

Abschlussbericht zum Projekt

Fischer–Tropsch-Synthese in Mikro-Festbettreaktoren

**im Rahmen der Max–Buchner-Forschungstiftung,
MBFSt. Kennziffer 2820**

Prof. Dr.-Ing. Thomas Turek
Institut für Chemische Verfahrenstechnik, TU Clausthal
Leibnizstraße 17, 38678 Clausthal-Zellerfeld, Deutschland

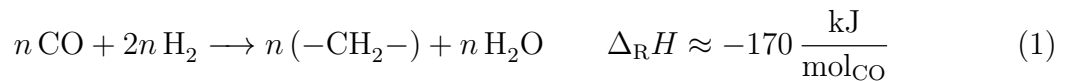
Bearbeiter: Dipl.-Ing. Jens Knochen

Juli 2011

1 Motivation

Die Fischer–Tropsch-Synthese (FTS) rückt aufgrund zur Neige gehender Erdölreserven und in Folge dessen steigender Ölpreise in den letzten Jahren wieder vermehrt in den Fokus von Forschung und Industrie. Bei dem in den 20er Jahren des letzten Jahrhunderts entwickelten Prozess handelt es sich um eine polymerisationsähnliche Reaktion zur Herstellung von langkettigen Kohlenwasserstoffen aus Synthesegas. Als Grundlage für das aus H_2 und CO bestehende Synthesegas kann prinzipiell jede Kohlenstoffquelle dienen, hauptsächlich Verwendung finden Erdgas und Erdölbegleitgas (GTL), Kohle (CTL) und in Zukunft möglicherweise auch Biomasse (BTL). Im Jahr 2010 wurde eine Produktion für GTL/CTL im Bereich 400 000 bbl/d bis 500 000 bbl/d erwartet [1].

Das Synthesegas wird gemäß Gleichung (1) in der stark exothermen FTS an einem festen Katalysator umgesetzt.



Die FTS kann in zwei Verfahren unterteilt werden. Zum Einen existiert das sogenannte Hochtemperaturverfahren an Fe-basierten Katalysatoren im Bereich von 300°C bis 350°C und bis zu 40 bar. Das Produkt besteht hauptsächlich aus kurzkettigen ungesättigten Kohlenwasserstoffen. Zum Anderen wird an Co-basierten Katalysatoren bei 200°C bis 250°C und bis zu 40 bar die moderne Tieftemperatur-FTS durchgeführt. Die produzierten, überwiegend langkettigen, Alkane können durch nachfolgendes Cracken in das gewünschte Produkt fraktioniert werden. Das Produkt der Tieftemperatur-FTS ist deshalb besonders interessant für die Herstellung von synthetischem Dieselkraftstoff. Aus dem CH_2 -Kettenglied als kleinste Einheit wird ein breites Produktspektrum an Kohlenwasserstoffen erzeugt, deren Hauptbestandteile vor allem langkettige Paraffine und Olefine sind. Die Verteilung des gasförmigen und flüssigen Produktes der verschiedenen Spezies lässt sich nach Gleichung (2) mit dem Parameter α , der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit, näherungsweise beschreiben.

$$y_n = (1 - \alpha) \alpha^{n-1} \quad (2)$$

Dabei steht n für die Länge der Kohlenstoffkette, y_n für den zugehörigen Molanteil im Produktspektrum. Mit zunehmender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit steigt die Länge der Kohlenwasserstoffketten.

Als Reaktoren werden großtechnisch Blasensäulenreaktoren und Rohrbündelreaktoren mit Festbettschüttung eingesetzt. Vorteil von Blasensäulenreaktoren sind eine gute Wärmeabfuhr und kurze Diffusionslängen durch den fein verteilten Katalysator, Nachteil insbesondere die Separation des Produktes vom suspendierten Katalysator. Rohrbündelreaktoren benötigen keine aufwendige Trennung von Produkt und Katalysator, da der Katalysator im Reaktor fixiert wird. Der hohen Katalysatorbeladung stehen allerdings ein

hoher Druckverlust und eine begrenzte Wärmeabfuhr entgegen. Aufgrund der Ausbildung eines Temperaturmaximums über die Reaktorlänge und einer daraus resultierenden niedrigeren mittleren Reaktionstemperatur sinkt die Reaktorproduktivität [1]. In den letzten Jahren wurden als Alternative aus diesem Grund Mikroreaktoren für den Einsatz in der FTS untersucht. Als Mikroreaktoren werden im Allgemeinen Reaktoren bezeichnet, deren Abmessungen in mindestens einer Dimension kleiner 1 mm sind, wobei die wesentlichen Vorteile von Mikroreaktoren häufig auch bei Abmessungen von bis zu 3 mm ausnutzbar sind. Mikroreaktoren zeichnen sich durch drei grundsätzliche Eigenschaften aus. Zum Einen ist der Wärmeübergang in Richtung der kleinsten Abmessung erhöht, so dass stark endotherme und exotherme Reaktionen nahezu isotherm geführt werden können. Zum Anderen wird auch der Stofftransport in Richtung der kleinsten Abmessung intensiviert. Darüber hinaus führen die kleinen Abmessungen zur Erhöhung spezifischer Phasengrenzflächen [2].

