

Batterie- und Brennstoffzellensysteme

BSZ-Systementwurf

André Weber

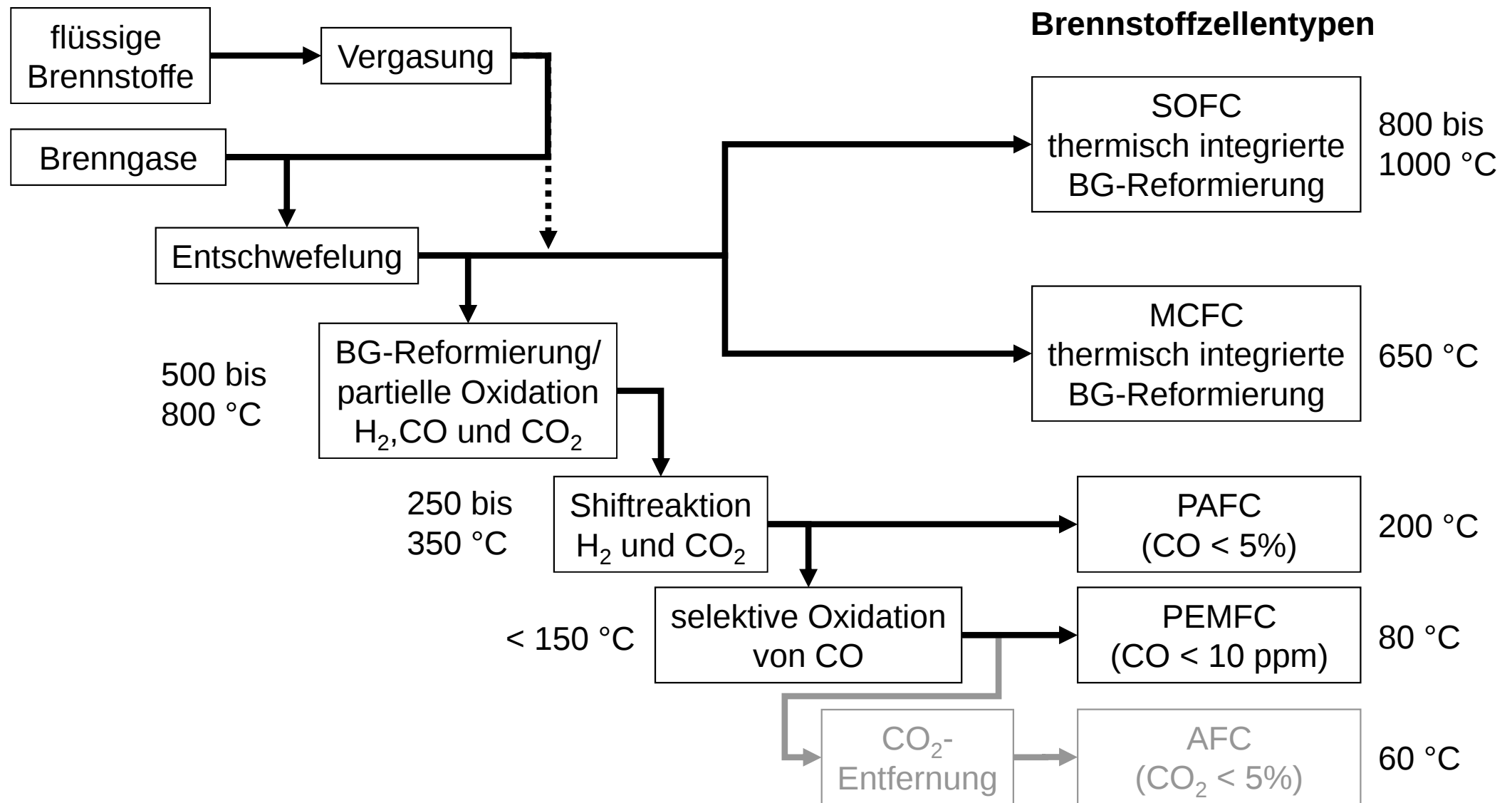
Institut für Werkstoffe der Elektrotechnik IWE
Adenauerring 20b, Geb. 50.40 (FZU), Raum 314
phone: 0721/608-7572, fax: 0721/608-7492
andre.weber@kit.edu
www.iwe.kit.edu

Institut für Werkstoffe der Elektrotechnik



- Stackmodul / Hotbox
- Brenngasversorgung
 - Entschwefelung
 - (Vor-) Reformierung
 - Luftzudosierung bei partieller Oxidation
 - Wasserdampferzeugung und -zudosierung bei (interner) Reformierung
 - Anodenabgas-Rezirkulation
- Luftversorgung
 - Verdichter, Gebläse
 - HT-Wärmetauscher
 - Startbrenner / el. Luftvorwärmung
- Nachverbrennung
 - Wärmeauskopplung, HT- und LT-Wärmetauscher
- DC/DC-Wandler, Wechselrichter

