

**Abschlußbericht der Aufbauphase und erste Ergebnisse**

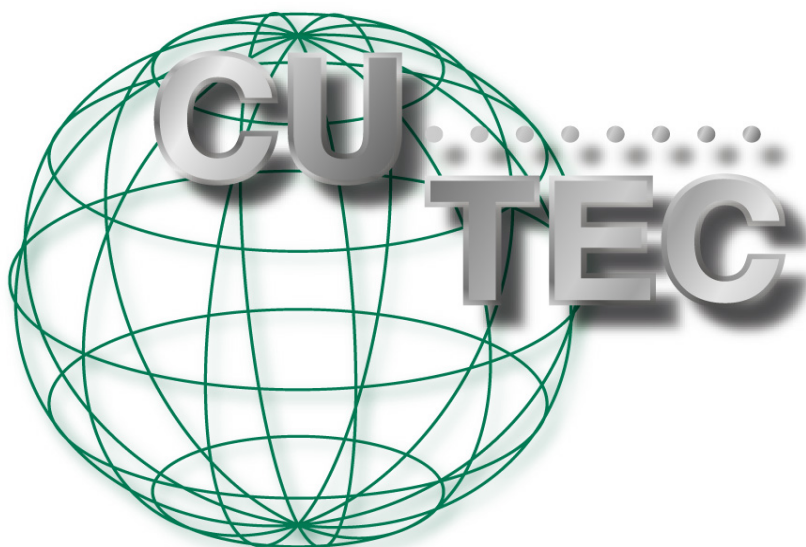
***SYNTHETISCHE KRAFTSTOFFE AUS NACHWACHSENDEN  
ROHSTOFFEN (ARTFUEL)***

**Auftraggeber: Niedersächsisches Umweltministerium,  
Hannover**

**Förderkennzeichen: 17-32344/6/0/1/12-04032-5084 (2002)**

**Projekt.-Nr.: 2 63 1823**

**21. Dezember 2005**



Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH  
– CUTEC-Institut GmbH –  
Leibnizstr. 21 + 23  
D-38678 Clausthal-Zellerfeld

Tel. (05323) 933-0  
Fax (05323) 933-100  
Internet: [www.cutec.de](http://www.cutec.de)

---

## **0. Inhaltsverzeichnis**

<b>0. Inhaltsverzeichnis</b> .....	<b>2</b>
<b>1. Zusammenfassung</b> .....	<b>4</b>
<b>2. Aufgaben und Abweichungen vom Antrag</b> .....	<b>5</b>
<b>3. Projektbegleitender Ausschuß</b> .....	<b>7</b>
<b>4. Alternative Verfahren</b> .....	<b>8</b>
4.1 Vergasungstechnologien .....	8
4.2 Gasreinigung .....	11
4.3 Fischer-Tropsch-Synthese .....	15
<b>5. Umsetzung des Arbeitsplans</b> .....	<b>19</b>
<b>6. Realisierte Technik</b> .....	<b>20</b>
6.1 Vergasung.....	20
6.2 Gasreinigung .....	24
6.3 Wichtige Meßstellen des Vergasers .....	25
6.4 Fischer-Tropsch-Synthese .....	26
6.4 Hydrocrack - Pilotanlage.....	28
6.5 Rektifikation.....	28
<b>7. Massen-, Stoff- und Energiebilanz um Vergaser und Gasreinigung</b> .....	<b>29</b>
7.1 Massenströme.....	29
7.2 Stoffbilanz .....	31
7.3 Energiebilanz.....	32
7.4 Berechnung der Umlaufrate des Bettmaterials für die zirkulierende Fahrweise.....	35
<b>8. Brennstoffeigenschaften</b> .....	<b>37</b>
<b>9. Versuchsdurchführung Synthesegaserzeugung</b> .....	<b>38</b>
9.1 Kaltversuche.....	38
9.2 Heißversuche .....	39
<b>10. Versuchsprogramm Fischer-Tropsch-Synthese</b> .....	<b>41</b>
<b>11. Ergebnisse</b> .....	<b>42</b>
11.1 Herstellung von Synthesegas .....	42
11.1.1 Kalibrierungen .....	42
11.1.2 Luftvergasung .....	44

---

---

11.1.3 Brennstoff Holz: Variation der Kornmorphologie.....	47
11.1.4 Verfahrenstechnische Parameter: Wärmeverluste.....	54
11.2 Simulation der FTS .....	55
11.3 Versuche FTS.....	59
<b>12. Versuchsdiskussion .....</b>	<b>60</b>
<b>13. Ausblick.....</b>	<b>62</b>
13.1 Folgeprojekte in der Forschungsstelle.....	62
13.2 Bisheriger Nutzen für Unternehmen .....	63
13.3 Umsetzung des Konzeptes in kommerzielle Anlagen.....	63
13.4 Abschließende Bewertung.....	64
<b>14. Veröffentlichungen und studentische Ausbildung .....</b>	<b>66</b>
<b>15. Unterschrift.....</b>	<b>67</b>
<b>16. Anhang .....</b>	<b>68</b>
16.1. Benutzte Unterlagen.....	68
16.2 Lieferfirmen .....	72
16.2.1 Hauptlieferanten.....	72
16.2.2 Lieferanten einzelner Aggregate.....	73
16.2.3 Spender .....	76

---

---

## **1. Zusammenfassung**

Am 11.12.2002 bewilligte das Land Niedersachsen der Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH (Abk. CUTEC) die finanziellen Mittel für Planung, Bau und Betrieb einer Anlage zur Herstellung synthetischer Kraftstoffe aus Biomasse. Zu nutzen waren personelle (Ingenieure, Techniker, Werkstatt) und ausstattungsmaßige (z.B. Technikumshalle, Hydrocracker, traditionelle Gasreinigung) Gegebenheiten des Instituts sowie mehrjährige Erfahrungen mit der Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung verschiedener Materialien im Technikumsmaßstab und der Behandlung von Kohlenwasserstoffen im Hydrocracker. Ferner steht im Institut ein Motorenprüfstand zur Verfügung.

Begleitet wurde das Vorhaben durch einen projektbegleitenden Beirat aus Ministerien des Landes Niedersachsen, Verbänden, Forschungsinstituten und der Industrie. Die Federführung oblag dem Niedersächsischen Umweltministerium.

In einer Planungs-, Ausschreibungs und Bauzeit von 19 Monaten entstand eine Zirkulierende Wirbelschicht (Abk.: ZWS) einer Nennleistung von 0,4 MW<sub>FWL</sub> mit angeschlossenen Heißgasfilter, Quenche, Wäscher und Polzeifilter in der Abteilung Thermische Prozeßtechnik. Die Vergabe aller Bau- und Lieferleistungen erfolgte losweise, so daß am Ende 36 Firmen, vor allem aus dem Bereich der kleinen und mittleren Unternehmensgrößen (Abk.: KMU), mit einem Auftragsvolumen über 1000 Euro und ungezählte Kleinlieferanten ihren Beitrag leisteten.

Die Abt. Chemische Prozeßtechnik ergänzte in der Projektlaufzeit ihre Ausstattung um die notwendige Fischer-Tropsch-Synthese (Abk. FTS).

Versuche mit Holz verschiedener Partikelmorphologie ergaben ein Synthesegas, dessen Zusammensetzung stark von der Korngröße abhing. Die höchsten Wasserstoffausbeuten erhielt man mit kompaktierten Holz bei Minimierung der Wärmeverluste. Teere waren im Wäscher, besonders an der Kühlfalle zu finden. Eine Einschränkung des Anlagenbetriebes durch diese Stoffgruppe fand bisher nicht statt.

Ausgehend von einer Literaturrecherche sind die verschiedenen Verfahren, Reaktoren und Katalysatoren für die FTS in Bezug auf die Eignung im *Biomass-to-Liquid*-(Abk.: BtL) Prozeß verglichen und bewertet worden. Das Ergebnis ist die Auswahl eines Niedertemperaturverfahrens im Festbettreaktor mit einem Eisenkatalysator. Die FTS ist ferner mathematisch-reaktionstechnisch modelliert worden. Das Modell erlaubt die Betrachtung verschiedener Einflußparameter wie Eintritts- und Kühltemperatur, Verweilzeit, Druck, Reaktordurchmesser und Synthesegaszusammensetzung.

Der Betrieb der gesamten Kette wird bis in das Jahr 2007 durch ein von der EU gefördertes Projekt (*Renewable Fuels for Advanced Power Trains*, RENEW) weitergeführt. Zu vertiefen sind die Auswirkungen verschiedener Biomassen (z.B. Stroh, Sonnenblumenschalen, Zuckerrübenschnitzel, Miscanthus u.w.) und verfahrenstechnischer Parameter (z.B. Dampfstrom, Sauerstoff-

---

---

bedarf, Vergasungstemperatur). Außerdem ist die Anlagentechnik zu optimieren. Am Ende soll ein Diesel hoher Qualität, erzeugt durch eine scale-up-fähige Technologie mit hoher Verfügbarkeit stehen.

## **2. Aufgaben und Abweichungen vom Antrag**

Der CUTEC-Antrag [1] aus dem November 2002 sah als zentrale Zielstellung (s. Kap. 6. *Technisches Lösungskonzept*) den Aufbau einer Pilotanlage, welche mit dem Prinzip der Wirbelschicht unter Vergasung mit Wasserdampf und ggf. Sauerstoff arbeitet, vor. Ferner war eine vergleichende Betrachtung unterschiedlicher Verfahren zur Vergasung, Gasreinigung und Fischer-Tropsch-Synthese (s. Kap. 2 *Bezug zu förderpolitischen Zielen Niedersachsens*) durchzuführen.

Als Idee hinter der Anlagenkonzeption steckte der Gedanke, eine einstufige thermische Zersetzung zu entwickeln, welche die Investitionskosten einer kommerziellen Anlage minimiert. Es war beabsichtigt, die neu erworbene fachliche Kompetenz in einem intensiven Informationsaustausch zu nutzen, um an einem Folgeprojekt im Rahmen des 6. RP der EU zu partizipieren (s. Kap. 1 *Problemstellung und Zielsetzung*).

Kennzeichen der skizzierten Wirbelschicht war die Nutzung eines Teils des Synthesegases in einer um die Wirbelschichtzone baulich getrennten Verbrennungseinheit. Postuliert wurde ein hoher Wärmeeintrag in den Reaktor zwecks Aktivierung der endothermen Zersetzungsreaktionen der Biomassen. Der Apparat sollte im Vergasungsbereich von 500 bis 900°C bei einer Mediumtemperatur von 800 bis 1200°C im Mantel arbeiten. Geplant war, daß eine Feuerungswärmeleistung von 1 MW<sub>therm</sub> ein einfaches Upscaling auf eine industrielle Demonstrationsanlage der Größenordnung 15 bis 25.000 t/jato Biomasseinput sicherstellt.

Die Abgasreinigung sollte mit einem Teer-Cracker, mit Wäschern zur Elimination von Spurenkomponenten, einer Shift-Stufe zur Erhöhung des Wasserstoffanteils und einer CO<sub>2</sub>-Wäsche ausgestattet werden.

Im Rahmen des Basic Engineering stellte sich heraus, daß der Wärmeeintrag einer konstruktiven Kritik nicht standhielt. Mängel sind z.B.:

- Das Synthesegas nimmt einen großen Teil der in der Biomasse enthaltenen Schadstoffe auf. Bei einigen Arten wie schnellwachsenden Pflanzen, Rinde und Stroh kann der Gehalt an Schwefel, Chlor, Alkali- und Erdalkalimetallen beträchtlich sein → *wirkungsvolle Reinigung für das Abgas der Verbrennungszone notwendig*.
  - Feinstaub und kondensierte Gasbestandteile mit hohem Korrosionspotential schlagen sich auf den Wärmetauscherflächen der Verbrennungsseite nieder → *Korrosionsgefahr von innerem und äußeren Mantel sowie Beeinträchtigung des Wärmetransportes. Im Falle einer Korrosion, welche bis zur Bildung eines Loches führt und damit zum Kontakt zwischen*
-

---

*oxidierender (Mantel) und reduzierender (Wirbelschicht), besteht die Gefahr einer Explosion der Anlage.*

- Wandmaterial ist innen einer reduzierenden, außen einer oxidierenden Atmosphäre ausgesetzt. Außerdem innen auch noch der Erosionswirkung des Bettmaterials → *hoher chemischer Beständigkeitsanspruch, welcher nur mit großem finanziellem Aufwand zu bewältigen ist. Ferner wird kein Hersteller eine Gewähr für die Reisezeit geben.*
- Hot Spots im Bereich der Brenner → s.o.
- Energetischer Wirkungsgrad des Vergasers sehr unsicher, da die hohe Temperatur außen anliegt und mit hohen Wärmeverlusten durch den Mantel sowie das Abgas zu rechnen ist.

Die genannten Gründe führten zur Entscheidung, eine Zirkulierende Wirbelschicht mit Wasserdampf als Wirbelschichtträger und partieller Verbrennung der Biomasse innerhalb des Bettes durch reinen Sauerstoff (→ direkter Energieeintrag) zu realisieren. Aus der technischen Praxis sowie theoretischen Überlegungen heraus [2,3] ist bekannt, daß dieses Aggregat eine hohe Zuverlässigkeit, gleichmäßige Produkteigenschaften und eine scale-up-Fähigkeit bis in den dreistelligen MW<sub>FWL</sub>-Bereich besitzt. Um die Investitions- und Betriebskosten im Rahmen verfügbaren Geldes zu halten, erfolgte die Realisierung mit einer Nennlast der Feuerungswärmeleistung (Abk.: FWL) von 0,4 MW<sub>FWL</sub>. Auch die Konzeption der Abgasreinigung stand unter finanziellem Zwang und mußte eine innovative Lösung suchen. So entstand die Idee eines Heißgasfilters mit katalytischem Teercrackungspotential, einer Quenche mit folgendem Wäscher sowie eines Aktivkoks-Adsorbers.

Die Beteiligung am anvisierten „Folgeprojekt“ im Rahmen des 6. RP der EU konnte schon während der Projektlaufzeit von *ArtFuel* realisiert werden: CUTEC nimmt seit dem 1. Januar 2004 am EU-Vorhaben *RENEW* teil. Ein weiteres, kleines Folgevorhaben mit dem Titel *Anforderungen an Biomasse aus der Sicht von Anlagenbetreibern*, finanziert durch die Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe (FNR) und die Fa. Volkswagen AG, startete am 1. April 2005.

---

---

### **3. Projektbegleitender Ausschuß**

Gemäß Zuwendungsbescheid vom 11.12.2002 war ein Beirat einzurichten. Das Gremium sollte Empfehlungen für technologierelevante Zielvorstellungen innerhalb des Projektes geben. Als Mitglieder konnten gewonnen werden:

1. Oest, Wolfgang Dr. (Vorsitzender), Ministerium für Umwelt des Landes Niedersachsen (Hannover).
2. Germeyer, Burkhard, Niedersächsisches Ministerium für Wirtschaft, Technologie und Verkehr (Hannover).
3. Hirschfelder, Hansjobst, Fa. Envirotherm GmbH (Essen).
4. Höher, Gerd Dr., Niedersächsisches Ministerium für Landwirtschaft (Hannover).
5. Leible, Ludwig Dr, Forschungszentrum Karlsruhe -Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse (ITAS), (Karlsruhe).
6. Meier, Dietrich Dr., Bundesforschungsanstalt für Forst- und Holzwirtschaft (Hamburg).
7. Mühlen, Hans-Jürgen Dr., Fa. Deutsche Montan Technologie GmbH (DMT) (Essen).
8. Munack, Axel Prof., Inst. f. Technologie- u. Biosystemtechnik, Bundesforschungsanstalt für Landwirtschaft (Braunschweig).
9. Seyfried, Frank Dr., Fa. Volkswagen AG -Konzernforschung Antriebe - Kraftstoffe und Öle (Wolfsburg).
10. Scholz, Reinhard Prof., TU Clausthal -Institut für Energieverfahrenstechnik und Brennstofftechnik- (Clausthal-Zellerfeld).
11. Schütte, Andreas Dr., Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Gülzow).
12. Wullbrandt, Dieter, Nordzucker InnoCenter GmbH (Braunschweig)

Die Zusammensetzung des Beirates zeichnete sich aus durch:

- A. Mitglieder von Forschung, Industrie und Politik sind vertreten.
- B. Marktbegleiter der CUTEC zum Thema *Herstellung von SunFuel®* sind aufgenommen.
- C. Anlagenbauer, Biomasselieferanten und Automobilproduzenten begleiten das Vorhaben.

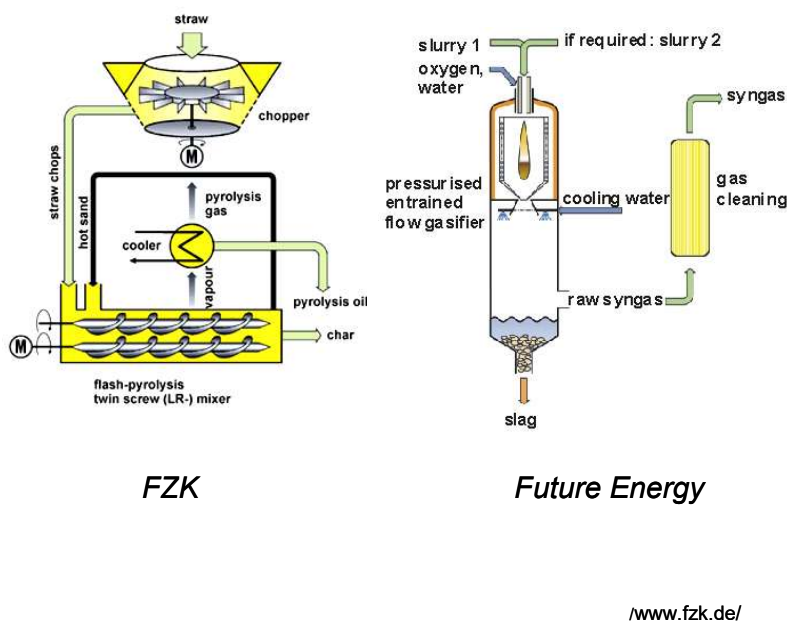
In zwei Sitzungen am 19.02 und 27.10.2004 trafen sich die Mitglieder, um über den Projektfortschritt informiert zu werden. Im weiteren Sitzungsverlauf wurden die Pläne zur ArtFuel-Anlage sowie Tendenzen, Schwierigkeiten und weitere Arbeiten zur Energieherstellung aus Biomasse diskutiert. Die Ergebnisse sind in Protokollen festgehalten. In der letzten Sitzung wurde vereinbart, den Beirat über das Projektende hinaus für zumindest eine weitere Sitzung beizubehalten. Das Treffen ist für den Zeitraum Mai bis Juli 2005 anvisiert.

---

## 4. Alternative Verfahren

### 4.1 Vergasungstechnologien

I. Im fortgeschrittenen Forschungsstadium befinden sich verschiedene Verfahren zur Herstellung von Kraftstoff. So sieht das Konsortium Forschungszentrum Karlsruhe / Future Energy einen Prozeß mit dezentraler Flash-Pyrolyse mittels Doppelschnecken-Reaktor und Produktion eines Pyrolyseöls hoher Energiedichte vor (**Abb. 4.1-1**) [4].

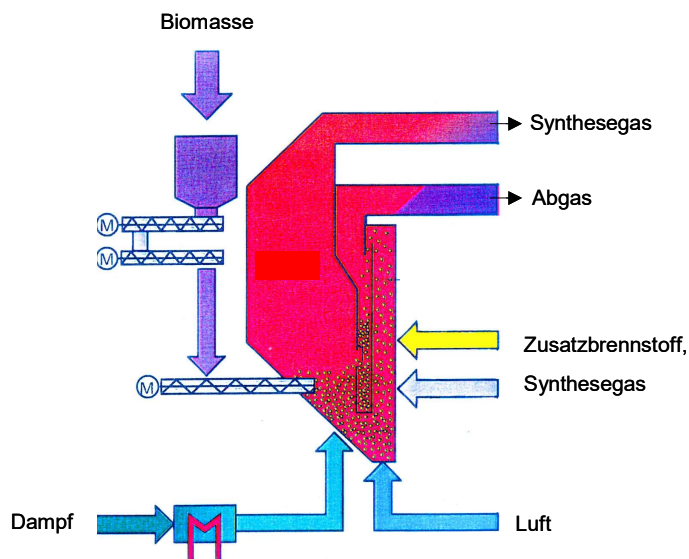


#### Charakteristika:

- Flugstromvergasung
- Ausgangsstoff: Biomasse, bevorzugt Stroh, Schlämme
- Vorbehandlung durch Flash-Pyrolyse, anschließend Vergasung des „Slurry“ (Gemisch aus Pyrolyseöl u. -koks)
- Vergasungsmittel:  $O_2$
- Hauptkomponenten SG (Vol.%<sub>tr</sub>)  
 $H_2=28\%$   
 $CO=46\%$   
 $CO_2=16\%$   
 $CH_4<0,1\%$
- Gasreinigungsstufen: unbekannt
- Betriebsdruck: >25 bar
- Betriebstemperatur: > 1100°C
- Produktgasanwendung: FTS
- Maßstab d. Pyrolyse: Technikum (10kg/h)

**Abb. 4.1-1:** Verfahrenskonzept Forschungszentrum Karlsruhe / Future Energy

II. Das Verfahrenskonzept des Standortes Güssing sieht eine allotherme Vergasung mit einer geteilten Wirbelschicht vor. Das Scale-Up der Technik ist möglicherweise begrenzt; die energetische Fahrweise aber könnte interessant für die Produkteigenschaften sein (**Abb. 4.1-2**) [5].



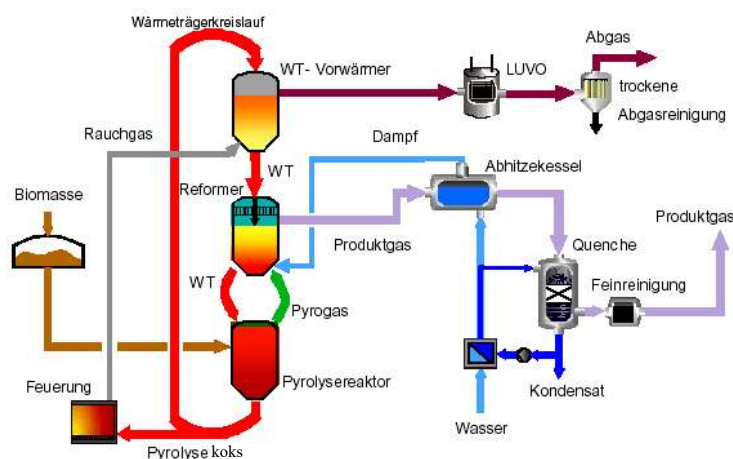
/www.ficfb.at/

### Charakteristika:

- FICFB (fast internally circulating fluidized bed)
- Ausgangsstoff: Biomasse, bevorzugt Holz
- Hauptkomponenten SG (Vol.%<sub>tr</sub>)  
H<sub>2</sub>=35...40%  
CO=30...38%  
CO<sub>2</sub>=10...18%  
CH<sub>4</sub>=8...10%
- Unterer Heizwert: H<sub>u</sub>=13 MJ/kg
- Gasreinigungsstufen: Kühler, Staubfilter, Wäscher
- Betriebsdruck: atm
- Betriebstemperatur Vergasung: ca. 900°C, Verbrennung: ca 950 °C
- Produktgasanwendung: Gasmotor
- Maßstab: Demonstration (8 MW)

Abb. 4.1-2: Verfahrenskonzept Güssing

III. Ebenfalls allotherm arbeitet die Fa. DMT mit dem *Blauen Turm*. Als Ausgangsmaterialien konzipiert sind Reststoffe biogener und fossiler Natur. Neben dem Entsorgungscharakter ist die Anlage auf die Lieferung von Strom und Wärme ausgerichtet (Abb. 4.1-3) [6,7].



/www.dm1-2.de/

### Charakteristika:

- Festbettvergaser, gestuft
- Ausgangsstoff: Biomasse und Biogene Reststoffe
- Vergasungsmittel: Wasserdampf
- Hauptkomponenten SG (Vol.%<sub>tr</sub>):  
H<sub>2</sub>=28...60%  
CO=10...25%  
CO<sub>2</sub>=30...35%  
CH<sub>4</sub>=10...18%
- Unterer Heizwert: H<sub>u</sub>=9..10 MJ/Nm<sup>3</sup>
- Gasreinigungsstufen: Quenche und Feinreinigung
- Betriebsdruck: atm
- Betriebstemperatur: unbekannt
- Produktgasanwendung: offen
- Bisher realisierter Maßstab: Demonstration (1MW)

Abb. 4.1-3: Blauer Turm der Fa. DMT

IV. Zur thermischen Verwertung von Substitut-Brennstoff aus mechanischen Aufbereitungsanlagen der Fa. Herhof befindet sich das Herhof-IPV-Verfahren in der Entwicklung (Abb. 4.1-4). Die Nutzung als Synthesegaslieferant für eine Fischer-Tropsch-Synthese ist noch sehr fraglich [8].

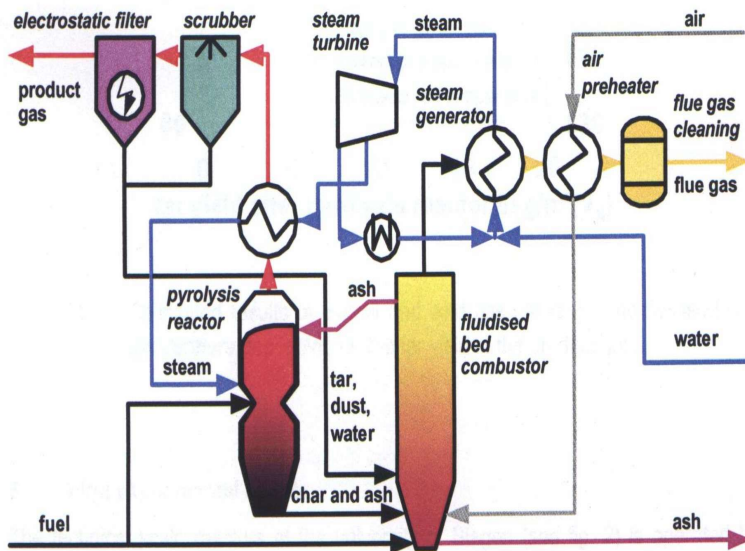
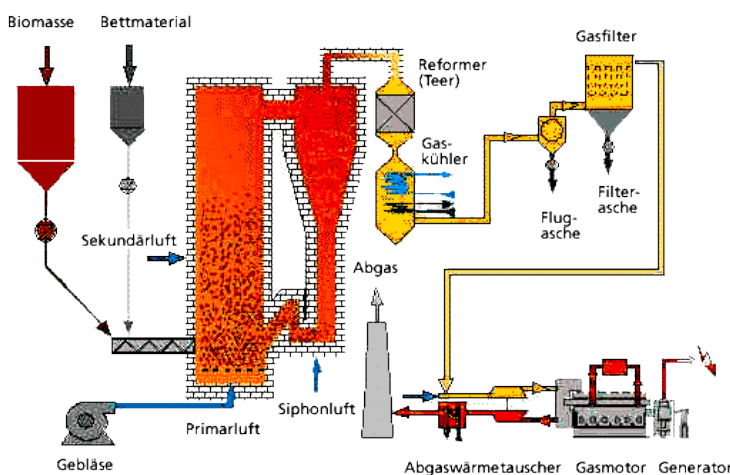


Abb. 4.1-4: Herhof-IPV-Verfahren

### Charakteristika:

- Input: Biomasse + Trockenstabilat
- Zweistufiges Verfahren: Pyrolyse und Verbrennung getrennt
- Wärmeübertragung erfolgt über Aschezirkulation
- Abwasserfreiheit gewährleistet
- Luft als O<sub>2</sub>-Lieferant ausreichend
- T<sub>Verbrennung</sub> = 850-950 °C, Dampf = 400 °C, 40 bar

V. Für den Einsatz von Biomasse als Energielieferant für kleine Einheiten, sprich Blockheizkraftwerke, entwickelte die UMSICHT eine Kombination von Zirkulierender Wirbelschicht mit Gasreinigung und Gasmotor (Abb. 4.1-5) [9].



