



HÖGSKOLAN I BORÅS  
INSTITUTIONEN INGENJÖRSHÖGSKOLAN

# En förstudie för bioetanol produktion i Borås

## A pilot study for bioethanol production at Borås

Andreas Hang & Srdjan Ilic

---

Examensarbetet omfattar 20 poäng och ingår som ett obligatoriskt moment i Magisterexamen i  
Kemiteknik med inriktning mot bioteknik, 200 poäng  
Nr 10/2008

---

## **En förstudie för bioetanol produktion i Borås**

### **A pilot study for bioethanol production at Borås**

Srdjan Ilic

Andreas Hang

Kandidatuppsats examensarbete

Ämneskategori: Teknik

Serie och nummer: 10/2007

Högskolan i Borås  
Institutionen Ingenjörshögskolan  
501 90 BORÅS  
Telefon 033-435 4640

Examinator: Mohammad Taherzadeh

Handledare: Andreas Ulveström Borås Energi och Miljö AB

Uppdragsgivare: Borås Energi och Miljö AB, Borås

Datum: 2007-12-23

Nyckelord: bioetanol, alternativa bärnslen, biomassa

## Sammanfattning

Syftet med arbetet är att göra en förstudie av om det är möjligt för Borås Energi & Miljö att starta och driva en etanolproduktion i Borås. Detta arbete bestod också av en undersökning angående tekniken för produktion av etanol från förnyelsebar energi t ex *lignocellulosa*, med fokus på två processer, svag-syra hydrolys och enzymatisk hydrolys. Processtekniken används vid hydrolysering av biomassa (hemicellulosa och cellulosa) till socker för att kunna utvinna etanol. De två processteknikerna jämförs för att avgöra vilken av dem som är bäst lämpad för etanolproduktionen, vilken av dem som är mest ekonomisk gynnsam, samt vilken teknik som lämpar sig bäst för integrationen med el- och fjärrvärme produktion. En översiktplan över en eventuell etanolanläggning görs och olika process steg och dess funktioner beskrivs i denna rapport. Som storlek på anläggning förslås två alternativ, 1 och 2. Alternativ 1 upprättar en anläggning för en etanolproduktion på 200 000 m<sup>3</sup>/år eller alternativ 2 för 400 000 m<sup>3</sup> etanol/år

Nuvarande processdesign för lignocellulosahydrolys är mer komplicerad jämfört med etanolprocesser som använder sig av spannmål. Både teknikerna är fortfarande under utveckling och fullskaliga etanolanläggningar har ännu inte upprättats. Etek Etanolteknik AB i Örnköldsvik har nyligen upprättat en pilotanläggning för etanoltillverkning ur cellulosa med hjälp av svag-syra tekniken. Målet med anläggningen är att utveckla processtekniken för produktion av etanol och en lignin produkt som är kommersiellt gångbar.

Data från analyserna sätts in i materialbalanser och energibalanser, vilket skapar en översiktsbild för anläggningen. Processernas tekniska performance analyserades och resultatet användes för ekonomiska beräkningar. Efter att ha analyserat data, resultat och ställs dem mot varandra uppskattas investeringskostnaden för en produktionsanläggning på 200 000 m<sup>3</sup> etanol/år till ca 1,18 miljarder SEK för svag-syra processen och ca 2,85 miljarder SEK för enzymatiska processen. För alternativ 2 uppskattas produktionsanläggningen för 400 000 m<sup>3</sup> etanol/år kostar ca 1,94 miljard SEK för svag-syra processen och 5,22 miljarder SEK för enzymatiska processen.

Ur dessa 4 alternativ är det mest ekonomiska alternativet att bygga en stor anläggning med 400 000 m<sup>3</sup> etanol/år tillämpad med svag-syra process. Med en stor anläggning kan största vinsten och kortast avbetalning tiden erhållas. Men den ekonomiska aspekten kanske inte alltid är den viktigaste. Trots att för enzymatisk process inte är ekonomisk lönsam för nuvarande, finns det ändå möjlighet för anläggningen att gå med vinst. Att bygga en anläggning som tillämpar enzymatisk process kan vara mer ekonomisk än svag syra process, om man nu skall tänka långsiktig. Utrustningskostnaden för svag-syra process kan bli högre jämför med enzymatisk process. Anledning är att utrustningarna utsätts för en hårdare arbetsmiljö bl a syra angrepp, oxider, korrosion och behövs byta ut oftare. Vilket måste sätta krav på en bättre kvalitet på utrustningarna.

Priset på den producerade etanolen kommer att sättas till 5 kr/liter. Förutom etanolen som produceras från anläggningen erhålls också biprodukter som lignin, koldioxid och värme. Lignin har ett högt värme och energiinnehåll och kan användas som bränsle för förbränning i ett kraftvärmeverk. Den stora mängden lignin som erhålls från anläggning kommer inte allt att kunna användas i värmeproduktionen, så överskottet av lignin kan eventuellt säljas till andra kraftvärmeverk eller till mindre pelletpannor hos företag eller privatpersoner.

## Abstract

The purpose of project is to study the possibility for Borås Energy & Environment to build and run a commercial ethanol production facility in Borås. The project also studies the technology for the production of ethanol using renewable energy, e.g. lignocelluloses with focus on two processes, svag-syra hydrolyse and enzymatic hydrolyse. The technology of the process is based of hydrolysis of biomass (hemicelluloses and cellulose) to sugar and extract it to ethanol. These two techniques will compare with each other to determine which of them that it's more suitable for ethanol production. Also a comparison will be made and determine which of them that it's economic favourable and suitable to integrate with a thermal power plant. A structure plan over different process steps of the ethanol facility have been made and will be describing in this report. The sizes of the ethanol facility have two alternatives been proposed. The first alternative is to build a facility with a production of 200 000 m<sup>3</sup> ethanol each year. The second alternative is to build a facility with a production of 400 000 m<sup>3</sup> ethanol each year.

The design of this hydrolysis process is more complicated compare with other processes that use grain in their ethanol production. Both of the techniques are still under development and so far have any full-scale ethanol production been built. Etek Etanolteknik AB in Örnsköldsvik has recently built a pilot using the svag-syra technique to produce ethanol by lignocelluloses. The purpose of pilot is to develop a commercial technique for the production of ethanol that can be use in a facility.

Data received from analyses have been used in the calculation of material- and energy-balance, which create an overview on the facility. The performance of the different process steps have been analysed and the results used in the economical calculation. After having analysed all the data, results, economic costs and put them together and the investment cost for the facility has been estimated. The investment cost for a facility with production of 200 000 m<sup>3</sup> ethanol/year estimated to cost 1, 18 billions SEK for svag-syra process and 2, 85 billions SEK for enzymatic process. And the investment cost for a facility with production of 400 000 m<sup>3</sup> ethanol/year estimated to cost 1, 94 billions SEK for svag-syra process and 5, 22 billions SEK for enzymatic process.

Out of these four alternatives the most economical alternative is to build a facility applied with svag-syra process and a production of 400 000 m<sup>3</sup> ethanol/year. A facility like this one can a huge profit been earned and also the payback time is short. But the economic aspect it's not always that important. Due a facility applied with enzymatic process is in present not economic profitable compared with svag-syra process, but there is still an opportunity for the facility to gain profit. In long-term building a facility applied with enzymatic process can be more economical compare with svag-syra process. The cost of equipments for svag-syra process is much higher than for enzymatic process. The reason is the svag-syra process equipments expose for harsh environment e.g. acid attack, oxidation, and corrosion and have to been changed more often.

The price on produced ethanol will be put to 5 SEK/litre so the facility can gain profit. Besides ethanol that produces as product from the facility also other byproducts have been received e.g. lignin, carbon dioxide and heat. Lignin has a great energy value and can be use as combustion fuel in a thermal power plant. The huge amount of lignin that received from the ethanol process can not all be use in thermal power plant, so the surplus will be sell to others power plant or facilities.

## Innehållsförteckning

<b>Sammanfattning</b> .....	<b>3</b>
<b>Abstract</b> .....	<b>4</b>
<b>Innehållsförteckning</b> .....	<b>5</b>
<b>1. Inledning</b> .....	<b>8</b>
<b>2. Syfte</b> .....	<b>8</b>
<b>3. Bioetanol</b> .....	<b>8</b>
3.1 Bioetanol som drivmedel.....	9
3.2 Etanols karaktär.....	9
<b>4. Etanol marknaden</b> .....	<b>10</b>
4.1 Etanol långt till svensk självförsörjning.....	10
4.2 Studiebesök vid Etek.....	11
4.3 Framtida mål.....	12
<b>5. Råvaror och produkter</b> .....	<b>12</b>
5.1.1 Olika råvaror.....	13
5.1.2 Struktur av trä.....	13
5.1.3 Produkter.....	14
<b>6. Tillverkningsprocessen</b> .....	<b>14</b>
6.1 Förbehandling.....	15
6.1.1 Svag-syra.....	15
6.1.2 Steam explosion.....	15
6.1.3 Katalytisk (syra) hydrolys.....	16
6.1.4 LHW, Liquid Hot Water.....	16
6.1.5 Jämförelse.....	16
6.1.6 Toxiner.....	16
6.2 Hydrolys av cellulosa med olika behandlingsmetoder.....	17
6.2.1 Svag-syra hydrolys.....	17
6.2.2 Enzymatisk hydrolys.....	17
6.2.3 Cellulasenzymer.....	18
6.3 Process konstruktion med SHF eller SSF.....	19
6.3.1 För och nackdelen med SHF och SSF.....	19
6.4 Jäst Fermentering.....	20
6.5 Filter press.....	20
6.6 Destillation.....	21
6.7 Torkning.....	21
6.8 Möjliga kombinationer med kraftvärmekraftverk.....	21
<b>7. Kartläggning av råvarutillgången</b> .....	<b>23</b>
7.1 Skogsbruk- de stora leverantörerna.....	24
Såbi AB.....	24
7.2 Avfall.....	25
<b>8. Val av processmetod</b> .....	<b>25</b>
8.1 Förbehandling.....	26
8.2 Cellulosa hydrolys.....	26
8.2.1 Svag-syra hydrolys.....	26
8.2.2 Enzymatisk hydrolys.....	26
8.3 Filtrering av lignin och cellulosa.....	26
8.4 Fermentering.....	27
8.4.1 Behandling med kalk.....	27
8.4.2 Återcirkulation av jästceller.....	28

8.5 Destillation.....	28
8.6 Torkning.....	28
8.7 Indunstning .....	28
<b>9. Dimensionering av processen.....</b>	<b>29</b>
9.1 Svensk skog .....	29
9.2 Svag-syra process .....	29
9.2.1 Flödes tabell.....	30
9.2.2 Utrustning .....	31
9.3 Enzymatisk process.....	31
9.3.1 Flödes tabell.....	31
9.3.2 Utrustning .....	31
9.4 Råvarukvantiteter .....	32
9.5 Energi förbrukning.....	32
9.5.1 Svag-syra process .....	32
9.5.2 Enzymatisk process.....	33
9.6 Biprodukter från etanolfabriken.....	33
<b>10. Integrerat etanolproduktion med kraftvärmeverk .....</b>	<b>34</b>
<b>11. Ekonomisk analys .....</b>	<b>35</b>
11.1 Underhållskostnad .....	35
11.2 Råvarukostnader .....	35
11.2.1 Biomassa förbrukning.....	35
11.2.2 Cellulas enzymer och vattenförbrukning.....	35
11.2.3 Kemikalier förbrukning.....	36
11.3 Investeringskostnader för anläggningen .....	36
11.3.1 Svag-syra .....	36
11.3.2 Enzymatisk.....	38
11.4 Personalkostnad .....	41
11.4.1 Antalet operatörer per skrift.....	41
11.5 Läget för placering av en etanolanläggning.....	42
11.6 Transportskostnaden.....	42
11.7 Priser för produkter .....	42
11.7.1 Elpriset.....	42
11.7.2 El-certifikat .....	43
11.7.3 Pellet .....	43
<b>12. Ekonomisk Kalkyl.....</b>	<b>43</b>
12.1 Riskanalys .....	44
<b>13. Diskussion .....</b>	<b>46</b>
<b>Referenslista .....</b>	<b>47</b>

<b>Bilaga 1</b>	PFD för enzymatisk process
<b>Bilaga 2</b>	PFD för svag-syra process
<b>Bilaga 3</b>	Kalkyl svag-syra process alternativ 1
<b>Bilaga 4</b>	Kalkyl svag-syra process alternativ 1 ”Positiv Kalkyl”
<b>Bilaga 5</b>	Kalkyl svag-syra process alternativ 1 ”Worst case scenario”
<b>Bilaga 6</b>	Kalkyl enzymatisk process alternativ 1
<b>Bilaga 7</b>	Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 ”Positiv Kalkyl”
<b>Bilaga 8</b>	Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 ”Worst case scenario”
<b>Bilaga 9</b>	Kalkyl svag-syra process alternativ 2
<b>Bilaga 10</b>	Kalkyl svag-syra process alternativ 2 ”Positiv Kalkyl”
<b>Bilaga 11</b>	Kalkyl svag-syra process alternativ 2 ”Worst case scenario”

**Bilaga 12**

**Bilaga 13**

**Bilaga 14**

Kalkyl enzymatisk process alternativ 2

Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 ”Positiv Kalkyl”

Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 ”Worst case scenario”

## 1. Inledning

Begränsade oljetillgångar och växande transport bidrar med en hotande växthuseffekt vilket har tvingat världen till insikt om att användningen av fossila bränslen radikalt måste minska. Därför är behovet av att finna en miljövänlig hållbar energikälla viktigt. Bioetanol produceras från lignocellulosa material som trä och skogsrester har den potentialen att bli en ersättare eller ett värdefullt komplement till olja.

Nuvarande etanolproduktionsprocesser använder sig av grödor som sockerrör, spannmål och majs som råvara. Kostnaden för att producera bioetanol ur dessa råvaror är fortfarande för hög. Därför behövs det en mer utvecklad och effektiv etanolproduktionsprocess och billigare råvaror som lignocellulosa till att kunna producera bioetanol, som kan konkurrera med fossila bränslen.

Teknologin för produktion av bränsle från biomassa håller på att flyttas ut från forskningslabben och tillämpas på marknaden. I de senaste decennium har utveckling för etanol produktion gått framåt och ger oss möjlighet till att kunna reducera produktionskostnaden för bioetanol.

Tekniken för att producera bioetanol från biomassa är likt etanolproduktionen från grödor (likheter vid systemuppbyggnad), förutom att vid användning av lignocellulosa som råvara behövs det ett effektiv hydrolyssteg före fermentationen. I hydrolys processen bryts lignocellulosa ner till socker som transporteras vidare till fermentering. Ett annat viktigt behov är att använda effektiva mikroorganismer (jästbakterier) som kan fermentera olika typer av sockerarter (pentoser och hexoser) samt tolerera stressiga förhållanden.

## 2. Syfte

Vi har fått i uppdrag av Borås Energi & Miljö, att göra en förstudie om möjligheten att starta och driva en etanolproduktion i Borås, om detta skulle vara teknisk och ekonomisk gynnsam. Vi studerar två typer av processteknik, svag-syra hydrolys och enzymatisk hydrolys. Tekniken används för att utvinna socker från biomassa. Båda teknikerna är fortfarande under utveckling och någon fullskalig anläggning har ännu inte upprättats. Etek Etanol AB i Örnsköldsvik har nyligen upprättat en pilotanläggning för etanoltillverkning ur cellulosa med hjälp av svag-syra tekniken. Målet med anläggning är att utveckla en kommersiellt gångbar processteknik för etanolproduktion.

Vi vill också klargöra hur en etanolanläggning är uppbyggd, hur olika processer fungerar samt dess funktioner.

## 3. Bioetanol

Bioetanol framställs genom fermentering (jäsning). De råvaror som används är jordbruksgrödor eller skogsprodukter som innehåller socker, stärkelse eller cellulosa. Stärkelse eller cellulosa måste brytas ner till jäsbart socker d.v.s. försockras för att fermentering skall kunna ske och processen kallas *hydrolys*. Råvaran måste först *förbehandlas*, d v s hemicellulosa och lignin frigörs från cellulosa-haltig råvara. Denna behandling gör att de mindre delarna blir mottagliga för fortsatta behandlingar. Ligninet som frigörs från cellulosa-haltig råvara vid förbehandlingssteget separeras bort. Det är för att den efterföljande jäsningen ska kunna ske med hög selektivitet och ge ett gott utbyte. Det borttagna ligninet avvattnas och används som förbränningsbränsle i kraftvärmeverket för dets



höga energi innehåll. Förbehandlingen kan ske mekanisk, kemisk, biologisk eller som en kombination av dessa.

Efter förbehandlingen sönderdelas cellulosan ytterligare till jäsbart socker i hydrolysisprocessen. Detta sker antingen med syra- eller enzymbehandling. I fermentering processen (jäsnings) omvandlas sockret till etanol och koldioxid med hjälp av jästsvampar. Reaktionsformeln för processen skrivs:  $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 CH_3CH_2OH + 2 CO_2$ . Fermentering processen och jästsvamparnas aktivitet upphör när alkoholkoncentrationen uppnått 10-16 %. För att komma upp till en högre etanolkoncentration 94-95 % destilleras den fermenterade etanollösningen. Trots destilleringen återstå dock alltid en viss procent vatten i etanolen. För att få bort det resterande vattnet måste etanolen genomgå dehydration (torkning process). Torkningen sker genom en molekylsikt som avvattnar vätskeblandningen och koncentrerar etanolhalten upp till 99,5 %. Från etanolprocessen förekommer det även biprodukter t ex koldioxid och lignin (vedämne). [1]

### 3.1 Bioetanol som drivmedel

Bioetanol som drivmedel är dock ganska nytt, men marknaden är redan stor. I Brasilien körs redan många bilar enbart på etanol eller som inblandning i bensin. I Sverige har vi en inblandning på ca 4-5 % etanol i bensin. I stort sett kan alla bilar köra med etanol inblandad i bensin och dem flesta bensinmackar i Sverige har redan 5 % etanolinblandning i sin bensin. Etanol 99,5-procentig kan lätt blandas i bensin upp till 30 % utan att motorerna behöver byggas om. Fördelen med låg inblandning av etanol i bensin är dess egenskaper att kunna agera som oktan höjare. Syrenehållet i etanolen medför att förbränningen blir effektivare, vilket gör att utsläppen därför blir mindre. Den etanolen som produceras i Sverige framställs till stor del av Agroetanols anläggning i Norrköping. [1]

Den viktigaste miljöegenskapen hos etanol är den förnyelsebara energin som inte bidrar till ökad växthus effekt och ingår i ett naturligt kretslopp när det gäller koldioxiden intag och uttag. Andra fördelar med användning av etanol som drivmedel är de stora emission fördelarna. I jämförelse med fossila drivmedel ger etanol en minskning av utsläpp av kolväten, kväveoxid, partiklar, markozon, koloxid och avsaknaden av svavel från avgaser. [2]

### 3.2 Etanols karaktär

Etanol är vattenlöslig och har en låg fryspunkt (-114°C). Den låga fryspunkten medför ingen risk för att etanolen ska frysa till is vid låga temperaturer. Etanol ingår i samma riskklass som bensin och klassificeras som ett flytande motorbränsle. Detta innebär att fordon inte behöver någon omfattande ombyggnad för att vara anpassade till ren drift på etanol eller olika blandbränslen. Renheten på etanolen spelar en viktig roll. Användning av 95 % etanol låg inblandad i bensin kan ge en högre risk för korrosion i motorerna jämför med inblandning av absolut ren etanol (99,5 %). Orsaken till korrosionsproblem är på grund av den vattenhalt och andra restprodukter från etanoltillverkning som följer med i den 95 % etanolen. [2][3]

Etanol är aggressiv mot metall och gummidetaljer. Därför är det viktigt att välja rätt typ av material för lagring och distribution av etanol. Vad det gäller för lagring av etanol i en tank med en volym som är större än 3 m<sup>3</sup> skall säkerhetsföreskrifter följas. Till exempel ska säkerhetsavståndet vara på 400 m, tanken måste invallas, etanolens lagringstemperatur måste vara under 21°C (flampunkt), påfyllnings rör ska nå ända ner till botten av tanken och elutrustning vid tankstället ska vara explosionssäkert. [3].