Brennstoffaufbereitung für verschiedene BSZ-Typen





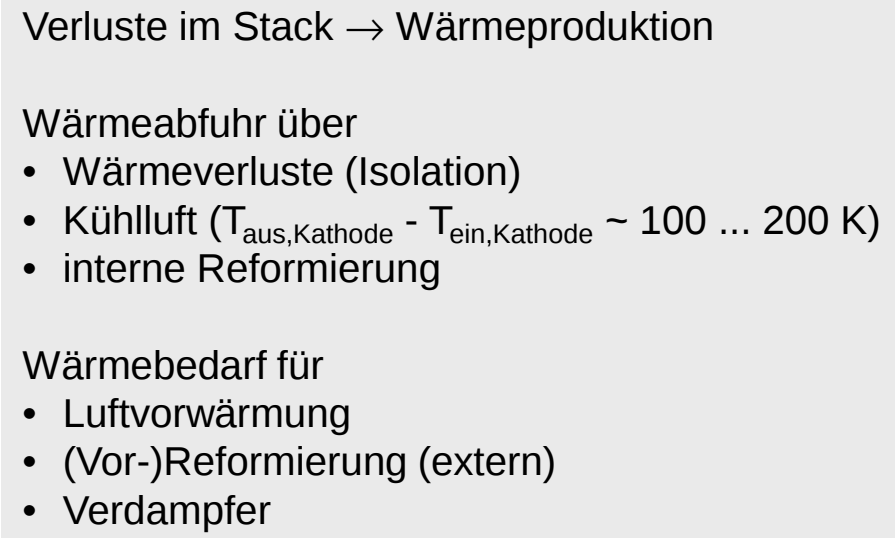
Systemtechnik

Auswirkung der internen Reformierung: Beispiel 100 kW SOFC

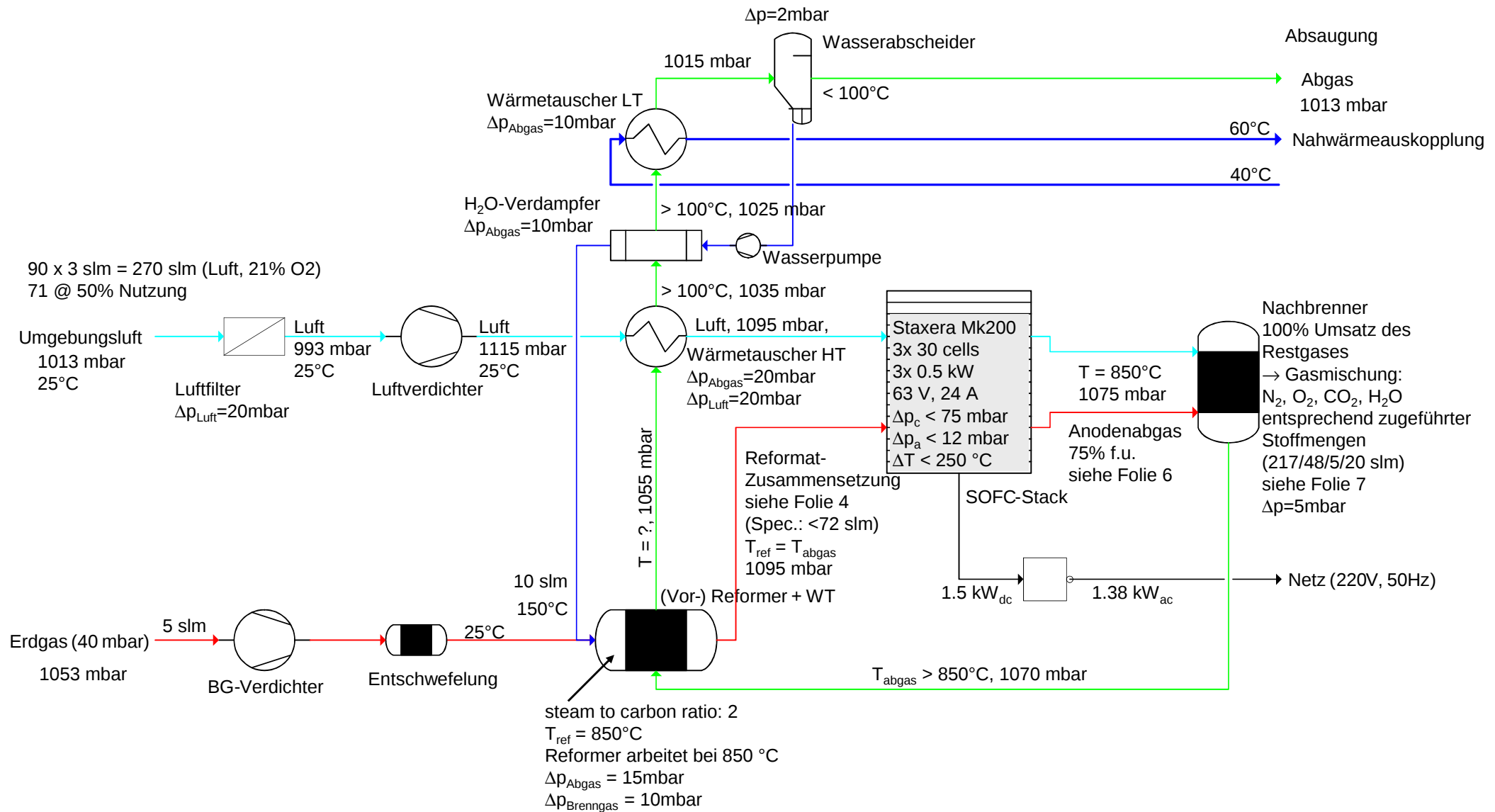
Int. Ref. grad	Luftzahl	Verdichterleistung	η_{Sys}	$P_{\text{Luftvorwärmer}}$
0 %	10	15 kW _e	38 %	410 kW _{th}
50 %	7	10 kW _e	43 %	208 kW _{th}
100 %	3	4 kW _e	49 %	90 kW _{th}