[www.umsicht.fhg.de/](http://www.umsicht.fhg.de/)

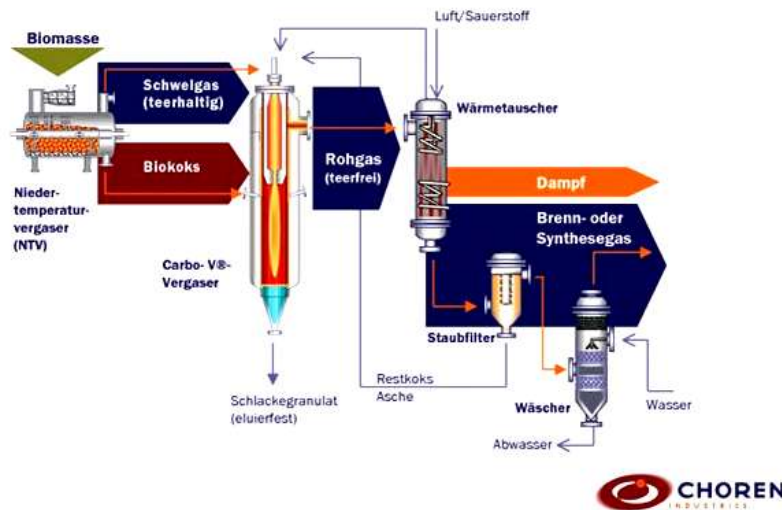
### Charakteristika:

- Zirkulierende Wirbelschicht
- Ausgangsstoff: Holzhackschnitzel
- Vergasungsmittel: Luft
- Hauptkomponenten SG (Vol.-%<sub>rt</sub>):  
 N<sub>2</sub>=43%  
 H<sub>2</sub>=14%  
 H<sub>2</sub>O=10%  
 CO=16%  
 CO<sub>2</sub>=13%  
 CH<sub>4</sub>=4%
- Gasreinigungsstufen: Teercracker, Kühler, Staubabscheider
- Betriebsdruck: atm
- Betriebstemperatur: >850°C
- Produktgasanwendung: BHKW
- Maßstab: Demonstration (0,5MW)

Abb. 4.1-5: Verfahrenskonzept des UMSICHT in Oberhausen

VI. Weit fortgeschritten in der Entwicklung ist die Fa. Choren mit ihrem Carbo-V-Verfahren. Hier wird durch eine Hochtemperaturvergasung von Schwelgas und Koks ein teerfreies Synthesegas produziert (**Abb. 4.1-6**) [10].

### Verfahrensschema Carbo-V®



[www.choren.de/](http://www.choren.de/)

### Charakteristika:

- Flugstromvergaser
- Ausgangsstoff: Biomasse, bevorzugt Holz
- Vorbehandlung durch Pyrolyse, anschließend Vergasung des Koks
- Vergasungsmittel: Sauerstoff, Luft
- Hauptkomponenten SG: unbek.
- Gasreinigungsstufen: Kühler, Staubfilter, Wäscher
- Betriebsdruck: atm
- Betriebstemperatur: bis 1500°C
- Produktgasanwendung: Fischer-Tropsch-Synthese
- Bisher realisierter Maßstab: Demonstration (1MW<sub>th</sub>)

Abb. 4.1-6: Carbo-V der Fa. Choren

## 4.2 Gasreinigung

Die Reinigung von Gasen in der Umwelt- und Produktionstechnik ist weit entwickelt. Generell stehen für verschiedene Aufgabenstellungen unterschiedliche Verfahren zur Verfügung. Nach einer Auswertung einer Vielzahl an Anwendungsfällen [11] läßt sich eine Strukturierung vornehmen zu:

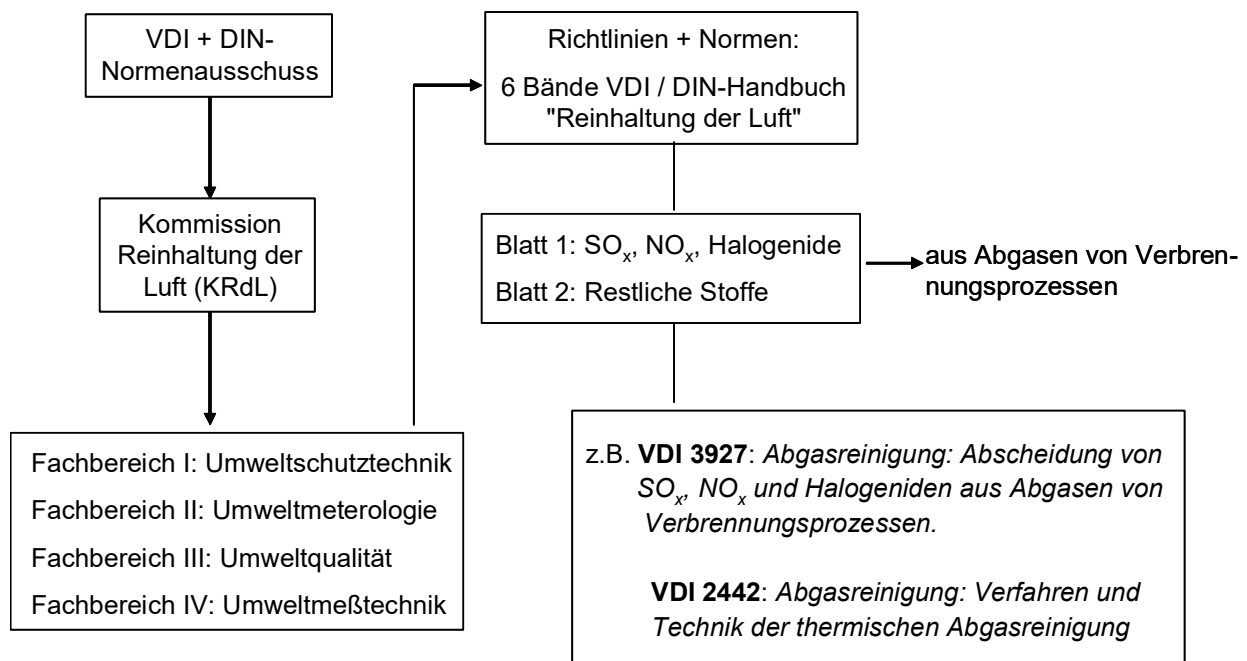
- 1. Gastrennung:** *Definition:* Gesamtkonzentration der abzutrennenden Stoffe größer 2 Vol.-%.  
*Verfahren:* Destillation, Kondensation, Absorption, Adsorption, Membran.
- 2. Gasreinigung:** *Definition:* Gesamtkonzentration der abzutrennenden Stoffe kleiner/gleich 2 Vol.-% und Anorganische Stoffe.  
*Verfahren:* Absorption, Adsorption, Kondensation, Katalyse, Trockensorption, Membran.
- 3. Lösungsmittelbehandlung:** *Definition:* Gesamtkonzentration der abzutrennenden Stoffe kleiner/gleich 2 Vol.-% und größer/gleich 0,008 Vol.-% und Organische Stoffe.  
*Verfahren:* 1. Zur Wiedergewinnung: Absorption, Adsorption, Kondensation.

2. Zur Vernichtung: Thermische Verbrennung, katalytische Verbrennung, Absorption (chemisch), Adsorption.

**4. Geruchsstoffentfernung:** *Definition:* Gesamtkonzentration der abzutrennenden Stoffe kleiner 0,008 Vol.-% und Organische Stoffe, H<sub>2</sub>S, CS<sub>2</sub>.  
*Verfahren:* Biowäscher, thermische Verbrennung, Absorption (chemisch), Adsorption.

Wie zu erkennen ist, sind für die einzelnen Anwendungsgebiete z.T. völlig unterschiedliche Reinigungsverfahren zu diskutieren. Für die Behandlung des Roh-Synthesegases aus Vergasungsprozessen sind die Gasreinigung (für anorganische Spurenstoffe), die Gastrennung (zur Abtrennung von Wasserdampf) und die Lösungsmittelbehandlung (für Teere) zu betrachten.

Die Vergasungstechnologie besitzt bei weitem nicht die Verbreitung wie Verbrennungsanlagen. Somit kann nicht auf Standards (**Abb. 4.2-1**) zurückgegriffen werden.



**Abb. 4.2-1:** Standards der Gasreinigung in Verbrennungsprozessen

Zur Erzielung einer hohen Reinigungswirkung lassen sich kryogene Druckverfahren einsetzen. Traditionell besitzen die Firmen Lurgi und Linde als Hersteller einen hohen Erfahrungsschatz. Das bekannteste Verfahren ist die Rectisol-Wäsche (**Abb. 4.2-2**). Kennzeichen des Verfahrens ist seine gute Selektivität, die Erzielung hoher möglicher Reinheiten (0,1 ppm S, 2 ppm CO<sub>2</sub>) und die Lieferung von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S als Produkte (12).



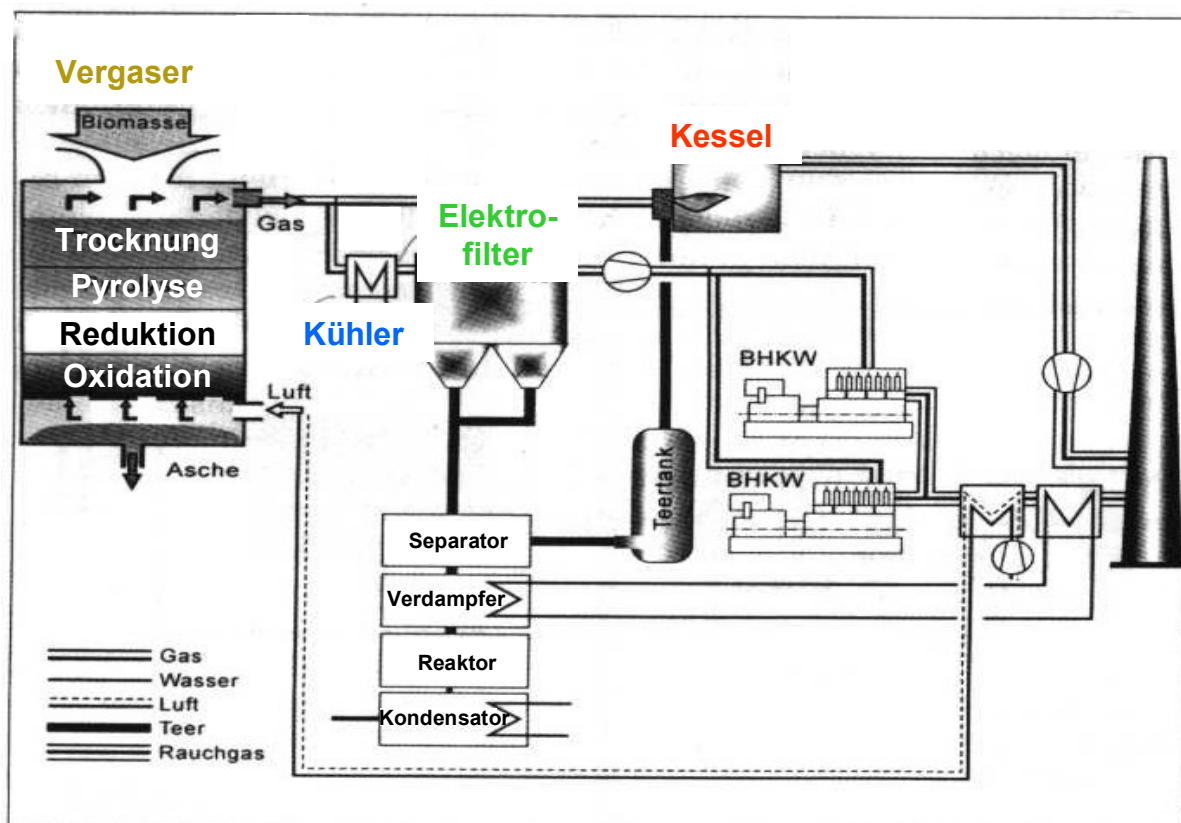


Abb. 4.2-3: Gegenstrom-Festbettvergaser in Harboore (Dänemark) [13]

Als Input ist unbehandeltes Frischholz einer Feuchte von 20 bis 90 % zugelassen. Der Vergaser kann in einem breiten thermischen Leistungsband von 0,5 bis 10 MW<sub>FWL</sub> gefahren werden.

Soll eine Anlage nicht nur chemisch einfachen Brennstoff, sondern auch komplexen Input wie Stroh und Substitutbrennstoff verarbeiten, wächst der Umfang einer drucklosen Abgasreinigung schnell an (Abb. 4.2-4).

Die an der TU Brno aufgebaute Wirbelschicht, welche stationär und zirkulierend betrieben werden kann, besitzt eine Vergaserleistung von 100 kW<sub>FWL</sub>. Gearbeitet wird mit einer Kombination aus Kühlern (tiefste Stufe arbeitet mit geschmolzenem Eis), Filtern, Tropfenabscheidern und einem Wäscher [14]. Ziel war die experimentelle Datensammlung zur thermischen Verwertung von Biomassen und festen Abfällen in der Tschechischen Republik. Eine erste Anwendung fand sich in der Kalkhütte Prachovice, wo durch Einsatz von Industrieabfällen die Brennstoffkosten gegenüber Erdgas halbiert werden konnten.

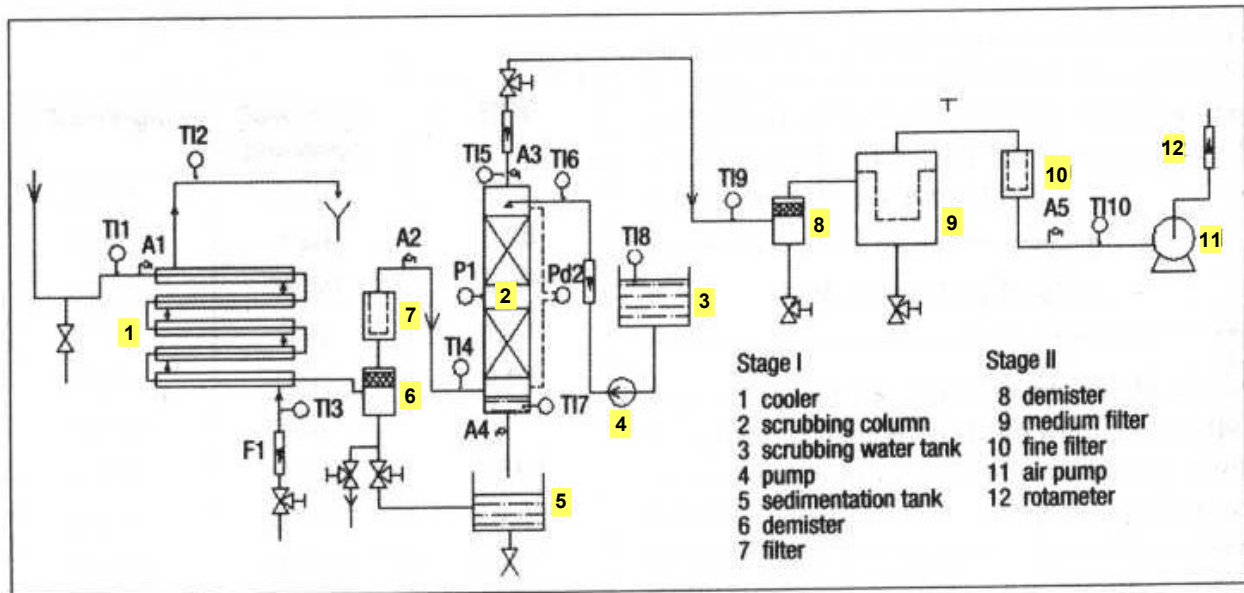


Abb. 4.2-4: Abgasreinigung nach einer Wirbelschicht der TU Brno (Tschechische Republik) [14]

### 4.3 Fischer-Tropsch-Synthese

Bei der Fischer-Tropsch-Synthese handelt es sich um eine heterogen katalysierte Reaktion, die 1923 von Franz Fischer und Hans Tropsch entdeckt wurde. Fischer und Tropsch gelang die Synthese von längerkettigen, flüssigen Kohlenwasserstoffen aus Synthesegas [15, 16].

Zur Zeit werden der Fa. Sasol in Südafrika ca.  $6 \cdot 10^6$  t/a und von Shell in Malaysia ca.  $6 \cdot 10^5$  t/a Fischer-Tropsch Kohlenwasserstoffe produziert [8]. In Südafrika wird das Synthesegas aus Kohle und Erdgas gewonnen, in Malaysia nur aus Erdgas. Weltweit sind weitere Anlagen geplant bzw. Demonstrationsanlagen in Betrieb. Choren (Freiberg) und ECN (Petten, Niederlande) haben im Demonstrations- bzw. im Technikumsmaßstab Fischer-Tropsch-Kohlenwasserstoffe aus biogenem Synthesegas hergestellt [10, 17, 18].

Die Fischer-Tropsch-Synthese verläuft unter deutlicher Volumenverminderung ab. Ein höherer Druck verschiebt das Gleichgewicht in Richtung der gewünschten, langkettigen Kohlenwasserstoffe. Die Gleichgewichtsausbeute sinkt mit steigender Temperatur; bis zu einer Temperatur von ca.  $400 \text{ }^\circ\text{C}$  ist die Bildung höhermolekularer Kohlenwasserstoffe begünstigt, da das Gleichgewicht mit wachsender Kettenlänge auf Seiten der Produkte liegt.

Eine ausreichende katalytische Aktivität für die Fischer-Tropsch-Synthese zeigen nur Eisen, Nickel, Kobalt und Ruthenium [19]. Großtechnisch kommen nur Eisen- und Kobaltkatalysatoren zum Einsatz, da Nickel hauptsächlich die Methanbildung katalysiert und Ruthenium zu kostspielig ist (ca. 10.000facher Fe-Preis) [20]. Eisen katalysiert neben der Fischer-Tropsch-Synthese auch die Wassergaskonvertierung und ist deswegen in der Lage, Synthesegase mit  $\text{H}_2/\text{CO}$ -Verhältnissen  $\geq 0.7$  zu flüssigen Kohlenwasserstoffen umzusetzen [21].

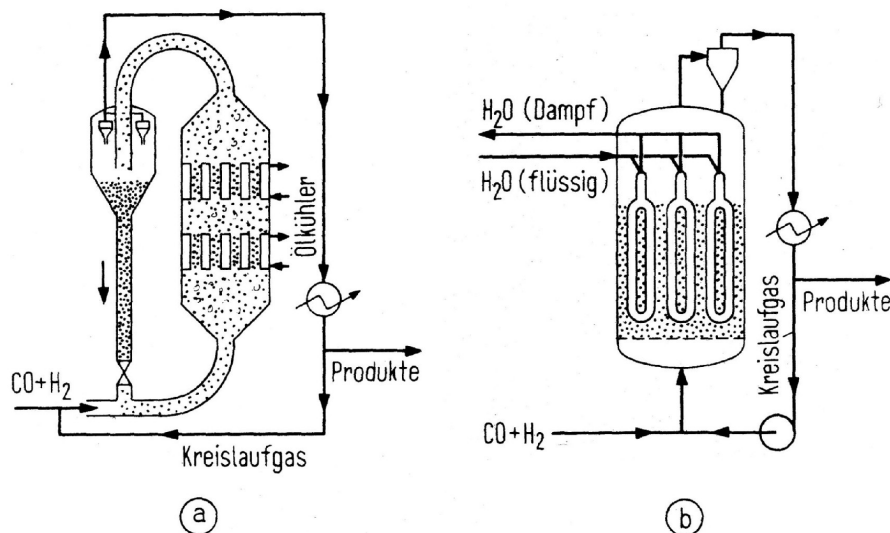
Die industriell angewandten Verfahren lassen sich in Hoch- (HTFT) und Niedertemperaturverfahren (LTFT) einteilen. Hochtemperaturverfahren arbeiten bei 300 – 350 °C, Niedertemperaturverfahren bei 200 - 250 °C. Für die Fischer-Tropsch-Synthese werden folgende Reaktortypen verwendet:

- Wirbelschichtreaktoren
- Festbettreaktoren
- Suspensions- bzw. Slurryreaktoren.

Bei einigen Verfahren wird, je nach gewünschtem Produktspektrum, nicht umgesetztes Synthesegas zurückgeführt.

Bei allen Verfahren steht die Abführung der Reaktionswärme im Vordergrund [22, 23].

Bei Hochtemperaturverfahren werden zirkulierende (CFB) und stationäre (FFB) Wirbelschichtreaktoren verwendet (**Abb. 4.3-1**). CFB-Reaktoren sind unter dem Namen Synthol-Reaktoren (Sasol) bekannt, FFB-Reaktoren unter SAS-Reaktoren (Sasol) [24, 25, 26].

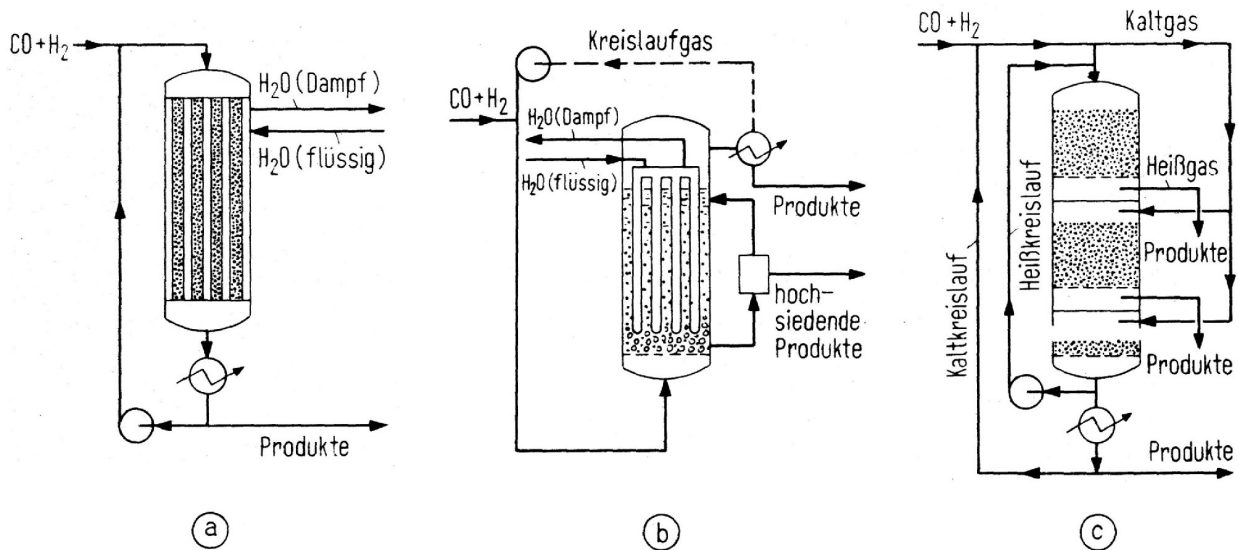


**Abb. 4.3-1:** Reaktoren für Hochtemperaturverfahren: (a) CFB-Reaktor, (b) FFB-Reaktor [26]

Hochtemperaturverfahren haben den Nachteil der geringen Selektivität zu höheren Kohlenwasserstoffen [27, 28], die Produkte weisen eine hohen Aromatengehalt auf [24, 28] und ein kontinuierlicher Katalysator-austausch bedingt durch Kohlenstoffablagerungen ist notwendig. Trotz effizienter Zykclone ist die Abtrennung von Katalysator und Produktgas bei großen Massenströmen problematisch [24, 25]. Bei CFB-Reaktoren ist der Druckverlust innerhalb des Reaktors hoch [24].

Bei Niedertemperaturverfahren werden Festbett- und Suspensions- bzw. Slurry-Reaktoren verwendet. Festbettreaktoren sind unter dem Namen ARGE-Rohrbündelreaktoren bekannt [24,

25, 26, 28, 29, 30]. Bei den Suspensions- bzw. Slurryreaktoren sind Slurrybubblecolumn-Reaktoren (SBCR) im Einsatz [31, 32, 33]. Nicht im industriellen Maßstab verwirklicht worden ist der Lurgi-Stufenofen, ein Festbetthordenreaktor mit direkter Zwischenkühlung (**Abb. 4.3-2**) [30, 34].



**Abb. 4.3-2:** Reaktoren für Niedertemperaturverfahren: (a) ARGE-Reaktor, (b) SBCR-Reaktor, (c) Hordenreaktor [30]

Niedertemperaturverfahren haben eine hohe Selektivität zu höheren Kohlenwasserstoffen. ARGE-Reaktoren reagieren durch die mäßige Wärmeabfuhr bedingt empfindlich auf Temperaturerhöhungen; die mittlere Synthesetemperatur im Reaktor muß deswegen relativ niedrig gewählt werden. Zudem treten durch die mäßige Wärmeabfuhr hot-spots auf, Nebenreaktionen und Katalysatordeaktivierung durch Sintern und Kohlenstoffablagerung sind bei Überschreiten einer Grenztemperatur die Folge. In ARGE-Reaktoren wird durch die indirekte Kühlung eine polytrophe Prozeßführung realisiert [24, 25, 26, 28].

Slurryreaktoren erreichen eine bessere Isothermie als andere Reaktoren. Die Trennung von Katalysator und Produktkohlenwasserstoffen ist außerordentlich schwierig und kostenintensiv. Es werden hohe Anforderung an die mechanische Katalysatorstabilität gelegt [24, 26, 28, 35].

Der Lurgi-Stufenofen ist ein Hordenreaktor mit direkter Zwischenkühlung durch kaltes Synthesegas und Produktabtrennung zwischen den Horden. Die einzelnen Festbetthorden werden adiabatisch betrieben, die mittlere Synthesetemperatur ist höher als bei anderen Niedertemperaturverfahren. Die Selektivität zu höheren Kohlenwasserstoffen ist dadurch niedriger. Die Produktabtrennung zwischen den Horden sorgt für eine Lenkung der Reaktion in Richtung Produkte, der Umsatz wird gesteigert. Der Lurgi-Stufenofen benötigt zwingend eine energieintensive Kreislaufführung des Synthesegases. Durch die Zwischeneinspeisungen sind

---

hohe Kreislaufverhältnisse notwendig, um die Katalysatoroberfläche ausreichend auszunutzen [29, 35].

