



**CHALMERS**  
UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

---



# Elektrifiering av cementproduktionen

En studie om kalcineringsmöjligheterna vid införande  
av plasmageneratorer för cementproduktion

Kandidatarbete vid avdelningen för Energiteknik

HAMMAR CAROLINE  
JOHANSSON MADELEINE  
NILSSON WERA  
RIDDERSTAD ALINA

---

Institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap  
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA  
Göteborg, Sverige 2020



Kandidatarbete 2020:01

# Elektrifiering av cementproduktionen

En studie om kalcineringsmöjligheterna vid införande av  
plasmageneratorer för cementproduktion

CAROLINE HAMMAR  
MADELEINE JOHANSSON  
WERA NILSSON  
ALINA RIDDERSTAD



**CHALMERS**  
UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

Institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap  
Avdelning för Energiteknik  
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA  
Göteborg, Sverige 2020

Elektrifiering av cementproduktionen  
En studie om kalcineringsmöjligheterna vid införande av plasmageneratorer  
för cementproduktion

CAROLINE HAMMAR  
MADELEINE JOHANSSON  
WERA NILSSON  
ALINA RIDDERSTAD

@CAROLINE HAMMAR, 2020  
@MADELEINE JOHANSSON, 2020  
@WERA NILSSON, 2020  
@ALINA RIDDERSTAD, 2020

Handledare: Thomas Allgurén och Adrian Gunnarsson, Energiteknik  
Examinator: Fredrik Normann, Energiteknik

Kandidatarbete 2020  
Institutionen för rymd-, geo och miljövetenskap  
Avdelningen för Energiteknik  
Chalmers tekniska högskola  
SE-413 96 Göteborg  
Sverige  
Telefonnummer + 46 (0)31-772 1000

Framsida: Bild av cyklontornet och roterugnen på Cementas anläggning i Skövde.

Skrivit i L<sup>A</sup>T<sub>E</sub>X  
Göteborg, Sverige 2020

## Förord

Projektets uppkomst härstammar från intresset att eliminera nettoutsläppen av koldioxid från Cementas produktionsanläggning i Slite, Gotland till följd av de klimatkrav som ställs. Projektet har utförts vid avdelningen för Energiteknik på Chalmers tekniska högskola i samarbete med Cementa AB samt i kontakt med ScanArc Plasma Technologies AB. Stort tack till våra handledare, Adrian Gunnarsson och Thomas Allguren, samt examinator Fredrik Normann för all hjälp och handledning under projektets gång. Vi vill även rikta ett varmt tack till Bodil Wilhelmsson och Johan Larsson på Cementa samt Patrik Hilding på ScanArc då de varit behjälpliga och svarat på produktions specifika frågor. Det har varit ett stort nöje att lära sig mer om cementindustrin i Sverige och dess klimatavtryck. Vi hoppas att vi tillsammans kan bidra till en hållbar framtid.



## Abstract

This project has investigated a process change that electrifies the production of cement in Slite, Sweden to reduce the carbon dioxide emissions of the process. The process change means that the existing heat sources, combustion of fossil fuels, will be replaced by plasma torches. The plasma torches operate as burners and they require electricity and a working gas. An important part of the cement production process is the calcination reaction from which plenty of carbon dioxide is inevitably released, but that could be used for the plasma torches by recirculating the gas in the process.

Initially the project performed a literature study and a collection of data from several sources. Based on this, energy balances could be set up over the cyclone towers, calciners and the rotary kiln, which are the parts of the cement production that were primarily examined in this project.

Both the existing cement process and the intended process change with plasma torches was modeled in MATLAB. The heat losses were calculated for the important parts of the plant for the current process, from which new heat requirements for the calciners and the rotary kiln after the process change could be calculated. However, this also included to examine the calcination reaction in a higher partial pressure of carbon dioxide. Finally, with the assumption of keeping the same rate of production, calculations for the process change could be made to determine its feasibility.

The study showed that it is possible to replace the existing heat sources with plasma torches and use the carbon dioxide as a working gas by recirculation with the examined conditions. The calcination reaction was affected by the carbon dioxide environment, which resulted in the need of a higher heat of reaction.

Another important part in this project is to relate the results to Cementa's climate goals. An electrified cement production emits significantly less carbon dioxide than the current process but does not fulfill the goal of net zero emissions. In order to achieve this, additional actions are required, such as carbon capture and storage.

Keywords: *Cement production, electrification, carbon dioxide, plasma torch, carbon capture and storage, calcination, process modeling*





# Sammanfattning

Detta projekt har undersökt en processändring som elektrifierar cementproduktionen i Slite, Gotland för att minska produktionens koldioxidutsläpp. Processändringen innebär att befintliga värmekällor, som i nuläget drivs genom förbränning av fossila bränslen, ersätts med plasmageneratorer. Generatorerna drivs av el samt en arbetsgas och fungerar likt en brännare. En viktig del i cementproduktionen är kalcineringsreaktionen, från vilken det oundvikligt frigörs rikligt med koldioxid som genom recirkulation i processen kan användas som arbetsgas till plasmageneratorerna.

Inledningsvis gjorde projektet en litteraturstudie och en datainsamling från flera olika källor. Utifrån detta kunde energibalanser ställas upp över cyklontornet, kalcinatorn och roterugnen vilka är de delar i cementproduktionen som främst undersökts i detta projekt.

Energibalanserna formulerades både för den befintliga cementprocessen och efter den tänkta processändringen med implementerade plasmageneratorer, vilket beskrevs som en processmodell. För den befintliga processen beräknades dess energiförluster och med hjälp av detta kunde nya värmebehov i kalcinatorn och roterugnen efter processändringen beräknas. Detta innefattade även att undersöka kinetiken för kalcineringsreaktionen vid ett högre partialtryck av koldioxid. Med antagandet om att samma produktionshastighet som i nuläget bibehålls kunde till slut beräkningar för processändringen utföras för att avgöra dess genomförbarhet.

Resultatet från studien visade utifrån ett energiperspektiv att det är möjligt att ersätta de befintliga värmekällorna med plasmageneratorer och då recirkulera koldioxid som arbetsgas. Kalcineringsreaktionen påverkades av en koldioxidmiljö i processändringen vilket resulterade i att ett större behov av reaktionsvärme fanns för att kunna bevara produktionshastigheten.

Ytterligare en viktig del i projektet är att relatera studiens resultat mot Cementas miljömål. En elektrifierad cementproduktion släpper ut betydligt mindre koldioxid än i dagsläget men målet är noll nettoutsläpp. För att åstadkomma detta behövs ytterligare åtgärder, som exempelvis koldioxidinfångning och lagring av den koldioxid som släpps ut.

Nyckelord: *Cementproduktion, elektrifiering, koldioxid, plasmagenerator, koldioxidinfångning och lagring, kalcinering, processmodellering*



# Innehåll

<b>1</b>	<b>Inledning</b>	<b>1</b>
1.1	Bakgrund . . . . .	1
1.2	Syfte . . . . .	2
1.3	Avgränsningar . . . . .	3
<b>2</b>	<b>Cementproduktionen</b>	<b>4</b>
2.1	Den generella cementproduktionen . . . . .	4
2.2	Cementproduktionen i Slite . . . . .	6
<b>3</b>	<b>Teori</b>	<b>10</b>
3.1	Plasmageneratorer . . . . .	10
3.2	Koldioxidinfångning och lagring . . . . .	11
3.3	Implementering av plasmageneratorer och recirkulerat gasflöde . . . .	12
3.4	Kinetik för kalcineringen . . . . .	13
<b>4</b>	<b>Metod</b>	<b>15</b>
4.1	Datainsamling . . . . .	16
4.1.1	Termodynamisk data . . . . .	16
4.1.2	Data från Slite . . . . .	16
4.1.3	Övrig data . . . . .	16
4.2	Beräkningar utifrån nuvarande process . . . . .	17
4.2.1	Cykloner . . . . .	19
4.2.2	Kalcinatorer . . . . .	19
4.2.3	Roterugn . . . . .	20
4.3	Beräkningar utifrån processändringen . . . . .	20
4.3.1	Cykloner och roterugn . . . . .	20
4.3.2	Kalcinator . . . . .	21
4.3.3	Modellering . . . . .	21
<b>5</b>	<b>Resultat och diskussion</b>	<b>24</b>
5.1	Beräkningar utifrån nuvarande process . . . . .	24
5.2	Beräkningar utifrån processändringen . . . . .	26
5.2.1	Kalcinator . . . . .	26
5.2.2	Plasmaeffekt . . . . .	27
5.2.3	Jämförelse mot nuvarande processfall . . . . .	31
5.2.4	Temperaturer . . . . .	33
5.3	Utvärdering av implementeringen av plasmageneratorer . . . . .	34

5.4	Processförändringen och klimatmålen . . . . .	35
<b>6</b>	<b>Slutsats</b>	<b>36</b>
<b>7</b>	<b>Förslag till vidare forskning</b>	<b>37</b>
<b>A</b>	<b>Nomenklatur och konstanter för kalcineringskinetiken</b>	<b>40</b>
<b>B</b>	<b>Termodynamisk data från FactSage™</b>	<b>42</b>
<b>C</b>	<b>Data från Slite</b>	<b>44</b>

# 1 Inledning

Denna studie beskriver hur cementproduktionen kan elektrifieras i syfte att minska dess koldioxidutsläpp. Studien är ett samarbetsprojekt mellan avledningen för Energiteknik på Chalmers Tekniska Högskola och Cementa AB, ett av Sveriges största byggmaterialföretag [1]. Studien kommer fokusera på att undersöka cementproduktionen idag samt en tänkt processändring som elektrifierar processen och förutsätter att elektriciteten i framtiden kommer vara fossilfritt framtagen.

Projektet har uppkommit till följd av de klimatrelaterade problem världen möter idag som till stor del härstammar från förbränning av fossila bränslen. Med anledning av detta har Sverige tagit beslut om ett miljömål med noll nettoutsläpp av koldioxid till år 2045 [2]. Då Cementas produktionsanläggning i Slite står för Sveriges näst största enskilda utsläpp av koldioxid finns det därmed stora möjligheter att minska dess koldioxidutsläpp utefter de satta kraven [3]. Cementa har till följd av detta en egen nollvision om utsläpp av koldioxid till år 2030. Den snävare tidsramen kommer ifrån FN:s globala mål [4]. Hur nollvisionen ska uppfyllas undersöks genom ett projekt kallat CemZero [1].

## 1.1 Bakgrund

Vid tillverkning av cement i dagsläget frigörs koldioxid både vid förbränning av fossila bränslen, vilket driver processen, men även vid kalcineringen av kalciumkarbonat i råmaterialet kalksten. Kalcinering innebär att kalciumkarbonat reagerar till kalciumoxid och koldioxid vilket är en nödvändig reaktion för att producera cement. Ungefär 60 % av det totala koldioxidutsläppet från cementproduktionen frigörs i kalcineringsreaktionen medan resterande 40 % härstammar från förbränningen av fossila bränslen. Det går därmed inte att eliminera utsläppet av koldioxid i processen genom att enbart byta ut det fossila bränslet utan att genomföra ytterligare åtgärder. En sådan åtgärd är till exempel koldioxidinfångning och lagring, så kallat CCS (*eng. Carbon Capture and Storage*), och kommer vara nödvändigt för att uppnå målet med noll nettoutsläpp [1].

Ett sätt att utesluta fossila bränslen är att elektrifiera processen vilket exempelvis kan uppnås med införandet av plasmageneratorer som då ersätter de befintliga värmekällorna. Dessa behöver en arbetsgas och eftersom koldioxid är en oundviklig produkt i kalcineringsreaktionen är det av intresse att undersöka huruvida denna är en möjlig arbetsgas. Detta skulle innebära att det luftflöde som idag genomströmmar processen byts ut mot ett recirkulerat koldioxidflöde. Att använda koldioxid som

arbetsgas skulle därför kunna påverka effektiviteten i kalcineringen och förskjuta kalcineringsreaktionen till ett lägre utbyte av koldioxid [5].

Cementa är medverkande i flera projekt för att uppnå deras nollvision. Ett av dessa projekt är CemZero som är en förstudie gjord av Cementa och Vattenfall för att undersöka hur koldioxidutsläppen kan minskas genom att elektrifiera Cementas produktionsanläggning i Slite på Gotland [5]. Flera olika tillvägagångssätt undersöks i CemZero samt kostnaden för dessa. CemZero undersöker även huruvida det är möjligt med en elektrifierad process utifrån Sveriges energiproduktion och Gotlands tillgänglighet till elektricitet. Studien utgår från att all elektricitet i framtiden kommer vara fossilfritt framtagen. Vidare ger studien rekommendationer till fortsatt arbete.

De slutsatser som drogs i CemZero var att elektrifiera värmningen i cementprocessen verkar vara tekniskt möjlig men behöver testas i större skala. Denna processändring ger dock nästan en fördubblad produktionskostnad jämfört med idag men är konkurrenskraftig i jämförelse med andra alternativ för stora utsläppsminskningar. Simuleringar av processändringen har indikerat på att den skulle fungera väl tillsammans med planerad utbyggnad av vindkraft på Gotland. Nästa steg för Cementa och Vattenfall är pilottester av teknik för att reducera tekniska risker och ge viktig information inför implementering [5].