Inputdaten für die Anlagensimulation

Brennstoff:	Erdgas 100 kW (H_u)
Spannung:	0,75 V
Luft-Aufheizspanne im Stack:	100 K
Brennstoffnutzungsgrad:	80 %
Verdichter-Wirkungsgrad:	70 %
Druck	1 bar



SOFC Brennstoffzellenheizgerät (Mögliche) Verschaltung der Komponenten



Stack

1 Overview

The Staxera 30 cell stack features stamped sheet metal interconnects for low cost and electrolyte supported cells for thermal and redox stability. Low anode and cathode pressure drops help to minimize system parasitic losses, while an open cathode allows tight system integration if desired.

2 Technical Data

2.1 Performance Data

Power	~ 500 W (electric)	850°C, depending on fuel composition
Lifetime	1000 hours Degradation < 5%	
Power density	0,156 kW / liter	
Operating voltage	21 V	0.7 V/cell
Pressure drop anode	< 20 mbar	850°C fuel gas flow $\leq 0,8$ NI/min per cell
Pressure drop cathode	< 20 mbar	850°C air flow $\leq 0,8$ NI/min per cell

2.2 Stack design

Cells	Electrolyte supported	Supplied by H.C. Starck
Seals	Glass / ceramic	
Interconnectors	Stamped sheet metal	
Size	3,2 liters 182 x 168 mm 105 mm high	
Mass	< 12 kg	

2.3 Operating conditions

Operating temperature	850°C	
Furnace heating or cooling rate	$\leq 4^\circ\text{C}$ per minute	
Cathode exhaust temperature	$\leq 860^\circ\text{C}$	
Anode exhaust temperature	$\leq 860^\circ\text{C}$	Other acceptable fuels include dry natural gas CPOX reforming, steam reforming, or hydrogen
Anode inlet – exhaust temperature gradient	$\leq 250^\circ\text{C}$	
Cathode inlet – exhaust temperature gradient	$\leq 250^\circ\text{C}$	
Anode inlet – cathode inlet temperature gradient	$\leq 250^\circ\text{C}$	
Pressure difference Anode-Cathode	≤ 20 mbar	
Air flow required for cooling	~ 3 NI/min per cell	highly dependent on system surroundings and stack integration
Min. cell voltage	700 mV	per cell



30 Zellen a 16.7 W @ 0.7V $\rightarrow$ 23.81 A

Systemauslegung

Brenngasaufbereitung

Brennstoffbedarf

Stromäquivalent: 90 Zellen, 23.81 A $\rightarrow$ 2143 A @ 100% f.u.; 2857 A @ 85% f.u.
dies entspricht 4.4 slm CH₄

Der Brennstoff (Annahme: reines Methan) wird mit einem S/C-Verhältnis von 2 extern oder intern reformiert, d.h. 5 slm CH₄ + 10 slm H₂O
5 slm Methan entspricht $3.7 \cdot 10^{-3}$ mol/s
10 slm Wasser entspricht $7.4 \cdot 10^{-3}$ mol/s

Wärmebedarf Reformer + WT

Methan aufheizen: 25°C $\rightarrow$ T_{ref}

Wasser aufheizen: 120°C $\rightarrow$ T_{ref}

Reformierung @ T_{ref}: Wärmebedarf siehe Skript / Folien

Dampfreformierung: CH₄ + H₂O $\rightarrow$ CO + 3 H₂ $\Delta_R H^0_{298K} = 206,1$ kJ/mol

