



Forenklede teoretiske betragtninger vedrørende tryktab og koksstruktur i fixed-bed forgasningsreaktorer

Henriksen, Ulrik Birk

Publication date:
2001

Document Version
Publisher's PDF, also known as Version of record

[Link back to DTU Orbit](#)

Citation (APA):
Henriksen, U. B. (2001). *Forenklede teoretiske betragtninger vedrørende tryktab og koksstruktur i fixed-bed forgasningsreaktorer*. DTU Mekanik. MEK-ET-ES No. 2001-03

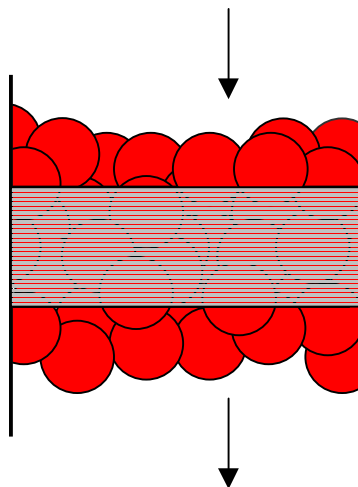
General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain
- You may freely distribute the URL identifying the publication in the public portal

If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

**Forenklede teoretiske betragtninger vedrørende tryktab
og koksstruktur i fixed-bed forgasningsreaktorer.**



Ulrik Henriksen

September 2001

Institut for Mekanik, Energi og Konstruktion, DTU.
MEK-ET-ES 2001-03

**Forenklede teoretiske betragtninger vedrørende
tryktab og koksstruktur i fixed-bed
forgasningsreaktorer.**

Ulrik Henriksen

September 2001

Institut for Mekanik Energi og Konstruktion
DTU, Nils koppels alle
Bygning 403
2800 Kongens Lyngby
Tlf: 45 25 41 72

Dette arbejde er støttet økonomisk af Energistyrelsen under UVE.

ISBN: 87-7475-249-9

Indholdsfortegnelse

Side	
1	Indholdsfortegnelse
2	Symbolliste
	Index
3	Referanceliste
4	Baggrund
	Introduktion
	Antagelser
5	Kapitel 1
	Overordnede betragtninger
	Massens afhængighed af omsætningsgraden
	Partikelbetragtninger
6	Bedbetragtninger
7	Simple partikelgeometrier for de to partikelmodeller
	Kugle
8	Uendelig lang cylinder
	Uendelig stor flade
	Generelt
9	Omsætningshastighed og reaktivitet
10	Tryktab over koksbed under termisk konvertering
11	Tryktab per længdeenhed som funktion af omsætningsgraden
12	Kapitel 2
	Tryktab relativt til koksomsætningen
18	Sammenfatning
19	Kapitel 3
	Simpel stationær koksbedmodel
	Modelopbygning
23	Konstant reaktionsentalpi
24	Opstilling af koksreaktormodeller
27	Konstanter i modellen
28	Simuleringsresultater
	Temperatur profil
29	Tryktab i koksbedden
32	Sammenfatning
	Relationer til anlæg
	Konklusion
33	Videre arbejde

Symbolliste

A_f	: Frekvensfaktor i reaktivitetsudtrykket
A_{real}	: Tværsnitsareal i reaktor
c_p	: c_p
d	: Diameter
d	: Bredde
E	: Aktiveringsenergi i reaktivitetsudtrykket
h	: Entalpi
h_r	: Reaktionsentalpi
k	: konstant
k_s	: Konstant
k_1	: Konstant
k_2	: Konstant
k_3	: Konstant
k_4	: Konstant
l	: Lagtykkelse af koks aktiv i forgasningsreaktionerne, ved en partikels overflade
M	: Masse
M_a	: Masse per tværsnitsareal
\dot{m}	: Massestrøm (uden index: total)
N	: Antal
O	: Makroskopisk overfladeareal af partikler
p	: tryk
R	: Reaktivitet af koksomsætningen, gennemsnitlig i kontrolvolumet
R_g	: Gaskonstanten
T	: Temperatur
U	: Gashastighed i tom reaktor
U_i	: Indre energi
V	: Volumen
W	: Koksmasse aktiv i forgasningsreaktionerne
W_a	: Koksmasse aktiv i forgasningsreaktionerne, per tværsnitsareal
X	: Omsætningsgrad
z	: længdekoordinat i koksbedden
$\dot{\Gamma}$: Dannelses led
ρ	: Massefylde
ε	: Porøsitet (hulrumsandel)

Indeks.

partikel	: Partikel
0,	: Ved indløbet af reaktoren. Ved begyndelsen
bed	: For hele kontrolvolumet K.V. i bedden
kugle	: For en kugle
koks	: Koks
gas	: Gas

cyl	: For en cylinder
ref	: For en nærmere defineret reference
top	: I toppen af reaktoren
bund	: I bunden af reaktoren (ved risten)
real	: Se ovenfor (Areal)
r	: Se ovenfor (h_r)
s	: Faststof (solid)
tot	: Total

Referanceliste

1. Trykfald over en bed af fliskoks.
Claus Hindsgaul, Ulrik Henriksen.
Department of Energy Engineering. DTU.
ET-ES-99-01. 18 pages. 1999.
2. Modelling of Biomass Gasification, Fundamental of Thermochemical Biomass Gasification.
A. Buekens, J.G. Schoeters R.P. Overend
Elsevier 1985.
3. Dynamisk modellering af forgasning i fixed koksbed
Benny Gøbel.
Department of Energy Engineering. DTU.
Ph.d.- Thesis. ET-PHD-99-04. 174 pages + 210 pages appendix. 2000.
4. Fuel Reactivity as a Function of Temperature, Pressure & Conversion.
Lasse Holst Sørensen. Ph.D.-dissertation, 1996 (Risø-R-838), Risø National Laboratory, Roskilde, Denmark
5. Dynamisk model af totrinsforgasningsprocessen.
Jens Dall Bentzen, Benny Gøbel.
Supervisors: Niels Houbak, Ulrik Henriksen.
Department of Energy Engineering. DTU.
Master Thesis. PE 95-13. 134 pages + 126 pages appendix. 1995.
6. Totrinsforgasning, uge 47 1999
-Forsøgsforløb, kondensat, tryktab over koksbed-
Jens Dall Bentzen, Peder Brandt, Claus Hindsgaul, Jesper Ahrenfeldt,
Ulrik Henriksen, Felicia Fock, Benny Gøbel.
Department of Energy Engineering. DTU.
MEK-ET-ES 2001-01

Baggrund

Anvendelse af fixedbed reaktorer til termisk forgasning af biomasse afstedkommer at der opstår et tryktab når gassen strømmer gennem koksbedden. Dette tryktab udvikler sig forskelligt afhængigt af en række forhold. Udover belastningen af reaktoren er brændslets struktur og egenskaber afgørende. En grundlæggende forståelse af disse forhold er ikke opnået og beskrevet. Da der ofte opstår driftsmæssige problemer knyttet netop til disse fænomener gøres der gennem forskningen i Biomasseforgasningsgruppen på MEK, DTU en indsats på dette område. Aktiviteten er støttet økonomisk af Energistyrelsen under UVE.

Introduktion

Dette arbejde indskrænkes til primært at foretage nogle teoretiske overvejelser der har til formål at give en fornemmelse for hvilke betydning udvalgte parametre har på tryktabet over koksbedden, og koksbeddens størrelse. Der foretages derfor en række antagelser og forsimplinger- ofte i en sådan grad at de forekommer urealistiske i virkelige reaktorer f.eks. ses der kun i mindre grad på porøsitetens indflydelse, lige som belægningsdannelse fra sod ikke betragtes. Ikke desto mindre er det min opfattelse at denne fremgangsmåde er god til at opnå den indledende forståelse der er nødvendig for at kunne opnå en mere dybtgående forståelse og beskrivelse.

Antagelser

Gennem de opstillede betragtninger anvendes en række antagelser. Disse introduceres i det efterfølgende

- Alle partikler i bedden har samme geometri.
- Partiklernes geometri er kugler
- Der forefindes ikke blandinger af partikler med forskellig størrelse, men over et tværsnit i reaktoren er alle partikler lige store.
- Partiklerne nedbrydes under forgasningen enten efter den porøse model eller efter skruppemodellen. En af delene vælges i hvert tilfælde.
- Koksbedden antages at være stationær og eendimensional (kun én retningskoordinat)
- Reaktiviteten antages at være afhængig kun af temperaturen og af omsætningsgraden og beskrives med et Arrhenius udtryk multipliceret med et omsætningsgradsafhængigt led
- Reaktionsentalpien for koks-gas reaktionerne er konstant overalt i bedden
- Massestrømmen i koksbedden betragtes som en koksmassestrøm og en
- samlet gasmassestrøm

Kapitel 1

Overordnede betragtninger

Alle betragtningen er endimensionale (der er kun én stedkoordinat), og for kontrolvolumenbetragtningerne er der tillige antagelse om stationær tilstand.

Massens afhængighed af omsætningsgraden

Omsætningsgraden X betegner den gennemsnitlige omsætningsgrad for den betragtede koksmasse, f.eks. al koks i et kontrolvolumen.

En kokspartikel betragtes. Startmassen betegnes $M_{0,koks,partikel}$ og $M_{koks,partikel}$ angiver partiklens aktuelle koksmasse under omsætningen. Der gælder da:

$$X = \frac{M_{0,koks,partikel} - M_{koks,partikel}}{M_{0,koks,partikel}}$$

og dermed

$$X = 1 - \frac{M_{koks,partikel}}{M_{0,koks,partikel}}$$

W angiver den koksmasse der er aktiv i forgasningsreaktionerne, så hvis hele den betragtede koksmasse er aktiv i forgasningsreaktionerne vil man få at $X = 1 - W/W_0$

Partikelbetragtninger

Kokspartikler under forgasning omsættes fra faststof til gas.

Traditionelt er der to simple betragtningmåder for hvordan partiklen udvikler sig under omsætningsforløbet (se ref. 2).

Porøs model Denne model bygger på antagelsen om at hele partiklens masse er udsat for reaktantgasser hele tiden, og at der sker en ensartet omsætning overalt i partiklen under hele omsætningsforløbet. Samtidig antages at partiklen bevare sin makroskopiske facon. Dette betyder at partiklen bliver stadig mere porøs, men beholder sin oprindelige facon makroskopisk set. Partikelvolumet er således uafhængigt af omsætningsgraden

$$V_{partikel} = \text{konstant}$$

Massefylden falder med omsætningsgraden

$$\rho_{partikel} = \rho_{0,partikel}(1-X)$$

Skrumpe model Denne model går ud på at partiklen skrumper under omsætningen således at partiklens massefylde forbliver konstant medens dens ydre volumen falder med stigende omsætningen. Dette bygger på en af to alternative antagelser. Ved den ene antages at hele partiklen krymper, altså trækker sig sammen under omsætningen således at dens massefylde holdes konstant samtidig med hele partiklens masse er aktiv under koksomsætning. Det er imidlertid lidt svært at forestille sig ske, men denne antagelse viser god overensstemmelse med observationer (se ref. 3).