### **Bewertung der Verfahren**

Ziel der BtL-Konvertierung ist die Erzeugung von flüssigen Kohlenwasserstoffen. Um diese Kohlenwasserstoffe als Kraftstoffe zu nutzen, muß die Selektivität bei C5 bis C23 oder höher liegen. Um dies zu realisieren kommt nur eine niedrige Synthesetemperatur und hoher Druck in Frage. Um einen möglichst hohen Umsatz – ohne die Nebenreaktionen zu begünstigen – zu erreichen, ist eine möglichst isotherme Betriebsweise der Reaktoren erforderlich. Eine adiabate Betriebsweise führt zu Temperaturerhöhung, zu niedriger Selektivität und fördert die Nebenreaktionen.

Für dezentrale Anlagen sind Slurry-Reaktoren aufgrund der kostenintensiven Katalysatorabtrennung nicht geeignet. Ein Hordenreaktor ist wegen seines höheren Energieaufwandes bedingt durch die aufwendige Kreislaufführung und der adiabatischen Betriebsweise nicht optimal. Festbettrohrbündelreaktoren sind wegen ihrer polytropen Betriebsweise nicht optimal, jedoch am ehesten für die BtL-Konvertierung geeignet; ihr größter Nachteil ist das Auftreten von Temperaturspitzen. Temperaturschwankungen können beim Überschreiten der Grenztemperatur den Katalysator irreversibel schädigen und fördern unerwünschte Nebenreaktionen.

Für die BtL-Konvertierung kommt nur die Verwendung von Eisenkatalysatoren in Betracht. Eisenkatalysatoren setzen Synthesegas mit  $H_2/CO$ -Verhältnissen  $\geq 0.7$  bei ausreichenden Umsätzen zu flüssigen Kohlenwasserstoffen um. Eisenkatalysatoren sind gegenüber Kobaltkatalysatoren wesentlich kostengünstiger.

---

---

## **5. Umsetzung des Arbeitsplans**

Nach der Erstellung eines Konzeptes, welches der Antragstellung zugrunde lag, startete ein erstes Basic Engineering für eine 1 MW<sub>FWL</sub>-Anlage durch ein externes Ingenieurbüro aus Brandenburg. Bestandteil der Planung war die Ermittlung geeigneter Energieeintragsverfahren in die Wirbelschicht, die Ermittlung einer geeigneten Gasreinigungsstrecke, eine Grobdimensionierung der Apparate und eine abschließende Abschätzung der Investkosten. Als Ergebnisse bleiben festzuhalten:

1. Der Energieeintrag über Mikrowellen wurde favorisiert.
2. Der Mantel der Wirbelschicht sollte aus Nicrofer erstellt werden. Wichtige Fragen wie zirkulierende oder stationäre Betriebsweise, Sicherheitsvorrichtungen und Apparate und Konzept zum An- und Abfahrbetrieb blieben offen.
3. Die Gasreinigung arbeitete mit einem Kühler, Entstauber, drei Wäschern und einem Aktivkoksfilter.
4. Die Investitionskostenschätzung ergab einen Wert von 2,1 Mio Euro<sub>netto</sub> zzgl. Detail Engineering, Inbetriebnahme, Prüfung des Sicherheitskonzeptes und Bauleitung.

Angesichts der technisch fragwürdigen Ergebnisse und der Kosten, welche den vorhandenen Rahmen um ein mehrfaches sprengten, verwarf CUTEC das Basic Engineering. Der leitende Projektbearbeiter wurde ausgetauscht und das Basic Engineering durch einen zusätzlich eingestellten Mitarbeiter neu erarbeitet. Ergänzt wurden die Maßnahmen durch die Einführung eines organisierten Projektmanagements.

---

---

## 6. Realisierte Technik

### 6.1 Vergasung

Wesentliche Merkmale sind zunächst stichpunktartig aufgeführt:

Reaktortyp:	Wirbelschicht (zirkulierend, aber auch stationär betreibbar)
Bettinventar:	Quarzsand mit der Ergänzung von katalytisch aktivem Material
Vergasungsstoff:	Biomasse (Holz, Stroh, Getreide, Chinaschilf etc.)
Vergasungsmittel:	Dampf/Sauerstoff
Wärmezufuhr:	autotherm, durch partielle Oxidation
Betriebsdruck:	atmosphärisch
Betriebstemperatur:	bis 1000 °C
Produktgasanwendung:	Fischer-Tropsch-Synthese
Maßstab:	Technikum (400 kW)

Charakteristisch für den Vergasungsprozess ist unabhängig vom Reaktortyp seine Endothermie, d.h. einem Vergasungsreaktor ist stets Reaktionswärme zuzuführen. Im Falle der CUTEC-Anlage geschieht dies - wie bereits in Kap. 2 erwähnt - durch partielle Oxidation im Reaktionsraum (autotherme Betriebsweise). Als Vergasungsmittel kommt ein Wasserdampf/Sauerstoff-Gemisch zum Einsatz. Das Verfahrensschema der Synthesegaserzeugung ist in **Abb. 6.1-1** dargestellt.

Die autotherme Betriebsweise hat den Vorteil, daß die Prozesswärme direkt im Wirbelbett ohne Einbauten und foulinggefährdete Wärmeübertragungsflächen bereitgestellt werden kann. Der Kompromiss, der dabei einzugehen ist, ergibt sich aus der Minderung der Synthesegasqualität durch die bei der Teilverbrennung erzeugten Inertgaskomponenten H<sub>2</sub>O und CO<sub>2</sub>. Um den resultierenden Verlust an chemisch gebundener Energie im Synthesegas zu reduzieren, wird das Vergasungsmittel, bevor es in den Reaktor gelangt, mit einem Gaserhitzer auf etwa 500 °C vorgewärmt. Dadurch kann ein Teil des Reaktionswärmebedarfs gedeckt, Sauerstoff eingespart und der Heizwertverlust im Produktgas reduziert werden.

---

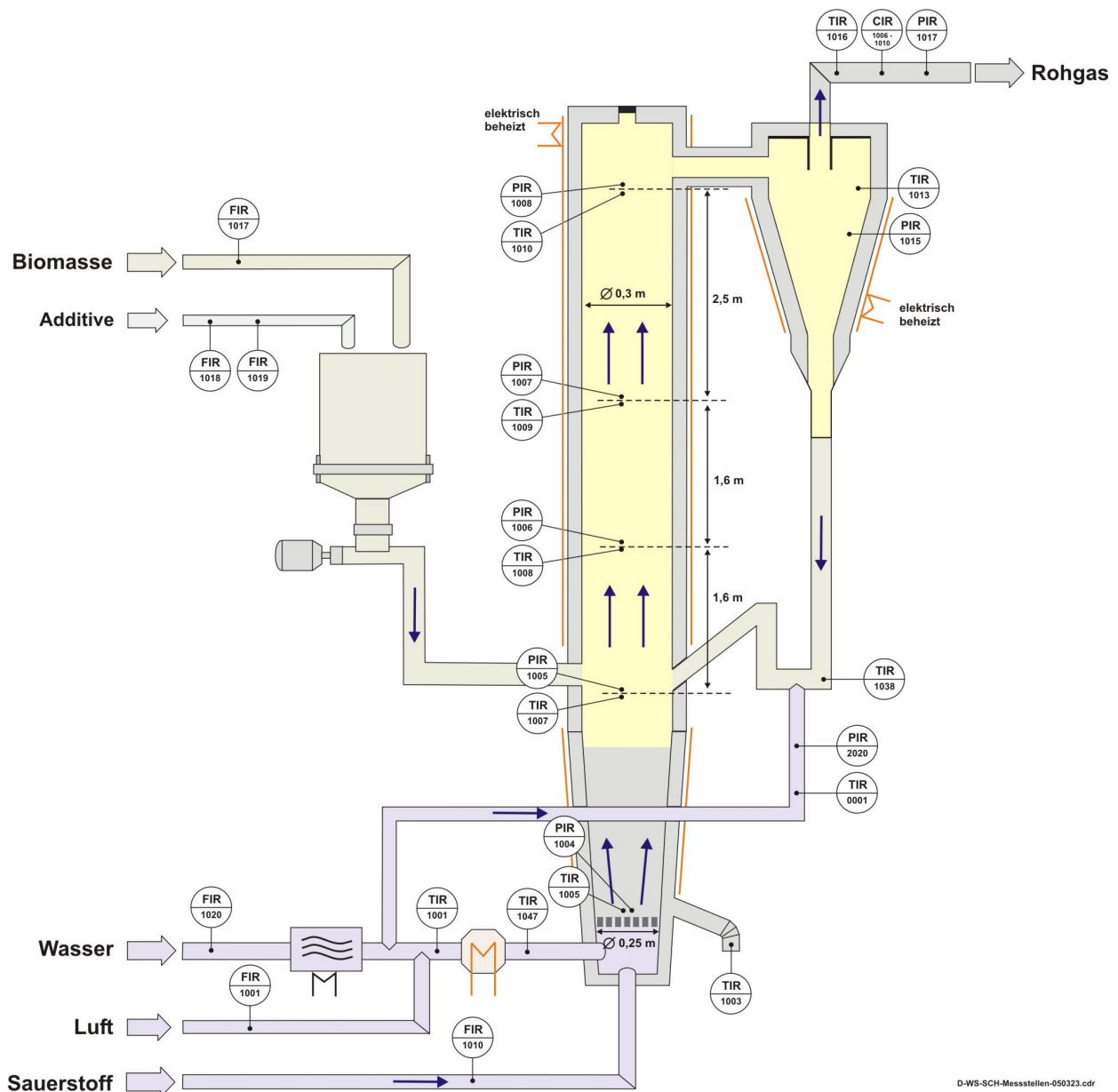


Abb. 6.1-1: Synthesegaserzeugung

Die Bereitstellung des Vergasungsmittels erfolgt im Falle von Wasserdampf mit einem Schnell-dampferzeuger (als Package-Unit ausgeführt, **Abb. 6.1-2**). Sauerstoff wird mit einem verfahr-baren O<sub>2</sub>-Tank incl. Verdampferstation außerhalb der Technikumshalle (**Abb. 6.1-3**) bereit-gestellt. Ein Rootsgebläse dient zur Luftversorgung der Anlage. Der Biomasseeintrag in den Reaktor geschieht über Pufferbehälter, Dosierschnecke, Zellenrad und Eintragschnecke. Im Wirbelschichtreaktor erfolgt anschließend die Umsetzung des festen, biogenen Brennstoffs mit dem Vergasungsmittel zu einem wasserstoff- und kohlenmonoxidreichen Rohsynthesegas. Dabei zeichnet sich der Betrieb einer zirkulierenden Wirbelschicht durch mehrere Vorteile aus:

- 
- einfache, bewährte Technik, ohne bewegte Teile im thermischen Bereich
  - Sicherheit, Verfügbarkeit und Stabilität
  - breites Spektrum bzgl. Brennstoffstückigkeit
  - niedrige Teergehalte im Synthesegas durch isothermes Temperaturprofil
  - stabile Gaszusammensetzung aufgrund der Homogenität des Wirbelbettes.

Der Einsatz einer Wirbelschicht zur Synthesegasherstellung wird auch von anderen Forschungsinstitutionen empfohlen [2].

Die Reaktorhülle des CUTEC-Vergasers ist für den Anfahr- bzw. Aufheizprozess und zur Kompensation von Wärmeverlusten mit einer elektrischen Widerstandsheizung ausgerüstet. Die Biomassezufuhr in den Reaktor erfolgt aus Gründen der Sicherheit erst ab einer Temperatur von mindestens 700°C.

Das Vergasungsmittel Dampf dient - neben seiner Funktion als Reaktionspartner - der Fluidisierung des Reaktorinhaltes und der Zirkulation des Bettinventars. Nach Austritt der Zweiphasenströmung Synthesegas/Bettmaterial aus dem Reaktionsrohr erfolgt die Abscheidung des Feststoffes im nachgeschalteten Zyklon. Über einen Tauchtopf mit Siphon wird das Bettmaterial wieder in den Reaktor zurückgeführt. Das vorentstaubte Rohsynthesegas verläßt den Zyklon über ein Tauchrohr.

Ein Teil des Rohsynthesegases (bis zu ca. 1/3) wird anschließend dem Verfahrensabschnitt Gasreinigung zugeführt. Der größere Teil des Rohsynthesegases wird nicht weiterverarbeitet, sondern in einer Drallbrennkammer verbrannt. Die entstehenden Abgase werden anschließend in einem Abgaskühler auf Gewebefiltertemperatur abgekühlt. Nach Durchlaufen von Flugstromreaktor und Gewebefilter gelangt das gereinigte Verbrennungsgas über den Saugzug in einen Aktivkohlefilter (Polzeifilter) und danach ins Freie. Drallbrennkammer, Abgasreinigungsstufen und Saugzug sind langjährig erfolgreich betriebene Anlagenteile der CUTEC und bereits im Technikum vorhanden.

---

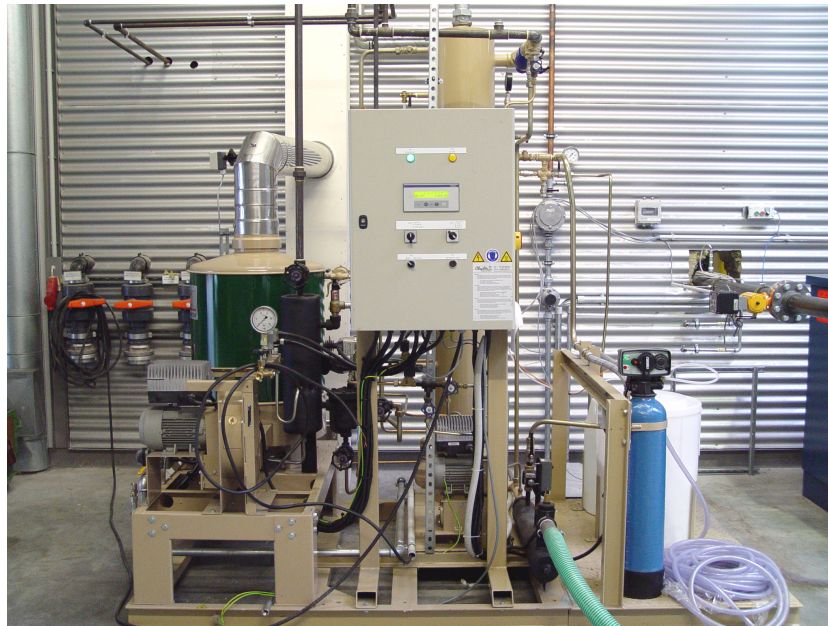


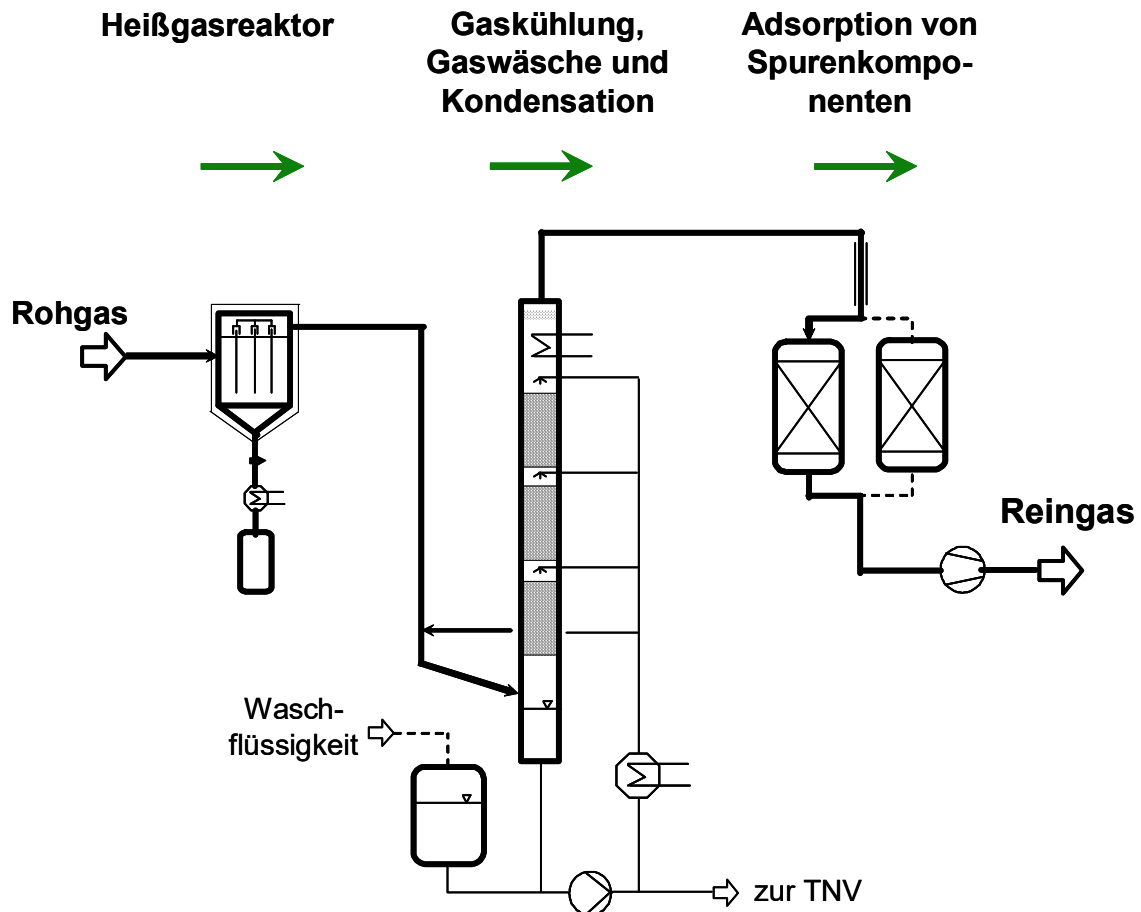
Abb. 6.1-2: Schnelldampferzeuger



Abb. 6.1-3: Gasversorgungsstation an der Halle Nord

## 6.2 Gasreinigung

Das Konzept der Gasreinigung umfasst 3 Verfahrensstufen. **Abb. 6.2-1** zeigt das zugehörige Verfahrensschema.



**Abb. 6.2-1:** Synthesegasreinigung

Zunächst wird das Gas bei Reaktionstemperatur in einem mit Keramikerzen bestückten Heißgasfilter nachentstaubt. Als ein Forschungsgebiet der Zukunft ist geplant, katalytisch aktive Filterkerzen (in Kooperation mit Partnern) zur Teerspaltung zu entwickeln. In der nachfolgenden, im einfachsten Fall mit Wasser betriebenen, Gaswaschkolonne kommt es durch die Temperaturabsenkung unter  $50^{\circ}\text{C}$  zur Kondensation des Wasserdampfanteils und zur gleichzeitigen Reinigung des Gases durch Absorption von unerwünschten Komponenten, wie Chlorwasserstoff (HCl) und Ammoniak ( $\text{NH}_3$ ). Am Kopf der Kolonne befindet sich noch eine mit  $6^{\circ}\text{C}$  kalten Wassers betriebene Kühlfalle zur Trocknung sowie weiteren Kondensation von Teeren.

Vor Überführung des Gases in die Fischer-Tropsch-Synthese gelangt es durch einen Aktivkoksfilter. Dort werden evtl. noch vorhandene Schwefel- und Teerverbindungen adsorptiv

---

gebunden. Ein Saugzug dient zur Erzeugung des zum Gastransport nötigen Druckgefälles über die 3 Reinigungsstufen.

### **6.3 Wichtige Meßstellen des Vergasers**

Die Meßtechnik umfasst die Aufnahme und Weiterverarbeitung von Daten zur Charakterisierung der Stoffströme und zur Erstellung von Massen- und Energiebilanzen. Da die Meßstellen zum Verständnis der Versuchsbeschreibung eine wichtige Rolle spielen, werden sie nachfolgend kurz beschrieben. Ihre Darstellung erfolgte in **Abb. 6.1-1**.

Um die Zahl der Meßstellen am Reaktor zu begrenzen, sind für Druck- und Temperaturmessung sog. Einheitsmeßstellen eingerichtet worden, bei der über ein Doppelrohr das Thermoelement im Innenrohr liegt und über den Ringspalt der statische Druck gemessen wird. In regelmäßigen Zeitintervallen wird der Ringspalt zur Vermeidung von Wasserdampfkondensation und Verstopfung durch Bettmaterial mit Stickstoff rückgespült.

Um den Temperatur- und Druckverlauf im Reaktor und Zyklon über der Reaktorhöhe messen zu können, sind folgende Meßstellen installiert:

- T 1004/ P 1003: Temperatur (Vergasungsmittelgemischtemperatur)/ Druck unterhalb des Düsenbodens
- T 1005/ P 1004: Temperatur/ Druck oberhalb des Düsenbodens
- T 1007/ P 1005: Temperatur/ Druck unterhalb der Materialzugabe
- T 1008/ P 1006: Temperatur/ Druck oberhalb der Materialzugabe
- T 1009/ P 1007: Temperatur/ Druck in der Reaktormitte
- T 1010/ P 1008: Temperatur/ Druck am Reaktorkopf
- T 1013/ P 1015: Temperatur/ Druck im Zyklon
- T 1038: Temperatur im Siphon
- T 1003: Temperatur der Asche
- T 1016/ PIR 1017: Temperatur/ Druck am Zyklonaustritt.

Zur Bilanzierung ist die Kenntnis der Volumen- bzw. Massenströme mindestens der eintretenden Stoffe nötig. Diese werden über folgende Meßstellen erfaßt:

- FIR 1017: Massenstrom des Einsatzstoffes (→ Schneckenkennlinie)
  - FIR 1018/ 1019: Massenströme der Additive (→ Schneckenkennlinie)
  - FIR 1001: Massenstrom der Luft (Hitzdrahtanemometer)
  - FIR 1020: Massenstrom des Wassers (Wirbelfrequenzmessung)
  - FIR 1010: Massenstrom des Sauerstoffs (Hitzdrahtanemometer)
-

---

Darüber hinaus werden die Temperaturen vor und nach dem Überhitzer ermittelt:

- TIR 1001: Temperatur vor dem Überhitzer
- TIR 1047: Temperatur nach dem Überhitzer

Darüber hinaus ist zur Messung der Gaszusammensetzung des Rohgases am Zyklonaustritt eine beheizte Entnahmesonde vorgesehen, welche online arbeitet:

- Q 1004-1011: Standardpermanentgaskomponenten H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> und Feuchte.

Zur Ermittlung der eintretenden Massen- und Enthalpieströme werden für die gasförmigen Medien unterschiedliche Meßverfahren eingesetzt. Zur Volumenstrommessung werden für Luft und Sauerstoff Hitzdrahtanemometer; für Wasserdampf Wirbelfrequenzmesser eingesetzt. Die Temperaturmessung erfolgt über entsprechende Thermolemente. Aus der Betriebsdichte und dem Betriebsvolumenstrom können dann die jeweiligen Massenströme der Gase berechnet werden.

Die Massenströme der festen Stoffe (Biomasse und Additive) werden über Schneckenkennlinien ermittelt. Die abgezogene Bettasche wird gravimetrisch über Waagen über den Versuchszeitraum zeitlich gemittelt.

Die Umlaufrate des Bettmaterials kann aus der Druckdifferenz P 1007-1008 abgeleitet werden (s. Kap. 7.4).

#### **6.4 Fischer-Tropsch-Synthese**

Das Verfahrensfliießbild der Anlage ist in **Abb. 6.4-1** gezeigt. Massenflußregler (V1) stellen den Massenstrom ein, der in den Reaktor (C1) gelangt. Die Gasvorwärmung (W1) erhitzt den Strom auf Reaktoreintrittstemperatur  $T_{in}$ . Im Reaktor (C1) wird das Synthesegas heterogen-katalytisch zu flüssigen Kohlenwasserstoffen umgesetzt.

Der Hochdruckabscheider (F1) trennt die Gas- von der Flüssigphase ab. Das Ausschleuseventil (V3) regelt den Füllstand im beheizten Hochdruckabscheider (F1). Bei einer Ausschleusung wird der Druck auf Umgebungsbedingungen entspannt. Im nachfolgendem, beheiztem Niederdruckabscheider (F2) verdampfen die leichten Kohlenwasserstoffe und werden nach Kondensation durch den Wärmeübertrager (W3) im Produktbehälter (B2) gesammelt. Die schweren Kohlenwasserstoffe strömen aus dem Abscheider (F2) in den beheizten Produktbehälter (B1).

Die Gasphase im Hochdruckabscheider (F1) wird durch das Druckhalteventil (V4) auf Umgebungsdruck entspannt. Dieses Ventil regelt den Synthesedruck  $p$  der Anlage. Der Wärmeübertrager (W2) kondensiert eventuell vorhandenes Wasser aus. Der Niederdruckabscheider (F3) trennt die wäßrige Phase von den Permanentgasen; sie wird in Produktbehälter (B3) aufgefangen.

---

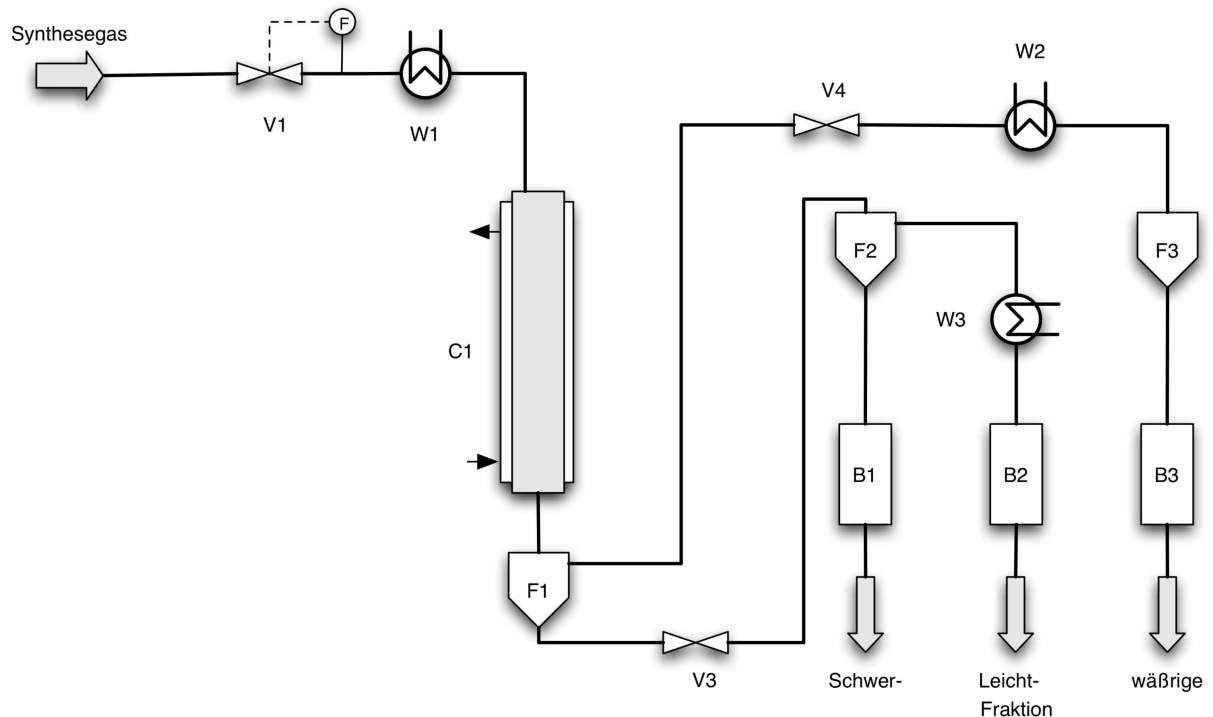


Abb. 6.4-1: Verfahrensfließbild der Fischer-Tropsch-Pilotanlage

### Meßstellen

Für die Bilanzierung des Prozesses werden die in- und austretenden Massenströme der gasförmigen Komponenten mit Massenflußreglern bzw. -messern aufgenommen. Die Massenströme der Produktkohlenwasserstoffe, des Produktwassers und des Kühlmediums werden gravitmetrisch erfaßt.