CO-Shift: CO + H₂O $\rightarrow$ CO₂ + H₂ $\Delta_R H^0_{298K} = -41,2$ kJ/mol

$\rightarrow$ Berechnung über Wärmekapazitäten und Reaktionsenthalpien

Wärmekapazität $C_p(T)$

Temperaturabhängigkeit der "Molwärme" C_p

[Bearbeiten]

Mit der Beziehung

$$C_p = a + b \cdot (T/1000) + c \cdot (T/1000)^2 + d \cdot (T/1000)^3$$

können im Temperaturbereich 273 K - ca. 1300 K (0-1000 °C) die Wärmekapazitäten von Gasen berechnet werden. Die Einheit [J/(mol K)] kann leicht durch Division durch die molare Masse [g/mol] in die technische Einheit [J/(g K)] umgerechnet werden. Die C_p -Werte für 25 °C wurden als Beispiele hiermit berechnet. (Anm.: auch über der flüssigen Phase eines Stoffs existiert eine messbare gasförmige Phase).

Temperaturabhängigkeit von C_p bei Gasen

Material	molare Masse in g/mol	a	b	c	d	C_p (25 °C) in J/(mol·K)	C_p (25 °C) in J/(g·K)
Wasserstoff	2,016	29,09	-0,8374	2,013	0,0000	29,0	14,4
Sauerstoff	32,00	27,96	4,180	-0,1670	0,0000	29,2	0,912
Stickstoff	28,01	28,30	2,537	0,5443	0,0000	28,8	1,03
Kohlenmonoxid	28,01	27,63	5,024	0,0000	0,0000	29,1	1,04
Kohlendioxid	44,01	21,57	63,74	-40,53	9,684	37,2	0,846
Wasser (gasförmig)	18,02	30,38	9,621	1,185	0,000	33,4	1,85
Metan	16,04	17,46	60,50	1,118	-7,210	35,4	2,21
Ethan	30,07	5,355	177,8	-68,75	8,520	52,5	1,75
n-Propan	44,10	-5,062	308,7	-161,9	33,33	73,5	1,67
n-Butan (gasförmig)	58,12	-0,05024	387,3	-201,0	40,64	98,6	1,70
n-Pentan (gasförmig)	72,15	0,4145	480,6	-255,2	52,85	122	1,70
n-Hexan (gasförmig)	86,18	1,792	570,9	-306,2	64,04	147	1,70

Systemauslegung

Brenngasaufbereitung

Brennstoffbedarf

Stromäquivalent: 90 Zellen, 23.81 A $\rightarrow$ 2143 A @ 100% f.u.; 2857 A @ 85% f.u.
dies entspricht 4.4 slm CH₄

Der Brennstoff (Annahme: reines Methan) wird mit einem S/C-Verhältnis von 2 extern oder intern reformiert, d.h. 5 slm CH₄ + 10 slm H₂O
5 slm Methan entspricht $3.7 \cdot 10^{-3}$ mol/s
10 slm Wasser entspricht $7.4 \cdot 10^{-3}$ mol/s

Wärmebedarf Reformer + WT

Methan aufheizen: 25°C $\rightarrow$ T_{ref}

Wasser aufheizen: 120°C $\rightarrow$ T_{ref}

Reformierung @ T_{ref}: Wärmebedarf siehe Skript / Folien

Dampfreformierung: CH₄ + H₂O $\rightarrow$ CO + 3 H₂ $\Delta_R H^0_{298K} = 206,1$ kJ/mol (endotherm, verbraucht Wärme)

CO-Shift: CO + H₂O $\rightarrow$ CO₂ + H₂ $\Delta_R H^0_{298K} = -41,2$ kJ/mol (exotherm, generiert Wärme)

$\rightarrow$ Berechnung über Wärmekapazitäten und Reaktionsenthalpien

Brenngasaufbereitung

Energieinhalte und Leistung

Brennstoffbedarf

Stromäquivalent: 90 Zellen, 23.81 A $\rightarrow$ 2143 A @ 100% f.u.; 2857 A @ 75% f.u.
dies entspricht 4.978 slm CH₄ $\rightarrow$ 5 slm CH₄

Leistung:

aus unterem Brennwert LHV von Methan: 32.7 MJ/m³

Heating value and flow rate: $\text{LHV}_{\text{CH}_4} := 32.7 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$ $\text{fr}_{\text{CH}_4} := 5 \frac{\text{L}}{\text{min}}$