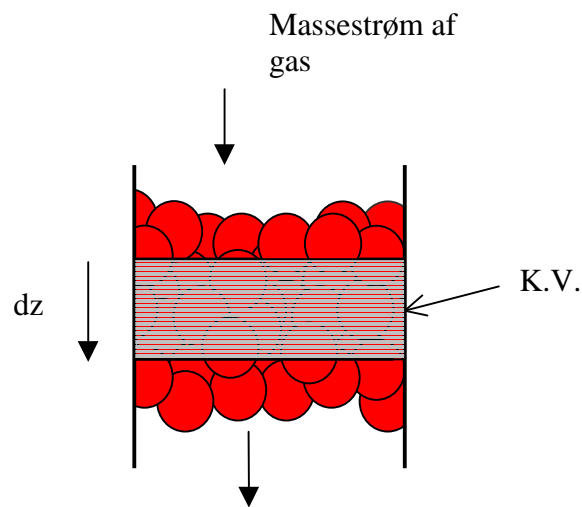
Alternativt hertil kan antages at omsætningen sker fra partiklens makroskopiske overfladen, således at partiklen formindskes i takt med at den omsættes. Herved bliver massefylden for partiklen også konstant medens dens volumen falder også her proportionalt med omsætningsgraden.

$$\rho_{\text{partikel}} = \rho_{0, \text{partikel}}$$

$$V_{\text{partikel}} = V_{0, \text{partikel}} (1-X)$$

Bedbetragtningen

En bed består af et volumen hvori der er anbragt en samling partikler. Hulrumsandelen mellem partiklerne kaldes porøsitet ϵ (figur 1.1).



Figur 1.1. Reaktor bestående af kugler. Et kontrolvolumen K.V. er indlagt.

Der defineres et kontrolvolumen. Massen betegner partiklernes masse (solid). Volumenet i kontrolvolumet K.V. (bedden) betegnes V_{bed}

$$M_{s, \text{bed}} = N \cdot M_{s, \text{partikel}} \text{ hvor } N \text{ er antallet af partikler i K.V.}$$

Kugler i bedden

Overfladen per volumenenhed i en bed af kugler findes.

For en kugle gælder:

$$V_{\text{kugle}} = \frac{1}{6} \pi d^3$$

$$O_{\text{kugle}} = \pi d^2$$

hvor V er volumet O overfladen og d er kuglens diameter.

$$\frac{O_{kugle}}{V_{kugle}} = \frac{6\pi d^2}{\pi d^3} = \frac{6}{d}$$

I en bed med volumet V_{bed} fyldt med kugler udgør kuglernes volumenandel:

$$N \cdot V_{kugle} = (1 - \varepsilon) V_{bed}$$

$$N \cdot O_{kugle} \cdot \frac{d}{6} = (1 - \varepsilon) V_{bed}$$

Overfladen beskrives i forhold til bedvolumet:

$$\frac{N \cdot O_{kugle}}{V_{bed}} = \frac{6(1 - \varepsilon)}{d} \text{ og idet } O_{bed} \text{ angiver partiklernes overflade i kontrolvolumet fås:}$$

$$\frac{O_{bed}}{V_{bed}} = \frac{6(1 - \varepsilon)}{d}$$

Simple partikelgeometrier for de to partikelmodeller

Kugler

Antages partiklerne at være kugler gælder:

$$V_{kugle} = \frac{1}{6} \pi d^3$$

$$O_{kugle} = \pi d^2$$

Kuglens masse:

$$M_{s,kugle} = V_{kugle} \cdot \rho_{kugle} = \frac{1}{6} \pi d^3 \cdot \rho_{kugle}$$

Betragtes de to modeller ses følgende

Porøsmodel

$$\rho_{kugle} = \rho_{0,kugle} (1 - X)$$

$$d = d_0$$

$$O_{kugle} = \pi d_0^2$$

Skrumpemodel

Diameter og overflade findes som funktion af omsætningsgraden X:

$$M_{s,kugle} = M_{s,0,kugler} (1 - X)$$

$$V_{kugle} \cdot \rho_{kugle} = V_{0,kugle} \cdot \rho_{0,kugle} (1 - X)$$

idet $\rho_{kugle} = \rho_{0,kugle}$ fås:

$$V_{kugle} = V_{0,kugle} (1 - X)$$

$$\frac{\pi}{6} d^3 = \frac{\pi}{6} d_0^3 (1 - X) \text{ og dermed}$$

$$d = d_0 (1 - X)^{\frac{1}{3}}$$

ved indsættelse findes at :

$$O_{kugle} = O_{0,kugler} (1 - X)^{\frac{2}{3}}$$

Uendelig lang cylinder

Tilsvarende betragtninger for en uendelig lang cylinder giver

$$d = d_0 (1 - X)^{\frac{1}{2}}$$

$$O_{cyl} = O_{0,cyl} (1 - X)^{\frac{1}{2}}$$

Uendelig stor flade

For en uendelig stor flade med højden d fås:

$$d = d_0 (1 - X)$$

$$O = O_0$$

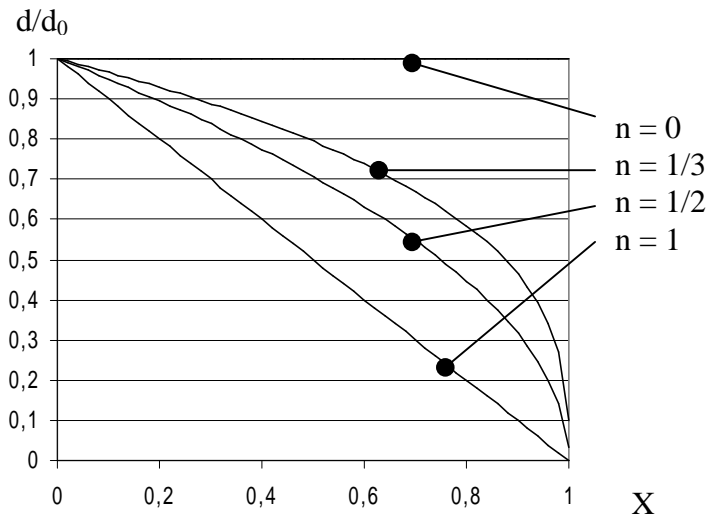
Generelt

Generelt kan det skrives:

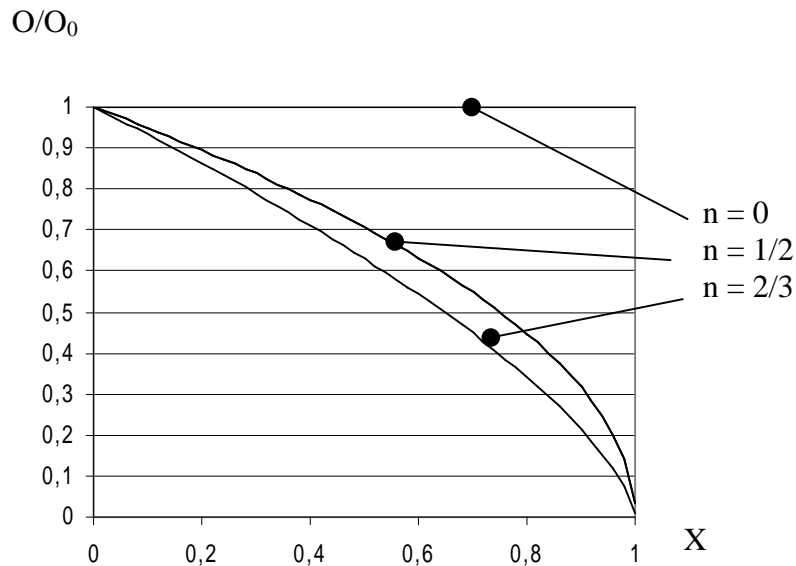
$$d = d_0 (1 - X)^n \quad \text{hvor } n \text{ antager værdierne } (1, 1/2, 1/3, 0)$$

$$O = O_0 (1 - X)^m \quad \text{hvor } m \text{ antager værdierne } (1, 2/3, 1/2, 0)$$

Se figurerne 1.2 og 1.3



Figur 1.2. viser d/d_0 som funktion af X



Figur 1.3. viser O/O_0 som funktion af X

Omsætningshastighed og reaktivitet

Reaktivitet er den relative omsætning af koks per tid for en kontrolmasse og defineres således:

$$R = \frac{1}{W} \cdot \frac{dW}{dt} \quad \text{hvor } W \text{ er massen af den koks der er aktiv i forgasningsreaktionerne}$$

R afhænger af en række forhold (se ref. 3 og 4) hovedsagelig temperatur, omsætningsgrad, gassammensætningen, pyrolyseforløbet, biomassens art og oprindelse, askeindhold og askesammensætning.

R kan beskrives med forskellige mere eller mindre komplicerede udtryk

Her antages et simpelt udtryk hvor omsætningsgradsafhængigheden skrives som en separat faktor $f(X)$:

$$R = A e^{\frac{-E}{R_s T}} \cdot f(X)$$

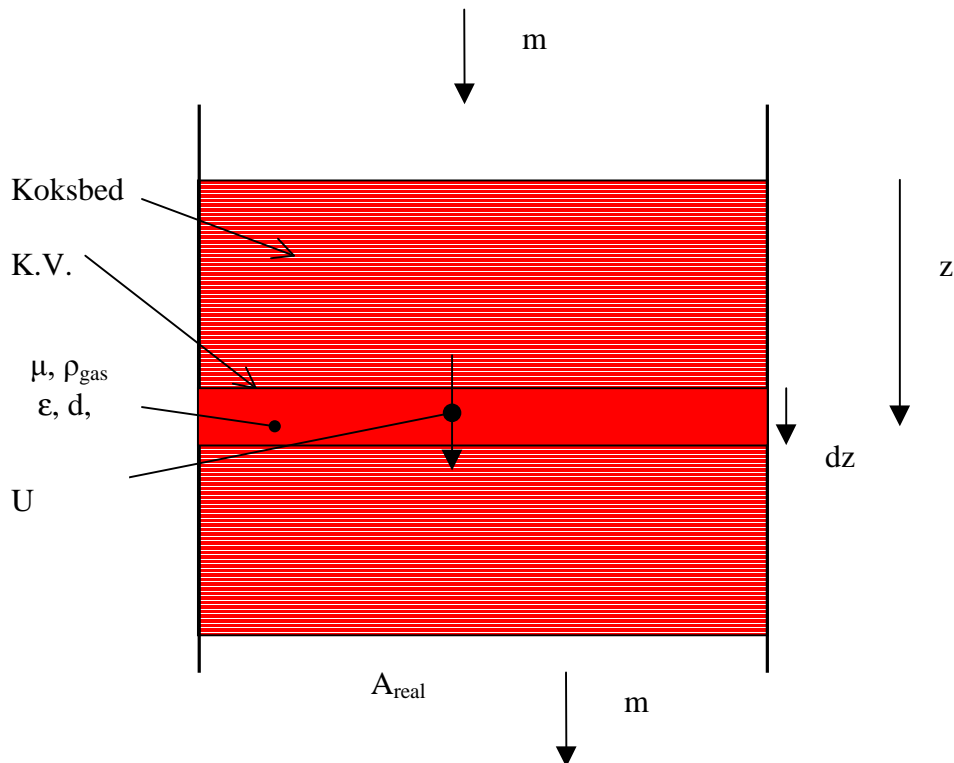
$f(X)$ antages enten at være 1 eller afhænge af X som et potensudtryk (se ref. 3)

Tryktab over koksbed under termisk konvertering

Under termisk konvertering f.eks. ved forgasning strømmer der gas gennem koksbedden. Herved opstår der et tryktab over denne koksbed. Ifølge ref. 1 findes en række udtryk til beregning af tryktab over partikelsamlinger. For nærværende anvendes Erguns formel, der består af et viskøst og et dynamisk led. Dette udtryk gælder i et stort område for Reynolds tal (1-200).

Det antages i det følgende at partiklerne i det betragtede differentielle kontrolvolumen består af lige store kugler, svarende til at kugler af forskellig størrelse ikke blandes sammen (se figur 1.4).

Tilsvarende antages, med mindre andet er nævnt, at porøsiteten ϵ (hursat) er konstant.



Figur 1.4 kontrolvolumen i en koksbed der gennemstrømmes af gas.

Erguns ligning ses herunder:

$$\frac{dp}{dz} = 150\mu \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{1}{d^2} \cdot U + 1,75\rho_{gas} \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{1}{d} U^2$$

Tryktab per længdeenhed som funktion af omsætningsgraden

Det antages at partiklerne er kugler der har samme størrelse i et tværsnit.

