

HOGERE KOOLSTOFCONVERSIE IN CFB-BIOMASSAVERGASSERS

A. van der Drift
C.M. van der Meijden
S.D. Strating-Ytsma^{*)}

^{*)} HoSt (Hengelo)

Revisies		
A	Eindversie april 2003	
B		
Opgesteld door: A. van der Drift	Goedgekeurd/vrijgegeven door: H.J. Veringa	ECN Biomassa
Geverifieerd door: J. Beesteheerde		

Colofon subsidie eindrapport

Projectnummer Novem: 2020-01-12-14-009

Dit onderzoek is uitgevoerd met medewerking van het programma Duurzame Energie Nederland (DEN) programma. Meer informatie op www.den.novem.nl.

Beheer en coördinatie van het DEN-programma berusten bij:

NOVEM B.V.

Nederlandse onderneming voor energie en milieu B.V.

Catharijnesingel 59

3511 GG UTRECHT

Postbus 8242

3503 RE UTRECHT

Telefoon: (030) 239 34 80 (Secretariaat DEN)

Contactpersoon voor dit project Ir. K.W. Kwant E-mail: k.kwant@novem.nl

Het programma Duurzame Energie Nederland (DEN) wordt uitgevoerd door Novem in opdracht van het ministerie van Economische Zaken.

Novem geeft geen garantie voor de juistheid en/of volledigheid van gegevens, ontwerpen, constructies, producten of productiemethoden voorkomende of beschreven in dit rapport, noch voor de geschiktheid daarvan voor enige bijzondere toepassing.

Aan deze publicatie kunnen geen rechten worden ontleend.

Nadere informatie over de uitgevoerde studie is verkrijgbaar bij:

naam contractant: Energieonderzoek Centrum Nederland (ECN)
adres: Westerduinweg 3
postbus: Postbus 1
postcode/woonplaats: 1755 ZG PETTEN
telefoon: (0224) 564949
contactpersoon: A. van der Drift

Datum rapportage: juni 2003

Verantwoording

Onderliggend rapport beschrijft de resultaten van een project uitgevoerd door ECN en HoSt in opdracht van Novem. Het betreft project 2020-01-12-14-009, bij ECN bekend onder nummer 7.2259.

Abstract

Circulating fluidised beds (CFB) for the gasification of biomass are very attractive because of its suitability for both small and large scale as well as its flexibility towards fuel type and size. However, in practice CFB gasifiers turn out to have only approximately 90% carbon conversion. This not only results in sub-optimal efficiencies, it also means that the ashes contain large quantities of carbon. This can have negative effect on ash use and costs involved. Furthermore, carbon rich ashes bring along risks of dust explosions. In conclusion it can be stated that the increase of carbon conversion of CFB gasifiers can have great positive effects.

In the present project, several methods have been tested and evaluated. Tests were performed in the 500 kW_{th} CFB gasifier at ECN in the Netherlands. From the evaluation it can be concluded that the application of the so-called HSD-CFB principle is the most attractive option. The HSD-CFB principle divides the riser into two zones by a local narrowing. Biomass entering the upper zone cannot fall down into the bottom zone. With this method, it is achieved that the oxygen/air added to the bottom zone can only react with the circulating char. This increases the carbon conversion considerably and even 96% has been measured. At the same time the cold gas efficiency increases with 1% point. Technically, the HSD-principle has no real draw backs.

Three other methods can have economical benefits as well. These are:

- no air preheat
- gasification at higher temperature
- cooling the reactor

All three methods are based on the relation between carbon conversion and air/fuel ratio. It turns out that the methods can be combined as long as the total heat loss does not exceed 5% (based on the heat input of the solid fuel). Up to this, the carbon conversion linearly increases with heat loss so that the cold gas efficiency remains unchanged.

Of all tested methods, only the addition of steam has a significant effect on tar formation. The calculated tar dewpoint reduces from 200 to 175°C. This however is generally still too high. Adding steam also reduces economical benefits due to a reduction of cold gas efficiency.

As a final remark it might be even more attractive to implement the HSD-principle in a CFB gasifier by enlarging the circulation siphon rather than having a narrowing ring in the riser. This might even create the possibility to separate the low carbon ashes that remain in the siphon when operated under oxidising conditions.

Trefwoorden

vergassing, CFB, conversie, rendement

INHOUD

LIJST VAN TABELLEN	6
LIJST VAN FIGUREN	6
SAMENVATTING	7
1. INLEIDING	9
2. TESTPROGRAMMA	11
2.1 CFB-vergasser	11
2.2 Standaard testcondities	11
2.3 Maatregelen	12
2.4 Brandstoffen	15
2.5 Definitie koolstofconversie	16
2.6 Definitie koudgasrendement	17
2.7 Definitie equivalent warmteverlies	18
2.8 Definitie teer-dauwpunt	18
3. RESULTATEN	19
3.1 Koelen	19
3.2 Sifon-gas hoog in riser	20
3.3 Stoom op sifon	21
3.4 Hogere temperatuur	22
3.5 HSD-CFB-principe	23
3.6 Twee bedmateriaalgroottes	24
4. TECHNISCHE IMPLICATIES VAN DE MAATREGELEN	25
5. ECONOMISCHE ASPECTEN	27
6. DISCUSSIE EN CONCLUSIES	31
7. REFERENTIES	35
BIJLAGE A HSD-CFB-PRINCIPE	37
BIJLAGE B DEELTJESGROOTTEVERDELING BEDMATERIAAL	39
BIJLAGE C NUMERIEKE TESTRESULTATEN	41

LIJST VAN TABELLEN

Tabel 1	Overzicht testen	12
Tabel 2	Samenstelling en afmetingen van de gebruikte brandstoffen	16
Tabel 3	Enkele resultaten van de testen waarbij warmteverliezen zijn opgelegd	19
Tabel 4	Samenstelling gas uit sifon tijdens toevoer van stoom aan sifon	21
Tabel 5	Enkele resultaten van de testen met stoom en lucht op de sifon	21
Tabel 6	Enkele resultaten van de testen bij verschillende vergassingstemperatuur	22
Tabel 7	Overzicht van enkele vergassingskenmerken tijdens de testen met het HSD- CFB-principe	23
Tabel 8	De maatregelen gerangschikt naar economisch effect	29

LIJST VAN FIGUREN

Figuur 1	Koolstofconversie van bestaande CFB-biomassavergassers	9
Figuur 2	De 500 kW _{th} CFB-vergasser bij ECN	11
Figuur 3	De koolstofconversie en het koudgasrendement als functie van het equivalent warmteverlies van de CFB-vergasser	20
Figuur 4	De koolstofconversie en het koudgasrendement als functie van de vergassingstemperatuur	23
Figuur 5	Schematische voorstelling van enkele mogelijkheden voor de afzetmogelijkheden van as en indicatie van de kosten per ton as	27
Figuur 6	De netto berekende opbrengst in [k€/jaar] voor een 12.5 MW _{th} (brandstof-input) integraal vergassingssysteem met gasmotor	28
Figuur 7	De relatie tussen ER en koolstofconversie voor een aantal testen	31
Figuur 8	De relatie tussen ER en koudgasrendement voor een aantal testen	32
Figuur 9	De stookwaarde van het productgas versus de koolstofconversie	33

SAMENVATTING

Het circulerend wervelbed (CFB) als reactortype voor het vergassen van biomassa is zeer aantrekkelijk vanwege zijn brede toepasbaarheid, zowel wat betreft schaalgrootte als brandstofsoort en -type. In de praktijk blijkt echter de koolstofconversie gemiddeld slechts 90% te zijn. Dit betekent dat het koudgasrendement niet optimaal is en het heeft tevens tot gevolg dat de as die overblijft relatief rijk is aan koolstof. Dit kan de bruikbaarheid cq. kosten van afvoer van de as negatief beïnvloeden. Ook levert het hoge koolstofgehalte extra risico's in de bedrijfsvoering in verband met stofexplosies. Concluderend lijkt een verhoging van de koolstofconversie van een CFB-vergasser economisch grote voordelen te kunnen bieden.

In het onderhavige project is een aantal maatregelen om de conversie te verhogen getest in de 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN en economisch beoordeeld. Uit de technische en economische evaluatie blijkt dat de toepassing van het zgn. HSD-CFB-principe de aantrekkelijkste optie is. Bij deze maatregel wordt de reactor door een vernauwing in de riser verdeeld in twee zones. Hierdoor wordt vermeden dat de biomassa, die gevoed wordt boven de vernauwing, terecht komt in de onderste zone en daar ontgast. De zuurstof (lucht) die in de onderste zone wordt toegevoegd kan hierdoor slechts reageren met de circulerende char. De relatief snelle vergassings-/verbrandingsreacties van char met zuurstof leveren de gewenste toename van de koolstofconversie. Met de toepassing van het HSD-CFB-principe blijkt de koolstofconversie te kunnen worden verhoogd tot zelfs 96%. Het koudgasrendement stijgt door deze maatregel met ruim 1% punt. Technisch gezien heeft de maatregel nauwelijks nadelen.

Verder biedt een drietal overige maatregelen economisch voordeel, hoewel dit voordeel minder groot is dan bij de toepassing van het HSD-CFB-principe. Deze drie zijn:

- het niet voorverwarmen van de vergassingslucht
- het vergassen bij een hogere temperatuur
- het (in geringe mate) koelen van de vergasser

Deze drie maatregelen zijn allen gebaseerd op het feit dat de koolstofconversie toeneemt als meer lucht nodig is voor het handhaven van de gewenste vergassingstemperatuur. Deze maatregelen zijn additief zolang het zgn. equivalent warmteverlies (definitie: zie Paragraaf 2.7) niet groter wordt dan circa 5% van de energie-inhoud van de biomassabrandstof. Tot dit punt bestaat er een lineaire relatie tussen koolstofconversie en equivalent warmteverlies waardoor het koudgasrendement grofweg gelijk blijft. De stookwaarde van het productgas zal echter dalen bij een toename van de koolstofconversie¹. Mogelijk zijn de effecten van de maatregelen in de categorie "toename equivalent warmteverlies" gedeeltelijk additief met het toepassen van het HSD-CFB-principe.

Van alle geteste maatregelen heeft alleen de toepassing van stoom een significant effect op de teervorming. Het berekende teer-dauwpunt zakt van ca. 200°C naar 175°C. Dit is echter hoogstwaarschijnlijk nog steeds te hoog om het productgas probleemloos te kunnen koelen. Bovendien biedt de maatregel geen significante economische voordelen.

Tenslotte kan worden opgemerkt dat het HSD-CFB-principe in een andere vorm wellicht nog meer voordeel kan bieden. Te denken valt hierbij aan een vergroting van de sifon in het circulatiesysteem van een CFB-vergasser in zodanige mate dat feitelijk de onderste zone van een HSD-CFB reactor wordt vervangen. Hiermee wordt tevens de mogelijkheid gecreëerd om de (koolstofarme) as die in de sifon vrijkomt onder oxiderende omstandigheden van het gas te scheiden en apart af te voeren.

¹ De gasopbrengst in [m_n³/kg] brandstof zal echter stijgen, het koudgasrendement blijft gelijk.

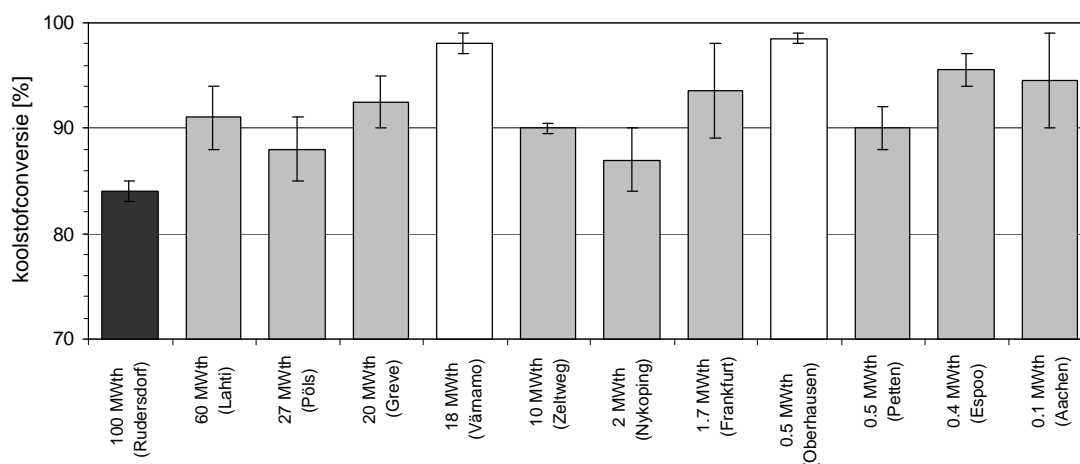
1. INLEIDING

Achtergrond

Een circulerend wervelbed (CFB) is een flexibel apparaat voor de vergassing van biomassa. Er zijn/worden diverse grote projecten gerealiseerd waarvan CFB-vergassers onderdeel zijn (bijvoorbeeld de projecten bij Amer, ARBRE, Lahti, Zeltweg en mogelijk binnen enkele jaren bij de Hemwegcentrale van Reliant en Nijmegen-centrale van Elektrabel). Ook voor kleinere schaal lijkt de CFB een belangrijke techniek te worden volgens een studie uitgevoerd door ECN, HoSt en Shell. Met name de uitstekende flexibiliteit van CFB-reactoren wat brandstofsoort en -grootte betreft is hierbij van belang [1]. In kleine en (vooral) grote CFB-vergassers is de koolstofconversie echter niet volledig.

Probleemstelling

Uit een intern uitgevoerde studie bij ECN blijkt dat de bestaande CFB-biomassavergassers slechts gemiddeld 90% van de koolstof uit de biomassa omzetten in bruikbare gasvormige moleculen², zie Figuur 1 [2]. De rest, met daarin circa 10% van de energie uit de brandstof, gaat verloren en dient zelfs soms tegen kosten te worden afgezet als afval. Daarnaast levert de koolstofrijke as bedrijfsmatige risico's vanwege het gevaar op stofexplosies. De koolstofconversie is derhalve een parameter die in belangrijke mate de economische haalbaarheid bepaalt van een CFB-biomassavergasser. In de eerder genoemde studie met HoSt en Shell wordt de verhoging van de conversie daarom genoemd als onderwerp voor verder onderzoek [1].



Figuur 1 *Koolstofconversie van bestaande CFB-biomassavergassers [2], zwarte kolom: brandstof voor ruim éénderde steenkolen; witte kolommen: brandstofgrootte slechts enkele millimeters en dus relatief reactief waarbij voor Värnamo tevens geldt dat de temperatuur met 950-1000°C relatief hoog is; grijze kolommen: min of meer normale biomassa van enkele centimeters*

De oorzaak van het feit dat de koolstofconversie niet volledig is, is de relatief trage heterogene reactie van O₂ met biomassa/char (en de nog tragere reactie van CO₂, H₂O en H₂ met biomassa/char) t.o.v. de homogene gasfasereactie van O₂ met bijvoorbeeld H₂. Hierdoor hopen grote hoeveelheden char op in de reactor en zal een deel van de char vanwege het beperkte cycloonrendement als niet-omgezette koolstof het systeem verlaten.

² dit is de definitie van koolstofconversie, zie Hoofdstuk 2.5 voor gedetailleerde beschrijving

Er zijn vele mogelijkheden om de koolstofconversie in een CFB te verhogen. Er is echter betrekkelijk weinig onderzoek naar verricht omdat de meeste bestaande biomassa CFB-vergassers productgas maken dat heet en ongereinigd wordt toegepast in een cementoven of kolenketel. Bij deze gastoeepassingen is vaste koolstof in het gas geen energieverlies en is de koolstofconversie derhalve geen belangrijke parameter. Echter, voor de opties waarbij het productgas dient te worden gereinigd (en dus de vaste koolstofrijke deeltjes van het gas worden gescheiden), is een hoge koolstofconversie een belangrijke parameter. Dit betreft bijvoorbeeld installaties waarbij het productgas wordt verbrand in een gasturbine of gasmotor (al of niet in combinatie met een andere brandstof). Het is ook het geval bij installaties waarbij het gas wordt ingezet als synthesegas voor bijvoorbeeld de productie van vloeibare of gasvormige brandstoffen (methanol, Fischer-Tropsch-diesel, zuivere waterstof, synthetisch aardgas, ...).