## 4. Etanol marknaden

Världsproduktionen av etanolen har sedan 1970-talet ökat kraftigt. Under de senaste åren 2001-2005 har världsproduktionen av etanolen ökat från drygt 30 till 46 miljarder liter. Brasilien och USA är de största producentländerna som tillsammans står för 70 % av världens etanolproduktion. Brasilien fortsätter att behålla sin starka ställning som den största exportören och exporterar nästan hälften av sin produktion till Asien, USA 12 % och till Sverige 8 %. Produktionen i Brasilien utgjorde 38 % av den totala världsproduktionen år 2003 och motsvarande siffror för USA är 29 %, Kina 9 % och Indien 5 %. USA etanolproduktion har ökat mest de senaste åren och om de fortsätter denna ökningstakt kommer USA snart att vara en större etanolproducent än Brasilien.

Den ökande användningen av etanolen för låg inblandning (5 %) i bensin i Sverige bygger helt på import. I Sverige förbrukades år 2004 drygt 360 000 m<sup>3</sup> etanol, där ca 2/3 delar var importerad och ca 1/3 var tillverkad i Sverige. Anledningen till den stigande ökningen kan bl a vara att det stigande bensin priset har fått bilister att tänka om i sina val av drivbränsle samt den ökande växthuseffekten. En annan anledning är att allt fler bränsleflexibla och etanoldriva bilar som kör E85 (85 % etanol) tillverkas och finns tillgängliga på marknaden. Förutom det körs allt fler bilister med bensin med låg inblandning av etanol. Med låg inblandning av etanol i bensin (2005 blandades 5 % etanol i nästan all 95-oktanig bensin) möjliggörs minskade utsläpp av avgaser bl a kolväten, koldioxid och svavel. Därmed förbättras också miljön.

Den tidigare importerade etanolen kommer från producentländer som Spanien, Frankrike och Italien. På grund av en ökande konkurrens om den europeiska spriten har inflödet av etanolen stoppat. Detta ledde att Sverige måste importera etanol från ett annat håll t ex från Brasilien. Mer än 80 procent (250 miljoner liter av landets konsumtion) av etanolen som används i svenska bussar och personbilar kommer just från Brasilien. Den svenska etanolproduktionen har för nuvarande inte den möjligheten att möta efterfrågan av etanolen.

Flera länder inom samt utanför EU får skattelättnader för produktion av etanol bl a Tyskland, Sverige, Spanien, Ungern, Litauen och Frankrike. De får antingen skattebefrielse eller skattereduktionen. [1]

### 4.1 Etanol långt till svensk självförsörjning.

För närvarande finns bara två etanoltillverkare i Sverige i dag. Det ena är Sekab i Örnsköldsvik som framställer 16 miljoner liter etanol/år av restprodukter från pappersmassa, där ungefär 10 miljoner liter etanol används till etanolbränslet E85 och resten går till tillverkning av miljöanpassade lösningsmedel. Det andra är fabriken Agroetanol i Norrköping. Fabriken tillverkar 50 miljoner liter etanol om året av spannmål med vete som bas råvara. Mindre än 40 miljoner liter av denna etanol inblandas i den 95-oktaniga bensin som säljs i Mälardalen. Medan resten exporterar till andra europeiska länder där marknadspriset för etanolen är högre. Agroetanol har planer på att bygga en fabrik till som kan producera 100 miljoner liter om året från spannmål, dubbelt så mycket som den nuvarande. Men även om man skulle utnyttja all överskottsspannmål för etanolproduktion skulle den ”blygsamma” etanol mängden ändå inte kunna bemöta den stora efterfrågan d v s den totala etanolförbrukningen i Sverige. [1][4]

I Sverige kommer ökning av etanolproduktionen att ske långsamt. Så kommer det att fortsätta att se ut i minst ett decennium till, om man tar hänsyn till behoven av teknikutveckling med

den takt som nya produktionsanläggningar har projekterats och byggts hittills. I andra delar av världen grundar sig etanolproduktionen främst på socker- och stärkelse. För att kunna konkurrera och producera fram stora volymer etanol i Sverige måste man hitta ett billigare och lättillgängliga råmaterial för etanoltillverkning. I princip kan allt material som innehåller cellulosa användas till att tillverka etanol exempel skogsråvara som grenar och toppar (GRoT) från skogen. Idag är Sverige och Kanada de två länder som har en stor areal skog per person och försöker att hitta en produktionsteknik som kan göra etanolproduktion utifrån trä råvaror ekonomisk lönsam. Visionen är att en storskalig industri med skogsråvara som bas producerar etanol vid ett 10-tal fabriker. Energimyndigheten har under senaste åren satsat stor summa på forskningen för etanoltillverkning. [5]

#### 4.2 Studiebesök vid Etek

Som tidigare har nämnts i början av rapporten har en pilotanläggning (företaget Etek) för produktion av etanol har upprättat med biomassa som bas. Målet med forskningen är att få fram en billig produktionsteknik som ger ett högt etanol utbyte, genom utveckling med hjälp av specifika enzymer (hydrolys) och gentekniskt förändrade jästsvampar (jäsningsen). Dessa applikationer tillämpas i pilotanläggningen för testning där data och resultat insamlas för vidare användning vid uppbyggnad av en demonstration eller fullskalig process produktionsanläggning. Etek etanolteknik har genom finansiering av Energimyndighet och andra organisationer upprättat pilotanläggningen i Örnsköldsvik.

Anläggningen är flexibel vilket innebär att olika processkonfigurationer kan testas. Pilotanläggningen kan även fungera som forsknings- och utvecklingsenhet för fortsatta processoptimering. Anläggningen kommer att möjliggöra utveckling av kompletterande och alternativa processlösningar, samt test av nya utrustningar eller råvaror. Inledningsvis är piloten byggd för att tillämpa svag-syra processen, men kan även eventuellt anpassas för tillsättande av extra processteg exempelvis enzymatisk hydrolyssteg. SSF Simultaneous Saccharification and Fermentation är en av de främsta metoder för enzymatisk nedbrytning av cellulosa till glykos. I denna process skickas förhydrolyserade cellulosan från svag-syra processen till en reaktor där både enzymatisk hydrolys och fermentering sker samtidigt. I SSF metoden kan reaktorn i svag-syra processen (steg 2) möjligen ersättas med en enzymatisk reaktor istället och på så sätt blir det en reaktor mindre i process.

Etanolpiloten togs i drift under hösten 2004. Hela anläggningen är nu i fungerande drift och producerar etanol från sågspån vilket är världsunikt. Piloten använder sig av svag-syra hydrolystekniken som går ut på att hydrolysera cellulosan och hemicellulosan, vars socker jäses till etanol. Pilotanläggningen har en produktionskapacitet på 400-500 liter etanol per dygn.

Etek har upprättats en handlingsplan med tidplaner och kalkyler för verifiering av tekniken samt forskning och utveckling av processen i anläggningen. Målet för de kommande åren är att utveckla svag-syra hydrolystekniken och optimerar processen för att få fram en etanolproduktion som är kommersiellt gångbar. Nästa steg är att upprätta en fullskalig produktionsanläggning år 2009 med kopplingar till ett kraftvärmeverk eller liknande. Tills det återstår det en hel del arbete och frågor vad gällde processutformning, val av apparatur i olika del steg, energibalanser, materialval mm.

Eftersom Etek's anläggning nyligen togs i bruk finns det ännu inte någon tillgänglig information och resultat om bl a utbyten av etanol, material- och energibalanser.

### 4.3 Framtida mål

Utvecklingen av hydrolysmetoden har skett under en lång tid i samband med universitet och forskare i Sverige, USA och andra länder. Enligt tidigare studier visar att etanol produktionskostnaden skall kunna ytterligare pressas ner i framtiden. Framtida målet är att kunna sätta etanol priset till 4-5 kronor per liter. Det är viktigt att notera att försäljningspriset inte enbart hänvisas efter produktionskostnaden det finns även andra faktor som kan inverka.

Baff (Bioalcohol Fuel Foundation) anser att etanoltillverkning i Sverige kommer att öka stort och på längre sikt skulle kunna vara självförsörjande. I framtiden kan man räkna med att kostnaden för produktion av etanol ur cellulosa kan sjunka till tre-fyra kronor per liter. Trots detta är det ändå inte lika billig jämför med utländska producenter som använder billiga sockerarter.

Den 10 november beslöt regeringen om ändring av tullreglerna för importerad etanol. Detta kan gynna inhemska etanoltillverkarna. Beslutet innebär att från och med den 1 januari 2006 den som importerar etanol för låg inblandning (5 %) i bensin får skattebefrielse om den kan visa att tull ha betalats för odenaturerad etanol ca 1,79 kronor per liter. För företagen som importerar "tullfri" kan det innebära en prishöjning på 1,50 kronor per liter etanol. Etanol för låg inblandning som tas utifrån EU skall tulldeklareras som Odenaturerad etanol. Det innebär att etanol från vissa större industriländer som Brasilien kommer att beläggas med tullavgift. Företagen behövs så klart inte köpa brasiliansk etanol som ca 1.50 kr/liter dyrare utan kan importera etanol från andra utvecklingsländer och EU. Där marknadspriset för etanolen förväntas att blir betydligt billigare jämför med brasiliansk etanol plus tullavgift. All brasiliansk etanol beläggs inte med högre tullavgift utan bara på det som i dag går till fem procents inblandning i bensin för vanliga bilmotorer. Etanolen i E85 för flexifuel bilar får fortsatt lägre tull. [4]

## 5. Råvaror och produkter

Det finns flera olika jordbruksprodukter och skogsbruksprodukter som kan användas som råvara för etanoltillverkning. Sockerrika eller stärkelsesrika grödor är dem råvaror som oftast används och är lättast att framställa etanol med. Medan i cellulosahaltiga råvaror är sockerarterna svårare att bryta ner till enkla socker.

- Sockerrika råvaror är t.ex. sockerrör, melass (en biprodukt från sockerproduktionen) sockerbeter och frukter.
- Stärkelsesrika råvaror är t.ex. spannmål (vete, korn, majs m.m.)
- De cellulosahaltiga råvarorna är träflis och biprodukt vid papperstillverkning.

**Tabell 1 Mängd\* som behövs av olika råvaror för att producera 100 liter etanol, liter eller kg**  
*Amount of raw material necessary to produce 100 litres of ethanol (litres or kg)*

Råvara	(English)	(Français)	Mängd* råvara för att producera 100 liter etanol	Antal* liter etanol producerade utifrån 1 ton/1000 liter råvara
vassle	cheese whey	petit lait de fromage	4 000 liter	25,0
sockerdurra	sweet sorghum	sorgho doux	1 400 kg	71,4
sockerrör	sugar cane	canne à sucre	1 270 kg	78,7
jordärtskocka	(Jerusalem) artichoke	artichots	1 250 kg	80,0
sockerbetor	sugar beet	betterave à sucre	1 030 kg	97,1
potatis	potatoes	pommes de terre	850 kg	117,6
kassava	cassava	manioc	545 kg	183,5
trä	wood	bois	385 kg	259,7
melass	molasses	mélasse	360 kg	277,8
majs (våtmalning)	maize/corn (wet milling)	maïs	268 kg	373,1
majs (tormalning)	maize/corn (dry milling)	maïs	258 kg	387,6
vete	wheat	blé	260 kg	384,6
hirs	millet	millet	230 kg	434,8
råris	paddy rice	riz, paddy	225 kg	444,4

\* Genomsnittsvärden, mängden producerad etanol beror på produktionsteknik och kvaliteten på råvaran.

Källa: F.O.Licht's World Ethanol Markets The Outlook to 2012

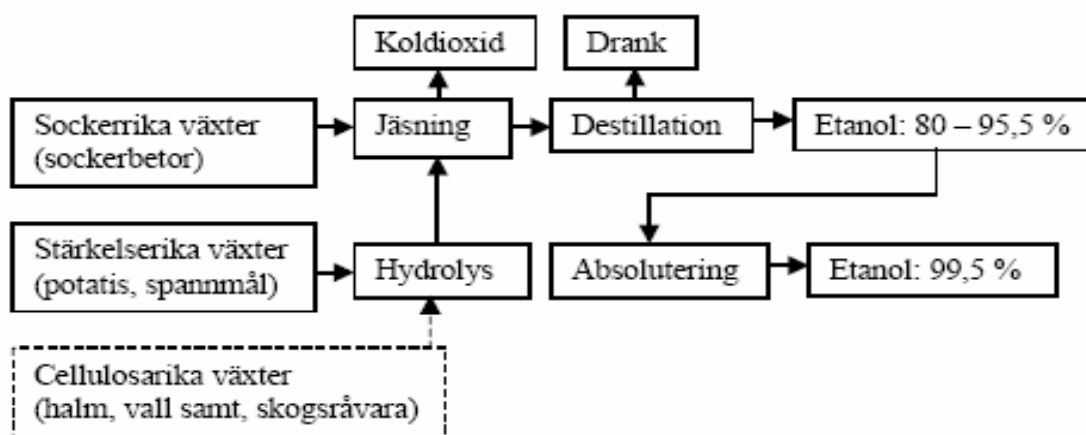
### 5.1.1 Olika råvaror

Potatis är en av de mest använd råmaterial för etanolproduktion i Tyskland och Öst Europa. En genomsnittlig potatis består av ca 75 % vatten och 25 % TS. Förutom att potatis innehåller stärkelse innehåller det också en mindre mängd av olika socker arter bl a sackaros, glukos och fruktos. Mängden av socker och stärkelse i potatisen beror på dess mognad samt vilken sort av potatis. Stärkelsemängden i potatisen påverkas också av andra faktor som klimat, tillväxt och lagring. Lagringsförhållande för potatisen är en viktig faktor. Under lagningsperioden kan förlusten av stärkelse i potatisen ske upp till 8 % efter 6 månader och 16,5 % efter 8 månader. Vete är ett råmaterial som oftast använd inom etanolfabriker. Vete har ett stärkelseinnehåll av ca 60 %. Ur 100 kg vete kan ca 38 liter etanol utvinnas. Majs är ett viktigt råmaterial för etanolproduktionen i USA, Syd Amerika och Europa. Majs har ett stärkelseinnehåll mellan 62-65 % och ur 100 kg majs utvinns ca 40 liter etanol. [7]

### 5.1.2 Struktur av trä

Biomassa består av tre huvudsakliga komponenter, cellulosa 40-50 % av totala massan, hemicellulosa 20-25 %, lignin 20-25 % och övrigt 5 %. Hemicellulosa och lignin tillsammans utgör ett skydd runt cellulosan. Skyddet måste tas bort innan själva hydrolysering av cellulosa kan ske. Detta sker genom en s.k. förbehandlingsprocess.

Cellulosa är lineär polymer består av repeterande enheter av glukos som är bundna till varandra med hjälp  $\beta$ -glycosidic bindningar. Denna cellulosapolymer bildar tillsammans en mikrofiber, som i sin tur bildar fibrill och bildar det s.k. cellulosa fiber. Vätebindningar som uppstår mellan polymerer hjälper till att stärka den mikrokristallina strukturen. Hemicellulosa är amorf heterogen grupp av grenade polysaccharoider som omger cellulosa fibrer. Hemicellulosas struktur består av korta förgrenade kedjor av olika sockerarter. Xylos, arabinos, mannos, glukos, glucurnoc acid och galactos är vanligaste sockerarter som erhålls efter nerbrytning (hydrolysering) av hemicellulosa. Sammansättningen av hemicellulosan varierar från trä art till trä art, speciell mellan barr- och lövträd. Lignin är en stor komplex phenylpropanoid polymer som omger cellulosa och hemicellulosa. De huvudsakliga komponenterna i ligninet är coniferyl alkohol, sinalpy alkohol och hydroxycinnamil alkohol, som är slumpartade bundna till varandra.[8]



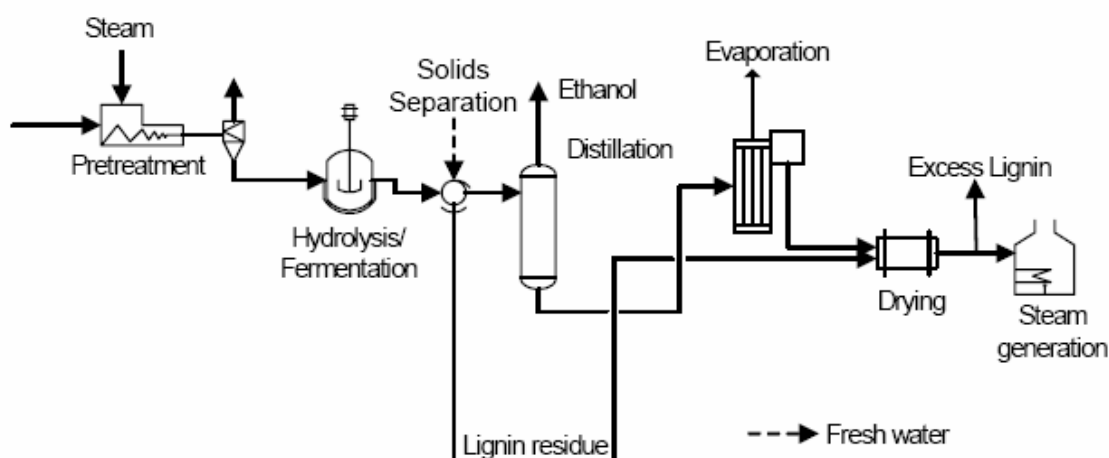
**Figur 2:** Tillverkningsprocess för etanol ur växtmaterial

### 5.1.3 Produkter

Vid framställningen av etanol genereras biprodukter som lignin och koldioxider. Dessa biprodukter som erhålls måste omhändertas för att inte skapa problem i processen. Det är viktigt att försöka finna avsättningar för dem. Vissa av biprodukterna har flera användningsområden medan andra bara har en tänkbar användning. För lignin är det möjligt att använda som förbränningsbränsle (pellet). Koldioxid kan användas av olika industriella processer som lagring och konservering av livsmedel eller som drivgas i sprayburkar. Hur nu dessa biprodukter ska avsättas beror på vilka avsättningsmöjligheter som finns och vad som är ekonomisk gynnsam. [2]

## 6. Tillverkningsprocessen.

Figuren nedan visar en enkel beskrivning på etanolprocessen och de olika processtegen.