Porøs model

Det antages at kuglerne omsættes efter den porøse model.

$$\frac{dp}{dz} = U \cdot 150\mu \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0^2} + U^2 \cdot 1,75\rho_{gas} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0}$$

idet $d = d_0$ uafhængig af X

Det ses, ikke overraskende, at tryktabet per længde enhed ikke afhænger af omsætningsgraden

Skrumpe model

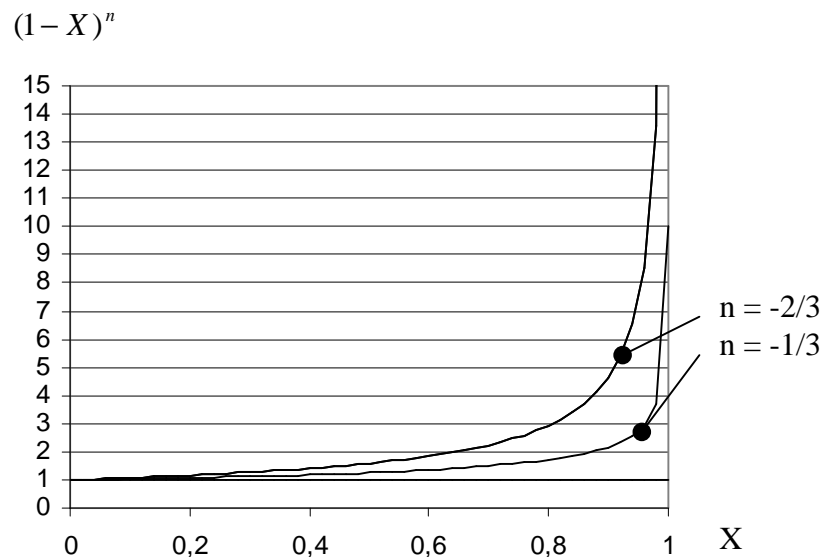
Det antages nu at kuglerne omsættes efter skrupemodellen.

$d = d_0(1-X)^{\frac{1}{3}}$ indsættes i Erguns ligning, og vi får:

$$\frac{dp}{dz} = U \cdot 150\mu \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0^2} \cdot (1-X)^{\frac{-2}{3}} + U^2 \cdot 1,75\rho_{gas} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0} \cdot (1-X)^{\frac{-1}{3}}$$

Det fremgår at tryktabet per længdeenhed stiger med omsætningsgraden.

De faktorer der afhænger af omsætningsgraden vises som funktion af X i figur 1.5.

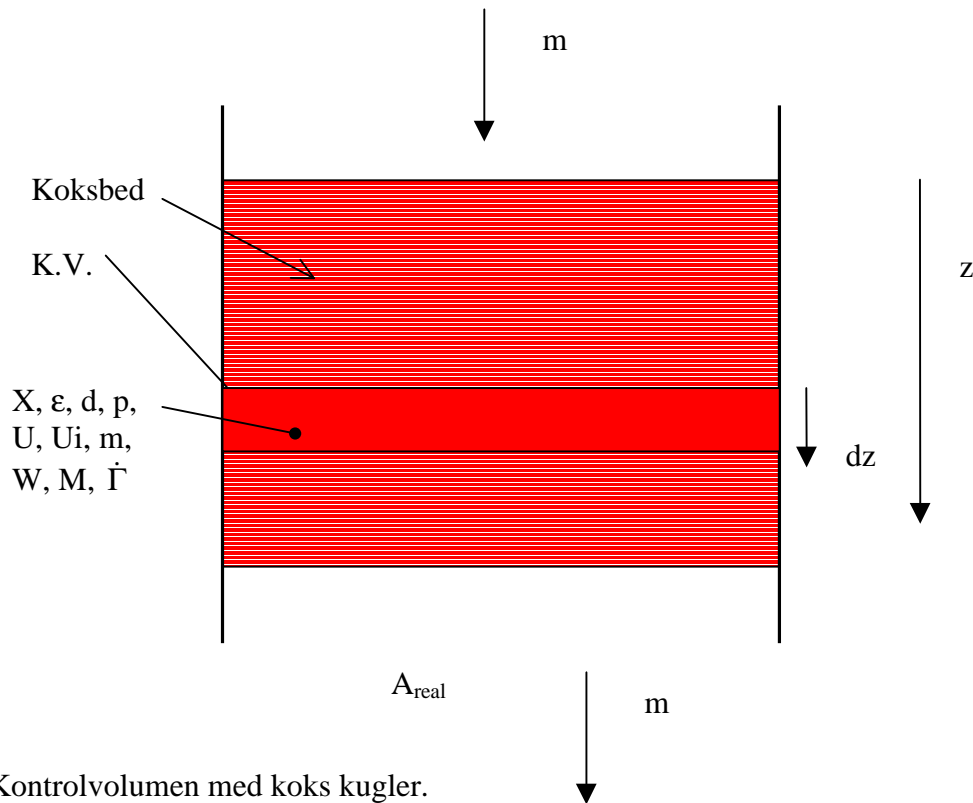


Figur 1.5. Omsætningsgradsafhængige faktorer $(1-X)^n$ som funktion af X .

Kapitel 2

Tryktab relativt til koksomsætningen

Det er af interesse at vurdere tryktabet relativt til koksomsætningen per tid.
 Det antages at koksen består af kugler der i K.V er lige store.
 Et kontrolvolumen betragtes og vises på figur 2.1.



Figur 2.1. Kontrolvolumen med koks kugler.

W er den koksmassen der er aktiv i koksomsætningen.

For en kontrol masse er omsætningen af koks til gas per tid : $\frac{dW}{dt}$

Vi ved at $\frac{dW}{dt} = W \cdot R$

For et kontrol volumen betegnes den koks der omsættes til gas per tid: $\dot{\Gamma}$ og derfor fås:

$\dot{\Gamma} = W \cdot R$ hvor W er den koksmængde der er aktiv i forgasningsreaktionerne.

Det ønskes af vurdere tryktabet per koksomsætning per tid:

$\frac{dp}{\dot{\Gamma}}$ der er lig størrelsen: $\frac{dp}{W \cdot R}$

idet der regnes relativt til reaktorens tværsnitsareal og $Wa=W/A_{\text{real}}$ betragtes i stedet størrelsen $\frac{dp}{R \cdot Wa}$

For kontrolvolumet gælder at:

$$Wa = (1 - \varepsilon) \rho_{\text{koks}} dz$$

$$\frac{dp}{R \cdot Wa} = \frac{dp}{R(1 - \varepsilon) \rho_{\text{koks}} dz} = \frac{dp}{dz} \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon)} \cdot \frac{1}{\rho_{\text{koks}}} \cdot \frac{1}{R}$$

Indsættes Erguns ligning heri fås:

$$\frac{dp}{R \cdot Wa} = U \cdot 150 \mu \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d^2} \cdot \frac{1}{\rho_{\text{koks}}} \cdot \frac{1}{R} + U^2 \cdot 1,75 \rho_{\text{gas}} \frac{1}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d} \cdot \frac{1}{\rho_{\text{koks}}} \cdot \frac{1}{R}$$

Porøs model

For porøs model gælder at :

$$d = d_0 \quad \text{og}$$

$$\rho_{\text{koks}} = \rho_{0,\text{koks}} (1 - X)$$

Indsættes dette fås:

$$\frac{dp}{R \cdot Ma} = U \cdot 150 \mu \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0^2} \cdot \frac{1}{\rho_{0,\text{koks}}} \cdot (1 - X)^{-1} \cdot \frac{1}{R} + U^2 \cdot 1,75 \rho_{\text{gas}} \frac{1}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0} \cdot \frac{1}{\rho_{0,\text{koks}}} \cdot (1 - X)^{-1} \cdot \frac{1}{R}$$

For $R = \text{konstant}$ (f.eks. ved $T = \text{kst}$ og $f(X) = 1$) ses at tryktabet per omsætning per tid stiger kraftigt med omsætningsgraden (se figur 2.2) Det ses også, at hvis R stiger med omsætningsgraden vil denne tendens reduceres. Omvendt hvis R falder med X , da vil tendensen forøges.

Skrumpe model

For skrupemodellen gælder at

$$\rho_{\text{koks}} = \rho_{0,\text{koks}} \quad \text{og}$$

$$d = d_0 (1 - X)^{\frac{1}{3}}$$

Det antages fortsat at al koks er aktiv i reaktionerne.

Indsættes dette fås:

$$\frac{dp}{R \cdot Wa} = U \cdot 150\mu \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0^2} \cdot \frac{1}{\rho_{0,koks}} \cdot (1-X)^{\frac{-2}{3}} \cdot \frac{1}{R} + U^2 \cdot 1,75\rho_{gas} \frac{1}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d_0} \cdot \frac{1}{\rho_{0,koks}} \cdot (1-X)^{\frac{-1}{3}} \cdot \frac{1}{R}$$

For $R =$ konstant (f.eks. ved $T =$ kst og $f(X) = 1$) ses at tryktabet per omsætning per tid stiger kraftigt med omsætningsgraden (se figur 2.2). Stigningen er dog mindre end for den porøse partikelmodel. Også her ses at den udregnede relative tryktabsstigning er omvendt proportional med reaktiviteten.

Det antages nu at al koks ikke er aktiv i reaktionerne, men kun et lag med tykkelsen l ved overfladen af kokspartiklerne.

Idet der regnes relativt til reaktorens tværsnitsareal udregnes den aktive koksmasse W i kontrolvolumet i dette tilfælde:

$$Wa = \frac{O_{bed}}{A_{real}} l \rho_{koks}$$

$$\text{Herved bliver: } \frac{dp}{R \cdot Wa} = \frac{dp}{R \frac{O_{bed}}{A_{real}} l \rho_{koks}}$$

For hver partikel gælder:

$$V_{partikel} = O_{partikel} \cdot \frac{d}{6}$$

og derfor gælder for alle partiklerne i kontrolvolumet:

$$V_{bed} = O_{bed} \cdot \frac{d}{6}$$

Samtidig gælder :

$$V_{bed} = (1-\varepsilon) A_{real} dz$$

Ved indsættelse fås derfor:

$$\frac{O_{bed}}{A_{real}} l \rho_{koks} = \frac{6 \cdot \rho_{koks} l \cdot (1-\varepsilon) dz}{d}$$

Herved fås:

$$\frac{dp}{R \frac{O_{bed}}{A_{real}} l \rho_{koks}} = \frac{dp}{dz} \frac{d}{6 \cdot (1-\varepsilon)} \frac{1}{\rho_{koks}} \frac{1}{R}$$

Indsættes Erguns ligning heri fås:

$$\frac{dp}{R \frac{O_{bed}}{A_{real}} l \rho_{koks}} = U \cdot 150 \mu \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{6d} \cdot \frac{1}{\rho_{koks}} \cdot \frac{1}{R} + U^2 \cdot 1,75 \rho_{gas} \frac{1}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{\rho_{koks}} \cdot \frac{1}{R}$$