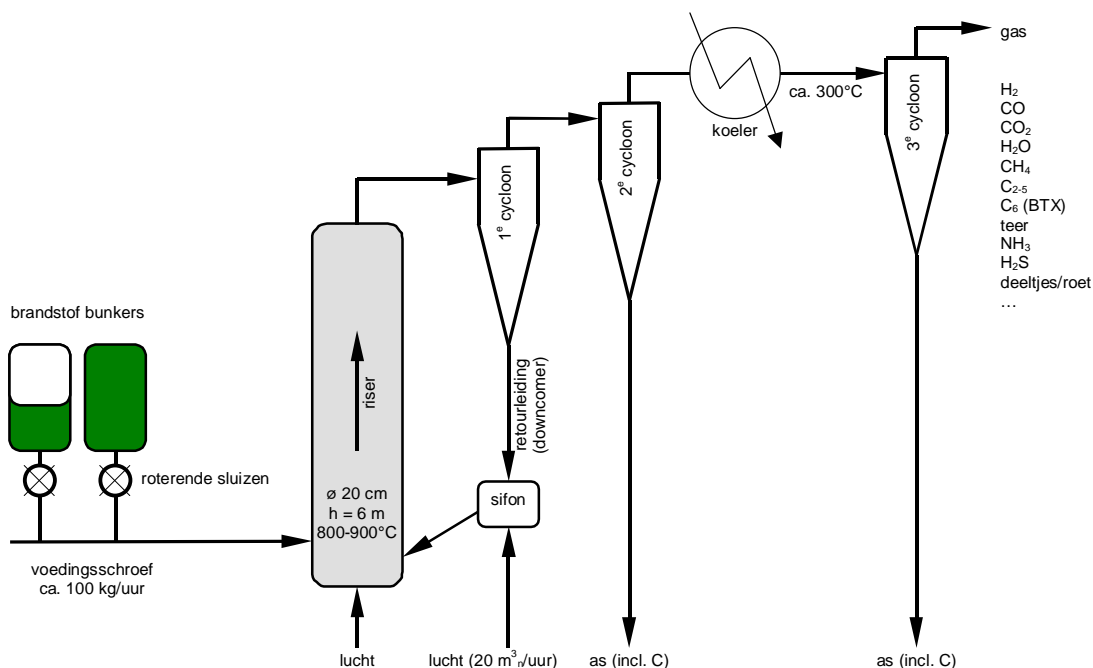
Doelstelling

De doelstelling van het onderhavige project is het experimenteel bepalen van de technische en economische haalbaarheid van een aantal geselecteerde maatregelen om de koolstofconversie van biomassa in een CFB-vergasser te verhogen. Het betreft in alle gevallen relatief goedkope maatregelen. De testen zijn uitgevoerd met de 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN. Voor de economische analyse is een fictieve stand-alone warmte/kracht vergassingseenheid met gasmotor genomen.

2. TESTPROGRAMMA

2.1 CFB-vergasser

Alle testen zijn uitgevoerd met de 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN [3-5]. Figuur 2 toont schematisch de vergasser met de belangrijkste onderdelen en afmetingen. De vergasser is in bedrijf genomen in 1996 en is gefinancierd door Novem, Afvalzorg, Stork en ECN.



Figuur 2 De 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN

2.2 Standaard testcondities

De 500 kW_{th} CFB-vergasser wordt *standaard* bedreven bij de volgende condities, afwijkingen hiervan worden vermeld per test in de volgende paragraaf:

- 7 m/s gassnelheid: de snelheid van het hete gas bovenin de riser, dit komt neer op een gasdebiet van 180-200 m_n³/uur (afhankelijk van de gastemperatuur in de riser),
- 850°C reactortemperatuur: de gemiddelde temperatuur gemeten in de riser van de reactor,
- 350°C luchttemperatuur: de lucht die wordt gebruikt voor de vergassing wordt elektrisch verhit tot circa 350°C vóór de injectie/verdeling in de riser, dit simuleert de veelvoorkomende situatie bij full-scale installaties waarbij de lucht wordt verhit door koeling van het productgas,
- 23 m_n³/uur lucht op de sifon (sealpot),
- totale bedinhoud: circa 30 liter (circa 50 kg) silica zand met een gemeten gemiddelde diameter d₅₀⁽³⁾ van 0.61 mm (d₁₀ is 0.41 mm, d₉₀ is 0.92 mm), zie Bijlage B voor details over de grootteverdeling,
- circa 30 kW warmteverlies in stationair bedrijf als gevolg van stralingsverlies en geleiding via ophangpunten,

³ Gemeten bij ECN. Diameter d₅₀ is de diameter waarbij 50% van de massa een grotere diameter heeft en 50% een kleinere. De gemeten waarde van het aantal-gemiddelde is 0.46 mm. De opgave van de leverancier is 0.5 mm.

- een vergassingstest volgt op een lange periode waarbij door het elektrisch verhitten respectievelijk verbranden van biomassa de reactor is voorverwarmd tot de gewenste temperatuur,
- een vergassingstest duurt 2 à 3 uur en volgt op minimaal 1 uur stabilisatie onder vergassingscondities.

2.3 Maatregelen

Een aantal maatregelen om de koolstofconversie in een CFB-vergasser te verhogen is getest in de boven beschreven 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN. De maatregelen worden in Tabel 1 samengevat en hieronder besproken. In Paragraaf 2.4 worden de gebruikte brandstoffen nader beschreven. In Hoofdstuk 3 worden de testresultaten gepresenteerd.

Tabel 1 *Overzicht testen*

test	maatregel	opmerking
ref 1	referentietest	witte houtpellets (ø 6 mm)
ref 2	referentietest	bruine houtpellets (mengsel van ø 10 en 12 mm)
ref 3	referentietest	kippenmest
1	sifon-gas hoger in riser	mislukt
2	stoom op sifon	maximaal stoomdebiet: ca. 20 kg/uur
3A t/m 3C	hogere temperatuur	maximale reactortemperatuur: ca. 930°C
4	2 bedmateriaalgroottes	deels grof zand in reactor
5A t/m 5D	koelen	geen luchtvoorverwarming, warmteverlies door opwarmen reactorwand
6A en 6B	koelen	geen luchtvoorverwarming, warmteverlies door toevoeging stikstof
6C	koelen	geen luchtvoorverwarming
8A, 8B	HSD-CFB-principe	standaard zand
8C, 8D	HSD-CFB-principe	fijn zand
9	HSD-CFB-principe	fijn zand, bruine houtpellets
10	HSD-CFB-principe	fijn zand, kippenmest
-	circulatie as 2° cycloon	niet uitgevoerd

Koelen (testreeks 5 en 6)

Er zijn sterke aanwijzingen dat het creëren van een warmteverlies bij een CFB-vergasser leidt tot een dusdanige toename van de conversie dat, ondanks het warmteverlies, het koudgasrendement netto niet daalt of zelfs stijgt. Dit zou betekenen dat zonder rendementsnadeel de conversie stijgt waarbij tevens als “bijproduct” ontstaat een hoge-temperatuur warmtestroom die beschikbaar is voor bijvoorbeeld de extra opwekking/oververhitting van stoom.

Bij de testen is de reactor gekoeld op drie manieren:

- geen luchtvoorverwarming,
- geen luchtvoorverwarming waarbij tevens de vergassing is gestart vóórdat de reactor volledig was opgewarmd waardoor een extra warmteverlies wordt gecreëerd (dat overigens afneemt in de loop van de test),
- geen luchtvoorverwarming gecombineerd met bijmengen van stikstof bij de lucht zodat meer energie nodig is voor de opwarming van het gas, hetgeen gezien kan worden als een warmteverlies ofwel een manier van “koelen”.

Sifon-gas hoger in riser (test 1)

Standaard wordt in de sifon⁴ lucht toegevoerd. Het gas dat in de sifon wordt geproduceerd blijkt met name te bestaan uit CO, CO₂ en N₂ (gemeten in droge gas). Dit is gemeten tijdens een test in juni 1999. H₂ werd niet aangetoond. Dit duidt erop dat de brandstof in de sifon bestaat uit char (houtskool). Er wordt daarom verwacht dat het gas dat ontstaat in de sifon vrij is van teer, immers de char is reeds (volledig) ontgast. Het gas uit de sifon wordt normaliter met het circulerende bedmateriaal meegevoerd en onderin de riser toegevoegd. Omdat daar O₂ wordt toegevoegd, zal de aanwezigheid van extra CO uit de sifon de kans dat char wordt verbrand verkleinen. De omleiding van het gas uit de sifon naar een plaats in de riser waar geen O₂ meer is (uit metingen blijkt dit te zijn boven 1 meter hoogte [6]) leidt daarom naar verwachting tot een hogere koolstofconversie. Een ander effect van de omleiding van het gas uit de sifon is dat de gassnelheid onderin de riser afneemt. Hierdoor ontstaat een dichter bed en wordt verse brandstof minder makkelijk omhoog geblazen. De extra verblijftijd verhoogt mogelijk de conversie en zal (tevens) een positief effect hebben op de teerconcentratie.

Voor de test met de 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN is een geïsoleerde leiding aangebracht van de sifon naar een plaats in de riser op 1.3 meter hoogte (een bestaande opening voor toevoer van secundaire lucht). In de leiding is een restrictie aangebracht. De leiding en restrictie zijn zodanig gedimensioneerd dat circa 70% van het in de sifon geproduceerde gas (totaal circa 25 m_n³/uur) via deze leiding stroomt. De overige 30% stroomt op de "normale" wijze met het zand mee door de schuine buis die uitkomt onderin de riser. Een zekere gasflow is hier waarschijnlijk noodzakelijk voor de goede stroming van het zand. Om tijdens de test het werkelijke debiet door de extra leiding te kunnen bepalen is een voorziening aangebracht om argon te doseren. Na de restrictie is een meetpunt aangebracht om de argonconcentratie in het gas te kunnen meten en dus het gasdebiet te kunnen berekenen.

Stoom op sifon (test 2)

Stoom op de sifon zal via de heterogene vergassingsreacties de circulerende char kunnen omzetten in H₂ en CO. De hoeveelheid reactief medium (stoom) is haast 5 maal hoger dan de hoeveelheid reactief medium (zuurstof) bij het gebruik van lucht bij hetzelfde volumedebiet. Hoewel de reactiviteit, en dus de snelheid van de vergassingsreacties, van stoom lager is dan van zuurstof, is de verblijftijd van de char in de sifon mogelijk voldoende lang om de reactiekinetiek ondergeschikt te maken aan de hoeveelheid reactief medium. Ten opzichte van lucht als medium kan stoom dus leiden tot een verhoging van de koolstofconversie. Behalve het bovenbeschreven effect, kan de toevoeging van stoom ook de conversie verhogen vanwege het koelende effect van stoom. De vergassingsreacties met stoom zijn namelijk sterk endotherm in tegenstelling tot de gemiddelde reactie tussen zuurstof en char. Bovendien is de soortelijke warmte (c_p) van stoom hoger dan dat van lucht waardoor de opwarming van stoom (100°C) meer energie kost dan de opwarming van lucht (20°C) tot de temperatuur in de sifon (ca. 850°C). Zoals eerder beschreven kan een extra koeling van een CFB-vergasser leiden tot een hogere conversie. Naast de beoogde toename van de conversie zal stoom tevens vanwege genoemde endotherme reacties en relatief hoge warmtecapaciteit de temperatuurverdeling (radiaal en axiaal) in de reactor afvlakken waardoor de kans op agglomeratie afneemt en de teerconcentratie mogelijk reduceert.

Vooraf zinnig lijkt de combinatie van stoom op de sifon en de eerder genoemde maatregel waarbij het gas uit de sifon op een zekere hoogte wordt toegevoegd aan de riser. Het waterstofrijke gas uit de met stoom gefluïdiseerde sifon zal anders eenvoudig verbranden in de zuurstofrijke zone onderin de riser.

Bij de test met stoom is het volledige luchtdebiet op de sifon vervangen door stoom van 100°C. Het stoomdebiet bedroeg 19.9 kg/uur (25 m_n³/uur). Er is 1.13 m_n³/uur argon toegevoegd om uit

⁴ De sifon is de constructie (uitgevoerd als wervelbed) onder aan de retourleiding (downcomer) die vermijdt dat het gas uit de reactor via de retourleiding het systeem verlaat, andere naam: sealpot

de gemeten gassamenstelling het gasdebiet te kunnen bepalen en uit te kunnen rekenen hoeveel char is omgezet in de sifon. Een referentie vormt hierbij een test uitgevoerd op 15 juni 1999 met houtpellets. Hierbij bleek circa 3 kg/uur koolstof te worden omgezet in met name CO₂ en CO.

Hogere temperatuur (testreeks 3)

Een hogere temperatuur in de reactor leidt tot een toename van de reactiesnelheden. Met name de toename van de reactiesnelheid van de heterogene vergassingsreacties van char met H₂O en CO₂ leidt tot een toename van de koolstofconversie. Daarnaast zal voor het handhaven van de hogere temperatuur extra lucht nodig zijn waarmee extra char kan worden verbrand en dus een hogere conversie kan worden gerealiseerd. Het nadeel van de hogere temperatuur (afvoer heet gas) op het koud-gasrendement wordt naar verwachting gecompenseerd door de toename van de conversie. Belangrijk hierbij is het feit dat de heterogene vergassingsreacties sterk endotherm zijn en dus veel energie kosten. Hierdoor wordt geprofiteerd van het eerder genoemde effect van koelen. Een mogelijk bijkomend voordeel van een hogere temperatuur is een afname van de hoeveelheid teer.

HSD-CFB-principe (testreeks 8 en testen 9 en 10)

In het HSD-CFB-principe⁵ (zie Bijlage A) wordt door een vernauwing in de reactor vermeden dat brandstof, gevoed bóven de vernauwing, terugvalt en ontgast ónder de vernauwing. De onder de vernauwing toegevoegde zuurstof zal daardoor niet kunnen reageren met de relatief reactieve gasvormige componenten (met name H₂) omdat die eenvoudigweg niet aanwezig zijn in de onderste zone. De zuurstof kan slechts reageren met de char die via de sifon wordt gecirculeerd. Dit verhoogt de koolstofconversie. In Bijlage A wordt het HSD-CFB-principe toegelicht. Tevens wordt omschreven hoe het koolstofconversie-verhogende effect van het HSD-CFB-concept kan worden toegepast in een normale CFB.

Bij de testen met de 500 kW_{th} CFB-vergasser bij ECN is een plaatselijke vernauwing aangebracht op 90 cm boven de primaire luchtnozzles. De hoogte van de brandstoftoevoer is voor de testen verplaatst naar 100 cm boven de luchtnozzles, dus 10 cm boven de restrictie. De restrictie bestaat uit een stalen ring met een doorlaat van 11.5 cm (vrije oppervlak is 33% van totale oppervlak). De randen zijn afgesmeerd om lekkage van gas langs de wand te vermijden. Testen zijn uitgevoerd met drie soorten brandstof: witte houtpellets, bruine houtpellets en kippenmest, zie Paragraaf 2.4 voor de samenstellingen. Zowel fijn zand als standaard zand is gebruikt bij de diverse testen, zie Bijlage B voor de grootteverdeling.

Twee bedmateriaalgroottes (test 4)

Normaliter wordt een CFB bedreven met bedmateriaal van slechts één grootte (in de CFB-vergasser bij ECN heeft het standaard zand een gemiddelde diameter van ca. 0.61 mm). Het toevoegen van bedmateriaal met een grotere diameter creëert een relatief dicht bed onderin de reactor. Hierdoor stijgt de verblijftijd van brandstof en char en zal de conversie toenemen.

Voorafgaande aan de test is 10 kg grof zand toegevoegd (diameter 0.81 mm). De vergassingstest is derhalve uitgevoerd met circa 20 gew% grof zand (0.81 mm) en 80 gew% standaard zand (0.61 mm). In Bijlage B wordt de grootteverdeling gegeven van beide soorten zand.