## 1.2 Syfte

Det övergripande syftet med detta projekt är att undersöka möjligheterna att reducera Cementas koldioxidutsläpp från cementproduktionen i Slite med en processändring som innebär att implementera plasmageneratorer i dagens produktion. Mer specifikt bidrar detta arbete genom att:

- Kartlägga mass- och energiflöden i den befintliga processen samt utföra en modellering av den.
- Undersöka och utvärdera implementeringen av plasmageneratorernas inverkan på kalcineringen samt på mass- och energiflödena genom processen.
- Relatera inverkan av processändringen mot Cementas nollvision.

### 1.3 Avgränsningar

Projektet kommer undersöka plasmageneratorer som tillvägagångssätt för att elektrifiera processen och inte andra metoder. Projektet kommer att utgå från dagens produktionskapacitet och inte ta hänsyn till hur en framtida ändrad efterfrågan på cement kan påverka processen. Sverige har ett varierande klimat och arbetet kommer att begränsas till två driftfall där temperaturer för vår- och vinterdrift tas i beaktning eftersom det sedan tidigare finns uppmätt data för dessa driftfall.

Projektet kommer inte att ta hänsyn till variation hos råmaterialet i cementproduktionens inflöde, vilket potentiellt kan variera i partikelstorlek och sammansättning. Vidare kommer studien enbart att undersöka hur recirkulationen och det förhöjda partialtryck av koldioxid som följer påverkar kalcineringsreaktionen i kalcinatorerna. Vid processändringen kommer alltså reaktionen i ugnen modelleras som om den skedde i en luftomgivning.

I processändringen bortser även projektet från eventuella inläckage av omgivande luft till processen samt inverkan av gasflöden som bildas i cementprocessen. Gasflödet i processändringen kommer alltså betraktas som ren koldioxid.

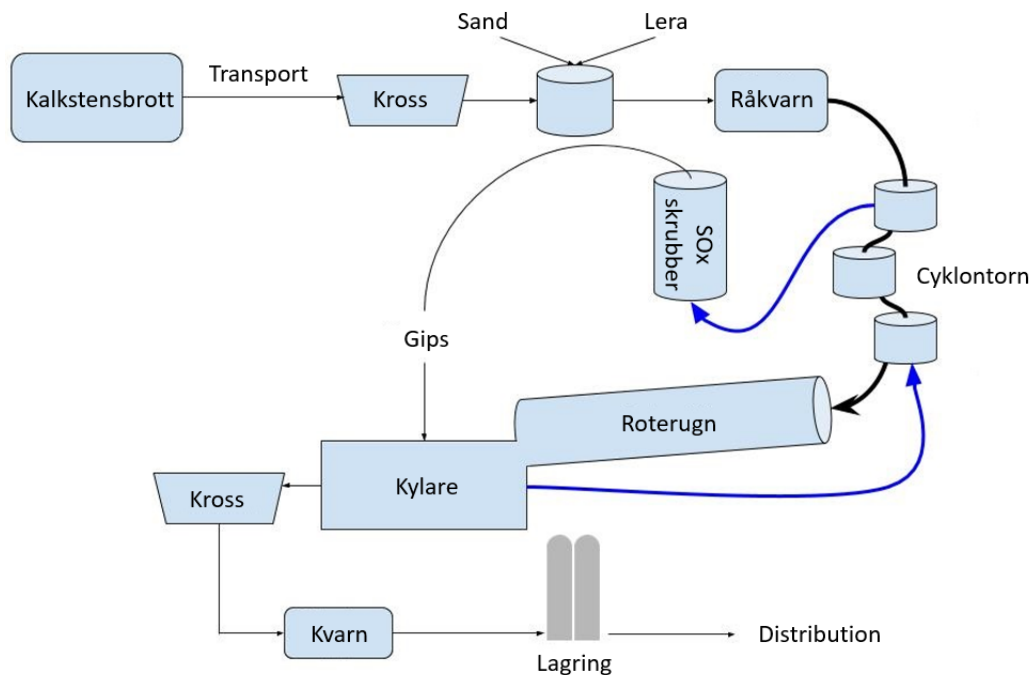
Till sist kommer projektet inte att fokusera på att modellera specifika plasmageneratorer utan snarare se till dess påverkan i processen. Arbetet har utgått från befintliga plasmageneratorer och dess specifikationer från tillverkaren.

## 2 Cementproduktionen

Inledningsvis presenteras cementproduktionen som den ser ut idag, både en generell process för cementtillverkning samt den specifika processen i Slite. Detta innefattar hela processbeskrivningen, från utvinning av råmaterial till färdig cement för respektive fall.

### 2.1 Den generella cementproduktionen

Cementproduktionen utgår främst från lerblandad kalksten som råmaterial. Den består av kalksten och märgelsten som via flera mekaniska samt kemiska processer, så som krossning och kalcinering, slutligen bildar cement som huvudprodukt [6]. Under processens gång tillsätts flera olika råmaterial och det bildas olika ämnen, som gips och koldioxid [7]. Stegen i cementproduktionen visas i figur 1.



Figur 1: Överblick över tillverkningsprocessen för cement [8].

Första steget i processen är anskaffning av råmaterialet kalksten. Detta bryts och transporteras till fabriken där kalkstenen krossas till mindre bitar, max 80 mm stora. För att få rätt kemisk sammansättning tillsätts olika råmaterial som kisel i form av



sand, aluminium, järnoxider och metallurgiskt slagg. [5]. Blandningen transporteras till råkvarnen där den mals till ett fint mjöl med en partikelstorlek på mindre än 0,09 mm. Varma gaser från kalcinatoren och roterugnen torkar sedan råmjölet och transporterar det genom ett filter där det separeras från gaserna [7]. Rökgaserna fortsätter till en så kallad våtskrubber där de tvättas med vatten och mald kalksten för att avlägsna svaveloxider,  $SO_x$ . I denna process bildas gips som restprodukt som sedan återanvänds som tillsats senare i processen [5].

Råmjölet som separerats från rökgaserna transporteras sedan till cyklontornet där det dels sker en uppvärmning av mjölet med gaser från roterugnen och dels en förkalcinering. Cyklontornet består av flera cykloner vilka fungerar som en värmeväxlare genom att varma gaser från roterugnen flödar i motsatt riktning som råmjölet och överför på så sätt termisk energi. Att ta vara på de varma gasernas energi gör produktionen mer effektiv jämfört med att inte utnyttja energin.

I tornets senare steg, kalcinatoren, äger cirka 95 % av kalcineringen rum, vilket innebär att kalciumkarbonatet i råmjölet reagerar till kalciumoxid och koldioxid enligt reaktionen som kan ses i ekvation 1. Anledningen till att reaktionen begränsas till runt 95 % är för att en högre kalcineringsgrad ökar risken att materialet etsar sig fast i tornet vilket skulle fördröja efterföljande reaktioner som äger rum i roterugnen och därmed öka energiåtgången. Kalcineringen som visas i ekvation 1 sker vid cirka 750-900 °C i en endoterm reaktion. Energiförseln till reaktionen sker via förbränning av olika bränslen samt värmeöverföring från olika massflöden [5].



Efterföljande steg är roterugnen, där det kalcinerade råmjölet reagerar till klinker. Roterugnen är 60-80 m lång samt 4-5 m i diameter och dess utsida är gjord av stål medan insidan är murad med eldfast material. Den har en svag lutning och roterar med en låg hastighet samt värmer materialet ytterligare till en temperatur av 1450 °C för att olika reaktioner ska kunna äga rum [5]. Värmen uppstår från en flamma genererad av förbränning av olika bränslen, både fossila och biobränslen. Vidare i roterugnen äger fler kemiska reaktioner rum. En av dessa är reaktionen mellan kiseldioxid och kalciumoxid som bildar kalciumsilikat, vilket är den främsta beståndsdel i cement, se reaktionen i ekvation 2.



För att förhindra en bakåtreaktion från kalciumsilikat kyls den bildade klinkern snabbt ned med luft efter roterugnen vilket är viktigt för att säkra cementens kvalitet. Luften som används för att kyla ner produkten kan till viss del återanvändas i processen genom att den förs till roterugnen samt kalcinatorn [5]. Efter kylaren tillsätts gipset, som bildats tidigare i processen, samt andra tillsatser för att fylla ut och få rätt kvalitet på cementen. Produkten mals ned till ett pulver och detta kan därefter lagras och sedan transporteras till kunder. Den färdiga cementen används sedan som bindemedel i betong [6].

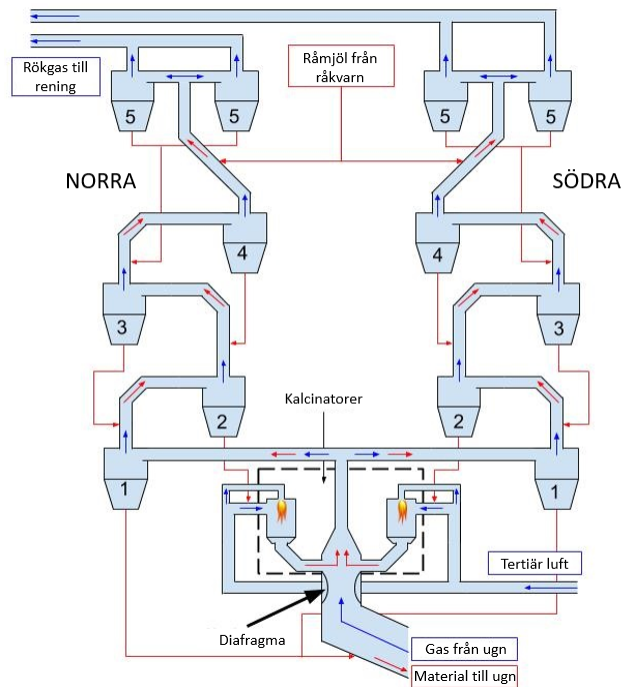
## 2.2 Cementproduktionen i Slite

Eftersom projektet syftar till att specifikt undersöka cementproduktionen i Slite på Gotland kommer processspecifika detaljer att beskrivas mer ingående i följande stycke. I stora drag liknar processen den generella beskrivningen i tidigare avsnitt men vissa delar kommer beskrivas ytterligare. Processen inleds med att kalksten bryts, krossas och mals till ett mjöl tillsammans med tillsatser. I tabell 1 ses sammansättningen av materialflödet efter krossen som används i Slite.

Tabell 1: Sammansättning av materialflöde. [9]

<b>Ingående material</b>	<b>Sammansättning [%]</b>
Kalksten	54,8
Märgelsten	37,5
Sand	6
Järnmalm	0,3
Flygaska	1,4

Detta materialflöde når cyklontornet som i Slite består av två parallella cyklontorn vilka benämns det Södra respektive Norra tornet. Hur cyklontornet är uppbyggt illustreras i figur 2. Tornen inleds med två parallella cykloner i vardera torn där materialet delas upp i flöden till vardera torn. Detta efterföljs av tre cykloner kopplade i serie där varm gas effektivt värmer upp materialet. De parallellkopplade cyklontornen är kopplade till varsin kalcinator där materialet blandas med varm luft från kylaren. Detta resulterar i att materialet virvlas runt tillsammans med luften och värms till en utloppstemperatur på 760 °C av en flamma genererad från förbränning av en kolblandning. Kalcineringsgraden i kalcinatorn är 94 % och kalcineringen inleds vid 750 °C [8].



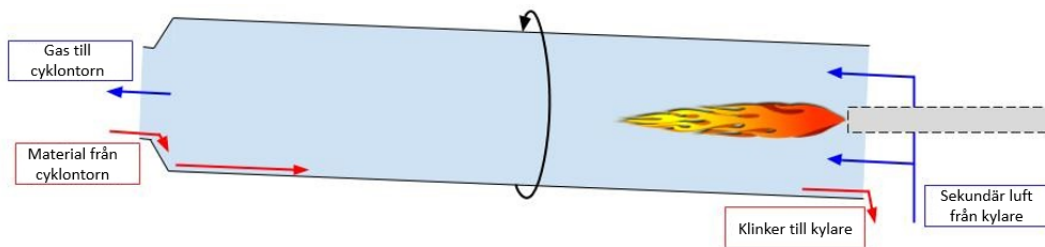
Figur 2: Norra respektive Södra cyklontornets uppbyggnad [8].

Efter kalcinatorerna blandas materialet med rökgaser från roterugnen och leds sedan in i den sista cyklonen i tornet. Där separeras materialet från gaserna och förs sedan in i roterugnen. För att materialet inte ska falla ned i roterugnen efter kalcinatorerna, innan det kommit till den sista cyklonen, finns en så kallad diafragma. Denna förhindrar fallande material genom att minska flödets tvärsnittsarea som ökar rökgasernas hastighet. I tabell 2 visas sammansättningen på materialet efter kalcinatoren.