Da $\rho_{koks} = \rho_{0,koks}$

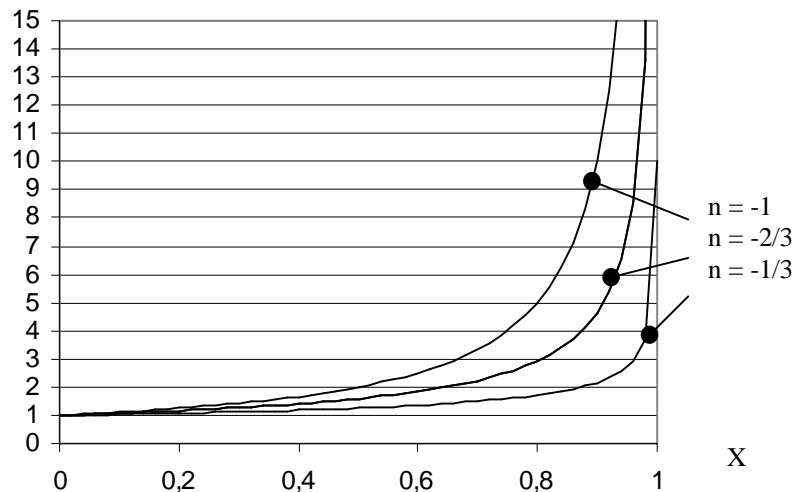
$$\text{Og } d = d_0 (1-X)^{\frac{1}{3}}$$

fås

$$\frac{dp}{R \frac{O_{bed}}{A_{real}} l \rho_{koks}} = U \cdot 150 \mu \cdot \frac{1}{6d_0} (1-X)^{-\frac{1}{3}} \cdot \frac{1}{\rho_{0,koks}} \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{R} + U^2 \cdot 1,75 \rho_{gas} \frac{1}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{\rho_{0,koks}} \cdot \frac{1}{R}$$

Se figur 2.2.

$$(1-X)^n$$



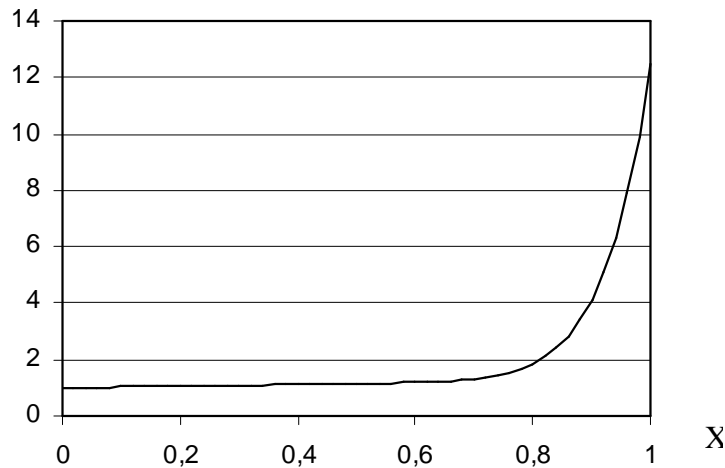
Figur 2.2. Omsætningsgradsafhængige led $(1-X)^n$ som funktion af X .

Det ses her en stigning i tryktabet per omsætningsgradsenhed per tid men kun med hensyn til det viskose led. Reaktiviteten R udviser samme indflydelse som ved de øvrige modeller, dog således at det dynamiske led falder med når R stiger med omsætningsgraden.

For $R = \text{konstant}$ (f.eks. $T = \text{kst}$ det er for denne model oplagt at $f(X) = 1$ idet kun koksen ved overfladen er aktiv og omsættes løbende)

ses at tryktabet per omsætningsgradsenhed kun er begrænset afhængigt af X , idet dette kun influere på det viskose led. For stigende R med X vil tryktabets dynamiske led per omsætningsenhed falde.

På figur 2.3 er det omsætningsgradsafhængige led (eller faktor) $f(X) = k_1 + k_2 X + k_3 X^{k_4}$ som indgår i de fundne udtryk (ref. 3).



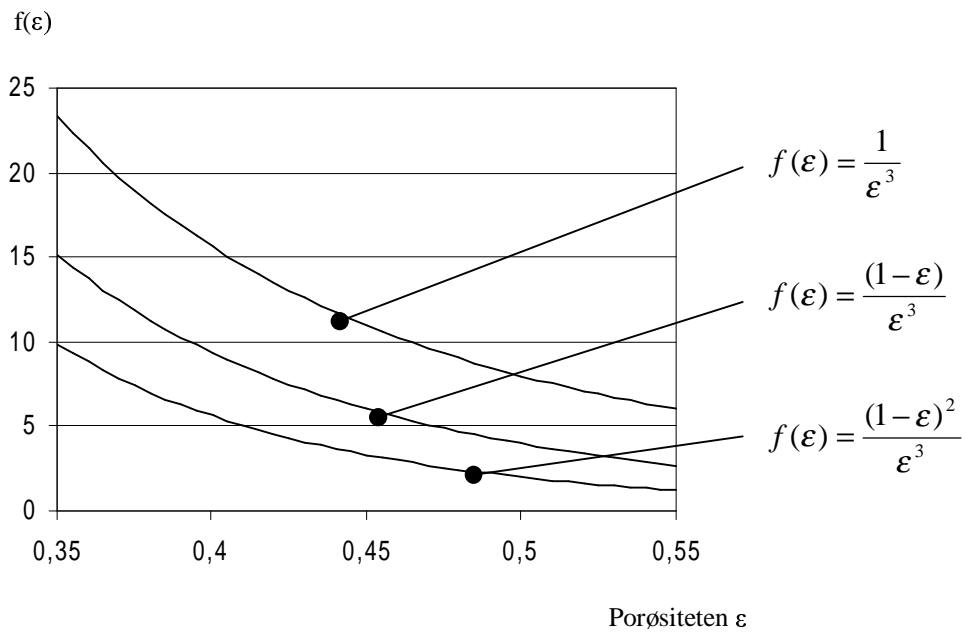
Figur 8. De omsætningsgradsafhængige led $f(X) = k_1 + k_2 X + k_3 X^{k_4}$ som funktion af omsætningsgraden X. $k_1 = 1$, $k_2 = 0.294$, $k_3 = 11,19$, $k_4 = 12.92$

Porøsitet

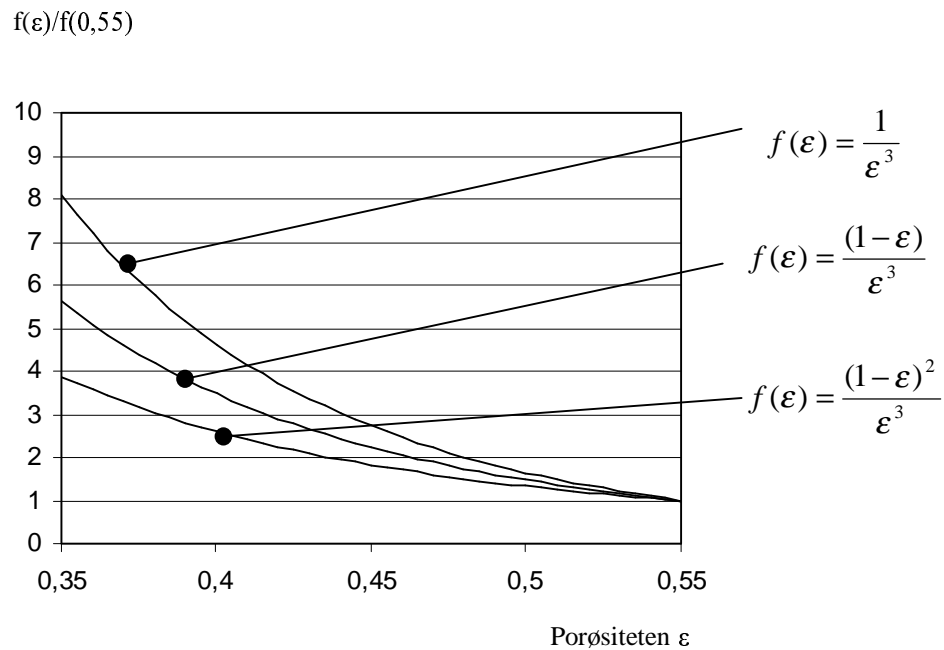
Porøsiteten (eller hulrumsandelen) kan ændres ned gennem en koksbed enten p.g.a. forskellige partikelstørrelser er blandet sammen, fordi pakningen ændres eller på grund af sodaflejringer.

Fra (ref. 1) ses at porøsiteter typisk ligger mellem 0,35 og 0,55 for koks fra flis. For lige store kugler ligger porøsiteten mellem 0,26 og 0,48. For tilfældige kuglepakninger ligger porøsiteten mellem 0,37 og 0,44. Kompakte tilfældige kuglepakninger resulterer i porøsiteter mellem 0,33 og 0,39.

Af figur 2.4 ses de forskellige porøsitetsafhængige faktorer i tryktabsudtrykket vist som funktion af porositeten. Porøsiteten er valgt, bl.a. ud fra ref. 1, til at ligge mellem 0,35 og 0,55. Det ses at de porøsitetsafhængige led har en betydelig indflydelse på tryktabet. For at kunne vurdere størrelserne indbyrdes vises de normeret i figur 2.5.



Figur 2.4. De porøsitets afhængige faktorer i de fundne tryktabsudtryk vises som funktion af porøsiteten.



Figur 2.5. De porøsitetsafhængige faktorer normeret med deres respektive værdier for $\varepsilon = 0,55$.

Sammenfatning

Der er opstillet udtryk efter Erguns ligning for det relative tryktab per længdeenhed, og tryktabet per koksomsætning per tid, såvel for den porøse partikelmodel som for skrumpemodellen.

Ved variation af porøsiteten inden for et valgt område ses en stor indflydelse på tryktabet per længdeenhed.

For den porøse partikelmodel sker der forståelig nok ingen ændringer af tryktabet per længdeenhed med stigende omsætning.

For skrumpemodellen ses en stigning i tryktabet per længdeenhed med stigende omsætningsgrad.

For alle partikelmodellerne ses at tryktabet per koksomsætning per tid stiger med stigende omsætningsgrad. Denne tendens er mindst for skrumpemodellen der antager at

koksomsætningen sker på den makroskopiske overflade og størst for den porøse model.

For alle partikelmodellerne ses at faldende reaktivitet med omsætningsgraden bevirker en forøgelse af denne tendens. Omvendt ses også at forøges reaktiviten med omsætningsgraden, reducere tendensen.

Kapitel 3

Simpel stationær koksbedmodel

Der er nu opnået en vis forståelse og fornemmelse af tryktabets afhængighed af partikkelmodel og omsætningsgrad samt af porøsiteten og af partiklernes oprindelige diameter. Det prøves nu at anvende Erguns ligning i en simpel stationær koksbed forgassermodel. Herved kan partikkelmodellernes indflydelse på tryktabet ned gennem en koksbed beskrives. Herudover kan parametre tilknyttet forgasseren (f.eks. temperaturniveau, reaktivitetsudtryk og oprindelig partikeldimension) ændres og deres indflydelse på tryktabet kan findes. Det skal selvfølgelig slås fast at dette arbejde bygger på særdeles kraftige forenklinger, så målet er primært at illustrere de forskellige parametres effekt i forhold til hinanden.

Modelopbygning

Der ses på en koksbed og følgende antagelser indføres:

Der er stationære tilstande.

Bedden har konstant tværsnitsareal i hele længderetningen.