**Figure 1** A simplified description of the wood-to-ethanol process

## 6.1 Förbehandling

Förbehandling av råmaterial är ett viktigt steg i etanolprocessen. Förbehandlingen gör att de kringliggande beståndsdelarna som hemicellulosa och lignin i cellulosebaserade material blir lösliga och frigörs från råmaterialet. Metoden gör det också lättare att få fram cellulosan och modifiera porerna i materialet. Detta underlättar enzymerna att penetrera in i fibrerna och att hydrolysera cellulosan till monomer socker i det kommande steget (enzymatisk hydrolys)

Det finns flera förbehandlings metoder:

- Fysikalisk förbehandling består av olika arbetsmetoder bl a frysning, malning, upphettning samt strålning till att minska och bryta ner materialets beståndsdelar. Mesta del av dessa metoder har begränsade effektivitet och är oftast kostsamma.
- Biologisk förbehandling används av organismer till att frigöra cellulosa och lignin från råmaterialet. Fördelen med metoden är att det körs i en miljövänlig kondition och att energibehovet är lite. Nackdelen är att metoden arbetar ineffektivt och kräver en lång behandlingstid, vilket gör att mikroorganismer blir förgiftade av föroreningar.
- Kemisk förbehandling baserar på användning av utspädda syror, (HCl, eller HNO<sub>3</sub>, svavelsyra), alkalit, organiska lösningar och andra kemikalier.
- Fysikalisk- kemisk förbehandlings metod använder upphettat ånga (*Steam explosion*) eller hett vatten (Liquid hot water, LHW) till att frigöra hemicellulosa och att biomassan blir mer tillgänglig för cellulas enzymer. [8]

Ur dessa olika förbehandlingsmetoder är det svag-syra, Steam explosion samt LHW som är de mest lämpliga metoder för förbehandling av träflis. [9]

### 6.1.1 Svag-syra

Svag-syra hydrolys är den metoden som använd mest inom industrier för nerbrytning, exempelvis pappersindustri. Fördelen med svag-syra förbehandling är det både frigör monomer, socker från hemicellulosa och exponerar cellulosa fibrerna för vidare enzymatisk behandling. Nackdelen med metoden är att inhibitoriska komponenter bildas som kan i det senare skedet påverka etanolprocessen. Det är viktigt att ha med en avgiftning eller rening steg i processen. [9][10]

Förbehandlingsprocessen sker i en reaktor med en arbetstemperatur på 180-220 °C och tryck mellan 20-25 bar. Inmatningsmaterial intill reaktorn bör bestå av slurry av biomassa, svavel och vatten. Upphållstiden för förbehandlingen bör vara mellan 5-10 minuter. Det behandlade materialet tas ut vid en mynning på botten av reaktorn. Fördelen med metoden är att endast en mindre mängd cellulosa frigörs från råmaterialet medan mesta del av hemicellulosa frigörs och löses upp i lösningen.

### 6.1.2 Steam explosion

Steam explosion är metod som används inom förbehandling av träflis. Metoden är effektiv och framför allt billig att utföra. Metoden fungerar på så sätt att materialet värms upp av högtrycks ånga (20-50 bar, 210-290 °C) under 5 minuter. Under behandlingen bildas syror från nerbrytningen av hemicellulosa. Dessa i sin tur bryter ner de intakt hemicellulosa och lignin (autohydrolys). Ett snabbt stopp i reaktorn och drastisk minskar ner trycket till atmosfär tryck, skapas det en s.k. (Trä) cell explosion förhållande i reaktorstanken. Cell explosionen

avlägsnar ligninet och hemicellulosa från cellulosa och samtidig ökar tillgängligheten på cellulosa yt-area för katalytisk (syra) hydrolys.

Faktorer som kan påverka resultat av steam explosion hydrolys är bl a uppehållstiden, temperaturen, flisstorleken och fukthalten (TS). Goda resultat för hydrolys av hemicellulosa från råmaterial kan uppnås via två sätt. Det första är att hydrolysering sker i ett reaktionsförhållande med högt arbetstemperatur och kort uppehållstid. Det andra är vid låg arbetstemperatur med en längre uppehållstid. Generellt gäller det att ju större flis bitarna är desto längre blir reaktionstiden samt sänks temperaturen för att undvika överkokning på flisen yttersida. Enlig studie som har gjorts resulteras att träflis behandlad med steam explosion metoden underlättar hydrolyseringen av råmaterialet i senare enzymatisk hydrolyssteg. Där 90 % av det behandlade råmaterialet hydrolyseras till socker på 24 timmar medan för obehandlade material är endast 15 % som hydrolyseras till socker [9][11].

### 6.1.3 Katalytisk (syra) hydrolys

Med tillsättning av svavelsyra  $H_2SO_4$  i svag-syra och steam explosion behandling förbättras effektiviteten för det kommande hydrolys steget. Tillsättningen av syran minskar bildningen av inhibitoriska komponenter samt förbättras effektiviteten för en mer komplett frigöring av hemicellulosa. Steam explosion med  $SO_2$ -katalyserad ånga är någorlunda bättre jämför med tillsättning av svavelsyra. Fördelen med  $SO_2$ -katalyserad ånga är att det inte inducerar lika mycket korrosion, samt gör det lättare och fortare att introducera enzymerna intill råmaterialet. Den stora nackdelen med användningen av  $SO_2$  är den höga giftigheten som skadar hälsan och miljön. Denna  $SO_2$ -metoden kan enbart tillämpas för enzymatisk hydrolysprocessen. [9]

### 6.1.4 LHW, Liquid Hot Water

LHW, Liquid Hot Water process använder sig av komprimerad hett flytande vatten till att hydrolysera hemicellulosa. Där ca 88-98 % av sockerarten xylose erhålls, vilket är högre än svag-syra och steam explosion behandlingen. Eftersom ingen syra- eller kemisk katalys behövs i denna process innebär att processen är både billig och miljövänlig. Utvecklingen av LHW processen är fortfarande i laboratoriet stadiet och kan bli kommersiellt tillgängligt inom 10 år. [8]

### 6.1.5 Jämförelse

Både svag-syra och steam explosion förbehandlingsmetoden är de i stor sett lika, där både använder sig av s.k. autohydrolys reaktionen. Det enda stora skillnaden mellan dem är att i svag-syra metoden hydrolyserar mindre lignocellulosa partiklar som suspenderas i svag-syra lösningen. Medan i steam explosion bryter ner träflis i storlek mellan 3,5-32 mm. Fördelen med användningen av steam explosionen är minskningen av vatten- och energiförbrukningen jämför med svag-syra metoden samt möjligheten att kunna behandla större flis storlekar. [11]

Svag-syra metoden är nuvarande den mest utvecklade metoden. Socker utbytet för xylos är mellan 75-90 % och är mycket högre jämfört med användning av steam explosion (45-65 %). Fördelen med svag-syra metoden är att det ger en lägre bildning av fermenteringsinhibitor. Men de stora nackdelarna är kostnaden för syra konsumtionen och beläggningsproblemen (korrosion) av gips liknande material ( $CaSO_4$ ) på reaktorstankens yta. Detta krävs dyra inköp av tankar med yt-material som är korrosion resistent. [8]

### 6.1.6 Toxiner

Under förbehandlingssteget kan en del av det frigjorda sockret och lignin (1-5 %) omvandlas och konverteras till toxiska produkter ex pentoser, hexoser och ättiksyra. Dessa tillsammans



representerar en potentiell inhibitor grupp som förhindrar mikroorganismernas tillväxt och metabolism. Därför är det viktigt att dessa toxiner som bildas från svag-syra eller steam explosion behandling tvättas och separeras bort från cellulosasocker lösningen.

Det finns flera metoder att reducera toxin mängden till en mer acceptabel nivå bl a genom utspädning med vatten med 1: 3 förhållande. Nackdelen är att metoden även sänker koncentrationen av produkten. Detta resulteras till en ökad kostnad för rening och destilleringssteget. Andra applikationer att gå tillväga är bl a behandling med ion-change resin, laccase enzymer eller med hög pH. [13]

## 6.2 Hydrolys av cellulosa med olika behandlingsmetoder

Innan cellulosa kan omvandlas till etanol av mikroorganismer, krävs det att cellulosa polymerer först bryts ned till glukos. Denna process kallas för hydrolys av cellulosa. Det finns tre olika processer för hydrolys av cellulosa. Dessa är syra hydrolys, svag-syra hydrolys och enzymatisk hydrolys. I syra hydrolysen använder man koncentrerad syra för att bryta bindningar mellan glukos molekyler i polymeren. Metoden kräver stora mängder syra, vilket gör att återvinning av syra är ett nödvändigt steg. Detta gör att processen är dyr att tillämpa i produktion samt att den slår hårt mot miljön. Därför kommer inte denna metod att diskuteras vidare i rapporten. Svag-syra hydrolysen och enzymatisk hydrolys har båda sina fördelar och nackdelar. Dessa två metoder är bättre lämpade att användas i en industriell process för produktion av etanol.

### 6.2.1 Svag-syra hydrolys

Svag-syra process utförs i en reaktor med låg syra koncentration under hög arbetstemperatur. Fördelen med svag-syra hydrolysen är dess snabba reaktionstid och den låga syra användningen. Den största nackdelen med metoden är nog dess dåliga utbyte av socker 50-60 %. Detta beror på de olika reaktioner som sker i hydrolysen. I den första reaktionen omvandlas cellulosa till socker och i de följande reaktionerna bryt socker ned till andra ämnen. Dessa reaktioner sker under samma arbetsförhållande d v s när cellulosa och hemicellulosa bryts ned till socker, börjar socker omgående att brytas ned till andra kemikalier som t.ex. furfural. Furfural och andra ämnen som bildas vid nedbrytning av socker kan vara giftiga för mikroorganismer som är aktiva i fermenteringen.

Lösningen till detta är en två stegs hydrolys process som kan minska nedbrytning av socker och ökar utbytet. Eftersom 5-kol socker bryts ner snabbare än 6-kol socker, utförs i det första steget under milda arbetsförhållanden då hemicellulosa bryts ner och tas bort från cellulosa lösningen. I det andra steget sker hydrolyseringen under ett hårdare förhållande där cellulosa bryt ned till socker. Med två steg svag-syra hydrolys kan ett högre utbyte nås. För sockerarter som xylos, galactos, mannos och arabinos kan ett utbyte på 70-98 % erhållas, medan utbytet för glukos fortfarande är 50 %. Det är viktigt att notera att det första steget i svag-syra processen egentligen är själva förbehandling inför steget med behandling av svag-syra. [7]

### 6.2.2 Enzymatisk hydrolys

Vid enzymatisk hydrolys bryts cellulosa till glukos med hjälp av enzymer. Det finns flera mikroorganismer som kan producera enzymer till att bryta ner cellulosa. Den mikroorganism som nämns mest i det här sammanhanget är *Trichoderma*. Mikroorganismen *Trichoderma* tillverkar ett antal komplex av enzymer s.k. *Cellulas* som har förmågan att kunna bryta cellulosans kristallstruktur

Under enzymatisk hydrolys används cellulas till att bryta ner cellulosa till socker som sedan fermenteras av jäst och bildar etanol. Fördelen med enzymatisk hydrolys är dess höga nerbrytning effektivitet och att kunna kontrollera mängden biprodukter som bildas. Enzymatisk hydrolys sker under milda arbetsförhållanden. Detta gör att utrustningen som behövs köpa in till produktionen blir billigare jämfört med svag-syra processen och energin som krävs till hydrolysen är relativt låg. [7]

Jämförelse mellan svag-syra hydrolys och enzymatisk hydrolys

Svag-syra hydrolys

- Ingen specifik katalysator
- Bryter ned hemicellulosa till inhibitorer
- Hårdare reaktions förhållande, ställer högre krav på utrustningen
- En snabb och enkel process
- Ger ett låg utbyte av glukos

Enzymatisk hydrolys

- Specifik katalysator
- Kräver förbehandling av råvaran före hydrolysen
- Mildare reaktions förhållande (50°C, atmosfärisktryck, pH 4,8)
- Ger ett hög utbyte av glukos
- Långsam process

### 6.2.3 Cellulasenzymer

Cellulas är en blandning av ett antal enzymer som tillsammans arbetar och hydrolyserar cellulosa fibern till socker, glukos. Cellulas enzymer produceras av organismer (bakterie och svamp) som livnär sig på cellulosabaserade material. Det är minst tre viktiga grupper av cellulas enzymer som involverar i hydrolys processen:

- (1) endoglucanase (1,4-d-glucanohydrolase) som attackerar och klyver i regioner med låg kristallitet i cellulosa fibern. Det skapar fria del-kedjor.
- (2) exoglucanase (1,4-b-D-glucan cellobiohydrolas) som bryter ner molekyler i ett ytterligare steg genom att flytta cellulosabaserade enheter från den fria del-kedjan.
- (3)  $\beta$ -glucosidas som hydrolyserar de mindre cellulosabaserade enheter till att bilda socker.

Under enzymatisk hydrolys används cellulas till att bryta ner cellulosa till socker som sedan fermenteras av jäst och bildar etanol. Cellulas enzymer kan odlas fram i en separat reaktor

eller köpas från industriella leverantörer. Eftersom själva fram odling av cellulas enzymer är en väldigt komplicerad och ekonomisk kostsam process, är det därför mer gynnsam att köpa in det från leverantörer. [9]

### 6.3 Process konstruktion med SHF eller SSF

Konstruktionen av en fungerande etanolproduktionsprocess kan göras på olika sätt men målet är att hydrolys- och fermenteringssteg kan samverka på ett bra sätt, Alternativen är separata hydrolys- och fermenteringssteg (SHF) eller simultan hydrolys och fermentering (SSF). SSF är en integrerbar process där hydrolys och fermentation utförs i en och samma reaktor och där cellulasenzymer används.

#### 6.3.1 För och nackdelen med SHF och SSF

För svag-syra hydrolys processen gäller det enbart användning av SHF, separat hydrolys och fermentering steg. För enzymatisk hydrolys är det möjligt att använda både SHF eller SSF.

Fördelen med användningen av SHF är möjligheten för båda processerna att i varje operation arbeta under optimala förhållanden (pH och temperatur) och få ut ett bra utbyte. Användningen av SSF-metoden i den enzymatiska processen har en arbetstemperatur runt 38 °C. Temperaturen kan missgynna enzymerna i enzymatisk hydrolys som arbetar optimal mellan temp 45-50 °C och jästfermentering med arbetstemperatur runt 30 °C.

Den stora nackdelen med SHF i enzymatisk hydrolys är att de frisläppta sockren kan inhibitera cellulas enzymerna under hydrolyssteg. Medan för SSF metoden är att i det ögonblicket som sockret frisläpps, förbrukas dem av fermenterings mikroorganismer (jäst) och bildas etanol. På detta sätt förhindras de frisläppta sockren att inhibera enzymerna. Även den fermenterade etanolen kan också agera som inhibitor i hydrolyssteg men det inhibiterar inte lika starkt som sockret. [10]

Andra fördelar med SSF processen jämför med SHF är i hydrolys- och fermenteringssteg som använder sig av en mindre mängd cellulas för hydrolysing. Vilket reducerar risken för föroreningar samt ger det en bättre etanol utdelning. Men i vissa fall kan SSF vara mer känslig för infektioner än SHF. I jämförelse med SHF som behöver två reaktorer, använder SSF endast en reaktor för hydrolys och fermentering steget. På detta sätt sparas det in kostnaden för inköp av en reaktor. [10]

Den stora nackdelen med SSF är det svåra återcirkulationssteget och återanvändningen av jästcellerna då det blandas med rester av lignin. Medan för SHF är det möjligt med att köra fermentering i kontinuerligt läge med återcirkulation av jästceller.

Andra faktorer som behövs funderas över: (1) den optimal operationstemperatur (38°C). Studier hade gjorts med att försöka använda termotoleranta bakterier och jäst i SSF till att höja arbetstemperaturen så nära som möjligt den optimala hydrolys temperaturen (40-45 °C). Resultat visade att det var möjligt att höja temperatur runt 40-42 °C, men nackdelen var att det gav en sämre utbyte av etanol; (2) etanol toleranta mikroorganismer krävs; (3) enzym inhibiteras av etanol [10].

Trots att de flesta faktorer visar att SSF är bättre än SHF och ger ett bättre utbyte av etanol på en kortare process tid, anses det mer lämplig att använda SHF metoden. Anledning till valet är att SSF metoden inte kan utnyttja återcirkulationssteget med återanvändning av jästceller.

Metoden har svårt att kunna nå en bättre optimal operations temperatur och på så sätt inte heller kunna använda reaktanternas fulla kapaciteter för att få ut ännu bättre etanol utbyte.

#### 6.4 Jäst Fermentering

Vanligaste metoden att fermentera glukos till etanol är med hjälp av jästsvamp. Jäst sorter som användes i industriell skala är *Saccaromyces cerevisiae*, *Saccaromycesuvarum*, *Schizosaccharomyces pombe* och *Kluyveromyces*. För en effektiv fermentering krävs att jästen kan tolerera den höga koncentrationen av etanol eftersom koncentrationen kan inhibera cell tillväxt och fermentering. Nya jästsorter utvecklas kontinuerligt för att anpassas till specifika ändamål.

Jäst klarar av att fermentera olika typer av sockerarter. Jäst producerar etanol från socker under anaeroba omständigheter. Jäst arbetar mest effektivt under arbetsförhållande vid pH 3,5-6,0 och temperatur mellan 28°C - 35°C vid fermenteringen. Vid högre temperatur minskar produktionen av etanol, samt kan den producerade etanolen inhibera fermentationen. Den normala etanolkoncentrationen efter fermenteringen bör vara mellan 5-10 %. Vid jäsnigen bildas lika mycket koldioxid som etanol. Koldioxiden samlas upp och renas för användning.

Av varje mol glukos som fermenteras erhålls 2 mol etanol, 2 mol CO<sub>2</sub> och 2 mol ATP. Man kan i teori säga att ur varje gram glukos erhålls 0,51 gram etanol d v s ett utbyte mellan 90-95 %. Hur mycket utbyte som erhålls beror helt på jästens tillväxt och vilka andra följd reaktioner som kan ske t.ex. att jästen fermenterar glukos till glycerol eller succinate [12]

#### 6.5 Filter press

Vid framställning av etanol från biomassa erhålls lignin som en restprodukt vid hydrolysis steget. För att efterföljande jäsningsprocess ska få ett bra utbyte krävs det att ligninet avlägsnas. Eftersom ligninet förekommer i fast form i sockerlösningen bör helst avvattningen ske med en mekanisk metod för att uppnå den högsta möjliga separationsgrad, till exempel med filterpress.

