



**KTH Kemiteknik**

## **Förstudie: Eldriven kalcinering**

Juni 2003

Projekteringskurs  
Kungliga Tekniska Högskolan  
Kemiteknik/Energiprocesser  
Teknikringen 50  
100 44 Stockholm  
Sverige

**Projektgrupp:**  
Sverre Bjotveit  
Anna Gordon  
Kristina Ohlsson  
Elin Rutqvist  
Ewa Williamsson

**Handledare:**  
Mats Westermark  
Mari Westin



Vi vill tacka alla som bidragit med sin tid och kunskap för att möjliggöra detta projekt.

Speciellt vill vi tacka Mats Westermark och Mari Westin för deras stöd, engagemang och ständigt goda humör.

**TACK!**



## Sammanfattning

Tillverkningen av kemisk pappersmassa förväntas öka och därmed även behovet av mesaombränning (kalcineringsprocess). Mesaombränning är ett steg i massaprocessen för att återanvända processkemikalien kalk. Dagens mesaugnar är oljeeldade och energiineffektiva. Därför är det önskvärt att hitta nya lösningar för mesaombränning.

Ett nytt, alternativt sätt för att uppnå kapacitetsökning för mesaombränning har föreslagits av uppfinnarna Roland Lundqvist och Torsten Ekdahl i samarbete med Vattenfall AB. Tanken är att byta ut den konventionella, oljeeldade mesaugnen mot en gasplasmadriven kalcineringsreaktor och en kombinerad tork- och ångsläckarenhet. En fördel den nya tekniken förväntas ha gentemot den nuvarande tekniken är högre energieffektivitet som leder till ett lägre energibehov. Dessutom är processen helt oberoende av olja.

Denna studie är en del i ett större projekt, där den nya tekniken för ombränning av mesa samt släckning av kalk testas och utvärderas. Syftet med studien är att bedöma om elcalcineringsprocess i kombination med ångsläckning är ett konkurrenskraftigt alternativ till oljeeldad mesaombränning. Dessutom ska en bedömning göras om huruvida den nya tekniken kan användas som en fullständig ersättning för dagens teknik eller i första hand som ett komplement för att öka kapaciteten i befintliga anläggningar.

För att kunna bedöma den nya teknikens ekonomiska och energimässiga fördelar jämförs den med befintlig teknik. De befintliga alternativ som finns för att uppnå den önskvärda kapacitetsökningen och som kommer beaktas i detta projekt är: förtorkning med cyklontork, extern ombränning, deponi och ny, större mesaugn.

Från studiens resultat ses att den nya tekniken har ett lägre totalt energibehov tack vare den högre energieffektiviteten. Dock är den inte alltid ekonomiskt gynnad. En känslighetsanalys visar bland annat att driftkostnaderna för elcalcineringsprocessen är mycket beroende av elpris.

I det fall den befintliga mesaugnen måste bytas ut, rekommenderas en investering i en fullständigt eldriven kalcineringsprocess. Att investera i en fullständigt eldriven kalcineringsprocess med tillhörande kombinerad släckare och tork uppskattats kosta ca 130 Mkr. En nyinvestering i en större mesaugn av befintlig typ beräknas kosta 300 Mkr, en mer än dubbelt så kostsam investering. Även driftkostnaderna är lägre för den nya tekniken och skillnaden mellan de två alternativens årliga totala kostnader uppgår till 27 Mkr/år (beräknat för en avskrivningstid på 20 år och en kalkylränta på 13 %).

I det fall en investering endast skall göras i en kompletterande enhet för en produktionsökning, rekommenderas förtorkning i form av en kombinerad tork- och ångsläckaranläggning för hela mesaflödet. Denna investering är ekonomiskt likställd med en investering i en cyklontork men de energimässiga fördelarna, som fås från ångproduktionen, gör att kombinerad tork- och ångsläckare ändå rekommenderas. Dessutom möjliggör denna investering fler valmöjligheter för framtiden. Önskas den oljeeldade mesaugnen bytas ut mot en fullständigt eldriven kalcineringsprocess med tillhörande kombinerad släckare och tork, underlättas denna utbyggnad av att tork- och släckarenheten redan finns på plats.



## Innehållsförteckning

<b>1. INLEDNING</b> .....	<b>3</b>
<b>2. METOD</b> .....	<b>4</b>
<b>3. BESKRIVNING AV MASSAPROCESSEN</b> .....	<b>5</b>
3.1 NUVARANDE TEKNIK FÖR MESAOMBRÄNNING OCH KALKSLÄCKNING .....	6
3.2 NY TEKNIK MED ELKALCINERING OCH ÅNGSLÄCKNING .....	7
<b>4. BERÄKNINGSFÖRUTSÄTTNINGAR</b> .....	<b>8</b>
<b>5. PROCESS- OCH KOMPONENTUTFORMNING FÖR ELDRIVEN MESAPROCESS</b> .....	<b>9</b>
5.1 MESATORK OCH SLÄCKARE .....	10
5.2 ELKALCINERING .....	10
<b>6. ENERGI- OCH KOSTNADSBERÄKNINGAR FÖR DEN NYA TEKNIKEN</b> .....	<b>11</b>
6.1 KAPACITETSÖKNING MED ELDRIVEN KALCINERINGSMODUL .....	12
6.1.1 Energi .....	12
6.1.2 Ekonomi .....	12
6.2 FULLSTÄNDIG ELDRIVEN MESAOMBRÄNNING .....	13
6.2.1 Energi .....	14
6.2.2 Ekonomi .....	14
6.3 ENBART MESATORK OCH ÅNGSLÄCKARE .....	15
6.3.1 Energi .....	15
6.3.2 Ekonomi .....	15
<b>7. ENERGI- OCH KOSTNADSBERÄKNINGAR FÖR DE KONVENTIONELLA PRODUKTIONSÖKNINGSALTERNATIVEN</b> .....	<b>16</b>
7.1 FÖRTORKNING MED CYKLONTORK .....	17
7.2 OMBRÄNNINGSSTATION .....	17
7.3 DEPONI .....	18
7.4 NY MESAUGN .....	18
<b>8. MILJÖ OCH SÄKERHET</b> .....	<b>19</b>
8.1 MILJÖANALYS AV OLJEELDAD MESAUGN .....	19
8.2 MILJÖ- OCH HÄLSORISKSJÄMFÖRELSE MELLAN OLJEELDAD OCH ELDRIVEN MESAOMBRÄNNING 20	
8.3 SÄKERHETSANALYS .....	21
8.4 TORK OCH SLÄCKARE .....	21
<b>9. RESULTATSAMMANSTÄLLNING OCH KÄNSLIGHETSANALYS</b> .....	<b>21</b>
9.1 ENERGI .....	21
9.2 EKONOMI .....	23
9.3 KÄNSLIGHETSANALYS .....	25
<b>10. DISKUSSION</b> .....	<b>27</b>
<b>11. SLUTSATSER</b> .....	<b>29</b>
<b>12. REFERENSER</b> .....	<b>30</b>
<b>BILAGOR</b> .....	<b>32</b>
BILAGA A: BERÄKNINGAR FÖR SAMTLIGA ALTERNATIV TILL KAPACITETSÖKNING .....	32
BILAGA B: JÄMFÖRELSE MELLAN TVÅ PROCESSLÖSNINGAR .....	32
BILAGA C: UTRUSTNINGSPÅGIVNING .....	32
BILAGA D: MILJÖ OCH SÄKERHET .....	32





## 1. Inledning

Tillverkningen av kemisk pappersmassa förväntas öka och därmed även behovet av mesaombränning (kalcinering), som är ett steg i massaprocessen för att återanvända processkemikalien kalk. Det finns flera exempel på massabruk som arbetar med överbelastade mesaugnar vilket medför ökad oljeförbrukning per massenhet ombränd kalk. Det finns även bruk med mesaugnar som inte kan bearbeta hela mesaflödet. Dagens oljeeldade mesaugnar utgör alltså redan en flaskhals på många massabruk och i framtiden, då som bekant massaproduktionen ökat, förväntas läget bli än mer kritiskt om ingenting görs. Att investera i en ny mesaugn av dagens teknik är kapitalkrävande och utbyggnadstakten är därför måttlig.

Ett nytt, alternativt sätt för att uppnå kapacitetsökning för mesaombränning har föreslagits av uppfinnarna Roland Lundqvist och Torsten Ekdahl i samarbete med Vattenfall AB. Detta alternativ består av en eldriven kalcineringssteknik, vars syfte är att minska energiåtgången i processen, samt att komma bort från oljeanvändningen och de miljökonsekvenser som oljan innebär.

Tanken är att byta ut den konventionella, oljeeldade mesaugnen mot en gasplasmadriven kalcineringsreaktor och en speciell tork- och ångsläckaranordning. Dessa två delar, den gasplasmadrivna kalcineringsreaktor och den kombinerad mesatork- och kalksläckaranordningen, kan ses som två separata delar som kan verka oberoende av varandra. De båda delarna kan därför ingå i en ny processlösning var för sig eller tillsammans.

Processutformningen vid elcalcinerings gör att avgaserna där utgörs av näst intill ren koldioxid från kalcineringen jämfört med rökgaserna från dagens oljeeldade mesaugnar. Koldioxiden kan därigenom utvinnas på ett kostnads- och energieffektivt sätt. Möjlighet kan finnas att använda koldioxiden för försäljning eller användning till internt bruk [Lundqvist R].

Denna studie är en del i ett större projekt, där ny teknik för ombränning av mesa samt släckning av kalk testas och utvärderas. Projektet drivs av ett konsortium representerade av massa- och pappersindustrin, kalkindustrin samt maskintillverkare. I denna studie undersöks förutsättningarna för elcalcinerings och ångsläckning vad gäller energi, miljö och ekonomi. Syftet med studien är att bedöma om elcalcinerings i kombination med ångsläckning är ett konkurrenskraftigt alternativ till oljeeldad mesaombränning. Dessutom ska en bedömning göras om huruvida den nya tekniken kan användas som en fullständig ersättning för dagens teknik eller i första hand som ett komplement för att öka kapaciteten i befintliga anläggningar.

Tre olika nivåer av införandegrad av den nya tekniken kommer att beaktas:

- **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul:** En anläggning, med elcalcinerings, ångsläckning och mesatork som dimensioneras för behandling av mesaflödet motsvarande den önskade kapacitetsökningen.
  
- **Fullständig eldriven mesaombränning:** En anläggning, med elcalcinerings, ångsläckning och mesatork som dimensioneras för behandling av dagens totala mesaflöde plus det flöde som motsvaras av kapacitetsökningen.

- **Enbart kombinerad mesatorn och ångsläckare:** Tillbyggnad av ångsläckare och mesatorn vid befintlig mesagn där behov av ökad kapacitet finns och annan torkanordning för ökad produktion saknas.

För att kunna bedöma den nya teknikens ekonomiska och energimässiga konkurrenskraft jämförs den med befintlig teknik. De befintliga alternativ som finns för att uppnå den önskvärda kapacitetsökningen och som kommer beaktas i detta projekt är:

**-Förtorkning med cyklontork:** Optimering av den befintliga processen genom förtorkning av mesan med cyklontork före mesaugnen.

**-Ombränningsstation:** Befintlig mesagn används maximalt och överskottsmesa transporteras till en extern ombränningsstation. Ny kalk köps in.

**-Deponi:** Befintlig mesagn används maximalt och överskottsmesa deponeras. Ny kalk köps in.

**-Ny mesagn:** Nyinvestering i större mesagn av redan befintlig teknik som också inkluderar en cyklontork .

## 2. Metod

Inledningsvis kommer en översiktlig processbeskrivning av mesaombränningsprocessen att ges. Både den befintliga och den nya tekniken med elcalcinerings kommer att presenteras kort.

Därefter kommer den nya tekniken att behandlas djupare. Alternativa tekniska lösningar kommer att undersökas och en energi- och ekonomieffektiv processdesign kommer redovisas. Den mest energi- och ekonomieffektiva processutformningen kommer att användas för att göra energimässiga och ekonomiska bedömningar för de tre nivåerna av införandegrad av den nya tekniken som presenterats ovan.

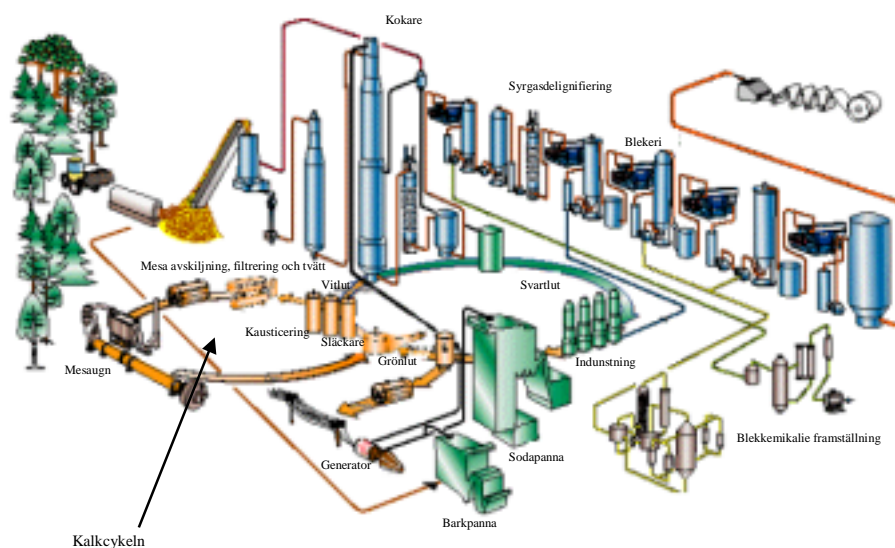
Vidare kommer ekonomiska data och beräkningar att redovisas för de redan befintliga, alternativa processlösningarna för att lösa behovet av kapacitetsökningen. Dessa fakta kommer att jämföras mot resultaten från de tre processutformningar där ny teknik använts.

Miljö och säkerhet är två punkter som också kommer diskuteras och vägas in i valet av teknisk lösning.

En känslighetsanalys kommer att göras för att kontrollera känsligheten i de beräknade resultaten. Detta görs genom att se hur variationer i olika parametrar påverkar resultaten.

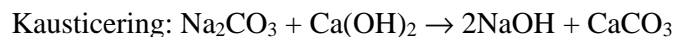
### 3. Beskrivning av massaprocessen

Massatillverkning går ut på att frilägga fibrer ur ved för att kunna använda dessa till pappersmassatillverkning. Friläggning av fibrer kan framförallt ske på tre sätt: mekaniskt, halvkemiskt eller kemiskt. Det som är aktuellt för denna studie är kemisk framställning genom sulfatprocessen. Ligninet löses då ut ur veden med hjälp av en vattenlösning av natriumsulfid ( $\text{Na}_2\text{S}$ ) och natronlut ( $\text{NaOH}$ ) som veden får koka i. Cellulosa och hemiscellulosa avskiljs efter denna process från den ligninhaltiga kokvätskan (svartluten) och används efter syrgasdelignifiering och blekning vid pappersframställning, se figur 1.



*Figur 1: Förenklad översikt över massaprocessen [Kvaerner Pulping]*

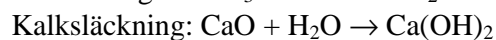
De oorganiska kokkemikalierna (främst natriumföreningar) återvinns eller regenereras samtidigt som lignin och annan löst organisk substans från veden förbränns och nyttiggörs i form av processånga. Detta görs genom att svartluten indunstas och att koncentratet bränns i en sodapanna. Kokkemikalierna återfinns därefter i botten av panna i form av smält aska. Denna asksmälta får lösa sig i vatten och den då erhållna lösningen kallas på grund av sin färg för grönlut. Grönluten består av natriumkarbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), natriumsulfid ( $\text{Na}_2\text{S}$ ) och natronlut ( $\text{NaOH}$ ). För att kunna återanvända kokkemikalierna måste natriumkarbonaten i grönluten återomvandlas till natronlut. Detta sker i kausticeringssteget genom tillsats av släckt kalk,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  till grönluten. Kausticeringsreaktionen är:



Den därvid erhållna kokluten är relativt färglös och kallas därför vitlut. Vitluten innehåller förutom natronlut en restprodukt i form av kalkstensslam ( $\text{CaCO}_3$ ), ofta

kallad mesa. Mesan avskiljs från vitluten genom klarning (sedimentering) eller filtrering. I Europa är filtrering den mest förekommande avskiljningsmetoden. Därefter lakas kalkstensslammet fri från natronlut genom tvättning på vacuumfilter för att mesan ska få rätt restalkalihalt. Att mesan har rätt natriumhalt är viktigt för kommande processteg. Efter tvätt och filtrering har mesan en ungefärlig torrhalt på 75% [Nilsson I].

Mesan kan återanvändas i kausticeringsreaktionen när den omvandlats till släckt kalk. Detta görs i kalkcykeln genom att först kalcinera, det vill säga upphetta den avvattnade mesan i en kalkugn, ofta kallad mesaugn, så att koldioxid avspaltas. Den därvid bildade kalciumoxiden (bränd kalk) sintrar till små kulor som därefter omvandlas till kalciumhydroxid (släckt kalk) genom behandling med vatten (kalksläckning). De tillhörande reaktionerna är:



Mesan är utgångspunkten för detta projekt och det är runt de två ovan redovisade reaktionsformlerna som hela projektet kretsar. Syftet är att få dessa två reaktioner att ske på ett så energi- och ekonomieffektivt sätt som möjligt.

Kalcineringen är en endoterm reaktion vid vilken mycket värme åtgår. För att kalcinering och sintring av kalciumoxiden ska ske på ett bra sätt krävs temperaturer runt 1 100°C. Kalksläckningen däremot är exoterm och frigör värme.

Det ställs höga krav på den producerade brända kalken för att processen ska fungera tillfredsställande. Kalken ska vara lagom hårt bränd. Normalt eftersträvas att kalken sintrar till noder stora som ping-pongbollar. Det ger en lagom snabb reaktionstid vid kausticeringen som vid tillräcklig uppehållstid i kausticeringskärnen bildar stora mesapartiklar med goda filteregenskaper, det vill säga är lätta att avvattna i vacuumfilter. För hårt bränd kalk har för lång reaktionstid vid kausticeringen, vilket gör att den upplöses ofullständigt, och delvis faller ut innan den hunnit reagera. För löst bränd kalk, med låg sintringsgrad, reagerar för snabbt och bildar alltför små mesapartiklar med dåliga filteregenskaper [Vattenfall Utveckling AB]. En parameter som påverkar sintringsgraden är mängden restlut i mesan. Det finns ett samband mellan en hög sintringsgrad och ett högt lutinnehåll i mesaslammet. Natriumet i mesan sintrar vid lägre temperatur än den rena kalken och bildar på så vis kärnor för kalken att sintra på.

Inte bara kvaliteten på kalken är viktig utan även mängden kalk i processen. För låg mängd ger dålig kausticeringsgrad medan överkalkning ger överskott av  $\text{Ca(OH)}_2$ , vilket sätter igen filterdukar [Vattenfall Utveckling AB].

### **3.1 Nuvarande teknik för mesaombränning och kalksläckning**

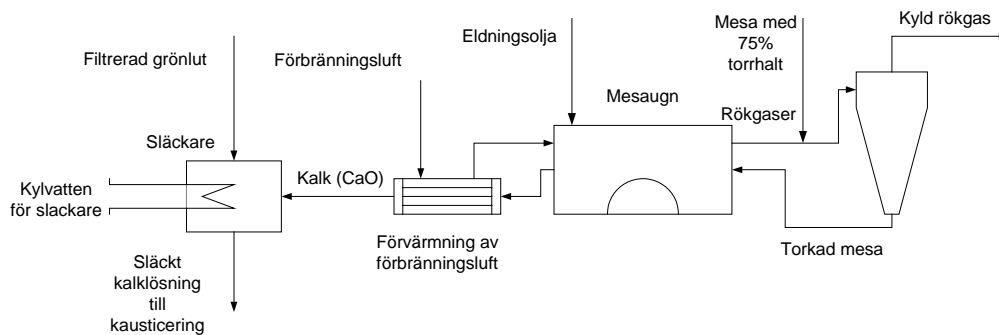
Samtliga massabruk använder idag samma teknik för att ombränna mesa och släcka den brända kalken. Den efter kausticeringen tvättade och torkade mesan kalcineras, eller ombrännes, i en mesaugn. Mesaugnen, som är en mycket stor (ca 80 m lång), cylindrisk och roterande ugn, matas med mesa i ena änden samtidigt som olja

förbränns i den andra. I ett fåtal bruk utnyttjas bibränsle i form av träpulver eller förgasat bibränsle i stället för olja.

Den brända kalken kyls efter ugnen genom att värmväxlas mot sekundär förbränningsluft som införs i mesaugnen. Genom denna förvärmning av förbränningsluft mot den brända kalken sänks behovet av olja i mesaugnen eftersom mindre energi för uppvärmning av luftmassan behövs. Det är dessutom önskvärt att kyla kalken innan den släcks för att minska kokning i släckaren. Önskvärd temperatur på kalken efter kylaren och innan släckaren är 250-300 °C [Vattenfall Utveckling AB]. Det är dock svårt att komma ned till denna temperatur eftersom den brända kalken, som är i nodulform, endast kyls på ytan.

I den befintliga processen släcks den brända mesan med filtrerad grönlut. Även om den brända kalken kylts innan släckningen, måste grönluten kylas för att undvika att det börjar koka i släckaren. En nackdel med dagens process är att värmetsom alstras vid släckningen inte tas omhand utan försvinner som spillvärme.

Rökgaserna från mesaugnen kan användas till att torka den ingående, fuktiga mesan i externa mesatorkar (se figur 2). Denna processlösning motsvarar alternativet förtorkning med cyklontork. Genom att torka den fuktiga mesan ytterligare minskar energibehovet i mesaugnen eftersom mindre vatten behöver förångas. Dessutom förbättras kapaciteten i mesaugnen.



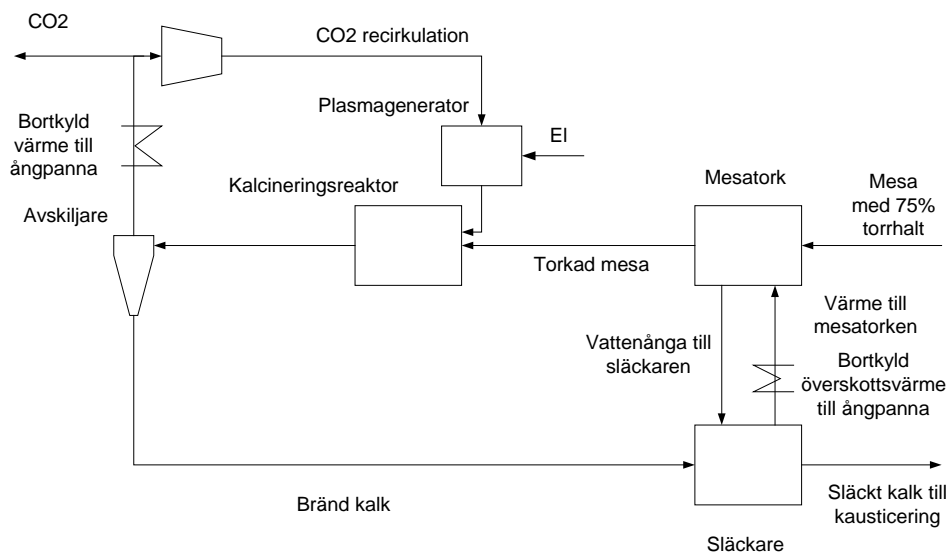
**Figur 2:** Förenklat processschema av befintlig mesaombränning med förtorkning av mesa och konventionell kalksläckning.

I Skandinavien stoftrenas oftast rökgaser från mesaugnar med hjälp av elektrofilter. I vissa fall finns även en seriekopplad rökgasskrubber. Skrubbarna binder förutom partiklar även en del svaveloxider om NaOH doseras till skrubbervätskan. Det uppsamlade stoftet som består av kalksten återförs till processen [Vattenfall Utveckling AB].

### 3.2 Ny teknik med elcalcinerings och ångsläckning

I samarbete med Vattenfall AB och uppfinnarna Roland Lundqvist och Torsten Ekdahl har en alternativ calcineringssteknik föreslagits (se figur 3). Tanken är att ersätta den konventionella, oljeeldade mesaugnen med eldriven teknik med en gasplasmadriven calcineringsreaktor. Med denna teknik används en plasmagenerator som atomiserar och joniserar koldioxid med hjälp av en elektriskt genererad ljusbåge [Thörblom J]. När koldioxiden sedan återbildas frigörs stora mängder energi. Den eldrivna

kalcineringsreaktionen beräknas ske på bråkdelen av en sekund. Motsvarande tid i den traditionella mesaugnen är ca en timme [Lundqvist R].



Figur 3: Förenklat processchema för elkalcinering med ångsläckning,

Ingen luft bör tillföras kalcineringsreaktorn med mesaströmmen eftersom luft medför kväveoxidbildning. Mesan bör även torkas före kalcineringen eftersom avdunstning av vatten annars kräver extra energi i kalcineringsreaktorn.

Att ombränningen av mesa sker med el gör att avgaserna från kalcineringen nästan helt utgörs av koldioxid. Koldioxiden kan därigenom utvinnas på ett kostnads- och energieffektivt sätt. Det är möjligt att koldioxiden kommer att kunna säljas eller användas internt på bruken som till exempel syra i blekningsstegen [Lundqvist R].

Omställningen från oljedriven mesaombränning till eldriven utgör en del av detta projekt. Den andra delen består av att förändra tork- och släckningsprocessen. I den nya processen föreslås släckningen ske med vattenånga från mesatornen, vilket ger ett större släckningsvärme än släckning med vätskeformigt vatten eftersom ångans kondensationsvärme tillgodogörs. För att spara energi planeras att tillvarata släckningsvärmets och utnyttja en del för torkning av mesan före kalcineringen, medan resterande värme i största möjliga utsträckning utnyttjas till produktion av processånga.

#### 4. Beräkningsförutsättningar

Utgångspunkten för denna studie är ett fiktivt modellmassabruk som ungefärligen motsvarar StoraEnso Skoghall, och som är i behov av en ökning av mesaombränningskapacitet. Utifrån detta massabruk har en rad förutsättningar bestämts:

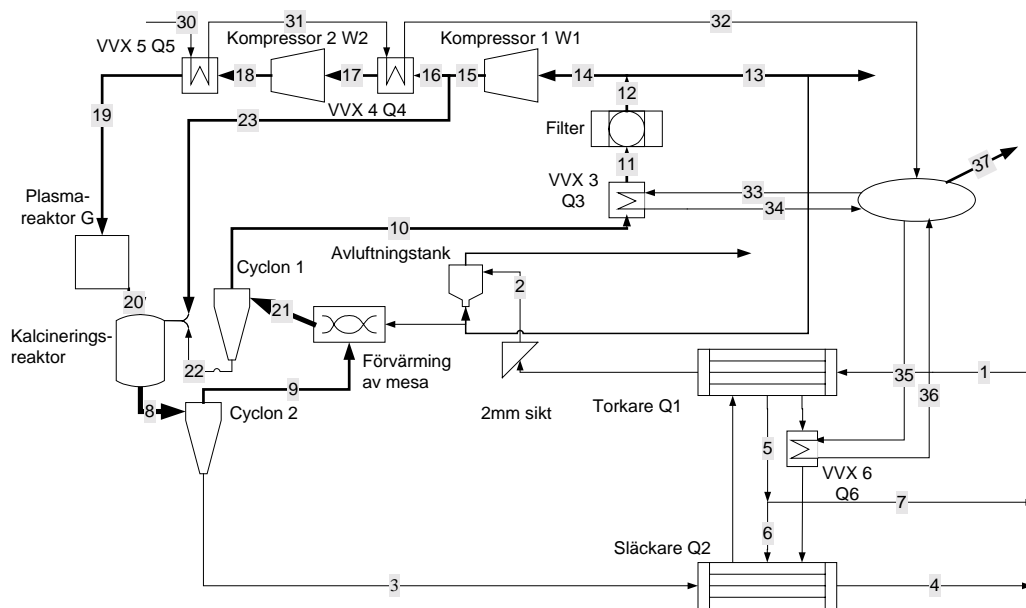
- Nuvarande mesaflöde uppgår till 15 ton torr mesa/h [Nilsson I].
- Kapacitetsökningsbehovet är 25% av det nuvarande mesaflödet, dvs 3,8 ton torr mesa/h.
- Mesans torrhalt är 75 % [Nilsson I].

- Drifttiden antas vara 8 000 h/år.
- 7% inert ingår i mesaströmmen (räknat på den torra mesan) [Andersson L].
- Elpriset är satt till 350 kr/MWh [Tegel K].
- Oljepriset är satt till 2 400 kr/m<sup>3</sup> (inklusive koldioxid- och svavelskatt) vilket motsvarar 230 kr/MWh [Andersson L].
- Ångpriset är 250 kr/MWh ånga (beräknat från priset på olja och en 90% pannverkningsgrad)
- Kalkylräntan är satt till 13 % [Nilsson I].
- Avskrivningstid 20 år [Nilsson I].

## 5. Process- och komponentutformning för eldriven mesaprocess

Under denna rubrik kommer en processlösning för den nya tekniken att redovisas. Denna processlösning har utformats för att vara så energieffektiv som möjligt samtidigt som ekonomiska faktorer beaktats. Energiförbrukningen har beräknats med hjälp av material- och energibalanser som lösts med det kemitekniska beräkningsprogrammet EES. Ekonomiska uppskattningar har gjorts med utgångspunkt från prisinformation från företag. De resultat som ligger till grund för valet av processdesign redovisas i bilaga B-1, B-2, B-3, och B-4.

Den valda processlösningen som åskådliggörs i Figur 4, kan för enkelhetens skull delas upp i två delar: En kombinerad tork- och släckardel och själva elkalcineringsdelen.



Figur 4: Processchema för eldriven mesaombränning

## **5.1 Mesatork och släckare**

Eftersom inget vatten bör förekomma i elcalcineringsreaktorn måste mesan torkas helt torr före reaktorn (se kapitel 3.2 Ny teknik med elcalcinerings och ångsläckning). Detta görs i en mesatork. Torrhalten på inflödet av mesan till torken har i rapportens beräkningar satts till 75 % [Nilsson I].

En del av det vatten som förångas ska användas i släckaren för att släcka den brända kalken. Från torken fås mer vatten än vad som behövs i släckaren. Därför tappas en del vattenånga av så att endast stökiometrisk mängd vattenånga går in i släckaren.

In till släckaren kommer nära 950°C varm kalciumoxid som släcks med hjälp av vattenånga från torken och kyls till 140°C. Släckningen är en exoterm reaktion varför ett energitillskott fås i släckaren. En del av denna energi som alstras i släckaren används för att torka mesan i torken. Detta åstadkoms med en cirkulerande luftslinga som överför värme från släckaren till torken. Överbliven värme nyttiggörs genom att värmeväxla den varma luften i slingan mot kokartuber som genererar 4 bars processånga.

## **5.2 Elcalcinerings**

Numreringen av strömmarna framgår av figur 4. Den torra mesan förvärms genom att värmeväxlas mot den varma koldioxiden som lämnar calcineringsreaktorn, vilket minskar elbehovet för plasmageneratoren. När koldioxiden lämnar calcineringsreaktorn är den ungefär 950°C varm. Värmen i denna ström överförs delvis till mesan i en direktvärmeväxlare. Efter värmeväxlaren separeras koldioxiden från kalciumkarbonaten i en cyklon före calcineringsugnen. Antaget att värmeväxlingen sker idealt samt medströms, och att både gas och fast fas således har samma temperatur då de lämnar cyklonen, beräknas den utgående temperaturen till ungefär 530°C (se bilaga A-1). Motsvarande temperatur på mesan som går in i ugnen i det fall ingen förvärmning sker, är ca 100°C. Denna temperaturökning på mesan på ca 430°C medför en minskning av energibehovet till plasmageneratoren. Dock innebär förvärmningen av mesan att en mindre produktion av 4 bars ånga fås.

Den förvärmda mesan (ström 22) blåses in i calcineringsreaktorn med hjälp av en koldioxidström (ström 23). Energitillförseln till reaktorn sker genom en plasmagenerator som atomiserar och joniserar koldioxid (ström 20) till en högenergetisk gasström (plasma).

I reaktorn sönderdelas kalciumkarbonaten (mesan) till koldioxid och kalciumoxid (bränd kalk). Reaktionen som antas genomföras vid 950 °C sker på bråkdelen av en sekund. Det är nödvändigt att bevara den höga temperaturen tills den brända kalken och koldioxiden separerats i en cyklon, annars finns det risk att kalciumkarbonaten återbildas. Den brända kalken förs till släckaren (ström 3).

Koldioxiden (ström 9) kyls genom värmeväxling mot 4 bars ånga och filtreras därefter till en partikelhalt på mindre än 1 mg/m<sup>3</sup>(n) med hjälp av ett textilspärrfilter. Därefter separeras koldioxidströmmen i två delar; en del som används i calcineringsreaktorn (ström 14) och en del som bortförs ur systemet (ström 13). Det är nödvändigt att hela tiden avskilja en del koldioxid eftersom ny koldioxid produceras i calcineringsreaktorn kontinuerligt. Ca 0,4 kg CO<sub>2</sub> per kg torr mesa bildas i reaktorn.



En liten del av den bortförda strömmen (ström 13) används för att avlufta den torkade mesan så att ingen luft kommer in i reaktorn och ger upphov till ozon. Resten av koldioxiden kan säljas, emitteras, deponeras eller användas till internt bruk.

Koldioxiden som används i plasmageneratoren behöver trycksättas till ca 4 bar och vara kyld till 100 °C för att uppfylla plasmaelektrodernas tryckfall och kylbehov. Koldioxidströmmen från kalcineringsreaktorn (ström 14) trycksätts till 4 bar, med hjälp av två kompressorer med mellankylning. Kompressorerna som används klarar maximalt av en temperatur på ca 300 °C [Schuler B], varför strömmen kyls före kompressorn för att den maximala temperaturen inte ska nås under kompressionen. Efter den första kompressorn avtappas en del av koldioxidströmmen (ström 23). Denna ström har ett tryck på 2,5 bar och används för att föra in mesan i reaktorn. Den resterande delen av koldioxiden (ström 16) kyls innan den komprimeras vidare till det slutliga trycket på 4 bar. Temperaturen på koldioxiden som går in i plasmageneratoren får inte överstiga 100 °C och måste därför även kylas efter den sista kompressorn. De två kylstegen, före generatoren och mellan kompressorerna, förvärmer 90 °C kondensatvatten till nära kokpunkten. Detta vatten samlas upp i en ångdom och 4 bar ånga produceras av värmeväxlare 3 och 6.

