ W/W}_{\text{metan}}$ Oförbränd gas: $0,11 \text{ W/W}_{\text{metan}}$	Gasblandningen innehåller en del inerta gaser, vilket gör att det bedöms som lönsamt att cirkulera gasen till dess 70 % av syntesgasen har omvandlats till metanol. Kemiskt bunden energi i metanol relativt ingående syntesgas är 83 %. Syntesen sker vid 250 °C och 30 bars tryck. Restgasen bränns i en gasturbin. Värmen som bildas vid syntesen avgår vid låg temperatur och betraktas som en förlust. Av restgasen blir 30 % el och 50 % värme som kan användas för ånga för elproduktion.
Destillation, DME	Energi: $Q_{\text{ånga, 200C}} \approx 0,11 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga Material: DME: $0,72 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	
Destillation, Metanol	Energi: $Q_{\text{ånga, 200C}} \approx 0,09 \text{ W/W}_{\text{ts}}$ Ånga 200 °C Material: Metanol: $0,65 \text{ W/W}_{\text{ts}}$	Vid metanoldestillation förloras drygt 3 % av metanolen.

Energi- och materialbalanser processer			
DME	Energi: $Q_{el} \approx 0,05 W_{el}/W_{ts}$ $Q_{\text{ånga}} \approx 0,11 W/W_{ts}$ $Q_{\text{värme}} \approx -0,16 W/W_{ts}$ $Q_{el,DME} \approx -0,05 W_{el}/W_{ts}$	El Destillation Värme ånga El från ånga	Värmebalansen är ungefärliga, men processerna är optimerade så att processens el och värmebehov täcks.
Metanol	Energi: $Q_{el} \approx 0,05 = W_{el}/W_{\text{metan}}$ $Q_{\text{ånga}} \approx 0,08 W/W_{\text{metan}}$ $Q_{\text{ånga}} \approx -0,08 W/W_{\text{metan}}$ $Q_{el, \text{metanol}} \approx -0,05 W/W_{\text{metan}}$ processen Material: Metanol: $0,65 W/W_{\text{metan}}$	El Destillation Värme ånga El producerad i	Värmebalansen är ungefärliga, men processerna är optimerade så att processens el och värmebehov täcks.