Filter press är en väl använd teknik för separation av fasta material från vätskor. Filter pressen använder sig av det tillförda trycket till att sammanpressa vätskan till en slutlig fast massa med lågt vatten innehåll. Filter press är en avvattnings process som sker satsvis. Pressen består av en rad serier av kammar innehållande av kvadrat eller rektangulära filter plattor där dessa rammats in. Varje filter platta är klädd med material eller membran som fungerar som initial/inledande filter. Processen sker i flera steg: Det börjar med själva inmatningen av slurry intill pressen, därefter sammanpressars plattor av hydrauliska ramar som generar trycket som motsvarar 70,000 kg per m<sup>2</sup> (5till 15 bar). Den sammanpressade slurry kommer att passera genom filtren, medan fasta partiklar (lignin) från slurry som är för stora för att passera filtret kommer att fastna på filtret och byggas upp till en filter kakmassa. Efter pressningen frigörs massan från filter membranen. Filterpressen åter matas in slurry och processen repeteras. Hela processen är ofta datoriserad och sker både automatisk eller semiautomatisk. [18]

Filterpressens produktions kapacitet är mellan 1,5 -10 kg fasta material per m<sup>2</sup> membran/yta och själva pressprocessen bör inte ta mer än 4 timmar. Hur mycket av fasta material som bildas och hur lång process tiden är, beror helt på volymen hos kammaren, antal plattor och filter ytan. Även vattenmängden i slurry och vilken konsistens massan skall ha, kan inverka på process tiden. [19]

## 6.6 Destillation

Destillationskolonn används ofta inom kemisk industri för separation av ämnen i olika blandningar t ex tar bort föroreningar och biprodukter eller separerar produkter åt. Separationsmetod utgår från komponenternas egenskaper i blandningen. En blandning där endast det ena ämnet är flyktigt medan de andra inte är det är lätt att separera. Medan för en separation mellan två flyktiga vätskor måste man utnyttja deras skillnader i flyktighet, d v s hur lätt de övergår i gas fas. Eftersom etanol har en lägre kokpunkt (78°C) jämför med vatten (100°C), övergår etanol lättare till gas fas (ånga) och kan däremot kondenseras och separeras bort. [16]

I industriell skala använder man sig oftast av den vanligaste destillationskolonnen s.k. Klockbotten kolonn. Klockbottenkolonn använder sig av den teknik som kallas fraktionerad destillation. Destillationen sker kontinuerligt genom att låta destillatet (etanollösning) koka *flera* gånger på olika ställen och på så sätt blir ångorna renare och renare med ökande etanolkoncentration för varje kokning. En klockbottenkolonn är ett ihåligt torn avdelat i flera nivåer - bottenar. Varje botten består av en platta med hål som dels kan släppa igenom ånga och låta vätska som bildats rinna ned till föregående botten. I klockbotten kolonnen värms etanollösningen på varje botten av heta gaser som kommer underifrån. Etanolen avdunstar och samlas upp medan vattnet stannar kvar. [17]

Ju fler bottenar det finns i en kolonn desto bättre blir separationen. För att reglera renheten från en destillationskolonn använder man återloppskokning. Man kan även genom att reglera hur mycket av topp- och bottenflödet som leds tillbaka till kolonnen kan man kontrollera renheten och förluster. [16]

## 6.7 Torkning

Molekylärsikt (Liquid dryer) är en dehydration process som använder sig av mikropolärt gel partiklar med adsorptions förmåga för avvattning. Processen koncentrerar upp till en högre etanolhalt. Ett inflöde med 93,5 -94 % etanol tillförs och passerar genom molekylärsikt kolonnen, vattnet adsorberas från etanolen och ger en slutlig produkt med en alkoholhalt över 99,8 %. Processen är byggd för kontinuerlig drift med två tvillingtorn med tork system. Torkningsprocessen sker via omgångar genom användning av dubbel adsorptions tankar. Avvattning från etanolen sker genom att etanolen passerar genom en nygjord reaktiverad packad kolonn av mikropolära partiklar som sillikon gel, activated alumina Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Metall kristallin aluminosilicates). Genom användning av mikropolära partiklar med känd por storlek gör det möjligt att separera mindre molekyler från de stora via selektiv adsorption. Till exempel en molekylärsikt med en por diameter av 3Å fångar upp vatten molekyler som har en diameter 2,5Å (Å = 10<sup>-8</sup> cm). Medan etanol molekyler som har en diameter av 4Å fångas inte upp och tar sig runt gel materialet istället. Mikropolära partiklars egenskaper för vatten förändras vid olika tryck. Vattnet effektivt adsorberas in i porer under fyllningen och avlägsnas under regningen av molekylär sikt bed. Medan den ena beden kör dehydration processen in i den ena tanken, regenererar beden i det andra tornet. [20]

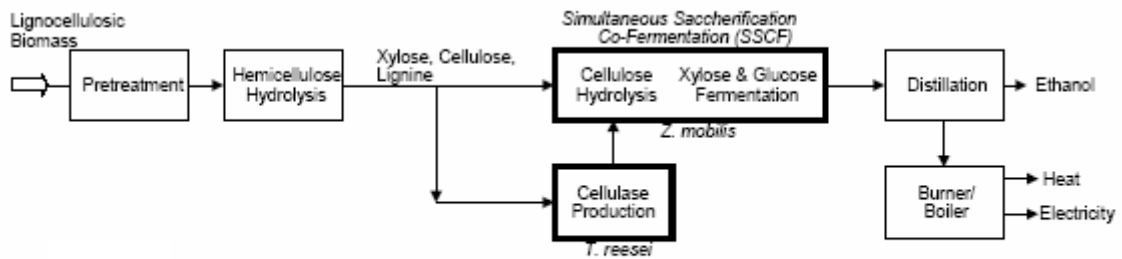
## 6.8 Möjliga kombinationer med kraftvärmekraftverk

Figur 3, 4 och 5 visar tre olika processer för tillverkning av etanol kombinerat med produktion av el och värme från lignocellulosa material. National Renewable Energy Laboratory NREL processen använder sig av steam pretreatment som ett förbehandlingssteg, svag syra hydrolys för nerbrytning av hemicellulosa och enzymatisk hydrolys av cellulosa. Processen använder sig av s.k. SSCF, Simultaneous Saccharification Co-Fermentation d.v.s. att hydrolys av

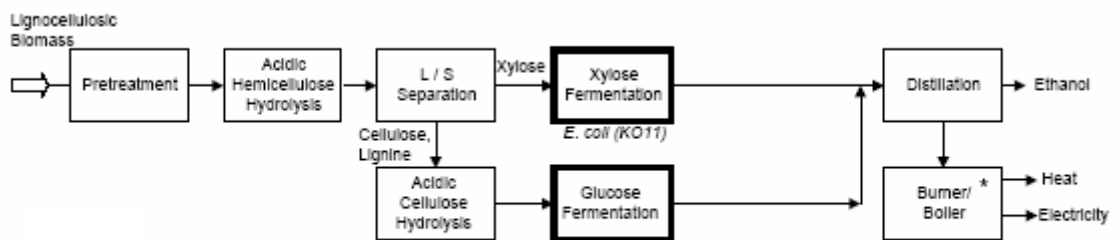
cellulosa och jästfermentering av xylos och glukos sker i en och samma reaktor. Mikroorganismer som används i fermentationen är en modifierad bakterie, *Zymomonas mobilis*.

I BC International Corporation (BCI) processen använder man en tvåstegs svag syra hydrolys. I det första steget bryts hemicellulosa ner till socker och i andra steget hydrolyseras cellulosa. Mikroorganismer som används är modifierade *E.coli* bakterier.

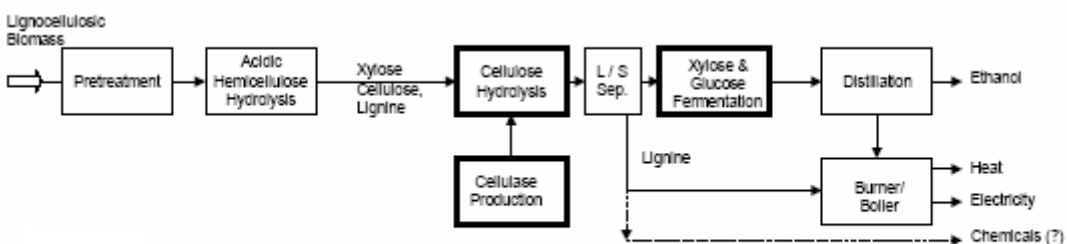
Enlig Iogen Corporationsprocessen används steam explosion som förbehandling av lignocellulosa material, svag syra hydrolysen används för nedbrytning av hemicellulosa, och följs av enzymatisk hydrolys av cellulosa. Lignin separeras bort före fermentations steget och kan användas för produktion av kemikalier eller som förbränningsbränsle för produktion av el och värme. [21]



*Biomass to ethanol process developed by the National Renewable Energy Laboratory (NREL), USA. [5].*



*Biomass to ethanol process developed by BC International Corporation (BCI), Canada [4,6].*



*Biomass to ethanol process developed by Iogen Corporation, Canada [4,6].*

**Figur 3, 4 & 5:** Visar möjliga kombinationer med el- värmekraftverk

## 7. Kartläggning av råvarutillgången

För att kunna veta om det är möjligt att bygga en etanolanläggning med en produktionsvolym på 200 000 m<sup>3</sup> etanol per år (alternativ 1) eller 400 000 m<sup>3</sup> per år (alternativ 2) tog vi först reda på om det finns tillräcklig med resurser. För etanolproduktionen har vi beräknat fram ett behov på ca 1 miljon ton TS råvaror. Vi har gjort en kartläggning var resurserna finns både på lokal och på nationell nivå samt kontrollerat hur stor mängd det finns, kartläggningen gjordes genom sökning via Internet och genom kontakt med skogsföretagen. När det gäller den lokala nivån finner man att de flesta mindre företag redan levererar flis till Borås Energi värmekraftverk fast då bara i mindre mängder. För att uppnå den önskade mängden måste det levereras från större skogsbruk från längre håll. Nackdelen med detta är de dyra transportkostnader. Vi kontaktade större skogsföretag och fick fram följande information angående råvarorna (se nedan)

## 7.1 Skogsbruk- de stora leverantörerna.

### Södra Biobränsle

Kontakt person: Håkan Edh

Telefon: 0470-893 85

Produktions mängd: 3 200 000 m<sup>3</sup>; varv 1 600 000 m<sup>3</sup> GROT, ved, röträd; 1 600 000 m<sup>3</sup> såg- och kutterspån

Pris: Grot: 170-180 kr/MWh; Spån 150 Kr/MWh

### Såbi AB

Kontakt person: Mikael Steivik

Telefon: 033-25 73 19

Möjlig leverans till BEAB: Skogsflis/träflis: ca 250 GWh (Ca300 000m<sup>3</sup>s); Energived: ca 200 GWh (ca 100 000m<sup>3</sup>fub); Sågverksflis: ca 200 GWh (Ca 330 000m<sup>3</sup>s)

Pris: 175 kr/MWh

### Sydved

Kontakt person: Andreas Törnkvist

Telefon: 033-23 92 72

Produktions ökning i södra Sverige: 5,2 TWh

Pris: 220 kr/MWh

### Derome AB

Kontakt person: Kjell Gustafsson

Telefon: 0340-66 65 53

Levererar till BEAB: 130 GWh

Pris: 180 kr/MWh

**Tabell 1:** En sammanställning görs på råvaror resurser från skogsföretagen.

	Leverans mängd (TS)	Pris kr/ton (TS)
<b>Södra Biobränsle</b>		
GROT	480 000	890
Spån	290 000	580
<b>Såbi</b>		
Skogsflis	48 000	900
Stamvedsflis	57 000	620
Sågverksflis	48 000	735
<b>Sydved</b>		
Flis	1 000 000	1060
<b>Darome</b>		
Flis	33 000	866
<b>Total:</b>	<b>1 956 000</b>	



## 7.2 Avfall

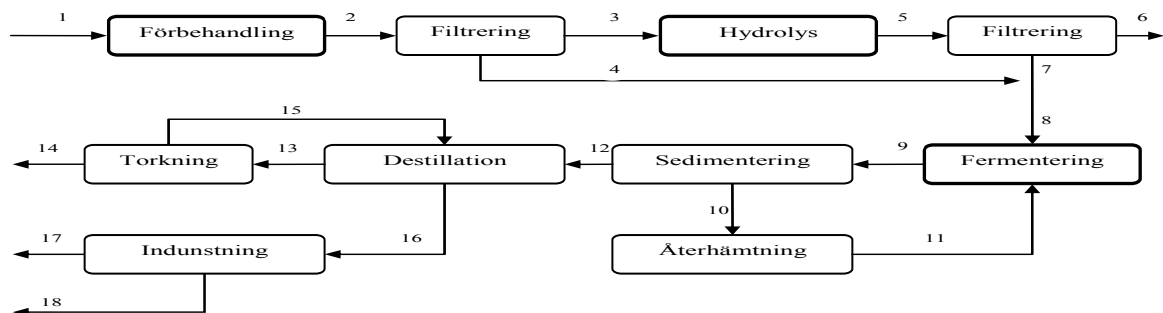
Enligt tester som hade gjorts på avfall och industri slam innehållande cellulosa i högskola i Borås visades att avfall kan användas som råvara för etanoltillverkning. Allt avfall inte kan användas till etanoltillverkning t ex hushållsavfall. För att kunna använda avfallet måste det vara homogent. Avfallet skall vara likartad t ex biprodukt som slam från pappersmassa industrin och apelsinskal från företag som Brämhult juice. Hushållsavfall är heterogen d v s en blandning av olika typer av avfall och ämnen. En sådan blandning gör att det försvårar etanolprocessen, där det bland annat krävs ett rening steg som separerar ämnena åt och ett ytterligare process steg som utvinnet och samlar upp cellulosan.

Eftersom möjligheten att använda avfall som billig råvara till etanolproduktion finns, tog vi kontakt med olika industriella företag bl a pappersmassa bruk och Brämhult juice. Det var svårt att få tag på den information som behövs från företagen bl a vad det gäller kostnaden på avfallet, cellulosa koncentration och vilka mängder det finns. Till exempel för Brämhult juice som kan levererar apelsinskal på ca 7 800 ton/år, men vad detta skulle kosta kan personalen inte svara på. För nuvarande har Brämhult juice en kontakt med bönder som ger dem apelsinskalen kostnadsfritt, apelsinskalen används där som djurfoder. Men samtal med personalen påvisar ett visst intresse för att sälja apelsinskalen, det gäller för Borås Energi att komma med förslag vad det gäller pris och volym. Vad det gäller cellulosa koncentration i apelsinskal kunde personalen inte heller besvara, utan ett prov måste skickas för analys av cellulosa innehåll. Utan några mer korrekta och relevanta svar kunde vi inte använda avfallet som råvara och inte heller beräkna med det i materialbalansen.

## 8. Val av processmetod.

Enligt konstruktionen i vår process används 10 batch reaktorer i förbehandlingssteget. Anledning till detta är att kunna öka flexibiliteten hos anläggningen med den möjligheten att använda olika typer av råvaror till etanoltillverkning. Till exempel kan en viss reaktor köras på träflis medan andra på avfall eller biomassa.

Två olika processmetoder har valts ut, svag-syra och enzymatisk process. De här två processmetoder kommer att jämföras, för att avgöra vilken är den som är bäst lämpad till etanol produktionen, d v s vilken är den som är mest ekonomisk gynnsam, och vilken lämpar sig bäst för integrationen med el och fjärrvärme produktion. Svag-syra metoden är för nuvarande den mest utvecklade tekniken medan enzymatisk metod eventuellt kan slå igenom och kan vara en bättre lämpad teknik för framtiden pga. högre utbyte.



Figur 6: Schema för de olika stegen till Etanolproduktion

## 8.1 Förbehandling

Förbehandling av cellulosebaserade material krävs för att kunna avlägsna lignin och bryta ner hemicellulosa till socker. Metoden för detta som vi har valt är svag-syra förbehandling med syra katalysator  $H_2SO_4$ .

Anledning till valet är att det är en enkel och tillgänglig process jämför med steam explosion behandling. I jämförelse med svag-syra processen är steam explosion behandling en mer ekonomisk gynnsam process med lägre problematik, mer miljövänlig och ger ett bättre utbyte. Men nackdelen är att processen är bättre lämpad för behandling av lövträd och jordbruks rester vilket kan ge en sämre effektivitet när det gäller behandling av barrträd. Framför allt är kostnaderna för processen med steam explosion fortfarande osäkert.

Förbehandlingen sker satsvis i en reaktor. Det tar ca 15 minuter för att fylla upp en reaktor med material. Koncentrationen av fast material in till reaktorn är 30 w/w %. Uppehållstiden för förbehandlingen är på 10 minuter. Arbetstemperaturen i reaktorn är på 190 °C, syra koncentration 0,5 % och trycksatt på 18 bar. Efter förbehandling processen har cirka 90 % av hemicellulosa bryts ner till socker, där 10 % av cellulosa bryts till glukos och cirka 5 % av ligninet kommer att brytas ner eller omvandlas till diverse ämne. Den totala tiden för att förbehandla en sats tar cirka 30 minuter. Förbehandlingen processen kommer att ske i 10 batch reaktorer. Detta gör möjligheten till att kontrollera och anpassa syra koncentrationen, uppehållstiden och temperaturen efter varje råvaras behov och kunna få ut bästa möjliga utbyte. Förbehandlingssteget är samma för både svag-syra och enzymatisk metod.

## 8.2 Cellulosa hydrolys

Vi har studerat två olika metoder för hydrolys av cellulosa, både svag-syra hydrolys och enzymatisk hydrolys. Frågan är hur dessa processer skiljer sig från varandra.

### 8.2.1 Svag-syra hydrolys

Svag-syra hydrolysen sker kontinuerligt i reaktor och bryter ner cellulosa till glukos. Vi använder oss av 2 reaktorer och varje reaktor fylls upp med fasta material 30 w/w % (enhet weight to weight) och svavelsyra koncentrationen 1 %. Arbetsförhållande i varje reaktor är trycksatt med 22 bar med en arbetstemperatur vid 220 °C. Under de här omständigheterna kommer 40 % av cellulosan att brytas ner till glukos, och cirka 5 % av ligninet kommer att brytas ner till diverse ämne. Uppehållstiden i reaktorn är 10 min.

### 8.2.2 Enzymatisk hydrolys

Vid enzymatisk hydrolys använder man sig av enzymer för att bryta ner cellulosan till glukos. Reaktionen sker kontinuerligt i 10 reaktorer och varje reaktor fylls upp med cellulosa 10 w/w % i reaktorn. Det enzym koncentration som är mest effektiv vad det gäller nerbrytning av cellulosa är 20 FPU (Filter Paper Unit) enzymer/g cellulosa. Vid högre koncentration bidrar det inte till någon ökad effektivitet och vid lägre koncentration finns risk för att inte allt cellulosa bryts ner. Uppehållstiden för hydrolysen är 48 timmar och den arbetstemperatur som lämpar sig bäst för reaktionen är 50 °C. Under de här omständigheterna kommer 70 % av cellulosan att brytas ner till glukos och ingen nerbrytning av lignin sker.

## 8.3 Filtrering av lignin och cellulosa

Lignin och cellulosa kommer att separeras bort både efter förbehandlingen och efter hydrolysen. Detta kommer att ske med hjälp av två stycken filterpressar som kan separera

bort fasta och flytande material från en blandning. Efter förbehandlingssteget transporteras cellulosasockerlösningen genom filterpressen och separerar cellulosa och lignin med hjälp av flera filtermembraner. Membranerna pressar samman cellulosa och lignin till en fast kaka. Då sockerlösning rinner av från pressen, samlas den upp och transporteras till fermenteringsprocess. Anledning till att socker separeras bort är att de inte ska påverka hydrolysning av cellulosa i senare hydrolys steg.

Ex

- Vid enzymatisk hydrolys skulle det socker (lösning) som bildas vid förbehandlingen inhibera enzymer, vilket kan försämrar hydrolysning av cellulosa och få ut ett lägre utbyte.
- Vid svag-syra hydrolysen skulle det socker (lösning) som bildas vid förbehandlingen även kunna ytterligare brytas ner till giftiga ämnen, som i sin tur bidrar till negativ inverkan hos fermenteringen.

Den sammanpressade kakan innehåller cellulosa och lignin. Kakan transporteras vidare till hydrolys steget för nerbrytning av cellulosa till socker (lösning). Efter hydrolysen separeras ligninet bort från sockerlösningen med hjälp av ytterligare en filterpress. Anledning till att lignin separeras bort är att det inte ska kunna inverka på fermentering processen. Men framför allt för att lignin är ett utmärkt bränsle material med högt energivärde, vilket är lämplig för användning för förbränning i el-värme kraftverk. Filterpressen har kapacitet att sammanpressa kakan till en torr halt (TS) upp till 70 %. Det är viktigt att notera att tekniken inte är helt problemfri och att lösningen inte är helt färdig.

#### 8.4 Fermentering

Fermentering processen sker kontinuerlig under anaerobt förhållande i serie kopplade CSTR (Continous Stirr Tank Reactor). Fördelen med kontinuerliga reaktorer är att de är bättre lämpade för stora produktioner än sats reaktor. Med kontinuerliga reaktorer sker fermenteringsprocessen snabbare men nackdelen är att den ofta är dyr. Mikroorganismer som används för fermentering är *Saccaromyces cerevisia* (bageri jäst). Jästkoncentration på 12 g/l den högsta möjliga koncentration som används för få ett så högt utbyte som möjligt samt för att kunna få en snabb fermentering. Vid högre koncentration kan det möjligen försämrat utbytet och hastigheten vid jäsnigen. Arbetstemperaturen under fermenteringen är 30°C.

- För svag-syra processen är uppehållstiden för fermentering på 10 timmar och ger ett utbyte på 90 % etanol. Antalet fermenterings reaktorer som används är 4 st.
- För enzymatisk hydrolys är uppehållstiden vid fermentering betydligt längre eftersom hydrolys av cellulosa processen sker i takt med fermenteringsprocessen inne i fermenteringstanken. Den uppehållstid som krävs för enzymatisk process är på 24 timmar och erhåller ett utbyte på 90 % etanol. Antalet fermenteringsreaktorer som används är 6 stycken.