Das axiale Temperaturprofil im Reaktor wird durch Thermolanzten mit insgesamt 20 Thermoelementen gemessen. Zusätzlich zur Messung der Reaktoreintritts- und -austrittstemperatur wird die Kühlmediumstemperatur überwacht.

Für die Bestimmung der Impulsbilanz werden die Drücke vor und nach dem Reaktor sowie der Differenzdruck über die Katalysatorschüttung aufgezeichnet.

### Analytik

Die quantitative Analyse der Gaszusammensetzung erfolgt mit einem Agilent Gaschromatographen GC 6890 N. Mit einem Wärmeleitfähigkeitsdetektor werden die Permanentgase und die Kohlenwasserstoffe bis C4 erfaßt. Ein gepulster flammenphotometrischer Detektor kann Schwefelwasserstoff und andere Schwefelkomponenten bis zu einer Konzentration von 0,1 ppm messen.

Die flüssigen Produkte werden mit einem Hewlett Packard Gaschromatograph GC 6890 mit Flammenionisationsdetektor charakterisiert. Mit diesem Gaschromatographen wird mit der

---

simulierten Destillation der Siedeverlauf bestimmt. Zusätzlich ist die Unterscheidung von Olefinen und Paraffinen möglich.

Der Heizwert der Fraktionen wird im zentralen Labor bestimmt.

Der Aromatengehalt wird durch UV-Vis-Spektroskopie und NMR (TU Clausthal) ermittelt.

Ein Rheometer und ein Ubbelohde-Viskosimeter dienen zur Bestimmung der Viskositäten der Produktkohlenwasserstoffe.

#### **6.4 Hydrocrack - Pilotanlage**

Die kontinuierlich betriebene Pilotanlage an der CUTEC-Institut GmbH ist zur Durchführung heterogen-katalytischer und nichtkatalytischer Gas-Flüssig- und Gas-Flüssig-Feststoff-Reaktionen bei hohen Drücken und Temperaturen ( $p_{\max} = 400 \text{ bar}$ ,  $T_{\max} = 500 \text{ °C}$ ) geeignet.

Das Kernstück der Hydroprocessing-Anlage bildet ein Strömungsrohr-Reaktor mit einem Volumen von 0,8 l und der Möglichkeit des Einsatzes von technischen Füllkörpern und Katalysatoren. Alle wichtigen Prozessparameter (Drücke, Temperaturen, Massenströme) werden sowohl an der Anlage angezeigt als auch auf einem Prozessrechner kontinuierlich gespeichert. Die Dosierung erforderlicher Prozessgase kann aus handelsüblichen Druckgasflaschen erfolgen. Temperatur- und Druckregelung erfolgen stetig. Das axiale Temperaturprofil in der Reaktormitte wird mittels einer Thermoelementlanze an 10 Stellen aufgenommen, die fünf Heizzonen können einzeln geregelt werden.

Die Reaktionsprodukte werden dem Hochdruck-Abscheider zugeführt, wo die flüssigen Produkte von der Gasphase getrennt werden. Das Abgas wird mit einem Drallbrenner rückstandslos verbrannt, wobei über einen Bypass eine GC-Onlineanalytik zugeschaltet werden kann. Die flüssige Phase wird zur Probenahme über den Niederdruck-Abscheider ausgeschleust.

#### **6.5 Rektifikation**

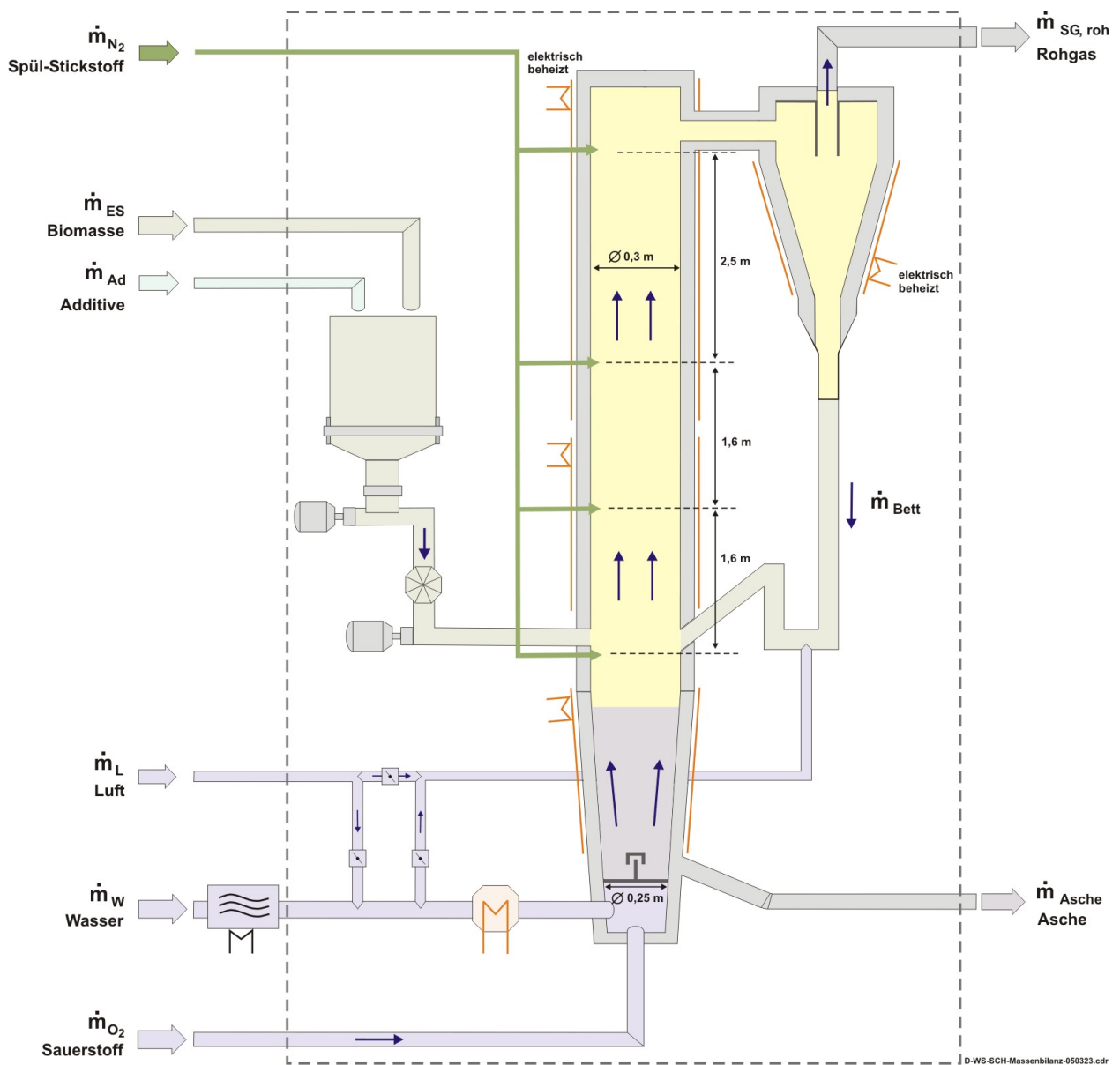
Die Rektifikation ist im Labormaßstab realisiert. Eine atmosphärische- und Vakuumrektifikation für größere Durchsätze sind in der Planung.

---

## 7. Massen-, Stoff- und Energiebilanz um Vergaser und Gasreinigung

### 7.1 Massenströme

Die Bilanzierung (**Abb. 7.1-1**) dient einerseits der Kontrolle auf Plausibilität von gemessenen Größen (z.B. zum Überprüfen gemessener Konzentrationen durch Werte aus der Stoffbilanz) und der Ermittlung schwierig oder gar nicht zu bestimmender Größen, wie z.B. des Rohsynthesegasmassenstromes.



**Abb. 7.1-1:** Schematische Darstellung der Massenströme der Gesamtanlage aus Wirbelschicht und Zyklon

Aus der Massenbilanz um die Wirbelschicht einschließlich des Zyklons wird der Synthesegasmassenstrom der Wirbelschicht gemäß **Abb. 7.1-1** aus folgender Gleichung ermittelt:

$$\dot{m}_{SG,roh} = \dot{m}_{ES,WS} + \dot{m}_{Luft,WS} + \dot{m}_{Dampf,WS} + \dot{m}_{O_2,WS} + \dot{m}_{N_2,WS} - \dot{m}_{Asche,WS} \quad (7-1)$$

Aus der Elementaranalyse des Einsatzstoffes und dem Einsatzstoffmassenstrom wird der Aschemassenstrom gemäß Gleichung 7-2 berechnet, da die im Zyklon abgeschiedenen Mengen nicht regelmäßig entleert und die mit dem Rohgas den Reaktor verlassenden Aschemengen nur über den Teilstrom über den Keramikfilter zu erfassen sind.

$$\dot{m}_{Asche,WS} = \xi_{Asche,ES} \cdot \dot{m}_{ES,WS} \quad (7-2)$$

Da die Anlage bei leichtem Überdruck betrieben wird, können Falschluffanteile durch Leckagen ausgeschlossen werden.

Der Synthesegasmassenstrom setzt sich aus vier wesentlichen Teilströmen zusammen:

$$\dot{m}_{SG,roh} = \dot{m}_{PG,SG,WS,tr.} + \dot{m}_{Dampf,SG,WS} + \dot{m}_{Teer,SG,WS} + \dot{m}_{Flugkoks,SG,WS} \quad (7-3)$$

- ◆ dem trockenen Permanentgasanteil  $\dot{m}_{PG,SG,WS,tr.}$ ,
- ◆ einem Wasserdampfanteil  $\dot{m}_{Dampf,SG,WS}$ ,
- ◆ einem Teeranteil  $\dot{m}_{Teer,SG,WS}$  und
- ◆ einem Flugkoksanteil  $\dot{m}_{Flugkoks,SG,WS}$ .

Diese Anteile sind genauso wie die Teer- und Flugkoks zusammensetzung unbekannt und werden zunächst geschätzt; die Schätzwerte werden dabei so angepasst, dass der Fehler in der Stoff- und Energiebilanz minimal wird. Im weiteren Versuchsprogramm werden diese Schätzwerte durch Messungen überprüft.

## 7.2 Stoffbilanz

Die Stoffbilanz wird zunächst für die wesentlichen Elemente C, H, O aufgestellt, wobei die Feuchten aus dem Brennstoff und Gas jeweils in H und O umgerechnet werden. Über eine Zielwertsuche kann z.B. die Rohgasfeuchte, die sich aus Anteilen des Fluidisationsmittels Wasserdampf, Produktwasser und Brennstofffeuchte zusammensetzen kann, berechnet werden.

Beispielhaft ist die Stoffbilanz für C aufgestellt:

$$\Psi_{C,ES} \cdot \dot{m}_{ES,WS} = \Psi_{C,Asche} \cdot \dot{m}_{Asche,WS} + \Psi_{C,SG} \cdot \dot{m}_{SG,WS} + \Psi_{C,Flugkoks} \cdot \dot{m}_{Flugkoks,SG} \quad (7-4)$$
$$+ \Psi_{C,Teer} \cdot \dot{m}_{Teer,SG}$$

$\Psi_{C,ES}, \Psi_{C,Asche}, \Psi_{C,Flugkoks}, \Psi_{C,Teer}$  Massenanteile von C der einzelnen Fraktionen aus Analysen oder Schätzungen

Ermittlung von  $\Psi_{C,SG}$  aus der Gaszusammensetzung:

$$\Psi_{C,SG} = \frac{12}{16} \cdot \Psi_{CH_4} + \frac{12}{28} \cdot \Psi_{CO} + \frac{12}{44} \cdot \Psi_{CO_2} + 2 \cdot \frac{12}{30} \cdot \Psi_{C_2H_6} \quad (7-5)$$
$$+ 2 \cdot \frac{12}{28} \cdot \Psi_{C_2H_4} + 3 \cdot \frac{12}{44} \cdot \Psi_{C_3H_8} + 3 \cdot \frac{12}{42} \cdot \Psi_{C_3H_6}$$
$$+ 4 \cdot \frac{12}{58} \cdot \Psi_{C_4H_{10}} + 5 \cdot \frac{12}{72} \cdot \Psi_{C_5H_{12}} + 6 \cdot \frac{12}{86} \cdot \Psi_{C_6H_{14}}$$

Weitere Randbedingungen sind:

- Spurenkomponenten, wie z.B. HCN, werden derzeit noch nicht berücksichtigt.
- Der C-Anteil im Flugkoks wird zu 1 angenommen.
- Da derzeit nur Daten aus der kontinuierlichen Gasbeprobung vorliegen, wird der Stickstoffgehalt des Gases aus 1 minus der Summe der gemessenen Komponenten errechnet.
- Die Messung weiterer Permanentgaskomponenten und die Analyse der Teere ist in Vorbereitung.

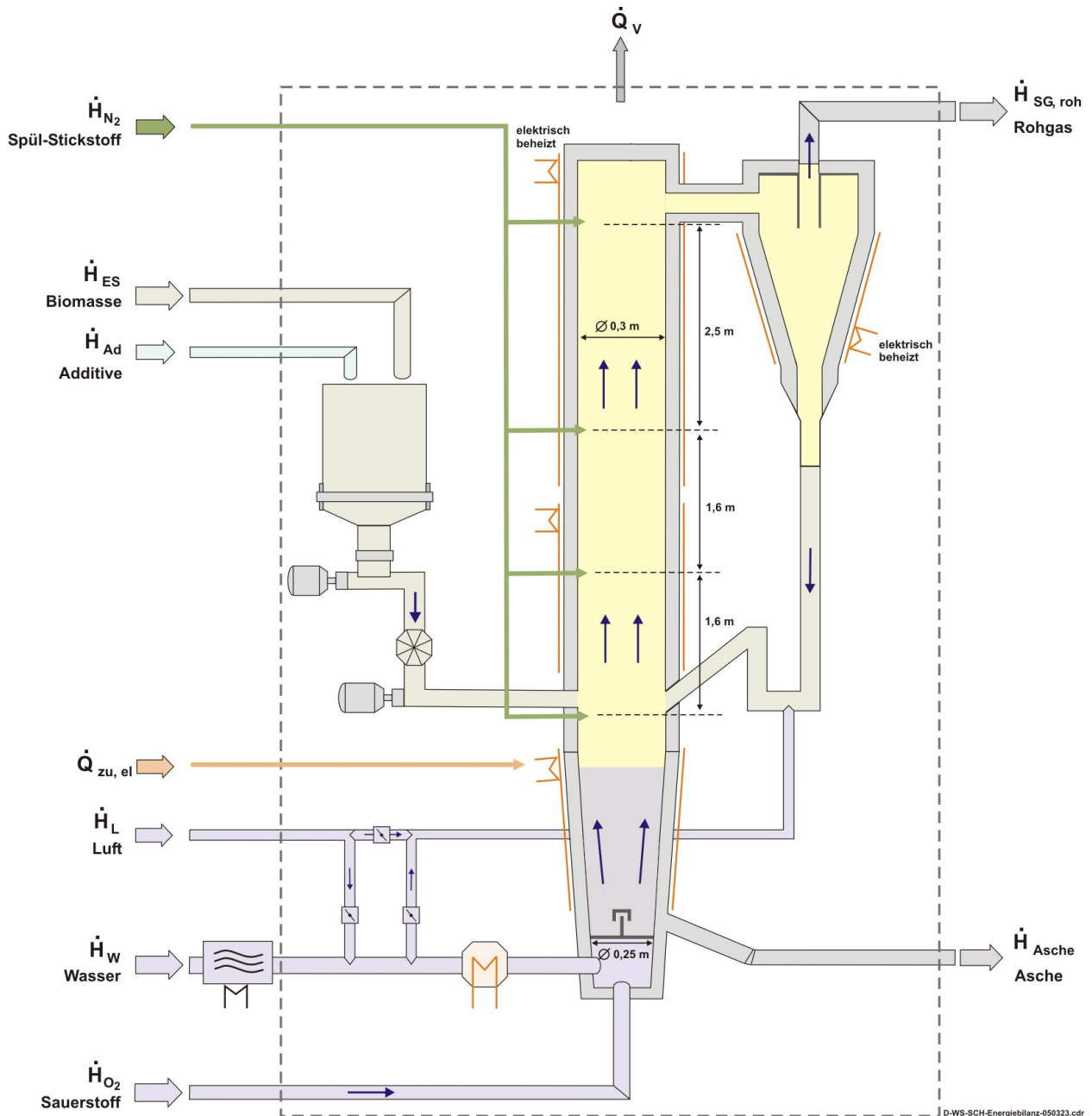
Zur Kontrolle der Feuchtemessung im Syntheserohgas kann nach dem Brennkammersystem die Feuchte des Abgases mit dem entsprechenden Sauerstoffgehalt ergänzend gemessen werden. Über eine Verbrennungsrechnung, die die Feuchte aus dem im Brennkammerkopf betriebenen Erdgasbrenner berücksichtigt, kann auf die Feuchte des Rohgases geschlossen werden. Auf die einzelnen Formeln der Verbrennungsrechnung wird hier im Detail nicht weiter eingegangen.

Da die Feuchte in den ersten Versuchen nicht ermittelt werden konnte, wird sie über die O- und H- Bilanz ermittelt.

### 7.3 Energiebilanz

Zusammen mit der Stoffbilanz dient die Energiebilanz der Ermittlung der unbekanntenen Enthalpieströme des Flugkokses, des Teeranteiles und der Wasserdampfmenge (**Abb. 7.3-1**).

Ziel ist es, den Fehler zwischen Ein- und Ausgangsgrößen zu minimieren.



**Abbildung 7.3-1:** Energiebilanz um die Wirbelschicht

Die Gleichungen für die Energiebilanz im stationären Zustand lauten:

$$0 = \dot{H}_{ES,WS} + \dot{H}_{N_2,WS} + \dot{H}_{O_2,WS} + \dot{H}_{Luft,WS} + \dot{H}_{Dampf,WS} + \dot{Q}_{el} - \dot{H}_{Asche,WS} - \dot{H}_{SG,WS} - \dot{Q}_V \quad (7-6)$$

Enthalpiestrom Einsatzstoff:

$$\dot{H}_{ES,WS} = \dot{m}_{ES,WS} \cdot (c_{pES} \cdot (\vartheta_{ES} - \vartheta_0) + h_{uES}) [kW] \quad (7-7)$$

Enthalpiestrom Spülstickstoff:

$$\dot{H}_{N_2,WS} = \dot{m}_{N_2,WS} \cdot c_{pN_2} \cdot (\vartheta_{ES} - \vartheta_0) [kW] \quad (7-8)$$

Enthalpiestrom Sauerstoff:

$$\dot{H}_{O_2,WS} = \dot{m}_{O_2,WS} \cdot c_{pO_2} \cdot (\vartheta_{O_2} - \vartheta_0) [kW] \quad (7-9)$$

Enthalpiestrom Luft:

$$\dot{H}_{Luft,WS} = \dot{m}_{Luft,WS} \cdot c_{pLuft} \cdot (\vartheta_{Luft} - \vartheta_0) [kW] \quad (7-10)$$

Enthalpiestrom Wasserdampf:

$$\dot{H}_{Dampf,WS} = \dot{m}_{Wasser,WS} \cdot (c_{p_w} \cdot (100 - \vartheta_0) + \Delta h_V + c_{p_w} \cdot (\vartheta_{Dampf} - 100)) [kW] \quad (7-11)$$

Enthalpiestrom Asche:

$$\dot{H}_{Asche,WS} = \dot{m}_{Asche,WS} \cdot (c_{pAsche} \cdot (\vartheta_{Asche} - \vartheta_0)) [kW] \quad (7-12)$$

Enthalpiestrom Syntheserohgas:

$$\dot{H}_{SG,WS,roh} = \dot{H}_{PG,SG,WS,tr.} + \dot{H}_{Dampf,SG,WS} + \dot{H}_{Teer,SG,WS} + \dot{H}_{Flugkoks,SG,WS} [kW] \quad (7-13)$$

$$\dot{H}_{PG,SG,WS,tr.} = \dot{m}_{PG,SG,WS,tr.} \cdot (c_{pPG} \cdot (\vartheta_{SG,WS} - \vartheta_0) + h_{uPG,SG,tr.}) [kW] \quad (7-14)$$

$$\dot{H}_{Dampf,SG,WS} = \dot{m}_{Dampf,SG,WS} \cdot (c_{p_w} \cdot (100 - \vartheta_0) + \Delta h_V + c_{p_{Dampf,SG}} \cdot (\vartheta_{SG,WS} - \vartheta_0)) [kW] \quad (7-15)$$

$$\dot{H}_{Teer,SG,WS} = \dot{m}_{Teer,SG,WS} \cdot (c_{pTeer,SG} \cdot (\vartheta_{SG,WS} - \vartheta_0) + h_{uTeer,SG}) [kW] \quad (7-16)$$

$$\dot{H}_{Flugkoks,SG,WS} = \dot{m}_{Flugkoks,SG,WS} \cdot (c_{pFlugkoks,SG} \cdot (\vartheta_{SG,WS} - \vartheta_0) + h_{uFlugkoks,SG}) [kW] \quad (7-17)$$

Die Heizwerte vom Einsatzstoff und vom trockenen Permanentgasanteil werden experimentell ermittelt. Die Brennstoffasche besitzt keinen Heizwert. Restkohlenstoffgehalte werden hier

rechnerisch im Flugkoks mit 100 % Kohlenstoff berücksichtigt. In der Praxis werden die Zyklonasche bzw. die Filterasche aus dem Heißgasfilter geringere Gehalte aufweisen. Kohlenstoffgehalte bis zu 80 Ma.-% sind durchaus möglich und sie liegen damit in Größenordnungen von Pyrolysekoksen mit entsprechenden Heizwerten.

Zur Abschätzung der Wärmeverluste des Vergasers und zur Absaugung möglicher Leckagemengen wurde, wie bereits in Abschnitt 6.1 erläutert, die Anlage mit einem Blechmantel mit einigen cm Abstand vom isolierten Reaktor umgeben, um über eine Absaugung mit definiertem Volumenstrom und Temperaturmessung am Ein- und Austritt gezielt die Wärmeverluste  $\dot{Q}_{V,1}$  ermitteln zu können. Weiterhin wird der Wärmeverlust über das Schneckenkühlwasser  $\dot{Q}_{V,2}$  berücksichtigt.

$$\dot{Q}_V = \dot{Q}_{V,1} + \dot{Q}_{V,2} + \dot{Q}_{V,3} \quad [kW] \quad (7-18)$$

$$\dot{Q}_{V,1} = \Delta \dot{H}_{A-E} = \dot{m}_{Kuehlung,WS} \cdot c_{p, Luft} \cdot (\vartheta_{Luft,A} - \vartheta_{Luft,E}) \quad [kW] \quad (7-19)$$

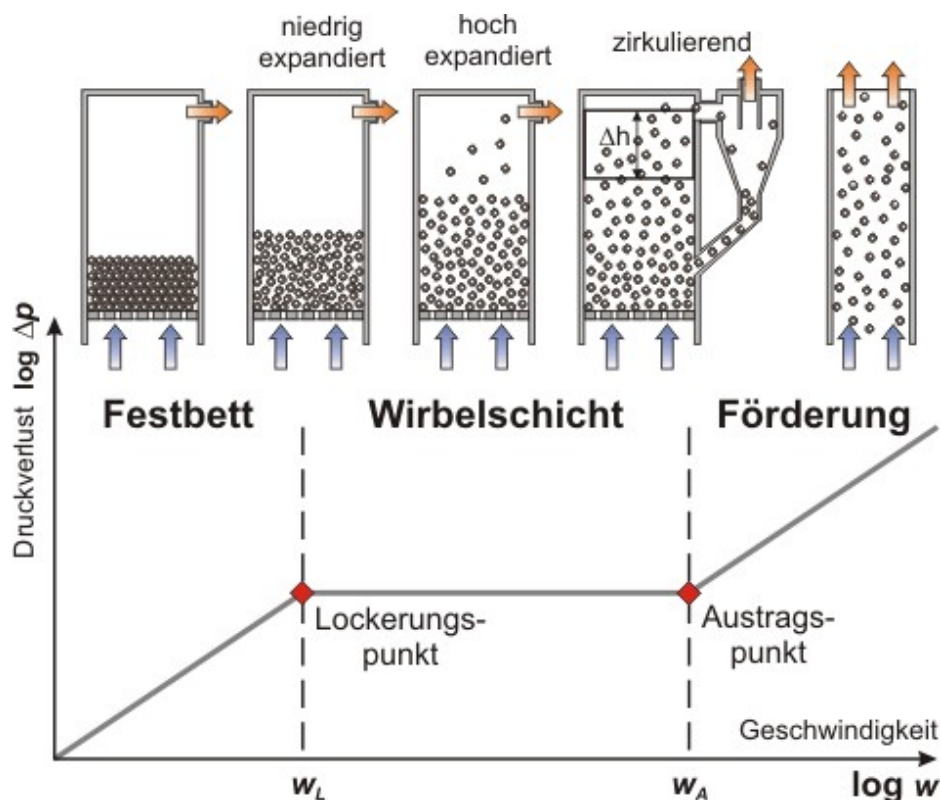
$$\dot{Q}_{V,2} = \Delta \dot{H}_{A-E} = \dot{m}_{Kuehlwasser} \cdot c_{p,W} \cdot (\vartheta_{W,A} - \vartheta_{W,E}) \quad [kW] \quad (7-20)$$

Darüber hinaus werden Abstrahlungs- und Konvektionsverluste am Kühlmantel in die Umgebung  $\dot{Q}_{V,3}$  berechnet unter der Annahme, daß am Außenmantel eine Temperatur von 40 °C herrscht.

#### 7.4 Berechnung der Umlaufrate des Bettmaterials für die zirkulierende Fahrweise

Die Umlaufrate ist ein Maß für die Homogenität der zirkulierenden Wirbelschicht, z.B. im Hinblick auf ein isothermes Temperaturprofil im Reaktor. Im Bettmaterial ist der Großteil der Wärme gespeichert, die an die Biomasse zur Aufheizung abgegeben wird. Die Reaktionsenthalpien aus exothermen Reaktionen durch Teilverbrennung wiederum werden an das Bettmaterial abgegeben.

Über den Druckverlust, der sich in Abhängigkeit der Anströmgeschwindigkeit in der Wirbelschicht einstellt (**Abb. 7.4-1**), kann die Umlaufrate berechnet werden.



**Abb. 7.4-1:** Druckverlustverlauf einer Wirbelschicht in Abhängigkeit von der Fluidgeschwindigkeit [36]; Abbildung aus [37]

Der Gesamtdruckverlust des Wirbelschichtreaktors setzt sich aus dem Anströmbodendruckverlust und dem Wirbelschichtdruckverlust  $\Delta p_{WS}$  zusammen und muß durch die Verdichter für die Zufuhr des Wirbelmediums aufgebracht werden.