Ein mögliches Konzept für Mikroreaktoren sind wandbeschichtete Reaktoren. Nachteile bei Wandreaktoren sind die geringe Katalysatorbeladung pro Reaktorvolumen, die Problematik einer stabilen Beschichtung der Wände sowie der Austausch von deaktiviertem Katalysator. Eine mögliche Alternative zu Wandreaktoren sind Mikro-Festbettreaktoren, welche sich durch guten Wärmeübergang und hohe Katalysatorbeladung auszeichnen. Nachteilig bei diesem Konzept ist allerdings der Druckverlust über die Katalysatorschüttung. Bisher sind nur wenige Untersuchungen zur FTS in Mikroreaktoren veröffentlicht, lediglich Arbeiten von Mitarbeitern der Firma Velocys Inc. [3, 4], von Myrstad, Eri, Pfeiffer, Rytter und Holmen [5], sowie von Guillou, Balloy, Supiot und Le Courtois [6, 7].

2 Versuchsaufbau

Für die Vorversuche wurde eine bestehende kontinuierlich betriebene FTS-Versuchsanlage um eine Sektion zum Betrieb von Mikroreaktoren erweitert. Da es sich bei dieser Erweiterung nur um eine Zwischenlösung zur Machbarkeitsanalyse des Mikrofestbettreaktor-konzeptes handelte, wurde nach ersten erfolgreichen Versuchen eine eigenständige FTS-Versuchsanlage aufgebaut. In dieser Anlage wurde ein geschlossenes Temperiersystem in Form eines Hochtemperaturthermostaten eingesetzt (Abbildung 1).

Das Setup der eigenständigen FTS-Versuchsanlage entspricht dem der erweiterten FTS-Versuchsanlage und kann entsprechend dem Fließschema aus Abbildung 2 in vier Sektionen unterteilt werden. In der Dosiereinheit wird das Synthesegas (CO und H_2) sowie der interne Standard Ar über Massenflussregler (HI-TEC, Bronkhorst Mättig GmbH) der Reaktoreinheit zugeführt. In der Reaktoreinheit befindet sich der Mikrofestbettreaktor, der durch einen Hochtemperaturthermostaten (unistat cc401w HT, Peter Huber Kältemaschinenbau GmbH) temperiert wird. Am Reaktoreingang und -ausgang befinden sich Wirkdruckleitungen, über die der Druckverlust der Schüttung mit Hilfe eines Differenzdruckmesser (Deltabar S PMD75, Endress+Hauser Messtechnik GmbH+Co.KG)



Abbildung 1: Neu errichtete eigenständige Versuchsanlage.

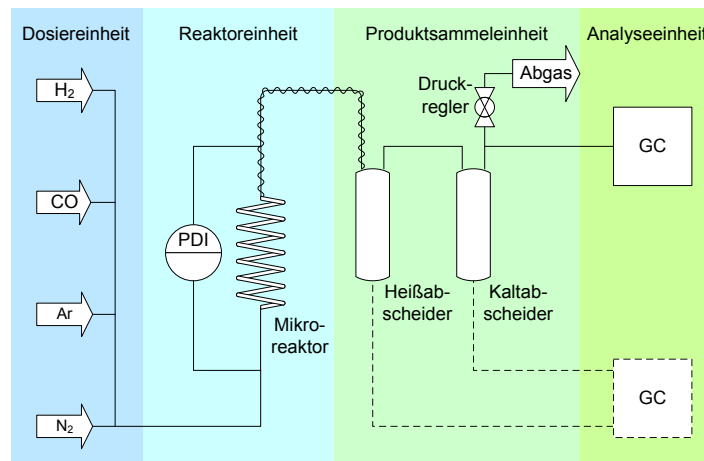


Abbildung 2: Fließschema des Versuchsaufbaus.

bestimmt werden kann. Der Reaktoreinheit ist die Produktsammeleinheit nachgeschaltet, bestehend aus einem Heißabscheider ($150\text{ }^{\circ}\text{C}$) und einem Kaltabscheider ($0\text{ }^{\circ}\text{C}$). In diesen werden die flüssigen Kohlenwasserstoffe (KWS) und das Wasser aus dem den Reaktor verlassenden Produktstrom abgetrennt. Der Betriebsdruck wird über einen Druckregler (Serie 44-1700, TESCOM EUROPE GmbH & Co. KG) eingestellt. Ein Teil des verbleibenden gasförmigen Produktstroms wird der Analyseeinheit zugeführt, in dieser wird online die Gaszusammensetzung und damit der Umsatz an CO mit einem Gaschromatographen (Varian GC450, Varian Deutschland GmbH) bestimmt. Der restliche Gasstrom wird als Abgas abgeführt. Die flüssigen Produkte werden in einem Offline-Gaschromatographen (HP 5890 Series II Plus, Hewlett-Packard) mittels der Methode der simulierten Destillation analysiert. Aus den Ergebnissen wird im Anschluss die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit ermittelt.