Power: $P_{\text{CH}_4} := \text{LHV}_{\text{CH}_4} \cdot \text{fr}_{\text{CH}_4}$ $P_{\text{CH}_4} = 2.725 \text{ kW}$

$$\text{LHV}_{\text{H}_2} := 9.9 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \quad \text{fr}_{\text{H}_2} := 15.9 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

$$P_{\text{H}_2} := \text{LHV}_{\text{H}_2} \cdot \text{fr}_{\text{H}_2} \quad P_{\text{H}_2} = 2.624 \text{ kW}$$

$$\text{LHV}_{\text{CO}} := 11.5 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \quad \text{fr}_{\text{CO}} := 4.04 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

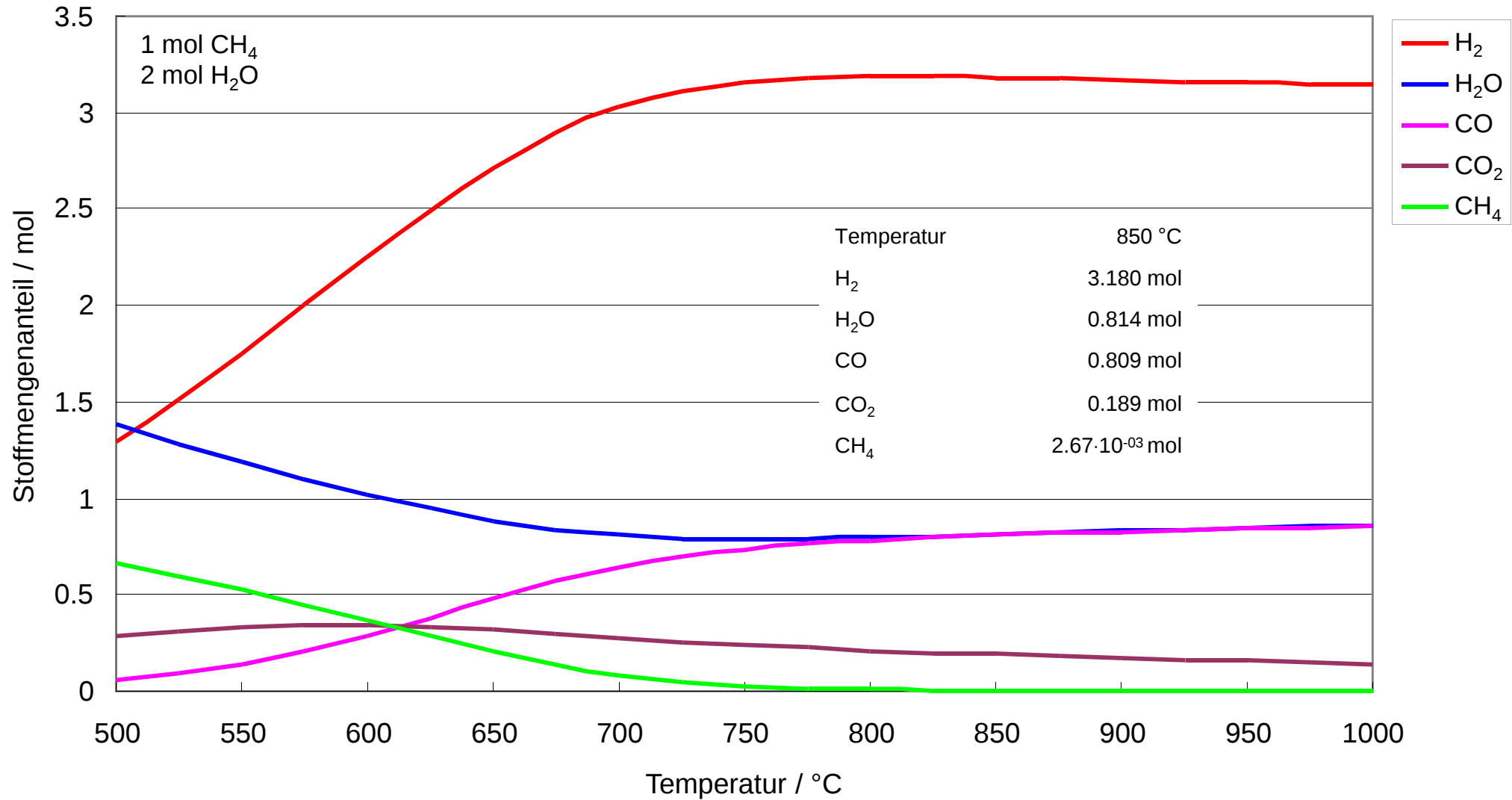
$$P_{\text{CO}} := \text{LHV}_{\text{CO}} \cdot \text{fr}_{\text{CO}} \quad P_{\text{CO}} = 0.774 \text{ kW}$$

$$P_{\text{Ref}} := P_{\text{H}_2} + P_{\text{CO}} \quad P_{\text{Ref}} = 3.398 \text{ kW}$$

$$\Delta P_{\text{Ref}} := P_{\text{Ref}} - P_{\text{CH}_4} \quad \Delta P_{\text{Ref}} = 0.673 \text{ kW}$$