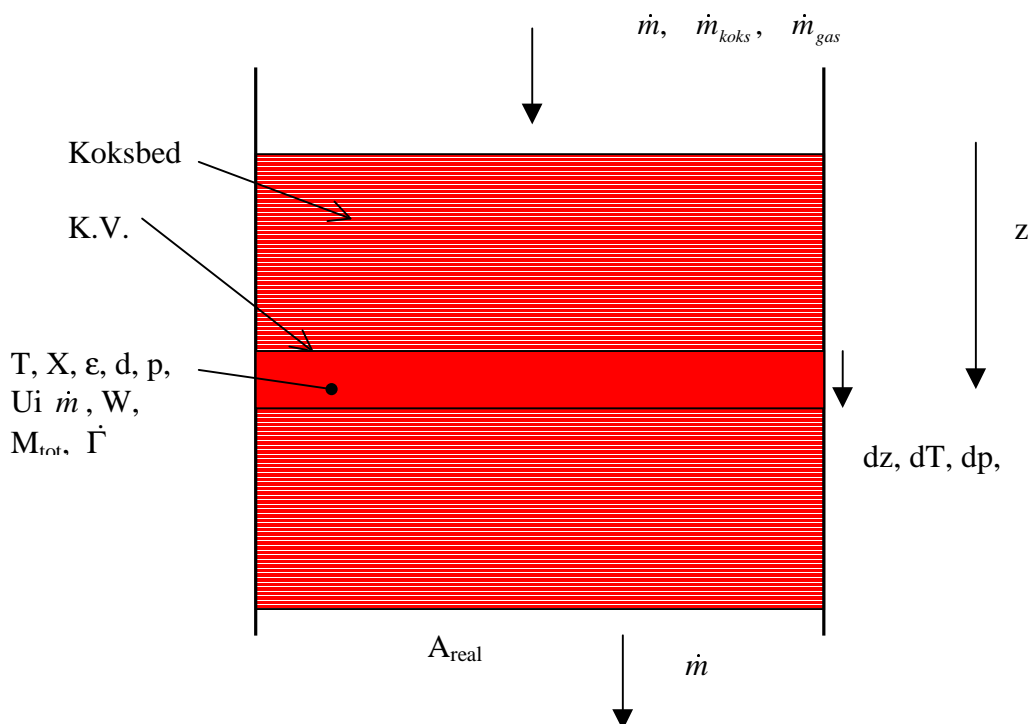
Der skelnes kun mellem massestrøm af koks og gas. Der skelnes ikke mellem gaskomponenterne.

Der er ingen varmeledning eller varmetab.

Reaktionsentalpien antages at være konstant for koksfor gasningsreaktioner overalt i koksbedden.

Reaktiviteten for koksomsætningen udtrykkes som produktet af et Arrheniusudtryk og en omsætningsgradsafhængigt faktor.

Et differentielt kontrolvolumen i koksbedden betragtes (se figur 3.1).



Figur 3.1. Der vises en koksreaktor med indtegnet differentielt kontrolvolumen .

Massebalance

For K.V gælder:

$$\frac{dM_{tot}}{dt} = \frac{d\dot{m}}{dz} dz$$

Hvilket medfører at massestrømmen er konstant.

Der opdeles i gas og koks og dette giver:

$$-\frac{d\dot{m}_{gas}}{dz} = \frac{d\dot{m}_{koks}}{dz} = \dot{\Gamma}_{koks}$$

Idet koksomsætningen per tid betegnes $\dot{\Gamma}_{koks}$.

Første hovedsætning for det differentielle kontrolvolumen giver idet arbejdsudvekslingen med omgivelserne er nul:

$$\frac{dUi}{dt} = d\dot{H} + d\dot{Q}$$

Der er tale om stationær tilstand, og idet varmeudveksling med omgivelserne antages at være nul, og idet der nu skelnes mellem gas og koks fås:

$$0 = \frac{d(\dot{m}_{koks} h_{koks})}{dz} + \frac{d(\dot{m}_{gas} h_{gas})}{dz}$$

$$0 = \dot{m}_{koks} \frac{dh_{koks}}{dz} + h_{koks} \frac{d\dot{m}_{koks}}{dz} + \dot{m}_{gas} \frac{dh_{gas}}{dz} + h_{gas} \frac{d\dot{m}_{gas}}{dz}$$

$$0 = \dot{m}_{koks} \frac{dh_{koks}}{dz} + \dot{m}_{gas} \frac{dh_{gas}}{dz} + (h_{koks} - h_{gas}) \frac{d\dot{m}_{koks}}{dz}$$

$(h_{koks} - h_{gas})$ er lig reaktionsentalpien h_r for koksomsætningen og indføres at $dh = d(c_p T)$ fås:

$$0 = \dot{m}_{koks} \frac{d(c_{p,koks} T_{koks})}{dz} dz + \dot{m}_{gas} \frac{d(c_{p,gas} T_{gas})}{dz} dz + h_r \cdot \dot{\Gamma}_{koks}$$

Da massestrømmen af koks er væsentlig mindre end af gas antages at $c_{p,koks} = c_{p,gas}$. Samtidig antages at i det betragtede temperaturområde er c_p konstant. På grund af god varmeovergangsforhold mellem koks og gas antages at $T_{koks} = T_{gas}$

Herefter fås første hovedsætning:

$$0 = \dot{m} \cdot c_p \frac{dT}{dz} dz + h_r \cdot \dot{\Gamma}_{koks}$$

Herefter fås:

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-h_r}{\dot{m} \cdot c_p} \cdot \dot{\Gamma}_{koks}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-h_r}{\dot{m} \cdot c_p} \cdot W \cdot R$$

Der kan nu indføres forskellige udtryk for reaktiviteten R og den tilknyttede aktive koksmasse W.

Porøs model

For denne model betragtes hele koksmassen i kontrolvolumet som aktivt i koksreaktionerne.

$$W = \rho_{koks} A_{real} dz$$

Reaktiviteten kan udtrykkes som

$$R = A_f e^{\frac{-E}{R_s T}} \cdot f(X)$$

Hvor f(X) er den omsætningsgradsafhængige faktor i reaktivitetsudtrykket.

Denne kan vælges f(X) = 1 eller f(X) kan vælges ud fra interne overflade modeller Ref 4. Endelig kan f(X) fastsættes ud fra eksperimentelle resultater ifølge ref 3 til

$$f(X) = k_1 + k_2 X + k_3 X^{k_4}$$

som indgår i de fundne udtryk

R W kan herved udtrykkes:

$$R \cdot W = \rho_{koks} \cdot A_{real} \cdot dz \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_s T}} \cdot f(X)$$

$$\text{Og } \rho_{kugle} = \rho_{0,kugle} (1 - X)$$

Skrupemodel

Her kan W antages at andrage hele koksmassen i kontrolvolumet. Dette bygger på antagelse om at partiklen krymper, altså trækker sig sammen under omsætningen således at dens

massefylde holdes konstant. Det er imidlertid lidt svært at forestille sig dette ske, men denne antagelse viser god overensstemmelse med observationer (se ref. 3).

En alternativ antagelse er, at den aktive koksmasse relateres til partiklernes geometriske (makroskopiske) overflade. Den aktive koksmasse W kan relateres til denne overflade i kontrolvolumet O_{bed} : $W = O_{bed} \rho_{koks} l$, hvor l er tykkelsen af det aktive kokslag ved overfladen. Massefylden af partiklen kan antages at være konstant ($\rho_{koks} = \rho_{0,koks}$) idet lagtykkelsen ifølge denne model er lille i forhold til partiklens størrelse. Ses der bort fra opkoncentrering af katalytiske askekomponenter på overfladen o.l. kan det antages at reaktivitetens omsætningsgradsafhængighed ikke ses. Reaktiviteten kan herefter skrives:

$$R = A_f e^{\frac{-E}{R_s T}}$$

Leddene W og R kan herefter udtrykkes:

$$R \cdot W = \rho_{0,koks} \cdot l \cdot O_{bed} \cdot dz \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_s T}}$$

$$\frac{O_{bed}}{V_{bed}} = \frac{6(1-\varepsilon)}{d} \quad \text{og for} \quad d = d_0(1-X)^{1/3} \quad \text{fås:}$$

$$\frac{O_{bed}}{V_{bed}} = \frac{6}{d_0} (1-\varepsilon)(1-X)^{-1/3}$$

Da

$$V_{bed} = A_{real} dz$$

Fås:

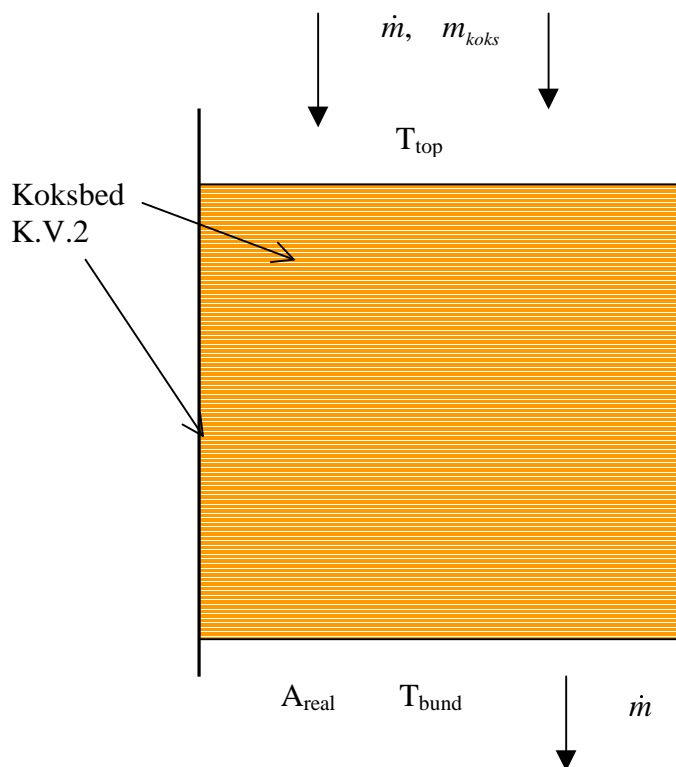
$$W \cdot R = \frac{6}{d_0} A_{real} dz (1-\varepsilon)(1-X)^{-1/3} \cdot l \cdot \rho_{0,koks} A_f e^{\frac{-E}{R_s T}}$$

Konstant reaktionsentalpi

Som tidligere nævnt antages at reaktionsentalpien for koksomsætningsreaktionerne er konstant. Da det tillige antages at c_p er konstant vil der være en lineær sammenhæng mellem X og T (se ref. 5).

$$X = \frac{T_{top} - T}{T_{top} - T_{bund}}$$

Temperaturen over koksbedden T_{top} gives som en parameter. Temperaturen under koksbedden (ved risten) T_{bund} findes ved at lægge et kontrolvolumen om hele koksbedden (se figur 3.2).



Figur 3.2. Kontrolvolumen omkring hele koksbedden.

Idet der regnes med stationær tilstand giver 1.hovedsætning:

$$0 = c_p \dot{m}(T_{top} - T_{bund}) + h_r \cdot \dot{\Gamma}_{koks}$$

Stationær tilstand og krav om at alt tilført koks omsættes giver:

$$\dot{\Gamma}_{koks} = \dot{m}_{koks}$$

indsættes dette fås:

$$0 = c_p \dot{m}(T_{top} - T_{bund}) + h_r \dot{m}_{koks}$$

og dermed

$$T_{bund} = \frac{h_r \cdot \dot{m}_{koks}}{c_p \cdot \dot{m}} + T_{top}$$

Gashastigheden (i tom reaktor) udregnes:

$$\dot{m}_{gas} = \dot{m} - \dot{m}_{koks}$$

$$\dot{m}_{gas} = \dot{m} - \dot{m}_{0,koks}(1 - X)$$

$$U = \frac{\dot{m}_{gas}}{A_{real}} \frac{1}{\rho_{gas}}$$

Anvendes idealgasligningen fås:

$$U = \frac{\dot{m}_{gas}}{A_{real}} \frac{R_g T}{p}$$

Opstilling af koksreaktormodeller

Herefter opstilles ligningssystemerne for forskellige koksreaktormodeller. Der vælges 5 forskellige modeller to efter den porøse partikkelmodel og tre efter skrumpemodellen.

Model Porøs T

Denne model antager at den porøse partikkelmodel er gældende og at partiklerne bevare sin oprindelige makroskopiske facon og volumen. Det antages yderligere at hele partiklens masse er aktiv under koksomsætning. Herudover vælges at reaktiviteten kun afhænger af temperaturen (og ikke også af omsætningsgraden).