Als Reaktoren wurden Edelstahlkapillaren mit einem Durchmesser von $1,75\text{ mm}$ und $0,1\text{ m}$ bis 1 m Länge eingesetzt. Der Einsatz von Glasreaktoren konnte aus Gründen der Dichtigkeit noch nicht realisiert werden.

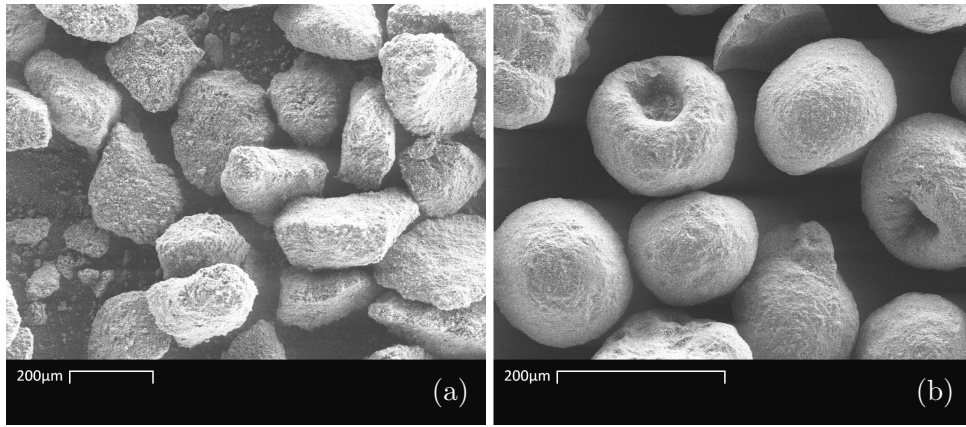


Abbildung 3: REM-Aufnahmen, (a) K1, (b) K2.

Tabelle 1: Eigenschaften der verwendeten Katalysatoren.

(¹) Optische Emissionsspektrometrie mit induktiv gekoppeltem Plasma

(²) dynamische CO-Chemisorption

Katalysator	Massenanteil Co(¹) Ma-%	Massenanteil Re(¹) Ma-%	Dispersion(²) %	aktive Co- Oberfläche(²) m _{Co} ² /g _{Kat}	Cluster- größe(²) nm
K1	18,6	1,2	3,17	3,99	31,45
K2	17,2	1,1	6,01	6,94	16,69

3 Katalysator

Es wurden zwei CoRe/ γ -Al₂O₃-Katalysatoren für die Durchführung der Reaktionsversuche eingesetzt. Der eine Katalysator (K1) wurde aus dem Beschichtungsrückstand für Monolithkatalysatoren durch Trocknung, Zerkleinerung und Kalzinierung hergestellt. Eine detaillierte Beschreibung zur Herstellung dieses Katalysators kann Güttel et al. [8] entnommen werden.

Der zweite Katalysator (K2) wurde durch Imprägnierung kugel- bis donutförmiger γ -Al₂O₃-Partikel (PURALOX SCCa-150/200, Sasol Germany GmbH) hergestellt. Dazu wurden 20 g des Trägermaterials mit einer Lösung bestehend aus 25,55 g Co(NO₃)₂ × 6 H₂O; 0,64 g HReO₄ und 1,22 g H₂O imprägniert. Das Co(NO₃)₂ × 6 H₂O wurde vor der Imprägnierung durch 30-minütiges Erwärmen bei 65 °C im entweichenden Kristallwasser gelöst. Nach der Imprägnierung wurde der Katalysator für 16 h bei 85 °C getrocknet und bei Überströmung der Katalysatorschicht mit Luft im 10-fachem Überschuss für 48 h bei 300 °C kalziniert. Die Aufheizrampe betrug 0,5 K/min und die Abkühlung wurde ohne definierte Rampe durchgeführt. Der wesentliche Unterschied zwischen den beiden verwendeten Katalysatoren besteht in der Partikelform (Abbildung 3) und den für die Aktivitätsmaßgeblichen Eigenschaften (Tabelle 1).

Tabelle 2: Parameter der Reaktionsversuche. Bei den Kampagnen 1 bis 3 wurde der Betriebsdruck auf den Reaktoraustrittsdruck und bei der Kampagne 4 auf den Reaktoreintrittsdruck eingestellt.