Tabell 2: Sammansättning av råmaterial efter kalcinering vid 100 % utbyte. *LOI* är massan som förloras vid kalcinering. [9]

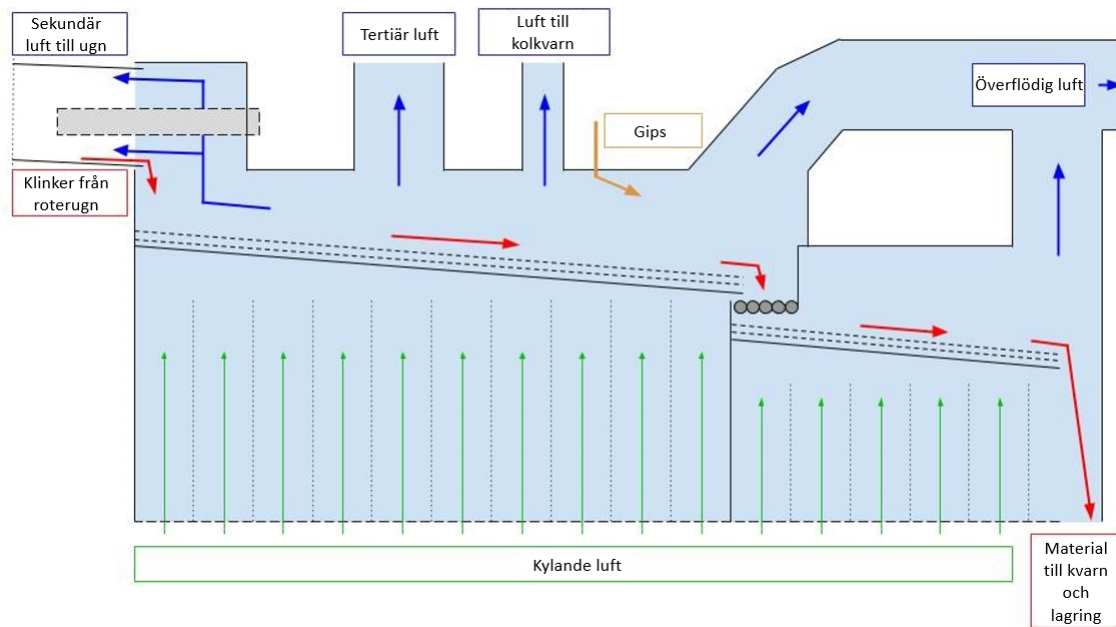
Ingående material	Sammansättning [%]									
	CaO	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	K <sub>2</sub> O	Na <sub>2</sub> O	SO <sub>3</sub>	Cl	LOI
Kalksten	50,3	5,25	1,8	0,9	1	0,55	0,17	0,7	0,03	39,7
Märgelsten	42,3	14,45	3,39	1,56	2,82	1,07	0,2	1,16	0,02	34,2
Sand	0	96,5	0	0	0	0	0	0	0	0,2
Järnmalm	0,2	0,7	0,3	93,7	0,5	0,02	0,03	0,03	0,03	0,1
Flygaska	6,6	46,1	2,3	5,5	1,8	2,06	0,36	1,36	0	12,9

Roterugnen i Slite är 80 m lång och roterar 3,7 varv i minuten med en svag lutning. Vid den lägre änden av roterugnen finns en brännare vilken värmer materialet till 1450 °C. Flamman genereras från förbränning av en blandning av olika bränslen, främst olika avfall. För att förhindra att stålet i roterugnens väggar blir för varmt kan roterugnen kylas ned vid behov med luft från utsidan. Materialet genomgår olika reaktioner när det rör sig framåt i roterugnen. Det genomgår även en smältfas i ungefär mitten av roterugnen och ju närmare slutet materialet kommer desto mer ökar klinkerbildningen [8]. En schematisk skiss av roterugnen visas i figur 3.



Figur 3: Översiktlig bild av roterugnen [8].

Materialet som lämnar roterugnen når kylaren där ett luftflöde strömmandes underifrån kyler ned materialet som transporteras genom kylaren på rosterband. Luftflödet är uppdelat över flera sektioner för att ge en jämn kylning. Det varma luftflödet delas sedan upp i olika strömmar där vissa återanvänds i processen för att ta vara på energin. Det luftflöde som är närmast roterugnen leds till roterugnen som sekundär luft och ett luftflöde förs även till kalcinatoren som tertiär luft, se figur 4. Ungefär halvvägs genom kylaren tillkommer gips, som bildades tidigare i processen som restprodukt, och blandas med materialet. Efter detta krossas materialet till mindre delar, kyls ned ännu mer och till sist mals till ett pulver som är den färdiga produkten. Den färdiga cementen lagras sedan i silos [8].



Figur 4: Översiktlig bild av kylaren efter roterugnen [8]

## 3 Teori

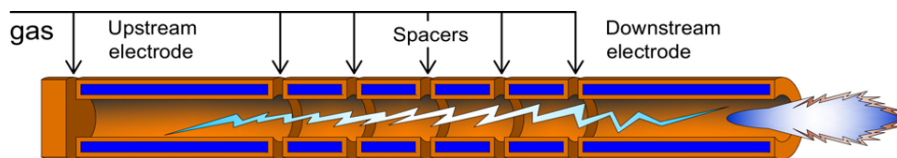
I följande avsnitt presenteras teori angående plasmageneratorer och koldioxidavskiljningsteknik samt implementeringen av dessa. Det redogörs även i avsnittet för kinetiken i kalcineringsreaktionen. Följande avsnitt syftar till att ge en djupare förståelse av hur de olika processerna och teknikerna fungerar.

### 3.1 Plasmageneratorer

Plasmageneratorer kan användas som uppvärmningskälla och kommer i detta projekt studeras som alternativ energikälla till kalcinatorerna i cyklontornet och i roterugnen. Plasma kallas ofta för det fjärde aggregationstillståndet och är en jonisering av gas som uppstår när en gas värms tillräckligt mycket så att elektroner slits bort från molekylerna. Plasman är elektriskt ledande eftersom fritt rörliga elektroner kan transportera elektrisk ström [10].

Industriella plasmageneratorer kan delas upp i två huvudkategorier: icke-jämviktsplasma och termisk plasma. Icke-jämviktsplasma arbetar i låga temperaturer medan termisk plasma utmärks för sitt höga entalpiinnehåll och kan uppnå temperaturer mellan 2000-20000 °C [11]. En arbetsgas går genom plasmageneratoren och en elektrisk ström passerar genom gasen, detta kallas elektrisk nedbrytning. Elektronerna avlägsnas från gasmolekylerna vilket innebär att plasma bildas, detta sker eftersom det finns elektrisk resistivitet i gasen och värme genereras [12].

ScanArc Plasma Technologies AB är ett svenskt företag som är en stor leverantör av plasmasystem för metallurgisk tillämpning [13]. I detta projekt kommer en befintlig plasmagenerator från ScanArc användas med effekten 8 MW. Genom kontakt med P. Hilding som är teknisk chef för plasmasystem på ScanArc gavs specifikationer för deras plasmageneratorer [14]. ScanArcs plasmagenerator som används i detta projekt är en termisk plasmagenerator och är uppbyggd enligt figur 10 och har en verkningsgrad på ungefär 87 % för koldioxid som arbetsgas. Enligt P. Hilding fungerar koldioxid som arbetsgas men måste uppfylla följande kriterier; vattenfri, filtrerad, stabil sammansättning och en temperatur mellan 0-100 °C [14].



Figur 5: ScanArcs termiska plasmagenerator[14].

Plasmageneratorer drivs av elektricitet och kan därför bli dyrare än fossila bränslen som uppvärmningskälla [12]. Dess växthusgasutsläpp kan härledas till hur elektriciteten tagits fram. Sveriges elektricitet kommer till största delen från vattenkraft och kärnkraft som har ett lågt utsläpp av växthusgaser under produktion [15].

### 3.2 Koldioxidinfångning och lagring

Koldioxidinfångning och lagring, CCS (*eng. Carbon Capture and Storage*), innebär att koldioxid samlas in från en process, renas och transporteras därefter till lämpligt lagringsställe [16]. Denna teknik anses vara en lösning för att uppfylla klimatmålen och begränsa den globala uppvärmningen till 2 °C. Speciellt anses CCS-tekniken viktig för industrin eftersom många industrier har svårt att eliminera utsläppen av koldioxid samt att en stor andel av de globala utsläppen sker inom den sektorn [16].

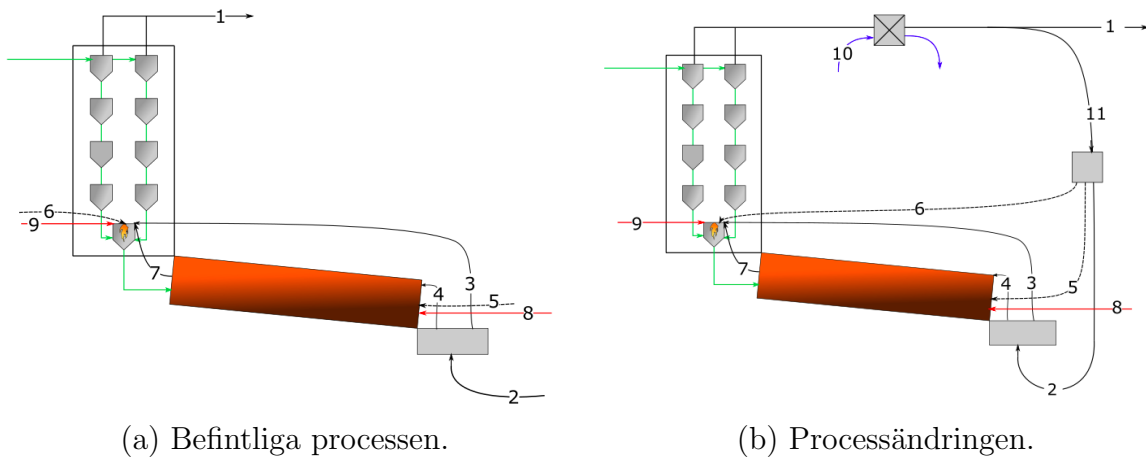
Det finns olika avskiljningsmetoder inom CCS-teknik, där de tre största är post-combustion (*sv. efter förbränning*), pre-combustion (*sv. före förbränning*) och syrgasförbränning [17]. Målet med avskiljningen är att höja koncentrationen av CO<sub>2</sub>. Vid post-combustion fångas CO<sub>2</sub> upp efter förbränningen och vid pre-combustion förgasas bränslet vid förhöjda tryck med substökiometriska mängder syre. Detta ger en syntesgasblandning som genom en vatten-gasskiftreaktion ger höga halter av CO<sub>2</sub> och H<sub>2</sub>. Efter detta separeras CO<sub>2</sub> och H<sub>2</sub> och sedan förbränns H<sub>2</sub> utan att bilda CO<sub>2</sub>. Vid syrgasförbränning separeras kväve från syre, detta ger en rökgasblandning som innehåller mestadels CO<sub>2</sub> och H<sub>2</sub>O som relativt smidigt kan rengöras och separeras [17]. Lagringen av uppfångad koldioxid kan sedan ske på olika sätt, där bergs- och havslagring är några exempel. För att förvara koldioxid behöver den trycksättas till 70 bar då koldioxidgasen övergår till vätska [16].

Den infångande koldioxidmängden behöver vara fri från föroreningar som exempelvis H<sub>2</sub>O, SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>, O<sub>2</sub> och H<sub>2</sub>S [18]. Högre andel föroreningar kommer innebära högre kostnad för CCS. En utmaning med att implementera CCS i cementproduktionen är falsk luft. Falsk luft kallas inläckaget av omgivande luft till systemet, vilket medför att föroreningar blandas med det annars rena koldioxidflödet som används vid en elektrifiering med koldioxid som arbetsgas [18].

### 3.3 Implementering av plasmageneratorer och recirkulerat gasflöde

Projektet syftar alltså till att undersöka implementeringen av plasmageneratorer i cementprocessen med koldioxid som arbetsgas. Innebörden av denna processändring är att användningen av fossila bränslen elimineras fullständigt vilket i sin tur innebär att bildandet av  $\text{NO}_x$  och  $\text{SO}_x$  reduceras. Detta eftersom svavel finns i det ingående materialet och  $\text{NO}_x$  uppstår genom att luft läcker in och bildas då i de höga temperaturerna som plasmageneratorerna genererar [5]. Detta faktum i kombination med de renhetskrav plasmageneratorer ställer på sitt arbetsmedium för optimal drift gör att CCS blir ett fördelaktigt tilläggsteg till processen.

Enligt T. Burman och J. Engvall föreslås driftsförändringar för att uppnå implementeringen av plasmageneratorer [8]. I en av driftsförändringarna är cyklontornet, roterugnen och kylaren kopplade till varandra vilket innebär att luftflödet som tidigare använts i processerna nu ersätts av koldioxid. Gasflödet genom denna delen av anläggningen antas då enbart bestå av koldioxid. En viss andel av koldioxidflödet som lämnar cyklontornet kommer recirkuleras till kylaren och resterande behandlas med CCS-teknik. Det här driftförslaget innebär även att en mellanliggande kylning måste implementeras för att den utgående gasen från cyklonerna ska kunna kyla den varma klinkermassan och kunna användas som arbetsgas i plasmageneratorerna [8]. Processförändringen som antas innebär en förändrad flödesbild, i figur 6 ses hur flödena är omdirigerade.