## **6. Energi- och kostnadsberäkningar för den nya tekniken**

I detta kapitel kommer de energimässiga konsekvenserna och den ekonomiska konkurrenskraften för den nya tekniken att redovisas. Tre olika processalternativ, som alla ger en 25 %-ig kapacitetsökning, kommer att beaktas:

**-Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

**-Fullständig eldriven mesaombränning**

**-Enbart kombinerad mesatorn och ångsläckare**

De olika alternativen kommer att utvärderas utifrån energimässiga och ekonomiska jämförelser.

En överskådlig bild över hur den till plasmageneratoren tillförda energin fördelas mellan olika poster kommer att redovisas för varje alternativ. Energiberäkningarna är framtagna ur material- och energibalanser (se bilaga A-1). De poster som är intressanta att beakta i detta sammanhang är kemisk energi, ånga och spillvärme. I kemisk energi ingår den energi som åtgår i kalcineringsreaktorn och släckare för att omvandla  $\text{CaCO}_3$  till  $\text{Ca(OH)}_2$ . Ånga syftar till den energimängd som används till produktion av 4 bars processånga. Spillvärmen inkluderar de förluster som belastar systemet då den varma  $\text{CO}_2$ -gasen, överskottsvatten från torkare/släckare och även den varma produkten ( $\text{Ca(OH)}_2$ ), passerar systemgränsen. Även förluster i plasmageneratoren och värmeväxlare inkluderas i spillvärmen.

I de ekonomiska beräkningarna behandlas investeringskostnad, driftkostnad och totalkostnad. Eftersom kapaciteten är identisk för de olika alternativen kan man rangordna alternativen efter lägst årskostnad.

Vid framtagandet av investeringskostnaden används en beräkningsmodell [Turton, m.fl.] som utgår ifrån den så kallade baskostnaden. Baskostnaden, som redovisas närmare i bilaga C, är de inköpspris som olika säljare har uppskattat för olika komponenter. I investeringskostnaden (gräsrotskostnaden) ingår även en prisuppskattning för det som inte är inkluderat i baskostnaden, exempelvis kringutrustning, installation och byggnader. Beroende på vad som ingår i de olika komponenternas inköpspris har olika faktorer använts för att beräkna gräsrotskostnaden, vilket ger en påslagsfaktor mellan 1,5 och 3,8 på baskostnaden. Beräkningsgången redovisas mer noggrant i bilaga A-3.

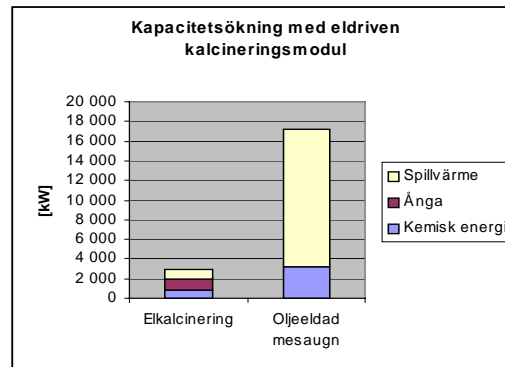
Uppskattningen av driftkostnaden utgår ifrån material- och energibalanser (se bilaga A-1) och sammanställs i bilaga A-4, där även priser för olja och el redovisas. Totalkostnaden tar hänsyn till driftkostnaden och den annuitet som investeringskostnaden ger upphov till. Kostnaden för personal och underhåll har antagits vara den samma för samtliga alternativ. Därför inkluderas inte dessa två kostnadsposter i driftkostnaden. Dock inkluderas en känd underhållskostnad för plasmageneratoren som tar hänsyn till kostnaden för byte av elektroder i plasmageneratoren. Dessa beräkningar redovisas i bilaga A-4.

## 6.1 Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul

Detta alternativ avser att beakta en 25 %-ig kapacitetsökning med hjälp av elkalcinering, det vill säga en ökning av mesaflödet med 3,8 ton torr mesa/h. Tanken är att produktionen i den ordinarie mesaugnen ska fortgå och att elkalcineringen endast ska utgöra ett komplement som behandlar ett flöde motsvarande kapacitetsökningen. Endast den del av flödet som behandlas med plasmateknik passerar tork- och släckapparaturen.

### 6.1.1 Energi

I figur 5 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi, ånga och spillvärme, dels i elkalcineringsmodulen och dels i den oljeeldade mesaugnen. Summan av de båda staplarna representerar den totala energifördelningen för detta alternativ. I figur 5 syns tydligt att den största delen av energiförlusterna kommer från den oljeeldade mesaugnen.



Figur 5: Energifördelning för kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul.

### 6.1.2 Ekonomi

#### - Investeringskostnad

De komponenter som ingår i systemet, vars pris bedöms nödvändigt att uppskatta är: plasmagenerator, kalcineringsreaktor, tork- och släckarsystem, cykloner, kompressorsystem, värmeväxlare och filter. Under baskostnad i tabell 1, redovisas dessa komponenters inköpspris. I investeringskostnaden ingår även kostnaden för montering, installation och kostnader knutna till byggnationer och kringutrustning.

*Tabell 1: Investeringskostnad för komponenter.*

<b>Utrustning</b>	<b>Baskostnad [Mkr]</b>	<b>Investeringskostnad [Mkr]</b>
Plasmagenerator (3MW)	9,00	13,28
Cyklon 1	0,30	0,91
Cyklon 2 och reaktionskärl	0,80	4,42
VVX 3	0,10	0,39
VVX 4	0,05	0,18
VVX 5	0,05	0,18
VVX 6	0,08	0,30
Filter 1	0,43	1,62
Kompressor 1 inkl installation	0,88	3,35
Kompressor 2 inkl installation	0,88	3,35
Tork och släckare	8,00	9,44
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>20,56</b>	<b>35,41</b>

#### **- Driftkostnad**

Driftkostnader hänför sig till energiförbrukning (olja och el) och underhåll, medan intäkter erhålls från producerad processånga. Dessa kostnader redovisas i tabell 2. De värden som är negativa motsvarar en intäkt. I posten för underhåll ingår som tidigare nämnts endast den kända kostnaden för byte av elektroder i plasmageneratoren.

*Tabell 2: Driftkostnad för kapacitetsökning med eldriven calcineringsmodul.*

	<b>Kostnader [Mkr/år]</b>
Tillförd el	8,1
Oljeförbrukning	31,6
Producerad ånga	-2,2
Underhåll	0,5
<b>Total driftkostnad</b>	<b>37,9</b>

#### **- Totalkostnad**

I tabell 3 redovisas de totala investeringskostnaderna samt driftkostnaden. Dessutom redovisas den totala årskostnaden vid en avskrivningstid på 15 respektive 20 år.

*Tabell 3: Kostnadstabell för kapacitetsökning med eldriven calcineringsmodul.*

<b>Investeringskostnad [Mkr]</b>	<b>Driftkostnad [Mkr/År]</b>	<b>Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 15 år</b>	<b>Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 20 år</b>
35	38	43	43

## **6.2 Fullständig eldriven mesaombränning**

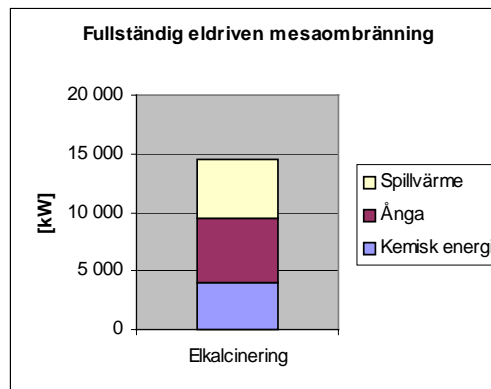
Detta alternativ avser att beakta en anläggning som dimensionerats för behandling av dagens totala mesaflöde plus det flöde som motsvaras av kapacitetsökningen. Det innebär att den traditionella mesaugnen inte bidrar till produktionen av kalk i detta alternativ utan att hela flödet behandlas med plasmatekniken. Hela flödet passerar också tork- och ångsläckapparaturen.

## 6.2.1 Energi

I figur 6 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi, ånga och spillvärme i den fullständiga el-kalcineringen. En ansevärd del av den tillförda energin fås ut i form av processånga och förhållandevis lite energi förloras i form av värme.

## 6.2.2 Ekonomi

I denna uppställning ingår samma grundkomponenter som i *kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul*, dock måste utrustningen anpassas till det större flödet.



Figur 6: Energifördelning för fullständig eldriven mesaombränning.

Enligt ScanArc innebär det större flödet

att tre 5 MW plasmageneratorer kommer att behövas. Dessa plasmageneratorer är dyrare på grund av den extra utrustning som behövs för att sammankoppla de tre plasmageneratorerna. Dessutom innebär den ökade effekten dyrare kyl- och elsystem. Dessa plasmageneratorer kommer att arbeta parallellt med varandra men arbeta mot samma reaktionskärl. Därför behövs även ett större reaktionskärl.

ScanArc uppskattar att fem cykloner behövs för en effektiv avskiljning efter kalcineringsreaktorn. I analogi med den uppskattningen antas att även fem cykloner behövs för att avskilja den förvärmade mesan.

### -Investeringskostnad

Under baskostnad i tabell 4, redovisas komponenternas inköpspris. I investeringskostnaden ingår även kostnaden för montering, installation och kostnader anknutna till byggnationer och kringutrustning.

Tabell 4: Investeringskostnad för komponenter för fullständig eldriven mesaombränning.

Utrustning	Baskostnad [Mkr]	Investeringskostnad [Mkr]
3 x Plasmagenerator (5MW)	36,00	53,10
Cyklon 1	1,50	4,54
Cyklon 2 och reaktionskärl	3,00	9,08
VVX 3	0,41	1,57
VVX 4	0,19	0,71
VVX 5	0,19	0,71
VVX 6	0,31	1,19
Filter 1	2,13	8,09
Kompressor 1 inkl installation	0,88	3,35
Kompressor 2 inkl installation	0,88	3,35
Tork och släckare	35,00	41,30
<b>Total investeringskostnad</b>	<b>80,48</b>	<b>126,99</b>

### - Driftkostnad

Driftkostnader hänför sig till energiförbrukning (olja och el) och underhåll, medan intäkter erhålls från producerad processånga. Dessa kostnader redovisas i tabell 5. De värden som är negativa motsvarar en intäkt. I posten för underhåll ingår som tidigare nämnts endast den kända kostnaden för byte av elektroder i plasmageneratoren.

Tabell 5: Driftkostnad för fullständig eldriven mesaombränning.

	Kostnader [Mkr/år]
Tillförd el	40,7
Producerad ånga	-11,2
Underhåll	2,3
<b>Total driftkostnad</b>	<b>31,9</b>

### -Totalkostnad

I tabell 6 redovisas de totala investeringskostnaderna samt driftkostnaden. Dessutom redovisas den totala årskostnaden vid en avskrivningstid på 15 respektive 20 år.

Tabell 6: Kostnadstabell för fullständig eldriven mesaombränning.

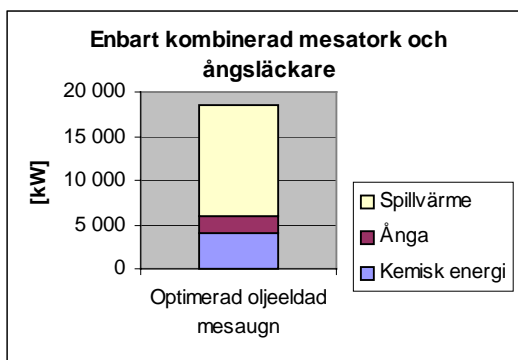
Investeringskostnad [Mkr]	Driftkostnad [Mkr/År]	Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 15 år	Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 20 år
127	32	51	50

## 6.3 Enbart mesatorrk och ångsläckare

Detta alternativ avser att beakta en anläggning som dimensionerats för behandling av dagens totala mesaflöde plus det flöde som motsvaras av kapacitetsökningen. Hela flödet torkas och släcks i den nya apparaturen medan all förbränning sker i den traditionella mesaugnen. Att mesaflödet torkas innebär att mindre olja går åt i ugnen, eftersom inget vatten behöver förångas, och därigenom ökar även ugnens kapacitet.

### 6.3.1 Energi

I figur 7 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi, ånga och spillvärme då mesaflödet torkats innan mesaugnen. En ansevärd del av den tillförda energin förloras i form av spillvärme från mesaugnen. En del av den tillförda energin kan tillvaratas i form av processånga.



Figur 7: Energifördelning för kombinerad mesatorrk och ångsläckare

### 6.3.2 Ekonomi

Tork- och släckningsutrustning är den enda nya apparatur som behövs i detta alternativ.

### -Investeringskostnad

Under baskostnad i tabell 7, redovisas komponenternas inköpspris. I investeringskostnaden ingår även kostnaden för montering, installation och kostnader knutna till byggnationer och kringutrustning.

**Tabell 7: Investeringskostnad för komponenter för enbart tork och ångsläckare.**

<b>Utrustning</b>	<b>Baskostnad [Mkr]</b>	<b>Investeringskostnad [Mkr]</b>
Tork och släckare	35	41,30

#### **-Driftkostnader**

Driftkostnader hänför sig till energiförbrukning (olja och el) medan intäkter erhålls från producerad processånga. Dessa kostnader redovisas i tabell 8. De värden som är negativa motsvarar en intäkt.

**Tabell 8: Driftkostnad för enbart tork och ångsläckare.**

	<b>Kostnader [Mkr/år]</b>
Oljeförbrukning	33,8
Producerad ånga	-6,3
<b>Total driftkostnad</b>	<b>29,6</b>

#### **-Totalkostnad**

I tabell 9 redovisas de totala investeringskostnaderna samt driftkostnaden. Dessutom redovisas den totala årskostnaden vid en avskrivningstid på 15 respektive 20 år.

**Tabell 9: Kostnadstabell för enbart tork och ångsläckare.**

<b>Investeringskostnad [Mkr]</b>	<b>Driftkostnad [Mkr/År]</b>	<b>Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 15 år</b>	<b>Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 20 år</b>
41	30	35	35

## **7. Energi- och kostnadsberäkningar för de konventionella produktionsökningsalternativen**

Under denna rubrik kommer de energimässiga och ekonomiska beräkningarna för de konventionella alternativen för att uppnå en kapacitetsökning att redovisas. Dessa beräkningar kommer att ligga till grund för jämförelser mellan den nya teknikens och de konventionella alternativens konkurrenskraft. De befintliga alternativ som kan ge en motsvarande produktionsökning är:

- Förtorkning med cyklontork
- Ombränningsstation
- Deponi
- Ny mesaugn

I de tre första alternativen beräknas den befintliga processen fortgå och de nyss nämnda åtgärderna möjliggör endast en kapacitetsökning. Det sista alternativet innebär att den nuvarande mesaugnen byts ut mot en större mesaugn med högre kapacitet.

De resultat som redovisas här har beräknats på liknande sätt som för den nya tekniken, se kapitel 6. Fullständiga beräkningar redovisas i bilaga A-2 och A-3. Observeras bör att energiberäkningarna för *ombränningsstation* och *deponi*, inte tar hänsyn till den energi som åtgår för transporter, ombränning av mesan i extern ugn eller andra externa

energibehov. Det innebär att endast oljebehovet i den befintliga mesaugnen har beaktats.

## 7.1 Förtorkning med cyklontork

Optimering av kalcineringsprocessen antas i detta alternativ ske genom förtorkning av mesan före mesaugnen med hjälp av en cyklontork. Storleken på kapacitetsökningen som fås genom tillbyggnad av torken beror av storleken på den redan befintliga processen. Enligt uppgifter från Leif Andersson på Holmen Paper AB i Iggesund förväntas en investering i en cyklontork att möjliggöra en kapacitetsökning på ca 20-28 %. Den totala investeringskostnaden för denna kapacitetsökning beräknas till ungefär 20 Mkr för cyklontork inklusive annan kringutrustning samt kostnader för montage [Nilsson I].

Till investeringskostnaden måste de förväntade energibesparingarna läggas. På Holmen i Iggesund förväntas det specifika energibehovet minska med 1 GJ/ton bränd kalk det vill säga från ca 7 till 6 GJ/ton bränd kalk i och med investeringen i den nya cyklontorken.

Tabell 10: Ekonomisk sammanställning, optimering med cyklontork

Investeringskostnad [Mkr]	Driftkostnad [Mkr/år]	Total kostnad [Mkr/år] Avskrivningstid 15 år	Total kostnad [Mkr/år] Avskrivningstid 20 år
50	34	42	37

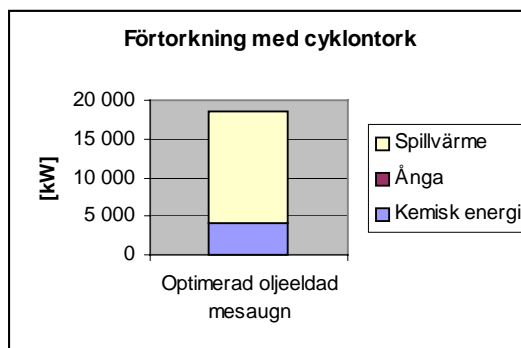
I figur 8 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi, och spillvärme i den optimerade oljeeldade mesaugnen. En stor del av den tillförda energin förloras i form av värme och ingen processånga fås från processen.

## 7.2 Ombränningsstation

Detta kostnadsexempel baseras på uppgifter från Leif Andersson på Holmen Paper AB i Iggesund. I dagsläget transporteras mesan med båt vid behov till en extern ombränningsstation i Sandarne. Kostnaden för transport av mesa till ombränningsstationen uppgår till ca 100 kr/ton blöt vikt. I det uppgivna priset ingår enbart kostnaden för bortförslin av mesan. Kalk till processen måste därför köpas till nypris, som uppgår till ungefär 1 kr/kg.

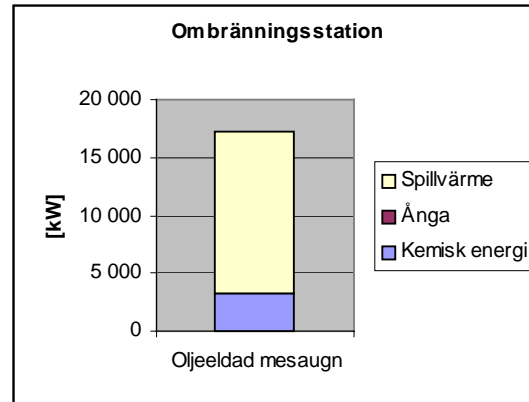
Tabell 11: Ekonomisk sammanställning, transport till ombränningsstation

Investeringskostnad [Mkr]	Driftkostnad [Mkr/År]	Total kostnad [Mkr/år] Avskrivningstid 15 år	Total kostnad [Mkr/år] Avskrivningstid 20 år
0	58	58	58



Figur 8: Energifördelning för kapacitetsökning med förtorkning med cyklontork

I figur 9 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi och spillvärme i den traditionella mesaugnen. Fördelningen motsvarar den totala energiförbrukningen för ett mesaflöde på 15 ton/h hos den nuvarande kalcineringsprocessen. En stor del av den tillförda energin förloras i form av värme och ingen processånga fås från processen.



Figur 9: Energifördelning för kapacitetsökning med transport till ombränningsstation

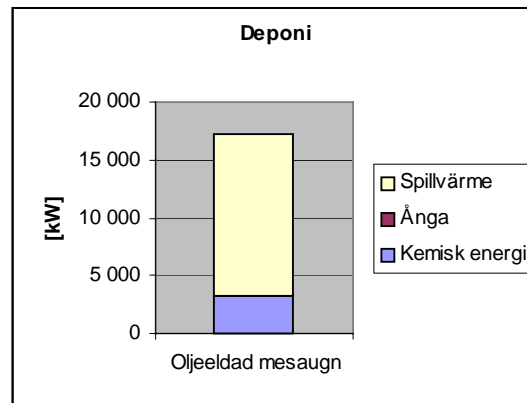
### 7.3 Deponi

Detta kostnadsexempel baseras på uppgifter från Leif Andersson på Holmen Paper AB i Iggesund. Vid behov kan mesa deponeras mot en deponiskatt på 388 kr/ton mesa (blöt vikt). Att deponera mesan innebär att ny kalk måste köpas till processen. Som redan uppgetts kostar kalk ungefär 1 kr/kg kalk.

Tabell 11. Ekonomisk sammanställning, deponi

Investeringskostnad [Mkr]	Driftkostnad [Mkr/år]	Total kostnad [Mkr/år] Avskrivningstid 15 år	Totalkostnad [Mkr/år] Avskrivningstid 20 år
0	69	69	69

I figur 10 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi och spillvärme i den traditionella mesaugnen. Figur 10 är identisk med figur 9. Fördelningen motsvarar den totala energiförbrukningen hos den nuvarande processen. En stor del av den tillförda energin förloras i form av värme och ingen processånga fås från processen.



Figur 10: Energifördelning för kapacitetsökning med deponi

### 7.4 Ny mesaugn

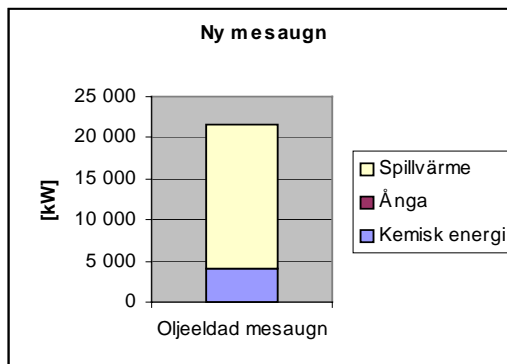
Den totala kostnaden för inköp, installation med mera för en ny traditionell mesaugn med önskad kapacitet uppgår till ca 300 Mkr. I denna investering uppskattas en cyklontork som minskar oljeförbrukningen ingå. Denna kostnadsuppskattning kommer från Lennart Ohlsson på Holmen Paper AB i Iggesund. I beräkningarna antas oljeförbrukningen i denna uppställning bli densamma som för den befintliga ugnen med cyklontork, egentligen blir dock oljebehovet lägre. Observera att detta alternativ även möjliggör en något större kapacitetsökning på grund av den större ugnen samt cyklontorken. I den påföljande energikonsumeringsberäkningen har dock bara en 25 % -ig kapacitetsökning inräknas.



**Tabell 12: Ekonomisk sammanställning, ny mesaugn**

Investeringskostnad [Mkr]	Driftkostnad [Mkr/år]	Total kostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 15 år	Total kostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 20 år
300	34	80	77

I figur 11 åskådliggörs energifördelningen mellan kemisk energi och spillvärme i en nyinvesterad mesaugn med utökad kapacitet. En stor del av den tillförda energin förloras i form av värme och ingen processånga fås från processen.



**Figur 11: Energifördelning för kapacitetsökning med investering i ny mesaugn**

## 8. Miljö och säkerhet

### 8.1 Miljöanalys av oljeeldad mesaugn

Miljöregleringen för pappersindustrin i Norden är anpassad till individuella bruk och det är därför inte lätt att göra en generell jämförelse av luftföroreningar. Vid kemikalieåtervinningen är sodapannan det största miljöhotet men mesaugnen är nästa stora utsläppspunkt. I båda fallen har omfattande miljöutrustning installerats (Ohlsson).

Rökgaserna från mesaugnen innehåller stoft, koldioxid, kolmonoxid, vattenånga, NO<sub>x</sub>, och svavelhaltiga gaser. I tabell 13 finns miljögränsvärden från Södra Cell Tofte AS, Norge, samt rökgasvärden från Stora Enso, Skoghalls Bruk år 2001.

**Tabell 13. Statistik för rökgas från den nuvarande mesaugnen**

Utsläpps-komponent	Gränsvärde [Statens forurensningstillsyn]	Producerad gas [SSLV]	Utsläppt gas [Skogsindustriernas miljödatabas]
Stoft	150 mg/ m <sup>3</sup> (n)	1 – 6 % av den till ugnen förda torra mesamängden	87 ton/år (från hela fabriken)
CO och CO <sub>2</sub>	Skatten på CO <sub>2</sub> inkluderas i oljepriset		646 167 ton/år från biobränsle 193 116 ton/år från olja (från hela fabriken)
H <sub>2</sub> O	-	30-40 % av rökgas	-
NO <sub>x</sub>	2,0 kg/ton massa (för mesaugnen och sodapannan)		0,07 kg/ton massa  (32,0 ton/år NO <sub>x</sub> total)
Svavel SO <sub>x</sub> H <sub>2</sub> S Total S	65 kg/h 30 mg/Nm <sup>3</sup> 1,0 kg/ton massa	2000 mg/m <sup>3</sup> (n) < 400 mg/ m <sup>3</sup> (n) 1,65 kg/ton massa (0,05 kg/ kg olja)	0,2 ton/år

Stoftet utgörs till största delen av medryckt kalkdamm. Det innehåller dessutom natriumsalter från grönluten. Mängden damm är beroende av belastningen på ugnen och ökar kraftigt vid överbelastning. I många fall installeras elektrostatiska filter eller skrubbers för att klara stoftgränsen.

Koldioxid och kolmonoxid produceras från  $\text{CaCO}_3$ , olja och icke-kondenserbara gaser. Skatt betalas för  $\text{CO}_2$  som har producerats från olja men inte på  $\text{CO}_2$  som kommer från mesaprocessen.

Beroende på mesans vattenhalt varierar halten ånga i rökgaserna mellan 30 och 40 %. Ytterligare vattenånga kommer från skrubbern som bidrar till rökplymen.

Vattenånga,  $\text{CO}_2$ , CO, and  $\text{NO}_x$  är växthusgaser.  $\text{NO}_x$ -bildning verkar inte vara något stort problem för mesaprocessen. Svavel och stoft däremot är av större intresse.

Mesaugnen eldas med svavelhaltig olja samt illaluktande icke-kondenserbara gaser. Vid förbränningen bildas  $\text{SO}_2$ . Efter skrubbern återfinns halter från 5 till några hundra  $\text{mg SO}_2/\text{m}^3(\text{n})$ , vilket inte är något problem enligt nuvarande riktlinjer.

Svavelväte förekommer också i rökgaserna från mesaugnen. Det uppkommer från kvarvarande vitlut, grönlut och tvättvätska i mesan. Vid utförda mätningar har halten varierat från några få  $\text{mg}$  upp till  $400 \text{ mg H}_2\text{S}/\text{m}^3(\text{n})$  i utgående rökgas. I vissa fall har ännu högre värden erhållits på grund av att svavelhaltigt kondensat använts som skrubbervätska.

Inerta komponenter i systemet kan i vissa fall ställa till problem. Främst består dessa av fosfor, barium, mangan, magnesium, krom, zink, och järn (Gu Y, Edwards L). Om ett effektivt filter används vid grönlutsprocessen kan dock stora mängder av dessa komponenter elimineras.

## **8.2 Miljö- och hälsoriskjämförelse mellan oljeeldad och eldriven mesaombränning**

Två skillnader mellan den nuvarande processen och plasmareaktorsystemet är valet av bränsle samt energiåtgången. Antaget är att elektricitet till plasmaprocessen produceras miljövänligt. Minimering av energiförbrukningen är ett centralt mål för plasmareaktorsystemet. Ångproduktion och värmeåtervinning från kalken ökar energi-effektiviteten. Plasmareaktorsystemet släpper endast ut koldioxid och små mängder kalkpartiklar. I mesaugnen produceras koldioxid inte bara från  $\text{CaCO}_3$ , utan även från olja och icke-kondenserbara gaser. Detta medför förorenade rökgaser, vilket leder till att flödet ur mesaugnen måste renas.

Hälsoriskerna från processerna skiljer sig också. Gaser produceras av båda systemen men med plasmareaktorsystemet finns ingen större hälsorisk. Mesaugnen har haft problem med så kallade "gaspuffar" från förbränningszonen. De heta gaserna kan ge kemiska skador och värmeskador. I värsta fall innehåller gasen  $\text{H}_2\text{S}$  som är livsfarligt även vid relativt låga halter.

En hälsorisk med plasmareaktorn kommer ifrån de rörliga delarna av utrustningen. Processen är komplex, vilket gör att rengöring och underhåll blir mer krävande än för

mesaugnen. Inläckage av luft ger kväveoxidbildning i plasmageneratoren. För att undvika inläckage kan ett visst övertryck hållas i utrustningen men detta medför å andra sidan risk för utläckage av koldioxid. Denna risk för utläckage gör att utrustningen måste placeras utomhus eller förses med god processventilation.

### **8.3 Säkerhetsanalys**

Vid en jämförelse av riskanalys för plasmareaktorsystemet och mesaugnen (se bilaga D) framförs i båda fallen att gasläckage är ett problem. För plasmareaktorsystemet är elavbrott och tryckhöjningar två typer av driftstörningar. Mesaugnen har liknande problem med oljebrännare och "gaspuffar."

En granskning av systemets kemikalier visar få säkerhetsrisker (se bilaga D). Dock kan för hög koncentration av samtliga gaser i systemet orsaka kvävning. Hög koncentration av stoft kan också leda till andnöd.

Från en analys av nödstoppsscenario för plasmareaktorsystemet, bilaga D erhålls följande slutsatser. För att uppnå den önskade mesaombränningen krävs specifika tryck, temperaturer och koldioxidflöden genom plasmareaktorsystemet. Dessa processrestriktioner samt det stora antalet komponenter i systemet gör att systemet är känsligt för fel. Hela systemet drabbas om en viktig komponent går sönder. Stabiliteten ökar med systemets kapacitet. För fullständig eldriven mesaombränning kan flödet omdirigeras till någon annan generator, pump, eller dylikt och fortsätta. Tyvärr är det oönskat med den lilla elkalcineringsmodulen.

### **8.4 Tork och släckare**

I den befintliga processen försvinner all ånga med rökgaserna. Vid kombinerad mesatork- och ångsläckning återvinns däremot hälften av den ånga som torkats bort från den fuktiga mesan genom att den åtgår vid släckningen.

Reaktionen i släckaren är exoterm och temperaturen kontrolleras med indirekt värmeväxling med luft, som kyls dels genom ångproduktion, dels genom torkning av mesa. Om värmeväxlingssystemet inte fungerar finns det risk för temperaturproblem i släckaren. Reservförsörjning kan därför behövas för ångsläckaren.

Då mesan förtorkas med cyklontork återvinns energin i de heta rökgaserna. Hälsorisker finns om rökgas läcker ut.

## **9. Resultatsammanställning och känslighetsanalys**

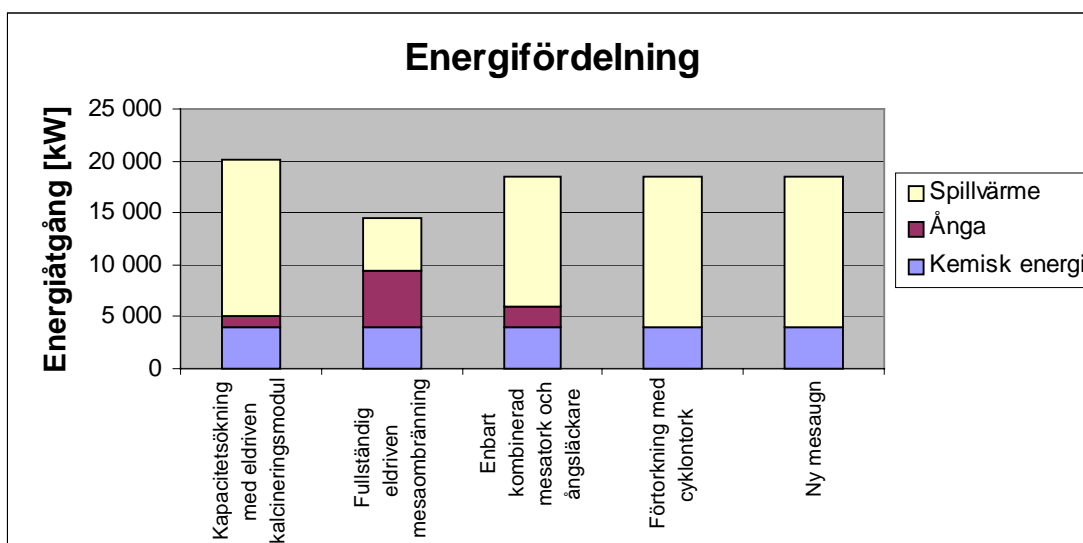
Under denna rubrik finns en sammanställning av resultaten från energi- och ekonomiberäkningarna för samtliga alternativ. Dessutom kontrolleras hur resultat påverkas vid variation av olika parametrar i en känslighetsanalys.

### **9.1 Energi**

Energifördelning från samtliga alternativ, förutom transport till ombränningsstation och deponi, redovisas i figur 12. Dessa två alternativ inkluderas inte, eftersom en jämförelse mot dessa alternativ inte bedöms vara relevant. Transport av mesa till

ombränningsstation och deponi innebär nämligen ingen förändring beträffande de energimässiga förhållandena eftersom den nuvarande processen antas fortgå utan förändringar.

I figur 12 ses tydligt att den mest energikrävande kapacitetsökningen är den som fås med en eldriven kapacitetsökning. För detta alternativet är det endast en femtedel av flödet som elkalcineras, medan fyra femtedelar fortfarande går genom den befintliga mesaugnen utan att ha torkats. Denna lösning uppvisar de största förlusterna i form av spillvärme. Dessa förluster kan i mycket stor grad härledas till den oljeeldade mesaugnen. Eftersom mesaflödet inte torkas före mesaugnen i detta alternativ åtgår en del av den tillförda energin till att förångna vattnet i strömmen.



Figur 12: Jämförelse mellan energifördelning vid en kapacitet på 18,8 ton mesa/h

De två alternativen som visar de näst högsta förlusterna av spillvärme är förtorkning med cyklontork och ny mesaugn. På grund av de antaganden som gjorts är dessa båda alternativ identiska ur energisynpunkt. Observeras bör dock att för den nya ugnen är troligtvis spillvärmets lägre i verkligheten. Att dessa två lösningar ger mindre förluster i form av spillvärme än vad en kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul ger, beror på att det fuktiga mesaflödet torkas före mesaugnen så att inget vatten behöver förångas. För alternativet med en eldriven kalcineringsmodul är det, som tidigare nämnts, endast en femtedel av flödet som elkalcineras. Fyra femtedelar går fortfarande genom den befintliga mesaugnen utan att ha torkats.