Parameter	Einheit	Kampagne	
		1 – 3	4
Betriebsbedingungen			
p_{aus}	bar	21; 26	
p_{ein}	bar		16; 21; 26
T_{ein}	°C	200 – 237	190 – 240
$u_{G,ein,0}$	m/s	0,06 – 0,87	0,009 – 0,028
$H_2:CO$		2:1	1:1; 2:1; 3:1
Reaktordaten			
L_R	cm	25; 100	0,1
$d_{i,R}$	in	1/8	1/8
Katalysatorschüttung			
Katalysator		K1	K2
m_{Kat}	g	0,5 – 2	0,26
$d_{P,m}$	µm	170	120
ϵ_{Schtt}	%	33,5	44,4
Temperierung			
System		offener Öl-thermostat	Hochtemperatur-thermostat

4 Ergebnisse und Diskussion

Es wurden insgesamt vier Versuchskampagnen in zwei verschiedenen FTS-Versuchsanlagen mit zwei verschiedenen Katalysatoren durchgeführt. Insgesamt wurde eine Versuchszeit unter Reaktionsbedingungen von 3600 h erreicht. In der Tabelle 2 sind die variierten Parameter der Versuchskampagnen zusammengefasst.

4.1 Kinetik und Selektivität

Für die kinetische Auswertung wurde eine Reaktion 1. Ordnung bezüglich der Wasserstoffkonzentration nach Post et al. [9] angenommen (Gleichung (3)). Die Reaktionsgeschwindigkeitskonstante k_{CO} wurde über das Verhältnis der Molenbrüche von H_2 und CO am Reaktoreintritt FR und Reaktoraustritt UR , die Gaskontraktion ϵ_G , die Verweilzeit τ und den CO-Umsatz X_{CO} mit Gleichung (4) ebenfalls nach Post et al. [9] berechnet.

$$r_{CO} = k_{CO} \cdot c_{H_2} \quad (3)$$

$$k_{CO} = \left[\frac{\epsilon_G}{UR^2} \cdot \ln \left(1 - \frac{UR}{FR} \cdot X_{CO} \right) - \frac{\epsilon_G}{UR} \cdot X_{CO} \right] \cdot \tau^{-1} \quad (4)$$

Die Temperaturabhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten lässt sich in Übereinstimmung mit Post et al. [9] mit einer Aktivierungsenergie von 120 kJ/mol beschreiben

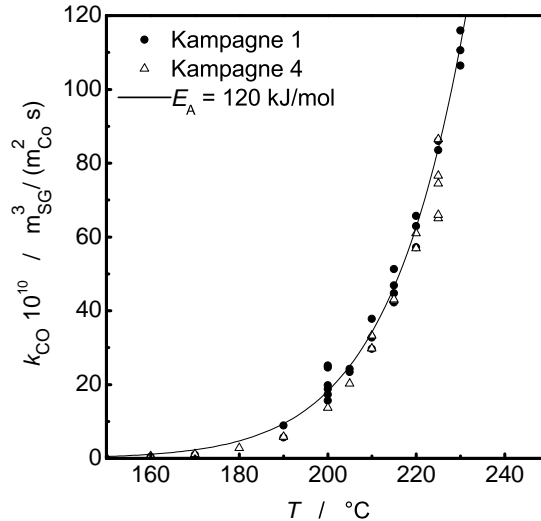


Abbildung 4: Reaktionsgeschwindigkeitskonstante in Abhängigkeit von der Temperatur. Auftragung der Messdaten von Kampagne 1 unter Verwendung der Katalysators K1 und für die Kampagne 4 unter Verwendung des Katalysators K2.

(Abbildung 4). Der Übersichtlichkeit halber wurde auf die Darstellung der Versuchsergebnisse aus allen Kampagnen verzichtet und eine Beschränkung auf zwei repräsentative Kampagnen vorgenommen. Durch den Bezug der Reaktionsgeschwindigkeitskonstante auf die aktive Oberfläche des Co lassen sich die Messwerte für die zwei eingesetzten Katalysatoren direkt vergleichen. Zwischen den Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten der Kampagne 1 (mit Katalysator K1) und der Kampagne 4 (mit dem Katalysator K2) wurde eine gute Übereinstimmung festgestellt.

Über den Arrheniusansatz:

$$k_0 = \frac{k_{\text{CO}}}{\exp\left(-\frac{E_A}{R \cdot T}\right)} \quad (5)$$

wurde der von Art und Zustand des Katalysators abhängige Frequenzfaktor k_0 ermittelt. Wie Abbildung 5 belegt, kann wie bei der Reaktionsgeschwindigkeitskonstante zwischen der Kampagne 1 und der Kampagne 4 eine Übereinstimmung beobachtet werden.

Bei allen Kampagnen konnte das aus der Literatur [10] bekannte Aktivierungsverhalten von Co-Katalysatoren beobachtet werden. Für den Katalysator K2 in Kampagne 4 wurde zudem ein starkes Desaktivierungsverhalten ab etwa 400 h Reaktionslaufzeit festgestellt.