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\rho_{koks} \cdot h_r}{\dot{m} \cdot c_p \cdot dz} \cdot A_{real} \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_g T}}$$

Idet der regnes pr. tværsnitsarealenhed fås det totale ligningssystem for denne model:

$$1) \quad \frac{dT}{dz} = \frac{-\rho_{koks} \cdot h_r}{\frac{\dot{m}}{A_{real}} \cdot c_p \cdot dz} \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_g T}}$$

$$2) \quad X = \frac{T_{top} - T}{T_{top} - T_{bund}}$$

$$3) \quad T_{bund} = \frac{h_r \cdot \dot{m}_{koks}}{c_p \cdot \dot{m}} + T_{top}$$

$$4) \quad \rho_{koks,bed} = (1 - \varepsilon) \rho_{0,koks} (1 - X)$$

$$5) \quad \frac{\dot{m}_{gas}}{A_{real}} = \frac{\dot{m}_{0,gas}}{A_{real}} + \frac{\dot{m}_{0,koks}}{A_{real}} \cdot X$$

$$6) \quad U = \frac{\dot{m}_{gas}}{A_{real}} \frac{R_g T}{p}$$

$$7) \quad \frac{dp}{dz} = U \cdot 150 \mu \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d^2} + U^2 \cdot 1,75 \rho_{gas} \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{1}{d}$$

$$8) \quad d = d_0$$

Model Porøs TX.

Denne model antager at den porøse partikkelmodel er gældende og at partiklerne bevare sin oprindelige makroskopiske facon og volumen. Det antages yderligere at hele partiklens masse er aktiv under koksomsætning. Herudover vælges at reaktiviteten afhænger af både temperaturen og af omsætningsgraden.

Ligningssystemet er som det forrige bortset fra ligning 1) der bliver til at se ud som følger og erstattes hermed.

$$1,2) \quad \frac{dT}{dz} = \frac{-\rho_{koks} \cdot h_r}{\frac{\dot{m}}{A_{real}} \cdot c_p \cdot dz} \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_g T}} \cdot f(x)$$

$$f(X) = k_1 + k_2 X + k_3 X^{k_4}$$

Ligningssystemet for skrumpemodellerne opstilles

Model Skrumpe T.

Det antages at partiklen skrumper under koksomsætningen og bevarer sin oprindelige massefylde. Yderligere antages at hele koksmassen er aktiv i reaktionerne (partiklen trækker sig sammen, kryber,) Reaktiviteten antages kun at afhænge af temperature (og ikke af omsætningsgraden).

Ligningssystemet er som for porøs model T bortset fra ligning 4) og ligning 8). Disse erstattes af følgende:

$$4.2) \quad \rho_{koks,bed} = (1 - \varepsilon) \rho_{0,koks}$$

og

$$8.2) \quad d = d_0 (1 - X)^{\frac{1}{3}}$$

Model Skrumpe TX.

Det antages at partiklen skrumper under koksomsætningen og bevarer sin oprindelige massefylde. Yderligere antages at hele koksmassen er aktiv i reaktionerne (partiklen trækker sig sammen, kryber,) Reaktiviteten antages både at afhænge af temperature og af omsætningsgraden.

Ligningssystemet er som for Skrumpe T bortset fra ligning 1. Denne erstattes af følgende:

$$1,2) \quad \frac{dT}{dz} = \frac{-\rho_{koks} \cdot h_r}{\frac{\dot{m}}{A_{real}} \cdot c_p \cdot dz} \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_g T}} f(x)$$

$$f(X) = k_1 + k_2 X + k_3 X^{k_4}$$

Model Skrumpe TO

Det antages i dette tilfælde at partiklen skrumper under omsætningen og at koksomsætningen sker fra partiklens makroskopiske overflade. Reaktiviteten antages kun at afhænge af temperature.

Ligningssystemet bliver som for skrupemodell T bortset fra ligning 1).

Udtrykket for den aktive masse W :

$$W = O_{bed} \cdot l \cdot \rho_{0,koks} = \frac{6}{d_0} \rho_{0,koks} A_{real} dz (1 - \varepsilon) (1 - X)^{\frac{-1}{3}} \cdot l$$

Idet $f(X) = 1$ og idet der regnes per tværsnitsarealenhed fås ved indsættelse, at ligning 1 erstattes med:

$$1.3) \quad \frac{dT}{dz} = \frac{-\rho_{0,koks} \cdot h_r}{\frac{\dot{m}}{A_{real}} \cdot c_p} \cdot \frac{6}{d_0} A_{real} (1 - \varepsilon) (1 - X)^{\frac{-1}{3}} \cdot l \cdot A_f e^{\frac{-E}{R_g T}}$$

Oversigt over modellerne ses på tabel 3.1.

	Partikelmodel	Aktiv koks under omsætning	Koksreaktiviteten afhænger af:
Porøs T	Konstant volumen	Hele koksmassen	Temp
Porøs TX	Konstant volumen	Hele koksmassen	Temp og omsætningsgrad
Skrumpe T	Konstant massefylde	Hele koksmassen	Temp
Skrumpe TX	Konstant massefylde	Hele koksmassen	Temp og omsætningsgrad
Skrumpe TO	Konstant massefylde	Ved partikeloverfladen	Temp

Tabel 3.1 Oversigt over koksreaktormodeller.

Ligningssystemerne for modellerne "Porøs T", "Porøs TX", "Skrumpe T", "Skrumpe TX" og "Skrumpe TO" løses numerisk ved hjælp af simuleringssproget SIL .

Resultaterne vises og sammenlignes.

Konstanterne er hentet hos (ref. 3) og fra erfaringer med 100 kW forgasseren (ref. 6).

For sammenlignelighedens skyld kan det fremhæves, at den koksmasse der er i koksbedden under stationære forhold ikke afhænger af partikelmodellen, men af reaktiviteten samt den koksmasse der er aktiv under omsætningen. For de modeller hvori det antages at reaktiviteten kun afhænger af temperaturen (T) er koksmassen i bedden ens (69,06 kg pr m²) . For modellerne hvori det antages at reaktiviteten afhænger af både temperaturen og omsætningsgraden (TX) er koksmængden i bedden ens (34,57 kg/m²). I den model hvor reaktiviteten sker på partiklernes makroskopiske overflade (TO), er frekvensfaktoren i reaktivitetsudtrykket korrigeret ved multiplikation med en konstant således at der opnås samme koksmasse i bedden som ved de beregninger hvor såvel temperaturen som omsætningsgraden har indflydelse på reaktiviteten (343,57 kg/m²). Herved opnås bedre sammenligningsgrundlag.

Konstanter i modellen

$$\varepsilon = 0,43$$

$$\rho_{0 \text{ koks}} = 240 \text{ kg/m}^3$$

$$h_r = -7,4 \cdot 10^6 \text{ J/kg}$$

$$T_{\text{top}} = 1473 \text{ K}$$

$$m_{0, \text{koks}}/A_{\text{real}} = 9 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s m}^2$$

$$m_{0, \text{gas}}/A_{\text{real}} = 9 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s m}^2$$

$$d_0 = 0,01 \text{ m}$$

$$c_p = 1,8 \cdot 10^3 \text{ J/kg K}$$

$$A_f = 11,45$$

$$E = 87,6 \cdot 10^4$$

$$k_1 = 1,0 \quad k_2 = 0,294 \quad k_3 = 11,19 \quad k_4 = 12,92$$

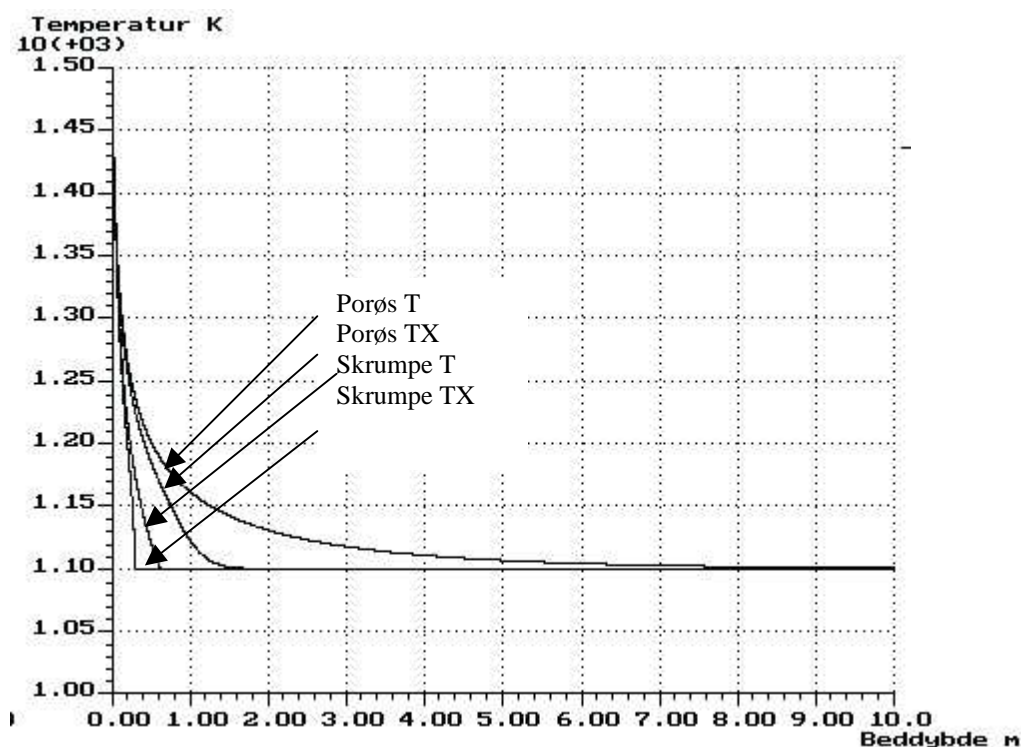
Simuleringsresultater

Her følger resultater fra simuleringen hvor de forskellige modeller anvendes. Der vises temperaturprofiler og tryktab ned gennem koksbedden (z). Der foretages variationer i udvalgte driftparametre.

Ved tryktabet forstås: $\int_0^z \frac{dp}{dz} dz$ hvor z er stedkoordinaten for koksbeddens dybde regnet fra top.

Temperaturprofil

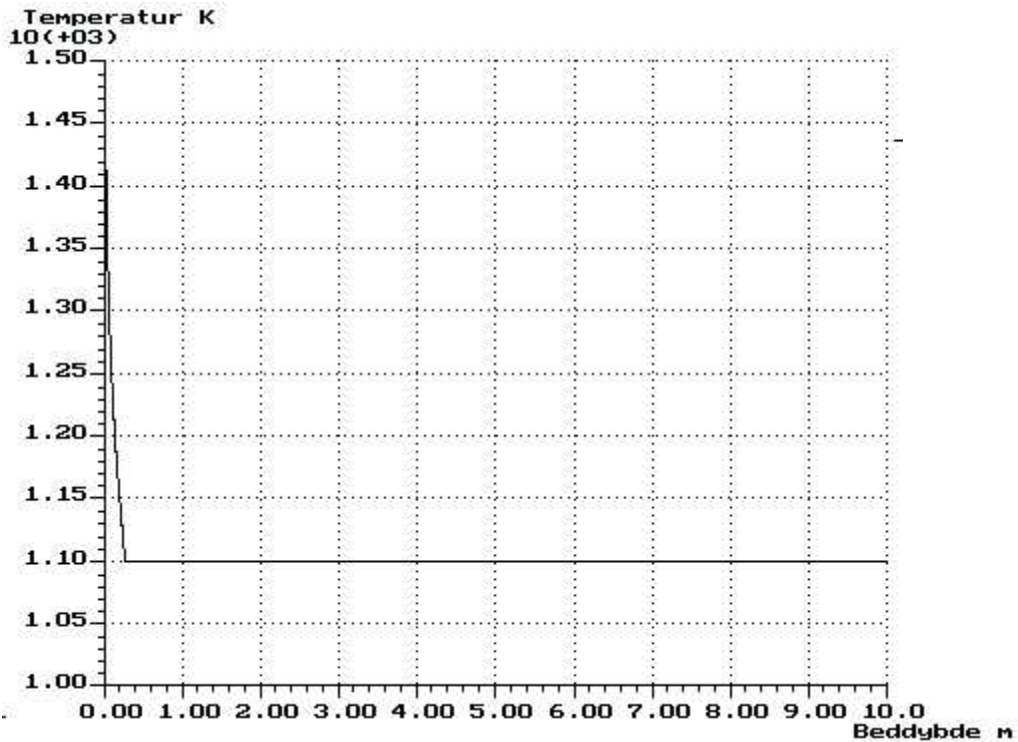
Temperaturprofil ned gennem reaktoren er vist som funktion af beddybden.