Den totala energiförbrukningen är den samma för fallet med enbart kombinerad mesatorrk och ångsläckare som för förtorkning med cyklontork och den nya mesaugnen. Dock nyttiggörs en del av den tillförda energin genom att processånga produceras i fallet med enbart kombinerad mesatorrk och ångsläckare. Det gör att denna processlösning uppvisar de näst lägsta energiförlusterna samt den näst största produktionen av processånga. Ytterligare en del ånga skulle kunna utvinnas genom att låta den från mesaugnen utgående rökgasen passera en avgaspanna, ty avgas-temperaturen ökar när ugnen matas med torkad mesa.

Den energieffektivaste lösningen, som alltså uppvisar minst förluster i form av spillvärme, representeras av den fullständigt eldrivna mesaombränningen. Från denna uppställning fås även en stor mängd ånga som kan nyttiggöras internt på massabrukets. Sett ur massabrukets synvinkel är denna lösning klart mest gynnsam ur energisynpunkt. Ur ett vidare systemperspektiv kan det dock vara relevant att beakta att elen kan ha producerats ur fossila bränslen och i värsta fall, från kondensanläggningar med hög bränsleåtgång (2-3 MWh bränsle per MWh producerad el).

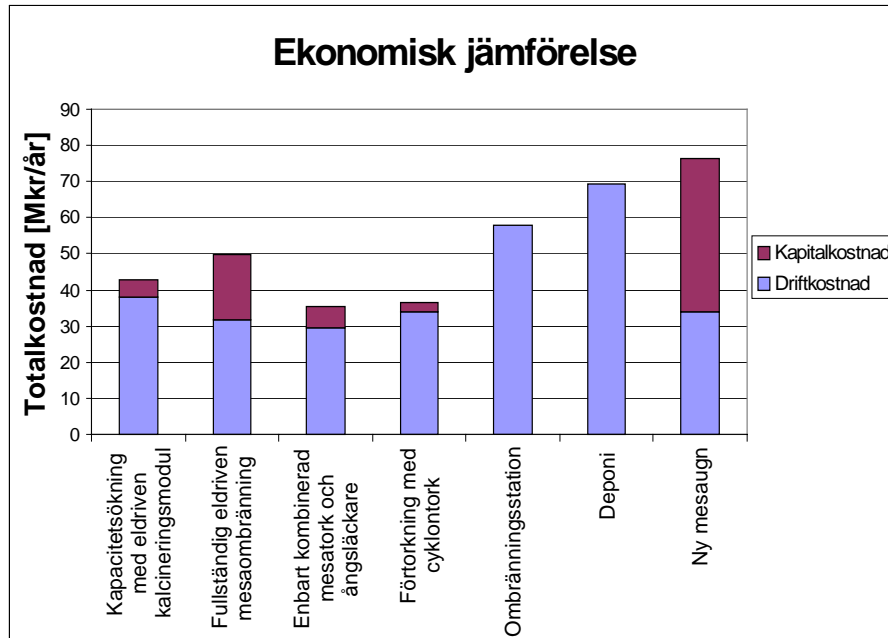
## 9.2 Ekonomi

**Tabell 13:** Jämförelse mellan investeringskostnad, driftkostnad och totalkostnad

Alternativ	Investeringskostnad [Mkr]	Driftkostnad [Mkr/År]	Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 15 år	Totalkostnad [Mkr/År] Avskrivningstid 20 år
Förtorkning med cyklontork	50	34	42	41
Ombränningsstation	0	58	58	58
Deponi	0	69	69	69
Ny mesaugn	300	34	80	77
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul	35	38	43	43
Fullständig eldriven mesaombränning	127	32	51	50
Kombinerad mesatorck och ångsläckare	41	30	35	35

För att åskådliggöra resultaten i tabell 13 visas en sammanställning av totalkostnaden (med en avskrivningstid på 20 år) för samtliga alternativ i figur 13. Där ses att det klart dyraste kapacitetsökningensalternativet är att köpa en ny större mesaugn. Att ha kvar den nuvarande mesaugnen och endast investera i en kombinerad mesatorck och ångsläckare är det billigaste alternativet i längden, trots att investeringskostnaden inte är minst för detta alternativ.

Bortsett från de två alternativ som helt saknar investeringsbehov, är investeringskostnaden lägst för köp av cyklontork. Den totala årskostnaden blir dock, enligt denna studie, lägst för kombinerad mesatorck och ångsläckare på grund av den lägre driftkostnaden. Den lägre driftkostnaden för den kombinerade mesatorcken och släckaren beror på den inkomst som fås från ångproduktionen. Dessutom bör ytterligare ånga kunna utvinnas från de heta rökgaserna. Dock kan ingen egentlig slutsats dras om vilket av dessa två alternativ som är billigast. Osäkerheter i kostnadsberäkningarna bedöms nämligen vara större än skillnaden mellan de två alternativen.



*Figur 13. Ekonomisk jämförelse*

Att deponera eller transportera överskottsmesa till en extern ombränningsstation kräver ingen investering. Dessa alternativ kan vara en kortsiktig lösning för företag med dålig likviditet eller för att klara driftstörningar i mesaugn. Dock blir de dyra i längden.

Att investera i en fullständig elcalcineringslösning är mer kostsam än att endast investera i en mesatorrk, oavsett typ av förtorkare. Känslighetsanalysen av skillnaden mellan el- och oljepris (som redovisas nedan) visar att totalkostnaden (egentligen driftkostnaden) för elcalcineringslösningen är starkt beroende av elpriset. Dock bedöms inte skillnaden mellan el- och oljepriset kunna minska så mycket att elcalcineringslösning blir ekonomiskt lönsamt framför oljecalcinering med förtork. För att totalkostnaden för fullständig eldriven mesaombränning ska bli mest gynnsam av samtliga alternativa lösningar, måste skillnaden mellan el- och oljepriset sjunka till ca 3 öre/kWh.

Däremot är elcalcineringslösning ett attraktivt alternativ i de bruk där befintlig mesaugn behöver ersättas. I detta fall tävlar den fullständiga elcalcineringslösningen med en ny konventionell mesaugn. Enligt denna studie ger elcalcineringslösning både lägre investeringskostnad och lägre driftkostnad jämfört med oljeeldad mesaombränning.

### 9.3 Känslighetsanalys

För att kontrollera känsligheten i de beräknade resultaten har en känslighetsanalys gjorts. Detta görs genom att se hur variationer i olika parametrar påverkar resultaten. Fyra parametrar har valts ut:

- elpriset
- energipriset
- investeringskostnaden
- kalkylräntan

Elpriset är medtaget som parameter eftersom skillnaden mellan olje- och elpriset i framtiden är mycket osäker. För att nå målen i Kyotoavtalen är det troligt att politikernas väljer att höja oljeskatten och kanske sänka beskattningen av så kallad "grön el". Eftersom åtgärder för att reducera världens oljeförbrukning troligtvis kommer att införas snart, är det intressant att se hur prisskillnaden påverkar de olika processlösningarna. I känslighetsanalysen har elpriset varierats, medan oljepriset hållits konstant, för att få fram effekten av en varierande prisskillnad.

Hur energipriserna påverkar de olika alternativens inbördes rangordning är intressant att studera eftersom energipriserna förväntas öka i framtiden. En ökning av energipriserna innebär att priset på både olja och el ökar. I denna känslighetsanalys har antagits att priset på både olja och el ökar med samma procentsats.

Investeringskostnader är medtagen som parameter eftersom den för elmesaprocessen innehar ett stort mått av osäkerhet. Detta beror på att processen är ny och obeprövad, och flera kor på isen kan finnas. Även de investeringskostnader som uppgetts för redan beprövad teknik innehar ett mått av osäkerhet. Därför har även dessa alternativ varierats i känslighetsanalysen.

Den sista parametern som tagits med i parameterstudien är kalkylräntan, då denna kan variera med tiden och från bolag till bolag.

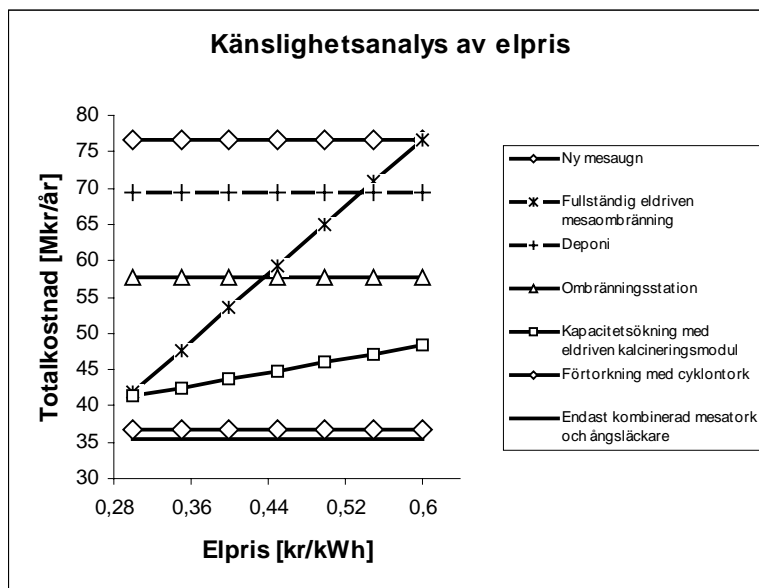
Parametrarnas grundvärde och variansintervall redovisas i tabell 14. Tabell 14 ska tolkas så att priset på både olja och el fördubblats i känslighetsanalysen av energipriset. Den framräknade eller givna investeringskostnaden för de olika alternativen har satts till 100 %. Investeringskostnaderna har varierats i ett intervall från 50 till 150 %.

*Tabell 14. Parametrar för känslighetsanalys*

Parameter	Grundvärde	Varians
Elpris	35 öre/kWh (12 öre/kWh högre än oljepris)	31-61 öre/kWh (8 till 38 öre/kWh högre än oljepris)
Energipris	El: 35 öre/kWh (100 %) Olja: 23 öre/kWh (100 %)	100 till 200 %
Investeringskostnad	100 %	50 till 150 %
Kalkylräntan	13 %	9 till 21 %

I känslighetsanalysen har en parameter i taget varierats medan de andra tre parametrarna hålls konstant. Avskrivningstiden för samtliga känslighetsanalyser är satt till 20 år. Resultaten av känslighetsanalysen åskådliggörs i figur 14-17 där årskostnaden sätts mot den varierade variabeln. För utförliga beräkningar, se bilaga A-5.

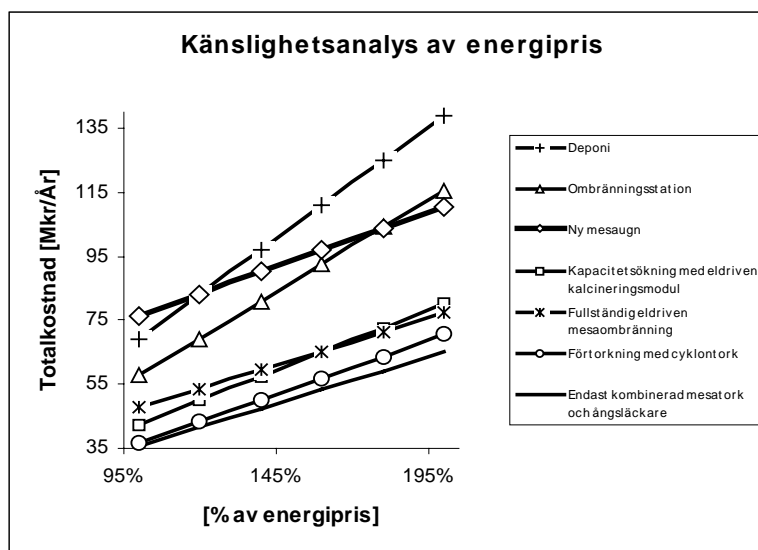
I känslighetsanalysen av elpris, figur 14, ses att linjen för flera alternativ är horisontella. Detta beror på att dessa alternativ inte berörs av elpriset. Dessa alternativ är endast beroende av oljepriset som hålls konstant vid denna analys.



Figur 14: Känslighetsanalys av elpris

I figur 14 ses dessutom att linjen för fullständig eldriven mesaombränning lutar mycket brant. Eftersom elpriset varierats medan oljepriset hållits konstant då figur 14 framtagits innebär den branta lutningen att totalkostnaden för detta alternativ är mycket beroende av elpriset. Vid ett elpris på 0,45 respektive 0,55 kr/kWh blir totalkostnaden för fullständig eldriven mesaombränning högre än för alternativen omränningsstation respektive deponi. Totalkostnaden för fullständig eldriven mesaombränning är likställd med totalkostnaden för investering i en ny, större mesaugn då elpriset uppgår till 0,6 öre/kWh. Rangordning mellan de övriga alternativen förändras inte med ändrad prisskillnad mellan olja och el, åtminstone inte i det intervall som beaktats här.

Från känslighetsanalysen av energipriset, figur 15, kan en rad slutsatser tas. Ett ökat energipris gynnar en investering i en kombinerad mesatork och ångsläckare framför en cyklontork. Detta beror på att alternativet med ångsläckare är mer energieffektivt eftersom en del av energin som annars går till spillo



Figur 15: Känslighetsanalys av energipriset

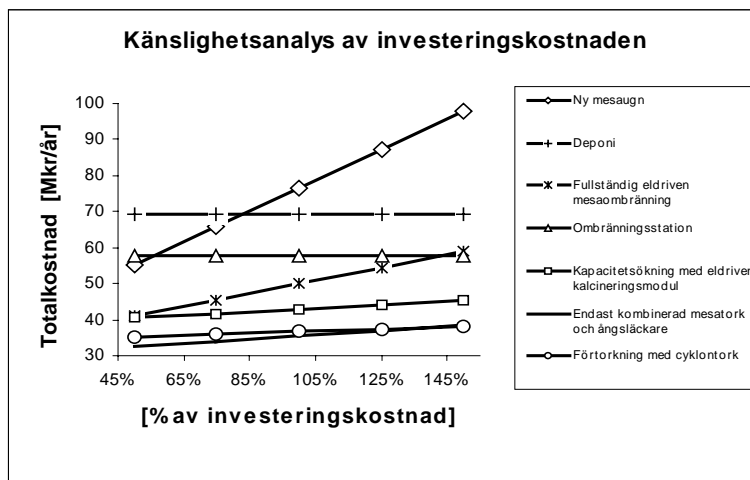


tillvaratas i form av processånga.

Vidare ses att det alternativ som vid 100 % har den högsta totalkostnaden, ny mesaugn, blir ett mer gynnsamt alternativ än både deponi och ombränningsstation först vid ca 180 % av grundvärdet för energipriset.

I figur 15 ses dessutom att totalkostnaden för fullständig eldriven mesaombränning kryper under totalkostnaden för kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul när energipriset ökar.

Känslighetsanalysen av investeringskostnaden, figur 16, påvisar inte någon påtaglig förändring av rangordningen av alternativen. Endast investering i ny mesaugn påverkas märkbart av variationer i investeringskostnaden. I det fall investeringskostnaden för den nya, större mesaugnen uppgår till 75 respektive 50 % av den uppskattade investeringskostnaden, blir totalkostnaden för en ny mesaugn lägre än för alternativen deponi respektive ombränningsstation. Linjerna för dessa två alternativ är horisontella eftersom ingen investeringskostnad är förknippad med dem.



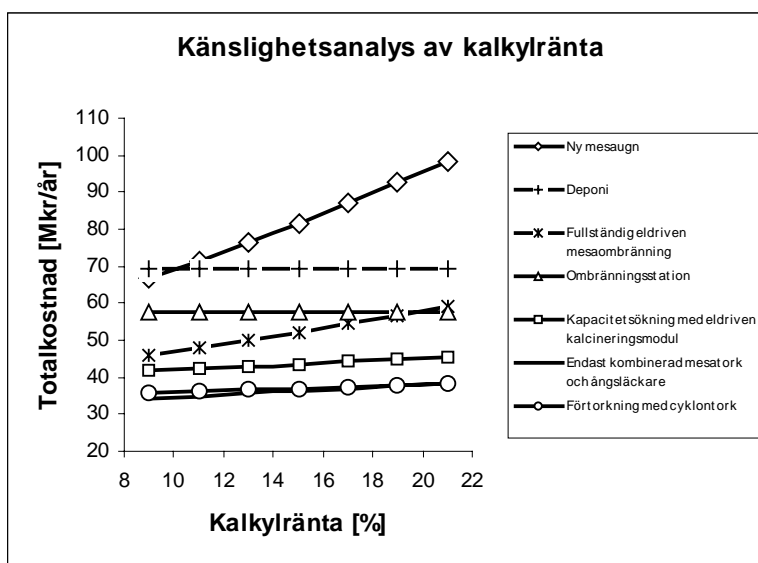
Figur 16: Känslighetsanalys av investeringskostnaden

Inte heller känslighetsanalysen av kalkylräntan, i det intervall som betraktas i figur 17, påverkar den inbördes rangordningen mellan de olika processlösningarna.

## 10. Diskussion

Förtorkning är det billigaste alternativet för kapacitetsökning, vilket beror på de relativt låga investeringskostnaderna.

Mellan de två förtork-



Figur 17: Känslighetsanalys av kalkylränta

ningsalternativen är den ekonomiska skillnaden dock för liten för att vara signifikant. Ångsläckning är emellertid det mest gynnsamma alternativet ur energisynpunkt, eftersom det produceras en nyttig mängd processånga. Dessutom är det möjligt att utnyttja de heta rökgaserna för ytterligare ångproduktion. Den mängd värme som skulle kunna utnyttjas här uppskattas vara av samma storleksordning som den värme torken kräver, det vill säga 1,2 MJ/kg släckt kalk. Detta scenario har inte beaktats vidare i studien. Ångsläckning är dock en ny process och det behövs praktiska försök för att erhålla dimesioneringsunderlag och egenskaper för den släckta kalken. Förutsatt att kvaliteten på den ångsläckta kalken är tillfredställande rekommenderas en investering i en tork- och släckarmodul för att få en kapacitetsökning.

Fullständig elkalcinering är det bästa alternativet sett ur energisynpunkt. Dock är detta alternativ inte ekonomiskt gynnat så länge el är så pass mycket dyrare än olja (12 öres skillnad per kWh) som idag. Känslighetsanalyserna visar att ett framtidsscenario där energipriser generellt stiger väldigt mycket, kan gynna den eldrivna processen på grund av den totala sparade energiåtgången och den producerade ångan. Dock leder inte ens en fördubbling av energipriset till att totalkostnaden för fullständig elkalcinering underskrider totalkostnaden för något av de två förtorkningsalternativen.

I ett bruk som endast producerar pappersmassa och därmed har ett ångöverskott fås troligen ett lågt ångpris, vilket missgynnar eldriven mesaombränning.

Att nyinvestera i en helt ny anläggning kan bli aktuellt i de fall ett nytt massabruk ska byggas eller då en befintlig ugn måste bytas ut på grund av slitage eller annat. I dessa fall är det bättre att investera i den fullständiga elkalcineringsprocessen än i en ny mesaugn. En möjlighet i detta fall är att dela upp investeringen i två delar; en första del då en investering i en tork- släckarmodul görs för att tillfredställa det akuta kapacitetsbehovet och en andra del där elkalcineringsmodulen införskaffas.

Ur ett miljöperspektiv är elkalcinering generellt sett bättre än oljekalcinering. Det är önskvärt att komma bort från oljeberoendet, vilket uppnås med elkalcineringen. Det ger till följd att en mindre mängd mindre farliga rökgaser produceras, samtidigt som det totala energibehovet minskar om el används istället för olja. De rökgaser som bildas i den eldrivna processen består nästan uteslutande av koldioxid, vilket möjliggör deponering av koldioxiden om inte försäljning är möjlig. I ett vidare ekonomiskt perspektiv kan den eldrivna kalcineringsprocessen gynnas eftersom mindre utrustning för att rena rökgaserna från partiklar, svavel och annat behövs.

I detta miljösammanhang är det viktigt att påpeka att det system som beaktats endast är det aktuella massabruket. Elkalcinering har alltså bedömts vara bättre ur miljösynpunkt utifrån denna systemgräns. I ett större perspektiv kan denna bedömning vara felaktig. Till exempel bör den totala miljöbelastningen vara större för elkalcinering om den elektricitet som används producerats från fossila bränslen. Att beroendet av fossila bränslen minskar i och med att en elkalcineringslösning installeras är alltså inte en självklarhet. Dock möjliggör en elkalcineringslösning att användningen av fossila bränslen kan minska om den el som används producerats från andra källor. I takt med att utvecklingen går framåt kommer framtiden förhoppningsvis att erbjuda en mer miljövänlig elproduktion. Det ökar chanserna att minska miljöpåverkan från den el som åtgår vid elkalcineringsprocessen.

Ett liknande resonemang kan föras om energieffektiviteten och det totala energibehovet för processen. De slutsatser som tagits i denna studie har tagits utifrån en systemgräns som går runt kalcineringscyklen. Sett i ett vidare perspektiv förändras situationen. Istället för att beakta den el som elkalcineringsprocessen behöver kan till exempel den mängd olja som behövs för att producera samma mängd el beaktas. Om denna mängd olja jämförs med den mängd olja som åtgår vid oljekalcineringen, kanske elkalcinering inte ter sig lika gynnsam längre. På samma sätt kan en diskussion föras kring energieffektiviteten. Hur energieffektivt är det att först omvandla primärt bränsle till el, med de förluster denna omvandling innebär, istället för att utnyttja bränslet direkt?

Inga tydliga skillnader kan ses beträffande de olika alternativens säkerhet. En viss osäkerhet följer naturligtvis med den obeprövade elkalcineringsprocessen, vilket är en nackdel.

## **11. Slutsatser**

I det fall den befintliga mesaugnen måste bytas ut, rekommenderas en investering i en fullständig eldriven kalcineringsprocess. Det är den här nya tekniken som undersökts i denna studie. Studien visar att en investering i en fullständig eldriven kalcineringsprocess är mindre kostsam och har ett lägre energibehov än en ny större mesaugn av befintlig typ.

I det fall en investering endast skall göras i en kompletterande enhet för en produktionsökning rekommenderas förtorkning i form av en kombinerad tork- och släckaranläggning för hela mesafloppet. Denna investering rekommenderas utifrån ekonomiska och energimässiga resultat. Dessutom skapar denna investering en möjlighet att i framtiden byta ut den befintliga mesaugnen mot en elkalcineringsanläggning.

## 12. Referenser

### Publicerade verk

Haugen O, Watson K, Ragatz R; *Chemical Process Principles Part 1-Material and energy Balances 2<sup>nd</sup> ed, International edition*; John Wiley & Sons; 1962

Knacke O, Kubashewski O, Hesselmann K; *Thermochemical Properties of Inorganic Substances I 2<sup>nd</sup> ed*; Springer-Verlag Verlag Stahleisen

Perry R, Green D; *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6<sup>th</sup> edition*; McGraw-Hill International Series 1987

Turton R; Bailie R.C; Whiting W.B; Shaeiwitz J.A.; *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 2<sup>nd</sup> edition*; Pearson Education, Inc. 2003

### Opublicerade verk

Gu Y, Edwards L; *Prediction of Metals Distribution in Mill Processes: Part 3 of 3: Non-Process Elements Management in Kraft Chemical Recovery*, University of Idaho

Lundqvist, R. *Projektansökan till programmet Industriella separationsprocesser*, 2003-03-18

Stiftelsen skogindustriernas vatten- och luftvårdsforskning (SSVL); 1970-1973

Thörnblom J, ScanArc Plasma Technologies AB; *The non-Transferred Plasma Generator*; 2003-03-24

Vattenfall Utveckling AB; *Teknik och marknadsläge för kausticering och mesaugnar*; 200-01-10

Westermark M; En förstudie; *Eldriven kausticeringsteknik*; 1997-11-04

### Intervjuer utförda under perioden 10 mars till 5 juni 2003

Andersson, Leif; Vallör, Sten; Ohlsson, Lennart;  
*Holmen Paper AB, Iggesund 0650/28000*

Bojner, Ulf; Strömberg, Jan;  
*AB Torkapparater 08/6602060*

Cederlund Jan-Åke;  
*Alstom Power SysteMS 0171/22 474*

Floeng, John; Bakker, Ole Kristian.  
*TTC Norge AS +47 69 84 51 00*

Gustavsson, Bengt; Törblom, Jan; Boqvist, Lennart;  
*ScanArc Plasma Technologies AB 0290 76 78 00*

Lundqvist, Roland.  
*Värmekonsult 0650/14110*

Nilson, Ida.  
*STORA Enso Skoghall 054/514784*

Ohlsson, Anders.  
*Boise Cascade Corporation Boise, ID USA +01 (208) 384-7602*

Schuler, Brad.  
*General Electric* USA +01 (203) 373-2211

Tegel, Kenneth.  
*Vattenfall AB* 0520/88 663

### **Internettsidor**

Skogsindustriernas miljödatabas

[http://www.vemendo.se/Si/main/report.aspx?rpt\\_id=1&report=/Si/main/reports/reportcontent.aspx?rpt\\_id=1](http://www.vemendo.se/Si/main/report.aspx?rpt_id=1&report=/Si/main/reports/reportcontent.aspx?rpt_id=1)

Statens forurensningsilsyn

<http://www.sft.no/bmi/>



## **Bilagor**

***Bilaga A: Beräkningar för samtliga alternativ till kapacitetsökning***

***Bilaga B: Jämförelse mellan två processlösningar***

***Bilaga C: Utrustningsinformation***

***Bilaga D: Miljö och säkerhet***





# **Bilaga A:**

## Beräkningar för samtliga alternativ till kapacitetsökning

**Bilaga A-1:** Material- och energibalanser för elkalcinering och ångsläckning.

**Bilaga A-2:** Material- och energibalanser för enbart mesatorn och ångsläckare.

**Bilaga A-3:** Driftkostnader för samtliga alternativ till kapacitetsökning.

**Bilaga A-4:** Investeringsanalys för samtliga alternativ till kapacitetsökning.

**Bilaga A-5:** Känslighetsanalys



## **Bilaga A-1: Energi- och massbalanser för elkalcinering och ångsläckning**

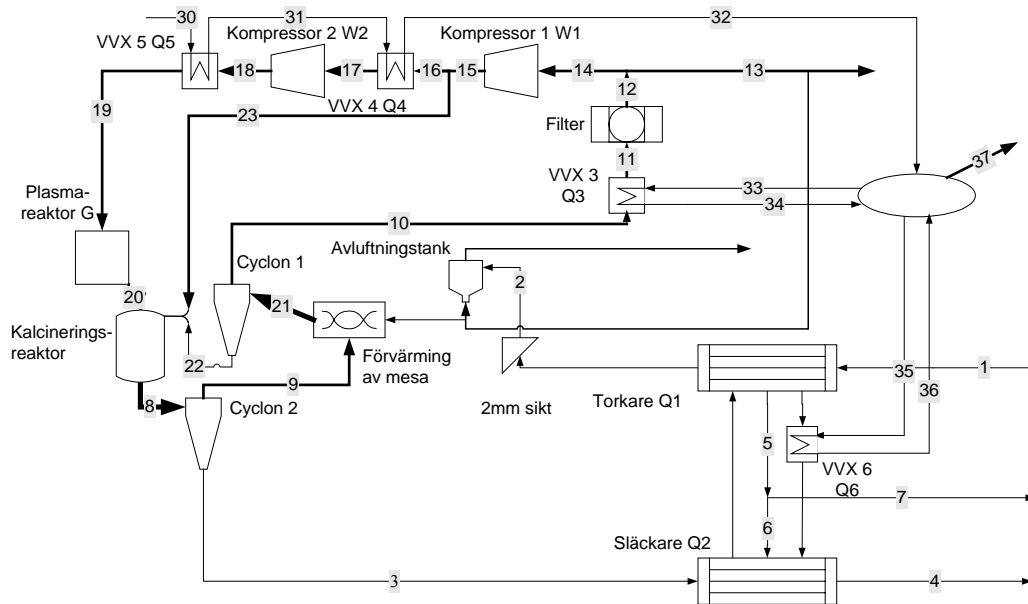
**19 Sidor**

## Bilaga A-1: Energi- och massbalanser för elkalcinering och ångsläckning

**Syfte:** Beräkningarna i denna bilaga syftar till att beräkna ickeideala energi- och massbalanser över mesatorken, släckaren och kalcineringsprocessen med förvärmning av mesa. Hänsyn har tagits till verkningsgrader och inert material.

### Beräkningsstrategi:

Schemat nedan visar strömmarna som använts i beräkningarna.



De två reaktionsentalpierna i kalcineringsreaktionen och släckarreaktionen,  $H_{reak}$  respektive  $H_{släk}$ , fås genom att först ”kyla” reaktanterna  $H_r$  till  $25^\circ\text{C}$ , summera bildningsenergierna,  $h_f^\circ$ , vid denna temperatur,  $H_{rp}$ , och slutligen ”värma” produkten,  $H_p$  till utgångstemperaturen. För släckaren blir det då:

$$Hs_r = m_{CaCO_3} [3] \times \Delta h_{CaCO_3} [3] + m_{H_2O} [6] \times \Delta h_{H_2O} [6]$$

$$Hs_p = m_{Ca(OH)_2} [4] \times \Delta h_{Ca(OH)_2} [4]$$

$$Hs_{rp} = m_{Ca(OH)_2} [4] \times h_{f\_Ca(OH)_2}^\circ - m_{CaCO_3} [3] \times h_{f\_CaO}^\circ - m_{H_2O} [6] \times h_{f\_H_2O}^\circ$$

$$h_{reak} = Hs_{rp} + Hs_p - Hs_r$$

Samma princip gäller för kalcineringsreaktorn, fast endast den andelen mol som reagerar används till att beräkna reaktionsentalpin. I förvärmningen av mesa går all  $\text{CaO}$  tillbaka till  $\text{CaCO}_3$ . Bildningsenergien för denna tillbakareaktion har satts som den motsatta av reaktionsenergien i kalcineringsreaktorn.

Mesaflödet in i processen består av  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  och inerte. Massflödet för de olika komponenterna i inströmmen [1] beräknas enligt:

$$m_{\text{CaCO}_3} = m_{\text{mesa}} \times (1 - z)$$

Där  $z$  är andelen inert material. Det inerta materialet utgörs till största del av kalciumsilikater. För enkelhetens skull har värdet för  $\text{CaSO}_4$  används för värmekapaciteten.

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{m_{\text{mesa}}}{x} - m_{\text{mesa}}$$

Där  $x$  är torrhalten.

$$m_{\text{inert}} = m_{\text{mesa}} \times z$$

Materialbalanser är uppsatta över varje processteg och för samtliga komponenter. I mesatorken torkas allt vatten bort och reaktionen antas ske fullständigt i släckaren. Följande balanser fås då över tork- och släckarsteget:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} [5] = m_{\text{H}_2\text{O}} [1]$$

$$m_{\text{CaCO}_3} [2] = m_{\text{CaCO}_3} [1]$$

$$m_{\text{inert}} [2] = m_{\text{inert}} [1]$$

Man får då  $m_{\text{H}_2\text{O}} [5]$ ,  $m_{\text{CaCO}_3} [2]$  och  $m_{\text{inert}} [2]$ .

$$m_{\text{CaO}} [3] = n_{\text{CaO}} [3] \cdot Mm_{\text{CaO}}$$

$$m_{\text{Ca(OH)}_2} [4] = n_{\text{CaO}} [3] \cdot Mm_{\text{Ca(OH)}_2}$$

Detta ger oss  $m_{\text{Ca(OH)}_2}$ .

Eftersom endast stökiometrisk mängd vatten tillsätts till reaktionen i släckaren, kan denna mängd,  $m_{\text{H}_2\text{O}} [6]$ , beräknas:

$$m_{\text{CaO}} [3] + m_{\text{H}_2\text{O}} [6] = m_{\text{Ca(OH)}_2} [4]$$

$\text{CaCO}_3$  och inerta material antas gå oförändrade genom släckningsprocessen:

$$m_{\text{CaCO}_3} [3] = m_{\text{CaCO}_3} [4]$$

$$m_{\text{inert}} [3] = m_{\text{inert}} [4]$$

Detta ger  $m_{\text{CaCO}_3} [4]$  och  $m_{\text{inert}} [4]$ .

Överskottsvatten,  $m_{\text{H}_2\text{O}} [7]$  fås av massbalansen:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} [7] = m_{\text{H}_2\text{O}} [5] - m_{\text{H}_2\text{O}} [6]$$

I mesaförvärmaren åtgår all CaO i ström 9 till CaCO<sub>3</sub>. Därför beräknas först antalet mol CaO i ström 9:

$$m_{CaO} [9] = n_{CaO} [9] \cdot Mm_{CaO}$$

Koldioxidströmmen ut från förvärmningsanordningen, CO<sub>2</sub>[21], fås genom att ta flödet CO<sub>2</sub> som kommer in i blandaren minus den CO<sub>2</sub> som går åt då CaO återbildas till CaCO<sub>3</sub>.

$$m_{CO_2} [9] + n_{CaO} [9] \times Mm_{CO_2} = m_{CO_2}$$

För kalciumkarbonatströmmen ut från förvärmningsanordningen, CaCO<sub>3</sub> [21], tilläggs det reagerade CaO:

$$m_{CaCO_3} [2] + m_{CaCO_3} [9] + n_{CaO} [9] \times Mm_{CaCO_3} = m_{CaCO_3} [21]$$

Den inerta strömmen ut, m<sub>inert</sub> [21], är summan av de inerta inströmmarna:

$$m_{inert} [2] + m_{inert} [9] = m_{inert} [21]$$

Cyklon 1 har en avskiljningsgrad,  $\eta_{avskill, c1}$ , som anger andelen stoft som går ut vid nederdelen av cyklonen. Resten följer med gasströmmen upp. Det antas att ingen gas går ut i botten:

$$m_{CO_2} [21] = m_{CO_2} [10]$$

$$m_{CaCO_3} [21] \times \eta_{avskill, c1} = m_{CaCO_3} [10]$$

$$m_{CaCO_3} [21] \times (1 - \eta_{avskill, c1}) = m_{CaCO_3} [22]$$

$$m_{inert} [21] \times \eta_{avskill, c1} = m_{inert} [22]$$

$$m_{inert} [21] \times (1 - \eta_{avskill, c1}) = m_{inert} [10]$$

Detta ger m<sub>CO2</sub>[10], m<sub>CaCO3</sub>[10], m<sub>CaCO3</sub>[22], m<sub>inert</sub>[10] och m<sub>inert</sub>[22].