Ein Vergleich der CH_4 -Selektivitäten zeigt ebenfalls eine Übereinstimmung zwischen den beiden in Kampagne 1 und 4 eingesetzten unterschiedlichen Co-Katalysatoren (Abbildung 6). Es wurde der aus der Literatur [11] bekannte Zusammenhang bestätigt, dass die CH_4 -Selektivität bei Erhöhung der Temperatur ansteigt.

In der Kampagne 4 wurde eine Variation des H_2 :CO-Verhältnisses bei einem Druck von 21 bar und einer Temperatur von 225 °C vorgenommen. Wie aus Abbildung 7 hervorgeht, steigt mit einer Erhöhung des H_2 :CO-Verhältnisses sowohl die Aktivität als auch die CH_4 -

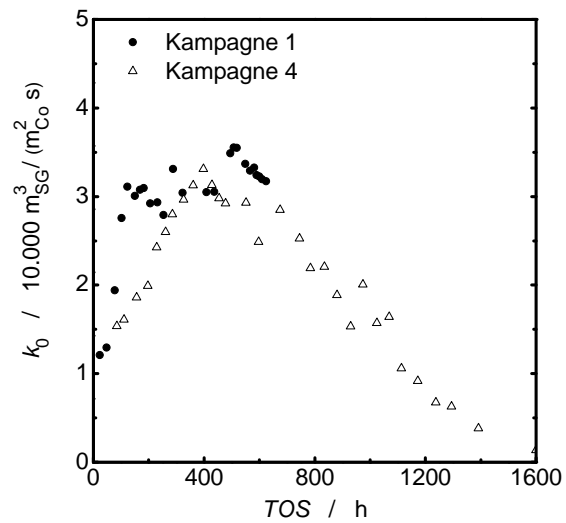


Abbildung 5: Frequenzfaktor über der Reaktionslaufzeit für die Kampagnen 1 mit dem Katalysator K1 und die Kampagne 4 mit dem Katalysator K2.

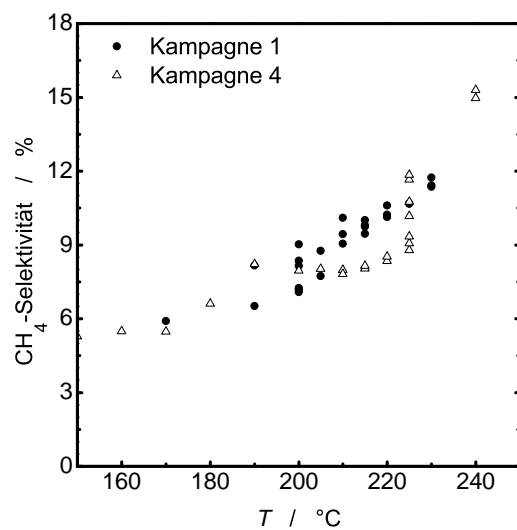


Abbildung 6: CH_4 -Selektivität über der Temperatur für die Kampagne 1 mit dem Katalysator K1 und die Kampagne 4 mit dem Katalysator K2.

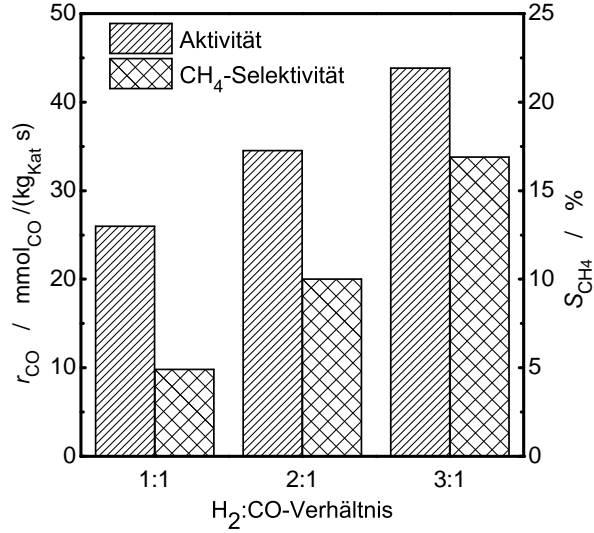


Abbildung 7: Aktivität und Selektivität bei 21 bar und 225 °C bei Variation des H₂:CO-Verhältnisses für die Kampagne 4 mit dem Katalysator K2.

Selektivität an. Ein ähnliches Verhalten wurde für Co-Katalysatoren von de Deugd [11] ermittelt.