Der Druckverlust der Wirbelschicht  $\Delta p_{WS}$  kann grundsätzlich bei bekannter Bettporosität  $\varepsilon_{WS}$  in Abhängigkeit der Betthöhe  $h_{WS}$  errechnet werden aus:

$$\Delta p_{WS} = h_{WS} \cdot (1 - \varepsilon_{WS}) \cdot (\rho_S - \rho_F) \cdot g \quad (7-21)$$

Da die Bettporosität in der Regel unbekannt ist, wird hier der umgekehrte Weg gewählt: Durch Messung des Druckverlustes der Wirbelschicht am Reaktorkopf zwischen den Messstellen P 1007 und P 1008 kann aus dem Abstand der Messstellen  $\Delta h$  eine Bettumlauftrate  $\dot{m}_{Umlauf}$  unter folgenden Annahmen ermittelt werden:

- Das Feststoffmaterial in der Zelle, die durch die Messstellen P 1007 und P 1008 eingegrenzt wird, verlässt den Reaktor zu 100 %.
- Sämtliche Partikel in der Zelle bewegen sich mit der gleichen Geschwindigkeit wie das Gas.
- Der Einsatzstoffinhalt in der Zelle wird nicht berücksichtigt.
- Die Fluidichte  $\rho_F$  wird vernachlässigt.

Berücksichtigung des aus der Massenbilanz errechneten Syntheserohgasmassenstromes kann die Umlauftrate berechnet werden zu:

$$\dot{m}_{Umlauf} = \frac{\dot{m}_{SG}}{\rho_{SG,Betrieb}(\varrho_{SG})} \cdot (1 - \varepsilon_{WS}) \cdot \rho_S = \frac{\dot{m}_{SG}}{\rho_{SG,Betrieb}(\varrho_{SG})} \cdot \frac{\Delta p_{WS}}{\Delta h_{WS} \cdot g} \left[ \frac{kg}{s} \right] \quad (7-22)$$

Die Umlaufraten können je nach Betriebsbedingungen bis zu 18 t/h betragen.

### 8. Brennstoffeigenschaften

Die in den ersten Versuchen verwendete Biomasse fußte auf der Definition der Standard-Biomasse des Projektes RENEW. Für einen Versuch mit hohem Partikeldurchmesser diente zerkleinertes Spanplattenholz. Die Analysenwerte beider Materialien sind in **Tab. 8-1** aufgeführt.

Eigenschaft	Späne	Spanplatten
Wassergehalt [Gew.-%]	8	7,3
Asche	0,3	1,3
Heizwert Hu [kJ / kg]	17,1	17,4
Schüttdichte [kg/m <sup>3</sup> ]	160	-
Oberfläche vol.gleicher Kugel D <sub>SV</sub> [mm]	1	25
Flüchtige [Gew.-%, wf]	85,7	83,4
Tiegel-Koks (C+Asche) [Gew.-%, wf]	14,3	16,7
C <sub>fix</sub> [Gew.-%, wf]	14,0	15,2
<b>Elemente:</b>		
C [Gew.-%, waf]	48,69	52,63
H [Gew.-%, waf]	6,07	6,28
N [Gew.-%, waf]	0,05	5,02
S [Gew.-%, waf]	0,008	0,13
Cl [Gew.-%, waf]	0,005	0,05
O aus der Differenz [Gew.-%, waf]	45,18	35,89
<b>Berechnete Daten:</b>		
mittlere Molmasse [g/mol]	13,1	12,8
H/C-Verhältnis [mol/mol]	1,5	1,4
O/C-Verhältnis [mol/mol]	0,7	0,5

**Tab. 8-1:** Eigenschaften der verwendeten Hölzer [38]

Die Eigenschaften der Pellets sind mit Ausnahme der Schüttdichte identisch mit den Spänen.

Im Gegensatz zu den nahezu stickstofffreien Spänen enthalten die Spanplatten einen nennenswerten Anteil von ca. 5 %. Ferner sind der Kohlenstoff- und Ascheanteil etwas höher. Die zerkleinerten Platten enthalten ca. 10 Gew.-%,wf weniger Sauerstoff. Ansonsten ähneln alle wesentlichen chemischen Daten den Spänen und Pellets. Die Pellets besitzen einen Durchmesser von 6 mm bei einer Länge von ungefähr 18 mm.

---

## **9. Versuchsdurchführung Synthesegaserzeugung**

Der F&E-Schwerpunkt für die ArtFuel-Versuche im Bereich Synthesegaserzeugung liegt in der Untersuchung der Rohsynthesegaszusammensetzung in Abhängigkeit von Verweilzeit, Zusammensetzung des Vergasungsmittels und Art des Brennstoffes.

Die Zielstellung aller Variationen ist die Erzeugung eines wasserstoffreichen Synthesegases bei minimalen Methan- und Teergehalten. Dazu sind hohe Reaktortemperaturen, ein homogenes Temperaturfeld und eine ausreichende Verweilzeit notwendig. Die hohen Temperaturen sind aus kinetischen Gründen für die Wassergasreaktion notwendig, ausreichende Verweilzeiten werden zum Abbau von Teeren zusätzlich benötigt.

Folgende Parametervariationen wurden durchgeführt:

- Variation des Einsatzstoffes:
  - ◆ Holzspäne,
  - ◆ Holzpellets,
  - ◆ Zerkleinerte Spanplatten.
- Variation des Vergasungsmittels:
  - ◆ Luft,
  - ◆ Wasserdampf- Sauerstoffgemisch.
- Mit und ohne elektrische Begleitheizung.

Die Reaktortemperaturen und die Gaszusammensetzung stellen sich als Folge dieser Variationen ein.

Die Mindesttemperatur, die über die Oxidationsmittelmenge und die elektrische Beheizung in Abhängigkeit des Einsatzstoffmassenstroms eingestellt werden kann, lag in den bisherigen Versuchen oberhalb von 900 °C.

### **9.1 Kaltversuche**

Bei den Kaltversuchen wird der jeweilige Vorratsbunker mit dem zu untersuchenden Material gefüllt. Nachdem eine konstante Schneckendrehzahl eingestellt ist und sich in der Schnecke ein entsprechender Füllgrad ergibt, wird die pro Zeiteinheit geförderte Materialmenge gewogen.

Durch Auftragung des Massenstromes über der Schneckendrehzahl kann eine Kennlinie ermittelt werden. Diese Kennlinien wurden bisher für Holzspäne, Holzpellets, Strohpellets, Spanplatten und Quarzsande unterschiedlicher Körnung aufgenommen.

---

---

## 9.2 Heißversuche

Vor Beginn der Beschickung mit Biomasse muss der Reaktor auf mindestens 600 °C bis 700 °C vorgeheizt werden, um die Zündenergie für die Biomasse aufzubringen und eine sichere Verbrennung zu gewährleisten. Dazu wird mit vorgewärmter Luft und mit der elektrischen Beheizung das Bettmaterial in zirkulierender Fahrweise i.d.R. über Nacht auf die entsprechenden Temperaturen erwärmt. Anschließend wird Biomasse eingefahren und über einen Verbrennungsprozess die ZWS auf ca. 900 °C erwärmt. Nach Erreichen der Solltemperatur wird der Biomassestrom erhöht bzw. die Luftmenge erniedrigt, um in den Vergasungsprozess zu gelangen. Dann wird je nach Ziel des Versuches die Zusammensetzung des Vergasungsmittels von Luft auf eine Wasserdampf-Sauerstoffmischung umgestellt und der stationäre Zustand über die Beobachtung der Reaktortemperaturen und Gaskonzentrationen angestrebt.

Ist der stationäre Zustand erreicht, können Messungen zu Spurenkomponenten etc. beginnen. Für jeden Versuch wird ein Auswertzeitraum definiert, in dem die wesentlichen Betriebsparameter (wie z.B. Temperaturen im Reaktor) nur geringfügig schwanken. Kurzzeitig instationäre Versuchszeiträume, die z.B. aufgrund einer schwankenden Brennstoffzufuhr entstanden, werden für die Auswertung aus dem Datensatz entfernt.

Die Bestimmung eines stationären Betriebspunktes, für den Massen- und Energiebilanzen aufgestellt werden, wird anhand der Temperatur- und Gaskonzentrationsverläufe über den Versuchszeitraum ermittelt.

Beispielhaft sind in **Abb. 9.2-1** die Versuchs- und Auswertzeiträume für einen ausgewählten Versuch mit den Reaktortemperaturen in der Wirbelschicht dargestellt.

---

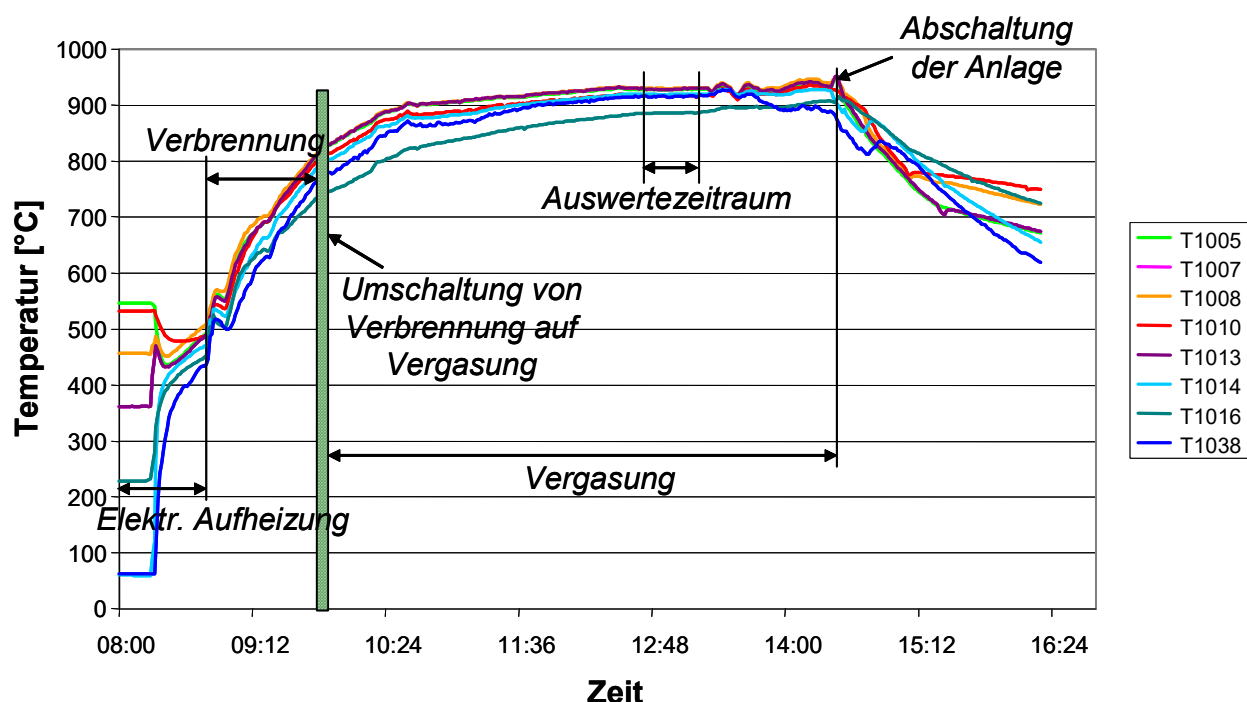


Abb. 9.2-1: Temperaturverlauf einer Warmfahrt

Der Auswertzeitraum kann aufgrund der in einer Zirkulierenden Wirbelschicht sehr gut einstellbaren stationären Bedingungen kurz gewählt werden.

Zu bemerken ist, daß alle in diesem Projekt dargestellten Versuche dazu dienen,

- die wesentlichen Auswirkungen der Partikelmorphologie der Standardbiomasse Holz
- apparatetechnische Unvollkommenheiten
- zu verbessernde verfahrenstechnische Parameter (z.B. Partikeldurchmesser Sand, Teerbildungsminimierungstemperatur, Staubaustrag, Abscheideverhalten Zyklon)

zu ermitteln. Im weiteren Verlauf des Projektes RENEW ist geplant, die gewonnenen Kenntnisse für apparatetechnische Änderungen und Optimierungen zu nutzen, um anschließend mehrtägige Versuche fahren zu können.

---

## **10. Versuchsprogramm Fischer-Tropsch-Synthese**

Für die Charakterisierung der Reaktion ist ein fraktioneller faktorieller Versuchsplan aufgestellt worden. Die Zielgrößen für die Versuchsplanung sind der Umsatz  $X$  zu Kohlenwasserstoffen und die Selektivität  $S$  zur Diesel- bzw. höheren Kohlenwasserstofffraktionen. Die zu variierenden Parameter sind:

- Verweilzeit
- Eintrittstemperatur
- Katalysator
- Kühltemperatur
- Druck
- Gaszusammensetzung.

Bei einem vollständigem faktoriellen Versuchsplan müssen für die Charakterisierung bei zwei Variationen insgesamt 224 Experimente durchgeführt werden. Für die Bestimmung von Kinetiken sind zwei Variationen zu ungenau, so daß der experimentelle Aufwand noch einmal deutlich steigt.

Werden vor allem bei der Gaszusammensetzung nicht Absolutwerte sondern Verhältnisse betrachtet und chemisch unsinnige Kombination ausgeschlossen, so reduziert sich der Versuchsaufwand deutlich auf ca. 100 Experimente.

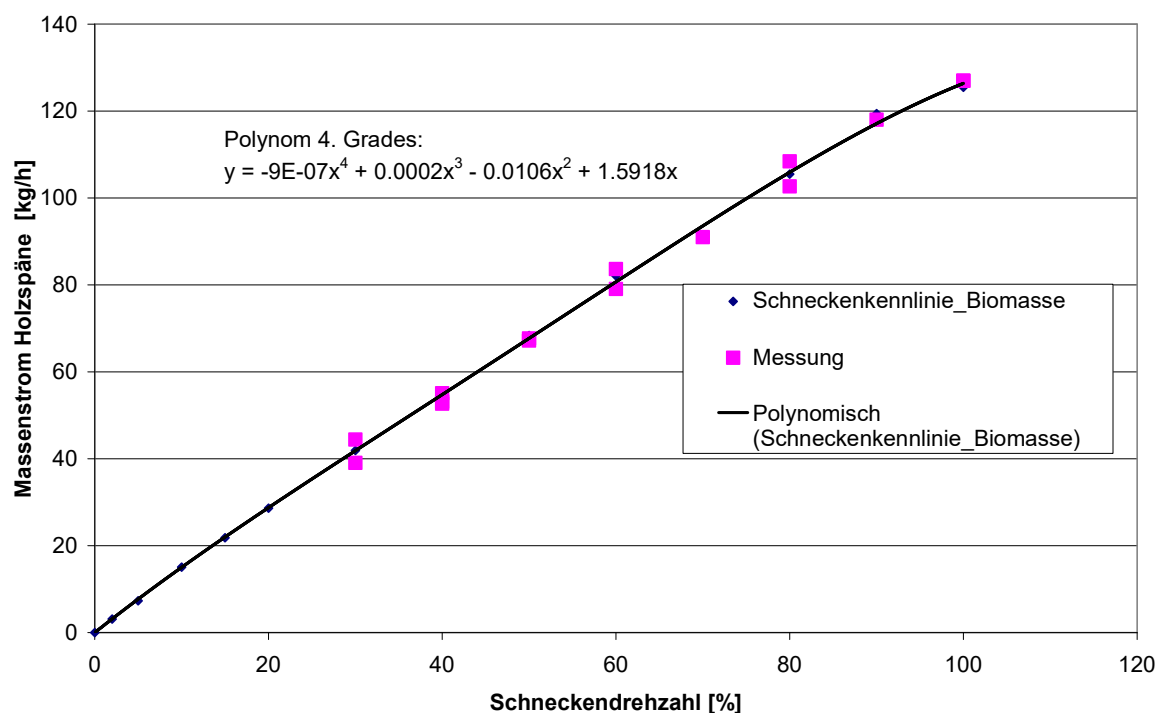
---

## 11. Ergebnisse

### 11.1 Herstellung von Synthesegas

#### 11.1.1 Kalibrierungen

Beispielhaft für eine Schneckenkennlinie ist hier der Verlauf für Holzspäne in **Abb. 11.1.1-1** dargestellt.



**Abb. 11.1.1-1:** Schneckenkennlinie für Holzspäne

Ähnliche Kurven liegen für andere Stoffe vor. Die Funktionen sind im Meßwerterfassungsprogramm hinterlegt, so daß der brennstoffspezifische Massenstrom online angezeigt werden kann.

Darüber hinaus wurde zur Charakterisierung der eingesetzten Quarzsande die jeweiligen Summenverteilungen ermittelt (**Abb. 11.1.1-2**).

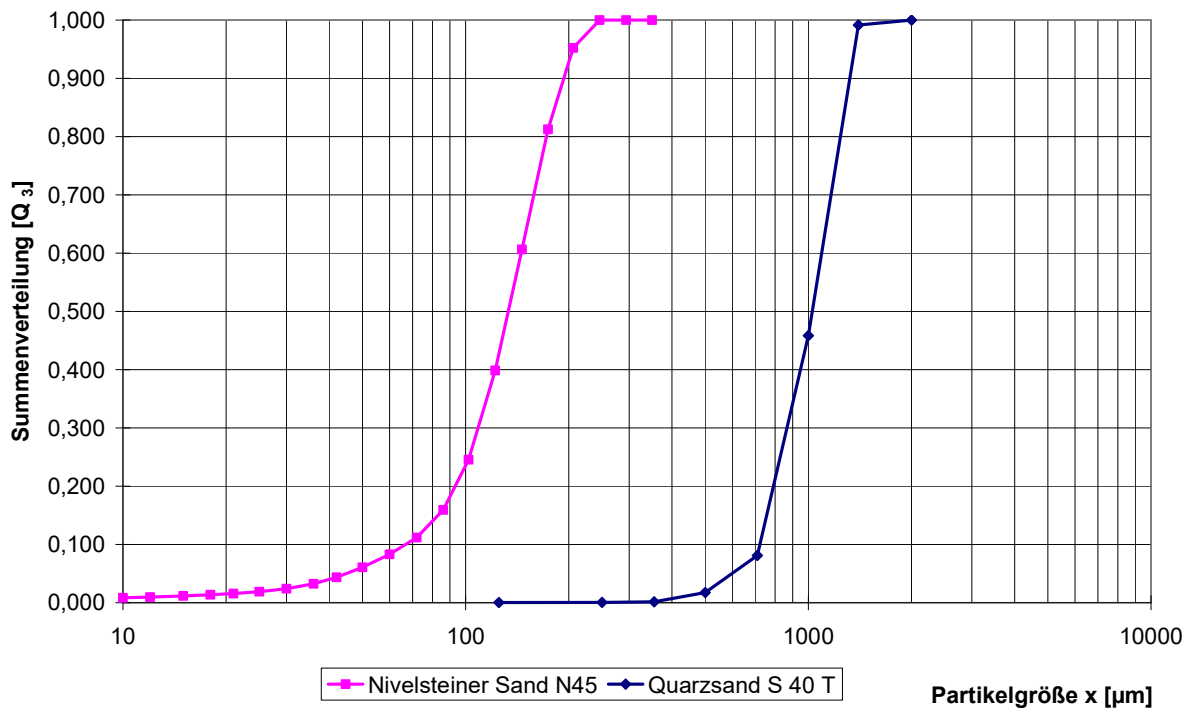


Abb. 11.1.1-2: Summenverteilungen eingesetzter Bettmaterialien

Die mittlere Partikelgröße eines Sandes bestimmt zusammen mit der Einsatzstoffpartikelgröße die minimale Fluidisationsgeschwindigkeit und damit die Verweilzeit der Gase im Reaktor.

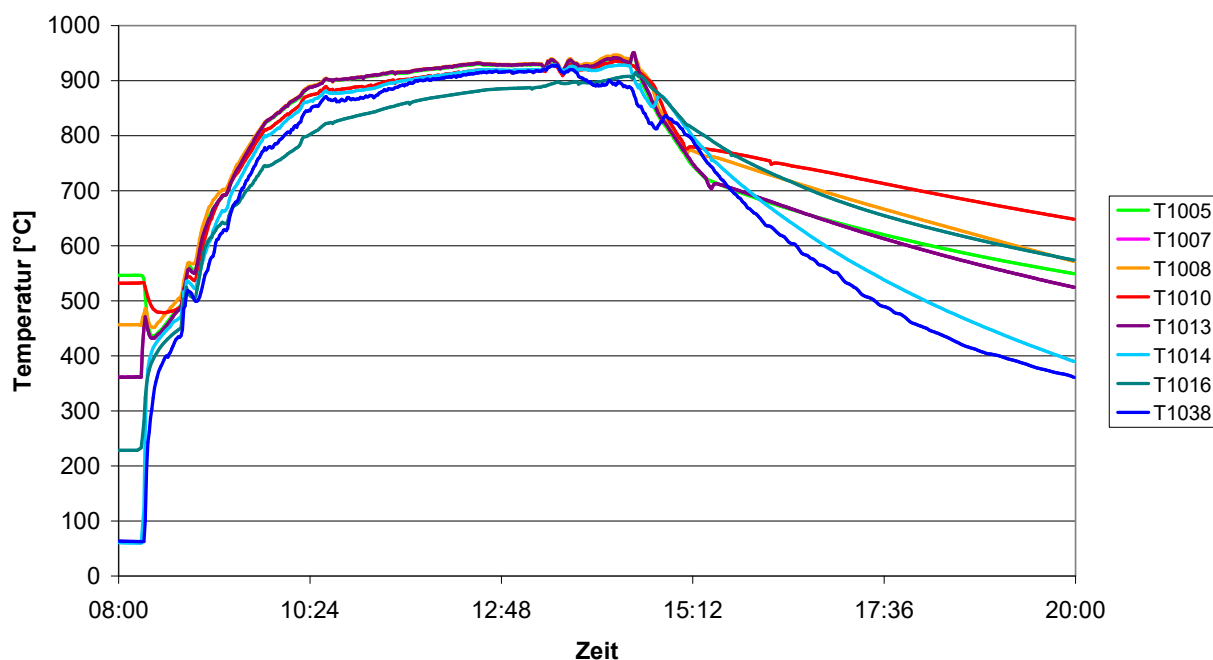
Für den Quarzsand S40T liegt der Medianwert bei ca. 1000 µm, beim Nivelsteiner Sand N45 bei 150 µm.

### 11.1.2 Luftvergasung

Aus betriebswirtschaftlicher Sicht wäre eine Fahrweise ohne die Kostenfaktoren Dampf und Sauerstoff wünschenswert. Als Fluidisierungs- und Oxidationsmittel steht Luft als überall verfügbares Gas zur Verfügung.

**Abb. 11.1.2-1** zeigt den Temperaturverlauf für einen Versuch, in dem das Fluidisierungsmittel Dampf durch Sauerstoff ersetzt wurde. Als Brennstoff dienten Holzpellets. In **Tab. 11.1.2-1** dargestellt sind alle weiteren Versuchsparameter im Detail.

Wie der Abbildung zu entnehmen ist, herrscht im Bereich der Zirkulierenden Wirbelschicht ein sehr homogenes Temperaturfeld vor. Erst beim dem Verlassen des umlaufenden Bereiches kommt es durch Wärmeverluste zu einem leichten Temperaturabfall (Meßstelle T1016)



**Abb, 11.1.2-1:** Temperaturverläufe um die ZWS

		Beginn	Ende	Dauer [min]	
Versuchszeitraum		08:00	19:59		
Auswertezeitraum		12:45	13:11	26,00	
<b>Einsatzstoffart:</b>	Holzmischnpellets	<b>Vergasungsmittelzusammensetzung:</b>			Luft
<b>thermische Gesamtleistung:</b>	[kW]	<b>445</b>			
<b>ZWS-Vergaser mit Zyklon</b>	Massenstrom		Massenstrom		Massenstrom
	[ kg/h ]		[ kg/h ]		[ kg/h ]
Einsatzstoff	92,01	Asche	0,25		
Stickstoff	6,72				
Spülluft	10,00			<b>Permanentgas, tr.</b>	258,88
Wasserdampf	6,52	<b>Synthesegas</b>	289,87	<b>Teer</b>	0,87
Luft	174,65			<b>Wasserdampf</b>	28,12
Sauerstoff	0,22			<b>Flugkoks</b>	2,00
<b>Betriebsparameter</b>					
Bettumlauftrate	[t/h]	4,69		Gasverweilzeit in der ZWS incl. Zyklon [s]	
Vergasungsmittelmischtemperatur	[ °C ]	459,7		2,09	
Überdruck	[ mbar ]	153,55			
<b>elektrische Beheizung</b>					
		Summe			
	[ kW ]	0,00			
<b>Temperaturverteilung</b>					
Reaktor oberhalb Düsenboden	[ °C ]	928	Asche	[ °C ]	12
Reaktor unteres Drittel	[ °C ]	929			
Reaktor Mitte	[ °C ]	930			
Reaktor Mitte	[ °C ]	930			
Reaktor Kopf	[ °C ]	917			
Zyklon	[ °C ]	862			
Siphon	[ °C ]	919			
Zyklonaustritt	[ °C ]	887			
<b>Syntheserohgaszusammensetzung</b>					
Komponente	trockenes Gas	Wasser	Flugkoks	Teer	Summe
Massen-% (z.T. geschätzt)	89,31	9,70	0,69	0,30	100,00
<b>Gaskonzentrationen Permanentgas aus der kontinuierlichen Analyse</b>					
Auswahl	O <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CO <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CO [Vol.-% tr.]	H <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CH <sub>4</sub> [Vol.-% tr.]
an Komponenten:	0,00	14,99	14,62	9,11	3,53

Tab. 11.1.2-1: Versuchsparameter der Luftvergasung

Die während der Versuchsfahrt fließenden Massenströme zeigt **Abb. 11.1.2-2**.

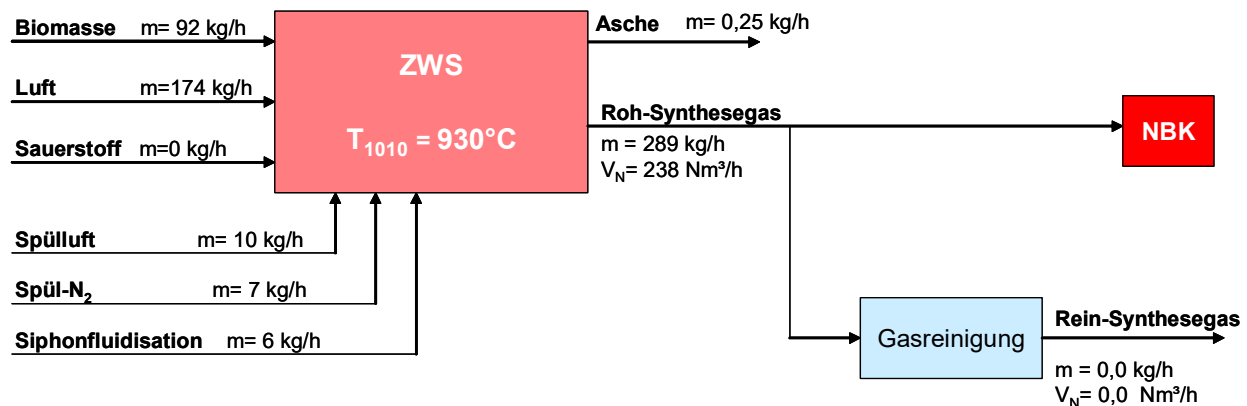


Abb. 11.1.2-2: Massenbilanz für einen stationären Betriebszustand von 0,5 h

Hauptmassenstrom mit entsprechendem Stickstoffeintrag ist Luft. Zur Minimierung der Teerbildung liegt die Reaktionstemperatur im stationären Zustand oberhalb von 900 °C. Um den Sandaustrag aus dem Zyklon zu minimieren, war eine hohe Strömungsgeschwindigkeit notwendig. Es stellte sich eine thermische Leistung von ca. 440 kW ein (Abb. 11.1.2-3).