Figur 3.3. Temperaturprofil ned gennem reaktoren for fire modeller.

Koksbeddens størrelse ses som den beddybde der er nødvendig for at bundtemperaturen (den laveste temperatur) nås.

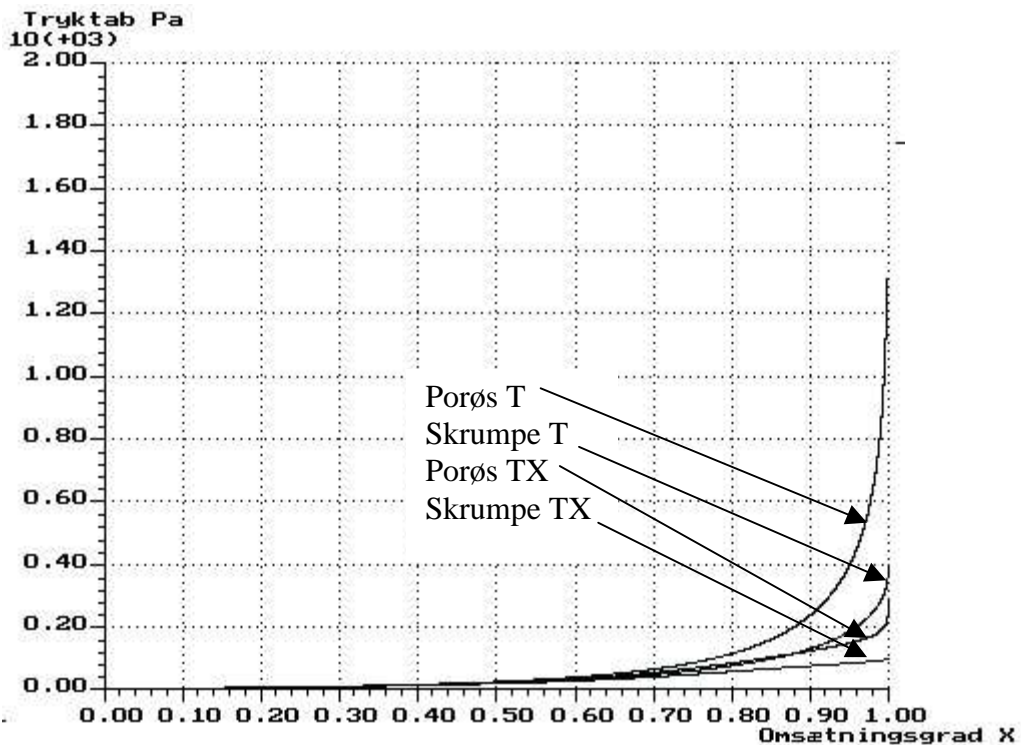
Det fremgår af figur 3.3 og 3.4, at partikkelmodellen har stor indflydelse på koksbeddens størrelse. Denne er også meget afhængig af reaktivitets afhængighed af omsætningsgraden.



Figur 3.4. Temperaturprofil ned gennem reaktoren for model Skrumpe TO.

Tryktab i koksbedden

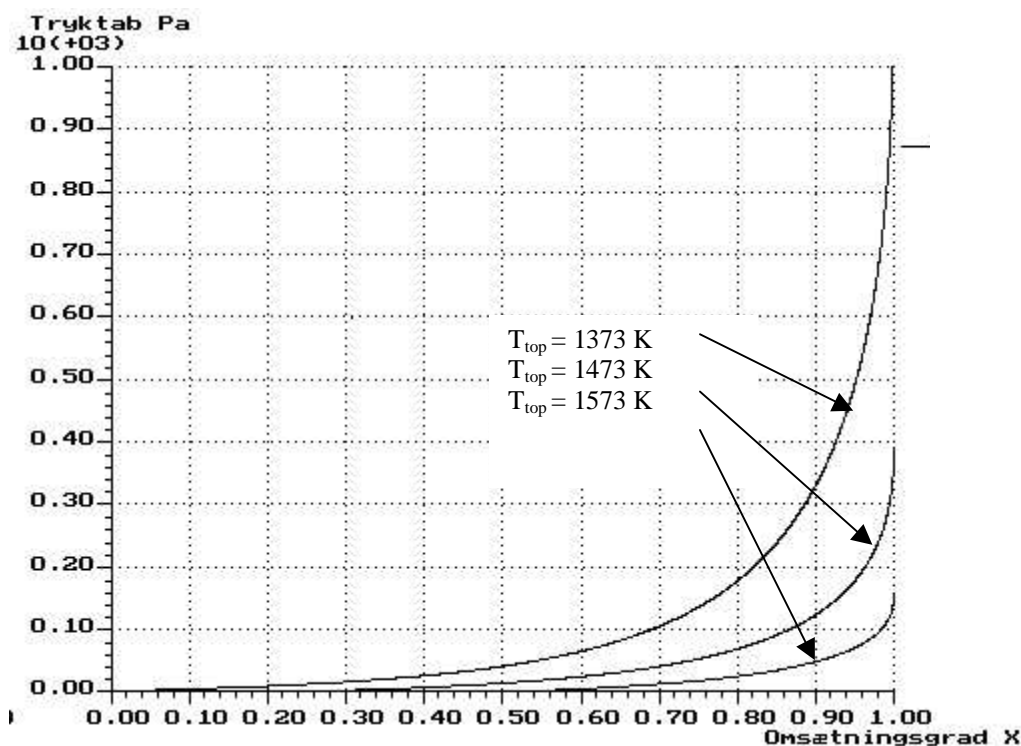
Tryktabet ned gennem koksbedden vises som funktion af omsætningsgraden.



Figur 3.5. Tryktabet ned gennem koksbedden vises som funktion af omsætningsgraden for fire forskellige modeller. For Skrumpe TO er kurven ikke vist. Den er imidlertid næsten sammenfaldende med den fra Skrumpe TX.

Det fremgår af figur 3.5 at tryktabet som funktion af omsætningsgraden er meget forskellig for de forskellige modeller. Tryktabet afhænger meget af såvel partikelmодellen som af reaktivitetsudtrykket.

På figur 3.6 varieres temperaturen i toppen af reaktoren, hvilken også er temperaturen af den tilledte reaktantgas.

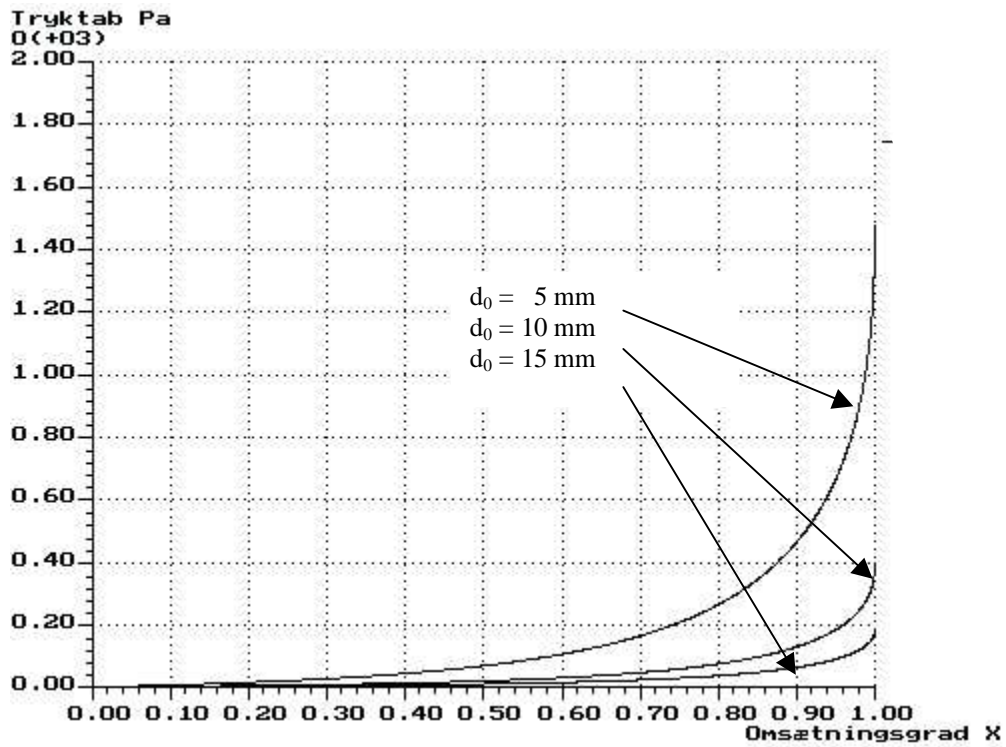


Figur 3.6. Tryktabet ned gennem koksbedden som funktion af omsætningsgraden ved forskellige temperaturer i koksbeddens top. Den anvendte model er Skrumpe T.

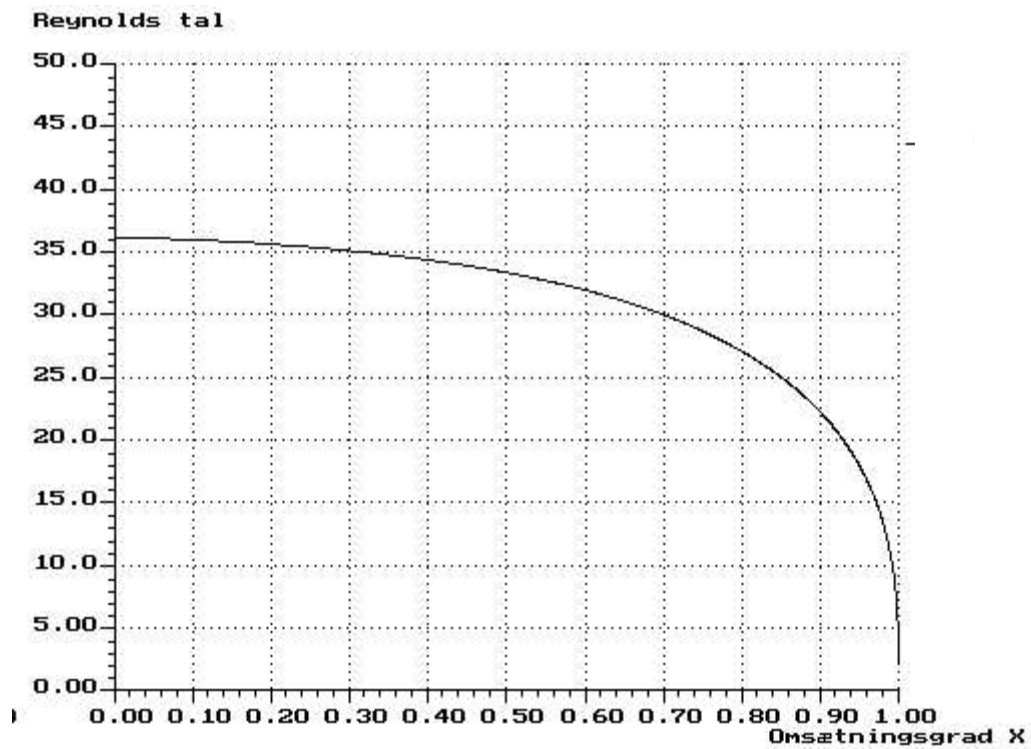
Ved stigende toptemperatur falder koksbedhøjden. Det ses af figur 3.6, at temperaturen i toppen af koksbedden har stor betydning for tryktabet. Det er valgt blot at vise resultatet for en enkelt model, Skrumpe T, idet tendensen er den samme for resultaterne fra de andre modeller.