4.2 Druckverlust

Der Druckverlust von Festbetschüttungen kann über die ERGUN-Gleichung [12] (Gleichung (6)) bestimmt werden. Diese Gleichung ist aus zwei Termen zusammengesetzt. Der erste Term berücksichtigt die Fluidzähigkeit und dient der Bestimmung des Druckverlusts bei Vorliegen einer laminaren Strömung. In ihn geht die Strömungsgeschwindigkeit des Fluids u_f linear ein. Der zweite Term wird durch die Trägheit dominiert und dient der Bestimmung des Druckverlusts in einer turbulenten Strömung. In ihn geht die Strömungsgeschwindigkeit quadratisch ein.

$$\frac{\Delta p}{L} = \underbrace{E_1 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{\text{Schütt}})^2}{\varepsilon_{\text{Schütt}}^3} \cdot \frac{\eta_f \cdot u_f}{\varphi_{\text{Kat}}^2 \cdot d_{\text{Kat}}^2}}_{\text{laminarer Term}} + \underbrace{E_2 \cdot \frac{1 - \varepsilon_{\text{Schütt}}}{\varepsilon_{\text{Schütt}}^3} \cdot \frac{\rho_f \cdot u_f^2}{\varphi_{\text{Kat}} \cdot d_{\text{Kat}}}}_{\text{turbulenter Term}} \quad (6)$$

Für Schüttichten ohne Randeffect und mit runden Partikeln wird für die Konstanten in der Literatur $E_1 = 150$ und $E_2 = 1,75$ angegeben [13]. Für das Mikrofestbett mit unregelmäßigen Partikelformen sind die Konstanten anzupassen.

Die Ergun-Konstanten wurde jeweils für die Schüttichten der Kampagnen 3 bis 4 durch Druckverlustmessungen unter Einphasen-Gasströmung in dem beschriebenen Versuchsaufbau bestimmt. Von einem zentralen Betriebspunkt aus wurde dann der Druck im Bereich von 21 bar bis 26 bar, die Temperatur im Bereich von 80 °C bis 237 °C, die Leerrohrgeschwindigkeit im Bereich von 0,012 m bis 0,136 m/s sowie die Gaszusammen-

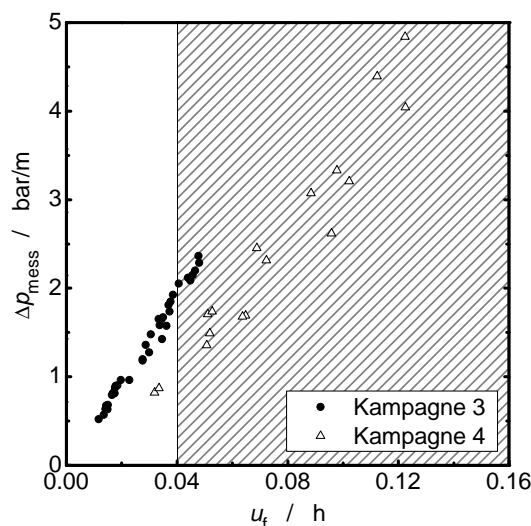


Abbildung 8: Gemessener Druckverlust über der Leerrohrströmungsgeschwindigkeit für die Kampagne 3 mit dem Katalysator K1 und die Kampagne 4 mit dem Katalysator K2. Der unter Reaktionsbedingungen nicht relevante Strömungsgeschwindigkeitsbereich wurde grau schraffiert hinterlegt.

setzung (N_2 , $N_2/H_2/Ar$) variiert. Die ermittelten Druckverlustwerte wurden hinsichtlich des Druckverlust durch die die Katalysatorschüttung fixierenden Metallfritten und den Leerrohrdruckverlust korrigiert. Für die Bestimmung der Ergun-Konstanten wurde ein Reaktormodell erstellt, das im folgenden Abschnitt beschrieben wird.

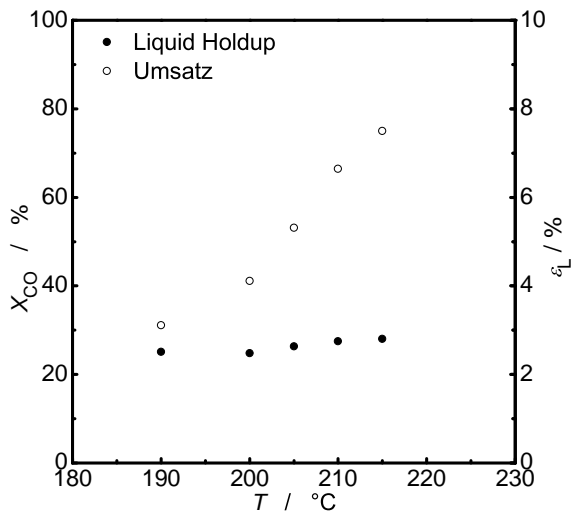
In Abbildung 8 sind die gemessenen Druckverlustwerte ohne Reaktion für die Kampagnen 3 und 4 dargestellt. Es ist erkennbar, dass aufgrund der geringeren Schüttporosität in Kampagne 3 der Druckverlust trotz der größeren Katalysatorpartikel höher ist als in Kampagne 4.