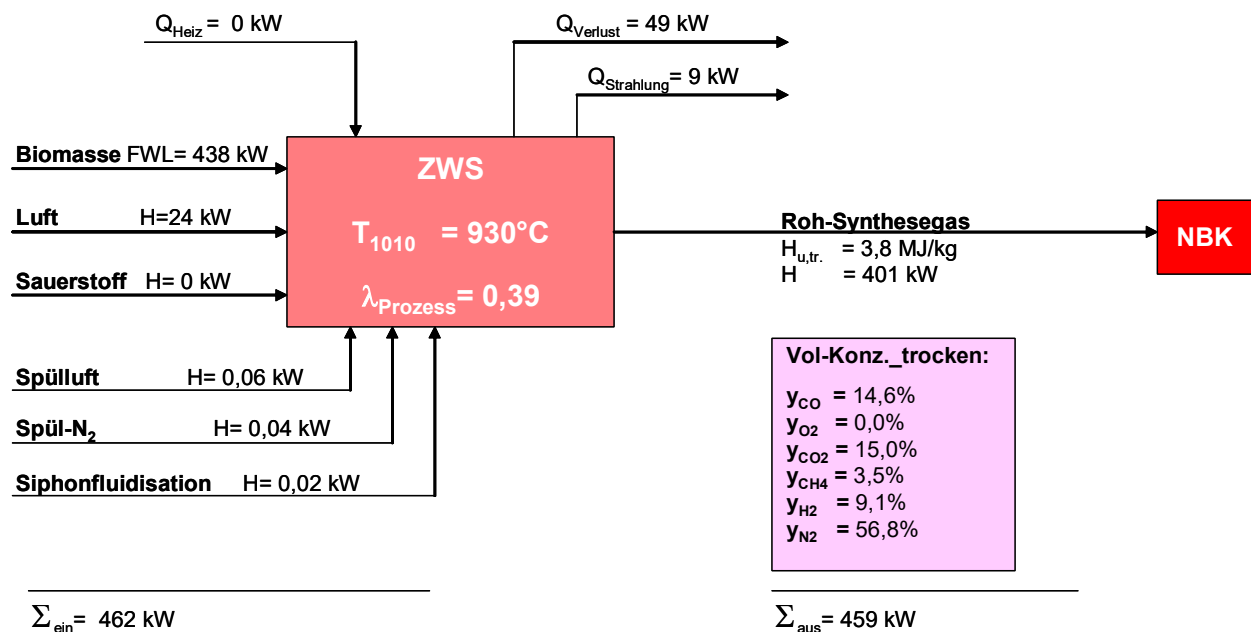
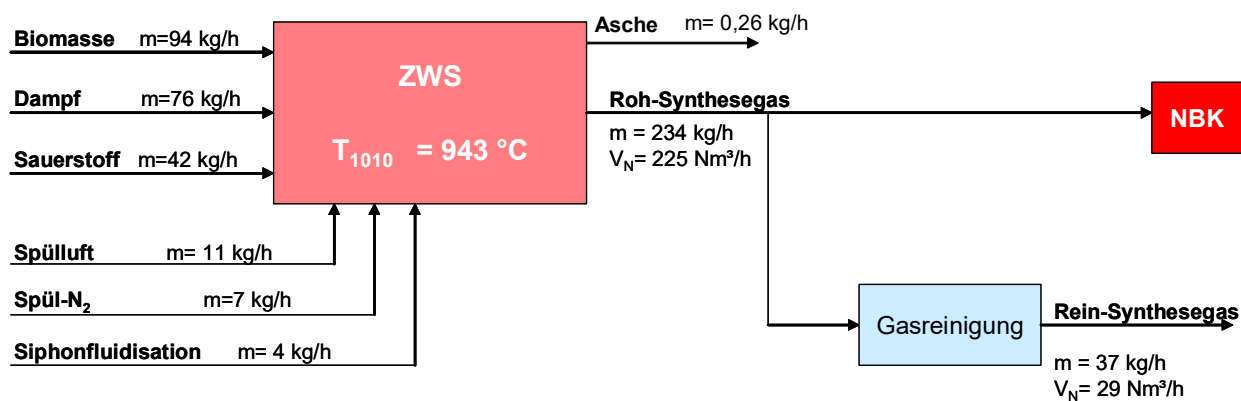


Abb. 11.1.2-3: Energiebilanz

Der Energieinhalt des Roh-Synthesegases besitzt durch die hohen Anteile der inerten Gase CO<sub>2</sub> und N<sub>2</sub> nur einen niedrigen Heizwert von ca. 3,8 MJ/kg. Die Abweichung zwischen ein- und austretenden Enthalpieströmen ist unter Anpassung von Flugkoks- und Teeranteilen mit ca. 0,6 % sehr gering

### 11.1.3 Brennstoff Holz: Variation der Kornmorphologie

Erste Versuche fanden mit dem im Projekt RENEW vereinbarten Modellbrennstoff Holz statt. Die Zusammensetzung ist in Kap. 8 dargestellt. Die liefernde Firma stellte die Spezifikationen *Späne* und *Pellets* zur Verfügung. **Abb. 11.1.3-1** zeigt die Massenbilanz für eine Dampf-/Sauerstoffvergasung bei einer Reaktionszonen-Temperatur von ca. 930 °C.



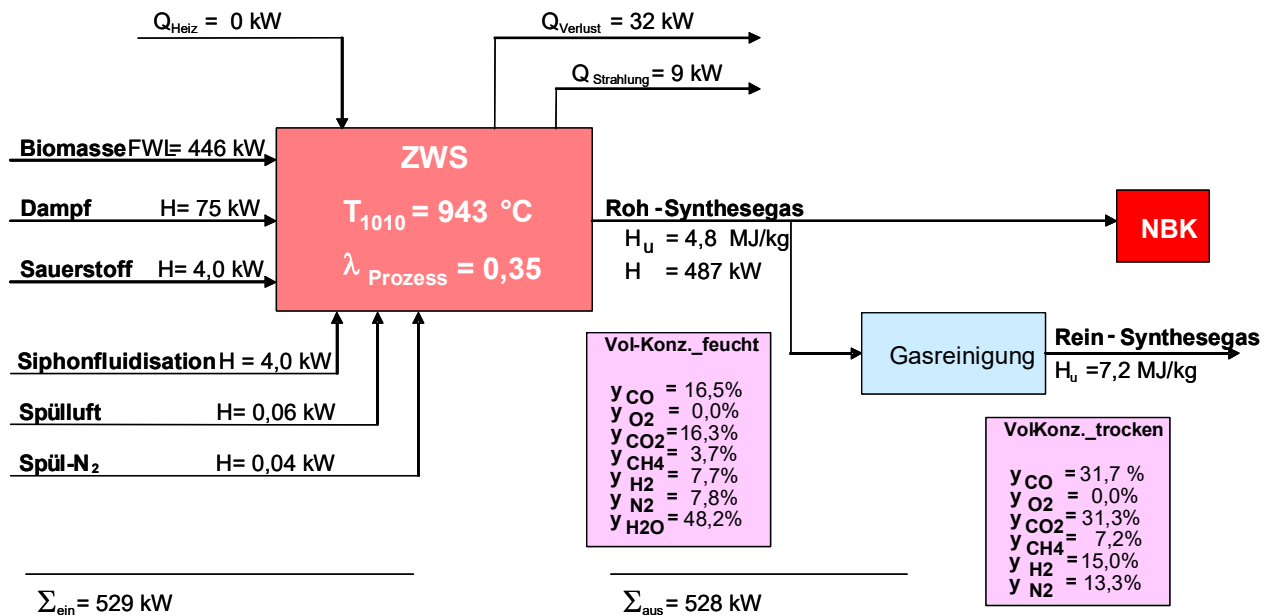
**Abb. 11.1.3-1:** Massenbilanz mit Dampf/ $\text{O}_2$ -Vergasung und Holzspänen

Vom Rohsynthesegas gingen ca. 15 % in die Gasreinigung der ArtFuel-Anlage. Der Rest strömte zur Nachverbrennung in die Brennkammer. Alle relevanten Versuchsdaten führt **Tab. 11.1.3-1** übersichtlich auf.

		Beginn	Ende	Dauer [min]	
Versuchszeitraum		08:28	20:59		
Auswertzeitraum		16:45	16:55	10,00	
<b>Einsatzstoffart:</b>	Holzmischspäne	<b>Vergasungsmittelzusammensetzung:</b>			Sauerstoff/ Wasserdampf
<b>thermische Gesamtleistung:</b>	[kW]	<b>529</b>			
<b>ZWS-Vergaser mit Zyklon</b>	Massenstrom		Massenstrom		Massenstrom
	[ kg/h ]		[ kg/h ]		[ kg/h ]
Einsatzstoff	93,66	Asche	0,26		
Stickstoff	6,73				
Spülluft	11,20			<b>Permanentgas, tr.</b>	129,12
Wasserdampf	80,45	<b>Synthesegas</b>	234,13	<b>Teer</b>	6,18
Luft	0,00			<b>Wasserdampf</b>	96,84
Sauerstoff	42,35			<b>Flugkoks</b>	2,00
<b>Betriebsparameter</b>					
Bettumlauftrate	[t/h]	6,81		Gasverweilzeit in der ZWS incl. Zyklon [s]	
Vergasungsmittelmischtemperatur	[°C]	384,8		2,21	
Überdruck	[ mbar ]	105,56			
<b>elektrische Beheizung</b>					
	[ kW ]	0,00			
<b>Temperaturverteilung</b>					
Reaktor oberhalb Düsenboden	[ °C ]	933	Asche	[ °C ]	14
Reaktor unteres Drittel	[ °C ]	936			
Reaktor Mitte	[ °C ]	943			
Reaktor Mitte	[ °C ]	944			
Reaktor Kopf	[ °C ]	933			
Zyklon	[ °C ]	928			
Siphon	[ °C ]	935			
Zyklonaustritt	[ °C ]	904			
<b>Syntheserohgaszusammensetzung</b>					
Komponente	trockenes Gas	Wasser	Flugkoks	Teer	Summe
Massen-% (z.T. geschätzt)	55,15	41,36	0,85	2,64	100,00
<b>Gaskonzentrationen Permanentgas aus der kontinuierlichen Analyse</b>					
Auswahl	O <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CO <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CO [Vol.-% tr.]	H <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CH <sub>4</sub> [Vol.-% tr.]
an Komponenten:	0,00	31,35	31,67	15,01	7,21

Tab. 11.1.3-1: Übersichtsdaten eines Versuches mit Dampf/O<sub>2</sub>-Vergasung und Holzspänen

Die mit den Massen verbundenen Energien sind in **Abb. 11.1.3-2** dargestellt.



**Abb. 11.1.3-2:** Energiebilanz mit Dampf/O<sub>2</sub>-Vergasung und Holzspänen

**Als bemerkenswerte Punkte sind festzuhalten:**

- Durch die Kondensation des Wasserdampfes kann der Heizwert des Synthesegases signifikant von 4,8 auf 7,2 MJ/kg ansteigen.
- Das Molverhältnis CO zu H<sub>2</sub> liegt bei 2:1.
- Trotz der hohen Temperatur beträgt der Methangehalt 7 Vol.-%.

Mit dem Wechsel von Holzspänen auf Pellets ändern die Ergebnisse trotz sonst ähnlicher verfahrenstechnischer Bedingungen ihr Aussehen. Zur Orientierung führt **Tab. 11.1.3-2** wieder die Übersichtsdaten auf.

		Beginn	Ende	Dauer [min]	
Versuchszeitraum		08:00	19:59		
Auswertezeitraum		14:18	14:24	26,00	
<b>Einsatzstoffart:</b>	Holzmischpellets	<b>Vergasungsmittelzusammensetzung:</b>			Sauerstoff/ Wasserdampf
<b>thermische Gesamtleistung:</b>	[kW]	<b>602</b>			
<b>ZWS-Vergaser mit Zyklon</b>	Massenstrom		Massenstrom		Massenstrom
	[ kg/h ]		[ kg/h ]		[ kg/h ]
Einsatzstoff	111,38	Asche	0,31		
Stickstoff	6,72				
Spülluft	1,00			<b>Permanentgas, tr.</b>	150,21
Wasserdampf	69,08	<b>Synthesegas</b>	233,64	<b>Teer</b>	1,63
Luft	0,00			<b>Wasserdampf</b>	79,79
Sauerstoff	45,76			<b>Flugkoks</b>	1,00
<b>Betriebsparameter</b>					
Bettumlaufrate	[t/h]	2,14		Gasverweilzeit in der ZWS incl. Zyklon [s]	
Vergasungsmittelmischtemperatur	[°C]	377,1		2,21	
Überdruck	[ mbar ]	183,60		Leerrohrgeschwindigkeit [m/s]	
<b>elektrische Beheizung</b>		Summe		3,85	
	[ kW ]	0,00			
<b>Temperaturverteilung</b>					
Reaktor oberhalb Düsenboden	[ °C ]	934	Asche	[ °C ]	12
Reaktor unteres Drittel	[ °C ]	936			
Reaktor Mitte	[ °C ]	941			
Reakttor Mitte	[ °C ]	946			
Reaktor Kopf	[ °C ]	931			
Zyklon	[ °C ]	870			
Siphon	[ °C ]	928			
Zyklonaustritt	[ °C ]	907			
<b>Syntheserohgaszusammensetzung</b>					
Komponente	trockenes Gas	Wasser	Flugkoks	Teer	Summe
Massen-% (z.T. geschätzt)	64,57	34,30	0,43	0,70	100,00
<b>Gaskonzentrationen Permanentgas aus der kontinuierlichen Analyse</b>					
Auswahl	O <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CO <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CO [Vol.-% tr.]	H <sub>2</sub> [Vol.-% tr.]	CH <sub>4</sub> [Vol.-% tr.]
an Komponenten:	0,00	39,41	30,41	24,88	8,04

**Tab. 11.1.3-2:** Übersichtstabelle mit Dampf/O<sub>2</sub>-Vergasung und Holzpellets

Die Inputmassenströme ähneln der Spänevergasung (**Abb. 11.1.3-3**). Bei den Analyseergebnissen der kontinuierlichen Messung ist zu beachten, daß die Summe an O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub> einen Wert von 102,7 % ergibt. Hier ist in der Zukunft zu beobachten, ob es sich um Ungenauigkeiten in der Messung oder einen Fehler in der Querverrechnung handelt.

Schwierigkeiten mit den Pellets waren weder beim mechanischen Eintrag noch in der Stabilität der Wirbelschicht festzustellen.

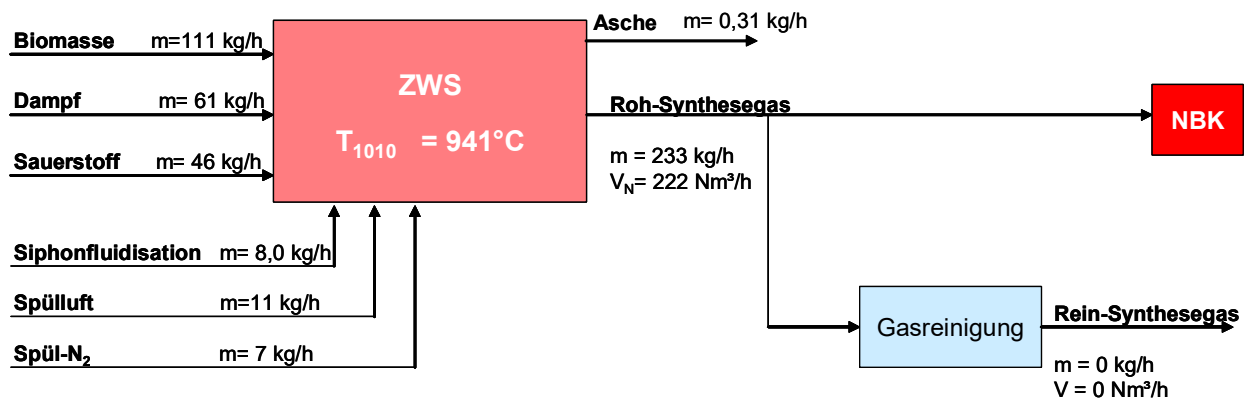


Abb. 11.1.3-3: Massenbilanz mit Dampf/O<sub>2</sub>-Vergasung und Holzpellets

Trotz ähnlicher Inpute ändert sich die Zusammensetzung des Produktes signifikant (Abb. 11.1.3-4).

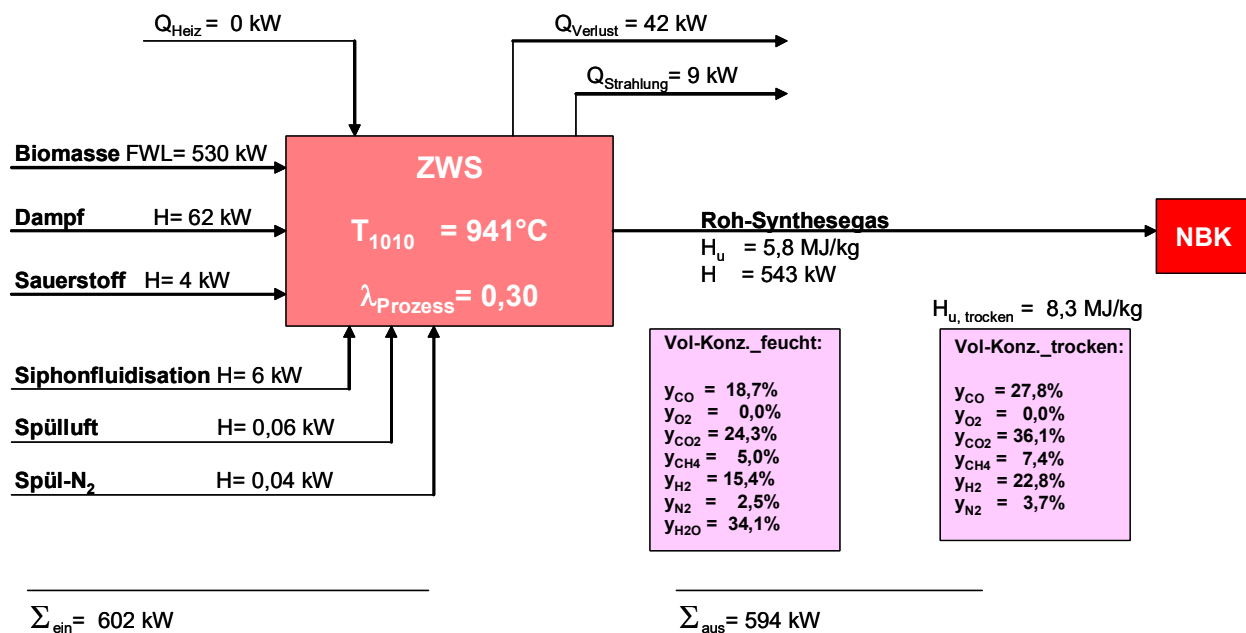


Abb. 11.1.3-4: Energiebilanz mit Dampf/O<sub>2</sub>-Vergasung und Holzpellets

Als bemerkenswerte Punkte sind festzuhalten:

- Der Heizwert des Synthesegases liegt sowohl direkt am Austritt der ZWS (5,8 gegenüber 4,8 MJ/kg) als auch nach der Umrechnung auf trockenes Gas (8,3 gegenüber 7,2 MJ/kg) höher als nach der Spänevergasung.
- Das Molverhältnis CO zu H<sub>2</sub> verbesserte sich auf ca. 1,2:1.

- Der Methangehalt ist gegenüber der Spänevergasung reproduzierbar.

Nachdem die Pelletvergasung sich als machbar herausstellte, wurde ein Versuch zur Bearbeitung zerkleinerter Spanplatten angesetzt. Die zerkleinerten Spanplatten sind in der Regel flach, besitzen eine einigermaßen gleichmäßige Fläche bei einer durchschnittlichen Länge von ca. 5 cm (**Abb. 11.1.3-5**).



**Abb. 11.1.3-5:** Zerkleinerte Spanplatten

Die Aufheizung der ZWS im Verbrennungsmodus funktionierte ohne Probleme. Instabilitäten des Wirbelbettes waren nicht festzustellen; das Holz zersetzte sich in exothermen Oxidationsmodus und gab seinen Energieinhalt frei.

Vor dem Übergang in die Vergasung aber stellten sich immer wieder Schwierigkeiten mit der Beschickung ein. Ein ruhiger Temperaturgang war schwierig einzustellen (**Abb. 11.1.3-6**).

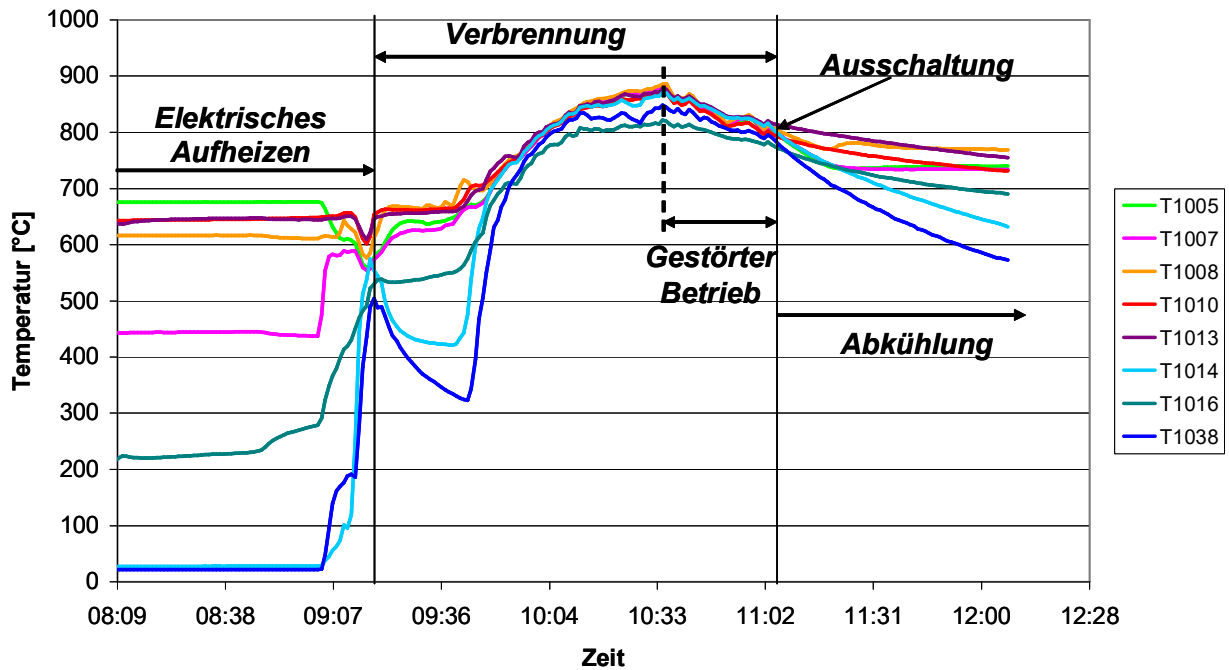


Abb. 11.1.3-6: Temperaturprofil des Versuches

Der Stillstand einer Zellenradschleuse führte zum Abbruch des Betriebes. Ursache waren Späne, welche in der Längsrichtung den mittleren Partikeldurchmesser weit überschritten (Abb. 11.1.3-7).

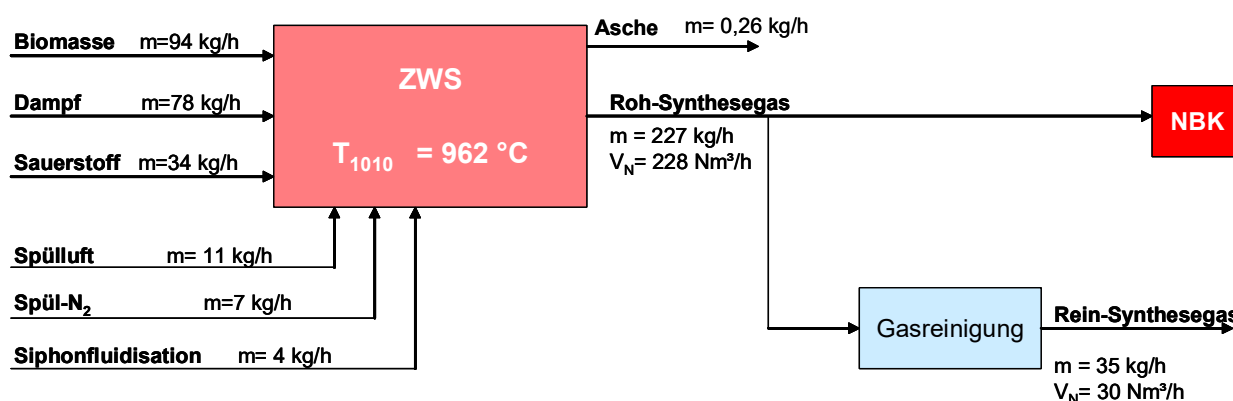


Abb. 11.1.3-7: Späne hoher Längsausdehnung

Wie zu erkennen ist, handelt es sich dabei nicht unbedingt um die Überreste der Spanplatten. Auch andere Resthölzer sind in der Lieferung enthalten. Der Vergleich mit dem Zollstock zeigt, daß Längenausdehnungen bis 15 cm keine Seltenheit sind. Da die Zellenradschleuse im Biomasseeintrag aber nur auf Material einer Längenausdehnung von 3 cm im Dauerbetrieb ausgelegt ist, überforderten die Störstoffe das Bauteil.

#### 11.1.4 Verfahrenstechnische Parameter: Wärmeverluste

Alle bisher beschriebenen Versuche liefen ohne elektrische Begleitheizung der Wirbelschicht im stationären Betrieb. Der Wärmeverlust aus den thermischen Reaktionen läßt sich vermindern, wenn der Mantel der ZWS von außen auf ein hohes Temperaturniveau gebracht wird. In einem Versuch, welcher unter sonst gleichen Bedingungen wie unter 11.1.3 mit Spänen stattfand (s. **Abb. 11.1.4-1**, vergleiche **Abb. 11.1.3-1**), wurde die Begleitheizung in Betrieb genommen.



**Abb. 11.1.4-1:** Massenbilanz mit Dampf/ $\text{O}_2$ -Vergasung, Holzspänen und Begleitheizung

Die Minderung des Wärmeverlustes durch die elektrische Beheizung führt zunächst zu einer Verringerung der Sauerstoffzugabe um ca. 10 kg/h im Vergleich zu dem Versuch ohne elektrische Beheizung.