##### 8.4.1 Behandling med kalk

Det är viktigt att toxiner och svag-syran som finns i sockerlösning efter förbehandling och hydrolys steget först tas bort eller neutraliseras före fermentering processen. Detta åtgärdas genom att tillsätta kalk  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  i sockerlösningen. Kalken neutraliserar syran och bildar en gips liknande massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2 - \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ . Massan kan sedan lätt filtreras bort från

sockerlösningen. Massan kan i ett senare skede exempelvis användas som jordförbättrare. Användningen av höga jäst koncentrationer gör att fermenteringen inte påverkas så mycket av giftiga ämnen (toxiner) som bildas vid förbehandlingen och cellulosa hydrolysen som följer med sockerlösningen. Utbytet som erhålls från fermentering ligger vid 0,45 g etanol/g glukos.

#### 8.4.2 Återcirkulation av jästceller

Efter fermenteringsprocessen kommer jästen att separeras bort från etanollösningen via sedimentering och återcirkuleras tillbaka till fermenteringstankarna. Detta görs för att slippa odla fram ny jäst, samt att minska socker användning till odling av nya jästceller. Sedimentering är en enkel och billig process. Jästceller kan lätt återsamlas från vätskeytan eftersom jäst lätt flockulerar (hopgyttring) och flyter upp till ytan utan tillsättning av kemikalier. Den uppehållstiden som krävs för att jästlösningen ska sedimentera är 10 min. Vid sedimenteringssteget kommer jästen och en del av vattnet att avlägsnas. Den samlade jästen behöver återhämta sig innan den förs tillbaka till fermenteringstankarna. Detta är på grund av att fermentering sker under anaerobt förhållande, vilket orsakar en hög stress hos jästcellerna. Därför är det viktigt att den samlade jästen först lagras i en CSTR tank under aeroba förhållanden efter sedimentering. Lagringen bidrar också till jäst tillväxt som kan kompensera för det jästmängden som förloras vid fermentering. På detta sätt erhålls en konstant koncentration av jästceller i fermenteringsprocessen. För att jästen ska kunna växa krävs syre, kväve och kol- tillförelse som i detta fall är glukos. Uppehållstiden som behövs för att jästen ska återhämta sig och växa är 30 minuter och det gäller också för sedimenteringen.

### 8.5 Destillation

Efter fermenteringen koncentreras etanolhalten från cirka 4 w/w % till 94 w/w % genom destillering. Detta sker i två seriekopplade destillationskolonner. I den första destillations kolonn koncentreras etanol till 50 w/w % under vakuum förhållande (0,4 bar). Anledningen till att det sker under vakuum är för att undvika igentäppningar i destillationskolonnen. Detta på grund av att anlagringar av olika ämnen ansamlas i kolonnen. Etanollösningen 50 w/w % transporteras vidare till den andra kolonnen för att ytterligare koncentrera upp etanolhalten till 94 w/w % detta sker under ett högre tryck (1,25 bar). Den stora fördelen med att använda två kolonner med två olika tryck är att kunna återanvända ångan från den andra kolonnen till att värma upp den första kolonnen. På detta sätt sparas energin som behövs till att värma upp den första kolonnen.

### 8.6 Torkning

För att kunna använda etanol som drivbränsle krävs en koncentration på 99,8 %. Eftersom den högsta koncentrationen på etanolen man kan få ut efter destillationen är 94 w/w %, krävs det att etanolen genomgår en s.k. torkningsprocess för att uppnå mål koncentrationen. Molekylär sikt torkning process (Liquid dryer) använder sig av mikropolärt gel partiklar och dess adsorption förmåga för avvattning till att koncentrera upp etanolkoncentrationen. Användning av mikropolära partiklar med känd por storlek gör det möjligt att separera mindre molekyler från de stora genom selektiv adsorption (läs mer på 3.1)

### 8.7 Indunstning

Efter destillation behandlas processvattnet i indunstning steget. I indunstning steget används 4 stycken indunstning apparaturer. Apparaturen separerar bort fasta material från processvattnet genom att vattnet indunstas. Därefter samlas det fasta materialet upp och torkas till en TS halt på 50 %. Det fasta materialet innehåller ett visst energivärde och kan tänkas användas som

bränsle för förbränning i ett värmekraftverk. Det indunstade processvattnet kommer att återanvändas där 60 % av processvattnet återcirkuleras tillbaka till etanolprocessen medan 40 % går till avloppet. Energin i vattnet tas tillvara till fjärrvärmeproduktion.

## 9. Dimensionering av processen

De finns två förslagsalternativ för etanolanläggningens produktionsstorlek. De följande är att bygga en anläggning med en produktion av 200 000 m<sup>3</sup> etanol per år eller att bygga en större anläggning med produktionen 400 000 m<sup>3</sup> etanol per år. Valet för anläggningen storlek hänvisar efter vilka etanolanläggningar som finns i Sverige samt efter resurstillgångar. En annan viktig faktor är hur mycket spillvärmeeffekt fås ut till fjärrvärmenätet. Det är viktigt att tänka långsiktig och att bygga en anläggning i en viss storlek för att få lönsamhet. Anläggningen ska vara kommersiellt gångbar och konkurrenskraftig. Den producerade etanolvolymen ska kunna täcka upp en stor del av den totala etanolförbrukningen i Sverige. Både svag-syra och enzymatisk process kommer dimensioneras för en årlig produktion av etanol på 200 000 m<sup>3</sup> och 400 000 m<sup>3</sup>. Processen kommer att anpassas efter trämaterial som kommer vara den största råvaran för tillverkning av etanol. Alla beräkningar kommer att utgå från trämaterial.

### 9.1 Svensk skog

Svensk skog består av olika trä orter, med olika sammansättning av cellulosa, hemicellulosa och lignin. Ett medelvärde har beräknat fram för att få så bra värde som möjlig på trämateriallets sammansättning (se nedan). Det beräknade medelvärdet kommer att användas i beräkning av flödesschema.

**Tabell 2:** visar sammansättning i svensk skog samt trämateriallets sammansättning mp cellulosa, hemicellulosa, lignin och aska

	Svensk skog (%)	Cellulosa (%)	Hemicellulosa (%)	Lignin (%)	Pentos (%)	Aska (%)
<b>Gran</b>	46	43	26	29	6	2
<b>Tall</b>	42	44	26	29	8	1
<b>Björk</b>	12	40	39	21	25	1

**I tabell 3:** beräknas fram ett medelvärde på sammansättning av skogen i Sverige från tabell ovan.

<b>Svensk skog</b>	<b>Procent</b>
<b>Cellulosa</b>	43,06
<b>Hemicellulosa</b>	27,56
<b>Lignin</b>	28,04
<b>Pentos</b>	9,12
<b>Aska</b>	1,34

Materialiet som har valts till all utrustning är syra-fast stål (SS316). Detta berör den hårda arbetsmiljön inne i processutrustningen. Utrustningar som utsätts för hydrolys av cellulosa steget i svag-syra processen och förbehandlingen måste kunna klara av den höga arbetstemperaturen och det låga pH.

### 9.2 Svag-syra process

Flöde in på flödesschema för råvaran är 116,5 ton TS/h och sammansättningen består av cellulosa 43 %, hemicellulosa 27,5 % och lignin 28 % (medelvärde: se tabell 3 ovan). Flöde

ut är etanol 20,0 ton/h och lignin 75,1 ton/h. Alla beräkningar i flödestabellen för etanolprocessen beräknades fram med hjälp av programmet SuperPro design.

### 9.2.1 Flödes tabell

Alla värdena i tabellen är i ton/h material. Densiteten antas vara 1 m<sup>3</sup>/ton, medan hexosan, pentosans och svavelsyra inte antas ge en ökning i volym.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Cellulosa	50,2	45,1	45,1	0,0	25,1	25,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hemicellulosa <sup>1</sup>	21,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hemicellulosa <sup>2</sup>	10,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Lignin	32,7	29,7	29,7	0,0	29,7	29,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Övrigt	1,56	7,7	7,7	3,9	3,9	3,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Vatten	233,0	233,0	149,8	210,5	149,8	16,4	133,3	428,8	428,8	38,6	38,6	428,8	1,5	0,4	1,1	428,8	413,9	14,9
Hexos	0,0	24,4	0,0	24,4	20,1	0,0	20,1	44,4	4,4	0,4	0,4	4,4	0,0	0,0	0,0	4,4	0,0	4,4
Pentos	0,0	9,6	0,0	9,6	0,0	0,0	0,0	9,6	9,6	0,9	0,9	9,6	0,0	0,0	0,0	9,6	0,0	9,6
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,2	1,2	1,5	1,2	1,5	0,0	1,5	2,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etanol	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	20,0	1,8	1,8	25,2	24,7	20,0	5,2	0,5	0,0	0,5
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	20,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Jäst	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,3	4,3	3,9	0,4	0,4	0,0	0,0	0,0	0,4	0,0	0,4
Flöde	350,7	350,7	233,8	249,5	230,0	75,1	154,9	489,8	487,1	45,5	42,1	468,5	26,2	20,0	6,3	459,8	413,9	29,9
Volym (m <sup>3</sup> )	349,5	233,0	224,6	249,5	230,0	75,1	154,9	428,8	428,8	38,6	38,6	428,8	34,6	25,3	7,7	428,8	413,9	29,9

**Tabell 4:** Flödestabellen för svag-syra process alternativ 1 och siffrorna hänvisar till figur 6.

För att ha en produktion av 200 000 m<sup>3</sup> etanol per år behövs det 950 000 ton TS av skogs råvara per år. Alla reaktorer antas köra med en arbetande volym på 90 %. Nr 1-18 i flödestabellen (tabell 4) motsvarar de olika processtegen och detta kan följas med hjälp av figuren 6.

### 9.2.2 Utrustning

Utrustning som behövs för processen har summerats i tabell 5. Antalet och storleken på utrustningen baseras efter vilka volymer som behövs för de olika processerna.

**Tabell 5:** Lista för utrustning till svag-syra process alternativ 1.

	Typ av utrustning	Storlek	Antal
<b>Förbehandling</b>	Batch reaktor	22 m <sup>3</sup>	10
<b>Hydrolys</b>	CSTR	20 m <sup>3</sup>	2
<b>Fermentering</b>	Fermenter	2450 m <sup>3</sup>	4
<b>Återhämtning</b>	Fermenter	25 m <sup>3</sup>	1
<b>Destillation<sup>1</sup></b>	Destillations Kollon	66 m <sup>3</sup>	1
<b>Destillation<sup>2</sup></b>	Destillations Kollon	63 m <sup>3</sup>	1
<b>Indunstning</b>	Evaporator	190 m <sup>3</sup>	4
<b>Sedimentering</b>	Sedimentations Tank	245 m <sup>3</sup>	1
<b>Filtrering<sup>1</sup></b>	Pressure Filter	170 m <sup>2</sup>	1
<b>Filtrering<sup>2</sup></b>	Pressure Filter	170 m <sup>2</sup>	1
<b>Värmeväxlare<sup>1</sup></b>	Plate & Frame	161 m <sup>2</sup>	1
<b>Värmeväxlare<sup>2</sup></b>	Plate & Frame	138 m <sup>2</sup>	1
<b>Värmeväxlare<sup>3</sup></b>	Plate & Frame	165 m <sup>2</sup>	1
<b>Torkning</b>	Molecular sieve	50 m <sup>3</sup>	1

### 9.3 Enzymatisk process

För att ha en produktion av 200 000 m<sup>3</sup> etanol per år behövs det 769 000 ton TS av skogs råvara per år. Alla reaktorer i processen antas köra med en arbetande volym på 90 %. Nr 1-18 i flödestabellen motsvarar de olika process stegen och detta kan följas med hjälp av figuren 6.

Inflöde på flödesschema för råvaran är 97,5 ton TS/h och dess sammansättning består av cellulosa 43 %, hemicellulosa 27,5 % och lignin 28 % (medelvärde: se tabell 3 ovan). Flöde ut för etanol är 20 ton/h, cellulosa och lignin 49,4 ton/h. Alla beräkningar i flödestabellen för etanolprocessen beräknades fram med hjälp av programmet SuperPro design.

#### 9.3.1 Flödes tabell

Alla värdena i tabellen har enhet ton material/h. Densiteten för trämaterial antas vara 1 m<sup>3</sup>/ton. Medan hexosan, pentosans, svavelsyra antas inte ge en ökning i volymen.

**Tabell 6:** Flödes schema för enzymatisk process alternativ 1 och siffrorna hänvisar till figur 6.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Cellulosa	42,0	37,8	37,8	0,0	11,3	11,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hemicellulosa <sup>1</sup>	18,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Hemicellulosa <sup>2</sup>	8,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Lignin	27,3	26,0	26,0	0,0	24,7	24,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Övrigt	1,3	5,4	2,7	2,7	4,0	2,0	2,0	2,0	0,2	0,2	0,2	2,0	0,0	0,0	0,0	2,0	0,0	2,0
Vatten	195,0	195,0	377,9	175,9	377,9	11,4	366,5	542,3	542,3	48,8	48,8	542,3	1,3	0,0	1,3	542,3	522,4	19,9
Hexos	0,0	20,4	2,0	18,4	26,4	0,0	26,4	44,8	4,5	0,4	0,4	4,5	0,0	0,0	0,0	4,5	0,0	4,5
Pentos	0,0	8,0	0,8	7,2	0,0	0,0	0,0	7,2	0,6	0,6	0,6	7,2	0,0	0,0	0,0	7,2	0,0	7,2
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,0	1,0	0,1	1,0	0,1	0,0	0,1	1,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Etanol	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	20,2	1,8	1,8	25,7	25,7	20,0	7,7	5,7	0,0	5,7
CO <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	20,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Jäst	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	5,4	5,4	4,9	5,4	0,5	0,0	0,0	0,0	0,5	0,0	0,5
<b>Flöde</b>	293,5	293,5	447,2	205,1	444,4	49,4	395,0	602,9	601,8	56,7	57,3	582,2	27,0	20,0	9,0	562,2	522,4	39,9
<b>Volymen</b>	292,5	258,8	441,6	175,9	413,9	47,4	366,5	542,3	542,3	48,8	48,8	542,3	33,8	25,3	11,0	542,3	522,4	34,2

#### 9.3.2 Utrustning

Utrustning som behövs för processen har summeras i tabell 7. Antalet och storleken på utrustning baseras efter vilka volymer som behövs för de olika processer stegen.

**Tabell 7:** Lista för utrustning till enzymatisk process alternativ 1

	Typ av utrustning	Storlek	Antal
<b>Förbehandling</b>	Batch reaktor	17 m <sup>3</sup>	10
<b>Hydrolys</b>	CSTR	2350 m <sup>3</sup>	10
<b>Fermentering</b>	Fermenter	2400 m <sup>3</sup>	6
<b>Återhämtning</b>	Fermenter	27 m <sup>3</sup>	1
<b>Destillation<sup>1</sup></b>	Destillations Kollon	66 m <sup>3</sup>	1
<b>Destillation<sup>2</sup></b>	Destillations Kollon	63 m <sup>3</sup>	1
<b>Indunstning</b>	Evaporator	600 m <sup>3</sup>	4
<b>Sedimentering</b>	Sedimentations Tank	275 m <sup>3</sup>	1
<b>Filtrering<sup>1</sup></b>	Pressure Filter	173 m <sup>2</sup>	1
<b>Filtrering<sup>2</sup></b>	Pressar Filter	172 m <sup>2</sup>	1
<b>Värmeväxlare</b>	Plate & Frame	170 m <sup>2</sup>	1
<b>Torkning</b>	Molecular sieve	50 m <sup>3</sup>	1

#### 9.4 Råvarukvantiteter

Råvaror mängden som behövs för de olika processerna redovisas i flödestabellen (se tabell 8-9 nedan). Vad det gäller för vattenförbrukningen i processen, så kommer att en viss del av använd processvattnet att renas och återanvändas i processen igen. Där 60 % av behandlade processvatten från indunstningen kommer att återcirkuleras tillbaka till processen, för att minska vattenförbrukningen.

**Tabell 8:** Råvarukvantitet för svag-syra och enzymatisk process alternativ

	Svag-syra	Enzymatisk
<b>Ved (kton TS/år)</b>	942	769
<b>Vatten (km<sup>3</sup>/år)</b>	669	359
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (ton/år)</b>	22	10
<b>Kalk (ton/år)</b>	22	10

**Tabell 9:** Råvarukvantitet för svag-syra och enzymatisk process alternativ 1.

	Svag-syra	Enzymatisk
<b>Ved (kton TS/år)</b>	1884	1538
<b>Vatten (km<sup>3</sup>/år)</b>	1337	718
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (ton/år)</b>	43	19
<b>Kalk (ton/år)</b>	43	19

#### 9.5 Energi förbrukning

##### 9.5.1 Svag-syra process

Förbehandlings och hydrolyssteg är två av dem mest energi krävande stegen i processen. För förbehandlingen krävs det 1,0 kWh/liter etanol och för hydrolysen 0,86 kWh/liter etanol. För att minska energianvändningen i dem här två stegen har värmeväxlare satt in både före och efter reaktortankarna. Den första värmeväxlaren värmer materialet till ca 100 °C som kommer in till reaktorerna. Den andra kyler sedan ner materialet som kommer ut från reaktorn och därefter in till filterpressen. Efter fermentering steget skickas etanollösningen till



destillation för att koncentrera upp etanolhalten. Den energi som behövs till destillation process är 0,78 kWh/liter etanol.

#### 9.5.2 Enzymatisk process

Även vid enzymatisk process är förbehandling och destillation de två mest energi krävande stegen. Energin 0,82 kWh/liter etanol för förbehandlingen är lägre jämför med svag-syra processen på grund av att mindre mängd råmaterial behövs i processen. Medan den energi som behövs för destillationen 0,95 kWh/liter etanol är högre än för svag-syra processen på grund av den låga etanol koncentrationen som kommer in till destillationen.. För indunstning är energi behov större för enzymatisk process än för svag-syra processen på grund av det större processvatten mängden erhålls från processen.

Indunstning och torkning är två sista stegen som kräver stora mängder energi. För indunstning behövs det 0,2kg ånga/kg processvatten och för torkning 0,55 kg ånga/kg etanol. Detta gäller för de båda processerna svag-syra och enzymatisk.

### 9.6 Biprodukter från etanolfabriken

Biprodukter som erhålls från etanolfabriken är lignin och koldioxid. Lignin är den största biprodukten från etanolfabriken och kan antingen användas som förbränningsbränsle eller säljas som pellet. Användning av lignin som bränsle gör att fabriken kan vara självförsörjande av el och värme, vilket gynnar så väl som ekonomin och miljön. Placeringen av fabriken kan med detta även hänvisa efter önskemål. Om fabriken körs utan självförsörjning av ånga då behövs det ligga nära ett kraftvärmeverk som bidrar ånga genom förbränning av flis eller lignin pellet. Nackdelen är att det kan bli alldeles för dyrt att dra ledningar med ånga till etanolfabriken beroende på avståndet. När det gäller frågan om vad som är mest gynnsam för användningen av ligninet så kan det vara svårt att säga. Användningen beror på marknadspriset för ligninpellet som idag bör betinga till samma värde som vanliga pellets dvs 300 kr/MWh. Vid vissa fall kan det vara lönsamt att sälja ligninet som pellet och istället eldar avfall eller flis (ca 170 kr/MWh) i pannorna som förse ånga till etanolanläggningen. Värmevärde för lignin pellets med ett TS halt på 70 % beräknas vara 4,1 MWh/ton.