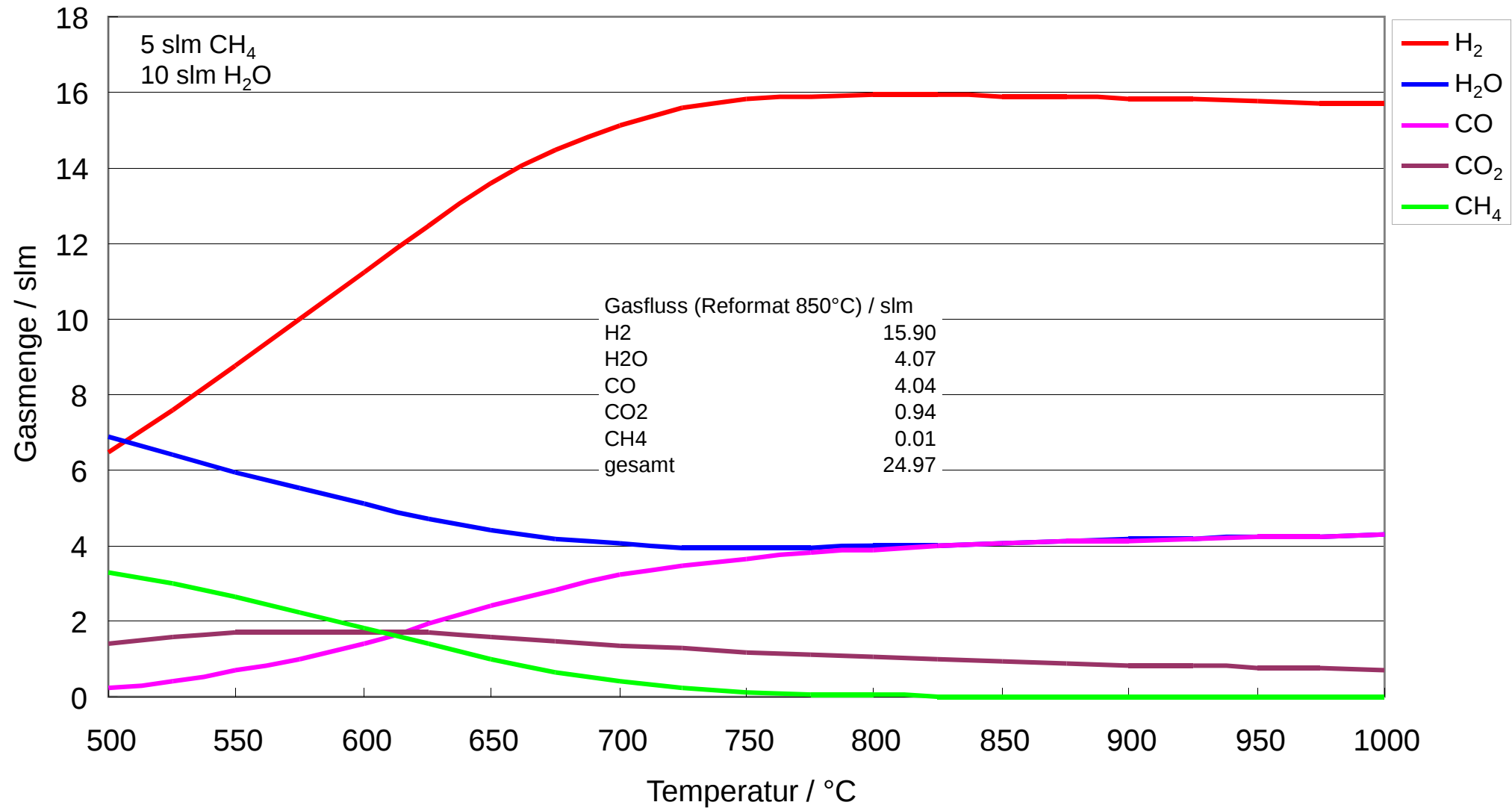
Brenngasaufbereitung

Gleichgewichtszusammensetzung (Dampfreformierung, S/C = 2)