Bemerkenswert ist der Anstieg der  $\text{H}_2$ -Ausbeute um ca. 4 Vol.-% (**Abb. 11.1.4-2**), was einer Steigerung um ca 26 % (bezogen auf den Ausgangswert von 15,0 Vol.-%  $\text{H}_2$ ) entspricht.

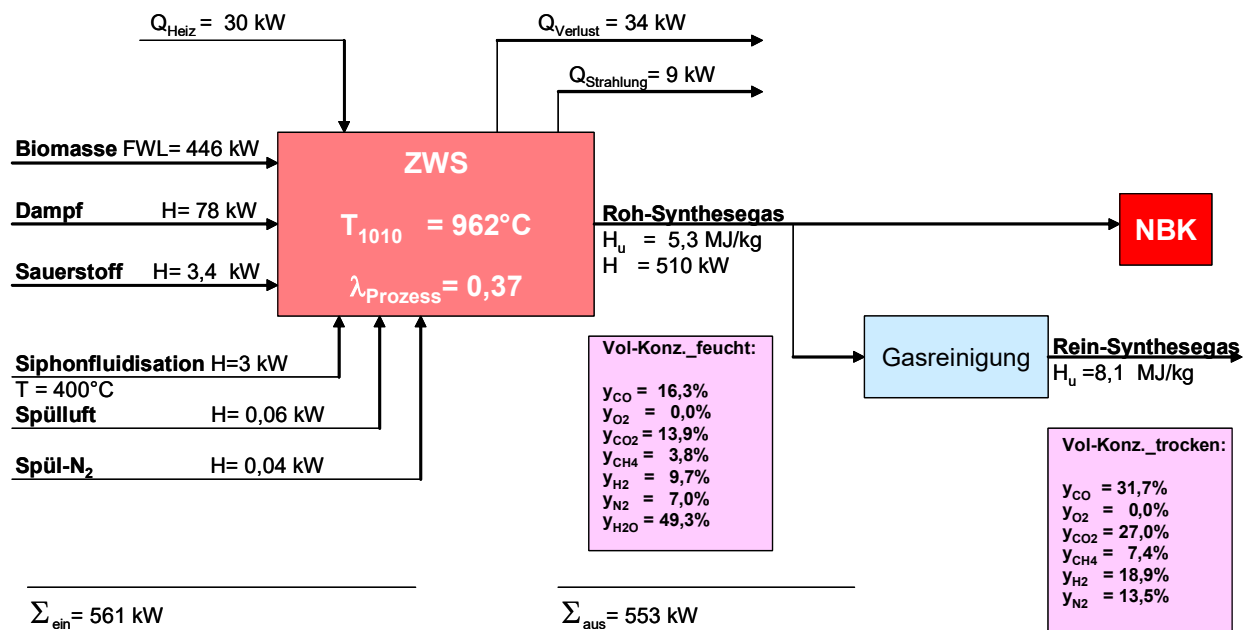


Abb. 11.1.4-2: Energiebilanz mit Dampf/O<sub>2</sub>-Vergasung, Holzspänen und Begleitheizung

## 11.2 Simulation der FTS

Für die Simulation wird Eduktgas mit der in **Tab. 11.2-1** gezeigten Gaszusammensetzung verwendet. Diese Zusammensetzung ist als Produktgas der Vergasung von Holz mit Sauerstoff und Wasserdampf in der zirkulierenden Wirbelschicht berechnet worden [39].

Spezies	Anteil [Vol%]
$H_2$	32
$CO$	27
$CO_2$	35
$CH_4$	2
$H_2O$	3
$N_2$	< 0.3

Tab. 11.2-1: Synthesegaszusammensetzung [39]

Bei der Simulation sind die in **Tab. 11.2-2** aufgelisteten reaktionstechnischen Parameter variiert worden. Die Grenzen der Variationen sind ebenfalls in der Tabelle gezeigt.

Parameter	Symbol	Bereich
Eintrittstemperatur	$T_{in}$	210-250 °C
Kühlmitteltemperatur	$T_c$	200-220 °C
Druck	$p$	0.5-3.0 MPa
Volumenstrom	$F'$	5-30 Nm <sup>3</sup> /h
Reaktordurchmesser	$d_R$	40-70 mm

Tab. 11.2-2: Variation der Parameter des Rohrreaktors

In den folgenden Abbildungen werden die Ergebnisse der Parameterstudie für einen Rohrreaktor ohne Injektionslanze gezeigt (Abb. 11.2-1 bis -5). Die Abbildungen stellen links den axialen Temperaturverlauf im Reaktor und rechts die Umsatzentwicklung zu Fischer-Tropsch-Produkten in Abhängigkeit des variierten Parameters dar. Die Grenztemperatur für die Reaktion bzw. den Katalysator, die nicht überschritten werden darf, wird auf  $T_{lim} = 260$  °C festgelegt [40].

In Abb. 11.2-1 ist die Eintrittstemperatur  $T_{in}$  in den Reaktor variiert worden. Je höher die Temperatur ist, desto größer ist die maximale Übertemperatur und der Umsatz. Ab einem Wert von  $T_{in} = 250$  °C wird die Grenztemperatur überschritten. Die Reaktion ist relativ insensitive gegenüber Schwankungen der Eintrittstemperatur. Bei steigendem Energieeintrag fällt die Selektivität zu Fischer-Tropsch-Produkten; die Methanbildung nimmt zu.

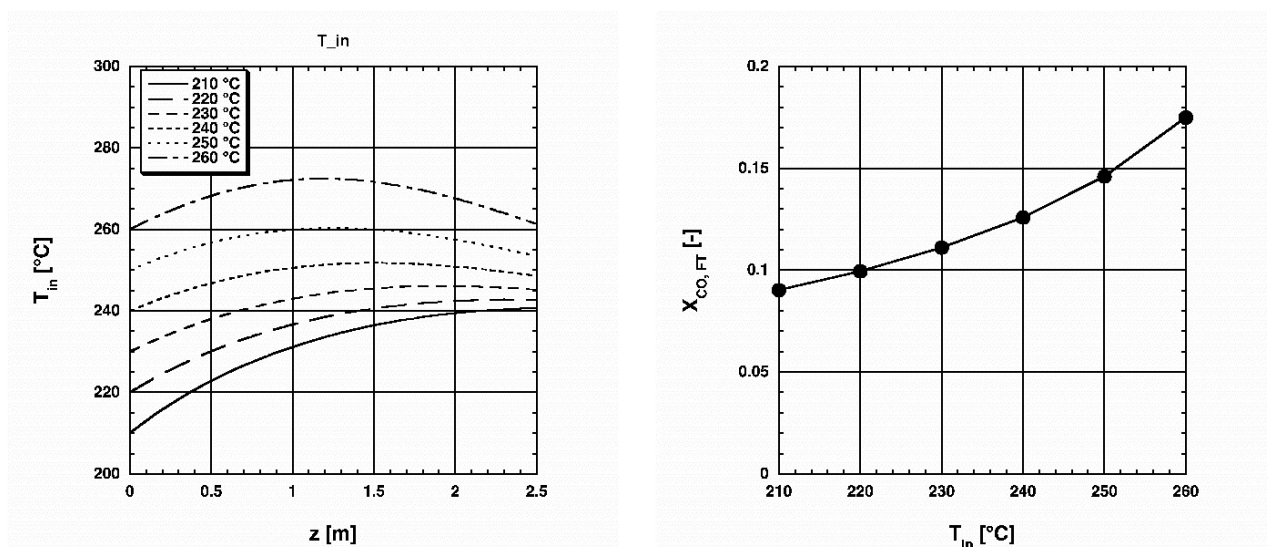
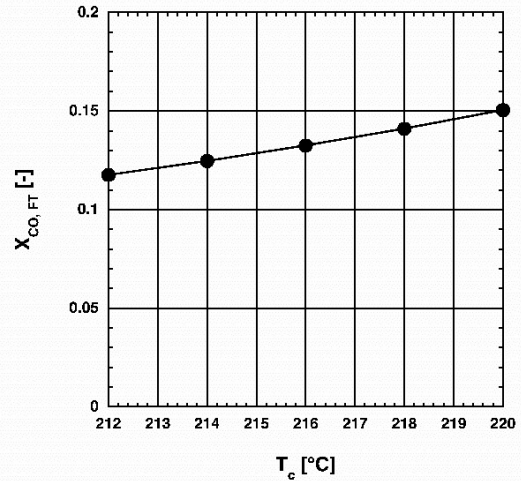
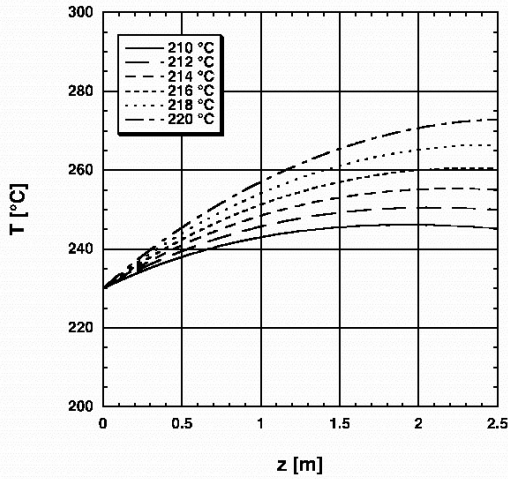


Abb. 11.2-1: Einfluß der Eintrittstemperatur  $T_{in}$ :  $T_c = 210$  °C,  $F' = 10$  Nm<sup>3</sup>/h,  $p = 20$  bar,  $d_R = 40$  mm,  $X_{CO}$  = Umsatz an CO,  $z$  = axiale Ortskoordinate

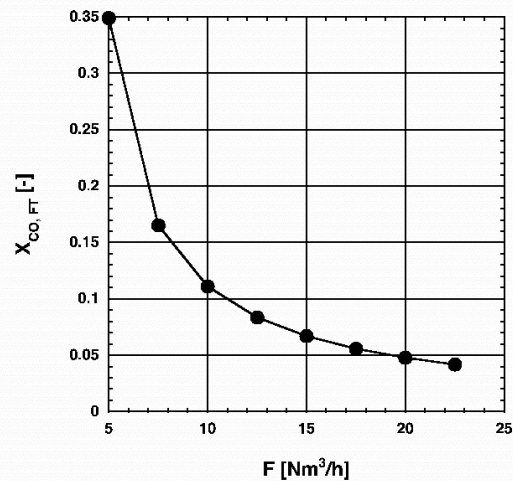
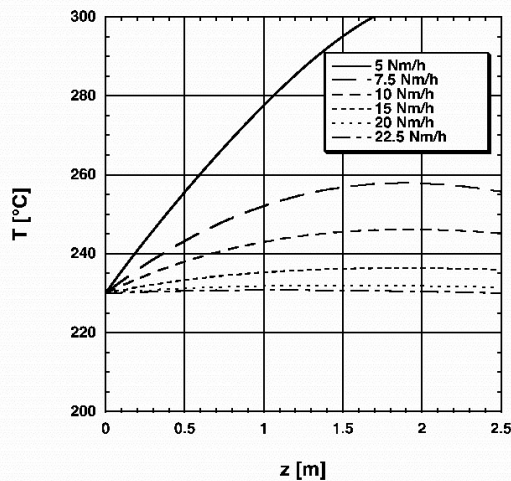
Bei der Variation der Kühlmitteltemperatur  $T_c$  wird die Grenztemperatur ab einem Wert von 216 °C überschritten (Abb. 11.2-2). Mit steigender Kühlmitteltemperatur steigt die maximale

Übertemperatur und der Umsatz an. Die Selektivität zu Fischer-Tropsch-Produkten nimmt mit steigender Kühlmitteltemperatur ab.



**Abb. 11.2-2:** Einfluß der Kühlmitteltemperatur  $T_c$ :  $T_{in} = 230 \text{ °C}$ ,  $F' = 10 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ,  $p = 20 \text{ bar}$ ,  $d_R = 40 \text{ mm}$

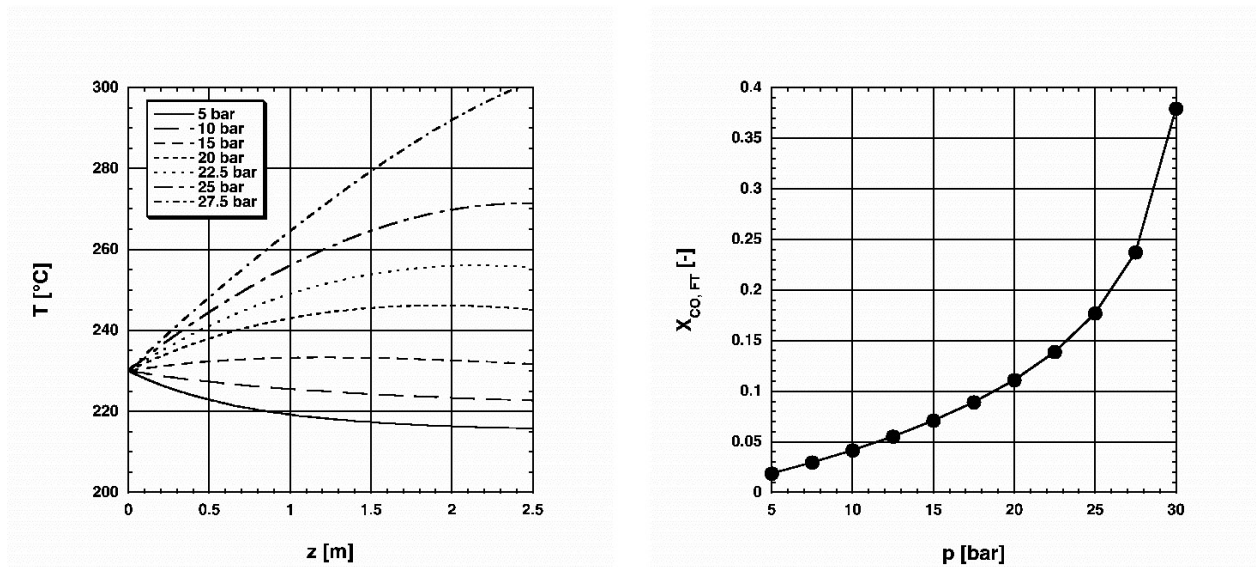
Die Veränderung des Synthesegasstroms  $F'$  führt bei Strömen kleiner  $7.5 \text{ Nm}^3/\text{h}$  zu einer deutlichen Überschreitung der Grenztemperatur (**Abb. 11.2-3**). Der Umsatz sinkt mit steigendem Synthesegasstrom, die Methanbildung nimmt ab.



**Abb. 11.2-3:** Einfluß der Synthesegasstroms  $F'$ :  $T_{in} = 230 \text{ °C}$ ,  $T_c = 210 \text{ °C}$ ,  $p = 20 \text{ bar}$ ,  $d_R = 40 \text{ mm}$

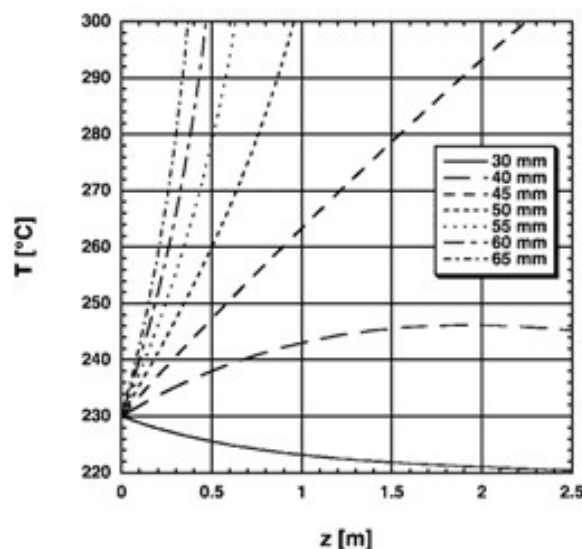
Der Synthesedruck geht in die Reaktionsgeschwindigkeiten der Fischer-Tropsch-Reaktion, der Wassergaskonvertierung und der Methanisierung ein. Mit steigendem Druck steigt die Reak-

tionsgeschwindigkeit und damit auch die Wärmeproduktion bzw. maximale Übertemperatur (s. **Abb. 11.2-4**). Ab einem Druck von 25 bar wird die Grenztemperatur überschritten.



**Abb. 11.2-4:** Einfluß des Synthesedrucks  $p$ :  $T_c = 210$  °C,  $F' = 10$  Nm<sup>3</sup>/h,  $T_{in} = 230$  °C,  $d_R = 40$  mm

Mit der Vergrößerung des Rohrdurchmessers verschlechtert sich die radiale Wärmeabfuhr. Die maximale Übertemperatur steigt mit Vergrößerung des Reaktordurchmessers (**Abb. 11.2-5**). Bereits ab einem Durchmesser von 45 mm wird die Grenztemperatur überschritten. Ähnliche Untersuchungen sind von SCHÖN durchgeführt worden [41]. SCHÖN zeigte, daß bei einem kohlendioxidfreiem Synthesegas der Reaktordurchmesser bis auf 120 mm vergrößert werden kann. Dabei sank die Selektivität zu Fischer-Tropsch-Produkten mit wachsendem Durchmesser. Die gleiche Tendenz zeigt sich mit kohlendioxidreichem Synthesegas.



**Abb. 11.2-5:** Einfluß des Rohr- $\varnothing$   $d_R$ :  $T_{in} = 230$  °C,  $T_c = 210$  °C,  $F' = 10$  Nm<sup>3</sup>/h,  $p = 20$  bar

### **11.3 Versuche FTS**

Die FTS-Versuchsanlage ist - wie vermerkt - komplett installiert und in Betrieb genommen worden. Derzeit erfolgt die Charakterisierung der zwei beschafften Katalysatoren sowie die Ermittlung der Abhängigkeiten von den in Kap. 10 genannten Parametern. Besonderes Augenmerk gilt dem CO<sub>2</sub>-Gehalt im Synthesegas sowie dem H<sub>2</sub>/CO-Verhältnis. Das Synthesegas selbst ist derzeit noch synthetisch hergestellt, d.h. es wird aus unterschiedlichen Reingasen gemischt. Derartige Untersuchungen sind zwingend notwendig, um später Katalysatordeaktivierungen (Nachlassen von z.B. Aktivität und Selektivität) klar erkennen zu können. Somit erfolgt die Zusammenschaltung von Synthesegaserzeugung und -reinigung aus Biomasse und FTS-Synthese erst später in einem separaten Schritt.

Erste Kohlenwasserstoffe sind gewonnen worden; ihre Charakterisierung und anschließende Reaktion zu Kraftstoffprodukten wird derzeit diskontinuierlich im Labor durchgeführt.

---

---

## 12. Versuchsdiskussion

Die in Kap. 10 beschriebenen Versuche variierten die Brennstoffeigenschaft der Partikelmorphologie sowie verfahrenstechnische Parameter (Art der Vergasung, Wärmeverluste). Alle Experimente wurden als Tagesversuche gefahren. Die ArtFuel-Anlage arbeitete zuverlässig und ohne große Störungen. Die Ergebnisse zeigten wichtige Tendenzen zur Planung des weiteren Vorgehens auf. Besonders festzuhalten bleiben:

### **I. Partikelmorphologie**

Entgegen mancher theoretischer Ausführungen arbeitet die Wirbelschicht sowohl mit Spänen als auch mit sehr viel größeren Partikeln, in diesem Fall bis ca. 5 cm Länge bzw. 2,5 cm Äquivalentdurchmesser, im thermischen Bereich ohne Probleme. Die Kühlung des Eintrags und der Abwurf in den Reaktor ohne die Möglichkeit einer Aufwärmphase führt offensichtlich zu einem Temperaturschock, welcher die Partikel zerplatzen läßt und wirbelfähig macht. Diese Erscheinung ist nicht ein Spezifikum der ArtFuel-Anlage, sondern wurde auch schon an anderen Anlagen gemacht [42].

Die niedrige H<sub>2</sub>-Ausbeute beim Späneinsatz muß durch eine Erniedrigung des Fluidisationsmitteleinsatzes weiter untersucht werden. Möglicherweise wird die reagierende Biomasse durch eine hohe Strömungsgeschwindigkeit sehr schnell ausgetragen und besitzt keine ausreichende Verweilzeit. Um den Dampfverbrauch zu erniedrigen, ist im nächsten Schritt ein Sand mit größeren Korndurchmesser als der *Quarzsand Sand S 40 T* einzusetzen oder Umbaumaßnahmen am Zyklon durchzuführen.

### **II. Verfahrenstechnische Parameter**

Die Luftvergasung zeigte die naturgemäß niedrige Ausbeute an den Zielstoffen CO und H<sub>2</sub>. Nach dem rechnerischen Abzug des Stickstoffs liegt die Produktverteilung an CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> und H<sub>2</sub> im Spektrum der Wasserdampf-/Sauerstoff-Vergasung bei Verwendung gleichen Brennstoffs (hier: Holzpellets). Es muß sich später zeigen, wie die Effektivität der Gasreinigung sowie die Fischer-Tropsch-Synthese auf den Stickstoff reagieren.

Mit der Einschaltung der elektrischen Begleitheizung wird das Temperaturgefälle über die Reaktorwand geringer. Somit sinkt die treibende Kraft für den Wärmestrom aus der Wirbelschicht in die Umgebung. Das Versuchsergebnis in Kap. 11.1.4 zeigt, daß mit der Verminderung des Wärmeverlustes aus dem Reaktorinneren der Sauerstoffbedarf signifikant sinkt (von 42 auf 34 kg/h  $\approx$  -19 % bei sonst ähnlichen Parametern). Die Verminderung des Umfangs der exothermen Reaktionen führt zu einem geringeren H-Verbrauch; sprich einer höheren H<sub>2</sub>-Ausbeute. Im Versuchsprogramm betrug die Steigerung ca. 25 % bei den eingestellten verfahrenstechnischen Parametern.

---

---

Abschließend muß noch einmal betont werden, daß alle bisher vorgestellten Ergebnisse aus Tagesversuchen mit relativ kurzen Auswertezwischenräumen resultieren. **In der Zukunft ist geplant, durch kontinuierliche mehrtägige Versuche die gewonnenen Erkenntnisse statistisch abzusichern, um die Spurenanalytik zu ergänzen und weitere Biomassen mit unterschiedlichen chemischen Zusammensetzungen zu erforschen.**

Bei den Simulationen in der FTS stellte sich heraus, daß für die Umsetzung mit biogenem Synthesegas ein Optimum zwischen den untersuchten Parametern gefunden werden muß. Entscheidend ist dabei ein hoher Umsatz und eine hohe Selektivität zu Fischer-Tropsch-Produkten. Ein hoher Umsatz wird durch hohe Eintritts- und Kühlmitteltemperaturen, lange Verweilzeiten und große Reaktordurchmesser erreicht. Werden diese Parameter erhöht, sinkt allerdings die Selektivität zu Fischer-Tropsch-Produkten. Die Ergebnisse der Simulation werden derzeit durch Experimente hinterlegt, wobei erste Kohlenwasserstoffe mit den beschafften Katalysatoren erzeugt wurden und sich derzeit in der diskontinuierlichen Aufarbeitung zu Kraftstoffprodukten befinden.

---

---

## **13. Ausblick**

### **13.1 Folgeprojekte in der Forschungsstelle**

Laut Antrag zum ArtFuel-Vorhaben sollte mit dem niedersächsischen Vorhaben die Grundlage für den Einstieg der CUTEC in das europäische Projekt RENEW gelegt werden. Nicht nur dies gelang; auch in eine Reihe weiterer nationaler Vorhaben zur Biomassenutzung ist die Forschungsstelle mittlerweile eingebunden. Insgesamt sind zu nennen:

#### **RENEW [43]**

Die leistungsfähige Anlagentechnik ermöglichte die Teilnahme am europaweiten Projekt RENEW, welches bis 2007 technische, wirtschaftliche und logistische Fragen zur Kraftstoffherstellung lösen möchte. Die Teilnehmer kommen aus ganz Europa und verschiedenen Branchen, vor allem aus den Bereichen Automobilbau, Kraftstoffproduktion und Forschung.

#### **Anforderungen an Biomasse [44]**

Ein Projekt, welches von den Mittelgebern VW und FNR finanziert wird, befasst sich mit wirtschaftlichen Fragen. Aus der Sicht eines Investors für eine BtL-Anlage werden Daten gesammelt und ausgewertet, die per Sensitivitätsanalysen Risiken bei Bau und Betrieb einer entsprechenden Einrichtung aufzeigen soll. Im Rahmen des Projektes fanden umfangreiche Diskussionen mit Anlagenbauern sowie Vertretern der Land- und Forstwirtschaft statt.

#### **Datensammlung Bioenergie [45]**

Am 1.01.2006 startet ein Studie im Auftrage der FNR, welche Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen nach der Methodik der VDI-Richtlinie 2067 anstellen soll. Im Fokus stehen nun nicht mehr BtL-Anlagen, sondern Verfahren zur energetischen Nutzung von Biomasse allgemein.

#### **Rohr-in-Rohr-Reaktor [46]**

Seit dem 1.10.2004 bearbeitete die Abteilung Chemische Prozesstechnik in Zusammenarbeit mit dem Institut für Umweltwissenschaften (TU Clausthal) und der Fa. Zirbus (Bad Grund) das Projekt „*Entwicklung und Untersuchung eines neuen Rohr-in-Rohr-Reaktorkonzepts für die Umsetzung von biogenem Synthesegas mittels Fischer-Tropsch-Synthese*“. Das Projekt endet am 31.12.2005.

#### **Bereicherung der Lehre der TU Clausthal**

Durch die Verknüpfung der CUTEC mit der Technischen Universität Clausthal über das Institut für Umweltwissenschaften (IUW) finden die Ergebnisse des ArtFuel-Projektes Eingang in Forschung und Lehre im Land Niedersachsen. Die erste Studienarbeit befasste sich mit der Datensammlung für eine zukünftige Modellierung der Wirbelschicht; eine Projektarbeit mit der Sammlung von Stoffdaten zur Reinigung von Synthesegasen mittels Wäschern. Beide Arbeiten sind zwischenzeitlich abgeschlossen, weitere sind gestartet.

---

---

### **13.2 Bisheriger Nutzen für Unternehmen**

Das Projekt ArtFuel ermöglichte den Bau einer Technikumsanlage zur Entwicklung eines Herstellungsverfahrens für synthetische Kraftstoffe in der CUTEC sowie erste Experimente. Damit besetzt das Bundesland Niedersachsen mit einer landeseigenen Institution das Feld einer zukunftssträchtigen Technologie, welche Landwirten und Anlagenbetreibern langfristige Einkommenschancen bietet, wenn es in den nächsten Jahren gelingt, aus den ersten Ansätzen ein funktions- und konkurrenzfähiges Verfahren zu entwickeln.

An der Errichtung der Technikumsanlage der CUTEC war eine Vielzahl von Firmen beteiligt, welche meistens eine kleinere oder mittlere Größe besaßen. Ein Wissensmonopol für ein Großunternehmen entstand somit nicht. So ist die Basis geschaffen, daß in möglichen folgenden kommerziellen Anlagen bevorzugt KMU Berücksichtigung finden und ein Beitrag geleistet wird, langfristig Arbeitsplätze und auskömmlichen Profit an verschiedenen Orten in Deutschland zu sichern. Eine Übersicht der Firmen mit einem Auftragswert über 1000,- € ist in Kap. 16.2 gegeben.