Kalcineringsreaktorn opererar med en molbaserad verkningsgrad,  $\eta_{reakt}$  som anger hur stor andel av mesan som spjälkas. Den till kalcineringsugnen ingående mesaströmmen, m<sub>CaCO3</sub> [22] räknas därför om till molflöde. Från detta molflöde beräknas bildat CaO och kvarvarande CaCO<sub>3</sub> ut ur reaktorn.

$$n_{CaCO_3} [22] = \frac{m_{CaCO_3} [22]}{Mm_{CaCO_3}}$$

$$n_{CaCO_3} [22] \times \eta_{reakt} = n_{CaO} [8]$$

$$n_{CaCO_3} [22] \times (1 - \eta_{reakt}) = n_{CaCO_3} [8]$$

$$n_{CaCO_3} [8] = \frac{m_{CaCO_3} [8]}{Mm_{CaCO_3}}$$

$$n_{CaO} [8] = \frac{m_{CaO} [8]}{Mm_{CaO}}$$

Detta ger strömmarna för fast material ut ur reaktorn,  $m_{CaO}$  [8] och  $m_{CaCO_3}$  [8]. Koldioxidströmmen ut ur reaktorn,  $m_{CO_2}$  [8], fås genom att addera ingående  $CO_2$ -strömmar med den genererade koldioxiden. Koldioxiden bildas i ett 1:1 förhållande med CaO:

$$m_{CO_2} [23] + m_{CO_2} [20] + n_{CaO} [8] \times Mm_{CO_2} = m_{CO_2} [23]$$

Strömmen av inert material är konstant:

$$m_{inert} [22] = m_{inert} [8]$$

Cyklon 2 har också en avskiljningsgrad,  $\eta_{avskill, c2}$ , som anger andelen stoft som går ut i botten av cyklonen. Liksom i cyklon 1 följer resten av stoftet med gasströmmen upp. Det antas att ingen gas går ut i botten:

$$m_{CO_2} [9] = m_{CO_2} [8]$$

$$m_{CaCO_3} [8] \times \eta_{avskill, c1} = m_{CaCO_3} [3]$$

$$m_{CaCO_3} [8] \times (1 - \eta_{avskill, c1}) = m_{CaCO_3} [9]$$

$$m_{CaO} [8] \times \eta_{avskill, c1} = m_{CaO} [3]$$

$$m_{CaO} [8] \times (1 - \eta_{avskill, c1}) = m_{CaO} [9]$$

$$m_{inert} [8] \times \eta_{avskill, c1} = m_{inert} [3]$$

$$m_{inert} [8] \times (1 - \eta_{avskill, c1}) = m_{inert} [3]$$

Detta ger  $m_{CO_2}$ [8],  $m_{CaCO_3}$ [8],  $m_{CaCO_3}$ [3],  $m_{CaO}$ [8],  $m_{CaO}$ [3],  $m_{inert}$ [10] och  $m_{inert}$ [22]. Genom alla värmeväxlare och kompressorer antas att inga massförluster fås. I filtret antas att ingen koldioxid förloras och att allt fast materialet blir bortaget. All koldioxid som bildats i kalcineringsreaktorn antas därför tappas av i ström [13]. Koldioxidströmmen som används för avluftning av mesan, är så liten att den inte tas med i beräkningsprogrammet.

Alla energibalanser är uppsatta på traditionellt vis med energiströmmar in = energiströmmar ut. All tillförd/bortagen energi är uppsatt så att värdet av den alltid blir positivt. Lämpliga verkningsgrader har getts alla processer där energi tillförs eller bortförs. För de olika komponenterna över vilka energi tillförs eller bortförs fås då:

Mesatorken:

$$h_{CaCO_3} [1] \times m_{CaCO_3} [1] + h_{h_2o} [1] \times m_{H_2O} [1] + m_{inert} [1] \times h_{inert} [1] + Q_1 \times \eta_{tork} =$$

$$h_{CaCO_3} [2] \times m_{CaCO_3} [2] + h_{h_2o} [5] \times m_{H_2O} [5] + m_{inert} [2] \times h_{inert} [2]$$

Släckaren:

$$h_{CaO} [3] \times m_{CaO} [3] + h_{h_2o} [6] \times m_{h_2o} [6] + h_{CaCO_3} [3] \times m_{CaCO_3} [3] + m_{inert} [3] \times h_{inert} [3] =$$

$$h_{CaCO_3} [4] \times m_{CaCO_3} [4] + h_{Ca(OH)_2} [4] \times m_{Ca(OH)_2} [4] + m_{inert} [4] \times h_{inert} [4] + m_{CaCO_3} [4] \times h_{släk} + \frac{Q_2}{\eta_{släk}}$$

Förvärmning av mesa:

$$h_{CO_2} [9] \times m_{CO_2} [9] + h_{CaCO_3} [9] \times m_{CaCO_3} [9] + h_{CaO} [9] \times m_{CaO} [9] + h_{inert} [9] \times m_{inert} [9]$$

$$+ h_{CaCO_3} [2] \times m_{CaCO_3} [2] + h_{inert} [2] \times m_{inert} [2] + m_{CaO} [9] \times H_{reakt} =$$

$$CO_2 [21] \times m_{CO_2} [21] + h_{CaCO_3} [21] \times m_{CaCO_3} [21] + h_{inert} [21] \times m_{inert} [21]$$

VVX3:

$$m_{CO_2} [10] \times h_{CO_2} [10] + m_{CaCO_3} [10] \times h_{CaCO_3} [10] + m_{inert} [10] \times h_{inert} [10]$$

$$= m_{CO_2} [11] \times h_{CO_2} [11] + m_{CaCO_3} [11] \times h_{CaCO_3} [11] + m_{inert} [11] \times h_{inert} [11] + \frac{Q_3}{\eta_{VVX3}}$$

VVX4:

$$m_{CO_2} [16] \times h_{CO_2} [16] = m_{CO_2} [17] \times h_{CO_2} [17] + \frac{Q_4}{\eta_{VVX4}}$$

VVX5:

$$m_{CO_2} [18] \times h_{CO_2} [18] = m_{CO_2} [19] \times h_{CO_2} [19] + \frac{Q_5}{\eta_{VVX4}}$$

Kompressor 1 (antas vara adiabatisk):

$$m_{CO_2} [14] \times h_{CO_2} [14] + W_1 \times \eta_{kompr1} = m_{CO_2} [15] \times h_{CO_2} [15]$$

Kompressor 2 (antas vara adiabatisk):

$$m_{CO_2} [17] \times h_{CO_2} [17] + W_2 \times \eta_{kompr2} = m_{CO_2} [18] \times h_{CO_2} [18]$$

Plasmareaktor:

$$m_{CO_2} [19] \times h_{CO_2} [19] + W_1 \eta_{plasma} = m_{CO_2} [20] \times h_{CO_2} [20]$$

Kalcineringsreaktor:



$$m_{CaCO_3} [22] \times h_{CaCO_3} [22] + m_{inert} [22] \times h_{inert} [22] + m_{CO_2} [23] \times h_{CO_2} [23] + m_{CO_2} [20] \times h_{CO_2} [20]$$

$$= m_{CaCO_3} [8] \times h_{CaCO_3} [8] + m_{CaO} [8] (h_{CaO} [8] + H_{reakt}) + m_{CO_2} [8] \times h_{CO_2} [8] + m_{inert} [8] \times h_{inert} [8]$$

Kylsystemet är konstruerat så att kondensatvatten från fabriken först förvärms i VVX4 och VVX5, för att sedan samlas upp i en ångdom. VVX3 och VVX6 förångar vattnet i ångdomen. Värmen som fås från VVX6 är beräknad som energin från släckaren minus energien som går till torken. För att ta reda på hur mycket ånga som processen genererar, har totala effekten tagits fram, som summa av VVX3-6. Det är denna effekt som används för att göra mättad ånga vid fyra bar från spillvatten vid 90° grader och fyra bar.

$$Q_{eff} = Q + Q_4 + Q_5 + Q_6$$

$$Q_{eff} = m[30] \times (enthalpy(STEAM\_NBS; P = 4; x = 1) - enthalpy(STEAM\_NBS; T = T[30]; P = 4))$$

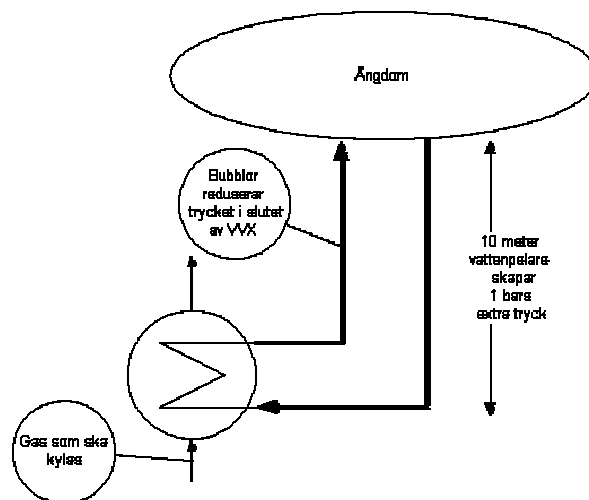
Detta ger m[30].

VVX 4- och 5s flöde har beräknats enligt ovan, och temperaturen mellan och efter värmeväxlarna beräknas enligt:

$$Q_4 = m[30] \times (enthalpy(STEAM\_NBS; T = T[31]; P = 4) - enthalpy(STEAM\_NBS; T = T[30]; P = 4))$$

$$Q_5 = m[30] \times (enthalpy(STEAM\_NBS; T = T[32]; P = 4) - enthalpy(STEAM\_NBS; T = T[31]; P = 4))$$

I de två förångningsvärmeväxlarna, 3 och 6 rinner kokvarm vätska ned i ett 10 meter långt rör så att trycket i botten av röret är 1 bar högre än i ångdomen. I röret på väg upp förångas mycket av vattnet, och trycket blir därför mindre i utgången av VVX. Se fig:



Detta innebär att ett halvt bars tryckskillnad fås mellan inlopp och utlopp i värmeväxlaren på vätskesidan. Vattenflödet i de två värmeväxlarna beräknas enligt:

$$Q_3 = m[33] \times (enthalpy(STEAM\_NBS; x = 0; P = 5) - enthalpy(STEAM\_NBS; x = 0; P = 4,5))$$

$$Q_6 = m[35] \times (enthalpy(STEAM\_NBS; x = 0; P = 5) - enthalpy(STEAM\_NBS; x = 0; P = 4,5))$$

Entalpier för Ca-föreningarna och CO<sub>2</sub>-värdena med hög temperatur fås på följande sätt:

$$C_p = \frac{\delta h}{\delta T}$$

$$\Delta h = \int_{T_{ref}}^T C_p \delta T$$

$$\Delta h = A(T - T_{ref}) + \frac{B \cdot 10^{-3}}{2} (T^2 - T_{ref}^2) - C \cdot 10^{-3} (T^{-1} - T_{ref}^{-1})$$

**Givna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
T <sub>1</sub> =	273 + 60	K	Temperatur på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
T <sub>2</sub> =	144 + 273	K	10°C temperaturskillnad i VVX6, TTC [Björn Floeng]
T <sub>3</sub> =	950 + 273	K	Temperatur, givet från [Förstudie]
T <sub>4</sub> =	105 + 273	K	Temperatur släckt kalk, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
T <sub>8</sub> =	950 + 273	K	Temperatur, givet från [Förstudie]
T <sub>9</sub> =	950 + 273	K	Temperatur, givet från [Förstudie]
T <sub>11</sub> =	T <sub>33</sub> + 10	K	10°C temperaturskillnad i VVX3, TTC [Björn Floeng]
T <sub>19</sub> =	100 + 273	K	Maxtemperatur på CO <sub>2</sub> in i plasmagenerator, givet från [Thörnblom J]
T <sub>30</sub> =	90 + 273	K	Temperatur på kondensatvatten, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
p <sub>1</sub> =	1	bar	Trycket på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
P <sub>19</sub> =	4	bar	Trycket på CO <sub>2</sub> efter kompressorn, givet från [Thörnblom J]
P <sub>30-37</sub> =	4	bar	Tryck på spillvattenstamman och ångstamman, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
x =	0,75		Torrhalt på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
z =	0,07		Andel inert material i mesa [Holmen Paper, Iggesund]
m <sub>mesa</sub> =	15000/3600*y	kg/s	Mesaflöde, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
m <sub>23</sub> =	0,05 • m <sub>CaCO<sub>3</sub></sub> [1]	kg/s	Innsprutnings CO <sub>2</sub> flöde, givet från [Thörnblom J]
m <sub>16</sub> =	6000/3600	kg/s	Plasmagenerator CO <sub>2</sub> flöde, beräknat från [Thörnblom J]
η <sub>tork</sub> =	0,95		Verkningsgrad för tork, givet från [AB Torkapparater]
η <sub>släck</sub> =	0,95		Verkningsgrad för släckare, givet från [AB Torkapparater]
η <sub>avskill,c1</sub> =	0,98		Verkningsgrad för cyklon 1, givet från [Thörnblom J]
η <sub>avskill,c2</sub> =	0,95		Verkningsgrad för cyklon 1, givet från [Thörnblom J]
η <sub>VVX3</sub> =	0,95		Verkningsgrad för VVX3, givet från [TTC]
η <sub>VVX4</sub> =	0,95		Verkningsgrad för VVX4, givet från [TTC]
η <sub>VVX5</sub> =	0,95		Verkningsgrad för VVX5, givet från [TTC]
η <sub>VVX6</sub> =	0,95		Verkningsgrad för VVX6, givet från [TTC]

Bilaga A-1:  
Energi- och massbalanser  
för elkalcinering och ångsläckning

$\eta_{\text{kompri}} =$	0,84		Verkningsgrad för kompressor 1, givet från [GE]
$\eta_{\text{kompri2}} =$	090		Verkningsgrad för kompressor 2, givet från [GE]
$\eta_{\text{plasma}} =$	0,87		Verkningsgrad för plasmagenerator, givet från [Thörnblom J]
$M_m\text{CaCO}_3 =$	100,0892	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_m\text{CaO} =$	56,0794	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_m\text{Ca(OH)}_2 =$	74,0946	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$T_{\text{ref}}$	25 + 273	K	Referenstemperatur, givet från [Perry's]
$\text{Omv}$	4,184	kJ/kcal	Omvandlingsfaktor kilokalorier till kilojoule, givet från [Perry's]
$H \text{CaCO}_3 =$	A = 104,516 B = 21,924 C = -2,594	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CaO} =$	A = 50,417 B = 4,184 C = -0,849	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CO}_2 =^*$	A = 51,128 B = 4,368 C = -1,469	kcal/mol K	$C_p=A+B\cdot 10^{-3}\cdot T+C\cdot 10^6\cdot T^{-2}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{Ca(OH)}_2 =$	A = 101,788 B = 17,987 C = -1,736	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CaSO}_4 =$	A = 70,208 B = 98,742 C = 0	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$h^\circ_f \text{CaO} =$	-151,9	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{Ca(OH)}_2 =$	-235,80	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{CO}_2 =$	-94,0518	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{H}_2\text{O} =$	-57,7979	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{CaCO}_3 =$	-288,47	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]

**Antagna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
Y	1/4		Antaget andel av mesaflödet som behöver el-kalcineras
$\eta_{\text{reakt}} =$	0,95		Antaget verkningsgrad för reaktor
$T_2 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_3 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 2
$T_5 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_6 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_7 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_9 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 2
$T_{10} =$	130 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i filtret 1
$T_{14} =$	$T_{11}$	K	Antaget samma temperatur ut av filter 1
$T_{15} =$	130 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i filtret 2
$T_{16} =$	130 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i filtret 2
$T_{21} =$	$T_{20}$	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 1
$T_{22} =$	$T_{20}$	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 1

\* EES Beräknar inte värde för CO<sub>2</sub> vid temperaturer över 1100 K.

**Övriga antaganden:**

- Systemet är i jämvikt
- Inga värmeförluster till omgivningen
- Försumbar förändring i kinetisk och potentiell energi
- Konstant kvalitet och densitet på mesan
- Fullständig värmeöverföring i förvärmning av mesa ( $T_{10} = T_{22}$ )
- Släckningsreaktionen sker fullständigt
- Inga tryckfall i tork och släckare
- Konstant temperatur i tork och släckare

**Resultat från EES programmet:**

Enheter: Massa = m (kg/s), Temperatur = T (K), Värme = Q (kW), Arbete = W(kW),  
Tryck = P (bar)

	Q <sub>i</sub>	W <sub>i</sub>
1	4674	368,9
2	7750	126,9
3	1941	
4	340,2	
5	135,7	
6	3076	

Effekten på plasmagenerator:  
G=14 049 kW

	T <sub>i</sub>	P <sub>i</sub>	m <sub>CO2i</sub>	m <sub>CaCO3i</sub>	m <sub>Ca(OH)2i</sub>	m <sub>CaOi</sub>	m <sub>H2Oi</sub>	m <sub>inerti</sub>
1	333	1		4,844			1,736	0,3646
2	378	1		4,844				0,3646
3	1223			0,2371		2,524		0,3569
4	446,8			0,2371	3,335			0,3569
5	378						1,736	
6	378						0,8108	
7	378						0,9253	
8	1223		4,411	0,2496		2,657		0,3757
9	1223		4,411	0,01248		0,1328		0,01879
10	832,5	1	4,306	0,1019				0,007667
11	426,8	0,991	4,306	0,1019				0,007667
12	426,8	0,9712	4,306					
13	426,8	0,9712	1,981					
14	426,8	0,9712	2,326					
15	559,1	2,5	2,326					
16	559,1	2,5	2,083					
17	386,9	2,478	2,083					
18	444,7	4,036	2,083					
19	373	4	2,083					
20	4595		2,083					
21	832,5		4,306	5,093				0,3834

Bilaga A-1:  
Energi- och massbalanser  
för elkalcinering och ångsläckning

22	832,5			4,991				0,3757
23	559,1		0,2422					
24								
25								
26								
27								
28								
29								
30	363						2,325	
31	376,9						2,325	
32	411,3						2,325	
33	416,8						114,4	
34	416,8						114,4	
35	416,8						181,3	
36	416,8						181,3	
37	416,8						2,325	

**ESS programmet:**

{!Ingående komponenter}

{a=CaCO3  
b=H2O  
c=CaO  
d=CO2  
e=Ca(OH)2  
f=CaSO4}

{!Kända variabler}

T[1]=60+273                    {[K]}  
T[2]=105+273                    {[K]}  
T[3]=950+273                    {[K]}  
T[4]=T[37]+30                    {[K]}  
T[8]=950+273                    {[K]}  
T[9]=950+273                    {[K]}  
T[11]=T[37]+10                    {[K]}  
T[12]=T[11]                    {[K]}  
T[13]=T[11]                    {[K]}  
T[14]=T[11]                    {[K]}  
T[16]=T[15]                    {[K]}  
T[17]=T[31]+10                    {[K]}  
T[19]=T[30]+10                    {[K]}  
T[21]=T[10]                    {[K]}  
T[22]=T[21]                    {[K]}  
T[23]=T[15]                    {[K]}  
T[30]=90+273                    {[K]}  
T[33]=T[37]                    {[K]}  
T[34]=T[37]                    {[K]}  
T[35]=T[37]                    {[K]}  
T[36]=T[37]                    {[K]}

$$T[37] = \text{temperature}(\text{STEAM\_NBS};x=1;P=4)$$

{!Temperaturer efter adiabatisk kompression,  
 $T_{\text{ut}} = T_{\text{in}} * (P_{\text{ut}}/P_{\text{in}})^{((k-1)/k)}$ , antagande  $k=1.4$   
 $k=1,4$

$$T[15]=T[14]*(P[15]/P[14])^{((k-1)/k)}$$

$$T[18]=T[17]*(P[18]/P[17])^{((k-1)/k)}$$

{!Antagen temperatur i strömmarna som lämnar torken}

$$T[5]=T[2] \quad \{[K]\}$$

$$T[6]=T[5] \quad \{[K]\}$$

$$T[7]=T[5] \quad \{[K]\}$$

$$P[1]=1 \quad \{[bar]\}$$

$$P[2]=1 \quad \{[bar]\}$$

$$P[10]=1 \quad \{[bar]\}$$

$$P[13]=P[12] \quad \{[bar]\}$$

$$P[14]=P[13] \quad \{[bar]\}$$

$$P[15]=2,5 \quad \{[bar]\}$$

$$P[16]=P[15] \quad \{[bar]\}$$

$$P[18]=4/\tau_{\text{V VX5}} \quad \{[bar]\}$$

{! tryckfall i värmeväxlare och filter}

$$P[11] = \tau_{\text{V VX3}} * P[10]$$

$$P[17] = \tau_{\text{V VX4}} * P[16]$$

$$P[19] = \tau_{\text{V VX5}} * P[18]$$

$$P[12]=\tau_{\text{filter}} * P[11] \quad \{[bar]\}$$

{!Inflöde}

{Torrhalt mesa}

$$x=0,75$$

{Andel av total mesaflöde}

$$y = 5/4$$

{Andel inert CaSO4}

$$z = 0,07$$

{Ström 1}

$$m_{\text{mesa}}=15000/3600*y \quad \{[kg/s]\}$$

$$m_{\text{CaCO3}}[1] = m_{\text{mesa}}*(1-z) \quad \{[kg/s]\}$$

$$m_{\text{H2O}}[1] = m_{\text{mesa}} / x - m_{\text{mesa}} \quad \{[kg/s]\}$$

$$m_{\text{inert}}[1] = m_{\text{mesa}} * z \quad \{[kg/s]\}$$

{Givet CO2 flöde genom plasmagenerator}

$$m[16] = 6000/3600*y \quad \{[kg/s]\}$$

{Insprutat CO2 , 0,05 kg / kg mesa}

$$m[23]=0,05 * m_{\text{CaCO3}}[2] \quad \{[kg/s]\}$$

{!Verkningsgrader}

$$\eta_{\text{tork}}=0,95$$

eta\_släck=0,95  
eta\_avskill\_c1= 0,98  
eta\_avskill\_c2 = 0,95  
eta\_vvx3=0,95  
eta\_vvx4=0,95  
eta\_vvx5=0,95  
eta\_filter1=1  
eta\_kompr1=0,84  
eta\_kompr2=0,90  
eta\_plasma = 0,87  
eta\_reakt=0,95

{Tryckfall}  
tau\_filter = 0,98  
tau\_VVX3 = 0,991  
tau\_VVX4 = 0,991  
tau\_VVX5 = 0,991  
tau\_VVX6 = 0,991

{!Beräkning av reaktionsvärmern}  
{Hf= bildningsvärme kJ/kg}  
Hfa=-288,45\*10<sup>(3)</sup>\*Omv/Mm\_CaCO3 {kJ/kg}  
Hfb=-68,3174\*10<sup>(3)</sup>\*Omv/Mm\_H2O {kJ/kg}  
Hfc=-151,9\*10<sup>(3)</sup>\*Omv/Mm\_CaO {kJ/kg}  
Hfd=-94,0518\*10<sup>(3)</sup>\*Omv/Mm\_CO2 {kJ/kg}  
Hfe=-235,80\*10<sup>(3)</sup>\*Omv/Mm\_CaO2H2 {kJ/kg}

{Reaktionsvärmern för släckaren}  
Hs\_r=m\_CaO[3]\*H\_CaO[3]+m\_H2O[6]\*H\_H2O[3] {kJ/s}  
Hs\_p = m\_CaO2H2[4]\*H\_CaO2H2[3] {kJ/s}  
Hs\_rp = m\_CaO2H2[4]\*Hfe - m\_CaO[3]\*Hfc - n\_CaO\_3\*Mm\_H2O\*Hfb {kJ/s}  
m\_CaO2H2[4] \* H\_släck=Hs\_rp+Hs\_p - Hs\_r {kJ/kg Ca(OH)2}  
{kJ/kg CaO}

{Reaktionsvärmern för reaktorn}  
Hr\_r=n\_CaO\_8 \* Mm\_CaCO3 \* H\_CaCO3[8] {kJ/s}  
Hr\_p = n\_CaO\_8 \*Mm\_CaO\*H\_CaO[8]+n\_CaO\_8 \*Mm\_CO2\*H\_CO2[8]  
Hr\_rp = n\_CaO\_8 \*Mm\_CaO\*Hfc + n\_CaO\_8 \*Mm\_CO2\*Hfd - n\_CaO\_8 \*  
Mm\_CaCO3\*Hfa {kJ/s}  
m\_CaO[8] \* H\_reakt=Hr\_rp + Hr\_p - Hr\_r {kJ/kg CaO}

{!Materialbalanser}  
{mesatorken}  
m\_H2O[5] = m\_H2O[1] {kg/s}  
m\_CaCO3[2] = m\_CaCO3[1] {kg/s}  
m\_inert[2] = m\_inert[1] {kg/s}

{släckaren}  
m\_CaO[3] / Mm\_CaO = n\_CaO\_3  
n\_CaO\_3 = m\_CaO2H2[4]/ Mm\_CaO2H2

$$\begin{aligned} m_{\text{CaO}[3]} + m_{\text{H}_2\text{O}[6]} &= m_{\text{CaO}_2\text{H}_2[4]} \\ m_{\text{CaCO}_3[3]} &= m_{\text{CaCO}_3[4]} \\ m_{\text{inert}[3]} &= m_{\text{inert}[4]} \end{aligned}$$

{överskottsvatten}  
 $m_{\text{H}_2\text{O}[7]} = m_{\text{H}_2\text{O}[5]} - m_{\text{H}_2\text{O}[6]}$

{förvärmning av mesa}  
 $\{m[2] m_{\text{inert}[2]} + m_{\text{CaO}[9]} + m_{\text{CaCO}_3[9]} + m_{\text{CO}_2[9]} m_{\text{inert}[9]} = m_{\text{CaO}[20]} + m_{\text{CaCO}_3[21]} + m_{\text{CO}_2[21]} + m_{\text{inert}[21]}\}$   
 {all CaO omgörs till CaCO<sub>3</sub>}  
 $m_{\text{CaO}[9]} / Mm_{\text{CaO}} = n_{\text{CaO}_9}$   
 $m_{\text{CO}_2[9]} - n_{\text{CaO}_9} * Mm_{\text{CO}_2} = m_{\text{CO}_2[21]}$   
 $m_{\text{CaCO}_3[2]} + m_{\text{CaCO}_3[9]} + n_{\text{CaO}_9} * Mm_{\text{CaCO}_3} = m_{\text{CaCO}_3[21]}$   
 $m_{\text{inert}[9]} + m_{\text{inert}[2]} = m_{\text{inert}[21]}$

{cyklon 1 }  
 $\{m_{\text{inert}[21]} + m_{\text{CaO}[21]} + m_{\text{CaCO}_3[21]} + m_{\text{CO}_2[21]} = m_{\text{inert}[10]} + m_{\text{CO}_2[10]} + m_{\text{CaCO}_3[10]} + m_{\text{inert}[22]} + m_{\text{CaO}[22]} + m_{\text{CaCO}_3[22]}\}$

$$\begin{aligned} m_{\text{CO}_2[21]} &= m_{\text{CO}_2[10]} \\ m_{\text{CaCO}_3[21]} * \eta_{\text{avskill}_c1} &= m_{\text{CaCO}_3[22]} \\ m_{\text{CaCO}_3[21]} * (1 - \eta_{\text{avskill}_c1}) &= m_{\text{CaCO}_3[10]} \\ \eta_{\text{avskill}_c1} * m_{\text{inert}[21]} &= m_{\text{inert}[22]} \\ (1 - \eta_{\text{avskill}_c1}) * m_{\text{inert}[21]} &= m_{\text{inert}[10]} \end{aligned}$$

{kalcineringsreaktor}  
 $\{m_{\text{CaCO}_3[22]} + m[23] + m[20] + m_{\text{inert}[22]} = m_{\text{CaO}[8]} + m_{\text{CaCO}_3[8]} + m_{\text{CO}_2[8]} + m_{\text{inert}[8]}\}$   
 $n_{\text{CaCO}_3_{22}} = m_{\text{CaCO}_3[22]} / Mm_{\text{CaCO}_3}$

$$\begin{aligned} n_{\text{CaCO}_3_{22}} * \eta_{\text{reakt}} &= n_{\text{CaO}_8} \\ n_{\text{CaCO}_3_{22}} * (1 - \eta_{\text{reakt}}) &= n_{\text{CaCO}_3_8} \\ m_{\text{CaCO}_3[8]} &= Mm_{\text{CaCO}_3} * n_{\text{CaCO}_3_8} \\ m_{\text{CaO}[8]} &= Mm_{\text{CaO}} * n_{\text{CaO}_8} \\ m[23] + m[20] + n_{\text{CaO}_8} * Mm_{\text{CO}_2} &= m_{\text{CO}_2[8]} \\ m_{\text{inert}[22]} &= m_{\text{inert}[8]} \end{aligned}$$

{cyklon 2}  
 $\{m_{\text{CaO}[8]} + m_{\text{CaCO}_3[8]} + m_{\text{CO}_2[8]} + m_{\text{inert}[8]} = m_{\text{CaO}[3]} + m_{\text{CaCO}_3[3]} + m_{\text{inert}[3]} + m_{\text{CaO}[9]} + m_{\text{CaCO}_3[9]} + m_{\text{CO}_2[9]} + m_{\text{inert}[9]}\}$   
 $m_{\text{CO}_2[9]} = m_{\text{CO}_2[8]}$

$$\begin{aligned} m_{\text{CaO}[8]} * \eta_{\text{avskill}_c2} &= m_{\text{CaO}[3]} \\ m_{\text{CaCO}_3[8]} * \eta_{\text{avskill}_c2} &= m_{\text{CaCO}_3[3]} \\ m_{\text{CaO}[8]} * (1 - \eta_{\text{avskill}_c2}) &= m_{\text{CaO}[9]} \\ m_{\text{CaCO}_3[8]} * (1 - \eta_{\text{avskill}_c2}) &= m_{\text{CaCO}_3[9]} \\ m_{\text{inert}[8]} * (1 - \eta_{\text{avskill}_c2}) &= m_{\text{inert}[9]} \\ m_{\text{inert}[8]} * \eta_{\text{avskill}_c2} &= m_{\text{inert}[3]} \end{aligned}$$



{regenerering av CO2}  
 $m\_CO2[12] = m\_CO2[13] + m\_CO2[14]$                       {[kg/s]}

{CO2split}  
 $m[20] + m[23] = m[15]$

{Antaget ingen filterförlust av CO2}  
 $m\_CO2[11] = m\_CO2[12]$                       {[kg/s]}

{Bortagen i filter}  
 $Bortagen\_CaCO3 = m\_CaCO3[11]$                       {[kg/s]}  
 $Bortagen\_inert = m\_inert[11]$                       {[kg/s]}

{Antaget ingen förlust i värmeväxlarna }  
 $m\_CO2[10]=m\_CO2[11]$                       {[kg/s]}  
 $m\_CaCO3[10] = m\_CaCO3[11]$                       {[kg/s]}  
 $m\_inert[10] = m\_inert[11]$                       {[kg/s]}

$V\_11 = m\_CO2[10] * volume(CARBONDIOXIDE;T=273;P=1)*3600$

$m[16]=m[17]$                       {[kg/s]}  
 $m[18]=m[19]$                       {[kg/s]}  
 $m[31]=m[30]$                       {[kg/s]}  
 $m[32]=m[31]$                       {[kg/s]}  
 $m[34]=m[33]$                       {[kg/s]}  
 $m[36]=m[35]$                       {[kg/s]}  
 $m[37]=m[30]$                       {[kg/s]}

{!Antaget ingen förlust i plasmageneratorm}  
 $m[19]=m[20]$                       {[kg/s]}

{!Antaget ingen förlust i kompressorna}  
 $m[15]=m[14]$                       {[kg/s]}  
 $m[18]=m[17]$                       {[kg/s]}

{!Energibalanser}  
 {mesatorken}  
 $H\_CaCO3[1]*m\_CaCO3[1]+H\_H2O[1]*m\_H2O[1]+ m\_inert[1] * H\_inert[1]+ Q[1]$   
 $* eta\_tork=H\_H2O[5]*m\_H2O[5]+H\_CaCO3[2]*m\_CaCO3[2]+ m\_inert[2] *$   
 $H\_inert[2]$

{släckaren}  
 $H\_CaO[3]*m\_CaO[3]+H\_H2O[6]*m\_H2O[6]+ H\_CaCO3[3]*m\_CaCO3[3]+$   
 $m\_inert[3] * H\_inert[3]=H\_CaCO3[4]*m\_CaCO3[4] +$   
 $H\_CaO2H2[4]*m\_CaO2H2[4] + m\_inert[4] * H\_inert[4]+m\_CaO2H2[4] *$   
 $H\_släck+Q[2] / eta\_släck$