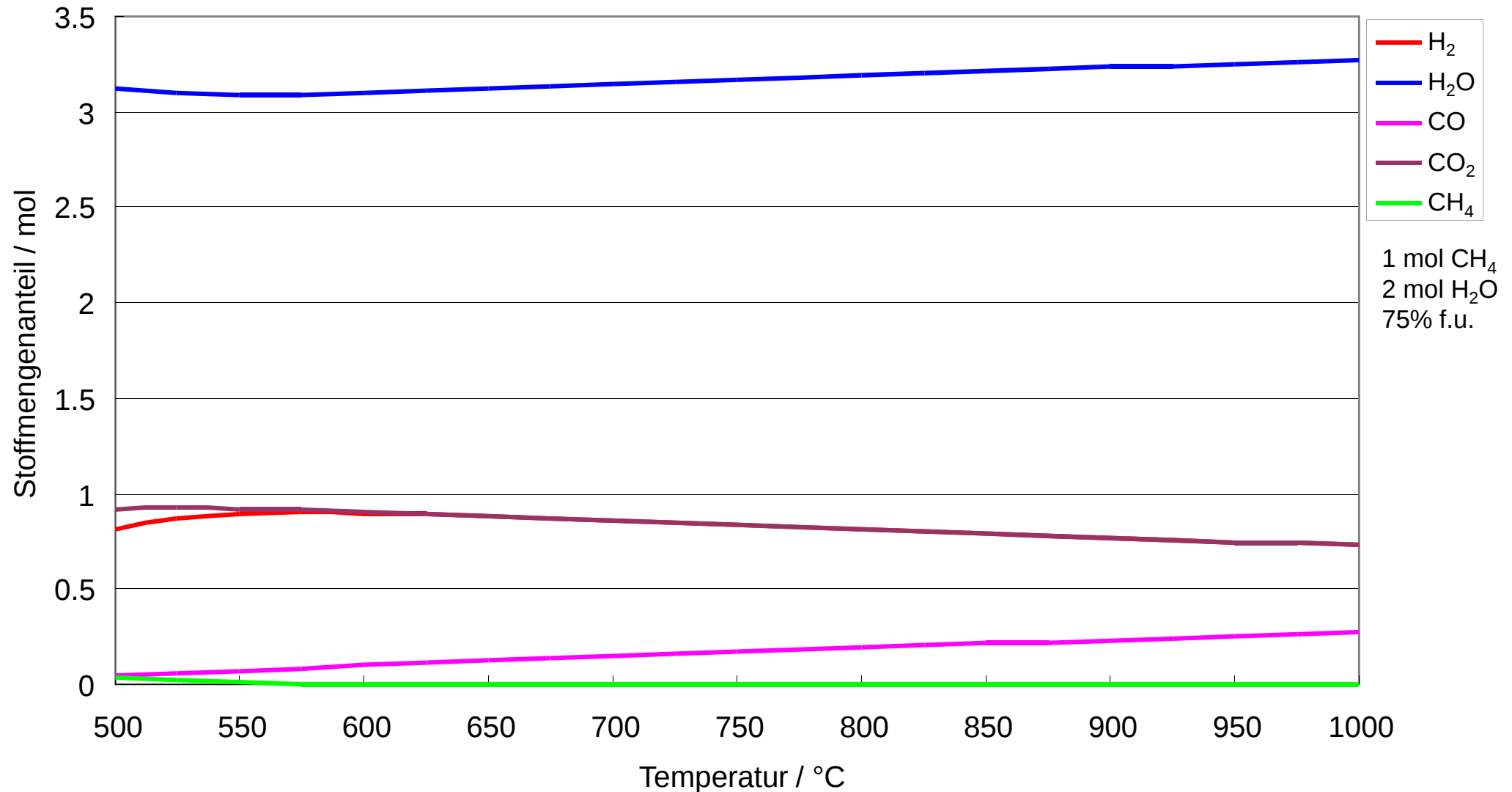
Brenngasaufbereitung

Gasfluss Reformat (Dampfreformierung, S/C = 2)