Figur 6: *Flödesbild över den befintliga processen respektive processändringen.*



Gasflödet som går ut ur cyklonerna, som i den tidigare processen var flöde 1, är utgångspunkt för recirkuleringen. Gasflödet kommer direkt efter den lämnat cyklonerna att kylas i en extern kylare. Kylningen innebär ett bortförande av energi som kan användas i andra delar av processen och bestäms av gasflödets storlek och temperatur. Flödet delas sedan upp i två flöden som enligt figur 6b benämns som flöde 1 respektive 11. Flöde 1 bestäms till storlek utefter den mängd CO<sub>2</sub> som bildats i kalcineringsreaktionerna i processen och kommer att tas ut ur processen till en koldioxidinfångningsprocess för att sedan lagras. Flöde 11 leds istället tillbaka till processen och delas upp i tre delar. Två av dessa koldioxidflöden används som arbetsgas till plasmageneratorerna, i roterugnen respektive kalcinatorn, vilka kan ses som flöde 5 respektive 6 i figur 6b. I figur 6a ses istället flöde 5 och 6 som tillförsel av färskluft till förbränningen som sker.

Efter kylaren delas de uppvärmda gasflödena upp i två flöden. Dessa två går som sekundär värmande gas till roterugnen respektive tertiär värmande gas till kalcineringen, vilka ses som flöde 4 respektive 3. Flöde 7, i både delfigur a och b i figur 6, är det gasflöde som går ut ur roterugnen för att sedan blandas med utgående flöde från kalcinatorn och därefter ledas in i en cyklon. I båda delfigurerna ses två flöden som benämns som flöde 8 och 9. Dessa två illustrerar tillförd värme som i dagens process sker via förbränning av fossila bränslen och efter processändringen kommer värmen tillföras med hjälp av plasmageneratorer. Flöde 8 och 9 illustrerar då alltså tillförd elektricitet till processen. För en simulering av den nya processbilden krävs att kinetiken för kalcineringen undersöks då ett högre partialtryck av koldioxid kan innebära att reaktion 1 förskjuts mot produkten, detta beskrivs i följande avsnitt.

### 3.4 Kinetik för kalcineringen

Modellen som används för att beräkna koldioxidflödets påverkan på kalcineringsreaktionen presenteras av Escardino et al. [19] vilken studerar nedbrytningen av kalciumkarbonatpartiklar experimentellt och teoretiskt. I studien modifieras den så kallade kornpellet-modellen (*eng: Grainy Pellet Model*), och jämför denna med experimentella värden för när kalkstenspartiklarna reagerar till kalciumoxid och koldioxid. Kornpellet-modellen baseras flera antaganden vilka resulterar i ekvation 3 som anger den modifierade kornpellet-modellen där beteckningarna definieras i Appendix A.

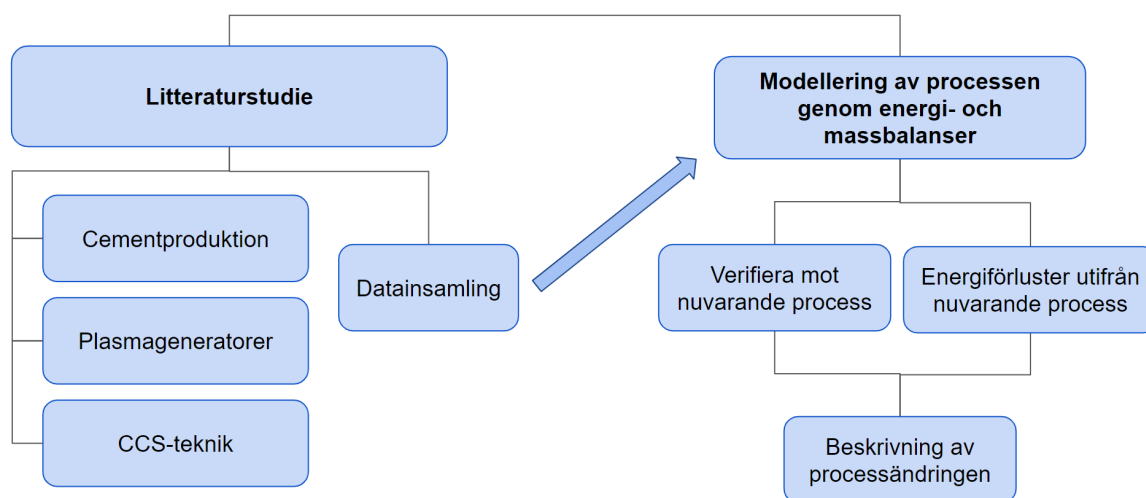
$$\frac{dX}{dt} = \left( \frac{1}{c_b^0} \right) \cdot \left[ \frac{K_c - c_Q^G \cdot b}{K_c / (k \cdot S_{sp} \cdot (1 - X)^{1/3}) + r_s^2 \cdot X / (3 \cdot D_e)} \right] \quad (3)$$

Resultatet av studien fastställer att experimentella resultatet stämmer väl överens med ekvation 3 i det undersökta temperaturintervallet för både luft- och koldioxid-omgivning samt för olika blandningar av dessa då medelradien hos partiklarna är större än 0,225 mm. I rapporten nämns också att partiklar med mindre medelradie än 0,225 mm följer modellen då reaktionshastigheten inte påverkas av partikelstorlek för så små partiklar [19].

Den modifierade kornpellet-modellen antas beskriva kalcineringsreaktionen vid modellering av processändringen då rent koldioxidflöde implementeras. Antagandet görs då förhållandena som beskrivs stämmer väl överens med cementprocessens tillstånd [19].

## 4 Metod

Metoden delades upp i flertal delsteg där det första innefattar en litteraturstudie av olika aspekter av cementprocessen, plasmageneratorer och CCS-teknik samt en datainsamling. Litteraturstudien och insamlingen av data syftade huvudsakligen till att ge en ökad förståelse för cementproduktionen samt lägga grund för modelleringen av processen. En överblick över arbetsmetodiken illustreras i figur 7.



Figur 7: Arbetsmetodiken bakom projektet med grunduppdelningen i modellering och litteraturstudie.

Vidare till andra delsteget modellerades processen med ett rent, recirkulerat koldioxidflöde genom energi- och massbalansberäkningar i MATLAB. Energi- och massbalanserna delades i sin tur upp i två steg. Där beräkningarna först verifierades med hjälp av insamlad data från den nuvarande anläggningen i Slite, samtidigt som energiförluster beräknades i en serie referensberäkningar för respektive driftfall. Andra steget innefattade modelleringar då koldioxidflöden och plasmageneratorer implementerats i processen. Dessa kommer hänvisas till som beräkningar utifrån nuvarande process respektive beräkningar utifrån processändringen i kommande avsnitt.

## 4.1 Datainsamling

Den data som användes till modelleringen av processen erhöles från flertal källor så som encyklopedier och rapporter distribuerade av Cementa, bland annat Cem-Zero. Specifik termodynamisk data för modelleringen i cyklontornen erhöles från FactSage™ och processspecifika värden hämtades från T. Burman och J. Engvall [8]. Data för plasmageneratorerna hämtades från ScanArc [14].

### 4.1.1 Termodynamisk data

Större delen av den termodynamiska datan hämtades från FactSage™. Detta innefattar temperaturberoende specifika värmekapaciteter för komponenterna i den fasta massan och för respektive gasflöde samt bildningsentalpier för komponenterna involverade i kalcineringsreaktionen enligt reaktionen i ekvation 1. Ekvationen för de aktuella värmekapaciteterna i processen över cyklontornen, enligt ekvation 4, hämtades från FactSage™. Där  $C$  och  $P$  är ämnesspecifika konstanter med enheten [kJ/(kgK)] respektive att  $P$  är enhetslös, och  $T$  är temperaturen [K]. Respektive ämneskonstanter presenteras i Appendix B.

$$C_p = \sum_i C_i T^{P(i)} \quad (4)$$

Värmekapaciteterna för sammansättningen i roterugnen hämtades som temperaturspecifika datapunkter från FactSage™. Bildningsentalpierna för alla aktuella ämnen i processen hämtades från D. Moore [20].

### 4.1.2 Data från Slite

I projektet beräknas massflöden av gasströmmar och fast material, energibehov och energiförluster utefter två driftfall som i fortsättningen anges som driftfall 1 och driftfall 2. Detta är för ta hänsyn till hur Sveriges varierande klimat påverkar produktionen då fallen anger driften under vår- respektive vintertid.

Data gällande produktionen i Slite för respektive driftfall har hämtats från T. Burman och J. Engvall [8] och presenteras i Appendix C. De har i sin tur samlat driftdata från IP21 vilket är Cementas databas över momentana värden samt historiska trender för processen i Slite.

### 4.1.3 Övrig data

Övriga värden som användes, men varken innefattar termodynamisk eller processspecifik data, är massammansättningen i roterugnen, gassammansättningen vid förbrän-

ning samt specifikationerna för plasmageneratoren från ScanArc. Vad gäller sammansättningarna i roterugnen hämtades dessa som jämviktssammansättningar från FactSage™. De aktuella generatorspecifikationerna från ScanArc visas i tabell 3. Vid beräkningar användes ett medelvärde av temperatur- och flödeskraven.

Tabell 3: Specifikationer för plasmageneratoren från ScanArc [14].

<b>Plasmageneratorspecifikationer</b>	
Verkningsgrad	87 %
Temperatur på ingående arbetsgas	0-100 °C
Energinnehåll på ingående arbetsgas	1,5-4,0 kW/(kg/h)

För att beräkna gassammansättningen vid förbränning i roterugnen och kalcinatorerna hämtades en sammansättning på kolet från S. Naga Kishore [21]. Denna kolsammansättning användes eftersom det saknades data på kolet som används på Slite.

## 4.2 Beräkningar utifrån nuvarande process

Sammansättningen av råmaterialet efter kalcineringen beräknades utifrån tabell 1 och tabell 2 samt totala materialflödet som var känt. Bidragen från MgO, K<sub>2</sub>O, Na<sub>2</sub>O, SO<sub>3</sub> och Cl exkluderades från sammansättningen då bidragen är så små att deras påverkan försumrades. Motsvarande sammansättning för det ingående råmaterialet kunde sedan tas fram genom att beräkna den nya andelen kalciumkarbonat enligt ekvation 5.

$$x_{CaCO_3} = x_{CaO} \cdot \frac{M_{CaCO_3}}{M_{CaO}} \quad (5)$$

Där  $x$  är massandelen,  $M$  är molmassan [kg/mol] och indexen anger vilket ämne det berör. Analogt kunde sedan sammansättningen och det bildade koldioxidflödet beräknas efter kalcineringen, där konversionen antogs vara 94 % för de båda driftfallen.

För vidare beräkningar av referensfallen betraktades processen genom tre ”black-boxes”. Dessa är uppdelade över:

- Cykloner (cyklon 2-5)
- Kalcinatorer
- Roterugn

Detta gjordes för att få en tydligare bild av delprocesserna samt underlätta beräkningar. Resultatet av respektive beräkning över boxarnas systemgränser blev en värmeförlust för respektive delprocess ovan. Energiförlusterna är intressanta i sammanhanget då dessa antas vara konstanta för delprocesserna oavsett processfall, det vill säga om produktionen baseras på ett luft- eller koldioxidflöde. Cyklon 1 är inte med i någon "black-box" eftersom denna endast är ett separationssteg mellan gas och fastfas.

Den generella energibalansen för varje delprocess beräknades genom att utvärdera bidraget från de olika komponenterna i processen. Samtliga värmen,  $Q$ , i följande avsnitt anges i enheten [W]. Dessa är: reaktionsvärme  $Q_{reaktion}$ , energin för gasfasen  $Q_{gas}$ , energin i fastfas  $Q_{fast}$  och energin som tillförs i processen genom förbränning  $Q_{förbränning}$ , som är given enligt processdata. De tre förstnämnda beräknades enligt ekvation 6, 7 och 8.

$$Q_{reaktion} = \sum_i (\dot{m}_i T_{in} - \dot{m}_i T_{ut}) h_{f,i} \quad (6)$$

$$Q_{fast} = H_{fast,in} - H_{fast,ut} = \sum_i (\dot{m}_i \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_{P,i} dT)_{fast,in} - \sum_i (\dot{m}_i \int_{T_{ref}}^{T_{ut}} C_{P,i} dT)_{fast,ut} \quad (7)$$

$$Q_{gas} = H_{gas,in} - H_{gas,ut} = \sum_i (\dot{m}_i \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_{P,i} dT)_{gas,in} - \sum_i (\dot{m}_i \int_{T_{ref}}^{T_{ut}} C_{P,i} dT)_{gas,ut} \quad (8)$$

Där in- och utvärden summerades för varje ämne, index  $i$ , med massflöde  $\dot{m}$ , specifika värmekapaciteten  $C_p$  och temperatur  $T$ .  $T_{ref}$  anger en referenstemperatur, vilken i detta fall är 298 K, och  $h_f$  är bildningsentalpi. Varje bidrag ger den totala energiförlusten enligt ekvation 9, där  $Q_{förlust}$  är förlusten för processdelen [W].

$$Q_{förlust} = Q_{förbränning} - Q_{gas} - Q_{fast} - Q_{reaktion} \quad (9)$$

### 4.2.1 Cykloner

I cyklonerna antas inga reaktioner ske utan endast värmeöverföring mellan material- och gasflödet. Detta modellerades genom att de fem översta cyklonerna (cyklon 5a & 5b - 2 enligt figur 2) betraktades som en öppen värmeväxlare där det fasta materialet värms upp av gasflödet. Varje in- och utgående flöde i cyklonerna visas i figur 2. Av det ingående fasta materialet till cyklontornen transporteras 15 % med det uppgående gasflödet som en förlust ut ur cyklon 5.