{förvärmning av mesa}

$$H\_CO2[9]*m\_CO2[9]+ m\_CaCO3[9] * H\_CaCO3[9]+ m\_CaO[9] * H\_CaO[9]+$$

$$m\_inert[9] * H\_inert[9] + H\_CaCO3[2]*m\_CaCO3[2]+ m\_inert[2] * H\_inert[2]$$

$$+m\_CaO[9] * H\_reakt =m\_CO2[21]*H\_CO2[21]+m\_CaCO3[21]*H\_CaCO3[21]+$$

$$m\_inert[21] * H\_inert[21]$$

{vvx3}

$$m\_CO2[10]*H\_CO2[10]+ m\_CaCO3[10] * H\_CaCO3[10]+ m\_inert[10] *$$

$$H\_inert[10] = Q[3] / eta\_vvx3 + m\_CO2[11]*H\_CO2[11] + m\_CaCO3[11] *$$

$$H\_CaCO3[11]+ m\_inert[11] * H\_inert[11]$$

{vvx4}

$$m[16]*H\_CO2[16] = Q[4] / eta\_vvx4+ m[17]*H\_CO2[17]$$

{vvx5}

$$m[18]*H\_CO2[18] = Q[5] / eta\_vvx4+ m[19]*H\_CO2[19]$$

{kompr1}

$$m[14]*H\_CO2[14] + W[1] * eta\_kompr1= m[15]*H\_CO2[15]$$

{kompr2}

$$m[17]*H\_CO2[17] + W[2] * eta\_kompr2= m[18]*H\_CO2[18]$$

{plasma}

$$m[19]*H\_CO2[19] + G * eta\_plasma = m[20]*H\_CO2[20]$$

{reaktor}

$$m\_CaCO3[22]*H\_CaCO3[22] + m\_inert[22] * H\_inert[22]+ m[23]*H\_CO2[23]$$

$$+m[20]*H\_CO2[20]= m\_CaCO3[8]*H\_CaCO3[8] + m\_CaO[8]*(H\_CaO[8]$$

$$+H\_reakt) + m\_CO2[8]*H\_CO2[8] + m\_inert[8] * H\_inert[8]$$

$$kont=G/(V*m[17]*3600)$$

{%%}

{!Molmassor [kg/mol]}

Mm\_CaCO3=100,0892                    {[kg/mol]}

Mm\_CaO=56,0794                       {[kg/mol]}

Mm\_CaO2H2 = 74,0946                 {[kg/mol]}

Mm\_H2O=molarmass(H2O)

Mm\_CO2=molarmass(CARBONDIOXIDE)

Mm\_CaSO4 = 136,142

{!omvändningsfaktor kilocalorier till kilojoule}

Omv=4,1868                            {[kJ/kcal]}

{!Temperaturberoende värmecapacitet, Cp=A+B\*E-3\*T+C\*E6\*T^-2}

{[kJ/kmol,K]}

Aa=104,516

Ba=21,924

Ca=-2,594

Ac=50,417  
Bc=4,184  
Cc=-0,849  
Ad=51,128  
Bd=4,368  
Cd=-1,469  
Ae=101,788  
Be=17,987  
Ce=-1,736  
Af=70,208  
Bf=98,742  
Cf=0

{!Entalpier}  
T\_ref = 273 + 25

H\_CaCO3[1]=(Aa\*(T[1]-T\_ref)+Ba\*10^(-3)\*(T[1]^2-T\_ref^2)/2-Ca\*10^6\*(T[1]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 {[kJ/kg]}  
H\_H2O[1]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[1];P=P[1])-  
enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1]) {omställer till ref 25C}  
H\_inert[1]=(Af\*(T[1]-T\_ref)+Bf\*10^(-3)\*(T[1]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4

H\_CaCO3[2]=(Aa\*(T[2]-T\_ref)+Ba\*10^(-3)\*(T[2]^2-T\_ref^2)/2-Ca\*10^6\*(T[2]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 {[kJ/kg]}

H\_inert[2]=(Af\*(T[2]-T\_ref)+Bf\*10^(-3)\*(T[2]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4  
{[kJ/kg]}

H\_CaO[3]=(Ac\*(T[3]-T\_ref)+Bc\*10^(-3)\*(T[3]^2-T\_ref^2)/2-Cc\*10^6\*(T[3]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO

H\_H2O[3]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[3];P=P[1])-  
enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1])

H\_CaCO3[3]=(Aa\*(T[3]-T\_ref)+Ba\*10^(-3)\*(T[3]^2-T\_ref^2)/2-Ca\*10^6\*(T[3]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3

H\_CaO2H2[3]=(Ae\*(T[3]-T\_ref)+Be\*10^(-3)\*(T[3]^2-T\_ref^2)/2-Ce\*10^6\*(T[3]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO2H2 {[kJ/kg]}

H\_inert[3]=(Af\*(T[3]-T\_ref)+Bf\*10^(-3)\*(T[3]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4

H\_CaO2H2[4]=(Ae\*(T[4]-T\_ref)+Be\*10^(-3)\*(T[4]^2-T\_ref^2)/2-Ce\*10^6\*(T[4]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO2H2 {[kJ/kg]}

H\_CaCO3[4]=(Aa\*(T[4]-T\_ref)+Ba\*10^(-3)\*(T[4]^2-T\_ref^2)/2-Ca\*10^6\*(T[4]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 {[kJ/kg]}

H\_inert[4]=(Af\*(T[4]-T\_ref)+Bf\*10^(-3)\*(T[4]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4

$$H\_H2O[5]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[5];P=P[1])-enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1]) \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_H2O[6]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[6];P=P[1])-enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1]) \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$\{H\_H2O[7]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[7];P=P[1])-enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1])\} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CaO[8]=(Ac*(T[8]-T\_ref)+Bc*10^{(-3)}*(T[8]^2-T\_ref^2)/2-Cc*10^6*(T[8]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CaCO3[8]=(Aa*(T[8]-T\_ref)+Ba*10^{(-3)}*(T[8]^2-T\_ref^2)/2-Ca*10^6*(T[8]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CO2[8]=(Ad*(T[8]-T\_ref)+Bd*10^{(-3)}*(T[8]^2-T\_ref^2)/2-Cd*10^6*(T[8]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_inert[8]=(Af*(T[8]-T\_ref)+Bf*10^{(-3)}*(T[8]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4$$

$$H\_CO2[9]=(Ad*(T[9]-T\_ref)+Bd*10^{(-3)}*(T[9]^2-T\_ref^2)/2-Cd*10^6*(T[9]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CaO[9]=(Ac*(T[9]-T\_ref)+Bc*10^{(-3)}*(T[9]^2-T\_ref^2)/2-Cc*10^6*(T[9]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CaCO3[9]=(Aa*(T[9]-T\_ref)+Ba*10^{(-3)}*(T[9]^2-T\_ref^2)/2-Ca*10^6*(T[9]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_inert[9]=(Af*(T[9]-T\_ref)+Bf*10^{(-3)}*(T[9]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4$$

$$H\_CO2[10]=(Ad*(T[10]-T\_ref)+Bd*10^{(-3)}*(T[10]^2-T\_ref^2)/2-Cd*10^6*(T[10]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CaCO3[10]=(Aa*(T[10]-T\_ref)+Ba*10^{(-3)}*(T[10]^2-T\_ref^2)/2-Ca*10^6*(T[10]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_inert[10]=(Af*(T[10]-T\_ref)+Bf*10^{(-3)}*(T[10]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4$$

$$H\_CO2[11]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[11];P=P[11])$$

$$H\_CaCO3[11]=(Aa*(T[11]-T\_ref)+Ba*10^{(-3)}*(T[11]^2-T\_ref^2)/2-Ca*10^6*(T[11]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_inert[11]=(Af*(T[11]-T\_ref)+Bf*10^{(-3)}*(T[11]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4$$

$$\{H\_CO2[12]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[12];P=P[12])\}$$

$$H\_CO2[16]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[16];P=P[16])$$

$$H\_CO2[14]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[14];P=P[14])$$

$$H\_CO2[15]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[15];P=P[15])$$

$$H\_CO2[17]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[17];P=P[17]) \quad \{\text{efter vvx4}\}$$

$$H\_CO2[18]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[18];P=P[18]) \quad \{\text{efter kompr2}\}$$

$$H\_CO2[19]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[19];P=P[19]) \quad \{\text{eftervvx5}\}$$

$$H\_CO2[20]=(Ad*(T[20]-T\_ref)+Bd*10^{(-3)}*(T[20]^2-T\_ref^2)/2- \\ Cd*10^6*(T[20]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CaCO3[21]=(Aa*(T[21]-T\_ref)+Ba*10^{(-3)}*(T[21]^2-T\_ref^2)/2- \\ Ca*10^6*(T[21]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_CO2[21]=(Ad*(T[21]-T\_ref)+Bd*10^{(-3)}*(T[21]^2-T\_ref^2)/2- \\ Cd*10^6*(T[21]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_inert[21]=(Af*(T[21]-T\_ref)+Bf*10^{(-3)}*(T[21]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4$$

$$H\_CaCO3[22]=(Aa*(T[22]-T\_ref)+Ba*10^{(-3)}*(T[22]^2-T\_ref^2)/2- \\ Ca*10^6*(T[22]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H\_inert[22]=(Af*(T[22]-T\_ref)+Bf*10^{(-3)}*(T[22]^2-T\_ref^2)/2)/Mm\_CaSO4$$

$$H\_CO2[23]=(Ad*(T[23]-T\_ref)+Bd*10^{(-3)}*(T[23]^2-T\_ref^2)/2- \\ Cd*10^6*(T[23]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$Q[6] = Q[2]-Q[1]$$

$$Q\_eff = Q[3]+Q[4]+Q[5] + Q[6]$$

$$Q\_eff = m[30]*(enthalpy(STEAM\_NBS;P=4;x=1)- \\ enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[30];P=4))$$

$$Q[5] = m[30]*(enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[31];P = 4)- \\ enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[30];P=4))$$

$$Q[4] = m[30]*(enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[32];P = 4)- \\ enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[31];P=4))$$

$$Q[3] = m[33]*(enthalpy(STEAM\_NBS;P=5; x=0)- \\ enthalpy(STEAM\_NBS;x=0;P=4,5))$$

$$Q[6] = m[35]*(enthalpy(STEAM\_NBS;P=5;x=0)- \\ enthalpy(STEAM\_NBS;P=4,5;x=0))$$

$$V=volume(CARBONDIOXIDE;T=273;P=P[1])$$

{!Totala massafloeden}

$$m[1]=m\_mesa+m\_H2O[1] \quad \{[kg/s]\}$$

Bilaga A-1:  
Energi- och massbalanser  
för elkalcinering och ångsläckning

$m[2]=m\_CaCO3[2]+m\_inert[2]$	{[kg/s]}
$m[3]=m\_CaCO3[3]+m\_CaO[3]+m\_inert[3]$	{[kg/s]}
$m[4]=m\_CaCO3[4]+m\_CaO2H2[4]+m\_inert[4]$	{[kg/s]}
$m[5]=m\_H2O[5]$	{[kg/s]}
$m[6]=m\_H2O[6]$	{[kg/s]}
$m[7]=m\_H2O[7]$	{[kg/s]}
$m[8]=m\_CO2[8]+m\_CaCO3[8]+m\_CaO[8]+m\_inert[8]$	{[kg/s]}
$m[9]=m\_CO2[9]+m\_CaCO3[9]+m\_CaO[9]+m\_inert[9]$	{[kg/s]}
$m[10]=m\_CO2[10]+m\_CaCO3[10]+m\_inert[10]$	{[kg/s]}
$m[11]=m\_CO2[11]+m\_CaCO3[11]+m\_inert[11]$	{[kg/s]}
$m[12]=m\_CO2[12]$	{[kg/s]}
$m[13]=m\_CO2[13]$	{[kg/s]}
$m[14]=m\_CO2[14]$	{[kg/s]}
$m[15]=m\_CO2[15]$	{[kg/s]}
$m[16]=m\_CO2[16]$	{[kg/s]}
$m[17]=m\_CO2[17]$	{[kg/s]}
$m[18]=m\_CO2[18]$	{[kg/s]}
$m[19]=m\_CO2[19]$	{[kg/s]}
$m[20]=m\_CO2[20]$	{[kg/s]}
$m[21]=m\_CO2[21]+m\_CaCO3[21]+m\_inert[21]$	{[kg/s]}
$m[22]=m\_CaCO3[22]+m\_inert[22]$	{[kg/s]}
$m[23]=m\_CO2[23]$	{[kg/s]}
$m[30]=m\_H2O[30]$	{[kg/s]}
$m[31]=m\_H2O[31]$	{[kg/s]}
$m[32]=m\_H2O[32]$	{[kg/s]}
$m[33]=m\_H2O[33]$	{[kg/s]}
$m[34]=m\_H2O[34]$	{[kg/s]}
$m[35]=m\_H2O[35]$	{[kg/s]}
$m[36]=m\_H2O[36]$	{[kg/s]}
$m[37]=m\_H2O[37]$	{[kg/s]}

**Bilaga A-2: Energi- och massbalanser för enbart  
mesatorn och ångsläckare**

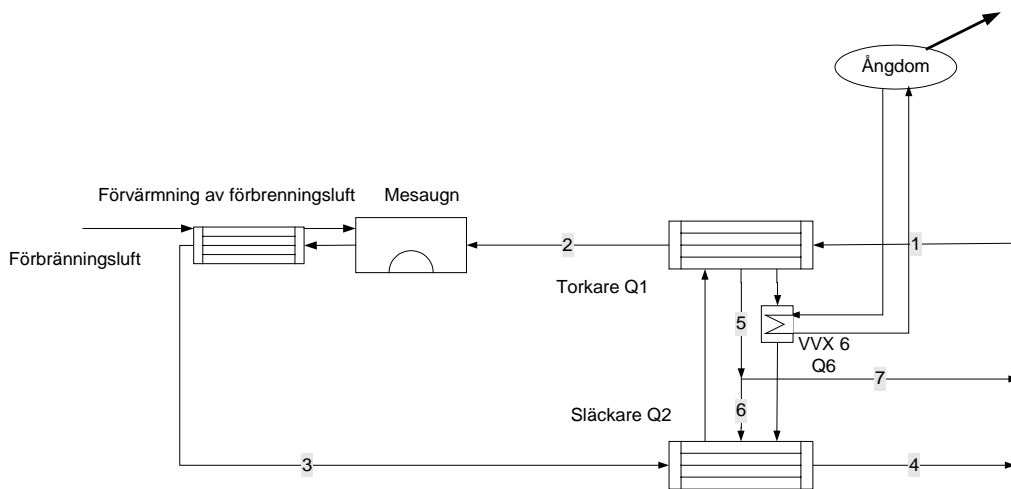
*8 sidor*

## Bilaga A-2: Energi- och massbalanser för enbart mesatork och ångsläckare

**Syfte:** Beräkningarna i denna bilaga syftar till att beräkna ickeideala energi- och massbalanser över mesatorken, släckaren och kalcineringsprocessens gamla mesaugn. Hänsyn har tagits till verkningsgrader och inert material.

### Beräkningsstrategi:

Schemat nedan visar strömmarna som använts i beräkningarna.



De två reaktionsentalpierna i kalcineringsreaktionen och släckarreaktionen,  $H_{reak}$  respektive  $H_{släk}$ , fås genom att först ”kyla” reaktanterna  $H_r$  till  $25^\circ\text{C}$ , summera bildningsenergierna,  $h_f^\circ$ , vid denna temperatur,  $H_{rp}$ , och slutligen ”värma” produkten,  $H_p$  till utgångstemperaturen. För släckaren blir det då:

$$Hs_r = m_{CaCO_3} [3] \times \Delta h_{CaCO_3} [3] + m_{H_2O} [6] \times \Delta h_{H_2O} [6]$$

$$Hs_p = m_{Ca(OH)_2} [4] \times \Delta h_{Ca(OH)_2} [4]$$

$$Hs_{rp} = m_{Ca(OH)_2} [4] \times h_{f\_Ca(OH)_2}^\circ - m_{CaCO_3} [3] \times h_{f\_CaO}^\circ - m_{H_2O} [6] \times h_{f\_H_2O}^\circ$$

$$h_{reak} = Hs_{rp} + Hs_p - Hs_r$$

Mesaflödet in i processen består av  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  och inerte. Massflödet för de olika komponenterna i inströmmen [1] beräknas enligt:

$$m_{CaCO_3} = m_{mesa} \times (1 - z)$$



Där  $z$  är andelen inert material. Det inerta materialet utgörs till största del av kalciumsilikater. För enkelhetens skull har värdet för  $\text{CaSO}_4$  används för värmekapaciteten.

$$m_{H_2O} = \frac{m_{mesa}}{x} - m_{mesa}$$

Där  $x$  är torrhalten.

$$m_{inert} = m_{mesa} \times z$$

Materialbalanser är uppsatta över varje processteg och för samtliga komponenter. I mesatorken torkas allt vatten bort och reaktionen antas ske fullständigt i släckaren. Följande balanser fås då över tork- och släckarsteget:

$$m_{H_2O} [5] = m_{H_2O} [1]$$

$$m_{CaCO_3} [2] = m_{CaCO_3} [1]$$

$$m_{inert} [2] = m_{inert} [1]$$

Man får då  $m_{H_2O} [5]$ ,  $m_{CaCO_3} [2]$  och  $m_{inert} [2]$ .

$$m_{CaO} [3] = n_{CaO} [3] \cdot Mm_{CaO}$$

$$m_{Ca(OH)_2} [4] = n_{CaO} [3] \cdot Mm_{Ca(OH)_2}$$

Detta ger oss  $m_{Ca(OH)_2}$ .

Eftersom endast stökiometrisk mängd vatten tillsätts till reaktionen i släckaren, kan denna mängd,  $m_{H_2O} [6]$ , beräknas:

$$m_{CaO} [3] + m_{H_2O} [6] = m_{Ca(OH)_2} [4]$$

$\text{CaCO}_3$  och inerta material antas gå oförändrade genom släckningsprocessen:

$$m_{CaCO_3} [3] = m_{CaCO_3} [4]$$

$$m_{inert} [3] = m_{inert} [4]$$

Detta ger  $m_{CaCO_3} [4]$  och  $m_{inert} [4]$ .

Överskottsvatten,  $m_{H_2O} [7]$  fås av massbalansen:

$$m_{H_2O} [7] = m_{H_2O} [5] - m_{H_2O} [6]$$

Mesaugnen opererar med en molbaserad verkningsgrad,  $\eta_{ugn}$  som anger hur stor andel av mesan som spjälkas. Den till mesaugnen ingående mesaströmmen,  $m_{CaCO_3} [2]$  räknas därför om till molflöde. Från detta molflöde beräknas bildat  $\text{CaO}$  och kvarvarande  $\text{CaCO}_3$  ut ur reaktorn.

$$n_{CaCO_3} [2] = \frac{m_{CaCO_3} [2]}{Mm_{CaCO_3}}$$

$$n_{CaCO_3} [2] \times \eta_{ugn} = n_{CaO} [3]$$

$$n_{CaCO_3} [2] \times (1 - \eta_{ugn}) = n_{CaCO_3} [3]$$

$$n_{CaCO_3} [3] = \frac{m_{CaCO_3} [3]}{Mm_{CaCO_3}}$$

$$n_{CaO} [3] = \frac{m_{CaO} [3]}{Mm_{CaO}}$$

Detta ger strömmarna för fast material ut ur ugnen,  $m_{CaO}$  [3] och  $m_{CaCO_3}$  [3].  
Strömmen av inert material är konstant:

$$m_{inert} [2] = m_{inert} [3]$$

Alla energibalanser är uppsatta på traditionellt vis med energiströmmar in = energiströmmar ut. All tillförd/bortagen energi är uppsatt så att värdet av den alltid blir positivt. Lämpliga verkningsgrader har getts alla processer där energi tillförs eller bortförs. För de olika komponenterna över vilka energi tillförs eller bortförs fås då:  
Mesatorcken:

$$h_{CaCO_3} [1] \times m_{CaCO_3} [1] + h_{h_2o} [1] \times m_{H_2O} [1] + m_{inert} [1] \times h_{inert} [1] + Q_1 \times \eta_{tork} =$$

$$h_{CaCO_3} [2] \times m_{CaCO_3} [2] + h_{h_2o} [5] \times m_{H_2O} [5] + m_{inert} [2] \times h_{inert} [2]$$

Släckaren:

$$h_{CaO} [3] \times m_{CaO} [3] + h_{h_2o} [6] \times m_{h_2o} [6] + h_{CaCO_3} [3] \times m_{CaCO_3} [3] + m_{inert} [3] \times h_{inert} [3] =$$

$$h_{CaCO_3} [4] \times m_{CaCO_3} [4] + h_{Ca(OH)_2} [4] \times m_{Ca(OH)_2} [4] + m_{inert} [4] \times h_{inert} [4] + m_{CaCO_3} [4] \times h_{släck} + \frac{Q_2}{\eta_{släck}}$$

Entalpier för Ca-föreningarna fås på följande sätt:

$$Cp = \frac{\delta h}{\delta T}$$

$$\Delta h = \int_{T_{ref}}^T Cp \delta T$$

$$\Delta h = A(T - T_{ref}) + \frac{B \cdot 10^{-3}}{2} (T^2 - T_{ref}^2) - C \cdot 10^{-3} (T^{-1} - T_{ref}^{-1})$$

**Givna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
$T_1 =$	273 + 60	K	Temperatur på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$T_2 =$	144 + 273	K	10°C temperaturskillnad i VVX6, TTC [Björn Floeng]
$T_3 =$	250 + 273	K	Temperatur, givet från [Förstudie]
$T_4 =$	105 + 273	K	Temperatur släckt kalk, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$p_1 =$	1	bar	Trycket på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$x =$	0,75		Torrhalt på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$z =$	0,07		Andel inert material i mesa [Holmen Paper, Iggesund]
$m_{\text{mesa}} =$	15000/3600*y	kg/s	Mesaflöde, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$\eta_{\text{tork}} =$	0,95		Verkningsgrad för tork, givet från [AB Torkapparater]
$\eta_{\text{släck}} =$	0,95		Verkningsgrad för släckare, givet från [AB Torkapparater]
$M_m \text{CaCO}_3 =$	100,0892	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_m \text{CaO} =$	56,0794	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_m \text{Ca(OH)}_2 =$	74,0946	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$T_{\text{ref}}$	25 + 273	K	Referenstemperatur, givet från [Perry's]
$\text{Omv}$	4,184	kJ/kcal	Omvandlingsfaktor kilokalorier till kilojoule, givet från [Perry's]
$H \text{CaCO}_3 =$	A = 104,516 B = 21,924 C = -2,594	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CaO} =$	A = 50,417 B = 4,184 C = -0,849	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{Ca(OH)}_2 =$	A = 101,788 B = 17,987 C = -1,736	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CaSO}_4 =$	A = 70,208 B = 98,742 C = 0	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$h_f \text{Ca(OH)}_2 =$	-235,80	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]

**Antagna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
$Y$	5/4		Antaget andel av mesaflödet som behöver el-kalcineras
$\eta_{\text{ugn}} =$	0,95		Anntagen verkningsgrad för mesaugn.
$T_2 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_3 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 2
$T_5 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_6 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_7 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_{16} =$	130 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i filtret 2
$T_{21} =$	$T_{20}$	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 1
$T_{22} =$	$T_{20}$	K	Antaget inga värmeförluster i cyklon 1

**Övriga antaganden:**

- Systemet är i jämvikt
- Inga värmeförluster till omgivningen

- Försumbar förändring i kinetisk och potentiell energi
- Konstant kvalitet och densitet på mesan
- Släckningsreaktionen sker fullständigt
- Inga tryckfall i tork och släckare
- Konstant temperatur i tork och släckare

### Resultat från EES Programmet

Enheter: Massa = m (kg/s), Temperatur = T (K), Värme = Q (kW),  
Tryck = P (bar)

	T <sub>i</sub>	P <sub>i</sub>	Q <sub>i</sub>	m <sub>CaCO3i</sub>	m <sub>Ca(OH)2i</sub>	m <sub>CaOi</sub>	m <sub>H2Oi</sub>	m <sub>inerti</sub>
1	333	1	4674	4,844			1,736	0,3646
2	378	1	6728	4,844				0,3646
3	523			0,2422		2,578		0,3646
4	402,8			0,2422	3,406			0,3646
5	378						1,736	
6	378		2054				0,8282	
7	378						0,9079	

### EES Programmet

{!Ingående komponenter}

{a=CaCO3

b=H2O

c=CaO

d=CO2

e=Ca(OH)2

f=CaSO4}

{!Kända variabler}

T[1]=60+273

{[K]}

T[2]=105+273

{[K]}

T[3]=250+273

{[K]}

T[4]=temperature(STEAM\_NBS;x=1;P=P[1])+30

{[K]}

{!Antagen temperatur i strömmarna som lämnar torken}

T[5]=T[2]

{[K]}

T[6]=T[5]

{[K]}

T[7]=T[5]

{[K]}

P[1]=1

{[bar]}

P[2]=1

{[bar]}

{!Inflöde}

{Torrhalt mesa}

x=0,75

{Andel av total mesaflöde}

y = 5/4

{Andel inert CaSO4}

$$z = 0,07$$

{Ström 1}

$$m\_mesa = 15000/3600 * y \quad \{[kg/s]\}$$

$$m\_CaCO3[1] = m\_mesa * (1-z) \quad \{[kg/s]\}$$

$$m\_H2O[1] = m\_mesa / x - m\_mesa \quad \{[kg/s]\}$$

$$m\_inert[1] = m\_mesa * z \quad \{[kg/s]\}$$

{!Verkningsgrader}

$$\eta\_tork = 0,95$$

$$\eta\_släck = 0,95$$

$$\eta\_ugn = 0,95$$

{!Beräkning av reaktionsvärmets}

{Hf= bildningsvärme kJ/kg}

$$Hfa = -288,45 * 10^3 * Omv / Mm\_CaCO3 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$Hfb = -68,3174 * 10^3 * Omv / Mm\_H2O \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$Hfc = -151,9 * 10^3 * Omv / Mm\_CaO \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$Hfd = -94,0518 * 10^3 * Omv / Mm\_CO2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$Hfe = -235,80 * 10^3 * Omv / Mm\_CaO2H2 \quad \{[kJ/kg]\}$$

{Reaktionsvärmets för släckaren}

$$Hs\_r = m\_CaO[3] * H\_CaO[3] + m\_H2O[6] * H\_H2O[3] \quad \{[kJ/s]\}$$

$$Hs\_p = m\_CaO2H2[4] * H\_CaO2H2[3] \quad \{[kJ/s]\}$$

$$Hs\_rp = m\_CaO2H2[4] * Hfe - m\_CaO[3] * Hfc - n\_CaO\_3 * Mm\_H2O * Hfb \quad \{[kJ/s]\}$$

$$m\_CaO2H2[4] * H\_släck = Hs\_rp + Hs\_p - Hs\_r \quad \{[kJ/kg Ca(OH)2]\}$$

{!Materialbalanser}

{mesatorken}

$$m\_H2O[5] = m\_H2O[1] \quad \{[kg/s]\}$$

$$m\_CaCO3[2] = m\_CaCO3[1] \quad \{[kg/s]\}$$

$$m\_inert[2] = m\_inert[1] \quad \{[kg/s]\}$$

{släckaren}

$$n\_CaO\_3 = m\_CaO2H2[4] / Mm\_CaO2H2$$

$$m\_CaO[3] + m\_H2O[6] = m\_CaO2H2[4]$$

$$m\_CaCO3[3] = m\_CaCO3[4]$$

$$m\_inert[3] = m\_inert[4]$$

{överskottsvatten}

$$m\_H2O[7] = m\_H2O[5] - m\_H2O[6]$$

{mesaugn}

$$\{m\_CaCO3[22] + m[23] + m[20] + m\_inert[22] = m\_CaO[8] + m\_CaCO3[8] + m\_CO2[8] + m\_inert[8]\}$$

$$n\_CaCO3\_2 = m\_CaCO3[2] / Mm\_CaCO3$$

$$n\_CaCO3\_2 * \eta\_ugn = n\_CaO\_3$$

$$n\_CaCO3\_2 * (1 - \eta\_ugn) = n\_CaCO3\_3$$

$$m_{\text{CaCO}_3[3]} = Mm_{\text{CaCO}_3} * n_{\text{CaCO}_3\_3}$$

$$m_{\text{CaO}[3]} = Mm_{\text{CaO}} * n_{\text{CaO}\_3}$$

$$m_{\text{inert}[2]} = m_{\text{inert}[3]}$$

{!Energibalanser}

{mesatorcken}

$$H_{\text{CaCO}_3[1]} * m_{\text{CaCO}_3[1]} + H_{\text{H}_2\text{O}[1]} * m_{\text{H}_2\text{O}[1]} + m_{\text{inert}[1]} * H_{\text{inert}[1]} + Q[1]$$

$$* \eta_{\text{torck}} = H_{\text{H}_2\text{O}[5]} * m_{\text{H}_2\text{O}[5]} + H_{\text{CaCO}_3[2]} * m_{\text{CaCO}_3[2]} + m_{\text{inert}[2]} * H_{\text{inert}[2]}$$

{släckaren}

$$H_{\text{CaO}[3]} * m_{\text{CaO}[3]} + H_{\text{H}_2\text{O}[6]} * m_{\text{H}_2\text{O}[6]} + H_{\text{CaCO}_3[3]} * m_{\text{CaCO}_3[3]} +$$

$$m_{\text{inert}[3]} * H_{\text{inert}[3]} = H_{\text{CaCO}_3[4]} * m_{\text{CaCO}_3[4]} +$$

$$H_{\text{CaO}_2\text{H}_2[4]} * m_{\text{CaO}_2\text{H}_2[4]} + m_{\text{inert}[4]} * H_{\text{inert}[4]} + m_{\text{CaO}_2\text{H}_2[4]} * H_{\text{släck}} + Q[2] / \eta_{\text{släck}}$$

$$Q[6] = Q[2] - Q[1]$$

{%%}%}

{!Molmassor [kg/mol]}

$$Mm_{\text{CaCO}_3} = 100,0892 \quad \{[\text{kg/mol}]\}$$

$$Mm_{\text{CaO}} = 56,0794 \quad \{[\text{kg/mol}]\}$$

$$Mm_{\text{CaO}_2\text{H}_2} = 74,0946 \quad \{[\text{kg/mol}]\}$$

$$Mm_{\text{H}_2\text{O}} = \text{molarmass}(\text{H}_2\text{O})$$

$$Mm_{\text{CO}_2} = \text{molarmass}(\text{CARBONDIOXIDE})$$

$$Mm_{\text{CaSO}_4} = 136,142$$

{!omvälningsfaktor kilocalorier till kilojoule}

$$\text{Omv} = 4,1868 \quad \{[\text{kJ/kcal}]\}$$

{!Temperaturberoende värmecapacitet,  $C_p = A + B * E^{-3} * T + C * E^6 * T^{-2}$

{[kJ/kmol,K]} }

$$A_a = 104,516$$

$$B_a = 21,924$$

$$C_a = -2,594$$

$$A_c = 50,417$$

$$B_c = 4,184$$

$$C_c = -0,849$$

$$A_d = 51,128$$

$$B_d = 4,368$$

$$C_d = -1,469$$

$$A_e = 101,788$$

$$B_e = 17,987$$

$$C_e = -1,736$$

$$A_f = 70,208$$

$$B_f = 98,742$$

$$C_f = 0$$

{!Entalpi}

$$T_{ref} = 273 + 25$$

$$H_{CaCO3[1]} = (Aa*(T[1]-T_{ref}) + Ba*10^{(-3)}*(T[1]^2 - T_{ref}^2)/2 - Ca*10^6*(T[1]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaCO3}$$

$$H_{H2O[1]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[1]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1]) \quad \{\text{omställer till ref 25C}\}$$

$$H_{inert[1]} = (Af*(T[1]-T_{ref}) + Bf*10^{(-3)}*(T[1]^2 - T_{ref}^2)/2)/Mm_{CaSO4}$$

$$H_{CaCO3[2]} = (Aa*(T[2]-T_{ref}) + Ba*10^{(-3)}*(T[2]^2 - T_{ref}^2)/2 - Ca*10^6*(T[2]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaCO3}$$

$$H_{inert[2]} = (Af*(T[2]-T_{ref}) + Bf*10^{(-3)}*(T[2]^2 - T_{ref}^2)/2)/Mm_{CaSO4}$$

$$H_{CaO[3]} = (Ac*(T[3]-T_{ref}) + Bc*10^{(-3)}*(T[3]^2 - T_{ref}^2)/2 - Cc*10^6*(T[3]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaO}$$

$$H_{H2O[3]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[3]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{CaCO3[3]} = (Aa*(T[3]-T_{ref}) + Ba*10^{(-3)}*(T[3]^2 - T_{ref}^2)/2 - Ca*10^6*(T[3]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaCO3}$$

$$H_{CaO2H2[3]} = (Ae*(T[3]-T_{ref}) + Be*10^{(-3)}*(T[3]^2 - T_{ref}^2)/2 - Ce*10^6*(T[3]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaO2H2}$$

$$H_{inert[3]} = (Af*(T[3]-T_{ref}) + Bf*10^{(-3)}*(T[3]^2 - T_{ref}^2)/2)/Mm_{CaSO4}$$

$$H_{CaO2H2[4]} = (Ae*(T[4]-T_{ref}) + Be*10^{(-3)}*(T[4]^2 - T_{ref}^2)/2 - Ce*10^6*(T[4]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaO2H2}$$

$$H_{CaCO3[4]} = (Aa*(T[4]-T_{ref}) + Ba*10^{(-3)}*(T[4]^2 - T_{ref}^2)/2 - Ca*10^6*(T[4]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)}))/Mm_{CaCO3}$$

$$H_{inert[4]} = (Af*(T[4]-T_{ref}) + Bf*10^{(-3)}*(T[4]^2 - T_{ref}^2)/2)/Mm_{CaSO4}$$

$$H_{H2O[5]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[5]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{H2O[6]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[6]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$\{H_{H2O[7]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[7]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])\}$$

$$V = \text{volume}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=273; P=P[1])$$





**Bilaga A-3: Driftkostnader för samtliga alternativ till  
kapacitesökning**

*3 sidor*

Drifttid [h/år]	8 000
Produktion [kg Ca(OH) <sub>2</sub> /s]	3,86
Årsproduktion [ton Ca(OH) <sub>2</sub> /år]	111 038

Elpris [kr/kWh] [Tegel K]	0,35
Oljepris [kr/m <sup>3</sup> ] [Andersson L]	2 400
Koldioxidskatt [kr/m <sup>3</sup> olja] ingår i oljepris	543

<b>Förtorkning med cyklontork</b>	
Oljekostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,30
Årlig oljekostnad [Mkr/år]	33,8
<b>Total årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>33,81</b>

<b>Omräddningsstation</b>	
Oljekostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,36
Fraktkostnad [kr/kg våt mesa] [Andersson L]	0,1
Nyinköp av kalk [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ] [Andersson L]	1
Kostnad för frakt och nyinköp [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	1,18
Årskostnad för frakt och nyinköp [Mkr/år]	26,2
Årlig oljekostnad [Mkr/år]	31,6
<b>Total årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>57,8</b>

<b>Fysikaliska data för olja</b>	
Energiinnehåll [kJ/kg] [Andersson L]	42 350
Densitet [kg/m <sup>3</sup> ] [Andersson L]	890

<b>Oljeförbrukning för nuvarande mesaugn</b>	
Förbrukning [m <sup>3</sup> olja/ton massa] [Andersson L]	0,037
Förbrukning [kg Ca(OH) <sub>2</sub> /ton massa] [Andersson L]	250
<b>Förbrukning [m<sup>3</sup> olja/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]</b>	<b>0,000148</b>

<b>Ny mesaugn</b>	
Oljekostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,30
Årlig oljekostnad [Mkr/år]	33,8
<b>Total årskostnad</b>	<b>34,1</b>

<b>Deponi</b>	
Oljekostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,36
Deponikostnad [kr/kg våt mesa] [Andersson L]	0,388
Nyinköp av kalk [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ] [Andersson L]	1
Kostnad för deponi och nyinköp [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	1,70
Årskostnad för deponi och nyinköp [Mkr/år]	37,7
Årlig oljekostnad [Mkr/år]	31,6
<b>Total årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>69,3</b>

<b>Elkalcinering av kapacitetsökningen</b>	
<b>Elförbrukning</b>	
Förbrukning plasmagenerator [kW]	2810
Förbrukning kompressor 1 [kW]	74
Förbrukning kompressor 2 [kW]	25
<b>Total förbrukning [kW]</b>	<b>2909</b>
Elkostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,37
<b>Ångproduktion vid elkalcinering</b>	
Värmeväxlare 3 [kW]	388
Värmeväxlare 4 [kW]	68
Värmeväxlare 5 [kW]	27
Värmeväxlare 6 [kW]	615
<b>Ångproduktion [kW]</b>	<b>1098</b>
Oljekostnad för motsvarande ångproduktion [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,10
Oljekostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,36
Årlig elkostnad [Mkr/år]	8,1
Årlig ångkostnad [Mkr/år]	-2,2
Årlig oljekostnad [Mkr/år]	31,6
<b>Total årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>37,5</b>

<b>Elkalcinering av hela flödet och kapacitetsökningen</b>	
<b>Elförbrukning</b>	
Förbrukning plasmagenerator [kW]	14049
Förbrukning kompressor 1 [kW]	369
Förbrukning kompressor 2 [kW]	127
<b>Total förbrukning [kW]</b>	<b>14545</b>
Elkostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,37
<b>Ångproduktion vid elkalcinering</b>	
Värmeväxlare 3 [kW]	1941
Värmeväxlare 4 [kW]	340
Värmeväxlare 5 [kW]	136
Värmeväxlare 6 [kW]	3076
<b>Ångproduktion [kW]</b>	<b>5493</b>
Oljekostnad för motsvarande ångproduktion [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,10
Årlig elkostnad [Mkr/år]	41
Årlig ångkostnad [Mkr/år]	-11
<b>Total årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>29,6</b>

<b>Tork- och släckarutrustning</b>	
Ångproduktion [kW]	2054
Oljekostnad för motsvarande ångproduktion [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,04
Oljekostnad [kr/kg Ca(OH) <sub>2</sub> ]	0,30
Årlig ångkostnad [Mkr/år]	-4,2
Årlig oljekostnad [Mkr/år]	33,8
<b>Total årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>33,81</b>

Driftkostnaden inkluderar alla kostnader och intäkter som är relaterade till systemets drift. Exempel på driftskostnader är energi i form av elektricitet och olja, skatter och kostnader för inköp och deponering av mesan. Intäkter fås från ångproduktionen. Desutom kan den producerade kalken ses som en intäkt men eftersom mängden producerad kalk är den samma för alla alternativen förutom då mesan deponeras eller ombränns på en extern ombränningsstation tas inte hänsyn till denna intäkt. Nedan visas exempel på kostnadsberäkningar.