Für die Kampagne 3 wurden unter Reaktionsbedingungen im Temperaturbereich von 200°C bis 218°C , einem Druck von 21 bar, einer Strömungsgeschwindigkeit von etwa $0,04\text{ m/s}$ und Umsätzen von 31 % bis 75 % Druckverlustwerte von $2,0\text{ bar/m}$ bis $2,3\text{ bar/m}$ ermittelt. Im Vergleich dazu wurden bei der Kampagne 4 im Temperaturbereich von 190°C bis 225°C , einem Druck von 21 bar, einer Strömungsgeschwindigkeit von etwa $0,02\text{ m/s}$ und Umsätzen von 5 % bis 52 % Druckverlustwerte von $1,1\text{ bar/m}$ bis $1,3\text{ bar/m}$ gemessen.

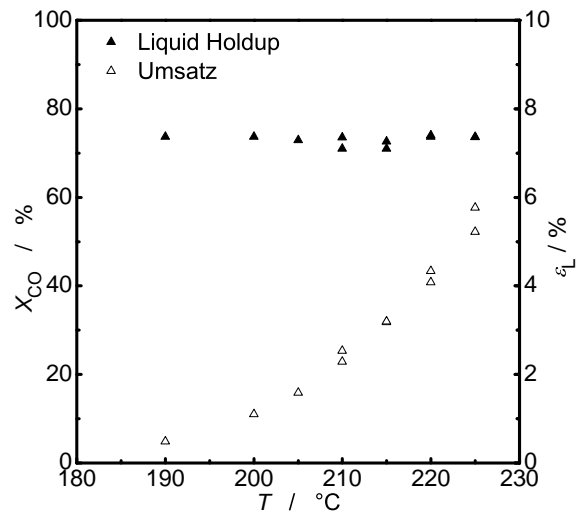
5 Reaktormodell

Zur Auswertung der Versuchsergebnisse wurde mit Aspen Custom Modeler® ein Reaktormodell entwickelt, das in Knochen et al. [14] detailliert beschrieben wurde. Im Modell wurden die folgenden Annahmen getroffen:

- heterogenes eindimensionales Reaktormodell
- externer Stofftransportwiderstand (Filmdiffusion)



a: Kampagne 3 mit Katalysator K1



b: Kampagne 4 mit Katalysator K2

Abbildung 9: Umsatz und Liquid Holdup über der Temperatur.

- interner Stofftransportwiderstand (Porendiffusion)
- einfache Reaktionskinetik 1. Ordnung bezüglich der H_2 -Konzentration [9]
- umsatzabhängige Volumenänderung
- Druckänderung über der Länge des Reaktors

Auf Basis des Reaktormodells wurden die ERGUN-Konstanten für die zwei unterschiedlichen Katalysatoren K1 und K2 der Kampagnen 3 und 4 angepasst. Dabei zeigte sich, dass der turbulente Term für beide Katalysatorschüttungen vernachlässigbar war und die Konstante $E_2 = 0$ gesetzt werden konnte.

Basierend auf den ermittelten Druckverlustwerten unter Reaktionsbedingungen wurde mit Hilfe des Modells der Liquid Holdup bestimmt. Der Liquid Holdup verursacht eine Abnahme der Porosität der Festbettschüttung, wodurch der Druckverlust steigt. Gleichzeitig nimmt der Druckverlust aufgrund der Umsetzung des Gases und der damit abnehmenden Gasgeschwindigkeit ab. Um den Liquid Holdup berechnen zu können, wurden unter der Annahme, dass keine Flüssigkeit entsteht, die Versuchspunkte mit dem Modell berechnet. Die Porosität der Katalysatorschüttung wurde erhöht, bis die gemessenen Druckverlustwerte und die berechneten Druckverluste übereinstimmten. Die ermittelte Änderung der Porosität entspricht dem jeweiligen Liquid Holdup. Der Abbildung 9 können die berechneten Werte für den Liquid Holdup entnommen werden. Anscheinend ist der Liquid Holdup nicht vom Umsatz abhängig, sondern vielmehr von der Art der Schüttschicht.

6 Zusammenfassung

Im Rahmen dieser Arbeit wurde eine bestehende, kontinuierlich betriebene FTS-Versuchsanlage um eine Mikroreaktorsektion erweitert, um erste Messungen mit Mikrofestbettreaktoren durchführen zu können. Nach erfolgreichem Einsatz des Konzeptes wurde eine zweite eigenständige Versuchsanlage zum Betrieb von Mikrofestbettreaktoren errichtet.

Es wurden kinetische Messungen an zwei verschiedenen Co-Katalysatoren durchgeführt. Dazu wurden die Temperatur, der Druck und auch das H_2 :CO-Verhältnis variiert. Es konnte in Übereinstimmung mit der Literatur ein Anstieg der Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten mit der Temperatur und ein Anstieg der Aktivität mit Erhöhung des H_2 :CO-Verhältnisses ermittelt werden. Zusätzlich wurde die CH_4 -Selektivität bestimmt. Auch diese weist einen Anstieg mit der Temperatur und dem H_2 :CO-Verhältnis auf.