### **13.3 Umsetzung des Konzeptes in kommerzielle Anlagen**

Mit den Versuchen innerhalb des ArtFuel-Vorhabens konnte die technische Machbarkeit der Verfahrenskette gezeigt werden. Zwischenzeitlich durchgeführte weitere Experimente wiesen die Eignung des Vergasers für komplexe Biomasse nach. In jeweils einwöchigen Versuchsfahrten ermittelte die Forschungsstelle im Rahmen des RENEW-Vorhabens das Verhalten der Verfahrenskette für die Biomassen (Weizen-) Stroh und Zuckerrübenschnitzel.

Die Konzeptplanung für großtechnische Anlagen verlangt neben dem Nachweis der Machbarkeit noch Folgendes:

1. Nachweis der Eignung für künftige „Energiepflanzen“, die z.Z. auch in Niedersachsen im Rahmen verschiedener Anbauprojekte in der Entwicklung sind. Dabei sind ferner betriebswirtschaftlich relevante Daten wie die Synthesegaszusammensetzung, Betriebsmittelverbräuche, Reststoffeigenschaften und -verwertungsmöglichkeiten zu ermitteln. Außerdem werden Aussagen über evtl. notwendige Anforderungen an die Aufbereitung (z.B. Partikelgröße und -form, Asche- und Wassergehalt, zulässige Alkalimenge usw.) benötigt. Nutznießer wären neben Interessenten zu Bau und Betrieb von BtL-Anlagen auch die Landwirtschaft, da die entwickelten Energiepflanzen frühzeitig auf ihre Anwendbarkeit untersucht werden. Ein zugehöriges Projekt ist beantragt.
  2. Das Konzept für eine großtechnisch realisierbare Synthesegasreinigung mit technischen und betriebswirtschaftlichen Daten zu füllen. Ursache: Die jetzige Synthesegasreinigung arbeitet mit einfachsten Mitteln. Reststoffmengen und -eigenschaften, Energieverbräuche und -nutzungsmöglichkeiten spielen keine Rolle. Kontakte mit international tätigen
-

---

Anlagenbauern fanden bereits statt zur Diskussion von großtechnisch möglichen Anlagenformen. Ein Projekt zur Validierung und Optimierung einer zielführenden Synthesegasreinigung ist beantragt.

3. Ein Anlagenbauersollte gefunden werden, der die o.g. Ergebnisse in großtechnische Anlagen umsetzen könnte. Einen „*Letter Of Intent*“ unterzeichnete die Forschungsstelle Anfang September mit dem niedersächsischen Unternehmen *Braunschweigische Maschinenbauanstalt AG (BMA)*. Beide Partner bekunden darin ihre Absicht, in Zukunft die Gesamtkette BtL oder Einzelkomponenten einer technischen Umsetzung zuzuführen.

### **13.4 Abschließende Bewertung**

Zunächst darf festgestellt werden, dass die grundsätzlichen Ziele des Projektes ArtFuel erreicht werden konnten, nämlich insbesondere die Gesamtkette von der Biomasse zum Kraftstoffrohprodukt aus der Fischer-Tropsch-Synthese zu demonstrieren. Durch das Projekt ArtFuel ist es der Forschungsstelle bzw. der CUTEC-Institut GmbH gelungen, zusätzliche Vorhaben in erheblichem Umfang einzuwerben und damit den monetären Einsatz des Landes Niedersachsen zu vervielfältigen. Zukünftig sollen noch weitere Projekte von Forschung fördernden Institutionen außerhalb Niedersachsens eingeworben werden, um einen Erkenntnisfortschritt sicher zu stellen, der wiederum auch dem Land Niedersachsen zu Gute kommt. Neben der Erkenntnisforschung besteht jedoch die besondere Herausforderung darin, entwickelte Technologien in die Anwendung bzw. industrielle Umsetzung zu führen. Hierzu wurden – wie im vorangegangenen Abschnitt bereits dargelegt – erste Schritte unternommen. Ziel muss es sein, Anlagentechnologie aus Niedersachsen heraus anbieten zu können. Um diesen Schritt jedoch erfolgreich vollziehen zu können, ist es notwendig, einen weiteren Forschungs- und Entwicklungsschritt zwischen zu schalten, der auch im ArtFuel-Projekt am Anfang noch nicht in dem Umfang gesehen wurde. Die effiziente Abscheidung von Störstoffen aus dem Synthesegas ist schwieriger und aufwändiger als zunächst angenommen. Wie bereits vermerkt, wurde ein zugehöriges Vorhaben bereits beim Land Niedersachsen beantragt. Mit der Braunschweigischen Maschinenbauanstalt Aktiengesellschaft steht auch ein industrieller Partner des Anlagenbaus zur Verfügung, der seine Bereitschaft zur Umsetzung der Technologielinie bekundet hat. Insofern sind auch für die Umsetzung der Technologie im Land Niedersachsen die Weichen gestellt. Gleichwohl bleibt zu konstatieren, dass die Marktgängigkeit der Kette BtL auch auf Grund der geführten Wirkungsgraddiskussion noch nicht völlig hinreichend beantwortet ist. Dies kann erst nach Abschluss der Arbeiten zur Synthesegasreinigung erfolgen. Allerdings ist zu vermerken, dass es auch andere Syntheseschritte als die Fischer-Tropsch-Synthese zum flüssigen Kraftstoffrohprodukt gibt. Sowohl Methanol als auch Methan sind aus dem gereinigten Synthesegas herstellbar. Aus derzeitiger Sicht und im Hinblick auf die

---

---

möglichst dezentrale Implementation der Technologie erscheint die Erzeugung von Methan mit anschließender Einspeisung ins Erdgasnetz und der weiteren energetischen Nutzung (Erzeugung von elektrischer Energie und Einspeisung ins Netz unter Nutzung des EEG sowie Erzeugung von Wärme) besonders reizvoll. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass die projektierte Synthesegasreinigung auch Kohlenstoffdioxid bis auf einen Restgehalt entfernt, so dass das Syntheseprodukt unmittelbar ins Erdgasnetz eingespeist werden kann. Der Wirkungsgrad dieser Kette erscheint deutlich höher als derjenige mit Fischer-Tropsch-Synthese. Auch ist es denkbar, eher dezentrale Einheiten zur Nutzung von Stroh, Zuckerrübenschnitzeln und anderen Energiepflanzen zu implementieren, deren Eignung noch zu untersuchen ist.

Abschließend bleibt festzustellen, dass ArtFuel nicht nur eine gute Basis für weitere Arbeiten im CUTEC-Institut geschaffen hat, sondern auch die Technologien um die Biomassenutzung in Niedersachsen in erheblichem Umfang vorangebracht hat.

---

---

## **14. Veröffentlichungen und studentische Ausbildung**

- [1] Carlowitz, O., Claußen, M., Maly, M., Schindler, M., Vodegel, S.: *Biogene Fischer-Tropsch-Kraftstoffe für zukünftige Antriebskonzepte*, VDI-Berichte 1808, Nr. 17 (2003)
- [2] Carlowitz, O., Claußen, M., Maly, M., Schindler, M., Vodegel, S.: *Das CUTEC-Konzept zur Herstellung von Kraftstoffen durch Vergasung von Biomasse*, Symposium *Biomasse-Vergasung - Der Königsweg für eine effiziente Strom- und Kraftstoffbereitstellung*, 1. bis 2. Oktober 2003, Leipzig
- [3] Gehrman, H.-J., Davidovic, M., Vodegel, S., Ekelhof, B., Weidemeyer, A.: *Techniken zur Biomassevergasung*, SIDAF-Schriftenreihe 16/2004 *Pyrolyse- und Vergasungsverfahren in der Energietechnik - Bio-Fuel-Konzepte*; Freiberg. ISBN 3-934409-22-9
- [4] Vodegel, S., Schindler, M., Claußen, M., Martin, H.: *Die Versuchsanlage ArtFuel*; SIDAF-Schriftenreihe 16/2004 *Pyrolyse- und Vergasungsverfahren in der Energietechnik - Bio-Fuel-Konzepte*; Freiberg. ISBN 3-934409-22-9
- [PA1] Dernbach, M.; Gahler, A.; zum Hingst, J.; Pärish, P.: *Produktion, Bereitstellung und Verbrennung biogener Festbrennstoffe*, Projektarbeit, TU Clausthal + CUTEC, Januar 2003.
- [PA2] Senkel, N.; Hou, J.: *Synthesegasreinigung mittels flüssiger Absorbentien - Recherche von Gleichgewichten und Bewertung von Anwendungsmöglichkeiten*, Projektarbeit, TU Clausthal + CUTEC, Mai 2005.
- [SA1] Barth, S.: *Recherche zur Modellierung der Gas-Feststoffströmung in einer Zirkulierenden Wirbelschicht*, Studienarbeit, TU Clausthal + CUTEC, in Bearbeitung.
- [SA2] Immisch, C.: *Auslegung einer atmosphärischen und Vakuumrektifikation für die Auftrennung von FT Produkten*, Studienarbeit, TU Clausthal + CUTEC, in Bearbeitung.
- [SA3] Knochen, J.: *Untersuchung der Emissionseigenschaften von handelsüblichen FT-Kraftstoffgemischen, FT Kraftstoffen und FT-Kraftstoff/Wasser Emulsionen*, Studienarbeit, TU Clausthal + CUTEC, in Bearbeitung.
- [DA1] Keich, O.: *Erstellung eines mathematischen Modelles für die FT Synthese und der Vergleich von Literaturdaten*, Diplomarbeit, TU Clausthal+ CUTEC, (2004).
- [DA2] Knochen, J.: *Reaktionskinetische Untersuchungen der Fischer-Tropsch-Synthese mit CO<sub>2</sub>-reichem Synthesegas*, Diplomarbeit, TU Clausthal+ CUTEC, in Bearbeitung
- [DA3] Recksiedler, J.: *Modellierung der Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese in Abhängigkeit von den Prozeßbedingungen und experimentelle Validierung des Modells*, Diplomarbeit, Uni Magdeburg + CUTEC, in Bearbeitung
-

## **15. Unterschrift**

Clausthal-Zellerfeld, den 21. Dezember 2005

Prof.-Ing. Otto Carlowitz  
Geschäftsführer CUTEC-Institut GmbH

---

---

## 16. Anhang

### **16.1. Benutzte Unterlagen**

- [1] Antrag an das Niedersächsische Umweltministerium auf Gewährung einer Zuwendung aus dem Wirtschaftsförderfonds - ökologischer Bereich- der Richtlinie „Erneuerbare Energien“ für das Pilotvorhaben: Synthetische Kraftstoffe aus nachwachsenden Rohstoffen „ArtFuel“ (Artificial Fuels), CUTEC-Institut GmbH, 15.11.2002
- [2] Vogel, A.; Bolhar-Nordenkamp, M.; Hofbauer, H.; Kaltschmitt, M.: *Systemkonzepte für die Produktion von Fischer-Tropsch-Biokraftstoffen*; BWK, Bd. 56 (2004) Nr. 3, S. 57-62
- [3] Trost, M.; Schuhmacher, K.H.: *Stand der Technik bei Wirbelschichtfeuerungen*; VGB KraftwerksTechnik 4/2000, S. 7276
- [4] Henrich, E.; Dinjus, E.: *Das FZK-Konzept zur Kraftstoffherstellung aus Biomasse*; Tagung: Biomasse-Vergasung - Der Königsweg für eine effiziente Strom- und Kraftstoffbereitstellung ?; Leipzig, 1-2.10.2003.
- [5] Hofbauer, H.; Veronik, G.; Fleck, T.; Rauch, R.: *The FICFB-Gasification Process*; Tagung: Developments in Thermochemical Biomass Conversion, Vol. 2, 1997, S. 1016-25
- [6] Homepage der D.M.2 Verwertungstechnologien Dr. Mühlen GmbH & Co. KG, <http://www.dm1-2.de>
- [7] Sonntag, T.M.: *Von Herten nach Mexiko*; Brennstoff-Wärme-Kraft (BWK) Special; 11/2003
- [8] Hamel, S.; Hasselbach, H.; Lotter, D.; Krumm, W.: *Synthesis gas production from biomass and waste by Integrated Pyrolysis and Combustion*; 4<sup>th</sup> International Symposium on Waste Treatment WASTE SYMPOSIUM 2003, Sheffield, 29.06-2.07.2003
- [9] Ising, M.; Unger, C.; Heunemann, F.; Dinkelbach, L.: *Rechnische und wirtschaftliche Optimierung der Vergasung von Holz in der zirkulierenden Wirbelschicht*; Abschlussbericht 12.2002, Förderkennzeichen 00 NR 178, Förderinstitution: Bundesministerium für Verbraucherschutz, Ernährung und Landwirtschaft.
- [10] Homepage der CHOREN Unternehmensgruppe, <http://www.choren.de>
- [11] Vodegel, S.: *Shortcut-Methoden und Heuristiken zur Adsorption*; Diplomarbeit, Universität Dortmund, März 1990
- [12] <http://www.lurgi.de/deutsch/nbsp/index.html>
- [13] Wiese, L.; Kather, A.: *Thermochemische Vergasung zur energetischen Nutzung von Biomasse*; Chemie Ingenieur Technik 2004, 76, Nr. 6, S. 842-846
- [14] Ochrana, L.; Skala, Z.; Dvorak, P.; Kubicek, J.; Najser, J.: *Gasification of Solid Waste and Biomass*; VGB PowerTech 6/2004, S. 70-74
-

- 
- [15] F. Fischer, H. Tropsch. *Brennstoff-Chemie*, 4:276, 1923.
- [16] M. Rasch. *Geschichte des Kaiser- Wilhelm-Instituts für Kohleforschung. 1913-1943*. VCH Verlag, Weinheim, 1989.
- [17] H. Boerrigter, H. den Uil, H.-P. Calis: *Green Diesel from Biomass via Fischer- Tropsch synthesis: New Insights in Gas Cleaning and Process Design*; In *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*, Strasbourg, France, Oktober 2002.
- [18] H. Boerrigter, A. Van Der Drift: *Liquid Fuels From Solid Biomass*; In *Biomassevergasung - Der Königsweg für eine Effiziente Strom- und Kraftstoffbereitstellung*, Leipzig, 10.2003.
- [19] H. Pichler: *Advances in Catalysis*; Band 4. Academic Press, Inc., London, 1957. Twenty-Five Years of Synthesis of Gasoline by Catalytic Conversion of Carbon Monoxide and Hydrogen.
- [20] H. Schulz, K. Beck, E. Erich: *Mechanism of the Fischer-Tropsch process*; *Stud. Sur. Sci. Catal.*, 36:457, 1988.
- [21] F. Fischer, H. Tropsch. *Brennstoff Chemie*, 7:97, 1926.
- [22] R. B. Anderson, H. Kölbel, M. Ralek: *The Fischer- Tropsch Synthesis*; Academic Press, Inc., London, 1984.
- [23] C. D. Frohning, H. Kölbel, M. Ralek, F. Rottig, H. Schulz: *Fischer-Tropsch-Synthese*. In J. Falbe, Hrsg., *Chemierohstoffe aus Kohle*, Kapitel 8, Seite 219. Georg Thieme Verlag, Stuttgart, Germany, 1977.
- [24] M. E. Dry: *The Fischer-Tropsch process: 1950 - 2000*; *Catalysis Today*, 71:227-241, 2002.
- [25] M. E. Dry: *Practical and theoretical aspects of the Fischer-Tropsch process*; *Appl. Catal. A*, 138:319-344, 1996.
- [26] R. L. Espinoza, A. P. Steynberg, B. Jager, A. C. Vosloo: *Low temperature Fischer Tropsch synthesis from a Sasol perspective*; *Applied Catalysis A*, 186:13-26, 1999.
- [27] H. Kölbel: *Die Fischer-Tropsch-Synthese*. In K. Winnaker, L. Kuchler, Hrsg., *Chemische Technologie*, Band 3, Seiten 439-520, München, 1959. Carl Hanser Verlag.
- [28] H. Schulz: *Short history and present trends of Fischer- Tropsch synthesis*; *Applied Catalysis A*, 186:3-12, 1999.
- [29] *Kohlenoxyd-Hydrierung*. In *Ullmanns Enzyklopadie der technischen Chemie*, Band 9. Urban und Schwarzenberg, München, 3. Auflage, 1957.
- [30] H. Schulz, J. H. Cronj: *Kohle, Fischer-Tropsch-Synthese*. In *Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie*, Band 14, Seite 329, Weinheim, 1977. Verlag Chemie.
- [31] Dry, M. E., T. Shingles und L. J. Boshoff: *Rate of the Fischer-Tropsch Reaction Over Iron Catalysts*; *Journal of Catalysis*, 25:99-104, 1972.
-

- 
- [32] Kuntze, T., K. Hedden und A Jess: *From natural gas to liquid hydrocarbons (3): Kinetics of the Fischer-Tropsch-Synthesis using a nitrogen rich synthesis gas*; Erdöl Erdgas Kohle, 111(2):67, 1995.
- [33] Atwood, H. E. und C. O. Bennett: *Kinetics of the Fischer-Tropsch Reaction over Iron. Industrial and engineering chemistry*; Process design and development, 18(1):163-170, 1979.
- [34] Eliason, S. A. und C. H. Bartholomew: *Reaction and deactivation kinetics for Fischer-Tropsch synthesis on unpromoted and potassium - promoted iron catalysts*; Applied Catalysis A, 186:229, 1999.
- [35] M. J. A. Tijmensen, A. P. C. Faaij, C. Hamelinck, M. R. M. Hardeveld: *Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification*; Biomass and Bioenergy, 23:129-152, 2002.
- [36] Reh, L.: *Wirbelschichtreaktoren für nichtkatalytische Reaktionen*. In.: Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie Band 3 Verlag Chemie, Weinheim.
- [37] Neese, O.: *Aufbau, Inbetriebnahme und Bilanzierung einer Wirbelschicht-Pilotanlage am Beispiel der thermischen Behandlung von Biomasse*; Diplomarbeit, TU Clausthal Zellerfeld + CUTEC, Juli 2000.
- [38] Analysenergebnisse der Abt. Analytik, CUTEC-Institut
- [39] Schindler, M.: *Synthesegaszusammensetzung bei der Vergasung von Holz in einer zirkulierenden Wirbelschicht*; Interne Arbeiten CUTEC Institut GmbH, 2004.
- [40] Popp, R.: *Ergebnisse halbtechnischer Untersuchungen zur Fischer-Tropsch-Synthese mit stickstoffhaltigem Synthesegas*; Dissertation, TH Karlsruhe, Karlsruhe, Germany, 1995.
- [41] Schön, I.: *Mathematische Modellierung eines Festbettreaktors für die Fischer-Tropsch-Synthese unter besonderer Berücksichtigung der Methanbildung*; Dissertation, RWTH Aachen, Aachen, Germany, 1985.
- [42] Mündliche Auskunft der Fa. Envirotherm, Essen, 2004
- [43] EU-Vorhaben *RENEW - Renewable fuels for advanced Powertrains*; Integrated Project im 6. Rahmenprogramm der EU, Vertragsnummer SES6-CT-2003-502705, 1.01.2004 bis 31.12.2007
- [44] Forschungsvorhaben *Anforderungen an Biomasse zur Kraftstoffherstellung aus der Sicht von Anlagenbetreibern*, Volkswagen AG und Fachagentur für Nachwachsende Rohstoffe, FKZ: 220 104 04
- [45] Forschungsvorhaben *Datensammlung Bioenergie für Wirtschaftlichkeitsberechnungen nach der Methodik der VDI-Richtlinie 2067*, Fördermittelgeber: FNR (Gülzow), Start: 1.01.2006, FKZ: 220 222 05
-

---

[46] Vorhaben *Entwicklung und Untersuchung eines Rohr-in-Rohr-Reaktorkonzeptes für die Umsetzung von biogenem Synthesegas mittels Fischer-Tropsch-Synthese*; Fördermittelgeber EFRE / MWK / AGIP Laufzeit 01.10.2004 bis 30.09.2005; Förderkennzeichen EFRE 2004.157

---

---

## 16.2 Lieferfirmen

### 16.2.1 Hauptlieferanten

**1. Name:** T & M Engineering GmbH

**Adresse:** GW Seehäuser Straße  
06567 Bad Frankenhausen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Detail-Engineering

**Programm allgemein:** Konzeptplanung, Basic- und Detail-Engineering, Ausschreibungen.  
Spezialgebiete: Thermische Anlagen zur Vergasung im kleinen und mittleren Leistungsbereich, Sondermaschinenbau.

**2. Name:** T & M Consulting

**Adresse:** GW Seehäuser Straße  
06567 Bad Frankenhausen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Konstruktion, Fertigung und Montage der Zirkulierenden Wirbelschicht und des Heißgasfilters plus Fertigung und Montage einiger Nebenaggregate.

**Programm allgemein:** Leitmontagen, Montageausführungen, Inbetriebnahmen, Reparaturen, Baustellenorganisation, Bauüberwachung, Lieferung von Sondermaschinen, Baugruppen, Komponenten und Ersatzteilen.

**3. Name:** Linn High Therm GmbH, Werk II

**Adresse:** Lange Straße 24  
06567 Bad Frankenhausen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Elektrische Außenbeheizung und Isolierung von Wirbelschicht und Zyklon.

**Programm allgemein:** Industrieöfen (Kammer- und Herdwagenöfen sowie Spezialöfen für die keramische Industrie; Hochtemperatur-, Rollen-, Elevatoröfen; Schutzgas- und Vakuumöfen zum Sintern; Kammer-, Umluft-, Schutzgas- und Sonderöfen zur Wärmebehandlung von Metallen.

**4. Name:** Vogel Automatisierung

**Adresse:** Jenaer Straße 7  
07778 Dornburg

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Steuerung und Elektro- und Leittechnik.

**Programm allgemein:** Steuerungen, Elektro- und Leittechnik für thermische Anlagen im kleinen und mittleren Maßstab.

---

---

## 16.2.2 Lieferanten einzelner Aggregate

**5. Name:** Aerzener Maschinenfabrik GmbH

**Adresse:** Weißer Kamp 23  
29683 Bad Fallingbostel

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Drehkolbengebläse

**6. Name:** Aqua Air Adsorbens GmbH & Co. KG

**Adresse:** Platz der Jugend 19  
04509 Krostitz / OT Krenstz

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Aktivkohleadsorber.

**7. Name:** ARI-Armaturen

**Adresse:** Mergelheide 56-60  
33758 Schloß Holte-Stukenbrock

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Armaturen.

**8. Name:** BARL Maschinenbau GmbH

**Adresse:** St. Vitus-Straße 33  
86672 Thierhaupten-Neukirchen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Zweiwegeverteiler.

**9. Name:** BETA Maschinen- und Metallbau GmbH

**Adresse:** Nordhäuser Straße 2  
99765 Heeringen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Biomasse- + Additivversorgung sowie Ascheaustrag

**10. Name:** Braunschweiger Flammenfilter GmbH

**Adresse:** Industriestraße 11  
38110 Braunschweig

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Detonationsrohrsicherung.

**11. Name:** Clayton Deutschland GmbH

**Adresse:** Mevissenstraße 64a  
47803 Krefeld

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Dampferzeuger.

**12. Name:** EMOGUMMI GmbH

**Adresse:** Rheinhessenstraße 7  
55129 Mainz

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Drosselklappen

---

- 
- 13. Name:** Endress + Hauser GmbH & Co. KG  
**Adresse:** Misburger Straße 81 B  
30625 Hannover  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Durchflußmesser
- 14. Name:** Gesellschaft für Gerätebau mbH  
**Adresse:** Klönnestraße 99  
44143 Dortmund  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Gaswarnanlage
- 15. Name:** G & H Isolierung GmbH (Niederlassung Hannover)  
**Adresse:** Gretelriede 71  
30419 Hannover  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Isolierungsarbeiten für Heißgasfilter und Rohrleitungen
- 16. Name:** Hans Güntner GmbH  
**Adresse:** Industriestraße 14  
82256 Fürstenfeldbruck  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Rückkühler.
- 17. Name:** IMI Norgren Buschjost GmbH + Co. KG  
**Adresse:** Detmolder Straße 256  
32545 Bad Oeynhausen  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Magnet- und Motorregelventile
- 18. Name:** INTEK - Gesellschaft für Industrietechnik mbH  
**Adresse:** Grundstraße 44  
63512 Hainburg  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Kompensatoren.
- 19. Name:** KLÖPPER-Therm GmbH & Co. KG  
**Adresse:** Unterste-Wilms-Straße 21  
44022 Dortmund  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Vorüberhitzer
- 20. Name:** KOBOLD Messring GmbH  
**Adresse:** Nordring 22-24  
65719 Hofheim/Ts  
**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Armaturen und Sensoren
- 21. Name:** Körting Hannover AG  
**Adresse:** Badenstedter Straße 56  
30453 Hannover
-

---

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Heißgasquenche

**22. Name:** KREISEL GmbH & Co. KG

**Adresse:** Mühlenstraße 38  
02957 Krauschwitz

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Zellenradschleuse

**23. Name:** LAV - Langer-Armaturen Vertriebs GmbH

**Adresse:** Erlenweg 8  
35519 Rockenberg (Oppershofen)

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Armaturen

**24. Name:** M & C Products Analysentechnik GmbH

**Adresse:** Rehhecke 79  
40885 Ratingen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Analytik

**25. Name:** metes KG

**Adresse:** Hohle Trift 6  
99706 Bendeleben

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Durchflußmesser

**26. Name:** Müller AG Verpackungen

**Adresse:** Tramstraße 20  
CH-4142 Münchenstein 2

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Aschefässer

**27. Name:** Process Technology Division

**Adresse:** Wilhelm-Bergner Straße 1  
21509 Glinde

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Wärmetauscher

**28. Name:** QVF Engineering GmbH

**Adresse:** Hattenbergstraße 36  
55122 Mainz

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Wäscherkolonne

**29. Name:** RHEWA-Waagenfabrik

**Adresse:** Feldstraße 17  
40822 Mettmann

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Waagen

**30. Name:** RKR Gebläse und Verdichter GmbH

**Adresse:** Braasstraße 16

---

---

31737 Rinteln

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Seitenkanalgebläse

**31. Name:** Schornstein ASMUS GmbH

**Adresse:** Heinder Straße 9A

31162 Bad Salzdetfurth, OT Groß Dungen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Schornstein

**32. Name:** Siemens AG

**Adresse:** Werner-von-Siemens-Platz 1

30880 Laatzen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Analytik

**33. Name:** Spitzer Bau GmbH

**Adresse:** Sachsenweg 6a

38678 Clausthal-Zellerfeld

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Betonarbeiten

**34. Name:** Thomas Otto Consult

**Adresse:** Palisadenstraße 37 D

10243 Berlin

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Begleitung der Sicherheitstechnik

**35. Name:** Westfalen AG

**Adresse:** Industriegeweg 43

48155 Münster

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Gasversorgungsstation

**36. Name:** York GmbH (Standort Mannheim)

**Adresse:** Gottlieb-Daimler-Straße 6

68165 Mannheim

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Kaltwassersatz

Hinzu kommen etliche Firmen (Kleinteile, Dienstleistungen) mit Aufträgen unter ca. 1000,- Euro.

### 16.2.3 Spender

**37. Name:** Raschig GmbH

**Adresse:** Mundenheimer Straße 100

67061 Ludwigshafen

**Lieferumfang ArtFuel-Anlage:** Füllkörpersatz für den Wäscher

---