Circulatie van char

In het oorspronkelijke testprogramma werd een laatste optie genoemd om de koolstofconversie te verhogen. Het is de maatregel waarbij char, afgescheiden met de tweede cycloon, wordt teruggevoerd naar de riser of de sifon. Normaliter wordt deze niet-omgezette koolstof (char) met de as afgevoerd. De terugvoer van deze stroom naar de vergasser leidt tot een toename van de char-concentratie in de vergasser en zal daardoor mogelijk leiden tot een toename van de koolstofconversie.

⁵ High-Solids-Density Circulating Fluidised Bed (HSD-CFB) is de naam van een concept om biomassa te vergassen, zie Bijlage A.

Gedurende het project is echter gebleken dat een verhoging van de conversie in alle gevallen (met uitzondering van de maatregel met de vernauwing in de riser ofwel het HSD-CFB-principe) samengaat met een grotere hoeveelheid lucht (zuurstof). Dit lijkt erop te duiden dat char alleen wordt omgezet door de reactie met zuurstof. De koolstofconversie lijkt dus met name te worden bepaald door verbrandingsreacties. Dit betekent hoogstwaarschijnlijk dat de aanwezigheid van zuurstof cq. de contacttijd van zuurstof met char de limiterende factor is. De verlenging van de verblijftijd van char door de circulatie van char uit de tweede cycloon zal daarom naar verwachting weinig effect kunnen hebben op de conversie.

Daarnaast heeft de circulatie van char vanwege de gelijktijdige circulatie van as in ieder geval een negatief effect: door de ophoping van as neemt de kans op as-gerelateerde problemen toe (agglomeratie, depositievorming/vervuiling). De ophoping van kleine en lichte deeltjes zal tevens leiden tot minder stabiel circulatiegedrag. Tenslotte bestaat het charcirculatiesysteem uit meerdere bewegende delen (schroef en kleppen) en worden bovendien hoge eisen gesteld aan de voorziening (m.n. de gasdichtheid), waardoor het geheel gevoelig is voor storingen. Bovenstaande argumenten hebben geleid tot het besluit de maatregel “char circulatie” niet uit te voeren.

2.4 Brandstoffen

Bij de testen is een drietal verschillende brandstoffen gebruikt. Het betreft twee soorten hout geperst tot pellets en gekocht bij Labee in Moerdijk en kippenmest (leghennen). De samenstelling van genoemde brandstoffen staat gegeven in Tabel 2. Ter referentie staat tevens vermeld de gemiddelde samenstelling van schoon hout op basis van de gegevens in Phyllis [7].

Tabel 2 *Samenstelling en afmetingen van de gebruikte brandstoffen en schoon hout als referentie, ng: niet gemeten, wet: op natte basis, dry: op droge basis, daf: op droge en asvrije basis*

		witte pellets (Labee)	bruine pellets (Labee)	kippenmest (leghennen)	schoon hout (Phyllis database)
vorm/grootte		cilindervormig, ø 6 mm, lengte 10-20 mm	cilindervormig, ø 10-12 mm, lengte 10-30 mm	korreilig, < 2 mm (kleinste afm.)	nvt
dichtheid pellet	kg/m ³ pellet	1170	1230	-	-
vocht	wt% wet	8	10	19	0 - 70 ⁽¹⁾
ash	wt% dry	0.3	1.9	20	1.6
volatiles	wt% daf	82.1	79.8	83.7	82.3
HHV	MJ/kg daf	19.9	20.1	17.7	20.1
C	wt% daf	48.4	50.1	44.5	50.7
H	wt% daf	6.39	6.05	6.80	6.06
O	wt% daf	45.3	42.6	43.3	42.8
N	wt% daf	0.13	0.68	5.46	0.28
S	wt% daf	0.01	0.07	0.36	0.06
Cl	wt% daf	0.01	0.07	0.41	0.04
F	wt% daf	ng	0.003	0.130	0.002
Al	mg/kg dry	65	377	786	211
As	mg/kg dry	ng	5.2	0.41	0.29
B	mg/kg dry	2.7	5.8	29	9.0
Ba	mg/kg dry	14	129	21	143
Ca	mg/kg dry	1303	2617	70454	13411
Cd	mg/kg dry	0.20	0.47	0.23	0.53
Co	mg/kg dry	0.10	1.4	1.0	0.51
Cr	mg/kg dry	4.7	25	18	5.0
Cu	mg/kg dry	4.9	24	55	17
Fe	mg/kg dry	83	502	1246	124
Hg	mg/kg dry	ng	ng	0.01	0.03
K	mg/kg dry	380	934	22017	1968
Mg	mg/kg dry	136	386	6253	769
Mn	mg/kg dry	115	62	327	214
Mo	mg/kg dry	0.35	5.0	3.8	0.55
Na	mg/kg dry	70	522	3284	307
Ni	mg/kg dry	34	9.3	14	8.0
P	mg/kg dry	85	441	16148	486
Pb	mg/kg dry	ng	179	4.6	32
Sb	mg/kg dry	0.80	1.4	0.39	1.8
Se	mg/kg dry	ng	0.25	1.2	1.0
Si	mg/kg dry	209	1895	5068	861
Sn	mg/kg dry	0.9	0.97	0.47	1.2
Sr	mg/kg dry	4.5	14	51	14
Te	mg/kg dry	ng	ng	ng	1.0
Ti	mg/kg dry	7.0	194	33	4.0
V	mg/kg dry	0.10	1.2	3.3	0.43
Zn	mg/kg dry	15	179	298	51

(1) watergehalte in database varieert van 0 tot 70% omdat sommige monsters zijn gedroogd en andere juist niet

2.5 Definitie koolstofconversie

De koolstofconversie wordt gedefinieerd als de massafractie koolstof (C) die vanuit de toegevoegde vaste brandstof (biomassa) wordt omgezet in gasvormige moleculen zoals CO,

CO₂, CH₄, benzeen, teer, etc. In dit rapport wordt de indirecte methode gehanteerd (tenzij anders aangegeven) om de koolstofconversie uit de gemeten variabelen te berekenen. Hierbij wordt het gemeten aandeel koolstof in de vaste reststromen afgetrokken van 100%. De zo verkregen koolstofconversie is inclusief de conversie naar teer. Eventueel wordt dit gecorrigeerd voor het aandeel van de koolstof dat het systeem verlaat als teer. In formulevorm:

$$koolstofconversie = 1 - \frac{[C]_{as} [F]_{as} + [C]_{stof} [F]_{stof}}{[C]_{brandstof} [F]_{brandstof}} - \frac{[C]_{teer} [F]_{teer}}{[C]_{brandstof} [F]_{brandstof}}$$

Hierbij is:

[C]_i: concentratie koolstof in stroom i [kgC/kg]

F_i: massadebiet stroom i [kg_i/s]

Het alternatief van de indirecte methode is de directe methode. Hierbij wordt de massa koolstof in gasvormige moleculen opgeteld en gedeeld door de massa koolstof die met de brandstof wordt toegevoegd. In een stationaire situatie (geen ophoping van koolstof) leiden beide methoden tot dezelfde waarde. In dit rapport wordt de indirecte methode gehanteerd omdat deze minder gevoelig is voor meetfouten waardoor de vergelijking van testen onderling beter is.

2.6 Definitie koudgasrendement

Het koudgasrendement (Engels: cold gas efficiency) is het rendement waarmee een vaste brandstof (de biomassa) wordt omgezet in een gasvormige brandstof (het productgas). De energie-inhoud wordt berekend op basis van de onderste verbrandingswaarde (LHV):

$$koudgasrendement = \frac{\sum_j LHV_j F_j}{LHV_{brandstof} F_{brandstof}}$$

Hierbij is:

LHV: onderste verbrandingswaarde [MJ/kg]

F: massadebiet [kg/s]

subscript j: gasvormige componenten, keuze: inclusief of exclusief teer

Teneinde het koudgasrendement zo goed mogelijk te kunnen beoordelen in relatie tot de koolstofconversie wordt analoog aan de definitie van de indirecte koolstofconversie, een *gecorrigeerd* koudgasrendement berekend. Hierbij is de verhouding van koudgasrendement en gecorrigeerd koudgasrendement gelijk aan de verhouding van de berekende koolstofconversie op directe en indirecte wijze. Dit komt erop neer dat het koudgasrendement dat wordt berekend met bovenstaande formule wordt gedeeld door de koolstofbalans: de verhouding tussen wat er gemeten is dat aan koolstof uit het systeem gaat en wat erin gaat in kg/uur:

$$gecorrigeerd_koudgasrendement = \frac{koudgasrendement}{\frac{\sum [C]_{uit} F_{uit}}{\sum [C]_{in} F_{in}}}$$

Hierbij is:

[C]: concentratie koolstof in een stroom [kg C/kg]

F: massadebiet [kg/s]

subscript in: alle gemeten stromen die de vergasser ingaan

subscript uit: alle gemeten stromen die de vergasser uitgaan

De in dit rapport vermelde koudgasrendementen zijn in alle gevallen de gecorrigeerde rendementen.

2.7 Definitie equivalent warmteverlies

Ten behoeve van de vergelijkbaarheid van diverse testen, wordt in dit rapport gesproken over een equivalent warmteverlies. Dit is als volgt gedefinieerd:

$$\text{equivalent warmteverlies} = \text{stationair (stralings)verlies} + \text{warmteverlies a.g.v. instationaire effecten} + \text{voelbare warmte in gas, as en stof} - \text{voelbare warmte in de voorverwarmde lucht}$$

Hierbij is het stationaire (stralings)verlies 30 kW, hetgeen te wijten is aan met name de verliezen via straling van de buitenzijde en de geleiding via ophangpunten. Het warmteverlies als gevolg van instationaire effecten is normaliter verwaarloosbaar omdat de reactor gedurende lange tijd is voorverwarmd. Tijdens testreeks 5 is echter met opzet een instationair verlies gecreëerd.

2.8 Definitie teer-dauwpunt

Het teer-dauwpunt is de temperatuur waarbij tijdens afkoeling van het teer-houdende gas de eerste teermoleculen condenseren. Het dauwpunt wordt berekend met een bij ECN ontwikkelde rekenmethode en database waarbij rekening wordt gehouden met de invloed van de teren onderling [8,9]. Voor de berekening van het dauwpunt wordt gebruik gemaakt van de SPA-methode⁶. Hiermee worden de individuele teerverbindingen benoemd en gekwantificeerd [10].

De SPA-methode voor de bepaling van de teerconcentratie zoals die wordt gebruikt bij ECN is bijzonder geschikt voor de kwantitatieve metingen van de concentratie van teren met een molecuulmassa tussen 100 kg/kmol (styreen) en 300 kg/kmol (coroneen). Echter, teren met een grotere molmassa dan coroneen worden wél kwantitatief ingevangen op de absorptiekolom, maar kunnen vanwege de relatief sterke binding met het absorptiemateriaal níet worden geëluëerd en met een gaschromatograaf worden gedetecteerd cq. gekwantificeerd. Deze beperking van de teermeetmethode houdt in dat in sommige situaties het berekende teer-dauwpunt een onderschatting is van de werkelijke waarde. Immers, met name de grote teren hebben een hoog kookpunt en dragen daarmee in belangrijke mate bij aan het teer-dauwpunt. De fout wordt waarschijnlijk groter naarmate het berekende teer-dauwpunt hoger is omdat er wordt aangenomen dat er een verband bestaat tussen de gemeten concentratie zware teren (tot een molmassa van 300 kg/kmol) en de niet-gemeten nog zwaardere teercomponenten. Bij berekende dauwpunten onder 150 à 160°C is de fout hoogstwaarschijnlijk verwaarloosbaar en dus het berekende teer-dauwpunt correct. In deze gevallen is namelijk de concentratie gemeten zware teren dermate laag dat verwacht wordt dat de concentratie niet-gemeten teren met een molmassa hoger dan 300 kg/kmol nihil is.

2.9 Definitie ER

De ER is de equivalentie-ratio is de verhouding van de toegevoegde hoeveelheid zuurstof (als bijvoorbeeld lucht) en de hoeveelheid zuurstof die minimaal nodig is voor volledige stoichiometrische verbranding van de brandstof. Dus bij een $ER > 1$ is er sprake van verbranding, bij een $ER < 1$ is er sprake van onvolledige verbranding ofwel vergassing.

⁶ SPA: Solid Phase Absorption

3. RESULTATEN

Van de testen die zijn uitgevoerd worden de numerieke resultaten gegeven in Bijlage C. In de volgende paragrafen wordt per test een samenvatting gegeven van de belangrijkste resultaten en, waar relevant, aangevuld met enkele berekeningen en grafieken.

3.1 Koelen

De belangrijkste resultaten van de testen waarbij met opzet een extra energieverlies is gecreëerd zijn gegeven in Tabel 3 en Figuur 3.

Duidelijk is dat de koolstofconversie stijgt bij een toename van het warmteverlies. In eerste instantie lijkt de toename van de conversie gelijk te zijn aan het extra opgelegde warmteverlies. Het koudgasrendement blijft hierdoor grofweg gelijk. Bij een te groot opgelegd warmteverlies kan echter de toename van de conversie dit extra verlies niet compenseren, ofwel: het koudgasrendement daalt. Grofweg blijkt dat bij een extra opgelegd verlies tot circa 5% het koelen netto tot geen of hooguit geringe rendementafname te leiden.

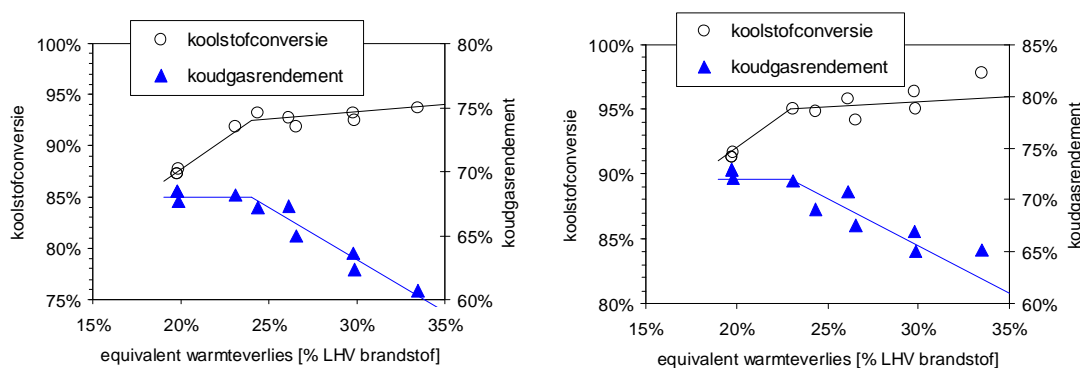
Opgemerkt dient te worden dat het extra warmteverlies bij de testen 5A t/m 5D het gevolg is van de nog in temperatuur stijgende bemetseling. Het proces is dus niet stationair en er kan dus ook sprake zijn van ophoping van massa in de reactor. Dat dit inderdaad het geval is tijdens de testen 5A t/m 5D is duidelijk uit o.a. het verloop van de massabalans van met name koolstof. In het begin (groot energieverlies, hoge luchtvermaat en dus hoge koolstofconversie) is de koolstofbalans redelijk sluitend. Naarmate het energieverlies afneemt (en dus minder lucht wordt toegevoegd en daardoor ook de koolstofconversie afneemt) blijkt er een steeds groter gat te ontstaan tussen wat aan koolstof de vergasser ingaat en wat er uitkomt. Mogelijk dat hierdoor de nauwkeurigheid van de berekende conversie en rendement slechter wordt gaande van test 5A naar 5D.