### Oljekostnadsberäkning

$C_o$  = Oljekostnad [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]  
 $P_o$  = Oljepris [kr/m<sup>3</sup>]  
 $F_o$  = Förbrukning [m<sup>3</sup> olja/ton massa]  
 $F_m$  = Förbrukning [kg Ca(OH)<sub>2</sub>/ton massa]

$$C_o = \frac{P_o \cdot F_o}{F_m} \cdot \frac{6}{7}$$

6/7 kompenserar för att mindra olja per kg mesa behövs när mesan torkats

### Årlig oljekostnad

$C_{ao}$  = Årlig oljekostnad [Mkr/år]  
 $P_a$  = Årsproduktion [ton Ca(OH)<sub>2</sub>/år]  
 $C_o$  = Oljekostnad [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]

$$C_{ao} = \frac{P_a \cdot C_o \cdot 1000}{1000000}$$

1000/1000000 är en omväxling faktor för kr och massa.

### Oljekostnad för motsvarande ångproduktion

$C_a$  = Oljekostnad för motsvarande ångproduktion [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]  
 $P_a$  = Ångproduktion [kW]  
 $E$  = Energiinnehåll [kJ/kg]  
 $d$  = Densitet [kg/m<sup>3</sup>]  
 $P$  = Produktion [kg Ca(OH)<sub>2</sub>/s]  
 $P_o$  = Oljepris [kr/m<sup>3</sup>]

0,9 är pannverkningsgrad

### Elkostnad

$C_e$  = Elkostnad [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]  
 $P$  = Produktion [kg Ca(OH)<sub>2</sub>/s]  
 $C_{el}$  = Elpris [kr/kWh]  
 $F_t$  = Total förbrukning [kW]

$$C_e = \frac{C_{el} \cdot F_t}{3600 \cdot P}$$

3600 är en omväxling faktor för tid.

### Årskostnad för frakt och nyinköp

$C_{afn}$  = Årskostnad för frakt och nyinköp [Mkr/år]

$T$  = Drifttid [h/år]  
 $P_a$  = Årsproduktion [ton Ca(OH)<sub>2</sub>/år]  
 $C_f$  = Fraktkostnad [kr/kg våt mesa]  
 $C_n$  = Nyinköp av kalk [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]

$$C_{afn} = \frac{T \cdot C_f \cdot 1,389 \cdot 3600}{1000000} + \frac{C_n \cdot P_a \cdot 1000}{1000000 \cdot 5}$$

1,389 kg/s är våtmesansflöde för en 1/5 av processen

**Bilaga A-4: Investeringsanalys för samtliga alternativ  
till kapacitesökning**

*6 Sidor*

## Kostnadsindex för kemiteknisk anläggning

Komponent	Vikt [%]
Utrustning	31
Rör, kranar	12
Styrssystem	4
Pump och kompressorer	4
Elektrisk utrustning	3
Stödhjälpmedel, isolering och färg	7
Uppbyggnas- och installationsarbete	22
Byggnader, material och arbete	7
Ingenjörer kontrollanter	10
<b>Totalt</b>	<b>100</b>

## Konstanter

Gräsrotsfaktor	1,18
Kalkylränta	0,13
Plasmans installationsfaktor	1,25

<b>Förtorkning med cyklontork</b>	
<b>Grundinvestering [Mkr]:</b>	
Cyklontork	20
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>	
Oljeförbrukning	33,8
Ångproduktion	0
<b>Summa</b>	<b>33,8</b>
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>	
0 år	20
5 år	139
10 år	203
15 år	238
20 år	257
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>	
5 år	39
10 år	37
15 år	37
20 år	37

<b>Ny mesaugn</b>	
<b>Grundinvestering [Mkr]:</b>	
Meaugn	300
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>	
Oljeförbrukning	33,8
Ångproduktion	0
<b>Summa</b>	<b>33,8</b>
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>	
0 år	300
5 år	419
10 år	483
15 år	518
20 år	537
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>	
5 år	119
10 år	89
15 år	80
20 år	77

<b>Ombränningsstation</b>	
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>	
Ombränning och nyinköp av kalk	26,2
Oljeförbrukning	31,6
Ångproduktion	0
<b>Summa</b>	<b>57,8</b>
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>	
0 år	0
5 år	203
10 år	333
15 år	393
20 år	426

<b>Deponi</b>	
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>	
Deponi och nyinköp av kalk	37,7
Oljeförbrukning	31,6
Ångproduktion	0
<b>Summa</b>	<b>69,28</b>
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>	
0 år	0
5 år	244
10 år	396
15 år	468
20 år	507

**Kapacitetsökning med eldriven calcineringsmodul**

<b>Grundinvestering [Mkr]:</b>	<b>Baskostnad</b>	<b>Bare Model Kostnad</b>	<b>Gräsrotskostnad</b>
Plasmagenerator	9,00	11,25	13,28
Cyklon 1	0,30	0,77	0,91
Cyklon 2 och reaktionskärn	0,80	2,05	2,42
VVX 3	0,10	0,33	0,39
VVX 4	0,05	0,15	0,18
VVX 5	0,05	0,15	0,18
VVX 6	0,08	0,25	0,30
Filter 1	0,43	1,37	1,62
Kompressor 1 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Kompressor 2 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Tork och släckare	8,00	8,00	9,44
<b>Summa</b>	<b>20,56</b>	<b>30,01</b>	<b>35,41</b>
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>			
Elförbrukning	8,1		
Oljeförbrukning	31,6		
Underhåll plasmageneratorn	0,5		
Ångproduktion	-2,2		
<b>Summa</b>	<b>37,9</b>		
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>			
0 år	35		
5 år	169		
10 år	241		
15 år	280		
20 år	302		
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>			
5 år	48		
10 år	44		
15 år	43		
20 år	43		

**Fullständig eldriven mesaombränning**

<b>Grundinvestering [Mkr]:</b>	<b>Baskostnad</b>	<b>Bare Model Kostnad</b>	<b>Gräsrotskostnad</b>
3 x Plasmagenerator (5MW)	36,00	45,00	53,10
Cyklon 1	1,50	3,85	4,54
Cyklon 2 och reaktionskärl	3,00	7,69	9,08
VVX 3	0,41	1,33	1,57
VVX 4	0,19	0,60	0,71
VVX 5	0,19	0,60	0,71
VVX 6	0,31	1,01	1,19
Filter 1	2,13	6,85	8,09
Kompressor 1 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Kompressor 2 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Tork och släckare	35,00	35,00	41,30
<b>Summa</b>	<b>80,48</b>	<b>107,62</b>	<b>126,99</b>
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>			
Elförbrukning	40,7		
Underhåll plasmagenerertorn	2,3		
Ångproduktion	-11,2		
<b>Summa</b>	<b>31,9</b>		
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>			
0 år	127		
5 år	239		
10 år	300		
15 år	333		
20 år	351		
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>			
5 år	68		
10 år	55		
15 år	51		
20 år	50		



**Enbart kombinerad mesatorn och ångsläckare**

<b>Grundinvestering [Mkr]:</b>	<b>Baskostnad</b>	<b>Bare Model Kostnad</b>	<b>Gräsrotskostnad</b>
Tork och släckare	35	35,00	41,30
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>			
Oljeförbrukning	33,8		
Ångproduktion	-4,2		
<b>Summa</b>	<b>29,6</b>		
<b>Nuvärde kostnad [Mkr]</b>			
0 år	41,30		
5 år	145		
10 år	193		
15 år	228		
20 år	247		
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>			
5 år	41		
10 år	36		
15 år	35		
20 år	35		

De två centrala enheterna i systemet, plasmareaktorn och tork- och släckapparaturen, är specifika för denna process. Ekonomisk information om denna typ av utrustning kan inte hittas i befintlig referenslitteratur. Kostnadsberäkningar för många av de övriga komponenterna kan inte heller beräknas med någon av de vanligaste kostnadsberäkningsmetoderna pga den höga temperaturen i systemet. Därför har följande bare module faktorer uppskattats från en tabell som härletts från Guthries metod [Truton mf]. För att beräkna gräsrotskostnaden för systemet har den i presenterade tillvägagångssättet följts.

Baskostnad = Inköpspris

Base Module Kostnad = Inköpspris och installationskostnad

Gräsrotskostnad = Base Module kost plus kostnader anknutna till byggnationer

### Bare Module Kostnad

Bare module kostnad inkluderar alla direkta and indirekta kostnader för en komponents installation [Turton mf]. Tabell Kostnadsindex för kemiteknisk anläggning på sida 1 har använts för att beräkna bare module kostnader. Följande ekvation har användes för att bestämma bare module kostnaden för det aktuella systemet:

$$\frac{C_{BM}}{C_{P,i}} = \frac{I_{BM}}{I_{P,i}} \Rightarrow C_{BM} = \frac{I_{BM} \cdot C_{P,i}}{I_{P,i}}$$

CBM = Bare model kostnad

Cp,i = Utrustningens inköpspris

IBM = All service och materiel som behövs vid installation (alltid 100%)

Ip,i = Service och material som ingår i priset

*Exempel på beräkning av bare module kostnaden för VVX 3:*

Cp,i = 0,1 Mkr

IBM = 100%

Ip,i = Utrustning (31%) = 31%

$$C_{BM} = \frac{0,1 \cdot 1}{0,31} \Rightarrow C_{BM} = 0,33$$

Den totala kostnaden för att installera VV3 är 0,33 Mkr.

### Grass Roots Beräkningen

Grass Roots beräkningar uppskattar kostnaden för att bygga en helt ny anläggning [Turton mf]. Den här kostnaden inkluderar alla kostnader som är nödvändiga för att kunna köra igång systemet.

$$C_{TM} = F_{GR} \cdot \sum_{i=1}^n C_{p,i}$$

FGR = faktor som inkluderar kostnader anknutna till byggnationer  
C<sub>p,i</sub> = Inköpspris för de största komponenterna

Exempel med plasmareaktorn:

FGR = 1,18  
CoBM,l = 0,33 Mkr

$$C_{TM} = 1,18 \cdot 0,33 = 0,39$$

Grass roots beräkningarna uppskattar kostnaden för plasmareaktorn till 0,39 Mkr.

### Nuvärdekostnad

För att beräkna nuvärdekostnaden har en funktion för nuvärdekostnad i Excel använts. Kalkylräntan har satts till 13%.

#### Annuitetsfaktor

A = annuitet  
NPV = nuvärdeskostnad  
r = ränta  
n = år

$$A = NPV \cdot \frac{r}{1 - (1 + r)^{-n}}$$



## **Bilaga A-5: Känslighetsanalys**

*5 Sidor*

## Bilaga A-5: Känslighetsanalys

Kalkylränta	13%
Annuitetsfaktor, 20 år	0,1424
Oljepris [öre/kWh]	0,23
Elpris [öre/kWh] [Tegel K]	0,35

### Känslighetsanalys av elpris

	investering	drift (30 öre/kWh)	drift (35 öre/kWh)	drift (40 öre/kWh)	drift (45 öre/kWh)	drift (50 öre/kWh)	drift (55 öre/kWh)	drift (60 öre/kWh)
Förtorkning med cyklontork	20	34	34	34	34	34	34	34
Ombränningsstation	0	58	58	58	58	58	58	58
Deponi	0	69	69	69	69	69	69	69
Nyinvestering av mesaugn	300	34	34	34	34	34	34	34
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul	35	36	37	39	40	41	42	43
Fullständig eldriven mesaombränning	127	24	30	35	41	47	53	59
Endast kombinerad mesatork och ångsläckare	41	30	30	30	30	30	30	30
<b>Elpris</b>		<b>0,3</b>	<b>0,35</b>	<b>0,4</b>	<b>0,45</b>	<b>0,5</b>	<b>0,55</b>	<b>0,6</b>
		Annuitet (30 öre)	Annuitet (35 öre)	Annuitet (40 öre)	Annuitet (45 öre)	Annuitet (50 öre)	Annuitet (55 öre)	Annuitet (60 öre)
Förtorkning med cyklontork		37	37	37	37	37	37	37
Ombränningsstation		58	58	58	58	58	58	58
Deponi		69	69	69	69	69	69	69
Ny mesaugn		77	77	77	77	77	77	77
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul		41	43	44	45	46	47	48
Fullständig eldriven mesaombränning		42	48	53	59	65	71	77
Endast kombinerad mesatork och ångsläckare		36	36	36	36	36	36	36

## Känslighetsanalys av energipris

	investering	drift	drift (energipris 120%)	drift (energipris 140%)	drift (energipris 160%)	drift (energipris 180%)	drift (energipris 200%)
Förtorkning med cyklontork	20	34	41	47	54	61	68
Ombränningsstation	0	58	69	81	92	104	116
Deponi	0	69	83	97	111	125	139
Ny mesaugn	300	34	41	47	54	61	68
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul	35	37	45	52	60	67	75
Fullständig eldriven mesaombränning	127	30	35	41	47	53	59
Endast kombinerad mesatork och ångsläckare	41	30	36	41	47	53	59
<b>Oljepris</b>		<b>0,23</b>	<b>0,276</b>	<b>0,322</b>	<b>0,368</b>	<b>0,414</b>	<b>0,46</b>
<b>Elpris</b>		<b>0,35</b>	<b>0,42</b>	<b>0,49</b>	<b>0,56</b>	<b>0,63</b>	<b>0,7</b>
		<b>Annuitet (100 %)</b>	<b>Annuitet (120 %)</b>	<b>Annuitet (140 %)</b>	<b>Annuitet (160 %)</b>	<b>Annuitet (180 %)</b>	<b>Annuitet (200 %)</b>
Förtorkning med cyklontork		37	43	50	57	64	70
Ombränningsstation		58	69	81	92	104	116
Deponi		69	83	97	111	125	139
Ny mesaugn		77	83	90	97	104	110
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul		43	50	58	65	72	80
Fullständig eldriven mesaombränning		48	54	59	65	71	77
Endast kombinerad mesatork och ångsläckare		36	41	47	53	59	65
<b>% av energipris</b>		<b>100%</b>	<b>120%</b>	<b>140%</b>	<b>160%</b>	<b>180%</b>	<b>200%</b>

### Känslighetsanalys av investeringskostnaden

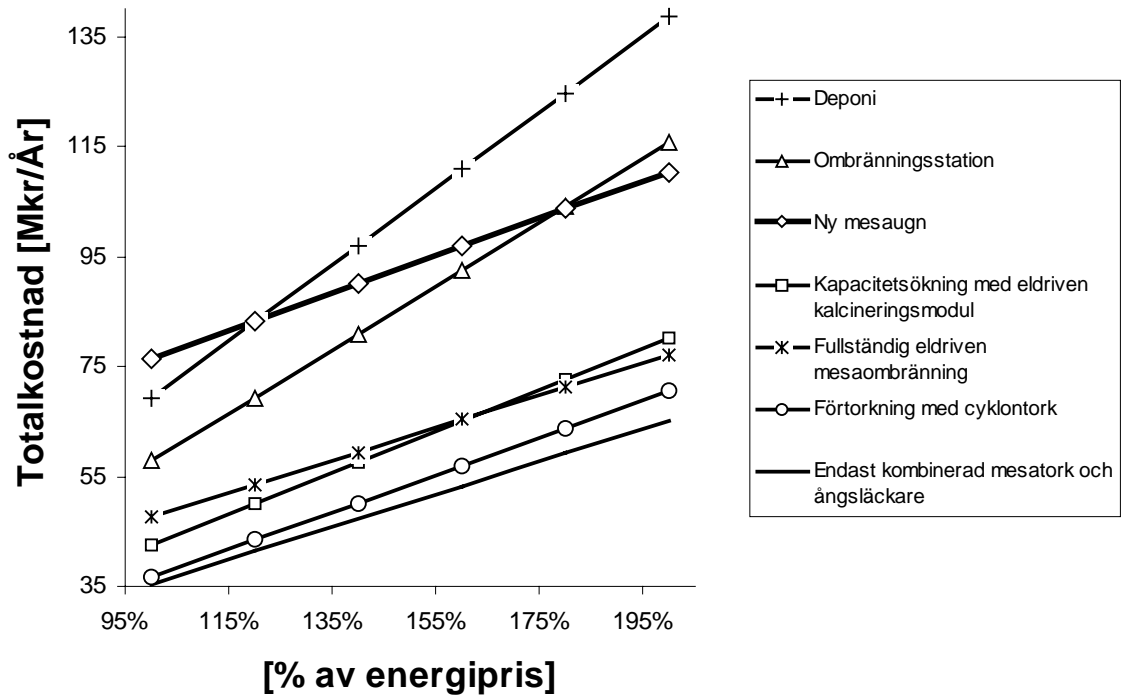
	drift	investering	annuitet (50%)	annuitet (75%)	annuitet (100%)	annuitet (125%)	annuitet (150%)
Förtorkning med cyklontork	34	20	35	36	37	37	38
Ombränningsstation	58	0	58	58	58	58	58
Deponi	69	0	69	69	69	69	69
Ny mesaugn	34	300	55	66	77	87	98
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul	38	35	40	42	43	44	46
Fullständig eldriven mesaombränning	32	127	41	45	50	54	59
Endast kombinerad mesatork och ångsläckare	30	41	33	34	36	37	38
<b>% av investeringskostnad</b>			<b>50%</b>	<b>75%</b>	<b>100%</b>	<b>125%</b>	<b>150%</b>

### Känslighetsanalys av kalkylräntan

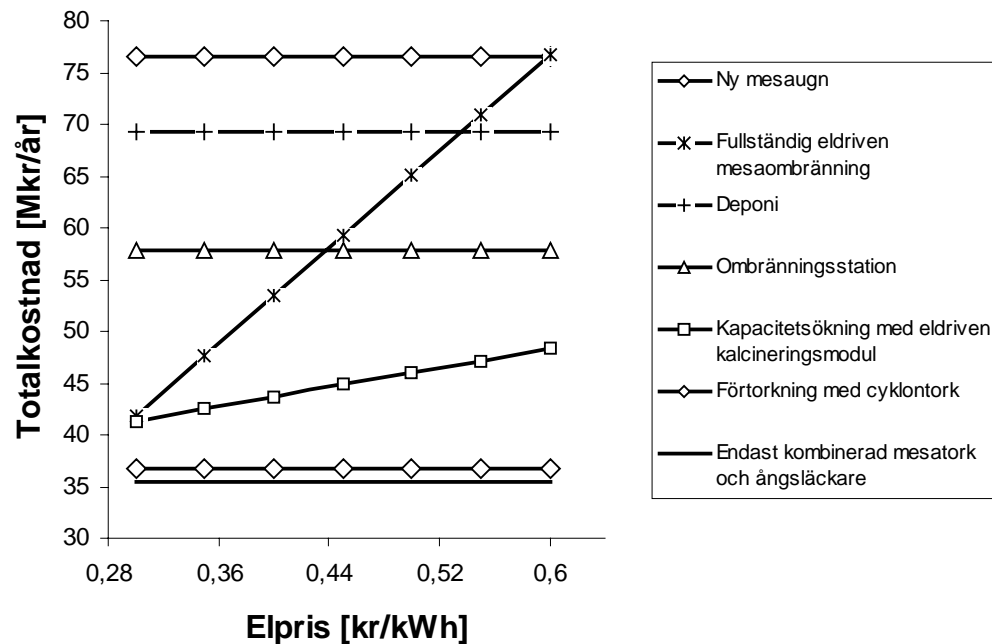
	drift	investering	annuitet (9%)	annuitet (11%)	annuitet (13%)	annuitet (15%)	annuitet (17%)	annuitet (19%)	annuitet (21%)
Förtorkning med cyklontork	34	20	36	36	37	37	37	38	38
Ombränningsstation	58	0	58	58	58	58	58	58	58
Deponi	69	0	69	69	69	69	69	69	69
Ny mesaugn	34	300	67	71	77	82	87	93	98
Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul	38	35	42	42	43	44	44	45	46
Fullständig eldriven mesaombränning	32	127	46	48	50	52	54	57	59
Endast kombinerad mesatork och ångsläckare	30	41	34	35	36	36	37	38	38
<b>Kalkylränta</b>			<b>9</b>	<b>11</b>	<b>13</b>	<b>15</b>	<b>17</b>	<b>19</b>	<b>21</b>
<b>Annuitetsfaktor, 20 år</b>			<b>0,1095</b>	<b>0,1256</b>	<b>0,1424</b>	<b>0,1598</b>	<b>0,1777</b>	<b>0,196</b>	<b>0,2147</b>



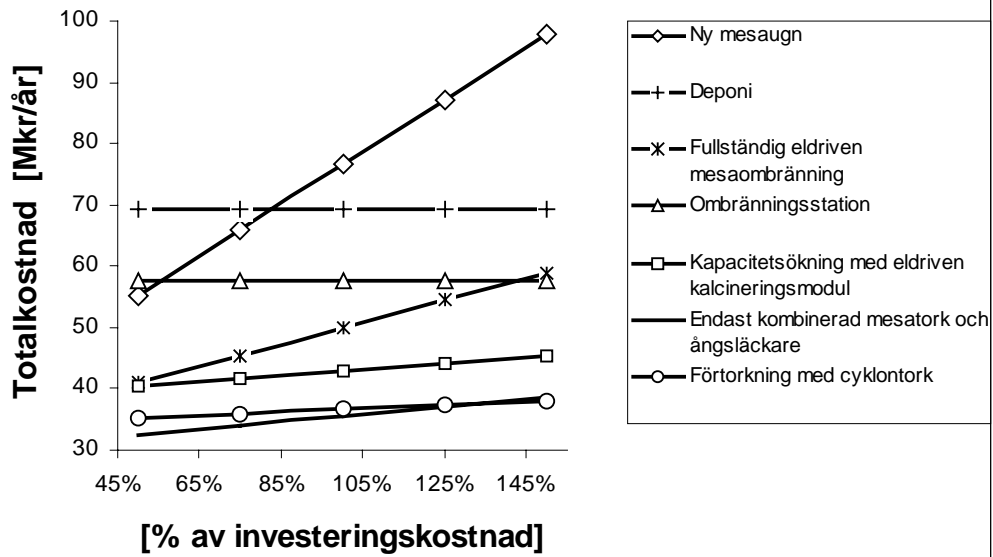
## Känslighetsanalys av energipris



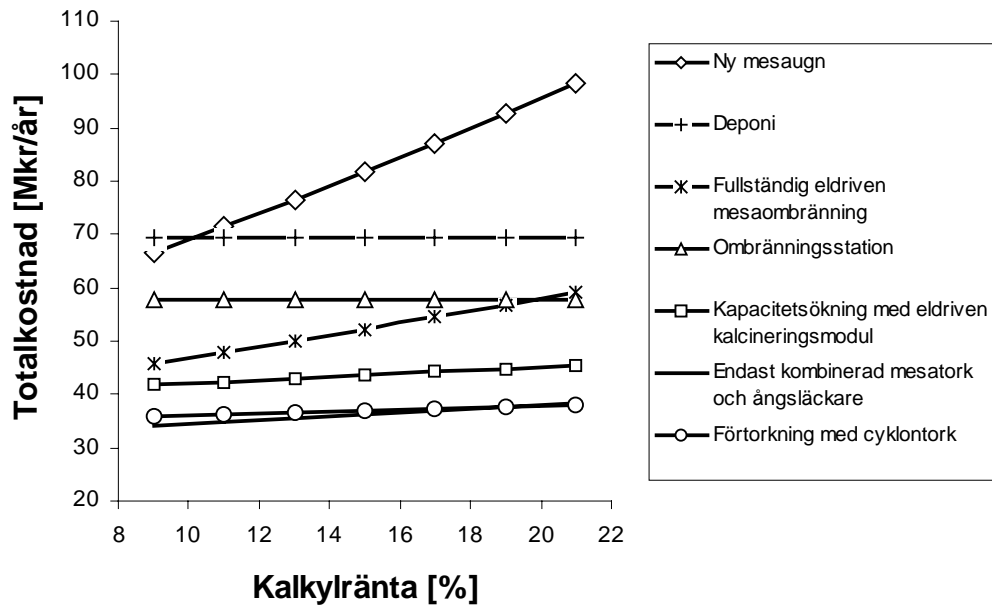
## Känslighetsanalys av elpris



## Känslighetsanalys av investeringskostnaden



## Känslighetsanalys av kalkylränta



# **Bilaga B:**

## Jämförelse mellan två processlösningar

**Bilaga B-1:** Fördelar med förvärmning av mesa.

**Bilaga B-2:** Beräkningar av ideala energi- och massbalanser - med förvärmning av mesa.

**Bilaga B-3:** Beräkningar av ideala energi- och massbalanser - utan förvärmning av mesa.

**Bilaga B-4:** Driftkostnad för ideal elkalcinering.

**Bilaga B-5:** Investeringsanalys för ideal elkalcinering.



## **Bilaga B-1: Fördelar med förvärmning av mesa**

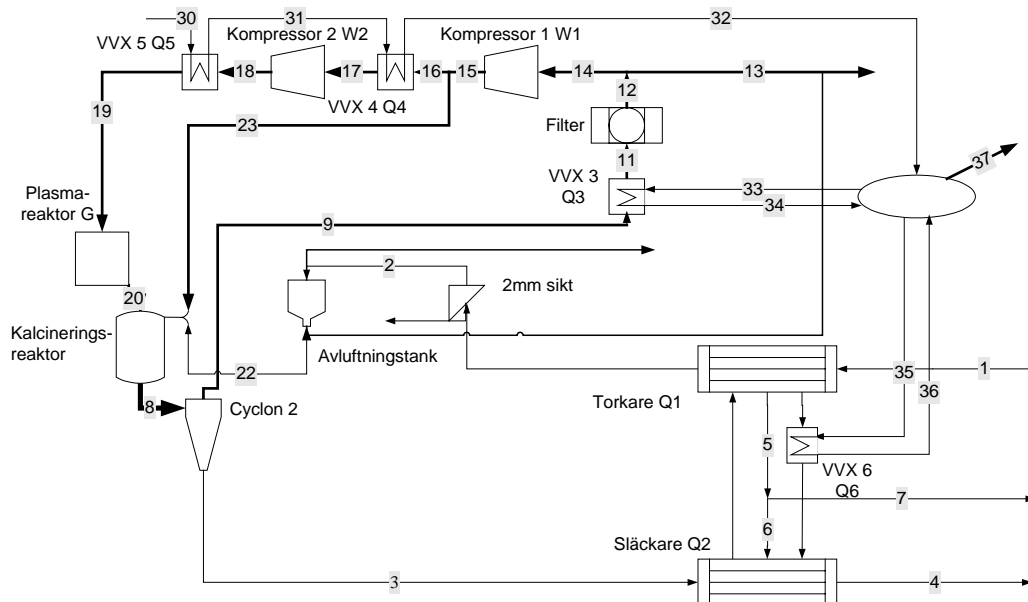
*3 Sidor*

## Bilaga B-1: Fördelar med förvärmning av mesa

I denna bilaga kommer processlösningen att jämföras mot en alternativ processlösning utan förvärmning av mesan. Energiförbrukningarna har beräknats med hjälp av material- och energibalanser som lösts med det kemitekniska beräkningsprogrammet EES. Samtliga resultat som redovisas i detta avsnitt baseras på ideala antaganden som återfinns tillsammans med en utförlig beskrivning av beräkningsgången i bilaga B-2 och B-3. Denna tekniska jämförelse kommer att ligga till grund för en ekonomisk jämförelse som belyser den ekonomiska vinsten med att inkludera förvärmning av mesa.

I processlösningen värmeväxlas den torra mesan mot den varma koldioxiden som lämnar kalcineringsreaktorn för att minska elbehovet till plasmageneratoren. När koldioxiden lämnar kalcineringsreaktorn är den ungefär 950°C varm. Värmen i denna ström överförs till mesan i en direktvärmeväxlare. Efter värmeväxlaren separeras koldioxiden från mesan i en cyklon innan mesan äntrar kalcineringsugnen. Antaget att värmeväxlingen sker idealt, och att både gas och fast fas således har samma temperatur då de lämnar cyklonen, beräknas den utgående temperaturen till ungefär 530°C (se bilaga B-3). Denna temperaturökning på mesan på ca 430°C minskar energibehovet till plasmageneratoren.

Den alternativa processlösningen utan förvärmning av mesa som åskådliggörs i figur 1 har ingen värmeväxlare och cyklon för förvärmning av mesan innan den äntrar kalcineringsreaktorn.

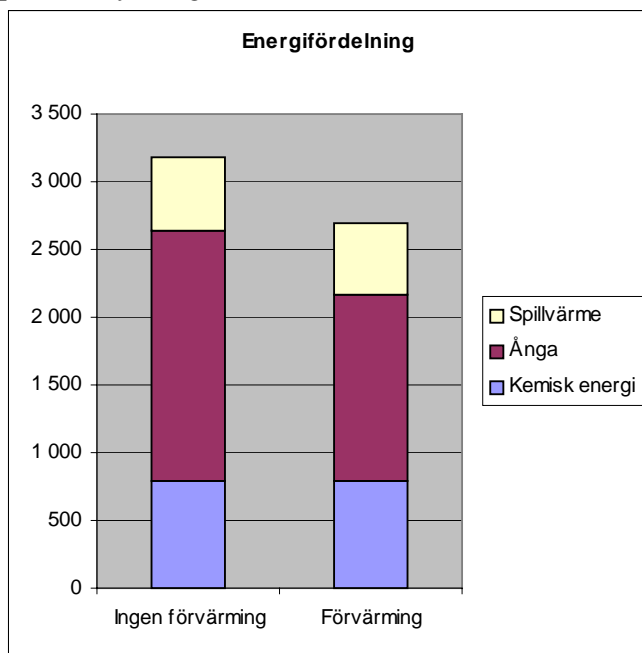


Figur 1. Processchema, utan förvärmning

Detta resulterar i ett större energibehov för plasmageneratoren. Den varma koldioxidströmmen som ska kylas i värmeväxlare 3 är dock mycket varmare (950 °C), så i den här uppställningen fås en större produktion av 4 bars ånga.

## Energijämförelse

Figur 2 ger en överskådlig bild över hur den till plasmageneratoren tillförda energin fördelas i de två processerna. De poster som delar på denna energi är kemisk energi, processånga, och spillvärme. I kemisk energi ingår den energi som åtgår i calcineringsreaktorn för att omvandla  $\text{CaCO}_3$  till  $\text{CaO}$  och  $\text{CO}_2$ . Spillvärmen tar hänsyn till de förluster som belastar systemet då den varma  $\text{CO}_2$ -gasen, överskottsvatten från torkare/släckare och även den varma produkten,  $\text{Ca(OH)}_2$ , passerar systemgränsen.