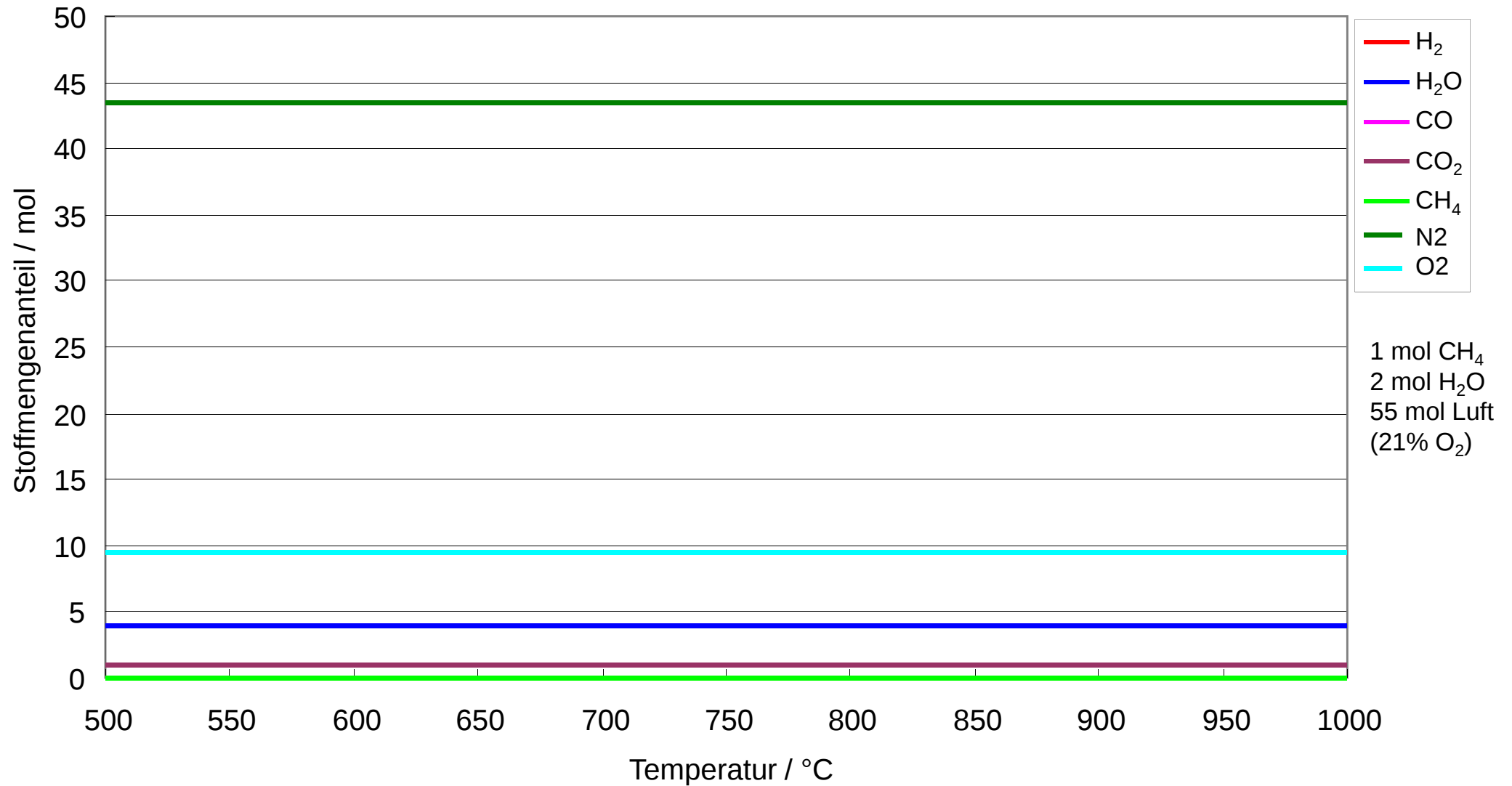
Brenngasumsatz

Gleichgewichtszusammensetzung des Anodenabgases



Brenngasumsatz

Gleichgewichtszusammensetzung des Nachbrennerabgases



Systemauslegung

Luftzufuhr

Luftbedarf:

3 slm pro Zelle, 270 slm für 3 Stacks

Annahme: Luft wird im Stack von 650 auf 850 °C erwärmt

dies benötigt eine Leistung von 1233 W (siehe rechts),
d.h., der Stack wird mit 1233 W Leistung gekühlt

$$\text{O}_2: \quad c_{p\text{O}_2}(T) := \left[27.96 + 4.18 \frac{T}{1000\text{K}} - 0.167 \left(\frac{T}{1000\text{K}} \right)^2 \right] \cdot \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

$$\text{N}_2: \quad c_{p\text{N}_2}(T) := \left[28.3 + 2.537 \frac{T}{1000\text{K}} - 0.5443 \left(\frac{T}{1000\text{K}} \right)^2 \right] \cdot \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$$

$$c_{p\text{air}}(T) := 0.21 \cdot c_{p\text{O}_2}(T) + 0.79 \cdot c_{p\text{N}_2}(T)$$

$$T_0 := 923\text{K}$$

$$T_1 := 1123\text{K}$$

$$w_{\text{th}} := \int_{T_0}^{T_1} c_{p\text{air}}(x) \, dx \quad w_{\text{th}} = 6.138 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

$$f_{r\text{air}} := 270 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

$$m_{f\text{air}} := f_{r\text{air}} \cdot \frac{1}{22.4 \frac{\text{L}}{\text{mol}}} \quad m_{f\text{air}} = 0.201 \text{mol s}^{-1}$$

$$p := w_{\text{th}} \cdot m_{f\text{air}} \quad p = 1.233 \times 10^3 \text{W}$$

analoge Berechnung von Wärmekapazität und Heiz-/
Kühlleistung für andere Komponenten