Tabel 3 *Enkele resultaten van de testen waarbij warmteverliezen zijn opgelegd, alle testen zijn uitgevoerd met witte houtpellets, voor definities van gehanteerde grootheden zie Paragrafen 2.5 tot 2.9*

test		ref 1	5A	5B	5C	5D	6A	6B	6C
			instationair bedrijf (opwarming bemetseling)			extra N ₂ toegevoegd			
equivalent warmteverlies	% LHV brandstof	19.8	33.5	29.8	26.6	24.4	29.8	26.2	23.1
koolstofconversie excl. teer	gew% C-basis	87.2	93.6	93.2	91.8	93.2	92.5	92.7	91.9
koolstofconversie incl. teer	gew% C-basis	91.3	97.8	96.3	94.2	94.8	95.0	95.8	95.0
koudgasrendement excl. teer	% LHV-basis	68.5	60.7	63.5	64.9	67.2	62.3	67.3	68.2
koudgasrendement incl. teer	% LHV-basis	72.9	65.2	67.0	67.6	69.1	65.0	70.7	71.8
ER	-	0.22	0.35	0.32	0.29	0.28	0.32	0.29	0.26
teerconcentratie	mg/m _n ³	14.0	11.0	8.8	7.0	5.0	5.8	8.2	10.1
dauwpunt van teer	°C	198	-	183	-	154	179	186	190

Bij testserie 6 waarbij N₂ is toegevoegd om warmteverlies te simuleren, neemt de teerconcentratie af naarmate er meer N₂ wordt toegevoegd. Dit is uiteraard het gevolg van een verdunningseffect van de N₂ (gering effect), maar vooral het gevolg van de extra lucht die nodig is om de extra N₂ op vergassingstemperatuur te houden. Dit is analoog aan het effect van het extra warmteverlies als gevolg van het opwarmen van de bemetseling.

In testserie 5 is het effect van extra warmteverlies op de teerconcentratie volledig tegengesteld. Hier blijkt dat bij een groot warmteverlies de teerconcentratie groter is (en het dauwpunt van de teer hoger is) dan bij een klein warmteverlies. Dit kan verklaard worden door de grote hoeveelheid opgehoopte vaste koolstof in de reactor vanwege het eerder genoemde instationaire karakter van de test. Bekend is dat vaste koolstof (ofwel houtskool of char) in staat is tering af te breken en/of te absorberen [11]. Blijkbaar speelt dit effect in testserie 5 een grote rol.



Figuur 3 De koolstofconversie en het koudgasrendement als functie van het equivalent warmteverlies van de CFB-vergasser, voor definities zie Paragrafen 2.5 tot 2.7, links: exclusief teer, rechts: inclusief teer

Concluderend blijkt dat het opleggen van een extra warmteverlies tot maximaal circa 5%⁷ een dusdanige verhoging van de koolstofconversie oplevert dat het koudgasrendement nagenoeg gelijk blijft.

3.2 Sifon-gas hoger in riser

De in Paragraaf 2.3 beschreven extra leiding voor het gas uit de sifon naar de riser op 1.3 meter hoogte bleek te resulteren in een pulserende zandcirculatie. De frequentie van de variaties in de gemeten drukken was eens in de circa 4 minuten. Hoewel dit niet ideaal was, stond het een vergassingstest niet in de weg. Een verklaring voor het overigens zeer reproduceerbare fluctuerende circulatiegedrag is niet gevonden.

Tijdens de test is 0.37 m³/uur argon toegevoegd aan het gas dat stroomt door de extra leiding. Verderop is in dezelfde leiding een concentratie van 22% argon gemeten in het droge gas. Het debiet droog gas bedroeg derhalve 1.7 m³/uur. Dit is slechts 7% van de totale hoeveelheid gas uit de sifon en dus veel minder dan bedoeld (beoogd werd 70%). Ook de drukval over de restrictie duidde op een circa 10 maal lager debiet dan beoogd. Besloten is de test niet te vervolgen omdat een dergelijke kleine stroom geen significante invloed op de koolstofconversie kan hebben.

De reden voor het te lage debiet door de extra leiding is het verstoppert van de leiding met zand. Dit is eventueel te verbeteren door een hoger free-board boven het wervelbed in de sifon en/of een leiding met een grotere diameter. Technisch zijn dit echter geen maatregelen die eenvoudig kunnen worden uitgevoerd in de CFB-vergasser bij ECN. Besloten is daarom de test met deze maatregel niet verder te vervolgen.

⁷ Bedoeld wordt hier 5% van het totale vermogen dat met de brandstof de reactor ingaat

3.3 Stoom op sifon

Vanwege de problemen met de boven beschreven maatregel waarbij het gas uit de sifon op zekere hoogte in de riser wordt ingebracht, was het niet mogelijk de combinatie te testen van deze maatregel met het gebruik van stoom op de sifon. De test met stoom is derhalve uitgevoerd zonder deze combinatie.

Tijdens de test is 19.9 kg/uur stoom toegevoegd aan de sifon. Ook is 1.13 m_n³/uur argon bijgemengd. Het gas uit de sifon had een samenstelling zoals gegeven in Tabel 4. Hiermee is via de argon-balans het gasdebiet berekend: 4.2 m_n³/uur droog gas. Vervolgens is hiermee de hoeveelheid vaste koolstof die in de sifon is omgezet berekend: 0.59 kg/uur. Dit is 1.5% van de totale hoeveelheid toegevoegde koolstof tijdens de test.

Tabel 4 *Samenstelling gas uit sifon tijdens toevoer van 19.9 kg/uur stoom aan sifon plus enkele hieruit berekende grootheden*

	vol% droge basis	vol% natte basis	kg C/uur
H ₂	46.5%	7.4%	
CO	4.2%	0.7%	0.09
CO ₂	21.4%	3.4%	0.48
CH ₄	0.8%	0.1%	0.02
Ar	27.1%	4.3%	
H ₂ O (berekend uit H-balans)	-	84.1%	
totaal	100.0%	100.0%	0.59

In Tabel 5 wordt de test met stoom vergeleken met de referentie. De koolstofconversie blijkt als gevolg van de toevoeging van stoom te stijgen, het koudgasrendement daalt echter. De toename van de conversie lijkt daarom met name het gevolg te zijn van de toename van de hoeveelheid lucht als gevolg van het extra verlies dat wordt gecreëerd door het gebruik van stoom i.p.v. lucht. De gelijktijdige afname van het rendement kan verklaard worden doordat door het gebruik van stoom in de sifon minder koolstof wordt omgezet dan bij het gebruik van lucht. Volgens de metingen aan het gas uit de sifon wordt slechts 1.5% van de totale inkomende hoeveelheid koolstof omgezet in de sifon bedreven op stoom. Uit metingen uit het verleden blijkt dat bij het gebruik van lucht tot zelfs circa 6% kan worden omgezet in de sifon.

Tabel 5 *Enkele resultaten van de testen met stoom en lucht op de sifon, de testen zijn uitgevoerd met witte houtpellets, voor definities van gehanteerde grootheden zie Paragrafen 2.5 tot 2.9*

test		ref 1 lucht op sifon	2 stoom op sifon
equivalent warmteverlies	% van LHV brandstof	19.8	24.0
koolstofconversie excl. teer	gew% C-basis	87.2	91.4
koolstofconversie incl. teer	gew% C-basis	91.3	93.2
koudgasrendement excl. teer	% LHV-basis	68.5	67.7
koudgasrendement incl. teer	% LHV-basis	72.9	69.7
ER	-	0.22	0.26
teerconcentratie	mg/m _n ³	14.0	5.2
dauwpunt van teer	°C	198	175

De teerconcentratie blijkt enorm te zijn gereduceerd door het gebruik van stoom op de sifon. Mogelijk is dit het gevolg van reacties van reeds gevormd teer met waterdamp wat in relatief hoge concentratie aanwezig is (23% vs. 15%). Een andere verklaring is dat de extra stoom, die

vanwege de invoer in de sifon aanwezig is op het punt waar de brandstof de reactor binnenkomt, de eerste ontgassingsreacties dusdanig beïnvloedt dat er minder teer wordt gevormd.

Concluderend blijkt dat het gebruik van stoom op de sifon weliswaar leidt tot een hogere conversie, maar dat vanwege de lage reactiviteit van stoom t.o.v. lucht in de sifon het koudgasrendement daalt. Andersom kan worden gesteld dat *lucht* op de sifon een zeer effectieve methode is om de conversie te verhogen. Dit is niet verwonderlijk als wordt bedacht dat in de sifon slechts vaste koolstof aanwezig is die zonder concurrentie van reactieve gasvormige verbindingen kan reageren met de toegevoegde zuurstof. Dit principe wordt in een soort extreme vorm toegepast in reactorconcepten zoals Battelle [12]. Hierbij kan de koolstofconversie de 100% naderen. Een minder ingrijpende variant is de toepassing van het HSD-CFB-principe, zie Paragraaf 3.5.

3.4 Hogere temperatuur

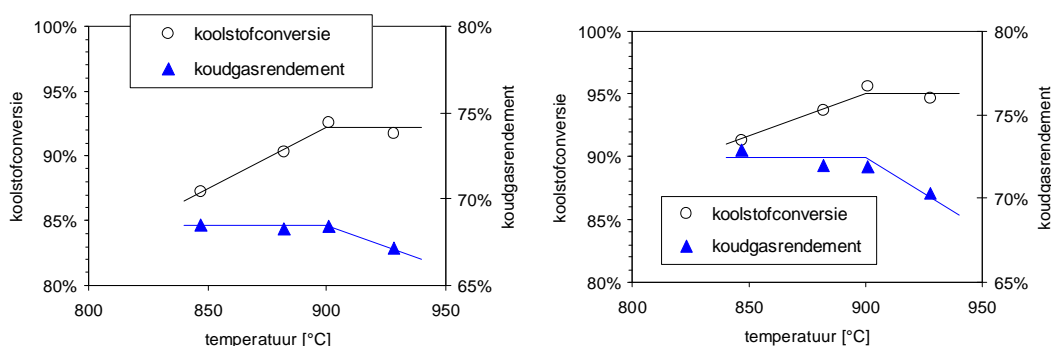
Tabel 6 en Figuur 4 tonen enkele resultaten van de testen uitgevoerd bij verschillende temperatuur. Hieruit blijkt dat een hogere temperatuur in eerste instantie leidt tot een hogere conversie zonder dat het koudgasrendement daalt. Bij de uitgevoerde testen met zijn specifieke kenmerken (CFB-vergasser van ECN, witte pellets, 7 m/s gassnelheid, etc) blijkt dit te gelden bij een temperatuurverhoging tot circa 900°C. Een verdere verhoging van de temperatuur leidt niet tot een hogere conversie. Mogelijk dat bij deze temperatuur het cycloonrendement de beperkende factor wordt. Feit is dat de CFB-vergasser bij ECN relatief kort is, bedreven wordt bij een relatief hoge gassnelheid en bovendien een relatief slechte eerste cycloon bevat (gedimensioneerd op hogere capaciteit dan waarop de vergasser in werkelijkheid wordt bedreven). Dit zou betekenen dat bij andere bestaande of nieuwe CFB-vergassers/cycloon de grens van 900°C wellicht hoger ligt.

De teerconcentratie vertoont duidelijk een dalende trend bij een stijging van de vergassingstemperatuur. Het dauwpunt van de teer blijkt echter niet significant te veranderen. Uit de analyse van de individuele teercomponenten blijkt dat bij verhoging van de vergassingstemperatuur met name de lichte teren worden afgebroken. De concentratie zware teren blijft echter nagenoeg gelijk⁸. Omdat het teer-dauwpunt met name bepaald wordt door de zware teren, wordt hierdoor dus geen relatie gevonden tussen vergassingstemperatuur en teer-dauwpunt.

Tabel 6 *Enkele resultaten van de testen bij verschillende vergassingstemperatuur, de testen zijn uitgevoerd met witte houtpellets, voor definities van gehanteerde grootheden zie Paragrafen 2.5 tot 2.9*

test		ref 1	3A	3B	3C
vergassingstemperatuur	°C	847	882	901	928
equivalent warmteverlies	% van LHV brandstof	19.8	22.2	23.3	25.6
koolstofconversie excl. teer	gew% C-basis	87.2	90.3	92.6	91.7
koolstofconversie incl. teer	gew% C-basis	91.3	93.7	95.6	94.6
koudgasrendement excl. teer	% LHV-basis	68.5	68.3	68.4	67.2
koudgasrendement incl. teer	% LHV-basis	72.9	72.0	71.9	70.3
ER	-	0.22	0.26	0.27	0.30
teerconcentratie	mg/m _n ³	14.0	10.5	9.4	8.0
dauwpunt van teer	°C	198	195	198	197

⁸ De zware teren worden óf niet afgebroken óf net zo snel afgebroken als dat ze worden gevormd (door bijvoorbeeld de combinatie van lichte teren).



Figuur 4 De koolstofconversie en het koudgasrendement als functie van de vergassingstemperatuur, definities koolstofconversie en koudgasrendement: zie Paragraaf 2.5 en 2.6, links: exclusief teer, rechts: inclusief teer

Concluderend blijkt een verhoging van de temperatuur in de reactor gunstig voor de conversie te zijn en geen daling van het rendement tot gevolg te hebben. Voor de specifieke testomstandigheden blijkt dit te gelden tot een temperatuur van circa 900°C.

3.5 HSD-CFB-principe

In totaal zijn er zes testen uitgevoerd met het HSD-principe. Een aantal testen is uitgevoerd met het standaard bedmateriaal, de overige testen zijn uitgevoerd met fijn zand. Bijlage B geeft de details van de bedmateriaal grootte en -verdeling. In Tabel 7 staan de belangrijkste vergassingsresultaten samengevat van de 6 testen, alsmede een drietal referentietesten in de CFB-vergasser zonder lokale vernauwing.

Tabel 7 Overzicht van enkele vergassingskenmerken tijdens de testen met het HSD-CFB-principe met een drietal brandstoffen, voor definities van gehanteerde grootheden zie Paragrafen 2.5 tot 2.9

test		ref 1	ref 2	ref 3	8A	8B	8C	8D	9	10
brandstof ^(a)		A	B	C	A	A	A	A	B	C
brandstofdebiet	kg/uur (nat)	109	92	111	103	93	109	95	88	127
luchtdebiet (totaal)	m _n ³ /uur	99	103	101	100	99	99	98	108	114
bedmateriaalgrootte ^(b)		s	s	s	s	s	f	f	f	f
temp. boven vernauwing	°C	847	851	765	810	818	812	848	845	782
temp. onder vernauwing	°C	nvt	nvt	nvt	877	917	858	927	921	809
verschiltemp. onder-boven	°C	nvt	nvt	nvt	67	99	46	79	76	27
koolstofconversie excl. teer	gew% C-basis	87.2	89.2	90.5	92.0	92.0	91.4	91.9	89.2	94.8
koolstofconversie incl. teer	gew% C-basis	91.3	91.9	93.8	96.0	96.0	95.1	96.1	92.4	97.1
koudgasrendement excl. teer	% LHV-basis	68.5	66.3	58.1	69.6	68.7	69.7	69.5	62.3	67.1
koudgasrendement incl. teer	% LHV-basis	72.9	69.3	62.2	74.0	73.0	73.9	73.9	66.0	70.3
ER	-	0.22	0.27	0.27	0.23	0.26	0.22	0.25	0.29	0.30
teerconcentratie	g/m _n ³	14.0	7.0	9.4	13.1	12.4	13.0	13.1	9.5	6.4
dauwpunt van teer	°C	198	190	136	193	192	195	201	194	150

(a) A: witte houtpellets
 B: bruine houtpellets
 C: kippenmest

(b) s: standaard (zie Bijlage B)
 f: fijn (zie Bijlage B)

Duidelijk is dat het gebruik van een lokale vernauwing (het HSD-CFB-principe) leidt tot een toename van de koolstofconversie. De toename is fors bij zowel de witte pellets als de kippenmest met respectievelijk circa 4-5 en 3-4% punten, de toename van de conversie bij de bruine pellets is niet significant. Mogelijk zijn de bruine pellets te groot/zwaar⁹ en vallen deze pellets ondanks de hoge gassnelheid en impuls van het zand door de vernauwing naar beneden. Een andere verklaring is dat de pellets dermate groot en compact zijn, en daardoor dermate traag ontgassen, dat een deel via de cycloon terecht komt in de onderste zone. In beide gevallen zal (een deel van) de brandstof ontgassen in de zone onder de vernauwing en via de verbranding van de gevormde (reactieve) gassen een deel van de zuurstof wegnemen. Het HSD-CFB-principe zal hierdoor niet werken.

De teerconcentratie en het dauwpunt van de teren blijkt door het gebruik van de vernauwing nauwelijks te wijzigen ten opzichte van de referentietesten met dezelfde brandstof.