Figur 2. Grunduppställning

I figur 2 ses att endast ca 1/4 av den tillförda energin nyttiggörs som kemisk energi medan en mycket större del används för att producera processånga för båda fallen. Medan den kemiska energin är konstant, produceras lite mindre ånga när förvärmning av mesa är inkluderad. Den energi som försvinner som spillvärme är ungefär densamma för de båda processlösningarna.

Att en större del av den tillföra energin går till calcineringsreaktionen vid förvärmning av mesa talar för denna uppställning. Det primära syftet med processen är att ombränna mesa och inte att producera ånga. Därför värderas, ur en energimässig synvinkel, en effektiv mesaombränning högre än en stor produktion av processånga.

## Ekonomijämförelse

Med förvärmning av mesa minskar energibehovet till plasmageneratoren på grund av den temperaturökning som fås på mesan. Denna energibesparingen motsvarar ungefär 1,4 Mkr/år.

I uppställningen med förvärmning fås dock en något mindre produktion av 4 bars ånga jämfört med den enkla uppställningen. Den mindre produktionen av 4 bars ånga kan som en kostnad på ca 1,0 Mkr/år jämfört med den alternativa processlösningen.

Vid förvärmning av mesa uppkommer också ytterligare kostnader från den extra utrustning som behövs för värmeväxlingen. Denna utrustning består av en direktvärmeväxlare där koldioxiden och det fasta materialet kommer i god kontakt samt den extra cyklon som behövs för att avskilja mesan från koldioxiden före kalcineringsugnen. Kostnaden för utrustningen inklusive montering har approximerats till kostnaden för cyklonen som uppgår till ungefär 0,91 Mkr. I detta pris ingår dock inte monteringskostnaderna.

Underhållet har approximerats utifrån de båda alternativens respektive investeringskostnad samt plasmageneratorernas årliga energiförbrukning (se bilaga B-5). Det uppgår till 1,6 Mkr/år utan förvärmning och 1,5 Mkr/år med förvärmning.

I tabell 1 redovisas de olika kostnaderna för de båda alternativa lösningarna. Kostnaderna är angivna i årskostnader och är uträknade vid en avskrivningstid på 20 år och en kalkylränta på 13 %. Här ses att den totala besparingen för förvärmning av mesan uppgår till 0,3 Mkr/år.

*Tabell 1. Ekonomisk jämförelse*

	Ingen Förvärmning [Mkr/år]	Förvärmning [Mkr/år]
Elförbrukning	8,9	7,5
Ångproduktion	-3,8	-2,8
Utrustning	4,9	5,1
Underhåll	1,6	1,5
<b>Total</b>	<b>11,6</b>	<b>11,3</b>

Till detta resonemang bör hänsyn tas till de kostnader som tillkommer vid mesaförvärmning, beträffande apparatur. Eftersom den gasström som passerar cyklon 2 är mycket varmare än strömmen som passerar cyklon 1, kommer den förstnämnda cyklonen att ha sämre avskiljningsgrad än den sistnämnda. Det innebär att mer stoft kommer att följa med koldioxidströmmen upp vilket leder till en ökad kostnad, antingen genom ett extra filter innan värmeväxlare 3 eller genom en mindre avancerad- och partikelkänslig värmeväxlare som därför blir större och dyrare. Dessutom innebär den högre temperaturen på koldioxidströmmen att ett dyrare material behövs i värmeväxlaren, som även det fördyrar utrustningen [Bakke O J]. Prisuppgifter för dessa alternativ har inte framtagits. Påpekas kan dock att den beräknade ekonomiska skillnaden mellan de två alternativen beträffande utrustning är mindre än vad som uppgetts. Dessutom kommer ickeidealiteter, till exempel värmeförluster i plasmat, att gynna förvärmning av mesa. Det gör att den totala besparingen för förvärmning av mesan egentligen är större än 0,3 Mkr/år.

### Slutsats

Mot bakgrund till ovanstående resonemang bedöms förvärmning av mesan vara det alternativ som har störst möjligheter att verka konkurrenskraftigt. Följaktligen är det detta alternativ som har valts för noggrannare beräkningar i rapporten.



**Bilaga B-2: Beräkning av ideala energi- och massbalanser –med förvärmning av mesa**

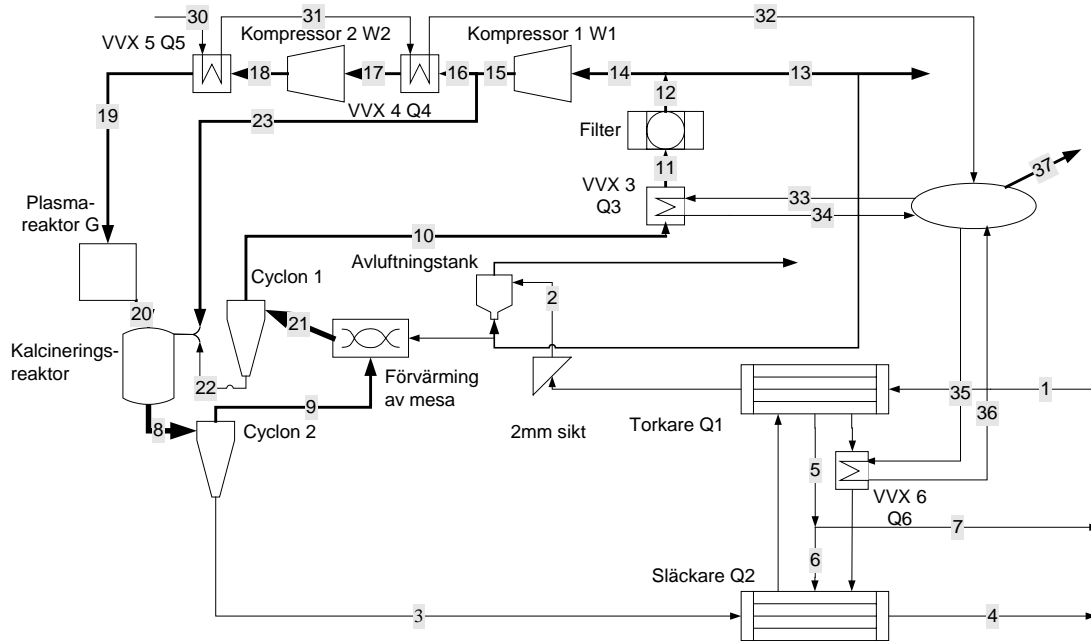
*11 Sidor*

## Bilaga B-2: Beräkning av ideala energi- och massbalanser –med förvärmning av mesa

**Syfte:** Beräkningarna i denna bilaga syftar till att beräkna ideala energibalanser över mesatorken, släckaren och kalcineringsprocessen med förvärmning av mesa.

### Beräkningsstrategi:

Schemat nedan visar strömmarna som använts i beräkningarna.



De två reaktionsentalpierna från kalcineringsreaktorn och släckaren,  $H_{reak}$  och  $H_{släk}$  respektive, fås genom att först ”kyla” reaktanterna  $H_r$  till  $25^\circ\text{C}$ , summera bildningsenergierna,  $h_f^\circ$  vid denna temperatur,  $H_{rp}$ , och slutligen ”värma” produkten,  $H_p$  till utgångstemperaturen. För släckaren blir det då:

$$Hs_r = m_3 \Delta h_3 + m_6 \Delta h_6$$

$$Hs_p = m_4 \Delta h_4$$

$$Hs_{rp} = m_4 h_{f\_Ca(OH)_2}^\circ - m_3 h_{f\_CaO}^\circ - m_6 h_{f\_H_2O}^\circ$$

$$h_{reak} = Hs_{rp} + Hs_p - Hs_r$$

Samma princip gäller för kalcineringsreaktorn.

Det molära flödet av  $\text{CaCO}_3$  räknas ut enligt:

$$n_{Ca} = \frac{(m_1 \cdot x_1)}{Mm_{CaCO_3}}$$

När det molära flödet är känt:

- fås  $m_2$  genom att anta att allt vatten försvinner i mesatorken
- fås  $m_3$  genom att anta att separationen i cyklonerna är ideal
- fås  $m_4$  och  $m_{13}$  (all bildad  $CO_2$  tas ut) genom att anta att båda reaktionerna är fullständiga

Detta möjliggör följande massbalanser:

Mesatorken (för att få  $m_5$ ):

$$m_1 = m_2 + m_5$$

Släckaren (för att få  $m_6$ ):

$$m_3 + m_6 = m_4$$

Överskottsvatten,  $m_7$ :

$$m_7 = m_5 - m_6$$

Kalcineringsreaktor (för att få  $m_8$ ):

$$m_{22} + m_{23} + m_{20} = m_8$$

Cyklon 2 (för att få  $m_9$ ):

$$m_8 = m_9 + m_3$$

Förvärmning av mesa (för att få  $m_{21}$ ):

$$m_2 + m_9 = m_{21}$$

Cyklon 1 (för att få mesaflödet,  $m_{22}$  och  $CO_2$  flödet,  $m_{10}$ )

$$m_2 = m_{22}$$

$$m_9 = m_{10}$$

Regenerering av  $CO_2$  (för att få  $m_{14}$ ):

$$m_{12} = m_{14} + m_{13}$$

Till slut, energibalanser:  
Mesatorken:

$$h_{h_2o} m_1 (1 - x_1) + h_{CaCO_3} m_1 x_1 + h_{mix1} + Q_1 = h_{CaCO_3} m_2 + h_{h_2o} m_5$$

Släckaren:

$$h_{CaO} m_3 + h_{h_2o} m_6 = h_{Ca(OH)_2} m_4 + h_{släk} m_4 + Q_2$$

VVX4:

$$m_9 h_{CO_2} = Q_3 + m_{11} h_{CO_2}$$

Kompressor 1 (antas vara adiabatisk):

$$m_{16} h_{CO_2} = Q_4 + m_{17} h_{CO_2}$$

Kompressor 2 (antas vara adiabatisk):

$$m_{14} h_{CO_2} + W_1 = +m_{15} h_{CO_2}$$

Plasmareaktor:

$$m_{19} h_{CO_2} + G = m_{20} h_{CO_2}$$

Kalcineringsreaktor:

$$m_2 h_{CaCO_3} + m_{23} h_{CO_2} + m_{20} h_{CO_2} = m_3 (h_{CaO} + h_{reakt}) + m_9 h_{CO_2}$$

Förvärmning av mesa:

$$m_2 h_2 + m_9 h_9 = m_{21} h_{21}$$

Entalpier för Ca-föreningarna och CO<sub>2</sub>-värdena med hög temperatur fås på följande sätt:

$$C_p = \frac{\delta h}{\delta T}$$

$$\Delta h = \int_{T_{ref}}^T C_p \delta T$$

$$\Delta h = A(T - T_{ref}) + \frac{B \cdot 10^{-3}}{2} (T^2 - T_{ref}^2) - C \cdot 10^{-3} (T^{-1} - T_{ref}^{-1})$$

**Givna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
$T_1 =$	273 + 60	K	Temperatur på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$T_2 =$	144 + 273	K	10°C temperaturskillnad i VVX6, TTC [Björn Floeng]
$T_3 =$	950 + 273	K	Temperatur, givet från förstudie [Westermark, M.]
$T_4 =$	105 + 273	K	Temperatur på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$T_8 =$	950 + 273	K	Temperatur, givet från förstudie [Westermark, M.]
$T_9 =$	950 + 273	K	Temperatur, givet från förstudie [Westermark, M.]
$T_{11} =$	$T_{33} + 10$	K	10°C temperaturskillnad i VVX3, TTC [Björn Floeng]
$T_{19} =$	100 + 273	K	Maxtemperatur på CO <sub>2</sub> in i plasmagenerator, givet från [Thörnblom J]
$T_{30} =$	90 + 273	K	Temperatur på spillvattenstamman, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$p_1 =$	1	bar	Trycket på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$P_{19} =$	4	bar	Trycket på CO <sub>2</sub> efter kompressorn, givet från [Thörnblom J]
$P_{30-37} =$	4	bar	Tryck på spillvattenstamman och ångstamman, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$x =$	0,75		Torrhalt på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$m_{\text{mesa}} =$	15000/3600*y	kg/s	Mesaflöde, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$m_{23} =$	0,05 • $m_{\text{CaCO}_3}$	kg/s	Innsprutnings CO <sub>2</sub> flöde, givet från [Thörnblom J]
$m_{16} =$	6000/3600	kg/s	Plasmagenerator CO <sub>2</sub> flöde, beräknat från [Thörnblom J]
$M_{\text{mCaCO}_3} =$	100,0892	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_{\text{mCaO}} =$	56,0794	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_{\text{mCa(OH)}_2} =$	74,0946	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$T_{\text{ref}}$	25 + 273	K	Referenstemperatur, givet från [Perry's]
Omv	4,184	kJ/kcal	Omvandlingsfaktor kilokalorier till kilojoule, givet från [Perry's]
$H \text{ CaCO}_3 =$	A = 104,516 B = 21,924 C = -2,594	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{ CaO} =$	A = 50,417 B = 4,184 C = -0,849	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{ CO}_2 =^*$	A = 51,128 B = 4,368 C = -1,469	kcal/mol K	$C_p=A+B\cdot 10^{-3}\cdot T+C\cdot 10^6\cdot T^{-2}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{ Ca(OH)}_2 =$	A = 101,788 B = 17,987 C = -1,736	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{ CaSO}_4 =$	A = 70,208 B = 98,742 C = 0	kcal/mol	$H=AT+B\cdot 10^{-3}/2\cdot T^2+C\cdot 10^{-3}\cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$h_f^\circ \text{ CaO} =$	-151,9	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h_f^\circ \text{ Ca(OH)}_2 =$	-235,80	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]

\* EES Beräknar inte värde för CO<sub>2</sub> vid temperaturer över 1100 K.

$h_f^{\circ} \text{CO}_2 =$	-94,0518	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h_f^{\circ} \text{H}_2\text{O} =$	-57,7979	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h_f^{\circ} \text{CaCO}_3 =$	-288,47	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]

**Antagna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
Y	1/4		Antaget andel av mesaflödet som behöver elkalcineras
$m_{12}$	0,9268	kg/s	Antaget ingen filterförlust
$T_2 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_3 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklonen
$T_5 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_6 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_7 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_9 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklonen

**Övriga antaganden:**

- Systemet är i jämvikt
- Inga värmeförluster till omgivningen
- Försumbar förändring i kinetisk och potentiell energi
- Konstant kvalitet och densitet på mesan, inga inerta mineral ingår
- Antaget att avskiljningen är ideal i ett första steg, dvs antalet mol Ca i ström 1 = mol Ca i ström 3
- Båda cyklonerna är ideala
- Antaget att vatten inte adsorberar till  $\text{CaCO}_3$  eller  $\text{Ca(OH)}_2$
- Kalcineringsreaktionen sker fullständigt
- Släckningsreaktionen sker fullständigt

**Resultat från ESS Programmet:**

Enheter: Massa = m (kg/s), Tryck = P (bar), Temperatur = T (K), Värme = Q (kW),  
Arbete = W(kW)

G=2 614 kW Effekten på plasmagenerator

	$m_i$	$T_i$	$P_i$	$W_i$	$Q_i$
1	1,389	333	1	60,18	888,5
2	1,042	378	1	21,67	1764
3	0,5836	1223			394,8
4	0,7711	446,8			70,79
5	0,3472	378			26,19
6	0,1875	378			875,3
7	0,1597	378			
8	1,51	1223			
9	0,9268	1223			
10	0,9268	801,4	1		

11	0,9268	426,8	1		
12	0,9268	426,8			
13	0,458	426,8	1		
14	0,4687	426,8	1		
15	0,4687	554,5	2,5		
16	0,4167	554,5	2,5		
17	0,4167	383,7	2,5		
18	0,4167	438,9	4		
19	0,4167	373	4		
20	0,4167				
21	1,968	801,4			
22	1,042	801,4			
23	0,05208	554,5			
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30	0,5788	363			
31		373,7			
32		402,6			
33	0,1799	402,6			
34		416,8			
35	0,3989	402,6			
36		416,8			
37		416,8			

**ESS Programmet:**

{!Ingående komponenter}

{a=CaCO<sub>3</sub>

b=H<sub>2</sub>O

c=CaO

d=CO<sub>2</sub>

e=Ca(OH)<sub>2</sub>}

{!Kända temperaturer}

T[1]=60+273                    {[K]}

T[2]=105+273                 {[K]}

T[3]=950+273                {[K]}

T[4]=T[37]+30                {[K]}

T[8]=950+273                {[K]}

T[9]=950+273                {[K]}

T[10]=T[21]                    {[K]}

T[11]=T[37]+10                {[K]}

T[12]=T[11]                    {[K]}

T[13]=T[11]                    {[K]}  
T[14]=T[11]                    {[K]}  
T[16]=T[15]                    {[K]}  
T[17]=T[31]+10                {[K]}  
T[19]=T[30]+10                {[K]}  
T[22]=T[21]                    {[K]}  
T[23]=T[15]                    {[K]}  
T[30]=90+273                   {[K]}  
T[33]=T[32]                    {[K]}  
T[34]=T[37]                    {[K]}  
T[35]=T[33]                    {[K]}  
T[36]=T[37]                    {[K]}  
T[37] = temperature(STEAM\_NBS;x=1;P=4)

{Temperaturer efter adiabatisk kompression,  
T<sub>ut</sub> = T<sub>in</sub>\*(P<sub>ut</sub>/P<sub>in</sub>)<sup>((k-1)/k)</sup>, antagande k=1.4}  
k=1,4  
T[15]=T[14]\*(P[15]/P[14])<sup>((k-1)/k)</sup>  
T[18]=T[17]\*(P[18]/P[17])<sup>((k-1)/k)</sup>

{Antagen temperatur i strömmarna som lämnar torken}

T[5]=T[2]                        {[K]}  
T[6]=T[5]                        {[K]}  
T[7]=T[5]                        {[K]}

{!Kända tryck}

P[1]=1                            {[bar]}  
P[2]=1                            {[bar]}  
P[10]=1                           {[bar]}  
P[13]= P[10]                      {[bar]}  
P[14]=1                           {[bar]}  
P[15]=2,5                         {[bar]}  
P[16]=P[15]                       {[bar]}  
P[18]=4                            {[bar]}

{Inga tryckfall i värmeväxlare}

P[11] = P[10]                    {[bar]}  
P[17] = P[15]                    {[bar]}  
P[19] = P[18]                    {[bar]}

{!Kända massflöden}

x[1]=0,75  
Y = 1/4  
m[1] = 15000/x[1]/3600\*Y        {[kg/s]}  
m[16] = 6000/3600\*Y            {[kg/s]}



{ Insprutat CO<sub>2</sub> , 0,05 kg / kg mesa }  
 $m[23]=0,05 * m[2] \quad \{[kg/s]\}$

{ Antagen ingen filterförlust }  
 $m[11] = m[12] \quad \{[kg/s]\}$

{ Antagen ingen förlust i värmeväxlarna }  
 $m[10]=m[11] \quad \{[kg/s]\}$   
 $m[16]=m[17] \quad \{[kg/s]\}$   
 $m[18]=m[19] \quad \{[kg/s]\}$

{ Antagen ingen förlust i cyklon 1 }  
 $m[2]=m[22] \quad \{(mesa)\}$   
 $m[10]=m[9] \quad \{(CO_2)\}$

{ Antagen ingen förlust i plasmageneratoren }  
 $m[19]=m[20] \quad \{[kg/s]\}$

{ Antagen ingen förlust i kompressorna }  
 $m[15]=m[14] \quad \{[kg/s]\}$   
 $m[18]=m[17] \quad \{[kg/s]\}$

{!Beräkning av reaktionsvärmnet }  
 {Hf= bildningsvärme kJ/kg }  
 $Hfa=-288,45*10^3*Omv/Mm\_CaCO_3 \quad \{[kJ/kg]\}$   
 $Hfb=-68,3174*10^3*Omv/Mm\_H_2O \quad \{[kJ/kg]\}$   
 $Hfc=-151,9*10^3*Omv/Mm\_CaO \quad \{[kJ/kg]\}$   
 $Hfd=-94,0518*10^3*Omv/Mm\_CO_2 \quad \{[kJ/kg]\}$   
 $Hfe=-235,80*10^3*Omv/Mm\_CaO_2H_2 \quad \{[kJ/kg]\}$

{Reaktionsvärmnet för släckaren }  
 $Hs_r=m[3]*H\_CaO[3]+m[6]*H\_H_2O[3] \quad \{[kJ/s]\}$   
 $Hs_p = m[4]*H\_CaO_2H_2[3] \quad \{[kJ/s]\}$   
 $Hs_{rp} = m[4]*Hfe - m[3]*Hfc - n\_Ca*Mm\_H_2O*Hfb \quad \{[kJ/s]\}$   
 $m[4] * H_{släck}=Hs_{rp}+Hs_p - Hs_r \quad \{[kJ/kg Ca(OH)_2]\}$

{Reaktionsvärmnet för reaktorn }  
 $Hr_r=m[2]*H\_CaCO_3[8] \quad \{[kJ/s]\}$   
 $Hr_p = n\_Ca*Mm\_CaO*H\_CaO[8]+n\_Ca*Mm\_CO_2*H\_CO_2[8] \quad \{[kJ/s]\}$   
 $Hr_{rp} = n\_Ca*Mm\_CaO*Hfc + n\_Ca*Mm\_CO_2*Hfd - m[2]*Hfa \quad \{[kJ/s]\}$   
 $m[3] * H_{reakt}=Hr_{rp} + Hr_p - Hr_r \quad \{[kJ/kg CaO]\}$

{!Antag att avskiljningen är ideal i ett första steg, dvs antalet mol Ca i ström 1= mol Ca i ström 3 }  
 $n\_Ca=(m[1]*x[1])/Mm\_CaCO_3 \quad \{[kmol/s]\}$

{!Molbalanser}

$$\begin{aligned} n_{Ca} &= m[2] / Mm_{CaCO3} && \{\text{molbalans för ström 2}\} \\ n_{Ca} &= m[3] / Mm_{CaO} && \{\text{molbalans för ström 3}\} \\ n_{Ca} &= m[4] / Mm_{CaO2H2} && \{\text{molbalans för ström 4}\} \\ n_{Ca} &= m[13] / Mm_{CO2} && \{\text{molbalans för ström 13}\} \end{aligned}$$

{!Materialbalanser}

$$\begin{aligned} m[1] &= m[2] + m[5] && \{\text{mesatorken}\} \\ m[3] + m[6] &= m[4] && \{\text{släckaren}\} \\ m[7] &= m[5] - m[6] && \{\text{överskottsvatten}\} \\ m[9] + m[2] &= m[21] && \{\text{förvärmning av mesa}\} \\ m[22] + m[23] + m[20] &= m[8] && \{\text{kalcineringsreaktor}\} \\ m[8] &= m[3] + m[9] && \{\text{cyklon 2}\} \\ m[12] &= m[13] + m[14] && \{\text{regenerering av CO2}\} \end{aligned}$$

{!Energibalanser}

$$\begin{aligned} H_{CaCO3[1]} * m[1] * x[1] + H_{H2O[1]} * m[1] * (1 - x[1]) + Q[1] &= H_{H2O[5]} * m[5] + H_{CaCO3[2]} * m[2] && \{\text{mesatorken}\} \\ H_{CaO[3]} * m[3] + H_{H2O[6]} * m[6] &= H_{CaO2H2[4]} * m[4] + m[4] * H_{släck} + Q[2] \end{aligned}$$

$$H_{CO2[9]} * m[9] + H_{CaCO3[2]} * m[2] = m[9] * H_{CO2[21]} + m[2] * H_{CaCO3[21]}$$

$$\begin{aligned} m[10] * H_{CO2[10]} &= Q[3] + m[11] * H_{CO2[11]} \\ m[16] * H_{CO2[16]} &= Q[4] + m[17] * H_{CO2[17]} \\ m[18] * H_{CO2[18]} &= Q[5] + m[19] * H_{CO2[19]} \\ m[14] * H_{CO2[14]} + W[1] &= m[15] * H_{CO2[15]} \\ m[17] * H_{CO2[17]} + W[2] &= m[18] * H_{CO2[18]} \\ m[19] * H_{CO2[19]} + G &= m[20] * H_{CO2[20]} \\ m[22] * H_{CaCO3[22]} + m[23] * H_{CO2[23]} + m[20] * H_{CO2[20]} &= m[3] * (H_{CaO[3]} + H_{reakt}) + m[9] * H_{CO2[9]} \end{aligned}$$

$$\text{kont} = G / (V * m[17] * 3600)$$

{!Beräkning av mängd processånga}

$$\begin{aligned} Q[6] &= Q[2] - Q[1] \\ Q_{eff} &= Q[2] - Q[1] + Q[3] + Q[4] + Q[5] \\ Q_{eff} &= m[30] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; P=4; x=1) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=363; P=4)) \\ Q[5] &= m[30] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[31]; P=4) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[30]; P=4)) \\ Q[4] &= m[30] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[32]; P=4) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[31]; P=4)) \\ Q[3] &= m[33] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; P=4; x=1) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[33]; P=4)) \\ Q[6] &= m[35] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; P=4; x=1) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[35]; P=4)) \end{aligned}$$

{ % }

{!Molmassor [kg/mol]}

Mm\_CaCO3=100,0892      {[kg/mol]}

Mm\_CaO=56,0794      {[kg/mol]}

Mm\_CaO2H2 = 74,0946      {[kg/mol]}

Mm\_H2O=molarmass(H2O)

Mm\_CO2=molarmass(CARBONDIOXIDE)

{!Omvändlingsfaktor kilocalorier till kilojoule}

Omv=4,184      {[kJ/kcal]}

{!Temperaturberoende värmecapacitet, Cp=A+B\*E-3\*T+C\*E6\*T^-2 {[kJ/kmol,K]}}

Aa=104,516

Ba=21,924

Ca=-2,594

Ac=50,417

Bc=4,184

Cc=-0,849

Ad=51,128

Bd=4,368

Cd=-1,469

Ae=101,788

Be=17,987

Ce=-1,736

{!Entalpier}

T\_ref = 273 + 25

H\_CaCO3[1]=(Aa\*(T[1]-T\_ref)+Ba\*10^(-3)\*(T[1]^2-T\_ref^2)/2-Ca\*10^6\*(T[1]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3      {[kJ/kg]}

H\_H2O[1]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[1];P=P[1])-enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1])      {omställer till ref 25C}

H\_CaCO3[2]=(Aa\*(T[2]-T\_ref)+Ba\*10^(-3)\*(T[2]^2-T\_ref^2)/2-Ca\*10^6\*(T[2]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaCO3      {[kJ/kg]}

H\_CaO[3]=(Ac\*(T[3]-T\_ref)+Bc\*10^(-3)\*(T[3]^2-T\_ref^2)/2-Cc\*10^6\*(T[3]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO      {[kJ/kg]}

H\_CaO2H2[3]=(Ae\*(T[3]-T\_ref)+Be\*10^(-3)\*(T[3]^2-T\_ref^2)/2-Ce\*10^6\*(T[3]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO2H2      {[kJ/kg]}

H\_H2O[3]=enthalpy(STEAM\_NBS;T=T[3];P=P[1])-enthalpy(STEAM\_NBS;T=T\_ref;P=P[1])      {[kJ/kg]}

H\_CaO2H2[4]=(Ae\*(T[4]-T\_ref)+Be\*10^(-3)\*(T[4]^2-T\_ref^2)/2-Ce\*10^6\*(T[4]^(-1)-T\_ref^(-1)))/Mm\_CaO2H2      {[kJ/kg]}

$$H_{H_2O[4]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[4]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{\text{ref}}; P=P[1])$$

$$H_{H_2O[5]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[5]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{\text{ref}}; P=P[1])$$

$$H_{H_2O[6]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[6]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{\text{ref}}; P=P[1])$$

$$H_{H_2O[7]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[7]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{\text{ref}}; P=P[1])$$

$$H_{CaO[8]} = (A_c * (T[8] - T_{\text{ref}}) + B_c * 10^{-3} * (T[8]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_c * 10^6 * (T[8]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CaO} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CaCO_3[8]} = (A_a * (T[8] - T_{\text{ref}}) + B_a * 10^{-3} * (T[8]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_a * 10^6 * (T[8]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CaCO_3} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO_2[8]} = (A_d * (T[8] - T_{\text{ref}}) + B_d * 10^{-3} * (T[8]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_d * 10^6 * (T[8]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CO_2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO_2[9]} = (A_d * (T[9] - T_{\text{ref}}) + B_d * 10^{-3} * (T[9]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_d * 10^6 * (T[9]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CO_2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO_2[10]} = (A_d * (T[10] - T_{\text{ref}}) + B_d * 10^{-3} * (T[10]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_d * 10^6 * (T[10]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CO_2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO_2[11]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[11]; P=P[10])$$

$$H_{CO_2[14]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[14]; P=P[14])$$

$$H_{CO_2[15]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[15]; P=P[15])$$

$$H_{CO_2[16]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[16]; P=P[16])$$

$$H_{CO_2[17]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[17]; P=P[17])$$

$$H_{CO_2[18]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[18]; P=P[18])$$

$$H_{CO_2[19]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[19]; P=P[19])$$

$$H_{CO_2[21]} = (A_d * (T[21] - T_{\text{ref}}) + B_d * 10^{-3} * (T[21]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_d * 10^6 * (T[21]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CO_2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CaCO_3[21]} = (A_a * (T[21] - T_{\text{ref}}) + B_a * 10^{-3} * (T[21]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_a * 10^6 * (T[21]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CaCO_3} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CaCO_3[22]} = (A_a * (T[22] - T_{\text{ref}}) + B_a * 10^{-3} * (T[22]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - C_a * 10^6 * (T[22]^{-1} - T_{\text{ref}}^{-1})) / M_m_{CaCO_3} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO_2[23]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[23]; P=P[14])$$

{!Specifik volym för koldioxid för koldioxid vid 273 K och 1 bar}

$$V = \text{volume}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=273; P=P[1])$$

## **Bilaga B-3: Beräkning av ideala energi- och massbalanser –utan förvärmning av mesa**

11 Sidor



När det molära flödet är känt:

- fås  $m_2$  genom att anta att allt vatten försvinner i mesatorken
- fås  $m_3$  genom att anta att separationen i cyklonen är ideal
- fås  $m_4$  och  $m_{15}$  (all bildad  $\text{CO}_2$  tas ut) genom att anta att båda reaktionerna är fullständiga

Detta möjliggör följande massbalanser:

Mesatorken (för att få  $m_5$ ):

$$m_1 = m_2 + m_5$$

Släckaren (för att få  $m_6$ ):

$$m_3 + m_6 = m_4$$

Överskottsvatten,  $m_7$ :

$$m_7 = m_5 - m_6$$

Kalcineringsreaktor (för att få  $m_8$ ):

$$m_2 + m_{23} + m_{20} = m_8$$

Cyklon (för att få  $m_9$ ):

$$m_8 = m_9 + m_3$$

Regenerering av  $\text{CO}_2$  (för att få  $m_{14}$ ):

$$m_{12} = m_{14} + m_{13}$$

Till slut, energibalanser:

Mesatorken:

$$h_{h_2o} m_1 (1 - x_1) + h_{CaCO_3} m_1 x_1 + h_{mix1} + Q_1 = h_{CaCO_3} m_2 + h_{h_2o} m_5$$

Släckaren:

$$h_{CaO} m_3 + h_{h_2o} m_6 = h_{Ca(OH)_2} m_4 + h_{släk} m_4 + Q_2$$

VVX3:

$$m_9 h_{CO_2} = Q_3 + m_{11} h_{CO_2}$$

VVX4:

Bilaga B-3  
Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

$$m_{16}h_{CO_2} = Q_4 + m_{17}h_{CO_2}$$

Kompressor 1 (antas vara adiabatisk):

$$m_{14}h_{CO_2} + W_1 = m_{15}h_{CO_2}$$

Kompressor 2 (antas vara adiabatisk):

$$m_{17}h_{CO_2} + W_2 = m_{18}h_{CO_2}$$

Plasmareaktor:

$$m_{19}h_{CO_2} + G\eta_{plasma} = m_{20}h_{CO_2}$$

Kalcineringsreaktor:

$$m_2h_{CaCO_3} + m_{23}h_{CO_2} + m_{20}h_{CO_2} = m_3(h_{CaO} + h_{reakt}) + m_9h_{CO_2}$$

Entalpier för Ca-föreningarna och CO<sub>2</sub>-värdena med hög temperatur fås på följande sätt:

$$C_p = \frac{\delta h}{\delta T}$$

$$\Delta h = \int_{T_{ref}}^T C_p \delta T$$

$$\Delta h = A(T - T_{ref}) + \frac{B \cdot 10^{-3}}{2}(T^2 - T_{ref}^2) - C \cdot 10^{-3}(T^{-1} - T_{ref}^{-1})$$

**Givna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
T <sub>1</sub> =	273 + 60	K	Temperatur på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
T <sub>2</sub> =	144 + 273	K	10°C temperaturskillnad i VVX6, TTC [Björn Floeng]
T <sub>3</sub> =	950 + 273	K	Temperatur, givet från förstudie [Westermark, M.]
T <sub>4</sub> =	105 + 273	K	Temperatur på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
T <sub>8</sub> =	950 + 273	K	Temperatur, givet från förstudie [Westermark, M.]
T <sub>9</sub> =	950 + 273	K	Temperatur, givet från förstudie [Westermark, M.]
T <sub>11</sub> =	T <sub>33</sub> + 10	K	10°C temperaturskillnad i VVX3, TTC [Björn Floeng]
T <sub>19</sub> =	100 + 273	K	Maxtemperatur på CO <sub>2</sub> in i plasmagenerator, givet från [Thörnblom J]
T <sub>30</sub> =	90 + 273	K	Temperatur på spillvattenstamman, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
p <sub>1</sub> =	1	bar	Trycket på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]



Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

$P_{19} =$	4	bar	Trycket på CO <sub>2</sub> efter kompressorn, givet från [Thörnblom J]
$P_{30-37} =$	4	bar	Tryck på spillvattenstamman och ångstamman, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$x =$	0,75		Torrhalt på mesa, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$m_{\text{mesa}} =$	15000/3600*y	kg/s	Mesaflöde, givet från StoraEnso Skoghall [Ida Nilsson]
$m_{23} =$	0,05 • $m_{\text{CaCO}_3}$ [1]	kg/s	Innsprutnings CO <sub>2</sub> flöde, givet från [Thörnblom J]
$m_{16} =$	6000/3600	kg/s	Plasmagenerator CO <sub>2</sub> flöde, beräknat från [Thörnblom J]
$M_m \text{CaCO}_3 =$	100,0892	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_m \text{CaO} =$	56,0794	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$M_m \text{Ca(OH)}_2 =$	74,0946	kmol/kg	Molmassa, givet från [Perry's]
$T_{\text{ref}}$	25 + 273	K	Referenstemperatur, givet från [Perry's]
$\text{Omv}$	4,184	kJ/kcal	Omvandlingsfaktor kilokalorier till kilojoule, givet från [Perry's]
$H \text{CaCO}_3 =$	A = 104,516 B = 21,924 C = -2,594	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CaO} =$	A = 50,417 B = 4,184 C = -0,849	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CO}_2 =^*$	A = 51,128 B = 4,368 C = -1,469	kcal/mol K	$C_p = A + B \cdot 10^{-3} \cdot T + C \cdot 10^{-6} \cdot T^{-2}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{Ca(OH)}_2 =$	A = 101,788 B = 17,987 C = -1,736	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$H \text{CaSO}_4 =$	A = 70,208 B = 98,742 C = 0	kcal/mol	$H = AT + B \cdot 10^{-3} / 2 \cdot T^2 + C \cdot 10^{-3} \cdot T^{-1}$ Entalpivärde, givet från Thermochemical Properties [Knacke, Kubashewski, Hesselmann]
$h^\circ_f \text{CaO} =$	-151,9	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{Ca(OH)}_2 =$	-235,80	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{CO}_2 =$	-94,0518	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{H}_2\text{O} =$	-57,7979	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]
$h^\circ_f \text{CaCO}_3 =$	-288,47	kcal/mol	Bildningsvärme, givet från Ch. Process Principles [Haugen, Watson, Ragatz]

**Antagna data:**

Parameter	Värde	Enhet	Referens
Y	1/4		Antaget andel av mesaflödet som behöver elkalcineras
$m_{12}$	0,9268	kg/s	Antaget ingen filterförlust
$T_2 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_3 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklonen
$T_5 =$	105 + 273	K	Antaget konstant temperatur från torken
$T_6 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_7 =$	105 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i rör
$T_9 =$	950 + 273	K	Antaget inga värmeförluster i cyklonen

\* EES Beräknar inte värde för CO<sub>2</sub> vid temperaturer över 1100 K.