Koldioxiden som produceras släpps ut i luften. Det finns dock möjlighet att ta tillvara koldioxiden och sälja denna till företag inom t.ex livsmedelsindustrin. Fjärrvärme från etanolfabriken erhålls från destilleringen, kondensatorerna i indunstningen, kylningen av varma strömmar i processen mm. Att beräkna fram hur mycket fjärrvärme som erhålls från etanolfabriken är svår eftersom energibalansen för processen inte är fullständig. Därför är mängden fjärrvärme från etanolfabriken väldigt osäker.

**Tabell 10:** Visar mängd biprodukter från etanolanläggning alternativ 1.

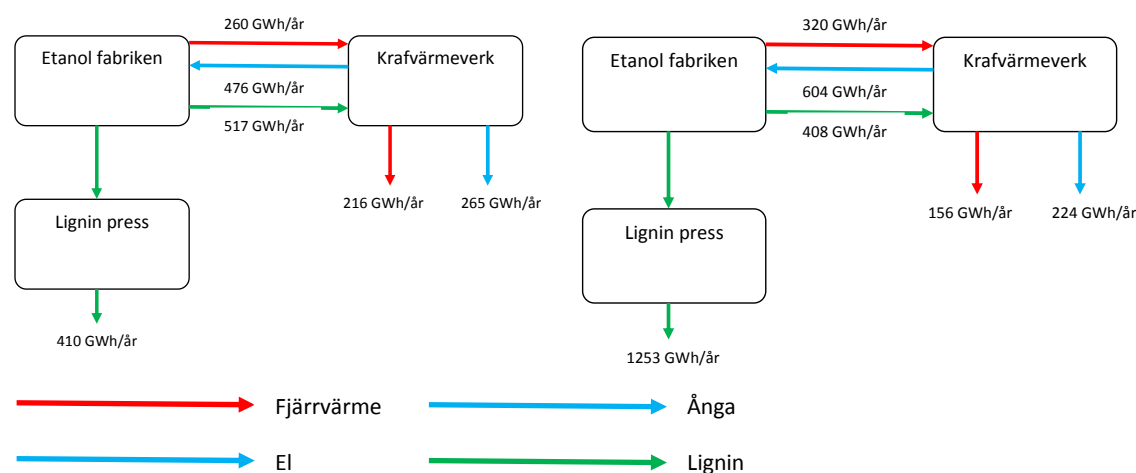
	<b>Svag-syra Enzymatisk</b>	
<b>Fjärrvärme(GWh/år)</b>	320	260
<b>Koldioxid(kton/år)</b>	159	159
<b>Lignin(kton TS/år)</b>	576	374

**Tabell 11:** Visar mängd biprodukter från etanolanläggning alternativ 2.

	<b>Svag-syra Enzymatisk</b>	
<b>Fjärrvärme(GWh/år)</b>	557	332
<b>Koldioxid(kton/år)</b>	318	318
<b>Lignin(kton TS/år)</b>	1152	748

## 10. Integrerat etanolproduktion med kraftvärmeverk

Den totala energin som behövs till etanolproduktionen alternativ 1 har beräknas till 604 GWh/år för svag-syra processen och 476 GWh/år enzymatisk processen. För alternativ 2 uppskattas energi behovet till 664 GWh/år för enzymatisk processen och 1160 GWh/år för svag-syra processen.



**Figur 7:** Visar energi flöde mellan etanolfabriken och el- värmekraftverket, (till vänster svag-syra processen, till höger enzymatisk processen)

**Tabell 12:** Redovisar de olika anläggningarnas produktionskvantiteter för fjärrvärme, el och överskott av lignin för alternativ 1

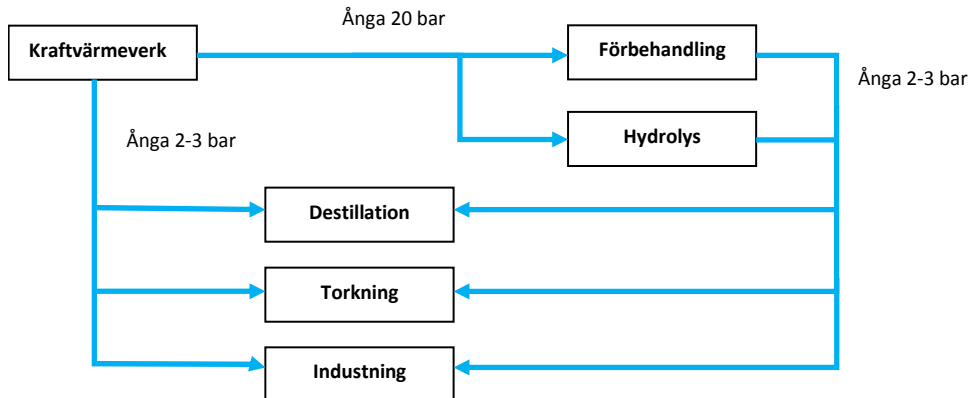
	<b>Svag-syra process</b>	<b>Enzymatisk process</b>
<b>Fjärrvärme från fabriken, (GWh/år)</b>	320	260
<b>Fjärrvärme från flispanna, (GWh/år)</b>	156	216
<b>El, (GWh/år)</b>	224	265
<b>Ligninpellets, (GWh/år)</b>	1253	410

**Tabell 13:** Redovisar de olika anläggningarnas produktionskvantiteter för fjärrvärme, el och överskott av lignin för alternativ 2

	<b>Svag-syra process</b>	<b>Enzymatisk process</b>
<b>Fjärrvärme från fabriken, (GWh/år)</b>	557	332
<b>Fjärrvärme från flispanna, (GWh/år)</b>	30	144
<b>El, (GWh/år)</b>	198	229
<b>Ligninpellets, (GWh/år)</b>	3196	1590

Energi användningen för etanolanläggningen fördelas med att en del av den totala energin går till förbehandling och hydrolysteget (ånga-20 bar) medan den resterande delen går till

destillerings-, torknings- och indunstningssteget. Det överskotts ånga och energin som finns kvar från hydrolyssteget kan även används till destillerings-, torknings- och indunstnings steg. (Se bilden nedan)



**Figur 8:** Visar ångans flöde från kraftvärmeverket till etanol fabriken

## 11. Ekonomisk analys

### 11.1 Underhållskostnad

Underhållskostanden sätts på en årlig kostnad på 4 % av investeringskostnaden för anläggningen. För alternativ 1 blir underhållskostnaden 47,2 MSEK för svag-syra processen och för enzymatisk processen 113,8 MSEK. För alternativ 2 blir underhållskostnaden 77,6 MSEK (svag-syra) och 209 MSEK (enzymatisk)

### 11.2 Råvarukostnader

Genom att ha jämfört med olika leverantörer kunde ett genomsnitt pris beräknade fram för flis 920 kr/ton TS (priset hänvisa till tabell 1). Medelvärdet beräknas fram genom att multiplicerar leverans mängden med priset kr/ton ts från de fyra företagen och delas med den totala leverans mängden. Medelvärdet blir 920 kr/ton TS

Priset är dock osäkert på grund av att priserna erhålls från leverantörer är för kr/MW biobränsle. Vid omräkning från enhet kr/MW till kr/ton TS används olika tabell värde för (TS) torrhalten, vilket gör att priset inte riktig är korrekt. Priset per TS för olika råmaterial som flis, sågspån och GROT varierar kraftigt, vilket gör att det blir svårt att få fram ett exakt pris för TS.

#### 11.2.1 Biomassa förbrukning.

Biomassa förbrukningen för alternativ 1 är ca 940 000 ton/år för svag-syra processen och 770 000 ton/år för enzymatisk processen (se tabell). För alternativ 2 behövs den dubbla mängden av alternativ 1, 1 880 000 ton/år för svag-syra och 1 540 000 ton/år för enzymatisk.

#### 11.2.2 Cellulas enzymer och vattenförbrukning.

Priset för cellulas enzymer ligger på 20 kr/miljon FPU (Novozymes). Idag kostar Vatten ca 8 kr/m<sup>3</sup>. Vattenförbrukningen för alternativ 1 beräknas vara på 668 000 ton/år för svag-syra

processen och 359 000 ton/år för enzymatiska processen. För alternativ 2 är den dubbla mängden av alternativ 1.

### 11.2.3 Kemikalier förbrukning.

Svavelsyra och kalk är kemikalier som förbrukas mest i hydrolysisprocessen. Priset för svavelsyra är 550 kr/ton (Wibacks AB, Piteå) och kalk 540 kr/ton. För en anläggning med produktion på 200 000 m<sup>3</sup> etanol/år beräknas att gå åt 21946 ton/år svavelsyra och 21946 ton kalk. För enzymatiska process beräknas att gå åt 8640 ton/år svavelsyra och 8640 ton/år kalk. För alternativ 2 är den dubbla mängden av alternativ 1.

**Tabell 14:** Årliga kostnader (kr) för råvaror för enzymatisk och svag-syra process gäller för alternativ 1.

<b>Årliga kostnader för råvaror (kr)</b>		
	<b>Svag-syra process</b>	<b>Enzymatisk process</b>
Ved	866 419 200	707 443 200
Svavelsyra	12 070 080	4 752 000
Kalk	11 850 624	4 665 600
Vatten	12 192 768	14 688 000
Enzymer	-	119 232 000
<b>Totalt</b>	<b>902 532 672 kr</b>	<b>850 780 800 kr</b>

**Tabell 15:** årliga kostnader (kr) för råvaror för enzymatisk och svag-syra process gäller för alternativ 2.

<b>Årliga kostnader för råvaror (kr)</b>		
	<b>Svag-syra process</b>	<b>Enzymatisk process</b>
Ved	1 732 838 400	1 414 886 400
Svavelsyra	24 140 160	9 504 000
Kalk	23 701 248	9 331 200
Vatten	24 385 536	29 376 000
Enzymer	-	238 464 000
<b>Totalt</b>	<b>1 805 065 344 kr</b>	<b>1 701 561 600 kr</b>

### 11.3 Investeringskostnader för anläggningen

Kostnaden för varje processteg och utrustning har beräknat och finns redovisat i tabell nedan för både alternativ 1 och 2. Den totala kostnaden för hela anläggningen har också beräknas fram se tabell 16-17. De procentuella värdena och priset på utrusningarna som används i beräkningarna är framtagna från dataprogrammet SuperPro design och från läroboken Bioprocess Engineering- Basic Concepts (2nd edition).

#### 11.3.1 Svag-syra

Den totala utrustningskostnaden för etanol fabriken kostar ca 187,8 mkr (alternativ 1) och ca 306 MSEK (alternativ 2) ser tabell 16,17. Den totala kostnaden för hela anläggningen för alternativ 1 är ca 1,22 miljarder kr och 1,99 miljarder kr för alternativ 2, finns redovisa i tabell 18 och 19. Det är viktigt att notera att den totala kostnaden för etanolanläggningen inte inkluderar kostnaden för integrerat kraftvärmeverk. Företagen Agroetanol planerar att investera 1 miljard kronor på en ny anläggning som producerar 150 miljoner liter etanol årligen. Investeringskostnaden är betydligt högre för en anläggning med etanolproduktion från lignocellulosa än från stärkelsebaserat spannmål eftersom ytterligare ett processteg krävs.

**Tabell 16:** Visar kostnaderna för utrustningen för svag-syra processen alternativ 1.

<b>Alternativ 1</b>	<b>Pris (SEK)</b>
<b>Förbehandling</b>	52 589 262
<b>Hydrolys</b>	10 276 603
<b>Fermentering</b>	88 533 086
<b>Återhämtning</b>	3 052 082
<b>Destillation<sup>1</sup></b>	3 060 867
<b>Destillation<sup>2</sup></b>	3 053 476
<b>Indunstning</b>	9 787 554
<b>Sedimentering</b>	6 870 283
<b>Filtrering<sup>1</sup></b>	3 137 017
<b>Filtrering<sup>2</sup></b>	2 948 547
<b>Värmeväxlare<sup>1</sup></b>	642 757
<b>Värmeväxlare<sup>2</sup></b>	550 460
<b>Värmeväxlare<sup>3</sup></b>	628 549
<b>Torkning</b>	2 680 653
<b>Totalt</b>	187 811 198

**Tabell 17:** Visar kostnaderna för utrustningen för svag-syra processen alternativ 2

<b>Alternativ 2</b>	<b>Pris (SEK)</b>
<b>Förbehandling</b>	64 243 885
<b>Hydrolys</b>	12 390 569
<b>Fermentering</b>	177 066 173
<b>Återhämtning</b>	3 745 202
<b>Destillation<sup>1</sup></b>	3 060 867
<b>Destillation<sup>2</sup></b>	3 053 476
<b>Indunstning</b>	18 386 357
<b>Sedimentering</b>	4 601 003
<b>Filtrering<sup>1</sup></b>	6 976 657
<b>Filtrering<sup>2</sup></b>	7 078 950
<b>Värmeväxlare<sup>1</sup></b>	586 042
<b>Värmeväxlare<sup>2</sup></b>	688 662
<b>Värmeväxlare<sup>3</sup></b>	627 569
<b>Torkning</b>	3 484 849
<b>Totalt</b>	305 990 260

**Tabell 18:** Visar den totala investeringskostnaden för svag-syra processen för alternativ 1.

<b>Alternativ 1</b>		<b>Pris (kr)</b>
<b>Utrustning (U)</b>		187 811 198
<b>Installation</b>	0,5*U	93 905 599
<b>Rörläggning</b>	0,4*U	75 124 479
<b>Instrumentation</b>	0,35*U	65 733 919
<b>Insulation</b>	0,03*U	5 634 336
<b>Elektronik</b>	0,15*U	28 171 680
<b>Byggnader</b>	0,45*U	84 515 039
<b>Mark förbättring</b>	0,15*U	28 171 680
<b>Hjälpbyggnader</b>	0,5*U	93 905 599
<b>Total Plant Direct Cost (TPDC)</b>		662 973 529
<hr/>		
<b>Total Plant Direct Cost (TPDC)</b>		662 973 529
<b>Ingenjörskonst</b>	0,25*TPDC	165 743 382
<b>Konstruktion</b>	0,35*TPDC	232 040 735
<b>Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC</b>		1 060 757 646
<hr/>		
<b>Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC</b>		1 060 757 646
<b>Konstruktörs avgift</b>	0,05*TPC	53 037 882
<b>Oförutsedd händelse</b>	0,1*TPC	106 075 765
<b>Totala kostnaden för anläggningen</b>		1 219 871 293

**Tabell 19:** Visar den totala investeringskostnaden för svag-syra processen för alternativ 2.

<b>Alternativ 2</b>		<b>Pris (kr)</b>
<b>Utrustning (U)</b>		305 990 260
<b>Installation</b>	0,5*U	152 995 130
<b>Rörläggning</b>	0,4*U	122 396 104
<b>Instrumentation</b>	0,35*U	107 096 591
<b>Insulation</b>	0,03*U	9 179 708
<b>Elektronik</b>	0,15*U	45 898 539
<b>Byggnader</b>	0,45*U	137 695 617
<b>Mark förbättring</b>	0,15*U	45 898 539
<b>Hjälpbyggnader</b>	0,5*U	152 995 130
<b>Total Plant Direct Cost (TPDC)</b>		1 080 145 618
<hr/>		
<b>Total Plant Direct Cost (TPDC)</b>		1 080 145 618
<b>Ingenjörskonst</b>	0,25*TPDC	270 036 404
<b>Konstruktion</b>	0,35*TPDC	378 050 966
<b>Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC</b>		1 728 232 988
<hr/>		
<b>Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC</b>		1 728 232 988
<b>Konstruktörs avgift</b>	0,05*TPC	86 411 649
<b>Oförutsedd händelse</b>	0,1*TPC	172 823 299
<b>Totala kostnaden för anläggningen</b>		1 987 467 937

### 11.3.2 Enzymatisk

Den totala utrustningskostnaden för alternativ 1 är ca 441 miljoner kr och för alternativ 2 är ca 810 miljoner kr (se tabell 20 & 21). Den totala anläggningskostnaden för alternativ 1 är ca 2,86 miljarder SEK och ca 5,27 miljarder kr för alternativ 2, finns redovisat i tabell 22 & 23.

Tabell 20: Visar kostnaderna för utrustningen för enzymatiska processen alternativ 1.

<b>Alternativ 1</b>	<b>Pris (SEK)</b>
Förbehandling	49 478 860
Hydrolys	218 826 564
Fermentering	131 295 938
Återhämtning	3 113 596
Destillation <sup>1</sup>	3 060 867
Destillation <sup>2</sup>	3 053 476
Indunstning	15 499 229
Sedimentering	7 531 814
Filtrering <sup>1</sup>	3 137 017
Filtrering <sup>2</sup>	2 948 547
Värmeväxlare	712 852
Torkning	2 680 653
<b>Totalt</b>	<b>441 339 415</b>

Tabell 21: Visar kostnaderna för utrustningen för enzymatisk processen alternativ 2.

<b>Alternativ 2</b>	<b>Pris (SEK)</b>
Förbehandling	61 345 268
Hydrolys	432 598 861
Fermentering	262 591 877
Återhämtning	3 445 013
Destillation <sup>1</sup>	3 060 867
Destillation <sup>2</sup>	3 053 476
Indunstning	29 145 270
Sedimentering	993 829
Filtrering <sup>1</sup>	6 299 531
Filtrering <sup>2</sup>	6 603 711
Värmeväxlare	884 515
Torkning	804 196
<b>Totalt</b>	<b>810 826 414</b>

Tabell 22: Visar total investerings kostnad för enzymatisk process alternativ 1

Alternativ 1		Pris (kr)
Utrustning (U)		441 339 415
Installation	0,5*U	220 669 708
Rörläggning	0,4*U	176 535 766
Instrumentation	0,35*U	154 468 795
Insulation	0,03*U	13 240 182
Elektronik	0,15*U	66 200 912
Byggnader	0,45*U	198 602 737
Mark förbättring	0,15*U	66 200 912
Hjälpbyggnader	0,5*U	220 669 708
<b>Total Plant Direct Cost (TPDC)</b>		<b>1 557 928 135</b>
Total Plant Direct Cost (TPDC)		1 557 928 135
Ingenjörskonst	0,25*TPDC	389 482 034
Konstruktion	0,35*TPDC	545 274 847
<b>Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC</b>		<b>2 492 685 016</b>
Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC		2 492 685 016
Konstruktörs avgift	0,05*TPC	124 634 251
Oförutsedd händelse	0,1*TPC	249 268 502
<b>Totala kostnaden för anläggningen</b>		<b>2 866 587 768</b>

Tabell 23: Visar total investeringskostnaden för enzymatiska processen alternativ 2

Alternativ 2		Pris (kr)
Utrustning (U)		810 826 414
Installation	0,5*U	405 413 207
Rörläggning	0,4*U	324 330 566
Instrumentation	0,35*U	283 789 245
Insulation	0,03*U	24 324 792
Elektronik	0,15*U	121 623 962
Byggnader	0,45*U	364 871 886
Mark förbättring	0,15*U	121 623 962
Hjälpbyggnader	0,5*U	405 413 207
<b>Total Plant Direct Cost (TPDC)</b>		<b>2 862 217 241</b>
Total Plant Direct Cost (TPDC)		2 862 217 241
Ingenjörskonst	0,25*TPDC	715 554 310
Konstruktion	0,35*TPDC	1 001 776 034
<b>Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC</b>		<b>4 579 547 586</b>
Total Plant Cost (TPC) = TPDC + TPIC		4 579 547 586
Konstruktörs avgift	0,05*TPC	228 977 379
Oförutsedd händelse	0,1*TPC	457 954 759
<b>Totala kostnaden för anläggningen</b>		<b>5 266 479 724</b>

En jämförelse har gjorts mellan svag-svag och enzymatisk process och för alternativ 1 & 2 i tabellerna. Detta resulterades med att den totala kostnaden för att upprätta en anläggning med tillämplig svag-syra process är mycket billigare än med enzymatisk process. Den kostnaden att upprätta en anläggning med enzymatisk process alternativ 1 (2,86 miljarder kr) motsvarar mer än den kostnaden för att upprätta en anläggning med svag-syra process för alternativ 2 (1,98 miljarder kr).