Uit de respons op een wijziging van het brandstofdebiet (bij het gebruik van witte pellets) kan worden geconcludeerd dat in de zone onder de vernauwing reducerende condities heersen. Zuurstof zal dus de zone boven de vernauwing niet bereiken. Gebleken is namelijk dat bij een reductie van het brandstofdebiet bij gelijkblijvend totaal luchtdebiet (van test 8A naar 8B en van test 8C naar test 8D) het temperatuursverschil tussen onder en boven de vernauwing toeneemt. Dit kan alleen verklaard worden als onder de vernauwing lokaal een ER lager dan 1 heerst (reducerende condities). Immers, in dat geval zal een afname van de hoeveelheid brandstof, en dus een afname van de hoeveelheid char die terecht komt in de onderste zone, leiden tot een toename van de lokale ER en dus een toename van de warmteproductie. Tegelijkertijd is geconstateerd dat bij een plotselinge reductie van het brandstofdebiet bij gelijkblijvend totaal luchtdebiet, hetgeen normaliter direct leidt tot een temperatuurstijging, een directe respons uitblijft en het effect op de temperatuur zeer traag is. Dit kan alleen het geval zijn als de concentratie char in het hele systeem hoog is. Dan namelijk heeft een wijziging in de aanvoer geen direct gevolg. Als in de onderste zone verbrandingscondities zouden heersen, en dus alle char die terecht komt in de onderste zone wordt verbrand, is de hoeveelheid char in de reactor zeer gering en zou de respons op een wijziging in het brandstofdebiet snel moeten zijn.

3.6 Twee bedmateriaalgroottes

Het gebruik van twee bedmateriaal-groottes (standaard en grof, zie Bijlage B) blijkt niet te leiden tot een toename van de koolstofconversie. De conversie blijft grofweg gelijk. Ook de concentraties van de verschillende gassen alsmede de hoeveelheid teer in het productgas zijn ongewijzigd.

Uit het feit dat het gebruik van meerdere zandgroottes niet leidt tot significante veranderingen in het vergassingsgedrag, kan worden geconcludeerd dat (1) de verblijftijd van de brandstofdeeltjes geen rol speelt bij de conversie van de brandstof óf (2) het geen effect heeft gehad op de verblijftijd van de brandstofdeeltjes. De eerste mogelijkheid is realistisch als wordt bedacht dat de koolstof-bevattende vaste deeltjes die “ontsnappen”, en dus niet worden afgevangen door de eerste cycloon en worden gecirculeerd, veel kleiner zijn dan de brandstofdeeltjes die worden gevoed. Hierdoor speelt niet zozeer de verblijftijd van de grote brandstofdeeltjes een rol (orde: vele minuten), maar vooral de combinatie van grootte en dichtheid van de pyrolyse-resten van het brandstofdeeltje. Dit laatste wordt met name bepaald door de grootte en de sterkte van het brandstofdeeltje in combinatie met de mechanische krachten in het wervelbed. Het gebruik van groter zand kan vanwege de grotere krachten hierdoor juist een negatief effect hebben op de conversie.

⁹ De bruine pellets zijn gemiddeld 5 maal zwaarder dan de witte pellets

4. TECHNISCHE IMPLICATIES VAN DE MAATREGELEN

Koelen

De meest gunstige plaats voor het koelen van een CFB-vergasser lijkt de sifon. Hier is de warmteoverdracht zeer goed vanwege het bestaan van een bubbling wervelbed. Bovendien is de kans op vervuiling van de warmtewisselaar relatief gering vanwege zowel het positieve effect van de schurende werking van het bedmateriaal als de relatief lage concentraties vluchtige componenten zoals teer, chloor en alkalimetalen ter plaatse van de sifon. Deze vluchtige componenten zullen namelijk voornamelijk vervluchtigen in de riser en in slechts kleine hoeveelheden via de circulerende massa terechtkomen in de sifon.

Het koelen van de sifon maakt het mogelijk de sifon met meer lucht te bedienen. Een eventuele temperatuurstoename als gevolg van extra warmteproducerende reacties wordt namelijk weggekoeld. Extra lucht op de sifon heeft op zich weer een positief effect op de koolstofconversie. Analooq aan het HSD-CFB-principe wordt namelijk in de sifon uitsluitend vaste koolstof omgezet en hoeft het niet te concurreren met de reactieve gasvormige brandstoffen als H_2 zoals die in de riser aanwezig is.

Sifon-gas hoog in riser

De testen met deze maatregel zijn gestopt omdat de extra leiding onvoldoende gas doorliet, waarschijnlijk vanwege het vollopen met bedmateriaal. Verwacht wordt dat dit probleem kan worden verholpen met een grotere leiding en vooral extra hoogte tussen de bovenkant van het wervelbed en de ingang van de extra leiding. Er zal echter dan hoogstwaarschijnlijk een nieuw probleem ontstaan. Vanwege de helling van de leiding waardoor het zand van sifon naar riser stroomt is hier waarschijnlijk een minimale gassnelheid vereist om de zandcirculatie probleemloos te laten verlopen. De maatregel is derhalve vanwege de technische implicaties minder aantrekkelijk.

Stoom op sifon

Het gebruik van stoom is in principe eenvoudig en levert geen technische problemen op. Wel is het noodzakelijk stoom te genereren en dus voldoende (rest)warmte beschikbaar te hebben. Naast de hiervoor noodzakelijke technische voorzieningen (stoomgenerator, water-voorbehandeling, leidingen, regeling, ...) is bij de uitgevoerde test met 100°C stoom minimaal 15 kW, ofwel 4% van de energie-inhoud van de brandstof, nodig aan (rest)warmte. Met het gegeven dat het gebruik van stoom niet leidt tot een toename van het koudgasrendement maakt dit de maatregel extra onaantrekkelijk.

Hogere temperatuur

De bemetseling van een CFB vergasser is in het algemeen geschikt tot temperaturen van minstens 1000°C . Hier zijn dan ook geen problemen te verwachten als de procestemperatuur wordt verhoogd. Echter, bij kleine installaties is (een gedeelte van) het circulatiesysteem (retourleiding en sifon) vaak uit kostenoverwegingen niet bemetseld. Een hogere procestemperatuur kan hier leiden tot problemen. Andere materialen zijn dan wellicht noodzakelijk. Dit aspect vervalt overigens als de maatregel wordt gecombineerd met een koeler in of rondom de niet bemetselde delen.

Een ander mogelijk probleem bij de verhoging van de temperatuur in de reactor is de toename van het gevaar op agglomeratie van het bed. Hiertegen zijn echter maatregelen te nemen zoals de toevoeging van bepaalde additieven of het gebruik van ander bedmateriaal dan silica zand. Gebleken is dat de toevoeging van één tot enkele procenten kaoline, magnesiet of dolomiet het agglomeratierisico enorm kan verlagen [13]. Ook het toevoegen van brandstoffen als rioolslib

en papierslib blijkt het agglomeratierisico sterk te verlagen. Een bewijs dat het agglomeratieprobleem ook werkelijk kan worden vermeden wordt geleverd door de CFB-vergasser in Värnamo waar bij een temperatuur van 950-1000°C zonder agglomeratie diverse brandstoffen waaronder stro zijn vergast [14]. In deze installatie wordt magnesiet gebruikt als bedmateriaal.

HSD-CFB-principe

De plaatselijke vernauwing die de basis is voor het verkrijgen van het HSD-CFB-principe heeft enkele mogelijk belangrijke technische implicaties. De belangrijkste hierbij is de extra slijtage als gevolg van erosie door bedmateriaal dat met een relatief hoge snelheid door de vernauwing wordt geblazen. Dit vertaalt zich in extra kosten voor het herstel. Verwacht wordt echter dat dit beperkt kan blijven tot 2 etmalen extra stilstand per 2 jaar. Dit kan samenvallen met een geplande stop voor regulier onderhoud.

Een ander gevolg van het gebruik van het HSD-CFB-principe is het temperatuursverschil tussen de beide zones. Met name de relatief hoge temperatuur in de onderste zone kan voor agglomeratieproblemen zorgen analoog aan het hierboven beschreven effect van een algehele stijging van de vergassingstemperatuur. De aangedragen technische oplossingen zijn ook in dit geval toepasbaar. Feit is dat tijdens de in het onderhavige project uitgevoerde projecten geen problemen zijn waargenomen die duiden op agglomeratie. Dit ondanks het feit dat lokaal temperaturen zijn gemeten tot 965°C.

Behalve de uitvoeringsvorm met de vernauwing in de riser zoals getest in het onderhavige project, is het ook mogelijk de onderste zone te integreren met de sifon. Hiervoor is het noodzakelijk de sifon dermate groot te maken dat er een significante hoeveelheid circulerende char omgezet kan worden. Op deze wijze uitgevoerd vervalt het eerder genoemde technische probleem van de snelle slijtage van de vernauwing. Nog één stap verder zou zijn het zodanig te dimensioneren dat alle circulerende char wordt omgezet. Hierbij is het dan tevens mogelijk het gas uit sifon apart te reinigen en op deze wijze een as te verkrijgen die vrij is van koolstof¹⁰.

Tenslotte kan worden opgemerkt dat het toepassen van een vernauwing een extra drukval tot gevolg heeft. Dit blijkt echter in de praktijk slechts enkele mbar te zijn en verwaarloosbaar op de totale drukval van het systeem.

Twee bedmateriaalgroottes

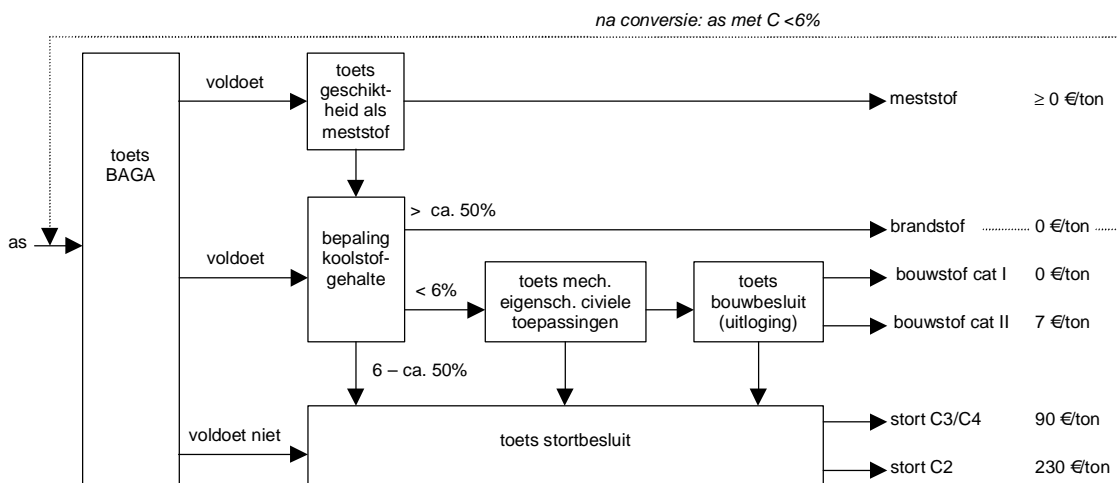
Het gebruik van twee bedmateriaalgroottes heeft geen enkele technische complicatie. Hooguit kan worden gezegd dat de drukval over de vergasser in zekere mate toeneemt en dus het vermogen stijgt dat nodig is om de vergasser van lucht te voorzien. Dit is echter verwaarloosbaar.

¹⁰ Nóg een stap verder is het Battelle-concept waarvan bewezen is dat de koolstofconversie nagenoeg 100% bedraagt.

5. ECONOMISCHE ASPECTEN

As-gebruik en kosten

De assen die vrijkomen bij de vergassing kunnen worden hergebruikt of gestort. Verschillende mogelijkheden bestaan hiervoor. Onderstaand schema toont de route naar vier mogelijke afzetoepies: meststof, brandstof, bouwstof of storten. Tevens is daarbij aangegeven voor elke afzetoepie een indicatie van de prijs die moet worden betaald voor de as [15].



Figuur 5 Schematische voorstelling van enkele mogelijkheden voor de afzetsmogelijkheden van as en indicatie van de kosten per ton as

Case study

Gekozen is voor een case study met een installatie met een brandstofinput van 12.5 MW_{th} om de economische gevolgen te berekenen van de diverse maatregelen. Hierbij wordt gebruikt het experimenteel bepaalde koudgasrendement (exclusief teer) en de asproductie voor elke test. Verder wordt gebruik gemaakt van de gegevens uit [1], met daarbij de volgende aanvullingen:

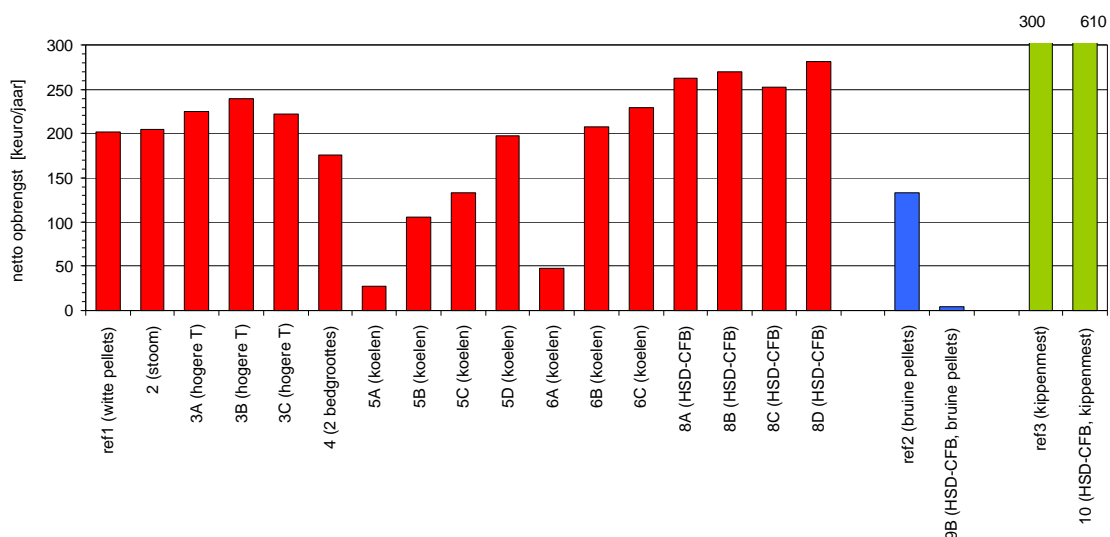
- investeringen: geen subsidies op investeringen
- bedrijfstijd: 7000 uur/jaar (3500 uur/jaar warmtelevering)
- elektriciteit: aangenomen wordt dat het productgas met 38% rendement in een gasmotor wordt omgezet in elektriciteit, elektriciteitsvergoeding is 10.5 €/kWh¹¹
- kosten voor de afvoer van as: aangenomen wordt dat deze kosten voor zowel de as uit de tweede cyclon als de as uit de verdere gasreiniging 90 €/ton bedragen
- kosten vanwege extra onderhoud: alleen bij HSD-CFB-principe waarbij wordt aangenomen dat installatie 24 uur extra stilstaat per jaar
- kosten voor lage druk stoom inclusief investering (test 2): 50 €/ton
- kosten voor stikstof worden op nul gesteld, bij testen 6A en 6B is de toevoeging van stikstof slechts een simulatie van een koeler in de vergasser
- kosten voor extra warmtewisselaar t.b.v. koelen reactor (testreeks 5, 6A, 6B): extra 1% van totale investering
- kosten voor géén luchtvoorverwarmingsinstallatie/regeling (testreeksen 5 en 6): aftrek 0.5% van totale investering

¹¹ De geleverde prijs is hier met opzet hoog gekozen om uit te komen op een netto positief resultaat teneinde de vergelijking tussen de verschillende maatregelen overzichtelijk te maken.

- extra investering voor vernauwing in riser (HSD-CFB-principe) verwaarloosbaar
- afschrijving en rente op investering: een annuïteit van 10% per jaar
- opbrengst beschikbare warmte boven 150°C: 2 €/GJ
- jaarlijkse kosten voor onderhoud en bedrijf: 7% van de investering
- kosten van brandstof: 2 €/GJ voor hout en 0 €/GJ voor kippenmest

Voor de referentietest met witte houtpellets (ref 1) kan met bovenstaande aannamen worden berekend dat de totale kosten van ca. 2300 k€/jaar voor grofweg 30% bestaan uit brandstofkosten en voor 5% uit kosten voor de afvoer van de as. Voor de opbrengsten geldt dat dit voor circa 90% wordt gerealiseerd door de verkoop van elektriciteit en de rest door verkoop van warmte.