För modelleringen av värmeöverföringen i cyklonerna gjordes två antaganden: att det är perfekt omblandning av gas och fast material och att systemet är i steady-state. Med kända temperaturer och flöden för driftfall 1 och 2 kunde energibidragen av materialflödet och gasflödet för Norra och Södra sidan av cyklontornet beräknas enligt ekvation 7 och 8.

Eftersom det enbart sker en värmeöverföring av det varma gasflödet och det kalla materialflödet i cyklonerna omformulerades energibalansen i ekvation 9 till ekvation 10. Vidare sker det ett luftläckage in till cyklontornet som antogs ske mellan kalcinatorerna och cyklon 1. Detta innebär att luftläckaget bidrar till det totala gasflödet genom cyklontornet vilket räknas in i ekvation 10.

$$Q_{förlust} = Q_{gas} - Q_{fast} \quad (10)$$

### 4.2.2 Kalcinatorer

Modellering av värmeöverföringen i kalcinatorerna gjordes på liknande sätt som för cyklonerna med två huvudsakliga skillnader från cyklonfallet. För det första strömmar gas- och materialflödet medströms genom kalcinatoren. För det andra uppstår, genom kalcineringsreaktionen, fler energibidrag i systemet vilket resulterar i att energibalansen enligt ekvation 9 korrigeras till ekvation 11. Ytterligare ett antagande som görs är att gasflödet och materialflödet antar samma inloppstemperatur in i kalcinatorerna till följd av att flödena blandas innan inloppet.

$$Q_{förlust} = \eta Q_{förbränning} - Q_{gas} - Q_{fast} - Q_{reaktion} \quad (11)$$

Där  $\eta$  anger brännarens förbränningsverkningsgrad,  $Q_{förbränning}$  anger effekten från brännaren,  $Q_{gas}$  och  $Q_{fast}$  beräknas enligt ekvation 7 och 8,  $Q_{reaktion}$  anger kalcineringsvärmets värme och beräknas enligt ekvation 6. Denna energibalans utfördes för både Norra och Södra sidan samt driftfall 1 och 2. För modelleringen av den nuvarande processen antogs kalcineringsgraden vara 94 %.

Vad gäller sammansättningen av gasflödet ut ur kalcinatoren beror denna på hur mycket koldioxid som bildas genom kalcineringen, bränslets egenskaper och vilka rökgaser som avges. Då information om sammansättningen för det nuvarande bränslet saknas antas bränslet i roterugnen ha samma komposition som kol. Vid förbränning kommer detta sedan avspeglas i rökgassammansättningen vilket i sin tur påverkar energibalansen och  $Q_{gas}$ . Vidare antogs brännarens förbränningsverkningsgrad,  $\eta$ , vara 95 % enligt T. Burman och J. Engvall [8].

### 4.2.3 Roterugn

Beräkningarna för roterugnen utformades på liknande sätt som tidigare beskrivna processdelar och den betraktades som en motströms värmeväxlare i syfte att beräkna dess energiförluster för respektive driftfall. Energibalansen för roterugnen är således samma som för kalcinatoren enligt ekvation 9 där  $Q_{reaktion}$  anger reaktionsvärmets för kalcinering av de återstående 6 % samt klinkerreaktioner. De aktuella flödena genom roterugnen visas i figur 3. Även i roterugnen beräknas utgående gassammansättning utifrån antagande att bränslet är kol [21].

## 4.3 Beräkningar utifrån processändringen

Enligt kriteriet att mängden färdig cement ska vara oförändrad från dagens produktion innebär det att materialflödet i samtliga delprocesser är konstanta och av samma storlek som i nuvarande driftfallen. Processändringen innebär att plasmageneratorer implementeras i processen samt att luftflödet ersätts av ett recirkulerat koldioxidflöde, vilket kan ses i figur 6. Modelleringen av processändringen innebär dock att flera delar av processen ändras, samtliga förändringar och hur de modellerats redovisas i följande stycken.

### 4.3.1 Cykloner och roterugn

Vid omställning till plasmageneratorer består gasflödet endast av koldioxid. Detta innebär att värmeväxlingen i cyklonerna samt roterugnen enbart sker mellan koldioxid och fast material. Processändringen leder även till att värmebehovet för roterugnen beräknades utefter specifikationerna på plasmageneratorerna samt rökgasflödet från bränslet eliminerades.

Utöver detta genomfördes modelleringen på motsvarande sätt som för referensberäkningarna, enligt samma energibalans. Som tidigare nämnt antas energiförlusterna vara konstanta och därmed av samma värde som för luftfallet.



### 4.3.2 Kalcinator

Kinetiken för kalcineringsreaktionen i ett högre partialtryck av koldioxid modelleras med hjälp av ekvation 3 för kalkstenspartiklar med radie 0,09 nm samt kinetiska och materialspecifika konstanter enligt Appendix A. Målet med modelleringen är att beräkna den förhöjda temperatur som krävs för att kalcineringsreaktionen i ett högre partialtryck av koldioxid ska uppnå samma konversion motsvarande reaktionen i luftomgivning. Uppehållstiderna  $t$  antas även konstanta till följd av villkoret att materialflödet är oförändrat trots driftförändringen. Detta görs genom en omformulering av ekvation 3 till ekvation 12.

$$t = \frac{3 \cdot c_B^0 \cdot K_c}{2 \cdot k \cdot S_{sp}(K_c - b \cdot c_Q^G)} + \frac{r_s^2 \cdot c_B^0 \cdot X^2}{6 \cdot D_e(K_c - b \cdot c_Q^G)} \quad (12)$$

Med undantag för  $c_Q^G$ , vilken beror av koncentrationen koldioxid i omgivningen, är resterande konstanter oberoende av processfall, alltså om gasflödet består av luft eller koldioxid.

Med ovan information samt antagandet att kalcineringsreaktionen för luftfallet sker vid 760-800 °C i Slite kunde uppehållstiden för processen beräknas. När denna var känd beräknades konversionsgraden för reaktionen i koldioxidmiljö för respektive temperatur i intervallet 975-1216 K. För att nå den slutgiltiga temperaturen med 94 % kalcineringsgrad krävdes en extrapolering av punkter med positiv konversion. Enbart positiva värden valdes eftersom värden med negativ konversion uppstår till följd av begränsningar i modellen och kan anses orimliga.

I den nya processändringen bevarades energibalansen i kalcinatoren enligt ekvation 11 men liksom för cyklonerna och roterugnen förändras energibalansens ingående termer då gasflödet enbart består av koldioxid men  $Q_{förlust}$  antar samma värde som för luftfallet. Vad gäller beräkningen av  $Q_{reaktion}$  beräknades denna på samma sätt för processen i luftatmosfär men med ytterligare en term som representerar värmets till följd av den förhöjda temperaturen gentemot nuvarande reaktionstemperatur.

### 4.3.3 Modellering

Värmeeffekterna av plasmageneratorerna i kalcinatorerna och roterugnen beräknades i MATLAB. Dessa effekter beräknades efter uppdelningen i massflöde mellan flöde 3 och 4 i figur 6b, vilken kunde regleras med en kvot  $y$  som anger andel av av flöde 2 som leds till flöde 3, för att få en effektprofil mellan olika uppdelningar på flödena.

Som tidigare nämnt antogs materialflödet i samtliga delprocesser konstanta. Det är med hjälp av dessa krav samt ett flertal bestämda datapunkter i processen som effekterna kunde beräknas. De kända datapunkterna presenteras i tabell 4. Temperaturen i flöde 2, 5 och 6 från figur 6b bestämdes utifrån det temperaturkrav som ställs på arbetsgasen i plasmageneratorerna. Resterande temperaturer behandlades som konstanta från nuvarande processfall till processändring, då kravet med konstanta materialflöden kräver dessa datapunkter för att kunna bevaras.

Tabell 4: Kända datapunkter i processen.

<b>Position</b>	<b>Temperatur [°C]</b>	
Ingående råmjöl	87	
Flöde 2, 5 och 6	50	
Flöde 4	980	
Efter kalcinator	N: 762	S: 762
Cyklon 1	N: 858	S: 858
Utgående klinker	100	

Kylaren efter roterugnen i processförändringen betraktades som en värmeväxlare utan förluster där flöde 3 och 4 enligt figur 6b kylar materialflödet. Gasflöde 4 är känd till storlek och utgångstemperatur medan gasflöde 3 enbart är känt till flödesstorlek. På detta sätt kunde utgångstemperaturen på flöde 3 varieras för att uppnå värmebehovet för fasta massan utgående från roterugnen. Även kylaren som kylar utgående gas från cyklontornen modellerades som en värmeväxlare utan förluster.

Varje beräkning utgick från det totala flödet av koldioxid genom cyklontornet som varierades mellan 150-190 kg/s med 5 enheter mellan varje steg. Detta flöde kommer benämnas cyklongasflödet i fortsättningen. Korrekt uppdelning till flöde 2, 5 och 6 valdes utifrån de energibehov som finns i respektive delprocess, vilka beräknades genom iterering. Vad gäller modelleringen av plasmageneratorer betraktades den genererade värmen endast som tillförsel av ett varmt gasflöde som utgick från de givna parametrarna på verkningsgraden samt kravet på arbetsgas som valdes till 2,75 kW/(kg/s).

Processförändringen modellerades även utifrån två randvillkor vilka gjorde det möjligt att identifiera och försumma orimliga driftfall. Det första randvillkoret begränsar temperaturen av flöde 3 till max 1450 °C. Eftersom utgående materialflöde från roterugnen högst antar 1450 °C kan den kylande gasen inte nå en högre temperatur. Andra randvillkoret begränsar flöde 7, det vill säga utgående gasflöde från roterug-

nen, till max 1500 °C. Detta motiverades genom att ugnens syfte är att värma materialflödet till 1450 °C för att möjliggöra reaktioner. Skulle gasflödet, som också värms i processen, värmas till högre temperatur än 1500 °C innebär det onödiga förluster från delprocessen. De  $y$  och kombinationer av totalgasflöden genom cyklontornet som inte uppfyller randvillkoren antogs icke-genomförbara och försumrades från resultatet.

Sammantaget var målet med modelleringen av processändringen i MATLAB att beräkna en total effekt från samtliga plasmageneratorer beroende på totalt massflöde genom cyklontornet samt uppdelningen,  $y$ , mellan flöde 3 och 4 enligt figur 6b. Effekten användes för att undersöka hur energibehovet förändras vid olika flödesstorlekar. För denna analys togs även värmets för kylning av utgående gas från cyklonerna i beaktning genom att den adderades till det totala förbrännarvärmets. Effekten användes också dels för att jämföra med den totala effekten för dagens process i Slite med de nuvarande brännarna.

## 5 Resultat och diskussion

Följande avsnitt presenterar resultaten av detta projekt samt en diskussion kring dessa. Resultat av beräkningarna för de olika delarna i cementproduktionen i både den befintliga processen samt efter processändringen och för de två driftfallen kommer redovisas. Resultatet kommer även att relateras till Cementas miljömål samt hur möjligheten att genomföra implementeringen av plasmageneratorer kommer att se ut.

### 5.1 Beräkningar utifrån nuvarande process

Primärt beräknades sammansättningen av råmjölet och det kalcinerade råmjölet då massflödet av respektive komponent ligger till grund för resterande beräkningar i cyklontornet och kalcinatorn. Den beräknade sammansättningen före och efter kalcinatorn visas i tabell 5, med kalcineringsgraden 94 %. Vidare presenteras flödena för ingående råmjöl och kalcinerat råmjöl i tabell 6 för respektive driftfall, samt för Norra och Södra sidan.

Tabell 5: Sammansättning i vikt-% av materialflöde före och efter kalcinator.

Sammansättning [%]					
	$\text{CaCO}_3$	$\text{CaO}$	$\text{SiO}_2$	$\text{Al}_2\text{O}_3$	$\text{Fe}_2\text{O}_3$
Råmjöl	77,67	0	14,73	2,580	1,436
Kalcinerat råmjöl	4,660	40,90	14,73	2,580	1,436

Tabell 6: Ingående råmjölsflöde till processen och kalcinerat råmjölsflöde efter kalcinatorerna för båda driftfallen.

	Råmjölsflöde [kg/s]			
	Driftfall 1		Driftfall 2	
	Norra	Södra	Norra	Södra
Råmjöl	56,7	56,7	58,8	59,6
Kalcinerat råmjöl	32,7	32,7	33,9	34,4

Energiförlusterna för den befintliga processen visas som andelar för respektive processdel i tabell 7. Dessa varierar mellan de olika driftfallen eftersom temperaturerna och flödesstorlekarna för de olika flödena gör det, dessa temperaturvariationer kan avläsas i Appendix C. Värmeförlusterna i processens olika delar sker i form av strålning, konduktion, naturlig och påtvingad konvektion samt luftläckage från omgivningen in till processen. I olika delar av processen kommer olika typer av förluster att dominera.

Tabell 7: Energiförlusterna i procent för varje processdel.