På figur 3.7 varieres diameteren af de koks kugler der tilføres reaktoren i toppen, og tryktabet ned gennem reaktoren vises. Det ses at denne diameter har stor indflydelse på tryktabsforløbet. Det er valgt blot at vise resultatet for en enkelt model Skrumpe T idet tendensen er den samme for resultaterne fra de andre modeller.

På figur 3.8 er vist Reynolds tal som funktion af omsætningsgraden for modellen Skrumpe T, da det er de skrumpende partikler model der giver de laveste Reynolds tal (idet partikeldiameteren her falder med omsætningsgraden). Det ses at Reynolds tallet ligger i et område hvor Erguns ligning er gældende (mellem 1 og 200).



Figur 3.7. Tryktabet ned gennem koksbedden som funktion af omsætningsgraden for forskellige diametre på den tilførte koks. Den anvendte model er Skrumpe T.



Figur 3.8. Reynolds tal som funktion af omsætningsgraden for modellen Skrumpe T.

Sammenfatning

Ved sammenligning af resultaterne fra de fem modeller ses, at tryktabsstigningen forøges med X. Den mindste forøgelse ses for de modeller med skrumpende partikel modeller Skrumpe TX og Skrumpe TO.

Netop modellerne med skrumpende partikler er ifølge ref 3 dem der viser bedst overensstemmelse med eksperimenter. Herudover kan det konkluderes at der er store forskelle mellem resultaterne fra de forskellige modeller, og der kræves en bedre forståelse af hvordan partiklernes geometri ændres med X.

Det fremgår ligeledes at de undersøgte driftparametre (temperaturen i toppen af forgasseren og de tilfede partiklers diametre) har stor indflydelse på tryktabet ned gennem reaktoren.

Relationer til anlæg

De anvendte antagelser er ret omfattende, men alligevel ses at de beregnede tryktab har den rette størrelsesorden sammenlignet med erfaringsværdier fra 100 kW - Totrinsforgasseren på DTU, hvorfra hoveddata i beregningerne er anvendt. Endvidere ses generelt en kvalitativ overensstemmelse med erfaringer også fra andre forgasningsanlæg.

Ses på koksbedden i medstrømsforgassere, sker der ned gennem koksbedden et fald i temperaturen og dermed i reaktiviteten. Det fremgår også, bl.a. af ref. 6, at i visse tilfælde stiger tryktabet per længdeenhed ned gennem koksbedden. Andre erfaringer med medstrømsforgassere viser at det i visse tilfælde er nødvendigt at udtage koks i bunden for at få et tilstrækkeligt lavt tryktab.

De teoretiske beregningerne viser at når reaktiviteten falder ned gennem bedden, så forøges tryktabsstigningen med omsætningsgraden. De teoretiske beregninger bekræfter at koksudtag i bunden vil reducere tryktabet betragteligt. Beregningerne viser også, at hvis der anvendes et brændsel hvor reaktiviteten stiger med omsætningsgraden reduceres tryktabsstigningen mod bunden. Beregningerne forklarer altså at koksudtag kun er nødvendigt for visse brændsler.

For modstrømsforgassere ses generelt et mindre og mere velkontrolleret tryktab gennem reaktoren end hvad tilfældet er for medstrømsforgassere.

For Skrumpe model TO hvor omsætningen sker på partiklens makroskopiske overflade, ses en relativ lille stigning af tryktabet med omsætningsgraden. Samtidig er det nok en omsætningsform der er fremherskende ved forbrændingslignende omsætning af koksen, f.eks. i bunden af modstrømsforgasseren. Lidt højere oppe i modstrømsforgasseren, hvor de kemiske reaktioner bliver endoterme, vil modstrømmen mellem gas og koks bevirke at der er højest temperatur og dermed reaktivitet der hvor omsætningsgraden er højest. De teoretiske modeller bekræfter at netop disse forhold resultere i lavere tryktab uanset hvilken teoretisk partikelmodel der anvendes.

Konklusion

Der er under ret grove antagelser foretaget indledningsvise teoretiske betragtninger af tryktabets afhængighed af forskellige forhold i en fixed koksbed.

Der er opstillet udtryk efter Erguns ligning for tryktabet per længdeenhed, og tryktabet per koksomsætning per tid, såvel for en porøs partikelmodel som for en skrumpende partikelmodel.

Herudover er der opstillet en simpel model af en fixed koksbed under forgasning i stationær tilstand.

Ved variation af porøsiteten inden for et valgt område ses en stor indflydelse på tryktabet per længdeenhed.

For den porøse partikelmodel sker der forståelig nok ingen ændring af tryktabet per længdeenhed med stigende omsætning.

For skrumpemodellen ses en stigning i tryktabet per længdeenhed med stigende omsætningsgrad.

For alle partikelmodellerne ses at tryktabet per koksomsætning per tid stiger med stigende omsætningsgrad. Denne tendens er mindst for den skrumpende model der antager at koksomsætningen sker på den makroskopiske overflade og størst for den porøse model.

For alle partikelmodellerne ses at faldende reaktivitet med omsætningsgraden bevirker en forøgelse af denne tendens. Omvendt ses også at forøges reaktiviteten med omsætningsgraden, reduceres tendensen.

Ved sammenligning af resultaterne fra de fem modeller ses, at tryktabsstigningen forøges med X. Den mindste forøgelse ses for de modeller med skrumpende partikel model: Skrumpe TX og Skrumpe TO.

Netop modellerne med skrumpende partikler er ifølge ref 3 dem der viser bedst overensstemmelse med eksperimenter. Herudover kan det konkluderes at der er store forskelle mellem resultaterne fra de forskellige modeller, og at der kræves en bedre forståelse af hvordan partiklernes geometri ændres med X.

Det fremgår ligeledes at de undersøgte driftparametre (temperaturen i toppen af forgasseren og de tilledte partiklers diameter) har stor indflydelse på tryktabet ned gennem reaktoren.

Størrelsesordenen af de beregnede tryktab svarer til erfaringsværdier og kvalitativt stemmer modelresultaterne overens med erfaringer fra fixed bed forgasningsanlæg af såvel medstrøms- som modstrømstypen

Videre arbejde

Der skal arbejdes videre med en bedre forståelse af partikeldekomponeringen under forgasningsforhold. Der vil blive arbejdet med tryktabets afhængighed af bl.a. porøsitet, partikelblandinger, og partikelgeometri.

Der arbejdes med strømmingen under flerdimensionale og dynamiske forhold.

Yderligere fortolkning af eksisterende måleresultater vil blive foretaget bl.a. vedrørende partikelstørrelsesfordelingen, massefylden og koksomsætningsgraden ned gennem reaktoren. Eksperimentelt arbejde skal iværksættes.

Der skal arbejdes med stabilitetsforhold af en koksbed under forgasning.

Institut for Mekanik Energi og Konstruktion, DTU

Arbejdsnotat UH-1 2001.

Tryktab i koksbed under forgasning når koksen trykker sammen.

Ulrik Henriksen

Maj 2001

Indledning

Dette arbejdsnotat skal ses i sammenhæng med rapporten: MEK-ET-ES 2001-03 Forenklede teoretiske betragtninger vedrørende tryktab og koksstruktur i fixed-bed forgasningsreaktorer. Alle definitioner, antagelser mm. referere til ovennævnte rapport.

Kompression af koksbed

Der foreslås her en sådan model, hvor mekanisk sammentrykning af koksen forårsaget af tryktabet over bedden og fra vægten af det ovenpå liggende brændselaget.

Kompression af koks med forskellige omsætningsgrader X blev undersøgt indledningsvist i (ref. 5).

I ref. 6 styrken for forskellige koks.

På baggrund af resultaterne vist i ref. 5 findes at kraftpåvirkningen pr masseenhed resulterer i en given sammentrykning uanset omsætningsgraden af udgangsmaterialet.

Sammenhængen beskrives:

$$\rho_{bed} = \rho_{bed,ref} + \frac{1}{k_1} \frac{F}{A_{real}}$$

Idet $\rho_{koks,ref}$ er den massefylde koksen ville have haft hvis den ikke var komprimeret,

$$\text{dvs. } \rho_{koks,ref} = \rho_{0,koks}(1-X)$$

$$\text{og } \rho_{bed,ref} = \rho_{koks,ref}(1-\varepsilon) = \rho_{0,koks}(1-X)(1-\varepsilon)$$

Heraf fås:

$$\rho_{bed} = (1-X)(1-\varepsilon)\rho_{0,koks} + \frac{1}{k_1} \frac{F}{A_{real}}$$

Ved kraftlige vægtbetragtninger af et tværsnit i koksbedden viser at kraftpåvirkningen af koksen kan skrives:

$$\frac{F}{A_{real}}(z) = p_0 + \int_{z=0}^z \frac{dp}{dz} dz + g \int_{z=0}^z \rho_{koks}(z) dz$$

Diameteren af partiklerne kan findes på forskellig måde. Man kan forestille sig at antallet af partikler bevares, og at deres diameter udregnes ud fra bedmassefylden.

Det antages imidlertid at diameteren på partiklerne er proportional med sammentrykningen. Dvs. det antages at partiklernes antal forøges ved sammentrykningen.

Sammentrykningen foregår kun i en retning i reaktoren da der ingen bevægelse er på tværs.

Sammentrykningen er derfor proportional med forholdet mellem den massefylde koksen ville have haft hvis der ingen sammentrykning skete, og den aktuelle massefylde. Dette kan skrives:

$$\frac{\rho_{koks,ref}}{\rho_{koks}}$$

Diameteren følger derfor følgende udtryk:

$$d = d_0 \frac{\rho_{koks,ref}}{\rho_{koks}} = \frac{(1-X)\rho_{0,koks}(1-\varepsilon)}{\rho_{bed}}$$

Porøs model med kokskompression

Modellen er baseret på en porøs model men hvor koksmassefylden og partikeldiameteren påvirkes af kraftpåvirkningen.

Ligningerne er som 'Porøs model 1" men ligning 4) og 8) erstattes med følgende ligninger:

4.3)

$$\rho_{bed} = (1-X)(1-\varepsilon)\rho_{0,koks} + \frac{1}{ks} \frac{F}{A_{real}}$$

$$ks = 351 \text{ N/m}^2 \text{ kg/m}^3$$

og

$$\frac{F}{A_{real}}(z) = p_0 + \int_{z=0}^z \frac{dp}{dz} dz + \frac{g}{A_{real}} \int_{z=0}^z \rho_{koks}(z) dz$$

8,3) diameteren af partiklerne findes .

$$d = d_0 \frac{(1-X)\rho_{0,koks}}{\rho_{koks}}$$

Der opbygges en model i simuleringssproget SIL og ligningssystemet løses. Under antagelse af $f(X) = 1$ fås koksreaktormodellen Komp-1.

Resultaterne viser at tryktabet vokse med X. Tilsvarende ses at massefylden af koksbedden først falder for derefter at stabilisere sig og stiger lidt igen.

Sammenligning med disse resultater med forsøgsresultater fra uge 4 i 1998 ses en vis overensstemmelse med forløbet.

Sammenlignes med resultater fra andre forsøg ses ikke samme overensstemmelse.

koksbedhøjden er dog stadig noget høj, men indføjelse af $f(X)$ til noget andet end 1 hjælper på dette. Herved får model Komp-2.

Der er for første gang i historien givet et simpelt bud på en model der giver et bud på hvorfor tryktabsforløb og massefylde bliver som det gør samtidig med at koksomsætningsforløbet også bliver som erfaringerne viser. Se figurerne efterfølgende.

ISBN: 87-7475-249-9