In Figuur 6 wordt de jaarlijkse netto opbrengst per test weergegeven zoals die is berekend per test voor een 12.5 MW_{th} integrale vergasser. Duidelijk is het positieve effect van de toepassing van het HSD-CFB-principe voor zowel de witte pellets als kippenmest. Verder valt op dat het bedrijven op een hogere temperatuur (testreeks 3) economisch gunstig is. Ook het in geringe mate koelen, gesimuleerd door de toevoeging van stikstof en het niet voorverwarmen van de vergassingslucht (testreeks 6), biedt een economisch voordeel. Beide zijn het gevolg van de extra opbrengsten van (hoge-temperatuur) warmte en een reductie van de kosten voor de afvoer van as.



Figuur 6 De netto berekende opbrengst in [k€/jaar] voor een 12.5 MW_{th} (brandstof-input) integraal vergassingssysteem met gasmotor (aannamen: zie tekst) voor de drie gebruikte brandstoffen, rood: witte houtpellets, blauw: bruine houtpellets en groen: kippenmest

In Tabel 8 zijn de testen gerangschikt op volgorde van economische aantrekkelijkheid. De koolstofconversie verhogen van een CFB-biomassaver-gasser blijkt volgens Tabel 8 het best te kunnen worden gerealiseerd door toepassing van het zgn. HSD-CFB-principe. Hiermee is tot netto ruim 80 k€ extra inkomsten te genereren per jaar¹². Tegen geringe extra kosten blijkt hiermee een aanmerkelijk hoger koudgasrendement te kunnen worden gerealiseerd (en dus hogere elektriciteitsopbrengst) dan de referentie zonder het HSD-CFB-principe. Let op: dit geldt voor witte houtpellets. Uit het onderzoek is duidelijk geworden dat de grootte en de dichtheid van de brandstofdeeltjes een grote rol spelen bij de grootte van het effect van de toepassing van

¹² Dit is haast 4% van de totale kosten voor het bedrijven van de 12.5 MW_{th-brandstof} installatie (2200 k€/jaar)

het HSD-CFB-principe. Het lijkt erop dat voor grote/zware deeltjes de toepassing van het HSD-CFB-principe geen economische voordelen biedt. Mogelijk dat voor deze brandstof met een andere dimensie van de vernauwing alsnog een verhoging van de koolstofconversie mogelijk is.

Uit Tabel 8 blijkt ook dat het weglaten van de voorziening om de vergassingslucht voor te verwarmen en zelfs het in geringe mate koelen economisch gunstig kan zijn. Het weglaten van luchtvoorverwarming is zeer aantrekkelijk omdat dit niet alleen de opbrengsten verhoogt en de investering verlaagt, maar bovendien de complexiteit/regeling van de installatie vereenvoudigt.

Ook het bedrijven bij een hogere temperatuur blijkt economisch aantrekkelijk te zijn. Optimaal lijkt 900°C te zijn. Deze maatregel heeft technisch nauwelijks implicaties en is daarmee ook een zeer aantrekkelijke maatregel.

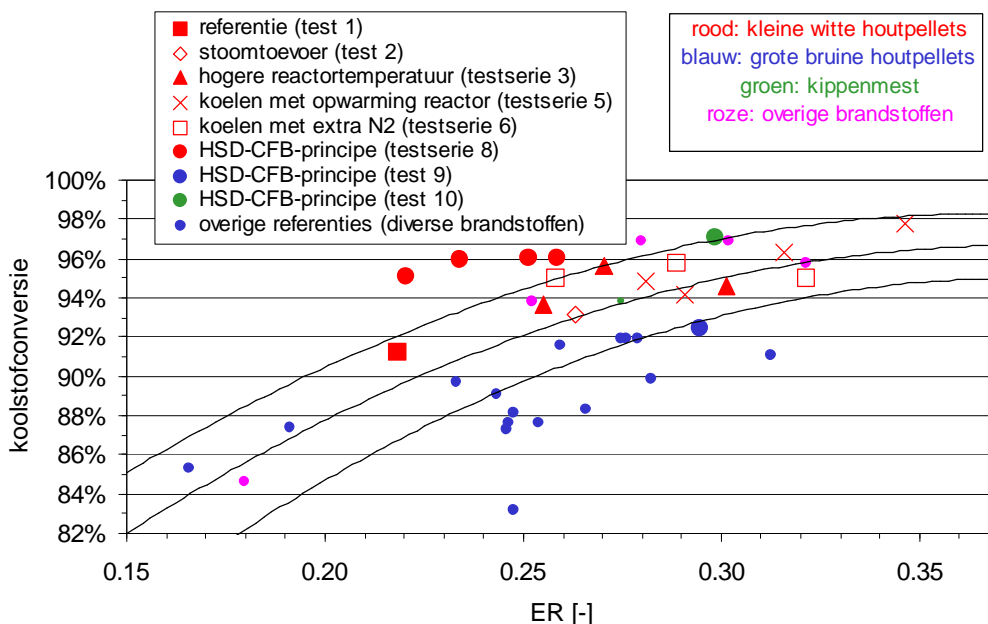
Tabel 8 *De maatregelen gerangschikt naar economisch effect (bovenaan de meest aantrekkelijke maatregel), de gegevens zijn gebaseerd op metingen met witte houtpellets, luvo: luchtvoorverwarming*

test	maatregel	berekende netto opbrengsten per jaar in k€ ^(a)
8D	HSD-CFB-principe	282
8B	HSD-CFB-principe	270
8A	HSD-CFB-principe	263
8C	HSD-CFB-principe	253
3B	hogere vergassingstemperatuur (ca. 900°C)	240
6C	geen luchtvoorverwarming	229
3A	hogere vergassingstemperatuur (ca. 880°C)	225
3C	hogere vergassingstemperatuur (ca. 930°C)	222
6B	koelen: warmteverlies simuleren door toevoeging stikstof (ca. 6% extra)	208
2	toevoeging stoom (i.p.v. lucht) aan sealpot	204
ref 1	referentietest (850°C)	202
5D	koelen: warmteverlies door opwarmen reactorwand (ca. 5% extra)	197
4	deels grof zand in reactor	176
5C	koelen: warmteverlies door opwarmen reactorwand (ca. 7% extra)	133
5B	koelen: warmteverlies door opwarmen reactorwand (ca. 10% extra)	106
6A	koelen: warmteverlies simuleren door toevoeging veel stikstof (ca. 10% extra)	47
5A	koelen: warmteverlies door opwarmen reactorwand (ca. 14% extra)	28
(a)	voor een fictieve installatie van vergasser, gasreiniging en gasmotor met een brandstoftoevoer van 12.5 MW _{th} en overige aannamen zoals vermeld in de tekst	

6. DISCUSSIE EN CONCLUSIES

Van de testen zoals beschreven in Hoofdstuk 3 is in Figuur 7 uitgezet de relatie tussen ER en de koolstofconversie. De ER is in dit geval een “universele” parameter waarmee tegelijkertijd wordt gekwantificeerd: een opgelegd warmteverlies (testseries 5 en 6), toevoer van stoom (test 2) en een andere vergassingstemperatuur (testserie 3). Duidelijk is dat in het algemeen de koolstofconversie toeneemt bij een toename van de hoeveelheid lucht. Normaliter gaat dit gepaard met een stijging van de temperatuur (testreeks 3), maar eventueel kan de stijging van de temperatuur worden gecompenseerd door een extra warmteverlies te creëren zoals dat gedaan is in de testreeksen 5 en 6. Een schatting van deze “normale” relatie tussen ER en koolstofconversie is in Figuur 7 weergegeven in de vorm van getrokken lijnen.

Bij de toepassing van het HSD-CFB-principe (lokale vernauwing in de reactor) geldt bovenstaande “normale” relatie tussen ER en koolstofconversie slechts gedeeltelijk. Hierbij wordt weliswaar een hoge temperatuur verkregen (onderste zone), maar deze extra voelbare energie wordt weer gebruikt voor de vergassing zelf (bovenste zone). Hierdoor vallen de testen uitgevoerd met het HSD-CFB-principe op in positieve zin in Figuur 7. Dit geldt met name voor de testen met de witte pellets (rode kleur). Ook met kippenmest lijkt het gebruik van het HSD-CFB-principe een significante verbetering te geven.

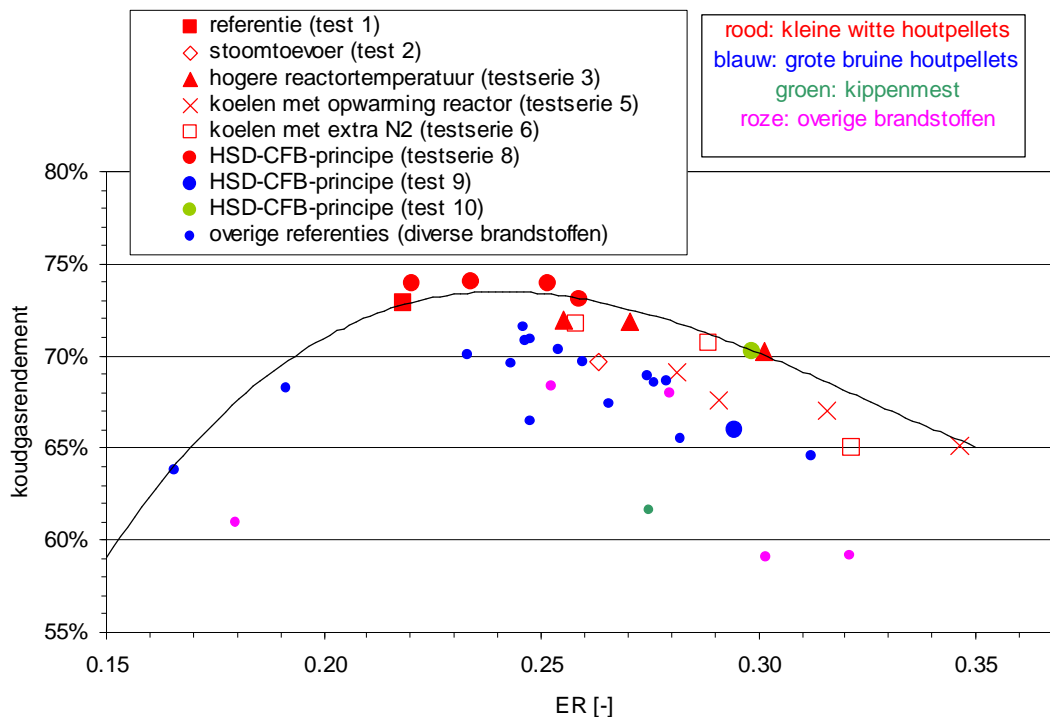


Figuur 7 De relatie tussen ER en koolstofconversie (incl. teer) voor een aantal testen, de verschillende kleuren staan voor de diverse brandstoffen, metingen uit het verleden (voor andere projecten) zijn weergegeven als kleine punten, de lijnen zijn globale schattingen van het verband bij ongewijzigde reactor en brandstof, voor definitie koolstofconversie zie Paragraaf 2.5

Het HSD-CFB-principe blijkt niet aantrekkelijk te zijn voor bruine pellets. Waarschijnlijk zijn deze pellets dermate groot en zwaar (1 à 4 gram en ruim 1200 kg/m³) dat niet vermeden kan worden dat deze brandstof terecht komt in de onderste zone. Verwacht wordt echter dat een

realistische brandstof zoals houtchips met een dichtheid van ca. 500 kg/m^3 zich zullen gedragen als de relatief lichte witte pellets en dus een vergelijkbare toename van de koolstofconversie vertonen. Verder is een optimalisatie mogelijk via de dimensionering van de vernauwing.

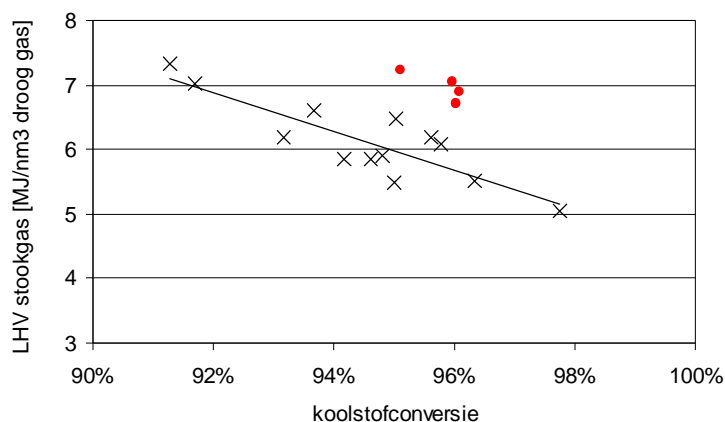
In Figuur 8 worden de testen weergegeven in een grafiek met het koudgasrendement als functie van de ER. Hierbij is een maximum in het rendement zichtbaar. Dit ligt bij een ER tussen 0.20 en 0.25. Het bestaan van een maximum is te verklaren: bij een te kleine ER is er te weinig zuurstof voor een volledige conversie (zie Figuur 7), bij een te grote ER moet er dermate veel gas worden opgewarmd dat om die reden het koudgasrendement afneemt (met in het limietgeval een koudgasrendement van 0% bij een ER van 1 en groter). Uit Figuur 8 wordt duidelijk dat het HSD-CFB-principe bij het gebruik van witte pellets leidt tot een relatief hoog koudgasrendement. Dit is uiteraard het gevolg van de hoge koolstofconversie.



Figuur 8 De relatie tussen ER en koudgasrendement voor een aantal testen, de verschillende kleuren staan voor de diverse brandstoffen, metingen uit het verleden (voor andere projecten) zijn weergegeven als kleine punten, de lijn geeft weer het maximaal haalbaar koudgasrendement bepaald op basis van alle testen met uitzondering van de testen met het HSD-CFB-principe, voor definitie koudgasrendement zie Paragraaf 2.6

Stookwaarde productgas

Een hogere koolstofconversie leidt in alle gevallen, met uitzondering van de testen met het HSD-CFB-principe, tot méér gas met een lagere verbrandingswaarde, zie Figuur 9. Bij de verbranding van het productgas in een gasmotor kan een lagere stookwaarde grotendeels worden gecompenseerd door een afname van de luchtvermaat in de motor waardoor het vermogen en rendement van de motor niet hoeven te veranderen [16]. De ondergrens van de stookwaarde waarvoor dit geldig hangt sterk af van de grootte van de gasmotor omdat bij kleine motoren de luchtvermaat al relatief laag is waardoor minder ruimte is voor verdere verlaging. Bij kleine motoren lijkt de ondergrens van de stookwaarde van productgas uit een CFB-vergasser te liggen rond 6 MJ/m_n^3 [17].



Figuur 9 De stookwaarde van het productgas versus de koolstofconversie (incl. teer) voor de testen die zijn uitgevoerd met witte houtpellets (test 6A en 6B zijn gecorrigeerd voor stikstofverdunding), de grote ronde punten zijn de testen uitgevoerd met het HSD-CFB-principe

Conclusies

De koolstofconversie van een CFB-vergasser bedreven met biomassa blijkt te kunnen worden verhoogd op vele manieren. Een groot aantal hiervan leidt tot een toename van de netto opbrengsten van een voorbeeldinstallatie van vergasser, gasreiniging en gasmotor. Bij de berekeningen van de netto opbrengst is rekening gehouden met de veranderingen in koudgasrendement (cq. elektriciteitsopbrengst), af te voeren as, extra investeringen, extra onderhoud en wijzigingen in opbrengsten van warmte.

De economisch meest gunstige maatregel is het toepassen van het HSD-CFB-principe. Hiermee kan een hoge toename van de koolstofconversie worden gerealiseerd zónder dat extra lucht wordt toegevoegd.