	Förluster [%]	
	Driftfall 1	Driftfall 2
<b>Cykloner</b>	0,0397	0,0141
<b>Kalcinatorer</b>	-4,63	1,57
<b>Roterugn</b>	10,6	7,29

I tabell 7 avläses att förlusternas storlek varierar mellan de olika processdelarna. I cyklontornet är förlusterna låga vilket beror på de relativt låga temperaturerna, som i sin tur innebär att förluster som värmestrålning och naturlig konvektion blir lägre. För roterugnen ligger förlusterna på cirka 11 % för driftfall 1 och 7 % för driftfall 2. Detta grundar sig i att roterugnens yttemperatur är ungefär 400 °C. Således kommer en stor andel av förlusterna ske via naturlig och påtvingad konvektion och värmestrålning till utomhusluften som roterugnen omges av då temperaturskillnaden mellan roterugnens yta och dess omgivning är stor.

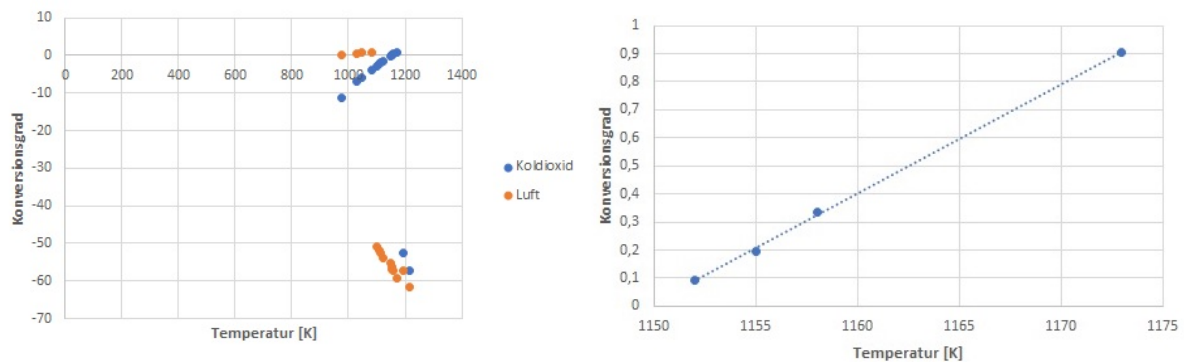
Det kan noteras i tabell 7 att kalcinatorernas förluster är negativa för driftfall 1 och positiva för driftfall 2. En negativ förlust innebär att inte tillräckligt med energi tillförs i kalcinatorerna, vilket kan konstateras inte stämmer. Förlusterna i kalcinatorerna grundar sig istället i antagandet att 94 % av kalcineringen sker i kalcinatorerna. Kalcineringsreaktionen inleds vid 750 °C, vilket innebär att reaktionen kommer ske på de ställen i processen där 750 °C eller högre temperatur uppnås. Detta innebär att reaktionen även kan ske efter kalcinatorn där flödet blandas med det varma utgående gasflödet från roterugnen. Därför kommer förlusterna vara högre i kalcinatorerna än vad som anges i tabell 7. Antagandet gjordes för att kunna modellera en större andel av kalcineringsreaktionen i kalcinatorn. Att modellera för en större andel kalcinerat material är betydelsefullt i beräkningarna över hur kalcineringsreaktionen påverkas i höga partialtryck av koldioxid. För att kunna nå ett resultat är det viktigt att samma antagande om 94 % kalcinering gäller för den befintliga processen som för processändringen.

## 5.2 Beräkningar utifrån processändringen

I följande avsnitt redovisas beräkningarnas resultat efter processändringen, med implementerade plasmageneratorer och omdirigerade koldioxidflöden, samt diskussion angående detta. Därefter presenteras även en jämförelse med den befintliga processen.

### 5.2.1 Kalcinator

Reaktionstemperaturen för kalcineringen i koldioxidomgivning beräknades utifrån kraven att kalcineringsgraden ska förbli 94 % samt att uppehållstiden i kalcinatoren ska vara samma som motsvarande reaktion i luftomgivning. I figur 8 presenteras konversionsgraden för kalcineringsreaktionen i luft med nuvarande uppehållstid samt konversionsgraden för reaktionen i koldioxid med samma uppehållstid. Figur 8 visar både samtliga punkter som beräknats från ekvation 12 för både luft och koldioxid och de punkter för koldioxid med positiv konversion. Från figur 8a kan det konstateras att



(a) Samtliga konversionsgrader för luft och koldioxid. (b) Positiva konversionsgrader för koldioxid.

Figur 8: Konversionsgraden för kalcineringsreaktionen i koldioxid mot temperaturen med antagandet om konstant uppehållstid

punkterna för koldioxid följer en linjär trend fram tills höga temperaturer antas. Motsvarande gäller konversionsgraderna för luft i samma figur. Det kan dock avläsas att många av dessa punkter antar negativ konversionsgrad. Detta kan förklaras genom att temperaturen vid den punkten är otillräcklig för att nå den uppehållstid som krävs. Vad gäller de två avvikande punkterna för de två högsta temperaturerna beror dessa sannolikt på begränsningar i beräkningsmodellen. Figur 8 visar även att punkterna för luftfallet verkar var särskilt påverkade av detta. När negativa konversionsgrader försummas blir resultatet likt figur 8b.

Ovan värden ligger till grund för den data som presenteras i tabell 8, vilken visar reaktionstemperaturerna i koldioxidomgivning samt skillnaden i temperatur från nuvarande processfall i Slite. Även avvikelserna  $R^2$ , från extrapoleringsberäkningen som genomfördes för att nå den slutgiltiga temperaturen vid 94 % kalcineringsgrad, presenteras i tabell 8.

Tabell 8: Reaktionstemperaturer i kalcinatoren i ett högre partialtryck av koldioxid, skillnaden i reaktionstemperatur från nuvarande processfall samt extrapolationsavvikelsen  $R^2$ .

	Temperatur [°C]			
	Driftfall 1		Driftfall 2	
	Norra	Södra	Norra	Södra
Reaktionstemperatur	890	901	894	901
Temperaturdifferens	125	138	88	90
$R^2$	0,996	0,996	0,999	0,999

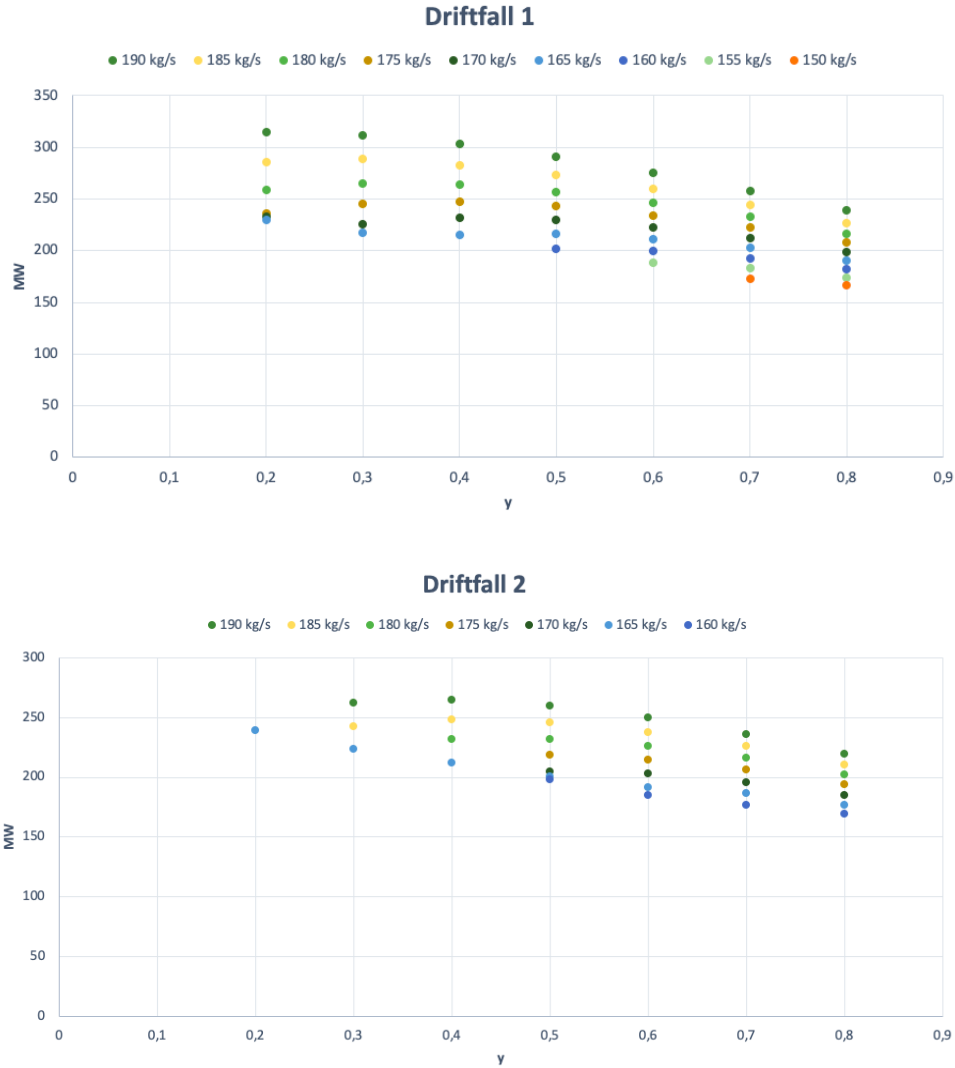
Värdena i tabell 8 bekräftar att omgivande koldioxid påverkar och begränsar kalciumkarbonats sönderfall till kalciumoxid och koldioxid. Eftersom temperaturen måste höjas ungefär 100 °C för att uppnå samma utbyte och produktionshastighet kan det antas att dess påverkan är stor för detta temperaturområde. Inverkan av den förhöjda temperaturen i kalcinatoren resulterar i att materialflödet kräver en större värmemängd vilket innebär att resterande termers värde i ekvation 11 måste höjas för att bevara energibalansen.

Vad gäller tillförlitligheten hos de beräknade reaktionstemperaturerna ligger viss osäkerhet i extrapoleringen av temperaturerna. Framförallt då enbart de värden med positiv konversion användes. Det finns även en osäkerhet i de konstanter som användes då råmjölet kan variera i både partikelstruktur och kornstorlek.

### 5.2.2 Plasmaeffekt

Processändringen kräver en kylning av utgående ström från cyklonerna innan återcirkulation av flödet. Denna kylning innebär ett extra energibehov i systemet. Den totala energin som tillförs i processändringen är alltså både plasmaeffekterna i ugnen och kalcinatorerna samt den extra kylningen. I figur 9 presenteras plasmaeffekten och kylningens energibehov för respektive totala gasflöde genom cyklonerna mot uppdelningen mellan flöde 3 och 4 i figur 6b, alltså kvoten  $y$ . Ett högre värde på  $y$  innebär

att en större andel av totalflödet går till flöde 3, det vill säga ett högre flöde till kalcinatorerna.



Figur 9: Totalt effektbehov, plasmaeffekt samt kylning av gas, som en funktion av  $y$  för olika totala gasflöden i de båda driftfallen.

Samma cyklongasflöden användes vid båda driftfallen. Vissa massflöden uppfyllde inte tidigare nämnda randvillkor och illustreras därför inte i 9. Mängden möjliga uppdelningar på  $y$  är högre för driftfall 1, således finns det större variationsmöjligheter.



ter. Detta beror på att för driftfall 2 antas vinterklimat vilket kräver högre process-temperaturer för att kompensera för större värmeförluster till den kalla omgivningen jämfört med vårklimatet i driftfall 1. Vidare kommer randvillkoren begränsa datan på olika sätt där det villkor som begränsar flöde 3 i figur 6b till 1450 °C begränsas för låga  $y$ , medan randvillkoret som begränsar flöde 7 till 1500 °C begränsas för höga  $y$ .

Båda driftfallen följer samma trend, det vill säga att energibehovet går ned vid ökat  $y$ , vilket innebär att ett större massflöde till kalcinatorerna är fördelaktigt. I figur 9 syns det även, vilket framför allt är tydligt för driftfall 2, att de lägre totala flödena inte alltid uppfyller randvillkoren. Detta innebär att ett lägre totalt massflöde ger en mindre flexibilitet i driften vilket är något att ha i åtanke vid eventuell implementering av processändringen.

Den totala plasmaeffekten är effekten för både plasmageneratoren i roterugnen samt de i kalcinatorerna. Dessa kommer variera olika med  $y$  på grund av variationerna i temperatur. I figur 10 kan denna variation avläsas mot den totala plasmaeffekten för två olika totala massflöden, 165 kg/s respektive 190 kg/s, för båda driftfallen.



Figur 10: Total plasmaeffekt samt plasmaeffekt i roterugn och kalkinator, som en funktion av  $y$  för totala gasflödena 190 kg/s och 165 kg/s i de båda driftfallen.

Plasmaeffekten i figur 10 följer olika beteenden för kalkinatorerna och för roterugnen. Eftersom det fanns en begränsad variation för de olika massflödena valdes det att illustrera ett högt och ett lågt massflöde vilka även uppfyllde randvillkoren för fler än en  $y$ -punkt. I kalkinatorerna minskar plasmaeffekten linjärt med ökande  $y$ , vilket innebär att ett ökat massflöde till kalkinatorerna ger en lägre plasmaeffekt. I roterugnen är beteendet inte linjärt, utan ett maximivärde av plasmaeffekten sker vid ett visst  $y$ . För driftfall 1 och massflöde 190 kg/s sker den toppen vid  $y$  0,3 och vid 0,4

för driftfall 2. Efter toppen minskar roterugnens effekt med ökande  $y$ . För driftfall 1 blir toppen på roterugnens effekt vid 0,5. Detta bidrar till en låg plasmaeffekten för små  $y$ , vilket ger ett lokalt minimum för den totala plasmaeffekten vid 0,4. På grund av att kalcinatorernas plasmaeffekt minskar linjärt kommer det ändå att vara fördelaktigt att köra processen vid högre  $y$  vid massflöde 165 kg/s för driftfall 1. För att minska plasmaeffekterna är det fördelaktigt att köra större flöden till kalcinatorerna än till roterugnen.