**Övriga antaganden:**

- Systemet är i jämvikt
- Inga värmeförluster till omgivningen
- Försumbar förändring i kinetisk och potentiell energi
- Konstant kvalitet och densitet på mesan, inga inerta mineral ingår
- Antaget att avskiljningen är ideal i ett första steg, dvs antalet mol Ca i ström 1= antalet mol Ca i ström 3
- Antaget att vatten inte adsorberar till CaCO<sub>3</sub> eller Ca(OH)<sub>2</sub>
- Kalcineringsreaktionen sker fullständigt
- Släckningsreaktionen sker fullständigt

**Resultaten från EES programmet:**

Enheter: Massa = m (kg/s), Temperatur = T (K), Värme = Q (kW), Arbete = W(kW),  
Tryck = P (bar)

Effekten på plasmagenerator:

G=3094 kW

	M <sub>i</sub>	P <sub>i</sub>	T <sub>i</sub>	Q <sub>i</sub>	W <sub>i</sub>
1	1,389	1	333	888,5	60,18
2	1,042	1	378	1764	21,42
3	0,5836		1223	870,5	
4	0,7711		446,8	72,04	
5	0,3472		378	24,69	
6	0,1875		378	875,3	
7	0,1597		378		
8	1,51		1223		
9	0,9268	1	1223		
10					
11	0,9268	1	426,8		
12	0,9268		426,8		
13	0,458		426,8		
14	0,4687	1	426,8		
15	0,4687	2,5	554,5		
16	0,4167	2,5	554,5		
17	0,4167	2,5	380,5		
18	0,4167	4	435,2		
19	0,4167	4	373		
20	0,4167				
21					
22					
23	0,05208		554,5		
24					
25					
26					
27					
28					

Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

29					
30	0,7801		363		
31			370,5		
32			392,4		
33	0,389		392,4		
34			416,8		
35	0,3911		392,4		
36			416,8		
37			416,8		

**EES Programmet:**

```
{!Ingående komponenter}
```

```
{a=CaCO3
b=H2O
c=CaO
d=CO2
e=Ca(OH)2}
```

```
{!Kända temperaturer}
```

```
T[1]=60+273           {[K]}
T[2]=105+273          {[K]}
T[3]=950+273          {[K]}
T[4]=T[37]+30         {[K]}
T[8]=950+273          {[K]}
T[9]=950+273          {[K]}
T[11]=T[37]+10        {[K]}
T[12]=T[11]           {[K]}
T[13]=T[11]           {[K]}
T[14]=T[11]           {[K]}
T[16]=T[15]           {[K]}
T[17]=T[31]+10        {[K]}
T[19]=T[30]+10        {[K]}
T[23]=T[15]           {[K]}
T[30]=90+273          {[K]}
T[33]=T[32]           {[K]}
T[34]=T[37]           {[K]}
T[35]=T[32]           {[K]}
T[36]=T[37]           {[K]}
T[37] = temperature(STEAM_NBS;x=1;P=4)
```

```
{Temperaturer efter adiabatisk kompression,
T_ut = T_in*(P_ut/P_in)^((k-1)/k), antagande k=1.4}
k=1,4
T[15]=T[14]*(P[15]/P[14])^((k-1)/k)
T[18]=T[17]*(P[18]/P[17])^((k-1)/k)
```

```
{Antagen temperatur i strömmarna som lämnar torken}
```

```
T[5]=T[2]             {[K]}
```



Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

$$\begin{aligned} H_{s\_r} &= m[3] * H_{CaO[3]} + m[6] * H_{H_2O[3]} && \{ [kJ/s] \} \\ H_{s\_p} &= m[4] * H_{CaO_2H_2[3]} && \{ [kJ/s] \} \\ H_{s\_rp} &= m[4] * H_{fe} - m[3] * H_{fc} - n_{Ca} * M_{m\_H_2O} * H_{fb} && \{ [kJ/s] \} \\ H_{släk} &= (H_{s\_rp} + H_{s\_p} - H_{s\_r}) / m[4] && \{ [kJ/kgCa(OH)_2] \} \end{aligned}$$

{Reaktionsvärmnet för reaktorn}

$$\begin{aligned} H_{r\_r} &= m[2] * H_{CaCO_3[8]} && \{ [kJ/s] \} \\ H_{r\_p} &= n_{Ca} * M_{m\_CaO} * H_{CaO[8]} + n_{Ca} * M_{m\_CO_2} * H_{CO_2[8]} && \{ [kJ/s] \} \\ H_{r\_rp} &= n_{Ca} * M_{m\_CaO} * H_{fc} + n_{Ca} * M_{m\_CO_2} * H_{fd} - m[2] * H_{fa} && \{ [kJ/s] \} \\ m[3] * H_{reakt} &= H_{r\_rp} + H_{r\_p} - H_{r\_r} && \{ [kJ/kg CaO] \} \end{aligned}$$

{!Antag att avskiljningen är ideal i ett första steg, dvs antalet mol Ca i ström 1= mol Ca i ström 3}

$$n_{Ca} = (m[1] * x[1]) / M_{m\_CaCO_3} \quad \{ [kmol/s] \}$$

{!Molbalanser}

$$\begin{aligned} n_{Ca} &= m[2] / M_{m\_CaCO_3} && \{ molbalans för ström 2 \} \\ n_{Ca} &= m[3] / M_{m\_CaO} && \{ molbalans för ström 3 \} \\ n_{Ca} &= m[4] / M_{m\_CaO_2H_2} && \{ molbalans för ström 4 \} \\ n_{Ca} &= m[13] / M_{m\_CO_2} && \{ molbalans för ström 13 \} \end{aligned}$$

{!Massbalanser}

$$\begin{aligned} m[1] &= m[2] + m[5] && \{ mesatorken \} \\ m[3] + m[6] &= m[4] && \{ släckaren \} \\ m[7] &= m[5] - m[6] && \{ överskottsvatten \} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m[2] + m[23] + m[20] &= m[8] && \{ kalcineringsreaktor \} \\ m[8] &= m[3] + m[9] && \{ cyklon \} \\ m[12] &= m[13] + m[14] && \{ regenerering av CO_2 \} \end{aligned}$$

{!Energibalanser}

$$\begin{aligned} H_{CaCO_3[1]} * m[1] * x[1] + H_{H_2O[1]} * m[1] * (1 - x[1]) + Q[1] &= H_{H_2O[5]} * m[5] + H_{CaCO_3[2]} * m[2] && \{ mesatorken \} \\ H_{CaO[3]} * m[3] + H_{H_2O[6]} * m[6] &= H_{CaO_2H_2[4]} * m[4] + m[4] * H_{släk} + Q[2] && \{ släckaren \} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m[9] * H_{CO_2[9]} &= Q[3] + m[11] * H_{CO_2[11]} && \{ vv_3 \} \\ m[16] * H_{CO_2[16]} &= Q[4] + m[17] * H_{CO_2[17]} && \{ vv_4 \} \\ m[18] * H_{CO_2[18]} &= Q[5] + m[19] * H_{CO_2[19]} && \{ vv_5 \} \\ m[14] * H_{CO_2[14]} + W[1] &= m[15] * H_{CO_2[15]} && \{ kompr1 \} \\ m[17] * H_{CO_2[17]} + W[2] &= m[18] * H_{CO_2[18]} && \{ kompr2 \} \\ m[19] * H_{CO_2[19]} + G &= m[20] * H_{CO_2[20]} && \{ plasma \} \\ m[2] * H_{CaCO_3[2]} + m[23] * H_{CO_2[23]} + m[20] * H_{CO_2[20]} &= m[3] * (H_{CaO[3]} + H_{reakt}) + m[9] * H_{CO_2[9]} && \{ reaktor \} \end{aligned}$$

$$kont = G / (V * m[19] * 3600)$$

{!Beräkning av mängden processånga}

$$\begin{aligned} Q[6] &= Q[2] - Q[1] \\ Q_{eff} &= Q[2] - Q[1] + Q[3] + Q[4] + Q[5] \end{aligned}$$

Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

$$Q_{\text{eff}} = m[30] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; P=4; x=1) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=363; P=4))$$

$$Q[5] = m[30] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[31]; P=4) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[30]; P=4))$$

$$Q[4] = m[30] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[32]; P=4) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[31]; P=4))$$

$$Q[3] = m[33] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; P=4; x=1) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[33]; P=4))$$

$$Q[6] = m[35] * (\text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; P=4; x=1) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[35]; P=4))$$

{ % }

{ !Molmassor [kg/mol] }

Mm\_CaCO3=100,0892                      { [kg/mol] }

Mm\_CaO=56,0794                        { [kg/mol] }

Mm\_CaO2H2 = 74,0946                  { [kg/mol] }

Mm\_H2O=molarmass(H2O)

Mm\_CO2=molarmass(CARBONDIOXIDE)

{ !Omvändlingsfaktor kilocalorier till kilojoule }

Omv=4,184                                { [kJ/kcal] }

{ !Temperaturberoende värmecapacitet, Cp=A+B\*E-3\*T+C\*E6\*T^-2 }

{ [kJ/kmol,K] }

Aa=104,516

Ba=21,924

Ca=-2,594

Ac=50,417

Bc=4,184

Cc=-0,849

Ad=51,128

Bd=4,368

Cd=-1,469

Ae=101,788

Be=17,987

Ce=-1,736

{ !Entalpier }

T\_ref = 273 + 25

$$H_{\text{CaCO3}}[1] = (Aa * (T[1] - T_{\text{ref}}) + Ba * 10^{(-3)} * (T[1]^2 - T_{\text{ref}}^2) / 2 - Ca * 10^6 * (T[1]^{(-1)} - T_{\text{ref}}^{(-1)})) / Mm_{\text{CaCO3}} \quad \{ [kJ/kg] \}$$

$$H_{\text{H2O}}[1] = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[1]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{\text{ref}}; P=P[1])$$

Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

$$H_{CaCO3[2]} = (Aa * (T[2] - T_{ref}) + Ba * 10^{(-3)} * (T[2]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Ca * 10^6 * (T[2]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CaCO3} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CaO[3]} = (Ac * (T[3] - T_{ref}) + Bc * 10^{(-3)} * (T[3]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Cc * 10^6 * (T[3]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CaO} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CaO2H2[3]} = (Ae * (T[3] - T_{ref}) + Be * 10^{(-3)} * (T[3]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Ce * 10^6 * (T[3]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CaO2H2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{H2O[3]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[3]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{CaO2H2[4]} = (Ae * (T[4] - T_{ref}) + Be * 10^{(-3)} * (T[4]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Ce * 10^6 * (T[4]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CaO2H2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{H2O[4]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[4]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{H2O[5]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[5]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{H2O[6]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[6]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{H2O[7]} = \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T[7]; P=P[1]) - \text{enthalpy}(\text{STEAM\_NBS}; T=T_{ref}; P=P[1])$$

$$H_{CaO[8]} = (Ac * (T[8] - T_{ref}) + Bc * 10^{(-3)} * (T[8]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Cc * 10^6 * (T[8]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CaO} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CaCO3[8]} = (Aa * (T[8] - T_{ref}) + Ba * 10^{(-3)} * (T[8]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Ca * 10^6 * (T[8]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CaCO3} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO2[8]} = (Ad * (T[8] - T_{ref}) + Bd * 10^{(-3)} * (T[8]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Cd * 10^6 * (T[8]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CO2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO2[9]} = (Ad * (T[9] - T_{ref}) + Bd * 10^{(-3)} * (T[9]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Cd * 10^6 * (T[9]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CO2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO2[11]} = (Ad * (T[11] - T_{ref}) + Bd * 10^{(-3)} * (T[11]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Cd * 10^6 * (T[11]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CO2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO2[12]} = (Ad * (T[12] - T_{ref}) + Bd * 10^{(-3)} * (T[12]^2 - T_{ref}^2) / 2 - Cd * 10^6 * (T[12]^{(-1)} - T_{ref}^{(-1)})) / Mm_{CO2} \quad \{[kJ/kg]\}$$

$$H_{CO2[14]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[14]; P=P[14])$$

$$H_{CO2[15]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[15]; P=P[15])$$

$$H_{CO2[16]} = \text{enthalpy}(\text{CARBONDIOXIDE}; T=T[16]; P=P[16])$$

Bilaga B-3  
Beräkning av ideala energi- och massbalanser  
utan förvärmning av mesa

H\_CO2[17]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[17];P=P[17])

H\_CO2[18]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[18];P=P[18])

H\_CO2[19]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[19];P=P[19])

H\_CO2[23]=enthalpy(CARBONDIOXIDE;T=T[23];P=P[14])

{!Specifik volym för koldioxid vid 273K och 1 bar}

V=volume(CARBONDIOXIDE;T=273;P=P[1])



## **Bilaga B-4: Driftkostnad för ideal elkalcinering**

*1 Sidor*

Drifttid [h/år]	8 000
Produktion [kg Ca(OH) <sub>2</sub> /s]	0,77
Årsproduktion [ton Ca(OH) <sub>2</sub> /år]	22 208
Elpris [kr/kWh] [Tegel K]	0,35
Oljepris [kr/m <sup>3</sup> ] [Andersson L]	2 400
Energiinnehåll, olja [kJ/kg] [Andersson L]	42 350
Densitet, olja [kg/m <sup>3</sup> ] [Andersson L]	890

EI, utan förvärmning av mesa		Ångproduktion vid elkalcinering	
Förbrukning plasmagenerator [kW]	3 094	Värmeväxlare 3 [kW]	871
Förbrukning kompressor 1 [kW]	60	Värmeväxlare 4 [kW]	72
Förbrukning kompressor 2 [kW]	21	Värmeväxlare 5 [kW]	25
Total elförbrukning	3 176	Värmeväxlare 6 [kW]	876
		Ångproduktion [kW]	1 843
		<b>Oljekostnad för motsvarande</b>	
<b>Kostnad [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]</b>	<b>0,40</b>	<b>ångproduktion [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]</b>	<b>0,17</b>
<b>Årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>8,9</b>	<b>Årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>3,8</b>

EI, förvärmning av mesa		Ångproduktion vid elkalcinering	
Förbrukning plasmagenerator [kW]	2614	Värmeväxlare 3 [kW]	395
Förbrukning kompressor 1 [kW]	60,2	Värmeväxlare 4 [kW]	71
Förbrukning kompressor 2 [kW]	21,7	Värmeväxlare 5 [kW]	26
Total elförbrukning	2 696	Värmeväxlare 6 [kW]	876
		Ångproduktion [kW]	1 367
		<b>Oljekostnad för motsvarande</b>	
<b>Kostnad [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]</b>	<b>0,34</b>	<b>ångproduktion [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]</b>	<b>0,13</b>
<b>Årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>7,5</b>	<b>Årskostnad [Mkr/år]</b>	<b>2,8</b>

Driftkostnaden inkluderar alla kostnader och intäkter som är relaterade till systemets drift. Nedan visas exempel på kostnadsberäkningar.

#### Elkostnadsberäkning

PE = Elpris [kr/kWh]  
 DE = Total elförbrukning [kW]  
 P = Ca(OH)<sub>2</sub> produktion [kg Ca(OH)<sub>2</sub>/s]  
 CE = Total elkostnad [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]

$$C_E = \frac{P_E \cdot D_E}{P \cdot 3600}$$

3600 är en omväxling faktor för tid

#### Årsproduktionskostnad

PA = Årsproduktion [ton Ca(OH)<sub>2</sub>/år]  
 CA = Total elkostnad [Mkr/år]

$$C_A = \frac{C_E \cdot P_A \cdot 1000}{1000000}$$

1000/1000000 är en omväxling faktor för kr och massa.

#### Ångproduktion vid elkalcinering

Co = Oljepris [kr/m<sup>3</sup>]  
 Eo = Energiinnehåll, olja [kJ/kg]  
 Do = Densitet, olja [kg/m<sup>3</sup>]  
 P = Produktion [kg Ca(OH)<sub>2</sub>/s]  
 EA = Ångproduktion [kW]  
 CoA = Oljekostnad för motsvarande ångproduktion [kr/kg Ca(OH)<sub>2</sub>]

$$C_{oA} = \frac{C_o \cdot D_o \cdot P}{E_o \cdot E_A}$$

## **Bilaga B-5: Investeringsanalys för ideal elkalcinering**

*3 Sidor*

## Kostnadsindex för kemiteknisk anläggning

Komponent	Vikt [%]
Utrustning	31
Rör, kranar	12
Styrsystem	4
Pump och kompressorer	4
Elektrisk utrustning	3
Stödhjälpmedel, isolering och färg	7
Uppbyggnas- och installationsarbete	22
Byggnader, material och arbete	7
Ingenjörer kontrollanter	10
<b>Totalt</b>	<b>100</b>

## Konstanter

Gräsrotsfaktor	1,18
Kalkylränta	0,13
Instiallationsfaktor för plasma	1,25

## Elkalcinering utan förvärmning av mesa

Grundinvestering [Mkr]:	Baskostnad	Bare Module Kostnad	Gräsrotskostnad
Plasmagenerator	9,00	11,25	13,28
Cyklon 2 och reaktionskärl	0,80	2,05	2,42
VVX 3	0,10	0,33	0,39
VVX 4	0,05	0,15	0,18
VVX 5	0,05	0,15	0,18
VVX 6	0,08	0,25	0,30
Filter 1	0,43	1,37	1,62
Kompressor 1 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Kompressor 2 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Tork och släckare	8,00	8,00	9,44
<b>Summa</b>	<b>20,26</b>	<b>29,24</b>	<b>34,50</b>
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>			
Elförbrukning	8,9		
Underhåll plasmagenertorn	0,5		
Ångproduktion	-3,8		
Underhåll	1,1		
<b>Summa</b>	<b>6,7</b>		
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>			
0 år	34		
5 år	58		
10 år	71		
15 år	78		
20 år	82		
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>			
5 år	16,5		
10 år	13,1		
15 år	12,0		
20 år	11,6		

<b>Elkalcinering med förvärmning av mesa</b>			
<b>Grundinvestering [Mkr]:</b>	<b>Baskostnad</b>	<b>Bare Model Kostnad</b>	<b>Gräsrotskostnad</b>
Plasmagenerator	9,00	11,25	13,28
Cyklon 1	0,30	0,77	0,91
Cyklon 2 och reaktionskärn	0,80	2,05	2,42
VVX 3	0,10	0,33	0,39
VVX 4	0,05	0,15	0,18
VVX 5	0,05	0,15	0,18
VVX 6	0,08	0,25	0,30
Filter 1	0,43	1,37	1,62
Kompressor 1 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Kompressor 2 inkl installation	0,88	2,84	3,35
Tork och släckare	8,00	8,00	9,44
<b>Summa</b>	<b>20,56</b>	<b>30,01</b>	<b>35,41</b>
<b>Driftkostnader [Mkr/år]</b>			
Elförbrukning	7,5		
Underhåll plasmagenerertorn	0,4		
Ångproduktion	-2,8		
Underhåll	1,1		
<b>Summa</b>	<b>6,3</b>		
<b>Nuvärdekostnad [Mkr]</b>			
0 år	35		
5 år	58		
10 år	70		
15 år	76		
20 år	80		
<b>Annuitetskostnad [Mkr/år]</b>			
5 år	16,4		
10 år	12,8		
15 år	11,8		
20 år	<b>11,3</b>		

De två centrala enheterna i systemet, plasmareaktorn och tork- och släckapparaturen, är specifika för denna process. Ekonomisk information om denna typ av utrustning kan inte hittas i befintlig referenslitteratur. Kostnadsberäkningar för många av de övriga komponenterna kan inte heller beräknas med någon av de vanligaste kostnadsberäkningsmetoderna pga den höga temperaturen i systemet. Därför har följande bare module faktorer uppskattats från en tabell som härletts från Guthries metod [Turton mf]. För att beräkna gräsrotskostnaden för systemet har den i presenterade tillvägagångssättet följts.

Baskostnad = Inköpspris

Base Module Kostnad = Inköpspris och installationskostnad

Gräsrotskostnad = Base Module kost plus kostnader anknutna till byggnationer

### Bare Module Kostnad

Bare module kostnad inkluderar alla direkta and indirekta kostnader för en komponents installation [Turton mf]. Tabell Kostnadsindex för kemiteknisk anläggning på sida 1 har använts för att beräkna bare module kostnader. Följande ekvation har användes för att bestämma bare module kostnaden för det aktuella systemet:

$$\frac{C_{BM}}{C_{P,i}} = \frac{I_{BM}}{I_{P,i}} \Rightarrow C_{BM} = \frac{I_{BM} \cdot C_{P,i}}{I_{P,i}}$$

CBM = Bare model kostnad

Cp,i = Utrustningens inköpspris

IBM = All service och materiel som behövs vid installation (alltid 100%)

Ip,i = Service och material som ingår i priset

*Exempel på beräkning av bare module kostnaden för VVX 3:*

Cp,i = 0,1 Mkr

IBM = 100%

Ip,i = Utrustning (31%) = 31%

$$C_{BM} = \frac{0,1 \cdot 1}{0,31} \Rightarrow C_{BM} = 0,33$$

Den totala kostnaden för att installera VV3 är 0,33 Mkr.

### Grass Roots Beräkningen

Grass Roots beräkningar uppskattar kostnaden för att bygga en helt ny anläggning [Turton mf]. Den här kostnaden inkluderar alla kostnader som är nödvändiga för att kunna köra igång systemet.

$$C_{TM} = F_{GR} \cdot \sum_{i=1}^n C_{p,i}$$

FGR = faktor som inkluderar kostnader anknutna till byggnationer

Cp,i = Inköpspris för de största komponenterna

Exempel med plasmareaktorn:

FGR = 1,18

CoBM,i = 0,33 Mkr

$$C_{TM} = 1,18 \cdot 0,33 = 0,39$$

Grass roots beräkningarna uppskattar kostnaden för plasmareaktorn till 0,39 Mkr.

### Nuvärdekostnad

För att beräkna nuvärdekostnaden har en funktion för nuvärdekostnad i Excel använts.

Kalkylräntan har satts till 13%.

#### Annuitetsfaktor

A = annuitet

$$A = NPV \cdot \frac{r}{1 - (1 + r)^{-n}}$$

NPV = nuvärdeskostnad

r = ränta

n = år

## **Bilaga C: Utrustningsinformation**

*2 sidor*

## **Bilaga C: Utrustningsinformation**

### **Plasmagenerator**

#### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Kostnaden för ett plasmageneratorsystem på 3 MW kostar ca 9 miljoner kronor enligt Bengt Gustavsson på ScanArc Plasma Technologies AB. Ingår gör:

- Elsystem (likriktare)
- Två plasmageneratorer (en i reserv)
- Fastsättningsanordning för plasmagenerator
- Kylsystem för plasmagenerator med kapacitet för kylning
- Kylsystem för el-utrustning med värmväxlare luft/vatten
- Gasfördelningssystem för styrning av CO<sub>2</sub> och Ar till plasmagenerator
- Mät- och reglerutrustning installerat på kylsystem och gaskontrollsystem
- Drift- och underhållsinstruktioner
- Utbildning

Dessutom tillkommer en driftkostnad på 2 öre/kWh, som inkluderar kostnader för reparationer och underhåll av plasmageneratoren (t.ex. slitage av plasmalektrodena). Plasmareaktorn har en storlek av 0,5 x 0,5 x 2,0 meter.

#### **Fullständig eldriven mesaombränning**

För det större flödet, med ett plasmageneratorsystem på 15 MW, antar Gustavsson att det behövs 3 plasmageneratorer a 5 MW, och totalkostnaden antas av Gustavsson till fyra gånger så stor, 36 miljoner kronor.

### **Reaktionskärl**

#### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Kostnaden för ett reaktionskärl är ca 400 000 kronor enligt Lennart Boqvist på ScanArc Plasma Technologies AB. Storleken på reaktorn uppskattas av ScanArc till 1 meter i diameter och 3 meter hög.

#### **Fullständig eldriven mesaombränning**

Det större flödet gör att reaktionskärlet växer och med storleken så även kostnaden. Enligt Boqvists uppskattning skulle ett reaktionskärl dimensionerat för detta flöde kosta två och en halv gånger så mycket, ca 1 miljon kronor.

### **Tork- och släckarutrustning**

#### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Kostnaden för tork- och släckarutrustning är ca 8 miljoner kronor enligt Jan Strömberg på AB Torkapparater. Storleken på tork- och släckarutrustning uppskattas av AB Torkapparater till 10x 10 meter.

#### **Fullständig eldriven mesaombränning**

Det större flödet gör att tork- och släckarutrustning växer och med storleken så även kostnaden. Enligt Strömbergs uppskattning skulle ett utrustningen dimensionerat för detta flöde kosta mellan 30- 40 miljoner kronor. Storleken uppskattas till 20x20 meter.



## **Cyklon 1 och 2**

### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Kostnaden för cyklon 1 och cyklon 2 är 300 000 kronor respektive 400 000 kronor enligt ScanArc Plasma Technologies AB. Cyklonens storlek uppskattas av ScanArc till 3,5 meter hög.

### **Fullständig eldriven mesaombränning**

Vid det större flödet måste antalet cykloner vara fem gånger så stort, och kostnaden blir därmed fem gånger så stor.

## **Kompressor 1 och 2**

### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Styckkostnaden för kompressor 1 och 2 uppskattas av Brad Schuler på GE Oil & Gas A-C Compressor till mellan 100 000 och 125 000 USA\$. Kolvkompressorn, "Ro-flo," som använts ger max 12 bars tryck och max storlek av 175,5 normalkubikmeter ( $\pm 5\%$  noggrannhet). Se bilaga C-2 för fullständiga data om kompressorerna.

### **Fullständig eldriven mesaombränning**

Samma kompressorerna antas av Schuler kunna ta hand om det större flödet också.

## **Filter**

### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Kostnaden för ett kassetfilter typ LJSK-07 som kan behandla en ingående stoftkoncentration på  $50 \text{ g/m}^3(\text{n})$  och ett flöde upp till  $1600 \text{ m}^3/\text{h}$  är 430 000 kr (inklusive moms) [Cederlund J]. I detta pris ingår:

- Filterkammare med trycktank och rensfilter
- Trågficka med skruv
- Stativben
- Filterkassetter med typ polyester
- Programverk för styrning av tryckluftsrensning
- Cellmatare typ LAJL-005-1-1
- Seviceplattform
- Trappa för plattform

### **Fullständig eldriven mesaombränning**

Vid det större flödet måste filtret vara fem gånger så stort, och kostnaden blir enligt Cederlund fem gånger så stor.

## **VVX**

### **Kapacitetsökning med eldriven kalcineringsmodul**

Fyra kostnadsuppskattningar för fyra värmväxlare med olika kapacitet har erhållits av John Floeng och Ole Kristian Bakker på ttc Norge AS. Priserna är givna för komplett leverans. Dock har beräkningarna gjorts för torr luft, inte koldioxid, men skillnaderna antas bli minimala. I VVX 3 är den ingående strömmens temperatur,  $560 \text{ }^\circ\text{C}$ , varmare än vad beräkningsprogrammet EES klarar, så endast empiriska resultat kan erhållas för denna VVX.

### **Fullständig eldriven mesaombränning**

För det stora flödet har Floeng och Bakker antagit att priserna måste fyradubblas.



## **Bilaga D: Miljö och säkerhet**

*2 Sidor*

## Bilaga D: Miljö och säkerhet

De största riskerna i mesaprocessen för mesanugnen och plasma reaktorn jämförs i tabellen nedan.

<i>Process</i>	<i>Mesaugnen</i>	<i>Plasma reaktor</i>
Utrustningsfel	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mesaugnen spricker i murning</li> <li>• Kalkringar blockerar mesans flöde</li> <li>• Kontrollfel</li> <li>• Avgasreningsfel</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Reaktorn spricker/läcker</li> <li>• Fel i inmatning/utmatning av mesa</li> <li>• Kontrollfel</li> <li>• Värmeväxlare i släckare, tork, eller beläggs går sönder</li> <li>• Säkerhetsventilfel</li> <li>• Avluftningsfel (cykloner, filter)</li> </ul>
Nödsituation	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Gasläckage</li> <li>• För hög temperatur på gas - ”gaspuffar”</li> <li>• Brand</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Gasläckage in eller ut ur system</li> <li>• Elektrisk brand</li> <li>• Elektriskt fel</li> <li>• För högt tryck - explosion</li> </ul>
<b><i>Miljö</i></b>	<b>Rökgaskomposition</b>	<b>Rökgaskomposition</b>
Icke-idealt	H <sub>2</sub> O, CO, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, SO <sub>x</sub> , NO <sub>x</sub> , VOC, stoft	H <sub>2</sub> O, CO, CO <sub>2</sub> , NO <sub>x</sub> , stoft, (Ar)
Idealt	Ej tillämpligt	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, (Ar)
<b><i>Hälsorisker</i></b>		
Normalfall	Värmeskador	Värmeskador
Olycka	Kemiska skador, värmeskador, kvävning	Kemiska skador, värmeskador, kvävning

### Kemiska data

De fasta ämnena i ombränningsprocessen utgörs av framförallt kalciumkarbonat (CaCO<sub>3</sub>), kalciumoxid (CaO) och kalciumhydroxid (Ca(OH)<sub>2</sub>). Dessa ämnen är inte lättantändliga. Bortsett från kalciumkarbonat anses dessa ämnen dock utgöra en viss hälsorisk. Vid inandning och förtäring kan kalciumoxid och kalciumhydroxid orsaka hosta, andningsbesvär, illamående och i extrema fall medvetlöshet. Enligt OSHA (Occupational Safety and Health Administration) måste mängden partiklar i luft begränsas till 5 mg/m<sup>3</sup>.

Koldioxid, Argon (Ar), och vattenånga är de komponenter som finns i gasfasen i den ideala plasmprocessen. I vanliga fall är dessa gaser svårantändliga, ej reaktiva, och har endast få hälsorisker. I hög koncentration kan dock hälsoproblem förekomma i form av andnöd, huvudvärk, trötthet, koma, och dödsfall.

### **Lösningar till nödfallsscenario för plasmareaktorsystem**

*Gasläckage in i systemet:* Om luft kommer in i systemet bildas NO<sub>x</sub>. Plasmareaktorn tål inte vattenånga. Vid fuktproblem stänger styrsystemet ner produktionen i den delen av processen.

*Gasläckage ut ur systemet:* Hög koncentration av koldioxid cirkulerar genom systemet. Betydlig hälsorisk uppstår om koldioxid oavsiktligt släpps ut. Koldioxid har en högre vikt än luft och sjunker. Därför är det viktigt att systemet inkluderar ett väl fungerande ventilationssystem.

*Elektriskt fel:* De komponenter som är beroende av el är plasmareaktorn, styrsystemet, pumpar, fläktar, och kompressorer. Vid elbrott tappas kontrollen över systemets tryck, temperatur och flödehastighet. Luft kan till och med släppas in i systemet. En generator, som försäkrar kontinuerlig etillförsel, bör inkluderas i systemen.

*Plasmagenerator-, värmväxlare- eller tork/släckarefel:* I dessa komponenter tillförs eller bortförs energi, vilket gör det viktigt att ha en noggrann temperaturkontroll här. Om en för hög temperatur registreras i till exempel plasmageneratoren stängs denna del av system av. För varje plasmagenerator finns en extra plasma generator. Plasmaelektroder är en förbrukningsvara och bör bytas kontinuerlig.

*Pump-, fläkt- eller kompressorfel:* Denna utrustning bestämmer flöde och tryck. Styrsystem stänger ner den delen av systemet där onormala värden på flöde och tryck registreras.

*Styrsystem- eller ventilfel:* Säkerhetsventiler förhindrar stora gasläckage och tryckhöjningar om utrustning går sönder.

*Säkerhetsventilfel:* Om säkerhetsventilsystemet går sönder och något fel uppstår, larmas styrsystemet om felet. Operatören kan sedan manuellt stänga av de delar av systemet som berörs.

För att undvika mekaniska fel bör regelmässiga inspektioner av utrustningen göras.