Ergänzend wurden Druckverlustmessungen ohne Reaktion für zwei sich in Partikelform und Bettporosität unterscheidende Katalysatoren durchgeführt. Die Messungen wurden hinsichtlich der Störgrößen (Leerrohrdruckverlust und Druckverlust durch die Metallfritten) korrigiert. Dann wurden die ERGUN-Konstanten modellgestützt ermittelt. Dabei konnte festgestellt werden, dass die zweite Ergun-Konstante im niedrigen Strömungsgeschwindigkeitsbereich vernachlässigt werden kann. Bei Druckverlustmessungen unter Reaktionsbedingungen wurden moderate Druckverluste von bis zu 2,3 bar/m ermittelt.

Auf Basis der Druckverlustmessungen ohne Reaktion wurde der Liquid Holdup modellgestützt aus den Druckverlustmessungen unter Reaktionsbedingungen ermittelt. Aus den Ergebnissen geht hervor, dass der Liquid Holdup unabhängig vom Umsatz ist und nur von der Art des Katalysatorbettes abhängt.

Literatur

- [1] R. Guettel, U. Kunz und T. Turek. “Reactors for Fischer–Tropsch Synthesis”. In: *Chemical Engineering & Technology* 31.5 (2008), S. 746–754. DOI: 10.1002/ceat.200800023.
- [2] E. Klemm, H. Döring, A. Geisselmann und S. Schirmermeister. “Microstructured Reactors in Heterogeneous Catalysis”. In: *Chemical Engineering & Technology* 30.12 (2007), S. 1615–1621. DOI: 10.1002/ceat.200700311.
- [3] C. Cao, D. R. Palo, A. L. Y. Tonkovich und Y. Wang. “Catalyst screening and kinetic studies using microchannel reactors”. In: *Catalysis Today* 125.1-2 (2007), S. 29–33. DOI: 10.1016/j.cattod.2007.03.058.
- [4] K. T. Jarosch, A. L. Y. Tonkovich, S. T. Perry, D. Kuhlmann und Y. Wang. “Microchannel Reactors for Intensifying Gas-to-Liquid Technology”. In: *ACS Symposium Series* 914 (2005), S. 258–272. DOI: 10.1021/bk-2005-0914.ch016.
- [5] R. Myrstad, S. Eri, P. Pfeifer, E. Rytter und A. Holmen. “Fischer–Tropsch synthesis in a microstructured reactor”. In: *Catalysis Today* 147S (2009), S. 301–304. ISSN: 0920-5861. DOI: 10.1016/j.cattod.2009.07.011.
- [6] L. Guillou, D. Balloy, Ph. Supiot und V. Le Courtois. “Preparation of a multilayered composite catalyst for Fischer–Tropsch Synthesis in a micro-chamber reactor”. In: *Applied Catalysis A: General* 324 (2007), S. 42–51. DOI: 10.1016/j.apcata.2007.03.006.
- [7] L. Guillou, S. Paul und V. Le Courtois. “Investigation of H₂ staging effects on CO conversion and product distribution for Fischer–Tropsch Synthesis in a structured microchannel reactor”. In: *Chemical Engineering Journal* 136.1 (2008), S. 66–76. DOI: 10.1016/j.cej.2007.03.030.
- [8] R. Guettel, J. Knochen, U. Kunz, M. Kassing und T. Turek. “Preparation and Catalytic Evaluation of Cobalt-based Monolithic and Powder Catalysts for Fischer–Tropsch Synthesis”. In: *Industrial & Engineering Chemistry Research* 47.17 (2008), S. 6589–6597. DOI: 10.1021/ie800377n.
- [9] M. F. M. Post, A. C. van’t Hoog, J. K. Minderhoud und S. T. Sie. “Diffusion limitations in Fischer–Tropsch catalysts”. In: *AIChE Journal* 35.7 (1989), S. 1107–1114. DOI: 10.1002/aic.690350706.
- [10] H. Schulz, Z. Nie und F. Ousmanov. “Construction of the Fischer–Tropsch regime with cobalt catalysts”. In: *Catalysis Today* 71 (2002), S. 351–360. DOI: 10.1016/S0920-5861(01)00462-X.
- [11] R. M. de Deugd. “Fischer–Tropsch synthesis revisited; efficiency and selectivity benefits from imposing temporal and/or spatial structure in the reactor”. Dissertation. Delft University of Technology, 2004.

- [12] S. Ergun. “Fluid flow through packed columns”. In: *Chemical Engineering Progress* 48.2 (1952), S. 89–94.
- [13] VDI. *VDI-Wärmeatlas*. Berlin, Heidelberg, New York: Springer-Verlag, 2006. DOI: 10.1007/978-3-540-32218-4.
- [14] J. Knochen, R. Güttel, C. Knobloch und T. Turek. “Fischer–Tropsch synthesis in milli-structured fixed-bed reactors: Experimental study and scale-up considerations”. In: *Chemical Engineering and Processing* 49 (2010), S. 958–964. DOI: 10.1016/j.cep.2010.04.013.