### 5.2.3 Jämförelse mot nuvarande processfall

Det är även av intresse att jämföra hur energibehovet vid processförändringen förhåller sig till nuvarande processfall. I figur 11 presenteras totala värmebehovet för plasmageneratorerna i roterugnen samt båda kalcinatorerna för respektive totala gasflöde genom cyklontornen mot kvoten  $y$  som är uppdelning mellan flöde 3 och 4. Figur 11 visar även totala brännarvärmen mot  $y$  för respektive driftfall och den befintliga processen.

Till skillnad från figur 9 tas inte hänsyn till kylningsbidraget av den utgående gasen från cyklontornet i figur 11. Detta motiveras genom att det nuvarande processfallet inte är beroende av att gas utgående från cyklontornet kyls för att produktionen ska upprätthållas, vilket den gör i processändringen. Dessutom utnyttjas kylbehovet av gasflödet i andra delar av processen som behöver värmas i nuvarande processfallet. Kylbehovet i den befintliga processen är alltså varken nödvändig eller väldefinierad. För en tydlig jämförelse av processfallen bortses därför detta energibehov.

Vad gäller kylbehovet hos den varma gasen från cyklontornet ger en jämförelse mellan figurerna 9 och 11 att kylarbidraget står för strax under 100 MW av energibehovet samt att kylarvärmnet minskar med minskande cyklongasflöden. Skulle datan som visualiseras i figur 9 således jämföras med luftfallet skulle enbart låga totala massflöden vid höga  $y$  ha ett lägre energibehov än nuvarande processfall. En sådan jämförelse skulle innebära att färre flödesbilder är möjliga för en optimerad processförändring. Dock är enbart en sådan jämförelse nödvändig om kylbehovet för processändringen inte kan tillgodoses i resterande delar av processen liksom för den befintliga anläggningen.

För att motivera en processförändring är det fördelaktigt om processens energibehov är lägre än den befintliga processens. På detta sätt krävs mindre resurser för driva produktionen, vilket är önskvärt. En övergripande avläsning av figur 11 ger att de flesta flödesbilder för driftfall 1 kräver lägre energibehov än nuvarande processfall, medan samtliga fall i driftfall 2 antar lägre värmebehov.



Figur 11: Den totala plasmaeffekten för båda driftfallen för processförändringen och brännarvärmets för den befintliga processen.

Som tidigare nämnts innebär ett större cyklongasflöde alltså ett större energibehov. Detta innebär att stora gasflöden har större energibehov än luftfallet, vilket är fallet för driftfall 1 vid 190 kg/s. Samtidigt antar  $y$ -värden större än 0,5 en lägre plasmaeffekt för samtliga fall denna studien undersökt. Sammantaget kräver ett optimalt driftfall för processändringen en kombination av optimerad flödesstorlek på cyklongasen samt uppdelning av gasflöden. Detta driftfall har inte bara lägre energibehov än den befintliga processen utan den tar dessutom hänsyn till vilka flödesstorlekar och temperaturer processen antas kunna fungera vid. Detta kommer diskuteras vidare senare i avsnittet.

### 5.2.4 Temperaturer

Genom beräkningarna av driftfallens totala plasmaeffekter beräknades även vissa temperaturer i processen. Utvalda temperaturer presenteras i tabell 9 och 10 för cyklongasflöde 165 kg/s respektive 190 kg/s för båda driftfallen.  $T3$  i tabellerna nedan anger temperaturen i flöde 3 i figur 6b,  $Tk$  anger blandningstemperaturen av samtliga flöden in till calcinatorerna och  $T7$  anger temperaturen i flöde 7 som är gastemperaturen ut ur roterungen.

Tabell 9: Cyklongasflöde vid 165 kg/s

$y$	Temperatur [°C] Driftfall 1				$y$	Temperatur [°C] Driftfall 2			
	T3	Tk		T7		T3	Tk		T7
0,7	1209	N: 960	S: 959	1173	0,7	1369	N: 1040	S: 1028	1102
0,6	1257	N: 962	S: 961	1270	0,6	1439	N: 1046	S: 1033	1220

Tabell 10: Totalt cyklongasflöde vid 190 kg/s

$y$	Temperatur [°C] Driftfall 1				$y$	Temperatur [°C] Driftfall 2			
	T3	Tk		T7		T3	Tk		T7
0,8	981	N: 869	S: 868	1008	0,8	1096	N: 937	S: 928	904
0,7	997	N: 868	S: 867	1191	0,7	1129	N: 942	S: 931	1126
0,6	1017	N: 866	S: 865	1284	0,6	1169	N: 945	S: 933	1239
0,5	1043	N: 864	S: 862	1341	0,5	1218	N: 946	S: 934	1308
0,4	1077	N: 859	S: 858	1379	0,4	1283	N: 945	S: 932	1354
0,3	1129	N: 852	S: 851	1406	0,3	1353	N: 939	S: 925	1388

Antalet  $y$ -värden som visas för respektive tabell beror på hur många uppdelningar som uppfyller randvillkoren. Ovan gasföden valdes att presenteras då 165 kg/s är det minsta massflöde för båda driftfallen som för flera  $y$ -värden uppfyller randvillkoren och 190 kg/s är det största motsvarande flödet.

Från tabell 9 och 10 kan det dels avläsas att driftfall 1 drivs av lägre temperaturer än driftfall 2 och dels att temperaturerna ökar med avtagande  $y$ . Det kan även avläsas att temperaturerna är betydligt lägre vid cyklongasflödet på 190 kg/s jämfört med 165 kg/s. Det förstnämnda kan förklaras genom de olika utomhusklimat som skiljer driftfallen åt. Vad gäller temperaturskillnaderna mellan 165 kg/s och 190 kg/s

kan detta förklaras genom att större flöden inte kräver lika höga temperaturer som låga flöden för att uppnå samma effekt. Likande motivering kan antas för ökande temperaturer vid avtagande  $y$ .

### 5.3 Utvärdering av implementeringen av plasmageneratorer

Det är som tidigare konstaterat önskvärt med ett lägre värmebehov vid implementeringen av plasmageneratorer jämfört med dagens process. Dessutom begränsas implementeringen av de temperatur- och flödesbegränsningar som ställs på processen. I den nuvarande processen antas temperaturer enligt Appendix C och cyklongasflödet är strax under 160 kg/s. En processändring strävar efter att följa dessa temperaturer och flöden i så stor utsträckning som möjligt utifrån den befintliga processens utformning. En processändring som avviker mycket från dagens begränsningar kommer att bli mer omfattande och mer kostnadsintensiv. Dessvärre har det redogjorts i tidigare avsnitt att det finns ett motsatsförhållande mellan stora cyklongasflöden och höga temperaturer. Sammataget blir det alltså svårt att rekommendera ett driftförslag för processändringen som kan uppfylla alla krav som anläggningen ställer. Troligtvis kommer en kompromiss mellan måttligt höga totalflöden och måttligt höga temperaturer ge det bästa driftförslaget. Enligt figur 11 skulle troligtvis alla dessa förslag kräva ett mindre energibehov än den luftbaserade processen idag med antagandet att kylbehov bortses från i båda processfallen.

Utöver detta ställs även mer generella krav på processen vid implementering. Ett av dessa är kravet på en filtrerad arbetsgasström. Den befintliga processen har filter för att fånga upp damm efter cyklontornet. Detta medför att det är rimligt att renhetskravet ska kunna uppnås genom den rening som existerar nu eller med installation av flera filter. Den stora utmaningen i att införa plasmageneratorer är att undvika luftläckage i systemet, som försvårar möjligheten till ett rent koldioxidflöde. Ett rent koldioxidflöde är en förutsättning för att minska bildandet av  $\text{NO}_x$ . Tätning måste ske för att undvika detta vilket skulle kunna vara en utmaning, speciellt i cyklontornet där stora flöden av luft läcker in. Ett rent gasflöde är idealt då det innebär lägre kostnad för CCS om koldioxid utgör större delen i gasströmmen eftersom den stora kostnaden i CCS är reningsprocessen. Att täta processen är även av betydelse för att ingen koldioxid ska transporteras ut ur processen.

## 5.4 Processförändringen och klimatmålen

Bakgrunden till projektets uppkomst är Sveriges miljömål och Cementas nollvision, i det större sammanhanget måste resultatet av studien alltså relateras till dessa. Det kan konstateras utifrån resultatet av denna studie att en implementering av plasmageneratorer är ett möjligt alternativ för att eliminera det fossila beroendet i cementindustrin samtidigt som cementproduktionen bibehålls som den ser ut idag. Av processens totala koldioxidutsläpp i nuläget kan 40 % härledas till förbränningen av fossila bränslen som således kan elimineras genom att införa plasmageneratorer och på så sätt ersätta bränslet med el.

Om plasmageneratorer kan implementeras i Cementas anläggning i Slite kommer klimatpåverkan från anläggningen till stor del att härledas tillbaka till hur elektriciteten som driver plasmageneratorerna produceras. Det kan utifrån dagens elproduktion konstateras att elektrifiering av cementindustrin är en bra metod i Sverige där elen till stor del idag kommer från fossilfria källor. Metoden skulle dock i andra länder potentiellt göra att industrin får en större klimatpåverkan då elen kan ha en mer koldioxidintensiv framtagning.

En processändring som syftar till att uppfylla miljömålen om noll nettoutsläpp, förlitar sig dock på att koldioxidflödet som går ut ur processen kan tas om hand. De resterande 60 % av cementindustrins koldioxidutsläpp återstår alltså även efter införande av plasmageneratorer. Föreslagen CCS-teknik kan vara en lämplig lösning för att miljömålen skall nås efter införande av plasmageneratorer.

CCS-tekniken och andra tekniska införanden i klimatlösande syfte kommer dock alltid att innebära en extern energitillförsel till en existerande industri. Därför har en processförändring av denna sort inte varit prioriterad tidigare och kommer att innebära kostnader för industrin. Processanläggningen i Slite står för Sveriges näst största enskilda utsläpp av koldioxid och det är därmed mycket som behöver förändras för att Cementa ska uppnå sina miljömål till år 2030. Det är med grund i detta som studier likt denna uppkommit och som alla arbetar mot en gemensam hållbar framtid.

## 6 Slutsats

Projektet syftade till att undersöka den förändrande flödesbilden med implementerade plasmageneratorer. Det kan som slutsats konstateras att det är möjligt att implementera plasmageneratorer utifrån energibalanserna med antagandena om att behålla samma produktionstakt, idealisering av flöden samt försummande av luftinläckage. Slutsatsen dras utifrån den nya flödesbilden där de befintliga värmekällorna ersatts av plasmageneratorer och koldioxidflödena omdirigerats för att fungera som arbetsgas. Projektet kom fram till att kalcineringen påverkas av den koldioxidmiljöprocessändringen innebar, vilket resulterade i ett behov av att höja kalcineringsreaktionens temperatur med ungefär 100 °C.

Modelleringen undersökte värmebehovet genom att ändra totala gasflödet i cykloner mellan 150 och 190 kg/s samt en uppdelning av ingående gasflöden till roterugn och kalcinator. Resultatet av detta visade att både låga massflöden samt låga gasflöden till roterugnen innebär ett lägre värmebehov i processen. Detta i kombination med motsatsförhållandet mellan höga temperaturer och höga massflöden medför att det inte kan förslås ett optimalt driftfall utan att flera är möjliga genom avvägning mellan flödesuppdelningar och -storlekar.

Resultatet visade även på att processändringen innebär ett lägre energibehov i majoriteten av de fall som testades för båda driftfallen jämfört med den nuvarande processen, där den största skillnaden utifrån den befintliga processen är ungefär 100 MW lägre. Detta är ett önskvärt resultat och motiverar att genomföra processändringen. Då det ur ett kostnadsperspektiv är fördelaktigt att använda den existerande utrustningen i så stor omfattning som möjligt är gynnsamt om processändringen har liknande massflöden och temperaturer som den nuvarande. Genom att elektrifiera processen kommer således ungefär 40 % av dess totala koldioxidutsläpp att minska och projektet ger förslag till vidare forskning om hur resterande utsläpp kan tas om hand om.



## 7 Förslag till vidare forskning

Utifrån denna studie kan det ges flera rekommendationer för vidare forskning. Bland annat görs det ett antal antaganden som idealiserar processen och ligger till grund för de resultat som presenterats. För att få ett resultat som är bättre grundat i hur industrin ser ut i praktiken behöver beräkningar göras som är mer realistiska och som i högre grad beskriver den reella industrin. Dessutom behöver anläggningens temperatur och flödeskrav undersökas för att kunna hitta ett möjligt driftfall för processändringen.

Vad gäller kalcineringsreaktion är även en mer utförlig modellering av reaktionen i roterugnen nödvändig för att se hur den påverkas av ett högre partialtryck av koldioxid. Utöver detta bör även den kinetiska aspekten av reaktionen studeras mer ingående. Detta involverar framförallt att studera strukturen på kalciumkarbonatpartiklarna mer utförligt samt ta fram reaktionskonstanter som är specifika för den lokala kalkstenen som används.