Ook effectief en economisch rendabel is het niet voorverwarmen van de vergassingslucht, het verhogen van de temperatuur waarbij wordt vergast en/of het in geringe mate koelen van de vergasser. In al deze gevallen is de toename van de conversie primair het gevolg van de noodzakelijke toename van de hoeveelheid lucht om de gewenste vergassingstemperatuur te handhaven. Bij omrekening van de maatregelen (geen luchtvoorverwarming, hogere vergassingstemperatuur en direct koelen) naar een "equivalent" warmteverlies (definitie: Paragraaf 2.7), blijkt dat het koelen van de vergasser zinvol is tot ongeveer 5% van de energie-inhoud van de biomassa-brandstof. De combinatie van genoemde drie maatregelen is daarom beperkt zinvol. Tot genoemde 5% blijkt de koolstofconversie lineair toe te nemen met het equivalent warmteverlies waardoor het koudgasrendement grofweg gelijk blijft. Als nadeel van deze maatregelen kan worden genoemd de afname van de stookwaarde van het productgas. Of dit ook een werkelijk probleem is, is sterk afhankelijk van de gastoeppassing en de schaalgrootte ervan.

De combinatie van de toepassing van het HSD-CFB-principe met een of meerdere maatregelen in de categorie van "toename equivalent warmteverlies" is mogelijk zinvol. Er zal echter dienen te worden getest in hoeverre de positieve effecten additief zijn.

De invloed van de diverse maatregelen op de teervorming is in geen enkel geval voldoende significant om dit tot als doorslaggevend argument te gebruiken. Hoewel de teerconcentratie in sommige gevallen grofweg halveert, is de invloed op het dauwpunt van de teren uiterst gering. Een uitzondering vormt het gebruik van stoom waarbij het dauwpunt significant daalt. Het

dauwpunt is echter met 175°C nog steeds hoog. Test 5D lijkt met zijn lage teerconcentratie en lage teer-dauwpunt een wat teer betreft aantrekkelijke optie. De resultaten zijn echter het gevolg van de ophoping van char en as hetgeen in een stationair bedrijf in dezelfde mate niet mogelijk is.

Op basis van bovenstaande evaluatie kan tenslotte het volgende in algemene zin worden gesteld: vergassingsreacties bij voor biomassa realistische temperaturen van ca. 750-950°C zijn dermate traag dat in een CFB-reactor altijd een zeker deel van de brandstof niet wordt omgezet in gas. Een volledige conversie is alleen mogelijk als een deel van de brandstof verbrand wordt en geprofiteerd kan worden van de relatief hoge snelheid van verbrandingsreacties. Bij de toepassing van het HSD-CFB-principe is dit idee benaderd. De koolstofconversie (inclusief teer) blijkt te stijgen van 91% naar maximaal 96%. Een verdere stijging is mogelijk als alle circulerende char zou kunnen worden verbrand. De hierbij vrijkomende energie is theoretisch voldoende voor het ontgassen van biomassa bij 850°C. Als tevens het verbrandingsgas apart wordt gereinigd van de deeltjes dan kan de as beschikbaar komen in een vorm (nagenoeg) zonder koolstof.

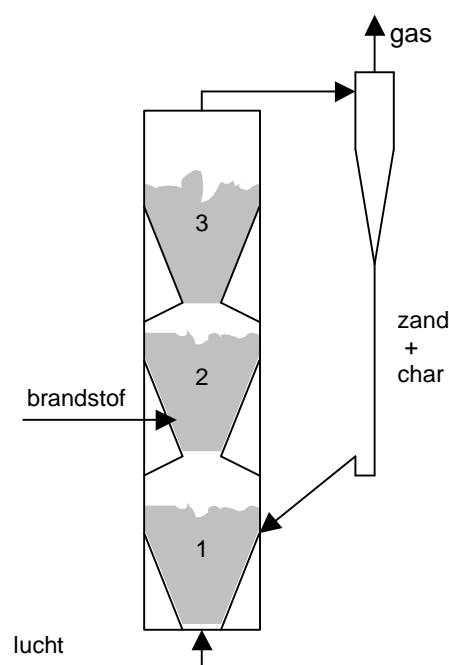
7. REFERENTIES

1. A. van der Drift, H. F. de Kant and J. B. Rajani: *Commercialisation BIVKIN-based gasification technology, non-confidential version*, Petten, ECN, ECN-C-00-080, 56 p. (2000).
2. A. v. d. Drift: *CFB-vergassers voor biomassa. Een overzicht van bestaande installaties (vertrouwelijk)*, ECN-CX--01-010, 57 p. (2001).
3. *Description of the CFB gasification plant at ECN on the internet: www.ecn.nl/biomass/bivkin* (2001).
4. A. van der Drift and J. van Doorn: *Effect of type of fuel, moisture content and particle size on the carbon conversion and fuel gas quality for circulating fluidized bed gasification of biomass*. In: First World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry, 5-9 June 2000, Sevilla, Spain, pp. 575-577 (2000).
5. A. van der Drift and J. van Doorn: *Effect of fuel size and process temperature on fuel gas quality from CFB gasification of biomass*. In: Progress in Thermochemical Biomass Conversion, Conference held in Tyrol (Austria), 17-22 September 2000, Vol I (Ed. A. V. Bridgwater), pp. 265-271, Blackwell Science Ltd., Oxford (UK) (2001).
6. S. R. A. Kersten, R. H. W. Moonen, W. Prins and W. P. M. van Swaaij: *Gas mixing in a pilot scale (500 kW_{th}) air blown circulating fluidised bed biomass gasifier*. In: Progress in Thermochemical Biomass Conversion, Conference held in Tyrol (Austria), 17-22 September 2000, Vol I (Ed. A. V. Bridgwater), pp. 452-464, Blackwell Science Ltd., Oxford (UK) (2001).
7. *Biomass and waste composition database on the internet: www.ecn.nl/phyllis*, Energy Research Centre of the Netherlands (ECN) (2002).
8. P. C. A. Bergman, S. V. B. van Paasen and H. Boerrigter: *The novel "OLGA" technology for complete tar removal from biomass producer gas*. In: Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste, 30 Sept.-1 Oct. 2002, Strasbourg, France, France (2002).
9. S. V. B. van Paasen, P. C. A. Bergman, J. P. A. Neeft and J. H. A. Kiel: *Primary measures for tar reduction. Reduce the problem at the source*. In: 12th European conference and technology exhibition on biomass for energy, industry and climate protection. 17-21 June 2002, Amsterdam, the Netherlands., Amsterdam (2002).
10. C. Brage, Qizhuang Yu, Guanxing Chen and K. Sjöström: *Use of amino phase adsorbent for biomass tar sampling and separation*. Fuel **76** (2) 137-142 (1997).
11. S. V. B. v. Paasen, A. v. d. Drift and C. M. v. d. Meijden: *STAR. Fase 1: Teerverwijdering met char, proof-of-principle (vertrouwelijk)*, ECN-CX--01-011, 62 p. (2001).
12. A. v. d. Drift: *Geavanceerde vergassingsconcepten voor biomassa. Een inventarisatie van bestaande ideeën en uitvoeringen (vertrouwelijk)*, ECN-CX--01-116, 111 p. (2001).
13. A. van der Drift and A. Olsen: *Conversion of biomass, prediction and solution methods for ash agglomeration and related problems. Final Report.*, Petten, ECN, ECN-C--99-090, 62 p. (1999).
14. K. Ståhl: *Värnamo demonstration plant, the demonstration programme, 1996-2000*, Malmö (Sweden), Sydkraft, 133 p. (2001).
15. VVAV: *Vergelijkende studie thermische verwerking van huishoudelijk afval. Een evaluatie van vijf technieken*, Utrecht, Arnhem, VVAV en KEMA, VVVAV95006V.R, 272 p. (1995).
16. P. C. A. Bergman, et al.: *Contributions ECN Biomass to the 12th European conference and technology exhibition on biomass for energy, industry and climate protection, ECN-RX-02-014* (2002).
17. L. P. L. M. Rabou and A. v. d. Drift: *Optimalisatie gasreiniging, vertrouwelijk rapport*, 52 p, ECN-CX-02-113, ECN, Petten (2002).

BIJLAGE A HSD-CFB-PRINCIPE

Het originele HSD-CFB-concept

Het HSD-CFB-concept staat voor High-Solids-Density Circulating Fluidised Bed. Het is een variant op de normale CFB-vergasser. In het originele concept wordt middels vernauwingen de riser opgedeeld in drie zones, zie Figuur A.1. In de onderste zone vindt de partiële verbranding plaats van char met lucht. Vervolgens zal het hete gas (zonder zuurstof in het geval dat veel char circuleert) en het warme zand in de tweede zone de biomassa omzetten in char en gas. In de derde zone dient de teer te worden verwijderd uit het gas door de verblijftijd en de aanwezigheid van veel char. Het gas uit de bovenste zone wordt in een cycloon ontdaan van de resterende char en het zand. Dit wordt teruggevoerd naar de eerste zone.



Figuur A.1. Uitvoering van het originele HSD-CFB-concept met drie zones; 1: partiële oxidatie, 2: pyrolyse, 3: teerreductie

De analogie met een normale CFB-vergasser is groot. Een belangrijk verschil is echter de afscheiding van de tweede zone van de beide andere zones. Hierdoor komt in de eerste zone geen brandstof en wordt dus geen gas geproduceerd (met o.a. het makkelijk te verbranden H_2). De toegevoerde zuurstof kan daardoor slechts reageren met de char. Dit heeft een gunstig effect op de koolstofconversie. De derde zone is gescheiden van de tweede om te vermijden dat in de derde zone biomassa ontgast en dus teer wordt geproduceerd. Hierdoor kan de derde zone fungeren als teerreductiezone. Om de kans te verkleinen dat biomassa terecht komt in de derde zone is het mogelijk tussen de tweede en derde zone een aantal extra zones te plaatsen.

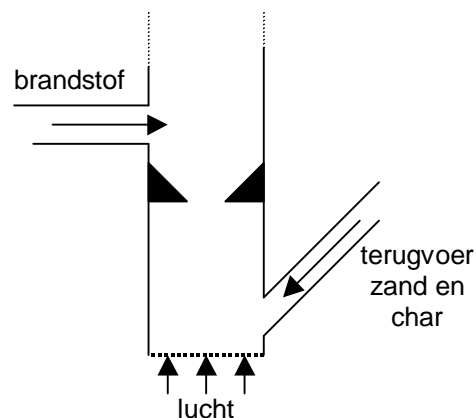
De verschillende zones zijn van elkaar gescheiden door vernauwingen. De doorgang tussen de zones is zodanig gedimensioneerd dat zand, biomassa en char niet of nauwelijks van boven naar beneden kunnen stromen. De diameter van de doorgang is grofweg vier maal kleiner dan de breedste diameter in de zone erboven. Hierdoor ontstaat er een bubbling bed in de zone waarbij de relatief hoge snelheid door de vernauwing vermijdt dat het vaste materiaal naar beneden stroomt. Het bubbling bed biedt het voordeel van een goede menging en een zekere verblijftijd

voor vaste deeltjes die gemiddeld groter is dan de verblijftijd bij volledig meesleuren (entrainment) door het gas.

Van het originele HSD-CFB-concept is op de Universiteit in Twente een testopstelling gebouwd. Bij deze installatie is zone 1 uitgevoerd in twee segmenten en zone 3 in vier segmenten. Metingen met deze reactor hebben aangetoond dat het mogelijk is om te vermijden dat verse biomassa terechtkomt en ontgast in zone 1. Bovendien is aangetoond dat het gas dat stroomt van de eerste naar de tweede zone geen zuurstof bevat, hetgeen betekent dat alle toegevoegde zuurstof wordt verbruikt voor de (partiële) oxidatie van circulerende char. Het idee in het HSD-CFB-concept om de conversie te verhogen lijkt dus te werken.

De toepassing van het HSD-CFB-principe in een “normale” CFB

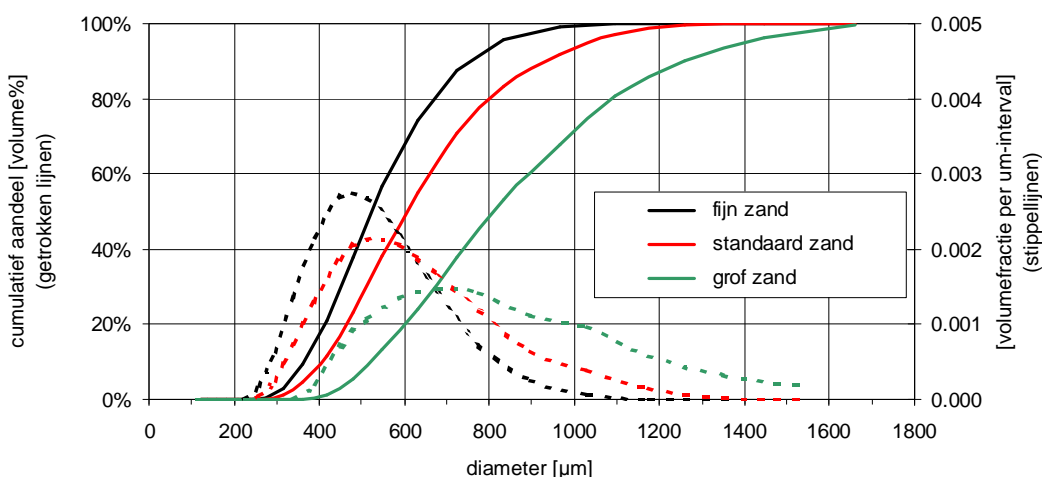
Zonder een CFB-reactor om te bouwen tot een HSD-CFB-proces, is het mogelijk het koolstofconversie-verhogende effect van de HSD-CFB toe te passen. Hierbij wordt een vernauwing in de vorm van een ring ingebracht op enige hoogte boven de inlaat van de primaire lucht, zie Figuur A.2. Tegelijkertijd wordt het biomassa-voedingspunt verplaatst tot boven deze ring. Hierdoor wordt onder de ring een relatief dicht bed gecreëerd en wordt als gevolg van de hoge snelheden door de ringopening vermeden dat biomassa terugvalt in de zone onder de ring. Op deze wijze kan derhalve, analoog aan het beschreven HSD-CFB-proces, direct contact tussen zuurstof en reactieve gasvormige componenten worden vermeden. De circulerende koolstof zal (partieel) verbranden en de koolstofconversie zal naar verwachting toenemen in vergelijking met de situatie zonder deze ring.



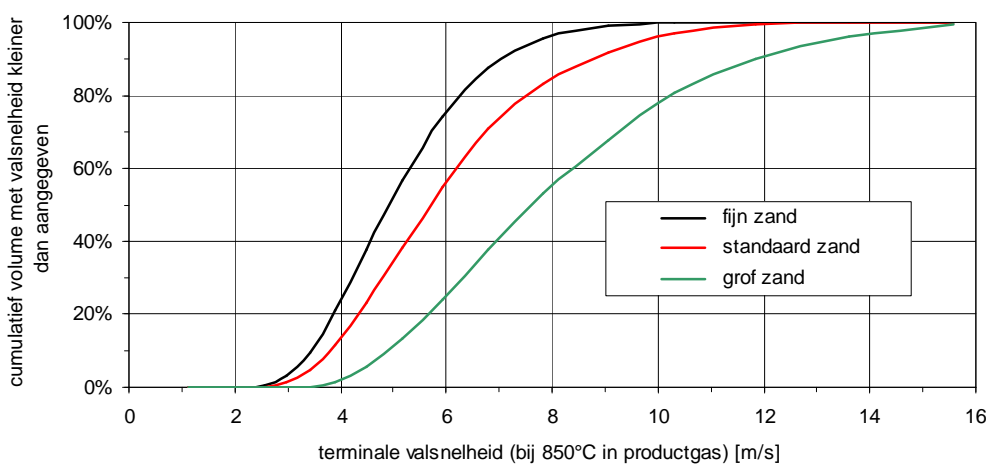
Figuur A.2. *Het onderste gedeelte van de CFB-vergasser bij ECN met daarin de lokale vernauwing als uitvoering van het HSD-CFB-principe om de koolstofconversie te verhogen.*

BIJLAGE B DEELTJESGROOTTEVERDELING BEDMATERIAAL

In Figuur B.1 wordt de verdeling gegeven van de drie in het onderhavige project gebruikte soorten silica zand. Onderscheid wordt gemaakt in fijn, standaard en grof zand. Het fijne zand is gebruikt bij de testen met de vernauwing in de riser (het HSD-CFB-principe) en het grote zand is gebruikt samen met het standaard zand in de testen in het kader van de maatregel “twee bedmateriaal-groottes”. De grootte-verdeling is gemeten bij ECN via laserdiffractie (Malvern Instruments). In Figuur B.2 zijn de gegevens vertaald naar een verdeling van de terminale valsnelheid¹³. In Tabel B.1 zijn enkele belangrijke waarden gegeven.