## 11.4 Personalkostnad

För att beräkna fram antal operatör per skift används ekvationen

$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^{0,1} + 0,23N_{np})^{0,5}$ .  $N_{OL}$  är antal operatör per skift, P är antal processteg som arbetar med fasta material och  $N_{np}$  är antal av ickepartikulär process steg. Tabellen (nedan) visar en lista av utrustningar för svag-syra process och enzymatisk process.

**Tabell 24:** Visar antalet utrustningar som behöver för svag-syra och enzymatisk process.

Enzymatisk	Antal	$N_{np}$	P	Svag-syra	Antal	$N_{np}$	P
Förbehandling	10		10	Förbehandling	10		10
Hydrolys	10	10		Hydrolys	2	2	
Fermentering	6	6		Fermentering	4	4	
Återhämtning	1	1		Återhämtning	1	1	
Destillation	2	2		Destillation	2	2	
Indunstning	4		4	Indunstning	4		4
Sedimentering	1	4		Sedimentering	1	1	
Filtrering	2		2	Filtrering	2		2
Värmeväxlare	2	2		Värmeväxlare	3	3	
Torkning	1	1		Torkning	1	1	
<b>Totalt</b>		<b>26</b>	<b>16</b>	<b>Totalt</b>		<b>14</b>	<b>16</b>

$$N_{OL-svagsyra} = (6,29 + 31,7 \times 16^{0,1} + 0,23 \times 14)^{0,5} \approx 7,17$$

$$N_{OL-enzymatisk} = (6,29 + 31,7 \times 16^{0,1} + 0,23 \times 23)^{0,5} \approx 7,30$$

### 11.4.1 Antalet operatörer per skift.

En operatör antas arbeta 46 veckor per år (fem veckor semester och en vecka sjukskriven), vilket innebär att operatören har genererat  $5 \times 46 = 230$  skift per år. Det totala antal skift är

$365 \times 5 = 1825$  skift per år och antalet av behövande skift kommer då att bli  $\frac{1825}{230} = 7,93$ .

Genom att multipliceras antalet behövande skift 7,93 med antalet operatör per skift erhålls antalet pers som behövs driva anläggningen.

$$N_{OL-svagsyra} = 7,93 \times 7,17 = 56,89$$

$$N_{OL-enzymatisk} = 7,93 \times 7,30 = 57,92$$

Kostnaden för varje operatör per år är ca 0,55 miljoner SEK, vilket genererar en årlig kostnad på ungefär 31,35 MSEK/år för operatörer i svag-syra process och för enzymatisk process behövs det 31,9 MSEK/år. Detta gäller för alternativ 1. Alternativ 2 för svag-syra processen med 57 anställda har en årlig personalkostnad på 31,35 MSEK/år. För enzymatisk process behövs 58 anställda och har en årlig personalkostnad på 31,9 MSEK/år. Trots att alternativ 2 är en större anläggning jämför med alternativ 1 så innebär det inte att flera anställda behövs. Även om att alternativ 2 är en större anläggning så är det fortfarande exakt samma antal processteget i systembyggnaden. Det som är skillnaden är antal ökande utrustningar som reaktorer, tankar mm. Det är viktigt att notera att den årliga personalkostnaden enbart gäller för driftpersonalen som driver processen. När det gäller för "övriga personal" som platschef,

ekonomi ansvariga och övriga medarbetare är det svårt att beräkna fram en kostnad. Ett antagande har gjorts för "övriga personalkostnad". Den övriga personalkostnaden uppskattas att vara detsamma som kostnaden för operatörer. Den totala årliga kostnaden för operatörerna och övriga personal blir 62,7 MSEK/år för svagsyra process och 63,8 MSEK/år för enzymatisk process.

### 11.5 Läget för placering av en etanolanläggning

Ett av alternativen för placering av etanolanläggning i Borås är området vid Hevea/Tosseryd och Viared. Fabriken ska bli försedd med ånga vilket fabriken inte själv kan producera billig. Detta alternativ innebär att kraftvärmeverket (KVV) måste ligga ledningar som levererar ånga till etanolanläggningen. Det är både dyrt och skadligt för miljön. Avståndet från KVV till Hevea/Tosseryd är ca 4 000 meter och till Viared 8 000 meter. Investeringskostnaden för att dra ledningar från KVV till etanolanläggning är alldeles för dyr och riskfull. Detta är ett alternativ som bör noga ses över. Det andra alternativet är att anläggningen vara självförsörjande. Detta innebär att anläggningen kan placeras på en mer lämplig plats och behöver inte byggas nära ett kraftvärmeverk. Det är viktigt att inte heller bygga för långt ifrån fjärrvärmenätet för att hålla ner kostnaderna på anläggningen. Vid anläggningen föreslås det att bygga en biopanna som levererar ånga till etanolanläggning, som i sin tur levererar värme/fjärrvärme till KVV och till fjärrvärme nätet.

### 11.6 Transportkostnaden.

Den genomsnittliga transportsträcka till kunder i Bohuskusten uppskattades till ca 20 mil tur och retur. Kostnaden för transport av brandfarlig vätska ca 140 SEK/mil med en tankbil som rymmer cirka 47,5 m<sup>3</sup> [22]. Transportkostnaden för att leverera etanol till potentiella kunder som oljeraffinaderier uppskattas kostar 11,8 MSEK/år för alternativ 1 och 23,6 MSEK/år för alternativ 2. Vad det gäller för kostnaden för transporter av råmaterial till etanolanläggning antas det att vara fri leverans.

### 11.7 Priser för produkter

Det är svårt att förutse priset för etanol i framtiden. Etanolmarknaden växer kraftigt år 2006 och med stor sannolikhet kommer det också att göra i framtiden. Detta gör att konkurrensen kommer att öka både från inhemska producenter och utländska producenter som har möjligheten att kunna sänka priset på etanol ytterligare. Priset för etanolen 5 kr/liter anses vara rimligt för de inhemska producenterna att sätta. Detta är för att både kunna tjäna på etanolen och att kunna konkurrera med den importerade etanolen (tullbeskattad).

#### 11.7.1 Elpriset

Elpriset är närmast omöjligt att förutsäga hur det utvecklas i framtiden. Elpriset ligger idag (2007-01-10) mellan 230-300 kr/MWh (Nordpool). Under 2004 var medelvärdet på priset 256,29 SEK/MWh och år 2005 var medelvärdet på priset 276,45 SEK/MWh, medan medelvärdet 445 SEK/MWh för 2006. Prognosen från energimyndigheten pekar på att medelvärdet för elpriset för de kommande åren bör ligga strax under 400 kr/MWh. Ett medelvärdet för elpriset uppskattas att vara 370 MSEK/MWh. Men detta värde är dock väldigt osäkert. [15]

### 11.7.2 El-certifikat

Eftersom bränsleproduktionen från anläggningen baseras på biobränsle kommer el-certifikat att erhållas. Nuvarande priset på el-certifikat är 180 SEK/MWh. Eftersom allt fler anläggningar kommer att producera el baseras på biobränsle, finns den risk att priset på el-certifikat kommer att sjunka. Därför har priset på el-certifikat uppskattat till ungefär 200 SEK/MWh och används i våra beräkningar.

### 11.7.3 Pellet

Under vissa perioder är behovet av fjärrvärme lågt. Ligninet som inte längre behövs till förbränningen sammanpressas till pellet och lagras vid behov av användning vid nästa tillfälle. Det är möjligt att sälja pellet om lignin mängden blir större än behovet. Priset för lignin pellets sätts till 250-270 kr/MWh vilket är detsamma som för trä pellets.

**Tabell 25:** Redovisning av årliga intäkter för alternativ 1. Alla siffror anges i SEK.

#### Årliga intäkter för produkter

	<b>Svag-syra process</b>	<b>Enzymatisk process</b>
<b>Etanol</b>	1000000000	1000000000
<b>Fjärrvärme</b>	71400000	73304000
<b>EI</b>	82880000	98050000
<b>EI certifikat</b>	44800000	53000000
<b>Ligninpellets</b>	250600000	82000000
<b>Totalt</b>	1449680000	1306354000

**Tabell 26:** Redovisning av årliga intäkter för alternativ 2. Alla siffror anges i SEK.

#### Årliga intäkter för produkter

	<b>Svag-syra process</b>	<b>Enzymatisk process</b>
<b>Etanol</b>	2000000000	2000000000
<b>Fjärrvärme</b>	88050000	73304000
<b>EI</b>	73260000	84730000
<b>EI certifikat</b>	39600000	45800000
<b>Ligninpellets</b>	639200000	318000000
<b>Totalt</b>	2840110000	2521834000

## 12. Ekonomisk Kalkyl

En mer utförlig ekonomisk kalkyl för den totala investeringskostnaden, årliga in och utbetalningar och mm finns bifogade i bilaga 3-14. Ur tabellerna 27 & 28 nedan redovisar att svag-syra processen är en mer ekonomisk process jämför med enzymatiska processen. Svag-syra processanläggningen redovisar ett positivt och ett bättre resultat för både alternativ 1 och alternativ 2 efter avdragen kapitalkostnad. För enzymatisk process fås ett annuitetsunderskott för alternativ 1 samt en längre återbetalningstid. Om en etanolanläggning ska byggas så bör det vara alternativ 2 med svag-syra process. När det gäller frågan om det finns resurser för behovet, så har det kontrollerats, kartlagts och kan sägas att råvaror resurser finns.

Tabell 27: Ekonomiska beräkningar för svag-syra processen alternativ 1 & 2. Alla siffror anges i MSEK.

	Alternativ 1	Alternativ 2
<b>Total investeringskostnad</b>	1874	2652
<b>Summa årliga intäkter</b>	1450	2834
<b>Summa årliga utgifter</b>	1026	1798
<b>Årlig inbetalningsöverskott</b>	424	1038
<b>Kapitalkostnad</b>	157	222
<b>Ekonomisk livslängd (år)</b>	20	20
<b>Räntesats (%)</b>	5,5	5,5
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>167</b>	<b>816</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>4,4</b>	<b>2,60</b>

Tabell 28: Ekonomiska beräkningar för enzymatisk processen alternativ 1 & 2. Alla siffror anges i MSEK

	Alternativ 1	Alternativ 2
<b>Total investeringskostnad</b>	3521	5930
<b>Summa årliga intäkter</b>	1311	2522
<b>Summa årliga utgifter</b>	1041	1858
<b>Årlig inbetalningsöverskott</b>	271	664
<b>Kapitalkostnad</b>	294	495
<b>Ekonomisk livslängd (år)</b>	20	20
<b>Räntesats (%)</b>	5,5	5,5
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>-23</b>	<b>168</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>13,0</b>	<b>8,90</b>

## 12.1 Riskanalys

Det är svårt att förutsäga hur priser och kostnaden för bl a råvaror och produkter utvecklas i framtiden. För att kontrollera detta görs en s.k. ”Worst Case Scenario” och ”Positiv kalkyl” är en typ av riskanalys.

- **Worst Case Scenario:** Priset på råvaror ökar med 10 % samtidig som etanol priset sjunker till 4.50 kr/liter.
- **Positiv kalkyl:** Priset på råvaror minska med 10 % samtidig som etanol priset ökar till 5.50 kr/liter.

**Tabell 29:** Ekonomiska beräkningar för svag-syra processen alternativ 1 & 2, positiv och worst case scenario. Alla siffror anges i MSEK

	Alternativ 1		Alternativ 2	
	Positiv kalkyl	Worst case scenario	Positiv kalkyl	Worst case scenario
<b>Total investeringskostnad</b>	1874	1874	2653	2653
<b>Summa årliga intäkter</b>	1550	1350	3036	2635
<b>Summa årliga utgifter</b>	939	1112	1642	1954
<b>Årlig inbetalningsöverskott</b>	610	237	1394	682
<b>Kapitalkostnad</b>	157	157	222	222
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>454</b>	<b>81</b>	<b>1172</b>	<b>460</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>3,1</b>	<b>7,9</b>	<b>1,9</b>	<b>3,9</b>

**Tabell 30:** Ekonomiska beräkningar för enzymatisk processen alternativ 1 & 2, positiv och worst case scenario. Alla siffror anges i MSEK.

	Alternativ 1		Alternativ 2	
	Positiv kalkyl	Worst case scenario	Positiv kalkyl	Worst case scenario
<b>Total investeringskostnad</b>	3521	3521	5927	5927
<b>Summa årliga intäkter</b>	1412	1212	2722	2322
<b>Summa årliga utgifter</b>	970	1112	1731	1985
<b>Årlig inbetalningsöverskott</b>	442	100	991	336
<b>Kapitalkostnad</b>	294	294	495	495
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>147</b>	<b>-194</b>	<b>496</b>	<b>-159</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>8,0</b>	<b>35,2</b>	<b>6,0</b>	<b>17,6</b>

För alternativ 1 och 2 görs en Worst och Best Case Scenario för svag-syra processen och ställer de mot varandra och jämförs (se bilaga 1 och bilaga 2). En jämförelse görs även för enzymatisk process.

#### Alternativ1:

*Svag syra:* - resultatet redovisar att annuitetsöverskottet fortfarande har ett positiv värde för de båda fallen trots ändringarna har gjorts. För Best Case Scenario ökar annuitetsöverskott i följd med att återbetalningstiden minskar medan det är motsatsen för Worst Case Scenario. Trots dessa ändringar redovisar anläggningen vinnas även vid de sämre förhållandena (Worst Case Scenario).

*Enzymatisk:* - resultatet redovisar att annuitetsöverskottet ha fått ett positiv värde för Best Case Scenario, trots att det är ett negativ värde på annuitetsöverskott från början då inga ändringar har gjorts. Detta innebär att möjligheten för anläggningen att gå med vinst finns, fast då vid bättre förhållanden. Resultatet visar även hur känslig anläggningen när det gäller prisändringen på råvaran och produkten.

#### Alternativ2:

För alternativ 2 är resultatet detsamma som redovisats i resultatet för alternativ1 med svag-syra process. För enzymatisk process är resultat också detsamma som alternativ 1, förutom att innan ändringar görs för Positiv kalkyl har annuitetsöverskott redan ett positiv värde i alternativ 2 (ser tabell 28) jämfört med alternativ 1.

En jämförelse görs också mellan svag-syra och enzymatisk process för Best and Worst Case Scenario. Resultatet redovisar att för både processen alternativ 1 och 2 är svag-syra processen den bättre och den billigare processen både vid de sämre eller bättre förhållandena.

### 13. Diskussion

Vilket är då det bästa alternativet för etanolproduktion?

Efter att ha analyserat data, resultat och ställt dem mot varandra, vill vi säga att det mest ekonomiska alternativet skulle vara en stor anläggning på 400 000 m<sup>3</sup> etanol/år som tillämpar svag-syra process. Med en stor anläggning kan den största vinsten och den kortaste avbetalnings tid erhållas. Trots att enzymatisk process inte är ekonomiskt lönsamt för nuvarande, finns det ändå möjlighet för anläggningen att gå med vinst, fast då vid bättre förhållanden enligt positiv kalkyl för alternativ 1.

Svag-syra alternativet är en bättre investering även om ett lägre utbyte erhålls jämfört med enzymatisk process. På grund av den lägre investering kostnaderna är svag syra mer ekonomisk gynnsam för båda alternativen 1 & 2. En större mängd lignin erhålls också från svag-syra process jämför med enzymatisk process. Ligninet kan användas som bränsle till förbränningen i ett kraftvärmeverk men kan även säljas (överskott) och kostnaden för det man hade lagt ut för träflisen kan erhållas.

Men den ekonomiska aspekten kanske inte alltid är den viktigaste. Att bygga en anläggning som tillämpar enzymatisk process kan vara mer ekonomisk än svag syra process, om man nu skall tänka långsiktigt. Utrustningskostnaden för svag-syra process per kärn kan bli högre jämför med enzymatisk process, pga utrustningen utsätts för en hårdare miljö bl a syra angrepp, oxider, korrosion vilket måste sätta krav på en bättre kvalitet på utrustningarna. Framför allt måste utrustningarna bytas ut lite oftare jämför med enzymatisk process som använder sig av enzymer i hydrolys steget och undviker de problemen. Den stora nackdelen för enzymatisk process är inköps kostnaden för katalysator enzymer samt kostnader för tankar som behövs till hydrolys steget. Inköpskostnaden för enzymer är för nuvarande mycket högre jämför med inköpskostnaden av svavelsyra. Om priset för enzymer i framtiden blir lägre än vad det är nu, så är det enzymatisk process man ska investera i p.g.a. det höga bytet som erhålls.

Sammanfattningsvis tycker vi att bygga en etanolanläggning i Borås är fullt möjligt både för storleken 200 000 m<sup>3</sup> etanol/år och för 400 000 m<sup>3</sup> etanol/år, och då med tillämpad svag-syra process.