Ett annat förslag för vidare forskning, som är viktigt för en bedömning huruvida en elektrifiering av processen är genomförbar, är en beräkningsbaserad analys av CCS-tekniken. Studien har tagit fram massflöden och en flödesbild för en elektrifiering av industrin där ett av flödena är tänkt att användas till CCS men inga beräkningar gjordes för CCS-införandet. I övrigt kan en undersökning om hur en annan renhetsgrad i flödet som recirkuleras och tas ut till CCS vara intressant. Möjligheten att låta flödet ha en viss andel färskluft till exempel kan påverka kalcineringen men också efterföljande koldioxidinfångning varför detta är ett förslag till vidare forskning.

Som tidigare nämnt utreds flera olika metoder av, eller i samarbete med, Cementa vilka kräver pilottester för att verifiera teknologin och se hur resultatet stämmer överens med verkligheten. Slutligen är sista steget faktisk implementering av den mest lämpade processändringen som förhoppningsvis kommer vara klart till år 2030 för att uppfylla Cementas miljömål.

## Referenser

- [1] *Nollvision för koldioxid*. URL: <https://www.cementa.se/sv/nollvision2030>.
- [2] *Utsläpp av växthusgaser till år 2030*. URL: <http://www.sverigesmiljomal.se/etappmalen/utslapp-av-vaxthusgaser-till-ar-2030/>.
- [3] T.T, *Här är företagen som släpper ut mest koldioxid*, 2018. URL: <https://www.nyteknik.se/miljo/har-ar-foretagen-som-slapper-ut-mest-koldioxid-6941570>.
- [4] *Sustainability Commitments 2030*. URL: <https://www.heidelbergcement.com/en/sustainability-commitments-2030>.
- [5] B. Wilhelmsson, C. Kollberg, J. Larsson, J. Eriksson och M. Eriksson, “Cem-Zero: A feasibility study evaluating ways to reach sustainable cement production via use of electricity”, Cementa, tekn. rapport, 2018.
- [6] *Så här tillverkas cement*. URL: <https://www.cementa.se/sv/tillverkning-av-cement>.
- [7] *Cementproduktion steg-för-steg*. URL: <https://www.cementa.se/sv/cementproduktion-steg-f%C3%B6r-steg>.
- [8] T. Burman och J. Engvall, “Evaluation of usage of plasma torches in cement-production”, Chalmers tekniska högskola, tekn. rapport, 2019.
- [9] Å. Truedsson, *Cementprocessen, från kalksten till färdig cement*. Cementa AB, 2014.
- [10] D. A. Frank-Kamenetskii, “Production of a Plasma”, i *Plasma*, London: Macmillan Education UK, 1972, s. 8–11. DOI: 10.1007/978-1-349-01552-8{\\_}2. URL: [http://link.springer.com/10.1007/978-1-349-01552-8\\_2](http://link.springer.com/10.1007/978-1-349-01552-8_2).
- [11] N. Venkatramani, “Industrial plasma torches and applications”, *Current Science*, årg. 83, nr 3, s. 1–9, 2002. URL: [https://www.jstor.org/stable/24106883?seq=1#metadata\\_info\\_tab\\_contents](https://www.jstor.org/stable/24106883?seq=1#metadata_info_tab_contents).
- [12] E. Gomez, D. A. Rani, C. Cheeseman, D. Deegan, M. Wise och A. Boccacini, “Thermal plasma technology for the treatment of wastes: A critical review”, *Journal of Hazardous Materials*, årg. 161, nr 2-3, s. 614–626, jan. 2009, ISSN: 03043894. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2008.04.017. URL: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0304389408005426>.
- [13] *Våra tjänster*. URL: <https://www.scanarc.se/vara-tjanster/>.
- [14] P. Hilding, *Privat kommunikation via mejl, 2020-04-01*.

- [15] C. Holmström, *Elproduktion*No Title, 2020. URL: <https://www.ekonomifakta.se/fakta/energi/energibalans-i-sverige/elproduktion/>.
- [16] R. S. Haszeldine, “Carbon Capture and Storage: How Green Can Black Be?”, *Science*, årg. 325, nr 5948, s. 1647–1652, sept. 2009, ISSN: 0036-8075. DOI: 10.1126/science.1172246. URL: <https://www.sciencemag.org/lookup/doi/10.1126/science.1172246>.
- [17] J. Gibbins och H. Chalmers, “Carbon capture and storage”, *Energy Policy*, årg. 36, nr 12, s. 4317–4322, dec. 2008, ISSN: 03014215. DOI: 10.1016/j.enpol.2008.09.058. URL: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0301421508004436>.
- [18] T. Harkin, I. Filby, H. Sick, D. Manderson och R. Ashton, “Development of a CO2 Specification for a CCS Hub Network”, *Energy Procedia*, årg. 114, s. 6708–6720, juli 2017, ISSN: 18766102. DOI: 10.1016/j.egypro.2017.03.1801. URL: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1876610217320039>.
- [19] A. Escardino, J. Garcia-Te, C. Feliu, A. Saburit och V. Cantavella, “Kinetic study of the thermal decomposition process of calcite particles in air and CO2 atmosphere”, *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, årg. 13, nr 3, s. 886–897, 2013.
- [20] D. Moore, *Enthalpy of Formation Data*. URL: [https://www.cementkilns.co.uk/data\\_enthalpy\\_formation.html](https://www.cementkilns.co.uk/data_enthalpy_formation.html).
- [21] S. Naga Kishore, T. Venkateswara Rao och M. L. S. Deva Kumar, “Influence of Indian lignite on gas solid hydrodynamics of a 210 MW CFB riser”, *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*, årg. 402, s. 012047, sept. 2018, ISSN: 1757-899X. DOI: 10.1088/1757-899X/402/1/012047. URL: <https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1757-899X/402/1/012047>.

## Appendix

### A Nomenklatur och konstanter för kalcineringskinetiken

I tabell A1 visas samtliga parametrar som presenteras i ekvation 3.

Tabell A1: Nomenklatur för kalcineringskinetiken

Nomenklatur		
$X$	Konversion	-
$t$	Uppehållstid	[s]
$c_B^0$	Initialkoncentration av $\text{CaCO}_3$ i partikel	[kmol m <sup>-3</sup> ]
$K_c$	Jämviktskonstant för reaktion	[kmol m <sup>-3</sup> ]
$c_Q^G$	Koncentration av $\text{CO}_2$ i gasfas	[kmol m <sup>-3</sup> ]
$b$	Fastfas-gasfas-jämviktskonstant för $\text{CO}_2$	-
$k$	Hastighetskonstant	[kmol m <sup>-2</sup> min <sup>-1</sup> ]
$S_{sp}$	Specifik ytarea hos $\text{CaCO}_3$ i partikel	[m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> av partikel]
$r_s$	Initialradie hos sfär med samma ytarea som partikel	[m]
$D_e$	Effektiv diffusionskoefficient hos $\text{CO}_2$	[m <sup>2</sup> min <sup>-1</sup> ]

I tabell A2 och A3 presenteras temperaturberoende respektive temperaturoberoende kalcineringspecifika data från Escardino et al [19].

Tabell A2: Temperaturoberoende kalcineringsdata

$c_B^0$ [mol <sup>2</sup> ·m <sup>-3</sup> ]	$S_{sp}$ [m <sup>2</sup> ·m <sup>-3</sup> partikel]
21,7	1354700

Tabell A3: Temperaturberoende kalcineringsdata

<b>T</b> [K]	<b>k</b> [ $10^6 \cdot \text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{min}^{-1}$ ]	<b>K<sub>c</sub></b> [ $10^3 \cdot \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ ]	<b>D<sub>e</sub></b> [ $10^4 \cdot \text{m}^2 \cdot \text{min}^{-1}$ ]
975	0,80	0,40	3,20
1028	1,95	1,10	3,28
1047	2,61	1,53	3,30
1080	4,26	2,70	3,35
1098	5,60	3,74	3,37
1107	6,21	4,20	3,38
1113	6,74	4,59	3,40
1123	7,60	5,30	3,40
1150	10,90	8,00	3,20
1152	11,20	8,30	3,22
1155	11,40	8,56	3,23
1158	11,90	8,93	3,24
1173	14,50	11,00	3,25
1195	18,90	14,90	2,85
1216	24,00	19,60	2,90

Ekvation 13 anger en modell för fastfas-gasfas-jämviktskonstanten för CO<sub>2</sub> framtagen av Escardino et al [19].

$$b = (1,096 + 0,190y_Q^G)e^{-\frac{602,3}{T}} \quad (13)$$

## B Termodynamisk data från FactSage™

I tabell B1 presenteras termodynamiskdata från FactSage™ för att beräkna värmekapaciteten enligt ekvation 14.

$$C_p = \sum_i C_i T^{P(i)} \quad (14)$$

För de olika ämnena i tabell B1 anges de temperaturintervall  $T$  för vilken värmekapacitetsberäkningen är giltig. Den ämnesspecifika konstanten  $P$  är enhetslös.

Tabell B1: Termodynamisk data från FactSage™

<b>CO<sub>2</sub></b>			<b>N<sub>2</sub></b>		
<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>	<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>
103,34460	0	298-1900	17,081221	0	298-1600
-40249,044	-2		-230154,97	-2	
11004,741	-1		2939,8051	-1	
-4,74260628*10 <sup>-3</sup>	1		1,73897891*10 <sup>-2</sup>	1	
-1748,2872	-0,5		-4,51779224*10 <sup>-6</sup>	2	
<b>CaO</b>			<b>SiO<sub>2</sub></b>		
<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>	<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>
58,79117	0	298-2845	80,011992	0	298-1996
-133,90400	-0,5		-240,27600	-0,5	
-1147146	-2		-3546684	-2	
1,02978788*10 <sup>8</sup>	-3		-4,19568369*10 <sup>8</sup>	-3	
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>			<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>		
<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>	<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>
155,01888	0	298-2327	137,00893	0	298-2500
-828,38698	-0,5		-290764	-2	
-3861363	-2				
4,09083646*10 <sup>8</sup>	-3				
<b>CaCO<sub>3</sub></b>					
<b>C<sub>i</sub> [kJ/(kgK<sup>P(i)</sup>)]</b>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>			
104,51632	0	298-1200			
-2594080	-2				
2,192416*10 <sup>-2</sup>	1				

<b>H<sub>2</sub>O</b>		
<b>C<sub>i</sub></b> [kJ/(kgK <sup>P<sup>(i)</sup>)]</sup>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>
53,145789	0	298-1100
24151166	-2	
1486,8425	-0,5	
1,61080076*10 <sup>-4</sup>	1	
-83128,276	-1	
25,781640	0	1100-4000
1,49497163*10 <sup>-2</sup>	1	
-5,52355894*10 <sup>-7</sup>	2	
-27999,319	-2	
1107,2718	-1	

<b>O<sub>2</sub></b>		
<b>C<sub>i</sub></b> [kJ/(kgK <sup>P<sup>(i)</sup>)]</sup>	<b>P<sub>i</sub></b>	<b>T [K]</b>
29,924057	0	298-1000
229329,26	-2	
-79,161659	-0,5	
1,69786815*10 <sup>-2</sup>	1	
-6,76616525*10 <sup>-6</sup>	2	
89,681327	0	1000-4000
-18682686	-2	
95803,96	-1	
-1,44744488*10 <sup>-3</sup>	1	
-4126,5372	-0,5	

## C Data från Slite

I tabell C1 presenteras gasflödet av luft i roterungen, kalcinatorerna och cyklornerna för den befintliga processen och massflödet av råmjölet som tas in mellan cyklon 4 och 5.

Tabell C1: Massflöde för driftfall 1 och 2 samt Norra och Södra sidan vid olika positioner i processen i Slite.

Position	Massflöde [kg/s]			
	Driftfall 1		Driftfall 2	
	N	S	N	S
Råmjöl	56,69	56,69	58,81	59,56
<b>Roterugn</b>				
Utloppsgasläckage		1,9		
Primärluft		3,1		
Inloppsgasläckage		1,9		
Sekundärluft		51,2		
<b>Kalcinator</b>				
Tertiärluft		29,2		
<b>Cykloner</b>				
Luft inläckage		21,3		

I tabell C2 presenteras temperaturerna för den befintliga processen i Slite. Datan är hämtad från examensarbetet som är utfört av T. Burman och J. Engvall [8]. De besökte Cementas produktion i Slite vid ett tillfälle och kunde vid det tillfället samla data från två driftsfall, därav att data finns för en vårtemperatur och en vintertemperatur.



Tabell C2: Temperaturer för driftfall 1 och 2 samt Norra och Södra sidan vid olika positioner i processen i Slite

Position	Temperatur [°C]			
	Driftfall 1		Driftfall 2	
	N	S	N	S
Råmjöl i cyklontornen	87	87	87	87
Cyklon 5a	427	426	423	426
Cyklon 5b	407	398	405	420
Cyklon 2	762	760	779	759
Cyklon 1	847	847	873	873
Gas efter kalcinator	764	756	775	768
Material efter kalcinator	762	760	779	759
Material efter roterugn	1393		1451	
Sekundärluft	980		980	
Tertiärluft	893		918	