Figuur B.1. *Deeltjesgrootteverdeling van de drie gebruikte soorten zand als bedmateriaal*



Figuur B.2. *Verdeling van de terminale valsnelheid van de drie gebruikte soorten zand als bedmateriaal*

¹³ De terminale valsnelheid is de snelheid waarmee het deeltje valt (in de uiteindelijke situatie waarbij inloopverschijnselen zijn te verwaarlozen). Andersom geldt dat een deeltje blijft zweven in een gas dat omhoog stroomt met de terminale valsnelheid. Bij de berekeningen is uitgegaan van zand met een dichtheid van 2600 kg/m³ en gas van 850°C met 15% CO, 15% H₂, 15% CO₂, 15% H₂O en 40% N₂.

Tabel B.1. *Enkele belangrijke parameters van de drie zand-groottes, d_{xx} : diameter waarbij $xx\%$ van de totale massa een kleinere diameter heeft, v_{xx} : snelheid waarbij $xx\%$ van de totale massa een kleinere terminale snelheid heeft*

		fijn zand	standaard zand	grof zand
d_{10}	μm	370	400	520
d_{50}	μm	520	610	810
d_{90}	μm	760	930	1260
v_{10}	m/s	3.4	3.8	4.9
v_{50}	m/s	4.9	5.7	7.5
v_{90}	m/s	7.0	8.6	12.0

BIJLAGE C NUMERIEKE TESTRESULTATEN

test		ref 1	2	3A	3B	3C	4
brandstof		witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets
brandstofdebiet	kg/uur nat	109	85	94	90	81	109
vochtgehalte brandstof	gew% nat	8	8	8	8	8	8
temperatuur	°C	847	843	882	901	928	854
brandstof-input (LHV)	kW	511	396	439	419	376	508
luchtdebiet totaal	m _n ³ /uur	99	92	99	100	100	100
luchttemperatuur	°C	312	335	325	324	326	319
stoomdebiet (sifon)	kg/uur		19.9				
stoomtemperatuur	°C		100				
spoelstikstofdebiet	nl/min	30	30	30	30	30	30
CO	vol% dr	18.6	14.5	17.9	17.0	17.2	18.1
H ₂	vol% dr	12.1	13.9	11.3	11.6	11.9	11.7
CO ₂	vol% dr	15.6	17.4	15.0	15.1	14.5	15.3
CH ₄	vol% dr	5.2	4.2	4.4	4.1	3.7	4.9
etheen	vol% dr	1.7	1.3	1.4	1.2	0.9	1.6
ethaan	vol% dr	0.1	0.1	0.1	0	0	0.1
benzeen	vol% dr	0.39	0.28	0.36	0.35	0.32	0.38
tolueen	vol% dr	0.071	0.052	0.044	0.028	0.014	0.066
xyleen	vol% dr	ng	ng	ng	ng	ng	ng
H ₂ S	vol% dr	ng	ng	ng	ng	ng	ng
NH ₃	vol% dr	0.06	ng	0.06	0.06	0.06	ng
N ₂ (is rest minus argon)	vol% dr	45.4	47.6	48.7	49.8	50.7	47.1
H ₂ O (berekend via H-balans)	vol% dr	15.1	22.5	14.8	14.6	13.0	16.5
teer (SPA-methode)	mg/m _n ³	13976	5244	10486	9359	7956	13748
teer-dauwpunt (berekend)	°C	198	175	195	198	197	198
productgasdebiet droog ^(a)	m _n ³ /uur	174	155	163	161	158	170
asdebiet	kg/uur	5.6	3.9	4.2	3.4	2.7	5.4
fractie inert in as	gew%	29	43	43	65	43	28
stof	g/m _n ³	4.2	4.3	3.3	6.0	4.4	3.3
fractie inert in stof	gew%	15	15	14	27	19	18
LHV productgas droog	MJ/m _n ³	7.3	6.2	6.6	6.2	5.9	7.0
overall massabalans	%	102.0	101.5	101.5	101.1	101.2	100.8
C-balans	%	101.1	99.5	99.6	96.4	101.7	96.7
N-balans ^(b)	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
H-balans ^(c)	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
O-balans	%	103.5	102.6	102.6	102.2	101.5	102.6
energie-balans (LHV)	%	100.8	99.0	99.0	96.4	101.6	96.6
C-conversie (direct)	%	92.3	92.7	93.2	92.1	96.3	88.4
C-conversie (indirect)	%	91.3	93.2	93.7	95.6	94.6	91.7
CGE gecorrigeerd ^(d)	%	68.5	67.7	68.3	68.4	67.2	67.6
ER	-	0.22	0.26	0.26	0.27	0.30	0.22
lineaire gassnelheid ^(e)	m/s	7.4	7.2	7.2	7.2	7.1	7.4
NH ₃ /brandstof-N	mol%	49		54	58	59	

(a) berekend via N-balans

(b) gesteld op 100% met productgasdebiet

(c) gesteld op 100% met watergehalte

(d) gecorrigeerd voor C-balans, zie Paragraaf 2.6

(e) berekende actuele snelheid bovenin riser van CFB-reactor

test		ref 1	5A	5B	5C	5D	6A	6B	6C
brandstof		witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets
brandstofdebiet	kg/uur nat	109	83	89	93	93	75	87	100
vochtgehalte brandstof	gew% nat	8	8	8	8	8	8	8	8
temperatuur	°C	847	828	843	844	846	846	849	851
brandstof-input (LHV)	kW	511	387	416	436	435	349	404	465
luchtdebiet totaal	m _n ³ /uur	99	119	116	112	108	99	103	106
luchttemperatuur	°C	312	29	25	23	22	24	21	21
spoelstikstofdebiet	nl/min	30	30	30	30	30	525	280	30
CO	vol% dr	18.6	13.1	14.1	15.0	15.2	11.6	13.9	16.5
H ₂	vol% dr	12.1	8.1	8.9	9.7	10.4	7.2	9.7	10.7
CO ₂	vol% dr	15.6	17.1	16.7	16.1	15.5	14.0	14.6	15.8
CH ₄	vol% dr	5.2	3.5	3.7	3.9	3.8	3.1	3.7	4.4
etheen	vol% dr	1.7	1.3	1.4	1.4	1.4	1.1	1.3	1.6
ethaan	vol% dr	0.1	0.08	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
benzeen	vol% dr	0.39	0.25	0.29	0.31	0.30	0.22	0.28	0.34
tolueen	vol% dr	0.071	0.049	0.064	0.075	0.076	0.046	0.057	0.065
xyleen	vol% dr	ng	ng	ng	ng	ng	ng	ng	ng
H ₂ S	vol% dr	ng	ng	ng	ng	ng	ng	ng	ng
NH ₃	vol% dr	0.06	ng	ng	ng	ng	ng	ng	ng
N ₂ (is rest minus argon)	vol% dr	45.4	55.7	54.0	52.7	52.5	62.0	55.7	49.8
H ₂ O (berekend via H-balans)	vol% dr	15.1	14.2	14.7	15.4	16.0	12.4	13.0	15.4
teer (SPA-methode)	mg/m _n ³	13976	11000	8845	7000	4985	5776	8189	10144
teer-dauwpunt (berekend)	°C	198	-	183	-	154	179	186	190
productgasdebiet droog ^(a)	m _n ³ /uur	174	170	172	170	165	176	175	171
asdebiet	kg/uur	5.6	3.4	3.7	4.0	4.3	3.4	4.1	4.7
fractie inert in as	gew%	29	82	65	42	52	62	68	59
stof	g/m _n ³	4.2	2.2	2.2	2.2	2.2	3.1	3.1	3.1
fractie inert in stof	gew%	15	28	28	28	28	12	12	12
LHV productgas droog	MJ/m _n ³	7.3	5.1	5.5	5.8	5.9	4.5	5.5	6.5
overall massabalans	%	102.0	102.6	102.0	101.0	99.7	102.1	101.2	101.3
C-balans	%	101.1	101.4	99.7	97.4	92.3	101.1	98.4	96.7
N-balans ^(b)	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
H-balans ^(c)	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
O-balans	%	103.5	104.0	103.4	102.4	100.6	104.2	101.2	102.5
energie-balans (LHV)	%	100.8	101.4	99.6	97.3	92.5	99.7	99.3	96.8
C-conversie (direct)	%	92.3	99.2	96.0	91.5	87.1	96.1	94.1	91.8
C-conversie (indirect)	%	91.3	97.8	96.3	94.2	94.8	95.0	95.8	95.0
CGE gecorrigeerd ^(d)	%	68.5	60.7	63.5	64.9	67.2	62.3	67.3	68.2
ER	-	0.22	0.35	0.32	0.29	0.28	0.32	0.29	0.26
lineaire gassnelheid ^(e)	m/s	7.4	7.1	7.3	7.3	7.1	7.3	7.3	7.3
NH ₃ /brandstof-N	mol%	49							

(a) berekend via N-balans

(b) gesteld op 100% met productgasdebiet

(c) gesteld op 100% met watergehalte

(d) gecorrigeerd voor C-balans, zie Paragraaf 2.6

(e) berekende actuele snelheid bovenin riser van CFB-reactor

test		ref 1	8A	8B	8C	8D
brandstof		witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets	witte pellets
brandstofdebiet	kg/uur nat	109	103	93	109	95
vochtgehalte brandstof	gew% nat	8	8	8	8	8
temperatuur (gemiddeld reactor)	°C	847				
temperatuur boven vernauwing	°C		810	818	812	848
temperatuur onder vernauwing	°C		877	917	858	927
brandstof-input (LHV)	kW	511	480	434	507	442
luchtdebiet totaal	m _n ³ /uur	99	100	99	99	98
luchttemperatuur	°C	312	368	23	367	369
spoelstikstofdebiet	nl/min	30	30	30	30	30
CO	vol% dr	18.6	17.9	17.6	18.0	17.9
H ₂	vol% dr	12.1	10.5	10.4	10.9	10.6
CO ₂	vol% dr	15.6	16.2	15.9	16.4	15.8
CH ₄	vol% dr	5.2	5.1	4.7	5.3	4.9
etheen	vol% dr	1.7	1.8	1.6	1.8	1.6
ethaan	vol% dr	0.1	0.2	0.2	0.2	0.1
benzeen	vol% dr	0.39	0.31	0.30	0.34	0.37
tolueen	vol% dr	0.071	0.083	0.075	0.086	0.073
xyleen	vol% dr	ng	ng	ng	ng	ng
H ₂ S	vol% dr	ng	ng	ng	ng	ng
NH ₃	vol% dr	0.06	0.05	0.05	0.05	0.06
N ₂ (is rest minus argon)	vol% dr	45.4	47.1	48.4	46.2	47.8
H ₂ O (berekend via H-balans)	vol% dr	15.1	15.2	13.9	15.9	14.1
teer (SPA-methode)	mg/m _n ³	13976	13134	12404	12967	13087
teer-dauwpunt (berekend)	°C	198	193	192	195	201
productgasdebiet droog ^(a)	m _n ³ /uur	174	169	164	171	164
asdebiet	kg/uur	5.6	3.7	2.7	4.5	2.7
fractie inert in as	gew%	29	57	44	51	46
stof	g/m _n ³	4.2	2.7	2.0	2.6	2.6
fractie inert in stof	gew%	15	11	19	20	22
LHV productgas droog	MJ/m _n ³	7.3	7.1	6.7	7.2	6.9
overall massabalans	%	102.0	102.3	102.4	102.2	102.4
C-balans	%	101.1	98.9	102.5	97.3	102.3
N-balans ^(b)	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
H-balans ^(c)	%	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
O-balans	%	103.5	105.1	104.5	105.4	104.4
energie-balans (LHV)	%	100.8	96.0	101.2	95.0	100.1
C-conversie (direct)	%	92.3	94.9	98.5	92.4	98.4
C-conversie (indirect)	%	91.3	96.0	96.0	95.1	96.1
CGE gecorrigeerd ^(d)	%	68.5	69.6	68.7	69.7	69.5
ER	-	0.22	0.23	0.26	0.22	0.25
lineaire gassnelheid ^(e)	m/s	7.4	7.0	6.7	7.2	6.9
NH ₃ /brandstof-N	mol%	49	43	47	45	56

(a) berekend via N-balans

(b) gesteld op 100% met productgasdebiet

(c) gesteld op 100% met watergehalte

(d) gecorrigeerd voor C-balans, zie Paragraaf 2.6

(e) berekende actuele snelheid bovenin riser van CFB-reactor

test		ref 2	9	ref 3	10
brandstof		bruine pellets	bruine pellets	kippenmest	kippenmest
brandstofdebiet	kg/uur nat	92	88	111	127
vochtgehalte brandstof	gew% nat	11	10	22	19
temperatuur (gemiddeld reactor)	°C	851		765	
temperatuur boven vernauwing	°C		845		782
temperatuur onder vernauwing	°C		921		809
brandstof-input (LHV)	kW	423	401	382	368
luchtdebiet totaal	m _n ³ /uur	103	108	101	114
luchttemperatuur	°C	270	24	284	378
spoelstikstofdebiet	nl/min	60	65	62	28
CO	vol% dr	14.2	13.5	8.1	8.5
H ₂	vol% dr	11.9	8.7	8.4	8.1
CO ₂	vol% dr	16.4	16.7	17.9	17.9
CH ₄	vol% dr	4.0	3.6	2.6	2.4
etheen	vol% dr	1.4	1.3	1.3	1.3
ethaan	vol% dr	0.08	0.1	0.2	0.13
benzeen	vol% dr	0.25	0.27	0.16	0.19
tolueen	vol% dr	0.041	0.056	0.073	0.062
xyleen	vol% dr	0.10	ng	ng	ng
H ₂ S	vol% dr	ng	0.0089	ng	0.023
NH ₃	vol% dr	0.17	0.47	4.32	4.05
N ₂ (is rest minus argon)	vol% dr	50.9	54.4	56.3	56.6
H ₂ O (berekend via H-balans)	vol% dr	13.0	14.3	23.9	21.1
teer (SPA-methode)	mg/m _n ³	7000	9465	9440	6414
teer-dauwpunt (berekend)	°C	190	194	136	150
productgasdebiet droog ^(a)	m _n ³ /uur	164	161	150	162
asdebiet	kg/uur	4.8	4.6	11.4	12.3
fractie inert in as	gew%	33	35	81	96
stof	g/m _n ³	3.3	2.5	8.8	11.8
fractie inert in stof	gew%	33	43	84	68
LHV productgas droog	MJ/m _n ³	6.0	5.4	4.6	4.6
overall massabalans	%	99.6	100.2	96.7	92.4
C-balans	%	98.4	97.1	86.2	84.4
N-balans ^(b)	%	100.0	100.0	100.0	100.0
H-balans ^(c)	%	100.0	100.0	100.0	100.0
O-balans	%	98.2	102.1	97.0	94.9
energie-balans (LHV)	%	96.9	95.9	81.6	87.2
C-conversie (direct)	%	90.4	89.5	80.0	81.6
C-conversie (indirect)	%	91.9	92.4	93.8	97.1
CGE gecorrigeerd ^(d)	%	66.3	62.3	58.1	67.1
ER	-	0.27	0.29	0.27	0.30
lineaire gassnelheid ^(e)	m/s	6.9	6.8	6.6	7.0
NH ₃ /brandstof-N	mol%	52	90	93	80

(a) berekend via N-balans

(b) gesteld op 100% met productgasdebiet

(c) gesteld op 100% met watergehalte

(d) gecorrigeerd voor C-balans, zie Paragraaf 2.6

(e) berekende actuele snelheid bovenin riser van CFB-reactor