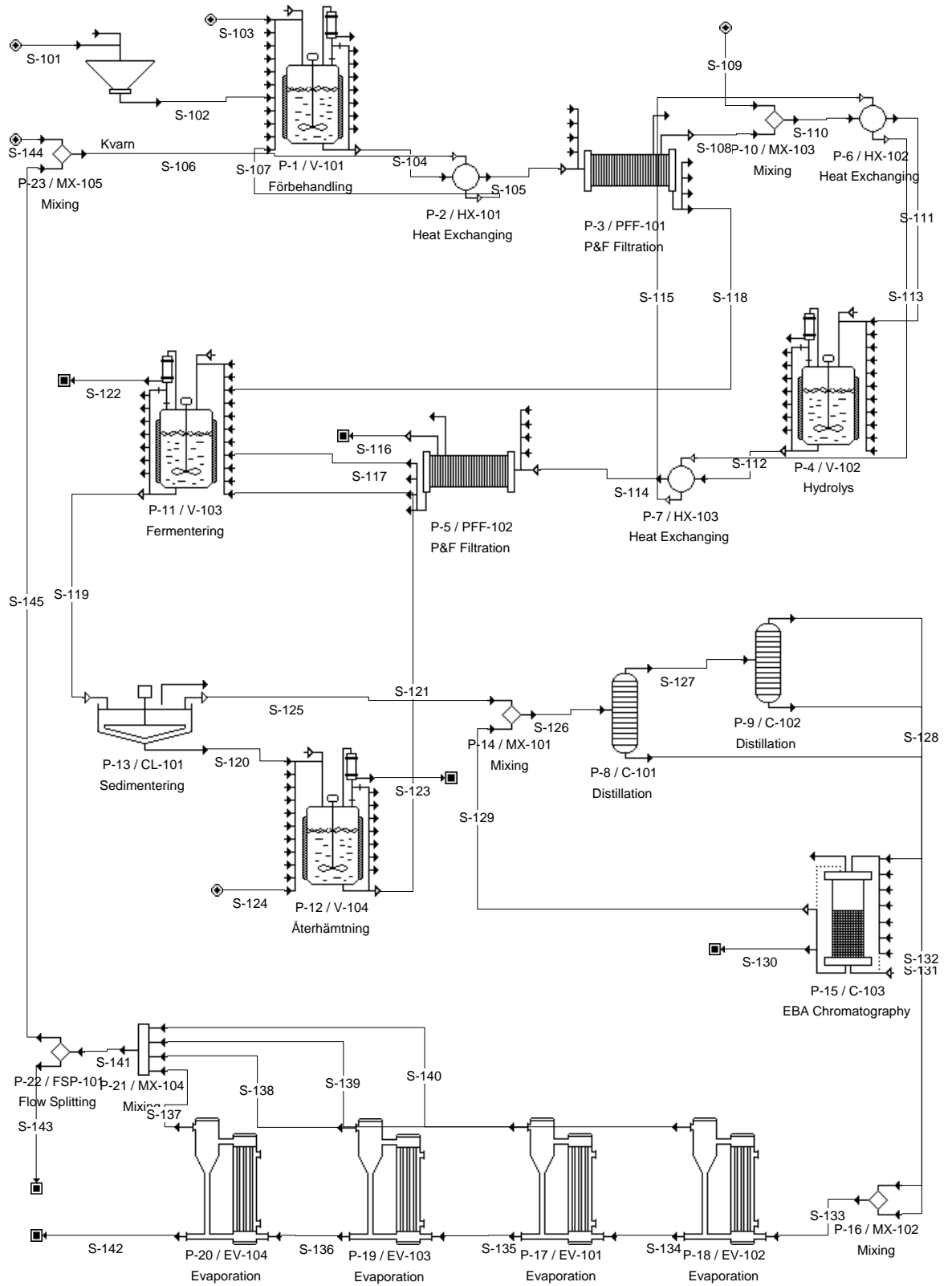
## Referenslista

- [1]. Lagerkvist C. (2006) *JBV rapport: Marknadsöversikt etanol, en jordbruks- och industriprodukt*, Jönköping: Jordbruksverket
- [2]. Grön traktor, JTI-rapport (institutet för jordbruk och miljöteknik 2002) Internetadress: <http://www.jti.slu.se/publikat/rapporter/l&i/R-302ab.pdf>
- [3]. Vägledande förteckning över brandfarliga gaser och vätskor. Sprängämnesinspektionen. Internetadress: [www.sprangamnes.se](http://www.sprangamnes.se)
- [4]. Lantmännen agroetanol AB. Internetadress: [www.agroetanol.se](http://www.agroetanol.se)
- [5]. Etek Etanol AB . Slutrapport Internetadress: <http://www.etek.se/dokumentarkiv/sv/Slutrapport%20M%C3%A5l%201%20SS%2041124.pdf>
- [6]. Baff (Bioalcohol Fuel Foundation). Internet address: <http://www.baff.se/nyheter>
- [7]. M. Roehr, (2000), *The Biotechnology of Ethanol. Classical and Future Applications*, Tyskland: Zechner Datenservice und Druck
- [8]. Harmelinck C N. (2000) *Rapport-Prospects for ethanol from lignocellulosic biomass*. Utrecht: Universities Utrecht Copernicus institute.
- [9]. Sun Y. Cheng J. (2001) *Hydrolysis of lignocellulosic materials for etanol production: a review*. North Carolina State University: Department of Biological and Agricultural Engineering
- [10]. Galbe M. Zacchi G. (2002) *Production of ethanol from softwood: a review*. Berlin: Springer-Verlag
- [11]. Duff S. Murry D (1995) *Bioconversion of forest products industry waste cellulosics to fuel etanol: a review*. Vancouver, Canada: The University of British Columbia
- [12]. L. Olsson, B. Hahn-Hägerdal (1996) *Fermentation of lignocellulosic hydrolysate for ethanol production*, Lund: University of Lund Institute of Technology
- [13]. Ingram L O. Aldrich H C. (1999) *Enteric Bacterial Catalysts for Fuel Etanol Production*. Gainesville, Florida: Institute of Food and Agricultural Sciences, University of Florida
- [14]. Tengborg C (2000) *Bioethanol production : pretreatment and enzymatic hydrolysis of softwood*, Lund: University of Lund Institute of Technology
- [15]. Nordic power market, Internet address: [www.nordpool.se](http://www.nordpool.se)
- [16]. Kemilärarnas Resurscentrum. Destillation. Internetadress: [http://www.krc.su.se/raffprojektet/text/Uppdelade%20pdf-filer/sid%20193\\_197.pdf](http://www.krc.su.se/raffprojektet/text/Uppdelade%20pdf-filer/sid%20193_197.pdf)
- [17]. K. Ström (1999) *Grundläggande separationsteknik*, Göteborg: Chalmers tekniska högskola
- [18]. The University of York Science Education group (UYSEG). Filterpress. Internetadress: [http://www.uyseg.org/industryanimated/teachers%20notes/filter\\_press.pdf](http://www.uyseg.org/industryanimated/teachers%20notes/filter_press.pdf)
- [19]. Lenntech.Filter Press, Internetadress: <http://www.lenntech.com/filter-press.htm>
- [20]. Molecular sieve ethanol dehydration technology for fuel ethanol, Internet address: [http://www.ethanolindia.net/molecular\\_sieves.html](http://www.ethanolindia.net/molecular_sieves.html)

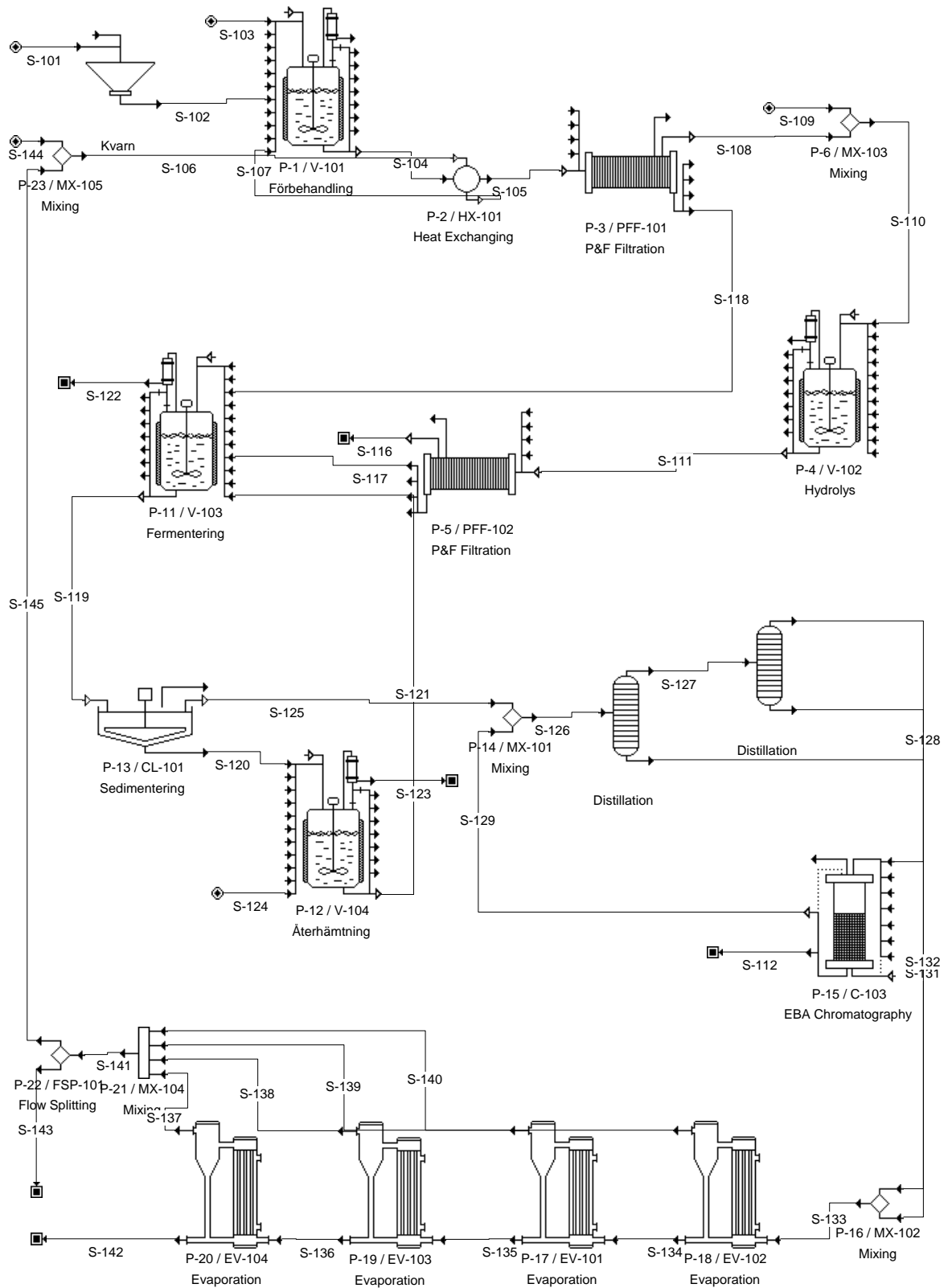
- [21]. J.H. Reith, J.M. Veenkamp, R. van Ree. (2000) *Co-production of bio –ethanol, electricity an heat from biomass wastes*, Netherlands: Energy Research Foundation ECN,
- [22]. Ulveström A. (2005) *Etanolproduktion en förstudie*, Borås: Borås Energi AB



# Bilaga 1: PFD för svag-syra process



## Bilaga 2: PFD för enzymatisk process



### Bilaga 3: Kalkyl svag-syra process alternativ 1

## Kalkyl svag-syra processen alternativ 1 Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	1220000000
Pelletspress	18400000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>1874400000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	1000000000
EI	82880000
Elcertifikat	44800000
Fjärrvärme	71400000
Ligninpellets	250600000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>1449680000</b>

Ved	866419200
Svavelsyra	12070080
Kalk	11850624
Vatten	12192768
Personal	62700000
Underhållskostnader	48800000
Transportkostnader, etanol	11789474
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1025822146</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>423857854</b>
-------------------------------------	------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	5067053047
Grundinvestering	1874400000

<b>Kapitalvärde</b>	<b>3192653047</b>
Kapitalvärdeskvot	1,703

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	423857854
Kapitalkostnad	156699840

<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>267158014</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>4,42</b>

#### Bilaga 4: Kalkyl svag-syra process alternativ 1 "Positiv kalkyl"

### Kalkyl svag-syra processen alternativ 1 "Positiv kalkyl" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	1220000000
Pelletspress	18400000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>1874400000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

#### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	1100000000
EI	82880000
Elcertifikat	44800000
Fjärrvärme	71400000
Ligninpellets	250600000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>1549680000</b>

Ved	779777280
Svavelsyra	12070080
Kalk	11850624
Vatten	12192768
Personal	62700000
Underhållskostnader	48800000
Transportkostnader, etanol	11789474
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>939180226</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>610499774</b>
-------------------------------------	------------------

---

#### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	7297504176
Grundinvestering	1874400000

<b>Kapitalvärde</b>	<b>5423104176</b>
Kapitalvärdeskvot	2,893

#### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	610499774
Kapitalkostnad	156699840

<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>453799934</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>3,07</b>

## Bilaga 5: Kalkyl svag-syra process alternativ 1 "Worst case scenario"

### Kalkyl svag-syra processen alternativ 1 "Worst case scenario" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	1220000000
Pelletspress	18400000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>1874400000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

#### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	900000000
El	82880000
Elcertifikat	44800000
Fjärrvärme	71400000
Ligninpellets	250600000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>1349680000</b>

Ved	953061120
Svavelsyra	12070080
Kalk	11850624
Vatten	12192768
Personal	62700000
Underhållskostnader	48800000
Transportkostnader, etanol	11789474
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1112464066</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>237215934</b>
-------------------------------------	------------------

---

#### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	2836601918
Grundinvestering	1874400000

<b>Kapitalvärde</b>	<b>962201918,2</b>
Kapitalvärdeskvot	0,513

#### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	237215934
Kapitalkostnad	156699840

<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>80516094</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>7,90</b>

## Bilaga 6: Kalkyl enzymatisk process alternativ 1

### Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	2867000000
Pellets	184000000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	360000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>3521400000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	1000000000
El	1036000000
Elcertifikat	530000000
Fjärrvärme	733040000
Ligninpellets	820000000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>1311904000</b>

Ved	707443200
Enzymer	119232000
Svavelsyra	4752000
Kalk	4665600
Vatten	14688000
Personal	63800000
Underhållskostnader	114680000
Transportkostnader, etanol	11789474
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1041050274</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>270853726</b>
-------------------------------------	------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	3240142890
Grundinvestering	3521400000
<b>Kapitalvärde</b>	<b>-281257110</b>
Kapitalvärdeskvot	-0,080

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	270853726
Kapitalkostnad	294389040
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>-23535314</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>13,00</b>

## Bilaga 7: Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 "Positiv kalkyl"

### Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 "Positiv kalkyl" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	2867000000
Pellets	184000000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	360000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>3521400000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	1100000000
El	103600000
Elcertifikat	53000000
Fjärrvärme	73304000
Ligninpellets	82000000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>1411904000</b>

Ved	636698880
Enzymer	119232000
Svavelsyra	4752000
Kalk	4665600
Vatten	14688000
Personal	63800000
Underhållskostnader	114680000
Transportkostnader, etanol	11789474
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>970305954</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>441598046</b>
-------------------------------------	------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	5280610869
Grundinvestering	3521400000
<b>Kapitalvärde</b>	<b>1759210869</b>
Kapitalvärdeskvot	0,500

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	441598046
Kapitalkostnad	294389040
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>147209006</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>7,97</b>

## Bilaga 8: Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 "Worst case scenario"

### Kalkyl enzymatisk process alternativ 1 "Worst case scenario" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	2867000000
Pellets	184000000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	360000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>3521400000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	900000000
EI	103600000
Elcertifikat	53000000
Fjärrvärme	73304000
Ligninpellets	82000000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>1211904000</b>

Ved	778187520
Enzymer	119232000
Svavelsyra	4752000
Kalk	4665600
Vatten	14688000
Personal	63800000
Underhållskostnader	114680000
Transportkostnader, etanol	11789474
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1111794594</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>100109406</b>
-------------------------------------	------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	1199674911
Grundinvestering	3521400000
<b>Kapitalvärde</b>	<b>-2321725089</b>
Kapitalvärdeskvot	-0,659

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	100109406
Kapitalkostnad	294389040
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>-194279634</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>35,18</b>



## Bilaga 9: Kalkyl svag-syra process alternativ 2

### Kalkyl svag-syra processen alternativ 2 Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	1989000000
Pelletspress	27600000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>2652600000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	2000000000
El	73260000
Elcertifikat	39600000
Fjärrvärme	83550000
Ligninpellets	639200000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>2835610000</b>

Ved	1559554560
Svavelsyra	24140160
Kalk	23701248
Vatten	24385536
Personal	62700000
Underhållskostnader	79560000
Transportkostnader, etanol	23578947
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1797620451</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>1037989549</b>
-------------------------------------	-------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	12406925322
Grundinvestering	2652600000

<b>Kapitalvärde</b>	<b>9754325322</b>
Kapitalvärdeskvot	3,677

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	1037989549
Kapitalkostnad	221757360

<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>816232189</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>2,56</b>

## Bilaga 10: Kalkyl svag-syra process alternativ 2 "Positiv kalkyl"

### Kalkyl svag-syra processen alternativ 2 "Positiv kalkyl" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	1989000000
Pelletspress	27600000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>2652600000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	2200000000
El	73260000
Elcertifikat	39600000
Fjärrvärme	83550000
Ligninpellets	639200000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>3035610000</b>

Ved	1403599104
Svavelsyra	24140160
Kalk	23701248
Vatten	24385536
Personal	62700000
Underhållskostnader	79560000
Transportkostnader, etanol	23578947
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1641664995</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>1393945005</b>
-------------------------------------	-------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	16660745946
Grundinvestering	2652600000

<b>Kapitalvärde</b>	<b>14008145946</b>
Kapitalvärdeskvot	5,281

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	1393945005
Kapitalkostnad	221757360

<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>1172187645</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>1,90</b>

## Bilaga 11: Kalkyl svag-syra process alternativ 2 "Worst case scenario"

### Kalkyl svag-syra processen alternativ 2 "Worst case scenario" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

Etanolfabrik	1989000000
Pelletspress	27600000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>2652600000</b>

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

Etanol	1800000000
El	73260000
Elcertifikat	39600000
Fjärrvärme	83550000
Ligninpellets	639200000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>2635610000</b>

Ved	1715510016
Svavelsyra	24140160
Kalk	23701248
Vatten	24385536
Personal	62700000
Underhållskostnader	79560000
Transportkostnader, etanol	23578947
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1953575907</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>682034093</b>
-------------------------------------	------------------

### Nuvärdekalkyl

Nuvärde av inbetalningsöverskott	8153104698
Grundinvestering	2652600000

<b>Kapitalvärde</b>	<b>5500504698</b>
Kapitalvärdeskvot	2,074

### Annuitetskalkyl

Årlig inbetalningsöverskott	682034093
Kapitalkostnad	221757360

<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>460276733</b>
Återbetalningstid (år)	3,89

## Bilaga 12: Kalkyl enzymatisk process alternativ 2

### Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

---

Etanolfabrik	5267000000
Pellets	23920000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>5926920000</b>

---

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

---

Etanol	2000000000
El	84730000
Elcertifikat	45800000
Fjärrvärme	73304000
Ligninpellets	318000000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>2521834000</b>

Ved	1273397760
Enzymer	238464000
Svavelsyra	9504000
Kalk	9331200
Vatten	29376000
Personal	63800000
Underhållskostnader	210680000
Transportkostnader, etanol	23578947
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1858131907</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>663702093</b>
-------------------------------------	------------------

---

### Nuvärdekalkyl

---

Nuvärde av inbetalningsöverskott	7937120655
Grundinvestering	5926920000
<b>Kapitalvärde</b>	<b>2010200655</b>
Kapitalvärdeskvot	0,339

### Annuitetskalkyl

---

Årlig inbetalningsöverskott	663702093
Kapitalkostnad	495490512
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>168211581</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>8,93</b>

## Bilaga 13: Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 "Positiv kalkyl"

### Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 "Positiv kalkyl" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

Etanolfabrik	5267000000
Pellets	23920000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>5926920000</b>

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

Etanol	2200000000
El	84730000
Elcertifikat	45800000
Fjärrvärme	73304000
Ligninpellets	318000000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>2721834000</b>

Ved	1146057984
Enzymer	238464000
Svavelsyra	9504000
Kalk	9331200
Vatten	29376000
Personal	63800000
Underhållskostnader	210680000
Transportkostnader, etanol	23578947
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1730792131</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>991041869</b>
-------------------------------------	------------------

### Nuvärdekalkyl

Nuvärde av inbetalningsöverskott	11848971610
Grundinvestering	5926920000
<b>Kapitalvärde</b>	<b>5922051610</b>
Kapitalvärdeskvot	0,999

### Annuitetskalkyl

Årlig inbetalningsöverskott	991041869
Kapitalkostnad	495490512
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>495551357</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>5,98</b>

## Bilaga 14: Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 "Worst case scenario"

### Kalkyl enzymatisk process alternativ 2 "Worst case scenario" Etanolfabrik inklusive kraftvärmeanläggning Uppgifter om grundinvesteringen

Etanolfabrik	5267000000
Pellets	23920000
Kraftvärmeanläggning	600000000
Fjärrvärmeledning	36000000
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>5926920000</b>

Ekonomisk livslängd (år)	20 år
Räntesats (%)	5,50%

### Årliga in och utbetalningar

Etanol	1800000000
El	84730000
Elcertifikat	45800000
Fjärrvärme	73304000
Ligninpellets	318000000
<b>Summa inbetalningar</b>	<b>2321834000</b>

Ved	1400737536
Enzymer	238464000
Svavelsyra	9504000
Kalk	9331200
Vatten	29376000
Personal	63800000
Underhållskostnader	210680000
Transportkostnader, etanol	23578947
<b>Summa utbetalningar</b>	<b>1985471683</b>

<b>Årligt inbetalningsöverskott</b>	<b>336362317</b>
-------------------------------------	------------------

### Nuvärdekalkyl

Nuvärde av inbetalningsöverskott	4025269701
Grundinvestering	5926920000
<b>Kapitalvärde</b>	<b>-1901650299</b>
Kapitalvärdeskvot	-0,321

### Annuitetskalkyl

Årlig inbetalningsöverskott	336362317
Kapitalkostnad	495490512
<b>Annuitetsöverskott</b>	<b>-159128195</b>
<b>Återbetalningstid (år)</b>	<b>17,62</b>